



Faculté : TECHNOLOGIE
Département : GENIE DES PROCÉDES
Domaine : SCIENCES ET
TECHNOLOGIES
Filière : INDUSTRIES
PETROCHIMIQUES
Spécialité : GENIE PETROCHIMIQUE

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master
Thème:

Essais pour l'amélioration du rendement de la separation du
Benzène par différents solvants (Application Aspen Hysys)

Présenté par : Rabhallah Afaf
Benrouba Imtinane

Encadrant : Guechi EL Khamsa Prof UNIVERSITE BADJI MOKHTAR - ANNABA

Jury de Soutenance :

N. KHATACHE	Dr	UNIVERSITÉ BADJI ANNABA MOKHTAR -	Président
N. ZABAT	Pr	UNIVERSITÉ BADJI ANNABA MOKHTAR -	Examineur

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciements

Le plus grand merci s'adresse au bon Dieu, le tout puissant
de nous avoir accordé le courage, la volonté, la patience et la
santé pour accomplir ce travail.

Nous tenons à adresser nos vifs remerciements à notre
Promotrice Madame **Guechi El-Khamsa** qui nous a soutenus
tout au long de ce travail. Pour sa Compétence et
disponibilité à tout instant et surtout ses orientations.

Nous remercions également les membres de jury d'avoir
accepter d'évaluer notre travail.

Nos remerciements aussi s'adressent au **Dr Ferkous Hamza et Melle Daroui Hanine** pour
leurs disponibilités durant ce travail modeste

Nous rendons grâce à tous les enseignants du département
de génie des procédés , qui nous ont suivis durant notre cursus .

Dédicace

De projet fin d'étude est dédié à **mes chers parents, mon oncle**
et, qui m'ont toujours poussé et motivé dans mes études. Sans
eux, je n'aurais certainement pas fait d'études longues. Ce
projet fin d'étude représente donc l'aboutissement du soutien et
des encouragements qu'ils m'ont prodigués tout au long de ma
scolarité.

C'est un moment de plaisir de dédier cet œuvre, à **mes**
sœurs et mes frères, en signe d'amour, de
reconnaissance et de gratitude pour le dévouement et les
sacrifices dont vous avez fait toujours preuve à mon égard.

Dédicace

De projet fin d'étude est dédié à **mes chers parents**
et, qui m'ont toujours poussé et motivé dans mes études. Sans
eux, je n'aurais certainement pas fait d'études longues. Ce
projet fin d'étude représente donc l'aboutissement du soutien et
des encouragements qu'ils m'ont prodigués tout au long de ma
scolarité.

C'est un moment de plaisir de dédier cet œuvre, à **ma**
sœur et mon frère, en signe d'amour, de
reconnaissance et de gratitude pour le dévouement et les
sacrifices dont vous avez fait toujours preuve à mon égard.

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale

PARTIE I : Partie théorique

Introduction générale	1
Introduction.....	3
I.1 raffinerie de Skikda(ral/k).....	3
I.1.1 situation géographique.....	3
I.1.2 Présentation des différentes unités de production.....	4
I.1.2.1 unités de distillation atmosphérique U10/11.....	4
I.1.2.2 unités de séparation et traitement des gaz U30-3104.....	5
I.1.2.3 unités de platforming U100 et 103.....	5
I.1.2.4 Unité de séparation du paraxylène U400.....	5
I.1.2.5 Unité de production de bitume U70	5
I.1.2.6 Unité d'extraction des aromatique U200.....	5
I.1.3 Description des différentes colonnes de l'unité U200.....	6
II. Extraction des aromatiques.....	8
II.1 introduction.....	8
II.2. Les sources d'hydrocarbures aromatiques.....	9
II.3. Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques.....	10
II.4. Procèdes d'obtention des hydrocarbures aromatiques.....	11
II.4.1.Les différents types de solvants.....	12
II.4.1.1.Propriétés physiques.....	12
II.4.2.Choix du solvant d'extraction.....	12
II. 5. Domaines d'utilisation des hydrocarbures aromatiques.....	14
II.5.1 Benzène.....	14
II.5.2 Toluène.....	15
II.5.3 Xylènes et éthylbenzène	

PARTIE II : Simulation

Introduction.....	16
II.1 Détermination de la teneur en famille d'hydrocarbures.....	16
II.1.1 Méthode basée sur des calculs empiriques.....	17
II.2. Simulation.....	18
II.2.1 logiciel HYSYS version 8.....	18
II.2.2 Les caractéristiques de logiciel HYSYS version 8.....	18
II.2.3 Simulation du procédé d'extraction des aromatique en utilisant différents solvants.....	19
II.2.4 Les étapes de la simulation.....	19
II.2.4.1 Choix du système de séparation.....	19
II.2.4.2 Choix du modèle thermodynamique.....	19
II.2.4.2.1 Modèle thermodynamique.....	19
II.2.4.2.2 Le modèle NRTL.....	20
II.2.4.3 Conditions opératoires	20
II.3 Différents solvants utilisés pour l'extraction du benzène.....	20
II.3.1 Critères de sélection des solvants.....	20
II.3.1.1 Le Di-éthylène Glycol.....	21
II.3.1.1.1 Simulation de l'extraction du benzène, heptane par le solvant DEG.....	21
II.3.1.1.2 Description la simulation du procédé d'extraction des aromatiques par solvant.....	23
II.3.1.1.3 Les effets des conditions opératoires sur le rendement de l'extraction (benzène, heptane) par différents solvants.....	23
➤ Effet de la température pour l'extraction du benzène par DEG.....	23
➤ Effet de la pression pour l'extraction du benzène par DEG.....	24
II.3.1.2 Le diméthyle sulfoxyde (DMS).....	25
II.3.1.2.1 Les effets des conditions opératoires sur le rendement de l'extraction (benzène, heptane) pour le solvant DMS.....	28
➤ Effet de la température pour l'extraction du benzène par DMS.....	28
➤ Effet de pression par simulation pour l'extraction du benzène par DMS.....	29
II.3.1.3 Le di-Ether	30
II.3.1.4 Tétraméthylènesulfone.....	32
II.3.1.4.1 Les effets des conditions opératoires sur le rendement de l'extraction (benzène, heptane) pour le solvant SUL.....	34
➤ Effet de la température pour l'extraction du benzène par SUL.....	34
➤ Effet de pression par simulation pour l'extraction du benzène par SUL.....	35
II.4 La régénération des solvants	36
II.4.1 la régénération de solvant DEG.....	36
II.4.1.1 Description la régénération du procédé d'extraction des aromatiques par solvant (DEG).....	37
II.4.2. La régénération de solvant DMS	38
II.4.2.1 Description la régénération du procédé d'extraction des aromatiques par solvant (DMS).....	38

II.4.3 Régénération de solvant (SUL).....	39
II.4.3.1 Description la régénération du procédé d'extraction des aromatiques par solvant (Sul).....	40
II.5 La comparaison entre les solvant.....	41
II.6 Comparaison de la Quantité de benzène et heptane pour les différents solvants.....	43
II.7 les propriétés physico-chimiques.....	44
II.8 la Sèlectivité de solvant.....	44
II.9 Comparaison économique.....	45
Conclusion.....	45
Conclusion gènèrale.....	46
Référence bibliographique.....	47

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda[1].....	03
Figure I.2 : Schéma général de la raffinerie de Skikda.....	08
FigureII .1 : le choix des espèce chimiques.....	21
FigureII .2 : le choix de modèle thermodynamique.....	21
Figure II.3 : les résultats de la simulation d'extraction du benzène par le solvant DEG.....	22
Figure II.4 : schéma de simulation d'extraction liquide liquide du benzène par le solvant DEG.....	23
FigureII.5 : effet de température pour le solvant DEG.....	23
FigureII.6 : les résultats de l'effet de la température par simulation pour DEG.....	24
FigureII.7 :L'effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par DEG	24
FigureII .8 : les résultats de l'effet de la pression par simulation pour DEG.....	25
FigureII.9 : le choix des espèces chimiques pour l'extraction du benzène par DMS.....	25
FigureII.10 : le choix de modèle thermodynamique pour le DMS.....	26
FigureII.11 : les résultats de la simulation d'extraction du benzène par DMS.....	26
FigureII.12 : schéma de la simulation du procédé d'extraction liquide- liquide du benzène par DMS.....	27
FigureII.13 : effet de température par simulation pour l'extraction du benzène par DMS	28
FigureII.14 : les résultats de l'effet de la température par simulation pour l'extraction du benzène par DMS.....	28
FigureII.15 : effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par DMS.....	29
FigureII.16 : les résultat de l'effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par DMS.....	29
FigureII .17 : Choix des espèces chimiques.....	30
FigureII.18 : Choix du modèle thermodynamique.....	30
FigureII.19 : les résultats de la simulation d'extraction liquide liquide du benzène par le solvant die-Ether.....	31
FigureII.20 : schéma de la simulation d'extraction liquide- liquide du benzène par le solvant die-Ether.....	31
FigureII.21 : le choix des espèces chimiques pour le solvant SUL.....	32
FigureII.22 : choix du module thermodynamique (Non-Random Two Liquid).....	32
FigureII.23 : Les resultats de la simulation d'extraction du benzène de solvant SUL.....	33
FigureII.24 : Schéma de la simulation d'extraction liquide liquide du benzène par SUL.....	33
FigureII.25 : effet de température par simulation pour l'extraction du benzène par SUL.....	34
FigureII.26 : les résultats de l'effet de la température par simulation pour l'extraction du benzène par SUL.....	35
FigureII.27 : L'effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par SUL....	35
FigureII.28 : les résultats de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par SUL.....	36
FigureII.29 : Schéma du procédé d'régénération des aromatique par solvant DE glycol conçu par le simulateur Aspen HYSYS V8.....	36
Figure II.30 : les résultats de régénération colonne (T 101) de solvant DEG.....	37

FigureII.31 : les résultats de régénération colonne (T102) de solvant DGE.....	37
FigureII.32 : Schéma du procédé de régénération des aromatique par solvant DMS conçu par le simulateur Aspen HYSYS V8.....	38
FigureII.33 : les résultats de régénération colonne (T102) de solvant DMS.....	38
FigureII.34 : les résultats de régénération colonne (T101) de solvant DMS.....	39
FigureII.35 : Schéma du procédé de régénération des aromatique par solvant SUL conçu par le simulateur Aspen HYSYS V8.....	39
FigureII.36 : les résultats de régénération colonne (T 101) de solvant SUL.....	40
FigureII.37 : les résultats de régénération colonne (T102) de solvant SUL.....	40

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1: Composition massique des hydrocarbures aromatiques.....	10
Tableau I.2 : Les concentrations maximales des substances toxiques dans l'air pour un travail quotidien en huit heures [8].....	11
Tableau I.3 : Propriétés physiques des produits aromatiques [6].....	11
Tableau I.4 : Conditions opératoires de l'extraction par solvants des composés aromatiques.....	13
Tableau I.5 : Propriétés des principaux solvants d'extraction des aromatiques.....	14
Tableau II.1: densité, indice de réfraction, le point d'aniline et les teneurs en familles d'hydrocarbures de la coupe pétrolière (avant l'extraction).....	17
Tableau II.2: les conditions opératoires des solvants.....	20
Tableau II.3 : Les conditions d'utilisation des solvants pour l'extraction du benzène par DEG.....	20
Tableau II.4: Conditions d'utilisation des solvants pour l'extraction du benzène par DMS.....	22
Tableau II.5 : Conditions d'utilisation des solvants pour l'extraction du benzène par SUL.....	27
Tableau II.6 : Résultats de simulation de la colonne d'extraction (T-100) de la phase extrait pour les différents solvants étudiés.....	41
Tableau II.7: Résultats de simulation de la colonne d'extraction (T-100) de la phase Raffinat pour les différents solvants étudiés.....	41
Tableau II.8: Résultats de la simulation de la colonne de distillation (T-101) pour les procédés avec des solvants.....	42
Tableau II.9: Résultats de la simulation de la deuxième colonne de distillation (T-102) pour les procédés avec des solvants.....	42
Tableau II.10: Taux de régénération des solvants colonne T(102) (benzène, solvant).....	43
Tableau II.11: Taux de régénération des solvants colonne T(101) (heptane ,solvant).....	43
Tableau II.12 : Quantité de benzène et heptane pur récupérer à la fin d'extrait du procédé de DMS.....	43
Tableau II.13: Quantité de benzène et heptane pur récupérer à la fin d'extrait du procédé de Sul.....	43
Tableau II.14: Quantité de benzène et heptane pur récupérer à la fin d'extrait du procédé de DEG.....	43
Tableau II.15 comparaison entre les différentes propriétés physico-chimique de les trois solvants.....	44
Tableau II.16: Résultats de calculs de la sélectivité ($S_{\text{benzène/Heptane}}$) et du coefficient de distribution($D_{\text{Benzène}}$) Pour les différentes solvants.....	45
Tableau II.17: comparaison économique entre les différentes solvants.....	45

INTRODUCTION GENERALE

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

L'industrie du pétrole a mis en œuvre plusieurs méthodes de séparation des aromatiques soit des coupes pétrolières légères ou bien de coupes lubrifiantes, parmi ces méthodes il y a l'extraction liquide-liquide.

Le principe de l'extraction liquide-liquide est basé sur la différence de solubilité des produits aromatiques et non aromatiques dans les solvants polaires. Le solvant sélectif doit avoir un intervalle de miscibilité dans le diagramme des phases, une basse viscosité et une densité relativement élevée. L'extraction par solvant est particulièrement bien adaptée à la séparation de constituants par familles chimiques.

Pour qu'il y ait une bonne extraction, il faut que le solvant utilisé possède certaines caractéristiques comme un bon pouvoir solvant et une bonne sélectivité. Au niveau des procédés industriels différents solvants efficaces sont utilisés tels que : le diméthylsulfoxyde, le diéthylène-glycol, le sulfolane et le N-méthylpyrrolidone,. Le procédé nécessite un apport énergétique assez important, car la régénération de ces solvants se fait par distillation.

Dans notre travail on a proposé une simulation d'une unité de traitement d'un groupe d'hydrocarbures comme exemple le benzène dont les produits sont très recherchés sur le marché car ils représentent une grande importance dans l'industrie pétrochimique. La simulation pour l'extraction du benzène comme exemple d'hydrocarbures en utilisant différents solvants industriels : glycols di-éthylène (DEG), N-méthylpyrrolidone (NMP), le tétraméthylènesulfone (sulfolane) ou le diméthylsulfoxyde (DMS), suivis par une comparaison entre les résultats obtenus par ces différents solvants testés par cette simulation. La régénération par simulation de ces solvants a été aussi prise en considération dans cette étude.

Le manuscrit est structuré de la façon suivante :

-La première partie est qu'elle s'agit d'une recherche théorique qui expose une présentation raffinerie de Skikda (RA1K) en précisant l'unité de l'extraction des aromatiques (U200) et l'extraction des aromatiques en utilisant différents solvants.

-La deuxième partie dans laquelle, on va proposer la simulation en appliquant le Logiciel Aspen HYSYS pour l'extraction Liquide-liquide en appliquant quatre solvants différents et aussi des

essais ont été faites sur l'effets des conditions opératoires sur l'extraction du benzène. Puis pour l'économie de ces procédés, on a essayé de le régénérer aussi par simulation.

-Et ce mémoire est achevé par une conclusion générale

INTRODUCTION

Notre stage a été effectué au niveau de la raffinerie de Skikda. Dans ce qui suit on va présenter ainsi que la raffinerie de Skikda communément appelée RA1K.

I.1 RAFFINERIE DE SKIKDA (RA1/K)

Le complexe de raffinerie de pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (18 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an) [1].

I.1.1 situation géographique

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par le brut venant de Hassi Messaoud. Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km [1].

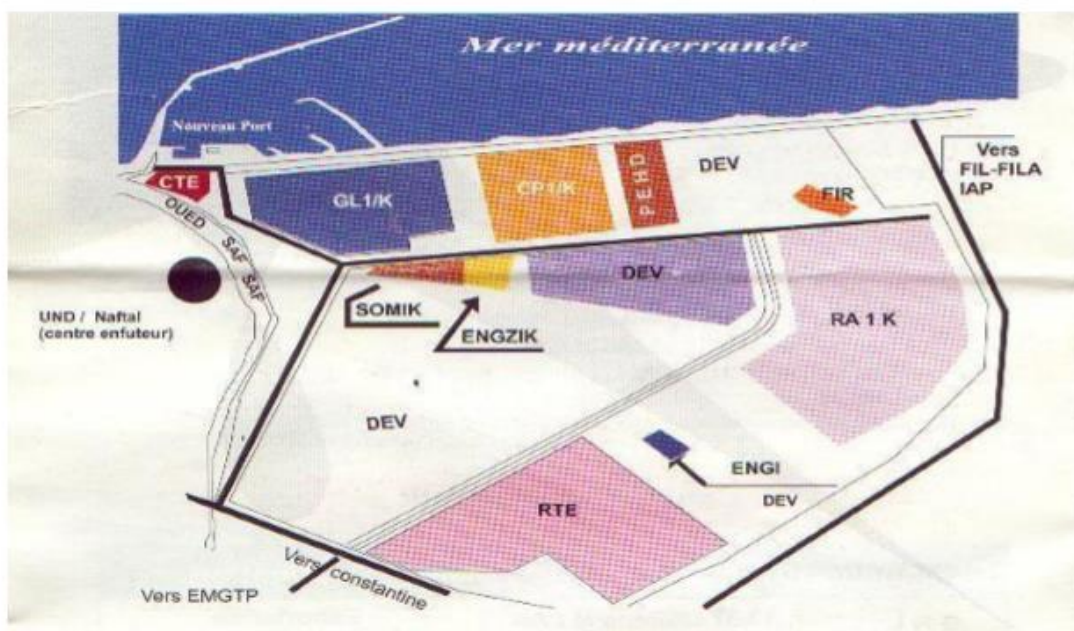


Figure I.1 : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda[1]

La raffinerie est équipée des installations suivantes :

- Unité 10/11: distillation atmosphérique (TOPPING)
- Unité 100: prétraitement et de reformage catalytique (MAGNAFORMING); (avant réhabilitation).
- Unité 101/103: prétraitement et de reformage catalytique (PLATFORMING).
- Unité 30/31 et 104: traitement et séparation des gaz (GPL).
- Unité 200: extraction des aromatiques.
- Unité 400: cristallisation et séparation du para xylène.
- Unité 500: isomérisation de m, ortho xylène en para xylène.
- Unité 700/701/702/703: isomérisation du naphta léger A.
- Unité 70: distillation sous vide (Production des bitumes)

Les utilités sont :

- Unité 600: stockage, mélange et expédition (MELEX).
- Unité 62: déminéralisation des eaux.
- Unité 1050: centrale thermique électrique et utilités (C. T. E).
- Unité 900: purification de l'hydrogène.

I.1.2 Présentation des différentes unités de production [1]]

I.1.2.1 unités de distillation atmosphérique U10/11

Le topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud.

I.1.2.2 unités de séparation et traitement des gaz U30-31-104

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

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

I.1.2.3 unités de platforming U100 et 103

L'unité 100 appelé auparavant Magnaforming, elle utilisait un catalyseur à base de magnésium. Actuellement, les deux unités ont le même type de catalyseur à base de platine, les deux unités ont pour but de transformer la Naphta moyenne obtenue du Topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

I.1.2.4 Unité de séparation du paraxylène U400

Cette unité est conçue pour récupérer le paraxylène un produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de magnaforming (avant réhabilitation), elle permet par cristallisation de séparer le paraxylène des autres xylènes (métha-ortho) et éthyle-benzène. Le paraxylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylènes pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

I.1.2.5 Unité de production de bitume U70

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI). Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est devise en deux parties, une partie vers le stockage et L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

I.1.2.6 Unité d'extraction des aromatique U200

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement de la colonne C5 (l'unité 100)

I.1.3 Description des différentes colonnes de l'unité U200 [2]

Les différentes colonnes de l'unité U200 sont les suivantes :

1. Colonne d'extraction (RDCI)

La colonne à plateaux (RDC1) a été réalisée en vue du processus de séparation par solvant. L'action de la colonne RDC est essentielle pour une bonne récupération des aromatiques. La récupération peut être améliorée en augmentant le rapport solvant/charge ou en augmentant la vitesse de rotation de RDC, toute fois l'utilisation d'extraction augmente avec le poids moléculaire de HC, la solubilité est plus affectée.

2. Colonne de lavage du raffinat (RDC2)

Cette colonne RDC2 a presque la même description que la colonne RDC1, elle ne se différencie d'elle que par le nombre de plateaux (RDC2 a 40 plateaux par contre la RDC1 a 70 plateaux). Dans la colonne RDC2. On fait lavage du raffinat. Le but de ce lavage est la récupération du solvant, ce dernier se trouve dissout dans le raffinat à la sortie RDC1. on peut augmenter la récupération du sulfolane comme solvant en augmentant la vitesse de la colonne RDC2, jusqu'à ce qu'il arrive à sa limite, on ajoute de l'eau à un intervalle pour compenser les pertes par évaporation.

3. Colonne de stripping de l'extrait (C3)

La colonne C3 est une colonne de distillation. L'opération de distiller l'extrait est essentielle pour obtenir une faible teneur de non aromatique dans les aromatiques qui ne doit pas dépasser 1%. Les impuretés (non aromatiques) sont éliminées dans le stripper des aromatiques (stripper de l'extrait), en présence du sulfolane. Les impuretés bouillent plus facilement que les aromatiques et constituent le produit de tête de la colonne avec la présence d'une petite quantité d'aromatique soit 10 à 50%. Le produit de tête est renvoyé vers le fond de la colonne C1, alors que le produit de fond de la C3, constitué essentiellement de solvant, d'aromatiques et de 0.01% de non aromatiques est renvoyé vers la colonne de récupération des aromatiques. La colonne C3 comporte 25 plateaux à clapets.

4. Colonne de stripping de l'eau (C4)

L'opération de stripping de l'eau sert à enlever les petites quantités d'hydrocarbures qui se sont dissoutes dans l'eau. Ces hydrocarbures finissent, si on ne les enlève pas, dans le produit de tête de la colonne de récupération en des aromatiques et contaminent le produit BTX. On contrôle la température en réglant le by-pass de l'échangeur E6. La colonne C4 comporte 10 plateaux à clapets.

5. Colonne de récupération des aromatiques (C5)

La fonction principale de la colonne C5 est la séparation du solvant des aromatiques. Il est prévu un reflux de manière à garder la teneur en solvant du produit de tête assez faible.

L'extraction a lieu à une température assez basse afin d'éviter la décomposition du solvant. La colonne est contrôlée en réglant le reflux et la chaleur de rebouillage. On injecte de la vapeur d'eau pour aider les aromatiques à monter vers la tête de la colonne. Il faut ajouter la monoéthanolamine (MEA), base organique, au solvant pauvre de cette colonne quand le pH est inférieur à 6. Sous l'effet de la chaleur, le sulfolane comme solvant se décompose en plusieurs composés notamment sulfurés qui forment en général des acides. La colonne C5 comporte 30 plateaux à clapets (colonne sous vide).

6. Colonne de régénération du solvant(C6)

Cette colonne de distillation fonctionne sous vide créé par l'éjecteur J₂. Son but est la régénération du solvant afin d'éliminer en particulier les produits de décomposition. Le solvant régénéré est envoyé à l'extraction. Cette colonne contient quatre plateaux.

7. Colonne à la terre

Avant le fractionnement, le benzène et le toluène sont soumis à un traitement aux terres activées ou les composés non saturés contenus dans la charge initiale et les produits de décomposition du sulfolane comme solvant sont éliminés par adsorption. Ces colonnes fonctionnent à une température bien déterminée. Le rôle de la colonne à la terre est de retenir les impuretés et laisser uniquement les aromatiques pures. Le traitement aux terres activées a pour but principal la décoloration par l'élimination des substances en suspension colloïdales des composés est impuretés et la stabilité de la couleur des produits.

8. Colonne de la section fractionnement

Dans les colonnes de benzène et toluène, deux variables sont importantes :

- A- le taux de reflux : la pureté du produit de tête augmente si on augmente le taux de reflux, mais on diminue ainsi la qualité du produit de fond.
- B- le température de fond : la pureté du produit de fond augmente si on augmente cette température, mais on diminue ainsi la qualité du produit de tête.

En résumé : l'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures.

- ☐ Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnées à l'aide d'un solvant sélectif.
- ☐ Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillations [3].

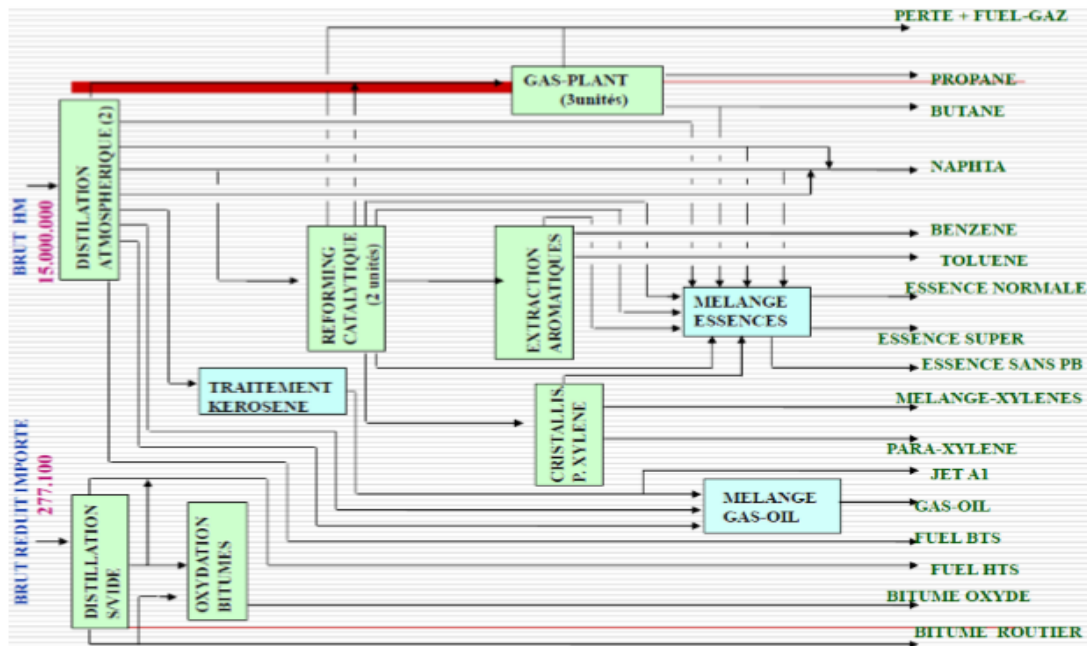


Figure I.2 : Schéma général de la raffinerie de Skikda

II. EXTRACTION DES AROMATIQUES

II.1. Introduction

Les hydrocarbures aromatiques de la première génération les plus utilisés sont : le benzène, le toluène et les trois isomères de xylènes qui occupent une place particulière. Les tonnages les plus significatifs de ces produits non séparés sont consommés pour la fabrication des carburants. A l'état pur, ils servent également de matières premières pour de nombreuses synthèses pétrochimiques. Plus de 90% des BTX (benzène, toluène, xylène) produits dans le monde proviennent des unités de conversion de coupes pétrolières et principalement du reformage catalytique et du vapocraquage du naphta.

Pour pouvoir être commercialisés, les BTX (benzène, toluène, xylène) doivent répondre à des spécifications de pureté très sévères [4]

Il existe de nombreuses techniques pour extraire à un haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites soit dans le vapocraquage, soit dans le reforming catalytique. Parmi ces traitements, on distingue l'extraction par solvant des hydrocarbures aromatiques qui se trouvent en mélange avec les paraffines et les naphènes dans la coupe légère du reformat [5].

Les aromatiques sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule générale « C_nH_{2n-6} », ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de (benzène, toluène, xylène) et leurs dérivés. Si la teneur de ces hydrocarbures est d'environ 35% dans le pétrole, on dit qu'il est aromatique [6].

L'installation d'extraction d'aromatique a été projetée pour extraire de l'essence reformée légère des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en Benzène et Toluène très pur. La charge est constituée par la coupe de reformat léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne 100-C-5 splitter de reformat.

La charge est constituée essentiellement de C6 et C7 soit 67% des paraffiniques, et 33% d'aromatiques ; Leurs points d'ébullition étant très proches, ce qui rend la séparation quasiment impossible par distillation ; On procède donc à un type différent de séparation qui est l'extraction avec un solvant) [3].

II.2. LES SOURCES D'HYDROCARBURES AROMATIQUES

Le gaz naturel et les fractions pétrolières obtenues après le fractionnement primaire du brut par distillation sont principalement constitués d'hydrocarbures saturés, paraffines et naphthènes, dont la réactivité chimique s'avère médiocre. Pour améliorer, il faut s'adresser à des hydrocarbures insaturés de nature aliphatique et aromatique qui, en raison de leurs possibilités réactionnelles nombreuses, présentent sur le plan de la synthèse organique une souplesse de fonction exceptionnel. Le vapocraquage consiste en pyrolyse d'hydrocarbures selon la charge utilisée, une coupe C₄ riche en butadiène et une coupe C₅ à forte teneur en aromatiques et plus particulièrement en benzène et à l'origine du reformage catalytique par suite, cette distinction, liée à la sévérité des conditions opératoires. En raison, d'une part de l'accroissement des besoins en carburants de hautes performances, plus rapide que celui du benzène, toluène ou xylène pour la chimie, d'autre part à la recherche d'un indice d'octane élevé, c'est-à-dire d'une augmentation de la teneur en aromatiques des reformats. D'une manière générale, le reformage catalytique reste un procédé de raffinage. En ce qui concerne le goudron, la distillation sous- vide en présence de vapeur surchauffée fournit des différentes coupes dont les benzols donnent par distillation le cyclopentane, le benzène ; le toluène et les xylènes [6] .

Tableau I.1: Composition massique des hydrocarbures aromatiques.

Hydrocarbures	% massique
Benzène	65
Ethyle benzène	02
Toluène	18
Xylène	6
Légers	02

II.3. PROPRIETES PHYSICO-CHIMIQUES DES HYDROCARBURES AROMATIQUES

Les benzéniques ont tous une odeur, d'où le nom d'aromatiques. Ils sont aussi toxiques. A 20 °C et à la pression atmosphérique, les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphthalène est solide. Le benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants, des liquides incolores d'odeur aromatique, mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité. Le benzène provoque la destruction des globules rouges (Tableau I.2). Les propriétés physiques des BTX et du l'ethyl-benzène sont regroupés dans le Tableau I.3 [5].

La production industrielle du benzène est issue de façon environ égale de trois procédés chimiques :

- Le reformage catalytique,
- L'hydro-désalkylation du toluène
- Le vapocraquage

Les hydrocarbures benzéniques sont stables vis-à-vis de l'air et des réactifs. La réactivité s'amorce à des températures supérieures à 50°C.

Les hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) fassent partie des hydrocarbures aromatique ils constituent de par leur toxicité à très faible dose, un groupe différent des autres hydrocarbures aromatiques. Les HAP purs sont des solides habituellement colorés, cristallins à la température ambiante. Les propriétés physiques des HAP varient selon leur masse moléculaire et leur structure [7].

Tableau I.2 : Les concentrations maximales des substances toxiques dans l'air pour un travail quotidien en huit heures [8]

HC	Benzène	Toluène	Xylènes
Concentrations maximales (ppm)	10	10 ²	10 ³

Tableau I.3 : Propriétés physiques des produits aromatiques [6]

Aromatiques	Masse moléculaire(g/mol)	Densité relative	Pt de fusion (°C)	Pt d'éb (°C) à 0,1 MPa	Solubilité dans l'eau	Point d'éclair (°C)
Benzène	78,1	0,878	5,5	80,1	insoluble	-11
Toluène	92,1	0,866	-59,4	110,6	insoluble	4
P.Xylène	106,2	0,861	-13,3	138,3	insoluble	25
Ethyle-benzène	106,2	0,867	-95	136,2	insoluble	27

II.4. PROCÉDES D'OBTENTION DES HYDROCARBURES AROMATIQUES

Aussi parmi les procédés d'obtention des hydrocarbures aromatiques citons :

A-Le reforming catalytique,

B-Steam- cracking c'est la pyrolyse des hydrocarbures mélangés à la vapeur d'eau des tubes chauffés par des brûleurs, s'est universellement répandue et constitue actuellement le procédé quasi unique de fabrication des oléfines. Cette technique, généralement sert également à la fabrication des hydrocarbures aromatiques en particulier le benzène.

C- Extraction des hydrocarbures aromatiques

Les techniques employées pour extraire à haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites par des procédés de raffinage sont nombreuses. On peut citer, l'adsorption la cristallisation, absorption, la distillation azéotrope ou extractive et par solvant qui est notre but pour cette étude.

Le principe de l'extraction liquide-liquide est basé sur la différence de solubilité des produits aromatiques et non aromatiques dans les solvants polaires. Le solvant sélectif doit avoir un intervalle de miscibilité dans le diagramme des phases, une basse viscosité et une densité

relativement élevée.

L'extraction par solvant est particulièrement bien adaptée à la séparation de constituants par familles chimiques. Dans le domaine du pétrole elle est appliquée de longue date et à très grande échelle pour la dés-aromatisation des gazoles et des huiles lubrifiantes, le dés-asphaltage des coupes lourdes et l'extraction des aromatiques BTX. Les grandes industries telles que l'hydrométallurgie, le nucléaire et la chimie organique y ont largement recours [9].

II.4.1. Les différents types de solvants

Les solvants des procédés industrialisés sont, soit des glycols : les di-, tri-, et tétra-éthylènes glycols, soit les amides : la N- méthylpyrrolidone (NMP), la N- formylmorpholine (NFM), soit des dérivés oxygénés de molécules soufrés comme le diméthylsulfoxyde (DMSO) ou la tétraméthylènesulfone (sulfolane). Ils possèdent évidemment les propriétés générales des solvants industriels.

II.4.1.1. Propriétés physiques

On peut noter que les solvants ont :

- 1-Une température de cristallisation suffisamment basse pour qu'ils puissent être mis en œuvre sans complication d'appareillage.
- 2-Une température d'ébullition nettement supérieure à celle du xylène ($\approx 140^\circ \text{C}$) qui est généralement le moins volatil des aromatiques à extraire.
- 3-Une densité proche ou supérieure à 1,1, ce qui assure un différentiel de densité avec les hydrocarbures de la charge favorable à une décantation convenable des phases et au bon fonctionnement des extracteurs.
- 4-Une viscosité qui peut être élevée à température ordinaire, notamment pour les glycols, mais qui est toujours inférieure à 2,5m Pa.s à la température d'utilisation dans l'extracteur et qui est par conséquent favorable à une température de transfert de matière rapide.

II.4.2.Choix du solvant d'extraction

L'extraction liquide-liquide utilise des solvants polaires capables de dissoudre les composés aromatiques et d'être peu miscibles avec les hydrocarbures paraffiniques et naphténiques.

Le choix du solvant d'extraction se base sur plusieurs propriétés :

- A-** Le solvant doit avoir une densité aussi différente que possible de celle de la charge et une viscosité faible.
- B-** Le solvant doit avoir une température d'ébullition suffisamment différente de celle des produits aromatiques et une bonne stabilité thermique. En effet cette température et la quantité en circulation déterminent les besoins énergétiques lors de la régénération du solvant.

C-Le solvant doit permettre la zone de non-miscibilité (domaine de concentration dans lequel il existe deux phases en équilibre) avec les charges à traiter.

Plusieurs procédés sont utilisés industriellement pour l'extraction des composés aromatiques. Les solvants utilisés dans certains procédés ainsi que les conditions opératoires de l'extraction sont représentés sur le tableau (I.4) suivant [10] :

Tableau I.4 : Conditions opératoires de l'extraction par solvants des composés aromatiques

Procédé	Solvant	Conditions d'extraction	solvant/matière première
Udex (UOP-Dow)	Diéthylglycol	130-150°C 5- 8 bar	6-8 / 1
Sulfolane (shell-UOP)	Sulfolane	100°C 2bar	3-6 /1
Arosolvau(Lurgi)	N-méthyl pyrrolidone	20-40°C	4-5 /1
IFP	Diméthylsulfoxyde	20-40°C 1bar	3-5/1

Il existe trois méthodes d'extraction au solvant [8]:

□ **Extraction à un étage**

La matière est traitée par toute la quantité nécessaire du solvant à la fois, ensuite la solution est bien mélangée à la température du procédé et après la décantation on sépare les deux phases est effectué par distillation.

Il n'est pas possible avec un seul étage d'extraction d'obtenir une séparation complète des éléments de la charge et quelques soit le procédé utilisé, il ne sera pas possible d'obtenir un composant de la charge à l'état pur. Ainsi, il sera nécessaire d'opérer différemment pour obtenir un raffinat plus riche en produit indésirable.

□ **Extraction à multi-étage**

C'est une série de traitement en un étage, dans chaque étage on traite le raffinat obtenu dans l'étage précédent par le solvant pur, on obtient quelque fraction d'extrait et un seul raffinat final

□ **Extraction à contre-courant .**

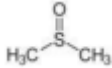
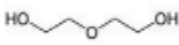
Selon le mode d'écoulement des liquides deux types de contre-courant sont à considérer :

1-Le contre-courant à contact discontinu : correspond au fonctionnement d'une suite discontinue d'étages de contact.

2- Le contre-courant à contact continu : il est obtenu dans les appareils de remplissage type colonne RDC. Ces deux phases s'écoulent en restant toujours en contact.

Le Tableau I.5 représente les propriétés des principaux solvants d'extraction des aromatiques

Tableau I.5 : Propriétés des principaux solvants d'extraction des aromatiques

Solvant	Formule	M (g/mole)	T _{eb} (°C)	T _f (°C)	μ (mPa.s)/ θ (°C)	ρ (kg/m ³) à 20 °C
DMS		78,13	190,85	18,5	1,99/25 1,6/35	1100
DEG		106,1	245	-8	35,7/20 0,97/140	1116
SUL		120,2	287	27,6	10,3/30 2,5/100	1266
TETRA		194,2	291	-4	61,9/25 1,8/150	1125
DIE- éther		74,12	35	-116	0,224 0,283	0,714

II. 5. Domaines d'utilisation des hydrocarbures aromatiques

Utilisation des hydrocarbures aromatiques [11, 12]

II.5.1 Benzène

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

II. 5.2 Toluène

Le toluène ne sert pas uniquement à la fabrication d'explosifs, mais est également utilisé comme matière première de synthèse (polyuréthane) et comme solvant de peinture. Le manque de benzène des années 1959 et 1960 a conduit certains fabricants à construire des unités de désalkylation pour transformer le toluène en benzène [10].

II.5.3 Xylènes et éthylbenzène

□ Le paraxylène est le point de départ de la fabrication du textile artificiel bien connu sous le nom de tergal ou térylène.

- L'ortho-xylène entre dans la fabrication de plastifiants, de polyesters et des peintures Glycéro – phtaliques.
- Le méta-xylène est également une matière première pour la fabrication des polyesters.
- L'éthylbenzène peut donner par déshydrogénation du styrène. Le mélange des xylènes et d'éthylbenzène est utilisé comme solvant.

Et les autres aromatiques en C9 et plus lourds ,on fabrique par distillation différents solvants connus dans l'industrie des peintures sous le nom solvant – naphta.

Introduction

L'extraction liquide-liquide est une technique utilisée pour séparer des composés en fonction de leur solubilité relative dans deux liquides immiscibles

Le solvant est choisi de telle façon à former avec la charge un mélange de deux phases non miscibles et il doit non seulement permettre la séparation des produits mais aussi faciliter la récupération de solvant.

L'augmentation du rapport solvant/charge diminue le rendement du raffinat tout en améliorant sa qualité, mais elle entraîne également une augmentation des pertes de solvant et de la consommation d'énergie nécessaire à la régénération.

Par conséquent, le choix du solvant doit répondre à plusieurs critères :

- Facteur de séparation : Le solvant doit avoir une bonne solubilité et sélectivité pour séparer efficacement les composés.

- Facteur opérationnel : Le solvant doit posséder des propriétés adaptées au fonctionnement des équipements, comme une masse volumique, une viscosité et une température appropriées.

- Facteur économique : Le solvant doit être économique, non toxique, non corrosif, stable et ne pas être trop coûteux.

Ce chapitre décrit la simulation du procédé d'extraction liquide-liquide d'un des composés aromatiques qui est le benzène en utilisant différents solvants, dans le but de comparer leur efficacité. Pour cette étude de simulation, on a utilisé l'outil ASPEN HYSYS version 8.

Le solvant est un matériau qui, en fonction de sa température d'utilisation, peut être liquide ou supercritique et à la capacité de dissoudre, diluer ou extraire d'autres composés sans les modifier chimiquement ou se modifier lui-même. Le dégraissage, les peintures, les encres, la détergence, la synthèse organique, et d'autres secteurs employant des solvants, qui comptent en grandes quantités en ce qui concerne le tonnage et le chiffre d'affaires.

II.1 Détermination de la teneur en famille d'hydrocarbures

Toutes les techniques mises au point se concentrent sur les proportions des hydrocarbures paraffiniques, naphthéniques et aromatiques, car il est difficile de déterminer individuellement les composés dans la coupe pétrolière.

La mesure des concentrations en familles d'hydrocarbures est réalisée en utilisant :

Des techniques qui reposent sur des calculs empiriques.

Différentes approches ont été élaborées et suggérées dans cette optique pour approcher au maximum la composition réelle de la coupe pétrolière.

II.1.1 Méthode basée sur des calculs empiriques

La méthode la plus connue repose sur l'importance des paramètres physico-chimiques. La plus classique est la méthode ndPa.

Cette dernière est basée sur la résolution du système d'équations, où

Les paramètres suivants :

- Indice de réfraction n_D^{20}
- La densité d_{20}^4
- Le point d'aniline Pa

Pour résoudre ce système d'équations, on a déterminé quelques paramètres physico-chimiques tel que :

- Densité de la coupe pétrolière est de : 0,789
- Indice de réfraction égale à 1,468
- Point d'aniline est de 31°C

D'où ces paramètres nous ont permis de calculer le pourcentage massique des aromatiques, paraffines, naphthènes dans la fraction pétrolière.

Le système d'équations utilisé est présenté comme suit :

$$X_{ar} = 1039,4 n_D^{20} - 470,4 d_{20}^4 - 0,315 Pa - 1094,3$$

$$X_{np} = -1573,3 n_D^{20} + 840,15 d_{20}^4 - 0,4619 Pa + 1662,2$$

$$X_{pt} = 100 - (X_{ar} + X_{np}).$$

Où X_r , X_{np} et X_{pf} représentent respectivement les teneurs en composés aromatiques, naphthéniques et paraffiniques.

Les résultats sont regroupés dans le tableau suivant Avant l'extraction :

Tableau II.1: densité, indice de réfraction, le point d'aniline et les teneurs en familles d'hydrocarbures de la coupe pétrolière (avant l'extraction)

	d_{20}^4	n_D^{20}	Pa(°C)	X_{ar} %	X_{pf} %	X_{np} %
Coupe pétrolière	0,7892	1,4686	31	63,01	35,82	1,17

II.2 SIMULATION

La simulation numérique, souvent appelée simulation informatique, est une série de calculs effectués sur un dispositif électronique qui reproduisent un phénomène physique ou chimique. Elle a continué à décrire le résultat de ce phénomène, comme s'il s'était réellement produit. Cette représentation pourrait être une vidéo, une image ou une collection de données.

Le concept ou la mise en œuvre d'une simulation de processus est basé sur des résultats réels et concrets.

II.2.1 logiciel hysys version 8

Hysys 2.2 est le programme choisi pour une application dans un module qui simule des processus.

Ce logiciel n'a qu'à être copié sur votre ordinateur pour être utilisé; il ne nécessite pas d'installation.

Le Simulateur Hysys version 8 est une collection de modèles mathématiques pour les opérations mono-unités (comme le ballon, la colonne de distillation, le compresseur, la vanne, etc.); ces opérations sont reliées à un processus schématique PFD par le flux de données produites par ce programme informatique pour la simulation des processus de l'industrie gazière, du raffinage et du pétrole, à la fois dans un état stationnaire et dans une condition dynamique. Il peut être utilisé pour les tâches suivantes ingénierie :

- Établissement des équilibres de matériaux et d'énergie d'un processus industriel,
- Dimensionnement de l'équipement; ajustement des paramètres de fonctionnement en cas de modification de la composition des fournitures,
- Évaluation des performances des équipements.

II.2.2 Les caractéristiques de logiciel hysys version 8

Le logiciel HYSYS comme tous les logiciels de simulation a des caractéristiques qui le distinguent des autres, tel que :

- Facile à utiliser et ses résultats sont fiables,
- Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun,
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique.

- On peut automatiser différents tâches dans Hysys sans avoir besoin d'un autre programme.
- Le simulateur Hysys combine le calcul interactif avec un accès instantané à l'information.
- Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.

II.2.3 Simulation du procédé d'extraction des aromatiques en utilisant différents solvants

II.2.3.1 méthodologie générale

Cette section implique la simulation d'un procédé d'extraction des composés aromatiques à l'aide de solvants, telle que présentée précédemment, à l'échelle industrielle. Pour cela, nous utiliserons ASPEN HYSYS version 8, un logiciel de simulation largement reconnu dans le domaine de l'ingénierie.

II.2.4 Les étapes de la simulation

II.2.4.1 Choix du système de séparation

L'extraction de benzène à partir d'un mélange benzène/heptane par des solvants a été choisi comme un système modèle pour la séparation des aromatiques / aliphatiques.

II.2.4.2 Choix du modèle thermodynamique

II .2.4.2.1 Modèle thermodynamique

Un modèle thermodynamique est un système physique qui représente mathématiquement les processus thermodynamiques qui se déroulent. On utilise ces modèles pour anticiper et étudier le comportement des systèmes dans diverses conditions de température, de pression et d'autres facteurs. Ils jouent un rôle crucial dans divers domaines, allant de la physique et de la chimie à l'ingénierie et aux sciences de l'environnement.

Aspen HYSYS version 8 emploie divers modèles thermodynamiques afin de représenter divers systèmes. L'équation d'état de Peng-Robinson, l'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong (SRK), l'équation d'état de Redlich-Kwong (RK), l'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong avec correction de volume (SRK-EOS), l'équation d'état Non-Random Two-Liquid (NRTL) et d'autres modèles spécialisés pour des applications particulières, sont quelques-uns des modèles thermodynamiques couramment utilisés dans Aspen HYSYS. On choisit ces modèles en se basant sur les éléments et les conditions de fonctionnement du système étudié pour assurer une modélisation précise et fiable du comportement thermodynamique.

II.2.4.2.2 Le modèle NRTL

Dans le domaine du génie chimique, le modèle NRTL (Non-Random Two-Liquid) est employé afin de prédire les équilibres entre les liquides et les liquides dans les mélanges binaires. Il est basé sur des critères propres à chaque paire de composants et prend en considération les interactions non aléatoires entre les molécules dans les phases liquides. En se basant sur des coefficients d'activité, il offre la possibilité de déterminer les compositions de phase et les équilibres à diverses températures et pressions.

Les données des paramètres d'interaction binaires pour le système (heptane + benzène + solvant) ont été estimées en choisissant le modèle thermodynamique NRTL (Non Random Two Liquids) qui est un modèle semi-empirique basé sur le concept de composition locale. Le modèle NRTL peut décrire avec précision le comportement du système, donc c'est le modèle le plus convenable pour la simulation des procédés d'extraction liquide-liquide.

II.2.4.3 Conditions opératoires

Les conditions moyennes d'utilisation des solvants ordinaires étudiés dans l'extracteur sont déterminées selon les procédés industriels existants.

Tableau II.2: les conditions opératoires des solvants

Solvant utilisé	Conditions opératoires
DEG	25°C à 1bar
SUL	100 °C à 2 bar
DMS	35 °C à 1bar
DIE-éther	35°C à 1 bar

II.3 Différents solvants utilisés pour l'extraction du benzène

II.3.1 Critères de sélection des solvants

Les solvants utilisés dans les processus industriels sont soit des glycols, tels que les glycols di-éthylène (DEG), N-méthylpyrrolidone (NMP), soit des dérivés de molécules acides, telles que le tétraméthylènesulfone (sulfolane) ou le diméthylesulfoxyde (DMSO), qui sont basés sur un certain nombre de paramètres, y compris l'efficacité du solvant, les propriétés physico-chimiques, la sélectivité, les caractéristiques technologique-économiques et les caractères environnementaux. Ils ont les caractéristiques communes des solvants industriels.

L'objectif de La simulation par Aspen Hysys pour l'efficacité des différents solvants (NMP, DMSO, SULFOLANE, DE-GLYCOL) ainsi que l'effet des paramètres opératoires tels que la température et la pression sur l'extraction liquide liquide du benzène.

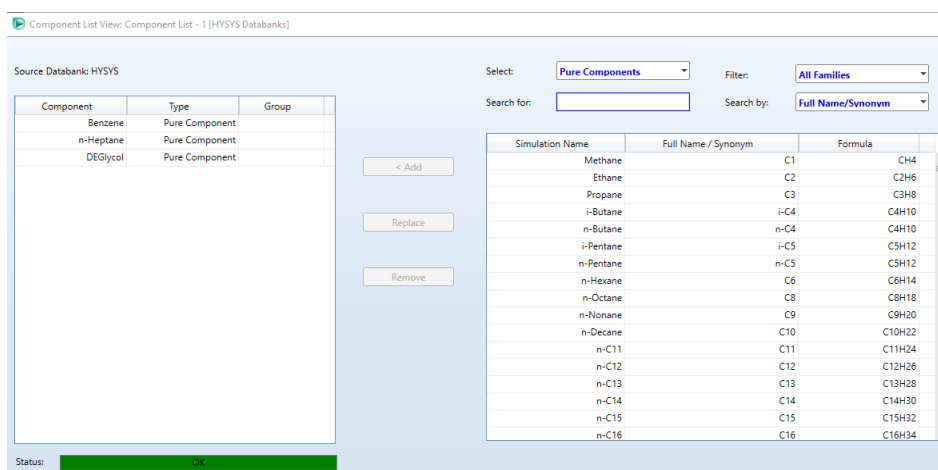
II.3.1.1 Le Di-éthylène Glycol

Le di-éthylène glycol est une molécule organique appartenant à la classe des glycols. Il s'agit d'un liquide incolore, sans odeur et compatible avec l'eau. On le retrouve fréquemment en tant que solvant dans différentes industries, telles que la production de résines, de plastiques, de lubrifiants et de produits cosmétiques.

II.3.1.1.1 Simulation de l'extraction du benzène, heptane par le solvant DEG

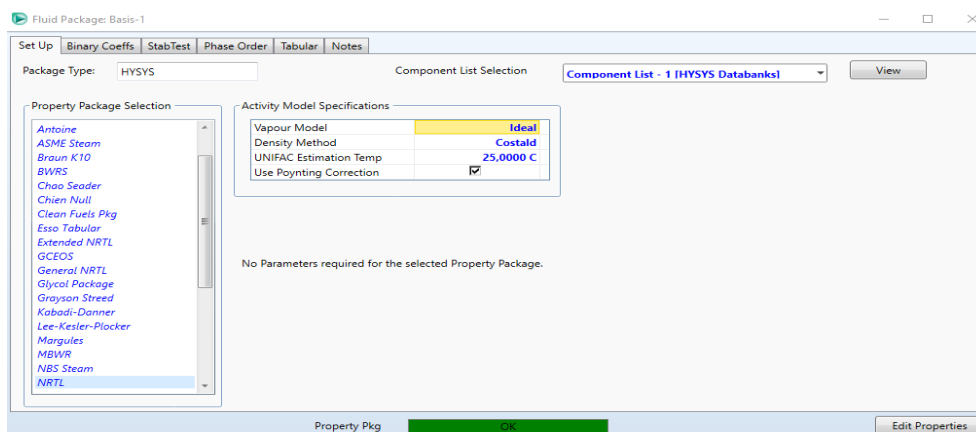
Les étapes générales pour effectuer une simulation d'extraction dans Aspen HYSYS (Figure II .1) sont:

- 1 *Créez un nouveau cas*: ouvrez HYSYS et créez un nouveau cas,
- 2 *Ajoutez les composants*: ajoutez les composants nécessaires pour simuler l'extraction des aromatiques tel que le benzène ; heptane et le DEG.



FigureII .1 : le choix des espèces chimiques

- 3 choisissez le modèle thermodynamique



FigureII .2 : le choix de modèle thermodynamique

4 Paramétrez les conditions de fonctionnement : paramétrez les conditions de fonctionnement pour chaque unité de processus, telles que la pression, la température et le débit.

Name	solvent @COL1	les aromatiques @	out @COL1	top @COL1
Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature [C]	25,0000	35,0000	24,9984	26,5225
Pressure [kPa]	100,0000	100,0000	100,0000	100,0000
Molar Flow [kgmole/h]	15076,9866	3450,3381	1005,5156	17521,8092
Mass Flow [kg/h]	1600000,0000	300000,0000	100764,8771	1799235,1229
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1427,7300	384,6570	146,6307	1665,7563
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6,482e+005	-5,800e+004	-2,243e+005	-5,563e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-124,9	-14,58	114,8	-113,7
Heat Flow [kJ/h]	-9,7724e+09	-2,0010e+08	-2,2558e+08	-9,7470e+09

Figure II.3 : les résultats de la simulation d'extraction du benzène par le solvant DEG

Tableau II.3 : Les conditions d'utilisation des solvants pour l'extraction du benzène par DEG

Les conditions opératoires	Entré		Sortie	
	Alimentation	solvant	(solvant+heptane)	(solvant+benzène)
T (°C)	35	25	25	26,52
P (bar)	1	1	1	1

5 Configurez les unités de processus: configurez les unités de processus nécessaires pour Séparer le benzène ; heptane par DEG (solvant). Cela peut inclure une colonne d'extraction liquide liquide.

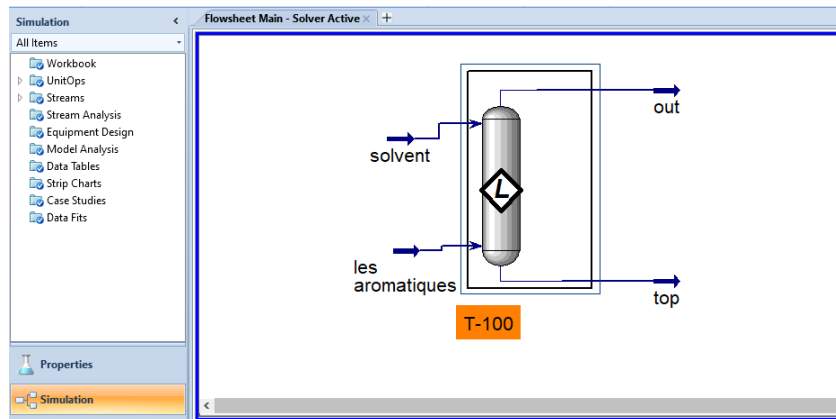


Figure II.4: schéma de simulation d'extraction liquide liquide du benzène par le solvant DEG

II.3.1.1.2 Description la simulation du procédé d'extraction des aromatiques par solvant

Le mélange d'alimentation (Benzène - Heptane) est envoyé vers la tour d'extraction liquide-liquide (T-100), où les hydrocarbures aromatiques sont dissous sélectivement dans le solvant. La phase raffinat riche en hydrocarbures non aromatiques sort en haut de la colonne.

La phase extrait riche en solvant quitte la tour d'extraction avec des traces de nHeptane et une grande quantité des aromatiques, ces derniers sont envoyés vers le colonne de distillation (T-101) pour assurer une bonne séparation solvant/aromatique

II.3.1.1.3 Les effets des conditions opératoires sur le rendement de l'extraction (benzène, heptane) par différents solvants

➤ Effet de la température pour l'extraction du benzène par DEG

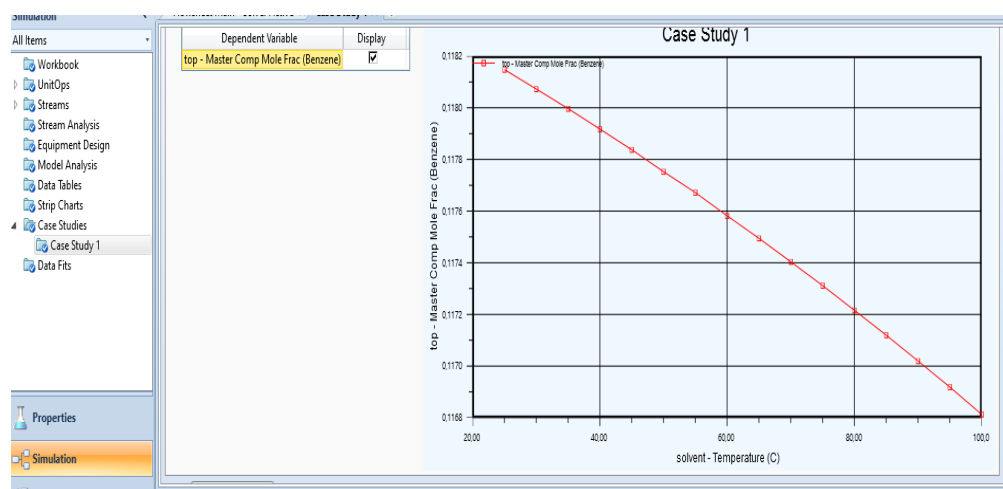
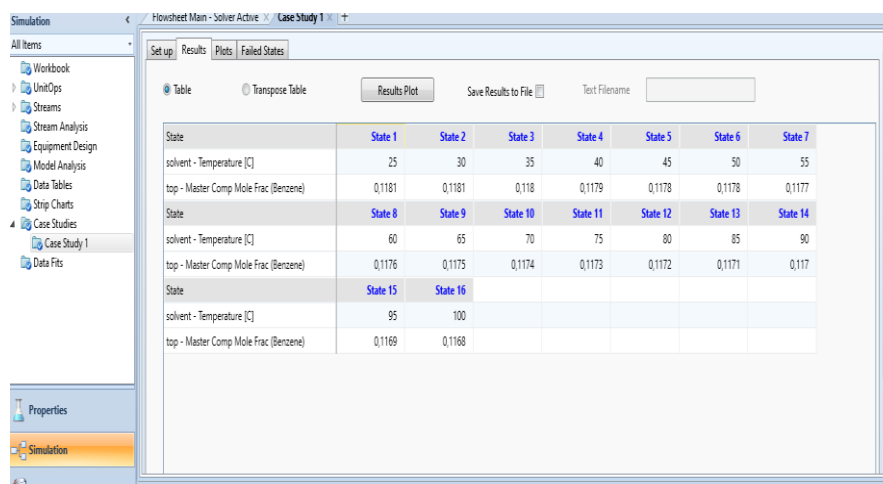


Figure II.5 : effet de température pour le solvant DEG



State	State 1	State 2	State 3	State 4	State 5	State 6	State 7
solvent - Temperature [C]	25	30	35	40	45	50	55
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0,1181	0,1181	0,118	0,1179	0,1178	0,1178	0,1177
State	State 8	State 9	State 10	State 11	State 12	State 13	State 14
solvent - Temperature [C]	60	65	70	75	80	85	90
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0,1176	0,1175	0,1174	0,1173	0,1172	0,1171	0,117
State	State 15	State 16					
solvent - Temperature [C]	95	100					
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0,1169	0,1168					

Figure II.6 : les résultats de l'effet de la température par simulation pour DEG

Les figures II.5 et II.6 représentent l'effet de la température pour l'extraction du benzène par DEG. D'après ces figures, on observe que en augmentant la température de 25°C à 100°C, il y'a une diminution de l'extraction du benzène par ce solvant (DEG).

➤ Effet de la pression pour l'extraction du benzène par DEG

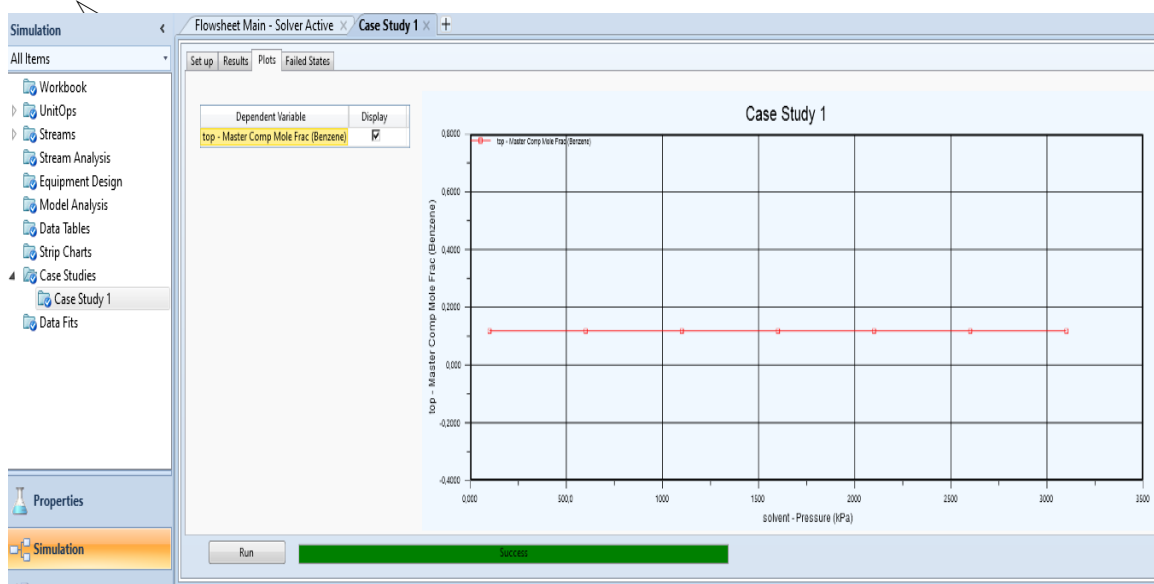
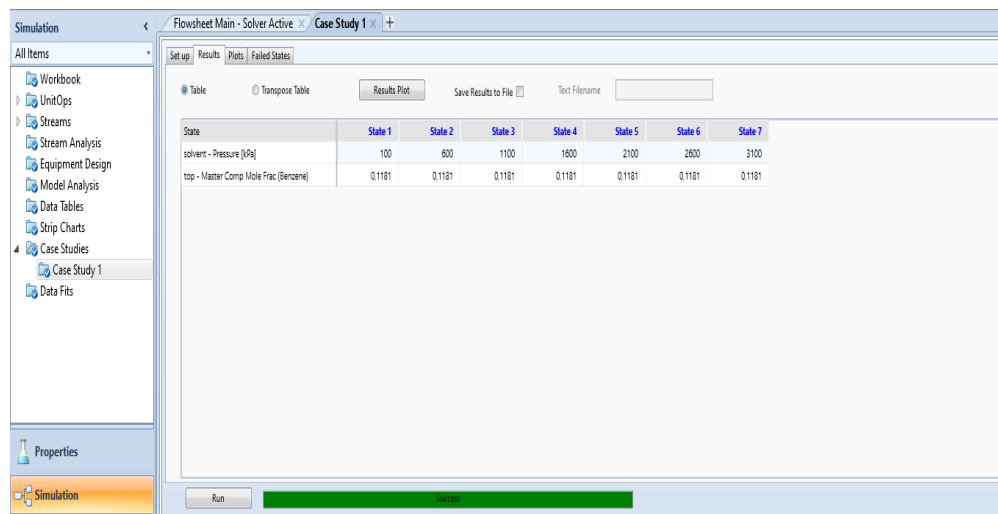


Figure II .7 . L'effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par DEG

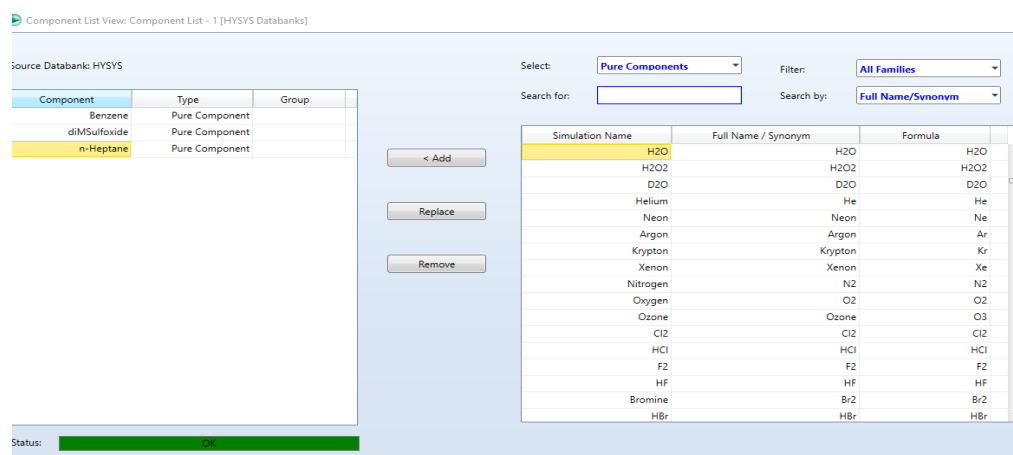
D'après la figure II.7, on observe que en augmentant la pression de 1 bar à 35 bar, on constate qu'il n'est y'a pas une influence de la pression sur l'extraction par ce solvant (courbe constante).



FigureII .8 : les résultats de l'effet de la pression par simulation pour DEG

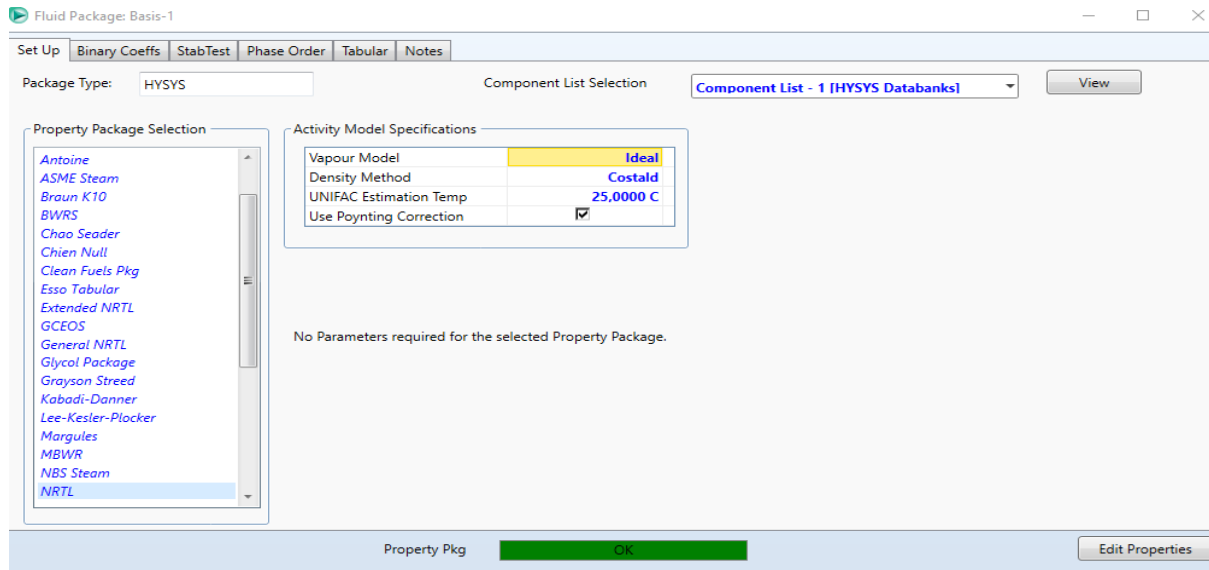
II.3.1.2 Le diméthyle sulfoxyde (DMS)

Le solvant diméthyle sulfoxyde (DMS) est un liquide organique incolore, miscible avec l'eau et de nombreux solvants organiques. Il est couramment utilisé comme solvant dans diverses applications, notamment en chimie, en biologie et en médecine. Son point d'ébullition élevé, sa faible toxicité et sa capacité à pénétrer les membranes biologiques en font un solvant polyvalent. La simulation de l'extraction du benzène, heptane par le solvant DMS a été réalisée de la même manière (les memes étapes) que pour DEG.



FigureII.9 : le choix des espèces chimiques pour l'extraction du benzène par DMS

-Le modèle thermodynamique



FigureII.10 : le choix de modèle thermodynamique pour le DMS

- Paramétrez les conditions de fonctionnement: paramétrez les conditions de fonctionnement pour chaque unité de processus, telles que la pression, la température et le débit.

Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / NRTL - Ideal

Design	Parameters	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Dynamics
Worksheet	Name	sortie mix @COL1	dmso @COL1	RAFFINAT @COL1	extrait @COL1	
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Properties	Temperature [C]	35,0000	35,0000	35,0144	35,0341	
Compositions	Pressure [kPa]	101,3250	101,3250	101,3250	101,3250	
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	15358,0338	3332,6125	1495,1359	17195,5103	
	Mass Flow [kg/h]	1200000,0000	300000,0000	149539,3512	1350460,6488	
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1085,5504	398,1044	217,1807	1266,4741	
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,024e+005	-9,589e+004	-2,214e+005	-1,801e+005	
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	137,1	19,61	126,9	117,4	
	Heat Flow [kJ/h]	-3,1083e+09	-3,1956e+08	-3,3099e+08	-3,0968e+09	

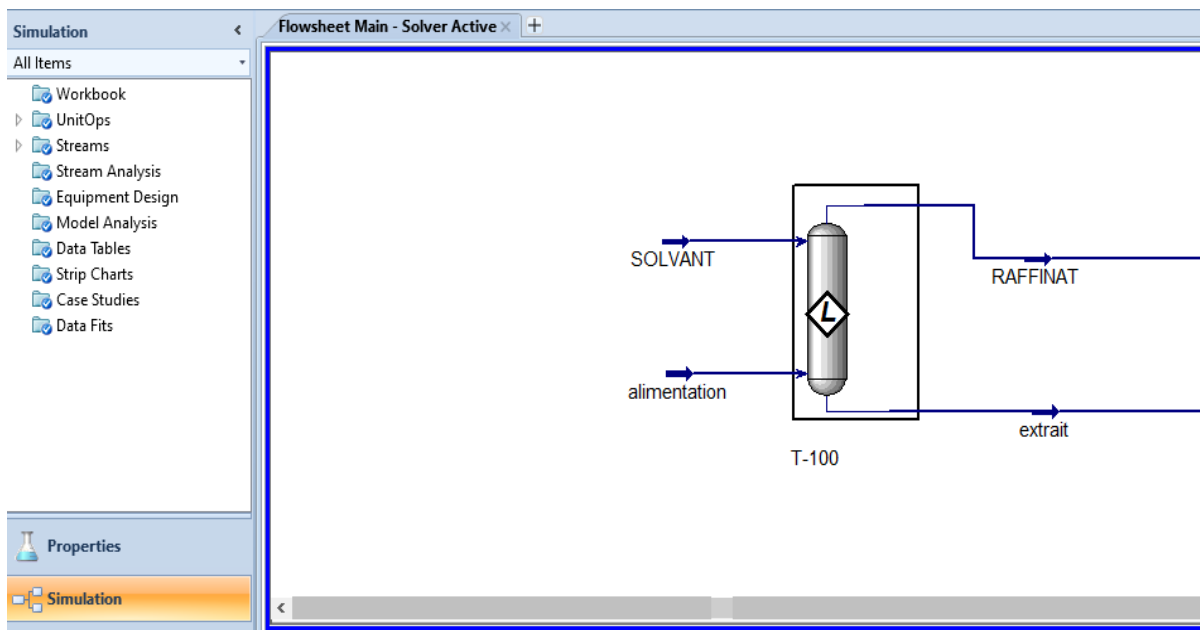
Buttons: Delete, Run, Reset, Converged, ☒ Update Outlets, ☐ Ignored

FigureII.11 : les résultats de la simulation d'extraction du benzène par DMS

TableauII.4: Conditions d'utilisation des solvants pour l'extraction du benzène par DMS

Les conditions opératoires	Entré		sortie	
	Alimentation	solvant	(solvant+heptane	(solvant+benzène)
T (°c)	35	35	35	35
P (bar)	1,013	1,013	1,013	1,013

- Configurez les unités de processus: configurez les unités de processus nécessaires pour Séparer le benzène ; heptane par DMS (solvant). Cela peut inclure une colonne d'extraction liquide liquide

**FigureII.12 :** schéma de la simulation du procédé d'extraction liquide- liquide du benzène par DMS

Le mélange d'alimentation (Benzène - Heptane) est envoyé vers la tour d'extraction liquide-liquide (T-100), où le benzène est dissous sélectivement dans le solvant DMS. La phase raffinat riche en hydrocarbures non aromatiques sort en haut de la colonne.

La phase extrait riche en solvant quitte la tour d'extraction avec des traces de n-Heptane et une grande quantité des aromatiques comme le benzène dans ce travail. Ces derniers sont envoyés vers la colonne de distillation (T-101) pour assurer une bonne séparation solvant/benzène.

II.3.1.2.1 Les effets des conditions opératoires sur le rendement de l'extraction (benzène, heptane) pour le solvant DMS

➤ Effet de la température pour l'extraction du benzène par DMS

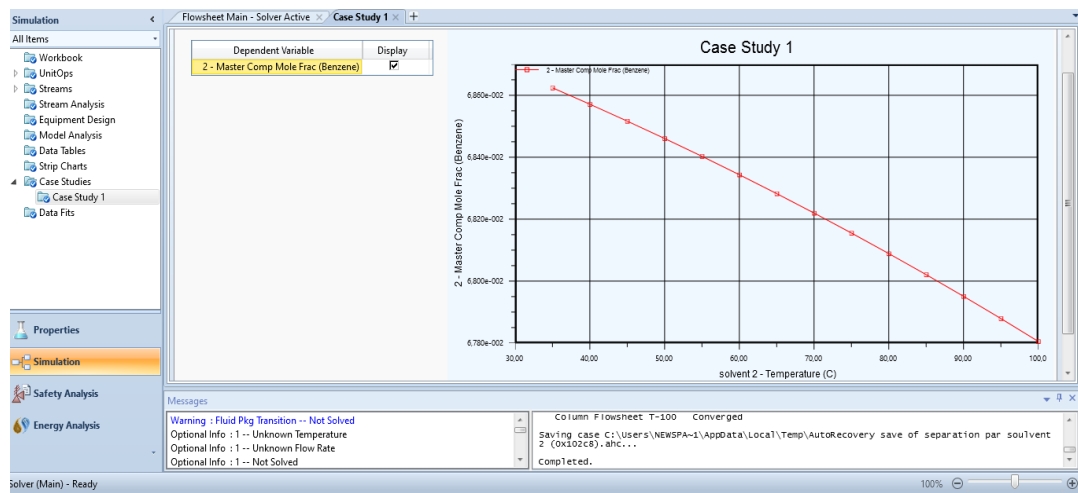


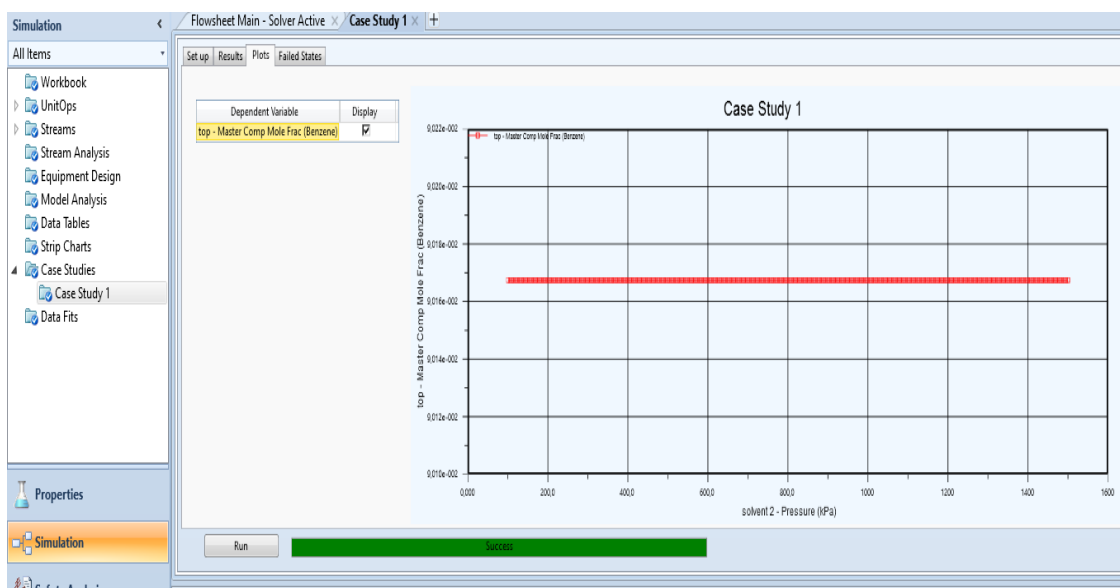
Figure II.13 : effet de température par simulation pour l'extraction du benzène par DMS

Cette figure représente l'effet de température par simulation pour l'extraction du benzène par DMS. D'après cette figure on observe que en augmentant la température de 35°C à 100 °C, il y'a une diminution de l'extraction du benzène par ce solvant (DMS).

State	State 1	State 2	State 3	State 4	State 5	State 6	State 7
solvent 2 - Temperature [C]	35	40	45	50	55	60	65
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0,0902	0,0901	0,09	0,0899	0,0899	0,0898	0,0897
State	State 8	State 9	State 10	State 11	State 12	State 13	State 14
solvent 2 - Temperature [C]	70	75	80	85	90	95	100
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0,0896	0,0895	0,0894	0,0893	0,0892	0,0891	0,089

Figure II.14 : les résultats de l'effet de la température par simulation pour l'extraction du benzène par DMS

➤ *Effet de pression par simulation pour l'extraction du benzène par DMS*



FigureII.15 : L'effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par DMS

D'après cette figure on observe que en augmentant la pression de 1 bar à 20 bar, on constate qu'il n'est y'a pas une influence de la pression sur l'extraction par ce solvant (courbe constante).

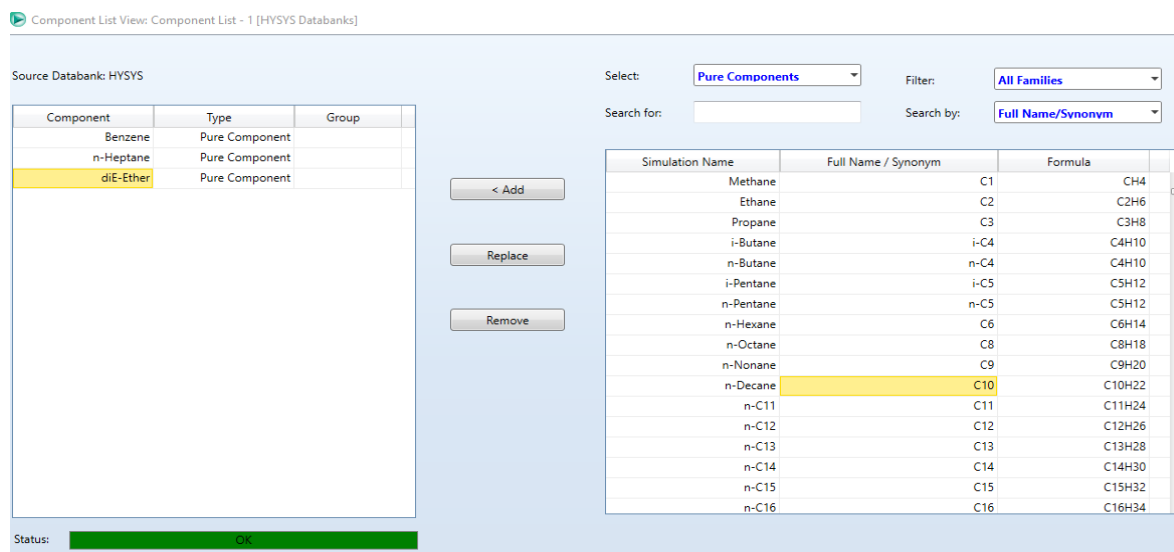
State	State 1	State 2	State 3	State 4	State 5	State 6	State 7	State 8	State 9	State 10
solvent 2 - Pressure (kPa)	100	105	110	115	120	125	130	135	140	145
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902
State	State 11	State 12	State 13	State 14	State 15	State 16	State 17	State 18	State 19	State 20
solvent 2 - Pressure (kPa)	150	155	160	165	170	175	180	185	190	195
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902
State	State 21	State 22	State 23	State 24	State 25	State 26	State 27	State 28	State 29	State 30
solvent 2 - Pressure (kPa)	200	205	210	215	220	225	230	235	240	245
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902
State	State 31	State 32	State 33	State 34	State 35	State 36	State 37	State 38	State 39	State 40
solvent 2 - Pressure (kPa)	250	255	260	265	270	275	280	285	290	295
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902
State	State 41	State 42	State 43	State 44	State 45	State 46	State 47	State 48	State 49	State 50
solvent 2 - Pressure (kPa)	300	305	310	315	320	325	330	335	340	345
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902
State	State 51	State 52	State 53	State 54	State 55	State 56	State 57	State 58	State 59	State 60
solvent 2 - Pressure (kPa)	350	355	360	365	370	375	380	385	390	395
top - Master Comp Mole Frac (Benzene)	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902	0.0902

FigureII.16 : les résultat de l'effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par DMS

II.3.1.3 Le diéther

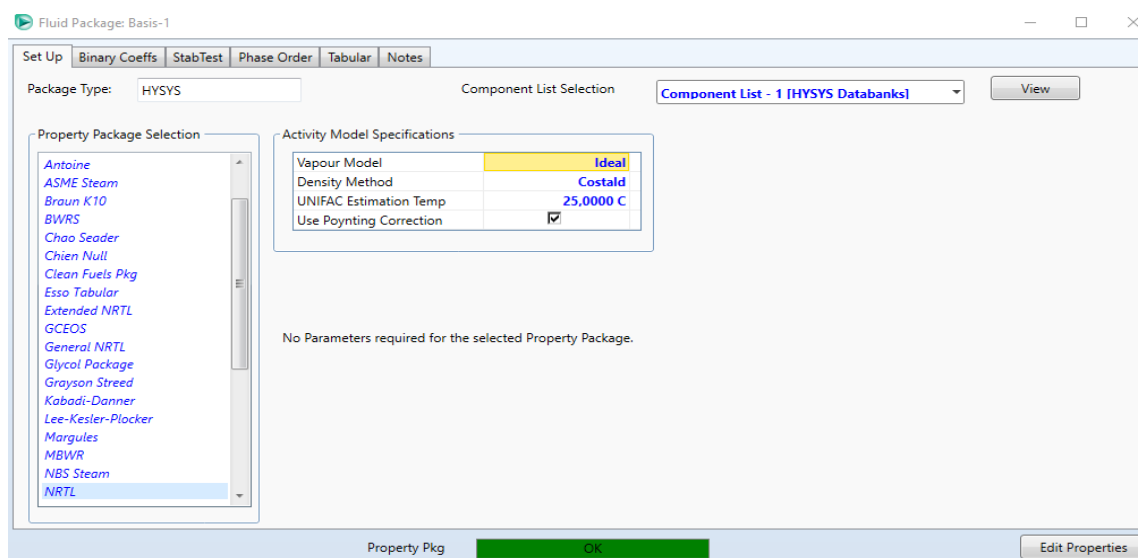
Le solvant diéthyl éther, souvent appelé simplement éther, est un liquide transparent, volatil et inflammable. Il est utilisé comme solvant dans de nombreuses applications chimiques et pharmaceutiques en raison de sa capacité à dissoudre de nombreuses substances organiques et inorganiques.

La simulation de l'extraction du benzène, heptane par le solvant dié-èther a été réalisée de la même manière (les memes étapes) que pour le DEG et DMS.



FigureII .17 : Choix des espèces chimiques

-Choix du modèle thermodynamique



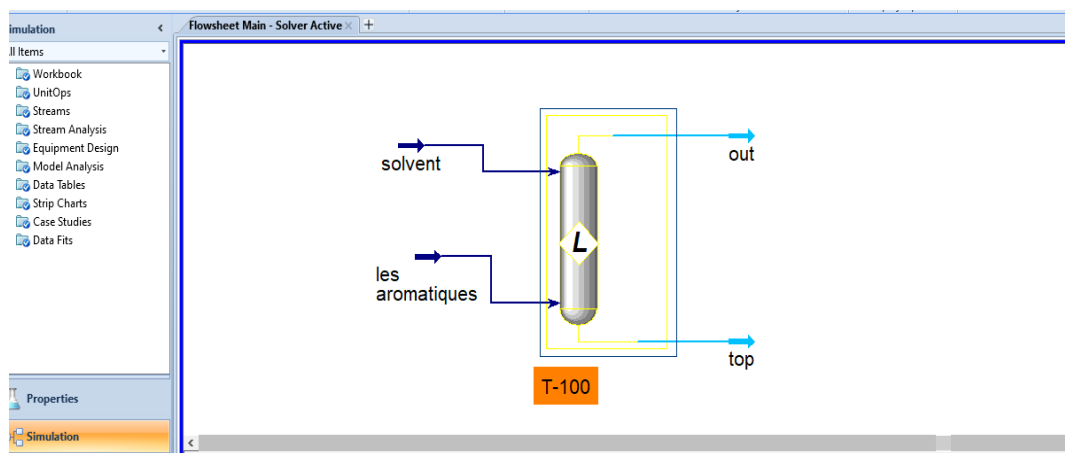
FigureII.18 : Choix du modèle thermodynamique

-Paramétrez les conditions de fonctionnement: paramétrez les conditions de fonctionnement Pour chaque unité de processus, telles que la pression, la température et le débit.

Name	solvent @COL1	les aromatiques @COL1	out @COL1	top @COL1
Vapour	0,0000	0,0000	<empty>	<empty>
Temperature [C]	25,0000	35,0000	<empty>	<empty>
Pressure [kPa]	100,0000	100,0000	<empty>	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	21585,7423	3450,3381	<empty>	<empty>
Mass Flow [kg/h]	1600000,0000	300000,0000	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2247,1910	384,6570	<empty>	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,834e+005	-5,800e+004	<empty>	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	187,8	-14,58	<empty>	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-6,1166e+09	-2,0010e+08	<empty>	<empty>

FigureII.19 : les résultats de la simulation d'extraction liquide liquide du benzène par le solvant die-Ether

-Configurez les unités de processus: configurez les unités de processus nécessaires pour Séparer le benzène ; heptane par die-Ether. Alors, une colonne d'extraction liquide liquide Peut être attribuer mais par la simulation n'a pas pu être converger (Figure II 19 et II . 20) par le die-Ether

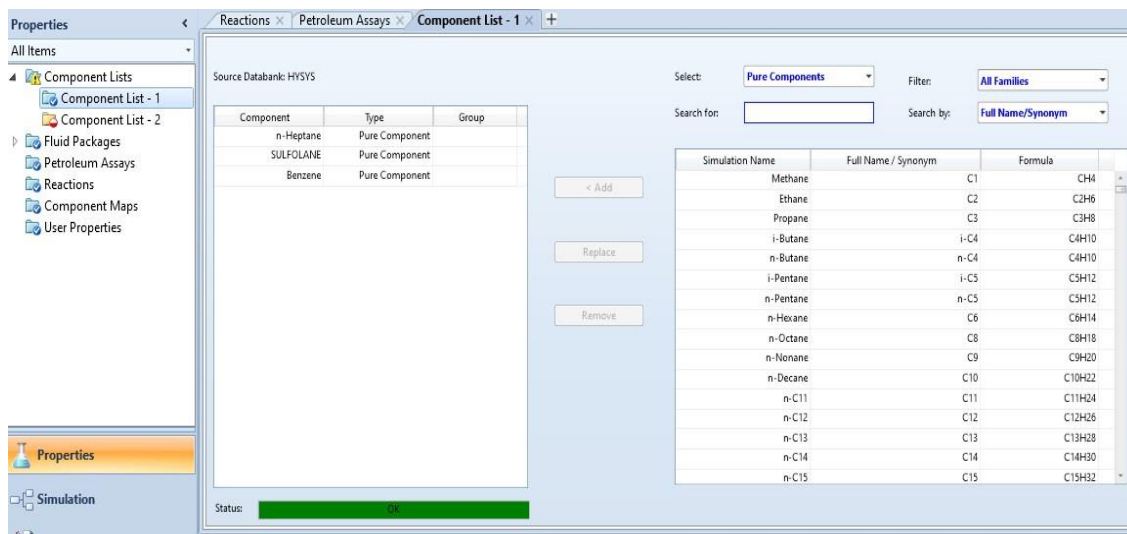


FigureII.20: schéma de la simulation d'extraction liquide- liquide du benzène par le solvant die-Ether

II.3.1.4 Tétraméthylènesulfone

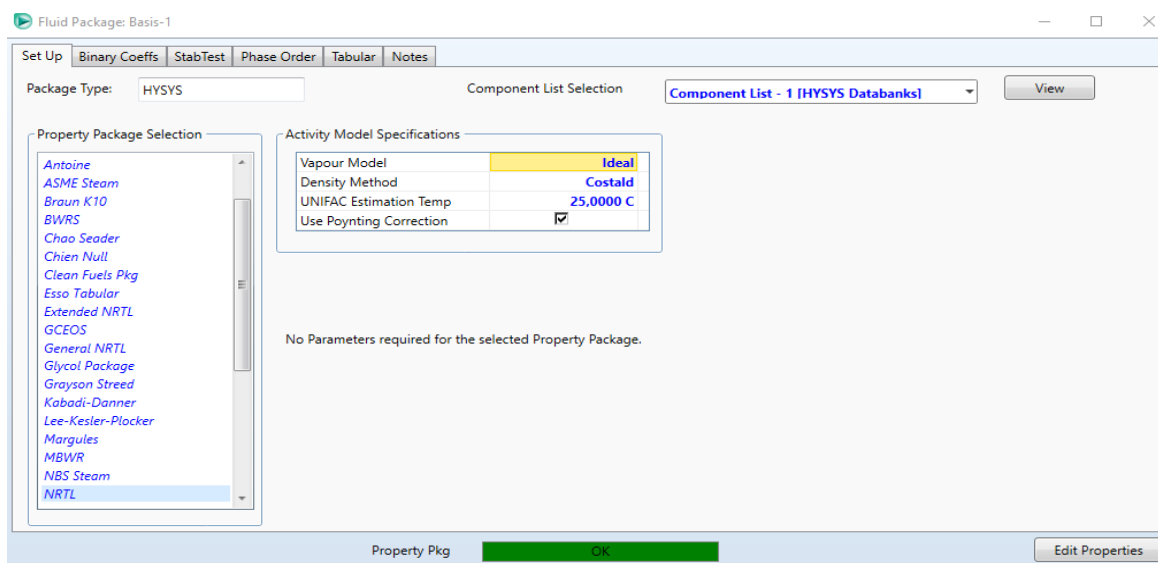
Le sulfolane est une substance organique appartenant à la famille des sulfones, également appelée tétrahydrothiophène 1,1-dioxyde. Il s'agit d'un liquide blanc et incolore dont la solubilité est faible dans l'eau, mais elle est bonne dans de nombreux solvants organiques. On l'emploie principalement en tant que solvant dans différentes opérations industrielles.

La simulation de l'extraction du benzène, heptane par le solvant sulfolane a été réalisée de la même manière (les memes étapes) que pour les autre solvants



FigureII.21: le choix des espèces chimiques pour le solvant SUL

- Le modèle thermodynamique



FigureII.22 : choix du module thermodynamique (Non-Random Two Liquid)

-Paramétrez les conditions de fonctionnement: paramétrez les conditions de fonctionnement

Pour chaque unité de processus, telles que la pression, la température et le débit

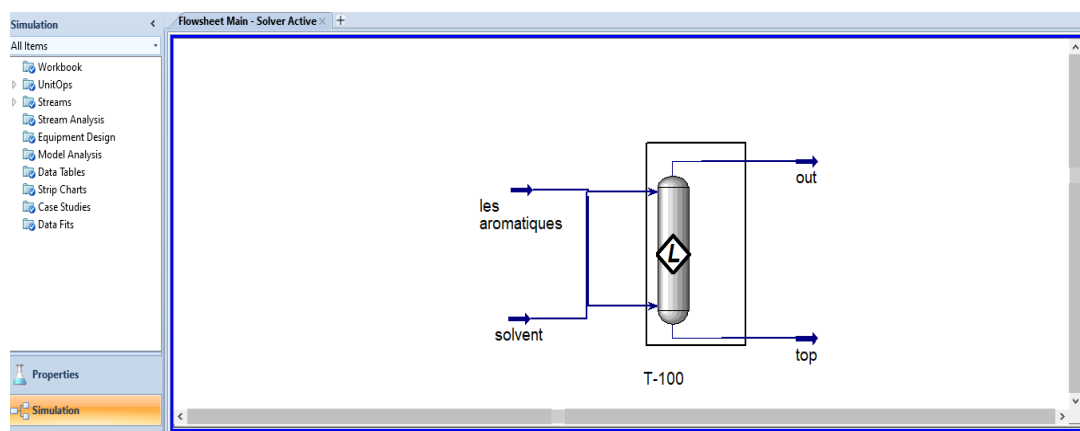
Design	Parameters	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Dynamics
Worksheet	Name	solvent @COL1	les aromatiques @	out @COL1	top @COL1	
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Properties	Temperature [C]	100,0000	35,0000	99,9638	88,0269	
Compositions	Pressure [kPa]	200,0000	100,0000	101,3250	101,3250	
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	13314,9143	3450,3381	1006,1334	15759,1190	
	Mass Flow [kg/h]	1600000,0000	300000,0000	100906,9293	1799093,0707	
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1262,8555	384,6570	146,5695	1500,9430	
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,389e+005	-5,800e+004	-2,069e+005	-3,703e+005	
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-15,17	-14,58	190,8	31,59	
	Heat Flow [kJ/h]	-5,8439e+09	-2,0010e+08	-2,0812e+08	-5,8359e+09	

FigureII.23 : Les resultats de la simulation d'extraction du benzène de solvant SUL

TableauII.5 : Conditions d'utilisation des solvants pour l'extraction du benzène par SUL

Les conditions opératoires	Entré		sortie	
	Alimentation	solvant	(solvant+heptane)	(solvant+benzène)
T(°c)	35	100	99,96	88,02
Pression (bar)	1	2	1,013	1,013

-Configurez les unités de processus: configurez les unités de processus nécessaires pour Séparer le benzene ; heptane par sulfolane (solvant). Une colonne d'extraction liquide liquide a pu etre attribuer et converger par simulation .



FigureII.24 : Schéma de la simulation d'extraction liquide liquide du benzène par SUL

Le mélange d'alimentation (Benzène - Heptane) est envoyé vers la tour d'extraction liquide-liquide (T-100), où les hydrocarbures aromatiques sont dissous sélectivement dans le solvant. La phase raffinat riche en hydrocarbures non aromatiques sort en haut de la colonne.

La phase extrait riche en solvant quitte la tour d'extraction avec des traces de n Heptane et une grande quantité des aromatiques, ces derniers sont envoyés vers le colonne de distillation (T-101) pour assurer une bonne séparation solvant/aromatique.

II.3.1.4.1 Les effets des conditions opératoires sur le rendement de l'extraction (benzène, heptane) pour le solvant SUL

➤ Effet de la température pour l'extraction du benzène par SUL

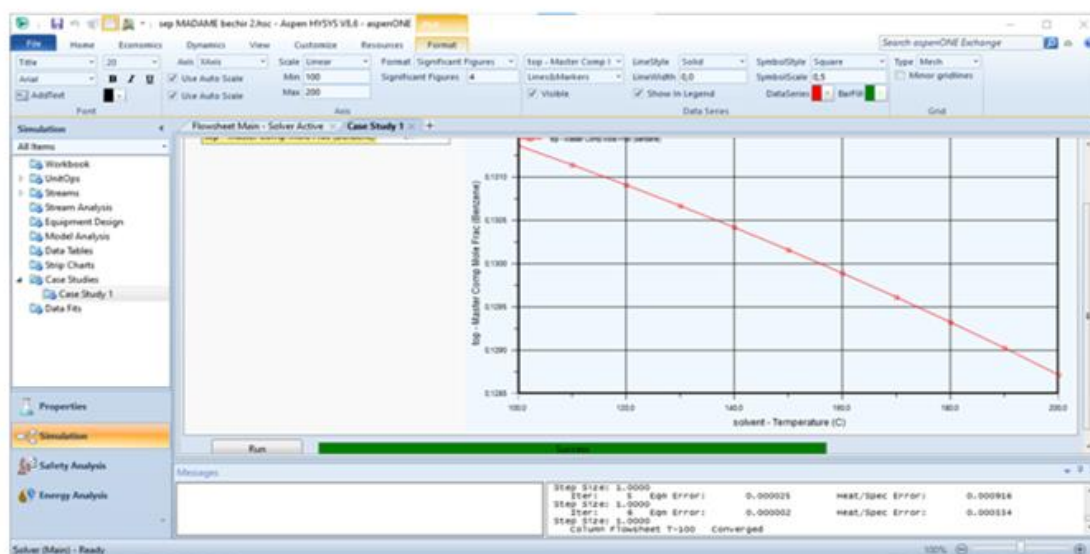


Figure II.25 : effet de température par simulation pour l'extraction du benzène par SUL

Cette figure représente l'effet de température de sulfolane. D'après cette figure on observe que en augmentant la température de 35 à 100 °C, il y'a une diminution de l'extraction du benzène par ce solvant (sulfolane).

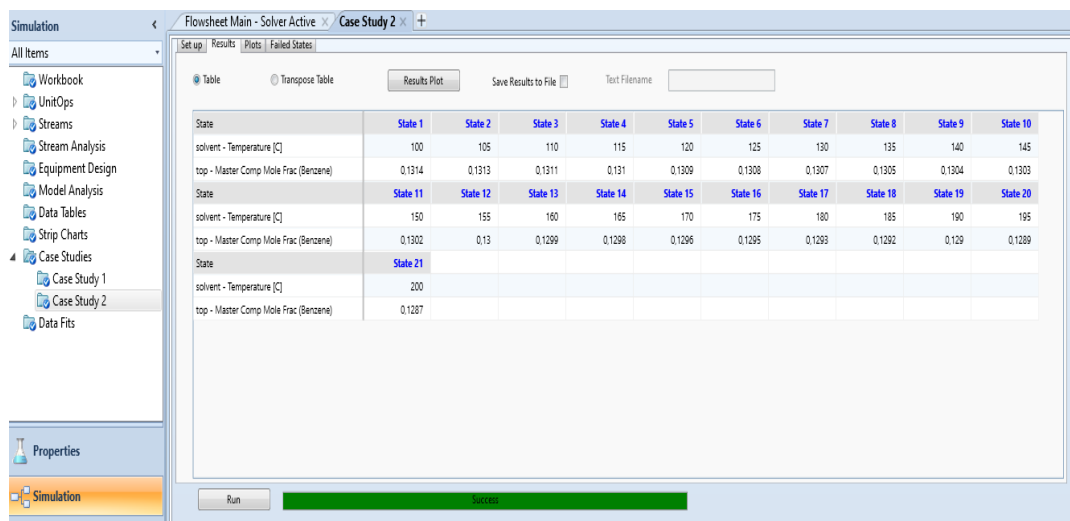


Figure II.26: les résultats de l'effet de la température par simulation pour l'extraction du benzène par SUL

➤ Effet de pression pour l'extraction du benzène par SUL

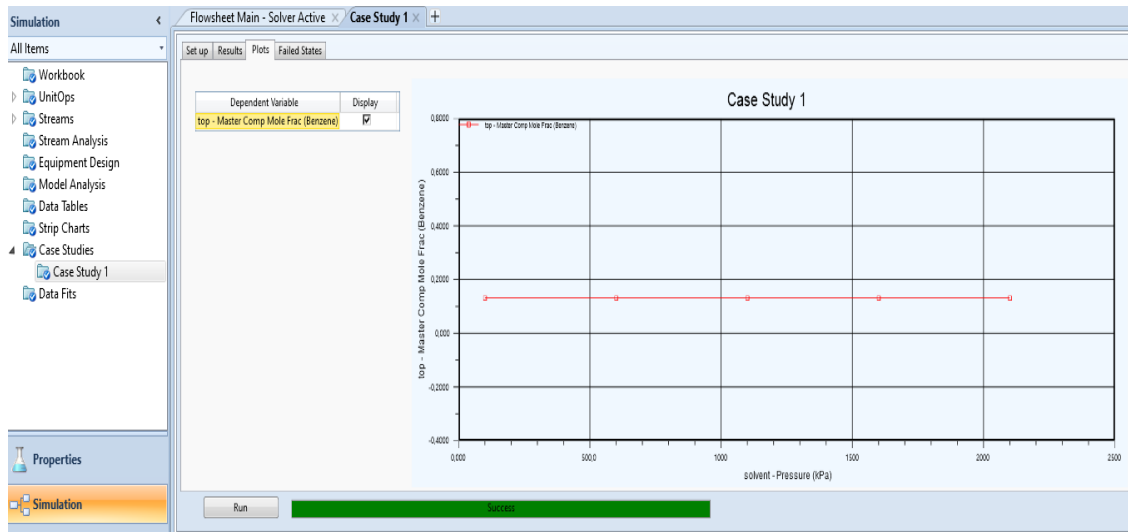


Figure II.27 : L'effet de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par SUL

D'après les figures (II.27,II.28), on observe que en augmentant la pression de 1 bar à 35 bar, on constate qu'il n'y a pas une influence de la pression sur l'extraction par ce solvant (courbe constante).

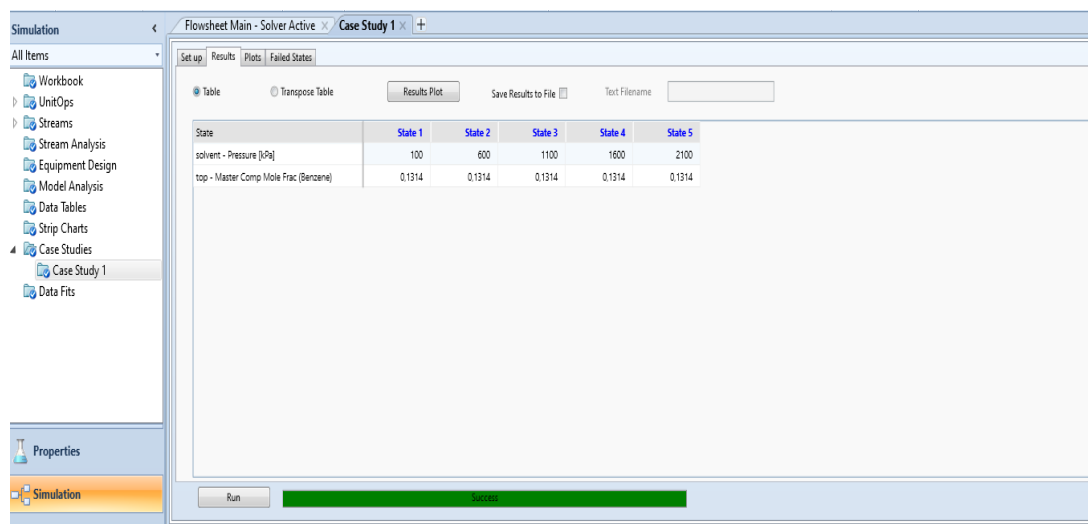


Figure II.28 : les résultats de la pression par simulation pour l'extraction du benzène par SUL

II.4 La régénération des solvants

La régénération des solvants est un processus industriel utilisé pour restaurer les solvants usés afin qu'ils puissent être réutilisés, plutôt que d'être éliminés. Ce processus est essentiel dans divers secteurs, notamment la chimie, la pétrochimie, et la pharmacie, où les solvants sont utilisés en grande quantité. Elle présente plusieurs avantages, dont la réduction des coûts d'achat de nouveaux solvants, la diminution des déchets dangereux et l'impact environnemental réduit.

II.4.1 la régénération de solvant DEG

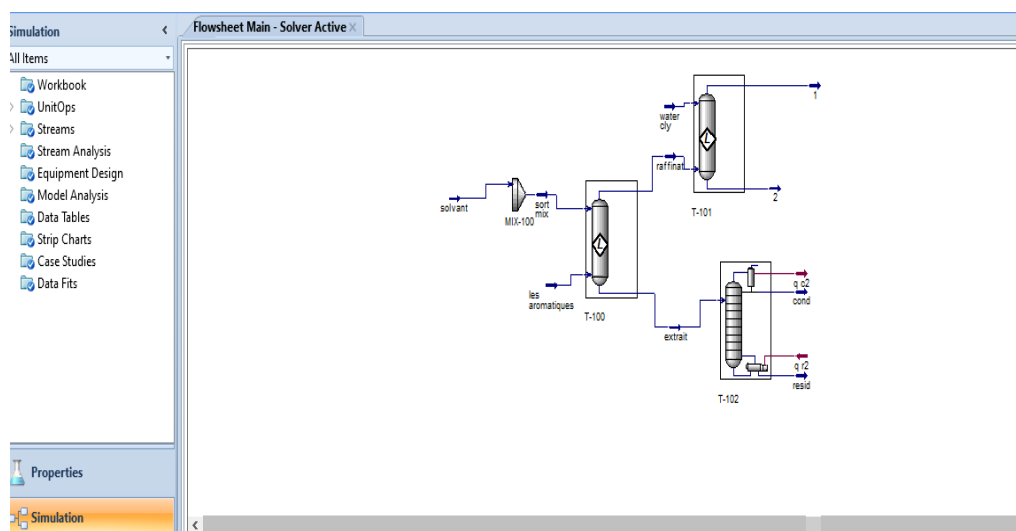


Figure II.29: Schéma du procédé d régénération des aromatique par solvant DE glycol conçu par le simulateur Aspen HYSYS V8

II.4.1.1 Description la régénération du procédé d'extraction des aromatiques par solvant (DEG)

La phase raffinat riche en hydrocarbures non aromatiques sort en haut de la colonne et est envoyé vers la tour de lavage avec l'eau (T-102) pour le but de récupérer la petite quantité de solvant entraînée dans la phase raffinat.

La phase extrait riche en solvant sont envoyés vers le colonne de distillation (T-101) pour assurer une bonne séparation solvant/aromatique,

Design	Parameters	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Dynamics
Worksheet						
Conditions	Name	water cly @COL2	raffinat @COL2	1 @COL2	2 @COL2	
Properties	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Compositions	Temperature [C]	35,0000	25,0059	35,1871	34,6167	
PF Specs	Pressure [kPa]	100,0000	100,0000	100,0000	100,0000	
	Molar Flow [kgmole/h]	111017,9764	1084,7987	1082,1258	111020,6493	
	Mass Flow [kg/h]	2000000,0000	108695,6516	108330,6919	2000364,9597	
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2004,0361	158,1549	157,7038	2004,4872	
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,841e+005	-2,242e+005	-2,214e+005	-2,842e+005	
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	9,067	114,7	126,3	8,976	
	Heat Flow [kJ/h]	-3,1545e+10	-2,4319e+08	-2,3958e+08	-3,1549e+10	

Delete Run Reset Converged ☒ Update Outlets ☐ Ignored

Figure II.30: les résultats de régénération colonne (T 101) de solvant DEG

Design	Parameters	Side Ops	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet								
Conditions	Name	extrait @COL3	cond @COL3	resid @COL3				
Properties	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000				
Compositions	Temperature [C]	27,03	81,29	88,98				
PF Specs	Pressure [kPa]	100,0	100,0	100,0				
	Molar Flow [kgmole/h]	1,367e+004	20,02	1,365e+004				
	Mass Flow [kg/h]	1,391e+006	1713	1,390e+006				
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1297	2,159	1295				
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5,329e+005	-3,301e+004	-5,196e+005				
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-112,4	7,445	-32,26				
	Heat Flow [kJ/h]	-7,286e+009	-6,608e+005	-7,095e+009				

Delete Column Environment... Run Reset Converged ☒ Update Outlets ☐ Ignored

Figure II.31 : les résultats de régénération colonne (T102) de solvant DGE

II.4.2. La régénération du solvant DMS

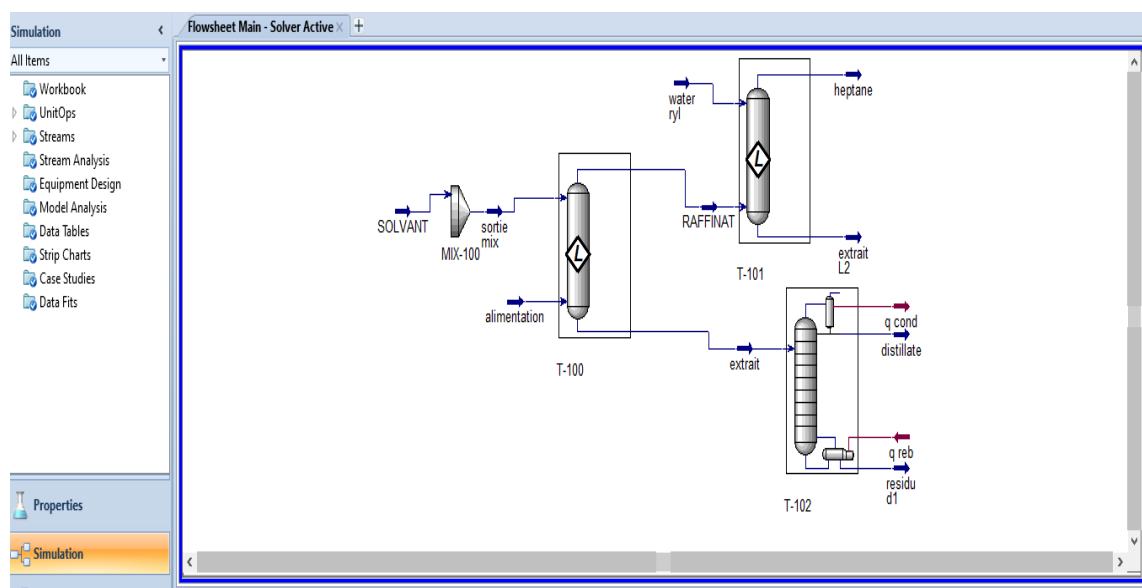


Figure II.32 : Schéma du procédé d'régénération des aromatique par solvant DMS conçu par le simulateur Aspen HYSYS V8

II.4.2.1 Description de la régénération du procédé d'extraction des aromatiques par solvant (DMS)

La phase raffinat riche en hydrocarbures non aromatiques sort en haut de la colonne et est envoyé vers la tour de lavage avec l'eau (T-102) pour le but de récupérer la petite quantité de solvant entraînée dans la phase raffinat.

La phase extraît riche en solvant sont envoyés vers le colonne de distillation (T-101) pour assurer une bonne séparation solvant/aromatique,

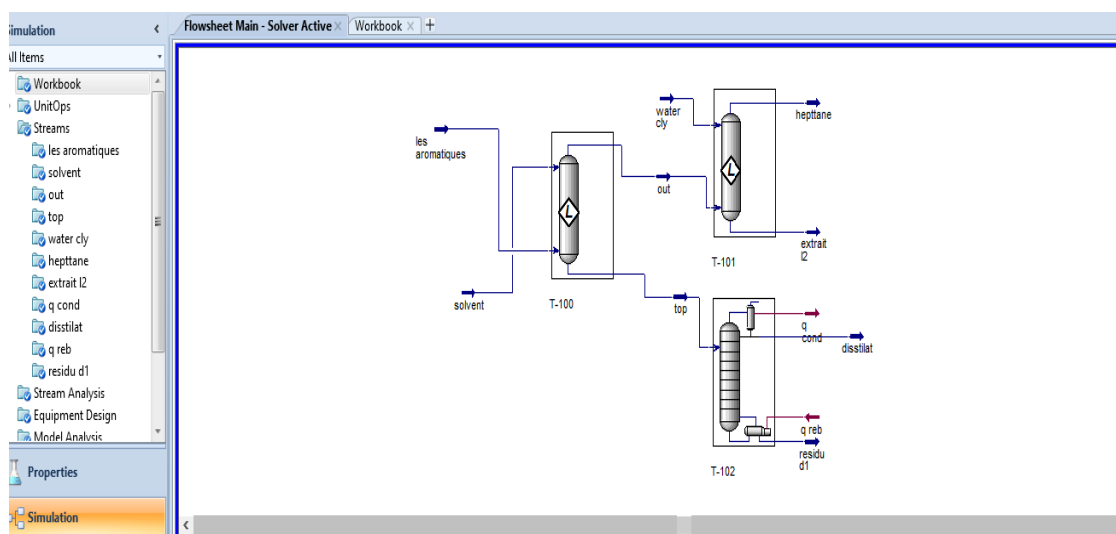
Design	Parameters	Side Ops	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet	Name	extrait @COL3	distillate @COL3	residu d1 @COL3				
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000				
Properties	Temperature [C]	35,04	89,14	104,3				
Compositions	Pressure [kPa]	101,3	101,3	101,3				
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,720e+004	29,98	1,717e+004				
	Mass Flow [kg/h]	1,350e+006	2798	1,348e+006				
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1266	3,823	1263				
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,801e+005	-1,327e+005	-1,695e+005				
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	117,4	113,6	177,8				
	Heat Flow [kJ/h]	-3,097e+009	-3,978e+006	-2,910e+009				

Figure II.33 : les résultats de régénération colonne (T102) de solvant DMS

Design	Parameters	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Dynamics
Worksheet	Name	water ryl @COL2	RAFFINAT @COL2	heptane @COL2	extrait L2 @COL2	
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Properties	Temperature [C]	35,0000	35,0182	35,0181	35,0242	
Compositions	Pressure [kPa]	101,3250	101,3250	101,3250	101,3250	
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1110,1798	1495,2670	1483,9615	1121,4852	
	Mass Flow [kg/h]	20000,0000	149552,4410	148581,5478	20970,8931	
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	20,0404	217,1997	216,3223	20,9177	
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,841e+005	-2,214e+005	-2,216e+005	-2,832e+005	
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	9,067	126,9	126,4	11,05	
	Heat Flow [kJ/h]	-3,1545e+08	-3,3102e+08	-3,2885e+08	-3,1762e+08	

FigureII.34 : les résultats de régénération colonne (T101) de solvant DMS

II.4.3 Régénération de solvant (SUL)



FigureII.35 : Schéma du procédé d'régénération des aromatique par solvant SUL conçu par le simulateur Aspen HYSYS V8

II.4.3.1 Description de la régénération du procédé d'extraction des aromatiques par solvant (Sul)

La phase raffinat riche en hydrocarbures non aromatiques sort en haut de la colonne et est envoyé vers la tour de lavage avec l'eau (T-102) pour le but de récupérer la petite quantité de solvant entraînée dans la phase raffinat.

La phase extrait riche en solvant sont envoyés vers le colonne de distillation (T-101) pour assurer une bonne séparation solvant/aromatique.

Design	Parameters	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Dynamics
Worksheet	Name		water dty @COL2	out @COL2	heptane @COL2	extrait t2 @COL2
Conditions	Vapour		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]		35,0000	34,9995	35,0031	35,0134
Compositions	Pressure [kPa]		101,3000	101,3250	101,3000	101,3000
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]		111017,9764	1260,5763	1258,9512	111019,6015
	Mass Flow [kg/h]		2000000,0000	127011,3092	126717,8890	2000293,4202
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		2004,0361	182,1372	181,6976	2004,4757
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-2,841e+005	-2,279e+005	-2,280e+005	-2,841e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		9,067	121,0	120,9	9,077
	Heat Flow [kJ/h]		-3,1545e+10	-2,8733e+08	-2,8707e+08	-3,1545e+10

Delete Run Reset Converged ☒ Update Outlets ☐ Ig

FigureII.36 : les résultats de régénération colonne (T 101) de solvant SUL

Design	Parameters	Side Ops	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet	Name			top @COL3	distillat @COL3	residu d1 @COL3		
Conditions	Vapour			0,0000	0,0000	0,0000		
Properties	Temperature [C]			34,98	83,26	101,1		
Compositions	Pressure [kPa]			101,3	101,3	101,3		
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]			1,550e+004	19,99	1,548e+004		
	Mass Flow [kg/h]			1,773e+006	1779	1,771e+006		
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]			1465	2,334	1463		
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]			-3,833e+005	-7,402e+004	-3,701e+005		
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]			-101,9	49,62	-20,99		
	Heat Flow [kJ/h]			-5,943e+009	-1,480e+006	-5,731e+009		

Delete Column Environment... Run Reset Converged

FigureII.37 : les résultats de régénération colonne (T102) de solvant SUL

II.5 La comparaison entre les solvant

Tableau II.6 : Résultats de simulation de la colonne d'extraction (T-100) de la phase extrait pour les différents solvants étudiés

	Alimentation				solvant				Extrait			
Procédés	DMS	DEG	Die	SUL	DMS	DEG	Die	SUL	DMS	DEG	Die	SUL
T (°C)	35	35	–	35	35	25	25	100	25	35,04	–	98,75
P (Bar)	1.013	1.013	–	2	1,013	1,013	1,013	1,013	1.013	1.013	–	1,013
Benzène t/h	120	120	120	120	–	–	–	–	120,60	212,49	–	236,40
Heptane t/h	180	180	180	180	–	–	–	–	24,58	38,68	–	0,020
Solvant t/h	–	–	–	–	1600	1600	1600	1600	1205,1	1548,06	–	1519,51
Débit totale t/h	300	300	300	300	1600	1600	1600	1600	1350,46	1799,24	–	1799,09

Tableau II.7: Résultats de simulation de la colonne d'extraction (T-100) de la phase Raffinat pour les différents solvants étudiés

	Alimentation				solvant				Raffinat			
Procédés	DMS	DEG	Die	SUL	DMS	DEG	Die	SUL	DMS	DEG	Die	SUL
T (°C)	35	35	–	35	35	25	25	100	26,52	35,56	–	98,03
P (Bar)	1.013	1.013	–	2	1,013	1,013	1,013	1,013	1.013	1.013	–	1,013
Benzène t/h	120	120	120	120	–	–	–	–	0	0	–	0
Heptane t/h	180	180	180	180	–	–	–	–	148,27	100,61	–	100,46
Solvant t/h	–	–	–	–	1600	1600	1600	1600	1,271	0,141	–	0,43
Débit totale t/h	300	300	300	300	1600	1600	1600	1600	149,54	100,76	–	100,90

TableauII.8: Résultats de la simulation de la colonne de distillation (T- 101) pour les procédés avec des solvants

$Q_m(\text{eau})=2000 \text{ t/h}$

	Raffinat			Distillat			Résidu		
	DEG	DMS	SUL	DEG	DMS	SUL	DEG	DMS	SUL
T (°C)	25	35	35	35.18	35	35	34.61	35	35
P (Bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Qm(t/h)	108,69	149,55	127,01	108,33	148,58	126,71	0,36	0,97	0,3

TableauII.9: Résultats de la simulation de la deuxième colonne de distillation (T-102) pour les procédés avec des solvants

	Extrait			distillat			résidu		
	DEG	DMS	SUL	DEG	DMS	SUL	DEG	DMS	SUL
T (°C)	27,03	35	34.98	21.29	89.14	83.26	88.98	104,3	101
P (Bar)	1	1.013	1.013	1	1.013	1.013	1	1,013	1,013
Qm (t/h)	1391	1350	1521	1	2,798	2	1390	1348	1519

➤ TAUX de régénération de différents solvants

Le taux de regeneration est déterminet selon (Eq.1)

$$\text{Taux de régénération}\% = ((Q_m)_s / (Q_m)_e) \times 100 \dots\dots\dots (\text{Eq.1})$$

Sachant que :

- $(Q_m)_s$: débit massique à la sortie de la colonne de régénération,

- $(Q_m)_e$: débit massique à l'entrée de la colonne de régénération

- $(Q_m)_e=1600 \text{ t/h}$

Tableau II.10:Taux de régénération des solvants colonne T(102) (benzène, solvant)

Solvant	DEG	DMS	SUL
Taux de régénération %	86	84	94
Solvant récupéré	1390	1348	1519,51

Tableau II.11:Taux de régénération des solvants colonne T(101) (heptane ,solvant)

Solvant	DEG	DMS	SUL
Taux de régénération%	0,02	0,06	0,01
Solvant récupéré (t/h)	0,36	0,97	0,3

II.6 Comparaison de la quantité du benzène et heptane pour les différents solvants

En suivant la procédure actuelle de comparaison des rendements en benzène, nous pouvons constater qu'il existe des différences entre les trois solvants.

Tableau II.12: Quantité de benzène et heptane pur récupérer à la fin d'extrait du procédé de DMS

Debit massique de benzène(t/h)	Debit massique de heptane(t/h)	Debit totale(t/h)
120,60	24,58	145,18

Tableau II.13 : Quantité de benzène et heptane pur récupérer à la fin d'extrait du procédé de Sul

Debit massique de benzène(t/h)	Debit massique de heptane(t/h)	Debit totale(t/h)
236,40	0,020	236,42

Tableau II.14: Quantité de benzène et heptane pur récupérer à la fin d'extrait du procédé de DEG

Debit massique de benzène(t/h)	Debit massique de heptane(t/h)	Debit totale(t/h)
212,49	38,68	251,17

Les résultats de simulation de la colonne d'extraction présentés dans les tableaux (II11- II13) montrent que les procédés d'extraction par DEG, donnent une bonne quantité du benzène dans la phase extrait qui est de 251,17 t/h, par contre le procédé d'extraction par sulfolane donne une moyenne quantité de benzène dans la phase extrait qui est 236,42 t/h, et le dernier c'est le DMS qui donne une faible quantité

II.7 les propriétés physico-chimiques

Tableau II.15: comparaison entre les différentes propriétés physico-chimique de les trois solvants

SOLVANT	Tb(°C)	Tf(°C)	Pression de vapeur(kpa)	ρ à 20°C (kg/m ³)	Toxicité
DEG	197,3	-12,69	0,007 à 20°C	1110	Faible
DMS	190,85	18,5	0,084 à 25°C	1100	Forte
SUL	287	27,6	0,0133 à 30°C	1266	Faible

D'après (Tableau II.15), tous les solvants utilisés répondent aux critères d'extraction requis, par exemple :

- Point d'ébullition supérieur à celui des ingrédients alimentaires afin que Permettez-lui d'être récupéré et recyclé.
- Température de cristallisation suffisamment basse pour pouvoir être placées dans fonctionne sans complications d'équipement.
- Faible pression de vapeur pour éviter les équipements à haute pression.
- Haute densité (>1000 kg/m³) pour garantir hydrocarbures d'alimentation, ce qui facilite une bonne décantation des phases et une bonne Fonctionnement de l'extracteur

II.8 la Sélectivité de solvant

$$D_i = C_{iE}/C_{iR} \dots\dots\dots (Eq.3)$$

Avec : C_{iE} : concentration de l'espèce i dans la phase extrait et C_{iR} : Concentration de l'espèce i dans la phase raffinat.

$$S_{i/j} = D_i(\text{benzène})/D_j(\text{heptane})\dots\dots\dots (Eq.4)$$

Tableau II.16: Résultats de calculs de la sélectivité ($S_{\text{benzène/Heptane}}$) et du coefficient de distribution ($D_{\text{Benzène}}$) Pour les différents solvants

Concentration (mol /l)							
	Raffinat			Extrait		Di	Sij
benzène	n-heptane	DEG	benzène	n-heptane	DEG		
0,0006	0,9980	0,0014	0,1514	0,0218	0,8269	252,33	11469
benzène	n-heptane	DMS	benzène	n-heptane	DMS		
0,0007	0,9934	0,0036	0,0893	0,0182	0,8924	125,5	6976,11
benzène	n-heptane	SUL	benzène	n-heptane	SUL		
0,0007	0,9957	0,0043	0,0893	0,0240	0,8924	123,57	5232,08

Le tableau II.16 montrent que le solvant DEG présente une meilleure sélectivité et une bon coefficient de distribution ,par contre le DMS présente une moyenne sélectivité et coefficient de distribution et le sulfolane présente une sélectivité inférieure que la DEG et DMS aussi un faible coefficient de distribution par rapport aux autres solvants dans cette étude

II.9 Comparaison économique

Le tableau suivant présente la comparaison économique des différents solvants utilisés .

Tableau II.17: comparaison économique entre les différents solvants

solvant	Le prix pour une tonne en Dolar	Le prix totale du solvant en Dolar	Prix en DA Algérien	Prix / mois En dolar	% récupère après régénération du solvant	La Perte après régénération en dolar
DEG	80000	128×10^6	948851	9216×10^7	86,36	150847488×10^3
DMS	2100	336×10^4	283059	24192×10^5	84,97	4363269120
SUL	3700	592×10^4	498723	42624×10^5	94,3	2915481600

Conclusion

Dans ce chapitre les résultats sont obtenus par simulation et nous avons comparé les résultats pour les différents solvants étudiés :(DEG,DMS,SUL,die-Ether) et on a constaté que :

- Tous les solvants ont leurs propres caractéristiques et propriétés,
- lorsqu' on augmentant la température, on remarque qu'il ya une diminution du rendement de l'extraction du benzène par ces solvants, mais pour la pression ,il n y'a pas une influence sur le rendement de l'extraction
- Le solvant DEG donne une bonne extraction du benzène par rapport aux autres solvants

-Aussi le DEG présente une meilleure sèlectivité malheureusement pour l'aspect économique et plus cher aux autres solvants étudiés.

CONCLUSION GENERALE

Le but de cette étude est l'extraction des aromatiques et pour cela on a pris le benzène comme exemple. On s'est intéressé, dans cette étude à la simulation d'un procédé d'extraction liquide-liquide du benzène à partir du mélange [benzène + heptane] par quatre solvants : glycols di-éthylène (DEG), N-méthylpyrrolidone (NMP), le tétraméthylènesulfone (sulfolane) ou le diméthylesulfoxyde (DMS) et comparer entre les résultats de ces solvants dans l'industrie par simulation avec ASPEN HYSYS 8.

La préparation et le choix du solvant est sans doute fondamental dans les procédés d'extraction, le solvant est choisi de telle façon à former avec la charge et le mélange d'aromatiques deux phases non miscibles et il doit non seulement permettre la séparation des produits mais aussi faciliter la régénération pour qu'il soit abordable facilement dans l'extracteur et être facilement séparable des produits dissous et son emploi doit être aussi économique que possible.

On a utilisé le modèle thermodynamique NRTL (Non Random Two Liquid), car il est le modèle le plus convenable pour la simulation des procédés d'extraction liquide-liquide.

Les procédés étaient similaires pour les trois solvants glycols di-éthylène (DEG), le tétraméthylènesulfone (sulfolane) ou le diméthylesulfoxyde (DMS), cela signifie que les mêmes équipements étaient utilisés pour la séparation et la récupération mais les conditions opératoires des solvants n'étaient pas les mêmes d'après la nature différente des trois solvants.

D'après les résultats obtenus dans cette étude on a constaté que :

- Lorsqu'on augmente la température, on remarque qu'il y a une diminution du rendement de l'extraction du benzène par ces solvants car la solubilité et la miscibilité augmentent, mais pour la pression, il n'y a pas d'influence sur le rendement de l'extraction.
- Le solvant DEG donne une bonne extraction du benzène par rapport aux autres solvants
- Aussi le DEG présente une meilleure sélectivité malheureusement pour l'aspect économique et plus cher en comparant avec les deux autres solvants étudiés.

Références Bibliographiques

- [1] Documentation Interne RA1K, manuel operating.
- [2] Manuel opératoire de l'unité 200 NAFTEC
- [3] Beyroukould mohamed. Extraction des aromatiques : Calcul de vérification de la colonne de Benzène de l'unité 200/RA1/K. Mémoire d'ingénieur d'état, université M'hamed Bogara de Boumerdes, (2007)
- [4] D. Zogad, Extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par microémulsion, Mémoire de Magister, université de Boumerdes, 2007
- [5] <http://www.techniques-ingenieur.fr/> Traitement des essences aromatiques pour la pétrochimie, j5920 (2018)
- [6] A.B. Nouri, Extraction des aromatiques étude d'un échangeur 200-E2, Mémoire de Master université El-oued (2014)
- [7] P. pimsee , Etude du comportement des hydrocarbures aromatiques polycycliques lors du déversement accidentel d'hydrocarbures en eaux continentales , université de Toulouse (2014)
- [8] J. P. Wauquier. Le raffinage du pétrole : Procédés de séparation, Technip, Paris, [1998)
- [9] J.adaud, M. Caude , R.rosset. Identification et dosage des hydrocarbures polynucléaires aromatiques dans les huiles, principalement par chromatographie en phase liquide . Analysis, (1986)
- [10] J.P, wauquier. Pétrole brut, produits pétroliers .Le raffinage du pétrole.Tome 1. Edition technip. Paris (1994)
- [11] F.Degni, Fast chromatographic determination of polycyclic aromatic hydrocarbons in aerosol samples from sugar cane burning Journal of chromatography (2004)
- [12] R.Ghai, Extraction des aromatiques Etude d'un échangeur E2-200, Mémoire de licence, université de Skikda, 2005.