



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس – مستغانم
Abdel Hamid Ibn Badis University – Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق
Department of Process Engineering



N° d'ordre :M2 IP /G.P/2021

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DEMASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries Pétrochimiques

Option: Génie Pétrochimique

Thème

**Etude de dimensionnement d'une colonne à plateaux du complexe
CP1/Z selon la spécification IMPCA.**

Présenté par :

1- M^{elle} BELKHEIR Wiame Chahinez

2- M^{elle} BEKAIUCE Amel

Soutenu le/...../ 2021 devant le jury composé de :

Président	Pr GHEZZAR. M. R	Pr	Université de Mostaganem
Examineur	Mr SMAIL. B	MAA	Université de Mostaganem
Examinatrice	Mme MOHAMED SEGHIR. Z	MAA	Université de Mostaganem
Examinatrice	Dr BELHADJ. K. A	MCA	Université de Mostaganem
Encadrant	Dr TERMOUL Mourad	MCA	Université de Mostaganem

Année universitaire : 2020-2021

REMERCEIMENT

A notre Encadrant

Mr Termoul Mourad

*nous avons eu l'honneur d'être parmi vos étudiants et de bénéficier de
votre riche enseignement*

Vos qualités pédagogiques et humaines qui sont pour moi un modèle

*Votre compétence , votre encadrement ont toujours suscité mon
profond respect .*

nous vous remercier pour votre accueil et vos conseils

Aux membres du jury

*Mesdames et messieurs les jurys, vous nous faites un grand honneur en
acceptant de juger notre travail*

*Nous devons un remerciement à tous les enseignants de la faculté des
sciences et de la technologie pour leurs qualités scientifiques et
pédagogiques*

DEDICACES

Louange à Dieu tout puissant, qui m'a permis de voir ce jour tant attendu

Je dédie ce modeste travail à :

A ma très chère maman

Grâce à toi j'ai appris le sens du travail et de la responsabilité. Je voudrais te remercier pour ton amour, ta générosité et ta compréhension

A mon très cher père

Tu as toujours été pour moi un exemple du père respectueux, honnête, de la personne méticuleuse, je tiens à honorer l'homme que tu es.

Mes parents, votre soutien fut une lumière dans tout mon parcours. Aucune dédicace ne saurait exprimer l'amour l'estime et le respect que j'ai toujours eu pour vous.

A ma sœur KAOUTER et mon frère RIYADH

A qui je souhaite un avenir radieux plein de réussite

A TOUTE MA FAMILLE

Je vous dédie ce travail en reconnaissance de l'amour que vous m'offrez quotidiennement et votre bonté exceptionnelle. Que Dieu le Tout Puissant vous garde et vous procure santé et bonheur.

A mes amies sans exception

BELKHIR Wiame Chahinèz

DEDICACES

Je dédie ce travail à mes parents, exemple du don et du sérieux qui m'ont tout donné pour me permettre de réaliser mes projets de ma vie.

En ces quelques mots, je leur exprime tout mon amour et mon respect pour tout ce qu'ils m'ont offert comme soutien, conseils et aide.

Je tiens à le dédier à mes frères et ma Sœur

A mes amis et mes collègues sans exception

Et à toutes les personnes qui ont contribué de loin ou de près à l'élaboration de ce modeste travail

BELKAJOUS Amel

Résumé

La production du méthanol grade A au niveau du complexe CP1/Z n'arrive plus à satisfaire les exigences de la qualité du méthanol dans le marché international et ne correspond pas aux ces normes de la bonne qualité.

Dans ce contexte, l'objectif de notre travail consiste à l'amélioration de la qualité du méthanol, partir d'une simple modification de la section 600 du procès de production. A l'aide du simulateur HYSYS version 7.3, cette modification est basée sur l'augmentation du nombre de plateau de la deuxième colonne de distillation V602 pour assurer la bonne séparation entre méthanol et les traces d'éthanol

Ce travail est réalisé afin de produire un méthanol répond aux normes de qualité de production internationale selon la spécification IMPCA.

Mots clés : méthanol, éthanol, plateau, colonne de distillation V602, HYSYS, IMPCA.

Abstract

The production of methanol grade A at the CP1/Z complex is not compatible with the requirements quality of methanol in the international market and has not these standards of good quality.

In this context, the objective of our work is to improve the quality of methanol, starting from a simple modification of section 600 of the production process. Using the HYSYS simulator version 7.3, this modification is based on increasing the number of trays of the second distillation column V602 to ensure the proper separation between methanol and traces of ethanol

This work is carried out in order to produce a methanol meets the quality standards of international production according to the IMPCA specification.

Keywords: methanol, ethanol, tray, distillation column V602, HYSYS, IMPCA.

ملخص

الميثانول المنتج من طرف مجمع البتروكيماويات لم يعد يتطابق مع متطلبات الجودة في السوق الدولية لمعايير النوعية الجيدة

في هذا الإطار تهدف هذه الدراسة الى تحسين نوعي الميثانول انطلاقا من تغيير بسيط في الوحدة رقم 600 من عملية الإنتاج بوجود برنامج المحاكاة هذا التغيير يركز على إضافة عدد الأحواض في عمود التقطير الثاني لأجل ضمان الفصل الجيد بين الميثانول و أثار الإيثانول المتبقية

تم انجاز هذا العمل في إطار يتجاوب مع معايير النوعية الجيدة للإنتاج الدولي وفقا لمواصفات عالمية

الكلمات المفتاحية HYSYS , IMPCA عمود التقطير ميثانول إيثانول احواض

Sommaire

Introduction générale.....	9
CHAPITRE I : PRODUCTION DU METHANOL	2
I.1. Introduction.....	2
I.2. Description du méthanol.....	2
I.3. Production du méthanol au complexe cp1/z [2].....	2
I.3.1. Présentation du complexe	2
I.4. Procès du méthanol.....	3
I.4.1. Section 100 « Distribution des gaz naturel ».....	4
I.4.2. Section 200 « Reforming catalytique »	5
I.4.3. Section 300 « Refroidissement et élimination de l'eau ».....	5
I.4.4. Section 400 « Compression du gaz de synthèse »	6
I.4.5. Section 500 « Synthèse du méthanol ».....	6
I.4.6. Section 600 « Distillation du méthanol brut »	6
I.4.7. Section 700 « Système de vapeur »	7
I.5. Conclusion	7
CHAPITRE II : TECHNIQUES DE PURIFICATION DU METHANOL.....	8
II.1. Introduction.....	8
II.2. Description de la colonne de rectification	8
II.3. Classification des colonnes de rectification	9
II.3.1. Les colonnes à garnissages.....	9
II.3.2. Les colonnes à plateaux.....	10
II.4. Bilans de matières	10
II.5. Bilan thermique.....	11
II.6. Objectifs du dimensionnement des colonnes.....	11
II.6.1. La capacité.....	11
II.6.2. La perte de charge.....	11
II.6.3. L'efficacité	12
II.7. Conclusion	12
CHAPITRE III : LES CALCULS	13
III.1. Introduction.....	13
III.2. Caractéristiques techniques de la colonne V602	13
III.3. Paramètres design de fonctionnement de la colonne V 602	14
III.4. Autres spécifications de la colonne V602.....	15

III.5. Qualité du méthanol raffiné par la colonne V602.....	15
III.6. Simulation de la colonne V602.....	16
III.7. Détermination de nombre de plateau théorique	17
III.8. Détermination des dimensions de la colonne.....	18
III.8.1. Hauteur de la colonne	18
III.8.2. Diamètre de la colonne	18
III.9. Calcul de rebouilleur	19
III.9.1. Données et caractéristiques techniques	19
III.9.2. Calcul thermique	21
III.9.3 Calcul hydraulique	27
III.10. Calcul de nombre des aérocondenseurs	29
III.11. Conclusion	29
CONCLUSION GENERALE	31

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des tableaux

TABLEAU I.1 : CAPACITE DE PRODUCTION DU COMPLEXE CP1Z PAR AN.....	3
TABLEAU III.1 : CARACTERISTIQUES TECHNIQUES DE LA COLONNE V602.....	9
TABLEAU III.2 : PARAMETRES DESIGN DE LA COLONNE V602.....	14
TABLEAU III.3 : AUTRES SPECIFICATIONS A LA SORTIE DE LA COLONNE V602.....	15
TABLEAU III.4 : DEBITS ET LES COMPOSITIONS MASSIQUES (CAS ACTUEL).....	15
TABLEAU III.5 : DEBITS ET LES COMPOSITIONS MASSIQUES (CAS DE DESIGN).....	17
TABLEAU III.6 : SPECIFICATIONS COMMERCIALES DU METHANOL SELON IMPCA.....	18
TABLEAU III.7 : RECAPITULATIF DES DONNEES DU PROBLEME.....	20
TABLEAU III.8 : CARACTERISTIQUES TECHNIQUES DU REBOUILLEUR H606 (COTE FAISCEAUX).....	21
TABLEAU III.9 : CARACTERISTIQUES TECHNIQUES DU REBOUILLEUR H606 (COTE CALANDRE).....	21

Liste des figures

FIGURE I.1 : SCHEMA SIMPLIFIE DE L'UNITE METHANOL	4
FIGURE II.2 : SCHEMA D'UNE COLONNE DE DISTILLATION	9

Introduction générale

Le méthanol est produit à partir de méthane CH_4 et la vapeur d'eau pour obtenir le gaz de synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2$), ce dernier est destiné pour la fabrication du méthanol vers la production de plusieurs matières finis à l'aide de différents procédés et opérations de transformation, et vu la multitude de domaines d'application du méthanol exigent une purification poussée, fait que le complexe CP1/Z développe une nouvelle politique de l'amélioration de la qualité du méthanol produit, afin de suivre l'évolution de l'industrie mondiale et de répondre aux exigences des consommateurs.

Dans ce contexte, notre projet de fin d'étude de master a donc pour but d'effectuer une étude de modification sur la deuxième colonne de distillation afin de produire le méthanol selon la spécification IMPCA (International Méthanol Producers & Consumers Association).

La démarche scientifique adoptée dans cette étude conduit à une répartition de ce manuscrit en trois chapitres ;

Dans la première partie, une synthèse bibliographique scindée en deux chapitres. Le premier chapitre illustre les différentes sections de l'unité méthanol, le deuxième présente un aperçu sur la distillation et la technologie de rectification.

La seconde partie de cette étude sera consacrée dans le troisième chapitre , ce dernier comporte l'interprétation et la comparaison des résultats et des données. Egalement, nous présenterons l'étude du dimensionnement et de faisabilité technique de la modification de la colonne V602.

CHAPITRE I : PRODUCTION DU METHANOL

I.1. Introduction

Le méthanol est l'un des produits les plus consommés dans le monde avec une demande annuelle de 70 millions de tonnes[1].

Ses principales applications sont comme combustibles, additif ou réactif dans la chimie fine, mais d'autres applications émergentes, telles que transporteur d'hydrogène pour les piles à combustible ou agent de dénitrification dans le traitement des eaux usées.

I.2. Description du méthanol

Le méthanol est un hydrocarbure composé de carbone, d'hydrogène et d'oxygène. Sa formule chimique est CH_3OH .

Le méthanol est un alcool, c'est un liquide incolore, neutre, polaire et inflammable, possédant une odeur caractéristique, sa température d'ébullition $T = 65,5^\circ\text{C}$, sa température de fusion $T = 98,8^\circ\text{C}$, sa densité = 0,7924 à 20°C , chaleur de vaporisation = 263 Kcal/kg.

Alcool méthylique est explosif avec l'air comme il représente une perte énergétique environ 50% par rapport au CO_2 , il est miscible à l'eau, aux alcools, aux esters et à la plupart des autres solvants organiques. Il est peu soluble dans les graisses et les huiles.

Naphta de bois est produit par un processus catalytique en utilisant, comme matières de base le gaz naturel et la vapeur.

On fait la synthèse du méthanol par réaction d'hydrogène sur l'oxyde de carbone (CO) et l'acide carbonique. Ces gaz peuvent être obtenus par le reforming à la vapeur du gaz naturel.

I.3. Production du méthanol au complexe cp1/z [2]

I.3.1. Présentation du complexe

Le complexe CP1Z produit le méthanol et de résine. Il a pour activité la prise en charge de toute opération de transformation chimique des hydrocarbures liquides ou gazeux ainsi que leurs dérivés pour la production de produits pétrochimiques de base et des produits finis, le complexe produisait la gamme des produits suivants :

Tableau I.1 : Capacité de production du complexe CP1Z par an

Désignation des produits	Capacité de production (tonne/an)
Méthanol	100000
Formaldéhyde	20000
Phénoliques liquides	6000
Résines uréiques liquides	10000

I.4. Procès du méthanol

L'unité méthanol (figure I.2) a une capacité de production de 300T /J avec apport de CO₂ 340 T/J. On fait la synthèse du méthanol par réaction d'hydrogène sur l'oxyde de carbone (CO) et l'acide carbonique. Ces gaz peuvent être obtenus par le Reforming à la vapeur du gaz naturel.

La synthèse du méthanol dans cette unité passe par sept sections successives:

1-Section 100 :Désulfuration et distribution du gaz naturel

2-Section 200: Reforming catalytique.

3-Section 300: Refroidissement du GS et récupération du condensat.

4-Section 400: Compression du gaz de synthèse.

5-Section 500:Synthèse du méthanol brut.

6-Section 600: Distillation.

7-Section 700 : vapeur

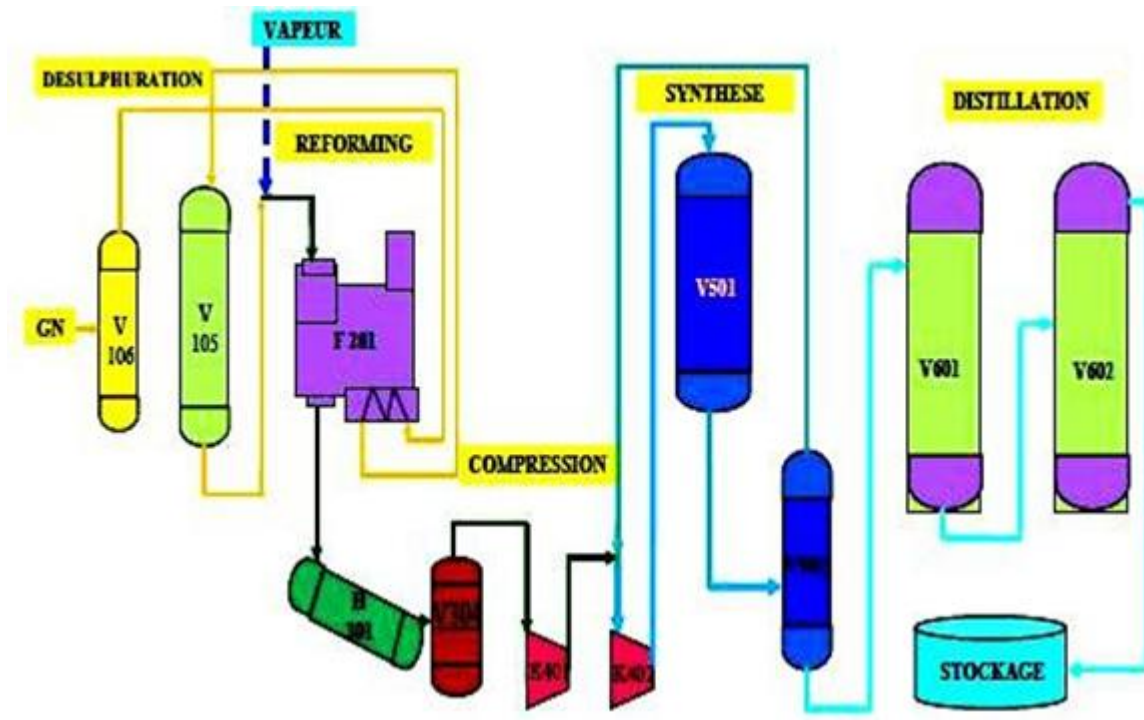


Figure I.2 : schéma simplifié de l'unité méthanol.

I.4.1. Section 100 « Distribution des gaz naturel »

D'abord, le gaz naturel qui provient de RTO avec une pression 30 bars s'écoule vers le séparateur V106 à une pression 28 bars pour que toutes les traces des hydrocarbures liquides soient éliminées .

Le gaz naturel sortant du V106 est réparti et utilisé comme :

- Gaz combustible dans le four de reforming
- Gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires
- Gaz de processus
- Gaz de blinking

Le gaz du processus doit passer par un désulfureur , pour éviter l'empoisonnages du catalyseur du four de reforming

Le catalyseur dans désulfureur est à base de nickel, la réaction de désulfuration est la suivante :



I.4.2. Section 200 « Reforming catalytique »

Le gaz naturel désulfuré qui sort du désulfureur (V105) est mélangé avec la vapeur Surchauffée qui vient de la ligne de vapeur à une pression de 27 bars. Le rapport vapeur/gaz a une valeur normale de 3/1 (03 moles de vapeur par l'atome de carbone).

Le four de reforming est alimenté par le mélange gaz/vapeur à 360°C ce dernier passe à l'intérieur des 168 tubes verticaux où la réaction aura lieu au-dessus d'un catalyseur à base de l'oxyde de nickel NiO. Ce catalyseur existe dans les 168 tubes.

La chaleur nécessaire à la réaction endothermique est fournie par les 60 brûleurs installés verticalement dans le four de reforming.

A la sortie du four de reforming à 800 °C et 19 bars on obtient un produit qui est un gaz de synthèse composé principalement de l'hydrogène (H₂), le monoxyde de carbone (CO), le dioxyde de carbone (CO₂), du méthane et de la vapeur d'eau .

Les réactions qui ont lieu dans le four de reforming sont :



I.4.3. Section 300 « Refroidissement et élimination de l'eau »

C'est la section de refroidissement et séparation de l'eau; le gaz de synthèse fabriqué passe par trois échangeurs pour se refroidir, puis il passe par trois séparateurs pour éliminer l'eau condensée.

Le gaz de synthèse froid sort pénètre avec une pression de 17 bars et une température de 35°C puis il passe dans le dernier séparateur pour éliminer la dernière quantité d'eau condensée qui est envoyée vers l'unité de récupération des condensats (système vapeur).

Le but de refroidissement est de condenser la vapeur d'eau de gaz qui peut détruire les compresseurs.

1.4.4. Section 400 « Compression du gaz de synthèse »

Le gaz de synthèse final est comprimé à partir d'une pression de 17.5 atm à la pression de la boucle qui est de l'ordre de 51.8 atm dans un compresseur de synthèse centrifuge K401 à deux étages.

Le gaz sortant de K401 est mélangé avec du sortant du séparateur de méthanol V502 à une température égale à 40°C.

Le mélange passe ensuite dans un compresseur K402 où il est comprimé à une pression égale à 53.7 atm et une température égale à 70°C.

1.4.5. Section 500 « Synthèse du méthanol »

Cette section est le cœur du procédé parce que c'est là où la formation du méthanol s'effectue avec les réactions suivantes:



Ces deux réactions de synthèse s'effectuent dans un réacteur adiabatique catalytique contenant quatre lits de catalyseur à base d'oxyde de cuivre CuO, et des températures de l'ordre de 210 à 270°C (BT) et pression de 50 bars (HP)

On obtient un taux de réaction suffisant pour donner environ 3% du méthanol dans l'influent du réacteur avec un volume raisonnable de catalyseur.

Le méthanol brut obtenu (contient 20% d'eau et 80% méthanol) s'écoule vers bac de pré stockage T 651 (le bac de cigare).

1.4.6. Section 600 « Distillation du méthanol brut »

La distillation du méthanol brut se passe dans 02 colonnes V601 et V602 :

La 1^{ère} colonne (Elimination des produits légers):

La 1^{ère} colonne contient 48 plateaux du type clapets fixe assurent la circulation permanente et a contre courant des deux phases vapeur/liquide.

Elle est pour l'élimination des gaz dissous dans le méthanol brut (CO₂, CO, H₂, CH₄, N₂).

La 2^{ème} colonne (Elimination des produits lourds):

Cette colonne est avec 63 plateaux de type clapets fixe pour but d'avoir un méthanol raffiné et les plateaux 14, 16, 18,20 sont pourvus des points d'admission pour l'alimentation.

Elle est pour séparer l'eau et le méthanol pour obtenir un méthanol raffiné.

Le méthanol final est retiré de la tour aux plateaux N°59 et 55 pour diverses raisons, les produits légers sont pas éliminés d'une manière efficace dans la colonne de séparation des produits légers V601 et que leur concentration sur le plateau 59 est excessive.

Le produit est refroidi jusqu'à environ 50°C dans un réfrigérant H607 et passe aux réservoirs de méthanol raffiné (le méthanol raffiné à 99,85%) .

1.4.7. Section 700 « Système de vapeur »

Le système vapeur est un système qui fournit la force motrice de l'unité en passant par les turbines économisant l'énergie électrique du compresseur, recycleur, extracteur, turbopompe, alimentation F208, turbopompes de lubrification de compresseur et son étanchéité et surtout pour fournir la vapeur de reforming .

L'unité est conçue de façon que la plupart de la chaleur soit récupéré en un système économique d'énergie. Les vapeurs produites sans à BP MP et la HP.

- HP : haute pression = 84 bars.
- MP1 et 2 : moyenne pression. MP1 = 30 bars, MP2 = 24 bars.
- BP : basse pression = 3,2 bars.

1.5. Conclusion

Généralement, au niveau industriel (complexe CP1/Z), le méthanol produit correspond aux normes du grade A. Ce produit peut être amélioré (qualité) afin d'atteindre les normes de la spécification IMPCA. Dans ce contexte, la performance des sections du procès est indispensable, surtout la séparation « section 600 » pour avoir le maximum de purification. Sachant qu'une bonne distillation donne un produit selon les normes de la spécification IMPCA.

CHAPITRE II : TECHNIQUES DE PURIFICATION DU METHANOL

II.1. Introduction

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange d'hydrocarbures et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification [3]. Dans ce chapitre, nous intéressons à exploiter les techniques de séparation dans le but d'obtenir le méthanol.

II.2. Description de la colonne de rectification

Les colonnes de rectification utilisent la différence de volatilité des composants d'un mélange, la distillation permet la séparation des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (rebouilleur en bas) , et une source froide (condenseur de tête), la distillation met en œuvre un contre-courant de liquide et vapeur , les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et ils sont soutirés au fond de la colonne, cette répartition se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique. Un tel système en équilibre constitue un étage théorique, il est caractérisé par des relations entre les concentrations des constituants ainsi une sélectivité élémentaire de fractionnement.

La distillation ordonne ces contacts élémentaires en série, sous forme de cascade afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique.

Une colonne de distillation est constituée de trois zones (figure II.1) :

- zone de flash.
- zone de rectification.
- zone d'épuisement.

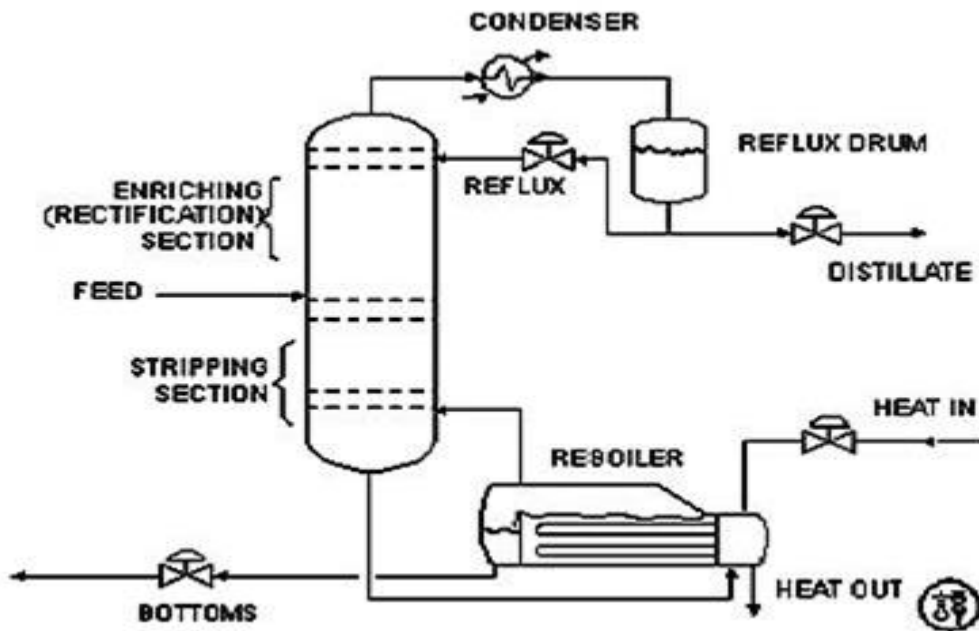


Figure II.1 : Schéma d'une colonne de distillation

La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, des surfaces d'échange, et de la nature de l'écoulement.

Comme la distillation est une opération physique de séparation, elle permet de fractionner un mélange complexe en plusieurs produits, ces produits sont répartie selon les besoin dans:

- Le distillat D, obtenu en tête de colonne; il est surtout riche en constituants volatiles.
- Les produits intermédiaires, obtenus par des soutirages latéraux dans la colonne
- Le résidu R, sorti en fond de colonne, il contient beaucoup plus les constituants lourds.

Les colonnes de distillation sont largement présentes dans les raffinerie aussi bien que dans les usines pétrochimiques, soit au stade de préparation de la charge avant le traitement, soit au stade de fractionnement et purification après le traitement[4].

II.3. Classification des colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs éléments de contact :

II.3.1. Les colonnes à garnissages

Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide. Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne.

En ce qui concerne les matériaux utilisés, on a le choix entre la céramique ou porcelaine (résistants à la corrosion, mais fragile), l'acier (moins épais ,mais plus cher)

II.3.2. Les colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide. Les transferts de matière et de chaleur entre les phases sont d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases sont plus grandes.

Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation et en absorption...

On trouve dans l'industrie plusieurs types de plateaux :

- Plateau à calottes.
- Plateau perforé à déversoir.
- Plateau à clapets.
- Plateau sans déversoirs.
- Plateau à jet directionnel [3].

II.4. Bilans de matières

Admettant que X_a, X_d et X_r sont respectivement les compositions du constituant le plus volatil dans l'alimentation, le distillat et le résidu, les bilans de matières s'écriront alors de la sorte :

$$\text{Bilan global: } A = D + R \quad (\text{II.1})$$

$$\text{Bilan partiel : } A \cdot X_a = D \cdot X_d + R \cdot X_r \quad (\text{II.2})$$

A : l'alimentation

D : le distillat

R : le résidu

Pour une alimentation donnée (A, X_a), si l'on se fixe la qualité de la séparation, c'est-à-dire ; les compositions X de X_r , les quantités D et R de distillat et de résidu sont automatiquement définies par :

$$D = A (X_a - X_r) / (X_d - X_r) \quad (\text{II.3})$$

$$R = A (X_d - X_a) / (X_d - X_r) \quad (\text{II.4})$$

Ces équations correspondent au cas d'une condensation totale, produisant un distillat entièrement liquide, et cette restriction n'a pour but que de simplifier les calculs, mais ce n'est pas toujours le cas [5].

II.5. Bilan thermique

La distillation a besoin d'une certaine quantité d'énergie que l'on peut calculer en établissant le bilan thermique ; On appelle:

h_a : l'enthalpie ou quantité de chaleur contenue dans 1 molécule d'alimentation.

h_d : l'enthalpie d'une molécule de distillat.

h_r : l'enthalpie d'une molécule de résidu.

$Q_a = A.h_a$: l'enthalpie d'alimentation.

$Q_d = D.h_d$: l'enthalpie du distillat.

$Q_r = R.h_r$: l'enthalpie du résidu.

Q_C est la quantité de chaleur emportée au condenseur par le fluide de réfrigération.

Q_V est la quantité de chaleur acquise par la vapeur V_r dans le rebouilleur

Ecrivons, en négligeant les pertes thermiques, l'égalité des quantités de chaleurs qui entrent et qui sortent comme suit :

$$Q_a + Q_v = Q_d + Q_r + Q_C$$

Il existe une relation directe entre Q_C et Q_V , cela signifie que s'il y a une modification des conditions de marche du condenseur, il faut ajuster les conditions de fonctionnement du rebouilleur. Si l'opérateur augmente le reflux L_0 en tête en maintenant T_d constante, le débit du fluide réfrigérant sur le condenseur ainsi que Q_C , il faut augmenter le débit de vapeur sur le rebouilleur pour augmenter V et Q_V [5].

II.6. Objectifs du dimensionnement des colonnes

Le dimensionnement de chaque plateau est fait de manière à atteindre les objectifs suivants :

II.6.1. La capacité

On recherche une capacité élevée pour la vapeur et pour le liquide suivant la demande. On recherche la flexibilité et l'adaptation aux hautes et faibles fluctuations des charges liquides et vapeurs

II.6.2. La perte de charge

Une perte de charge faible est nécessaire pour réduire le gradient de température entre le sommet et le fond de la colonne par contre une perte de charge élevée est généralement associée à un dimensionnement non économique.

II.6.3. L'efficacité

Une efficacité élevée est le 1^{er} objectif de la performance du plateau. Plus le contact est meilleur sur un intervalle de capacité assez grand, plus l'efficacité sur cet intervalle sera élevée [6].

II.7. Conclusion

Le nombre de plateaux théoriques dépend surtout de la difficulté de la séparation ainsi que l'efficacité de la colonne. Par conséquent, le nombre de plateaux réels est déterminé par les considérations mécaniques du plateau et les conditions de marche. Avant de faire une étude de dimensionnement d'une colonne de distillation, il faut d'abord faire une étude théorique (simulation) pour évaluer la faisabilité technique et économique du dispositif (colonne).

CHAPITRE III : LES CALCULS DU DIMENSIONNEMENT

III.1. Introduction

La faisabilité technique et économique d'une opération pétrochimique donne une grande importance aux calculs en chiffres, tel que les caractéristiques techniques et les paramètres de fonctionnement. Ces données permettent de comparer et interpréter, dans ce contexte les calculs expérimentaux sont indispensables pour des meilleurs résultats.

III.2. Caractéristiques techniques de la colonne V602

La colonne V602 est une colonne à plateaux à clapets fixe avec 63 plateaux, pour séparer l'eau et le méthanol afin d'obtenir un méthanol raffiné.

Les caractéristiques techniques de la colonne sont regroupées dans le tableau suivant (tableau III .1) :

Tableau III.1 : Caractéristiques techniques de la colonne V602

Caractéristiques	Valeurs
Diamètre colonne (mm)	2515
Espacement entre plateaux (mm)	460
Nombre de passe	1
Type de déversoir	droit
Hauteur déversoir (mm)	468
Hauteur de la colonne (mm)	32420
Largeur déversoir (mm)	425
Hauteur de barrage de sortie (mm)	25
Nombre d'étage d'alimentation	4
Etages d'alimentation	14,16,18 et 20
Nombre des soutirages latéraux	2
Nombre de plateaux	63

III.3. Paramètres design de fonctionnement de la colonne V 602

Les produits lourds sont retirés du fond de la tour V601 et passant dans la tour de séparation des produits lourds V602 par l'intermédiaire de la pompe P604. La colonne V602 fonctionne avec des paramètres indiqués dans le tableau ci-dessous (tableau III.2)

Tableau III.2 : Paramètres design de la colonne V602.

Paramètres	Valeurs
Charge à traiter (kg/h)	18000
Nature de fluide	Eau + méthanol + éthanol
Température de tête (°C)	75
Température de fond (°C)	119
Température d'alimentation (°C)	85
Pression de sommet (kg/cm ²)	1.53
Pression de fond (kg/cm ²)	1.95
Pression d'alimentation (kg/cm ²)	4.5
Reflux	Total
Débit de reflux (kg/h)	30120

III.4. Autres spécifications de la colonne V602

Le tableau (tableau III.3) représente les autres spécifications à la sortie de la colonne de distillation dans le cas de design .

Tableau III.3 : Autres spécifications à la sortie de la colonne V602.

Spécifications	Valeurs
Débit de méthanol raffiné	14191 kg /h
Débit de reflux	30170 kg/h
Température de reflux	74°C
Température de fond	119°C
Charge thermique de rebouilleur	7,86*10 ⁶ kcal/h
Charge thermique des aérocondenseurs	7,84*10 ⁶ kcal/h

III.5. Qualité du méthanol raffiné par la colonne V602

Les deux tableaux (III.4-III.5) représentent les débits et les compositions massiques du fluide traité de l'alimentation, de distillat et de résidu de la colonne V602 en cas actuel et design.

Tableau III.4 : débits et les compositions massiques (cas actuel).

	Alimentation	Distillat	Résidu
Débit (Kg/h)	20500	15000	5500
Composition massique (%)			
Méthanol	0,8159710	0,9951858	0,0249975
Eau	0,1836000	0,0046666	0,9750000
Ethanol	0,0004290	0,0001476	0,0000025

Tableau III.5 : débits et les compositions massiques (cas de design)

	Alimentation	Distillat	Résidu
Débit (kg/h)	18000	14191	3809
Composition massique(%)			
Méthanol	0,81970	0,99895	0,00600
Eau	0,18000	0,00100	0,99277
Ethanol	0,00030	0,00005	0,00123

III.6. Simulation de la colonne V602

La simulation de la colonne de distillation V602 se fait pour la spécification production IMPCA (International Méthanol Producers & Consumers Association). En utilisant le model thermodynamique UNIQUAC-Ideal. La composition du méthanol raffiné selon cette spécification contient une teneur de 50 ppm d'éthanol au maximum.

Le tableau (III.6) définit la composition du méthanol raffiné selon la spécification IMPCA.

Tableau III.6 : Spécifications commerciales du méthanol selon IMPCA

Qualité	IMPCA
Purification de méthanol (%pds)	99,85
Densité 20/20°C	0,7910-0,7930
Acétone et aldéhydes (ppm) max	30
Acétone (ppm) max	30
Ethanol (ppm) max	50
Acide acétique (acides) (ppm) max	30
H ₂ O (ppm) max	1000
Intervalle de distillation sous 1.013*10 ³ Pa abs	1°C autour de 64°C
Couleur échelle (pt-C o) max	5
Résidu non volatil (g/1000 ml) max	8
Test au permanganate à 15°C mini	60

III.7. Détermination de nombre de plateau théorique

Pour des systèmes multi-composants, une valeur approchée du nombre minimal de plateaux théorique (à reflux total) peut être obtenue à partir de l'équation de Fenske (Fenske, 1932)

$$\frac{X_D}{1-X_D} = \bar{\alpha}^{N+1} * \frac{X_W}{1-X_W} \quad (\text{III.1})$$

$$\bar{\alpha}^{N+1} = \frac{X_D}{1-X_D} * \frac{1-X_D}{X_D} \quad (\text{III.2})$$

$$N = \frac{1}{\ln \bar{\alpha}} * \left[\ln \left(\frac{X_D}{1-X_D} * \frac{1-X_D}{X_D} \right) \right] - 1 \quad (\text{III.3})$$

D'après l'équation (III.3) : $N = \frac{1}{\ln 1,17} * \ln \frac{0,99895}{1-0,99895} * \frac{1-0,00600}{0,00600} - 1$

Avec : $\bar{\alpha} = 1,17$; $X_D = 0,99895$; $X_{W=} = 0,00600$

$$N = 76 \text{ plateaux}$$

III.8. Détermination des dimensions de la colonne

III.8.1. Hauteur de la colonne

Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer à l'espace

La hauteur de la colonne est :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \quad (\text{III.4})$$

- h_1 : la distance entre le 1^{er} plateau de la zone de rectification et le sommet de la colonne.
- $h_2 = (N_R - 1) h_p$: la hauteur de la zone de rectification.
- $h_3 = 2 \cdot h_p$: la hauteur de la zone d'alimentation.
- $h_4 = (N_E - 1) h_p$: la hauteur de la zone d'épuisement.
- h_5 : hauteur libre au fond de la colonne (1- 1,5m).
- h_6 : hauteur de la jupe de la colonne (1,5m).
- $h_p = (0,3 - 0,8\text{m})$: la distance entre deux plateaux successives[7].

D'après l'équation (III.4) on peut déterminer la hauteur de la colonne

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6$$

$$H_T = \frac{2,15}{2} + (31 - 1) * 0,6 + 2 * 4 * 0,6 + (41 - 1) * 0,6 + 1,25 + 1,5$$

$$H_T = 50,625 \text{ m}$$

III.8.2. Diamètre de la colonne

Si la vitesse des vapeurs dans la tour est trop grande (diamètre trop petit) des gouttelettes de liquide peuvent être entraînées d'un plateau à l'autre, en effet il y aura un by-pass partiel des plateaux, l'équilibre n'est pas atteint, ce qui amène à une baisse d'efficacité de plateaux. Le calcul se fait en prenant le débit de vapeur de tête (distillat + reflux interne) car c'est la zone la plus chargée[7].

$$Q = V * S = V * \frac{\pi D^2}{4} \quad (\text{III.5})$$

$$D^2 = \frac{4Q}{4\pi} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4Q}{V\pi}} \quad (\text{III.6})$$

Avec :

- V : la vitesse du fluide (m/s)
- S : la section du passage (m²)
- Q : débit (m³/h)

D'après l'équation (III.6)

$$D = \sqrt{\frac{4 * 4085,324}{3,14 * 0,598 * 3600}}$$

$$D = 1,554 \text{ m}$$

III.9. Calcul de rebouilleur

III.9.1. Données et caractéristiques techniques

Les données ainsi que les caractéristiques techniques au niveau du rebouilleur sont regroupés dans les tableaux ci-dessous :

Tableau III.7 : Récapitulatif des données du problème.

Nature de fluide	Vapeur d'eau	Méthanol + eau + éthanol
Paramètres	Faisceaux	Calandre
Température d'entrée (°C)	148	119
Température de sortie (°C)	127	119
Pression (bar)	3,1	1,95
Débit d'entrée (kg/h)	16400	20250
Débit d'entrée (lb/h)	36155,276	44642095
Débit de sortie (kg/h)	16400	16290
Débit de sortie ((lb/h)	36155	35912,770

Lb(livre) : abréviation du terme latin libra, est une unité de masse valant exactement 0,45359237k

Tableau III.8 : Caractéristiques techniques du rebouilleur H606 (coté faisceaux).

Caractéristique	Valeur correspondante
Tube	En U
Diamètre extérieur (ft)	0,0625
Diamètre intérieur (ft)	0,057
Longueur de tube (ft)	26,9
Pas	0,083
Disposition	Carré
Epaisseur (ft)	0,005413
Nombre de passe	2
Nombre de chicane	6
Matériau de construction	Inox 304/316

Tableau III.9 : Caractéristiques techniques du rebouilleur H606 (Coté calandre).

Caractéristique	Valeur correspondante
Diamètre (ft)	3,74
Espacement entre deux chicanes (ft)	1,52
Condition d'utilisation	Horizontale
Longueur (ft)	14,09
Nombre de chicane	6

ft : Le pied (en anglais foot) est une unité de longueur correspondant à la longueur d'un pied humain, c'est-à-dire 0,3048 mètre

III.9.2. Calcul thermique

Pour le cas de design nous avons : $Q=7,84*10^6$ kcal/h (annexe D.7)

- Calcul de la surface installée

Soit : $A = 638$ m², la surface de design.

En ajoutant un excès de surface de 5% de A, alors la surface d'installation: $A = 670$ m²

Nous avons comme valeurs admissibles pour les pertes de charge :

$$\Delta P_{cadm} = 0,15 \text{ Kg/cm}^2 \quad ; \quad \Delta P_{tadm} = 0,55 \text{ kg/cm}^2$$

Pour le cas actuel, le HYSYS donne la chaleur fournie $Q= 1,147 * 10^7$ kcal/h

- La méthode de KERN est très utilisée pour le dimensionnement des échangeurs thermiques du fait de sa simplicité et la rapidité de sa mise en œuvre. Elle donne des résultats satisfaisants dans la plupart des cas.

Pour procéder au dimensionnement de notre rebouilleur selon la méthode de KERN , on doit passer par les étapes suivantes :

III.9.2.1. Calcul de DTLM

La DTLM n'est utilisable que pour des échangeurs à contre –courants pur. C'est un cas rare en exploitation. A partir du graphe le type de l'échangeur est contre-courant :

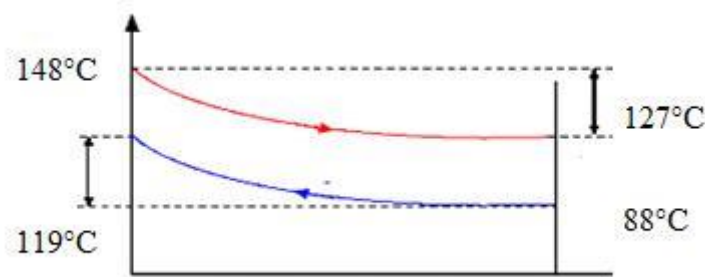


Figure III.1 : la courbe d'échange thermique.

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (III.7)$$

DTLM : différence de température logarithmique moyenne

On a : $\Delta t_1 = 29$ °C et $\Delta t_2 = 39$ °C

D'après l'équation (III.7) :

$$DTLM = \frac{29 - 39}{\ln \frac{29}{39}}$$

$$DTLM = 33,761$$

III.9.2.2. Température calorique

$$t_c = t_{fs} + F_c * (t_{fe} - t_{fs}) \quad (III.8)$$

$$T_c = t_{cs} + F_c * (t_{ce} - t_{cs}) \quad (III.9)$$

$$\text{Avec : } F_c = \frac{DTLM - Dt_{fr}}{Dt_{ch} - Dt_{fr}} \quad (III.10)$$

F_c : facteur de la DTLM

- D'après l'équation (III.10), $F_c = \frac{(33,761-39)}{(29-39)}$

$$F_c = 0,524$$

- D'après l'équation (III.8), on calcule la température calorique coté tube t_c

$$t_c = 127 + 0,524 * (148 - 127)$$

$$t_c = 138,004 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- D'après l'équation (III.9), on calcule la température calorique coté calandre T_c

$$T_c = 119 + 0,524 * (88 - 119)$$

$$T_c = 102,756 \text{ } ^\circ\text{C}$$

III.9.2.3. Propriétés physiques

A- Viscosité coté tube

C'est une grandeur physique qui caractérise la résistance à l'écoulement laminaire d'un fluide incompressible.

La viscosité dynamique de l'eau coté tube est obtenue à partir du tableau des propriétés physiques de l'eau a la température calorique coté tube $t_c=138,004^\circ\text{C}$

$$\mu_t = 2,005 * 10^{-4} \text{ Pa.s}$$

B- Conductivité thermique coté tube

C'est le rapport de l'énergie thermique (quantité de chaleur) transférée par unité de temps et de surface au gradient de température

La conductivité thermique de l'eau coté tube est obtenue à partir du tableau des propriétés physiques de l'eau à la température coté tube $t_c=138,004^\circ\text{C}$.

$$\lambda = 68,52 * 10^{-2} \text{ w}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

C- Densité coté tube

C'est le rapport de sa masse volumique à la masse volumique d'un corps pris comme référence.

Faisant appel à la température calorique coté tube $t_c= 138,004^\circ\text{C}$, $d_t= 0,927$

III.9.2.4. Coefficient de transfert propre

III.9.2.4.1 Calcul de la surface d'échange d'estimation

KERN propose une valeur de (81000 kcal/m².h) ou (29764,59 BTU/h.ft²). Que peut atteindre le flux thermique par unité de temps et de surface pour une circulation naturel pour l'eau.

$$A_{\text{estimé}} = \frac{Q}{(Q/A)} = \frac{Q}{29764,59} \quad (\text{III.11})$$

Donc à partir de l'équation (III.11), on peut calculer la surface d'échange d'estimation rapporté au flux de chaleur maximal :

La quantité de chaleur fournie pour le cas actuel à partir du HYSYS.

$$Q=4.8*10^7 \text{ kcal/h}$$

D'après l'équation (III.11) :

$$A_{\text{estimé}} = \frac{Q}{Q/A} = \frac{4,8 * 10^7}{29764,59}$$

$$A_{\text{estimé}} = 106,056 \text{ m}^2$$

III.9.2.4.2 Calcul de nombre de tube correspondant

Pour calculer le nombre de tube il faut d'abord calculer la surface d'un tube à partir de l'équation suivantes :

$$a_t = \pi * d_0 * L \quad (III.12)$$

L : longueur de tube (m)

d_0 : diamètre extérieur

$$a_t = \pi * 8,201 * 0,0191$$

$$a_t = 0,491 \text{ m}^2$$

On peut calculer le nombre de tube correspond aux surfaces d'échange estimée, d'après l'équation ci-dessous :

$$N_t = \frac{A}{a * n_t} \quad (III.13)$$

n_t : nombre de passe coté tube

$$N_t = \frac{106,056}{0,491 * 2}$$

Alors : $N_{t(estimé)} = 110 \text{ tubes}$

III.9.2.4.3 Calcul de la charge massique

La charge massique représente la masse de nourriture entrant quotidiennement dans le réacteur par rapport à la masse de boue présente dans ce réacteur.

$$G'' = \frac{M}{0,5 * L * N_t} \quad (III.14)$$

$$G'' = \frac{18000}{0,5 * 8,201 * 110}$$

$$G'' = 39.906 \frac{\text{kg}}{\text{h}} . l \text{ inf } t$$

III.9.2.4.4. Calcul de coefficient de film interne h_{i0} à la condensation

En prenant les valeurs de $(\lambda ; \mu_t ; G'' ; d) = (68,52 * 10^2 \text{ w/(m} \cdot \text{°C)} ; 2,005 * 10^4 \text{ (Pa} \cdot \text{s)} ; 39,906 \text{ (kg/h} \cdot \text{l inf t)} ; 0,9271 \text{)}$, et on obtient $h_{i0} = 42925,68 \text{ kJ/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}$

La valeur de h_{i0} est corrigée par un facteur qui représente $\frac{d_i}{d_0}$

$$h_{i0} = h_{i0} * \frac{d_i}{d_0} \quad (\text{III.15})$$

Donc a partir de l'équation (III.15) on calcule :

$$h_{i0} = 42925,68 * \frac{0,0571}{0,0625}$$

$$h_{i0} = 39216,901 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}$$

III.9.2.4.5 Calcul de coefficient de film externe h_v à la vaporisation

La valeur de h_v est estimée en prenant une valeur maximale selon la nature de fluide. Dans notre cas le fluide est l'eau puis il représente **99,6%** du mélange h_v maximale pour l'eau de **20440 kJ/h.m².°C**.

Cette estimation de h_v est vérifiée à l'aide d'un abaque ,faisant appel à la température de la paroi.

A partir de l'équation suivante :

$$T_w = t_c + \frac{h_{i0}}{h_{i0}+h_v} * (t_c - T_c) \quad (\text{III.16})$$

$$\text{On calcule : } T_w = 102,756 + \frac{39216,901}{39216,901+20440} * (138,004 - 102,756)$$

$$\text{Donc : } T_w = 125,927 \text{ °C}$$

T_w : température de la paroi

$$DT_w = T_w - T_c \quad (\text{III.17})$$

$$DT_w = 125,927 - 102,756$$

$$DT_w = 23,171 \text{ °C}$$

On rapporte la valeur de DT_w sur le graphe s'il y a une interaction avec la droite, on lit directement la valeur estimée de h_v : $h_{v(\text{estimée})} = 16352,64 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}$

On peut calculer le coefficient de transfert propre à partir de l'équation ci-dessous :

$$U_P = \frac{h_{i0} * h_v}{h_{i0} + h_v} \quad (III.18)$$

$$U_P = \frac{39216,901 * 16352,640}{39216,901 + 16352,640}$$

$$U_P = 11519,762 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

Le coefficient de transfert U_P permettait de définir une surface propre ; cette dernière est convenable pour un rebouilleur neuf. Mais on a vu que après certain temps d'utilisation, il se produit des dépôts à l'intérieur et à l'extérieur des tubes ; ces constituent des résistances, de sorte que le coefficient de transfert globale U_p diminue. Dans ces conditions la surface devient très rapidement insuffisante pour assurer l'échange thermique.

$$U_S = \frac{1}{\frac{1}{U_P + R_S}} \quad (III.19)$$

Déclarons que la résistance d'encrassement : $R_S = 13,254 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$

$$U_S = \frac{1}{\frac{1}{11519,762} + 7,536 * 10^2}$$

$$U_S = 13,254 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

III.9.2.5 Calcul de la nouvelle surface d'échange

$$\text{On a : } Q = U_S * A * DTLM \quad (III.20)$$

$$\rightarrow A = \frac{Q}{U_S * DTLM} \quad (III.21)$$

$$A = \frac{3188210,368}{13,254 * 33,761}$$

$$A = 721,401 \text{ m}^2$$

III.9.2.6 Calcul du nombre de tube correspondant

D'après l'équation (III.13) :

$$N_t = 726 \text{ tubes}$$

III.9.3 Calcul hydraulique

Les deux fluides qui traversent l'échange s'écoulent sous l'effet potentiel mesuré par une différentielle de pression ΔP entre l'entrée et la sortie et que l'on appelle la perte de charge.

La valeur de cette perte de charge est on fonction de la vitesse de circulation des fluides et leurs caractéristiques physiques : densité ; viscosité ; ainsi que la conductivité de l'appareil.

III.9.3.1. Calcul de la perte de charge cotée tube

$$\Delta P_t = \frac{n_t * G_t^2}{1.271 * 10^{exp 15 * d}} \left(\frac{f_t * L}{d_i} + 2 \right) \quad (III.22)$$

Pour calculer la perte de charge cotée tube, il faut calculer :

- La vitesse massique

$$G_t = \frac{4 * M * n_t}{\pi * d_i^2 * N_t} \quad (III.23)$$

$$G_t = \frac{4 * 4.556 * 2}{\pi * (0.0174)^2 * 726}$$

$$G_t = 52.804 \text{ Kg/m}^2 \cdot s$$

- Le nombre de Reynolds

$$Re_t = \frac{G_t * d_i}{\mu_t} \quad (III.24)$$

$$Re_t = \frac{52,804 * 0,0174}{2,005 * 10^{-4}}$$

$$Re_t = 4582,492$$

- Le coefficient de friction coté tube

Le coefficient est déterminé à partir d'un abaque

$$f_t = 0,0175$$

Maintenant on peut calculer la perte de charge à partir de l'équation (III.22)

$$\Delta P_t = \frac{2 * 190094,4^2}{1,271 * 10^{15} * 0,927} \left(\frac{0,0175 * 8,2}{0,0174} + 2 \right)$$

$$\Delta P_t = 1,057 * 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 1,057 * 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2 < \Delta P_{tadm}$$

III.9.3.2. Calcul de la perte de charge cotée calandre

$$\Delta P_c = \frac{n_c * G_c^2 * (N_c + 1) * D_c}{1,271 * 10 \exp 15 * d' * D_c} \quad (\text{III.25})$$

Pour calculer la perte de charge cotée calandre, il faut d'abord calculer :

- La section de passage

$$a_c = B * (P - d_0) * \frac{D_c}{P} \quad (\text{III.26})$$

$$a_c = 0,46 * (0,0254 - 0,01905) * \frac{1,141}{0,0254}$$

$$a_c = 0,131 \text{ m}^2$$

- La vitesse massique

$$G_c = \frac{m}{a_c} \quad (\text{III.27})$$

$$G_c = \frac{5,625}{0,131}$$

$$G_c = 42,939 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

- Le diamètre équivalent

KERN tient compte de la géométrie du tube et définit un diamètre équivalent ; fonction de la disposition des tubes :

Le diamètre équivalent pour un pas carré normal :

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi * d_0} - d_0 \quad (\text{III.28})$$

$$D_e = \frac{4 * 0,0254^2}{\pi * 0,01905} - 0,01905$$

$$D_e = 0,024 \text{ m}$$

- La viscosité de l'eau à la température calorique

D'après le tableau des propriétés physiques de l'eau: $\mu_c = 2,755 * 10^{-4} \text{ Pa.s}$

La température calorique coté calandre $T_c = 102,756 \text{ }^\circ\text{C}$,la densité de fluide coté calandre égale $d_c = 0,956$

- Le nombre de Reynolds

$$Re_c = \frac{G_c * D_e}{\mu_c} \quad (III.29)$$

$$Re_c = \frac{42,939 * 0,024}{2,755 * 10^{-4}}$$

$$Re_c = 3740,603$$

- Coefficient de friction coté calandre

Le coefficient est déterminé à partir d'un abaque

$$f_c = 0,0175$$

Maintenant on calcule la perte de charge

$$\Delta P_c = \frac{0,0175 * (42,939)^2 * (6 + 1) * 1,142}{1,271 * 10^{15} * 0,956 * 0,0241}$$

$$\Delta P_c = 1,142 * 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_c = 1,142 * 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2 < \Delta P_{cadm}$$

III.10. Calcul de nombre des aérocondenseurs

A partir de la simulation avec le HYSYS (annexe D.7, D.8) ; les aérocondenseurs sont considérés comme un condenseur unique.

$$\text{Puissance pour aérocondenseur : } P_{aéro} = \frac{7,84 * 10^6 * 4,18}{3600 * 8} \rightarrow P_{aéro} = 1137,889 \text{ Kw}$$

$$\text{Puissance totale : } P_{totale} = \frac{4,81387 * 10^7}{3600} \rightarrow P_{totale} = 13371,861 \text{ Kw}$$

Donc pour calculer le nombre des aérocondenseurs on divise la puissance totale sur la puissance de chaque aérocondenseur

$$\text{Nombre des aérocondenseurs : } N_{aéro} = \frac{P_{totale}}{P_{aéro}} = \frac{13371,861}{1137,889} \rightarrow N_{aéro} = 11,751$$

Donc $N_{aéro} = 12 \text{ aérocondenseurs}$

III.11. Conclusion

Généralement les résultats obtenus par les calculs précédents sont fiables. De point de vue de conception ou de réalisation, la partie de calcul est bénéfique pour une étude d'ingénieur. Cependant l'étape de la faisabilité technique et économique demande des calculs plus profonds, parce qu'un bon projet ou un investissement rentable nécessite des études globales à travers des calculs plus précis

CONCLUSION GENERALE

Notre travail consiste à faire une étude de faisabilité d'agrandissement de la colonne de distillation V602 par une étude technique d'augmentation du nombre de plateau et le redimensionnement de cette colonne (V602) afin de produire le Méthanol de spécification IMPCA. Il est certain que les opérations unitaires de Génie des Procédés ont un besoin accru de méthodes de contrôle afin d'assurer la gestion dynamique de l'unité en temps réel, pour cela, le logiciel HYSYS est l'outil principal que nous avons utilisé pour faire la résolution de ce problème technique.

En premier lieu, nous avons calculé le nombre de plateau (76 plateaux) qui correspond à notre spécification (50ppm) choisit (IMPCA) afin d'entamer la phase de simulation et vérification de la performance des résultats obtenus.

Par la suite, nous avons réalisé la simulation de la colonne de distillation V602 en utilisant le simulateur HYSYS , puis nous avons procédé au processus d'augmentation de nombre de plateau, pour voir la qualité des produits et les paramètres de fonctionnement et comparer les résultats données. D'après la comparaison, nos résultats trouvés sont adéquates avec les normes industrielles.

D'autre part, nous avons opté pour produire une meilleur qualité du méthanol que celle produite actuellement au niveau du complexe CP1/Z, pour cela nous avons vérifié les nouvelles dimensions de la colonne V602 produisant du méthanol d'IMPCA ou du méthanol grade A selon la demande.

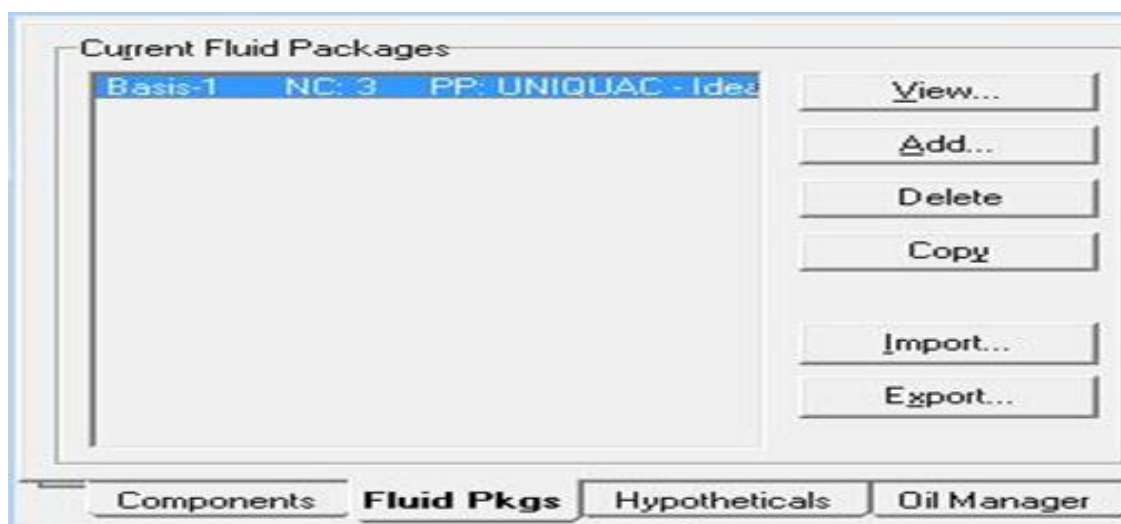
En dernière démarche nous avons confirmé les énergies des équipements auxiliaires et nous avons constaté que nous pouvons garder l'enchaînement du condenseur. En revanche, pour le rebouilleur, nous avons recommandé soit de respecter les caractéristiques de la vapeur donnée par le service utilité soit d'opter pour le dimensionnement d'un nouveau rebouilleur.

Références bibliographiques

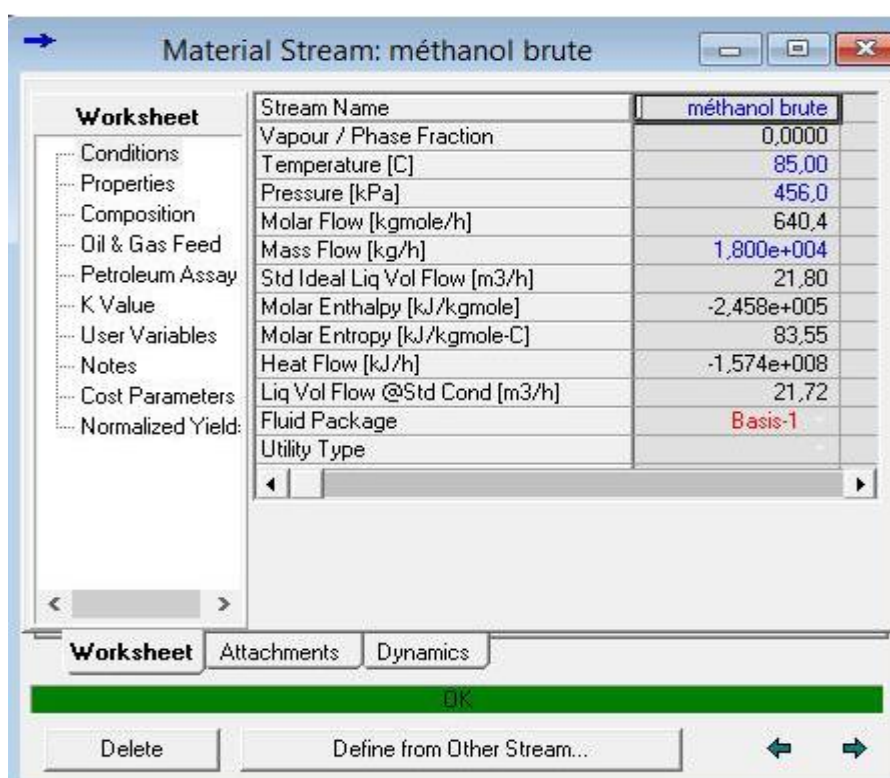
- [1] DE MARIA R., DIAZI., RODRIGUEZ M., SAIZ A., "Industrial Methanol Synthesis from Syngas : Kinetic Study and Process Simulation ", Int.J.Chem.Reactor Eng., 11, 469-477, 2013.
- [2] HUMPHREYZ et GLASGOW LTD, "Manuel opératoire d'exploitation", complexe CP1/Z, ALMER, Arzew, 1971.
- [3] E. Koller, Aide-mémoire génie chimique, 3^{ème} édition DUNOD, Paris, P : 425-431, 2009.
- [4] D. Ronze, Introduction au génie des procédés, édition TEC et DOC, Paris, P : 286, 2008.
- [5] Cours de raffinage de l'IFP, 2001.
- [6] A. Benahmed, Distillation, SONATRACH / IAP- CU, Skikda, P : 7-10, 2003.
- [7] http://www.memoireonline.com/02/12/5309/m_Theme-simulation-d-un-train-de-traitement-de-gaz--l-aide-des-outils-HYYSYS-et-PRO-II19.html#toc56.

Annexes

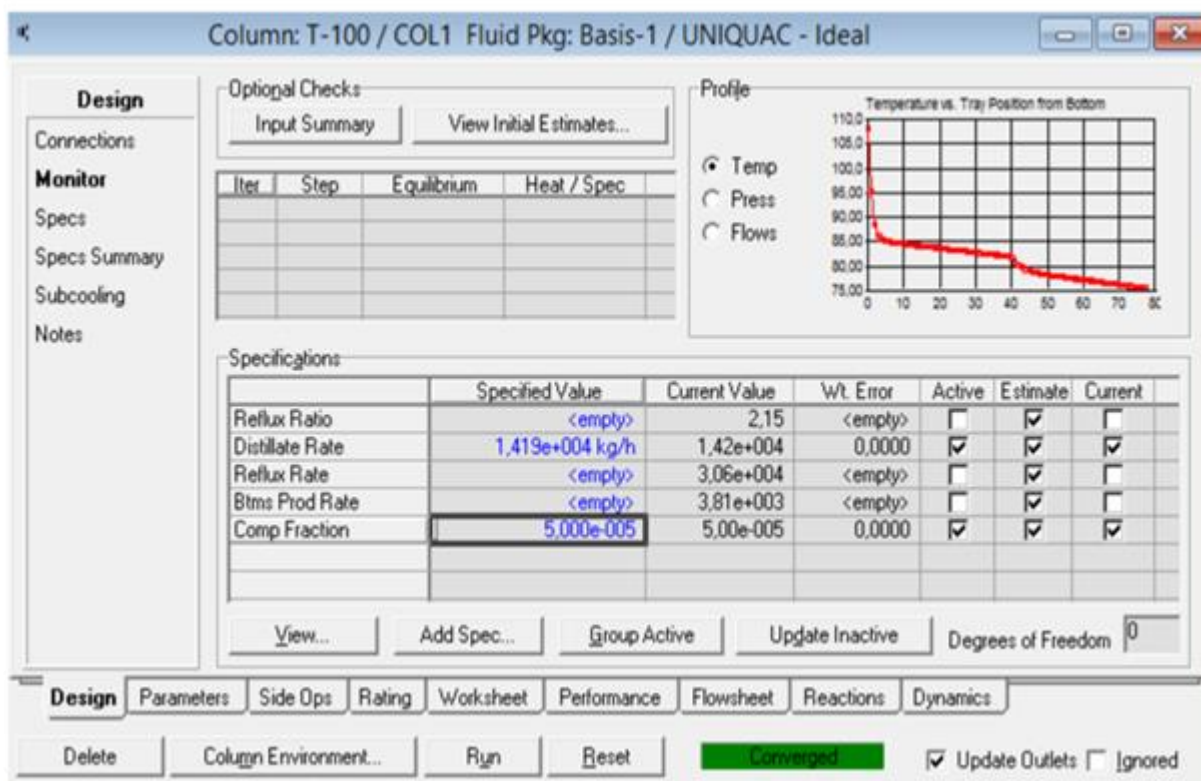
Annexe D : Simulateur HYSYS 7.3



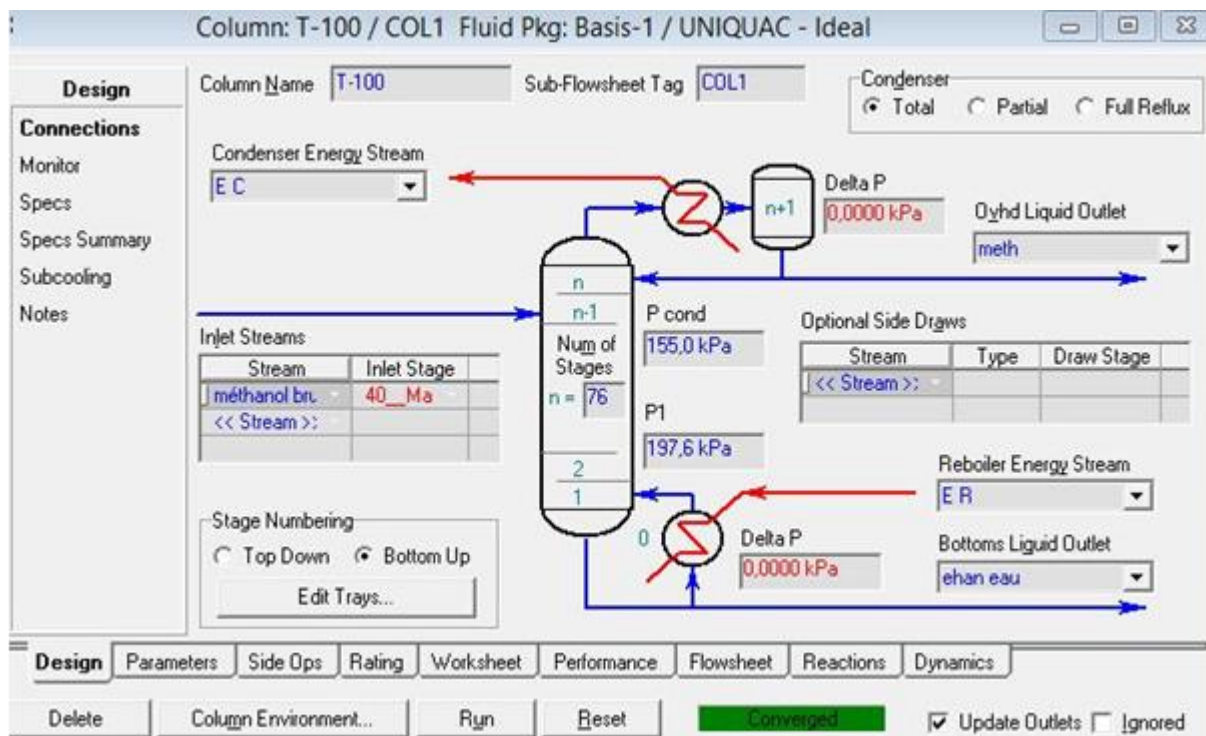
Annexe D.1 : Modèle thermodynamique « fluid packages ».



Annexe D.2 : Courant d'alimentation « Stream d'alimentation ».



Annexe D.3 : Condition de distillation « Composition fraction spécification ».



Annexe D.4 : Choix du nombre de plateau optimal .

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

Worksheet	Name	1 @COL1	meth @COL1	ehan eau @CO
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000
	Temperature [C]	85,00	75,70	108,1
Properties	Pressure [kPa]	456,0	155,0	197,6
Compositions	Molar Flow [kgmole/h]	640,4	442,9	197,6
	Mass Flow [kg/h]	1,800e+004	1,419e+004	3809
PF Specs	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	21,80	17,83	3,962
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,458e+005	-2,334e+005	-2,742e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	83,55	86,56	35,13
	Heat Flow [kJ/h]	-1,574e+008	-1,034e+008	-5,417e+007

Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

Annexe D.5 : Les courants de distillation (alimentation, distillat, résidu) «Worksheet».

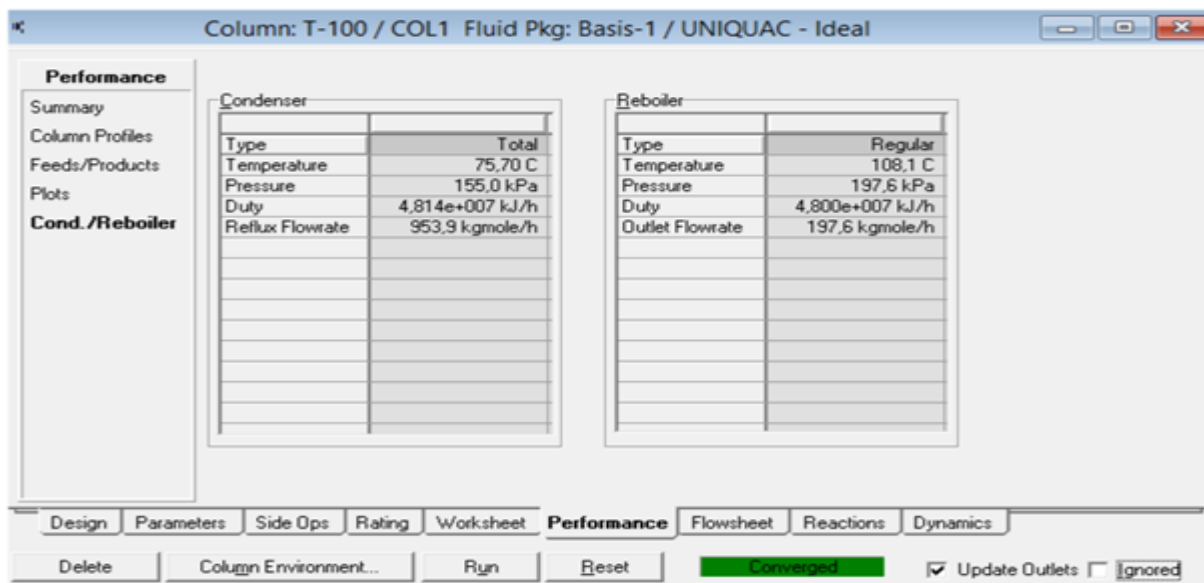
Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / UNIQUAC - Ideal

Worksheet	Name	méthanol brute	ehan eau	meth
Conditions	Molecular Weight	28,11	19,28	32,04
	Molar Density [kgmole/m3]	26,97	46,71	22,79
Properties	Mass Density [kg/m3]	757,9	900,5	730,3
Compositions	Act. Volume Flow [m3/h]	23,75	4,230	19,43
	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-8745	-1,422e+004	-7285
PF Specs	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2,973	1,822	2,701
	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	110,2	80,56	122,0
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3,921	4,178	3,809
	LHV Vol Basis (Std) [MJ/m3]	4,590e+005	5,751e+004	6,381e+005
	HHV Vol Basis (Std) [MJ/m3]	5,295e+005	1,022e+005	7,202e+005
	HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	1,884e+004	5302	2,247e+004
	CO2 Loading	<empty>	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>	<empty>
	LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	1,633e+004	2983	1,992e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	0,0000	0,0000	0,0000
	Phase Fraction [Mass Basis]	0,0000	0,0000	0,0000
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0,0000	0,0000	0,0000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	0,0000	0,0000
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000	0,0000

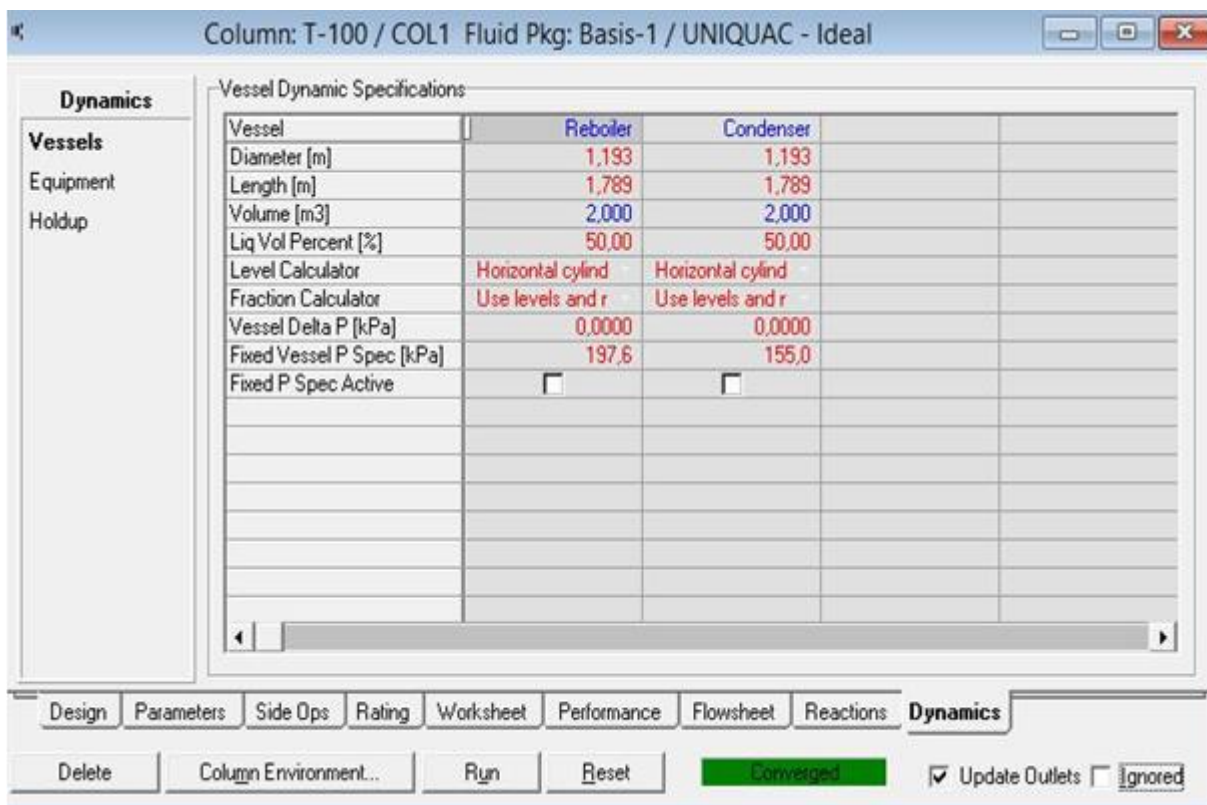
Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

Annexe D.6 : Bilan massique énergétique (bilan enthalpique).



**Annexe D.7 : Paramètres du fonctionnement du Rebouilleur / Condenseur
«Performance».**



**Annexe D.8 : Caractéristiques techniques et dimensions du Rebouilleur / Condenseur
«Dynamics».**

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

Performance

Summary

Column Profiles
Feeds/Products
Plots
Cond./Reboiler

Feeds

	1			
Flow Rate (kg/h)	1,800000e+0			
Methanol	0,8197			
H2O	0,1800			
Ethanol	0,0003			

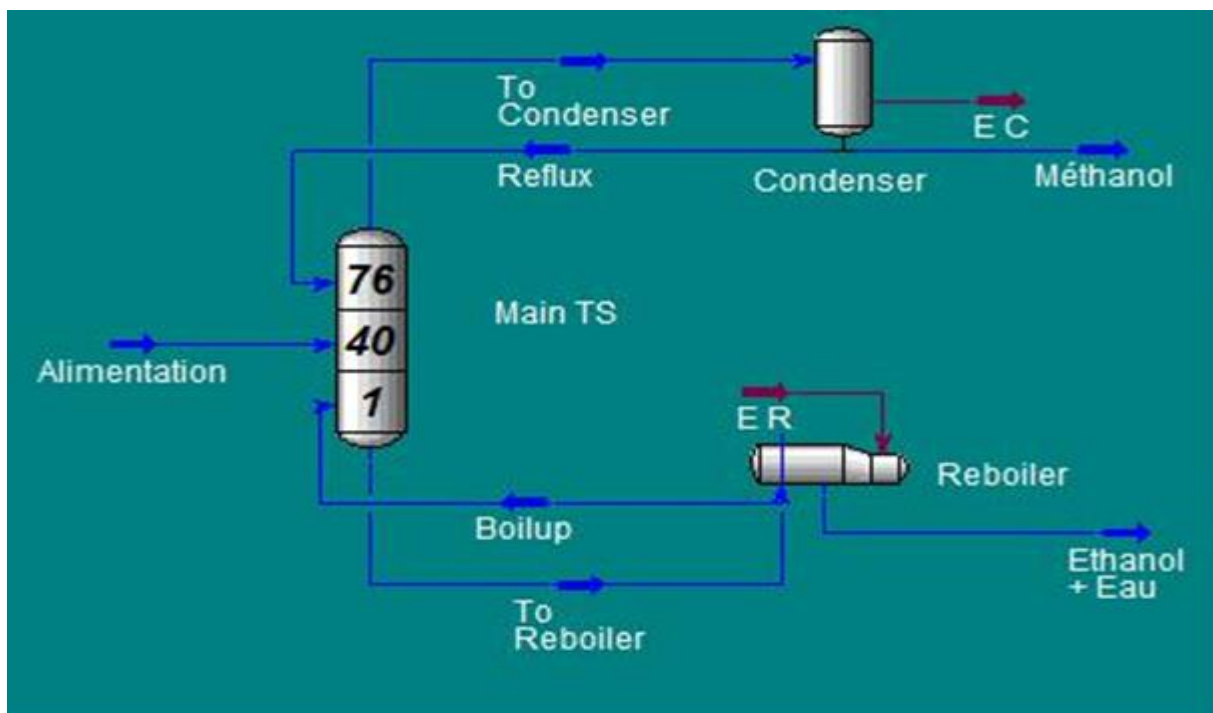
Products

	meth	ehan eau		
Flow Rate (kg/h)	1,419103e+0	3,808973e+0		
Methanol	0,9999	0,1482		
H2O	0,0000	0,8506		
Ethanol	0,0001	0,0012		

Composition
 Fjows
 Recovery
 Molag
 Mjass
 Liq Vol

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet **Performance** Flowsheet Reactions Dynamics
 Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

Annexe D.9 : Débits et Compositions massiques de l'alimentation et de distillat.



Annexe D.10 : Diagramme de procès de la colonne de distillation V602 par simulation (PFD) « ColumnEnvironment».