



يلاعلاميلعتلاو يملعلاثحبلا ةر ازو
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

منا غتسم سيد ابنبديمحلاذبع ةعماج

Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem

لوناكتلاو مولعلا ةيلك

Faculté des Sciences et de la Technologie

DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES



MEMOIRE

Présenté pour obtenir le diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Option: GENIE CHIMIQUE

Par

KALLEL Ahmed

DJEZZAR Bilal

**Etude d'amélioration de la qualité du méthanol produit par le
complexe CP1/Z selon la spécification IMPCA.**

Soutenu le

2019 devant le jury composé de :

Président : H. DIB-MERAD MCB Université de Mostaganem

Examineur : C. BENDENIA MCB Université de Mostaganem

Rapporteur : S. BENDENIA Professeur Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019.

Dédicaces

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 Sœurs et mon frère Rafik

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

KALLEL Ahmed.

Dédicaces

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

DJEZZAR Bilal.

REMERCIEMENTS

En premier lieu, Nous remercions Dieu tout puissant qui nous a donné la force de mener à terme ce travail.

Nous remercions sincèrement Notre encadreur Mme S. BENDENIA, Professeur Maitre de conférences à l'Université de Mostaganem, de nous avoir encadrés et dirigés.

Un grand *remerciement* tout particulier à Mme H. DIB-MERAD, Maitre de conférences à l'Université de Mostaganem d'avoir accepté de présider notre jury.

Nos vifs remerciements s'adressent également Mme C. BENDENIA, Maitre de conférences à l'Université de Mostaganem, d'avoir fait l'honneur d'examiner notre travail.

Le travail présenté dans cette thèse a été effectué au niveau du complexe CP1/Z, Nous exprimons nos profonds gratitudeux aux personnels du complexe de nous avoir accepté et de nous apporter de l'aide.

Beaucoup de personnes ont contribué à la réalisation de ce travail, par leur amabilité leur soutien, leurs encouragements, leur disponibilité et leur aide, que ces personnes nous pardonnent...

Merci à Nos amis(es) qui nous ont soutenues depuis toujours...

Nos sincères remerciements iront à tous ceux que Nous n'ont pas cités et qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Enfin, nos plus grand merci pour notre grand dieu tout puissant.

Sommaire

Liste des abréviations	I
Nomenclature	III
Liste des tableaux	V
Liste des figures	VI
Liste des annexes	VII
INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE I : PRODUCTION DU METHANOL	2
I.1. Introduction	2
I.2. Description du méthanol	2
I.2.1. Propriétés physico-chimiques du méthanol	2
I.2.2. Utilisation et les dangers du méthanol	3
I.2.3. Voies d'utilisation et de valorisation du méthanol	3
I.2.4. Réaction du méthanol	3
I.3. Production du méthanol au complexe CP1/Z	4
I.3.1. Présentation du complexe	4
I.3.2. Produits et activités du complexe	4
I.4. Procès du méthanol	4
I.4.1. Section 100 « Distribution des gaz naturel »	5
I.4.2. Section 200 « Reforming catalytique »	6
I.4.3. Section 300 « Refroidissement et élimination de l'eau »	6
I.4.4. Section 400 « Compression du gaz synthèse »	7
I.4.5. Section 500 « Synthèse du méthanol »	7
I.4.6. Section 600 « Distillation du méthanol brut »	8
I.4.7. Section 700 « Système de vapeur »	10
I.5. Service des utilités	11
I.6. Service de laboratoire	11
I.6.1. Importance du laboratoire	11
I.6.2. Le rôle de laboratoire	11
I.6.3. Les types d'analyses	11
I.6.3.1. Analyse du méthanol	12
I.7. Conclusion	12

CHAPITRE II : TECHNIQUES DE PURIFICATION DU METHANOL	13
II.1. Introduction	13
II.2. Description de la colonne de rectification	13
II.3. Facteurs opératoires	15
II.3.2. La pression	15
II.3.2. La température	15
II.3.3. Composition du distillat	15
II.3.4. Composition du résidu	16
II.4. Classification des colonnes de rectification	17
II.4.1. Les colonnes à garnissages	17
II.4.2. Les colonnes à plateaux	17
II.4.2.1. Notion de plateau	18
II.4.2.1.a. Généralités sur le fonctionnement d'un plateau	18
II.4.2.1.b. Les plateaux à clapets	19
II.5. Bilans de matières	20
II.6. Bilan thermique	20
II.7. Objectifs du dimensionnement des colonnes	22
II.7.1. La capacité	22
II.7.2. La perte de charge	22
II.7.3. L'efficacité	22
II.8. Conclusion	22
CHAPITRE III : AMELIORATION DE LA QUALITE DU METHANOL	23
III.1. Introduction	23
III.2. Détermination de nombre des plateaux théorique	23
III.2.1. Méthodes graphique	23
III.2.1.1. Méthode de Ponchon et Savarit	23
III.2.1.2. Méthode de Mac Cabe et Thiele.....	24
III.2.2. Méthodes analytique	24
III.2.2.1. L'équation de Fenske	24
III.2.2.2. Méthode Underwood-Gilliland	24
III.2.3. Détermination du nombre de plateaux par simulation	26
III.2.3.1. Concepts de base du simulateur HYSYS 7.3	26
III.2.3.2. Modélisation de la température sur chaque plateau	27
III.3. Détermination des dimensions de la colonne	27
III.3.1. Hauteur de la colonne	28

III.3.2. Nombre de plateaux	28
III.2.3. Espacement entre les plateaux	28
III.3.4. Diamètre de la colonne	29
III.4. Dimensionnement du rebouilleur	29
III.4.1. Calcul thermique	30
III.4.2. Calcul de la température calorique	30
III.4.3. Calcul des paramètres physiques de l'eau coté faisceau à la température.....	30
III.4.3.1. Détermination de la viscosité de l'eau μ_t	30
III.4.3.2. Détermination de la conductivité thermique λ_t	30
III.4.3.3. Détermination de la densité de fluide coté tube	30
III.4.3.4. Calcul du coefficient de transfert propre et le coefficient de sale U_s	30
III.4.4. Calcul hydraulique	32
III.4.4.1. Coté faisceaux	33
III.4.4.2. Coté calandre	33
III.5. Dimensionnement du condenseur	34
III.6. Conclusion	34
CHAPITRE IV : CALCULS ET CONFIRMATION DES RESULTATS PAR SIMULATION	35
IV.1. Introduction	35
IV.2. Caractéristiques et paramètres de fonctionnement	35
IV.2.1. Caractéristiques techniques de la colonne V602	35
IV.2.2. Paramètres design de fonctionnement de la colonne V 602	36
IV.2.3. Autres spécifications de la colonne V602.....	36
IV.2.4. Qualité du méthanol raffiné par la colonne V602.....	37
IV.3. Simulation de la colonne V602	37
IV.4. Détermination de nombre de plateau théorique	38
IV.5. Détermination des dimensions de la colonne	39
IV.5.1. Hauteur de la colonne	39
IV.5.2. Diamètre de la colonne	39
IV.6. Calcul de rebouilleur	39
IV.6.1. Données et caractéristiques techniques.....	39
IV.6.2. Calcul thermique	41
IV.6.2.1. Calcul de DTLM	41
IV.6.2.2. Température calorique	41
IV.6.2.3. Propriétés physiques	42
IV.6.2.4. Coefficient de transfert propre	42

IV.6.2.5. Calcul de la nouvelle surface d'échange	44
IV.6.2.6. Calcul du nombre de tube correspondant	44
IV.6.3. Calcul hydraulique	44
IV.6.3.1. Calcul de la perte de charge cotée tube	44
IV.6.3.2. Calcul de la perte de charge coté calandre	45
IV.7. Calcul de nombre des aérocondenseurs	45
IV.8. Conclusion	46
CONCLUSION GENERALE	47
Références bibliographiques	48
Annexes	49

Liste des abréviations

BP : Basse Pression

CP1/Z : Complexe Pétrochimique 1 d'Arzew.

ED : Eau Déminéralisé

ESD : Eau Semi Déminéralisé

F201 : Four de reforming

F204 : Réchauffeur du gaz naturel

F205 : Chaudière fermée

F208 : Ballon vapeur

H : Echangeur.

H301 : Chaudière gaz

H302 : Economiseur gaz

H303 : Réchauffeur de l'eau déminée

H304 : Réfrigérant de gaz

H501 : Echangeur d'alimentation

H502 : Economiseur méthanol

H503 : Réchauffeur de démarrage

H610 : Rebouilleur de la V601

HP : Haute Pression

IMPCA : International Méthanol Producers & Consumers Association

K201 : Ventilateur d'extraction de fumée

K401 : Compresseur à deux étages

K402 : Recirculateur

Me OH: Methanol

MP : Moyenne Pression

Q401 : Turbine du 1^{er} compresseur

Q402 : Turbine du 2^{eme} compresseur

RTO : Région de Transport Ouest

S201 : Cheminée

SM401 : Séparateur d'huile

V105 : Désulfureur

V106 : Séparateur de gaz

V302 : 1^{er} Séparateur de condensat

V303 : 2^{eme} Séparateur de condensat

V501 : Réacteur de synthèse

V502 : Ballon de purge

V503 : Ballon de flash

V601 : 1^{ere} Colonne de distillation

V602 : 2^{eme} Colonne de distillation

A : l'alimentation

D : le distillat

h : l'efficacité de la colonne

ha : l'enthalpie où quantité de chaleur contenue dans d'une molécule d'alimentation.

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

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

IRa : l'indice de réfraction de l'alimentation

IRd : l'indice de réfraction de distillat

IRr : l'indice de réfraction de résidu

Lp : débit de liquide sur un plateau P

N : le nombre d'étages théoriques

Nr : nombre des plateaux réels

p : plateau

PFD: Process Diagram Flowsheet

P_{VA} : Pression de vapeur saturante de A

P_{VB} : Pression de vapeur saturante de B

Qa : l'enthalpie d'alimentation.

Qc : quantité de chaleur emportée au condenseur par le fluide de réfrigération.

Qd : l'enthalpie du distillat.

Qr : l'enthalpie du résidu.

Qv : quantité de chaleur acquise par la vapeur Vr dans le rebouilleur.

R : le taux de reflux

R : le résidu

T_P : température de plateau P

VP : début de vapeur sur un plateau P

X_d : la fraction molaire de distillat d'un constituant volatil
 X_f : la fraction molaire d'alimentation d'un constituant volatil
 X_r : la fraction molaire de résidu d'un constituant volatile
 α : La volatilité relative

Nomenclature

λ : Conductivité thermique	[Kcal/hm°C]
Φ : Le flux de chaleur	[W]
μ : Viscosité dynamique	[Kg/m.s]
$\Delta P_t, \Delta P_c$: perte de charge coté calandre et coté tube	[Kg/cm ²]
d : densité de la source.	[Kg/m ³]
e : épaisseur de la paroi	[m]
F_c : Facteur correctif de la ΔTLM	
G_t, G_{CT} : Vitesse massique (tube, calandre)	[Kg/m ² s]
h_0, h_i : Coefficient du film externe et interne	[Kcal/hm ² °C]
h_{i0} : Coefficient du film interne rapporté à la surface externe	[Kcal/hm ² °C]
J_h : Coefficient de transfert	
L : longueur de tube	[m]
N_c : nombre de chicane transversale	
n_c : nombre de passe coté calandre	
N_t : Nombre de tube	
Q : quantité de chaleur.	[Kcal/(h)]
Re : Nombre de REYNOLDS	
R_S : résistance d'encrassement	[hm ² °C/Kcal]
R_{th} : Résistance thermique	[°C/W]
Pr : Nombre de Prandtl.	
A_s : Surface totale sale	[m ²]
a : Section de passage	[m ²]
B : Espacement entre chicanes transversales	[m]
C_p : Chaleur spécifique	[Kcal/Kg.°C]
d_0, d_i : Diamètre extérieur et intérieur du	[m]
d_e : Diamètre équivalent	[m]
ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne	[°C]

T_c, t_c : Température calorifique des deux fluides chaud et froid	[°C]
T_e, T_s : Température de fluide chaud d'entrée et de sortie dans le tube	[°C]
t_e, t_s : Température de fluide froid d'entrée et de sortie dans la calandre	[°C]
t_t : température de tube	[°C]
U_p : Coefficient d'échange propre	[$\text{hm}^2\text{C/Kcal}$]
U_s : Coefficient d'échange sale	[$\text{hm}^2\text{C/Kcal}$]
W : Vitesse de circulation d'eau dans les tubes	[m/s]
λ : conductivité thermique en	[W/(m.°C)]
ρ : masse volumique.	[Kg/m ³]
Φ : terme correctif de viscosité	

Indice

i ,0 : Intérieur et extérieur
e : Equivalent
c : Calandre
t : tube
p : propre
S : sale ou encrassement
T : Transversale
cons : consommation
cond : condensats
GS : gaz de synthèse
GN : gaz naturel

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Spécifications commerciales moyennes du méthanol pour la chimie.....	3
Tableau IV.1 : Caractéristiques techniques de la colonne V602	35
Tableau IV.2 : Paramètres design de la colonne V602	36
Tableau IV.3 : Autres spécifications à la sortie de la colonne V602.	36
Tableau IV.4 : débits et les compositions massiques (cas actuel)	37
Tableau IV.5 : débits et les compositions massiques (cas de désigne)	37
Tableau IV.6 : Spécifications commerciales du méthanol selon IMPCA.	38
Tableau IV.7 : Récapitulatif des données du problème.	40
Tableau IV.8 : Caractéristiques techniques du rebouilleur H606 (coté faisceaux)	40
Tableau IV.9 : Caractéristiques techniques du rebouilleur H606 (Coté calandre)	40

Liste des figures

Figure I.1 : Structure du méthanol.	2
Figure I.2 : Schéma simplifié de l'unité méthanol.	5
Figure I.3 : Schéma simplifié de la section 600 « distillation ».	10
Figure II.1 : Schéma d'une colonne de distillation	14
Figure II.2 : Réglage de T1 par changement de T0 ou L ₀	16
Figure II.3 : Réglage de la température du résidu T _r	16
Figure II.4 : Fonctionnement d'un plateau.	18
Figure II.5 : Fonctionnement d'un plateau à clapets.	19
Figure II.6 : Schéma du bilan thermique de la colonne.....	21
Figure III.1 : Interface du simulateur HYSYS 7.3.	27
Figure III.2 : Rebouilleur thermosiphon horizontal.	29
Figure IV.1 : Nombre de plateau par simulation.	38
Figure IV.2 : Diamètre de la colonne par simulation.	39
Figure IV.3 : Courbe d'échange thermique.	41

Liste des annexes

Annexe A.1 : section 100 « Distribution des gaz naturel ».	49
Annexe A.2 : section 200 «Reforming catalytique».	50
Annexe A.3 : section 300 « Refroidissement et élimination de l'eau».	50
Annexe A.4 : section 400 « Compression du gaz de synthèse»	51
Annexe A.5 : section 500 «Synthèse du méthanol».	51
Annexe A.6 : section 600 «Distillation du méthanol».	52
Annexe A.7 : section 700.1 «Système de vapeur »	53
Annexe A.8 : section 700.2 «Système de vapeur ».	53
Annexe B.1 : Méthode de Ponchon et Savarit « Nombre minimale d'étage »	54
Annexe B.2 : Méthode de Ponchon et Savarit « Reflux minimal ».	54
Annexe B.3 : Equations générales de la méthode de Ponchon et Savarit	55
Annexe B.4 : Construction de Mac Cab et Thiele « Nombre minimale d'étage ».	55
Annexe B.5 : Méthode de Mac Cab et Thiele « Reflux minimal ».	56
Annexe B.6 : Equations générales de la méthode de Mac Cabe et Thiele.	56
Annexe C.1:Propriétés physique de l'eau.	57
Annexe C.2 : Caractéristique des tubes d'échangeurs « coefficient de transfert U ».	57
Annexe C.3 : Caractéristique des tubes selon le pas utilisé.	58
Annexe C.4 : Détermination du facteur de correction Fc à partir E et R.	58
Annexe C.5 : Résistances d'encrassement Rs en h.m ² /kcal.	59
Annexe D.1 : Modele thermodynamique « fluide packages ».	60
Annexe D.2 : Courant d'alimentation « Stream d'alimentation ».	60
Annexe D.3 : Condition de distillation « Composition fraction spécification ».	61
Annexe D.4 : Choix de nombre de plateau optimal «num of stages ».	61
Annexe D.5 : Les courants de distillation (alimentation, distillat, résidu) «Worksheet ».	62
Annexe D.6 : Bilan massique énergétique (bilan enthalpique).	62
Annexe D.7 : Paramètres du fonctionnement du Rebouilleur / Condenseur.	63
Annexe D.8 : Caractéristiques techniques et dimensions du Rebouilleur / Condenseur	63
Annexe D.9 : Débits et Compositions massiques de l'alimentation et de distillat.	64
Annexe D.10 : Diagramme de procès de la colonne de distillation V602 par simulation	64

INTRODUCTION GENERALE

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 quatre 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 à l'exploitation des méthodes graphiques, formules mathématiques et un rappel de la simulation pour le calcul du nombre de plateau nécessaire. Le quatrième chapitre 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. À l'aide du simulateur Aspen HYSYS 7.3 nous confirmons nos résultats pour justifier le choix de l'amélioration de la purification par l'augmentation du nombre de plateau, cette dernière permet de produire un méthanol d'IMPCA.

CHAPITRE I : PRODUCTION DU METHANOL

I.1. Introduction

De nos jours, 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. Le méthanol peut être obtenu à partir de la conversion d'un gaz de synthèse venant de l'oxydation partielle dans un gazéifieur alimenté en oxygène utilisant n'importe quelle source de biomasse carbonée renouvelable.

I.2. Description du méthanol

Le méthanol est produit à partir du méthane CH_4 et de vapeur d'eau pour obtenir le gaz de synthèse ($\text{CO}_2 + \text{CO} + \text{H}_2$). Ce dernier destiné pour la fabrication du méthanol vers la production du formaldéhyde, et de la matière plastique à l'aide de différents procédés et opération de transformation.

I.2.1. Propriétés physico-chimiques du méthanol

Le méthanol (alcool méthylique) de formule chimique CH_3OH (figure I.1), est un liquide incolore et possède une odeur agréable ; il est miscible dans l'eau. Le méthanol produit à une pureté supérieure ou égale à 99,85%, sa masse volumique à 20°C est de $0,7928 \text{ g/cm}^3$, sa masse moléculaire est égale à 32 g/mole et sa température d'ébullition est de $64,5^\circ\text{C}$. Le méthanol est très toxique : 25 à 100 cm^3 de méthanol ingéré par l'homme peuvent provoquer la mort (tableau I.1).

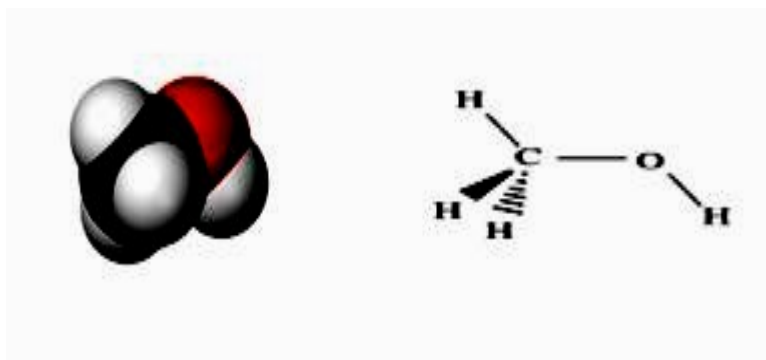


Figure I.1 : Structure du méthanol.

Tableau I.1 : Spécifications commerciales moyennes du méthanol pour la chimie [3].

Qualité	Grade A
Méthanol (%pds) mini.	99,85
Densité 20/20°C.	792,8
Acétone et aldéhydes (ppm) max.	30
Acétone (ppm) max.	-
Ethanol (ppm) max.	-
Acide acétique (acides) (ppm) max.	30
H ₂ O (ppm) max.	1500
Intervalle de distillation sous 1,013.10 ⁵ pa abs	1°C autour de 64,6°C
Couleur (échelle pt-Co) max.	5
Résidu non volatil (g/100 ml).	0,001
Test au permanganate à 17-18°C mini.	30

I.2.2. Utilisation et les dangers du méthanol

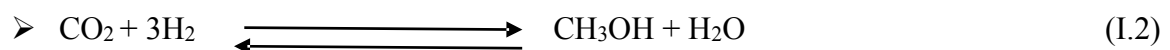
Il est utilisé pour la production du formaldéhyde, et de la matière plastique à l'aide de différents procédés et opération de transformation. Il est dangereux car Il est explosif avec l'air comme il représente une perte énergétique d'environ 50% par rapport au CO₂.

I.2.3. Voies d'utilisation et de valorisation du méthanol [2]

- Traitement des eaux usées.
- Nettoyage et séchage des fractions de charbon pulvérisé.
- Nettoyage des résines échangeuses d'ions.
- Agent d'extraction dans les industries pétrolières, chimiques et agro-alimentaires.
- Dégivreur.
- Antigél pour la déshydratation des pipelines.
- Plusieurs d'autre application.

I.2.4. Réaction du méthanol

La production de méthanol à partir de mélange de CO et CO₂ et H₂ peut être représentée sous une forme simplifiée par les réactions globales ;



I.3. Production du méthanol au complexe cp1/z [4]

I.3.1. Présentation du complexe

Le complexe CP1Z est produit le méthanol et de Résines. Le 10 septembre 1970, ALMER signe un contrat avec la société HUMPHREYS et GLASEGOW pour la construction de l'unité Méthanol, contrat qui entrera en vigueur en février 1971. En novembre 1971, la société ALMER est dissoute. La SONATRACH poursuit la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne ITALCONSULT, celle des unités de production de résine. Le CP1/Z occupe une superficie de 27 hectares sur le plateau de Mahgoun dominant la baie d'Arzew à 2 Km de la ville, situé au nord de la raffinerie.

I.3.2. Produits et activités du complexe

Le complexe CP1Z 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 destinés au marché national et à l'exportation. Jusqu'à la fin des années 90 et avant l'arrêt de la production de quelques unités suite aux problèmes de commercialisation et obsolescence des produits, le complexe produisait la gamme des produits suivants:

- 100 000 Tonnes / an de Méthanol.
- 20 000 Tonnes / an de Formaldéhyde.
- 6000 Tonnes / an de phénoliques liquides.
- 10000 Tonnes / an de uréiques liquides, et uréiques poudre à mouler.

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 : 100, 200, 300, 400, 500, 600 et 700.

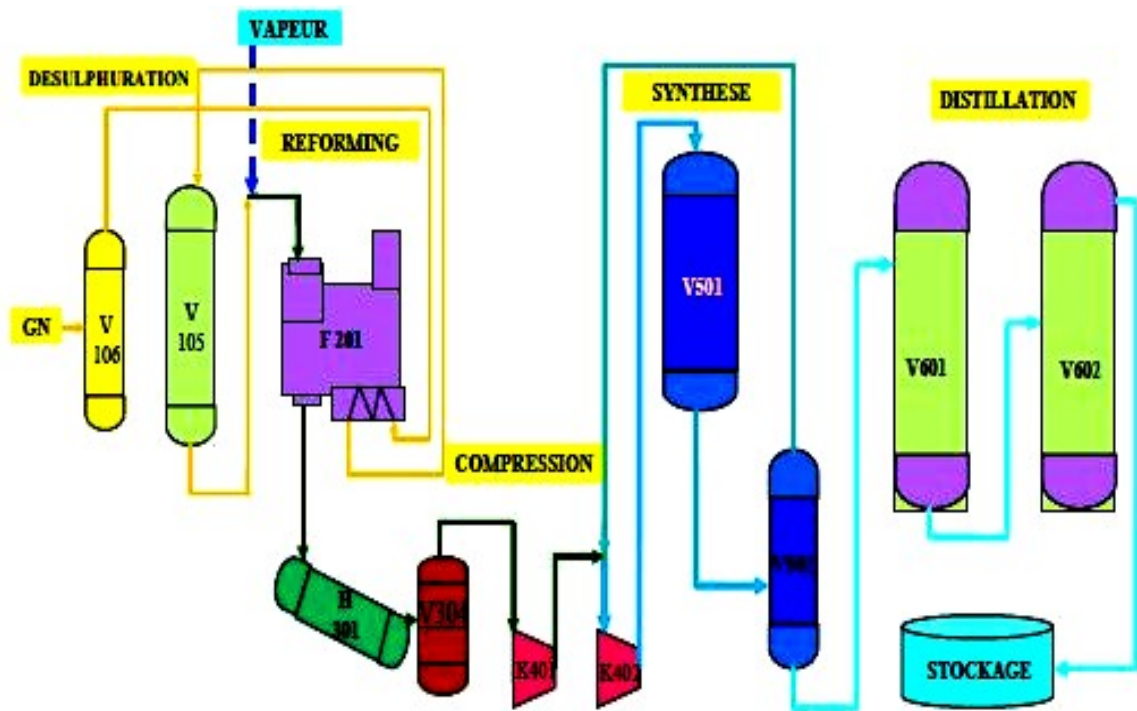


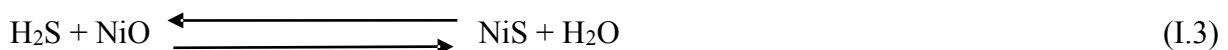
Figure I.2 : schéma simplifié de l'unité méthanol.

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 (annexe A.1). 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 combustible vers cantine.
- Gaz de processus.
- Gaz de blinking.

Le gaz du processus doit passer par un désulfureur, pour éviter l'empoisonnage du catalyseur (NiO) du four de reforming suivant la réaction de destruction :



Le catalyseur dans désulfureur est à base de zinc, la réaction de la désulfuration à 400 °C la suivante :



La teneur limite du soufre dans le gaz naturel traité ne doit pas dépasser 0,5 ppm.

I.4.2. Section 200 « Reforming catalytique »

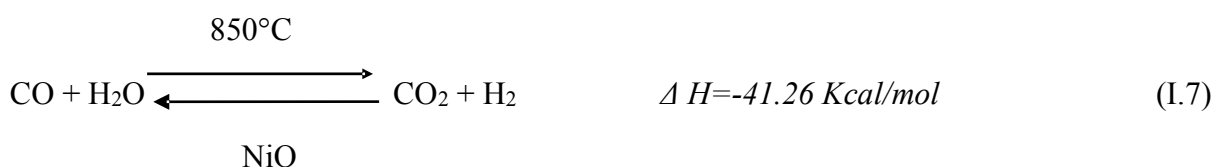
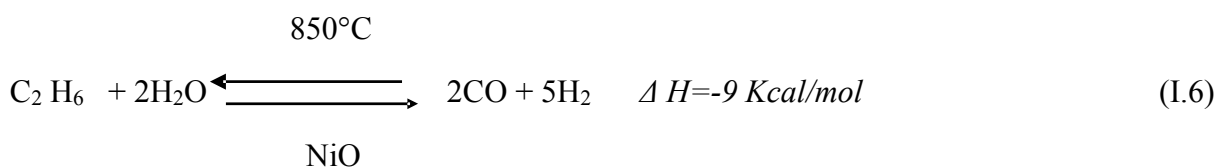
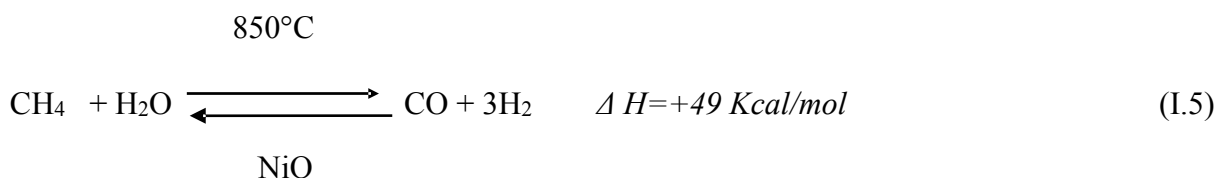
Le gaz naturel désulfuré qui sort du désulfureur (V105) est mélangé avec la vapeur Surchauffée qui vient de la ligne de vapeur à une pression de 27 bars. Le rapport vapeur/gaz a une valeur normale de 3/1 (03 moles de vapeur par l'atome de carbone). Ce rapport optimal est obtenu après avoir considéré le coût relatif du produit d'alimentation du combustible et de l'eau de refroidissement.

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 est faite au-dessus d'un catalyseur à base de l'oxyde de nickel NiO. Ce catalyseur existe dans les 168 tubes.

Pour prendre en considération le temps nécessaire pour surchauffer le gaz entrant c'est pour ça on laisse 1m vide à l'entrée de tube. 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 (annexe A.2).

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 sort de cette section s'écoule vers la section 400 avec une pression de 17 bars et une température de 35°C (annexe A.3).

I.4.4. Section 400 « Compression du gaz synthèse »

Le gaz de synthèse sortant du (V302) s'écoule vers le compresseur (K401) à pression 17,5 bars et à température 40 °C, sera comprimé à 50 bars à deux corps BP et HP. Ce compresseur est entraîné directement par une turbine (Q401) à vapeur HP = 80 bars. Le gaz sortant de compresseur (K401) est mélangé avec le gaz de purge. Sortant du séparateur (V502) de méthanol brut, à une température T = 40 °C. Le mélange passe dans une recirculation (K402) où il est comprimé à une pression de 52 bars et une température T=77 °C (annexe A.4).

I.4.5. Section 500 « Synthèse du méthanol »

La réaction de synthèse du méthanol s'effectue selon le procédé ici dans un réacteur adiabatique catalytique, Sous forme d'un récipient cylindrique verticale contenant 4 lits de catalyseur à base d'oxyde de cuivre CuO, et des températures de l'ordre de 210 à 270 °C et pression de 50 bars.

La production de méthanol à partir de mélange de CO et CO₂ et H₂ peut être représentée sous une forme simplifiée par les réactions globales suivantes :



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

D'abord le gaz de synthèse qui vient de recirculation (K402) où il est comprimé à une Pression de 52 bars et une température T = 77 °C entre dans l'échangeur (H501) où il est réchauffé à 240 °C par le gaz sortant du réacteur (V501) à 270 °C, le mélange passe au-dessus du catalyseur où la température est augmentée d'avantage (réaction exothermique) donc les températures de catalyseur sont maintenues à un maximum de 270 °C par injection de gaz d'alimentation froid (gaz de quench).

Le gaz de synthèse sortant du (H501) à 130 °C entre dans les aéros (H510) pour être refroidi à 50 °C. Ce gaz entre dans un autre échangeur (H502) pour être refroidi à 35 °C (refroidi

par l'eau de refroidissement). Le gaz qui est refroidi entre dans les séparateurs (V502) et (V503) pour séparer le méthanol brut et le gaz qui n'a pas réagi (annexe A.5).

Le séparateur (V502) sépare le gaz qui n'a pas réagi et le méthanol converti en liquide. Une quantité du gaz envoyée vers le recyclateur (K402) sous forme de gaz recyclé, une autre envoyée vers le compresseur (K401) sous forme de gaz d'étanchéité, une autre se mélange avec le gaz de procédé et la quantité restante (gaz de purge) se mélange avec le gaz combustible.

Le séparateur (V503) reçoit le méthanol provenant du (V502) pour s'épurer du gaz (gaz de purge) qui se mélange avec le gaz combustible. Le méthanol brut obtenu (contient 20 % d'eau et 80 % méthanol) s'écoule vers bac de pré stockage T651 (le bac de cigare).

I.4.6. Section 600 « Distillation du méthanol brut »

La distillation du méthanol brut se passe dans deux colonnes (figure I.3) :

I^{ère} colonne (Elimination des produits légers):V601

Une colonne avec 48 plateaux, pour l'élimination des gaz dissous dans le méthanol brut (CO₂, CO, H₂, CH₄, N₂).

II^{ème} colonne (Elimination des produits lourds):V602

Une colonne avec 63 plateaux, pour séparer l'eau et le méthanol pour obtenir un méthanol raffiné.

Le méthanol brut est pompé du réservoir de méthanol brut atmosphérique T651 par P651 au sommet de la tour de séparation des produits légers V601, la distillation s'effectue toujours dans une colonne munie d'un condenseur en tête de colonne et d'une source chaude au fond de la colonne appelée rebouilleur.

La V601 munie des 48 plateaux du type clapets fixe assurent la circulation permanente et à contre-courant des deux phases vapeur/liquide, les pressions normales utiles au sommet et au fond sont de l'ordre de 1,46 et 1,88 bar respectivement (annexe A.6).

Les points d'admission de l'alimentation sont pourvus aux plateaux 40, 36,32 dépend de la concentration relative des produits légers dans l'alimentation.

A l'aide de H602 on a élevé au sommet de la colonne une quantité de chaleur, la vapeur provenant de plateau supérieur se condensera partiellement, une partie de distillat obtenus

reviendra en tête de la colonne en qualité de reflux froid, ce dernier permet d'ajuster la température 74 °C en tête de colonne.

A l'aide d'un rebouilleur H610 on apporte au fond de la colonne une quantité de la chaleur et le liquide provenant de plateau inférieur se vaporisera partiellement et reviendra dans la colonne de qualité de reflux chaud, ce dernier permet d'assurer la température 95 °C au fond de la colonne. Le résidu quitte l'appareillage est pompé par la pompe P604 vers la V602.

La colonne V602 contient 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. Les pressions du sommet et du fond de la colonne doivent être respectivement de 1,53 et 1,95 bar durant le fonctionnement normal.

A l'aide des fans H605 a/b ont élevé au sommet de la colonne une quantité de chaleur, une partie de distillat obtenus reviendra en tête de la colonne en qualité de reflux froid, ce dernier d'ajuster la température 60 °C en tête de la colonne.

A l'aide d'un rebouilleur H606 on apporte au fond de la colonne une quantité de chaleur, une partie de résidu se vaporisera et reviendra dans la colonne pour assurer la température du 119 °C au fond de la colonne.

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 T652 a/b.

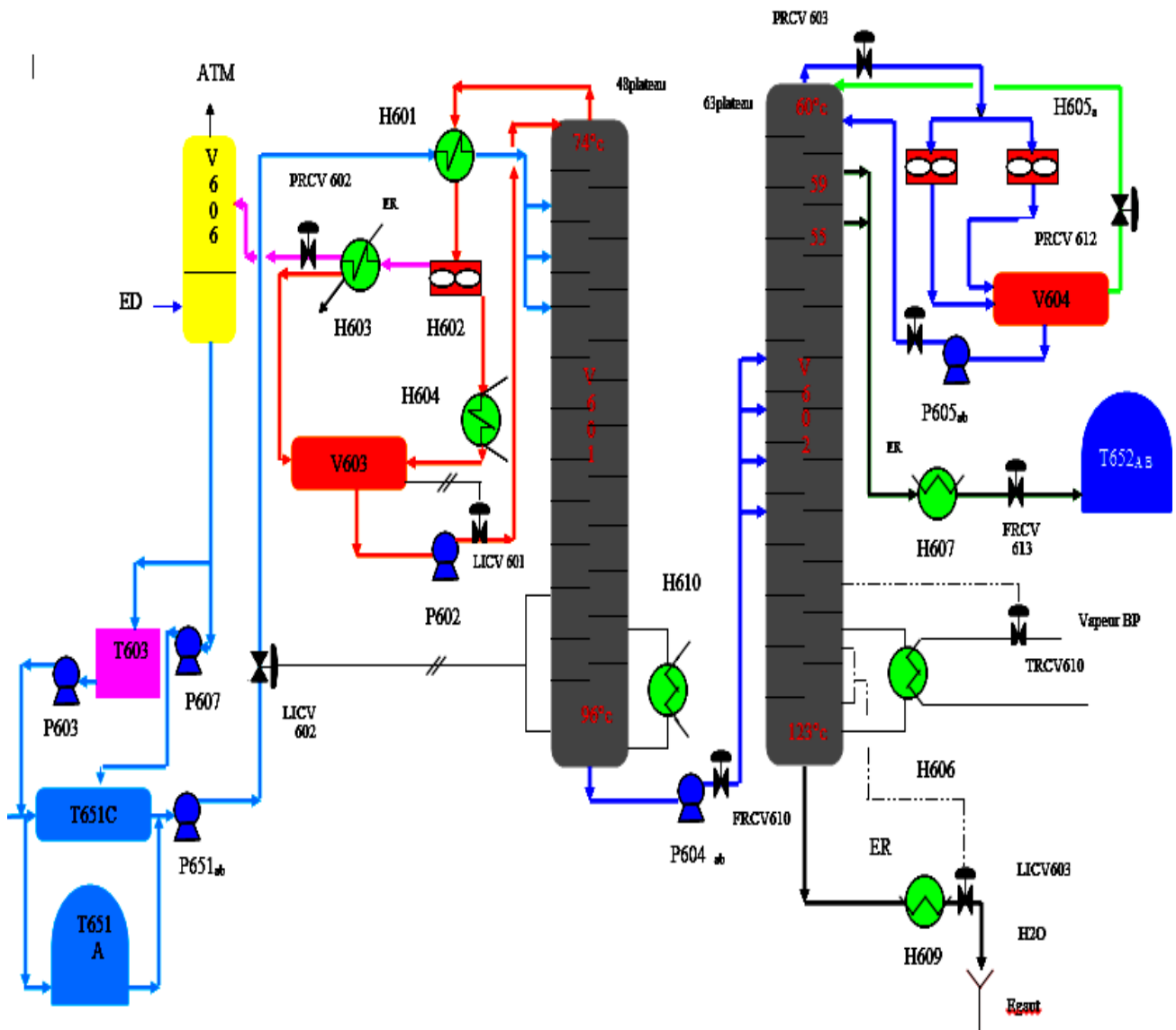


Figure I.3: schéma simplifié de la section 600 « distillation ».

I.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 (annexe A.7 ; A.8).

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

- HP : haute pression = 84 bars.
- MP_{1et2} : moyenne pression. MP₁ = 30 bars, MP₂ = 24 bars.
- BP : basse pression = 3,2 bars.

I.5. Service des utilités

Les utilités constituent une zone importante au sein du complexe. Elles permettent d'assurer la fourniture de tous les besoins en utilités pendant le démarrage et la marche normale des installations de la production du méthanol et résines. Cette zone fournit d'une manière continue les éléments suivants :

- Air service
- Air comprimé : utilisé pour les instruments de régulation.
- Azote pour inerte les installations.
- Électricité.
- Vapeur (MP- BP- HP).
- Gaz naturel.
- Eau déminéralisée.
- tour de refroidissement.

I.6. Service de laboratoire [5]

Ce qui est demandé à une société industrielle est la qualité de ses produits. Le laboratoire de CP1/Z est comme celui de n'importe quel complexe, représente le fruit de l'efficacité.

I.6.1. Importance du laboratoire

Le laboratoire représente le fruit de l'efficacité de n'importe quel complexe du fait qu'il est le jugement de la qualité des produits traité durant le processif. Il veille au bon déroulement des unités de traitement de matière première et analyse des produits finis pour être commercialisés soit à l'intérieur du pays et de même pour l'exportation.

I.6.2. Le rôle de laboratoire

Le laboratoire joue un rôle important dans l'industrie chimique et pétrochimique, il permet le suivi et le contrôle continu de la qualité des produits finis.

I.6.3. Les types d'analyses

Il existe plusieurs :

- ✓ Analyse des gaz.

- ✓ Analyse des eaux.
- ✓ Analyse du méthanol.

I.6.3.1. Analyse du méthanol

- Apparence
- Couleur.
- Odeur.
- Densité à 20 °C.
- Eau.
- Substances carbonisables.
- Acétone.
- Acidité (CH₃COOH).
- Hydrocarbures.
- Intervalle de distillation.
- Résidu non volatil.
- Test au KMnO₄.
- Pureté.

I.7. 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 [6]. 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

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou le fractionnement des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four), et une source froide (condenseur de tête), la distillation met en œuvre un contre-courant de liquide et vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage.

Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, 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 des constituants entre les deux phases 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 dans chaque phase traduisant 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.

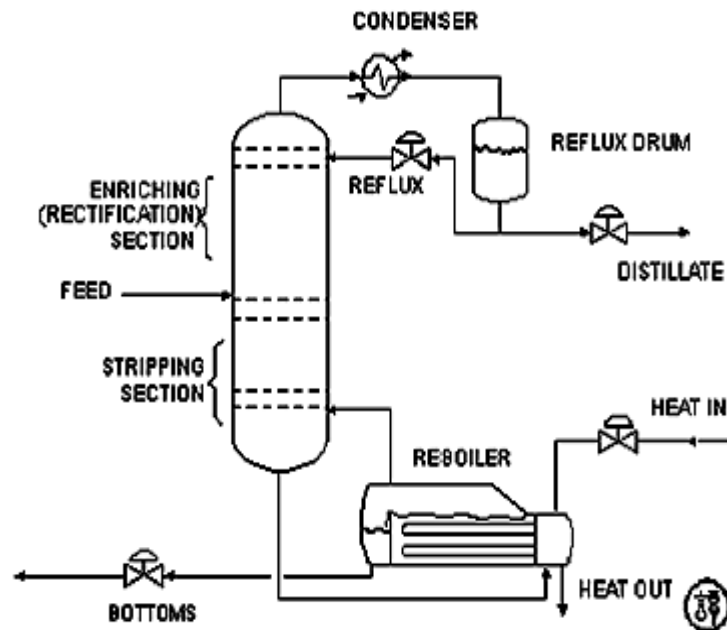


Figure II.1 : Schéma d'une colonne de distillation

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 en exploitant leurs différences de volatilités, de température d'ébullition et de densité, 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, leurs compositions dépend des positions du soutirage dans les trois zones de la colonne : l'épuisement, la rectification, l'expansion.
- Le résidu R, sorti en fond de colonne, il contient beaucoup plus les constituants lourds.

La simplicité du procédé et le prix de revient relativement acceptable font de la distillation une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers; c'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines pétrochimiques, les colonnes de

distillation sont largement présentes, soit au stade de préparation de la charge avant le traitement, soit au stade de fractionnement et purification après le traitement [7].

II.3. Facteurs opératoires

II.3.2. La pression

La pression de fonctionnement est déterminée une fois pour toute, afin que le distillat sortant en tête soit en dessous de son point de bulle (c'est-à-dire entièrement condensé), donc quel que soit la complexité du mélange à distiller, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait déjà qu'à faible pression, la sélectivité sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais, en contrepartie, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir un reflux et un distillat liquide. C'est donc le choix du liquide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne, en générale on utilise une source froide de bon marché et abondante, eau douce ou eau de mer, ces deux sources assurent à peu près une température moyenne de 25 °C. La pression n'est donc pas un facteur de réglage opératoire proprement dit.

II.3.2. La température

On rappelle que dans tout équilibre sous une pression donnée, les compositions des liquides L à leur point de bulle et des vapeurs V à leur point de rosée sont fonction de la température. La température de tête de la colonne doit être telle à permettre la sortie à l'état de vapeur de 100% du produit de tête de la colonne ayant l'intervalle d'ébullition désiré. Les conditions opératoires restant les mêmes, une augmentation de la température de tête cause une réduction du reflux intérieur, une augmentation de la température des plateaux avec un alourdissement de tous les produits. La variation de la température du reflux en tête de la colonne influence le débit du reflux lui-même est par conséquent le fractionnement.

II.3.3. Composition du distillat

Le distillat D de composition X_d provient de la condensation de la vapeur V_1 .

$$V_1 = L_0 + D \quad \text{Avec : } Y_1 = X_0 = X_d$$

Pour agir sur la composition X_d du distillat, il faut donc modifier la composition Y_1 de la vapeur V_1 sortant du plateau de tête, c'est-à-dire contrôler la température de ce plateau. Supposons que

l'on veuille augmenter la pureté X_d du distillat, il faut donc diminuer la température T_1 , on peut y parvenir par les deux méthodes suivantes, comme le montre la figure I.2 :

- Maintenir le débit L_0 constant, et diminuer sa température T_0 .
- Maintenir la température T_0 de L_0 constante, et augmenter son débit.

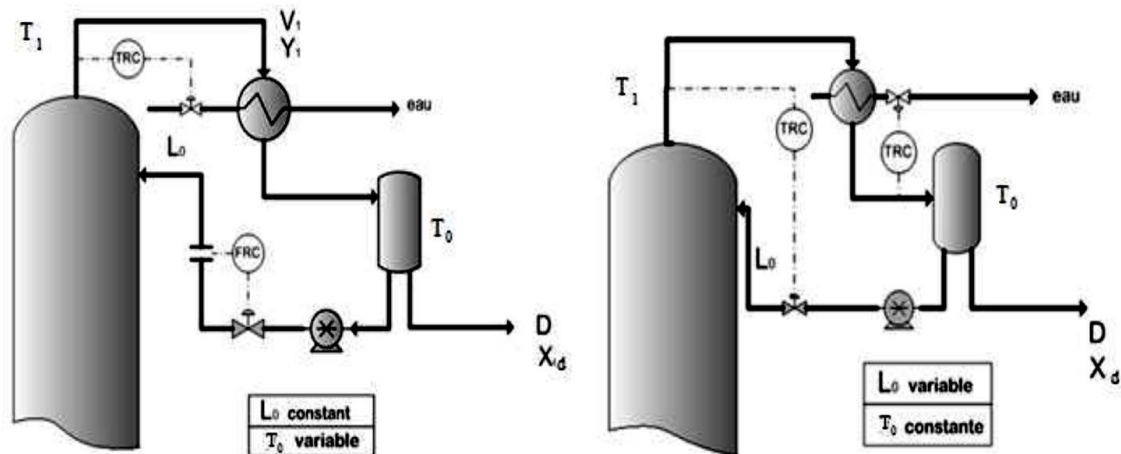


Figure II.2 : Réglage de T_1 par changement de T_0 ou L_0

II.3.4. Composition du résidu

Le résidu sort du rebouilleur à sa température de bulle T_b , pour augmenter sa pureté X_r , c'est-à-dire améliorer sa composition en constituants lourds, on augmente la température du rebouillage par accroissement du débit vapeur, ce qui fait croître le débit de vapeur V'_0 et par

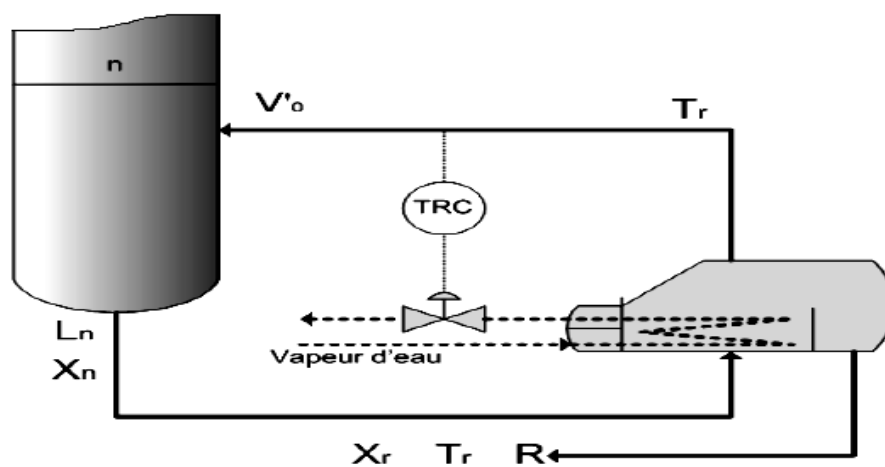


Figure II.3 : Réglage de la température du résidu T_r

II.4. Classification des colonnes de rectification

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

II.4.1. 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. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de court-circuit préjudiciable.

Ces colonnes ont l'inconvénient d'une faible flexibilité, mais présentent les avantages suivants :

- Prix de revient moins onéreux ;
- Faibles pertes de charges ;
- Rétention peu importante.

En ce qui concerne les matériaux utilisés, on a le choix entre la céramique ou porcelaine (bon marché et résistants à la corrosion, mais fragile), l'acier (moins épais, donc offrant une plus grande fraction du vide, mais plus cher) ou (le plastique peu coûteux, léger, mais limité en température comme le polypropylène).

II.4.2. Les colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. 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 ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de matière est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation et en absorption. Dans l'immense majorité des cas, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une dans

l'autre. Dans tous les cas, on profite de la gravité pour le mouvement de la phase liquide qui a toujours lieu de haut en bas.

On trouve ans l'industrie plusieurs types de plateaux :

- Plateau à calottes.
- Plateau perforé à déversoir.
- Plateau à clapets.
- Plateau sans déversoirs.
- Plateau à jet directionnel [6].

II.4.2.1. Notion de plateau

Le plateau est l'élément actif de la colonne. Il a pour fonction la mise en contact de la phase liquide et la phase gazeuse de façon à ramener celle-ci le plus rapidement possible à l'état d'équilibre.

II.4.2.1.a. Généralités sur le fonctionnement d'un plateau

Considérons une colonne à plateaux à clapets et commençons à faire circuler du liquide. Comme il n'y pas de débit vapeur, les clapets sont fermés et à l'étanchéité près de ces clapets, le liquide circule selon le même chemin en fonctionnement normal. Supposons le liquide dans la descente alimente le plateau ;

Soit M_0 son niveau comme le montre la figure II.4, en passant de la descente dans l'aire de travail; ce niveau est ramené à M_1 . La différence $(M_0 - M_1)$ représente la transformation de l'énergie potentielle du liquide. Energie nécessaire à la circulation du liquide, ainsi que la perte de charge subie au passage dans l'aire de travail. Arrivé près du déversoir, le niveau liquide tombe à M_2 la différence $(M_1 - M_2)$ appelée gradient hydraulique, représente la perte de charge due à la traversée du plateau. Le liquide atteint alors le haut de déversoir au niveau M_3 qui est supérieur à M_2 .

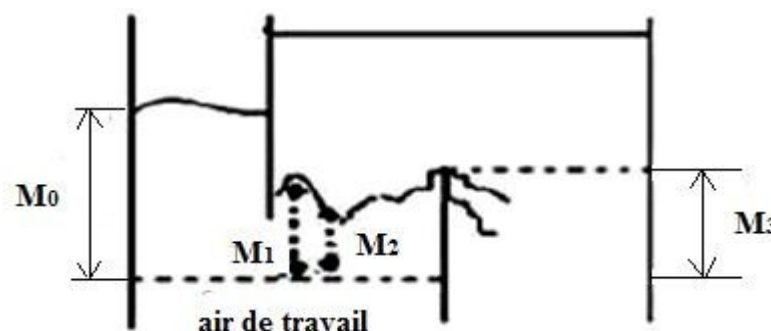


Figure II.4: Fonctionnement d'un plateau.

En effet avant le déversoir, il y a ralentissement momentané du liquide, il y a une reconversion partielle de l'énergie cinétique en énergie potentielle d'où rehaussement du niveau. En introduisant la vapeur, nous constatons un rehaussement général des niveaux dû à deux causes

- **Mécanique** : Présence de vapeur dans le liquide, d'où densité moyenne plus faible et volume apparent plu grand.
- **Hydromécanique** : par absorption partielle de l'énergie cinétique de la vapeur par le liquide.

Le gaz passe par les orifices du plateau, barbote dans le liquide et forme de la mousse puis se désengage du brouillard au plateau supérieur. Etant donné qu'on a un contact intime entre la vapeur et le liquide sur le plateau, donc diffusion interphase puis séparation des fluides, on peut considérer que chaque plateau représente un étage [8].

II.4.2.1.b. Les plateaux à clapets

Dans la plus part des types des plateaux, les organes de barbotage restent fixes ; l'originalité des plateaux à clapets vient de la mobilité des orifices de barbotage. La vapeur lève le nombre de soupapes nécessaires pour que la perte de charge à travers celles-ci équilibre le poids par unité de surface des clapets, la figure II.5 décrit bien ce type de fonctionnement. Ainsi, les clapets se lèvent, en nombre croissant depuis les faibles débits de vapeur jusqu'au fonctionnement total du plateau, celles qui ne sont pas levées empêchent le liquide de passer par les trous, les clapets sont en acier inoxydable en tôle de 1,2 à 1,5mm d'épaisseur.

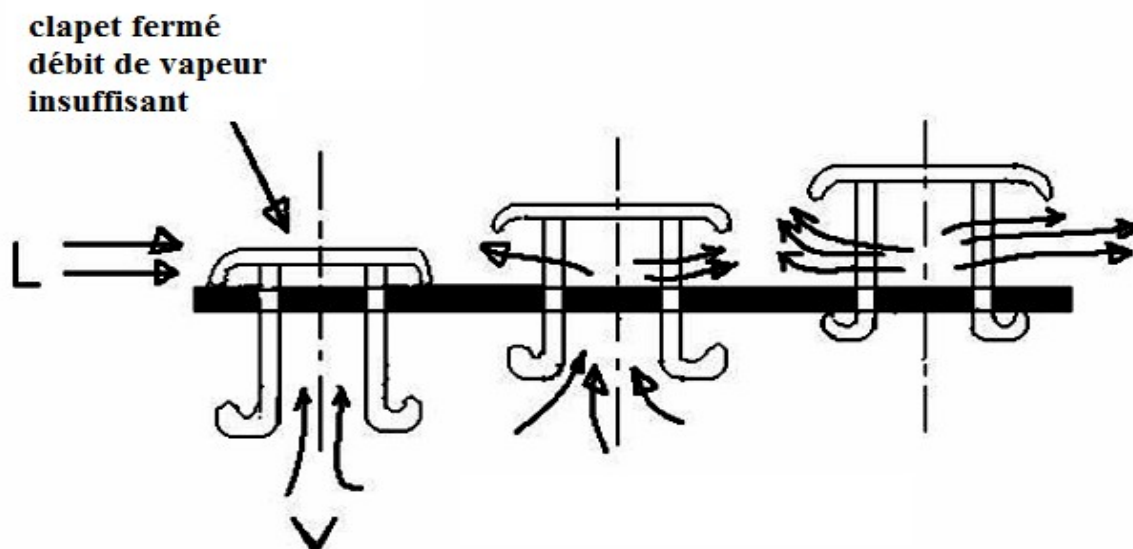


Figure II.5: Fonctionnement d'un plateau à clapets.

1- Les avantages des plateaux à clapets:

- Ils assurent une bonne souplesse de fonctionnement.
- Perte de charge assez faible.
- L'entraînement de liquide dans le cadre de fonctionnement normal.
- Poids et prix de revient assez faible.
- Montage et démontage rapide.

2- Les inconvénients des plateaux à clapets: Le plus grand inconvénient est le tartrage (grippage) du clapet en cas de fonctionnement avec les produits lourds [7].

II.5. 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 matières s'écriront alors de la sorte

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

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

Pour une alimentation donnée (A , X_a), si l'on se fixe la qualité de la séparation, c'est-à-dire ; les compositions X_d et 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 [8].

II.6. Bilan thermique

Comme toute opération industrielle, la distillation a besoin d'une certaine quantité d'énergie que l'on peut calculer en établissant le bilan thermique (figure II.6) ; 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.

Et, écrivons, 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 donc 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 donc en parallèle 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 donc augmenter le débit de vapeur sur le rebouilleur pour augmenter V_r et Q_v [8].

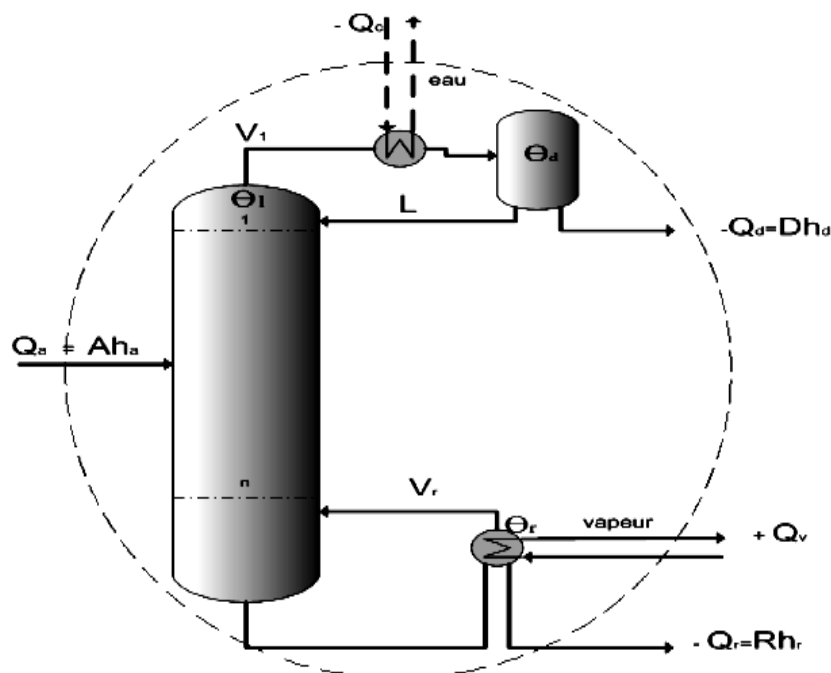


Figure II.6 : Schéma du bilan thermique de la colonne.

II.7. Objectifs du dimensionnement des colonnes

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

II.7.1. La capacité

On recherche une capacité élevée pour la vapeur et ou pour le liquide suivant la demande. De même, on recherche la flexibilité et l'adaptation aux hautes et faibles fluctuations des charges liquide et vapeur

II.7.2. 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 (on chauffe moins en fond de colonne). Une perte de charge élevée est généralement associée à un dimensionnement non économique.

II.7.3. L'efficacité

Une efficacité élevée est l'objectif premier 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 [9].

II.8. 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 : AMELIORATION DE LA QUALITE DU METHANOL

III.1. Introduction

Dans une colonne de distillation, le nombre de plateau fait partie de la séparation. Alors, la détermination de nombre des plateaux influe directement sur les facteurs opératoires. Les méthodes graphiques ou analytiques permettent de déterminer le nombre d'étages théoriques ou réels pour atteindre la purification demandé, mais pour prévoir les pressions, les températures des plateaux ainsi que la quantité de chaleur fournis par le rebouilleur et le condenseur il faut passer par la simulation du procédé.

III.2. Détermination de nombre des plateaux théorique

Le nombre de plateaux théoriques nécessaire pour séparer deux composants est peut être déterminé par des différentes méthodes. Considérons une installation dans laquelle toute la vapeur liquéfiée au condenseur est renvoyée dans la colonne ; Il n'y a donc ni distillat, ni soutirage, ni alimentation. Supposant que les plateaux de cette colonne sont des plateaux théoriques (c'est-à dire le gaz et le liquide qui sortent du plateau sont en équilibre de phase).

III.2.1. Méthodes graphique

Il existe deux méthodes graphiques :

- Méthode de Ponchon et Savarit qui nécessite la connaissance du diagramme enthalpique du mélange binaire, or ces deux diagrammes sont rarement connus.
- Méthode de Mac Cabe et Thiele, qui nécessite la connaissance de la courbe d'équilibre.

Quelle que soit la méthode utilisée, on doit connaître le débit F , la composition de la charge X_f , enthalpie h_p , la composition et l'enthalpie du distillat X_d , h_d et du résidu X_w , h_w .

III.2.1.1. Méthode de Ponchon et Savarit

Ponchon et Savarit établissent la solution graphique exacte du problème (Annexe B.1), en exploitant à chaque étage les équations générales d'équilibre, de bilan-matière et de bilan thermique, présentées dans (Annexe B.3)

III.2.1.2. Méthode de Mac Cabe et Thiele

La méthode graphique de Mac Cabe et Thiele exploite les hypothèses de Lewis et n'est qu'une application particulière de celle de Ponchon-Savarit. L'inutilité des bilans thermiques conduit à effectuer toute la construction sur le diagramme d'équilibre $y = f(x)$ (Annexe B.4) où sont alors exploitées les équations de bilan- matière qui tiennent compte de la constance des débits molaires L et V dans chaque section de la colonne[10] voir (Annexe B.6).

III.2.2. Méthodes analytique

Dans le cas de mélanges multi-composants, les méthodes graphiques n sont plus adaptées et il devient nécessaire d'utiliser une approche analytique; le schéma de séparation d'un mélange multi-composant fait intervenir deux composants principaux du mélange.

III.2.2.1. L'équation de Fenske

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).

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

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

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

En distillation, on introduit la volatilité absolue K d'un constituant par le rapport :

$$K = \frac{Y}{X} \rightarrow K = \frac{P^v}{P} \quad (III.4)$$

On utilise la volatilité relative, rapport des deux volatilités absolues et des constituants 1 et 2 :

$$\alpha_{1,2} = \frac{Y}{1 - Y} * \frac{1 - X}{X} \quad (III.5)$$

III.2.2.2. Méthode Underwood-Gilliland

Un certain nombre de méthodes simplifiées existent pour la détermination du nombre de plateaux théoriques pour les mélanges multi-composants. La méthode d'Underwood - Gilliland (UG) est peut-être la plus répandue.

D'après l'équation d'UNDERWOOD, on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation :

Suppositions :

- Des débits molaires constants dans la colonne ;
- Une volatilité relative constante ;

La première étape est de déterminer les racines ϕ du polynôme :

$$\sum_i^n \frac{\alpha_i z F_i}{\alpha_i - \phi} = 1 - q \quad (\text{III.6})$$

La deuxième étape est de calculer R_{\min} par la relation :

$$R_{\min} + 1 = \sum_i^n \frac{\alpha_i x D_i}{\alpha_i - \phi} \quad (\text{III.7})$$

La formule de « Fenske- Under Wood », nous donne la relation entre la concentration et les volatilités relatives de deux constituants dans le distillat et dans le résidu. Le nombre de plateaux minimal :

$$N_{\min} = \ln\left(\frac{X_{Dv}}{X_{Dl}} * \frac{X_{Rl}}{X_{Rv}}\right) / \ln\left(\frac{\alpha_v}{\alpha_l}\right) \quad (\text{III.8})$$

Avec : v: volatil, l : lourd

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification et d'épuisement est fixe par l'application de l'équation de « Fenske- Under Wood » Aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu

$$A) \text{ Zone de rectification : } N_{R\min} = \ln\left(\frac{X_{Dv}}{X_{Dl}} * \frac{X_{lv}}{X_{lv}}\right) / \ln\left(\frac{\alpha_v}{\alpha_l}\right) \quad (\text{III.9})$$

$$B) \text{ Zone d'épuisement : } N_{E\min} = \ln\left(\frac{X_{lv}}{X_{lv}} * \frac{X_{Rl}}{X_{Rv}}\right) / \ln\left(\frac{\alpha_v}{\alpha_l}\right) \quad (\text{III.10})$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière où dans chacune de deux zones, peut calculer par l'application de la méthode « GILLILAND » [11].

$$\frac{N - N_{\min}}{N - 1} = f\left(\frac{(rf)_{op} - (rf)_{\min}}{(rf)_{op} + 1}\right) \quad (\text{III.11})$$

Avec : rf : taux de reflux opératoire

$$D'après la valeur de : \frac{rf - (rf)_{\min}}{rf + 1} \quad (\text{III.12})$$

On tire du diagramme de GILLIAND la valeur de : $\frac{N - N_{\min}}{N - 1}$ qui nous permet de calculer N.

III.2.3. Détermination du nombre de plateaux par simulation

Dans l'industrie, un simulateur contenant un algorithme de calcul fonctionnant par itération est presque toujours utilisé pour déterminer le nombre de plateaux théoriques.

De tels simulateurs contiennent également des bases de données thermodynamiques qui permettent aussi de déterminer les équilibres liquide/vapeur [12].

III.2.3.1. Concepts de base du simulateur HYSYS 7.3

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS (voir la Figure III.1) :

- « **Flowsheet** » : c'est un ensemble d'objets « *Flowsheet Elements* » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « *Fluid Package* ».
- « **Fluid Package** » : il permet de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé (annexe D.1).
- « **Process Flow Diagram** » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « *Flowsheet* », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants (annexe D.10).
- « **Workbook** » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « **Desktop** » : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « **Property view** » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- « **Simulation Case** » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « *Fluid Packages* » « *Flowsheets* » et « *Flowsheet Elements* » qui constituent le modèle [13].

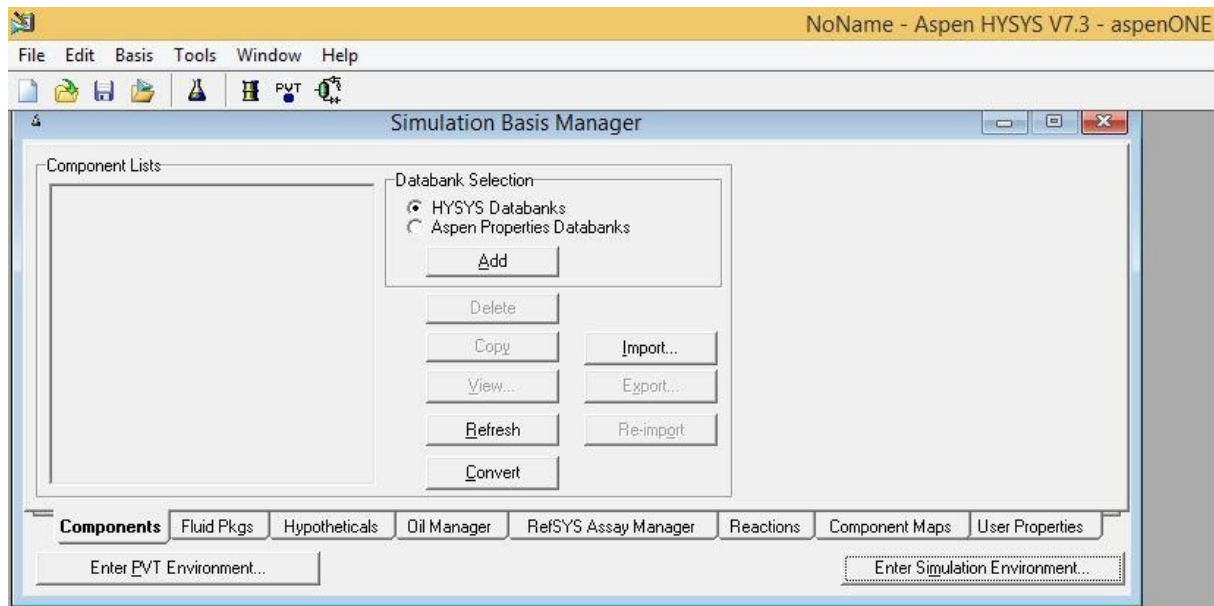


Figure III.1: Interface du simulateur HYSYS 7.3

III.2.3.2. Modélisation de la température sur chaque plateau

Une température exacte satisfait la relation: $\sum_{j=1}^n y_j = 1$ posons $f(T) = \sum_{j=1}^n y_j$ et

remplaçons Y_j et K_j par leurs valeurs, la relation devient :

$$f(T) = \sum_{j=1}^n x_j 10^{\frac{A-B}{C+T_j}} \quad (\text{III.13})$$

La détermination de la température T du plateau i pour laquelle $f(T_i)=1$ revient à résoudre l'équation : $f(T_i)-1=0$. La racine de cette équation est calculée en utilisant une résolution mathématique basée sur la méthode de la sécante par approximations successives

$$\text{selon l'équation: } T_{i+1} = T_i + \frac{1 - f(T_i)}{f(T_i) - f(T_{i-1})} (T_i - T_{i-1}) \quad (\text{III.14})$$

L'ordinateur fait un calcul itératif et garde la valeur de la température du plateau considère pour laquelle : $T_{i+1} - T_i \leq \epsilon$, (ϵ étant la précision exigée dans les calculs : $\epsilon = 10^{-5}$), il incrémente progressivement la température jusqu'à ce que la somme des fractions liquides et vapeurs des composés distillés soient égales respectivement à l'unité.

III.3. Détermination des dimensions de la colonne

Les conditions de marche d'une colonne sont : pression, température et taux de reflux en fonction du nombre d'étages. Les dimensions d'une colonne sont :

III.3.1. Hauteur de la colonne

Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer à l'espacement que l'on doit prévoir entre chacun deux.

La hauteur de la colonne est :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \text{ (m)} \dots\dots\dots \text{(III.15)}$$

$h_1 = \frac{D}{2}$: 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.

$h_3 = 2.h_p$: 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 [14].

III.3.2. Nombre de plateaux

Le nombre d'étages est fonction du taux de reflux, ces étages sont également appelés « plateaux théoriques ».

En pratique, il n'en est pas ainsi et on doit intervenir la notion d'efficacité de 100%, le plateau réel à une efficacité inférieure à 100%, le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels est l'efficacité moyenne des plateaux d'une colonne

$$E : \text{efficacité moyenne (\%)} = \frac{N_{br} \text{ de plateaux théoriques}}{N_{br} \text{ de plateaux réel}} \text{(III.16)}$$

III.2.3. Espacement entre les plateaux

Les critères sont simples, il faut que la construction soit possible et que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour assurer l'entretien, la hauteur de la tour sera égal au produit du nombre de plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond du tour [14].

III.3.4. 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 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 [14].

$$Q = V * S = V * \frac{\pi D^2}{4} \quad (III.17)$$

$$D^2 = \frac{4Q}{4\pi} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4Q}{V\pi}} \quad (III.18)$$

Avec :

V : La vitesse du fluide (m/s).

S : Section du passage (m²).

Q : Débit (m³/s).

III.4. Dimensionnement du rebouilleur

On considère le rebouilleur (H606) de type thermosiphon émergé horizontalement qui assure le chauffage des produits de fond (méthanol brut) de la colonne (V602) de distillation en présence de la vapeur d'eau à base pression (BP). La chaleur de rebouillage est fournie par la vapeur BP qui se condense dans le rebouilleur. Le débit de condensat de la vapeur est réglé en fonction du taux de rebouillage désiré. Le schéma (figure III.2) représente un rebouilleur de type thermosiphon horizontal qui ressemble à un échangeur type faisceaux-calendres tubulaire.

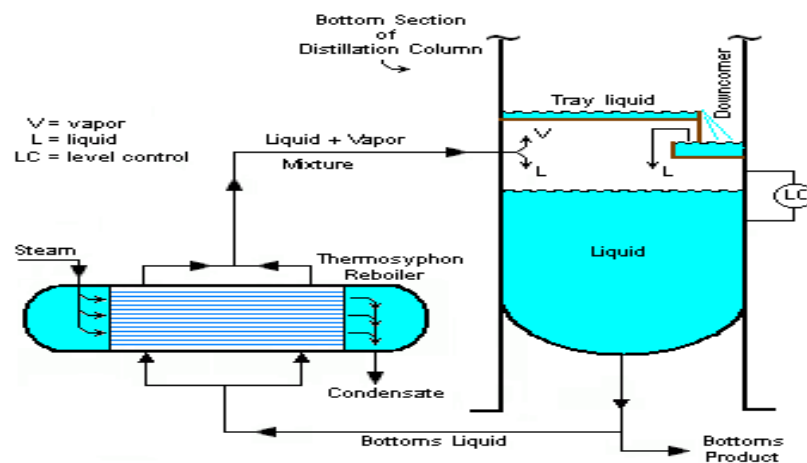


Figure III.2 : Rebouilleur thermosiphon horizontal.

III.4.1. Calcul thermique

Dans notre cas on a un échange de chaleur entre une vapeur au cours de condensation et un liquide à l'ébullition donc un transfert de chaleur avec changement de phase.

On distingue deux grandes méthodes pour le calcul :

- Méthode de DONOHUE.
- Méthode de KERN.

KERN traite notre cas ; pour procéder au dimensionnement de notre rebouilleur selon la méthode de KERN on doit passer par les étapes suivantes :

Calcul de la 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 :

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (III.19)$$

III.4.2. Calcul de la température calorique

$$t_c = t_{fs} + F_c * (t_{fe} - t_{fs}) \quad \text{Et} \quad T_c = t_{cs} + F_c * (t_{ce} - t_{cs}) \quad (III.20)$$

$$\text{Avec : } F_c = (DTLM - Dt_{fr}) / (Dt_{ch} - Dt_{fr}) \quad (III.21)$$

III.4.3. Calcul des paramètres physiques de l'eau coté faisceau à la température calorique

III.4.3.1. Détermination de la viscosité de l'eau μ_t

A partir du tableau des propriétés physique (annexe C.1) à la température calorique coté tube on peut sortir la viscosité.

III.4.3.2. Détermination de la conductivité thermique λ_t

A partir du tableau des propriétés physique (annexe C.1) à la température calorique coté tube on peut sortir la conductivité.

III.4.3.3. Détermination de la densité de fluide coté tube

La densité de fluide coté tube est déterminé à partir d'un abaque (annexe C.1)

III.4.3.4. Calcul du coefficient de transfert propre et le coefficient de sale U_s

On doit passer par les étapes suivantes :

- *Estimation du flux de chaleur (Q/A) :*

KERN propose une valeur de 81000 Kcal/m²h ou 29603BTU/h ft². Que peut atteindre le flux thermique par unité de temps et de surface pour une circulation naturel pour l'eau.

➤ *Calcul de la surface d'échange d'estimation :*

$$A_{\text{estimé}} = \frac{Q}{(Q/A)} = \frac{Q}{29764.59} \quad (\text{III.22})$$

➤ *Calcul du nombre de tube correspondant :*

$$a = \pi * d_0 * L \quad (\text{III.23})$$

➤ *Calcul de la charge massique :*

$$G'' = \frac{M}{0.5 * L * N} \quad (\text{III.24})$$

➤ *Calcul de coefficient de film interne h_{i0} a la condensation :*

La valeur de h_{i0} en BTU/ft²h °f est obtenue d'un abaque (annexe C.2).

($\lambda, \mu; G''d$) \implies Annexe \implies h_{i0}

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

$$(h_{i0}) = h_{i0} * \frac{d_i}{d_0} \quad (\text{III.25})$$

➤ *Calcul de coefficient de film externe h_v à la vaporisation :*

La valeur de h_{i0} est estimée en prenant une valeur maximale selon la nature du fluide. Dans notre cas le fluide est l'eau puis il représente 99.6 du mélange h_v maximale pour l'eau est de 1000 BTU/ft²h°f.

Cette estimation de h_v est vérifiée à l'aide d'un abaque (annexe C.2) faisant appel à la température de la paroi.

$$DT_w = T_w - T_c \quad (\text{III.26})$$

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

On peut calculer le coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_{i0} * h_v}{h_{i0} + h_v} \quad (III.27)$$

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 Q .

Donc on utilise un coefficient de transfert quand le rebouilleur est sale U_s :

$$U_s = \frac{1}{\frac{1}{U_p} + R_s} \quad (III.28)$$

1- *Calcul de la nouvelle surface d'échange :*

$$Q = U_s A \cdot DTLM \quad (III.29)$$

$$A = \frac{Q}{U_s \cdot DTLM} \quad (III.30)$$

2- *Calcul du nombre de tube correspondant :*

$$N_t = \frac{A}{a \cdot n_t} \quad (III.31)$$

III.4.4. 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 caractéristique physique : densité ; viscosité ; ainsi que la de l'appareil.

Méthode de KERN

KERN simplifie le problème en ne prenant en considération que les échangeurs industriels pour lesquels la hauteur de segment libre de la chicane est égalent au quart du diamètre intérieur de la calandre.

Pour un échangeur à faisceaux-calandre :

$$\text{Faisceaux : } \Delta P_t = \frac{n_t * G_t^2}{1.271 * 10^{15} * d} \left(\frac{f_t * L}{d_i} + 2 \right) \quad (\text{III.32})$$

$$\text{Calandre : } \Delta P_c = \frac{n_c * G_c^2 * (N_c + 1) * D_c}{1.271 * 10^{15} * d' * D} \quad (\text{III.33})$$

Pour calculer ces deux pertes de charge il faut suivre les étapes suivantes :

III.4.4.1. Coté faisceaux

1- *Calcul de la vitesse massique :*

Les tubes des faisceaux sont lisses dans chaque passe ; la vitesse massique :

$$G_t = \frac{4 * M * \eta}{\pi * d_i * N_t} \quad (\text{III.34})$$

2- *Calcul du nombre de Reynolds :*

$$Re_t = \frac{G_t * d_i}{\mu_t} \quad (\text{III.35})$$

3- *Calcul de coefficient de friction coté tube :*

Le coefficient de friction est déterminé à partir d'un abaque (annexe C.3) faisant appel au nombre de Reynolds.

III.4.4.2. Coté calandre

4- *Calcul de la section de passage :*

$$\text{Pour un pas carrée : } a_c = B * (P - d_o) * \frac{D_c}{P} \quad (\text{III.36})$$

5- *Calcul de la vitesse massique :*

$$G_c = \frac{m}{a_c} \quad (\text{III.37})$$

6- *Calcul du 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 :

$$De = \frac{4P^2}{\pi * d} - d_0 \quad (III.38)$$

7- Détermination de la viscosité de l'eau à la température calorifique coté calandre :

La viscosité peut être déterminée à partir du tableau des propriétés physique (annexe C.1).

8- Calcul de nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{G_c * De}{\mu_c} \quad (III.39)$$

9- Détermination de coefficient de friction coté calandre :

Le coefficient de friction est déterminé à partir de l'abaque (annexe C.4) faisant l'appel au nombre de Reynolds.

III.5. Dimensionnement du condenseur

D'après la simulation avec le HYSYS le condenseur est considéré comme un groupe des aérocondenseurs; donc pour calculer le nombre des aérocondenseurs on devise la puissance totale obtenu à partir de simulation sur la puissance de chaque aérocondenseur :

$$\text{Puissance pour aérocondenseur : } P_{\text{aéro}} = \frac{7,84 * 10^6 * 4,18}{3600 * 8} \rightarrow P_{\text{aéro}} = 1137,88\text{kw} \quad (III.40)$$

III.6. Conclusion

D'après l'étude théorique du calcul et du dimensionnement des équipements exploités dans cette opération unitaire, le nombre de plateau à déterminer nécessite des statistiques en chiffres (des probabilités), des calculs expérimentaux ainsi qu'une étape de simulation conditionnée selon notre spécification de l'opération et l'objectif à aboutir.

CHAPITRE IV : CALCULS ET CONFIRMATION DES RESULTATS PAR LA SIMULATION

IV.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 la simulation et les calculs expérimentaux sont indispensables pour des meilleurs résultats.

IV.2. Caractéristiques et paramètres de fonctionnement

IV.2.1. 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 IV.1)

Tableau IV.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

IV.2.2. 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 IV.2)

Tableau IV.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

IV.2.3. Autres spécifications de la colonne V602

Le tableau (tableau IV.3) représente les autres spécifications à la sortie de la colonne de distillation dans le cas de design (annexe D.5).

Tableau IV.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

IV.2.4. Qualité du méthanol raffiné par la colonne V602

Les deux tableaux (IV.4-IV.5) représentent les débits et les compositions massiques du fluide traité de l'alimentation, de distillat et de résidu de la colonne V602 (annexe D.9).

Tableau IV.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 IV.5 : débits et les compositions massiques (cas de désigne).

	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

IV.3. Simulation de la colonne V602

La simulation de la colonne de distillation V602 se fait pour la spécification production IMPCA. En utilisant le model thermodynamique UNIQUAC-Idéal (annexe D). La composition du méthanol raffiné selon cette spécification contient une teneur de 50 ppm (annexe D.3) d'éthanol au maximum. Le tableau (IV.6) définit la composition du méthanol raffiné selon la spécification IMPCA.

Tableau IV.6 : Spécifications commerciales du méthanol selon IMPCA.

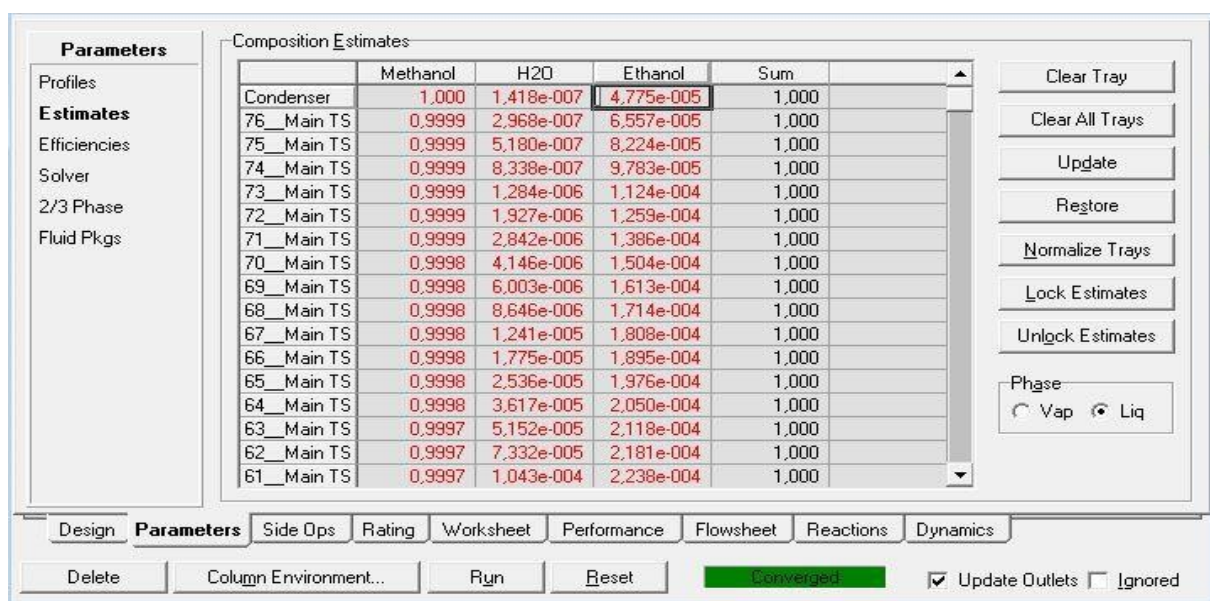
Qualité	IMPCA
Purification de méthanol (%pds) mini.	99,85
Densité 20/20°C.	0,7910-0,7930
Acétone et aldéhydes (ppm) max.	30
Acétone (ppm) max.	30
Ethanol (ppm) max.	50
Acide acétique (acides) (ppm) max.	30
H ₂ O (ppm) max.	1000
Intervalle de distillation sous 1,013.10 ⁵ pa abs	1°C autour de 64,6°C
Couleur (échelle pt-Co) max.	5
Résidu non volatil (g/1000 ml) max.	8
Test au permanganate à 15°C mini.	60

IV.4. Détermination de nombre de plateau théorique

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

N = 76 plateaux avec $\alpha = 1,17$; $X_D = 0,99895$; $X_W = 0,00600$

Par la simulation en utilisant HYSYS (figure IV.1), pour un nombre de plateau théorique égale 76 plateaux, le résultat théorique est favorable de l'ordre de $4,775 * 10^{-5}$ (annexe D.4)

**Figure IV.1 : nombre de plateau par simulation.**

IV.5. Détermination des dimensions de la colonne

IV.5.1. Hauteur de la colonne

D'après l'équation (III.15) on peut déterminer la hauteur de la colonne

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6$$

$$H_T = 2,15/2 + (31-1)*0,6 + 2*4*0,6 + (41-1)*0,6 + 1,25 + 1,5$$

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

IV.5.2. Diamètre de la colonne

D'après l'équation (III.18), $D = \sqrt{\frac{4 * 4085,324}{3,14 * 0,598 * 3600}}$

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

Par la simulation en utilisant HYSYS (figure IV.2), le diamètre de la colonne calculé est favorable de l'ordre de 1,500 m.

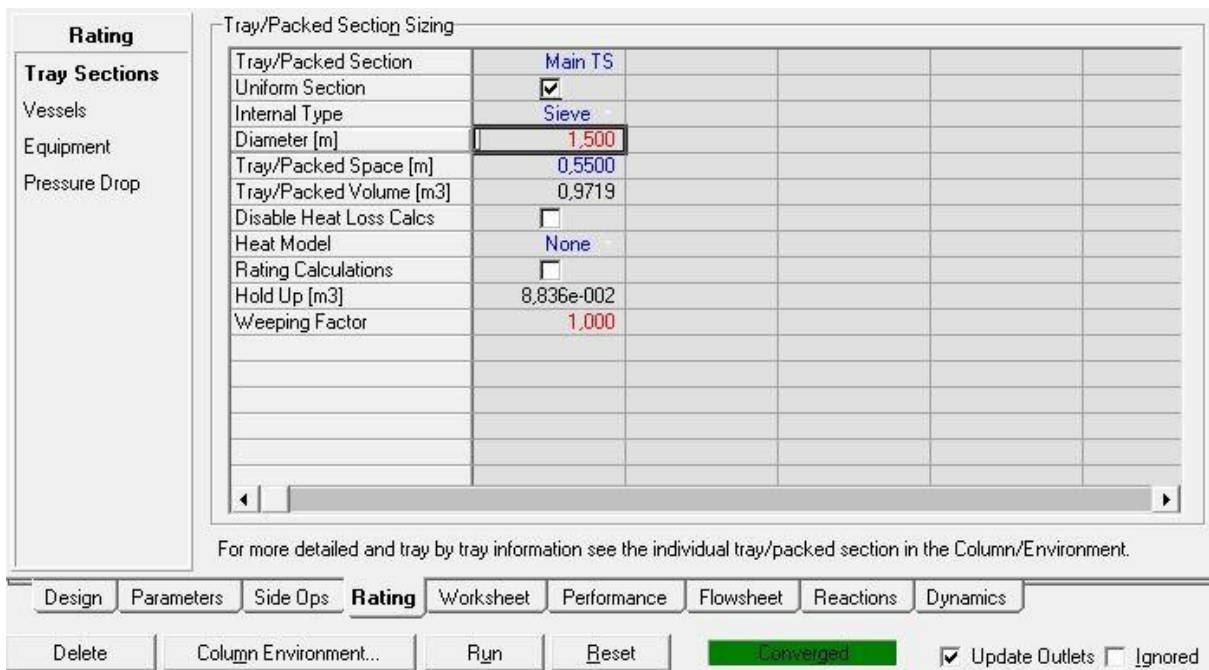


Figure IV.2 : diamètre de la colonne par simulation.

IV.6. Calcul de rebouilleur

IV.6.1. Données et caractéristiques techniques

Les données ainsi que les caractéristiques techniques au niveau du rebouilleur sont regroupés dans les tableaux (tableau IV.7-IV.8-IV.9) suivants :

Tableau IV.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
(lb/h)	36155,276	44642095
Débit de sortie (kg/h)	16400	16290
(lb/h)	36155	35912,770

Tableau IV.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 IV.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

IV.6.2. Calcul thermique

Pour le cas de design nous avons :

$$Q=7,84*10^6 \text{ kcal/h (annexe D.7)}$$

- Calcul de la surface installée

Soit : $A = 638 \text{ m}^2$, la surface de design.

En ajoutant un excès de surface de 5% de A, alors la surface d'installation demeure :

$$A = 670 \text{ m}^2$$

Nous avons comme valeurs admissibles pour les pertes de charge :

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

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

- ❖ D'après la méthode de KERN :

IV.6.2.1. Calcul de DTLM

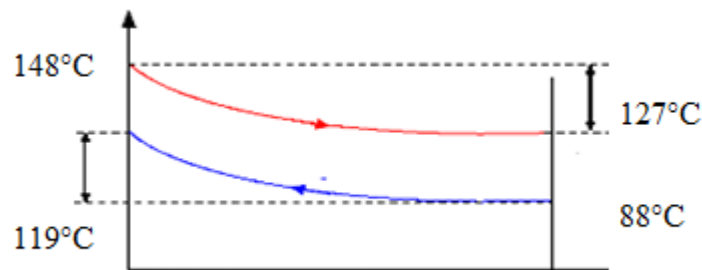


Figure IV.3: la courbe d'échange thermique.

$$\Delta T_1 = 29^\circ\text{C} \quad \text{et} \quad \Delta T_2 = 39^\circ\text{C}$$

$$\text{D'après l'équation (III.19)} \quad \text{DTLM} = \frac{29 - 39}{\ln \frac{29}{39}} \rightarrow \text{DTLM} = 33,761$$

IV.6.2.2. Température calorique

$$\text{D'après l'équation (III.21), } F_c = (33,761 - 39) / (29 - 39) \rightarrow F_c = 0,524$$

D'après l'équation (III.20), calculant la température calorique coté tube t_c

$$t_c = 127 + 0,524 * (148 - 127) \rightarrow t_c = 138,004 \text{ }^\circ\text{C}$$

D'après l'équation (III.20), calculant la température calorique coté calandre T_c

$$T_c = 119 + 0,524 * (88 - 119) \rightarrow T_c = 102,756 \text{ }^\circ\text{C}$$

IV.6.2.3. Propriétés physiques

a- Viscosité coté tube

La viscosité de l'eau coté tube est obtenue à partir du tableau des propriétés physique de l'eau (annexe C.1) à 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

La conductivité thermique de l'eau coté tube est obtenue à partir du tableau de propriétés physique de l'eau (annexe C.1) à la température coté tube $t_c=138,004^\circ\text{C}$.

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

c- Densité coté tube

A partir de l'annexe 2, faisant appel à la température calorique coté tube $t_c= 138,004^\circ\text{C}$

$$d_t = 0,927$$

IV.6.2.4. Coefficient de transfert propre

- Calcul de la surface d'échange d'estimation

KERN propose une valeur de $(81000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h})$ ou $(29764,59 \text{ BTU/h.ft}^2)$. Que peut atteindre le flux thermique par unité de temps et de surface pour une circulation naturel pour l'eau.

Donc à partir de l'équation (III.22), 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.

$$Q=1,147 * 10^7 \text{ kcal/h} = 4,549 * 10^7 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{D'après l'équation (III.22) : } A_{\text{estimé}} = \frac{Q}{Q/A} = \frac{4,8 * 10^7}{29764,59}$$

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

- 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 (III.23) : $a_t = \pi * 8,201 * 0,0191 \rightarrow a_t = 0,491 \text{ m}^2$

D'après l'équation (III.31), on peut calculer le nombre de tube correspond au surface d'échange

$$\text{estimée : } N_{t(\text{estimé})} = \frac{106,056}{0,491 * 2} \text{ alors : } N_t(\text{estimé}) = \mathbf{110 \text{ tubes}}$$

- Calcul de la charge massique :

$$\text{D'après l'équation (III.24) : } G'' = \frac{19000}{0,5 * 8,201 * 110} \rightarrow G'' = \mathbf{42,904 \text{ Kg/h.l inf t}}$$

- Calcul de coefficient de film interne h_{i0} à la condensation :

La valeur de h_{i0} en $\text{J/h.m}^2.\text{°C}$ est obtenue à partir de l'annexe 1.

En prenant les valeurs de $(\lambda; \mu; G''; d) = (68,52 * 10^6 \text{ w/ (m.°C)}; 2,005 * 10^{-4} \text{ Pa.s}; 42,904 \text{ Kg/h.l inf t}; 0,9271)$

Et on lire $h_{i0} = \mathbf{42925,68 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}}$

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

$$\text{Donc à partir de l'équation (III.25) : } (h_{i0})_c = 42925,68 \cdot \frac{0,0571}{0,0625}$$

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

- 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 **20440,8 kJ/h.m}^2.\text{°C}**.

Cette estimation de h_v est vérifiée à l'aide d'une (annexe C.2) faisant appel à la température de la paroi.

$$\text{Donc à partir de l'équation : } T_w = 102,756 + \frac{39216,901}{39216,901 + 20440} (138,004 - 102,756)$$

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

Et à partir de l'équation (III.26) : $DT_w = 125,927 - 102,756 \rightarrow \mathbf{DT_w = 23,171 \text{ °C}}$

A partir de l'annexe C.2 : $h_v(\text{correcte}) = \mathbf{16352,64 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}}$

Donc on peut calculer le coefficient de transfert propre à partir de l'équation (III.27) :

$$U_p = \frac{39216,901 * 16352,64}{39216,901 + 16352,64} \rightarrow U_p = \mathbf{11519,762 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}}$$

Le coefficient de transfert sale est déterminé à partir de l'équation (III.28) :

Déclarons que la résistance d'encrassement : $R_s = 7,536 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$$U_s = \frac{1}{\frac{1}{11519,762} + 7,536 \cdot 10^2} \rightarrow U_s = 13,254 \text{ kJ/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

IV.6.2.5. Calcul de la nouvelle surface d'échange

D'après l'équation (III.30) : $A = \frac{3188210,368}{13,254 \cdot 33,761} \rightarrow A = 712,401 \text{ m}^2$.

IV.6.2.6. Calcul du nombre de tube correspondant

D'après l'équation (III.31) : $\rightarrow N_t = 726 \text{ tubes}$.

IV.6.3. Calcul hydraulique

IV.6.3.1. Calcul de la perte de charge cotée tube

Pour calculer la perte de charge cotée tube, il faut suivre les étapes citées au chapitre III.

- Calcul de la vitesse massique

A partir de l'équation (III.34) : $G_t = \frac{4 \cdot 4,556 \cdot 2}{\pi \cdot (0,0174)^2 \cdot 726} \rightarrow G_t = 52,804 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

- Calcul du nombre de Reynolds

A partir de l'équation (III.35) : $Re_t = \frac{52,804 \cdot 0,0174}{2,005 \cdot 10^{-4}} \rightarrow Re_t = 4582,492$

- Calcul du coefficient de friction coté tube :

Le coefficient de friction est déterminé à partir de l'annexe C faisant appel au nombre de Reynolds : $f_t = 0,0175$

- Calcul de la perte de charge

La perte de charge est calculée à partir de l'équation (III.32) :

$$\Delta P_t = \frac{2 \cdot 190094,4}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,927} \left(\frac{0,0175 \cdot 8,2}{0,0174} + 2 \right) \rightarrow \Delta P_t = 1,057 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 1,057 \cdot 10^{-4} \text{ kg / cm}^2 \ll \Delta P_{\text{tadm}}$$

IV.6.3.2. Calcul de la perte de charge coté calandre

- Calcul de la section de passage

La section de passage est calculée à partir de l'équation (III.36) :

$$a_c = 0,46 * (0,0254 - 0,01905) \frac{1,141}{0,0254} \rightarrow a_c = 0,131 \text{ m}^2$$

- Calcul de vitesse massique

A partir de l'équation (III.37) : $G_c = \frac{5,625}{0,131} \rightarrow G_c = 42,939 \text{ Kg/m}^2.\text{s}$

- Calcul du diamètre équivalent

A partir de l'équation (III.38) : $De = \frac{4 * 0,0254}{\pi * 0,01905} - 0,01905 \rightarrow De = 0,024 \text{ m}$

- Détermination de la viscosité de l'eau a la température calorique

A partir du tableau des propriétés physique de l'eau (annexe C.1) : $\mu_c = 2,755 * 10^{-4} \text{ Pa.s}$

La densité de fluide coté calandre est déterminé à partir de l'annexe C.1, à la température calorique coté calandre ; à $T_C = 102,756 \text{ }^\circ\text{C}$: $d_c = 0,956$

- Calcul de nombre de Reynolds

Reynolds est calculé à partir de la formule (III.39) : $Re_c = \frac{42,939 * 0,024}{2,755 * 10^{-4}} \rightarrow Re_c = 3740,603$

- Détermination de coefficient de friction coté calandre

A partir de l'annexe C : $f_c = 0,0175$

- Calcul de la perte de charge

A partir de (III.33) : $\Delta P_c = \frac{0,0175 * 42,939^2 * (6+1) * 1,142}{1,271 * 10^{15} * 0,956 * 0,0241} \rightarrow \Delta P_c = 1,142 * 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2$

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

IV.7. 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 ; D'après la formule (III.40) :

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

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

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

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

IV.8. 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 et surtout précises, parce qu'un bon projet ou un investissement rentable nécessite des études globales à travers des calculs plus précis.

CONCLUSION GENERALE

En complément de la formation académique acquis au niveau de l'université, le stage au niveau industriel nous a permis de consolider nos connaissances théoriques. Ce stage de mise en situation professionnelle est le résultat des travaux effectués durant une période pratique dans l'unité Méthanol au sein du complexe pétrochimique CP1/Z à Arzew.

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.

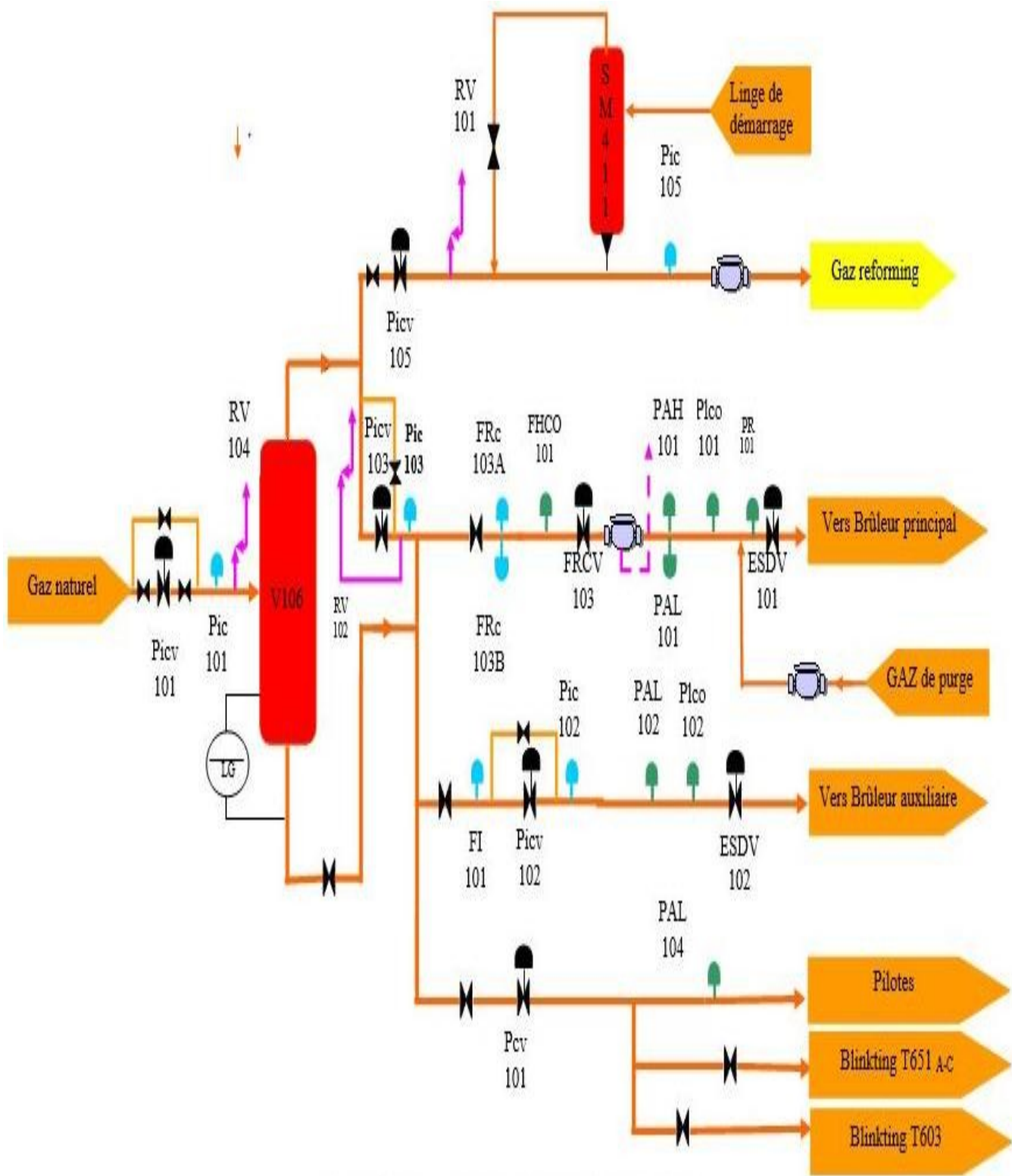
En dernière démarche nous avons confirmé les énergies des équipements auxiliaires et nous avons constaté que nous pouvons garder l'enchaînement du condenseur. En revanche, pour le rebouilleur, nous avons recommandé soit de respecter les caractéristiques de la vapeur donnée par le service utilité soit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

Références bibliographiques

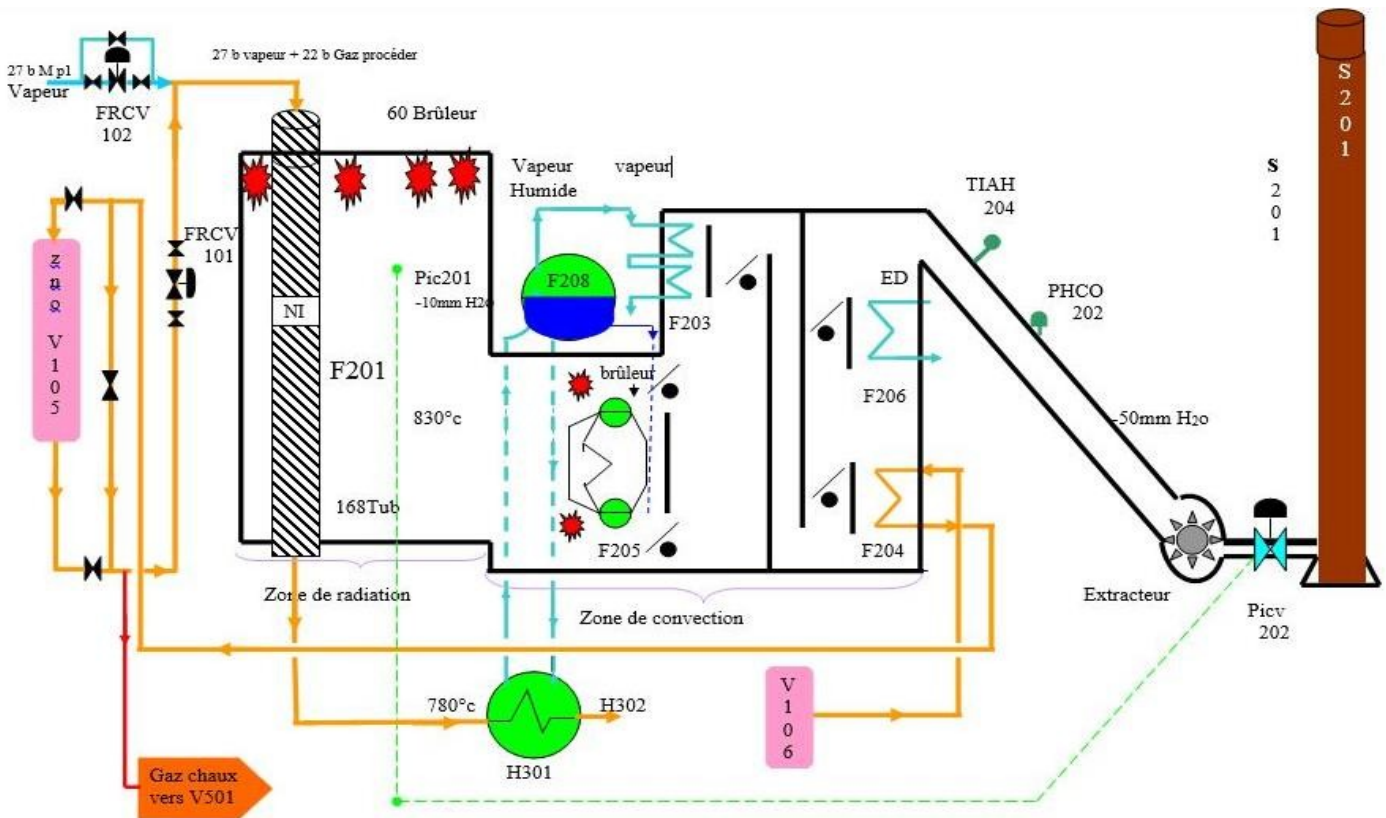
- [1] DE MARIA R., DIAZ I., RODRIGUEZ M., SAIZ A., "Industrial Methanol Synthesis from Syngas: Kinetic Study and Process Simulation", Int. J. Chem. Reactor Eng., 11, 469-477, 2013.
- [2] A. Chauvel, G. Lefebvre, L. Gastex: "Procédés de pétrochimie, caractéristiques techniques et économiques" Tome 1, Page 104, 1985.
- [3] A. Taouli, " Cours Pétrochimie", Institut Algérien du Pétrole, Boumerdès, Algérie, page 137, 2013.
- [4] HUMPHREYZ et GLASGOW LTD, "Manuel opératoire d'exploitation", Complexe CP1/Z, ALMER , Arzew, 1971.
- [5] Document personnel des analyses du laboratoire de CP1/Z, 2019.
- [6] E. Koller, Aide-mémoire génie chimique, 3^{ème} édition DUNOD, Paris, P : 425- 431, 2009.
- [7] D. RonZe, Introduction au génie des procédés, édition TEC et DOC, Paris, P : 286, 2008.
- [8] Cours de raffinage de l'IFP, 2001.
- [9] A. Benahmed, Distillation, SONATRAC / IAP-CU, Skikda, P : 7- 10, 2003.
- [10] P. Wuithier, Raffinage et génie chimique, 2^{ème} édition, Technip, Paris, P : 449- 464, 1972.
- [11] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'Ingénieur, J 2 P 62, 2004.
- [12] Fiche des analyses du méthanol au niveau de laboratoire de CP1Z, 2019.
- [13] Support technique HYSYS 7.3, 2011.
- [14] 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

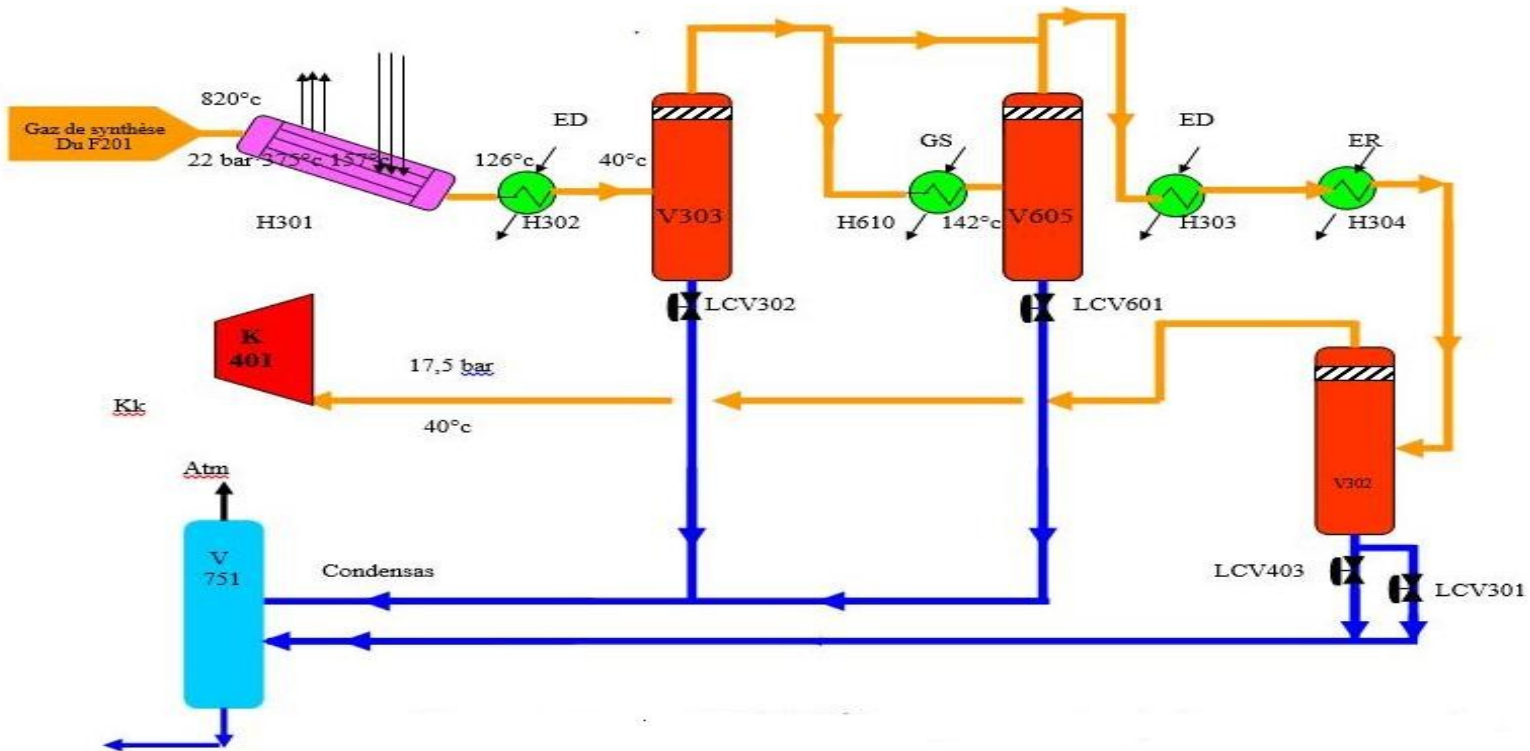
Annexe A : Schéma détaillé des sections du procès méthanol



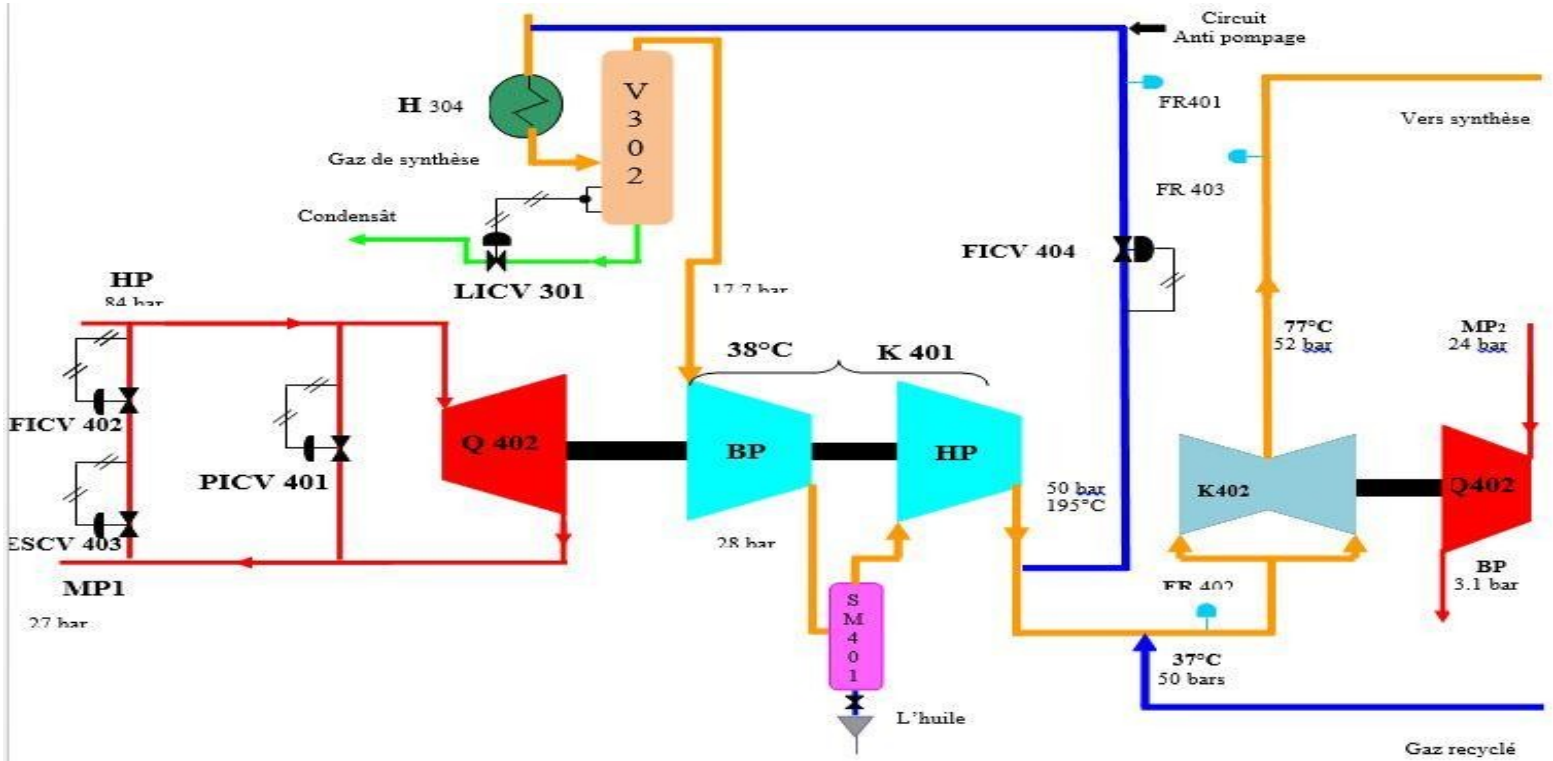
Annexe A.1 : section 100 « Distribution des gaz naturel ».



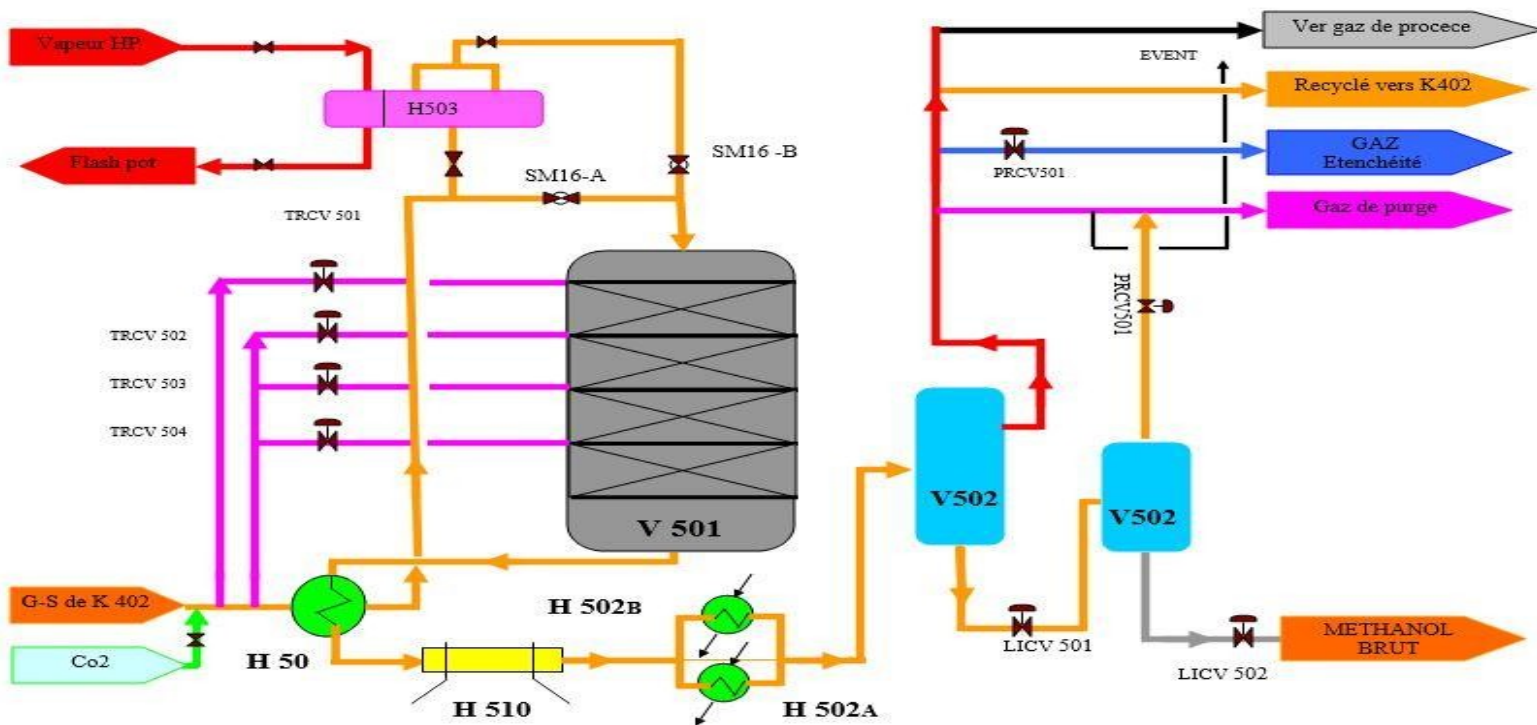
Annexe A.2 : section 200 «Reforming catalytique».



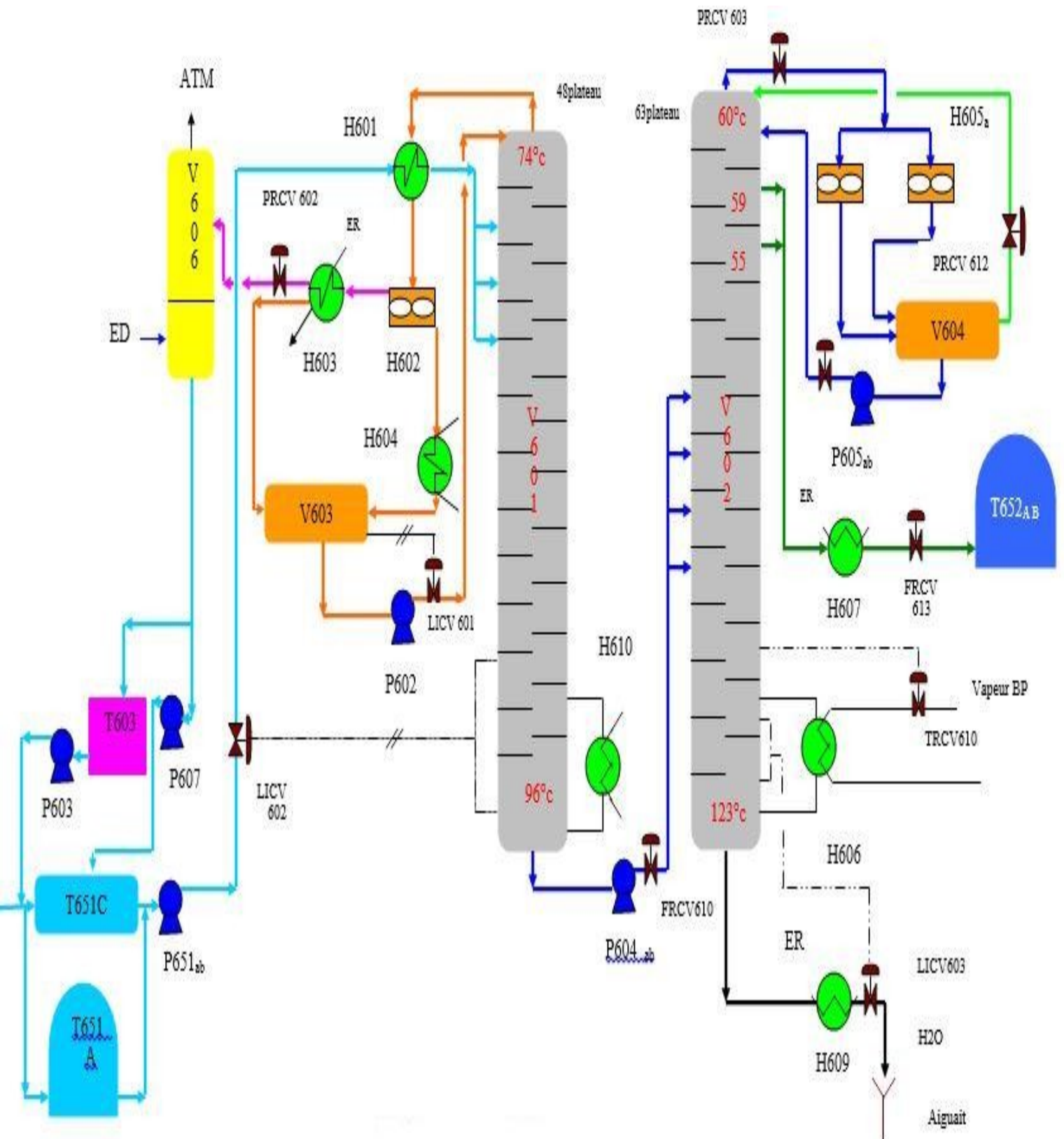
Annexe A.3 : section 300 « Refroidissement et élimination de l'eau».



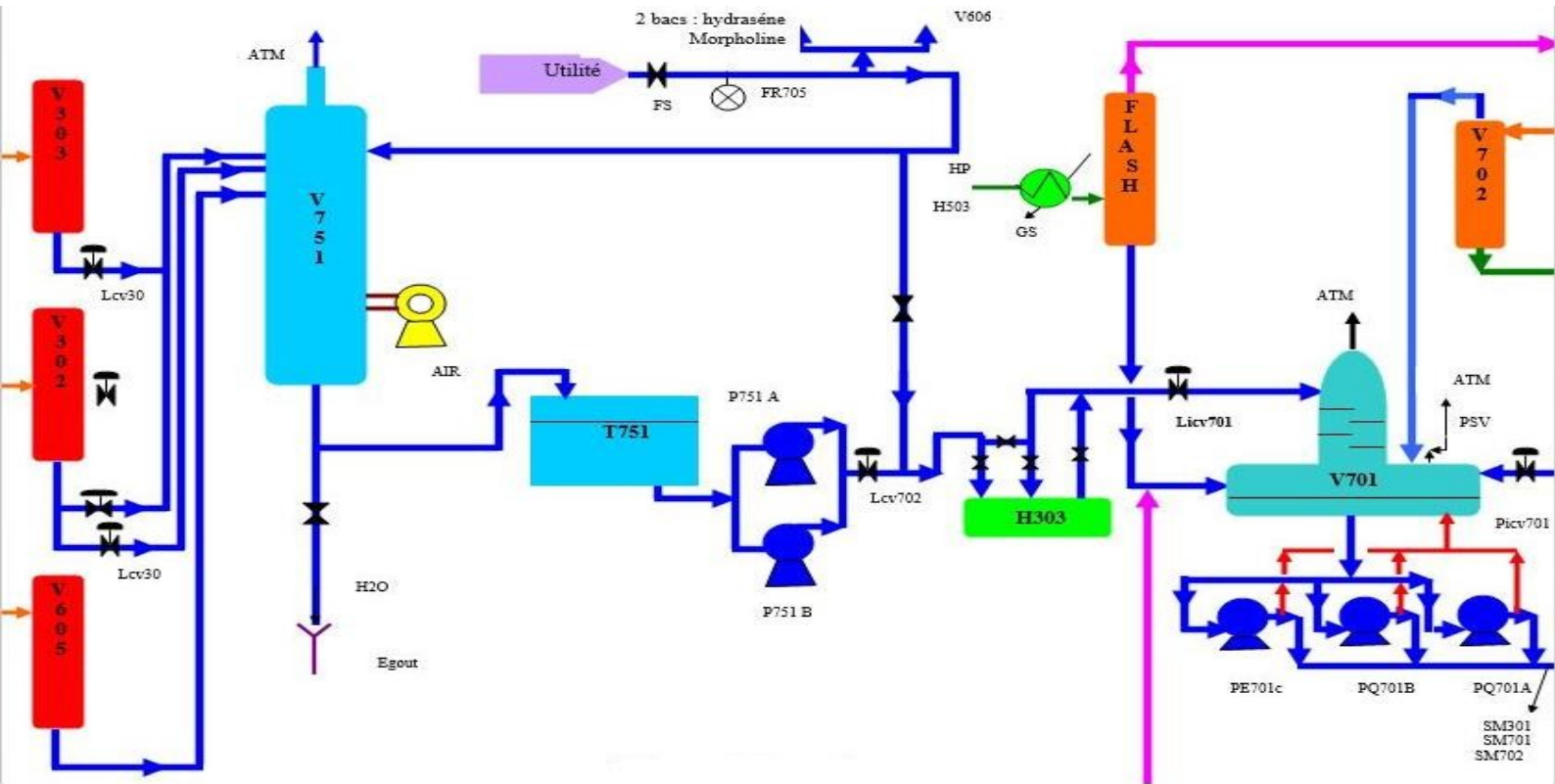
Annexe A.4 : section 400 « Compression du gaz de synthèse».



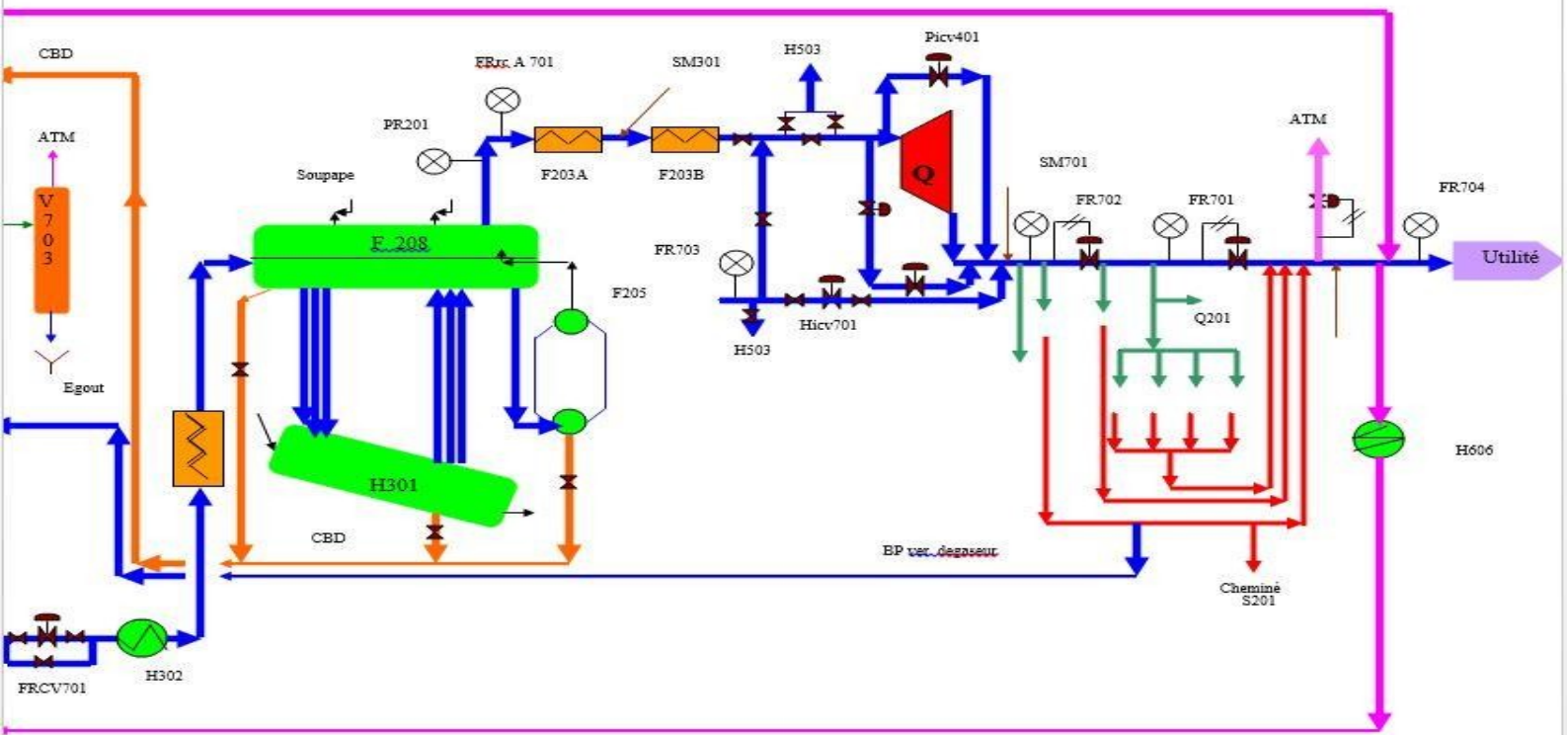
Annexe A.5 : section 500 «Synthèse du méthanol».



Annexe A.6 : section 600 «Distillation du méthanol».

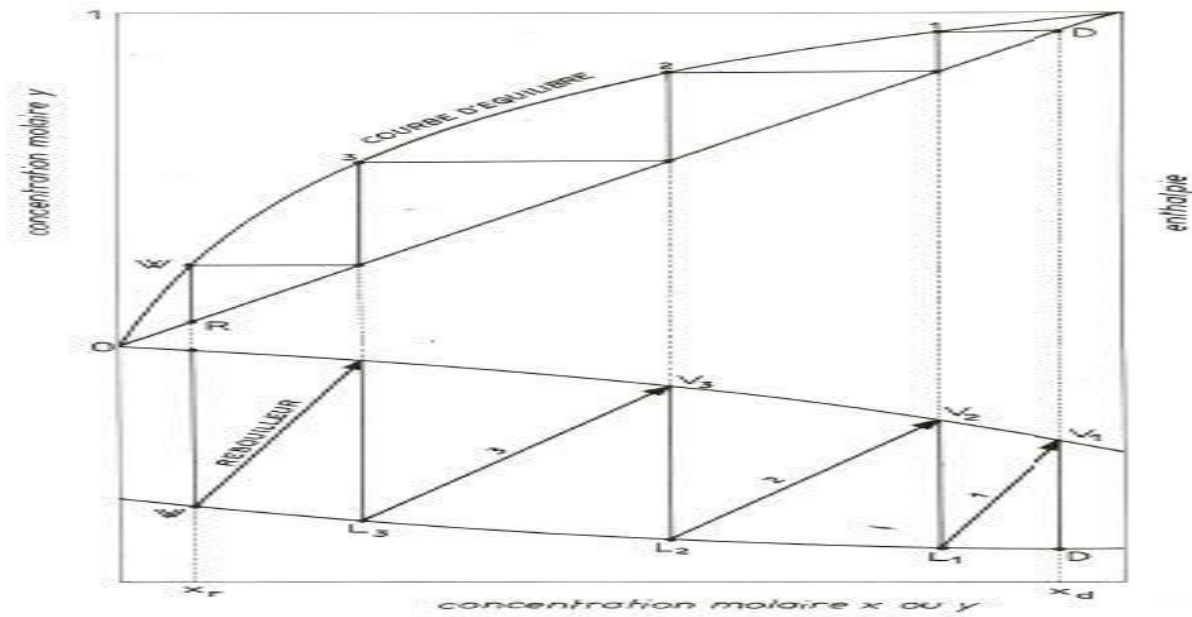


Annexe A.7 : section 700.1 «Système de vapeur ».

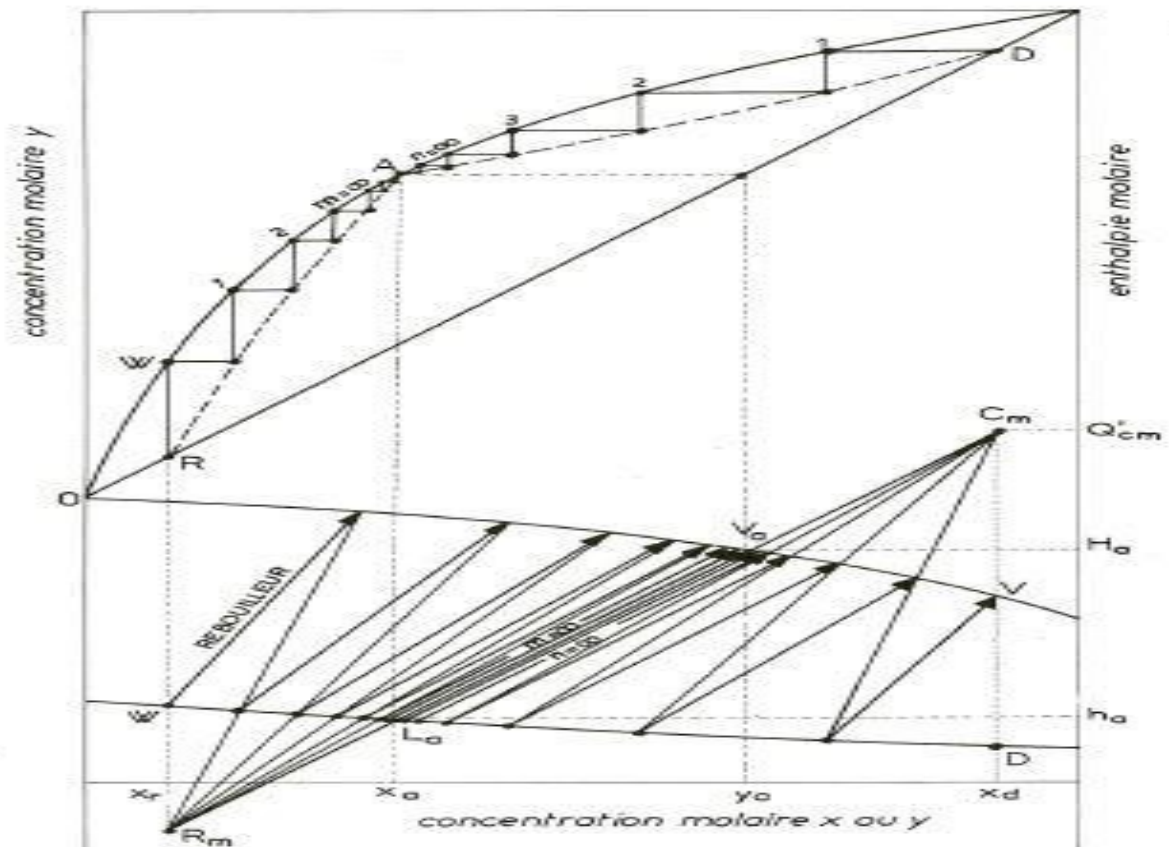


Annexe A.8 : section 700.2 «Système de vapeur ».

Annexe B: Méthodes graphiques de calculs du nombre de plateau.



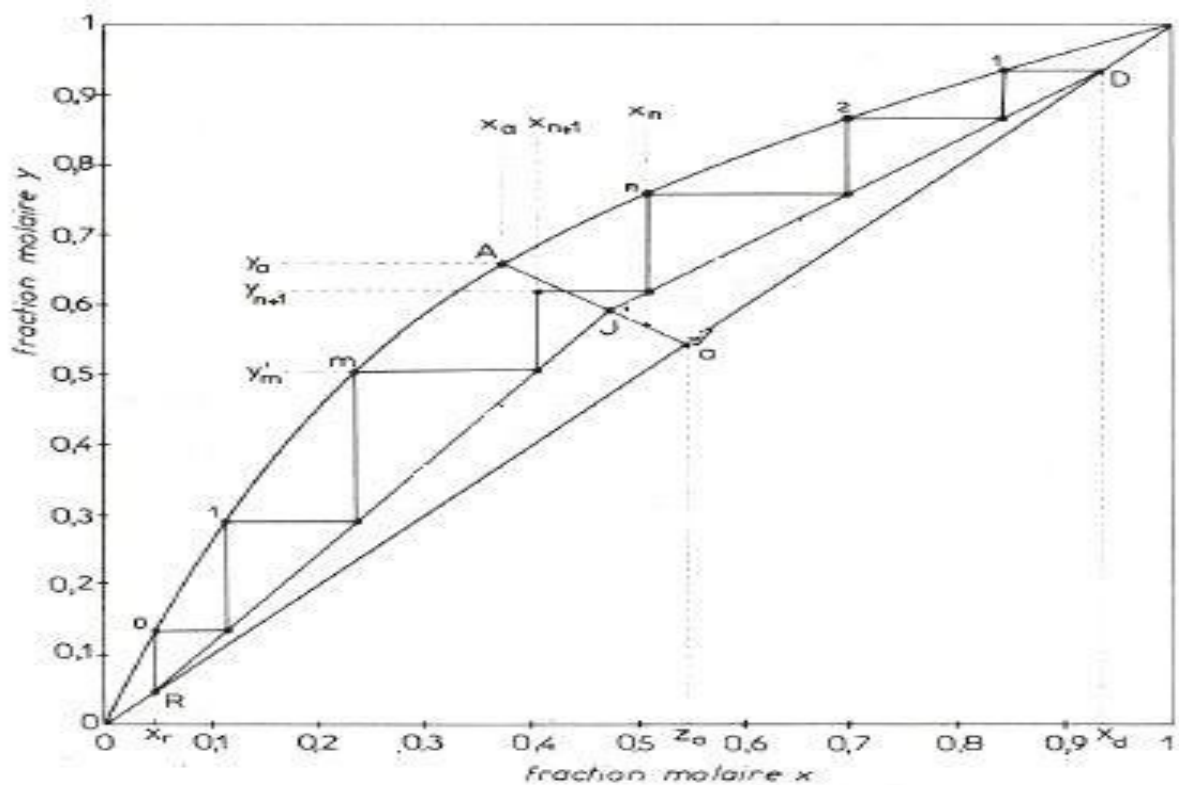
Annexe B.1 : Méthode de Ponchon et Savarit « Nombre minimale d'étage ».



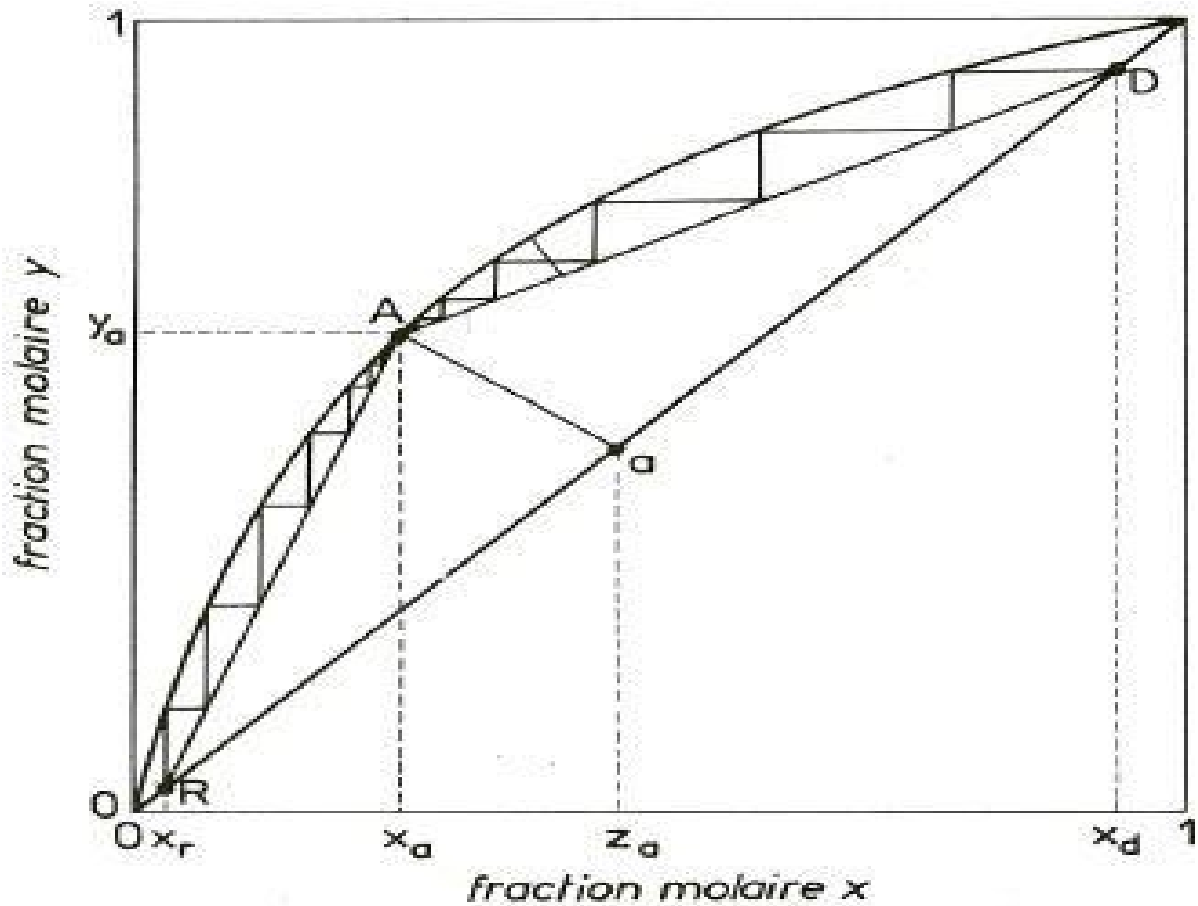
Annexe B.2 : Méthode de Ponchon et Savarit « Reflux minimal ».

RECTIFICATION	ÉPUISEMENT
<p>Bilan-matière :</p> $V_{p+1} = L_p + D$ $V_{p+1} y_{p+1} = L_p x_p + D x_d$ <p>Bilan thermique :</p> $V_{p+1} H_{p+1} = L_p h_p + D h_d + Q_c$ <p>Équilibre :</p> $y_{p+1} = k_{p+1} x_{p+1}$ <p>Posons : $Q'_c = h_d + \frac{Q_c}{D}$</p> $\begin{cases} (L_p + D) y_{p+1} = L_p x_p + D x_d \\ (L_p + D) H_{p+1} = L_p h_p + D Q'_c \\ L_p (y_{p+1} - x_p) = D (x_d - y_{p+1}) \\ L_p (H_{p+1} - h_p) = D (Q'_c - H_{p+1}) \end{cases}$ <p>en divisant membre à membre :</p> $\frac{y_{p+1} - x_p}{H_{p+1} - h_p} = \frac{x_d - y_{p+1}}{Q'_c - H_{p+1}}$ $(f_f)_p = \frac{L_p}{D} = \frac{x_d - y_{p+1}}{y_{p+1} - x_p} = \frac{Q'_c - H_{p+1}}{H_{p+1} - h_p}$	<p>Bilan-matière :</p> $L'_{p+1} = V'_p + R$ $L'_{p+1} x'_{p+1} = V'_p y'_p + R x_r$ <p>Bilan thermique :</p> $L'_{p+1} h'_{p+1} = V'_p H'_p + R h_r - Q_r$ <p>Équilibre :</p> $y'_{p+1} = k'_{p+1} x'_{p+1}$ <p>Posons : $Q'_r = h_r - \frac{Q_r}{R}$</p> $\begin{cases} (V'_p + R) x'_{p+1} = V'_p y'_p + R x_r \\ (V'_p + R) h'_{p+1} = V'_p H'_p + R Q'_r \\ V'_p (x'_{p+1} - y'_p) = R (x_r - x'_{p+1}) \\ V'_p (h'_{p+1} - H'_p) = R (Q'_r - h'_{p+1}) \end{cases}$ <p>en divisant membre à membre :</p> $\frac{x'_{p+1} - y'_p}{h'_{p+1} - H'_p} = \frac{x_r - x'_{p+1}}{Q'_r - h'_{p+1}}$ $(f_b)_p = \frac{V'_p}{R} = \frac{x'_{p+1} - x_r}{y'_p - x'_{p+1}} = \frac{h'_{p+1} - Q'_r}{H'_p - h'_{p+1}}$

Annexe B.3 : Equations générales de la méthode de Ponchon et Savarit.



Annexe B.4 : Construction de Mac Cab et Thiele « Nombre minimale d'étage ».



Annexe B.5 : Méthode de Mac Cab et Thiele « Reflux minimal ».

RECTIFICATION	ÉPUISEMENT
<p>Bilan-matière :</p> $V = L + D$ $V y_{p+1} = L x_p + D x_d$ <p>Équilibre :</p> $y_{p+1} = k_{p+1} x_{p+1}$ <p>Taux de reflux : $r_f = L/D$ constant.</p> $y_{p+1} = \frac{L}{L + D} x_p + \frac{D}{L + D} x_d$ $y_{p+1} = \frac{r_f}{r_f + 1} x_p + \frac{1}{r_f + 1} x_d$	<p>Bilan-matière :</p> $L' = V' + R$ $L' x'_{p+1} = V' y'_p + R x_r$ <p>Équilibre :</p> $y'_{p+1} = k'_{p+1} x'_{p+1}$ <p>Taux de rebouillage : $r_b = V'/R$ constant.</p> $x'_{p+1} = \frac{V'}{V' + R} y'_p + \frac{R}{V' + R} x_r$ $x'_{p+1} = \frac{r_b}{r_b + 1} y'_p + \frac{1}{r_b + 1} x_r$

Annexe B.6 : Equations générales de la méthode de Mac Cabe et Thiele.

Annexe C : Calcul du rebouilleur

Propriétés de l'eau à saturation						
θ	ρ	c_p	λ	$10^4 \cdot \mu$	$10^7 \cdot a$	Pr
°C	kg.m ⁻³	J.kg ⁻¹ .°C ⁻¹	W.m ⁻¹ .°C ⁻¹	Pa.s ⁻¹	m ² .s ⁻¹	
0	1002	4218	0,552	17,90	1,31	13,06
20	1001	4182	0,597	10,10	1,43	7,02
40	995	4178	0,628	6,55	1,51	4,34
60	985	4184	0,651	4,71	1,55	3,02
80	974	4196	0,668	3,55	1,64	2,22
100	960	4216	0,680	2,82	1,68	1,74
120	945	4250	0,685	2,33	1,71	1,45
140	928	4283	0,684	1,99	1,72	1,24
160	910	4342	0,680	1,73	1,73	1,10
180	889	4417	0,675	1,54	1,72	1,00
200	867	4505	0,665	1,39	1,71	0,94
220	842	4610	0,652	1,26	1,68	0,89
240	816	4756	0,635	1,17	1,64	0,88
260	786	4949	0,611	1,08	1,58	0,87
280	753	5208	0,580	1,02	1,48	0,91
300	714	5728	0,540	0,96	1,32	1,02

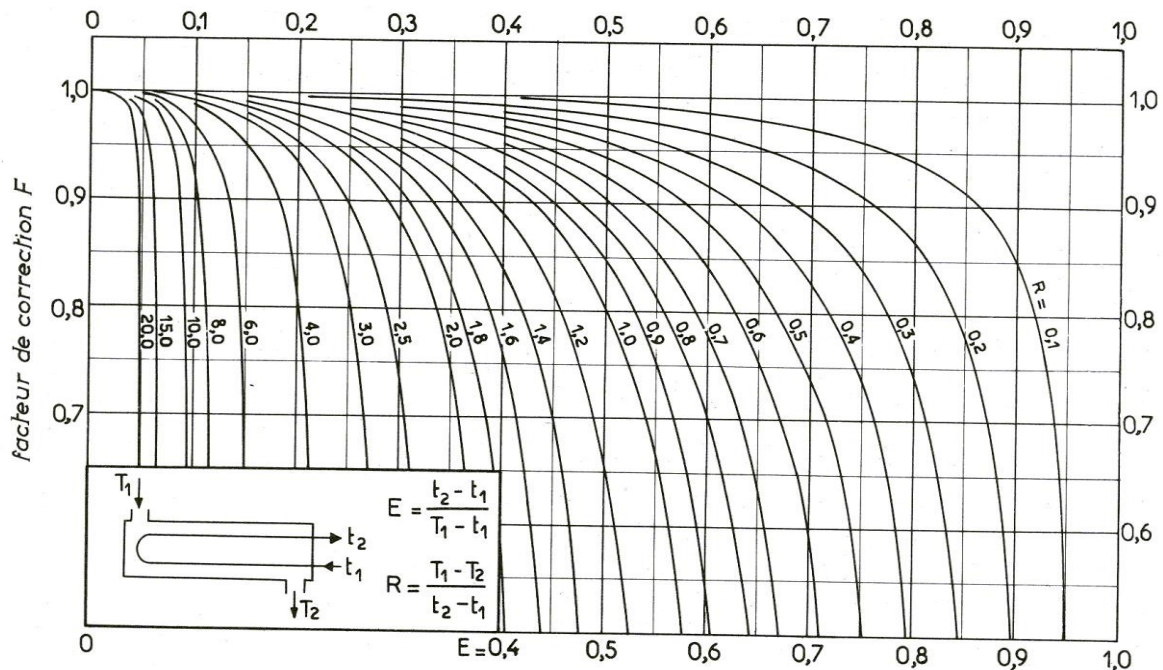
Annexe C.1: Propriétés physique de l'eau.

ÉCHANGEURS		U,	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽¹⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽³⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniacque et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniacque	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2 \text{ cPo}$	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2 \text{ cPo}$	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

Annexe C.2 : Caractéristique des tubes d'échangeurs « coefficient de transfert U ».

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694			
	18	1,24	1,021	0,819			
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434			
	14	2,10	1,483	1,727			
	16	1,65	1,575	1,948			
	18	1,24	1,656	2,154			
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098			
	14	2,10	2,118	3,523			
	16	1,65	2,210	3,836			
	18	1,24	2,291	4,122			
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375			
	14	2,10	2,743	5,909			
	16	1,65	2,845	6,357			
	18	1,24	2,921	6,701			
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300			
	14	2,10	3,378	8,962			
	16	1,65	3,480	9,512			
	18	1,24	3,556	9,931			

Annexe C.3 : Caractéristique des tubes selon le pas utilisé.



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.

Annexe C.4 : Détermination du facteur de correction F_c à partir E et R .

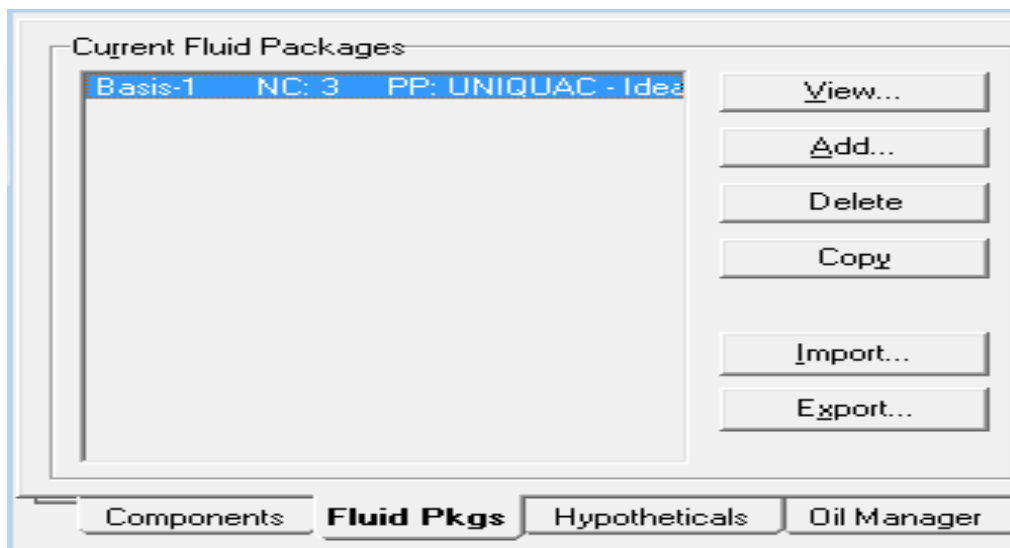
RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : $10^4 R_s$ (R_s en $\text{h.m}^2\text{.}^\circ\text{C/kcal}$)

PÉTROLE BRUT												
Température (°C) ..	0 — 100			100 — 150			150 — 200			200		
	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2
Sec	6	4	4	6	4	4	8	6	4	10	8	6
Humide	6	4	4	10	8	8	12	10	8	14	12	10

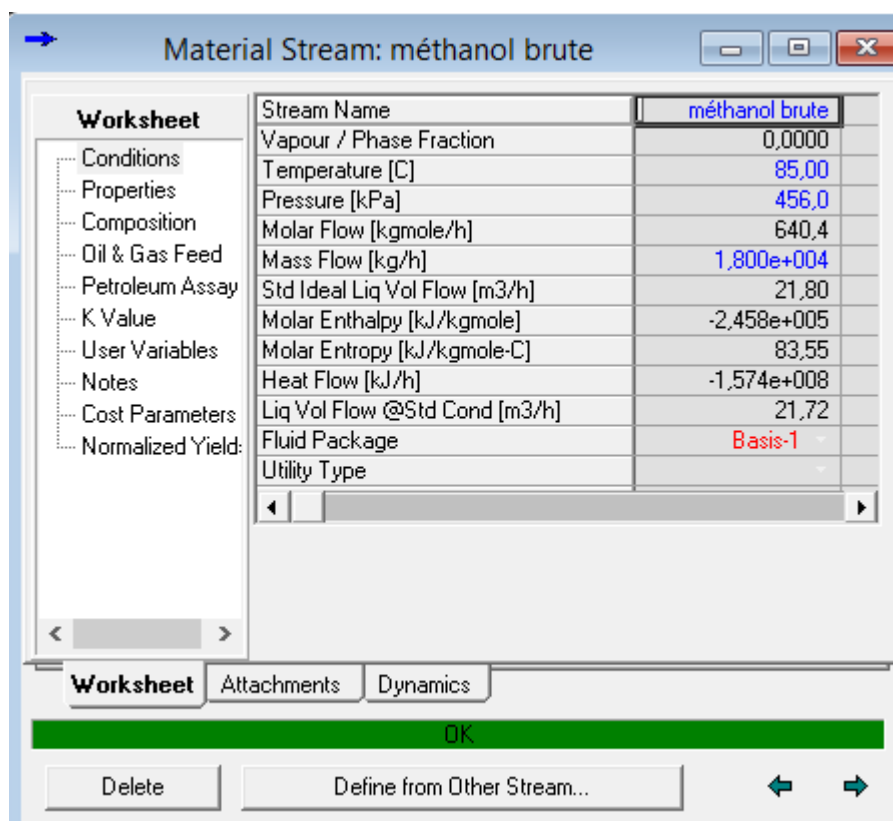
EAUX				
TEMPÉRATURE DU FLUIDE CHAUD	Inférieure à 120°C		120 — 200°C	
TEMPÉRATURE DE L'EAU	Inférieure à 50°C		Supérieure à 50°C	
VITESSE DE L'EAU	< 1 m/s	> 1 m/s	< 1 m/s	> 1 m/s
Eau de mer	1	1	2	2
Eau douce de ville ou de puits	2	2	4	4
Eaux de rivière propre	4	2	6	4
Eaux de rivière très sale	15	10	20	15
Eau traitée pour chaudière	2	1	2	2

Annexe C.5 : Résistances d'encrassement R_s en $\text{h.m}^2\text{.}^\circ\text{C/kcal}$.

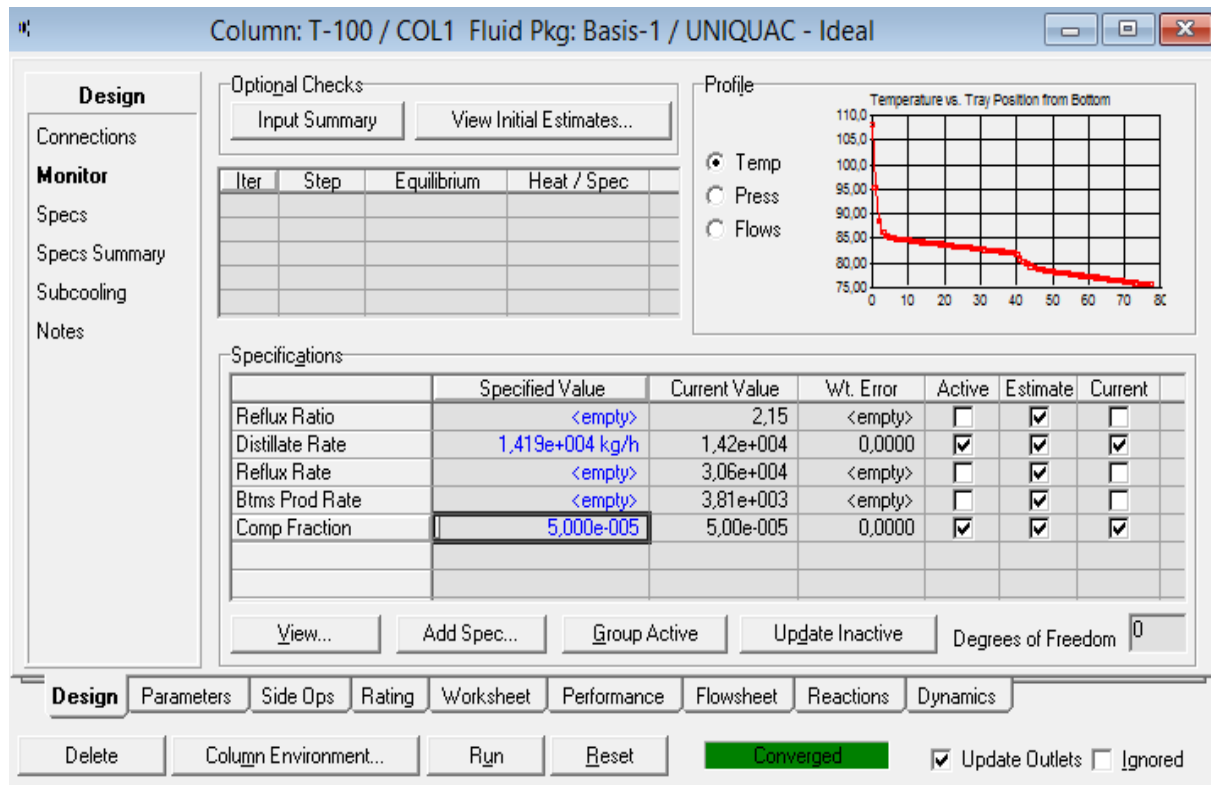
Annexe D : Simulateur HYSYS 7.3



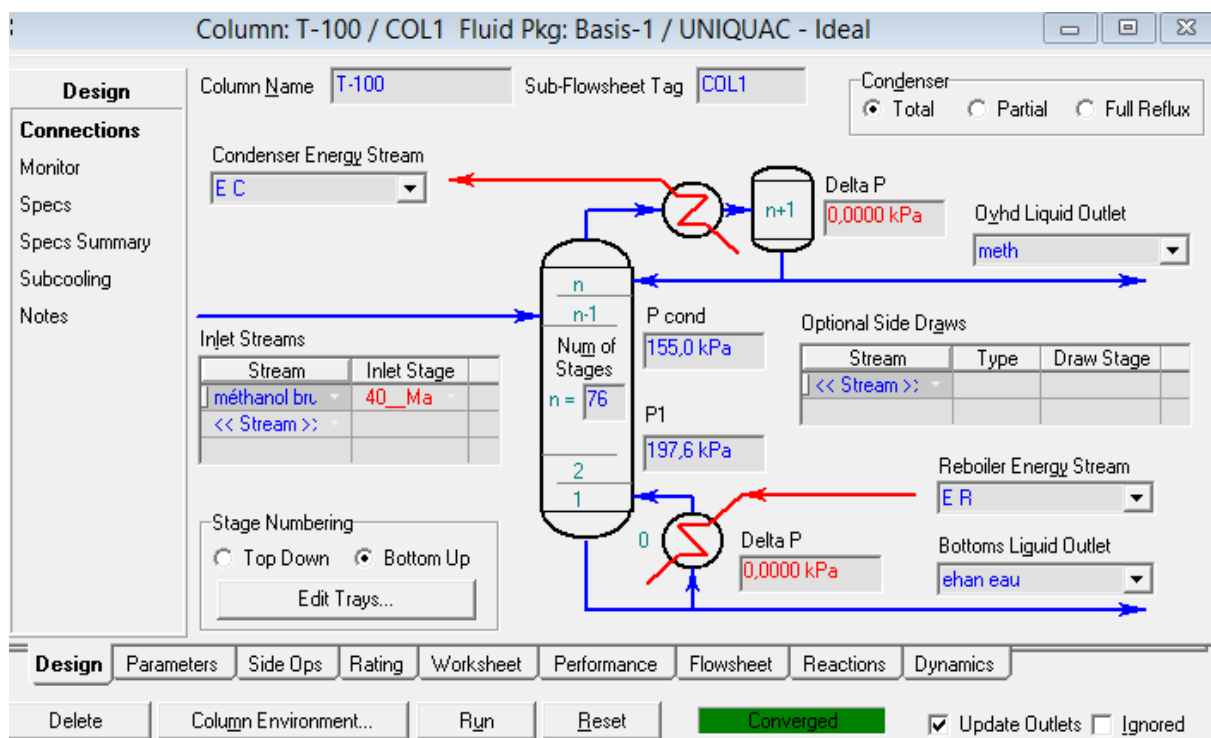
Annexe D.1 : Modèle thermodynamique « fluide packages ».



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 « num of stages ».

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
Properties	Temperature [C]	85,00	75,70	108,1
Compositions	Pressure [kPa]	456,0	155,0	197,6
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	640,4	442,9	197,6
	Mass Flow [kg/h]	1,800e+004	1,419e+004	3809
	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».

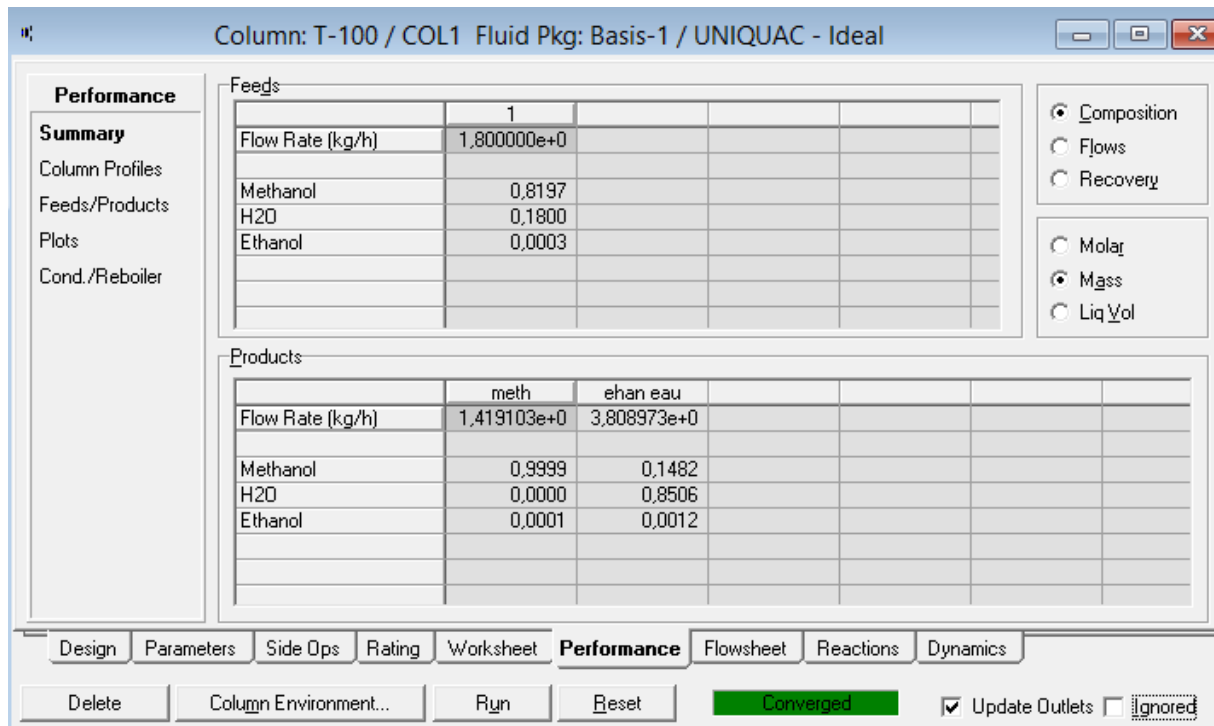
Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / UNIQUAC - Ideal

Worksheet	Name	méthanol brute	ehan eau	meth
Conditions	Molecular Weight	28,11	19,28	32,04
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	26,97	46,71	22,79
Compositions	Mass Density [kg/m3]	757,9	900,5	730,3
PF Specs	Act. Volume Flow [m3/h]	23,75	4,230	19,43
	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-8745	-1,422e+004	-7285
	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

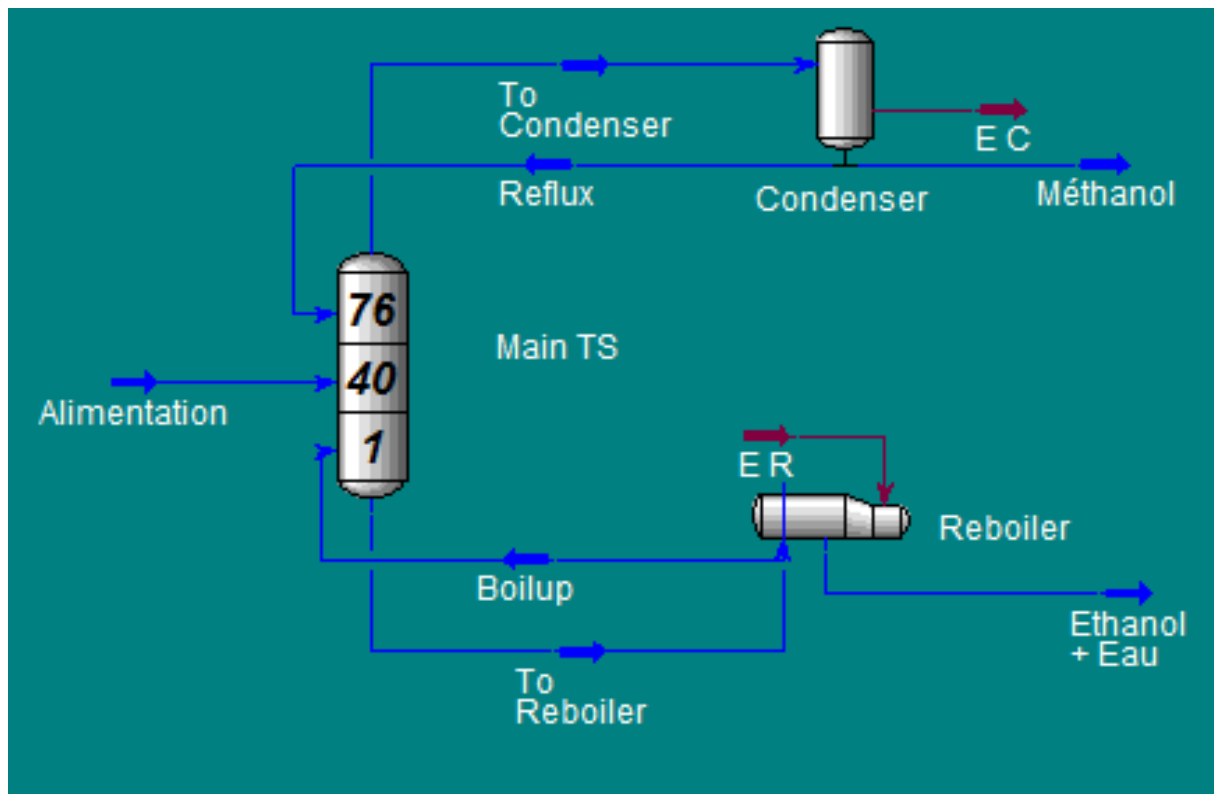
Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

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

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



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



Annexe D.10 : Diagramme de procés de la colonne de distillation V602 par simulation (PFD) « Column Environment».

Abstract

The production of meOH grade A in CP1Z Plant can not meet the MeOH quality required in the international market and does not meet the best quality standards.

In this context, the subject of our work and studies is to improve the meOH quality, a simple modification of section 600 in meOH production process, using the HYSYS simulator version 7.3. This modification based on increasing plates number of V602, second distillation collomn to insure better separation MeOH and Ethanol.

This project done in order to produce meOH meets international production quality standards according to the IMPCA specification.

Key words : distillation collomn, HYSYS. Methanol. Ethanol. Plates, IMPCA.

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 consisté à l'amélioration de la qualité du méthanol, à 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 trace d'éthanol.

Ce travail est réaliser 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.

ملخص

المصنع فرط نم جتنملا لوناثيملا التايو اميكور تبلا يف ةدولجا تابلطم عم قباطتي دعي ملديجلا ةيعونلا ريباعمل قيلودلا قوة.

إلا اذه يف ةشيار دلا هذه فدهت اراطلا لوناثيملا ةيعون نيسخت اي اقلاطمقر ةدخولا يف طيسبله ريبغت نم 600 من قيلمغ نم ةجاتيلابدوج لوناثيملا نيب ديجلا لصفلا نامض لجال يثاتلا ريطقتلا دومع يف ضاوحلا تدع قفاض بلع زكثري اربيلغتا اذه ةاكاجملا اجمانرب راتأو لوناثيلا ةيقتملا.

مت انيف لمعلا اذه زاجناراطيا ياقفور يلودلا جاتيلال ةديجلا ةيعونلا ريباع عم بولجتي تاقضاومل يملاعة.

ةيحاتفملا تاملكلا IMPCA، HYSYS؛ طقتلا دومع بر، ضاوحلا، لوناثيال، لوناثيم، ري