



MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES



N° d'ordre : M...../IP/2019

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDES
DE MASTER ACADIMIQUE**

Filière : Génie des procédés

Option: Génie pétrochimique

Thème

**DIMENSIONNEMENT D'UN NOUVEAU ECHANGEUR POUR
DIMINUTION DES PERTES DE VAPEUR AU NIVEAU DU DEGAZEUR V701**

Présenté par

CHAIKR Hannene

Soutenu le 11/07/ 2019 devant le jury composé de :

Présidente :	CHERID Samira	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	MAHREZ Nouria	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	BENATMANE Saadiya	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

Dédicaces

En premier lieu, je remercie Dieu tout puissant de m'avoir donné la force et le courage d'écrire ce mémoire.

Je le dédie à mes parents, exemple du don et du sérieux qui m'ont tout donné pour me permettre de réaliser mes rêves.

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.

A mes amies et collègues sans exception.

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

Remerciements

Toute la gratitude et le merci, Dieu tout puissant, le créateur qui m'a donné la volonté et le courage d'achever ce travail dans des bonnes conditions.

J'exprime toute ma gratitude à mon encadreur Mme BENATMANE Saadiya, pour l'effort fourni, les conseils prodigués, sa patience et sa persévérance le long de l'élaboration de ce modeste travail.

J'adresse tous mes remerciements les plus profonds à l'ensemble du jury, qui ont honoré par leur présence et d'avoir accepté de juger ce travail.

Je remercie infiniment l'ensemble du personnel du complexe CP1/Z, en particulier :

Mr le chef de service du méthanol TEKOUK

Mr le chef de service P.E.G.C HICHAME

Mr le chef de la zone du méthanol DJABARE

J'adresse mes sincères remerciements au personnel des équipes de service quart pour leurs conseils, orientation et leur disponibilité pour dépasser cette épreuve.

A L'équipe C spécialement YACINE

Je remercie également toutes les personnes ayant participé d'une façon ou d'une autre, de loin ou de près à achever ce modeste mémoire.

Résumé

L'Algérie étant un pays dont la rente principale repose sur l'industrie pétrolière et gazière, il est toujours doté des techniques de raffinage et de pétrochimie.

Le complexe CP1/Z conçu dans le but de produire du méthanol raffiné répondant aux normes et exigences mondiales.

Le méthanol raffiné est synthétisé à partir des matières premières à savoir le gaz naturel et la vapeur d'eau en adoptant le procédé Lurgi.

Les échangeurs de chaleurs mis en disposition occupent la plus grande importance dans la maîtrise d'énergie thermique afin d'exploiter ces matières premières en bonne issue.

Ne disposant pas d'une autonomie en eau déminée, le complexe CP1/Z a fait de la réduction des pertes en vapeur vers atmosphère au niveau du dégazeur V701 suite à la haute température d'eau d'alimentation, une préoccupation majeure pour des considérations essentiellement économique et surtout pour préserver cette richesse naturelle.

Dans le cadre d'une bonne exploitation d'eau déminée, une installation d'un nouvel échangeur est nécessairement recommandée pour réduire la température d'eau d'alimentation du dégazeur.

Il a pour but de minimiser les pertes des vapeurs qui mènent à diminuer la consommation en eau d'appoint.

Mots Clés :

Haute température ; dégazeur V701 ; consommation d'eau ; perte de vapeur ; échangeur de chaleur ; considération économique.

Table des Matières

Liste des abréviations

Nomenclature

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des annexes

Introduction générale.....1

Chapitre I : Présentation du Complexe CP1/Z

Introduction.....3

I.1 Les phases de la réalisation et de mise en exploitation de l'entreprise nationale des industries pétrochimiques CP1/Z.....3

I.2 Présentation du complexe méthanol et résines synthétiques.....4

I.2.1 Département production.....4

I.2.1.1 Unité méthanol.....4

I.2.1.2 Unité formaldéhyde.....4

I.2.1.3 Unité résines.....4

I.2.1.4 Unité utilités.....5

I.2.2 Département de maintenance.....5

I.2.3 Département de sécurité.....5

I.2.4 Département technique.....5

I.2.5 Département finances.....6

I.3 Procédé de fabrication du méthanol.....7

I.3.1 Généralité sur le méthanol.....7

I.3.2 Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné.....8

I.3.2.1 Section 100 : Désulfuration et distribution de gaz naturel.....8

I.3.2.2 Section 200 : Reforming catalytique.....9

I.3.2.3 Section 300 : Refroidissement de gaz de synthèse et récupération des condensats.....11

I.3.2.4 Section 400 : Compression du gaz de synthèse.....12

I.3.2.5 Section 500 : Synthèse du méthanol brut.....13

I.3.2.6 Section 600 : Distillation du méthanol brut.....15

I.3.2.7 Section 700 : Système de vapeur.....17

I.3.2.7.1 Récupération de l'eau condensée des différents séparateurs V 303, V605, V302.....18

I.3.2.7.2 Production de vapeur en utilisant cette eau récupérée.....18

Conclusion.....19

Chapitre II : Généralités sur les dégazeurs et les échangeurs de chaleur

Introduction.....	20
II.1 Dégazeur thermique.....	21
II.2 Principe de fonctionnement.....	21
II.3. Différents types de dégazeur.....	21
II.3.1. Dégazeur à plateaux.....	21
II.3.2. Dégazeurs à pulvérisation.....	22
II.4. Eléments du dégazeur thermique.....	22
II.5 Les Echangeur.....	24
II.5.1. Types d'échangeurs.....	24
II.5.2. Echangeurs tubulaires.....	24
II.5.3. Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires.....	26
II.5.4. Rôle des divers constituants d'un échangeur.....	26
II.5.4.1 Boîtes d'échangeurs.....	26
II.5.4.2 Calandre.....	26
II.5.4.3 Plaques tubulaires.....	26
II.5.4.4 Faisceau tubulaire.....	27
II.5.4.5 Chicanes.....	27
II.5.5 Echangeur type TEMA.....	28
Conclusion.....	29

Chapitre 3: Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

Introduction.....	30
III.1 Bilan de consommation d'eau déminée dans l'unité MeOH.....	30
III.2 Bilan de matière du four F201.....	31
III.2.1 Calcul de débit massique de gaz process (F_{GN}).....	32
III.2.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène (F_{H2}).....	34
III.2.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse.....	36
III.2.4 Calcul de débit massique des condensats.....	36
III.3 Calcul des pertes dans le dégazeur V701.....	37
Conclusion.....	37

Chapitre IV: Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H701

Introduction.....	38
IV.1 Méthode de Kern.....	38
IV.2 Données de départ.....	38
IV.3 Bilan thermique.....	39
IV.4 Calcul thermique.....	39
IV.4.1 Calcule la température du l'eau de refroidissement.....	39
IV.4.2 Calcule de DTLM.....	39
IV.5 Estimation de la surface d'échange sale Δs	40
IV.6 Choix de la géométrie de l'échangeur.....	40
IV.6.1 Choix du type d'échangeur et le matériau à utiliser.....	40
IV.6.2 Caractéristiques du tube.....	40
IV.6.2.1 Choix de la longueur de l'échangeur.....	40
IV.6.2.2 Choix de diamètre extérieur d_0 et intérieur d_i des tubes ainsi que le l'espacement entre chicane B.....	40

IV.6.2.3 Calcul surface d'échange d'un tube a_o	41
IV.6.2.4 Estimation de nombre théorique des tubes N'_t	41
IV.7 Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre)	41
IV.7.1 Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil.....	41
IV.7.2 Température calorique.....	41
IV.8 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_o	42
IV.8.1 Coté tube.....	42
IV.8.1.1 Calcul de section par passe.....	42
IV.8.1.2 Calcul de la vitesse massique	42
IV.8.1.3 Calcul du nombre de Reynolds	42
IV.8.1.4 Détermination de j_h	42
IV.8.1.5 Détermination Coefficient d'échange de film interne h_{i0}	42
IV.8.2 Coté calandre	43
IV.8.2.1 Calcul de section par passe a_{CT}	43
IV.8.2.2 Calcul de la vitesse transversale de fluide chaud	43
IV.8.2.3 Calcul de diamètre équivalent d_e	43
IV.8.2.4 Calcul du nombre de Reynolds	43
IV.8.2.5 Détermination de J_h'	43
IV.8.2.6 Détermination de film interne h_o	44
IV.9 Calcul de la température des tubes	44
IV.10 Calcul de ϕ_t et ϕ_c	44
IV.11 Calcul de h_i et h_{i0}	44
IV.12 Calcul du coefficient de transfert propre U_p	44
IV.13 Calcul des pertes de charge	45
IV.13.1 Côté tube.....	45
IV.13.2. Côté calandre	45
IV.14. Présentation du simulateur HYSYS	46
IV.14.1 Simulation de l'échangeur H701	46
IV.14.2 Perte de production avant la modification.....	50
IV.14.3 Gain de consommation après la modification	50
Conclusion générale	51
Bibliographie	52
Annexe : Différentes Dimensions des Tubes d'Echangeur de Chaleur	

Liste des abréviations

MeOH: méthanol

TEMA: Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association

BWG: Birmingham Wire Gage

PDF: Process Diagram Flowsheet

Nomenclature

FS101 : débit massique d'eau déminée assurée par service utilité	[kg/h]
FR 703 : débit massique de vapeur à haute pression assurée par service utilité	[kg/h]
FR 704 : débit massique de vapeur à basse pression envoyée vers service utilité	[kg/h]
Fcons : débit massique d'eau déminée consommée dans l'unité Méthanol	[kg/h]
FRC 101 : débit volumique de gaz process qui alimente le four	[Nm ³ /h]
FRC 406 : débit volumique de gaz d'hydrogène vers le four.	[Nm ³ /h]
FR 102 : débit massique de la vapeur d'eau à moyenne pression qui alimente le four	[kg/h]
F _{GS} : débit volumique de gaz de synthèse de K401.	[m ³ /h]
Fcond : débit massique des condensats T751.	
FI 605 : débit massique de la vapeur d'eau à basse pression qui alimente H606.	[kg/h]
FRrC 701/B : débit massique d'eau déminée qui alimente F208.	[kg/h]
F _{SM} : débit massique de la désurchauffe de HP, MP et BP.	[kg/h]
F _{per} : débit massique des pertes de vapeur d'eau.	[kg/h]
λ: conductivité thermique en	[W/ (m.°C)]
d : densité de la source.	[Kg/m ³]
ρ : masse volumique.	[Kg/m ³]
Q: quantité de chaleur.	[Kcal/(h)]
Φ : Le flux de chaleur	[W]
e : épaisseur de la paroi	[m]

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_o, d_i : Diamètre extérieur et intérieur du	[m]
d_e : Diamètre équivalent	[m]
ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne	[°C]
F_c : Facteur correctif de la ΔTLM	
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]
T_c, t_c : Température calorifique des deux fluide chaud et froid	[°C]
G_t, G_{CT} : Vitesse massique (tube, calandre)	[Kg/m ² s]
h_o, 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_t : Nombre de tube	
n_c : nombre de passe coté calandre	
$\Delta P_t, \Delta P_c$: perte de charge coté calandre et coté tube	[Kg/cm ²]
Re : Nombre de REYNOLDS	
R_s : résistance d'encrassement	[hm ² °C/Kcal]
U_p : Coefficient d'échange propre	[hm ² °C/Kcal]
U_s : Coefficient d'échange sale	[hm ² °C/Kcal]
W : Vitesse de circulation d'eau dans les tubes	[m/s]
Φ : terme correctif de viscosité	
λ : Conductivité thermique	[Kcal/hm°C]
μ : Viscosité dynamique	[Kg/m.s]

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 Propriétés du méthanol	7
Tableau II.1 Différents types d'échangeurs les plus utilisés dans l'industrie	28
Tableau III.1 Calcul de débit massique de gaz naturel de process FGN	33
Tableau III.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène F_{H_2}	35
Tableau III.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse	36
Tableau IV.1 Données nécessaires pour le calcul d'un échangeur	38
Tableau IV.2 Tableau Des Caractéristiques Du Tube	41
Tableau IV.3 les dimensions constructives de l'échangeur H701	45
Tableau IV.4 Quantité de vapeur dégagée vers atmosphère	50
Tableau IV.5 Débit de vapeur économisé	50

Liste des figures

Figure I.1: Organigramme du Complexe CP1/Z	6
Figure I.2: Structure du méthanol.....	7
Figure I.3: Section 100: distribution du gaz naturel.....	9
Figure I.4 : Le four de reforming	
Figure I.5:Section 200: Reforming catalytique ...	
Figure I.6:Section300: Refroidissement et récupération des condensats	
Figure I.7: Compresseur K401	
Figure I.8: Compresseur K402	
Figure I.9: Section 400 :La compression du gaz synthèse	13
Figure I.10: Section 500 : Synthèse du méthanol brut	15
Figure I.11: les deux colonnes de distillation	
Figure I.12: Section 600 :Distillation du méthanol brut.....	16
Figure I.13 : Section 700 (récupération de l'eau).....	17
Figure I.14 : le dégazeur V701 au niveau de la section 700	
Figure II.1: Dégazeur thermique.....	23
Figure II.2:Echangeur à faisceau constitué par des tubes en U	27
Figure III.1: Schema montre la consommation de l'unité méthanol en eau déminée	30
Figure III .2: Schéma montre la consommation du gaz naturel et de la vapeur dans le four ...	31
Figure IV .1: Simulation par Hysys de l'échangeur H701 dans la section 700.....	46
Figure IV.2: Insertion de la perte de charge des fluides	47
Figure IV. 3: Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H701.....	47
Figure IV. 4: Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H701.....	48
Figure IV. 5: Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H701.....	48
Figure IV. 6: Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H701.....	49
Figure IV.7: la diminution des pertes de vapeur au niveau V701vers event par simulation Hysys.....	49

Liste des annexes

Annexe A : Différentes Dimensions des Tubes d'Echangeur de Chaleur

Annexe B : Détermination du facteur de correction F_c à partir E et R

Annexe C : Coefficient de transfert sale U_s .

Annexe D : Matériaux utilisés selon la norme TEMA

Annexe E: Les valeurs limites conseillées de B (distance entre chicane).

Annexe F : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

Annexe G : Disposition des tubes en carré.

Annexe H : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

Annexe I : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

INTRODUCTION GÉNÉRAL

INTRODUCTION

Introduction générale

La pétrochimie est une science qui s'intéresse à l'utilisation des **composés chimiques** de base issus du **pétrole** pour fabriquer d'autres composés synthétiques tel que le méthanol dont les matières premières sont méthane CH_4 et de la vapeur d'eau.

La synthèse du méthanol exige l'installation des différents équipements industriels tels que les échangeurs qui sont les plus utilisés. Ils sont très importants dans l'industrie en générale, ils permettent d'augmenter ou de réduire la température très efficacement selon le besoin et les conditions du procédé par échange thermique entre les fluides mis en jeu. Ils ont un rôle économique surtout, ils servent à récupérer de l'énergie thermique (chaleur) afin de minimiser les pertes en matière première ou semi-fini.

Dans notre unité méthanol, l'échangeur de chaleur est un dispositif essentiel de maîtrise de l'énergie. Une grande part de l'énergie thermique (90%) utilisée dans le procédé est récupérée dans la section 700, afin de produire de la vapeur d'eau comme force motrice nécessaire pour le fonctionnement des turbines.

Dans le cadre de notre projet de fin de formation, le complexe CP1/Z nous a assigné un travail dans le but de réduire les pertes de vapeur évacuée vers évent au niveau du dégazeur V701, notre mémoire est scindé en deux parties :

- ✓ La première partie est consacrée à la présentation du complexe CP1/Z, une description de procédé de synthèse du méthanol et des définitions générales des différents équipements installés.

- ✓ La seconde partie de ce mémoire est consacrée aux différents bilans de consommation d'eau dans l'unité méthanol et un calcul dimensionnel d'un nouvel échangeur. Simulation du projet par le logiciel Hysys dont le but d'assurer la fiabilité des calculs, et l'ensemble des résultats obtenus par la simulation ainsi une étude technico-économique sont regroupés dans le dernier chapitre.

INTRODUCTION

Problématique

L'unité est conçue d'une façon à récupérer le maximum de chaleur de chauffage ainsi l'énergie de refroidissement ; la récupération de chaleur chaude permet de produire de la vapeur d'eau qui est l'élément cœur de l'unité passant par un prétraitement physique ou dégazage.

Le problème majeur rencontré se résume dans le haut débit de vapeur évacué vers évent au niveau du dégazeur V701 suite à la haute température d'eau venante de l'échangeur H303 ainsi les condensats venants du rebouilleur H606.

Les condensats des trois séparateurs sont récupérés dans le bac de stockage T751 à une température d'environ 64 °C puis ils sont mélangés avec de l'eau d'appoint fournie par le service utilité à une température de 35 °C. L'eau se dirige vers H303 pour refroidir le gaz de synthèse de 142 °C jusqu'à une température de 125 °C. L'eau absorbe une quantité de chaleur et atteint une température de 118 °C. Elle coule ensuite à la tête du dégazeur pour être en contact à contre-courant avec la vapeur venante de H606 à une température de 117 °C, à ce point l'O₂ et CO₂ dissous sont enlevés. La haute température des fluides présents dans le dégazeur engendrent une grande quantité de perte de vapeur évacuée vers atmosphère qui atteint les 5tonne/h. Quoique que le principe de dégazage soit maintenu pour avoir une bonne qualité d'eau, il est nécessaire de respecter aussi le débit de vapeur libérée qui ne doit pas dépasser 2 tonne/h.

Pour cela, nous avons procédé à faire des calculs de conception d'un nouveau échangeur au refoulement de la pompe P751 et avant l'échangeur H303 pour diminuer la température des condensats afin de réduire les pertes de vapeur au niveau du dégazeur.

partie théorique

CHAPITRE I

PRÉSENTATION DU COMPLEXE $\mathbb{C}P^1/\mathbb{Z}$

Introduction :

La découverte du méthanol et sa production industrielle ont constitué la base d'une chimie forte ancienne, ses utilisations restent bien vivantes et son avenir pourrait être lié à de nouvelles formes de carburants comme à la substitution de produits pétroliers pour la fourniture d'énergie.

Des ressources énormes sont à la disposition des fabricants pour la production du méthanol, à savoir que les matières premières résident principalement dans le gaz naturel et la vapeur d'eau.

I.1. Les phases de la réalisation et de mise en exploitation de l'entreprise nationale des industries pétrochimiques CP1/Z [1] :

dans le cadre de la politique d'industrialisation du pays et du développement de l'économie nationale par la création d'une industrie pétrochimique diversifiée, la société nationale SONATRACH et la société italienne SIR donnant naissance en 1969 à la société mixte ALMER dont le premier projet sera le complexe éthanol et résines synthétique d'Arzew.

L'objectif de ce complexe est la production de méthanol et de résines synthétiques. Le 10 septembre 1970, ALMER signe un contrat avec la société HUMPHREYS et GLASGOW pour la construction de l'unité méthanol, contrat qui rentrera en vigueur en février 1971.

En novembre 1971, la société ALMER est dissoute. SONATRACH poursuit la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne ITALCONSULT, le premier en 1972 pour la construction des utilités, et le second contrat en 1973 pour celle des unités de production résine. La restructuration et la déconcentration de la SONATRACH donnent naissance à l'ENIP par le décret N°84-257 du 1^{er} septembre 1984.

L'ENIP relevant du secteur de l'énergie (groupe hydrocarbure) et dont le siège sociale situé à Skikda/Algérie et chargé dans le cadre du plan national de développement économique et sociale, en liaison avec les structures concernées de la gestion de l'exploitation et du développement des industries pétrochimiques, notamment :

- les matières de base pour l'industrie chimique et pharmaceutique.
- Les matières thermoplastiques et thermodurcissables.
- Les élastomères.
- Les fibres synthétiques.

CHAPITRE I : Présentation du Complexe CP1/Z

Ainsi que la commercialisation des produits découlant de cette industrie, actuellement le complexe CP1/Z dispose outre :

- D'un outil de commercialisation et distribution de 2 complexes pétrochimiques en exploitation.
- Le complexe d'éthylène et dérivés de Skikda fabrique : les produits thermoplastiques.
- Le complexe de méthanol et résines synthétiques d'Arzew fabrique du méthanol, les résines thermodurcissables.

I.2 Présentation du complexe méthanol et résines synthétiques :

Le CP1/Z occupe une superficie de 27 hectares sur le plateau du Mahgoun dominant la baie d'Arzew à 2Km de la ville situé au nord de la raffinerie, il est situé sur la route nationale Oran-Arzew-Mostaganem. Le complexe CP1/Z est constitué par les départements suivants :

I.2.1 Département production :

I.2.1.1 Unité méthanol :

L'unité de méthanol occupe une superficie de 2700 m² (45*60 m). L'engineering et la fourniture des équipements ont été faits par la société anglaise de Humphrey et Glasgow.

I.2.1.2 Unité formaldéhyde :

L'aldéhyde formique est un produit de la grande industrie chimique qu'on prépare par oxydation ménagée de l'alcool méthylique, il est le plus souvent employé à 36 % connu sous le nom de formol.

I.2.1.3 Unité résines :

Les résines sont des polymères, ce sont des macromolécules réticulées, la récitation construit une tridimensionnelle rigide de sorte que de tels polymères se présentent comme des matériaux totalement insolubles.

I.2.1.4 Unité utilités :

Cette unité traite tous les fluides dont les autres unités de production ont besoin à savoir :

- ❖ Air comprimé qui est utilisé par les instruments de régulation ;
- ❖ Azote pour inerte les installations ;
- ❖ Electricité ;
- ❖ Vapeur HP-MP-BP ;
- ❖ Gaz naturel ;
- ❖ Eau de refroidissement ;
- ❖ Eau déminéralisée.

I.2.2 Département de maintenance :

L'ensemble des actions permettant de maintenir ou de rétablir un bien dans un état spécifié ou on mesure d'assurer un service déterminé.

I.2.3 Département de sécurité :

La sécurité est un ensemble des règles et des moyens techniques et également un état d'esprit dont la finalité est de créer certaines conditions de travail éliminant les accidents et les avaries.

I.2.4 Département technique :

Le département technique comprend :

- Service inspection ;
- Service laboratoire ;

Service 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 traités durant le processus.

Il veille au bon déroulement des unités de traitement de matière première et analyse des produits finis pour être commercialisés soit à l'intérieur qu'à l'extérieur du pays.

- Service engineering ;
- Service développement.

I.2.5 Département finances :

Ce département a pour fonction le suivi des opérations financières et juridique du complexe, il comprend trois (03) services.

- Service comptabilité générale ;
- Service information de gestion ;
- Service trésorerie.

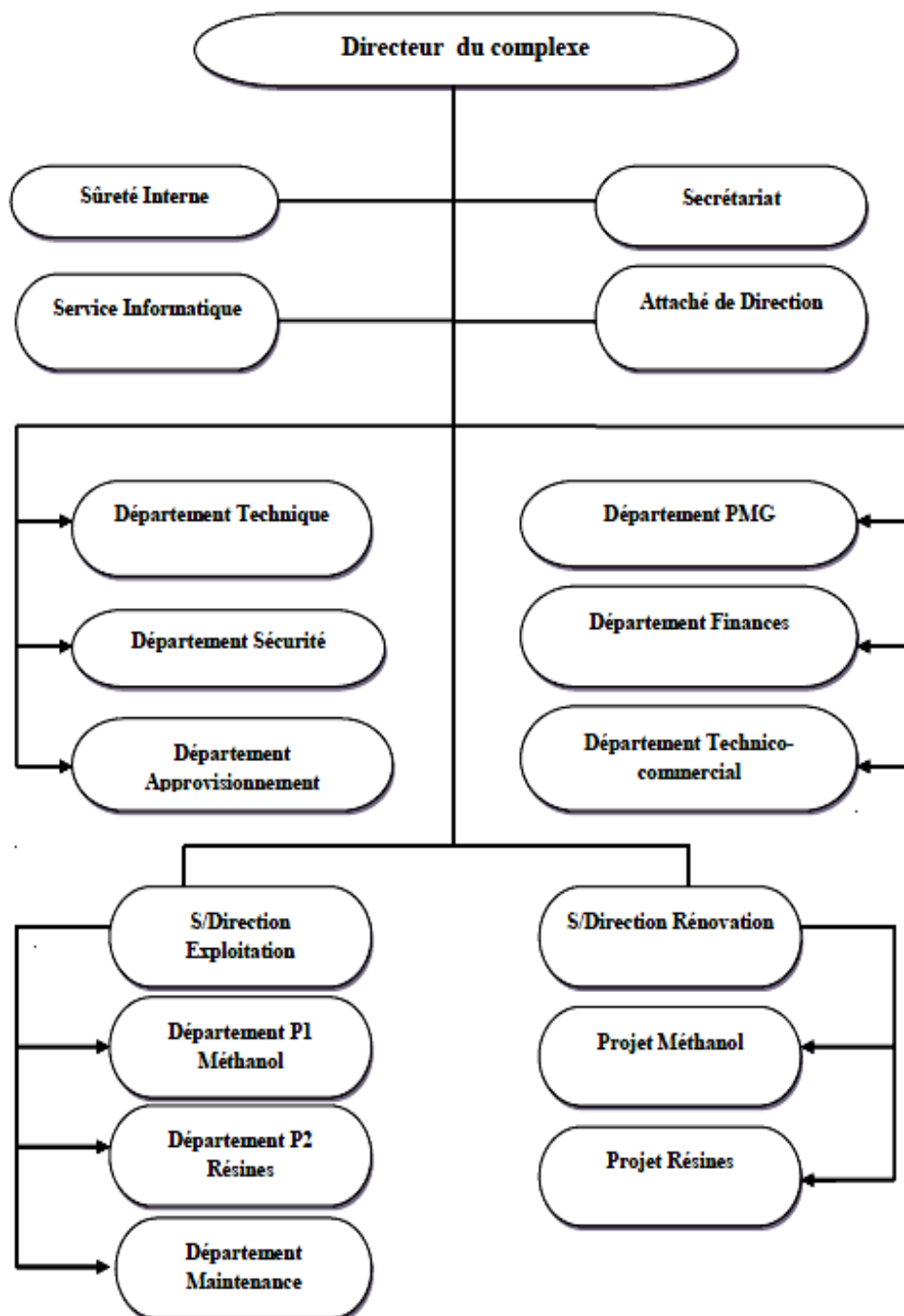


Figure I.1 Organigramme du Complexe CP1/Z

I.3 Procédé de fabrication du méthanol :[1]

I.3.1 Généralité sur le méthanol :

Méthanol également connu sous le nom d'alcool méthylique, Longtemps désigné alcool de bois, de naphta de bois ou l'esprit de bois, est à température ambiante un liquide clair, incolore, inflammable et toxique avec une odeur caractéristique un peu écœurante, extrêmement fluide. Il est devenu un des produits chimiques les plus importants. C'est un composé chimique de formule : CH_3OH

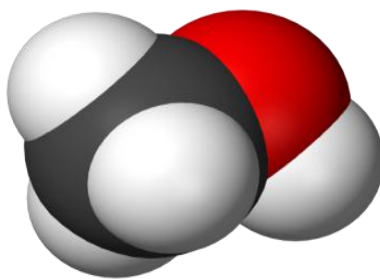
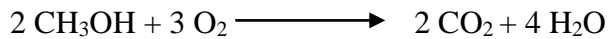


Figure I.2: Structure du méthanol

Tableau I.1 : Propriétés du méthanol

	Valeur
Aspect	Clair et incolore
Tension de vapeur	3.8 K Pa à 25 °C
Température d'ébullition	64.5 °C
Température de fusion	97.8 °C
Densité	0.7924 à 20 °C
Chaleur de vaporisation	263 K Pa/Kg

Le méthanol est produit naturellement par le métabolisme des organismes anaérobies de nombreuses variétés des bactéries. En conséquence, il existe une petite fraction de vapeur de méthanol dans l'atmosphère. Au bout de plusieurs jours, le méthanol atmosphérique est oxydé par l'oxygène de l'air avec l'action favorisant de la lumière du soleil pour former du dioxyde de carbone et de l'eau sous la réaction suivante :



I.3.2 Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné : [2]

L'unité méthanol a une capacité de production de 300 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 catalytique de la vapeur d'eau et du gaz naturel.

La fabrication industrielle du méthanol se fait en plusieurs étapes qui sont énumérées comme suit :

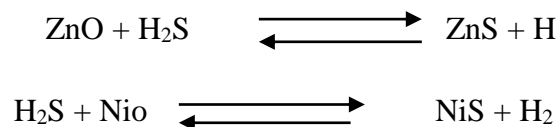
I.3.2.1 La Section 100 distribution du gaz naturel :

D'abord, le gaz naturel qui provient de RTO avec une pression 30 bar s'écoule vers le séparateur V106 à une pression 28 bar pour que toutes les traces des hydrocarbures liquides seront éliminées. Le gaz naturel sortant du V106 est réparti et utilisé comme :

- gaz combustible dans le four de reforming.
- gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires.
- gaz combustible vers cantine.
- gaz de processus.
- gaz de blinking.

Le gaz du processus doit passer par un déssulfureur, pour éviter l'empoisonnage du catalyseur du four de reforming.

Le catalyseur dans déssulfureur est à base de zinc ou a base de nickel, la réaction de la désulfuration et la suivante :



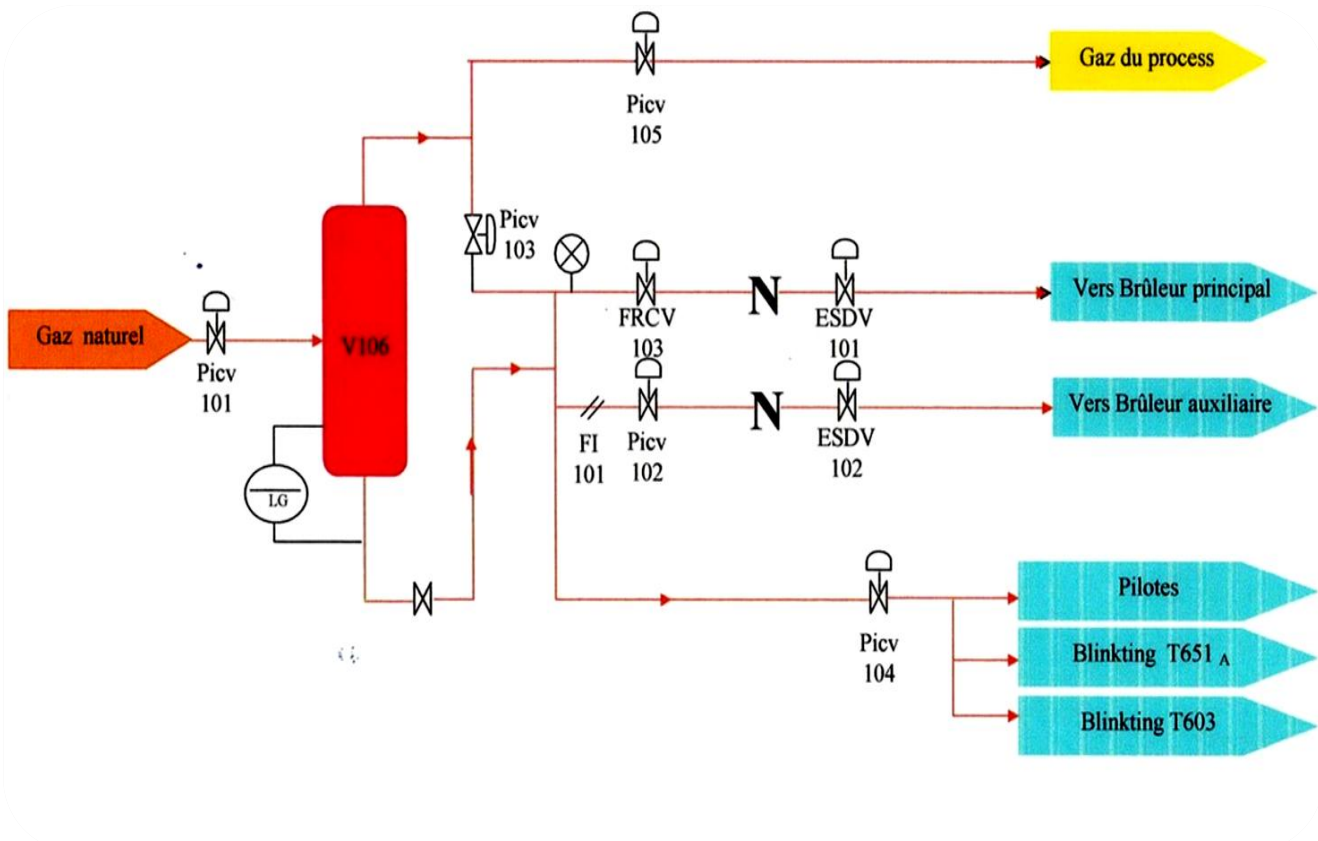


Figure I.3 : Section 100 : Distribution de gaz

I.3.2.2 Section 200 Reforming catalytique :

Le gaz de procédé (450°C , $27\text{kg}/\text{cm}^2$) est mélangé avec de la vapeur à moyenne pression ($27\text{kg}/\text{cm}^2$, 360°C), le débit de vapeur est contrôlé par la vanne FRCV 102. Le procédé de reforming consiste à transformer ce mélange de gaz désulfuré et la vapeur d'eau sèche, d'un rapport molaire d'ordre $\text{H}_2\text{O}/\text{CH}_4 = 3$ en gaz de synthèse (H_2 , CO , CO_2).

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 bar on obtient un produit qui est un gaz de synthèse composé principalement de l'hydrogène (H₂), le monoxyde de carbone (CO), le dioxyde de carbone (CO₂), du méthane et de la vapeur d'eau.

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

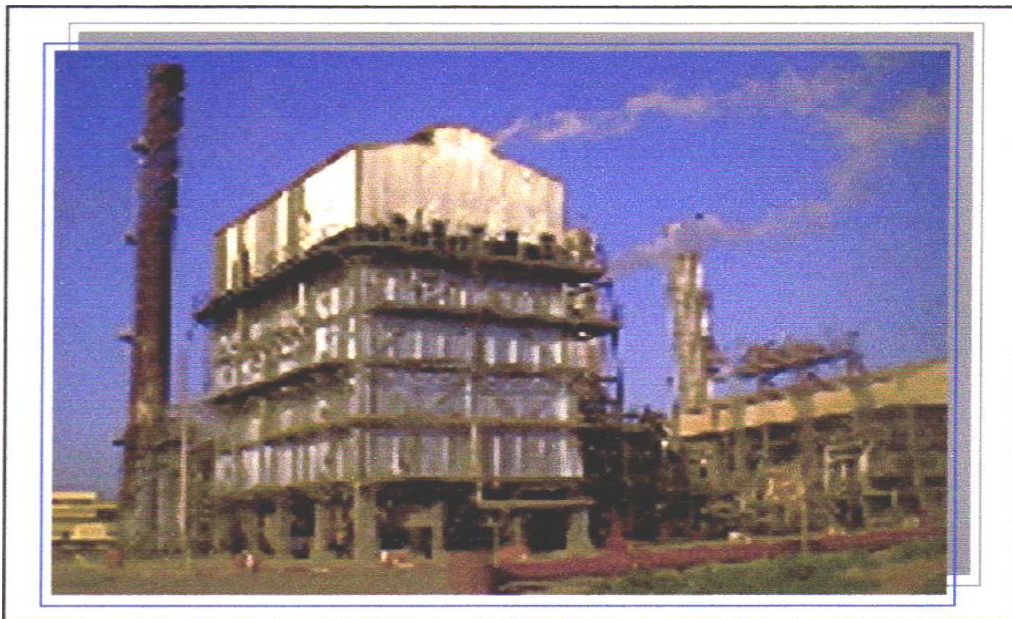
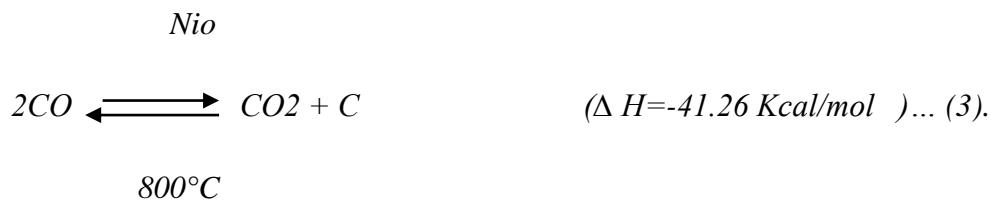
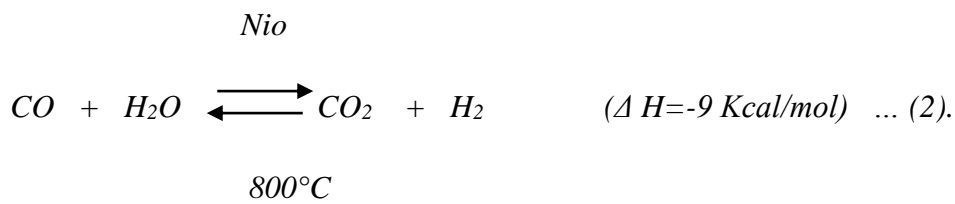
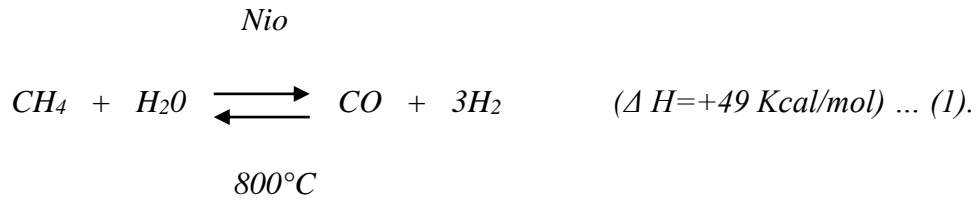


Figure I.4 : Le four de reforming

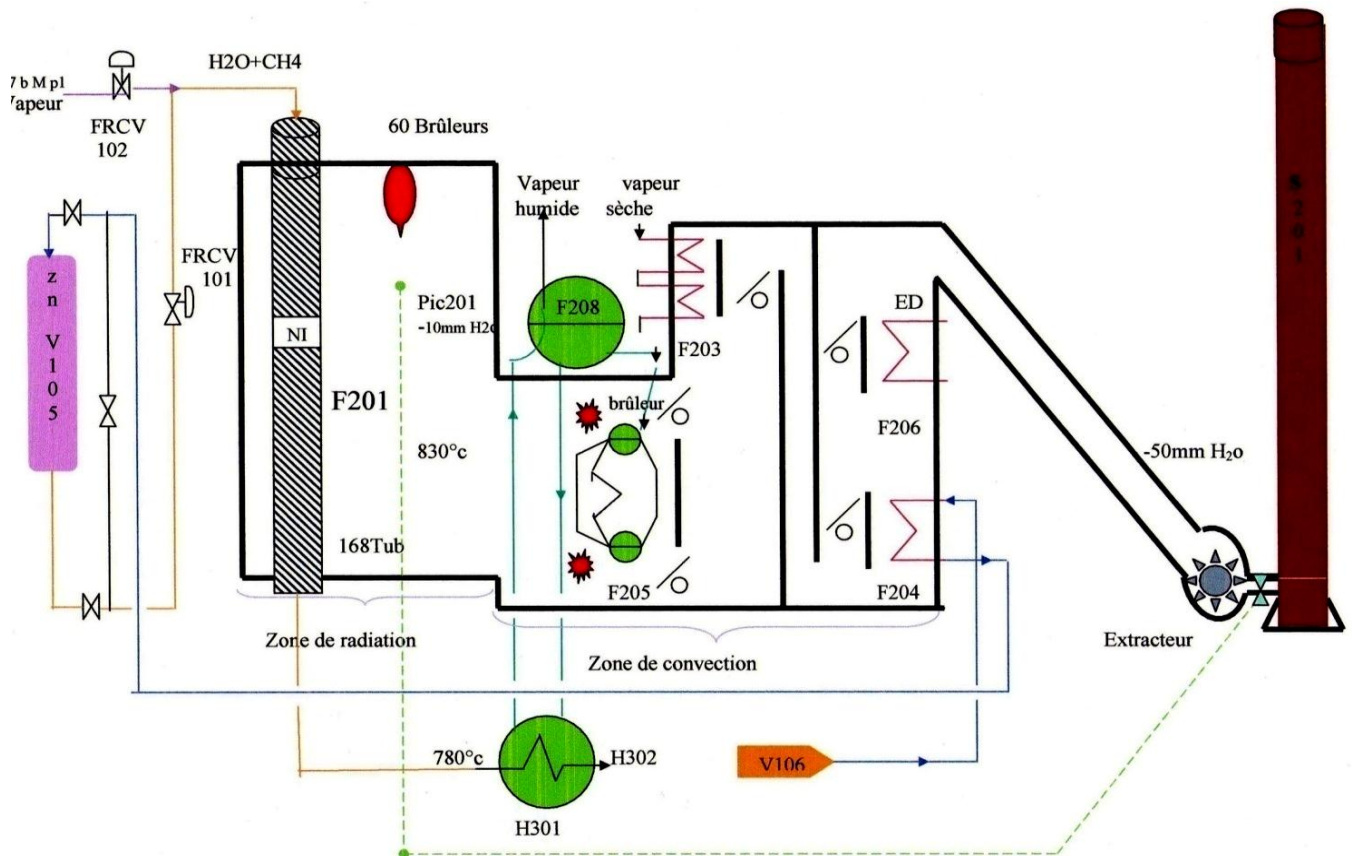


Figure I.5 : Section Reforming catalytique

I.3.2.3 Section 300 Refroidissement de gaz de synthèse et récupération des condensats :

Le gaz de synthèse chaud sortant des tubes de reforming est refroidi jusqu'à 40 °C avant d'être comprimé pour la synthèse de méthanol. Le refroidissement a aussi pour but de condenser et d'enlever la vapeur d'eau venant avec le gaz de synthèse.

Le gaz chaud sortant du four catalytique à 780 °C est refroidi dans l'échangeur H301 à 375 °C, par échange de chaleur avec l'eau bouillante à 300 °C. Le gaz sortant de H301 est ensuite refroidi à environ 157 °C dans le réchauffeur d'eau d'alimentation H302.

Le gaz qui sort de H302 avec de l'eau condensée entre dans le séparateur V303, où l'eau est éliminée sous une régulation de niveau par la vanne LICV 302, puis elle est envoyée vers le bac des condensats T751.

À travers deux échangeurs de chaleur en série H303 et H304, le gaz est refroidi jusqu'à 120°C et 40°C respectivement pour éliminer tous les condensats.

Le gaz froid sort de H304 contient de l'eau condensée et pénètre dans le troisième séparateur V302, comme au par avant l'eau est encore éliminée sous régulation de niveau par la vanne LICV 302, puis envoyée vers T751, le niveau est surveillé afin d'éviter l'entraînement d'eau au compresseur du gaz de synthèse

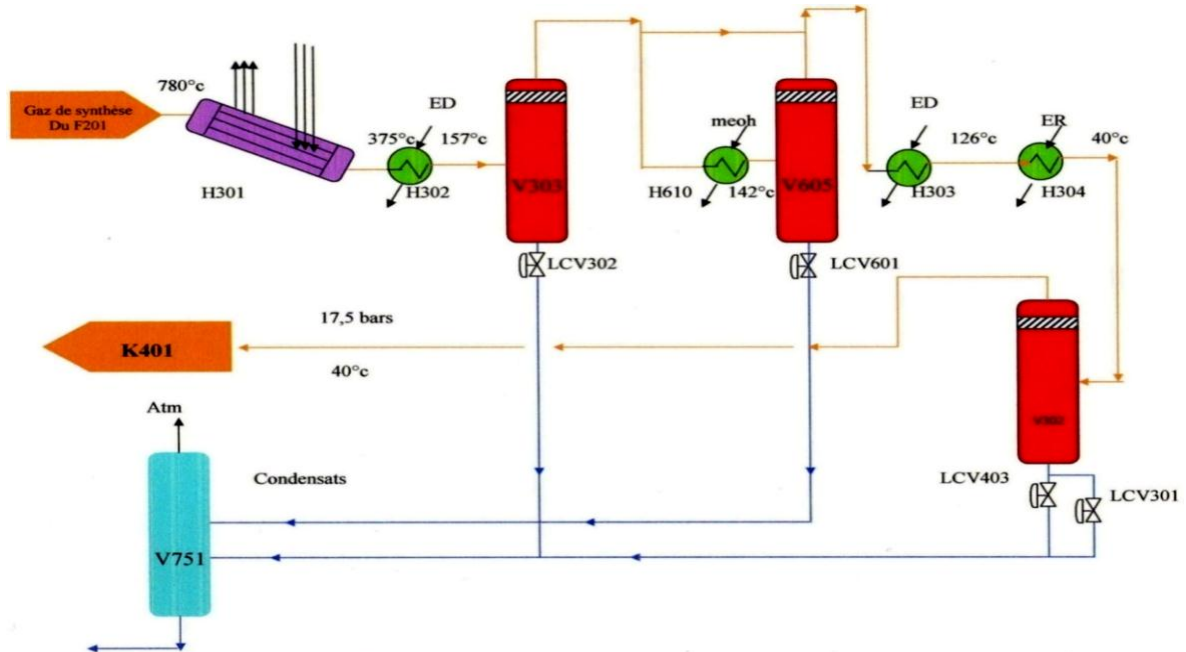


Figure I.6 : Section 300 : Refroidissement et Séparation

I.3.2.4 Section 400 La compression du gaz synthèse :

Le gaz de synthèse sortant du (V302) s'écoule vers le compresseur K401 à pression 17,5 bar et à température 40 °C, sera comprimé à 50 bar à deux corps BP et HP .Ce compresseur est entraîné directement par une turbine Q401 à vapeur HP = 80 bar.

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 bar et une température T=77 °C

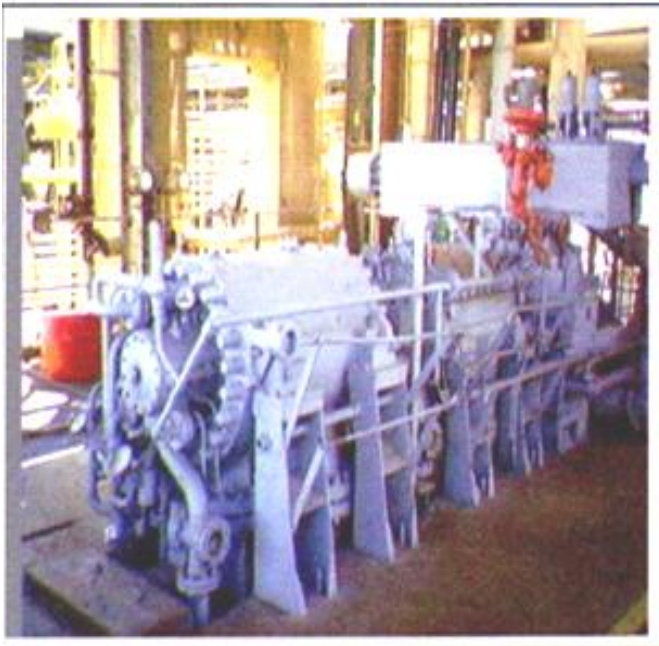


Figure I.7: Compresseur K401



Figure I.8: Compresseur K402

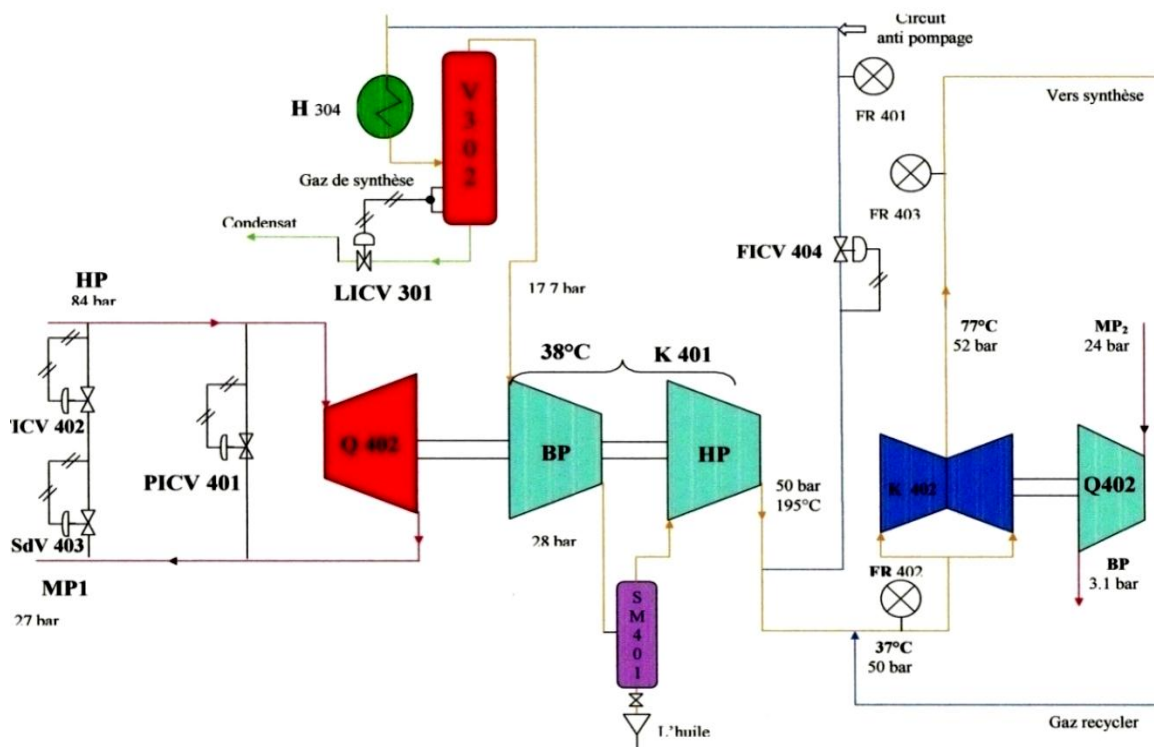
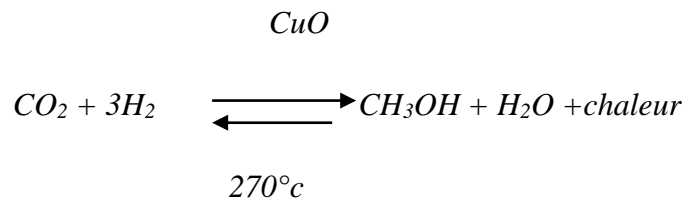
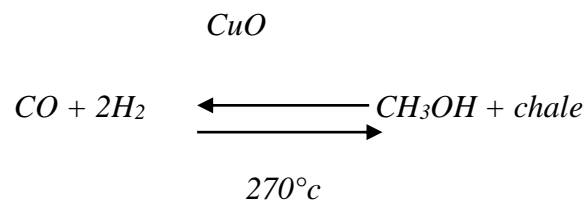


Figure I.9: Section 400 La compression du gaz synthèse

I.3.2.5 Section 500 Synthèse du méthanol brut :

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 $^{\circ}\text{C}$ et pression de 50 bar.

La production de méthanol à partir de mélange de CO et CO_2 et H_2 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

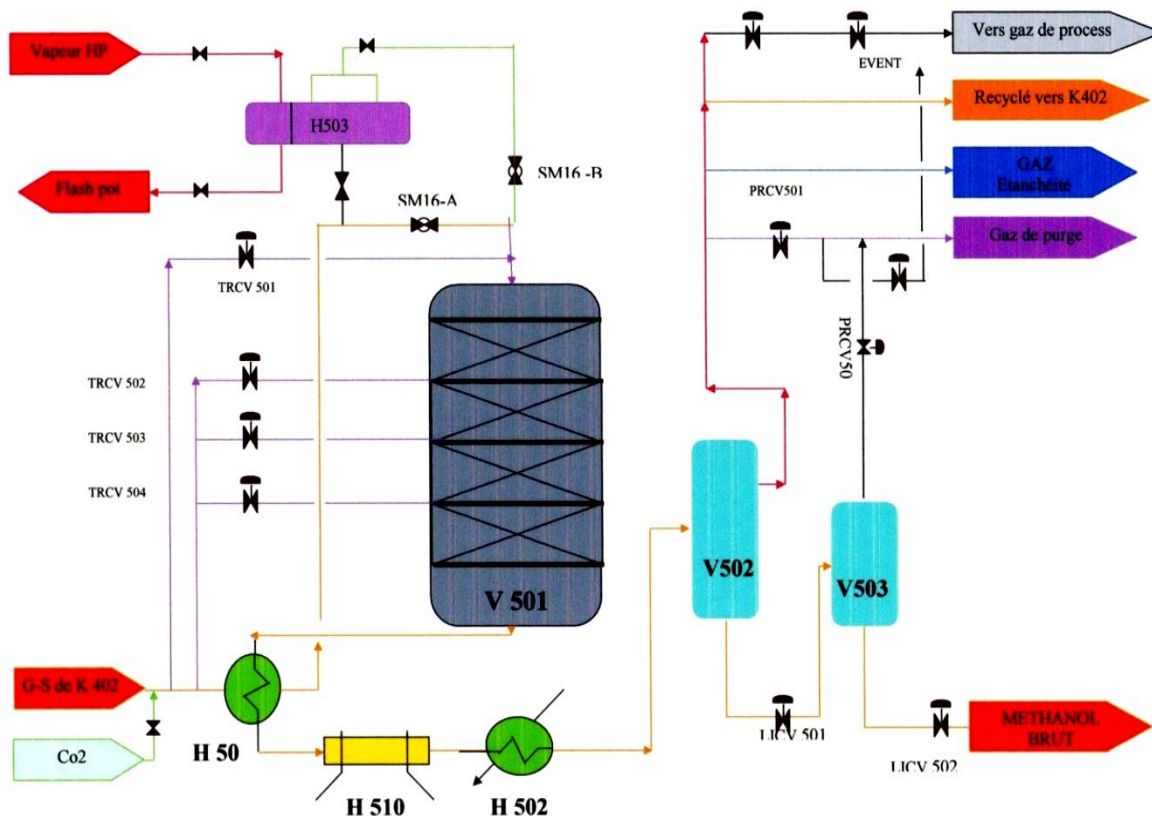


Figure I.10: Synthèse du méthanol brut

I.3.2.6 Section 600 Distillation du méthanol brut:

La distillation du méthanol brut se passe dans deux colonnes :

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

Une colonne avec 48 plateaux, pour l'élimination des gaz dissous dans le méthanol brut (CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , N_2).

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.

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.

CHAPITRE I : Présentation du Complexe CP1/Z

Le produit est refroidi jusqu'à environ 50 °c dans un réfrigérant H607 et passe aux réservoirs de méthanol raffiné T652.



Figure I.11: les deux colonnes de distillation

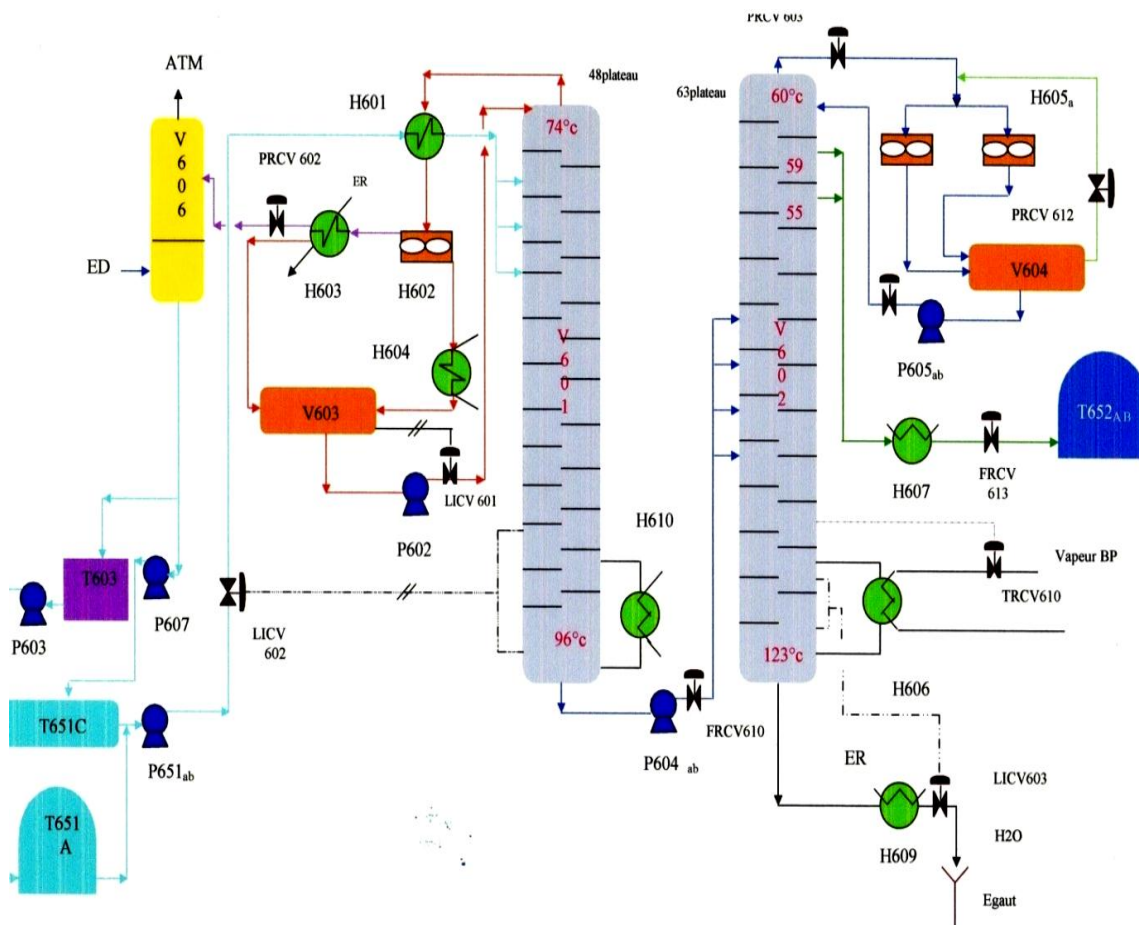


Figure I.12: Section 600 Distillation du méthanol brut

I.3.2.7 Section 700 Système de vapeur:

La production de vapeur permet de faire fonctionner les machines les plus importantes au moyen de turbines à vapeur, il existe 3 niveaux de pression de vapeur dans l'unité :

- La vapeur HP (haute pression) de 88 Kg/cm² ;
- La vapeur MP (moyenne pression) de 24 - 30 Kg/cm² ;
- La vapeur BP (basse pression) de 4.2 Kg/cm².

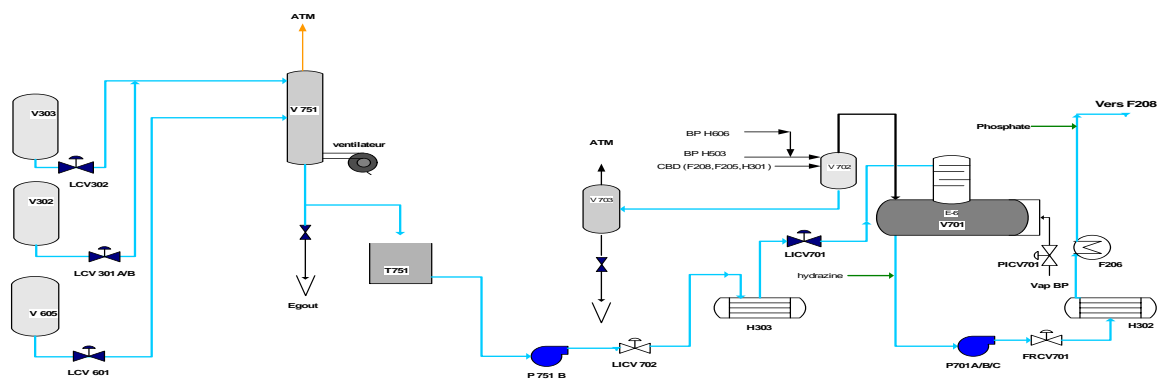


Figure I.13 : Section 700 (récupération de l'eau)

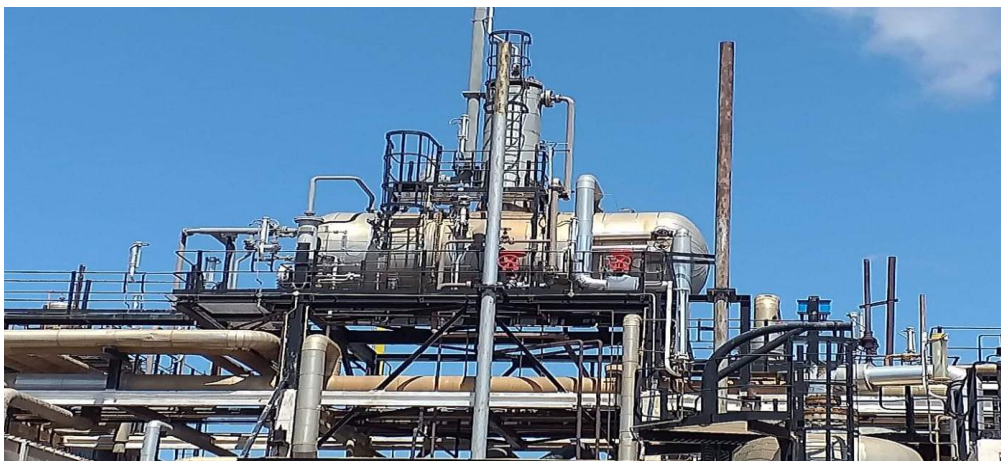


Figure I.14 : le dégazeur V701 au niveau de la section 700

L'unité est conçue de façon que la plupart de la chaleur soit récupérée en un système économique d'énergie, le circuit de vapeur peut être divisé en deux parties :

I.3.2.7.1 Récupération de l'eau condensée des différents séparateurs V303, V605, V302 :

L'eau évacuée par les différents séparateurs est récupérée dans le dégazeur V751 afin d'éliminer les gaz non dissout dans l'eau, le gaz sort de la partie supérieure du dégazeur et l'eau est récupérée du fond du dégazeur.

L'eau est stockée dans le bac T751, elle est aspirée par la pompe P 751 passant par la vanne LICV 702 puis envoyée vers l'échangeur H303 afin d'être chauffée. Cette eau chauffée entre dans le dégazeur V701 en traversant la vanne de régulation de niveau LICV 701.

La turbopompe P 701 A/B/C aspire l'eau à partir du dégazeur et l'envoie vers l'échangeur H302 pour qu'elle soit chauffée par le gaz de synthèse en passant à travers la vanne régulatrice de débit FRCV 701.

L'eau est préchauffée dans l'échangeur F206 à l'aide des fumés du four F 201 ensuite s'écoule vers le ballon F 208.

I.3.2.7.2 Production de vapeur en utilisant cette eau récupérée :

L'eau qui s'écoule du ballon F 208 est chauffée dans l'échangeur H 301 ainsi que dans la chaudière F 205 pour produire de la vapeur d'une haute pression HP. Cette dernière est surchauffée dans l'échangeur F 203A/B, ensuite elle est envoyée vers la turbine Q 401 pour faire tourner le compresseur et au même temps se détendre en vapeur MP 1.

La vapeur MP1 rejoint le réseau de la vapeur venant de l'utilité après la vanne HICV 701:

- ✓ Une partie est mélangée avec le gaz de procédé dans le four ;
- ✓ Une autre partie alimente la turbine de la pompe P701 ;
- ✓ Cette vapeur MP 1 est détendue par la vanne PRCV 701 pour avoir la vapeur MP2.

La vapeur MP2 est utilisée pour faire tourner :

- ✓ La turbine de l'extracteur Q 201 ;
- ✓ La turbine de la recirculation Q 402 ;
- ✓ Les 4 turbines des pompes d'huile (les auxiliaires) :Q421, Q422, Q431, Q432.

La vapeur MP2 est détendue en BP par la vanne PRCV 703 pour être utilisée dans le rebouilleur de la deuxième colonne V602.

Le circuit restant de la vapeur BP est considéré comme collecteur des différentes détente de vapeur après utilisation, ensuite elle est envoyée vers l'utilité.

Conclusion

Le méthanol est en effet devenu un symbole, un espoir dans la masse des potentiels énergétiques de demain, il figure dans tous les exposés et tous les projets des énergéticiens depuis quelques années. C'est une base énergétique des plus populaires dans les congrès, il n'est pas de constructeur ou d'utilisateur de moteurs d'automobile, de diesels ou de turbines à gaz qui ne conçoive la possibilité de sa mise en œuvre.

CHAPITRE II

GÉNÉRALITÉS SUR LES DÉGAZEURS

ÉCHANGEURS DE CHALEUR

Introduction

L'eau a toujours été d'une importance fondamentale dans la plupart des activités industrielles, dont un traitement est obligatoirement maintenu pour éviter les dommages engendrés par la corrosion et l'entartrage, afin d'obtenir une eau traitée assurant le bon fonctionnement des différents équipements sous des conditions de température et de pression multiples.

Il n'y a de solution standard de traitement physique, chimique ou biologique en vue les différentes sources des eaux. Un dégazeur est un dispositif destiné à éliminer les gaz dissous contenants dans une eau d'alimentation de chaudière. L'eau traitée est souvent utilisée pour produire de la vapeur qui est une force motrice nécessaire au fonctionnement des turbines à vapeur.

Cette eau nécessite qu'elle soit refroidie ou réchauffée avec ou sans changement de phase aux cours des diverses opérations auxquelles elle est soumise. De ce fait les échangeurs de chaleur sont des équipements importants et omniprésents dans toute unité de traitement.

II.1 Dégazeur thermique :

II.2 Principe de fonctionnement: [3]

Le rôle du dégazeur est d'enlever l'oxygène dissous dans l'eau. Cette étape est indispensable pour la protection des ballons de chaudière ; la présence d'oxygène dissous étant source de corrosion. L'élévation de température de l'eau (soit aux alentours de 105 °C) est obtenue par cette injection de vapeur sous une pression de 0,1bar.

L'eau d'alimentation du dégazeur coule à travers la tête pour entrer en contact à contre-courant avec la vapeur qui permet de porter cette eau à une température d'ébullition et éliminer les gaz dissous afin d'obtenir une eau traitée prête à être exploitée.

L'eau dégazée est reprise par une pompe alimentaire afin d'alimenter le ballon supérieur de la chaudière. Avant d'atteindre ce ballon, l'eau passe dans un économiseur pour récupérer une partie de l'énergie thermique des fumées. Les régulations assurent un niveau constant jusqu'au ballon supérieur.

La température de l'eau dans la chaudière est élevée jusqu'à 300 °C.

Les ballons supérieurs des chaudières sont purgés automatiquement lorsque la conductivité de l'eau devient trop élevée (risque d'encrassement).

II.3 Différents types de dégazeur: [4]

II.3.1 Dégazeur à plateaux:

Une cuve est surmontée d'un dôme vertical contenant des plateaux perforés. L'eau d'alimentation pénètre dans la section de dégazage verticale au-dessus des plateaux perforés et s'écoule vers le bas à travers les perforations. La vapeur basse pression pénètre sous les plateaux perforés et remonte à travers les perforations.

La vapeur d'eau entraîne le gaz dissous dans l'eau d'alimentation et sort par l'évent au sommet du dôme. L'eau dégazée s'écoule dans le bas de la cuve avant d'être pompée vers le système de chaudière de production de vapeur. La vapeur de chauffage à basse pression pénètre dans le récipient horizontal à travers un tube d'aspersion dans le fond de la cuve.

II.3.2 Dégazeurs à pulvérisation :

C'est une cuve généralement horizontale ayant une section préchauffage et une section de purge d'air. Les deux sections sont séparées par une chicane. La vapeur d'eau basse pression pénètre dans le récipient à travers un barboteur dans le fond de la cuve. L'eau d'alimentation de chaudière est pulvérisée dans la section, ou elle est préchauffée par la vapeur qui s'élève de l'injecteur. La buse permet la pulvérisation d'eau d'alimentation et la section de préchauffage permet de chauffer l'eau d'alimentation de la chaudière à sa température de saturation afin de faciliter l'élimination des gaz dissous.

L'eau d'alimentation préchauffée s'écoule ensuite dans la section de désaération, ou elle est purgée de son air par la vapeur qui monte à partir du système de dispositif de pulvérisation. Les gaz extraits sortent par l'évent en partie supérieure de la cuve.

L'eau d'alimentation désaérée est pompée à partir du fond de la cuve vers le système de chaudière de production de vapeur.

II.4 Eléments du dégazeur thermique : [5]

La bache alimentaire doit constituer une réserve d'eau suffisante pour prévenir l'interruption de l'approvisionnement d'eau de la chaîne de traitement. Elle doit également être de capacité suffisante pour s'adapter à tout afflux de retour de condensat qui peut être perdu par débordement au travers du trop-plein.

Les bâches alimentaires sont cylindriques horizontales en acier au carbone ou acier inoxydable, elles sont protégées par une peinture antirouille ou même calorifugées par une laine de roche d'épaisseur 100mm recouverte d'une tôle.

✓ **Soupape** : organe de sécurité, il permet d'éviter les surpressions Son dimensionnement est fonction du débit de la ligne de réchauffage et de l'excès d'énergie des condensats, il se trouve à la partie supérieur de la bache ;

✓ **Trop plein** : Il permet le débordement de l'eau de la bache à l'égout en cas de défaillance de la régulation de niveau ;

✓ **Vidange** : Il permet de vider l'eau de la bache à l'égout afin de permettre les opérations de maintenance ;

✓ **Départ pompe** : Il permet le gavage des pompes alimentaires de la chaudière ;

✓ **Dôme de dégazage** : Il permet de réduire et de garantir la teneur en oxygène de l'eau de chaudière. Il est constitué d'une colonne équipée d'un garnissage structuré, d'un distributeur de liquide, d'une injection vapeur, d'un piquage de retour condensat ;

CHAPITRE II : Généralités sur les dégazeurs et les échangeurs

✓ **Trou d'homme** : Il permet l'accès dans l'enveloppe afin d'effectuer des opérations de maintenance ou d'inspection ;

✓ **Dosage chimique** : Il permet l'injection des produits de traitement en dessous le plan d'eau d'alimentation. Le tube est conçu avec de l'acier au carbone ou en PVC ;

✓ **Injection de vapeur** : Une ligne complétée de buses permet le réchauffage de l'eau par injection de vapeur. Elle se trouve à niveau supérieur ou latéral sous l'alimentation d'eau ;

✓ **Prise d'échantillon** : Il permet de prélever des échantillons d'eau de la bache pour les analyser ;

✓ **Régulation de niveau**

Sonde de niveau : Elle permet de mesurer le niveau d'eau réel dans la bache ;

Indicateur de niveau : Il permet de visualiser (et/ou mesurer) le niveau d'eau réel dans la bache ;

✓ **Thermomètre** : Il permet de visualiser la température de la bache ;

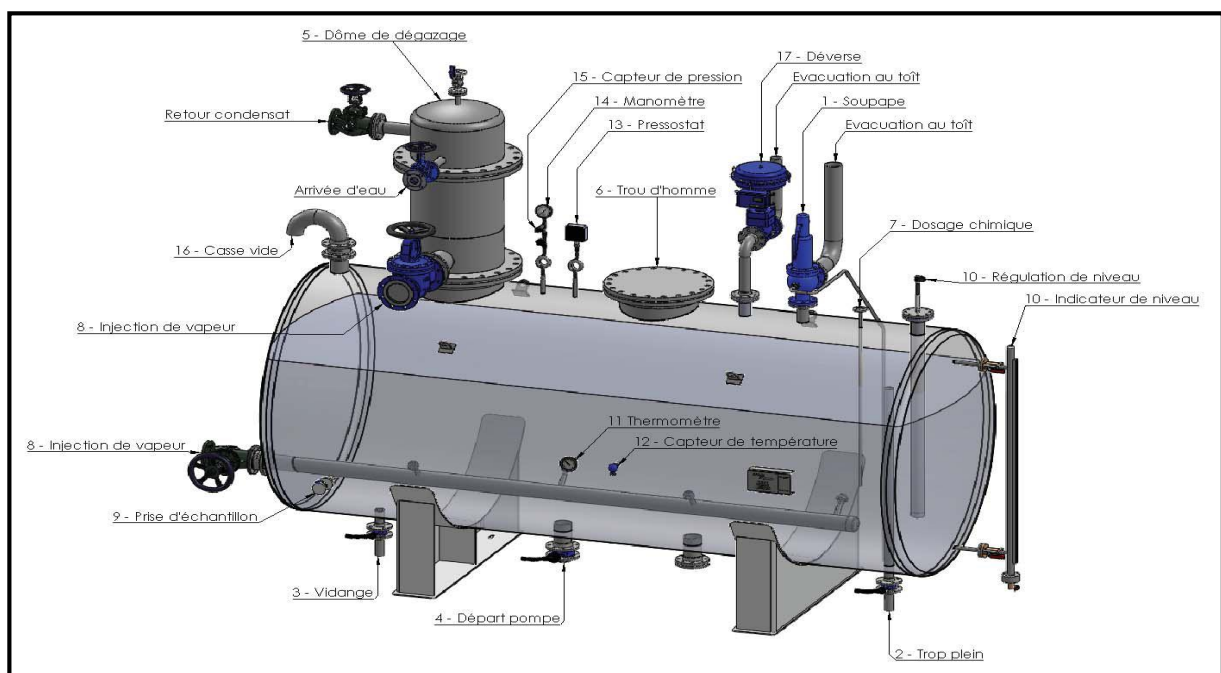
✓ **Capteur de température** : Il permet de mesurer la température dans la bache dans le cas d'une régulation proportionnelle ;

✓ **Pressostat** : Organe de sécurité. Il permet de mesurer la pression dans la bache ;

✓ **Manomètre** : Il permet de visualiser la pression dans la bache ;

✓ **Capteur de pression** : Il permet de mesurer la pression dans la bache ;

✓ **Déverse** : Elle assure l'évacuation de la vapeur provenant de la rampe d'injection vers atmosphère.



FigureII.1: Dégazeur thermique

II.5 LES Echangeur: [8]

Les procédés utilisés dans l'industrie pétrolière et pétrochimique demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis. La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie. Il est alors nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible de chaleur au profit des fluides de procédés.

Un échangeur de chaleur est un appareil qui permet le transfert de la chaleur d'un fluide à un autre circulant à contre-courant ou à co-courant. Il est constitué un nombre de tubes, localisés dans une chambre appelée calandre ou le transfert de chaleur est effectué. Les tubes sont maintenus entre eux constituant le faisceau de l'échangeur se logeant ainsi la calandre.

Des chicanes sont utilisées pour diriger le fluide qui circule dans la calandre et augmenter le temps de séjour de ce dernier. Ceci assurera ainsi un transfert de chaleur suffisant pour obtenir les températures requises par le procédé.

II.5.1 Types d'échangeurs:

Echangeur à plaque

Echangeurs à chaleur spiralés.

Echangeurs à tube et ailettes.

Aérothermes industriels (aéro-réfrigérants).

Echangeurs thermiques à surfaces raclée.

Echangeurs rotatifs.

Echangeurs à blocs.

Echangeurs compact.

Echangeurs à changement de phase.

II.5.2 Echangeurs tubulaires: [6]

Les échangeurs tubulaires peuvent être utilisés pour effectuer des transferts de chaleur entre Deux fluides ne subissant pas de changement de phase, mais aussi pour condenser une vapeur ou évaporer un liquide.

Le modèle le plus simple se compose d'un tube ou d'une conduite placée concentriquement à l'intérieur d'un autre tube qui tient alors lieu d'enveloppe.

Comme les deux fluides ne traversent l'échangeur qu'une seule fois ce système est appelé "échangeur de chaleur à un seul passage". Si les deux fluides s'écoulent dans la même direction, l'échangeur est du type à "écoulement parallèle" ou à "co-courant". Si les deux fluides se déplacent en sens contraire, l'échangeur est du type à "contre-courant".

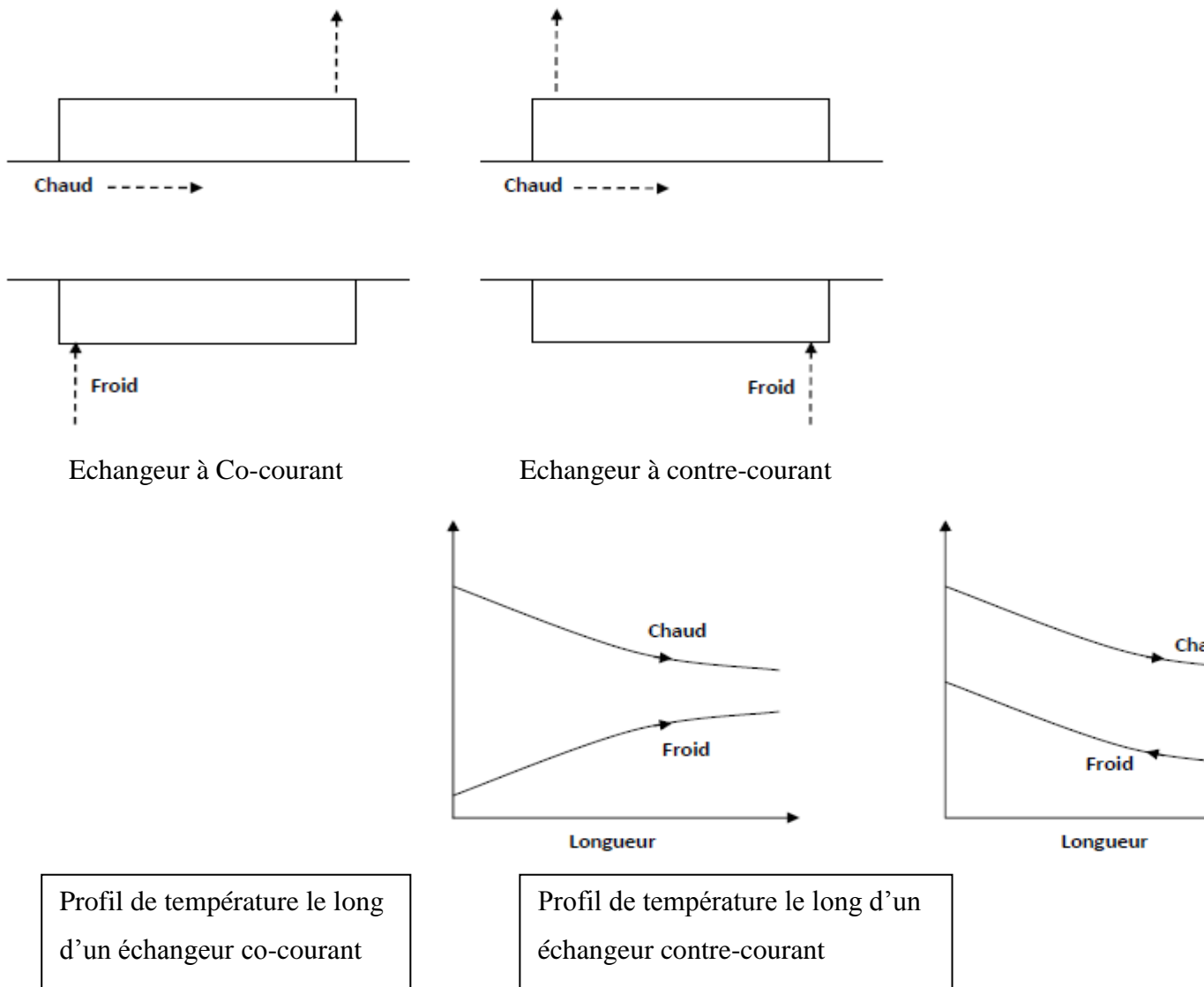


Figure II.2: les échangeurs tubulaires

Ce modèle peut être développé en remplaçant le tube central unique par un faisceau de tube parallèle placé dans une enveloppe encore appelée "calandre". On peut utiliser d'autres types de circulation des fluides; lorsque le fluide s'écoule dans l'espace enveloppe perpendiculairement aux tubes, l'échangeur est dit à "courant croisés". Afin d'augmenter la surface effective d'échange par unité de la longueur de l'appareil, on prévoit parfois de faire traverser l'échangeur plusieurs fois par le fluide circulant dans le tube et éventuellement par celui s'écoulant dans l'enveloppe. Ce type d'échangeur est appelé "échangeur multi-passes". L'écoulement du fluide dans l'enveloppe est alors déterminé par des chicanes longitudinales. Ces échangeurs sont caractérisés par deux chiffres. Le premier indique le nombre de passage du fluide circulant dans l'enveloppe, c'est-à-dire le nombre de parcours qu'il effectue entre les deux extrémités de l'appareil second correspond au nombre de passages du fluide dans les tubes. [6]

II.5.3 Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires :[7]

❖ Avantages

- ✓ Faciliter le démontage et l'entretien de l'échangeur;
- ✓ Possibilité de fonctionner à contre-courant, ce qui permet d'obtenir de bons rendements;
- ✓ Convenance aux produits impropres, agressifs ou incrustants;
- ✓ Fonctionnement à des températures et à des pressions élevées.

❖ Inconvénients

- ✓ Risque de fuites aux raccords ;
- ✓ Flexion du tube intérieur si la longueur est importante;
- ✓ Comparativement aux autres types d'échangeurs, la surface d'échange est faible par rapport au volume global de l'appareil en raison du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes.

II.5.4 Rôle des divers constituants d'un échangeur: [6]

II.5.4.1 Boîtes d'échangeurs:

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes sauf pour les tubes en U. Il y a deux boîtes aux deux extrémités de l'échangeur.

La disposition des boîtes dépend non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes.

II.5.4.2 Calandre:

C'est l'enveloppe entourant le faisceau tubulaire. Il semble que la limite technologique pour des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2mètres.

II.5.4.3 Plaques tubulaires:

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur, varie de 5 à 10cm, est calculée en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part, les contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part.

Les plaques tubulaires peuvent être en acier ordinaire, en acier spécial massif. Les tubes peuvent être fixés à la plaque tubulaire par dudgeonnage ou par soudure, quelque fois aussi par dudgeonnage allié à une soudure qui sert alors simplement à assurer l'étanchéité.

Les plaques tubulaires sont des parties délicates des échangeurs. Les interstices entre tubes et plaques, sont des liens privilégiés de corrosion.

Par ailleurs, les dilatations différentielles excessives peuvent faire franchir les dudgeonnages ou les soudures.

II.5.4.4 Faisceau tubulaire:

Ce sont des tubes normalisés particuliers dont le diamètre annoncé, en pouces, correspond exactement au diamètre extérieur à la différence des tubes utilisés en tuyauterie.

La disposition géométrique des tubes dépend du pas choisi, il existe deux catégories de pas:

- Pas triangulaire;
- Pas carré.

La disposition en pas cassé offre une plus grande facilité de nettoyage (toute la surface extérieure des tubes est accessible par le jet d'eau sous pression ou par instrument de nettoyage). La disposition en pas triangulaire est plus compacte donc plus économique. [6]

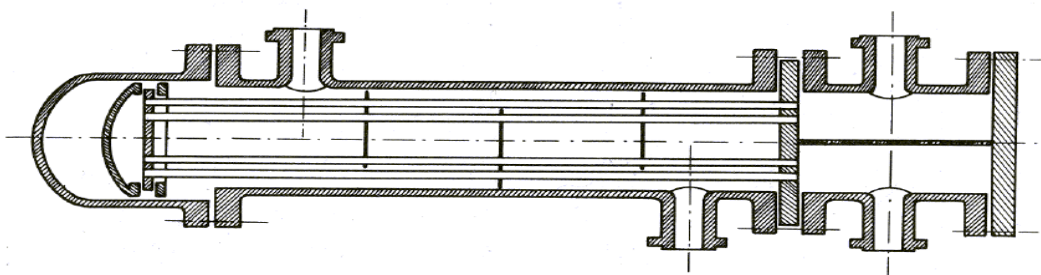
II.5.4.5 Chicane:

Les chicanes peuvent avoir deux rôles:

- ✓ Augmenter le temps de séjour du fluide ainsi que la vitesse du fluide (turbulence);
- ✓ Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration ;
- ✓ Dans le cas d'un transfert de chaleur sans changement de phase, il est intéressant d'augmenter la vitesse du fluide pour améliorer le coefficient d'échange. La vitesse sera d'autant plus élevée que les chicanes seront plus rapprochées et qu'elles auront un pourcentage d'ouverture facile ;

Là encore un équilibre devra être trouvé pour avoir simultanément un coefficient global d'échange et pertes de charges acceptables.

- ✓ Par ailleurs, les chicanes sont nécessaires pour augmenter la rigidité du faisceau.



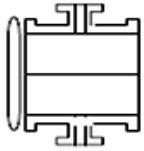
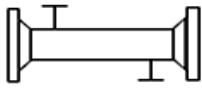
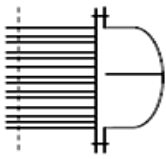
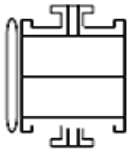

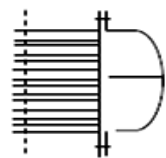
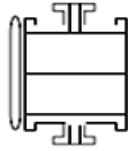
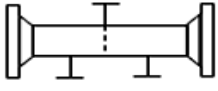
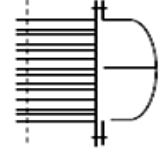
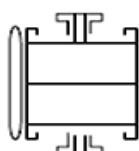
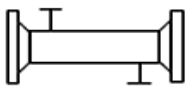
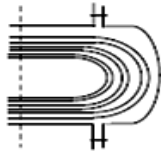
FigureII.3: Echangeur à faisceau constitué par des tubes en U

II.5.5 Echangeur type TEMA: [6]

Tous les éléments entrants dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondants aux diverses conditions de fonctionnement. Cette normalisation est complétée par d'autres codes tels que ceux de l'A.P.I. et de l'A.S.M.E.

Le tableau suivant montre les caractéristiques de certains échangeurs utilisés dans l'industrie. Différents types d'échangeurs les plus utilisés dans l'industrie

Tableau II.1 : Différents types d'échangeurs les plus utilisés dans l'industrie

Distributeurs	Calandres	Faisceaux/Tête flottante	Observation
<p>AES</p> 			<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes droits. -Tête Flottante à passes multiples. - Calandre une seule entrée, et une seule sortie.
<p>AHS</p> 			<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes droits. -Tête Flottante à passes multiples. - Calandre deux entrées, et deux sorties.
<p>AJS</p> 			<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes droits. - Tête Flottante à passes multiples. - Calandre une seule entrée, et deux sorties.
<p>AEU</p> 		<p>tube en U</p> 	<ul style="list-style-type: none"> - Faisceau à tubes en U. - Calandre une seule entrée, et une seule sortie.

Conclusion :

Nous avons vu dans ce chapitre, l'importance considérable du dégazeur en matière de qualité d'eau d'alimentation d'une chaudière, afin de préserver la métallurgie des équipements industriels installés, contre la corrosion.

Dans la plus part des procédés adoptés industriellement, l'eau dégazée est utilisée pour la production de la vapeur indispensable dans le fonctionnement des turbines.

Parmi les équipements les plus utilisés dans l'industrie en général sont les échangeurs de chaleur qui participent à la bonne maîtrise de l'énergie thermique, dans le but d'une meilleure exploitation des matières premières.

Ils assurent la marche normale des dispositifs dans les conditions du design estimées préalablement.

partie pratique

CHAPITRE III

**ETUDE DES PERTES DE VAPEUR AU
NIVEAU DU DÉGAZEUR V701**

Introduction :

Dans ce chapitre nous allons établir des bilans de consommation d'eau déminée dans l'unité MeOH ainsi que les bilans de matière du four F201 et du dégazeur V701 pour quantifier les pertes de vapeur libérée vers atmosphère

III.1 Bilan de consommation d'eau déminée dans l'unité MeOH :

L'unité méthanol est alimentée avec de l'eau déminée à 30°C et pressions de 7bars, aussi avec de la vapeur à 450°C et 50bars dont la consommation est schématisée dans la figureIII.1.

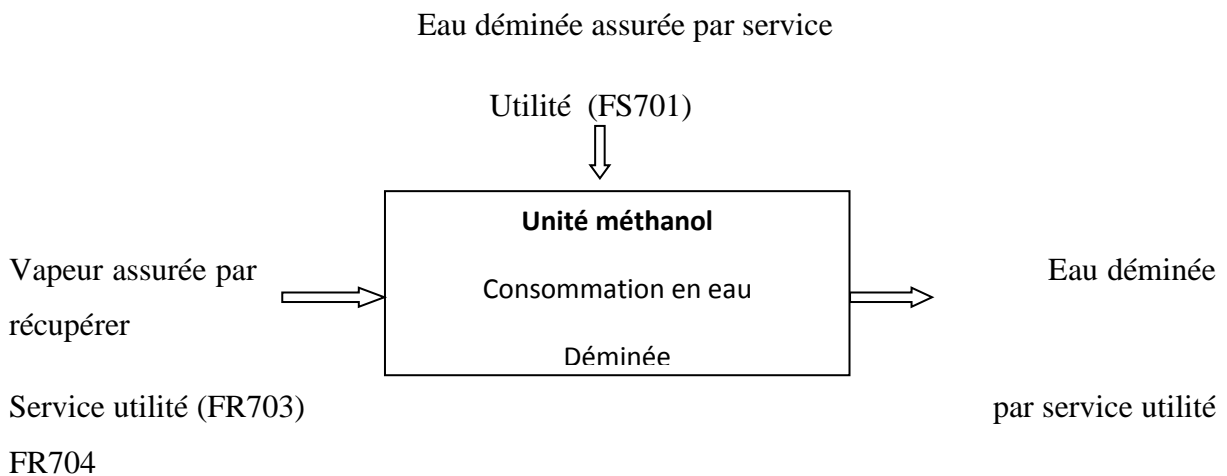
$$FS701 + FR703 = F_{cons} + FR704$$

$$F_{cons} = FS701 + FR703 - FR704$$

$$F_{cons} = 30000 + 4700 - 16800$$

$$F_{cons} = 17900 \text{ Kg /h}$$

$$F_{cons} = 17.9 \text{ tonne/h}$$



FigureIII.1: Schéma montre la consommation de l'unité méthanol en eau déminée

III.2 Bilan de matière du four F201:

Le méthanol est produit à partir du méthane CH_4 et de la vapeur d'eau pour obtenir le gaz de synthèse mélangé avec de la vapeur qui va être éliminée et récupérée dans un bac T 751 à l'état liquide, cette eau est appelée condensat.

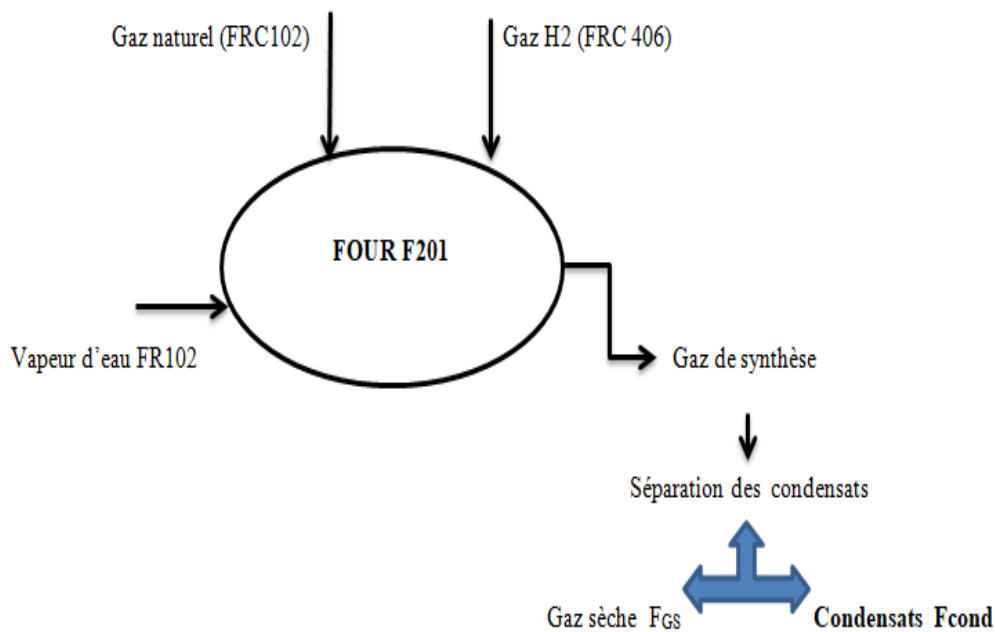
$$\text{FRC 101} + \text{FR 102} + \text{FRC 406} = \text{F}_{\text{GS}} + \text{Fond}$$

$$\text{FRC 101} = 11600 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

$$\text{FRC 406} = 3\ 00 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

$$\text{FR 102} = 37.180 \text{ tonne/h.}$$

$$\text{F}_{\text{GS}} = 3\ 650 \text{ m}^3/\text{h.}$$



FigureIII.2: Schéma montre la consommation du gaz naturel et de la vapeur dans le four

III.2.1 Calcul de débit massique de gaz process (F_{GN}):

Selon la loi des gaz parfait $PV = nRT$:

Conditions opératoires actuelles : Pression : $P' = 20 \text{ bars} = 19.74 \text{ atm}$

Température : $T' = 430^\circ\text{C} = 703 \text{ K}$

Débit gaz associé : $FRC'101 = ?$ (à déterminer)

Conditions normales : Pression : $P = 1 \text{ atm}$

Température $T = 0^\circ\text{C} = 273$

Débit massique du gaz FRC 101 = $11600 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$\left(\frac{P' * FRC'101}{T'}\right) = \left(\frac{P * FRC101}{T}\right)$$

$$FRC'101 = \left(\frac{P * FRC101}{T}\right) * \left(\frac{T'}{P'}\right)$$

$$FRC'101 = (1 * 11600 / 273) * (703 / 19.74)$$

$$\mathbf{FRC'101 = 1513.225 \text{ m}^3/\text{h}}$$

CHAPITRE III : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

Tableau suivant représente la composition de gaz naturel avec le débit de chaque constituant.

Le débit de gaz naturel d'alimentation est : $F_{GN} = 9.761231$ tonne/h

TableauIII.1 : Calcul de débit massique de gaz naturel de process FGN

Constituant i	Fraction volumique y_i	ρ_i à 430°C et 20bar kg/m ³	$V_i = V * y_i$ m ³ /h	$m_i = v_i * \rho_i$ (kg)
N ₂	0.0583	9.58	88.221	845.157
CH ₄	0.8344	5.47	1262.635	6906.613
C ₂ H ₆	0.0704	10,26	106.531	1093.008
C ₃ H ₈	0.021	15.05	31.778	478.259
i-C ₄ H ₁₀	0.003 3	19.85	4.994	99.130
n-C ₄ H ₁₀	0.0054	19.85	8.171	162.194
i-C ₅ H ₁₂	0.0012	24.64	1.816	44.746
n-C ₅ H ₁₂	0.0012	24.64	1.816	44.746
C ₆₊	0.0008	29.43	1.210	35.610
CO ₂	0.0021	15.05	3.178	47.829
He	0.0019	1.37	2.875	3.939
Total	1		1513.225	9761.231

III.2.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène (F_{H_2}) :

Conditions opératoires actuelles : Pression : $P' = 17.5 \text{ bars} = 17.27 \text{ atm}$

Température : $T' = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Débit gaz associé : $FRC'406 = ?$ (à déterminer)

Conditions normales : Pression : $P = 1 \text{ atm} = 1.01325 \text{ atm}$

Température $T = 0^\circ\text{C} = 273 \text{ K}$

Débit massique du gaz FRC 406 = $300 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$\left(\frac{P' * FRC'406}{T'}\right) = \left(\frac{P * FRC406}{T}\right)$$

$$FRC'406 = \left(\frac{P * FRC406}{T}\right) * \left(\frac{T'}{P'}\right)$$

$$FRC'406 = \left(\frac{1 * 300}{273}\right) * \left(\frac{303}{17.27}\right)$$

$$\mathbf{FRC'406 = 19.280 \text{ m}^3/\mathbf{h}}$$

CHAPITRE III : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

Tableau suivant représente la composition de gaz d'hydrogène avec le débit de chaque constituant calculé.

Débit massique du gaz d'hydrogène vers le four est : $F_{H_2} = 0.128555$ tonne/h.

Tableau III.2 : Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène F_{H_2}

Constituants	Y_i	ρ_i à 17.5 bars et 30°C (kg/m ³)	$V_i = V * y_i$ (m ³ /h)	$m_i = V_i * \rho_i$ (kg/h)
N ₂	0.015	19.45	0.2822	5.624
CO	0.121	19.45	2.3329	45.375
CH ₄	0.036	11.11	0.6941	7.711
CO ₂	0.086	30.56	1.6581	50.671
H ₂	0.742	1.39	14.3058	19.885
Total	1		19.280	128.555

II.2.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse:

Conditions opératoires actuelles : Pression : $P' = 17.5 \text{ bars} = 17.27 \text{ atm}$

Température : $T' = 27^\circ\text{C} = 300 \text{ K}$

Débit gaz associé : $F_{GS} = 3\,650 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau suivant représente la composition de gaz d'hydrogène avec le débit de chaque constituant calculé.

Débit massique du gaz de synthèse est $F_{GS} = 24,70532 \text{ tonne/h}$

Tableau III.3 : Calcul de débit massique du gaz de synthèse

Constituants	Y_i	ρ_i à 27°C et 17.5 bars (kg/m^3)	$V_i = V * y_i$ (m^3/h)	$m_i = V_i * \rho_i$ kg/h
N_2	0.015	19.64	54.75	1075.29
CO	0.121	19.64	441.65	8674.01
CH_4	0.036	11.22	131.4	1474.31
CO_2	0.086	30.87	313.9	9690.09
H_2	0.742	1.40	2708.3	3791.62
Total	1		3 650	24705.32

II.2.4 Calcul de débit massique des condensats :

$$F_{GN} + F_{H_2} + FR\ 102 = F_{GS} + F_{cond}$$

$$F_{cond} = F_{GN} + F_{H_2} + FR\ 102 - F_{GS}$$

$$F_{cond} = 9761.23 + 128.555 + 37180 - 24705.32$$

$$F_{cond} = 22364.465 \text{ kg/h}$$

$$F_{cond} = 22.364 \text{ tonne/h}$$

II.3 Calcul des pertes dans le dégazeur V701 :

L'eau venante de H303 coule à la tête du dégazeur pour être en contact à contre-courant avec la vapeur venante de H606 (rebouilleur de la 2eme colonne) afin d'éliminer les gaz dissous. L'eau dégazée est aspirée par l'une des trois pompes P701 A/B pour alimenter la chaudière F 208kl.

Bilan de matière :

$$F_{I605} + F_{S101} + F_{cond} = F_{RrC701/B} + F_{SM} + F_{vapeur}$$

$$F_{S701} = 30 \text{ tonne/h.}$$

$$F_{I605} = 19500 \text{ kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad F_{I605} = 19.5 \text{ tonne/h.}$$

$$F_{RrC701/B} = 60000 \text{ kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad F_{RrC701/B} = 60 \text{ tonne/h.}$$

$$F_{SM} = 2.780 \text{ tonne/h.}$$

$$F_{vapeur} = F_{I605} + F_{S101} + F_{cond} - F_{RrC701/B} - F_{SM}$$

$$F_{vapeur} = 19.5 + 30 + 22.364465 - (60 + 2.780)$$

$$F_{vapeur} = 9.084 \text{ tonne/h}$$

$$F_{admissible} = 2 \text{ tonne/h}$$

$$F_{perte} = 7.084 \text{ tonne/h}$$

Conclusion :

La haute température des fluides présents dans le dégazeur engendrent une grande quantité de perte de vapeur évacuée vers atmosphère qui atteint les 5 tonne/h. Quoique que le principe de dégazage soit maintenu pour avoir une bonne qualité d'eau, il est nécessaire de respecter aussi le débit de vapeur libérée qui ne doit pas dépasser 2 tonne/h.

CHAPITRE IV

**CALCUL DE DIMENSIONNEMENT ET
SIMULATION D'UN NOUVEAU
ECHANGEUR H701**

Introduction :

Dans ce chapitre nous allons procéder à dimensionner l'échangeur H701 que nous avons proposé en utilisant la norme TEMA qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement. Tout nouvel équipement installé dans un circuit déjà en service doit répondre aux conditions du process avec un prix d'achat acceptable.

IV.1 Méthode de Kern: [10]

Le dimensionnement du nouvel échangeur par la méthode de Kern consiste en premier lieu d'estimer le coefficient de transfert thermique sale U_s afin de calculer la surface d'échange. Une autre estimation est nécessaire pour les dimensions des tubes et de la calandre pour évaluer les propriétés dynamiques des fluides (eau déminée et eau de refroidissement), le coefficient de transfert propre U_p doit respecter la relation suivante : U_p est supérieur à U_s pour donner une résistance d'encrassement admissible. Si la résistance d'encrassement n'est pas admissible on ré-estime U_s jusqu'à une valeur adéquate.

IV.2 Données de départ :

Les propriétés thermiques de l'eau de refroidissement et l'eau déminée sont données à la température calorique. Les données de départ sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau IV.1 : Données nécessaires pour le calcul d'un échangeur

Spécification			Calandre	Tube
Fluide			Eau de refroidissement	Eau déminée
Débit massique	F	(Kg/h)	162923.30	50000
Température d'entrée	T	(°C)	22	64
Température de sortie	T	(°C)	30	38
Perte de charge admissible	P	(bar)	1	1
Densité	d	(kg/m ³)	1002	984.4
Viscosité dynamique	μ	(kg/m.s)	0.000 902	0.000549
	μ	(kg/m.h)	3.249	1.976
Capacité calorifique	Cp	(kcal/kg°C)	1.03	1.033
	Cp	(kj/kg°C)	4.313	4.324
Conductivité thermique	λ	(W/m.°C)	0.609	0.648
	λ	(kcal/h.m.°C)	0.5 34 82	0.557 78

IV.3 Bilan thermique :

À partir des données de tableau ci-dessus, on calcule la quantité de chaleur absorbée par l'eau de refroidissement :

$$Q = F_{\text{cond}} \cdot C_p \cdot \Delta T = F_{\text{ER}} \cdot \dot{C}_p \cdot \Delta t$$

$$Q = F_{\text{cond}} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = 50000 \cdot 1,033 \cdot (64 - 38) .$$

$$Q = 1\,342\,900 \text{ kcal/h}$$

IV.4 Calcule thermique :**IV.4.1 calcule la température du l'eau de refroidissement :**

$$T_{fs} = T_{fe} + \frac{Q}{F_{\text{ef}} \times C_{p_{\text{ER}}}} = 22 + \frac{1342900}{162923.30 \times 1.033} = 30^\circ\text{C}$$

IV.4.2 Calcule de DTLM :

L'écoulement contre-courant est représenté comme suit:

$$lDTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

Tel que : $\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fs} = 64 - 30 = 34^\circ\text{C}$

$$\Delta T_2 = T_{cs} - T_{fe} = 38 - 22 = 16^\circ\text{C}$$

$$DTLM = \frac{34 - 16}{\ln\left(\frac{34}{16}\right)} = 24^\circ\text{C}$$

$$DTLM_{\text{corrigé}} = F \times DTLM$$

Où F: facteur de correction déterminé graphiquement à partir de R et E (voir l'annexe).

$$\text{Avec : Le rapport calorifique : } R = \frac{T_{ce} - T_{fe}}{T_{fs} - T_{fe}} = \frac{64 - 38}{30 - 22} = 3.35$$

$$\text{Le rendement thermique de l'échangeur : } E = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fe}} = \frac{30 - 22}{64 - 22} = 0.190$$

Donc, $F = 0,95$ (voir l'annexe F)

$$DTLM_{\text{corrigé}} = 0.95 \times 24 = 22.8^\circ\text{C}$$

Remarque

Selon la littérature, lorsque le coefficient de correction F est supérieure à 0.8 ($F > 0.8$) Il n'aura pas un croisement de température. L'échangeur installé sera de type 1.2.

IV.5 Estimation de la surface d'échange sale \hat{A}_s :

Selon la nature des fluides misent en service le coefficient de transfert global choisi :

$U's = 2\,290 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$, selon (Annexe C).

$$\hat{A}_s = \frac{Q}{\hat{U}_s \Delta T_{LM_{\text{corrigée}}}} \Leftrightarrow \hat{A}_s = \frac{1\,342\,900}{2\,290 * 22.8}$$

$$\hat{A}_s = 25.72 \text{ m}^2$$

IV.6 Choix de la géométrie de l'échangeur :**IV.6.1 Choix du type d'échangeur et le matériau à utiliser :**

Echangeur type : AES

Le choix des matériaux s'effectue en prenant en compte certains critères dont les plus importants sont le comportement aux conditions opératoires de température et la tenue à la corrosion pour cela on a choisissés l'acier en carbone [10] (annexe D)

IV.6.2 Caractéristiques du tube :**IV.6.2.1 Choix de la longueur de l'échangeur :**

Les longueurs des tubes normalisées les plus utilisées industriellement sont (en ft) 8 .12. 16 20.

On propose 16 ft donc $l = 4.877 \text{ m}$ (1 ft = 30,48 cm).

IV.6.2.2 Choix de diamètre extérieur d_o et intérieur d_i des tubes ainsi que le pas P et l'espacement entre chicane B :

La disposition des tubes des échangeurs utilisés dans l'industrie de raffinage est en carré normal (pas carré), c'est-à-dire les axes des tubes sont situés aux sommets d'un carré.

L'espacement entre chicane B est déterminé par (l'annexe E) (les limites admissibles $D_o/5 < B < D_c$).

D'après l'annexe G, on choisit les caractéristiques suivantes avec un calibre BWG de 14 (Birmingham Wire Gage):

Tableau IV.2 : Caractéristiques des tubes.

do (m)	di (m)	e (m)	P (m)
0.01905	0.01483	0.0021	0.0238

IV.6.2.3 Calcul Surface d'échange d'un tube a₀ :

$$a_0 = \pi \times d_o \times l = \pi \times 0.01905 \times 4.877 = 0,2918 \text{ m}^2$$

IV.6.2.4 Estimation du nombre des tubes N_t' et du diamètre de la calandre :

$$Nt' = \frac{A_s'}{a_0 \times nc} = \frac{25.72}{0.2918 \times 1} = 88 \text{ tubes}$$

A partir de (l'annexe G) avec un pas de 0.0254 et un nombre de passe côté tube égale à 2, on trouve : **N_t= 124**, et le diamètre de la calandre, **D_C = 0.387 m**.

IV.7 Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre) :

Comme l'eau de refroidissement a un débit supérieur à celui des condensats, et il est plus visqueux il passe côté calandre. De plus les condensats sont plus corrosifs et salissants donc ils passent coté tube. [9]

IV.7.1 Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil :

$$U_s = \frac{U_s' \times N_t'}{N_t} = \frac{2290 \times 88}{124} = 1627.80 \text{ Kcal/h.m}^2\text{°C}$$

IV.7.2 Température calorique :

$$T_c = T_{CS} + F_c (T_1 - T_2)$$

$$t_c = T_{fe} + F_c (t_2 - t_1)$$

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta T_{fr}}{\Delta T_{ch} - \Delta T_{fr}} = \frac{DTLM - \Delta T_2}{\Delta T_1 - \Delta T_2} = \frac{24 - 16}{34 - 16} = 0.44$$

$$T_c = 38 + 0,44 \times (64 - 38) = 49.44^\circ\text{C}$$

$$t_c = 22 + 0,44 \times (30 - 22) = 25.52^\circ\text{C}$$

IV.8 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 :

IV.8.1. Coté tube :

IV.8.1.1 Calcul de section par passe :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi \times d_i^2}{4} = \frac{124}{2} \times \frac{\pi \times 0.01483^2}{4} = 0,01070 \text{ m}^2$$

Avec : n_t : Nombre de passe côté tubes.

N_t : Nombre de tubes

d_i : Diamètre intérieur de tubes (m).

IV.8.1.2 Calcul de la vitesse massique :

$$G_t = \frac{F_c}{a_t} = \frac{50000}{0.01070} = 4672897.196 \text{ kg/h. m}^2$$

Avec. F_c : Débit massique fluide chaud (kg/h).

IV.8.1.3 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_t = \frac{G_t \times d_i}{\mu_c} = \frac{4672897.196 \times 0.01483}{1.976} = 35070.38$$

$Re_t > 2000$ donc Régime turbulent : $j_h = 0,027 * (Re_t)^{0.8}$

IV.8.1.4 Détermination de j_h :

$$j_h = 0.027 * (35070.38)^{0.8}$$

$$j_h = 117$$

D'après l'annexe (H), $j_h = 117$ donc : $f_t = 0.015$

IV.8.1.5 Détermination de coefuficient d'échange de film interne h_{i0} :

$$\frac{h_i}{\varnothing_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{c_p \times \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 117 \times \frac{0.648}{0,01483} \times \left(\frac{1.033 \times 1.976}{0.648} \right)^{\frac{1}{3}} = 7465.56 \text{ kcal/h m}^2 \text{ C}^\circ$$

$$\frac{h_{i0}}{\varnothing_t} = \left(\frac{h_i}{\varnothing_t} \right) \frac{d_i}{d_o} = 7465.56 \times \frac{0,01483}{0,01905} = 5811.77 \text{ kcal/h m C}^\circ$$

IV.8.2 Coté calandre :**IV.8.2.1 Calcul de la section par calandre :**

$$a_{CT} = \frac{D_c}{P} (P - d_o) \times B = \frac{0,387}{0,0238} (0,0238 - 0,01905) \times \frac{0,387}{2} = 0,01495 \text{ m}^2$$

Avec. B : Espace ente chicanes (m) ($B = D_c/2$) ; Voir annexe M

IV.8.2.2 Calcul de la vitesse massique transversale de fluide chaud :

$$G_{CT} = \frac{F_{\text{er}}}{a_{CT}} = \frac{162923.30}{0,01495} = 10897879.6 \text{ kg/h m}^2$$

Remarque :

Constatant que, pour des chicanes normalisées dont la hauteur du segment libre représente 25% du diamètre intérieur de la calandre ($h/D_c = 0.25$ (25 % l'ouverture) à partir de l'annexe M), les vitesses massiques transversales G_{CT} et longitudinales G_{CL} sont de même ordre de grandeur, KERN se contente de calculer la vitesse transversale G_{CT} qu'il utilise en association avec le diamètre équivalent D_e .

IV.8.2.3 Calcul de diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4 \times P^2}{\pi \times d_o} - d_o = \frac{4 \times (0,0238)^2}{\pi \times 0,01905} - 0,01905 = 0,01883 \text{ m}$$

IV.8.2.4 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{D_e \times G_{CT}}{\mu_h} = \frac{0,01884 \times 10897879.6}{3.249} = 63160.07$$

$Re_c > 2000$ donc Régime turbulent : $j_h' = 0,027 * (Re_c)^{0.8}$

IV.8.2.5 Détermination de j_h' :

$$j_h' = 0.027 * (63160.07)^{0.8}$$

$$j_h' = 187$$

D'après (l'annexe I) : $j_h' = 187$ donc : $f_c = 0.12$

IV.8.2.6 Détermination de coefficient d'échange de film externe h_o :

$$\frac{h_o}{\varnothing_c} = j'_h \times \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{Cp' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 187 \times \frac{0.609}{0,01883} \left(\frac{1.03 * 3.249}{0.609} \right)^{\frac{1}{3}} = 10614.16 \text{ kcal/h m}^2 \text{ C}^\circ$$

IV.9 Calcul de la température des tubes :

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{io}}{\varnothing_t}}{\frac{h_o}{\varnothing_c} + \frac{h_{io}}{\varnothing_t}} (T_{iuc} - t_c) = 49.44 - \frac{5811.77}{10614.16 + 5811.77} (49.44 - 25.52) = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

IV.10 Calcul de φ_c et de φ_t :

✓ La viscosité μ_t est donner à la température des tubes (l'annexe I)

Pour des valeurs de $Re > 2100$ (régime turbulent), $\varphi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0.14}$

$$\varphi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0.14} = \left(\frac{0.000902}{0.000653} \right)^{0.14} = 1,0463$$

$$\varphi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} = \left(\frac{0.000549}{0.000653} \right)^{0.14} = 0,976$$

La viscosité μ_t est donnée à la température des tubes

IV.11 Calcule de h_i et h_{i0} :

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\varnothing_c} \right) \varphi_c = 10614.16 * 1.0463 = 11105.60 \text{ kcal/h. m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\varnothing_t} \right) \varphi_t = 5811.77 * 0.976 = 5672.29 \text{ kcal/h. m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

IV .12 Calcul du Coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{5672.29 * 11105.60}{5672.29 + 11105.60} = 3754.60 \text{ kcal/h. m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

IV.13 Calcul des pertes de charge :

IV.13.1 Côté tubes :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1.271 \times 10^{15} \times d} \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \varnothing_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 2 \times (4672897.196)^2}{1.271 \times 10^{15} \times 0.981} \left[\frac{0.015 \times 4.877}{0.01483 \times 0,976} + 2 \right]$$

$\Delta P_t = 0.25 \text{ kg/cm}^2 < 0.5 \text{ bar admissible}$

IV.13.2 côté calandre

$$\Delta P_C = \frac{n_c \times f_{CT} \times G_{CT}^2 \times (N_C + 1) \times D_C}{1.271 \times 10^{15} \times d' \times D_e \times \varnothing_C}$$

Où N_C : le nombre de chicanes $N_C = \frac{l}{B} - 1 = \frac{4.877}{\frac{0.387}{2}} - 1 = 24$

$$\Delta P_C = \frac{1 \times 0.12 \times (10897879.6)^2 \times (24 + 1) \times 0.387}{1.271 \times 10^{15} \times 997.86 \times 0,0188 \times 1,0463}$$

$\Delta P_t = 0,0055 \text{ kg/cm}^2 < 0.5 \text{ bar admissible}$

D'après le calcul de la surface d'échange, on peut déterminer les dimensions constructives de l'échangeur à placer. Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableau suivant

TableauIII.3 : Dimensionnement constructives de l'échangeur.

Dimensions de l'échangeur	1.1.1.1.1 Valeurs (SI)
Nombre des tubes	124
Diamètre extérieur (m)	19.05×10^{-3}
Diamètre intérieur (m)	14.83×10^{-2}
Epaisseur (m)	2.1×10^{-3}
Longueur (m)	4.8768
Pas (m) carré	$23.8125 * 10^{-3}$
Espacement entre chicane (m)	0.1935
Surface (m ²) (avec Up)	25.72
Diamètre de calandre (m)	0.387

Interprétation des résultats :

Le calcul dimensionnel de l'échangeur installé, disposé avant H303 est jugé très satisfaisant d'une part parce que le coefficient d'échange est assez important permettant un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides assuré par la surface totale d'échange (nombre de tubes) et d'autre part les pertes de charge qui sont jugées minimales.

On constate que les résultats de calcul dénotent la possibilité de diminuer la température des condensats à la sortie jusqu'à 38 °C favorisant la diminution de pertes de vapeur dans le dégazeur.

IV.14 Présentation du simulateur HYSYS :

Le simulateur Hysys est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires (ballons, compresseurs colonnes de distillation, échangeurs de chaleur, etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations.

IV.14.1 Simulation de l'échangeur H701 dans la section 700 :

Les résultats de la simulation de l'échangeur H701 sont présentés dans les figures suivantes :

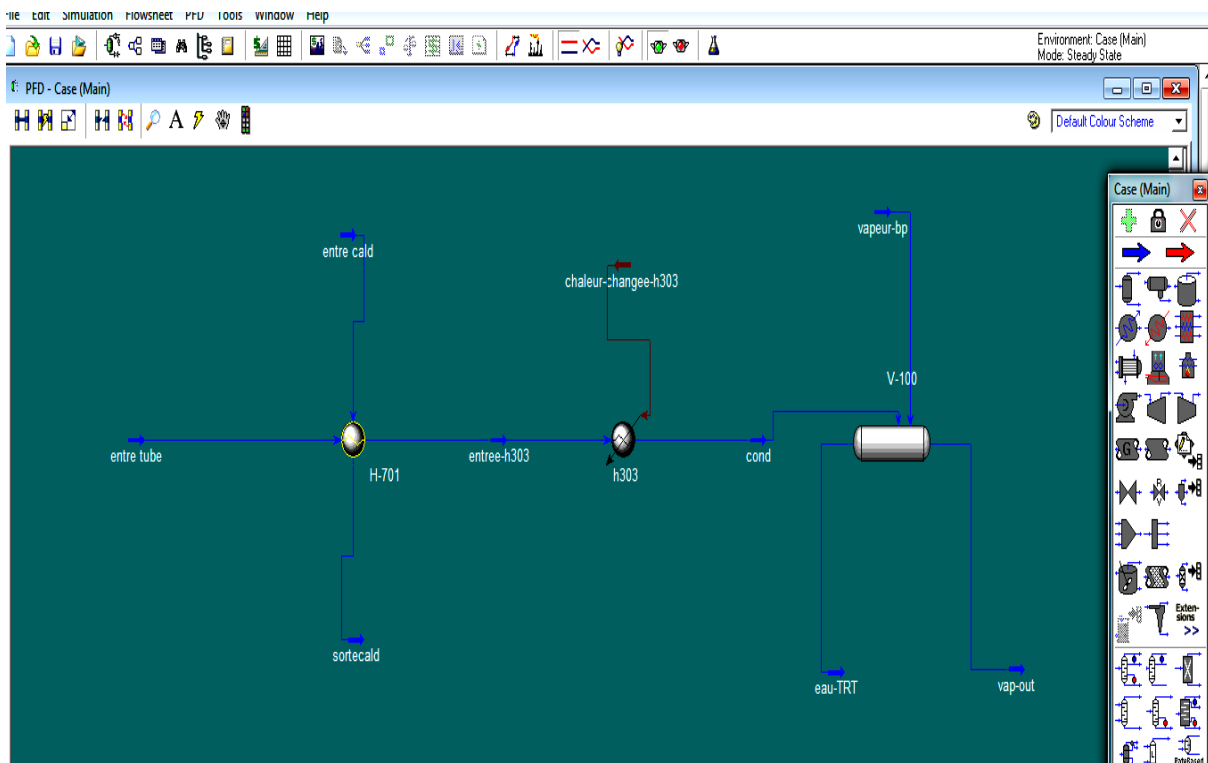


Figure IV .1: Simulation par Hysys de l'échangeur H701 dans la section 700

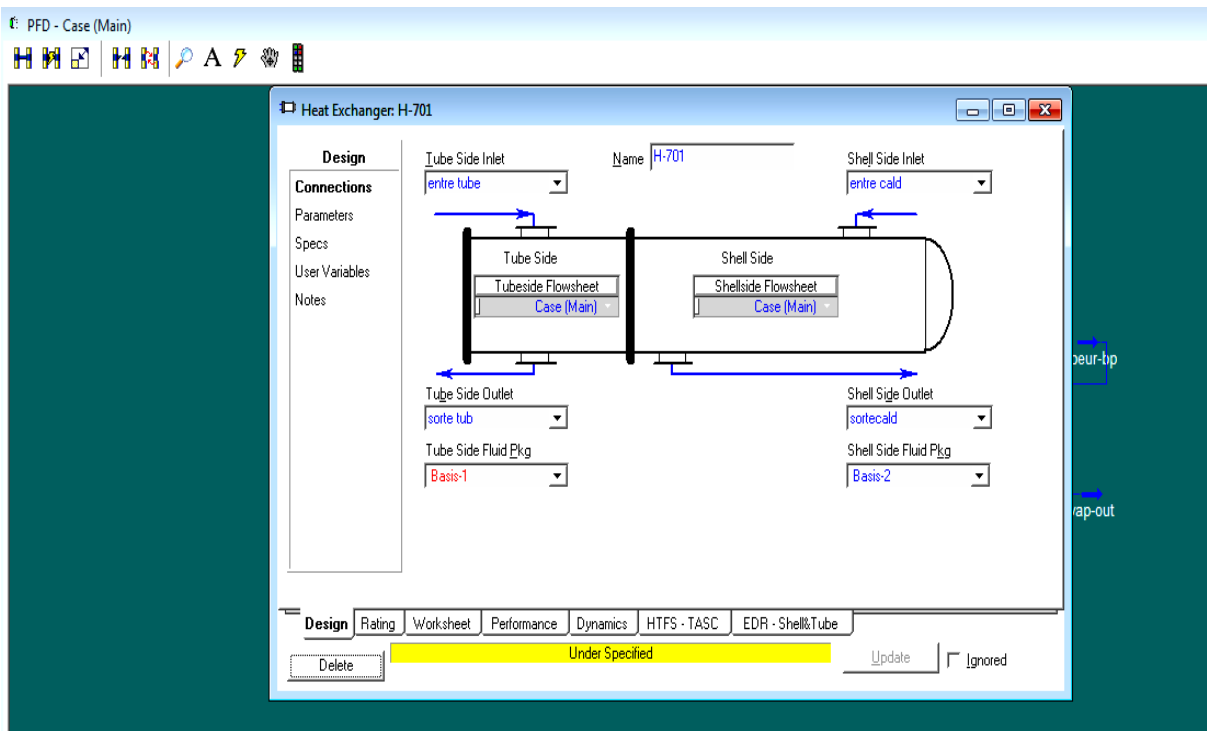


Figure IV .2: Insertion de la perte de charge des fluides

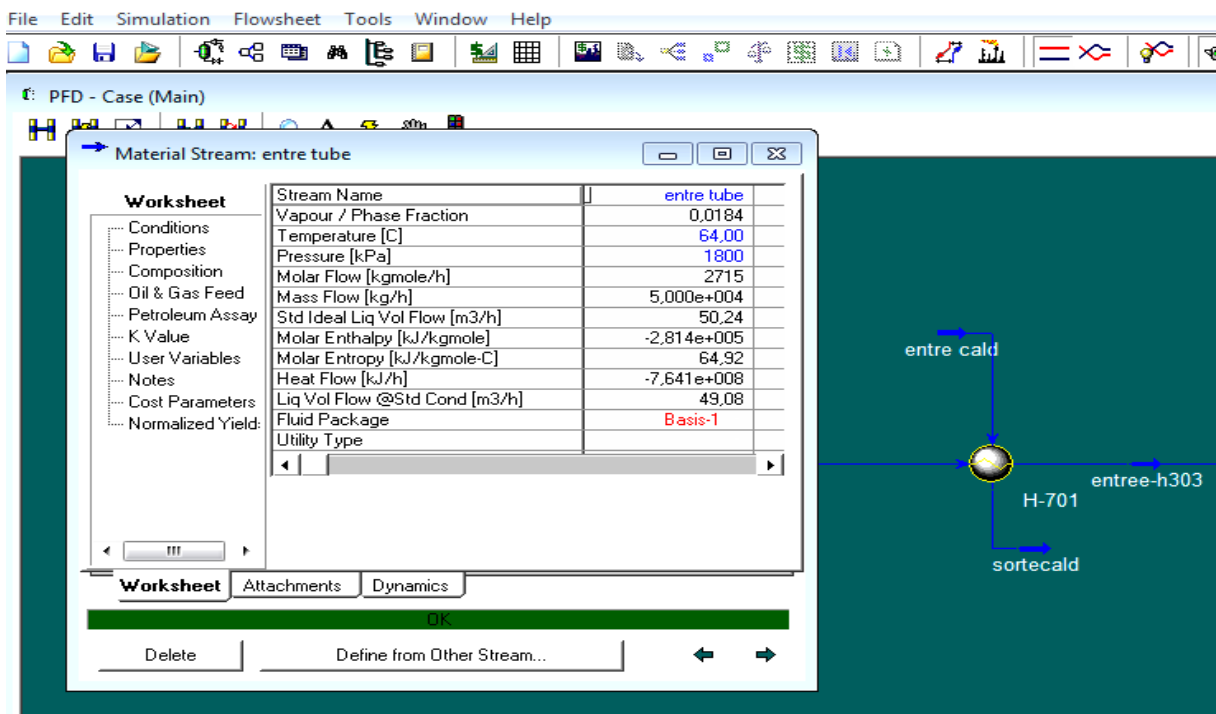


Figure IV .3 : Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H710

CHAPITRE IV : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H701

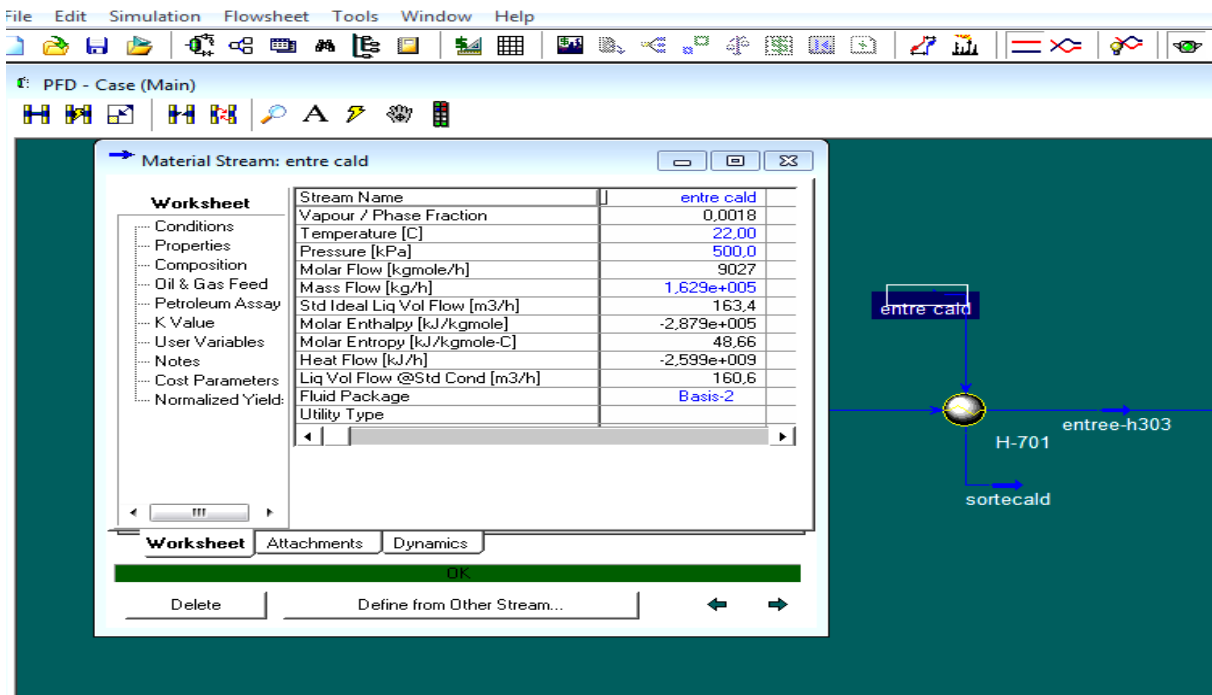


Figure IV.4 : Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H701

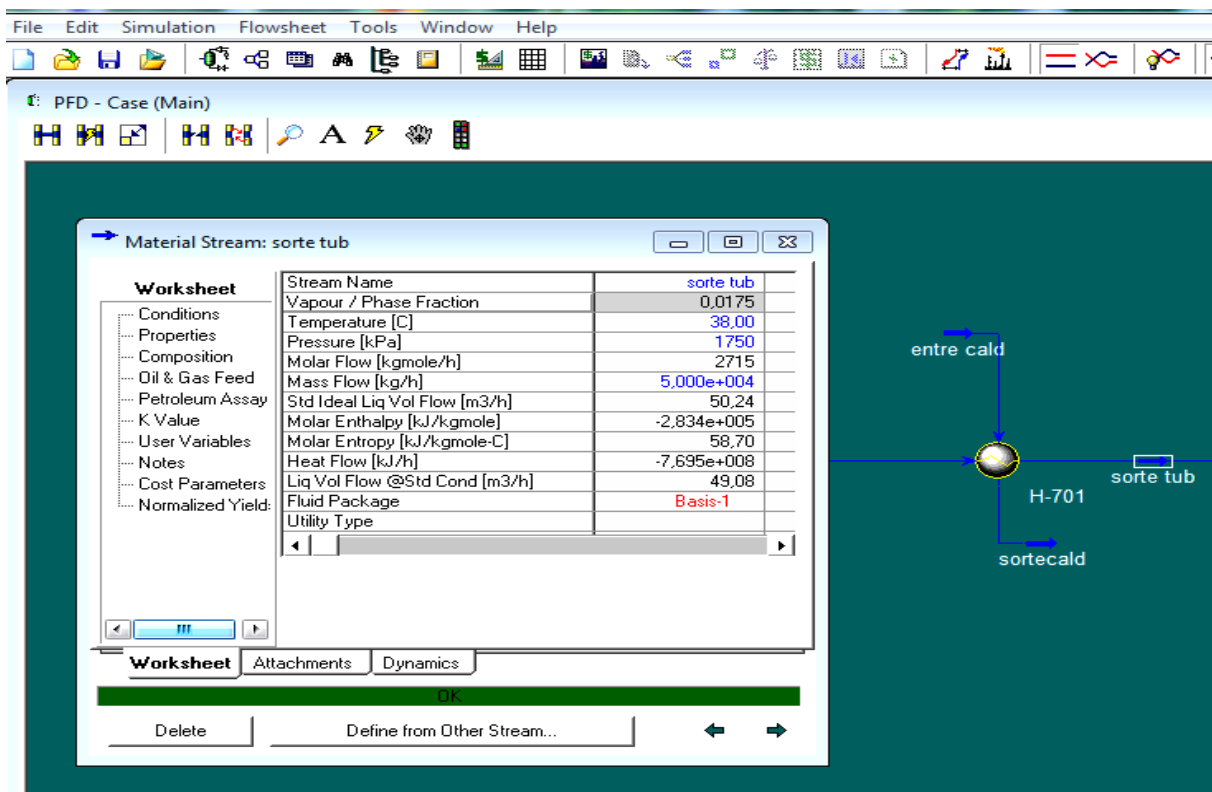


Figure IV.5 : Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H701

CHAPITRE IV : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H701

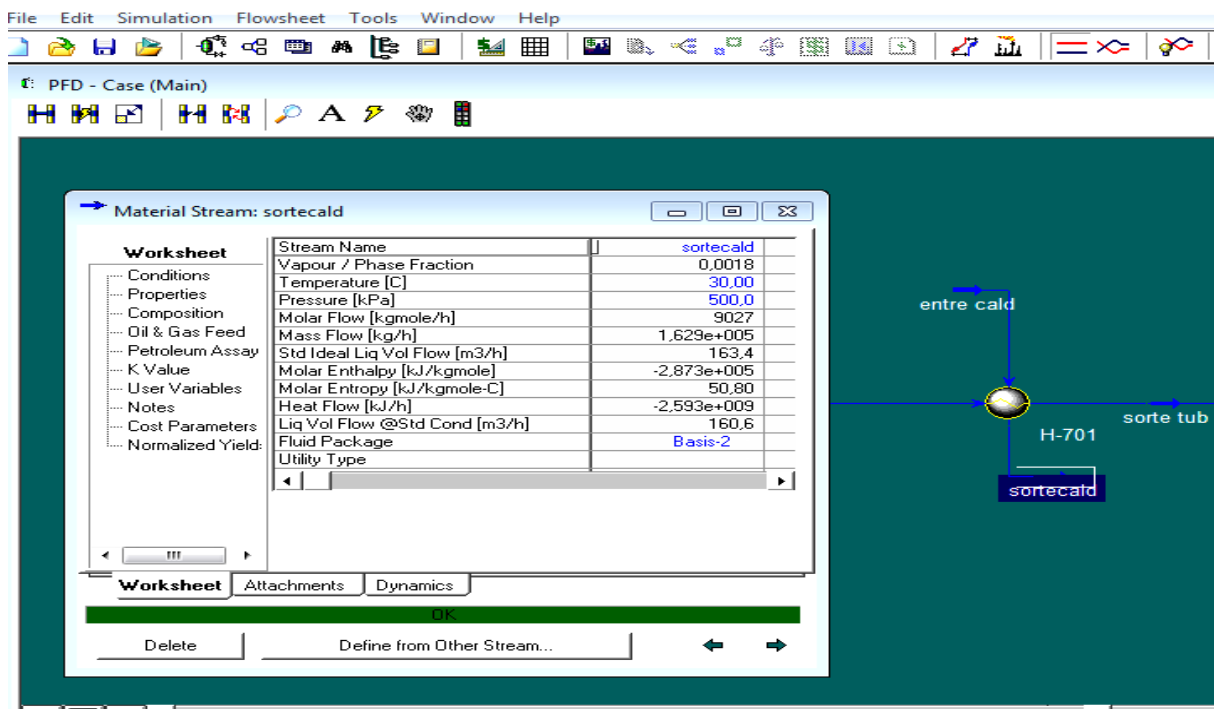


Figure IV. 6: Conditions des fluides mis en jeu dans le nouvel échangeur H701

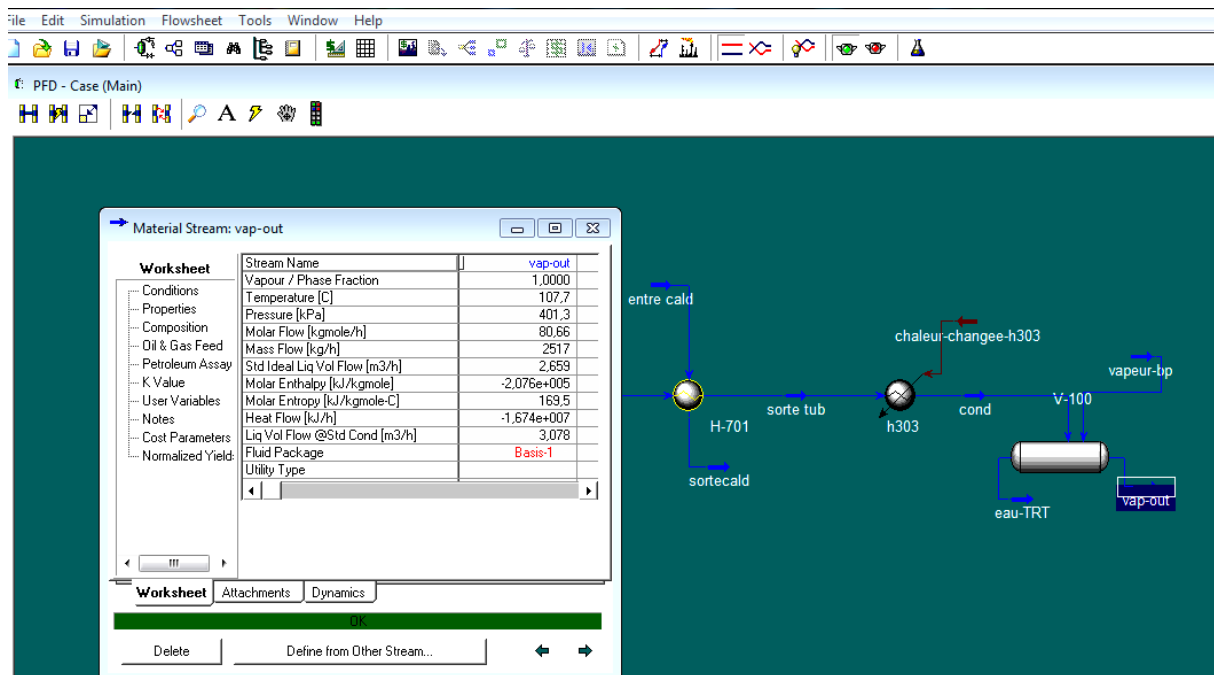


Figure IV.7: la diminution des pertes de vapeur au niveau V701vers event par simulation

Hysys

IV .14.2 Perte de production avant la modification:

L'unité de méthanol est prévue pour fonctionner 365 jrs/an, elle est destinée à assurer une charge de 300 tonne/jrs de méthanol raffinée.

Tableau IV.4: Quantité de vapeur dégagée vers atmosphère

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Perte de vapeur	7.084	170.016	5100.48	62055.85

IV.14.3Gain de consommation après la modification

Après la simulation on a conclu que les pertes de la consommation en eau diminuée de 7.084 tonne à 2.56 tonne est voici un tableau représentatif des résultats

Tableau IV.5: Débit de vapeur économisé

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Gain	4.524	108.576	3258.28	39630.25
Perte de vapeur	2.56	61.44	1842.2	22425.6

Conclusion

On déduit que l'échangeur installé au refoulement de la pompe P751 jugé approuvable en matière de perte de charge qui n'influe pas sur le bon fonctionnement des équipements, il est aussi très bénéfique parce qu'il permet de réduire la consommation de l'unité méthanol en eau déminérée assurée par le service utilité.

CONCLUSION GÉNÉRALE

Conclusion générale

Ce travail élaboré durant notre stage de mise en situation professionnelle au sein du complexe CP1/Z, nous a été très bénéfique, car il nous a permis d'apprendre énormément sur la production du méthanol et les équipements qui font parties de son processus de synthèse et en particulier les échanges de chaleur.

Notre étude réalisée sur cet appareil a apporté à nos connaissances des idées très claires sur la technologie des échangeurs de chaleur en général, mais surtout sur celle des échangeurs à faisceau et calandre et ainsi bien comprendre leur fonctionnement et leurs utilités dans le domaine de la production du méthanol.

Dans le but de contribuer à la diminution des pertes de vapeur libérée vers l'atmosphère au niveau du dégazeur V701, une installation d'un nouvel échangeur au refoulement de la pompe P751A/B est une solution envisageable pour la réduction de la quantité d'eau déminée consommée dans l'unité méthanol et favoriser le bon fonctionnement des équipements dans la section de production de vapeur.

Le calcul dimensionnel d'un nouvel échangeur a permis d'évaluer la surface et le coefficient de transfert global d'échange thermique, ainsi les pertes de charge. Les résultats de conception obtenus sont vivement recommandés à une installation d'un échangeur pour une meilleure exploitation de l'eau déminée au sein du complexe CP1Z et de ce fait minimiser les pertes en vapeur.

BIBLIOGRAPHIE

Bibliographie

- [1] Documentation complexe d'Arzew.
- [2] R.DUMON, J.C. GUIBET et J-Y.PORTAS. *Le méthanol (réalités et perspectives)*, édition Paris, 1984.
- [3] Manuelle opératoire de l'unité Méthanol. Humphrey et Glasgow, Ltd. Octobre 1973.
- [4] *Les Traitement des Eaux dans l'Industrie Pétrolière*, Publication de l'institut français du pétrole, édition Technipe 21-22 Mars, 1972.
- [5] *'Spirax Savco'* Ti-R01-523 AB indice 1.
- [6] M. A. Masri, *'Equipements d'Echange Thermique'*, *'Echangeur faisceau-Calandre'*, IAP, 1010.
- [7] : P.Trambouze- Le raffinage de pétrole, Matériel et Equipment, Tome IV- Edition TECHIP- Paris –France- 1999.
- [8] M. Bennajah. Chaouni, *'Echangeurs de Chaleur'*, Paris, édition Technipe, 2014.
- [9] Yakoubi. K, *'Echangeur de chaleur'*, IMSI, Oran, 2014.
- [10] P.WUITHIER, *'Le Pétrole, Raffinage et Génie Chimique'*, Tome 2, Paris, édition Technipe, 1972.

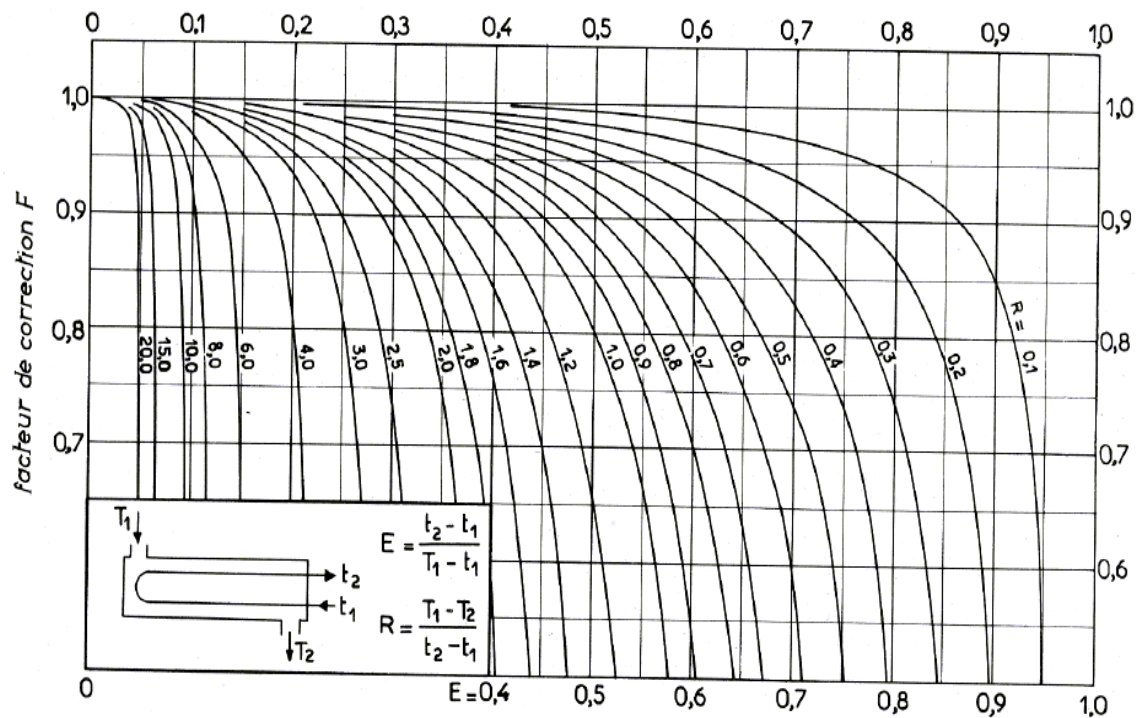
ANNEXE

ANNEXE

Annexe A : Tableau des données du dpt unité méthanol

Les débits	Les valeurs
FR 703	4700
FR 704	16800
FRC 101	11 600
FR 102	37180
FRC 406	300
FI 605	19500
FRrC 701/B	60 000
FS701	30000

Annexe B : Détermination du facteur de correction F_c à partir E et R[9]



a. une passe côté calandre, deux passes côté tubes.

ANNEXE

Annexe C : Coefficient de transfert sale U_s . [9]

ÉCHANGEURS		U_s	
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 ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40

Annexe D : Matériaux utilisés selon la norme TEMA [9]

Matériaux	Utilisation
Acier au carbone	Fluides moyennement corrosifs
Alliages ferritiques C-Mo et Cr-Mo	Services hydrogène avec température élevée, hydrocarbure sulfuré au-dessus de 300°C
Alliages ferritiques au Cr	Tubes pour services modérément corrosifs, calandres ou boîtes de distribution en contact avec des hydrocarbures soufrés corrosifs
Aciers austénitiques Ni-Cr	Services devant résister à la corrosion en général
Aluminium	Services cryogéniques; rarement pour services moyennement corrosifs

ANNEXE

Annexe E: Les valeurs limites conseillées de B (distance entre chicane).[9]

D_c	B_{mini}
$D_c \leq 10''$	2''
$10'' < D_c \leq 30''$	$0,2 D_c$
$30'' < D_c \leq 60''$	6''
$D_c > 60''$	$0,1 D_c$

Annexe F : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.[9]

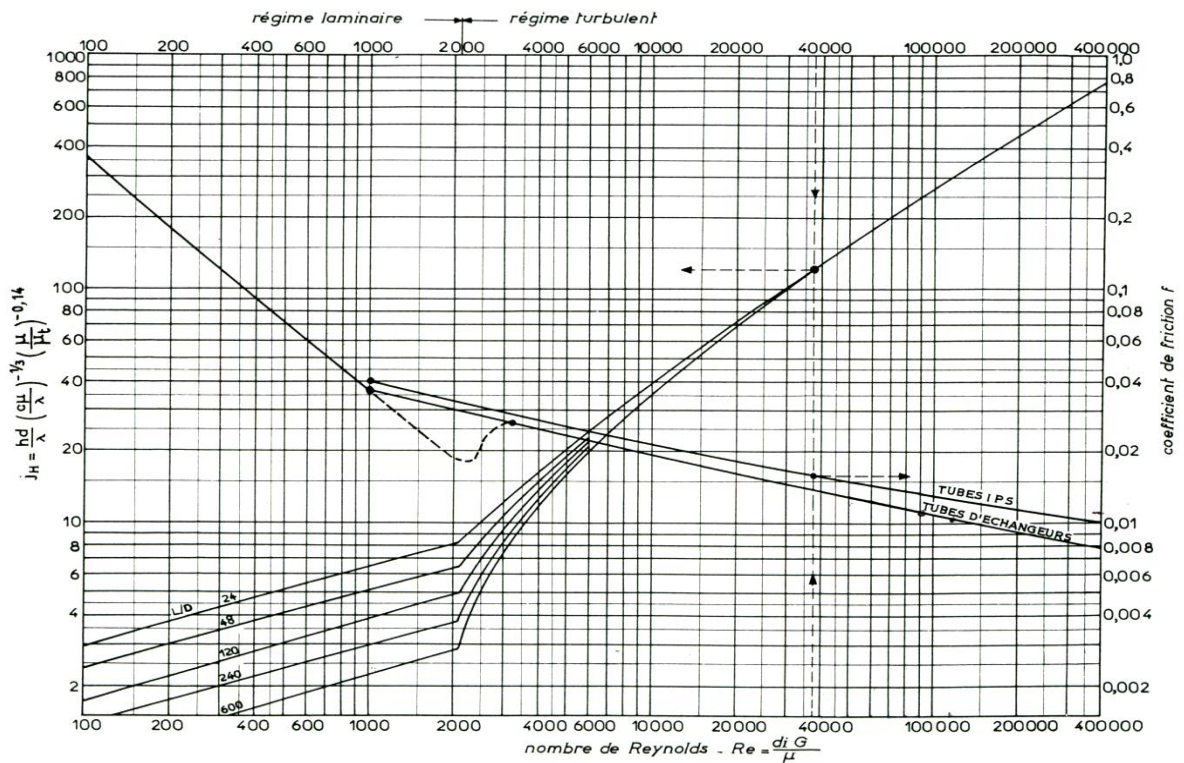
DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
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		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
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		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
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		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

ANNEXE

Annexe G : Disposition des tubes en carré.[9]

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Annexe H : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.[9]



ANNEXE

Annexe I : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.[9]

