

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BENAMAR IMEN

Filière : Génie des Procédés

Option : Pétrochimie

ETUDE DE MISE EN PLACE D'UN ECHANGEUR EN AMONT DU DEGAZEUR AU NIVEAU DU COMPLEXE CP1Z

Devant le jury :

	UMBB	Président
	UMBB	Examineur
	UMBB	Examineur
BENHATHAT AMAL	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2021/2022

Dédicaces

En premier lieu, je dédie ce travail à la mémoire de mon père qui nous a quitté trop tôt, qu'ALLAH garde son âme dans son vaste paradis.

Et à ma mère que nulle dédicace ne puisse exprimer ce que je lui dois, pour tout son amour, soutien et ses encouragements.

Mes chers tantes pour leurs conseils, amour, et soutien

A Mes frères, ma sœur, ma belle-sœur et à mon neveu Mohamed Anes.

A mes très chers cousines et cousins.

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 BENHATHAT Amal, 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 m'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 la zone du méthanol DJABEURE

Mr DERRAB ZINEDDINE

Mr SEGHIER BACHIR

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

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.

Tables de Matières

Liste des abréviations

Nomenclature

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des annexes

Résumé

Introduction générale.....	01
Problématique.....	02
CHAPITRE I : Description du complexe CP1Z	
Introduction.....	03
I.1 Les phases de la réalisation et de mise en exploitation de l'entreprise nationale des industries pétrochimiques CP1Z.....	03
I.2 Présentation du complexe méthanol et résines synthétiques.....	04
I.2.1 Département production.....	04
I.2.1.1 Unité méthanol.....	04
I.2.1.2 Unité formaldéhyde.....	04
I.2.1.3 Unité résines.....	04
I.2.1.4 Unité utilités.....	04
I.2.2 Département de maintenance.....	05
I.2.3 Département de sécurité.....	05
I.2.4 Département technique.....	05
I.2.5 Département finances.....	05
I.3 Procédé de fabrication du méthanol.....	07
I.3.1 Généralités sur le méthanol.....	07
I.3.2 Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné.....	08
I.3.2.1 La Section 100 distribution du gaz naturel.....	09
I.3.2.2 Section 200 Reforming catalytique.....	10
I.3.2.3 Section 300 Refroidissement de gaz de synthèse et récupération des condensats.....	12
I.3.2.4 Section 400 La compression du gaz synthèse.....	13
I.3.2.5 Section 500 Synthèse du méthanol brut.....	14
I.3.2.6 Section 600 Distillation du méthanol brut.....	15
I.3.2.7 Section 700 Système de vapeur.....	16
I.3.2.7.1 Récupération de l'eau condensée des différents séparateurs V 303, V605, V302.....	17
I.3.2.7.2 Production de vapeur en utilisant cette eau récupérée.....	17
I.4 Différents procédés de fabrication du méthanol.....	19
I.4.1 Procédé I.C.I.....	20
I.4.2 Procédé Lurgi.....	20
I.4.3 Procédé MGC.....	20
Conclusion.....	20
CHAPITRE II : Généralités sur les échangeur thermique	
Introduction.....	21
II.1 Transfert de chaleur.....	22
II.2 Dégazeurs thermiques.....	23
II .2.1Principe de fonctionnement.....	23
II .2.2Différents types de dégazeur.....	23
II .2.2.1Dégazeur à plateaux.....	23
II .2.2.2 Dégazeurs à pulvérisation.....	23
II .2.3.Eléments du dégazeur thermique.....	24
II.3 .LES ECHANGEURS DE CHALEUR.....	25

II.3.1 Définition.....	25
II.3.2 Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur.....	26
II.3.3 Les types d'échangeurs.....	26
II.3.4 Echangeurs tubulaires.....	26
II.3.5 Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires.....	27
II.3.6 Rôle des divers constituants d'un échangeur.....	27
Conclusion.....	29
CHAPITRE III : Calcul des pertes de vapeur au niveau de dégazeur V701	
Introduction.....	30
III .1 Bilan de matière du four F201.....	30
III.1.1 Calcul de débit massique de gaz process (F_{GN}).....	31
III.1.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène (F_{H_2}).....	33
III.1.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse.....	34
III.1.4 Calcul de débit massique des condensats.....	34
III.2 Calcul des pertes dans le dégazeur V701.....	35
Conclusion.....	35
CHAPITRE IV : Dimensionnement de l'échangeur H701	
Introduction.....	36
IV.1 Méthode de Kern.....	36
IV.2 Données de départ.....	37
IV.3 Bilan thermique.....	37
IV.3.1 Calcul du débit de la quantité de chaleur dégagée.....	37
IV.3.2 Calcul du débit de la quantité de chaleur absorbée.....	37
IV.3.3 Calcul de DTLM.....	38
IV.4 Choix de la géométrie de l'appareil.....	39
IV.4.1 Le coefficient d'échange.....	39
IV.4.2 Calcul de l'aire d'échange nécessaire au transfert.....	39
IV.4.3 Choix de la longueur de l'échangeur.....	39
IV.4.4 Choix de diamètre extérieur d_0 et intérieur d_i des tubes ainsi que le pas P et l'espacement entre chicane B.....	39
IV.5 Surface d'échange d'un tube a_0	39
IV.6 Estimation du nombre des tubes N_i et du diamètre de la calandre.....	40
IV.7 Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre).....	40
IV.8 Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil.....	40
IV.9 Température calorique.....	40
IV.10 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0	40
IV.10.1 Coté tube.....	40
IV.10.1.1 Calcul de section par passe.....	40
IV.10.1.2 Calcul de la vitesse massique.....	41
IV.10.1.3 Calcul du nombre de Reynolds.....	41
IV.10.1.4 Détermination de j_h	41
IV.10.1.5 Détermination de coefficient d'échange de film interne h_{i0}	41
IV.10.2 Coté calandre.....	41
IV.10.2.1 Calcul de la section par calandre.....	41
IV.10.2.2 Calcul de la vitesse massique transversale de fluide chaud.....	41
IV.10.2.3 Calcul de diamètre équivalent.....	42
IV.10.2.4 Calcul du nombre de Reynolds.....	42
IV.10.2.5 Détermination de j_h' et f'	42
IV.10.2.6 Détermination de coefficient d'échange de film externe h_0	42

IV.11 Calcul de la température des tubes.....	42
IV.12.Calcul de ϕ_{cet} et de ϕ_t	42
IV.13 Calcul du Coefficient de transfert propre.....	43
IV.14 Calcul de la résistance d'encrassement.....	43
IV.14.1 La résistance d'encrassement calculée.....	43
IV.14.2 Calcul de la résistance d'encrassement admissible.....	43
IV.15 Calcul des pertes de charge.....	43
IV.15.1 Côté tubes.....	43
IV.15.2 côté calandre.....	44
Interprétation des résultats.....	44
CHAPITRE V : Simulation de l'échangeur H701 par HYSYS	
Introduction.....	45
V.1 But de simulation.....	45
V.2 Utilisation du simulateur HYSYS.....	45
V.3 Méthodologie suivie pour réaliser la simulation.....	46
V.4 Choix de modèle thermodynamique.....	46
V.5 Simulation du nouvel échangeur par ASPEN HYSYS V9.....	46
V.5.1 Simulation du dégazeur V701 à l'état actuel.....	47
V.5.2 Simulation de l'échangeur H701.....	48
V.5.3 Simulation du dégazeur après la modification.....	50
V.5.4 Résultat de l'intégration de nouvel échangeur sur le dégazeur.....	51
V.6 Etude économique.....	51
V.6.1 Estimation du coût des pertes de vapeur.....	51
V.6.2 Perte de production avant la modification.....	52
V.6.3 Gain de consommation après la modification.....	52
V.7 Estimation du cout de nouvel échangeur.....	53
V.8 Evaluation du délai de récupération du coût de l'investissement dans ce projet.....	54
Conclusion.....	54
Conclusion générale.....	55

Bibliographie

Annexe

Liste des abréviations

MeOH: méthanol

TEMA: Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association

BWG: Birmingham Wire Gage

PFD: 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]
FGS : 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]
FSM : débit massique de la désurchauffe de HP, MP et BP.	[kg/h]
Fperte : 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	6
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	31
Tableau III.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène F_{H_2}	32
Tableau III.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse	33
Tableau IV.1 Données nécessaires pour le calcul d'un échangeur	36
Tableau IV.2 Tableau Des Caractéristiques Du Tube	38
Tableau IV.3 les dimensions constructives de l'échangeur H701	43
Tableau V.1: Comparaison entre les températures et le débit après simulation d'échangeur H303 et de dégazeur.....	50
Tableau V.2: Comparaison entre les résultats obtenus par calcul et par simulation de H701.	50
Tableau V.3: Quantité actuelle de vapeur dégagée vers atmosphère.....	51
Tableau V.4: Débit de vapeur économisé après la modification.....	51
Tableau V.5: Estimation économique du coût vapeur dégagée vers l'atmosphère.....	52

Liste des figures

Figure I.1: Organigramme du Complexe CP1/Z	5
Figure I.2: Structure du méthanol.....	6
Figure I.3 : Organigramme générale de processus méthanol	7
Figure I.4: Section 100: distribution du gaz naturel.....	8
Figure I.5 : Le four de reforming.....	10
Figure I.6: Section 200: Reforming catalytique.....	10
Figure I.7: Section300: Refroidissement et séparation.....	11
Figure I.8: Compresseur K401 ,Compresseur K402	12
Figure I.9: Section 400 :La compression du gaz synthèse.....	13
Figure I.10: Section 500 : Synthèse du méthanol brut.....	14
Figure I.11: Section 600 :Distillation du méthanol brut.....	15
Figure I.12: les deux colonnes de distillation.....	15
Figure I.13 : Section 700 (récupération de l'eau.....	18
Figure II.1 : Dégazeur thermique	24
Figure II.2: échangeur tubulaire.....	26
Figure II.3: échangeur faisceau et calendre.....	28
Figure III .1: Schéma montre la consommation du gaz naturel et de la vapeur dans le four	29
Figure V.1 : Simulation par HYSYS de l'échangeur H701 dans la section 700	45
Figure V.2 : Simulation de V701 à l'état actuel.....	46
Figure V.3 : Circulation des fluides dans H701.....	47
Figure V.4 : conditions des fluides mis en jeu.....	47
Figure V.5 : Simulation de l'échangeur H303 par le simulateur Hysys.....	48
Figure V.6 : Simulation du dégazeur après la modification.....	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.

Résumé :

Dans le but de produire du méthanol raffiné répondant aux normes et exigences mondiales. Le complexe CP1/Z a fait une réduction des pertes en vapeur vers atmosphère au niveau du dégazeur V701 suite à la haute température d'eau d'alimentation

Dans le cadre d'une bonne exploitation d'eau déminée, une installation d'un nouvel échangeur a été réalisée pour réduire la température d'eau d'alimentation et minimiser les pertes de vapeurs

Abstract :

In order to produce refined methanol meeting the world standards and requirements. CP1/Z complex has made a reduction of steam loss to atmosphere at V701 deaerator due to high feed water temperature

Within the framework of a good demined water operation, a new exchanger was installed to reduce the feed water temperature and minimize the vapour losses

ملخص :

بهدف إنتاج الميثانول المكرر الذي يفي بالمعايير و المتطلبات العالمية ، قلل المجمع فقد البخار للغلاف الجوي بسبب ارتفاع درجة حرارة مياه تغذية مزيل الغاز .

كجزء من التشغيل الجيد للمياه المزالة المعادن ، تركيب مبادل جديد لتقليل درجة حرارة الماء المقدم وتقليل فقد البخار

Mots Clés :

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

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction :

La pétrochimie est une branche de la grande industrie chimique, qui utilise comme matières premières des produits tirés du pétrole ou du gaz naturel pour fabriquer des composés synthétiques qui peuvent exister ou non dans la nature.

En effet, la pétrochimie est à l'origine de milliers de produits de la vie courante: matières plastiques, fibres synthétiques, solvants, détergents, résines, engrais, cosmétiques, etc.

Parmi ces composés on a le méthanol qui est produit à partir de méthane CH_4 et la vapeur d'eau pour obtenir le gaz de synthèse ($CO+H_2$), 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 transformations .

la synthèse du méthanol nécessite l'installation de différents équipements tels que des colonnes, des échangeurs de chaleur... etc...

un des équipements les plus utilisés dans l'industrie pétrolière sont les échangeurs de chaleur h , ils permettent l'augmentation ou la diminution de la température 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 mon projet de fin d'étude , le complexe CP1/Z m'a assigné un travail dans le but de réduire les pertes de vapeur évacuée vers évent au niveau du dégazeur V701, mon 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 d' un calcul dimensionnel d'un nouvel échangeur, Simulation du projet par le logiciel Hysys dans 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.

Problématique

L'unité de méthanol 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 l'augmentation de température d'eau venante de l'échangeur H303.

Les condensats des trois séparateurs V301, V302 et V303 sont récupérés dans le bac de stockage T751 à une Température d'environ 85°C puis ils sont mélangés avec de l'eau d'appoint fournie par le service utilité à une température de 22°C. Le mélange se dirige vers H303 avec une température de 64°C 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 138°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 122°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 9tonne/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 2tonne/h.

Analyse des causes

L'analyse des causes fait ressortir ce qui suit :

- L'eau se réchauffe par le gaz de synthèse et ce gaz vient de H301 passant par le H302 vers le H610 et ce n'est plus le même débit, le gaz il est encore trop chaud dans le H303 avant ce dernier il y'a le H606 rebouilleur de la 1ere colonne de distillation le gaz est sensé bien refroidit par le méthanol avant d'arriver au H303 et puisque c'est pas le même débit de méthanol du design le gaz est encore chaud et on sait tous pour avoir un bon refroidissement dans un échangeur il faut un bon débit du fluide froid le méthanol brut qui alimente la 1ere colonne donc en gros le gaz est encore chaud c'est pour ça l'eau est trop chauffé .
- Une légère relation avec la charge de four puisque les condensats viennent de four dans les séparateurs puisque si la charge varie les températures varie aussi.

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

CHAPITRE I :
Description du complexe
CP1Z

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 des 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 CP1Z [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 méthanol 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.

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 :

- ❖ 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 traité durant le processus.

Il veille au bon déroulement des unités de traitement de matière première et analyse des produits finis pour être commercialiser 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.

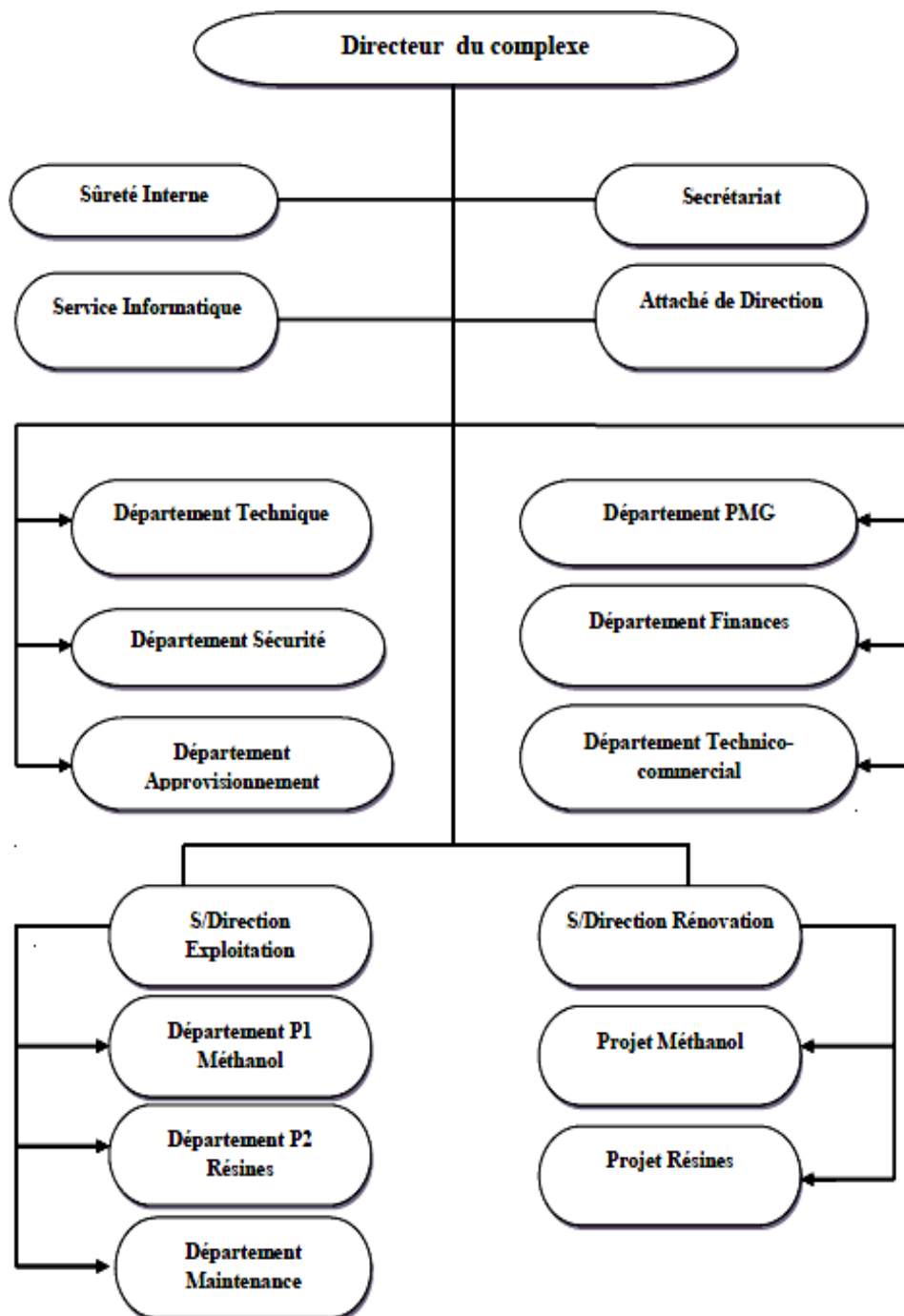


Figure I.1 Organigramme du Complexe CP1/Z

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

I.3.1 Généralités 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 : CH₃OH

Il est explosif avec l'air comme il représente une perte énergétique d'environ 50% par rapport au CO₂.

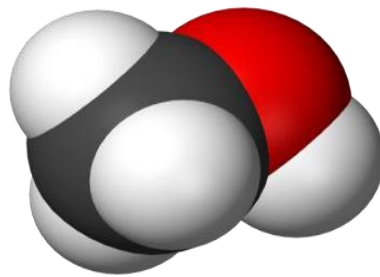


Figure I.2: Structure du méthanol

Tableau I.1 : Propriétés du méthanol

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

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 :

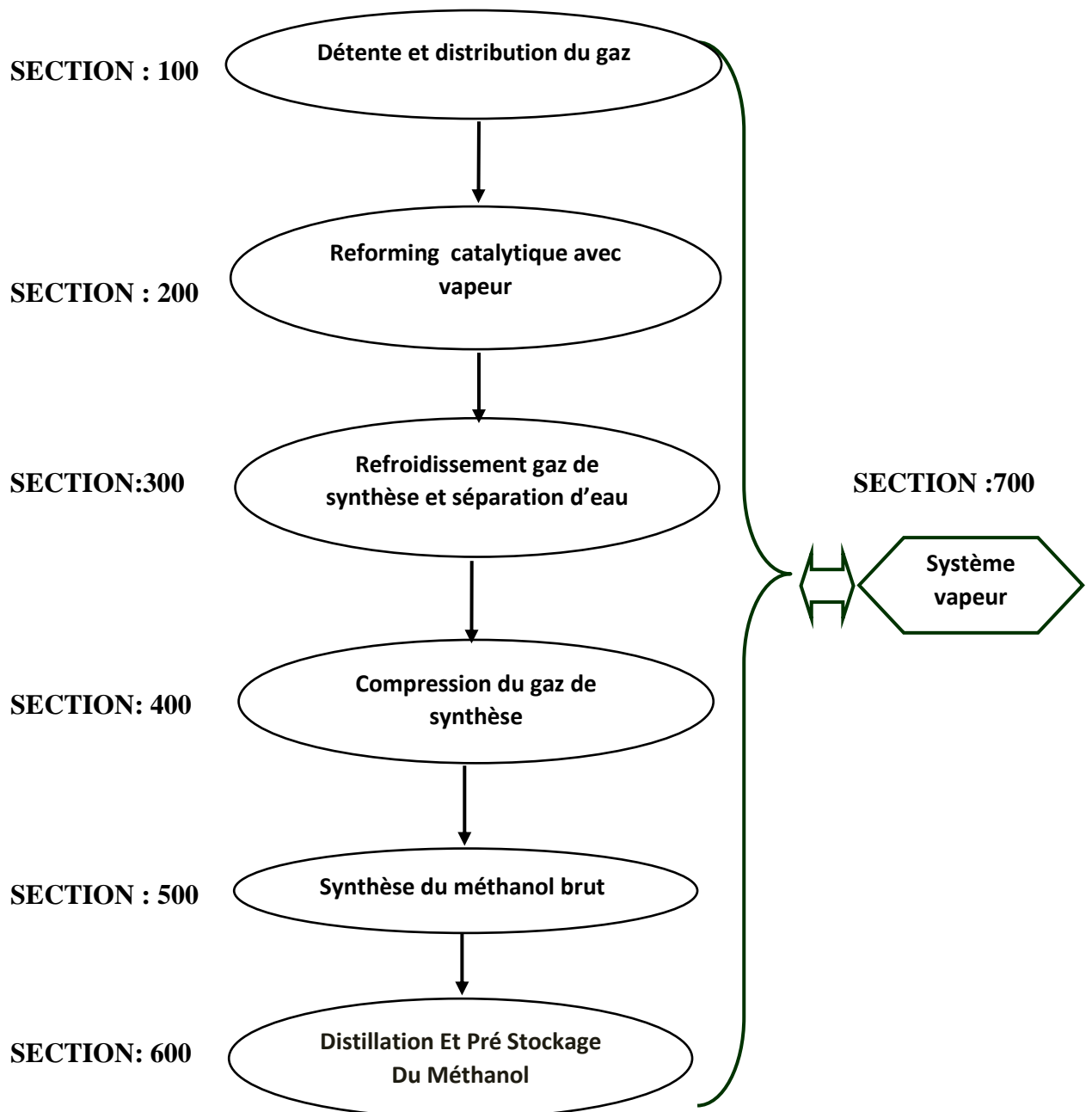


Figure I.3 : Organigramme générale de processus méthanol

I.3.2.1 La Section 100 distribution du gaz naturel :

Le gaz naturel fourni par **RTO**, passe sous une pression de 30bars contrôlée par la vanne régulatrice (PICV101), puis il est détendu jusqu'à 28.5bars pour éliminer tous les hydrocarbures liquides.

Le gaz est guidé vers un séparateur (V106) et séparé en :

- Gaz combustible vers le four (F201) à 8 bars contrôlé par (PICV103) pour la pression et par (FRCV103) pour le débit de gaz des brûleurs et pour les brûleurs auxiliaires (F205) à 3.4 bars contrôlé par (PICV102).
- Gaz de process vers le four (F201) à 25.5 bars contrôlé par PICV105.
- Gaz pour les pilotes et blinkting pour le bac de stockage T651A et le bac de pré-stockage T603.

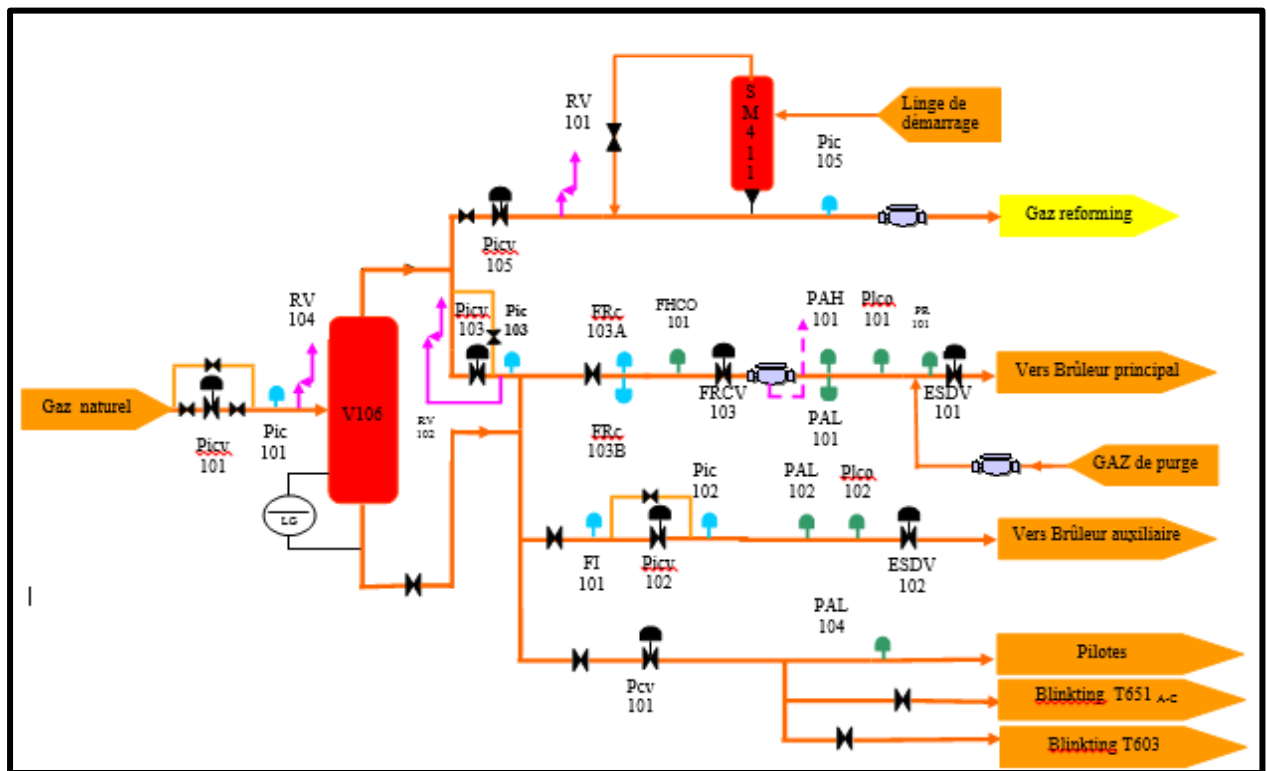


Figure I.4 : Section 100 : Distribution de gaz

I.3.2.2 Section 200 Reforming catalytique :

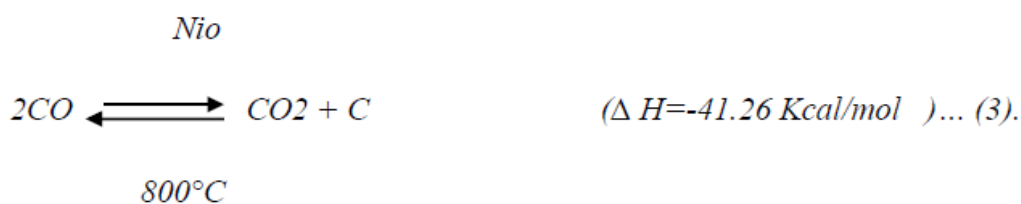
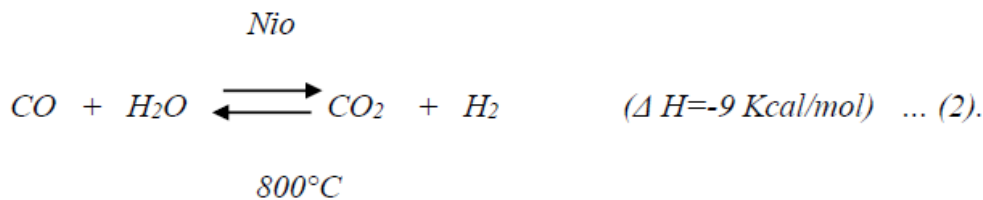
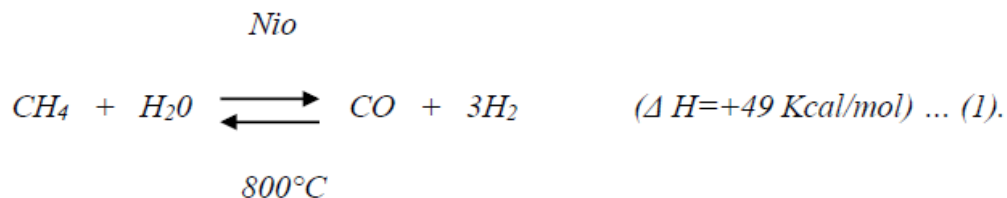
La vapeur surchauffée est mélangée au gaz naturel, qui entre ensuite dans un four de reforming tubulaire à environ **360°C** où la réaction a lieu en présence d'un catalyseur à base d'oxyde de nickel (**NiO**).

60 brûleurs sont installés verticalement dans le four pour fournir la chaleur nécessaire pour la réaction endothermique.

La chaleur nécessaire à la réaction endothermique est fournie par la combustion de gaz combustibles dans la boîte du four, et elle est transmise aux produits réactifs à travers les parois des tubes de reforming.

Le gaz fabriqué sort du four à 20 bars et à une température de 850°C en fonction de l'âge de catalyseur il est composé principalement de : l'hydrogène, le dioxyde de carbone, du méthane et de la vapeur d'eau.

Les réactions principales de reforming sont les suivantes :



En effet dans le four on a deux zones très importantes :

1. Zone de radiation :

C'est la zone où on fait transformer le gaz naturel en un gaz qu'on va appeler Gaz de Synthèse.

2. Zone de convection :

Elle contient plusieurs zones qui ont pour rôles :

- Préchauffage du gaz.
- Chauffage de la vapeur.
- Sur-chauffage de la vapeur.
- L'extracteur de fumés.



Figure I.5 : Le four de reforming

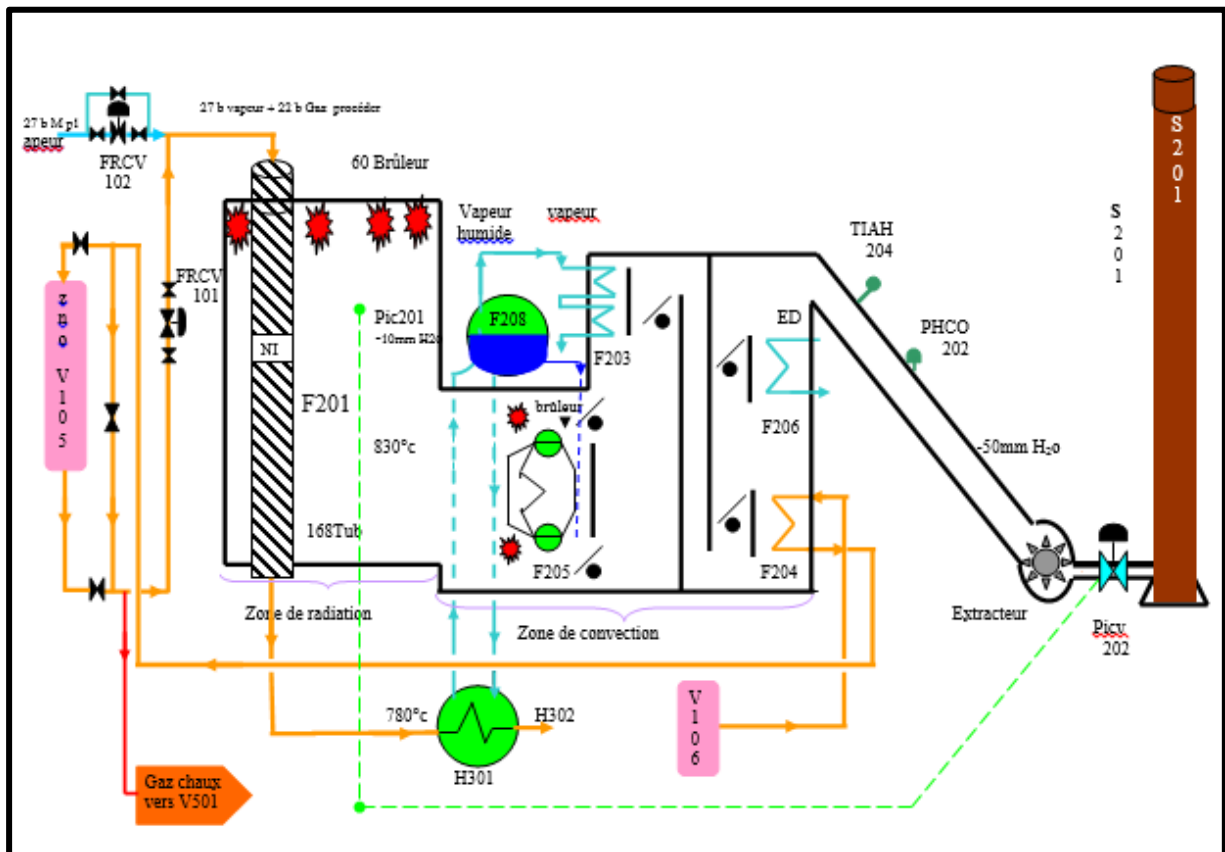


Figure I.6 : Section Reforming catalytique

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

Le gaz chaud sortant du four de reforming à la température de 850°C et une pression absolue de 20 kg/cm² est refroidi dans une chaudière à 375°C par échange de chaleur avec de l'eau à 301°C.

Ensuite, ce gaz subit un autre refroidissement par l'eau à 157°C dans un réchauffeur d'eau d'alimentation de chaudière.

Le gaz sort avec l'eau condensée entre dans un séparateur pour éliminer l'eau sous régulation de niveau.

Le gaz saturé sec s'écoule ensuite vers un rebouilleur de la colonne d'élimination des légers du méthanol brut, le gaz est refroidi à 142°C avec plus de condensation d'eau, le gaz sortant est séparé du liquide dans un deuxième séparateur. L'eau est éliminée de nouveau sous régulation de niveau.

En fin, Le gaz est refroidi jusqu'à 40°C à travers deux échangeurs à eau, avec plus de condensation d'eau, ensuite ce gaz pénètre dans le troisième et dernier séparateur, pour éliminer toute l'eau sous régulation de niveau.

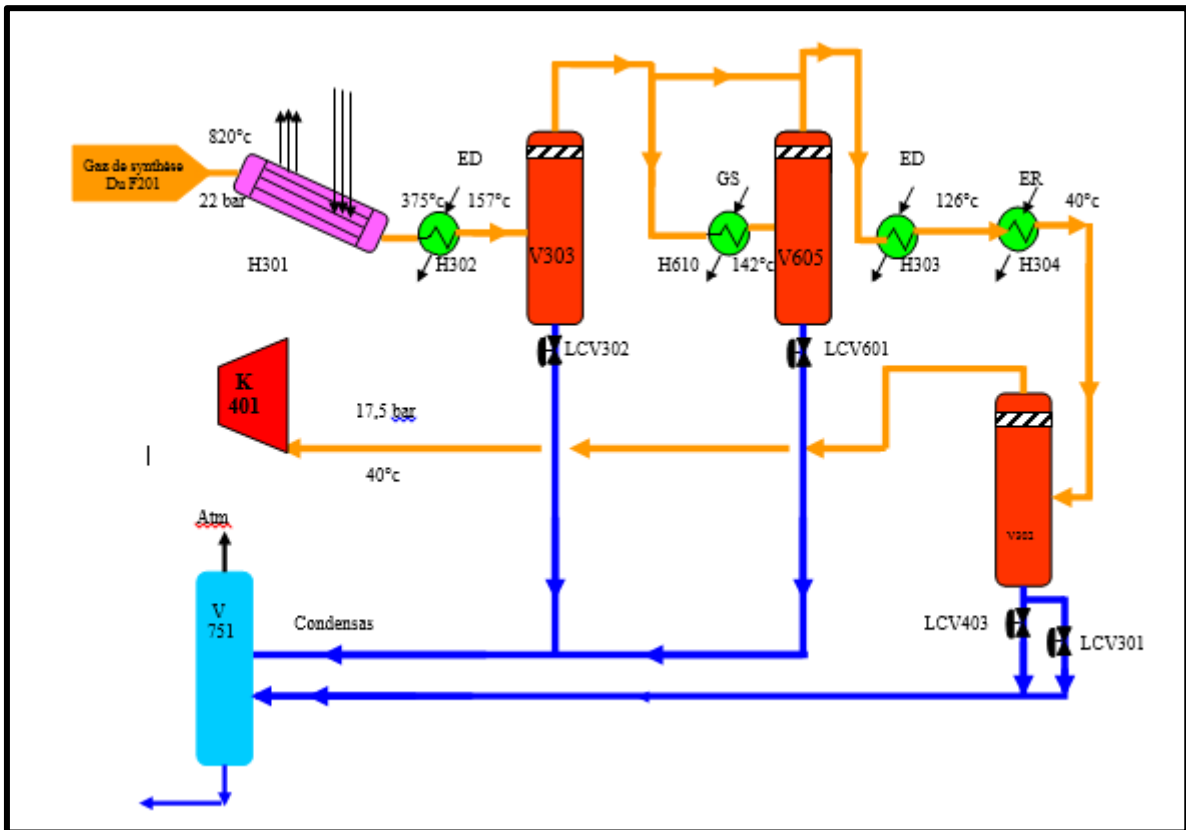


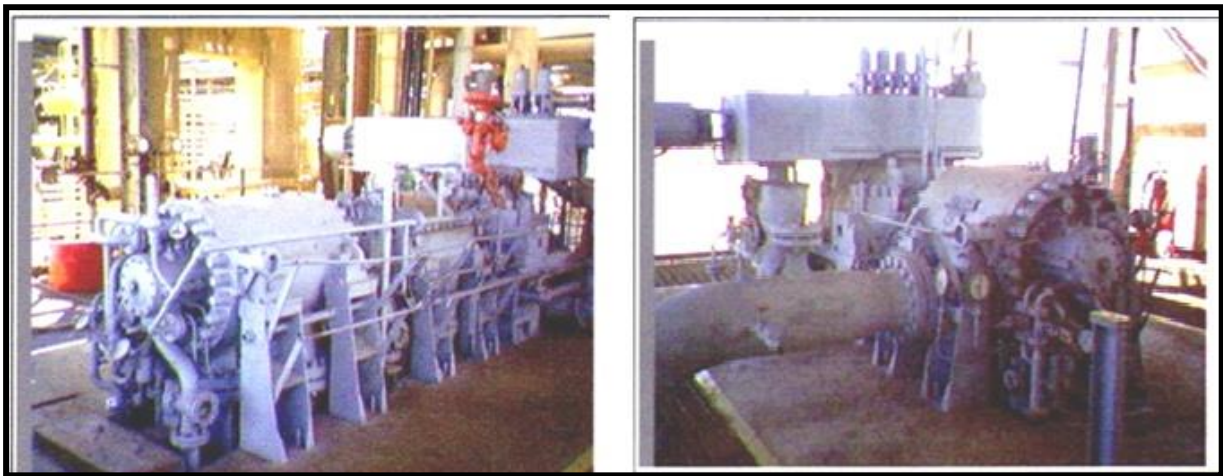
Figure I.7 : Section 300 : Refroidissement et Séparation

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 une température de 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 de $T=77$ °c



Compresseur K401

Compresseur K402

Figure I.8:Compresseurk401 ;k402

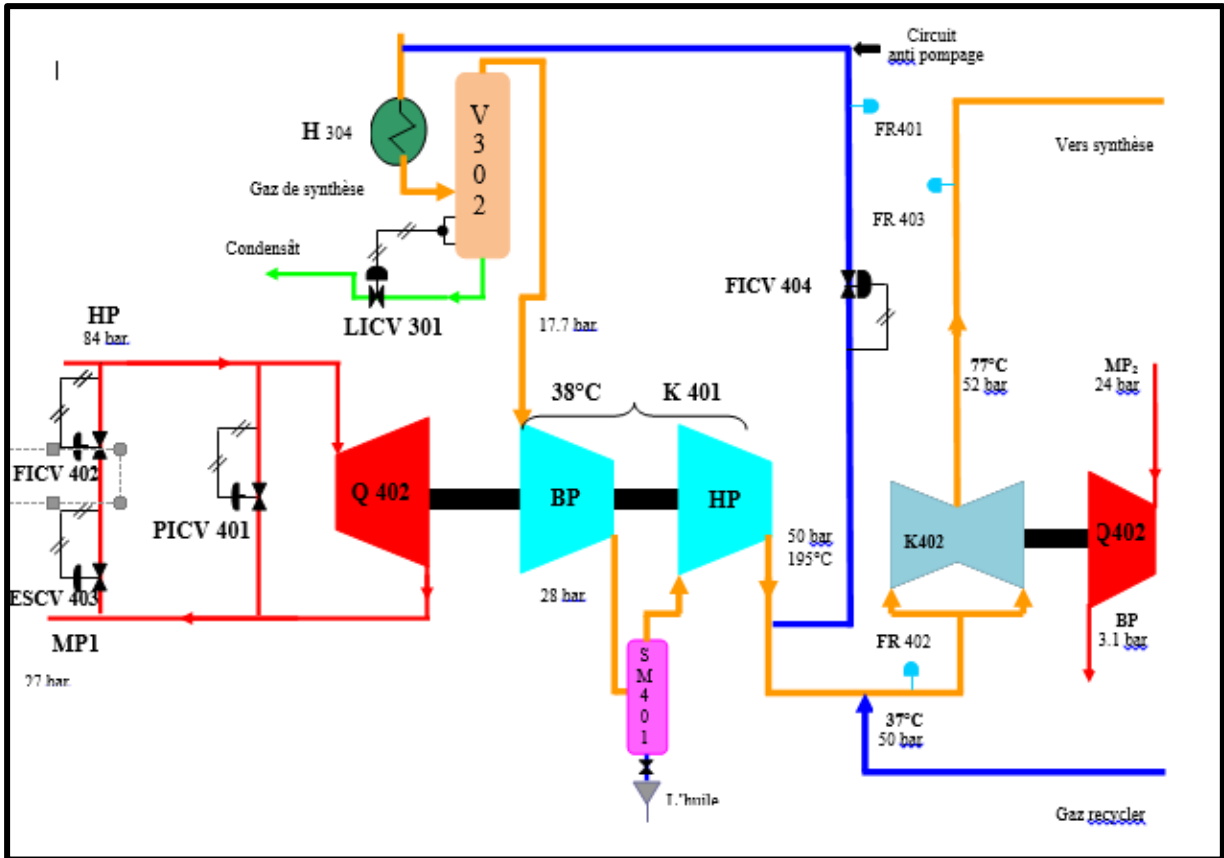
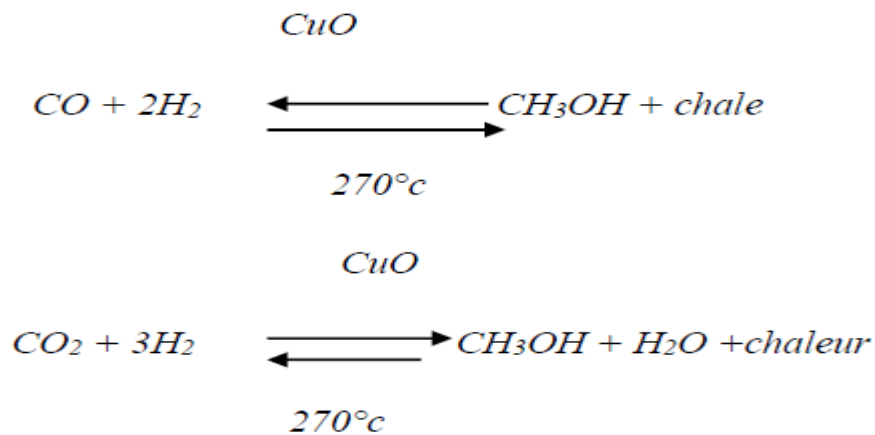


Figure I.9: section 400 la compression du gaz de synthèse

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 C° et pression de 50 bar.

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.

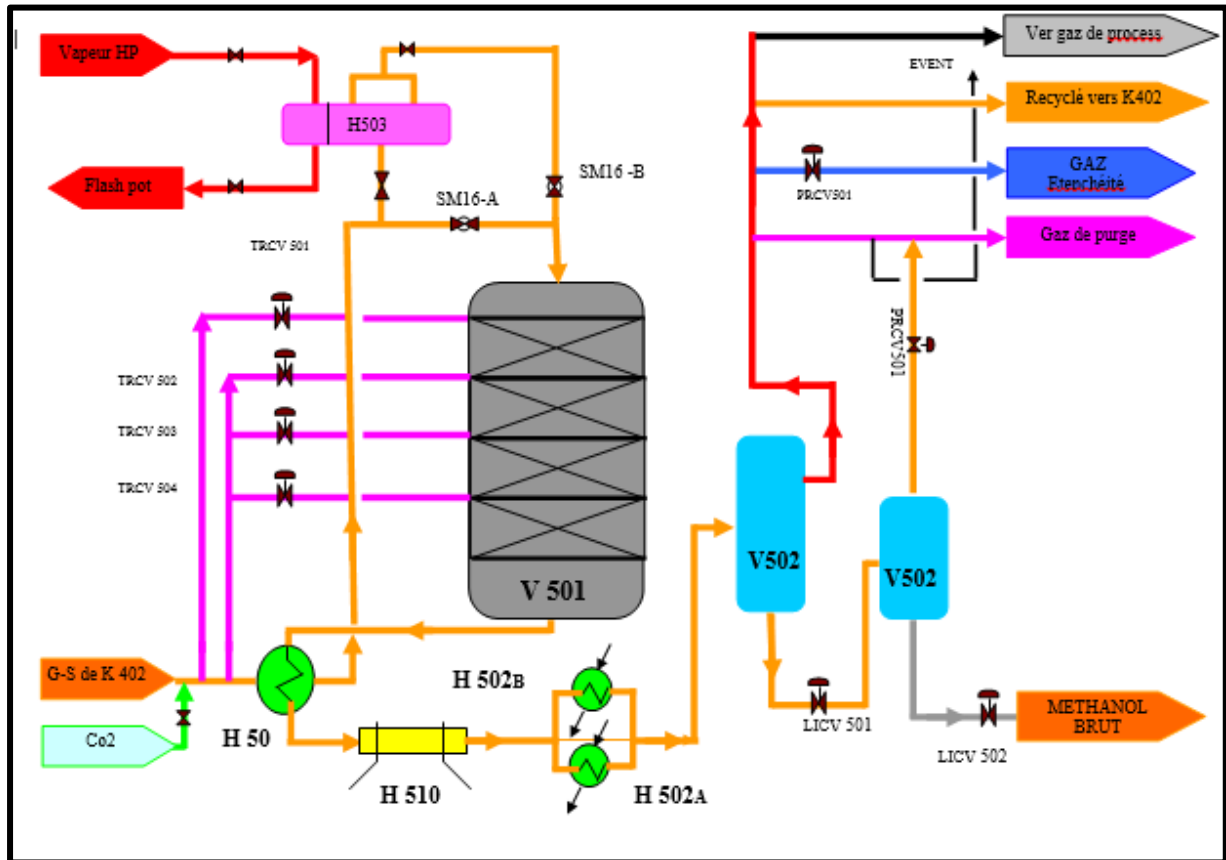


Figure I.10: section 500 la synthèse de méthanol

I.3.2.6 Section 600 Distillation du méthanol brut:

Le méthanol brut provenant de l'unité de synthèse est traité dans deux colonnes de distillation

La première colonne enlève les produits légers et la deuxième les produits lourds.

➤ La colonne V601 (élimination des produits légers)

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

Le méthanol brut est aspiré par la pompe P651 du bac T651/C de méthanol brut. Le produit d'alimentation entre dans la partie supérieure de la colonne dans (40, 36, 32^{ème} plateau).

➤ La colonne V602 (élimination des produits lourds).

La colonne de V602 contient 63 plateaux :

Le produit de fond de la colonne V601 est pompé par la pompe P602 pour alimenter la colonne V602 passant par la vanne FRCV 610, l'alimentation de la colonne est dans (14, 16, 20 plateau).

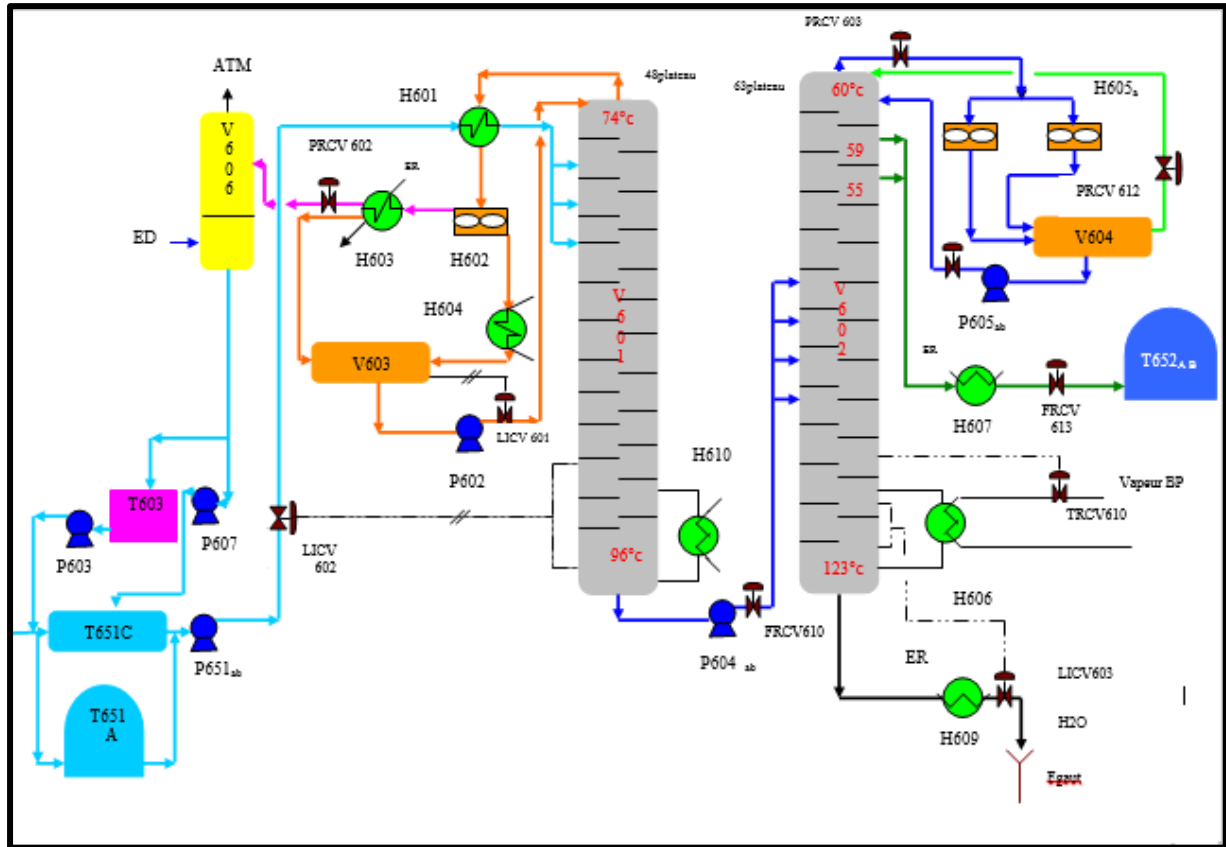


Figure I.11: section 600 la distillation



Figure I.12: les deux colonnes de distillation

I.3.2.7 Section 700 Système de vapeur:

Cette unité est conçue de telle façon que la plus grande partie de chaleur perdue soit récupérée dans l'équipement de production de vapeur qui se trouve dans la section de convection du four de reforming et dans la section de refroidissement du gaz de synthèse. Cette production de vapeur permet de faire fonctionner les machines les plus importantes au moyen des turbines à vapeur et par conséquent d'économiser l'énergie électrique.

Trois niveaux de pression de vapeur sont utilisés énumérés comme suit :

- La haute pression qui est de 84 bars.
- La moyenne pression I qui est de 27 bars.
- La moyenne pression II qui est de 24 bars
- La basse pression qui est de 3,4

Description de l'unité 700 (Système de vapeur) :

Le circuit de vapeur peut être divisé en deux parties :

I.3.2.7.1 Récupération de l'eau condensée des différents séparateurs V 303, 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 supérieur du dégazeur et l'eau est récupéré 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:

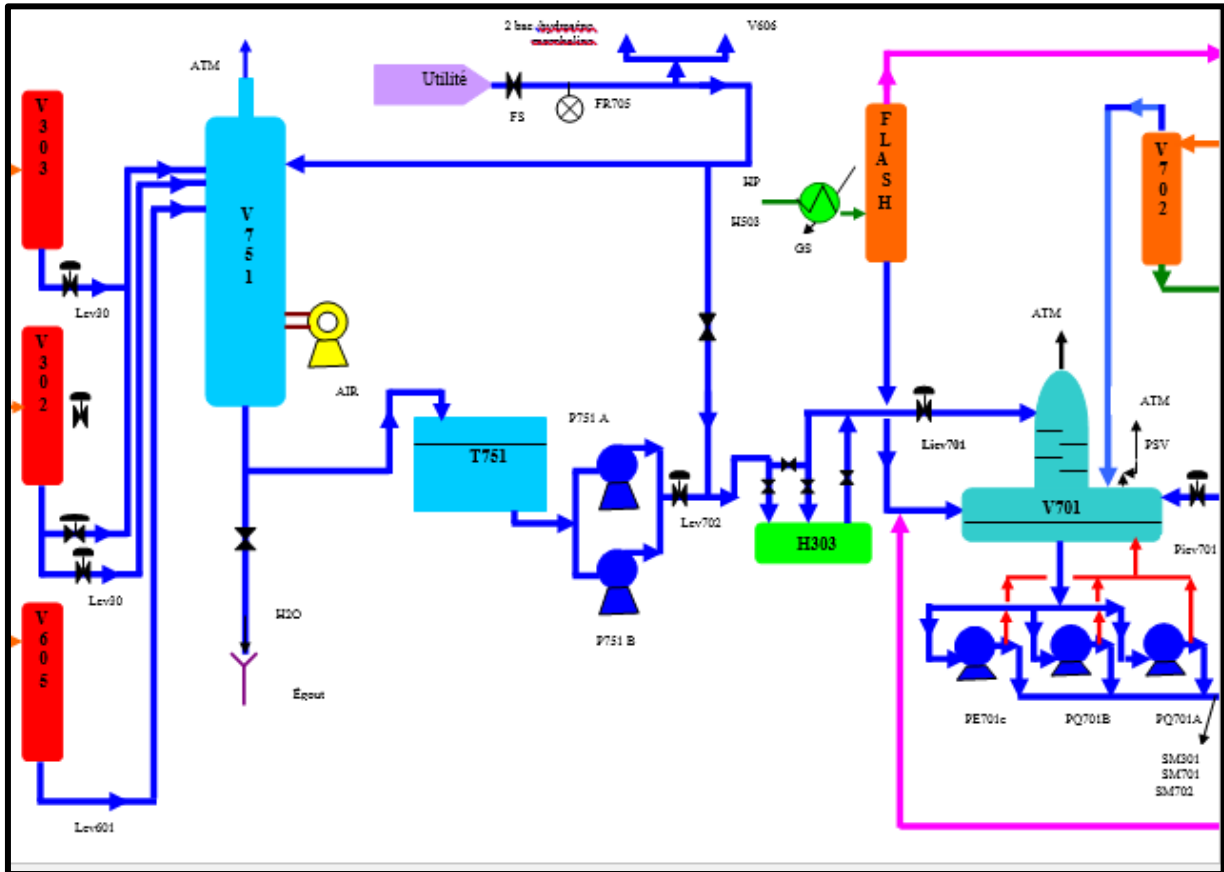
- Une partie est mélangée avec le gaz de procédé dans le four
- Une autre partie alimente la turbine de la pompe P701
- Cette vapeur MP 1 est détendue par la vanne PRCV 701 pour avoir la vapeur MP2

La vapeur MP 2 est utilisé pour faire tourner :

- La turbine de l'extracteur Q 201
- La turbine du recirculateur 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 utilisé dans le rebouilleur de la deuxième colonne V602.

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



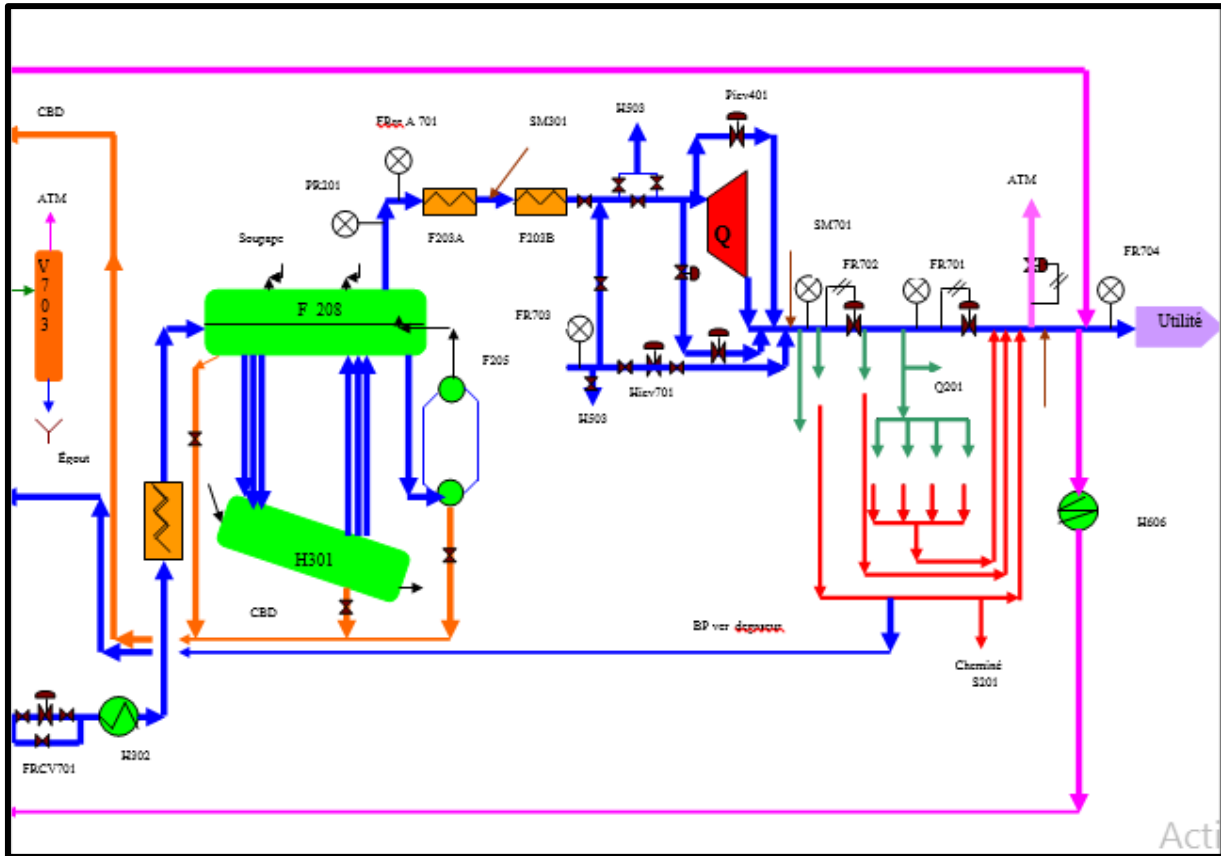


Figure I.13 : Section 700 (la production de vapeur)

I.4 Différents procédés de fabrication du méthanol [2] :

La synthèse du méthanol se fait par réaction de l'hydrogène avec l'oxyde de carbone et le dioxyde de carbone. Ces gaz peuvent être obtenus par le reforming à vapeur du gaz naturel ou par oxydation partielle des hydrocarbures lourds tels que le fuel-oil lourd, les résidus de distillation.

Trois types principaux de procédés sont utilisés pour la synthèse de méthanol et la différence entre les trois procédés réside dans les conditions opératoires de la matière du catalyseur :

- Le procédé de haute pression (300 bars) abandonné à cause des couts de compression qui sont importants ;
- Le procédé de moyenne pression (100 bars), le catalyseur est la base de cuivre, zinc et alumine ;
- Le procédé à basse pression (50 bars) est le procédé le plus utilisé, le catalyseur est alors à la base de cuivre, zinc et alumine.

Les procédés dits de basse pression d'I.C.I (grande Bretagne), Lurgi (Allemagne) et MGC (Japon) sont les plus utilisés. Ces trois procédés utilisent des catalyseurs à base de cuivre.

La différence qui existe entre eux se situe dans la composition du catalyseur, soit dans la conception du réacteur, dans tous les cas, le réacteur est refroidi en raison de l'exo-thermicité de la réaction soit par injection directe de gaz frais dans les lits catalytiques soit par une circulation d'eau.

I.4.1 Procédé I.C.I

Il opère à une pression de 70 bar et une température vers 250-270 °C dans un réacteur adiabatique avec refroidissement par injection de gaz de synthèse froid entre les couches de catalyseur (3 ou 4). Le diamètre du réacteur est de 4.5m pour 500 tonne/jr à 7m pour une charge de 1500 tonne/jr. Le diamètre augmente avec l'augmentation de la charge, les pertes de charges sont faibles, les parois du réacteur sont en acier faiblement allié au carbone ou dérivées. Le gaz est comprimé avant qu'il rentre dans le réacteur ou il se trouve des losanges situés en parallèle pour le refroidissement, à la sortie, les produits obtenus sont refroidis et subissent une épuration pour éliminer les produits indésirables et obtenir le méthanol pur.

I.4.2 Procédé Lurgi :

Ce procédé est plus récent que le procédé I.C.I les conditions de fonctionnement sont identiques à celles du procédé I.C.I le procédé opère entre 240 et 265°C sous pression de 40 et 55bar dans un réacteur isotherme tubulaire. L'eau entrant dans les tubes de réacteur se vaporise et élimine la chaleur dégagée par la synthèse.

Les gaz de synthèse sont préchauffés avant d'entrer dans les tubes du réacteur remplis de catalyseur, les tubes ont une longueur de 12m. La pression de vapeur est en marche normale de 40 bar. Du point de vue énergétique, un réacteur de Lurgi est optimisé pour la production de vapeur et s'intègre bien avec celles des fours de reforming. Le rapport vapeur/carbone est faible (2.5 à 2.6).

I.4.3 Procédé MGC

Dès 1970, à partir du gaz naturel, Mitsubitchi Gaz Chemical a également développé un procédé de synthèse du méthanol basse pression. Le catalyseur de même type est composé essentiellement de cuivre avec du zinc et de chrome en plus faible quantité. Le réacteur est de type tubulaire aux lits multiples. La chaleur produite au cours de la réaction peut être éliminée de deux façons :

- ✓ Soit par injection des gaz froids directement entre les lits catalytiques ;
- ✓ Soit par circulation d'eau bouillante dans un réseau de tubes situés également entre les lits catalytiques pour produire de la vapeur.

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
échangeurs thermiques

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. Transfert de chaleur [3]

La transmission de la chaleur ou la théorie d'échange de chaleur est une science qui traite de la propagation de la chaleur dans différents milieux.

L'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à température différente échangent de l'énergie sous forme de chaleur jusqu'à disparition complète de leur différence de température.

On distingue actuellement trois modes de transmission de la chaleur :

➤ **Transfert de chaleur par conduction : [4]**

La conduction thermique est la propagation de la chaleur, de molécule à molécule, dans un corps ou dans plusieurs corps contigus et non réfléchissants, sans qu'il y ait mouvement du milieu ou que ce mouvement intervienne dans la transmission.

Ce mode de transmission caractérise essentiellement les transferts de chaleur dans les solides ou entre corps solides contigus. La conduction intervient également dans les liquides et les gaz, sauf dans le cas des liquides très visqueux ou des gaz emprisonnés dans des matériaux poreux, son effet est marginal par rapport à celui de la convection.

Il ne faut pas confondre la conduction thermique et le chauffage par passage de courant électrique directement dans la pièce à chauffer, appelé *chauffage par conduction électrique*.

➤ **Transfert de chaleur par convection :**

La convection caractérise la propagation de la chaleur dans un fluide, gaz ou liquide, dont les molécules sont en mouvement.

Imaginons un solide baignant dans un fluide en mouvement. Si le solide et le fluide ne sont pas à la même température, de la chaleur est échangée entre le solide et les particules fluides qui sont à son contact. Cet échange se fait par conduction. Mais la particule de fluide, dès qu'elle a échangé de la chaleur, se déplace et est remplacée, au contact du solide, par une autre particule. Par ailleurs, la particule fluide initiale rencontre, au cours de son déplacement, d'autres particules fluides avec lesquelles elle échange de la chaleur par conduction.

Le mécanisme élémentaire de transfert de chaleur est la conduction thermique mais le phénomène global, qui est la convection thermique, résulte de la combinaison de cette conduction avec les mouvements du fluide qui obéissent à des lois spécifiques.

Deux types de convection sont généralement distingués :

- La **convection naturelle** : dans laquelle le mouvement résulte de la variation de la masse volumique du fluide avec la température ; cette variation crée un champ de forces gravitationnelles qui conditionne les déplacements des particules du fluide ;
- La **convection forcée** : dans laquelle le mouvement est provoqué par un procédé mécanique indépendant des phénomènes thermiques ; c'est donc un gradient de pression extérieur qui provoque les déplacements des particules du fluide.

➤ **Transfert de chaleur par rayonnement :**

Dans la transmission de chaleur par rayonnement, le transfert thermique s'effectue par des vibrations électromagnétiques qui se propagent en ligne droite sans aucun support de matière.

Le rayonnement thermique concerne les ondes électromagnétiques dont la longueur d'onde couvre le spectre ultraviolet et le spectre infrarouge (de 0,01 à 100 μ m) en passant par le spectre visible (0,38 à 0,76 μ m).

Le rayonnement peut être décomposé en radiations monochromatiques qui concernent une longueur d'onde déterminée. Aux températures des applications industrielles, le rayonnement est surtout constitué par de l'infrarouge. Lorsqu'un flux d'énergie rayonnée rencontre un corps, une partie de l'énergie est absorbée, une partie est réfléchie, une partie continue son trajet après avoir traversé le corps.

Si toute l'énergie incidente est absorbée, le corps est appelé corps noir ou radiateur intégral (NF X 02-206).

Si une partie de l'énergie est absorbée, mais que cette partie est constante quelle que soit la longueur d'onde de l'énergie incidente, on dit que l'on a affaire à un corps gris (dans le cas contraire, à un corps *coloré*).

Si la proportion d'énergie absorbée est indépendante de l'angle d'incidence du rayonnement reçu, on dit que le corps est *mat* (dans le cas contraire, on dit qu'il est poli).

Si aucune énergie ne traverse le corps, on dit que ce dernier est opaque (le contraire de transparent).

II.2 Dégazeurs thermiques :

II .2.1.Principe de fonctionnement : [5]

Le rôle du dégazeur est d'enlever l'oxygène dissout dans l'eau. Cette étape est indispensable pour la protection des ballons de chaudière ; la présence d'oxygène dissout 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 .2.2.Différents types de dégazeur [6]

II .2..2.1.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 .2.2.2 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 .2.3.Eléments du dégazeur thermique [7]

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 baches 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 ;

➤ **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.

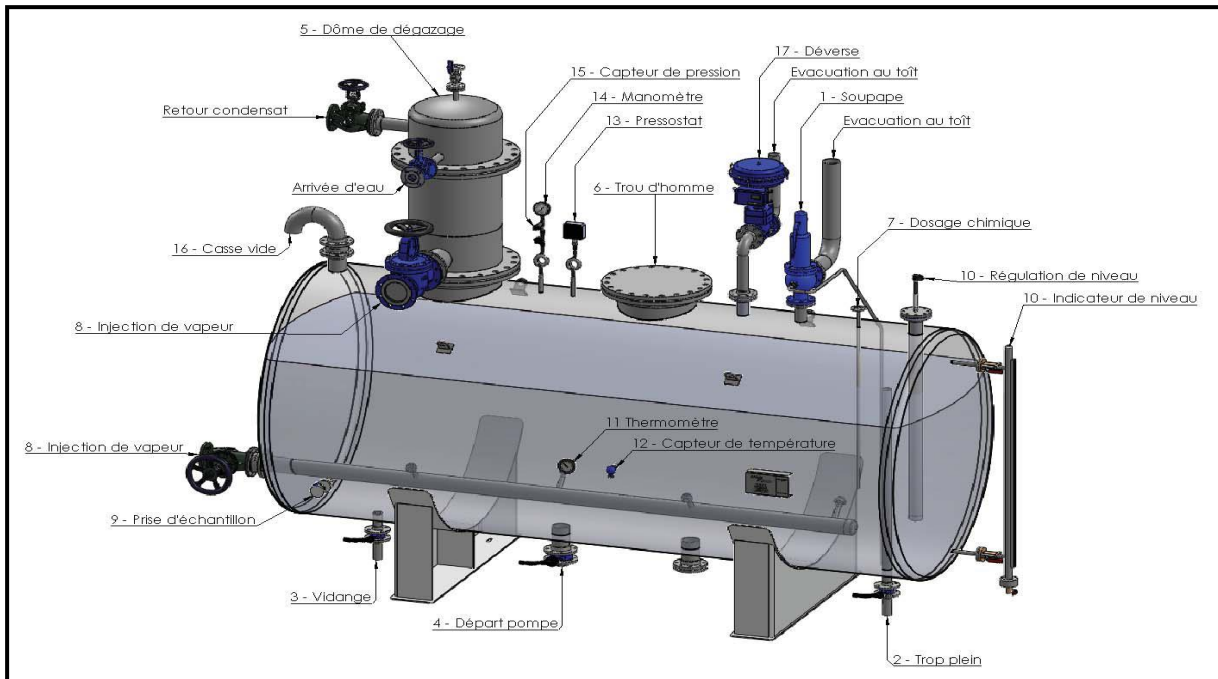


Figure II.1 : Dégazeur thermique

II.3 .LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Introduction

Les procédés des industries pétrolières, pétrochimiques ou chimiques demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phase au cours des diverses opérations auxquelles on les soumet.

Les échangeurs de chaleur servent à bien des choses, principalement à chauffer, refroidir, condenser, évaporer tous types de fluides, ce qui les rend indispensables dans presque tous les procédés industriels.

Il est donc facile de comprendre que la performance d'un échangeur de chaleur influe grandement sur la performance de toute l'installation.

II.3.1 Définition [8]

Les échangeurs, sont des équipements permettant d'abaisser, de relever la température d'un fluide, ou de modifier son état physique

Dans les procédés pétrochimiques, il est nécessaire de modifier la température où l'État d'un fluide pour le séparer le distiller, le stocker et le transporter. Pour cela on doit lui ajouter ou lui enlever une certaine quantité de chaleur via des équipements de transfert de chaleur.

ÉCHANGEUR, CONDENSEUR, RÉCHAUFFEUR

II.3.2 Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur : [9]

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleur. On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid. En d'autre terme, le fluide chaud se refroidit au contact du fluide froid et le fluide froid se réchauffe au contact du fluide chaud. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi d'où le nom de l'appareil.

II.3.3 Les types d'échangeurs

- Echangeurs à chaleur spiralés ;
- Echangeurs à tube et ailettes ;
- Aérothermes industriels (aéro-réfrigérants) ;
- Echangeurs thermiques à surfaces raclée ;
- Echangeurs rotatifs ;
- Echangeurs à changement de phase (caloduc) ;
- Echangeurs à blocs ;
- Echangeurs compact.
- Echangeur à plaque

II.3.4 Echangeurs tubulaires [10]

Un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires. Il est logé dans une calandre (shell en anglais) munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes le chemin imposé par les chicanes qui sont supportées par le faisceau.

A chaque extrémité du faisceau sont fixées des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide qui passe à l'intérieur des tubes.

Le schéma de principe ci-dessous représente un échangeur pour lequel le fluide, qui passe côté tube, pénètre dans la boîte de distribution par la tubulure inférieure. Une plaque de séparation de passe force son passage dans environ la moitié des tubes du faisceau. À l'autre extrémité du faisceau, le fluide est dirigé par la boîte de retour dans les tubes au-dessus de la plaque de séparation de passe avant de sortir par la tubulure supérieure de la boîte de distribution. Le fluide parcourt donc deux fois le faisceau tubulaire d'où l'appellation : 2 passes côté tubes.

Côté calandre, le fluide se dirige d'une extrémité à l'autre, son cheminement étant allongé par des chicanes transversales qui le forcent à s'écouler perpendiculairement à l'axe des tubes. Ici, le fluide parcourt une seule fois la calandre, l'échangeur a donc une seule passe côté calandre.

Un tel appareil est dit : deux passes tube - une passe calandre.

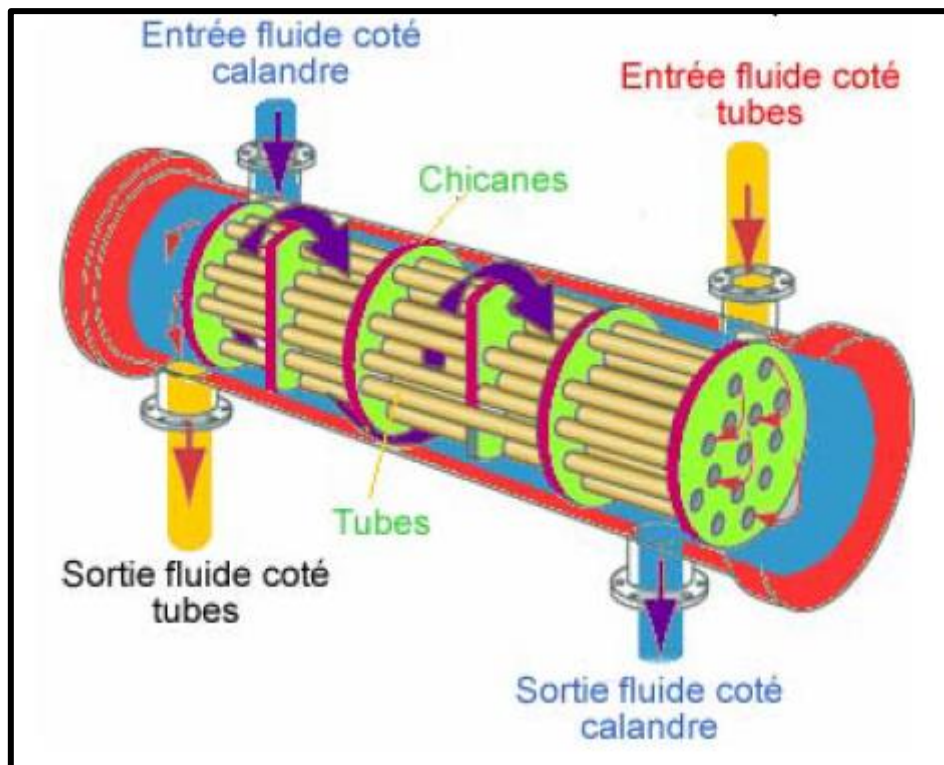


Figure II.2: échangeur tubulaire

II.3.5 Avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires [9]

❖ 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.3.6 Rôle des divers constituants d'un échangeur [3]

➤ Calandre :

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire. L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaques de renforcement ou non, selon la pression de service. Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le levage et portera la plaque d'identité de l'appareil.

➤ Plaques tubulaires

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur, varie de 5 à 10cm.

➤ Faisceau tubulaire

Les tubes constituant le faisceau forment une classe répondant aux spécifications du tableau cidessous.

Le diamètre nominal correspond au diamètre extérieur. Les épaisseurs de tube sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham wire Gage). On utilise le plus souvent les tubes 12, 14 ou 16 dans des longueurs de 8, 12, 16 et 20 ft.

La perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée; elle s'effectue selon une disposition soit au

- Pas triangulaire;
- Pas carré.

Le pas triangulaire permet de placer environ 10% de tubes de plus que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais en contre partie, la disposition des tubes rend impossible leur nettoyage extérieur par insertion de grattoirs ou de racloirs à travers le faisceau.

Pour ces appareils, il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leur emploi pour des fluides propres. En raffinerie, on utilise surtout des faisceaux au pas carré.

➤ Chicanes

Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but :

- Imposer au fluide une trajectoire en zigzag et allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre
- Créer la turbulence en augmentant la vitesse du fluide, et améliorer ainsi le transfert de chaleur à l'extérieur du tube ;
- Assurer la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration.

Les chicanes transversales sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont la surface représente 20 à 45% de la section totale.

Des essais de normalisation tendent à imposer une hauteur du segment libre égale à 25% du diamètre intérieur D_c de la calandre.

Ces chicanes sont solidaires de la plaque tubulaire fixe au moyen de tirants et entretoises qui occupent la place de tubes.

➤ Déflecteur ou plaque de protection du faisceau :

Au niveau de la bride d'entrée de la calandre, on soude généralement sur le faisceau une plaque perforée appelée déflecteur qui brise le jet liquide et réduit ainsi l'érosion des tubes.

Ces déflecteurs peuvent être circulaires, carrés ou rectangulaires.

➤ Boite de distribution et boite de retour :

La circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boite de distribution, portant les brides d'entrée et sortie, et d'une boite de retour.

La boite de distribution porte une cloison qui sépare les chambres d'entrée et de sortie du fluide circulant à l'intérieur des tubes ce qui l'oblige à passer tout d'abord par une première moitié des tubes, ensuite ce fluide est récupéré par la boite de retour et retourne par la seconde moitié : on dit que c'est un appareil à deux passes.

L'augmentation du nombre de cloisonnement permet au fluide de traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour objet d'accroître la vitesse du fluide et d'augmenter ainsi le coefficient de transfert à l'intérieur des tubes.

Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passages (ou passes) dans le faisceau.

L'étanchéité des cloisons des boîtes accolées aux plaques tubulaires est assurée par des joints, de sorte qu'il faut supprimer certaines rangées de tubes pour ménager les portées du joint sur les plaques tubulaires.

Les boîtes de retour sont généralement constituées par un métal identique à celui des tubes alors que les boîtes de distribution sont toujours en acier au carbone et protégées intérieurement par des revêtements ou des peintures lorsque le milieu est corrosif.

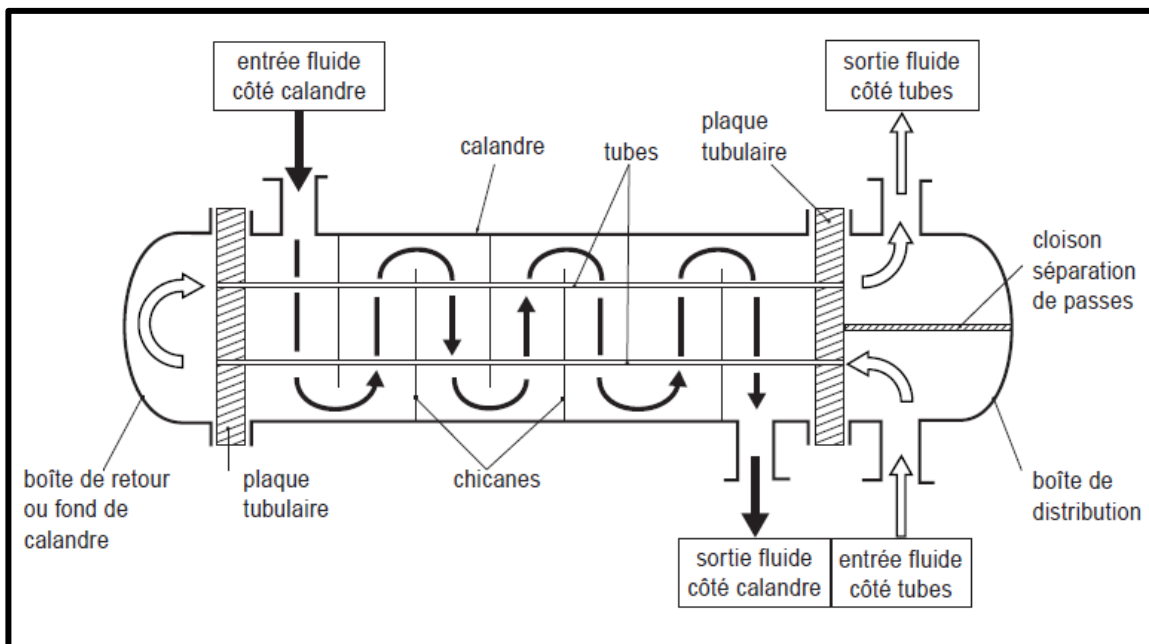


Figure II.3: échangeur faisceau et calandre

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.

**CHAPITRE III : Calcul
des pertes de vapeur au
niveau de dégazeur V701**

Introduction

Dans ce chapitre nous allons établir les bilans de matière du four F201 et du dégazeur V701 pour quantifier les pertes de vapeur libérée vers atmosphère, puis on passera au dimensionnement de nouvel échangeur.

III .1 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.

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

$$\text{FRC 101} = 11500 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

$$\text{FRC 406} = 450 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

$$\text{FR 102} = 36000 \text{ Kg/h.}$$

$$\text{F}_{\text{GS}} = 49340 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

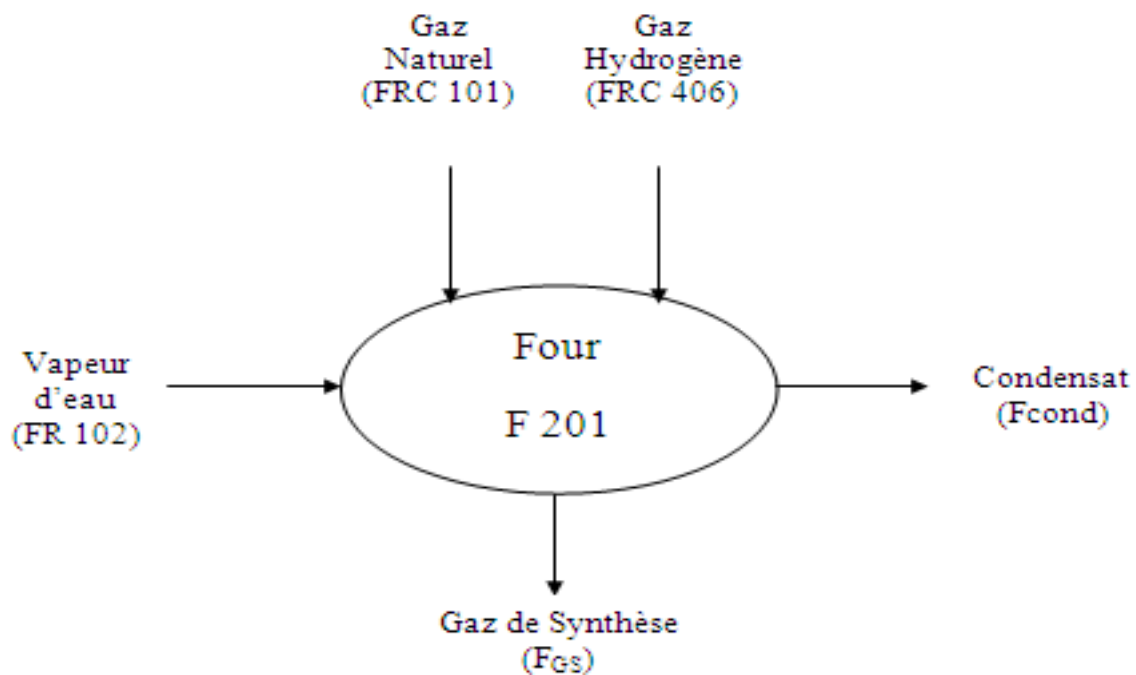


Figure III.1: Schéma montre la consommation du gaz naturel et de la vapeur dans le four

III.1.1 Calcul de débit massique de gaz process (F_{GN})

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

Conditions opératoires actuelles : Pression : $P' = 19 \text{ bars} = 18.753 \text{ atm}$

Température : $T' = 370^\circ\text{C} = 643 \text{ K}$

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

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

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

Débit massique du gaz FRC 101 = $11500 \text{ Nm}^3/\text{h}$

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

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

$$FRC'101 = \frac{1 * 11500}{273} * \frac{643}{18.753}$$

$$\mathbf{FRC'101 = 1444.36 \text{ m}^3/\text{h}}$$

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

Le débit de gaz naturel d'alimentation est : $F_{GN} = 9.6581487$ tonne/h

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	9,96	84,206	838.69176
CH ₄	0,8344	5,69	1205,173	6857,43437
C ₂ H ₆	0,0704	10,67	101,683	1084,95761
C ₃ H ₈	0,021	15,65	30,331	474,68015
i-C ₄ H ₁₀	0,003 3	20,63	4.766	98,32258
n-C ₄ H ₁₀	0,0054	20,63	7,799	160,89337
i-C ₅ H ₁₂	0,0012	25,61	1,733	44,38213
n-C ₅ H ₁₂	0,0012	25,61	1.733	44,38213
C ₆₊	0,0008	30.58	1,155	35,3199
CO ₂	0,0021	15,65	3.033	17,13645
He	0,0019	0,71	2.744	1,94824
Total	1		1444.36	9658,1487

Tableau III.1: Calcul de débit massique de gaz naturel de process FGN

III.1.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène (F_{H2})

Conditions opératoires actuelles : Pression : P' = 26.5 bars = 26,15 atm

Température : T' = 37°C = 310 K

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

Conditions normales : Pression : P = 1atm

Température T = 0°C = 273 K

Débit massique du gaz FRC 406 = 450 Nm³/h

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

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

$$FRC'406 = \left(\frac{1 * 450}{273}\right) * \left(\frac{310}{26.15}\right)$$

FRC'406 = 19.54 m³/h

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_{H2} = 0.019392 tonne/h.**

Constituants	Fraction volumique y _i	ρ _i à 30 °C et 17 bars (kg/m ³)	V _i = V * y _i (m ³ /h)	m _i = V _i * ρ _i (kg/h)
N ₂	0,015	28.8	0.2931	8.44128
CO	0,121	28.8	2.36434	68.092
CH ₄	0,036	16.45	0.70344	11.5715
CO ₂	0,086	45.26	1.68044	76.056
H ₂	0,742	2.05	14.49868	29.76
Total	1		19.54	193.92

Tableau III.2: Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène

III.1.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse

Conditions opératoires actuelles : Pression : $P' = 17 \text{ bars} = 16.78 \text{ atm}$

Température : $T' = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$

Débit gaz associé : $F_{GS} = 49340 \text{ Nm}^3/\text{h}$

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

Débit massique du gaz de synthèse est $F_{GS} = 21,25001 \text{ tonne/h}$

Constituants	Yi	ρ_i à 30 °C et 17 bars (kg/m ³)	$V_i = V * y_i$ (m ³ /h)	$m_i = V_i * \rho_i$ kg/h
N ₂	0,015	18.3	50.59	925.79
CO	0,121	18.3	407.92	7464.93
CH ₄	0,036	10.46	121.35	1269.32
CO ₂	0,086	28.76	289.92	8338.09
H ₂	0,742	1,3	2501.45	3251.88
Total	1		3 371.23	21250.01

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

III.1.4 Calcul de débit massique des condensats

$$FRC\ 101 + FR\ 102 + FRC\ 406 = F_{GS} + F_{cond}$$

$$F_{cond} = F_{GN} + FR\ 102 + F_{H2} - F_{GS}$$

$$F_{cond} = 9658.1487 + 193.92 + 36000 - 21250.01$$

$$F_{cond} = 24602.06 \text{ kg/h}$$

$$F_{cond} = 24.602 \text{ tonne/h}$$

III.2 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/C pour alimenter la chaudière F 208.

Bilan de matière

$$FI\ 605 + FS101 + F_{cond} = FRrC\ 701/B + F_{SM} + F_{vapeur}$$

$$F_{cond} = 24.6\ \text{tonne/h.}$$

$$FS101 = 38\ \text{tonne/h.}$$

$$FI\ 605 = 19400\ \text{kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad FI\ 605 = 19.4\ \text{tonne/h.}$$

$$FRrC\ 701/B = 60380\ \text{kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad FRrC\ 701/B = 68.4\ \text{tonne/h.}$$

$$F_{SM} = 1.8\ \text{tonne/h.}$$

$$F_{vapeur} = FI\ 605 + FS\ 101 + F_{cond} - FRrC\ 701/B - F_{SM}$$

$$F_{vapeur} = 19.4 + 38 + 24.6 - (68.4 + 1.8)$$

$$F_{vapeur} = 11.8\ \text{tonne/h}$$

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

$$F_{perte} = \mathbf{9.8\ \text{tonne/h}}$$

Conclusion

La haute température des fluides présents dans le dégazeur engendrent une grande quantité de perte de vapeur évacuée vers atmosphère qui atteint les 9 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 2tonne/h

CHAPITRE IV :
Dimensionnement de
l'échangeur H701

Introduction

Tout nouvel équipement installé dans un circuit déjà en service doit répondre aux conditions du process avec un prix d'achat acceptable.

Dans ce chapitre nous avons procédé à dimensionner l'échangeur que nous avons proposé, en utilisant la norme TEMA classe R.

L'échangeur que nous avons choisi est un échangeur de type calandre – faisceau. Ce type d'échangeur est le plus répandu dans l'industrie pétrolière et gazière. Le principe du faisceau logé à l'intérieur d'une calandre a été retenu également dans la construction des condenseurs et rebouilleurs.

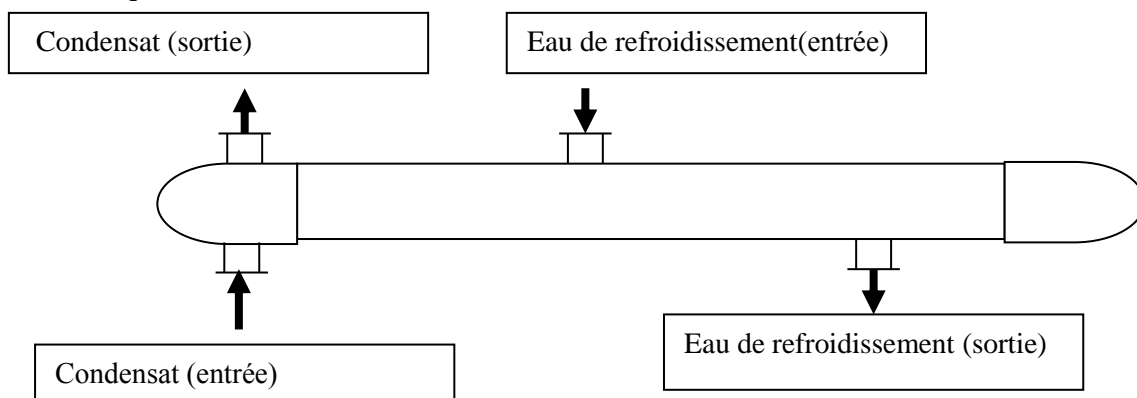
L'échangeur est constitué par un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes.

A chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

Tous les éléments entrants dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association) qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant 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. [7] [11]

IV.1 Méthode de Kern

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, enfin un calcul du coefficient de transfert propre U_p qui 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

La méthode de KERN a été appliquée dans cette partie.

Propriété du fluide	Côté calandre Fluide froid	Côté tube Fluide chaud
Nature de fluide	Eau de refroidissement	Eau de dèminèe+eau condensat
Température d'entrée T_e [°C]	20	64
Température de sortie T_s [°C]	40	40
Capacité calorifique $C_{p moy}$ [kJ/kg°C]	4,181	4,187
Conductivité thermique $\lambda_{ moy}$ [W/.m°C]	0,622	0,6487
Viscosité dynamique $\mu_{ moy}$ [Kg/m s]	0,000955	0,00044
Masse volumique ρ (kg/m ³)	997,86	981
Débit massique Kg/h	72759,46482	60546

Tableau IV.1: Données nécessaires pour le calcul de l'échangeur.

IV.3 Bilan thermique :

IV.3.1 Calcul du débit de la quantité de chaleur dégagée:

A partir des données de tableau ci-dessus, on calcule la quantité de chaleur dégagée par l'eau dèminèe suivant la formule:

$$Q_{dég} = \dot{m} \times C_{p_{condensat+ED}} \times (T_1 - T_2) = \left(\frac{60546}{3600}\right) \times 4,187 \times (64 - 40) \\ = 1690,04068KW$$

Avec : $Q_{dég}$: quantité de chaleur dégagée par les condensats.+ED

\dot{m} : débit des condensats.+eau dèminèe

T_1 : température d'entrée des condensatsdans+ED l'échangeur

T_2 : température de sortie des condensats.+ED

IV.3.2 Calcul du débit de la quantité de chaleur absorbée:

$$\text{On a } Q_{abs} = \dot{M} \times C_{p_{ER}} \times (t_2 - t_1) = \dot{m} \times C_{p_{condensat+ED}} \times (T_1 - T_2)$$

Q_{abs} : quantité de chaleur absorbée par l'eau de refroidissement.

\dot{M} : débit de l'eau de refroidissement.

t_1 : température d'entrée du l'eau de refroidissement.

t_2 : température de sortie du l'eau de refroidissement.

Le débit de l'eau de refroidissement :

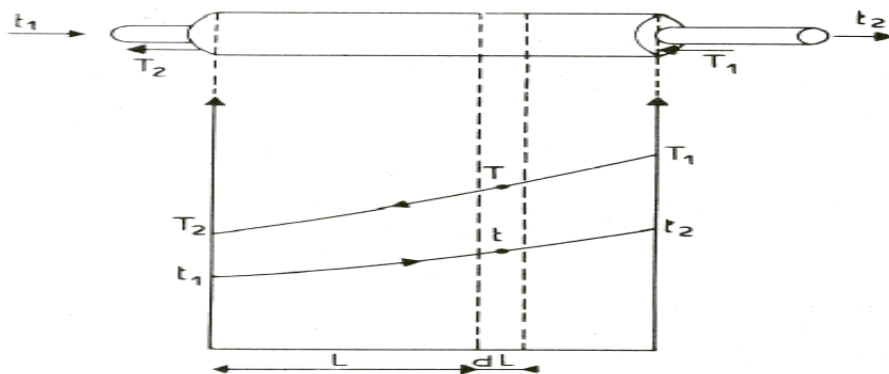
$$Q_{abs} = \dot{M} \times C_{p_{ER}} \times (t_2 - t_1) = 1690,04068 \text{KW}$$

$$\dot{M} = \frac{Q_{abs}}{C_{p_{ER}} \times (t_2 - t_1)} = \frac{1690,04068 \times 3600}{4,181 \times (40 - 20)} = 72759,46482 \text{Kg/h}$$

$$M = 72759,46482 \text{Kg/h}$$

IV.3.3 Calcul de DTLM :

L'écoulement contre-courant est représenté comme suit:



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

Tel que : $\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 64 - 40 = 24^\circ\text{C}$

$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 40 - 20 = 20^\circ\text{C}$

$$DTLM = \frac{24 - 20}{\ln\left(\frac{24}{20}\right)} = 21,93925979^\circ\text{C}$$

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

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

Avec : Le rapport calorifique : $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{64 - 40}{40 - 20} = 1,2$

Le rendement thermique de l'échangeur : $E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 20}{64 - 20} = 0.45$

Donc F = 0,82 (voir l'annexe F)

$$DTLM_{\text{corrigé}} = 0.82 \times 21,93925979 = 17,99011930^\circ\text{C}$$

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.4 Choix de la géométrie de l'appareil

IV.4.1 Le coefficient d'échange

Selon la nature des fluides misent en service (voir annexe I) :

$$U'_s = 1250 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ \text{C} = 1453,75 \text{ W/ m}^2 \text{ } ^\circ \text{C}.$$

IV.4.2 Calcul de l'aire d'échange nécessaire au transfert

$$As' = \frac{Q_{abs}}{U'_s \times DTLM_{corrigé}} = \frac{1690,04068 * 1000}{1453,75 \times 17,99011930} = 64,62095729 \text{ m}^2$$

IV.4.3 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.4.4 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 L (les limites admissibles $D_c/5 < B < D_c$).

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)
0,0254	0,02118	0,00210	0,0317

IV.5 Surface d'échange d'un tube a_o

$$a_o = \pi \times d_o \times l = \pi \times 0,0254 \times 4.877 = 0,389 \text{ m}^2$$

IV.6 Estimation du nombre des tubes N_t' et du diamètre de la calandre

$$N_t' = \frac{A_s'}{a_0 \times nc} = \frac{64,62095729}{0,389 \times 1} = 160,1207128 \text{ tubes}$$

A partir de l'annexe H avec un pas de 0.0317 et un nombre de passe côté tube égale à 2, on trouve : $N_t = 166$, et le diamètre de la calandre, $D_c = 0.439$ 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, cette dernière passe côté calandre et les condensats passent côté tubes. De plus les condensats sont plus corrosifs et salissants donc ils passent coté tube.

IV.8 Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil

$$U_s = \frac{U_s' \times N_t'}{N_t} = \frac{1453,75 \times 160}{166} = 1401,204819 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

IV.9 Température calorique

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta T_{fr}}{\Delta T_{ch} - \Delta T_{fr}} = \frac{DTLM - \Delta T_1}{\Delta T_2 - \Delta T_1} = \frac{21,93925979 - 24}{20 - 24} = 0.51$$

$$T_c = 40 + 0,51 \times (64 - 40) = 52^\circ\text{C}$$

$$t_c = 20 + 0,51 \times (40 - 20) = 30^\circ\text{C}$$

IV.10 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0

IV.10.1 Coté tube

IV.10.1.1 Calcul de section par passe

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi \times d_i^2}{4} = \frac{166}{2} \times \frac{\pi \times (0,02118)^2}{4} = 0,029242862 \text{ m}^2$$

Avec : n_t : Nombre de passe côté tubes.

N_t : Nombre de tubes.

d_i : Diamètre intérieur de tubes (m).

IV.10.1.2 Calcul de la vitesse massique

$$G_t = \frac{\dot{m}}{a_t} = \frac{60546}{3600 * 0,0292} = 575,970 \text{ kg/s.m}^2$$

Avec. \dot{m} : Débit massique fluide chaud (kg/h).

IV.10.1.3 Calcul du nombre de Reynolds

$$Re_t = \frac{G_t \times d_i}{\mu_c} = \frac{575,970 \times 0,02118}{0,00044} = 27725,10136$$

Avec : μ_c : La viscosité dynamique de fluide chaud (kg/s.m)

$Re_t > 2000$ donc Régime turbulent

IV.10.1.4 Détermination de j_h

D'après l'annexe (J), $j_h = f(Re_t, f)$ avec : $L = 4,877$

$$\{Re_t = 27725,10136 \rightarrow j_h = 85 \text{ et } f = 0,14$$

IV.10.1.5 Détermination de coefficient d'échange de film interne h_{io}

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\varnothing_t} &= j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \times \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 85 \times \frac{0,6487}{0,02118} \times \left(\frac{4,187 \times 1000 \times 0,00044}{0,6487} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 3686,725315 \text{ w/m}^{20}C \\ \frac{h_{io}}{\varnothing_t} &= \left(\frac{h_i}{\varnothing_t} \right) \frac{d_i}{d_o} = 3686,7253 \times \frac{0,02118}{0,0254} = 3074,206372 \text{ w/m}^{20}C \end{aligned}$$

IV.10.2 Coté calandre

IV.10.2.1 Calcul de la section par calandre

$$a_{cT} = \frac{D_c}{P} (P - d_o) \times \beta = \frac{0,439}{0,03175} (0,03175 - 0,0254) \times \frac{0,439}{2} = 0,0192721 \text{ m}^2$$

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

IV.10.2.2 Calcul de la vitesse massique transversale de fluide chaud

$$G_{cT} = \frac{\dot{M}}{a_{cT}} = \frac{72759,46482}{0,0192721 \times 3600} = 1048,716147 \text{ Kg/s.m}^2$$

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.10.2.3 Calcul de diamètre équivalent

$$D_e = \frac{4 \times P^2}{\pi \times d_o} - d_o = \frac{4 \times (0,0317)^2}{\pi \times 0,0254} - 0,0254 = 0,025 \text{ m}$$

IV.10.2.4 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{D_e \times G_{cT}}{\mu_h} = \frac{0,025 \times 1055,374687}{0,000955} = 27627,60961$$

IV.10.2.5 Détermination de j_h' et f'

D'après l'annexe (K).

$$\{Re_c = 27627,60961 \rightarrow j_h' = 97 \text{ et } f_{ct} = f' = 0,11$$

IV.10.2.6 Détermination de coefficient d'échange de film externe h_o

$$\frac{h_o}{\varnothing_c} = j_h' \times \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{Cp' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 97 \times \frac{0,622}{0,025} \left(\frac{4,181 \times 10^3 \times 0,000955}{0,622} \right)^{\frac{1}{3}} = 4485,24835 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

IV.11 Calcul de la température des tubes

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{io}}{\varnothing_t}}{\frac{h_o}{\varnothing_c} + \frac{h_{io}}{\varnothing_t}} (T_c - t_c) = 52 - \frac{3544,379125}{4485,24835 + 3544,379125} (52 - 30) = 42^\circ\text{C}$$

IV.12. Calcul de φ_c et de φ_t

✓ La viscosité μ_t est donnée à la température des tubes

Pour des valeurs de $Re > 2100$ (régime turbulent), $\varnothing_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0,14}$

$$\varnothing_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,000955}{0,000618} \right)^{0,14} = 1,062825793$$

Donc

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\varnothing_c} \right) \varnothing_c = 4485,24835 \times 1,062825793 = 4767,037635 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

✓ La viscosité μ_t est donnée à la température des tubes

$$\varnothing_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,00044}{0,000618} \right)^{0,14} = 0,953553332$$

Donc $h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\varnothing_t} \right) \varnothing_t = 3544,379125 \times 0,953553332 = 3379,747016 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

IV.13 Calcul du Coefficient de transfert propre

$$U_p = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{3379,747016 * 4767,037635}{3379,747016 + 4767,037635} = 1977,636812 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

IV.14 Calcul de la résistance d'encrassement

IV.14.1 La résistance d'encrassement calculée

$$R_{scalculée} = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{1977,636812 - 1401,204819}{1977,636812 * 1401,204819} = 0,0002081752 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$$

IV.14.2 Calcul de la résistance d'encrassement admissible

$$R_s = R_{so} + R_{si} \times \frac{d_o}{d_i}$$

À partir de l'annexe :

$R_{si} = 0,000172 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$ (résistance d'encrassement interne)

$R_{so} = 0,000223 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$ (résistance d'encrassement externe)

$$R_s = R_{so} + R_{si} \times \frac{d_o}{d_i} = 0,000223 + 0,000172 \times \frac{0,0254}{0,0221} = 0,0004206832 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$$

IV.15 Calcul des pertes de charge

IV.15.1 Côté tubes

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271 \times 10^{15} \times d} \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \emptyset_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 2 \times (528,878 \times 3600)^2}{1,271 \times 10^{15} \times 0,981} \left[\frac{0,017 \times 4,877}{0,0221 \times 0,953} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 0,034 \text{ kg/cm}^2 < 0,5 \text{ bar admissible}$$

G_t en $\text{Kg/h} \cdot \text{m}^2$

IV.15.2 côté calandre

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

Où N_C : le nombre de chicanes $N_C = \frac{l}{B} = \frac{4.877}{\frac{0.439}{2}} = 22$

$$\Delta P_C = \frac{1 \times 0.11 \times (1055,374687 \times 3600)^2 \times (22 + 1) \times 0,439}{1.271 \times 10^{15} \times 0.99786 \times 0,025 \times 1,062}$$

$$\Delta P_t = 0,47 \text{ kg/cm}^2 < 0.5 \text{ bar admissible}$$

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

Dimensions de l'échangeur	Valeurs (SI)
Nombre des tubes	166
Diamètre extérieur (m)	0,0254
Diamètre intérieur (m)	0,0221
Epaisseur (m)	0,00167
Longueur (m)	4,877
Pas (m) carré	0,0317
Espacement entre chicane B (m)	0,2195
Surface (m ²)	62,3588
Diamètre de calandre (m)	0,439

Tableau IV.3 : Dimensionnement constructives de l'échangeur.

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 40 °C favorisant la diminution de pertes de vapeur dans le dégazeur.

CHAPITRE V :
Simulation de
l'échangeur H701 par
HYSYS

Introduction :

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé. Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé. Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement, jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu. Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis.

V.1 But de simulation :

Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. Le simulateur HYSYS peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin d'établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel et dimensionner les équipements de ce procédé ou de bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements et de déterminer les performances des équipements.

V.2 Utilisation du simulateur HYSYS :

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé peut effectuer sont :

- Dans la conception (engineering) :
 - ✓ La résolution des bilans de matières et d'énergie
 - ✓ Le dimensionnement des équipements
 - ✓ L'évaluation économique du procédé
 - ✓ L'optimisation du procédé
- Dans le suivi des procédés :
 - ✓ Le réajustement des paramètres de fonctionnement en cas des changements de la composition de l'alimentation ;
 - ✓ La détermination des performances des équipements.

V.3 Méthodologie suivie pour réaliser la simulation :

La méthodologie généralement adoptée lors d'un calcul par simulation consiste à :

- ✓ Choisir un modèle thermodynamique
- ✓ Etablir le schéma de procédé de la section étudiée (PFD)
- ✓ Introduire les données nécessaires à la simulation
- ✓ Exécuter la simulation et exploiter les résultats

V.4 Choix de modèle thermodynamique :

Le logiciel de simulation HYSYS, fait appel à des modèles thermodynamiques pour le calcul des propriétés physico-chimiques des fluides hydrocarbures et les équilibres liquide vapeur . Ces modèles thermodynamiques sont basées sur des équations d'état qui sont des expressions analytiques reliant la température, la pression et le volume d'un système. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, et parmi les modèles thermodynamiques existant dans la base de données du simulateur , il y a lieu de citer eux des :

- Modèles basés sur les équations d'état , tel que : Peng Robinson (PR) , Sove Redlich Kwong (SRK)
- Modèles d'activité telles que : UNIQUAC , UNIFAC , NRTL

V.5 Simulation du nouvel échangeur par ASPEN HYSYS V9 :

Cette partie consiste à simuler le nouveau circuit proposé, En employant sur un logiciel de simulation le plus connu dans le domaine d'engineering qui est ASPE HYSYS V10 :

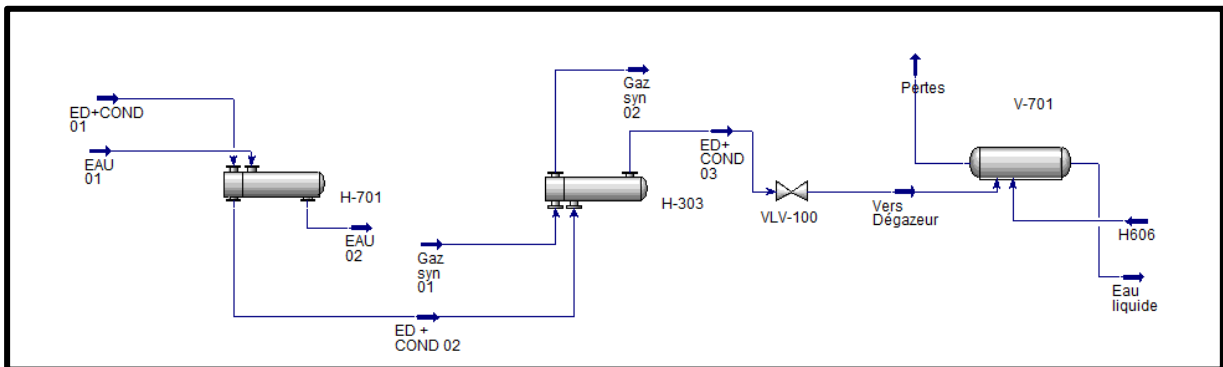


Figure V.1 : Simulation par HYSYS de l'échangeur H701 dans la section 700

Nous avons pu faire par la suite la comparaison entre l'état actuel de la section 700 et après l'installation de nouvel échangeur H701. Nous allons voir aussi une réduction importante des pertes au niveau de dégazeur, les résultats obtenus par la simulation sont indiqués dans les points suivants :

V.5.1 Simulation du dégazeur V701 à l'état actuel :

Nous remarquons que les pertes en vapeur dans les conditions de travail actuel de l'unité sont de l'ordre de 11.8 tonne/h (voir Fig 5.2) et puisque les pertes admissible sont fixés à 2tonnes/h donc les pertes au niveau de notre dégazeur sont de 9.8 tonne/h

Name	Vers Dégazeur	H606	Eau liquide	Pertes
Vapour	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature [C]	138.0	122.0	120.2	120.2
Pressure [kPa]	530.0	200.0	200.0	200.0
Molar Flow [kgmole/h]	3361	56.79	3240	178.2
Mass Flow [kg/h]	6.055e+004	1023	5.836e+004	9830
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	60.67	1.025	58.48	3.217
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.773e+005	-2.387e+005	-2.787e+005	-2.387e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	79.01	177.4	75.44	177.2
Heat Flow [kJ/h]	-9.320e+008	-1.355e+007	-9.030e+008	-4.254e+007

Figure V.2 : Simulation de V701 à l'état actuel

V.5.2 Simulation de l'échangeur H701 :

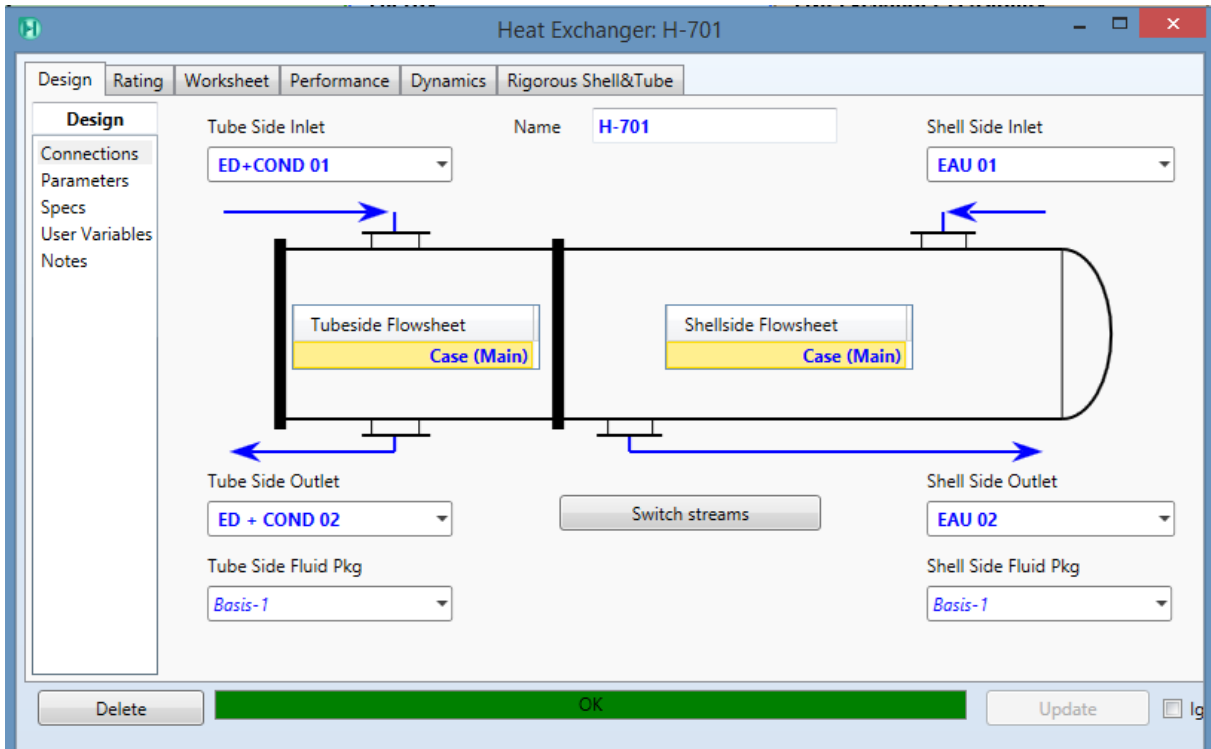


Figure V.3 : Circulation des fluides dans H701

Name	ED+COND 01	ED + COND 02	EAU 01	EAU 02
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	64.00	39.96	20.00	40.05
Pressure [kPa]	590.0	586.8	600.0	575.2
Molar Flow [kgmole/h]	3361	3361	4039	4039
Mass Flow [kg/h]	6.055e+004	6.055e+004	7.276e+004	7.276e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	60.67	60.67	72.91	72.91
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.832e+005	-2.850e+005	-2.866e+005	-2.850e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	63.26	57.50	52.38	57.52
Heat Flow [kJ/h]	-9.517e+008	-9.580e+008	-1.158e+009	-1.151e+009

Figure V.4 : conditions des fluides mis en jeu

Heat Exchanger: H-303

Design Rating Worksheet Performance Dynamics Rigorous Shell&Tube

Worksheet	Name	Gaz syn 01	Gaz syn 02	ED + COND 02	ED+ COND 03
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	142.0	135.0	39.96	40.33
Composition	Pressure [kPa]	1850	1800	586.8	535.0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	163.6	163.6	3361	3361
	Mass Flow [kg/h]	2948	2948	6.055e+004	6.055e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2.954	2.954	60.67	60.67
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.770e+005	-2.775e+005	-2.850e+005	-2.850e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	79.76	78.38	57.50	57.59
	Heat Flow [kJ/h]	-4.532e+007	-4.542e+007	-9.580e+008	-9.579e+008

Delete OK Update Ignored

Figure V.5 : Simulation de l'échangeur H303 par le simulateur Hysys

Par ailleurs , les étapes et les résultats de simulation de notre échangeur H701 sont dictés dans les figures suivantes :

V.5.3 Simulation du dégazeur après la modification :

Name	Vers Dégazeur	H606	Eau liquide	Pertes
Vapour	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature [C]	40.37	122.0	120.2	120.2
Pressure [kPa]	530.0	200.0	200.0	200.0
Molar Flow [kgmole/h]	3361	568.1	3887	42.46
Mass Flow [kg/h]	6.055e+004	1.024e+004	7.002e+004	3210
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	60.67	10.26	70.16	0.7665
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.850e+005	-2.387e+005	-2.787e+005	-2.387e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	57.60	177.4	75.44	177.2
Heat Flow [kJ/h]	-9.579e+008	-1.356e+008	-1.083e+009	-1.014e+007

Figure V.6 : Simulation du dégazeur après la modification

Dans les conditions où nous avons réduire la température à 100°C à l'entrée du dégazeur après l'installation d'un nouvel échangeur H701, On remarque que les pertes en vapeur sont de l'ordre de tonnes/h (Voir figure) et puisque les pertes admissible sont fixés à 2 tonnes /h donc les pertes au niveau de notre dégazeur sont de tonne/h

V.5.3 Résultat de l'intégration de nouvel échangeur sur le dégazeur :

Dans cette partie nous allons faire une comparaison de la simulation de nouvel échangeur proposé précédemment avec la marche actuelle dans le but de consulter les résultats de l'intégration de l'échangeur sur les pertes de vapeur de dégazeur .

Tableau V.1: Comparaison entre les températures et le débit après simulation d'échangeur H303 et de dégazeur

Paramètres	Résultats de cas actuel			Résultats de simulations avec H701
	Par calcul	Par simulation	Δ	
Température de sortie de 'échangeur H303	138 °C	138°C	0	100°C
Débit de vapeur évacué vers évent de dégazeur	9.8	9.82	0.02	3.2 tonnes/h

Tableau V.2: Comparaison entre les résultats obtenus par calcul et par simulation de H701

Paramètres	Par calcul	Par simulation	Δ
DTLM(°C)	21.9	21.93	0.03
DTLM _{CORR} (°C)	17.9	17.95	0.05

- L'intégration de nouvel échangeur (condenseur) nous a permis de minimiser les pertes de vapeurs et la récupération de chaleur pour la production de la vapeur .
- Les résultats de calcul dénotent la possibilité de diminuer la température de l'eau déminée à l'entrée du dégazeur V701 favorisant la diminution des pertes de vapeurs libérées vers atmosphère.

V.6 Etude économique :

V.6.1 Estimation du coût des pertes de vapeur :

Pour mettre en valeur cette étude , il est intéressant de finaliser par un calcul économique en traduisant les gains qui doivent bénéficier l'unité de fabrication du méthanol par la mise en exploitation des résultats précédents.

V.6.2 Perte de production avant la modification :

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

Tableau V.3: Quantité actuelle de vapeur dégagée vers atmosphère

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Perte de vapeur	9.8	235.2	7056	84780

V.6.3 Gain de consommation après la modification :

Après la simulation on a conclu que les pertes de la consommation en eau diminué de 9.8 tonne à 3.2 tonne et voici un tableau représentatif des résultats :

Tableau V.4: Débit de vapeur économisé après la modification

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Gain	6.6	158.4	4752	57024
Perte de vapeur	3.2	76.8	2304	27648

Comme il a été mentionné auparavant, les modifications apportées à l'unité au niveau de la section 700 favorisent la diminution de la quantité de vapeur dégagée vers l'atmosphère et assure le bon fonctionnement des équipements dont il est nécessaire d'estimer le coût du gain en vapeur.

Le prix unitaire ; 1tonne/h =379.41(DA) , les calculs effectués sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau V.5: Estimation économique du coût vapeur dégagée vers l'atmosphère.

	Avant modification	Après modification
Coût des pertes annuelles (DA)	32166379.8	10489927.68
Coût du gain annuel (DA)		21635475.84

V.7 Estimation du cout de nouvel échangeur :

Le coût unitaire C du m² de surface d'échange dépend de la surface totale de l'échangeur, On prend en compte les coûts de la matière première et de la main d'œuvre. Ce coût est inversement proportionnel à la surface totale de l'échangeur de chaleur. Le coût dépend également du faisceau de tube choisi (diamètre, BWG, longueur, disposition des tubes, matériaux, type d'échangeur et pression de calcul).

$$C=c \times S \times F_0 \times F_1 \times F_2 \times F_3 \times F_4 \times (F_5+F_6)$$

C: coût de l'échangeur

C: coût unitaire du m²

$$F_0= 1.2$$

$$F_1=1$$

$$F_2=1.05$$

$$F_3= 1.1$$

$$F_4=1$$

$$F_5= 0.33$$

$$F_6=0.56$$

$$As =62.34 \text{ m}^2$$

$$C= 600 \text{ euro/m}^2$$

$$C = c \times As \times F_0 \times F_1 \times F_2 \times F_3 \times F_4 \times (F_5+F_6)$$

$$C=670 \times 62.34 \times 1.2 \times 1 \times 1.05 \times 1.1 \times 1 \times (0.33+0.56)$$

$$C= 51522.2520 \text{ Euro}$$

$$C= 8281425.50 \text{ DA}$$

Toute comparaison économique doit tenir compte aussi des frais de transport et d'installation de l'échangeur.

V.8 Evaluation du délai de récupération du coût de l'investissement dans ce projet :

Le délai de récupération d'un projet d'investissement représente le temps requis (généralement le nombre d'années) pour récupérer l'argent investi dans le projet. On considérera donc les sorties de fonds liées au projet comme étant le coût du projet (investissement) et les entrées de fonds comme les recettes (flux monétaire annuel) du projet.

$$\text{Le délai de récupération} = \frac{\text{Le coût de l'échangeur}}{\text{le coût des revenus}}$$

Le coût de l'échangeur = 8281425.50

Le coût des revenus = 21635475.84

Le temps de récupération est environs 2.61 ans = 31 mois.

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 déminée assurée par le service utilité.

Conclusion générale

Conclusion générale

Ce travail élaboré durant mon stage de mise en situation professionnelle au sein du complexe CP1/Z, était très bénéfique, car il m'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.

L'étude réalisée sur cet appareil a apporté à mes 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] 'Echangeur de chaleur' Formation Industrie centre des techniques appliquées de SKIKDA, IAP-CU
- [4] *Technique de l'ingénieur* J1080-2 par René LELEU.
- [5] Manuelle opératoire de l'unité Méthanol. Humphrey et Glasgow, Ltd. Octobre 1973.
- [6] *Les Traitement des Eaux dans l'Industrie Pétrolière*, Publication de l'institut français du pétrole, édition Technipe 21-22 Mars, 1972.
- [7] *Spirax Savco* Ti-R01-523 AB indice 1
- [8] : 'Les équipements – les échangeurs' TOTAL, Support de formation cours EXP-PR-EQ120, Révision 0.1.
- [9] M. Bennajah. Chaoui, *Echangeurs de Chaleur*, Paris, édition Technipe, 2014.
- [10] Matériels thermiques – Technologie et utilisation des échangeurs- Cours IFP (D2-1/B). Edition 2005.
- [11] M. A. Masri, *Equipements d'Echange Thermique*, *Echangeur faisceau-Calandre*, IAP, 1010.

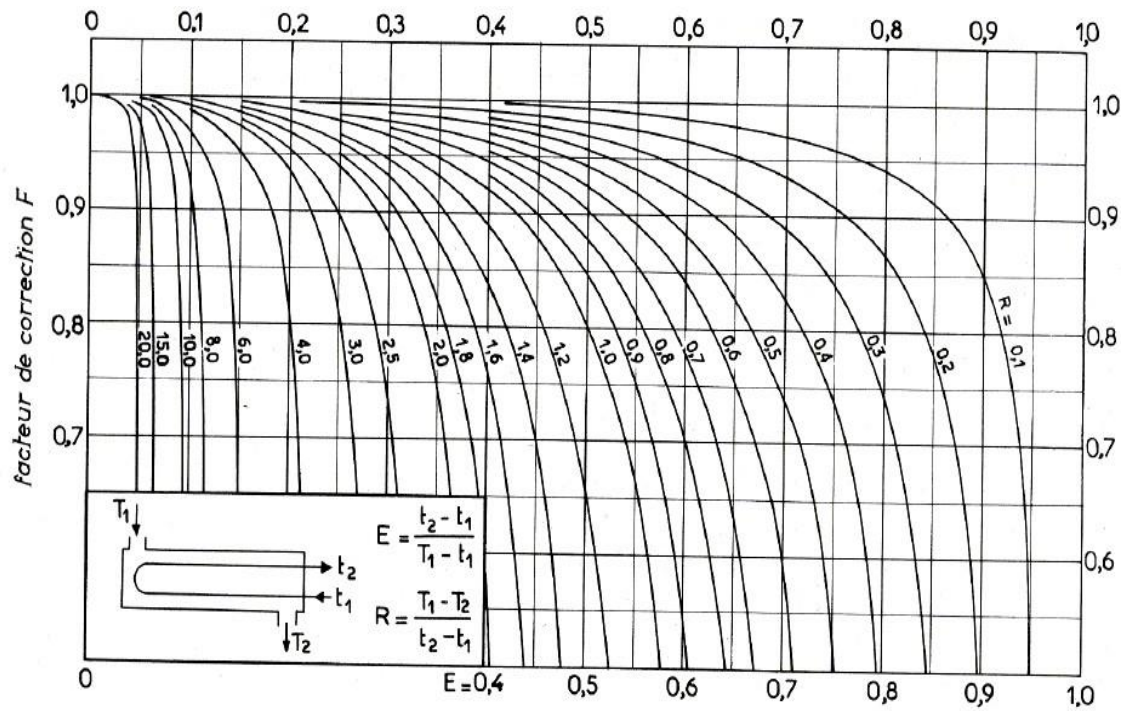
ANNEXE

ANNEXE

Annexe A : Tableau des données du dpt unité méthanol

Les débits	Les valeurs
FR 703	26918.3
FR 704	16800
FRC 101	11400
FR 102	36000
FRC 406	440
FRrC 701/B	60 000
FS101	16000

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 Us.[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]

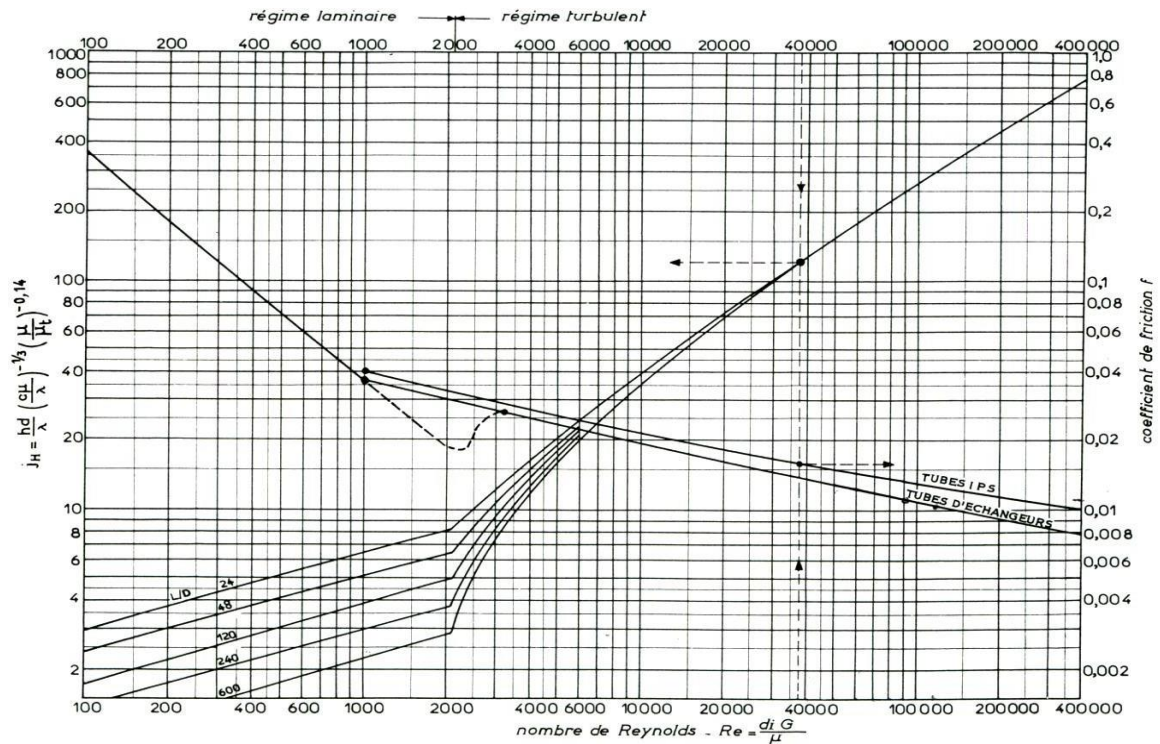
DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	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 _e 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]

