



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET
POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

EL-HADDAD Abdel-wahab

Filière : Hydrocarbures
Spécialité : Génie des Procédés
Option : Pétrochimie

Thème

DIMINUTION DES PERTES DE VAPEUR AU NIVEAU DU DEGAZEUR V701 PAR REFROIDISSEMENT D'EAU D'ALIMENTATION

Devant le jury :

Mme. BENHATHATE Amel	Prof	UMBB	Président
Mme. Keddour	Prof	UMBB	Examineur
Mme. BENMABROUKA	Prof	UMBB	Examineur
Mr. SAOUD Abdesselam	Prof	UMBB	Encadrant

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 Mr SAOUD Abdesselam, 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 accepter 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

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.

Dédicace

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

Je dédie ce modeste travail :

A ma très chère mère, ma raison de vivre, celle qui m'a soutenue jusqu'à la fin, avec son grand amour et son aide inestimable.

A mon cher et meilleur papa du monde qui a consacré tous les moyens pour y arriver, il sera inchallah heureux et fier de ce modeste travail.

« Que dieu vous Protège »

A mes sœurs hadjer, youssra , achouek.

A mon frère khaled .

A mademoiselle louíza aichaoui.

A mon oncle djílali.

A toute ma famille, cet ensemble de personnes qui forment comme une forteresse au fond de nous et où l'on peut se réfugier à tout moment.

A mes amies miloud , aïmen , djalal , taoufik , abdelkarim, bilal, ismail,

A ceux qui me sont chers et à tous ceux qui m'aiment.

Résumé

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

Le complexe CPI/Z conçu dans le but de produire du méthanol raffiné répondant aux normes et exigences mondiales. Le méthanol raffiné est synthétisé à partir des matières premières à savoir le gaz naturel et la vapeur d'eau.

Les échangeurs de chaleurs mis en disposition occupent la plus grande importance dans la maîtrise d'énergie thermique afin d'exploiter ces matières premières en bonne issue. Ne disposant pas d'une autonomie en eau déminée, le complexe CPI/Z a fait de la réduction des pertes en vapeur vers atmosphère au niveau du dégazeur V701 suite à la haute température d'eau d'alimentation, une préoccupation majeure pour des considérations essentiellement économique et surtout pour préserver cette richesse naturelle.

Dans le cadre d'une bonne exploitation d'eau déminée, une installation d'un nouvel échangeur est nécessairement recommandée pour réduire la température d'eau d'alimentation du dégazeur. Il a pour but de minimiser les pertes des vapeurs qui mènent à diminuer la consommation en eau d'appoint.

Abstract

Since Algeria is a country whose main income is based on the oil and gas industry, it still has refining and petrochemical techniques.

The CPI/Z. complex designed to produce refined methanol that meets global standards and requirements. Refined methanol is synthesized from raw materials, namely natural gas and water vapour.

The heat exchangers made available occupy the greatest importance in the control of thermal energy in order to exploit these raw materials in good outcome. As it does not have a determined water autonomy, the CPI/Z.complex has made the reduction of vapor losses into the atmosphere at the level of the V701 degasser following the high temperature of the supply water, a major concern for considerations essentially economic and above all to preserve this natural wealth.

As part of a good operation of demined water, the installation of a new exchanger is necessarily recommended to reduce the temperature of the water supply to the degasser. Its purpose is to minimize the losses of vapors which lead to a reduction in the consumption of extra water.

الملخص

نظرًا لأن الجزائر تعتمد بشكل رئيسي على صناعة النفط والغاز في دخلها، فإن لديها تقنيات متقدمة في مجال التكرير والبتروكيماويات. تم تصميم مجمع CP1/Z لإنتاج الميثانول المكرر الذي يفي بالمعايير والمتطلبات العالمية، حيث يتم تصنيعه من مواد خام مثل الغاز الطبيعي وبخار الماء.

تلعب المبادلات الحرارية دورًا حيويًا في التحكم في الطاقة الحرارية لضمان استغلال هذه المواد الخام بكفاءة. نظرًا لعدم استقلالية المجمع عن المياه المزالة، فقد عمل مجمع CP1/2 على تقليل خسائر البخار في الغلاف الجوي عند مستوى مزيل الغاز V701 بعد تسخين مياه الإمداد. هذا الأمر يُعتبر ذا أهمية اقتصادية كبيرة وأيضًا للحفاظ على الموارد الطبيعية.

ولتحسين تشغيل المياه المطهرة، يُوصى بضرورة تركيب مبادل حراري جديد لتقليل درجة حرارة المياه المتدفقة إلى مزيل الغازات. يهدف هذا الإجراء إلى تقليل فقد البخار وبالتالي تقليل استهلاك الماء المضاف.

Table des matières

Liste des abréviations

Liste des tableaux

Liste des figures

Introduction

Problématique

I CHAPITRE I :

Présentation de complexe CP1Z

I.1	Les phases de la réalisation et de mise en exploitation de l'entreprise nationale des industries pétrochimiques CP1Z :.....	1
I.2	Situation géographique	2
I.3	La capacité de production.....	2
I.4	Organigramme du complexe CP1Z.....	4
I.5	Description des départements.....	5
I.5.1	Département sécurité	5
I.5.2	Département Personnel & Moyens Généraux PMG	5
I.5.3	Département administration/ social (ADM/SOC)	5
I.5.4	Département développements et ressources humaine (DRH).....	5
I.5.5	Département finances et juridique (F).....	6
I.5.6	Département technico-commerciale (TC).....	6
I.5.7	Département de maintenance	6
I.5.8	Département approvisionnement (A).....	7
I.5.9	Département technique.....	7
I.5.10	Département de production	7
I.6	Laboratoire du complexe	7
I.6.2	Analyses effectués.....	8
I.7	L'unité méthanol	10
I.7.1	Section 100	10
I.7.2	Section 200	11
I.7.3	Section 300	13
I.7.4	Section 400	14
I.7.5	Section 500	15
I.7.6	Section 600	17
I.7.7	Section 700	19
I.8	Service résines synthétiques (unité 100)	21
I.8.1	Production du gaz de formaldéhyde.....	21
I.8.2	Production de formurée 80% en poids	23
I.9	Service utilité.....	23

II CHAPITRE II:

Généralités

II.1	Les échangeurs de chaleur :	25
II.1.1	Les modes d'échange de chaleur dans un échangeur thermique :	25
II.1.2	Critères de classement des échangeurs.....	26
II.1.3	Types d'échangeurs.....	29
II.1.4	Echangeurs tubulaires.....	31
II.1.5	Les avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires.....	33
II.1.6	Rôle des différents composants d'un échangeur de chaleur.....	34
II.1.7	Désignations TEMA	36
II.2	Dégazeur thermique	39
II.2.1	Principe de fonctionnement	39
II.2.2	Différents types de dégazeur	39
II.2.3	Eléments du dégazeur thermique.....	40
II.3	Le méthanol.....	43
II.3.1	Propriétés du Méthanol	43
II.3.2	Les différents procédés de fabrication du méthanol	44
II.3.3	LES UTILISATIONS DU MÉTHANOL	47
II.3.4	Toxicité du méthanol	48
II.4	Procédé de production du gaz de synthèse	50
II.4.1	Le gaz de synthèse et ses matières premières.....	50
II.4.2	Généralités sur les procédés de production du syngaz	50
II.4.3	Aspects thermodynamiques	53

Problématique

Partie calcul

III CHAPITRE III :

Etude des Pertes de

III.2	Bilan de consommation d'eau déminée dans l'unité de méthanol	55
III.3	Bilan de matière du four F201	56
III.3.1	Calcul de débit massique de gaz process (F_{GN}).....	57
III.3.2	Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène (F_{H2}).....	58
III.3.3	Calcul de débit massique du gaz de synthèse sèche.....	59
III.3.4	Calcul de débit massique des condensats.....	60
III.3.5	Calcul des pertes dans le dégazeur V701.....	60

CHAPITRE IV : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

IV.1	Méthode de Kern	63
IV.2	Données de départ.....	64
IV.3	Bilan thermique.....	65
	Calcul de débit d'eau de refroidissement :	65

IV.4	Calcul thermique :	65
IV.5	Estimation de la surface d'échange sale Δs :	66
IV.6	Choix de la géométrie de l'échangeur :	66
IV.6.1	Caractéristiques du tube :	66
IV.6.2	Choix de diamètre extérieur d_0 et intérieur d_i des tubes ainsi que le pas P et l'espacement entre chicane B :	66
IV.6.3	Calcul surface d'échange d'un tube a_0 :	67
IV.6.4	Estimation de nombre théorique des tubes $N't$:	67
IV.7	Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre) :	67
IV.8	Détermination du nouveau coefficient de transfert sale U_s et l'aire d'échange Δs :	67
IV.8.1	Détermination U_s :	67
IV.8.2	Température calorique :	68
IV.9	Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 :	68
IV.9.1	Coté tube:	68
IV.9.2	Coté calandre :	69
IV.10	Calcul de la température des tubes :	71
IV.11	Calcul de ϕ_t et ϕ_c :	71
IV.12	Calcul de h_i et h_0 :	71
IV.13	Calcul du coefficient de transfert propre U_p :	72
IV.14	Calcul de la résistance d'encrassement :	72
a-	Résistance d'encrassement calculée:	72
IV.15	Calcul des pertes de charge :	72
IV.16	Résultats de Simulation par Hysys :	74
IV.16.1	Introduction:	74
IV.16.2	Présentation du simulateur HYSYS :	74
IV.16.3	Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel :	75
IV.16.4	Simulation de l'échangeur H-700 dans la section 700 :	76
IV.16.5	Estimation du coût des pertes de vapeur :	82

Conclusion

Références bibliographiques

Les annexe

Liste des abréviations

TEMA: Standars of Tubular Exchanger Manufacturers Association

BWG: Birmingham Wire Gage

PFD: Process Diagram Flowsheet

ATR : Autothermal reforming (reformage autotherme)

Fi701A : débit massique d'eau déminée assurée par service utilité
[kg/h]

Fi701 : 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 [Nm³ /h]

FRC 406 : débit volumique de gaz d'hydrogène vers le four. [Nm³ /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. [m³ /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/m³]

ρ : masse volumique. [Kg/m³]

Q: quantité de chaleur. [Kcal/(h)]

Φ : Le flux de chaleur [W]

e : épaisseur de la paroi [m]

Rth : Résistance thermique [°C/W]

Pr : Nombre de Prandtl.	
As : Surface totale sale	[m ²]
a: Section de passage	[m ²]
B : Espacement entre chicanes transversales	[m]
Cp : Chaleur spécifique	[Kcal/Kg.°C]
d0, di : Diamètre extérieur et intérieur du	[m]
de : Diamètre équivalent	[m]
ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne	[°C]
Fc : Facteur correctif de la ΔTLM	
Te, Ts : Température de fluide chaud d'entrée et de sortie dans le tube	[°C]
te, ts : Température de fluide froid d'entrée et de sortie dans la calandre	[°C]
tt : température de tube	[°C]
Tc, tc : Température calorifique des deux fluide chaud et froid	[°C]
Gt , GCT : Vitesse massique (tube, calandre)	[Kg/m ² s]
h0 , hi : Coefficient du film externe et interne	[Kcal/hm ² °C]
hi0 : Coefficient du film interne rapporté à la surface externe	[Kcal/hm ² °C]
Jh : Coefficient de transfert L : longueur de tube	[m]
Nc : nombre de chicane transversale	
Nt : Nombre de tube	
nc : nombre de passe coté calandre	
ΔPt , ΔPc : perte de charge coté calandre et coté tube	[Kg/cm ²]
Re : Nombre de REYNOLDS	
RS : résistance d'encrassement	[hm ² °C/Kcal]
Up : Coefficient d'échange propre	[hm ² °C/Kcal]
Us : 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 II-1:Propriétés physique du Méthanol.	46
Tableau III-1:calcul de débit massique de gaz naturel de processus Fgn.....	58
Tableau III-2:calcul de débit massique de gaz d'hydrogène Fh2.	59
Tableau III-3:calcul de débit massique du gaz de synthèse.	60
Tableau IV-1:Données nécessaires pour le calcul d'un échangeur.	64
Tableau IV-2:Caractéristiques du tube.....	67
Tableau IV-3:les dimension constructives de l'échangeur H700.....	73
Tableau IV-4:Conditions des fluides dans l'échangeur H-700	81
Tableau IV-5: Conditions des fluides dans l'échangeur H-303 après l'installation d'un nouvel échangeur	82
Tableau IV-6:La différence de la sortie de vapeur avant et après l'installation de l'échangeur	82
Tableau IV-7:Quantité de vapeur dégagée vers atmosphère	83
Tableau IV-8:Débit de vapeur économisé	83

Liste des figures

Figure I-1:Situation géographique du complexe CP1Z.....	2
Figure I-2:L'organigramme du complexe CP1Z.	4
Figure I-3:Section 100 : Distribution de gaz.	11
Figure I-4:Section Reforming catalytique.....	13
Figure I-5:Refroidissement et Séparation.....	14
Figure I-6:section 400 la compression du gaz de synthèse.	15
Figure I-7:section 500 la synthèse de méthanol.	17
Figure I-8:section 600 la distillation.	19
Figure I-9:Section 700 (recupération de l'eau).	22
Figure I-10:Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formurée.....	23
Figure I-11:Circuit fluide du formurée80.....	23
Figure II-1:échangeur dans un radiateur d'automobile.	26
Figure II-2:échangeur co-courant.	28
Figure II-3: échangeur a contre- courant	28
Figure II-4:échangeur courants croisés	29
Figure II-5:Echangeur a plaque.	29
Figure II-6:Echangeurs à chaleur spiralés.....	30
Figure II-7:Echangeurs à tube et ailettes.	30
Figure II-8:Echangeurs thermiques à surfaces raclée.	31
Figure II-9:Echangeurs à blocs.	31
Figure II-10:Echangeurs tubulaires	32
Figure II-11:Echangeurs tubulaires.	33
Figure II-12:Plaques tubulaires.	34
Figure II-13:Faisceau tubulaire.	35
Figure II-14:Chicanes transversables et longitudinales.....	36
Figure II-15:Calandre.	36
Figure II-16:Échangeur de tête flottante (en-têtes arrière de type P, S, T et W).	38
Figure II-17:Dégazeur thermique.....	42
Figure II-18:Shéma du procédé d'obtention du méthanol à partir de la biomasse.	46
Figure II-19:Shéma du procédé d'obtention du méthanol à partir de la CO2	46
Figure III-1:shéma montre la consommation de l'unité en eau déminée.....	55
Figure III-2:shéma montre la consommation de gaz naturel et de la vapeur dans le four.	56
Figure III-3:Bilan de matière du dégazeur V701.....	61

<i>Figure IV-1:imulation une partie de la section 700 à l'état actuel .</i>	75
<i>Figure IV-2:Simulation par Hysys de l'échangeur H-700 dans la section 700</i>	76
<i>Figure IV-3:Insertion de la perte de charge des fluides</i>	76
<i>Figure IV-4:Mention du nombre de passe et le type d'échangeur.</i>	76
<i>Figure IV-5:Insertion des dimensions de H-700 coté calandre</i>	77
<i>Figure IV-6:Insertion des dimensions de H-700 coté tube .</i>	78
<i>Figure IV-7: Conditions de EF entrée dans H701.</i>	78
<i>Figure IV-8: Conditions de ER sortie de H701.</i>	79
<i>Figure IV-9: Conditions de condensat sortie de H701.</i>	79
<i>Figure IV-10: Conditions de condensat entrée dans H701.</i>	80
<i>Figure IV-11:la diminution des pertes de vapeur au niveau V701 vers évent par simulation</i>	80

Introduction

La pétrochimie est un domaine scientifique qui utilise les composés chimiques basiques du pétrole comme éléments de base pour la fabrication de composés synthétiques, tel que le méthanol produit à partir du méthane (CH_4) et de la vapeur d'eau.

La synthèse du méthanol implique l'emploi de divers équipements industriels, parmi lesquels les échangeurs thermiques figurent en bonne place. Ces dispositifs, d'une importance majeure dans l'industrie en général, permettent de réguler la température de manière très performante en fonction des besoins et des contraintes du procédé, en exploitant le principe de l'échange thermique entre les fluides impliqués. Ils revêtent une dimension économique essentielle, car ils permettent de récupérer de l'énergie thermique (chaleur) et ainsi de réduire au minimum les pertes en matière première ou semi-finie.

L'échangeur de chaleur de notre unité méthanol constitue un pilier de l'optimisation énergétique. Il permet de récupérer 90% de l'énergie thermique utilisée dans le procédé, au niveau de la section 700 Cette énergie récupérée est ensuite transformée en vapeur d'eau, laquelle alimente les turbines et assure leur fonctionnement.

Pour notre projet de fin de formation, le complexe CP1/Z nous a confié une tâche relative à la diminution des pertes de vapeur rejetées par l'évent du dégazeur V701. Notre mémoire est divisée en deux parties principales:

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 dont le but d'assurer la fiabilité des calculs, et l'ensemble des résultats obtenus par la simulation ainsi une étude technico-économique sont regroupés dans le dernier chapitre.

Problématique

La conception de l'unité vise à optimiser la récupération de chaleur, tant calorifique que frigorifique. La chaleur récupérée à haute température permet la production de vapeur d'eau, élément central de l'unité, qui subit ensuite un prétraitement physique ou un dégazage.

Le problème principal est le flux important de vapeur rejeté par l'évent du dégazeur V701. Cela s'explique par la température élevée de l'eau en provenance de l'échangeur H303 et des condensats du rebouilleur H606.

Les condensats des trois séparateurs, à une température d'environ 64°C, sont regroupés dans le bac de stockage T751. Ils sont ensuite mélangés à de l'eau d'appoint provenant du service utilité, maintenue à une température de 35°C. Ce mélange d'eau est ensuite envoyé vers l'échangeur H303 où il agit comme agent de refroidissement pour le gaz de synthèse, réduisant sa température de 142°C à 125°C. En absorbant la chaleur du gaz, l'eau voit sa propre température augmenter et atteindre 118°C. L'eau mélangée s'écoule ensuite vers le haut du dégazeur où elle entre en contact à contre-courant avec la vapeur provenant de H606, chauffée à 117°C. Ce processus élimine les gaz dissous comme l'oxygène et le dioxyde de carbone. Cependant, la haute température des fluides dans le dégazeur entraîne une perte importante de vapeur évacuée vers l'atmosphère, pouvant atteindre 5 tonnes/h. Si le dégazage est essentiel pour garantir une eau de bonne qualité, il est néanmoins crucial de limiter le débit de vapeur rejetée à un maximum de 2 tonnes/h.

Afin de diminuer les fuites de vapeur au niveau du dégazeur, J'ai réalisé des calculs de conception pour un nouvel échangeur thermique. Ce nouvel échangeur sera positionné avant l'échangeur H303 et aura pour objectif de refroidir les condensat.

CHAPITRE I :

Présentation de complexe CP1

La société nationale algérienne pour la recherche, la production, le transport, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures, fondée le 31 décembre 1963, est la première entreprise pétrolière et gazière en Afrique. Ce chapitre introduit le complexe pétrochimique CP1Z d'Arzew, en détaillant ses divers départements et les étapes de production du méthanol, en tenant compte des différentes phases du processus effectuées dans les sections de cette unité.

I.1 Les phases de la réalisation et de mise en exploitation de l'entreprise nationale des industries pétrochimiques CP1Z :

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 Situation géographique

Le Complexe Méthanol et résines synthétiques s'étend sur 27 hectares sur le plateau du MOHGOUN, surplombant la baie d'Arzew. Il se trouve au nord de la raffinerie, à deux kilomètres de la ville, et est accessible depuis la route nationale Oran-Arzew-Mostaganem.

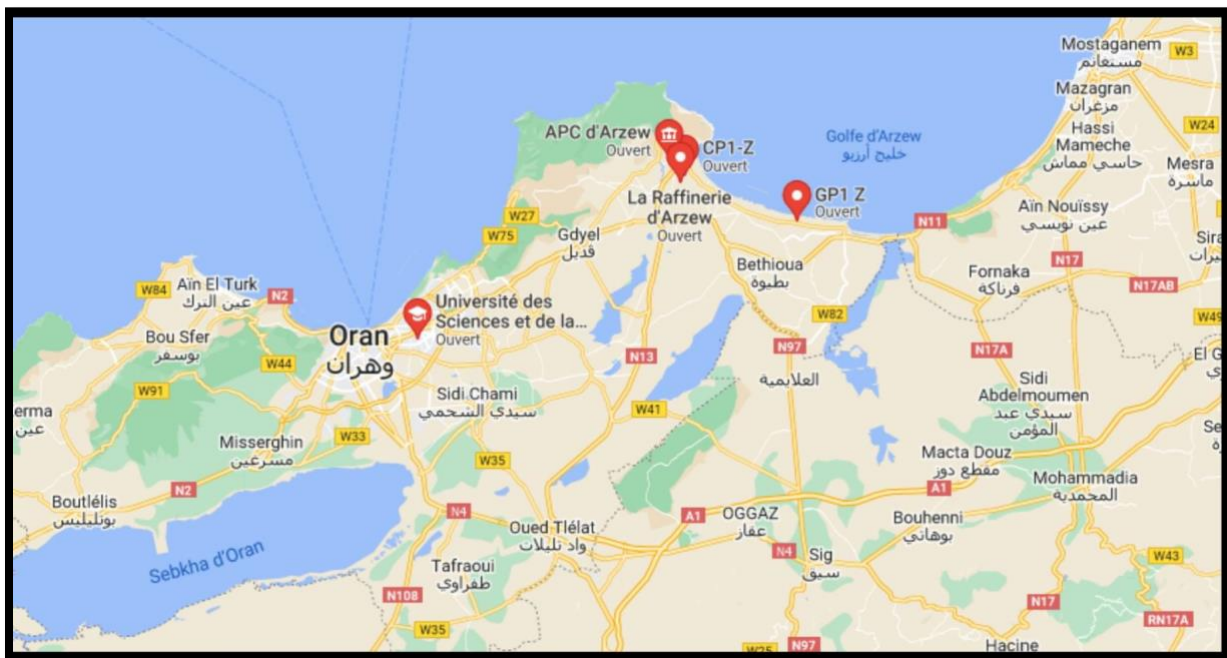


Figure 0-1: Situation géographique du complexe CP1Z.

I.3 La capacité de production

Le complexe CP1Z gère la conversion des hydrocarbures liquides ou gazeux et de leurs dérivés en produits pétrochimiques de base et finis pour les marchés nationaux et internationaux. Dans les années 90, avant que certaines unités ne rencontrent des problèmes de commercialisation et d'obsolescence des produits, le complexe produisait les articles suivants :

- Le méthanol
- Le formaldéhyde et d'urée formol

- Les résines phénoliques liquides
- Les résines phénoliques en poudre
- Les résines uriques liquides
- Les résines uriques atomisées
- Les résines uriques en poudre
- Les résines mélaniques liquides

I.4 Organigramme du complexe CP1Z

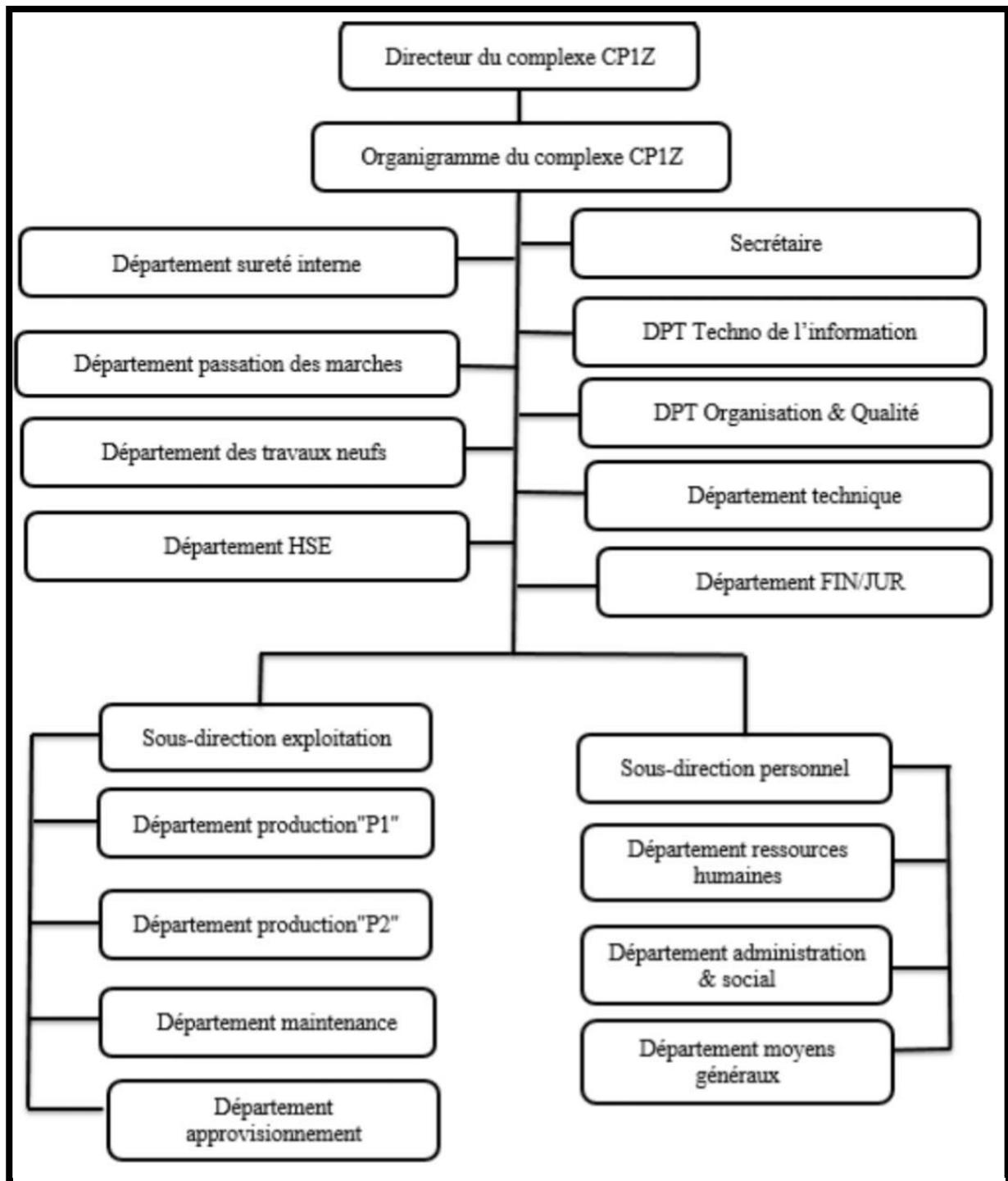


Figure 0-2: L'organigramme du complexe CP1Z.

I.5 Description des départements

I.5.1 Département sécurité

Ce département garantit la sécurité du personnel et prévient tout risque d'incendie ou d'accident pouvant mettre en danger la vie humaine ou endommager les installations de production. Il se compose de trois (03) services.

- Service de surveillance
- Service de surveillance
- Service d'intervention

I.5.2 Département Personnel & Moyens Généraux PMG

Les responsabilités de ce département incluent le suivi et le pointage du personnel, l'établissement des décisions administratives, la préparation des salaires, l'accueil et le recrutement, ainsi que la gestion du transport du personnel et de la restauration.

I.5.3 Département administration/ social (ADM/SOC)

Ce département est responsable du suivi de la gestion des employés en termes de performances. Il se compose de deux services :

- Service administratif
- Service social

I.5.4 Département développements et ressources humaine (DRH)

Les objectifs de ce département incluent :

- Recrutement et sélection du personnel.
- Planification des effectifs.
- Contribution à la formation et au perfectionnement du personnel
- Mettre en œuvre des actions visant à garantir la maîtrise des techniques et des technologies liées à son domaine d'activité.
- Assurer le suivi des parcours professionnels grâce à l'établissement d'une fiche d'appréciation pour chaque agent.

I.5.5 Département finances et juridique (F)

Les responsabilités de ce département incluent le suivi des opérations financières et juridiques du complexe, et il est composé de trois (03) services :

- Service de comptabilité générale.
- Service d'information de gestion.
- Service de trésorerie.

I.5.6 Département technico-commerciale (TC)

Ce département est responsable de l'élaboration des plans annuels de production en fonction des besoins du marché national et international, ainsi que de la promotion, de la vente et de la distribution des produits finis. Il se compose de trois services :

- Service vente et distribution.
- Service marketing.
- Service Planning Programmation et Expédition.

I.5.7 Département de maintenance

Il se compose trois services :

I.5.7.1 *Service mécanique*

Il contient 2 section :

La section des machines tournantes

Il implique le démontage des pièces, leur remplacement selon leur usure, le nettoyage, le remontage et le réglage des éléments tels que les pompes, les compresseurs, les turbines, les ventilateurs et les réducteurs de vitesse.

La section des machines-outils :

Il implique la réparation ou la fabrication de certaines pièces en atelier à l'aide de machines-outils.

I.5.7.2 *Service instrumentation*

Il facilite la réparation et la maintenance des instruments tels que les vannes, les soupapes, les clapets, les transmetteurs, en plus de comprendre leur construction et leur fonctionnement mécanique.

I.5.7.3 Service électricité

Dans le complexe CP1/Z, l'électricité provient du réseau national de SONELGAZ. Deux lignes d'alimentation sont utilisées : une ligne terrestre depuis Arzew et une ligne aérienne depuis Ain El-Beida, opérant à une tension de 30 kV et une puissance apparente de 13 MVA. Ces lignes alimentent les deux ensembles de barres, A et B.

I.5.8 Département approvisionnement (A)

Le département des approvisionnements (A) a pour responsabilité de s'assurer que l'unité dispose des pièces de rechange et de tous les produits essentiels à son bon fonctionnement. Il est organisé en deux services :

- Service d'achat
- Service de gestion des stocks

I.5.9 Département technique

Un organisme comprenant trois services est établi pour garantir que le complexe atteigne ses objectifs de production tout en préservant la durabilité des installations :

- Le service d'ingénierie (TE) : chargé d'examiner toute possibilité d'amélioration du processus.
- Le service d'inspection : responsable de vérifier l'état des équipements.
- Le service de laboratoire : chargé de surveiller la qualité des fluides et des matières utilisés dans les processus de fabrication.

I.5.10 Département de production

Ce département est sous la supervision directe de la sous-direction de l'exploitation et a pour principale mission la production de méthanol. Il est constitué de quatre services :

- Service méthanol.
- Service utilité.
- Service résines synthétiques.
- Service de Planification, Programmation et Expédition (U200).

I.6 Laboratoire du complexe

Le laboratoire occupe une place centrale dans les secteurs de l'industrie chimique et pétrochimique en assurant un suivi et un contrôle constants de la qualité des produits finis. Il

incarne l'efficacité de tout complexe en évaluant la qualité des produits tout au long du processus. Il garantit le bon fonctionnement des unités de traitement des matières premières et analyse les produits finis en vue de leur commercialisation, que ce soit sur le marché national ou à l'étranger.

Les sections du laboratoire

Il contient

I.6.1.1 Section contrôle

qui sert à contrôler :

- Eaux.
- Gaz de procédé.
- Résine.
- Méthanol.

I.6.1.2 Section des analyses chimiques

- Préparation et normalisation des solutions.
- Contrôle analytique des unités de résines (formaldéhyde, formuée, urée).

I.6.2 Analyses effectués

I.6.2.1 Analyse Des Eaux

Les analyses des eaux, tant pour leur traitement que leur contrôle, ont pour objectif de préserver les équipements du complexe. En effet, des composés comme le chlorure et le calcium peuvent être corrosifs, notamment dans un environnement nécessitant un pH basique. Ainsi, les services d'utilités prennent des mesures en ajoutant des produits pour ajuster et stabiliser le pH de manière adéquate.

Les sources d'eau utilisées dans la production de méthanol sont :

- Eaux de l'entropie (eau de mer)..
- Eaux déminéralisées (ED).
- Eaux de refroidissement (ER).

- Eaux de chaudière (11F1).
- Aux de chaudière (F208).
- Eaux gazeuse (V701).
- Eaux condensat (11 D1).
- Dégazeur (11 D3).

I.6.2.2 Analyses physico-chimique

- Mesure du ph.
- Mesure de conductivité.

I.6.2.3 Analyses Volumétriques

La méthode volumétrique, également connue sous le nom de titrage, implique l'utilisation de solutions distinctes. L'une de ces solutions agit spécifiquement comme réactif pour former un complexe ou un couple de sels qui ont la propriété de se déposer.

- Titre hydrotimétrie (T. H).
- La complexation.
- Détermination des chlorures.

I.6.2.4 Analyses du méthanol

- Pureté du méthanol raffiné.
- Densité du méthanol raffiné.
- Détermination de l'eau dans le méthanol.
- Détermination des hydrocarbures dans le méthanol raffiné.
- Détermination de l'acidité dans le méthanol raffiné.
- Détermination du résidu non volatil.
- Détermination de l'intervalle de distillation du méthanol raffiné.
- Test au permanganate de potassium pour le méthanol.

I.6.2.5 Analyse des gaz

- La chromatographie en phase gazeuse « C.P.G ».

I.6.2.6 Les analyses physico-chimiques des résines

- Viscosité absolue.
- Temps de gel de colle urique.
- Détermination du formaldéhyde oxydable.
- Détermination du formaldéhyde dans les condensat amino-formaldéhyde.
- Détermination du pouvoir tampon formurée UF80.

I.7 L'unité méthanol

Elle est composée de 07 sections dédiées à la production de méthanol à partir de gaz naturel.

I.7.1 Section 100

Le gaz naturel fourni par RTO subit un processus de compression et d'expansion en deux étapes :

Phase de pression : Le gaz est pressurisé par la vanne de régulation PICV101 à une pression de 30 bars.

Phase d'expansion : Après la compression, le gaz est à nouveau détendu à 28,5 bars.

Le gaz passe dans un séparateur (V106) où il est séparé en :

Gaz combustible vers le four (F201) et les brûleurs auxiliaires (F205) à l'aide de vannes de régulation de pression et de débit dédiées

au four (F201)

Pression : La pression du gaz combustible entrant dans le four est contrôlée à 8 bars par une vanne de régulation de pression. (PICVV103) Débit Le débit de gaz combustible dans le four est contrôlé par une vanne de régulation de débit (FRCV103).

Brûleurs supplémentaires (F205) : Pression : La pression du gaz combustible entrant dans les brûleurs auxiliaires est contrôlée à 3,4 bar par une vanne de régulation de pression (PICV102).

Gaz de process vers le four (F201) à 25.5 bars contrôlé par PICV105.

Le gaz pour les pilotes et blinking sont envoyés au réservoir de stockage T651A et au réservoir de pré-stockage T603.

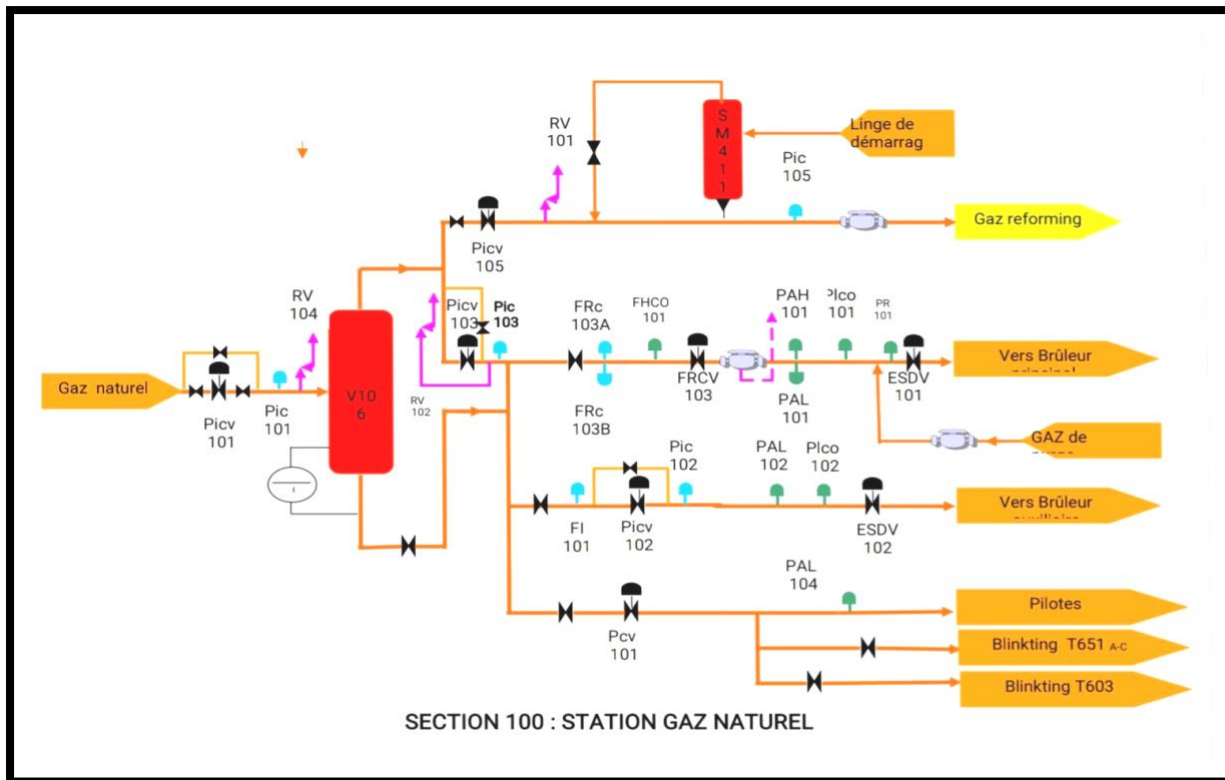


Figure 0-3: Section 100 : Distribution de gaz.

I.7.2 Section 200

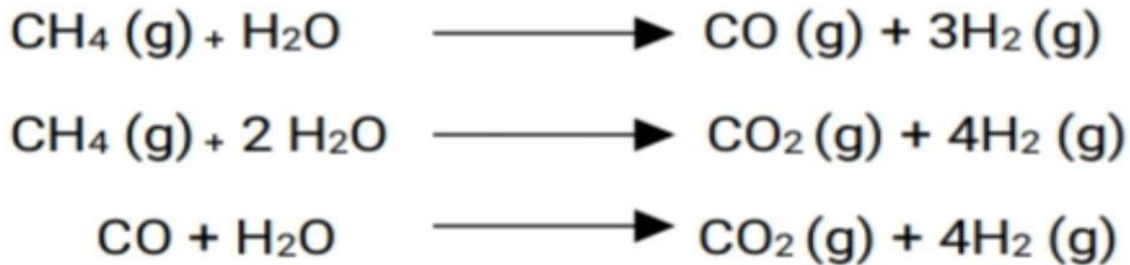
Le gaz de traitement, qui a une température de 450°C et une pression de 27 kg/cm², est mélangé à de la vapeur à moyenne pression (27 kg/cm² et une température de 360°C).

La vanne FRCV102 contrôle le débit de vapeur

Le reformage du méthanol est la conversion d'un mélange de gaz de traitement, désulfuré, avec de la vapeur sèche à un rapport eau/méthane (H₂O/CH₄) de 3, en un gaz de synthèse composé d'hydrogène (H₂), de dioxyde de carbone (CO) et de monoxyde de carbone (CO₂).

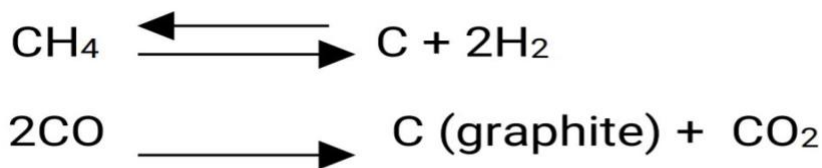
La réaction de reformage se déroule dans un réacteur catalytique, également appelé four catalytique, avec du monoxyde de nickel comme catalyseur. Le produit est éjecté à une température de 700 à 800 °C et à une pression de 20 kg/cm². Étant une réaction endothermique,

le reformage a un équilibre limité. Selon le principe de Le Chatelier, cette réaction est favorisée par une température élevée et une pression basse.



Les réactions principales de reforming :

Lorsque le rapport vapeur/atome de carbone est réduit à son niveau le plus bas, le carbone a tendance à se déposer sur le catalyseur de reformage. Ce dépôt de carbone est le résultat des réactions suivantes :



La zone de convection : du four de reformage F201 est l'endroit où les gaz de combustion transfèrent de la chaleur aux échangeurs de fluides des différents processus, notamment F203A/B, F204, F205, F206 et F207.

L'extracteur de fumées K201 : est un ventilateur couplé à une turbine à vapeur Q201. Il joue un rôle essentiel dans la combustion adéquate du gaz dans les brûleurs et assure la sécurité de la chambre du four en maintenant une pression spécifique contrôlée par le PIC 201. Ce dernier déclenche les volets d'entrée vers le K201.

La cheminée S201 : est équipée d'un point d'injection de vapeur à commande manuelle, à utiliser en cas d'urgence, notamment pour évacuer les fumées si le K201 s'arrête alors que le four est encore chaud.

Alarmes et déclenchements

THCO 201 haute pression sorties des tubes,

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

TIAL/H201 : basse et haute température sortie de gaz de reforming ;

PAH 201:/PHCO 201 : haute pression boîte du four

PLCO 201 : basse pression boîte du four

LAL/H 201 : bas et haut niveau du ballon F208 :

PHCO 202 : haute pression des fumées à l'aspiration d'extracteur :

HCO : bouton d'arrêt d'urgence (deux boutons local sur site et un seul dans la salle de contrôle).

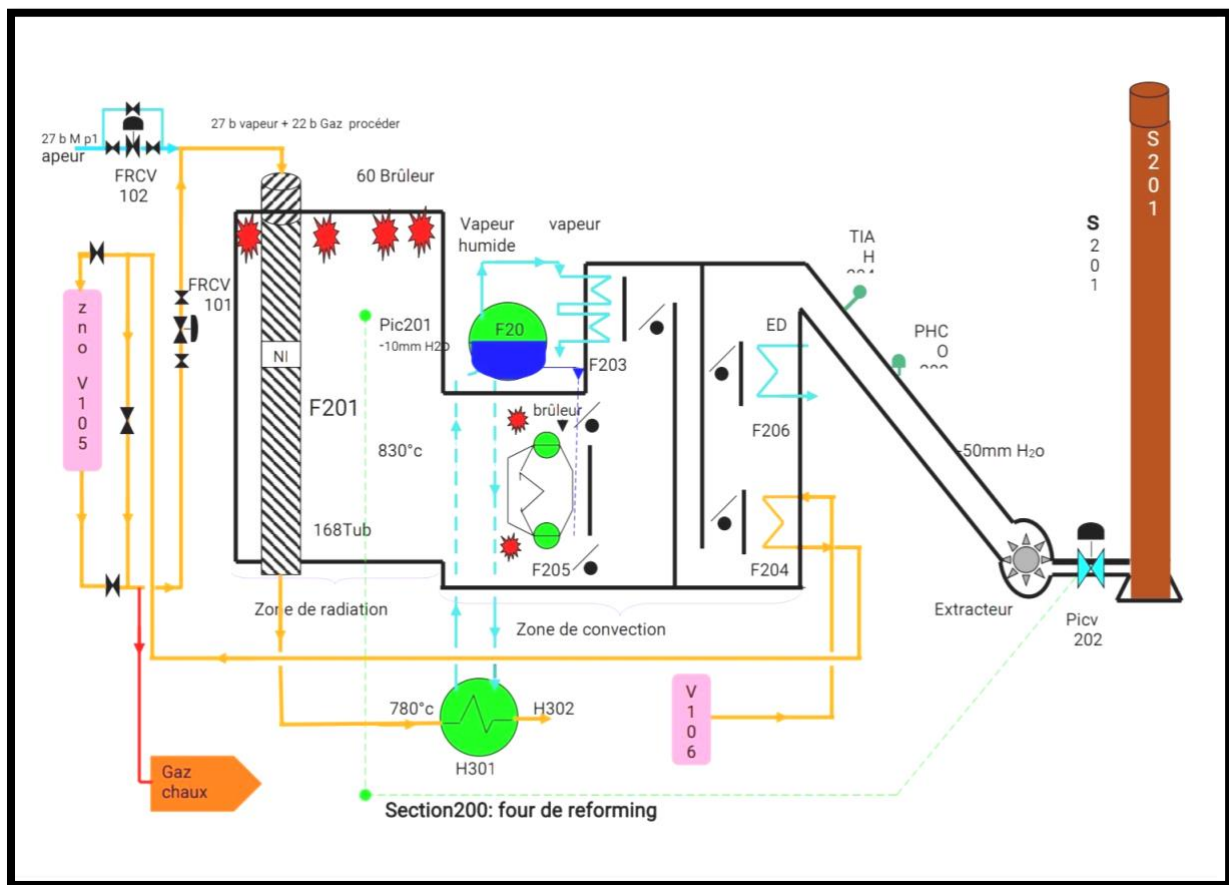


Figure 0-4:Section Reforming catalytique.

I.7.3 Section 300

Après avoir quitté le four (section 200), le gaz de synthèse passe par l'échangeur H301 dans la section 300. Il est refroidi dans cet échangeur pour récupérer le condensat – gaz de synthèse + gaz indésirables tels que l'azote, l'oxygène, le méthane et la vapeur d'eau.

Ce mélange est refroidi dans deux autres échangeurs H302 puis H303 avant d'entrer dans le séparateur V303. Il passe ensuite du séparateur à deux autres échangeurs H303 puis H304, pour arriver au séparateur V302 à une température de 40°C. destination le compresseur

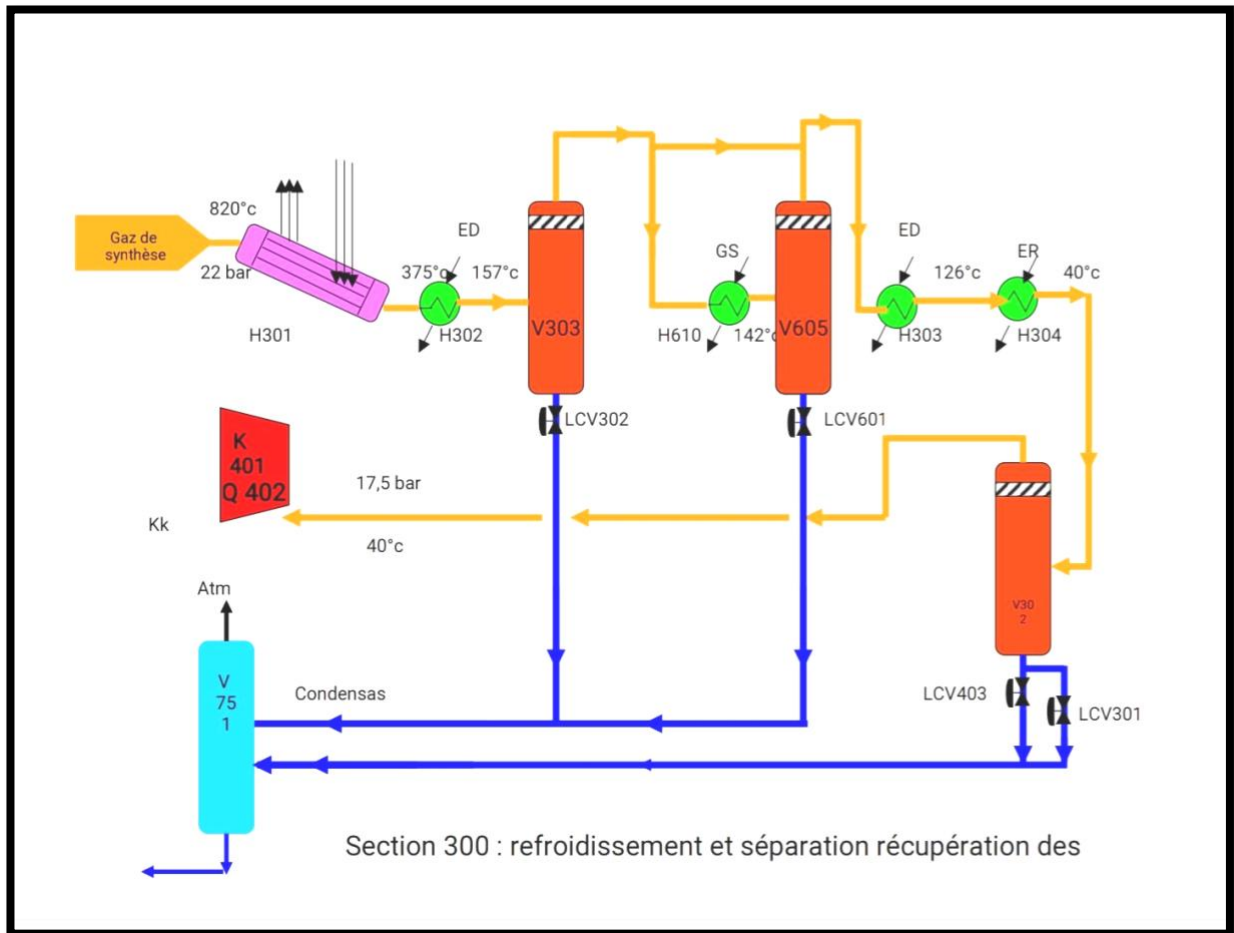


Figure 0-5: Refroidissement et Séparation.

I.7.4 Section 400

Après l'étape de génération, le gaz de synthèse subit un processus de compression à l'aide du compresseur central à deux étages K401, passant d'une pression de 17,5 atm à une pression de 51,8 anneaux.

Le gaz de sortie K401 est ensuite mélangé au gaz de sortie du séparateur de méthanol V502 à une température de 40°C.

Le mélange passe ensuite dans un compresseur K402 pour subir un autre processus de compression, où la pression atteint 53,7 atm et la température monte à 70°C.

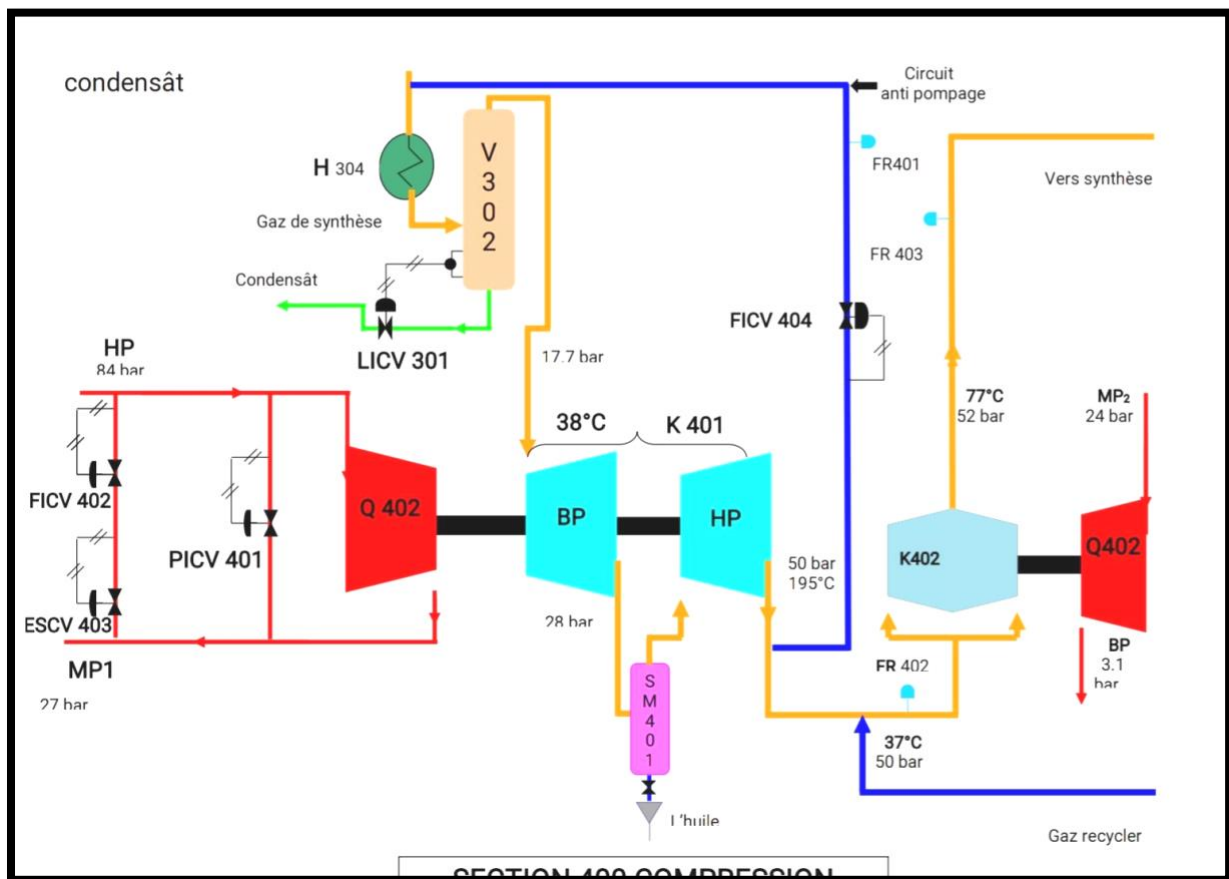


Figure 0-6: section 400 la compression du gaz de synthèse.

I.7.5 Section 500

Le méthanol est fabriqué en faisant réagir du gaz de synthèse (H_2, CO, CO_2) dans un réacteur catalytique de 4 litres contenant un catalyseur en cuivre. Le processus de réaction est contrôlé par trois facteurs principaux : le type de catalyseur, la température et la pression. . .

Catalyseur : Un catalyseur au cuivre est utilisé dans cette réaction pour augmenter la vitesse de la réaction et améliorer son efficacité.

Température La température de réaction idéale se situe entre 210 et 270 degrés Celsius. .

Pression : La réaction est réalisée à une pression d'environ 50 bars.

Grâce à ces conditions, le méthanol est produit à un débit suffisant pour fabriquer environ 3 % méthanol.

Les principales réactions de synthèse sont :



Une certaine quantité de gaz est prélevée à l'échappement du K402 pour fournir du gaz Quinche afin de contrôler la température à l'intérieur du lit catalytique du réacteur à travers (TRC 502, TRC 503, TRC 504). La température à l'intérieur du lit catalytique doit être comprise entre 210°C et 270°C. °C, également avec Le gaz entre dans le réacteur V 501 par le TRC 501 à une température contrôlée.

Les gaz d'échappement K 402 restants s'écoulent vers l'échangeur H501 où ils sont préchauffés par échange thermique avec les gaz chauds sortant du réacteur V501 et entrant dans ce dernier.

Après synthèse, le méthanol gazeux quitte le réacteur à une température de 270°C et est refroidi à 140°C dans l'échangeur H501.

Le gaz est ensuite refroidi dans le condenseur à air H510 jusqu'à environ 110°C, puis s'écoule vers l'échangeur H502 A/B où la température descend à 35°C.

Le mélange gaz/liquide s'écoule vers le séparateur de méthanol V 502. Le liquide est envoyé vers le réservoir à déchets V503 via la vanne LICV 501,

La quantité maximale de gaz est récupérée et ajoutée au gaz de synthèse dans le K402 ;

Une partie est envoyée au collecteur de gaz de combustion via la vanne PRCV 501 ;

Une pièce pour le joint du compresseur K401 ;

Les pièces pénètrent dans la conduite de gaz de procédé appelée conduite d'hydrogène via les vannes PRCV 406 et FRCV 406 (régulateurs de pression et de débit).

Dans le ballon flash V 503, le gaz est séparé du liquide :

Le gaz est éliminé en partie haute et évacué par le régulateur de pression PRCV 502, renvoyé vers le collecteur des gaz de combustion (gaz de purge), et une autre partie est envoyée vers le cône de distillation (gaz de stripping),

Envoie également une certaine somme au ballon V606) ;

Le liquide représentant le méthanol obtenu ainsi que l'eau sont éliminés sous vide.

Vanne de contrôle de niveau LICV 502 pré-stockage inférieur T651 (compartiment à cigares)

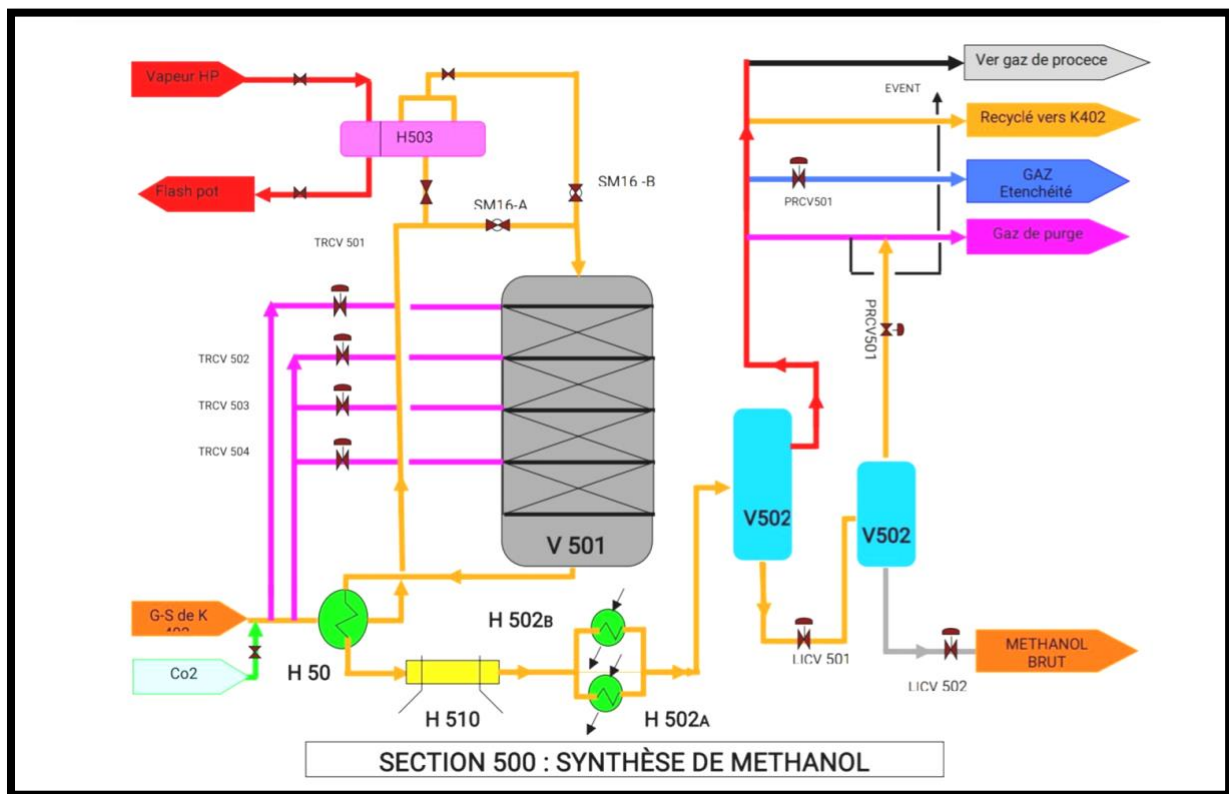


Figure 0-7:section 500 la synthèse de méthanol.

I.7.6 Section 600

Cette colonne se compose de 48 plateaux et sa fonction principale est d'éliminer les gaz dissous dans le méthanol brut ($\text{CO}_2, \text{CO}, \text{H}_2, \text{CH}_4, \text{N}_2$).

Le méthanol brut est prélevé dans le bac de méthanol brut T651/C à l'aide de la pompe P651. Les produits alimentaires sont introduits dans la partie supérieure de la colonne V601 sur des plateaux 40, 36 et).

Le reflux

Le produit est déchargé par le haut de la tour, passe à travers l'échangeur H6O1, effectue un échange thermique entre le produit d'alimentation et le produit de tête, puis passe à travers le condenseur à air H6O2, à partir duquel un mélange liquide/liquide est obtenu.

Le gaz est condensé dans l'échangeur refroidi à l'eau H604 et le liquide est refroidi dans l'échangeur H603. Une petite quantité de méthanol gazeux et de gaz légers est acheminée de l'échangeur H603 vers le V 606 via la vanne de régulation de pression PRCV 602.

Le liquide provenant des condenseurs H603 et H604 est collecté dans le réservoir de retour V603. Ce liquide est ensuite prélevé par la pompe P602 et renvoyé dans la colonne V601 pour servir de référence.

Rebouilleur

Le produit inférieur de la colonne V601 reçoit la chaleur du gaz de synthèse par le biais d'un processus d'échange de chaleur avec l'échangeur H610.

LICV602 réglé Les niveaux des colonnes

Les pressions normales utiles en haut et en bas sont respectivement d'environ 1,46 et 1,88 bar.

Les températures normales utiles en haut et en bas sont respectivement d'environ 110 et 95°C.

Colonne V602 (éliminer les produits lourds).

La colonne V602 comprend 63 plateaux. Cette colonne reçoit le produit inférieur de la colonne V601 par une opération de pompage à l'aide de la pompe P602. Le flux de produit vers la colonne V602 est contrôlé par un régulateur de débit FRCV 610. Le produit est distribué dans 14, 16 et 20 plateaux de la colonne V602.

Le reflux :Le produit est extrait du haut de la colonne à l'aide de la vanne de régulation de pression PRCV 603. Le produit subit ensuite un processus de refroidissement dans le condenseur à air H605 A/B. Le produit refroidi est collecté dans le réservoir de vibration V604. Il est ensuite prélevé à nouveau par la pompe P605 et réinjecté dans la colonne V602 en tant que matière première

Le méthanol raffiné est prélevé dans les plateaux 59 et 55 et passe ensuite dans l'échangeur H607 où il est refroidi à 35°C. Le méthanol refroidi est ensuite stocké dans les bac T652A/B.

Rebouilleur

La chaleur dégagée par la vapeur BP est reçue par l'échangeur H606 à partir du produit de cuve de la colonne V602.

Une fois l'eau refroidie depuis le bas de la tour via l'échangeur H609, elle est évacuée vers les égouts via la vanne de régulation du niveau de liquide de la tour LICV 603.

En fonctionnement normal, la pression en haut et en bas de la colonne doit être respectivement de 1,53 et 1,95 bar.

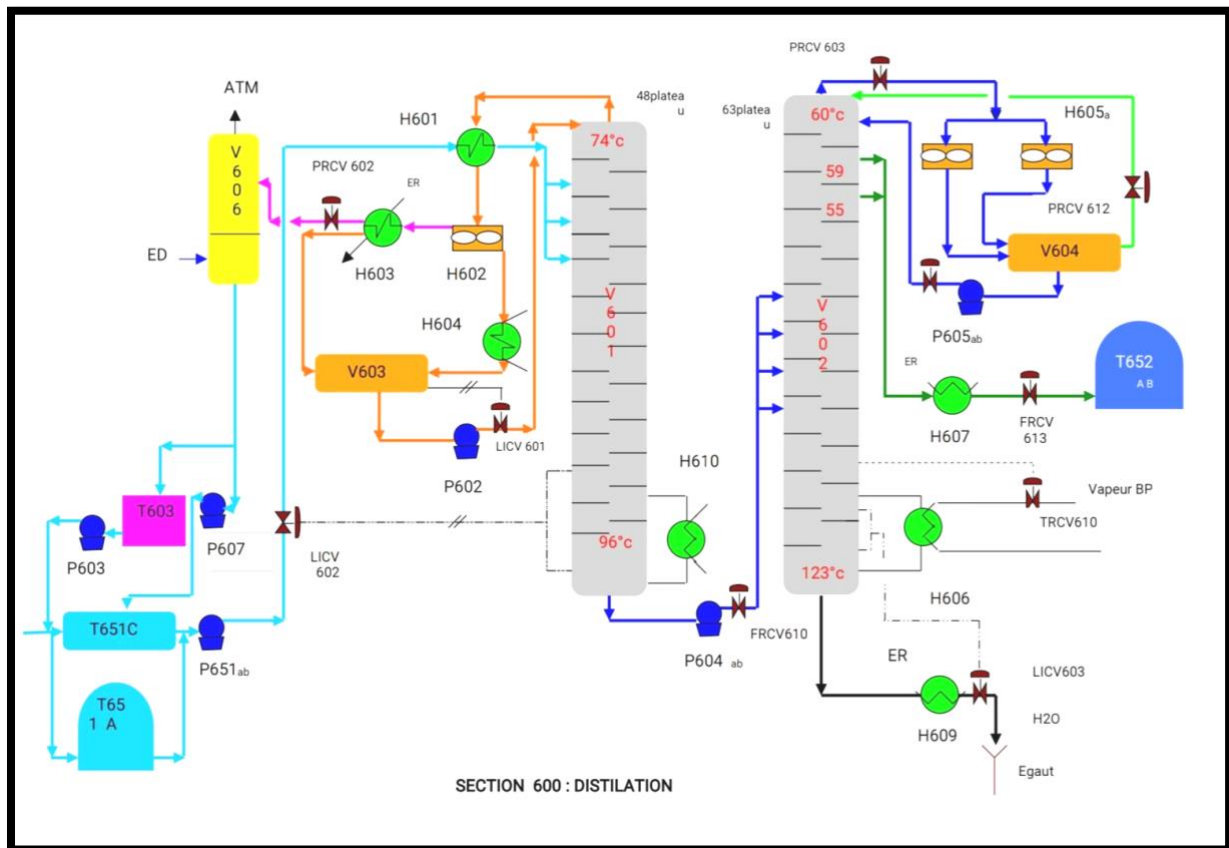


Figure 0-8:section 600 la distillation.

I.7.7 Section 700

Grâce à la génération de vapeur, même les plus gros équipements peuvent être alimentés par une turbine à vapeur. L'unité offre trois niveaux de pression de vapeur

Haute pression 88kg/cm².

Moyenne pression entre 24 et 30 kg/cm²

Baisse pression 4.2kg/cm².

L'unité est dotée d'une conception intelligente qui permet de récupérer la majeure partie de la chaleur grâce à un système à haut rendement énergétique. Le circuit de vapeur se compose de deux sections principales :

Collecte de l'eau condensés des séparateurs V303, V605, V302

L'eau provenant des différents séparateurs est recirculée dans le dégazeur V751 afin d'éliminer les gaz insolubles. Le gaz sort par le haut du dégazeur tandis que l'eau est récupérée par le bas.

L'eau est stockée dans le réservoir T751, puis aspirée par la pompe P751 à travers la vanne LICV 702. L'eau passe ensuite par l'échangeur H303 pour être chauffée avant d'entrer dans le dégazeur V701 par la vanne de contrôle de niveau LICV 701.

La turbopompe P701 A/B/C entraîne l'entrée d'eau du dégazeur et la transfère à l'échangeur H302. L'eau à l'intérieur de l'échangeur est chauffée par du gaz synchronisé, après que l'eau ait traversé la vanne de régulation de débit FRCV 701.

L'eau est préchauffée dans l'échangeur de chaleur F206 par les gaz de combustion du four F201. L'eau préchauffée s'écoule ensuite dans le réservoir de stockage F208.

Production de vapeur en utilisant cette eau récupérée

L'eau provenant du réservoir F 208 subit un processus de chauffage en plusieurs étapes. L'eau passe d'abord par l'échangeur H 301 et est ensuite chauffée dans la chaudière F 205. Ce processus produit de la vapeur à haute pression (HP). Cette vapeur est à nouveau chauffée dans l'échangeur F 203A/B avant d'être envoyée dans la turbine Q 401. Dans la turbine, la vapeur est utilisée pour alimenter le compresseur, tout en se transformant en vapeur à moyenne pression (MP 1)

La vapeur MP1 est dirigée vers le réseau de vapeur provenant de l'installation après avoir traversé la vanne HICV 701. Cette vapeur est divisée en trois voies :

Un chemin de mélange : Une partie de la vapeur MP1 est mélangée au gaz de procédé dans le four.

Le chemin de la turbine de la pompe : Une autre partie de la vapeur MP1 est utilisée pour entraîner la turbine de la pompe P701.

Voie d'expansion : La partie restante de la vapeur MP1 est détendue par la vanne PRCV 701 pour produire de la vapeur

La vapeur MP 2 est utilisée pour alimenter :

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 subit un processus d'expansion par la vanne PRCV 703 pour devenir de la vapeur BP

Cette vapeur détendue est utilisée pour le rebouillage dans la deuxième colonne V602.

Le circuit de vapeur BP restant est utilisé comme collecteur pour recueillir les différents rejets de vapeur après utilisation. Cette vapeur collectée est renvoyée vers l'installation.

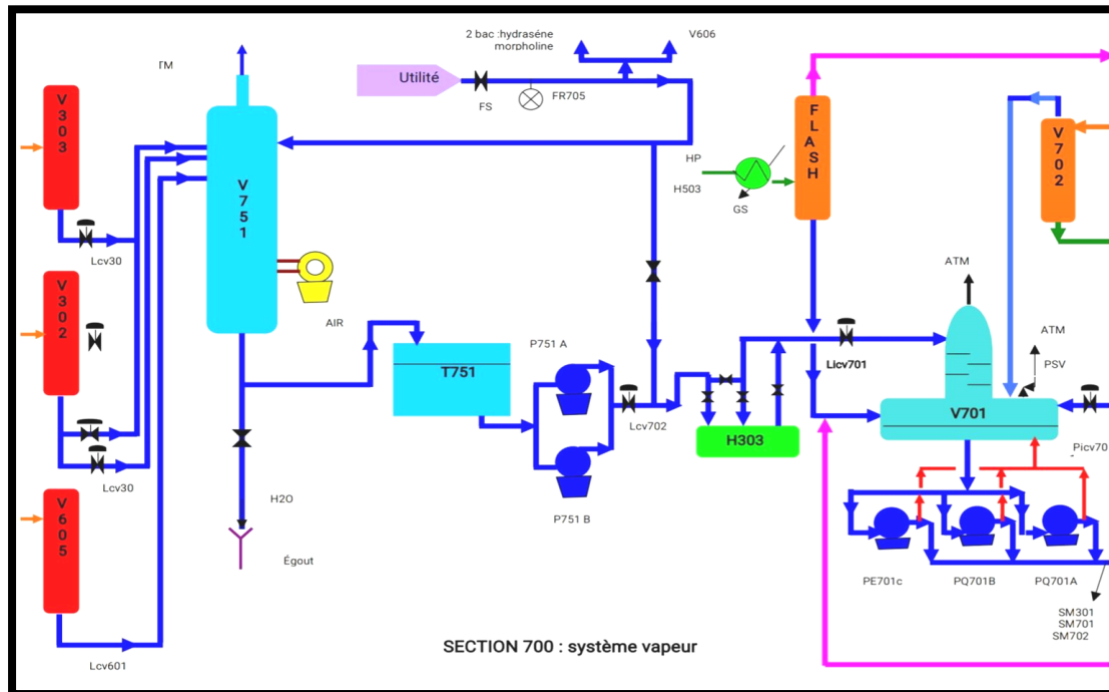


Figure 0-9:Section 700 (récupération de l'eau).

I.8 Service résines synthétiques (unité 100)

L'unité 100 génère deux solutions de manière alternative.

- Le formaldéhyde à 36 %.
- □ L'urée formol à 80 %

I.8.1 Production du gaz de formaldéhyde

La fabrication de formaldéhyde repose sur l'oxydation de l'alcool méthylique avec un catalyseur à base de molybdate de fer (FeMo). L'oxygène de l'air agit comme agent d'oxydation dans cette réaction exothermique, illustrée par :



Le ventilateur FP 101 aspire un mélange de gaz composé à 75 % de gaz recyclé et à 25 % d'air frais, puis le chauffe jusqu'à environ 170°C du côté de la calandre de l'échangeur E102/1. Ce gaz chauffé est ensuite introduit dans l'évaporateur E101 où il est mélangé avec du méthanol, respectant un rapport MeOH/(MeOH + Air total) d'environ 6.5, afin de prévenir toute situation d'explosivité du mélange méthanol-air.

En cas d'arrêt du ventilateur FP101, une injection automatique de vapeur BP est prévue pour évacuer le méthanol de l'évaporateur. Cette injection est contrôlée par la vanne XV103, tandis que la vanne XV102 assure l'évacuation du mélange. Le gaz chaud, composé d'air et de méthanol, quitte l'évaporateur E101 à une température d'environ 80°C et entre dans l'échangeur E102/2 pour être chauffé jusqu'à 170°C.

Le gaz global est introduit dans les deux réacteurs (R101, R102) pour la production de formaldéhyde gazeux. La chaleur libérée lors de cette réaction est captée par l'huile diathermique circulant dans un circuit distinct.

La sortie du formaldéhyde à une température d'environ 295°C est abaissée à 140°C dans l'échangeur E102 du côté des tubes, grâce à l'action combinée de l'air total et du gaz total. Ensuite, le produit refroidi est dirigé vers le bas de la colonne d'absorption.

La colonne d'absorption C101 se compose de trois tronçons de condensation (TC1, TC2, TC3) ainsi que de 11 plateaux perforés.

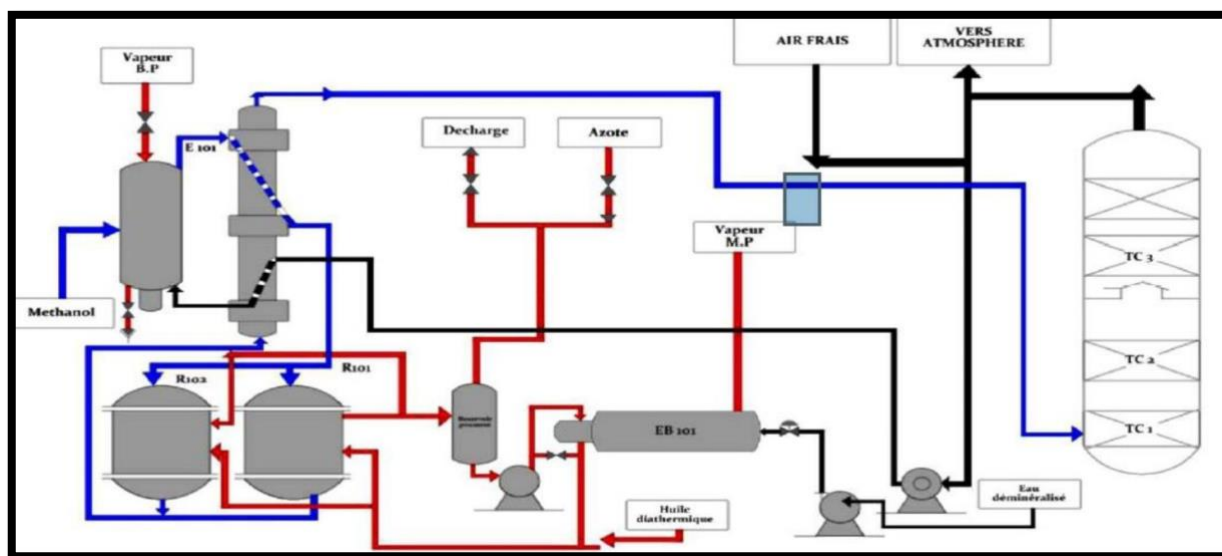


Figure 0-10: Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formurée.

I.8.2 Production de formurée 80% en poids

Pour l'absorption du formaldéhyde, l'urée est injectée au niveau du septième plateau. La recirculation du liquide dans la colonne est assurée par :

Dans la section TC1, la pompe G107 aspire le liquide de la cuve de la colonne C101 à 65°C, le refroidit dans l'échangeur à plaques E103, puis l'achemine vers le déversoir du TC1 à une température de 60°C pour amorcer la circulation dans cette section.

Le tronçon TC2 : Afin d'atteindre une température finale de 48°C, le liquide provenant de la cuve TC2 est pompé par G108 et refroidi dans l'échangeur E104. Ce refroidissement permet de contrôler la température du liquide avant son déversement dans le TC2.

Le tronçon TC3 : Afin d'atteindre une température finale de 28°C, le liquide provenant de la cuve TC3 est pompé par G109 et refroidi dans l'échangeur E105. Ce refroidissement permet de contrôler la température du liquide avant son déversement dans le TC3.

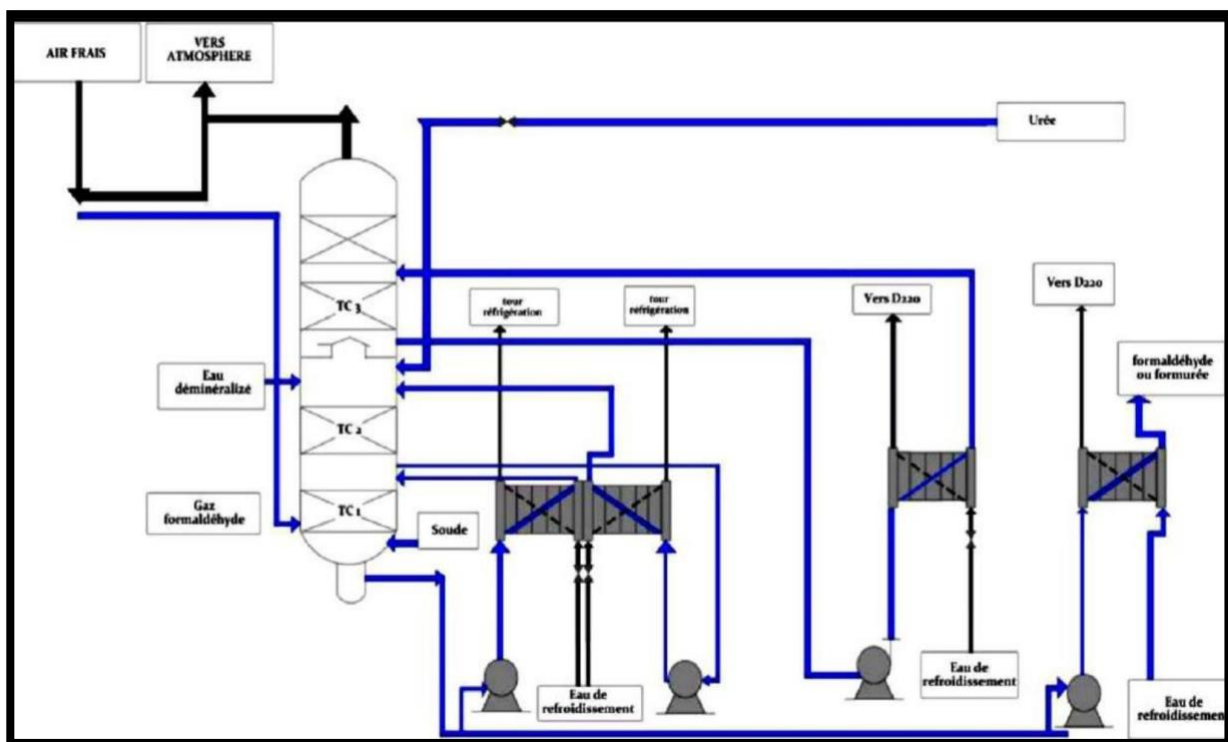


Figure 0-11: Circuit fluide de la formurée 80.

I.9 Service utilité

Cette unité fournit les produits nécessaires aux autres unités. Air service., air comprimé , azote pour inertes les installations, électricité , vapeur (MP- BP- HP), gaz naturel eau de refroidissement eau déminéralisée.

Elle est composée des sections suivantes :

L'unité 11 : abrite les chaudières f1 et f2, qui jouent un rôle crucial dans la production de vapeur et alimenter les turbines.

Unité 12 : Le processus de déminéralisation de l'eau semi-déminé issue de l'entropie se déroule dans l'unité 12, au moyen de deux lits de déminéralisation, (12 d1)et (12 d2).

Unité 18 : Comporte trois groupes électrogènes, 18G2, 18G4 et 18G5, qui fournissent l'électricité nécessaire aux équipements. En cas de coupure de courant, ces groupes électrogènes s'enclenchent automatiquement pour maintenir l'alimentation électrique.

Unité 13 : Ce système, composé de quatre parties, alimente quatre ventilateurs : 13 fan1, 13 fan2, 13 fan3 et 13 fan4. En plus de cette fonction principale, il joue un rôle crucial en fournissant de l'eau froide à 22°C à l'unité méthanol.

Unité 15 :Unité de production d'air comprimé à 6 bars pour instruments à air.

Unité 25 : Inclut trois réservoirs de stockage, 25tk1, 25tk2 et 25tk3, assurant la conservation de l'eau déminéralisée en provenance de l'entropie.

Unité 17 : Fournit l'azote (N) nécessaire au démarrage et à l'arrêt de l'unité de méthanol, notamment pour le nettoyage des différents éléments.

Unité 14 : Permet la récupération du gaz provenant du RTO à une pression de 32 bars, qui alimente ensuite le four et la chaudière.

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 œ

CHAPITRE II:

Généralités

II.1 Les échangeurs de chaleur :

Dans les industries pétrolières, pétrochimiques et chimiques, la gestion de la température des fluides est une étape clé des processus de production. Ces traitements thermiques, impliquant le réchauffement ou le refroidissement des fluides, parfois avec changement d'état, nécessitent une consommation d'énergie importante. Pour réduire les coûts énergétiques et améliorer l'efficacité des procédés, il est crucial de récupérer un maximum de chaleur. Cette récupération peut être réalisée par le transfert de chaleur d'un fluide chaud vers un fluide froid.

Les « échangeurs de chaleur » sont des appareils employés dans les processus industriels pétroliers, pétrochimiques et chimiques pour transférer de la chaleur entre des fluides, hors des fours et chaudières.

L'absence de normalisation formelle du vocabulaire n'empêche pas la terminologie utilisée de fournir des indications sur la fonction principale de l'appareil. S'il est illusoire de supprimer toute ambiguïté et de dresser une liste exhaustive des termes existants en français et en anglais, une classification par fonction peut néanmoins être établie, permettant une meilleure compréhension technique.

En plus de son sens général, le terme « échangeur » désigne, dans les industries pétrolière, pétrochimique et chimique, un appareil qui chauffe un liquide utilisé dans un processus tout en refroidissant un autre. La plupart du temps, cette opération se déroule sans que l'état de l'un ou l'autre des liquides ne change.

II.1.1 Les modes d'échange de chaleur dans un échangeur thermique :

Conduction : La chaleur se propage dans la matière de proche en proche, sans déplacement de matière. C'est le cas dans les solides, où la conduction est un mode de transfert de chaleur efficace.

La convection : est un processus de transfert de chaleur qui se produit entre deux phases, au moins l'une d'entre elles étant mobile, lorsqu'il y a une différence de température. Le déplacement des phases peut être causé par des variations de densité dans le fluide, ce qui entraîne un transfert de chaleur naturel ou libre. Alternativement, le mouvement peut être induit par une source externe d'énergie mécanique, ce qui génère un transfert de chaleur forcé. Cette dernière forme est cruciale pour le fonctionnement des appareils tels que les échangeurs de chaleur.

Le rayonnement : désigne la libération d'énergie par les surfaces des objets sous forme de radiation. Cet échange thermique se fait à travers des ondes électromagnétiques et ne requiert aucun support matériel, ce qui le rend possible dans des conditions telles que le vide, certains gaz plus ou moins transparents et certains solides.

Dans un échangeur de chaleur, le transfert thermique implique l'action de la convection dans les deux fluides ainsi que la conduction à travers la paroi qui les sépare. En règle générale, le rayonnement est peu significatif et peut être négligé

En général, Il existe trois classes d'échangeurs de chaleurs :

- Échangeurs à transferts directs,
- Échangeurs de stockage thermique,
- Échangeurs à contacts directs.



Figure 0-1: échangeur dans un radiateur d'automobile.

II.1.2 Critères de classement des échangeurs

II.1.2.1 Classement technologique

Les échangeurs de chaleur les plus courants sont les suivants

- A tubes : monotubes, coaxiaux ou multitubulaires ;
- à plaques : à surface primaire ou à surface secondaire ;
- autres types : contact direct, à caloducs ou à lit fluidisé.

II.1.2.2 Classement suivant le mode de transfert de chaleur

Dans la majorité des applications impliquant un échange de chaleur, les trois mécanismes de transfert thermique – conduction, convection et rayonnement – se produisent simultanément. Cependant, un mode de transfert domine généralement en fonction de la configuration spécifique. Dans tous les cas où la chaleur traverse une paroi, la conduction est inévitablement impliquée.

II.1.2.3 Classement suivant le procédé de transfert de chaleur

On peut classer les échangeurs de chaleur en deux catégories principales : les récupérateurs et les régénérateurs. Cette distinction repose sur la présence ou l'absence de stockage de chaleur pendant le transfert thermique.

- **Récupérateurs** : Dans un récupérateur, la chaleur passe directement du fluide chaud vers le fluide froid, sans stockage intermédiaire. Ce type d'échangeur convient aux applications où la demande en chaleur est stable ou prévisible.

- **Régénérateurs** : Contrairement aux récupérateurs, les régénérateurs stockent

temporairement la chaleur provenant du fluide chaud avant de la céder au fluide froid. Ils sont plus adaptés aux situations avec une demande en chaleur variable ou discontinue.

II.1.2.4 Classement suivant la compacité de l'échangeur

La compacité d'un échangeur de chaleur est définie comme le rapport entre la surface d'échange thermique et son volume. Ce paramètre est un facteur crucial dans la conception des échangeurs, et son influence doit être soigneusement évaluée lors du dimensionnement.

II.1.2.5 Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange

Les échangeurs de chaleur se distinguent par deux types de parois principaux:

- **Échangeurs métalliques**: Fabriqués à partir de matériaux conducteurs tels que l'acier, le cuivre, l'aluminium ou des alliages spéciaux comme les superalliages, les métaux réfractaires ou leurs alliages.
- **Échangeurs à paroi non métallique**: Constitués de matériaux non conducteurs comme le plastique, la céramique, le graphite ou le verre.

II.1.2.6 Classement suivant le sens d'écoulement des fluides

Circulation à co-courant : Les deux fluides dans un échangeur de chaleur peuvent circuler dans deux directions principales :

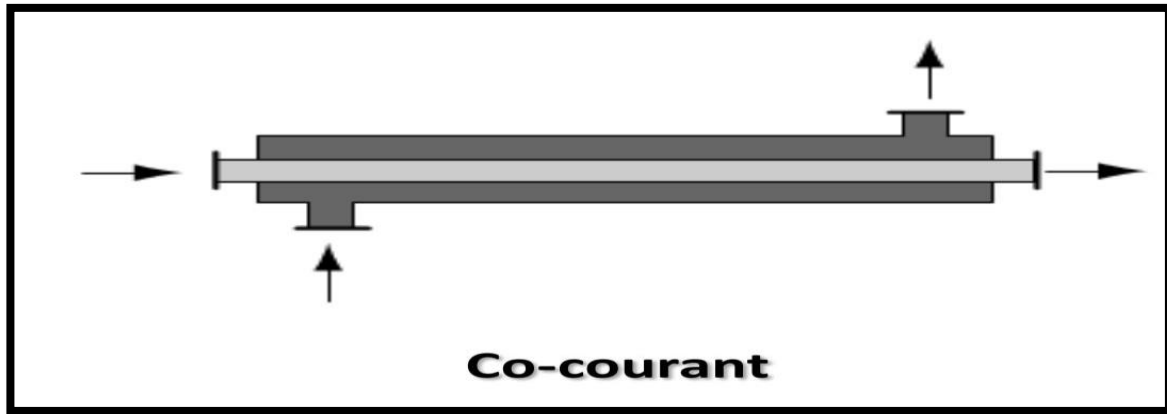


Figure 0-2: échangeur co-courant.

Circulation à contre- courant

Les deux fluides dans un échangeur de chaleur peuvent être disposés parallèlement et circuler en sens opposés.

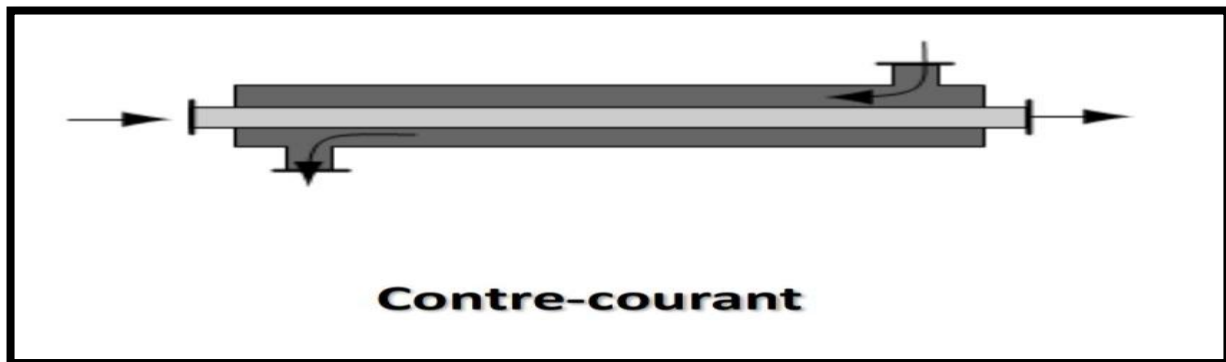


Figure 0-3: échangeur a contre- courant .

Circulation à courants croisés

les deux fluides sont positionnés perpendiculairement.

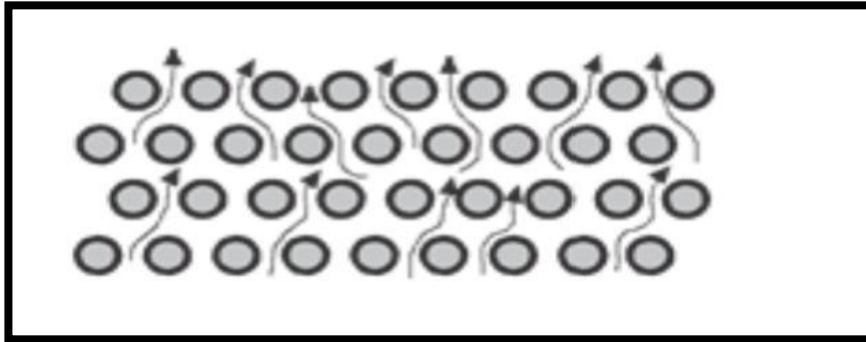


Figure 0-4: échangeur courants croisés .

II.1.3 Types d'échangeurs

➤ Echangeur a plaque :

Dans l'industrie, l'échangeur à plaques gagne en popularité . Il est constitué d'un assemblage de plaques disposées comme un millefeuille, avec de minuscules espaces (quelques millimètres) entre elles pour le passage des fluides. Les bords des plaques sont scellés par un joint comprimé pour éviter les fuites.

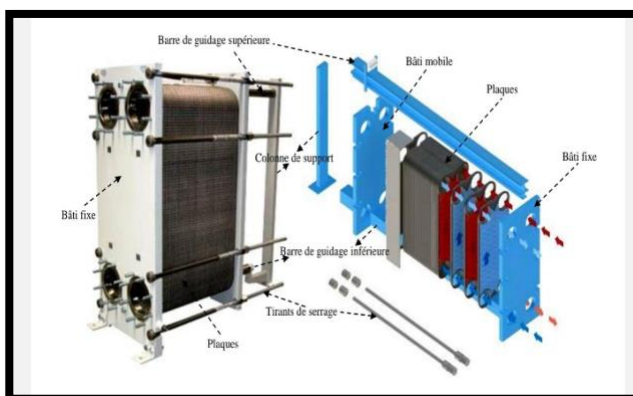


Figure 0-5: Echangeur a plaque.

➤ Echangeurs à chaleur spiralés.

L'échangeur de chaleur Spiral est constitué de 2 canaux concentriques sur lesquels sont soudés des entretoises de la hauteur du canal souhaitée en tenant compte des débits, de taille des particules pour les fluides chargés et des pertes de charge. Ces entretoises favorisent un écoulement turbulent dans chaque canal.

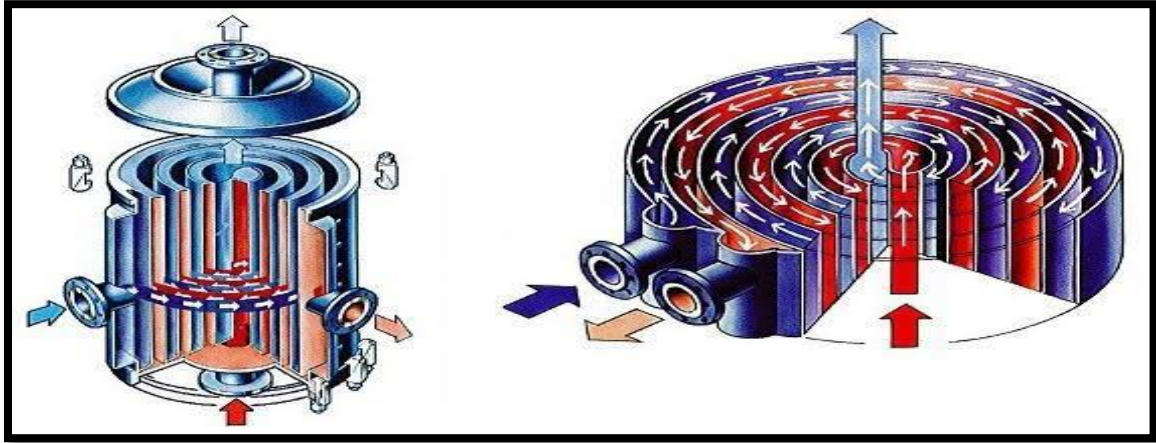


Figure 0-6: Echangeurs à chaleur spiralés.

- Echangeurs à tube et ailettes.



Figure 0-7: Echangeurs à tube et ailettes.

- Aérothermes industriels (aéro-réfrigérants).

- Echangeurs thermiques à surfaces raclée.



Figure 0-8: Echangeurs thermiques à surfaces raclée.

- Echangeurs rotatifs.
- Echangeurs à blocs.

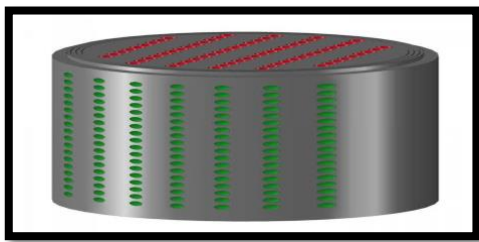


Figure 0-9: Echangeurs à blocs.

- Echangeurs compact.
- Echangeurs à changement de phase.

L'un des deux fluides peut passer d'un état à un autre à l'intérieur de l'échangeur thermique :

- Lorsque le fluide froid se transforme de liquide en gaz, on parle d'évaporation.
- Si le fluide chaud passe de l'état de vapeur à l'état liquide, on parle de condensation.

II.1.4 Echangeurs tubulaires

Les échangeurs tubulaires sont polyvalents, permettant le transfert de chaleur entre deux fluides sans changement de phase, ainsi que la condensation de vapeur ou l'évaporation de liquide.

Dans sa forme la plus élémentaire, cet arrangement comprend un tube inséré concentriquement à l'intérieur d'un autre tube qui agit comme une enveloppe. Comme les deux fluides traversent l'échangeur une seule fois, il est désigné comme un « échangeur de chaleur à un seul passage ».

Lorsque les deux fluides suivent la même direction, l'échangeur est appelé « à écoulement parallèle » ou « co-courant ». En revanche, s'ils se déplacent en sens contraire, on parle d'échangeur « à contre-courant ».

Ce modèle peut évoluer en substituant le tube central unique par un ensemble de tubes parallèles disposés dans une enveloppe, également connue sous le nom de « calandre ». Diverses configurations de circulation des fluides peuvent être utilisées ; par exemple,

lorsque le fluide se déplace perpendiculairement aux tubes dans l'espace de l'enveloppe, on parle d'échangeur « à courant croisé ».

Dans le domaine des échangeurs de chaleur, l'augmentation de la surface d'échange effective par unité de longueur de l'appareil est essentielle pour optimiser les performances. Une solution courante pour atteindre cet objectif consiste à utiliser des échangeurs multi-passes. Dans ces échangeurs, les fluides circulant à l'intérieur des tubes et de l'enveloppe effectuent des passages multiples à travers l'échangeur. Cette conception ingénieuse permet d'améliorer considérablement l'efficacité du transfert thermique et la polyvalence de l'échangeur.

L'écoulement du fluide dans l'enveloppe est alors déterminé par des chicanes longitudinales. Ces échangeurs sont caractérisés par deux chiffres. Le premier indique le nombre de passage du fluide circulant dans l'enveloppe, c'est-à-dire le nombre de parcours qu'il effectue entre les deux extrémités de l'appareil le second correspond au nombre de passages du fluide dans les tubes.



Figure 0-10: Echangeurs tubulaires .

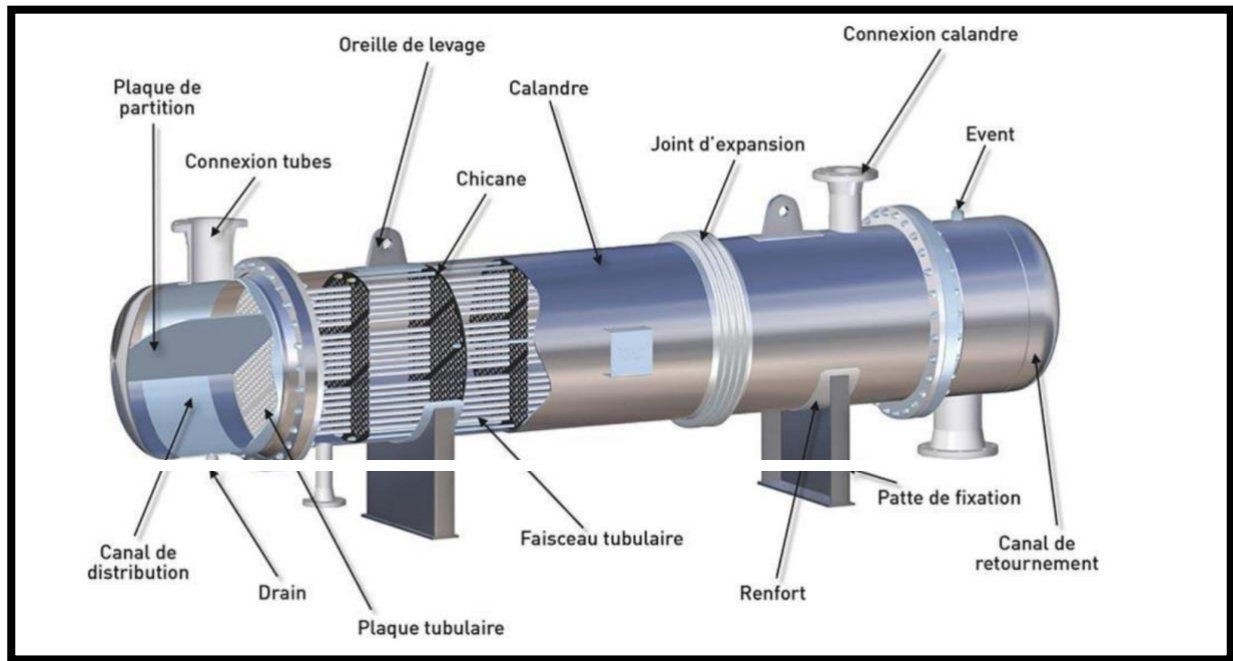


Figure 0-11: Echangeurs tubulaires.

II.1.5 Les avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires

II.1.5.1 Les avantages

- Simplification du processus de démontage et de l'entretien de l'échangeur.
- Capacité à fonctionner en contre-courant, assurant ainsi des performances optimales.
- Adaptabilité aux produits inappropriés, corrosifs ou susceptibles de provoquer des incrustations.
- Capacité à opérer à des températures et des pressions élevées.

II.1.5.2 Les inconvénient

- Possibilité de fuites au niveau des raccords.
- Risque de flexion du tube intérieur en cas de longueur importante.
- En comparaison avec d'autres types d'échangeurs, la surface d'échange est réduite par rapport au volume total de l'appareil, en raison du rayon minimal des coudes reliant les sections droites des tubes.

II.1.6 Rôle des différents composants d'un échangeur de chaleur

II.1.6.1 Boîtes échangeuses :

C'est l'organe qui distribue ou récupère le fluide vers extrémités des tubes, à l'exception des tubes en U. Il y a deux cases à chaque extrémité échangeur. La disposition des cases dépend non seulement du type choisi, mais aussi de leur type nombre de voyages. Le raccordement de la plaque de séparation au tuyau tubulaire se fait généralement au moyen d'un connecteur. Ce les boîtes sont le plus souvent constituées d'un matériau peu différent d'un tube.

II.1.6.2 Plaques tubulaires :

Ce sont des plaques perforées qui soutiennent les tuyaux à leurs extrémités. Leur épaisseur varie de 5 à 10 cm, est calculé à partir de la différence de pression entre le fluide de la calandre et d'une part, le fluide dans les caissons, limitations dues aux différences de dilatation entre de l'autre côté il y a des tubes et une grille. Les tôles de tuyaux peuvent être en acier ordinaire ou en acier spécial solide. Tuyaux peut être fixé à la plaque tubulaire par expansion ou soudage, quelque fois aussi par dudgeonnage allié à une soudure qui sert alors simplement à assurer l'étanchéité. Les plaques tubulaires constituent des composants sensibles des échangeurs. Les espaces entre les tubes et les plaques représentent des zones propices à la corrosion. De plus, des expansions différentielles excessives peuvent entraîner le dépassement des raccords par dudgeonnage ou soudure.



Figure 0-12: Plaques tubulaires.

II.1.6.3 Faisceau tubulaire

Ce sont des tubes spéciaux normalisés dont les diamètres publiés en pouces correspondent à contrairement aux tuyaux utilisés dans les pipelines, le diamètre extérieur est précis. La disposition géométrique des tubes dépend du pas choisi, qui est de deux types :

Pas triangulaire ;

- Pas carré : La disposition en marches brisées facilite le nettoyage (toute la surface peut être pulvérisé avec de l'eau sous pression ou à travers faire le ménage). La disposition à pas triangulaire est plus compacte et donc plus économique.

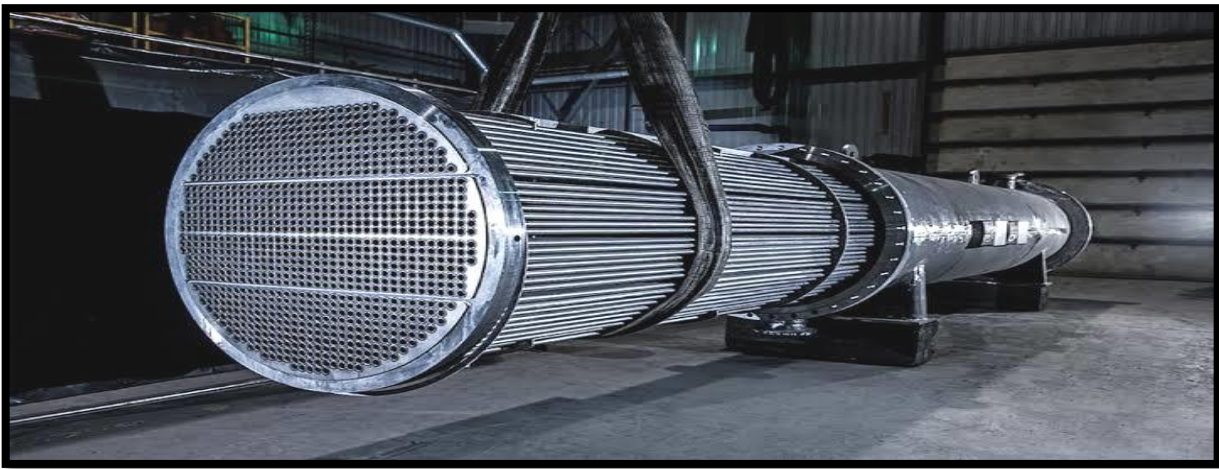


Figure 0-13: Faisceau tubulaire.

II.1.6.4 Chicanes

Les rôles des chicanes :

- Prolonger la durée de contact du fluide et augmenter sa turbulence.
- Renforcer la rigidité du faisceau pour prévenir les vibrations.
- En cas de transfert de chaleur sans changement de phase, accroître la vitesse du fluide pour améliorer l'échange thermique. Cette vitesse dépend de la proximité et de l'ouverture des chicanes, nécessitant un équilibre entre le coefficient d'échange global et les pertes de charge.

- Les chicanes sont également essentielles pour renforcer la rigidité du faisceau.

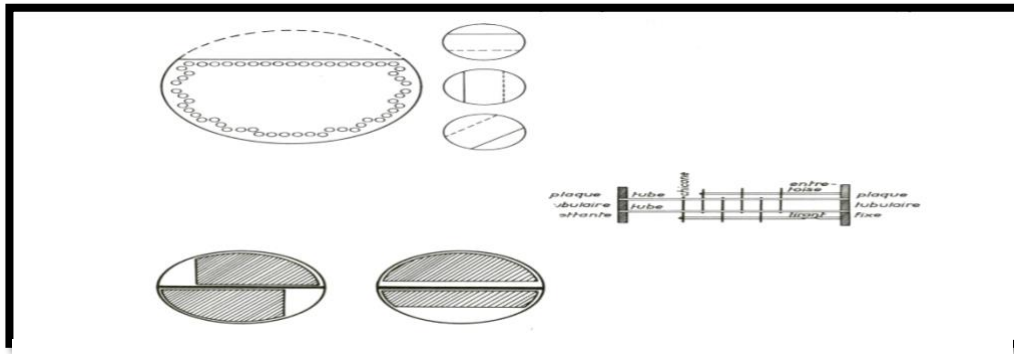


Figure 0-14: Chicanes transversales et longitudinales.

II.1.6.5 Calandre

La technologie des calandres semble atteindre une limite aux alentours d'un diamètre de 2 mètres pour l'enveloppe entourant le faisceau tubulaire. Généralement réalisée en acier au carbone et les brides portant les boîtes de distribution et le couvercle sont soudées.

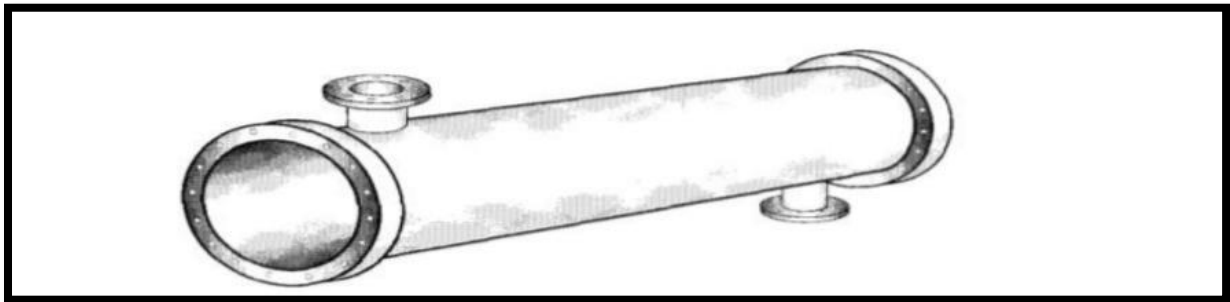


Figure 0-15: Calandre.

II.1.7 Désignations TEMA

L'essor des échangeurs de calandre et de tubes a motivé l'élaboration d'une nomenclature normalisée pour leur identification et leur utilisation, établie par l'Association des Fabricants d'Échangeurs Tubulaires (TEMA). TEMA est une association professionnelle regroupant des fabricants d'échangeurs de ce type, réunis pour établir des normes de conception et de construction. Leur nomenclature repose sur des lettres et des diagrammes : la première lettre décrit le type d'en-tête avant, la deuxième lettre représente le type de coque, et la troisième lettre indique le type d'en-tête arrière.

Il y'a trois combinaisons principales :

- Echangeurs de tubes tubulaires fixes

- Echangeurs à tubes en U
- Echangeurs à tête flottante

II.1.7.1 Echangeur de tubes à tubes fixes (L, M et N)

Dans un échangeur tubulaire fixe, la plaque tubulaire est soudée à la coque, ce qui donne une construction simple et économique. Cette configuration permet un nettoyage mécanique ou chimique des alésages des tubes. Effectivement, les surfaces extérieures des tubes sont généralement inaccessibles, à l'exception du nettoyage chimique. Lorsque d'importantes différences de température se présentent entre les matériaux de la coque et du tube, l'ajout d'un soufflet d'expansion dans la coque peut devenir nécessaire pour réduire les contraintes excessives provoquées par l'expansion thermique. En effet, ces soufflets peuvent souvent être une source de faiblesse et de dysfonctionnement. Lorsque les conséquences d'une défaillance sont particulièrement graves, les unités en U-Tube ou à en-tête flottant sont généralement privilégiées. Bien que ce soit la conception la moins chère parmi celles utilisant un faisceau amovible, elle est généralement légèrement plus coûteuse qu'une conception fixe de la plaque tubulaire à des pressions faibles.

II.1.7.2 Echangeur en U

Dans un échangeur U-Tube, l'un des types d'en-tête avant peut être utilisé, tandis que l'en-tête arrière est généralement de type M. Les tubes en U permettent une expansion thermique illimitée, le faisceau de tubes peut être retiré pour le nettoyage, et des dégagements de petits faisceaux peuvent être réalisés. Effectivement, étant donné la difficulté du nettoyage interne des tubes par des moyens mécaniques, ce type d'échangeur est généralement utilisé uniquement lorsque les fluides du côté du tube sont propres.

II.1.7.3 Échangeur de tête flottante (en-têtes arrière de type P, S, T et W)

Une des plaques tubulaires est fixe, immobilisée entre les brides de la calandre et de la boîte de distribution. La seconde plaque, de diamètre inférieur, supporte la boîte de retour et peut se déplacer librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre. La plupart des échangeurs utilisés en pétrochimie ou en raffinage du pétrole sont conçus pour permettre l'expansion thermique du faisceau. L'exemple présenté ici comporte 2 passages du côté des tubes et un passage du côté de la calandre. Ce type d'appareil présente des inconvénients, notamment parce que le joint de la boîte de retour n'est pas visible et toute fuite peut entraîner une pollution du fluide opposé, ce qui peut être difficile à détecter.

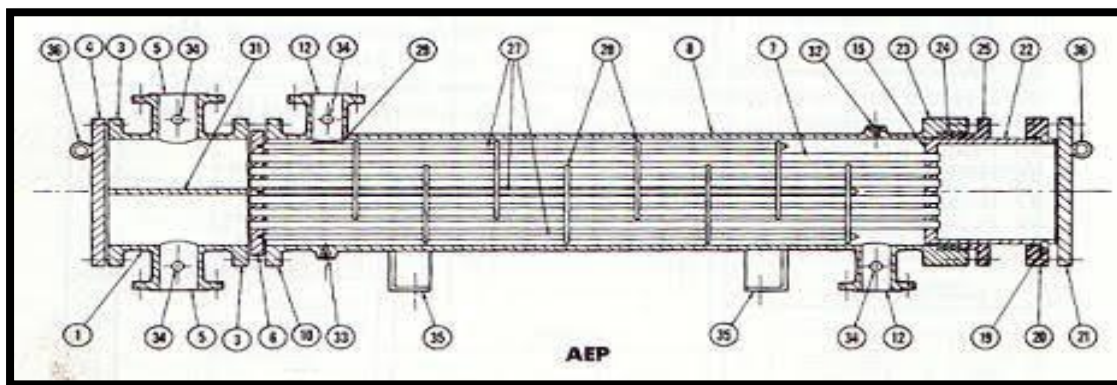


Figure 0-16:Échangeur de tête flottante (en-têtes arrière de type P, S, T et W).

II.2 Dégazeur thermique

II.2.1 Principe de fonctionnement

Le dégazeur joue un rôle essentiel en éliminant l'oxygène dissous dans l'eau, ce qui est crucial pour protéger les ballons de chaudière contre la corrosion. Pour atteindre une température d'eau d'environ 105 °C, de la vapeur est injectée à une pression de 0,1 bar.

Le dégazeur permet à l'eau d'alimentation de circuler à travers sa tête, où elle rencontre la vapeur en contre-courant. Cette interaction élève la température de l'eau à son point d'ébullition, éliminant ainsi les gaz dissous et produisant une eau traitée prête à être utilisée.

La pompe d'alimentation récupère l'eau dégazée pour la diriger vers le ballon supérieur de la chaudière.

Avant d'arriver au ballon supérieur, l'eau traverse un économiseur pour récupérer une partie de l'énergie thermique des fumées. Des systèmes de régulation maintiennent 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 automatiquement purgés lorsque la conductivité de l'eau dépasse un seuil critique, prévenant ainsi tout risque d'encrassement.

II.2.2 Différents types de dégazeur

II.2.2.1 Dégazeur à plateaux

Une citerne est surmontée d'un dôme vertical équipé de plateaux perforés. L'eau d'alimentation entre dans la section de dégazage verticale située au-dessus des plateaux perforés et se laisse glisser vers le bas à travers les perforations.

La vapeur à basse pression circule sous les plateaux perforés, remontant à travers les perforations. En chemin, elle emporte les gaz dissous de l'eau d'alimentation, qui sont évacués par l'évent au sommet du dôme. L'eau dégazée s'écoule vers le bas de la cuve avant d'être pompée vers le système de chaudière pour produire de la vapeur. Parallèlement, la vapeur de chauffage à basse pression entre dans le récipient horizontal par un tube d'aspersion situé au fond de la cuve.

II.2.2.2 Dégazeurs à pulvérisation

Il s'agit d'une cuve généralement disposée horizontalement, comprenant une section de préchauffage et une section de purge d'air, séparées par une chicane. La vapeur d'eau basse pression entre dans le réservoir via un barboteur situé au fond de la cuve.

Dans la section, l'eau d'alimentation de la chaudière est pulvérisée, où elle est ensuite préchauffée par la vapeur qui monte depuis l'injecteur. La buse facilite la pulvérisation de l'eau d'alimentation, tandis que la section de préchauffage chauffe l'eau de la chaudière à sa température de saturation, simplifiant ainsi l'élimination des gaz dissous.

Après avoir été préchauffée, l'eau d'alimentation pénètre dans la section de désaération. Là, elle est pulvérisée en fines gouttelettes grâce à un système de jets. Cette pulvérisation augmente la surface de contact entre l'eau et la vapeur qui s'élève du fond de la cuve. La vapeur, en s'échappant par

l'évent situé en haut de la cuve, entraîne avec elle les gaz dissous dans l'eau, principalement l'oxygène. L'eau désaérée, débarrassée de ses gaz nocifs, est ensuite pompée du fond de la cuve et envoyée vers la chaudière où elle sera transformée en vapeur.

II.2.3 Eléments du dégazeur thermique

La bache alimentaire doit avoir une capacité d'eau suffisante pour éviter une coupure dans l'approvisionnement en eau de la chaîne de traitement. Elle doit aussi pouvoir gérer tout afflux inattendu de condensat de retour qui risquerait d'être perdu par débordement via le trop-plein. Les baches alimentaires, cylindriques et horizontales, sont fabriquées en acier au carbone ou en acier inoxydable. Elles bénéficient d'une protection contre la corrosion grâce à une peinture antirouille ou sont isolées avec une couche de laine de roche de 100mm d'épaisseur, elle-même recouverte d'une tôle..

La soupape : un dispositif de sécurité, est conçue pour prévenir les surpressions. Son dimensionnement dépend du débit de la ligne de réchauffage et de l'excès d'énergie des condensats. Elle est située à la partie supérieure de la bache.

Trop plein : Ce dispositif permet l'évacuation de l'eau de la bache vers l'égout en cas de défaillance du système de régulation de niveau.

Vidange : Ce mécanisme permet de drainer l'eau de la bache vers l'égout, facilitant ainsi les opérations de maintenance.

Départ pompe : Ce dispositif facilite l'alimentation en eau des pompes de la chaudière.

Dôme de dégazage : Il contribue à la réduction et à la stabilisation de la teneur en oxygène de l'eau de la chaudière. Ce système comprend une colonne munie d'un garnissage structuré, d'un distributeur de liquide, d'une injection de vapeur et d'un piquage de retour condensat.

I.2.3.6 Trou d'homme : Il offre un accès à l'intérieur de l'enveloppe pour permettre la réalisation de travaux de maintenance ou d'inspection.

Dosage chimique : Ce système permet l'injection de produits chimiques de traitement en dessous du niveau de l'eau d'alimentation. Il est fabriqué en acier au carbone ou en PVC.

Injection de vapeur : Cette ligne, équipée de buses, est utilisée pour le réchauffage de l'eau par injection de vapeur. Elle est placée à un niveau supérieur ou latéral par rapport à l'alimentation d'eau.

Prise d'échantillon : Ce dispositif permet de prélever des échantillons d'eau de la bache afin de les analyser.

Régulation de niveau – Sonde de niveau : Elle est utilisée pour mesurer précisément le niveau d'eau dans la bache.

Indicateur de niveau : Ce dispositif permet de visualiser (et éventuellement de mesurer) le niveau d'eau actuel dans la bache.

Thermomètre : Il offre la possibilité de voir la température de l'eau contenue dans la bache.

Capteur de température : Ce capteur mesure la température de l'eau dans la bache, utilisé notamment pour une régulation proportionnelle de la température.

Pressostat : Dispositif de sécurité qui mesure la pression à l'intérieur de la bache.

Manomètre : Il permet de visualiser directement la pression dans la bache.

Capteur de pression : Ce dispositif est utilisé pour mesurer précisément la pression dans la bache.

Déverse : Ce composant assure l'évacuation de la vapeur issue de la rampe d'injection vers l'atmosphère



Figure 0-17:Dégazeur thermique.

II.3 Le méthanol

Le méthanol, également connu sous les noms d'alcool méthylique, hydrate de méthyle, esprit de bois, alcool de bois ou hydroxyde de méthyle, se distingue par sa formule chimique simple, CH_3OH . Cet alcool incolore, neutre et polaire présente une caractéristique notable : son inflammabilité. Il se mélange facilement avec l'eau, les alcools, les esters et la plupart des solvants organiques, mais il présente une faible solubilité dans les graisses et les huiles.

Il joue un rôle fondamental dans la composition de nombreux produits chimiques et articles utilisés au quotidien. Le méthanol est employé dans la création d'antigel pour les lave-glaces, de carburants, de produits de traitement des eaux et de biodiesel.

Il est généré par fermentation lors de la décomposition de composés organiques, comme les feuilles, à travers des mécanismes métaboliques largement étudiés.

La principale source de méthanol pour les humains provient de notre alimentation, notamment de la consommation de fruits et légumes frais, de jus de fruits, de boissons fermentées et d'aliments allégés contenant de l'aspartame.

II.3.1 Propriétés du Méthanol

II.3.1.1 Propriétés chimiques du méthanol

Dans des conditions standards, le méthanol est stable sur le plan chimique et présente les caractéristiques typiques des alcools primaires.

Le méthanol peut réagir de manière violente avec les oxydants puissants comme les mélanges nitro-chromiques ou sulfo-chromiques, l'acide nitrique, les perchlorates, les peroxydes, les hypochlorites alcalins, le brome, le chlore, ainsi qu'avec tous les composés organiques ou minéraux riches en oxygène et instables en général.

La réaction du méthanol avec les métaux alcalins produit un méthylate accompagné d'un dégagement d'hydrogène, pouvant être violent. En revanche, la plupart des autres métaux sont peu réactifs avec le méthanol, à l'exception notable du plomb, de l'aluminium et du magnésium.

II.3.1.2 Propriétés physiques du méthanol

À température ambiante, le méthanol se présente sous forme liquide avec une polarité relativement élevée et une pression de vapeur moyenne. Incolore, il est couramment utilisé comme solvant organique, capable de dissoudre des substances présentant une polarité moyenne à élevée.

Il est soluble dans l'eau, les alcools, les solvants organiques et, dans une certaine mesure, les huiles et les graisses. Il a la capacité de dissoudre les graisses, les matières plastiques et les sels minéraux, ce qui le rend plus efficace comme solvant que l'éthanol.

Tableau 0-1: Propriétés physique du Méthanol.

Propriétés	Valeur	condition
Masse molaire (g/mol)	32,031	298,15 K
Densité (kg/mol)	786,71	ambiante
Viscosité (mPas)	0,5512	298,15 , liquide
Tcrit (K)	513	
Pcrit (MPa)	8,1	
Vcrit (cm ³ /mol)	116	
ΔH^0_f (KJ/mol)	-205	273,15 K, 101,3 Kpa
Cp (J mol ⁻¹ K ⁻¹)	42,59	273,15 , 1 bar, gaz
Conductivité thermique (mW m ⁻¹ K ⁻¹)	190,16	298,15 , liquide
Point de flash	288,75	DIN 51 755
Température d'allumage (K)	743,15	DIN 51 749
Limite d'explosivité (vol)	6,72- 36,50	
Valeur calorifique	22,693	
Indice d'évaporation	6,3	25 °C et 101,3 Kpa
Point de fusion	-97,8	25 °C et 101,3 Kpa
Point d'ébullition	64,5	25 °C et 101,3 Kpa
	8,51	

II.3.2 Les différents procédés de fabrication du méthanol

Les procédés d'obtention du méthanol : Le méthanol peut être synthétisé à partir d'hydrogène et de plusieurs matières premières contenant du carbone notamment - Les sources concentrées

de carbone, telles que le gaz naturel, le charbon ou la biomasse. - Le dioxyde de carbone provenant des gaz de combustion des centrales électriques à combustibles fossiles ou des cimenteries et de l'atmosphère.

II.3.2.1 Le méthanol à partir du gaz naturel

Actuellement, ce procédé recouvre 75 % de la production du méthanol. La production repose sur trois étapes fondamentales :

⊗ **Le reformage** du gaz naturel (GN) afin de produire du gaz de synthèse (GS).

⊗ **La conversion** du GS en méthanol brut.

⊗ **La distillation** du méthanol brut pour obtenir la pureté souhaitée.

II.3.2.2 Le méthanol à partir du charbon

Elle implique des étapes de traitement de base similaires à celles de sa production à partir du GN : ⊗ Production du GS par gazéification du charbon. ⊗ Synthèse du méthanol brut et purification du méthanol brut. Le GS produit à partir du charbon a une teneur en hydrogène plus faible que celui obtenu à partir du GN. Le procédé de méthanol en phase liquide est bien adapté à cette application. Et permet ainsi la production d'électricité par gazéification intégrée à cycle combiné (IGCC).

II.3.2.3 Le méthanol à partir de la biomasse

Le méthanol peut être produit à partir de la plupart des matières organiques. La biomasse est constituée de carbone disponible sous une forme enrichie, de sorte que cette ressource est avantageuse pour la production de combustibles de synthèse contenant du carbone. Le processus de production de méthanol à partir de la biomasse comporte les mêmes étapes que les processus basés sur le gaz naturel et le charbon. Cependant, les procédés classiques de gazéification appliqués à la biomasse ne produisent pas toujours un GS de la qualité requise pour la synthèse du méthanol. Contrairement au processus de gazéification de la biomasse pour la production d'électricité, le GS pour la production de méthanol ne doit contenir qu'une faible proportion de composants de gaz inertes. L'utilisation de l'air comme agent de gazéification permet d'obtenir un gaz de synthèse à forte teneur en azote. La gazéification de la biomasse donne toujours un gaz avec un rapport H_2 / CO_2 trop faible. Composants clés d'une installation de production de méthanol à partir de la biomasse

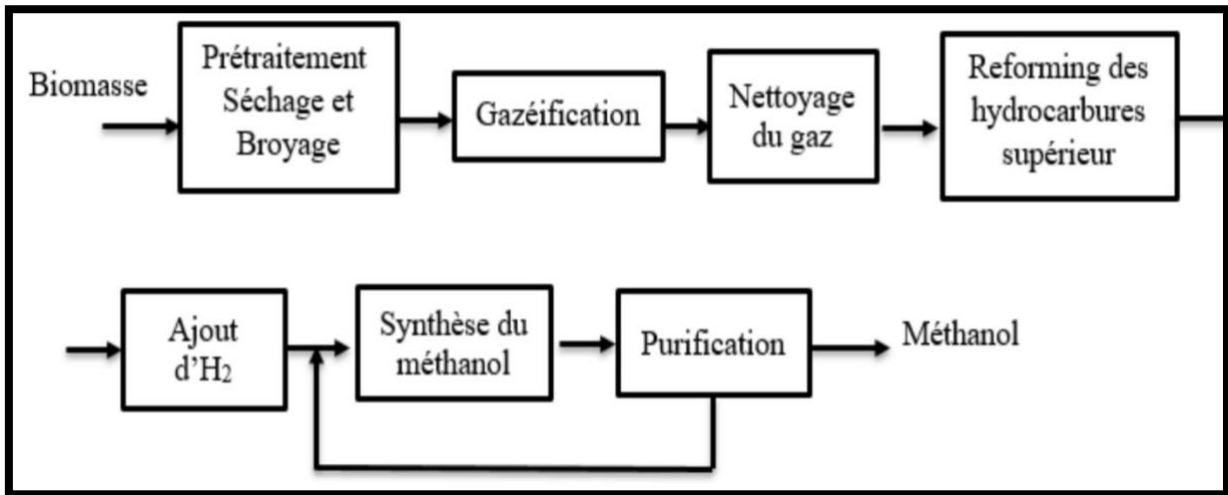
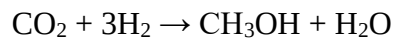


Figure 0-18: Shéma du procédé d'obtention du méthanol à partir de la biomasse.

II.3.2.4 Le méthanol à partir de CO₂

Le méthanol peut être produit par hydrogénation catalytique hétérogène du dioxyde de carbone :



Contrairement aux procédés précédents, la production de méthanol à partir du CO₂ n'est possible que par l'apport d'hydrogène produit de manière renouvelable.

Les sources de CO₂ prises en compte sont les gaz de combustion des centrales électriques à combustibles fossiles, les cimenteries, les processus de fermentation et les stations d'épuration des eaux, ainsi que l'atmosphère.

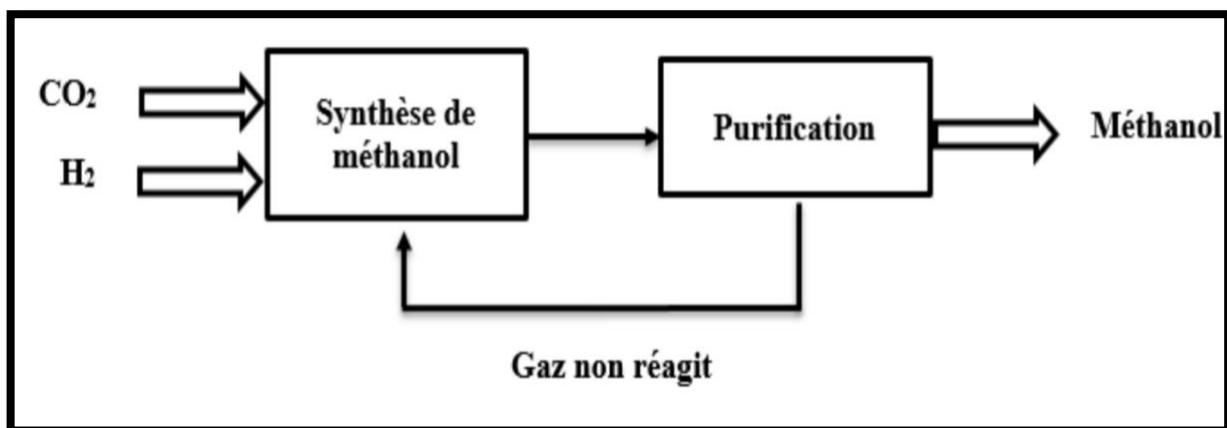


Figure 0-19: Shéma du procédé d'obtention du méthanol à partir de la CO₂

II.3.2.5 Méthanol à partir du dioxyde de carbone des gaz de combustion:

L'hydrogénation du CO₂ des gaz de combustion comme matière première pour produire du méthanol permet de réduire les émissions de ce gaz à effet de serre et de recycler le CO₂ émis par des sources fixes comme vecteur d'hydrogène. Les trois principales étapes du processus de production du méthanol sont les suivantes :

La séparation/récupération du CO₂ : L'absorption d'amines est la technologie dominante pour l'extraction du dioxyde de carbone des gaz de combustion.

Transport et stockage du CO₂/MeOH. Une fois le CO₂ récupéré de la source d'émission, il doit être liquéfié et transporté vers le site de production d'hydrogène. En général, l'électricité renouvelable est disponible pour l'électrolyse de l'eau dans des régions relativement éloignées, loin du site de demande de méthanol. Il peut donc être nécessaire de transporter le méthanol après sa production.

Synthèse du méthanol : La production de méthanol à partir de CO₂ et de H₂ recyclés comprend deux étapes :

- La synthèse du méthanol (ou hydrogénation du CO) sur un catalyseur.
- La purification du méthanol.

II.3.3 LES UTILISATIONS DU MÉTHANOL

Le méthanol est principalement utilisé dans le monde pour la fabrication du formaldéhyde, une matière première essentielle pour un certain nombre de produits chimiques tels que les résines et autres. Il est également utilisé comme solvant, carburant et intermédiaire chimique, et comme matière première pour l'acide acétique, le MTBE et autres.

Le méthanol est une molécule largement utilisée dans divers domaines d'application :

.

- Une source d'énergie : Combustible idéal pour les moteurs de voiture.
- Utilisé comme agent absorbant dans les épurateurs de gaz.
- Utilisé dans les plastiques, les peintures, les adhésifs et les produits pharmaceutiques.
- Utilisé pour la dénitrification des eaux usées, le biodiesel, les mélanges d'essence et les piles à combustible.

- Production de dérivés méthyliques, de formaldéhyde et d'acide acétique.
- Utilisé comme solvant dans les carburants spéciaux.
- Agit comme agent d'extraction en chimie organique.
- Utilisé dans la production de biodiesel par réaction de transestérification.
- La composition du liquide d'essuie-glace, des antigels, des fluides pour photocopieurs, des décapants, des nettoyeurs pour carburateurs, des diluants et des liquides d'embaumement comprend :
- Un agent dénaturant pour l'alcool éthylique, permettant aux fabricants d'éthanol de réduire les taxes appliquées sur l'alcool, qui sont généralement perçues sur toutes les boissons alcoolisées.

II.3.4 Toxicité du méthanol

Le précurseur du méthanol présente une légère toxicité et son effet sur la glycémie est similaire à celui de l'éthanol. Sa toxicité est liée aux réactions résultant de son métabolisme. La majeure partie du méthanol absorbé (entre 90 et 95 %) est métabolisée dans le foie, où le méthanol est converti en formaldéhyde par l'alcool déshydrogénase (ADH), et rapidement converti en acide formique par l'aldéhyde déshydrogénase (ALDH). Il en résulte une production de dioxyde de carbone et d'eau. Ces voies métaboliques comprennent des composés tels que le nicotinamide adénine dinucléotide, le glutathion et l'acide folique.

L'acide formique semble être la principale cause de la toxicité tardive du méthanol. Les expériences sur les animaux montrent que les effets toxiques augmentent avec les concentrations d'acide formique par rapport aux concentrations de méthanol. Toutefois, le mécanisme de la toxicité oculaire n'est pas encore entièrement compris. L'acide formique est converti en dioxyde de carbone par une enzyme dépendant des folates, et une administration accrue d'acide folique peut améliorer le métabolisme du formiate dans les modèles animaux. L'acide folique est recommandé en cas d'empoisonnement au méthanol chez l'homme. L'accumulation d'acide formique provoque une acidose métabolique importante chez l'homme.

II.3.4.1 Effets à court terme

L'ingestion de méthanol peut entraîner des effets secondaires graves, notamment des maux de tête, une vision floue ou la cécité, des douleurs abdominales, voire la mort.

L'inhalation peut entraîner des effets secondaires tels que des maux de tête, des troubles gastro-intestinaux et visuels, y compris une perte de conscience.

II.3.4.2 Effets à long terme

Une exposition répétée peut entraîner une toxicité systémique, des lésions cérébrales, une déficience visuelle et des troubles de la vision.

II.4 Procédé de production du gaz de synthèse

Le terme "gaz de synthèse", également appelé "Syngaz", désigne des mélanges gazeux capables de se combiner pour former divers composés organiques. Le gaz de synthèse contient deux éléments ou plus, présents seuls ou en combinaison, parmi les quatre éléments les plus communs dans la nature : le carbone, l'oxygène, l'hydrogène et l'azote.

L'oxygène dans le gaz de synthèse est toujours associé au carbone, formant du monoxyde ou du dioxyde de carbone. Le gaz de synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2$) est largement utilisé dans l'industrie chimique pour la synthèse de méthanol, d'ammoniac et de fibres textiles. Sa conversion en carburant liquide est réalisée par le procédé Fischer-Tropsch, nommé ainsi d'après les deux chimistes allemands qui ont produit du carburant à partir de charbon en 1923.

Il est essentiel de souligner que le syngaz possède un pouvoir calorifique non négligeable. Ainsi, il intervient dans des procédés de conversion de combustibles hydrocarbures, qui ne doivent pas être confondus avec les procédés de combustion où les produits formés ont un pouvoir calorifique nul.

II.4.1 Le gaz de synthèse et ses matières premières

Le terme "gaz de synthèse" fait référence au produit obtenu par les procédés de gazéification. La composition de ce gaz varie considérablement en fonction de la matière première utilisée et du procédé de gazéification sélectionné.

Le gaz de synthèse peut être produit à partir de diverses sources, incluant la biomasse, le charbon, les huiles lourdes ou résidus lourds, ainsi que le gaz naturel, notamment le méthane. Dans la suite, nous nous concentrerons principalement sur ce dernier. Comme le montre le paragraphe précédent, le gaz de synthèse joue un rôle central dans la synthèse de composés chimiques importants.

II.4.2 Généralités sur les procédés de production du syngaz

II.4.2.1 Généralités et historique sur les procédés de conversion des hydrocarbures

Le procédé de reformage des hydrocarbures a émergé au début du XXe siècle, initié par le Dr F. Bergius dans le cadre de ses recherches. Par la suite, ce procédé a été développé par IG

Farben en Allemagne pour la production de carburants synthétiques. En 1930, la Standard Oil Company du New Jersey a construit les premières unités industrielles de reformage. Rapidement, des installations similaires ont vu le jour en Angleterre et en Allemagne.

Depuis les années 1970, le gaz naturel, devenant de plus en plus abondant et moins coûteux, a progressivement remplacé le naphte comme source d'alimentation principale. Cette transition s'explique principalement par la réduction des coûts des matières premières, la simplification du processus de reformage et l'amélioration des performances énergétiques. Toutefois, la taille de la section de reformage reste un facteur limitant pour l'augmentation des capacités unitaires.

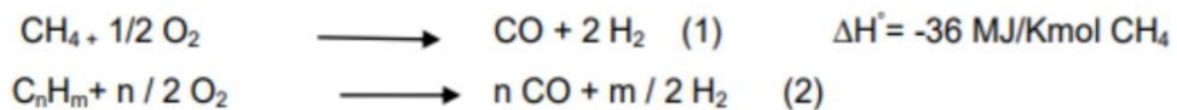
Le choix d'un procédé de production de syngaz dépend de plusieurs facteurs : le ratio H_2/CO souhaité à la sortie du réacteur, la pureté des produits, la capacité de l'installation, et la disponibilité des matières premières ou des ressources. Les procédés thermo-catalytiques, qui sont les plus courants pour la production d'hydrogène, composant principal du syngaz, sont fréquemment utilisés.

Diverses voies de production de gaz de synthèse sont industriellement utilisées dont : [8 ,9]

- L'oxydation partielle (POX)
- Le reformage à sec (DR)
- Le steam reforming (SMR)
- Le reformage autotherme (ATR)

II.4.2.2 L'oxydation partielle (POX)

Ceci représente une autre méthode commercialement viable pour extraire l'hydrogène des hydrocarbures. Dans ce cas, le méthane (ou d'autres hydrocarbures) est oxydé afin de produire du monoxyde de carbone et de l'hydrogène, conformément à la réaction chimique concernée.



Cette réaction, de nature exothermique, s'effectue à des températures élevées, éliminant ainsi le besoin de catalyseurs ou d'échanges thermiques. De plus, elle ne nécessite pas l'utilisation de vapeur d'eau surchauffée. Menée dans un réacteur plus compact, cette méthode est moins coûteuse en termes d'équipement et se déroule à une vitesse environ deux fois supérieure à celle du vaporeformage.

Néanmoins, cette méthode génère un rendement en hydrogène par atome de carbone relativement faible. Elle peut se dérouler en présence ou en absence de catalyseur et est souvent restreinte par des limitations de transfert de masse dues aux températures élevées.

L'utilisation d'un catalyseur permet de réduire la température nécessaire à la réaction et favorise la formation de CO et H₂, tandis que les réactions en phase gazeuse tendent à produire principalement du CO₂ et de l'H₂O.

On peut conclure que l'oxydation partielle implique la conversion d'une portion des hydrocarbures en oxyde de carbone, lequel est ensuite utilisé pour la décomposition de l'eau. Cette méthode se distingue principalement du reformage à la vapeur en ce qu'elle offre une manière élégante de fournir des calories au processus.

II.4.2.3 Reformage à sec (Dry Reforming, DR)

Le reformage à sec (DR) est un processus où l'hydrocarbure réagit avec le CO₂ pour produire du gaz de synthèse, composé d'H₂ et de CO. Cette réaction très endothermique est particulièrement intéressante dans le contexte industriel, notamment lorsque le méthane est utilisé comme hydrocarbure pour la synthèse de méthanol, dans les procédés de carbonylation, Fischer-Tropsch, entre autres.

La réaction de DR est impactée par la réaction opposée du water gas shift, qui peut se produire simultanément, entraînant ainsi un rapport global H₂/CO plus petite.



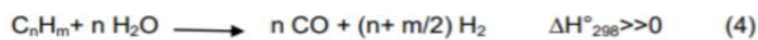
Une recherche effectuée par Ross [14] concernant le DR du CH₄ indique qu'il est thermodynamiquement faisable de mener cette réaction à des températures inférieures à 400°C, malgré une conversion limitée du méthane à de faibles rapports CO₂/CH₄. Le reformage à sec est optimal à des températures élevées et des pressions faibles, tout en étant plus endothermique et en augmentant le risque de dépôt de carbone. La réaction de reformage sec du méthane (DRM) offre une solution alternative, utilisant deux gaz contribuant au réchauffement climatique. De plus, cette méthode peut générer de l'hydrogène avec un rapport H₂/CO bas sous certaines conditions. En conséquence, le reformage sec revêt une grande importance du point de vue industriel et environnemental, surtout pour les catalyseurs à base de nickel, en raison de leur coût économique et de la disponibilité des réactifs.

II.4.2.4 Vaporeformage (steam reforming, SR)

Le vaporeformage est la technique prédominante pour la production d'hydrogène et de syngas. Le premier brevet mentionnant cette réaction avec un catalyseur à base de nickel remonte à 1912, tandis que la première usine industrielle a été inaugurée au début des années 1930 à Baton Rouge, en Louisiane (USA).

La production d'hydrogène via le vaporeformage est vraisemblablement la méthode la plus utilisée dans les procédés chimiques industriels.

Le vaporeformage d'un hydrocarbure se formule comme suit :



Ce procédé, qui fonctionne avec l'aide d'un catalyseur, peut traiter des matières premières allant du méthane jusqu'à des fractions dont le point d'ébullition atteint 200°C, bien que ces dernières soient actuellement peu exploitées. Ce procédé implique la réaction d'hydrocarbures avec de l'eau à des températures élevées et sous une pression modérée,

dans le but de briser les liaisons carbone-carbone et carbone-hydrogène des réactifs et de générer un gaz de synthèse enrichi en hydrogène.

II.4.2.5 Steam reforming du méthane :

Lors du vaporeformage, le méthane interagit avec de la vapeur d'eau, servant principalement d'agent oxydant, avec un temps de contact de plusieurs secondes sur un catalyseur. Cette réaction, numérotée comme la réaction , produit de l'hydrogène et du monoxyde de carbone. Dans des conditions stœchiométriques, cette réaction génère un rapport H₂/CO de 3. Par ailleurs, la technologie de reformage à la vapeur de méthane (SMR) est la plus couramment utilisée pour fabriquer du syngaz. La réaction est fortement endothermique, rendant le procédé très consommateur d'énergie. Pour réduire la température nécessaire à cette réaction, des catalyseurs à base de nickel (Ni) sont fréquemment employés.

II.4.3 Aspects thermodynamiques

La réaction de vaporeformage est hautement endothermique et requiert des températures élevées (supérieures à 800°C) pour ajuster les niveaux de H₂ par rapport à ceux de CO et CO₂. Des pressions de travail élevées, entre 10 et 40 bars, sont aussi utilisées dans les applications industrielles. L'emploi d'un catalyseur adapté peut notamment diminuer la température de

fonctionnement du procédé. Ce catalyseur influencera les mécanismes réactionnels et jouera donc un rôle clé dans l'équilibre entre les différentes réactions de vaporeformage. Cependant, un catalyseur ne peut en aucun cas altérer la thermodynamique d'une réaction ; son effet se manifeste uniquement au niveau de la cinétique de celle-ci.

Pour tous les hydrocarbures, une augmentation de la température entraîne une diminution de l'énergie libre de Gibbs (ΔG) de la réaction. Par conséquent, l'équilibre thermodynamique se déplace de plus en plus vers la formation des produits.

Partie calcul

CHAPITRE III :

Etude des Pertes de

Vapeur au Niveau du Déga

III.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous allons analyser les quantités d'eau déminée utilisées dans l'unité de méthanol, ainsi que les bilans de matière du four F201 et du dégazeur V701 pour évaluer les émissions de vapeur dans l'atmosphère

III.2 Bilan de consommation d'eau déminée dans l'unité de méthanol

L'unité de production de méthanol est alimentée avec de l'eau déminéralisée à 30°C et une pression de 7 bars, ainsi qu'avec de la vapeur à 450°C et 50 bars, comme illustré dans la figure III.1 qui schématise sa consommation.



Figure 0-1: schéma montre la consommation de l'unité en eau déminée.

$$Fi701A + Fi701 = Fcons + FR\ 704$$

$$Fi701A + Fi701 = Fcons + FR\ 704$$

$$Fi701A = 31.913\ \text{tonne/h}$$

$$Fi701 = 4.874\ \text{tonne/h}$$

$$FR704 = 11.6\ \text{tonne/h}$$

$$Fcons = Fi701A + Fi701 - FR\ 704$$

$$Fcons = 31.913 + 4.874 - 11.6$$

$$Fcons = 25.187\ \text{tonnes/h}$$

III.3 Bilan de matière du four F201

Le méthanol est produit en faisant réagir le méthane (CH_4) avec de la vapeur d'eau pour obtenir du gaz de synthèse. Ce gaz de synthèse est ensuite mélangé avec de la vapeur, qui sera éliminée et récupérée dans un bac T751 sous forme liquide. Ce liquide est appelé condensat.

$$\text{FRC 101} + \text{FR 102} + \text{FRC 406} = \text{FGS} + \text{Fond}$$

$$\text{FRC 101} = 11\,283 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

$$\text{FRC 406} = 410 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

$$\text{FR 102} = 34,950 \text{ tonne/h}.$$

$$\text{FGS} = 3\,300 \text{ m}^3/\text{h}.$$

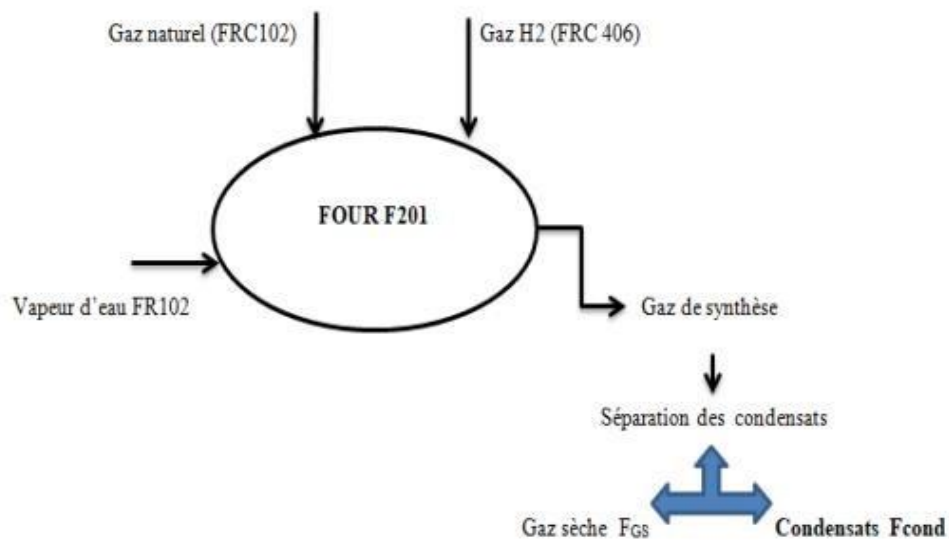


Figure 0-2: schéma montre la consommation de gaz naturel et de la vapeur dans le four.

III.3.1 Calcul de débit massique de gaz process (F_{GN})

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

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

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

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

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

Débit massique du gaz $FRC 101 = 11\,283 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$(P' * FRC'101) / T' = (P * FRC101) / T$$

$$FRC'101 = (P * FRC101 / T) * (T' / P')$$

$$FRC'101 = (1 * 11283 / 273) * (703 / 19.74)$$

$$\mathbf{FRC'101 = 1471.87 \text{ m}^3/\text{h}}$$

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

Le débit de gaz naturel d'alimentation est : $F_{GN} = 9.519737221$ tonne/h

Tableau 0-1:calcul de débit massique de gaz naturel de processus Fgn.

Constituant i	Fraction volumique y_i	ρ_i à 430°C et 20bar kg/m ³	$V_i = V * y_i$ m ³ /h	$m_i = v_i$ * ρ_i (kg)
N ₂	0,0583	9,518	85.810021	816.7397799
CH ₄	0,8344	5,47	1228.128328	6717.81954
C ₂ H ₆	0,0704	10,33	103.619648	1070.390964
C ₃ H ₈	0,021	15,31	30.90927	473.2209237
i-C ₄ H ₁₀	0,003 3	20,42	4.857171	99.18343182
n-C ₄ H ₁₀	0,0054	20,5	7.948098	162.936009
i-C ₅ H ₁₂	0,0012	25,92	1.766244	45.78104448
n-C ₅ H ₁₂	0,0012	25,96	1,766244	45.85169424
C ₆₊	0,0008	31,83	1,177496	37.47969768
CO ₂	0,0021	15,05	3,090927	46.51845135
He	0,0019	1,368	2.796553	3.825684504
Total	1		1 471.87	9 519.737221

III.3.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène (F_{H_2})

Conditions opératoires actuelles : Pression : $P' = 17$ bars = 16.78atm

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

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

Conditions normales : Pression : $P = 1$ atm

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

Débit massique du gaz $FRC\ 406 = 410$ Nm³/h

$$(P' * FRC'406) / T' = (P * FRC406) / T$$

$$FRC'406 = (p * FRC406 / T) * (T' / P')$$

$$FRC'406 = (1 * 410 / 273) * (303 / 16.78)$$

$$FRC'406 = 27.118888 \text{ m}^3/\text{h}$$

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

Débit massique du gaz d'hydrogène vers le four est : $F_{H_2} = 0,18451 \text{ tonne/h}$

Tableau 0-2: calcul de débit massique de gaz d'hydrogène F_{H_2} .

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	19	0.40678332	7.72888308
CO	0,121	19	3.281385448	62.34632351
CH ₄	0,036	11,21	0.976279968	10.94409844
CO ₂	0,086	32,71	2.332224368	76.28705908
H ₂	0,742	1,352	20.1222149	27.205223454
Total	1		27.11888	184.5115876

III.3.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse sèche

Conditions opératoires actuelles : Pression : $P' = 17 \text{ bars} = 16,78 \text{ atm}$

Température : $T' = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$

Débit gaz associé : $F_{GS} = 3\,300 \text{ m}^3/\text{h}$

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

Débit massique du gaz de synthèse sèche est $F_{GS} = 22.4525532 \text{ tonne/h}$

Tableau 0-3:calcul de débit massique du gaz de synthèse.

Constituants	Yi	ρ_i à 25 °C et 17 bars (kg/m ³)	$V_i = V \cdot y_i$ (m ³ /h)	$m_i = V_i \cdot \rho_i$ kg/h
N ₂	0,015	19	49.5	940.5
CO	0,121	19	399.3	7586.7
CH ₄	0,036	11,21	118.8	1331.748
CO ₂	0,086	32,71	283.8	9283.098
H ₂	0,742	1,352	2448.6	3310.5072
Total	1		3300	22452.5532

III.3.4 Calcul de débit massique des condensats

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

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

$$F_{cond} = 9519.73 + 184.51 + 34950 - 22452.5532$$

$$F_{cond} = 22201,32\text{ kg/h}$$

$$F_{cond} = 22.2\text{tonne/h}$$

III.3.5 Calcul des pertes dans le dégazeur V701

L'eau provenant de H303 est introduite à l'entrée du dégazeur où elle entre en contact à contre-courant avec la vapeur provenant de H606 (rebouilleur de la deuxième colonne). Cette opération vise à éliminer les gaz dissous.

L'eau dégazée est pompée par l'une des trois pompes, P701 A/B/C, pour être ensuite acheminée vers la chaudière F208.

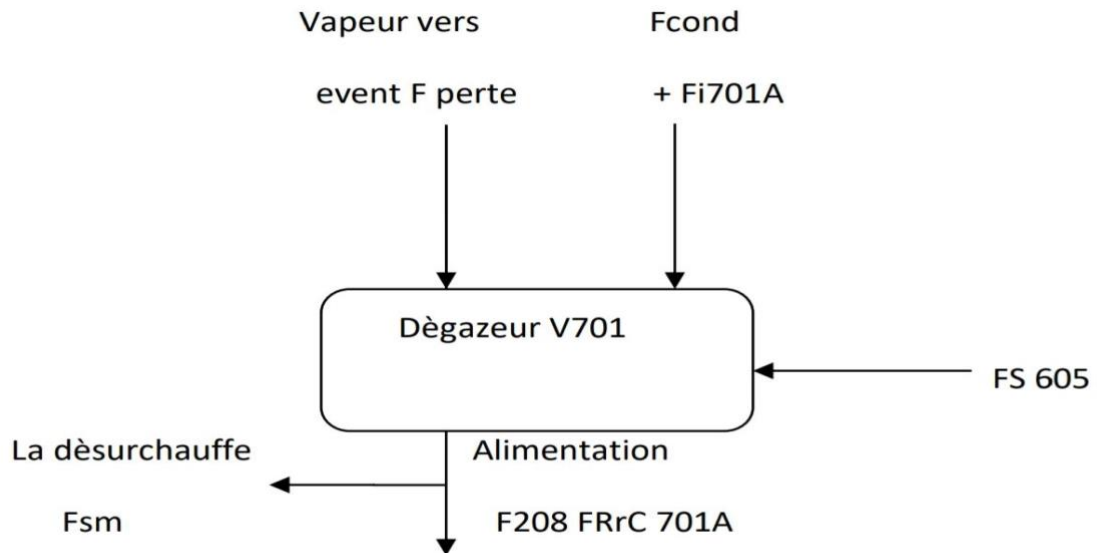


Figure 0-3: Bilan de matière du dégazeur V701.

Bilan de matière :

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

$$F_{cond} = 22.2\ \text{tonne/h.}$$

$$Fi701A = 31.913\ \text{tonne/h.}$$

$$FI\ 605 = 19900\ \text{kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad FI\ 605 = 19,9\ \text{tonne/h.}$$

$$FRrC\ 701/B = 63400\ \text{kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad FRrC\ 701/B = 63,4\ \text{tonne/h.}$$

$$F_{SM} = 2,78\ \text{tonne/h.}$$

$$F_{vapeur} = FI\ 605 + Fi701A + F_{cond} - FRrC\ 701/B - F_{SM}$$

$$F_{vapeur} = 19,9 + 31.913 + 22.2 - (63,4 + 2,78)$$

$$F_{vapeur} = 7.834\ \text{tonne/h}$$

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

$F_{\text{perte}} = 5.834 \text{ tonne/h}$

La température élevée des fluides dans le dégazeur entraîne une importante perte de vapeur évacuée dans l'atmosphère, atteignant jusqu'à 8 tonnes/h. Bien que le principe de dégazage soit maintenu pour assurer une bonne qualité d'eau, il est essentiel de respecter également le débit de vapeur libérée, qui ne doit pas dépasser 2 tonnes/h.

CHAPITRE IV : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

Tout nouvel équipement installé dans un circuit déjà en service doit répondre aux exigences du processus tout en restant à un prix d'achat raisonnable.

Dans ce chapitre, nous avons dimensionné l'échangeur que nous avons proposé en suivant la norme TEMA classe R.

L'échangeur que nous avons sélectionné est de type calandre-faisceau, le plus couramment utilisé dans l'industrie pétrolière et gazière. Ce concept de faisceau logé à l'intérieur d'une calandre est également utilisé dans la construction des condenseurs et des rebouilleurs.

L'échangeur est composé d'un faisceau de tubes installés entre deux plaques tubulaires, comportant plusieurs chicanes.

À chaque extrémité, les boîtes de distribution sont fixées pour assurer la circulation du fluide à travers le faisceau en plusieurs passages. Ce faisceau est placé dans une calandre équipée de tubulures d'entrée et de sortie pour le deuxième fluide, qui circule à l'extérieur des tubes en suivant le chemin défini par les chicanes.

Tous les composants utilisés dans la fabrication des échangeurs sont normalisés conformément aux normes établies par la TEMA (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association), qui détaille les caractéristiques mécaniques et thermiques adaptées à différentes conditions de fonctionnement. Ces normes sont complétées par d'autres codes, tels que ceux de l'API et de l'ASME.

IV.1 Méthode de Kern

Le dimensionnement du nouvel échangeur selon la méthode de Kern commence par l'estimation du coefficient de transfert thermique global U pour calculer la surface d'échange. Ensuite, une estimation est effectuée pour déterminer les dimensions des tubes et de la calandre afin d'évaluer les propriétés dynamiques des fluides. Enfin, le coefficient de transfert thermique U_p est calculé de manière à respecter la relation suivante : U_p doit être supérieur à U pour garantir une résistance d'encrassement acceptable. Si la résistance d'encrassement n'est pas acceptable, on réévalue U jusqu'à obtenir une valeur appropriée .

IV.2 Données de départ

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

Spécifications	Calandre	Tube
Fluide	Eau de refroidissement	condensats
Débit massique F (Kg/h)	A déterminer	22200
Température d'entrée T (°C)	25,9	77
Température de sortie T (°C)	33,8	38
Perte de charge admissible P (bar)	0,5	0,5
Densité d (kg/m ³)	995,71	973,46
Viscosité dynamique (kg/m.s) μ	0,000789	0,000369
(kg/m.h) μ	3,1356	1,3284
Capacité calorifique (kcal/kg°C) Cp	0,998	1,002
(J/kg°C) Cp	4,179	4,194
Conductivité thermique (W/m.°C). λ	0,607	0,65
(kcal/h.m.°C) λ	0,52192	0,55889

IV.3 Bilan thermique

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

$$Q = F_{\text{cond}} \cdot C_p \cdot dT$$

$$Q = F_{\text{cond}} \cdot C_p \cdot dT$$

$$Q = 22200 \cdot 1.002 \cdot (77 - 38)$$

$$Q = 867531,6 \text{ kcal/h}$$

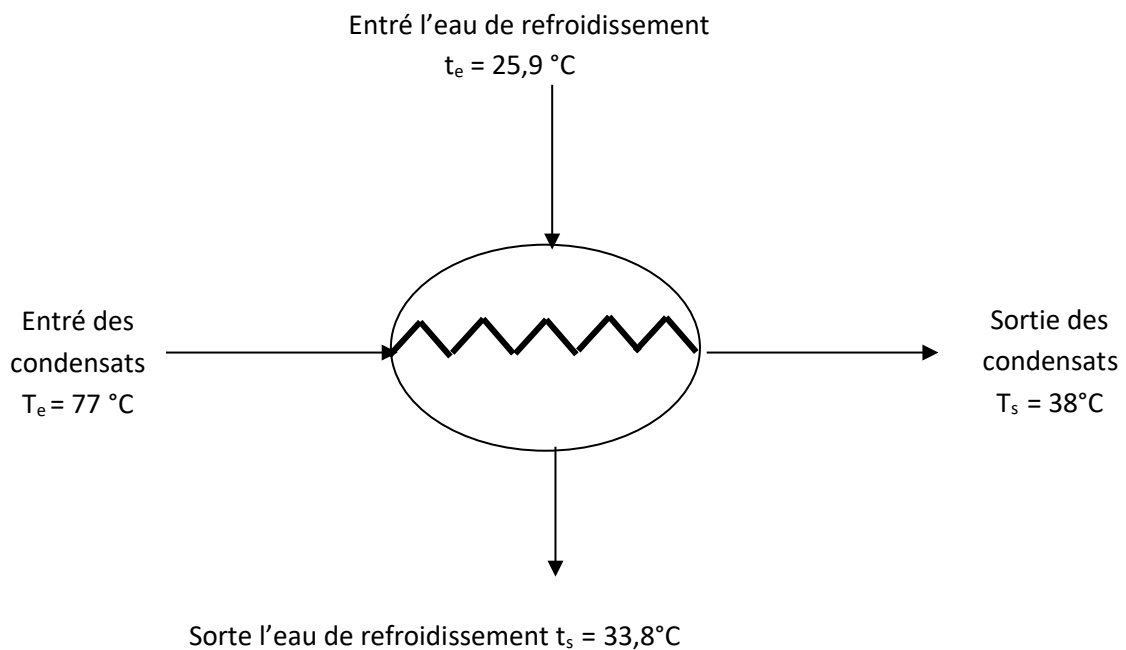
Calcul de débit d'eau de refroidissement :

$$F_{\text{ER}} = Q / C_p \cdot dT = 867531,6 / (0.998 \cdot 7,9) \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{ER}} = 101034,195 \text{ tonne/h.}$$

IV.4 Calcul thermique :

Calcul DTLM :



$$\Delta T_a = T_e - t_s = 77 - 33,8 = 43,2 \text{ °C}$$

$$\Delta T_b = T_s - t_e = 38 - 25,9 = 12,1 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\text{LM}} = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}} = 24,43 \text{ °C.}$$

Où **Fc**: déterminé graphiquement à partir de R et E le facteur de correction Fc (voir Annexe B).

le rapport calorique : $R = (T_e - T_s) / (T_s - T_e) = (77 - 38) / (33,8 - 25,9) = 4,93$

Le rendement thermique de l'échangeur : $E = (t_s - t_e) / (T_e - t_e) = (33,8 - 25,9) / (77 - 25,9) = 0,155$

$$E = 0,155$$

$$R = 4,93 \quad \text{donc} \quad (\text{voir annexe B}) \quad F_c = 0.93$$

En général, la moyenne logarithmique de la différence de température globale est utilisée, à laquelle on applique un facteur de correction « FC » pour obtenir la température moyenne. Dans tous les cas, on multiplie la moyenne logarithmique de la température globale calculée pour un système à contre-courant par le facteur de correction approprié.

$$DTLM_{\text{Corrigée}} = DTLM \times F_c$$

$$DTLM_{\text{Corrigée}} = 24,43 \times 0.93$$

$$DTLM_{\text{Corrigée}} = 22,71^\circ\text{C}$$

IV.5 Estimation de la surface d'échange sale A_s :

Le choix du coefficient de transfert global dépend de la nature des fluides utilisés. : voir (Annexe C).

$$U's = 1400 \text{ kcal/h.m}$$

$$A's = Q / (U's \times DTLM_{\text{corrigée}}) = 867531,6 / (1400 \times 22,71)$$

$$A' = 27.28 \text{ m}^2$$

IV.6 Choix de la géométrie de l'échangeur :

IV.6.1 Caractéristiques du tube :

Industriellement, on utilise les longueurs des tubes normalisées en ft : 8-12-16-20. On propose 12 ft allor $L = 3,657\text{m}$ ($1\text{ft} = 30.48$).

IV.6.2 Choix de diamètre extérieur d_0 et intérieur d_i des tubes ainsi que le pas P et l'espacement entre chicane B :

Dans l'industrie du raffinage, les échangeurs utilisent généralement une disposition en carré, où les axes des tubes sont positionnés aux sommets d'un carré.

Les caractéristiques sélectionnées avec un calibre BWG de 12 et une disposition carrée des tubes sont répertoriées dans le tableau suivant, comme indiqué dans (l'Annexe F).

Tableau IV-2:Caractéristiques du tube.

Caractéristique	Unité (m)
Diamètre extérieur d_o	0,01905
Diamètre intérieur d_i	0,01351
Epaisseur e	0,00277
Pas $P = 1''$	0,0254

IV.6.3 Calcul surface d'échange d'un tube a_o

$$a_o = \pi * d_o * l = \pi * 0,01905 * 3,657 = 0,21875$$

$$a_o = 0,21875 \text{ m}^2$$

IV.6.4 Estimation de nombre théorique des tubes N'_t :

$$N'_t = A's / (a_o * n_c) = 27.28 / (0.21875 * 1) = 125 \text{ tubes} \quad Fc > 0,75 \quad nc = 1$$

Le nombre de tubes, ($N_t = 124$), est le nombre de tubes le plus proche, où ($N'_t = 125$) avec un espacement de (0.0254) et un nombre de passes côté tube égal à 2, correspondant à ($D_c = 0,387$) m, comme indiqué dans (l'Annexe G) .

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

L'eau de refroidissement, étant plus visqueuse et ayant un débit supérieur, passe du côté de la calandre. Par contre, les condensats, étant plus corrosifs et salissants, passent du côté des tubes.

IV.8 Détermination du nouveau coefficient de transfert sale U_s et l'aire d'échange A_s :

IV.8.1 Détermination U_s :

$$U_s = (U's * N'_t) / N_t = 1411,29 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

IV.8.2 Température calorique :

Les températures moyennes T_c et t_c sont utilisées pour calculer le coefficient U moyen, associé à la différence de température logarithmique moyenne DTLM. Elles sont essentielles pour déterminer les propriétés des fluides :

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

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

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_2}{\Delta T_1 - \Delta T_2}$$

$$F_c = 0,396$$

$$T_c = 38 + 0,396 (77 - 38) = \mathbf{53,44^\circ}$$

$$t_c = 25,9 + 0,396 (33,8 - 25,9) = \mathbf{29,02}$$

IV.9 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 :**IV.9.1 Coté tube:****IV.9.1.1 Calcul de section par passe:**

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} * \frac{\pi * d_i^2}{4} = \frac{124}{2} * \frac{\pi * 0,01351^2}{4} = \mathbf{0,008888 \text{ m}^2}$$

Avec : n_t : Nombre de passe côté tubes.

N_t : Nombre de tubes

d_i : Diamètre intérieur de tubes (m).

IV.9.1.2 Calcul de la vitesse massique :

$$G_t = F_{\text{cond}} / a_t = 22200 / 0.008888 = \mathbf{2497749,775 \text{ kg/h.m}^2}$$

$$G_t = \mathbf{693,82 \text{ kg/s. m}^2}$$

IV.9.1.3 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_{t=} (2497749,775 * 0,01351) / 1,3284 = \frac{G_t * d_i}{\mu} = \frac{2496933,64 * 0,01351}{1,3284} = \mathbf{25402,44}$$

$Re_t > 2000$ donc le régime est turbulent.

IV.9.1.4 Détermination de j_h :

$$J_h = 0,027 \times Re^{0,8}$$

$$J_h = 90,21$$

IV.9.1.5 Coefficient de friction f_t : D'après (l'annexe J) $J_h = 92.16$ donc : $f_t = 0.017$

IV.9.1.6 Calcul de nombre PRANDTL Pr :

$$Pr = \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right) = \left(\frac{1,002 \times 1,3284}{0,55889} \right) = 2,3816 \quad Pr = 2.3816$$

IV.9.1.7 Coefficient d'échange de film interne h_{i0} :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = \frac{0,55889}{0,01351} * 90,21 * (2,3816)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 4983,45 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t} \right) \frac{d_i}{d_o} = 4983,45 * \frac{0,01351}{0,01905}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 3534,36 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

IV.9.2 Coté calandre :

IV.9.2.1 Calcul de l'espacement entre chicane « B » :

$$B = 0,25 \frac{\pi (D_C^2 - N_t \times d_0^2)}{4 * D_C * \left(1 - \frac{d_0}{P} \right)}$$

$$B = 0,25 \frac{\pi (0,387^2 - 124 \times 0,01905^2)}{4 * 0,387 * \left(1 - \frac{0,01905}{0,0254} \right)}$$

$$B = 0,213 \text{ m}$$

IV.9.2.2 Calcul de section par passe a_{CT} :

$$a_{CT} = \sqrt{2} \frac{D_c}{P} * (P - d_0) * B$$

$$a_{CT} = \sqrt{2} \frac{0,387}{0,0254} * (0,0254 - 0,01905) * 0,213$$

$$a_{CT} = 0,02914 \text{ m}^2$$

IV.9.2.3 Calcul de la vitesse transversale de fluide chaud :

$$G_{CT} = \frac{F \dot{E}R}{a_{CT}} = (110034,195 / 0.02914) = 3776053,362 \text{ kg/h.m}^2$$

$$G_{CT} = 1048,9 \text{ kg/s.m}^2$$

IV.9.2.4 Calcul de diamètre équivalent de :

$$D_e = \frac{4 \times P^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

$$D_e = \frac{4 * 0,0254^2}{3,14 * 0,01905} - 0,01905 \Leftrightarrow D_e = 0,024092 \text{ m}$$

IV.9.2.5 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_C = \frac{d_e * G_{CT}}{\mu'}$$

$$Rec = (0,024092 * 3776053,362) / 3,1356 = 29012,84$$

$$Re_C > 2000 \text{ alors le régime est turbulent. } J_h' = 0,027(Rec)^{0,8}$$

$$J_h' = 0,027 \times (29012,84)^{0,8} = 100,84$$

$$\text{Voir (l'annexe K) : } J_h' = \text{ alors: } fc = 0.135$$

IV.9.2.6 Calcul de nombre PRANDTL Pr :

$$Pr = \left(\frac{C_p' \mu'}{\lambda'} \right) = \left(\frac{0,998 * 3,1356}{0,52192} \right) = 5,995$$

$$Pr = (0,998 * 3,1356) / 0,52192 = 5,996$$

IV.9.2.7 Détermination de coefficient d'échange de film externe h_0 :

$$\frac{h_0}{\phi_t} = j_h' \frac{\lambda'}{De} \left(\frac{Cp' * \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_0}{\phi_t} = \frac{0,52192}{0,02409} * 100,33 * (5,995)^{1/3}$$

$$\frac{h_0}{\phi_t} = 3948,65 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

IV.10 Calcul de la température des tubes :

$$t_t = T_C - \frac{\frac{h_{io}}{\phi_t}}{\frac{h_o}{\phi_c} + \frac{h_{io}}{\phi_t}} (T_C - t_c)$$

$$t_t = 53,44 - (3534,36 / (3948,65 + 3534,36))$$

$$t_t = 41,9^\circ\text{C}$$

IV.11 Calcul de ϕ_t et ϕ_c :

$$\text{à } t_t = 41,9^\circ\text{C}$$

$$\mu_c = \mu_t = 0,000653 \text{ kg/m.s}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,000369}{0,000641} \right)^{0,14}$$

$$\phi_t = 0,926$$

$$\phi_c = \left(\frac{\mu}{\mu_c} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,000871}{0,000641} \right)^{0,14}$$

$$\phi_c = 1,0438$$

IV.12 Calcul de h_i et h_0 :

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\phi_t} \right) \times \phi_t = 3534,36 * 0.923$$

$$h_{io} = 3272,81 \text{ kcal/hm}^2.\text{°C}$$

$$h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c} \right) \times \phi_c = 3948,65 * 1.0438$$

$$h_0 = 4121,6 \text{ kcal/hm}^2.\text{°C}$$

IV.13 Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

$$U_p = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_p = 1824,24 \text{ kcal/hm}^2\text{°C}$$

IV.14 Calcul de la résistance d'encrassement

a- Résistance d'encrassement calculée

$$R_{s \text{ calculé}} = \frac{U_p - U_s}{U_p * U_s}$$

$$R_{s \text{ calculé}} = 1,603 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2\text{.°C/Kcal b-}$$

Résistance d'encrassement admissible

Voir l'Annexe I :

$$R_{Si} (\text{résistance d'encrassement interne}) = 0,0002 \text{ h.m}^2\text{.°C/Kcal}$$

$$R_{So} (\text{résistance d'encrassement externe}) = 0,00026 \text{ h.m}^2\text{.°C/Kcal}$$

$$R_s = R_{So} + R_{Si} * \frac{d_o}{d_i} = 0,00026 + 0,0002 * \frac{0,01905}{0,01351}$$

$$R_{s \text{ admissible}} = 5,41 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2\text{.°C/Kcal}$$

IV.15 Calcul des pertes de charge :

a- Côté tube :

$$\Delta P_t = \frac{n_c * n_t * G_t^2}{d} \left[\frac{f_t * l}{d_i * \phi_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 6731,12 \text{ Pa} = 0,0673112 \text{ bar}$$

b- Côté calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c * f_{CT} * G_{CT}^2 * (N_c + 1) * D_c}{d' * d_e * \phi_c}$$

Où : N_c : le nombre de chicane $N_c = L/B = 3,657/0,213 = 17$

$$\Delta P_c = 42254,11 \text{ Pa}$$

Suite au calcul de la surface d'échange, les dimensions constructives de l'échangeur à installer sont définies, et les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau IV-3:les dimension constructives de l'échangeur H700.

Dimensions de l'échangeur	Valeurs
Nombre des tubes (m)	124
Diamètre extérieur (m)	0,01905
Diamètre intérieur (m)	0,01351
Épaisseur (m)	0,00277
Longueur (m)	3,657
Pas (m)	0,0254
Espacement entre chicane (m)	0,213
Surface (m ²)	27,28
Diamètre de calandre (m)	0,387
Coefficient d'échange de film interne h_{i0} (kcal/hm ²)	3272,81
Coefficient d'échange de film externe h_0 (kcal/hm ²)	4121,6
Coefficient de transfert propre U_p (kcal/hm ²)	1824,24
Résistance d'encrassement	$1,603 \cdot 10^{-4}$
Perte de charge coté tube (bar)	0,0673112
Perte de charge coté calandre (bar)	0,4225411

IV.16 Résultats de Simulation par Hysys

IV.16.1 Introduction

Concevoir une installation de production chimique est une tâche complexe nécessitant d'importants investissements financiers. Dans le contexte actuel, tout procédé industriel doit satisfaire à trois impératifs majeurs : la sécurité, la préservation de l'environnement et la rentabilité économique.

Lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à identifier le système le plus approprié, non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour la fabrication du produit. À cet égard, la simulation peut s'avérer être un outil précieux en traitant ces problématiques, notamment lorsque de nombreuses variables entrent en jeu, telles que la diversité des composants et la complexité des interactions.

Sur le marché, il existe un large éventail de simulateurs de procédés chimiques, parmi lesquels les plus couramment utilisés à l'échelle mondiale sont : Aspen, ProII et Hysys. Pour cette étude, nous avons choisi d'utiliser le simulateur Hysys.

IV.16.2 Présentation du simulateur HYSYS :

Le simulateur Hysys est un ensemble de modèles mathématiques représentant les opérations unitaires telles que les réacteurs, les compresseurs, les colonnes de distillation, les échangeurs de chaleur, etc. Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé (PFD) par le flux d'informations généré au sein de ces opérations..

Oui, exactement. Le logiciel HYSYS est un programme informatique spécialement conçu pour la simulation des procédés industriels dans les domaines du gaz, du raffinage et de la pétrochimie. Il peut être utilisé pour diverses tâches, notamment :

- les activités d'engineering ;
- L'établissement des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel ;
- Le dimensionnement des équipements ;

- Le réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation ;
- La détermination des performances des équipements.

Avant que le simulateur puisse résoudre le schéma de procédé ou dimensionner certains équipements, l'utilisateur doit d'abord :

- ✓ Déterminer les composants du gaz, du liquide ou du mélange ;
- ✓ Un modèle thermodynamique convenable ;
- ✓ Créer le diagramme de simulation de la section d'étude ;
- ✓ Définir les paramètres requis pour le calcul de chaque opération unitaire..

Les modèles thermodynamiques sont employées pour déterminer les propriétés thermodynamiques, volumétriques et l'état physique des composants des mélanges. Le succès de la simulation repose sur le choix du modèle thermodynamique approprié. Parmi les modèles thermodynamiques disponibles dans la base de données du simulateur, on peut citer ceux de : Equation d'état telles que : Peng Robinson (PR), Sove Redlich Kwong (SRK), etc ;

- ✓ Equation de coefficients d'activités telles que : UNIQUAC, UNIFAC, NRTL, etc.

IV.16.3 Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel :

Les figures suivantes en représentant le cas réel par la simulation :

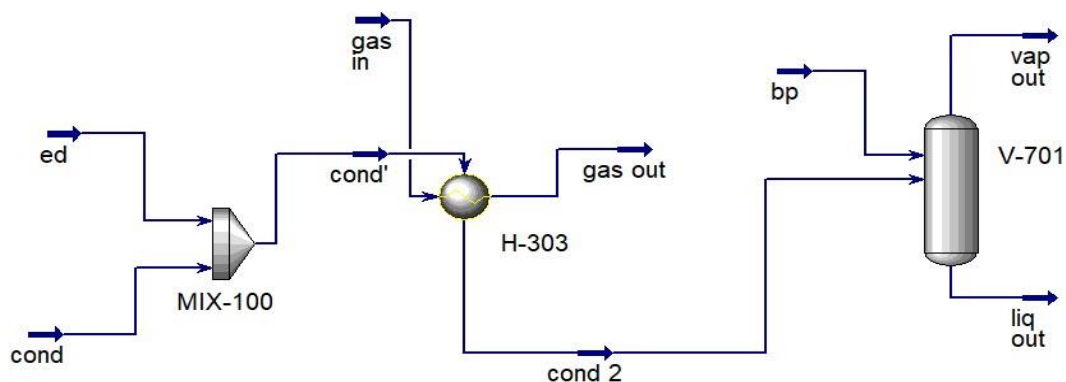


Figure IV-1:imulation une partie de la section 700 à l'état actuel .

IV.16.4 Simulation de l'échangeur H-700 dans la section 700 :

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

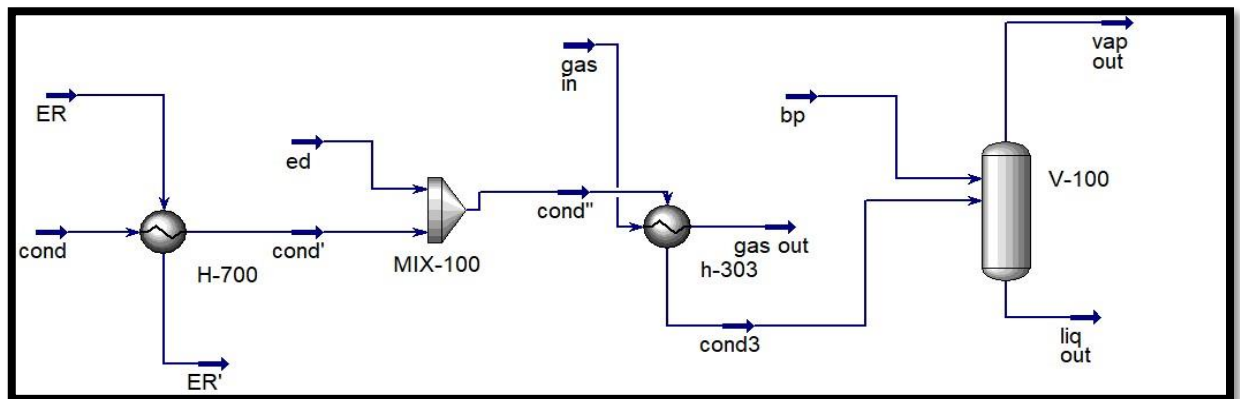


Figure IV-2: Simulation par Hysys de l'échangeur H-700 dans la section 700 .

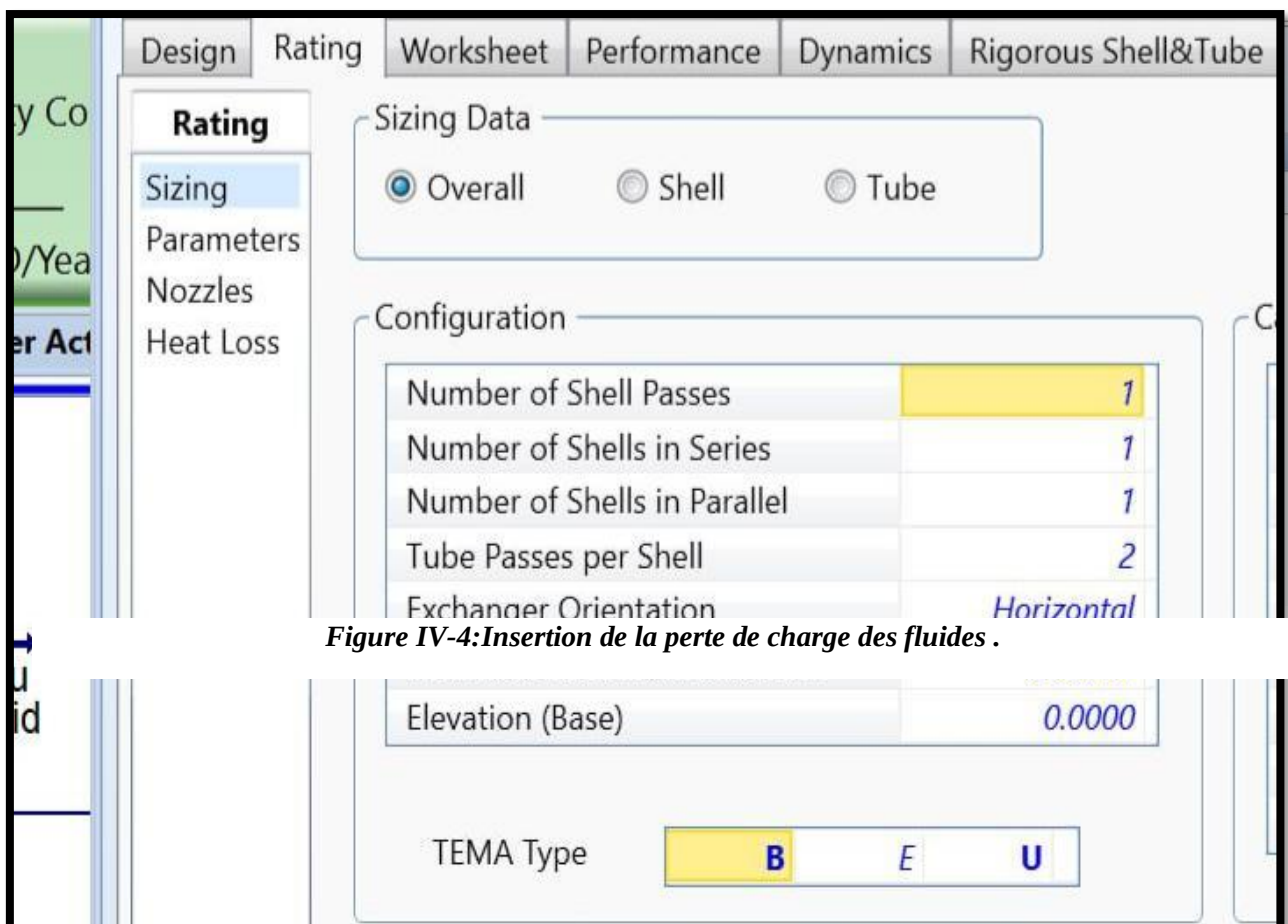


Figure IV-4: Insertion de la perte de charge des fluides .

Figure IV-3: Mention du nombre de passe et le type d'échangeur.

L'échangeur que nous avons choisi est un échangeur de type BEU, 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 une plaque tubulaire et portant un certain nombre de chicanes.

A l'extrémité, une boîte de distribution est fixée pour assurer 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.

Workbook Reports

Heat Exchanger: E-100

Design Rating Worksheet Performance Dynamics Rigorous Shell&Tube

Rating

Sizing
Parameters
Nozzles
Heat Loss

Sizing Data

☐ Overall ☒ Shell ☐ Tube

Shell and Tube Bundle Data

Shell Diameter [mm]	387.10
Number of Tubes per Shell	124
Tube Pitch [mm]	25.40
Tube Layout Angle	Square Rotated (45 degrees)
Shell Fouling [C-h-m2/kJ]	0.000000

Shell Baffles

Shell Baffle Type	Single
Shell Baffle Orientation	Horizontal
Baffle Cut (%Height) [%]	20.00
Baffle Spacing [mm]	210.06

Figure IV-5: Insertion des dimensions de H-700 coté calandre .

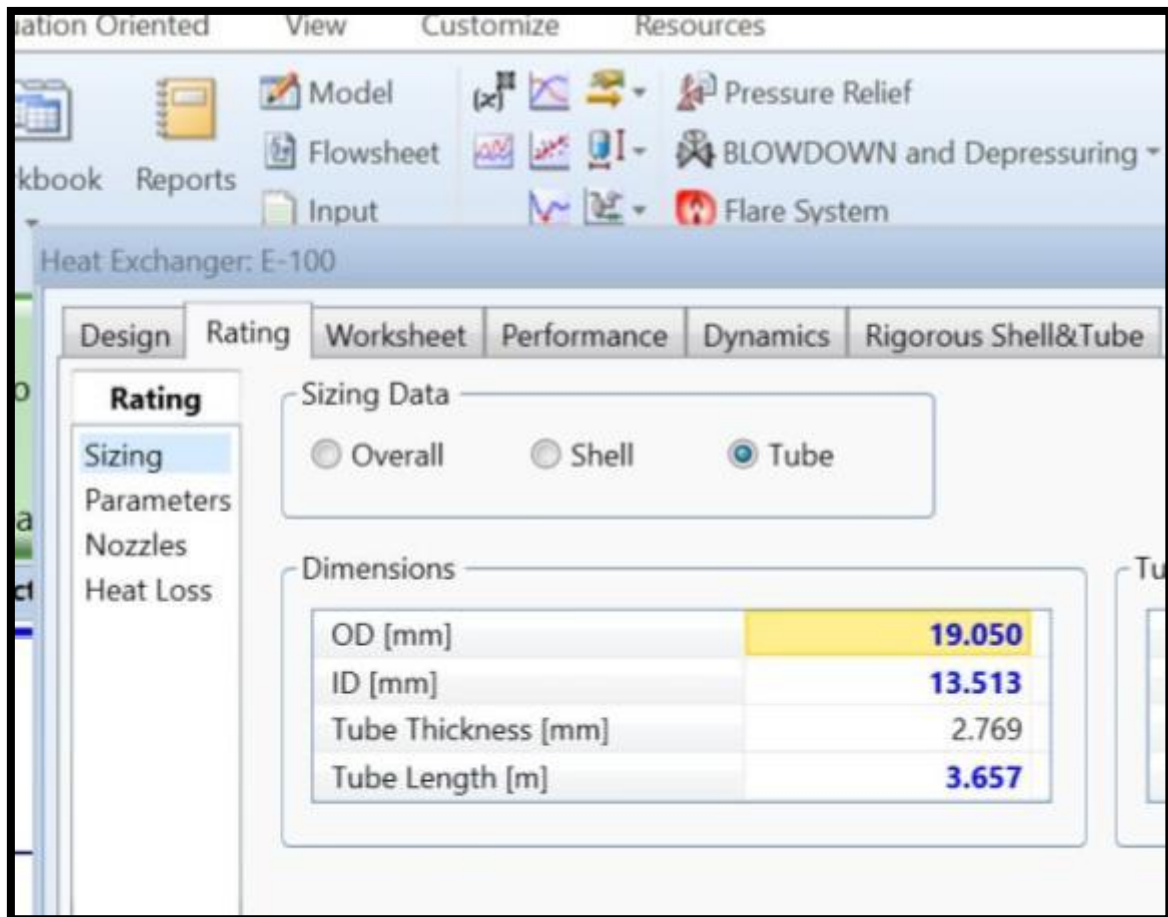


Figure IV-6: Insertion des dimensions de H-700 coté tube .

Dynamics		
Stream Name	entre EF	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature [C]	25.90	25.90
Pressure [kPa]	551.3	551.3
Molar Flow [kgmole/h]	6108	6108
Mass Flow [kg/h]	1.100e+005	1.100e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	110.3	110.3
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.853e+005	-2.853e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	53.93	53.93
Heat Flow [kJ/h]	-1.743e+009	-1.743e+009
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	108.4	108.4
Fluid Package	Basis-2	
Utility Type		

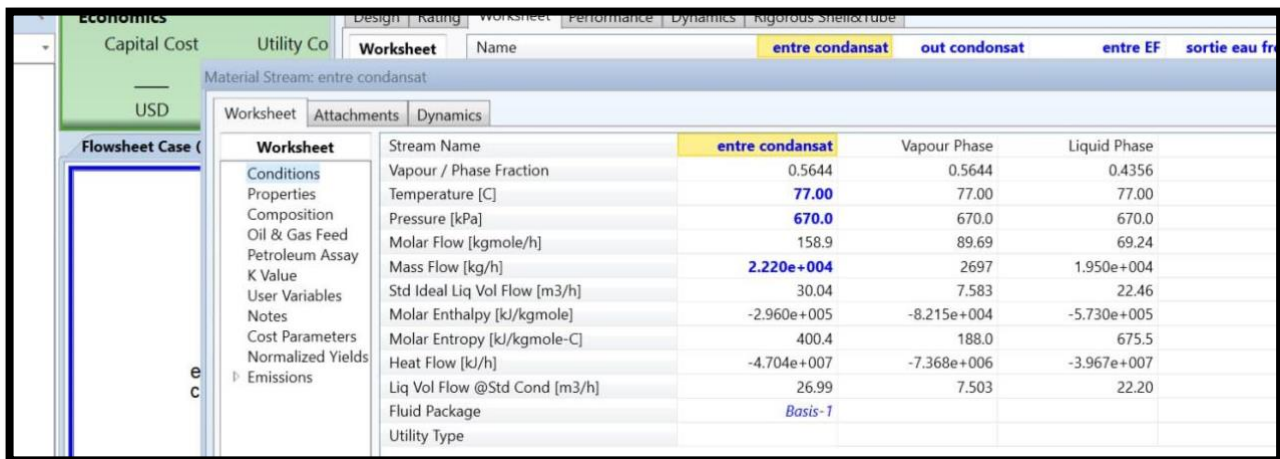
Figure IV-7: Conditions de EF entrée dans H701.

Heat Exchanger: E-100			
Design Rating Worksheet Performance Dynamics Rigorous Shell&Tube			
Worksheet		Name	condonsat
Conditions		Vapour	0.5754
			0.5430
Material Stream: sortie eau froid			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet		Stream Name	sortie eau froid
Conditions		Vapour / Phase Fraction	0.0000
Properties		Temperature [C]	33.88
Composition		Pressure [kPa]	509.1
Oil & Gas Feed		Molar Flow [kgmole/h]	6108
Petroleum Assay		Mass Flow [kg/h]	1.100e+005
K Value		Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	110.3
User Variables		Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.847e+005
Notes		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	55.98
Cost Parameters		Heat Flow [kJ/h]	-1.739e+009
Normalized Yields		Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	108.4
Emissions		Fluid Package	Basis-2
		Utility Type	

Figure IV-8: Conditions de ER sortie de H701.

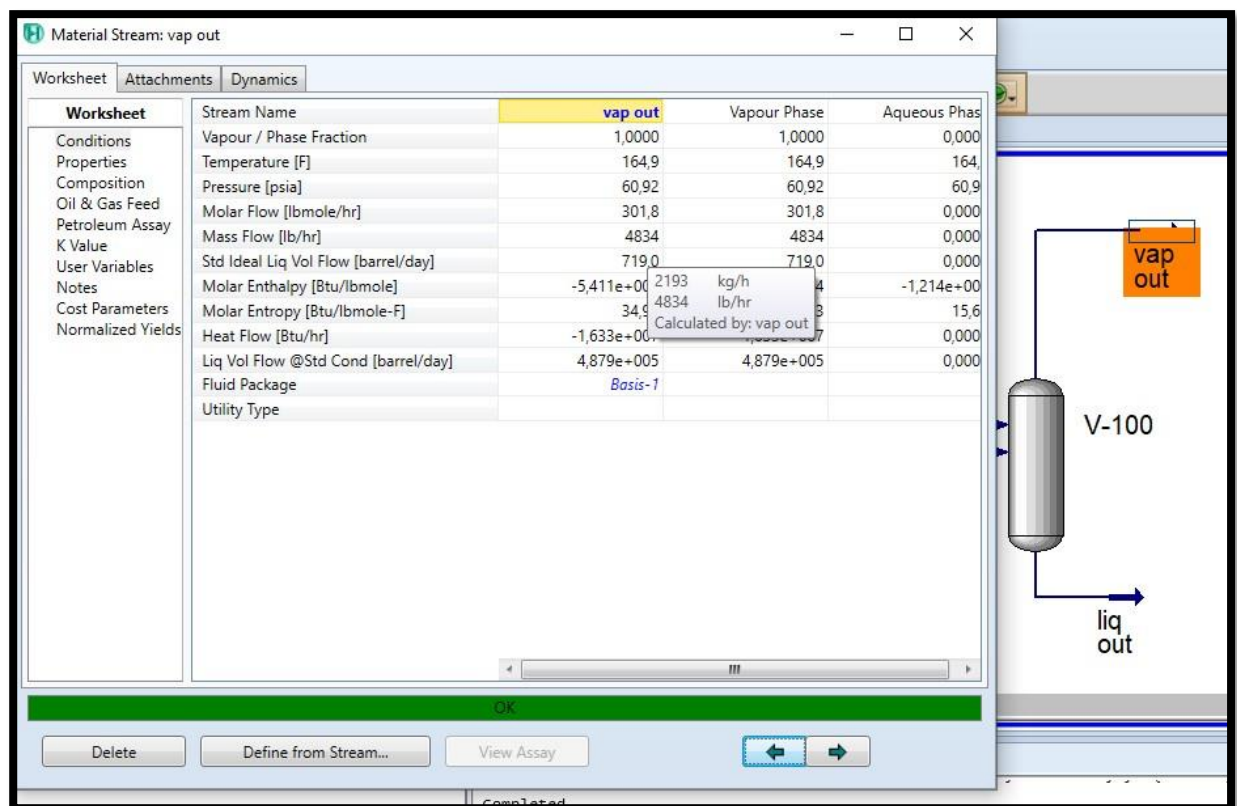
Conditions			
Material Stream: out condonsat			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet		Stream Name	out condonsat
Conditions		Vapour / Phase Fraction	0.5430
Properties		Temperature [C]	38.00
Composition		Pressure [kPa]	663.3
Oil & Gas Feed		Molar Flow [kgmole/h]	158.9
Petroleum Assay		Mass Flow [kg/h]	2.220e+004
K Value		Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	30.04
User Variables		Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3.068e+005
Notes		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	367.8
Cost Parameters		Heat Flow [kJ/h]	-4.876e+007
Normalized Yields		Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	26.99
Emissions		Fluid Package	Basis-1
		Utility Type	

Figure IV-9: Conditions de condensat sortie de H701.



Worksheet	Stream Name	entre condensat	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.5644	0.5644	0.4356
Properties	Temperature [C]	77.00	77.00	77.00
Composition	Pressure [kPa]	670.0	670.0	670.0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	158.9	89.69	69.24
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2.220e+004	2697	1.950e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	30.04	7.583	22.46
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.960e+005	-8.215e+004	-5.730e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	400.4	188.0	675.5
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4.704e+007	-7.368e+006	-3.967e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	26.99	7.503	22.20
Emissions	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure IV-10: Conditions de condensat entrée dans H701.



Worksheet	Stream Name	vap out	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,000
Properties	Temperature [F]	164,9	164,9	164,9
Composition	Pressure [psia]	60,92	60,92	60,92
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	301,8	301,8	0,000
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	4834	4834	0,000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	719,0	719,0	0,000
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-5,411e+00	2193 kg/h	-1,214e+00
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	34,9	4834 lb/hr	15,6
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,633e+00	Calculated by: vap out	0,000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	4,879e+005	4,879e+005	0,000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure IV-11: la diminution des pertes de vapeur au niveau V701 vers évent par simulation

Interprétation des résultats :

Le calcul dimensionnel de l'échangeur installé, disposé entre le refoulement de la pompe et l'échangeur 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.

A noter que les dimensions de cet échangeur correspondent parfaitement à l'espace limitée dans la section 700 entre le refoulement de la pompe P751 et l'appoint d'eau déminée.

Nous avons une perte de **5.834 tonne/h** au niveau du dégazeur V701 à une température de 77°C de condensat à la sortie de T751, cette quantité décroît avec la diminution de la température ou le débit massique atteint **2.193 tonne/h** à 38°C.

Les résultats de calcul dénotent la possibilité de diminuer la température de condensat à l'entrée du dégazeur V701 favorisant la diminution des pertes des vapeurs libérées vers atmosphère.

Les résultats de la simulation de l'échangeur H700 sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau IV-4:Tableau 0 1:Conditions des fluides dans l'échangeur H-700 .

Conditions des fluides mis en jeu	Entré	Sortie
Température de condensat (°C)	77	38
Température de l'eau de refroidissement (°C)	25.9	33.8
Pression de condensat (kPa)	670	663,3
Pression de l'eau de refroidissement (kPa)	551.3	509.1

CHAPITRE IV : Calcul de dimensionnement et simulation d'un nouveau échangeur H700

Les résultats de la simulation de l'échangeur H-303 après l'installation d'un nouvel échangeur sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau IV-5: Conditions des fluides dans l'échangeur H-303 après l'installation d'un nouvel échangeur .

Conditions des fluides mis en jeu	entrée	Sortie
Température de gaz de synthèse (°C)	142	83,01
Température de mélange l'eau déminée + condensat (°C)	38	55
Pression de gaz de synthèse (kPa)	1700	1650
Pression de mélange (kPa)	663,5	613,5

Tableau IV-6: La différence de la sortie de vapeur avant et après l'installation de l'échangeur .

Conditions	La sortie de vapeur à l'état actuel	La sortie de vapeur après l'installation de l'échangeur
Températures (°C)	113,4	73,81
Pression (kPa)	450	420
Débit massique (kg/h)	7834	2193

IV.16.5 Estimation du coût des pertes de vapeur :

Pour mettre en valeur cette étude, il est intéressant de la 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.

IV.16.5.1 Perte de production avant la modification :

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

Tableau IV-7: Quantité de vapeur dégagée vers atmosphère .

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Perte de vapeur	7.864	188016	5640.48	67685,76

IV.16.5.2 Gain de consommation après la modification :

Après la modification le gain en vapeurs d'eau atteint 3.8 tonne/h. tableau suivant présente les résultats du calcul effectué :

Tableau IV-8: Débit de vapeur économisé .

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Gain	5.641	135,384	4061,52	48738,24
Perte de vapeur	2.193	52,632	1578,96	18947,52

Conclusion

Ces dernières années, de nombreuses recherches ont été menées sur les procédés de conversion du gaz naturel en matières premières pour l'industrie pétrochimique. Cependant, les résultats obtenus jusqu'à présent ne sont pas encore à la hauteur pour permettre une transformation directe efficace du méthane en méthanol et en formaldéhyde.

Actuellement, la seule méthode viable et économiquement attrayante pour valoriser le méthane est la production de gaz de synthèse (H_2+CO) à travers divers procédés disponibles.

Notre stage de mise en situation professionnelle au sein du complexe CP1/Z a été extrêmement bénéfique, car il nous a permis d'acquérir une connaissance approfondie de la production du méthanol ainsi que des équipements utilisés dans son processus de synthèse, en mettant notamment l'accent sur les échanges de chaleur.

Mon stage étude approfondie sur cet équipement il m'a permis d'acquérir une compréhension claire de la technologie des échangeurs de chaleur, en particulier des échangeurs à faisceau et calandre, et de leur rôle essentiel dans la production de méthanol. Dans le but de réduire les pertes de vapeur vers l'atmosphère au niveau du dégazeur V701, l'installation d'un nouvel échangeur au refoulement de la pompe P751A/B représente une solution envisageable pour diminuer la consommation d'eau déminéralisée dans l'unité méthanol et optimiser le fonctionnement des équipements dans la section de production de vapeur.

Le dimensionnement calculé d'un nouvel échangeur a permis d'évaluer la surface, le coefficient de transfert thermique global, ainsi que les pertes de charge. Les résultats de conception obtenus recommandent vivement l'installation de cet échangeur pour une meilleure utilisation de l'eau déminéralisée au sein du complexe CP1Z, ce qui permettrait de minimiser les pertes de vapeur.

Références bibliographiques

- [1] Documentation complexe d'Arzew.
- [2] Hymphreys and Glasgow, Manuel d'exploitation Vol 1 : « unité de méthanol » Octobre 1971.
- [3] Jean. Caudal, Simulation numérique du reformage autothermique du méthane .Autre, Ecole centrale .paris, 2013. Français < NNT : 2013tcapoo20.
- [4] Jones, G., et al., first principales calculations and experimental insight into methane steam reforming over transition metal catalysis journal of catalysis, 2008.259.
- [5] K.Otsuka, T.komatsu,K.jimo,y.wagamiet Z .morikawa, proc.9thint.congcatal,eds.M.j.philips and M.teman;chemical institute of canada, ottawa, (1988).
- [6] Giroudière F . Technique de l'ingénieur j5 480 v 2.production du gaz de synthèse par vaporeformage .
- [7] rostrup-nielsen Jr steam reforming of hydrocarbons. A historical perspective .naturel gas conversion VII.volume 147.(2004), 121-126.
- [8] J.P.Mazaud production du gaz de synthèse. Technique de l'ingénieur J5 480.
- [9] Mitchell,W, April 2, 1996 “ developpement of a partical oxidation reformer for liquids fuel” society of automotive engineers, proceedings, fuel cells for transportation TOPTEC, Arlington, VA.
- [10] Cross .J., W.L.Mitchell, P.chintawar, M.hagan, C .Thompcon, and D. Swavely, 2000, “PEMfuel cell power technologie”, 2000 fuell seminar obstracts, October 30-november 2, 2000, Portland, Or, 260-263.
- [11] K.Liu , G.D .Deluga, A .BitschLarsen.L.D.Schmidt, and L.Zhang. Hydrogen and syngaz production and purification technologies: hydrocarbon processing for H2 production (Eds, K. Liu, C .song.vsubramani, wiley, New-york(2010).
- [12] Fox, Joseph M; catalysis reviens : science and engineering, 35(1993)305-325.

[13] Xu, Xiaoding and Moiljin, J.A; Energy & fuels, 10(1996)305-325.

[14]: Ross, Julian R.H., Juutilainen, S., and Krause, A.O.I., Catalysis Today, 115(2006)217-221.

[15] Laéda Souto Neiva and Luciana Gama Federal University of Campina Grande, Paraíba, Brazil, National Agency of Petroleum, Natural Gas and Biofuels (ANP/PRH-25) www.intechopen.com.

[16] Mamadou Mbodji. Conception et dimensionnement des réacteurs – échangeurs microstructurés pour la production de gaz de synthèse par vaporeformage du méthane. Université de Lorraine. Laboratoire Réactions et Génie des Procédés, CNRS 20 octobre 2013.

[17] A. Chauval. GLEFEBVRE L. CASTEX « chapitre I: l'hydrogène, procédés de pétrochimie », caractéristiques techniques et économiques tome I Editions Technip 1985.

[18] Laéda Souto Neiva and Luciana Gama Federal University of Campina Grande, Paraíba, Brazil, National Agency of Petroleum, Natural Gas and Biofuels (ANP/PRH-25) www.intechopen.com.

[19] Wilhelm, D.J., Simbeck, D.R., KARP, et Dixonson, R.L. Syngas production for gas to liquids applications : technologies, issues and outlook. Fuel processing technology. juin 2001.

[20] Abdelmajid Rakib. Valorisation du méthane en hydrogène par reformage catalytique.

Autre université de littoral côté d'opale, 2012. Français. <tel-00828240>.

[21] <https://www.gazeification.info/valorisation-du-syngas>

[22] M. Bennajah. Chaoui, 'Echangeurs de Chaleur', Paris, édition Technip, 2014.

[23] M. A. Masri, 'Équipements d'Échange Thermique', 'Échangeur faisceau-Calandre', IAP, 1010.

[24] P. Trambouze- Le raffinage de pétrole, Matériel et Équipement, Tome IV- Edition TECHIP Paris –France- 1999.

[25] Article "shell and tube heat exchangers, Borgan, R.J" le 8 février 2011: <http://www.thermopedia.com>.

[26] Manuelle opératoire de l'unité Méthanol. Humphrey et Glasgow, Ltd. Octobre 1973.

[27] 'Spirax Savco' Ti-R01-523 AB indice 1.

[28] P.WUITHIER, 'Le Pétrole, Raffinage et Génie Chimique', Tome 2, Paris, édition Technipe, 1972.

[29] Wilcox, William R. "HYSYS and UniSim". Archived from the original on 2018-03-26.

Retrieved 10 December 2016.

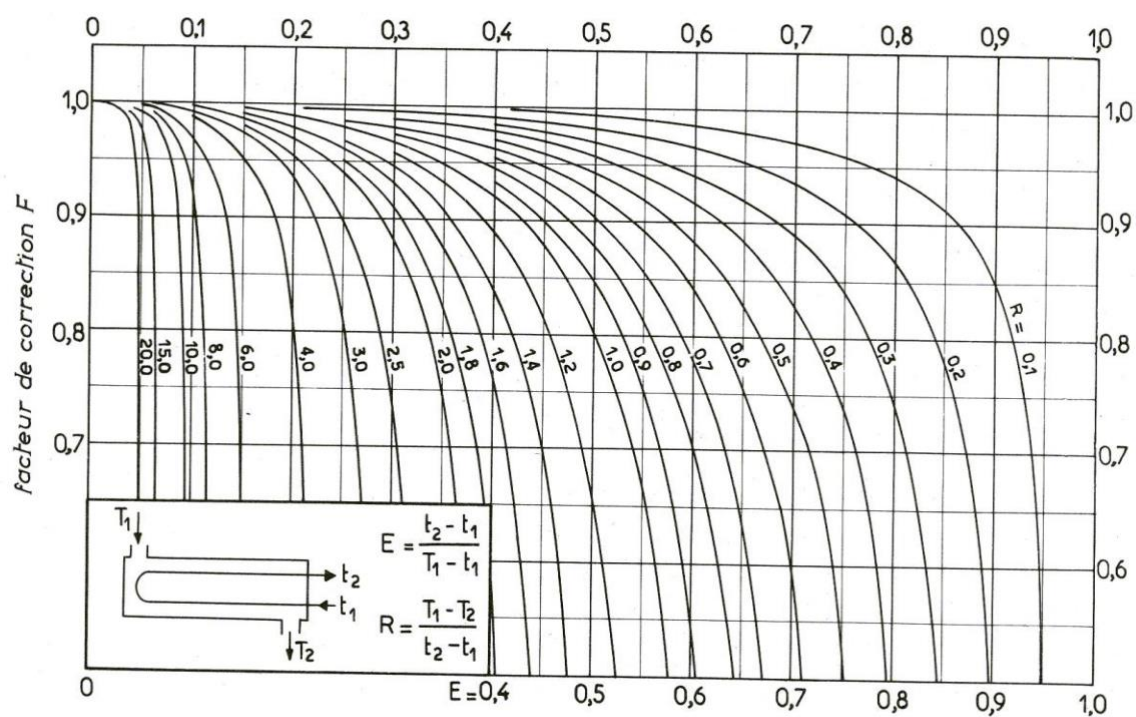
[30] R.DUMON, JC. GUIBET et J-Y.PORTAS. 'Le méthanol (réalitésetperspectives), édition Paris,1984.

Les annexe

Annexe A : Tableau des données du dpt unité méthanol

Les débits	Les valeurs
FR 703	4874 kg/h
FR 704	11600 kg/h
FRC 101	11283 Nm ³ /h
FR 101	35500 kg/h
FRC 406	410 Nm ³ /h
FI 605	19900 kg/h
FRrC 701/B	63400 kg/h
FS 701	30000 kg/h

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



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

Annexe C : Coefficient de transfert sale Us.

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

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 F : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

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 G : Disposition des tubes en carré.

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n ₁				nombre de passes : n ₁				nombre de passes : n ₁			
(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 : Caractéristique des tubes selon le pas utilisé

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (*)
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

(*) Le pas est la distance centre à centre de deux tubes voisins.

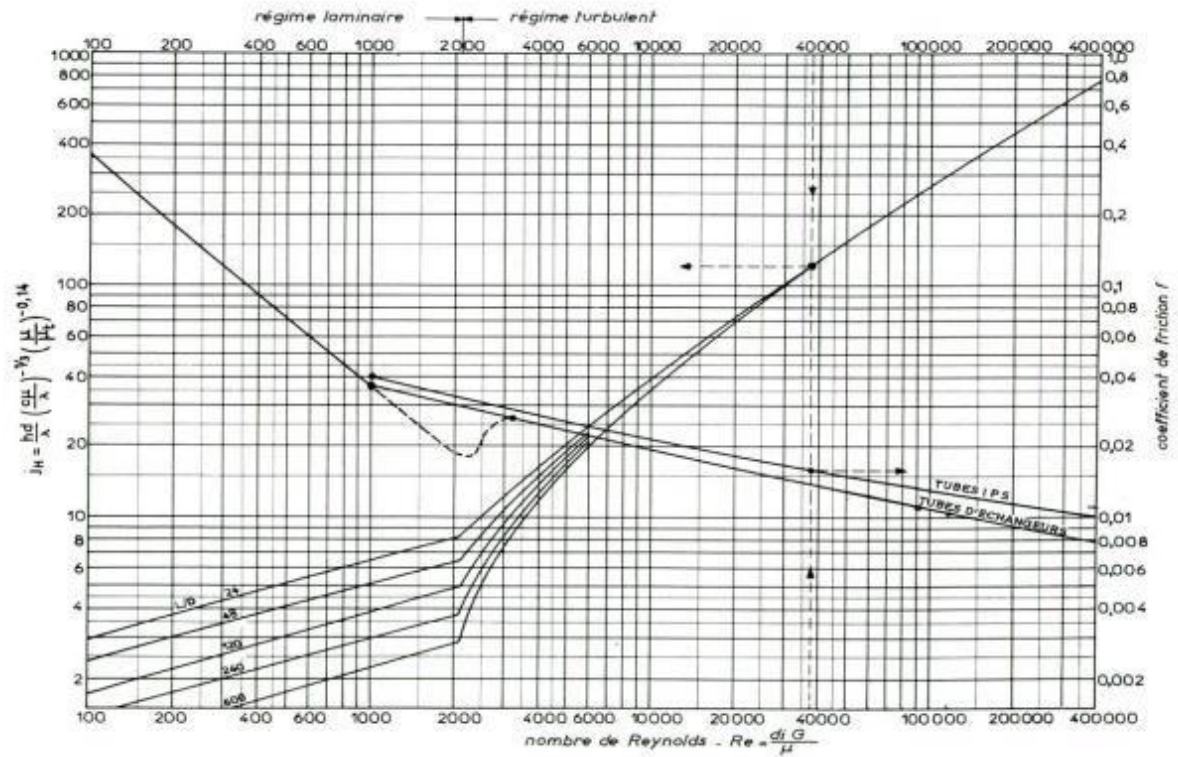
Annexe I : Résistances d'encrassement R_s en $\text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C/kcal}$

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

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

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

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



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

