

N° Ordre...../Faculté/UMBB/2021

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



**Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie**

**Mémoire de Fin d'Etudes  
En vue de l'obtention du diplôme :**

**MASTER 2**

Présenté par

**FERHAOUI Achraf**

**AICHAOUI Louiza**

Filière : Génie des procédés

Option : Pétrochimie

**Thème**

---

**Estimation et valorisation des pertes en eaux dans l'unité de  
production du méthanol CP1Z.**

---

**Devant les jurys :**

Mr. MIMOUN	Hadj	Prof	UMBB	Président
Mr. BEN TAHAR	Nourredine	Prof	UMBB	Examineur
Mme. Bedda	Kahina	MCB	UMBB	Examinatrice
Mr. SAOUD	Abdesselam	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2021/2022



# Dédicace

*Je dédie ce modeste travail*

*A ma famille, elle qui m'a doté d'une éducation digne, son amour a fait de moi ce que je suis aujourd'hui :*

*Particulièrement à mes chers parents, pour tous leur amour inestimable, leurs sacrifices, leur confiance, leur soutien qu'ils ont su m'inculquer tout au long de mes études, Que dieu les préserve*

*A ma grand-mère pour toute l'affection qu'elle m'a donnée et son précieux encouragement, Que Dieu lui accorde une longue vie*

*A ma grande sœur NADIA pour sa tendresse, sa complicité et sa présence malgré la distance qui nous sépare*

*A mes chères sœurs NASMINE, SONIA et son fiancé AMAR pour leurs encouragements permanents, et leur soutien moral*

*A mes chers frères, NASSIM, AKLI et RABAH sur qui j'ai pu et je pourrai compter dans l'avenir*

*A mes petites princesses, WISSAM, MASSA, MERIEM et MARIA, source de joie et de bonheur*

*A mon binôme ACHRAF ainsi que sa famille*

*A mes chères amies qui sont toujours là pour moi, que cela soit dans les moments de joie ou de désespoir, Je vous aime énormément*

*A toute personne que j'aime et ceux qui m'estiment*

*Que ce travail soit l'accomplissement de vos vœux tant allégués, et le fruit de votre soutien infailible*

*Louiza*





# Dédicace

*A mes très chers parents*

*Pour leurs sacrifices qu'ils ont consentis pour mon instruction et mon bien-être, j'aimerais vous remercier pour tous vos efforts, votre encouragement votre soutien tant sur le plan moral que financier pour pouvoir réaliser un de vos vœux. Puisse Dieu vous préserver en bonne santé et vous accorder une longue vie.*

*A mes chers grands-parents*

*Ceux qui m'ont soutenu, épaulé durant ces années d'études et qui n'ont jamais cessé de formuler des prières à mon égard pour que je puisse atteindre mes objectifs.*

*A mes chères sœurs TAHANI, AMANI, NOUR EL HOUDA, DARINE et la petite ILINA*

*Pour leur encouragement et présence morale. Je vous souhaite un grand avenir et une vie prospère et rayonnante.*

*A mon binôme LOUIZA*

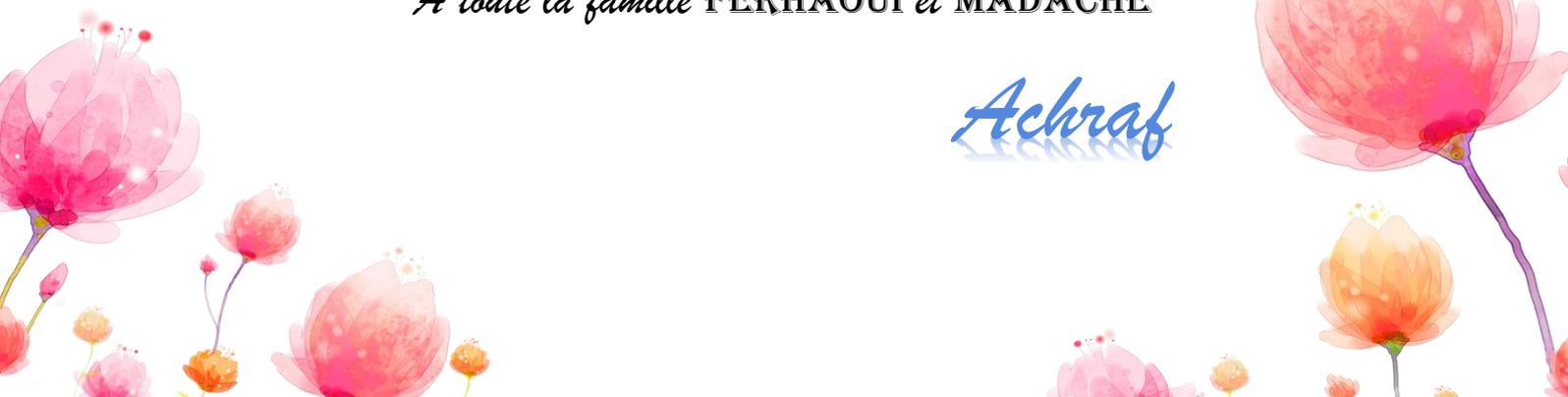
*Pour son soutien moral, sa patience et sa compréhension tout au long de la réalisation de ce travail.*

*A tous mes amis*

*Zui m'accompagnent dans les péripéties de ma vie, je vous souhaite plus de succès*

*A toute la famille FERHAOUI et MADACHE*

*Achraf*



# Remerciements

Tout d'abord, nous remercions le bon Dieu le tout puissant de nous avoir donné la force et le courage de mener à bien ce travail.

Qu'il nous soit permis de remercier Monsieur BELAIDI Houari le sous-directeur du service production de complexe CP1Z, de nous avoir accueilli au sein de son service tout en nous permettant de bénéficier de tout le matériel approprié durant notre stage de fin d'étude.

Nous remercions notre encadrant : l'ingénieur MANSOUR Djabeur, pour nous avoir guidé tout au long de ce travail avec beaucoup de patience.

Nous exprimons nos sincères remerciements à tous les membres du complexe en général et les travailleurs du service production en particulier, pour l'aide, la sympathie et l'ambiance amical qu'ils ont créé le long de ce travail.

Nous remercions chaleureusement notre encadrant le chef de département de Génie Des Procédés Mr SAOUD Abdesselam, pour sa disponibilité et ses judicieux conseils qui ont contribué à alimenter notre réflexion.

Nous adressons l'expression de notre profonde reconnaissance et notre respectueuse admiration à l'ensemble du jury, qui nous ont honoré par leur présence et d'avoir accepté de juger ce travail.

Nous tenons à témoigner notre reconnaissance à l'ensemble des enseignants de l'Université M'hamed Bougara Boumerdes qui ont assuré nos enseignements apprentissages savoir et pour les connaissances dont ils nous ont instruits tout au long de notre cursus universitaire.

A la mémoire de notre regretté le professeur Mr NABIEV Mohammed pour sa bonté, sa générosité et son sens aigu d'aide et de partage. Prions Dieu Tout-Puissant de vous accorder Sa sainte Miséricorde et de vous accueillir en Son Vaste paradis.

# Sommaire :

**Abréviations :**

**Nomenclature :**

**Symboles grecques:**

**Indices :**

**Les vannes des débits :**

**Liste des tableaux :**

**Liste des figures :**

**Liste des annexes :**

**Résumé :**

**Abstract:**

**Introduction :** \_\_\_\_\_ 1

## Chapitre I : Généralités.

I.1	L'eau :	3
I.1.1.	Connaissance générale sur l'eau :	3
I.1.2.	Ressource en eau :	3
I.1.2.1.	Répartition de l'eau :	4
I.1.3.	Différents types d'eau industrielle :	4
I.1.3.1.	Les eaux de rejet industrielles :	4
I.1.3.2.	L'eau brute :	4
I.1.3.3.	Les eaux de chaudières :	5
I.1.3.4.	Les eaux de refroidissement :	5
I.1.3.5.	L'eau déminéralisée :	5
I.1.3.6.	L'eau distillée :	5
I.1.4.	Propriétés physicochimiques des eaux:	6
I.1.4.1.	Propriétés physiques :	6
I.1.4.2.	Propriétés chimiques :	7
I.1.4.3.	Propriété électrique	8
I.2	Le méthanol :	8
I.2.1.	Propriétés physico-chimiques :	9
I.2.1.1.	Propriétés physiques :	9
I.2.1.2.	Propriétés chimiques :	10
I.2.2.	Les utilisations :	10
I.2.3.	Effets du méthanol sur la santé :	11
I.2.3.1.	Effets à court terme :	11
I.2.3.2.	Effets à long terme	11
I.3	L'obtention du méthanol :	11
I.3.1.	Les procédés d'obtention du méthanol :	11
I.3.1.1.	Le méthanol à partir du gaz naturel :	11
I.3.1.2.	Le méthanol à partir du charbon :	11
I.3.1.3.	Le méthanol à partir de la biomasse :	12
I.3.1.4.	Le méthanol à partir de CO <sub>2</sub> :	12
I.3.1.5.	Méthanol à partir du dioxyde de carbone des gaz de combustion:	13
I.3.2.	L'aspect Thermodynamique :	13
I.3.3.	Les catalyseurs :	14
I.4	Production de gaz de synthèse :	15
I.4.1.	Procédé d'obtention du gaz de synthèse :	15
I.4.2.	Catalyseur, Cinétique et mécanisme :	16
I.4.3.	Les applications :	17
I.5	Théorie sur les dégazeurs :	18

I.5.1.	Définition :	18
I.5.2.	Rôle du dégazeur :	18
I.5.3.	Types de Dégazeur :	18
I.5.3.1.	Dégazeur à plateaux :	18
I.5.3.2.	Dégazeur à vaporisation :	19
I.5.3.3.	Dégazeur sous vide :	19
I.5.3.3.1.	Tour de dégazeur sous vide :	20
I.5.3.3.2.	Dégazeur à membrane :	20
I.6	Théorie sur les échangeurs :	20
I.6.1.	Définition :	20
I.6.2.	Le principe de fonctionnement :	20
I.6.3.	Principaux types des échangeurs :	21
I.6.3.1.	Selon la conception :	21
I.6.3.1.1.	Les échangeurs tubulaires :	21
I.6.3.1.2.	Les échangeurs à plaque :	22
I.6.3.2.	Selon l'écoulement des fluides :	22
I.6.4.	Calcul thermique d'un échangeur de chaleur :	22
I.6.4.1.	Dimensionnement d'un échangeur :	23
I.6.4.2.	Calcul de performances d'un échangeur :	25
I.6.4.2.1.	Méthode des NUT :	25

## **Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.**

II.1	Historique :	26
II.1.1.	La création du complexe :	26
II.1.2.	Les phases de la réalisation et de mise en exploitation :	26
II.2	Situation géographique :	27
II.3	La capacité de production :	27
II.4	Organigramme du complexe CP1Z :	29
II.5	Description des départements :	30
II.6	Laboratoire du complexe :	32
II.6.1.	Les sections du laboratoire :	33
II.6.2.	Analyses effectués:	33
II.6.2.1.	Analyse Des Eaux:	33
II.6.2.2.	Analyses physico-chimiques:	33
II.6.2.3.	Analyses Volumétriques:	34
II.6.2.4.	Analyse colorimétrique:	34
II.6.2.5.	Analyses du méthanol :	34
II.6.2.6.	Analyse des gaz:	34
II.6.2.7.	Les analyses physico-chimiques des resines:	34
II.7	L'unité méthanol :	35
II.7.1.	Section 100 : Distribution du GN.	35
II.7.2.	Section 200 : Procédé de reforming :	36
II.7.3.	Section 300 : refroidissement du gaz fabriqué et élimination de l'eau :	37
II.7.4.	Section 400 : Compression du GS :	38
II.7.5.	Section 500 : synthèse du méthanol :	39
II.7.6.	Section 600 : Distillation du méthanol brut.	40
II.7.7.	Section 700 :	42
II.8	Service résines synthétiques (unité 100) :	44
II.8.1.	Production du gaz de formaldéhyde :	44
II.8.2.	Production de formurée 80% en poids :	45
II.9	Service utilité :	46

### Chapitre III :Partie calcul.

III.1	Les bilans de matière :	48
III.1.1.	Cas Réel :	48
III.1.1.1.	Les bilans partiels :	48
III.1.1.1.1.	Bilan 01 : Bilan du four, Détermination du condensat.	48
III.1.1.1.2.	Bilan 02: Dégazeur V701.	50
III.1.1.1.3.	Bilan03: deuxième colonne de distillation V602.	51
III.1.1.1.4.	Bilan 04: circuit de vapeur.	51
(a)	Calcul de Labyrinthe 1:	51
(b)	Calcul de Labyrinthe 2 :	51
III.1.1.1.5.	Bilan05: Dégazeur V703 :	52
III.1.1.1.6.	Calcul de perte totale :	53
III.1.1.2.	Bilan global du procédé :	53
III.1.1.2.1.	Bilan du réacteur :	53
III.1.2.	Cas design :	57
III.1.2.1.	Bilans partiels :	57
III.1.2.1.1.	Bilan 01 : Bilan du four, Détermination du condensat.	57
III.1.2.1.2.	Bilan 02: Dégazeur V701 :	59
III.1.2.1.3.	Bilan03: deuxième colonne de distillation V602.	59
III.1.2.1.4.	Bilan 04 : circuit de vapeur:	60
III.1.2.1.5.	La somme des bilans partiels :	60
III.1.2.2.	Bilan global du procédé.	60
III.1.2.2.1.	Bilan du réacteur :	60
III.1.3.	La comparaison entre les résultats du cas réel et design :	64
III.2	Minimisation de première perte au niveau de Dégazeur V701 :	64
III.2.1.	Bilan thermique :	65
III.2.2.	Dimensionnement de l'échangeur H701 :	67
III.2.3.	Calcul des pertes de charge :	72
III.2.3.1.	Côté tubes :	72
III.2.3.2.	Côté calandre :	72
III.2.4.	Interprétation des résultats :	72
III.3	Valorisation des pertes en eau liquide:	73
III.3.1.	Calcul du débit total en eau :	73
III.3.1.1.	Interprétation :	73

### Chapitre IV : Simulation par logiciels.

IV.1	Minimisation des pertes en phase gazeuse par l'installation du nouvel échangeur :	75
IV.1.1.	Généralités :	75
IV.1.1.1.	Définitions :	75
IV.1.1.1.1.	La simulation :	75
IV.1.1.1.2.	Le logiciel HYSYS :	75
IV.1.1.2.	Les logiciels de simulation des procédés :	75
IV.1.1.3.	L'utilisation de simulateur HYSYS :	76
IV.1.1.4.	Le principe de fonctionnement :	76
IV.1.1.4.1.	Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS :	76
IV.1.1.5.	Choix de modèle thermodynamique :	77
IV.1.1.6.	L'environnement de simulation :	77
IV.1.2.	Simulation du dégazeur V701 à l'état actuel :	78
IV.1.3.	Simulation du nouvel échangeur de chaleur H701 :	79
IV.1.4.	L'étude comparative :	83
IV.1.5.	L'étude économique :	84
IV.1.5.1.	Estimation du coût des pertes de vapeur :	84
IV.1.5.2.	Perte de production avant la modification :	84
IV.1.5.3.	Gain de consommation après la modification :	84

IV.1.5.4. Estimation économique du coût vapeur dégagée vers l'atmosphère :	84
IV.1.5.5. Estimation du cout de nouvel échangeur :	85
IV.2 Valorisation des pertes en eau liquide :	85
IV.2.1. Description du logiciel autoCAD:	85
IV.2.2. Domaines d'utilisation :	85
IV.2.3. Format du fichier AutoCAD :	85
IV.2.4. L'étude économique :	88
IV.2.4.1. Gain de consommation après la modification :	88
IV.2.4.2. Estimation économique du coût d'eau liquide vers égouts :	88
IV.2.4.3. Estimation du cout de la construction de la bâche à eau :	88
IV.2.5. Evaluation du délai de récupération du coût de l'investissement des deux projets :	88
<b>Conclusion :</b>	89

**Bibliographie.**

**Annexes.**

## **Abréviations :**

Meoh : Méthanol

GN : gaz naturel

GS : Gaz de synthèse

GnR : gaz non réagit

Lab : labyrinthe

Vap : vapeur

EVE : eau vers égout

ED : eau déminéralisée

ER : Eau de refroidissement

HP : haute pression

MP : moyenne pression

BP : basse pression

## **Nomenclature :**

S : la surface d'échange [m<sup>2</sup>]

e : épaisseur de la paroi [m]

K : coefficient d'échange [W /m<sup>2</sup>K]

F : débit massique [Kg. s<sup>-1</sup>]

Q : le débit de chaleur échangée [w]

Tce, Tcs : Température d'entrée et de sortie de fluide chaud dans le tube [°C]

Tfe, Tfs : Température d'entrée et de sortie du fluide froid dans la calandre [°C]

tt : température de tube [°C]

Tc, tc : Température calorifique des deux fluide chaud et froid [°C]

Cpf : la chaleur spécifique du fluide froid [J.kg-1.K-1]

Cpc : la chaleur spécifique du fluide chaud [J.kg-1.K-1]

$\Delta P_t$ ,  $\Delta P_c$  : perte de charge coté calandre et coté tube [Kg/cm<sup>2</sup>]

RS : résistance d'encrassement	[hm <sup>2</sup> °C/Kcal]
Up : Coefficient d'échange propre	[hm <sup>2</sup> °C/Kcal]
Us : Coefficient d'échange sale	[hm <sup>2</sup> °C/Kcal]
ΔTLM : la moyenne logarithmique de différent de température	
NUT : nombre d'unités de transfert	
Rfext : résistance d'encrassement externe	
Rfint : résistance d'encrassement interne	
Qc : la chaleur massique du fluide chaud	
F : facteur de correction	
Nc : nombre de chicane transversale	
Nt : Nombre de tube	
nc : nombre de passe coté calandre	
Re : Nombre de REYNOLDS	

### **Symboles grecques:**

λ : conductivité thermique	[W/m. K]
ρ : masse volumique	[kg / m <sup>3</sup> ]
φ : flux de chaleur transporté	[W]

### **Indices :**

int : Intérieur
ext : extérieur
e : Equivalent
c : Calandre
t : tube
p : propre
T : Transversale

## Les vannes des débits :

FRC102 : débit massique de la vapeur d'eau	[kg/h]
FR402 : débit volumique du gaz d'appoint	[Nm <sup>3</sup> /h]
FR403 : débit volumique du gaz d'alimentation du réacteur	[Nm <sup>3</sup> /h]
FRC 406 : débit volumique de gaz d'hydrogène vers le four	[Nm <sup>3</sup> /h]
FRC402 : débit massique de la vapeur HP vers Turbine Q402	[Kg/h]
FR501 : débit volumique du gaz de purge	[Nm <sup>3</sup> /h]
FR502 : débit volumique du gaz de flash	[Nm <sup>3</sup> /h]
FR504 : débit volumique du gaz d'étanchéité	[Nm <sup>3</sup> /h]
Fi601 : débit massique de vap du rebouilleur H606	[Kg/h]
FRC610 : Débit massique du méthanol brut	[Kg/h]
FRC613 : Débit massique du méthanol raffiné	[Kg/h]
Fi 704 : débit massique d'eau déminéralisée	[Kg/h]
Fi 701 : débit massique de la vapeur HP provenant du service utilité	[Kg/h]
FR 704 : débit massique de la vapeur BP vers utilité	[Kg/h]
FRC 701 : débit massique d'eau de chaudière F208	[Kg/h]
F <sub>Gs</sub> : débit volumique du gaz de synthèse	[m <sup>3</sup> /h]
F <sub>perte</sub> : débit massique des pertes de vapeur d'eau.	[Kg/h]

## **Liste des tableaux :**

<b>Tableau I-1: Masse volumique d'eau en fonction de la température. ....</b>	<b>7</b>
<b>Tableau I-2: Propriétés physique du Méthanol.....</b>	<b>9</b>
<b>Tableau III-1: Les résultats expérimentales d'écoulement d'eau du V-703. ....</b>	<b>52</b>
<b>Tableau III-2: Comparaison entre les résultats du cas réel et cas design.....</b>	<b>64</b>
<b>Tableau III-4: Les données de calcul d'échangeur.....</b>	<b>65</b>
<b>Tableau III-5: Les spécifications des tubes d'échangeur.....</b>	<b>68</b>
<b>Tableau III-6: Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur H-701. ....</b>	<b>73</b>
<b>Tableau III-7: Les analyses effectuées au niveau du complexe CP1Z.....</b>	<b>74</b>
<b>Tableau IV-1: Comparaison entre les débit de pertes avant et après l'installation du nouveau échangeur H-701. ....</b>	<b>83</b>
<b>Tableau IV-2: Comparaison entre les résultats obtenues par calculs et par simulation de H-701. ....</b>	<b>83</b>
<b>Tableau IV-3: Quantité actuelle de vapeur dégagée vers atmosphère.....</b>	<b>84</b>
<b>Tableau IV-4: Débit de vapeur économisée après la modification. ....</b>	<b>84</b>
<b>Tableau IV-5: Estimation économique du cout vapeur dégagé vers l'atmosphère.....</b>	<b>84</b>
<b>Tableau IV-6: Débit de liquide récupéré après la construction de la bache à eau.....</b>	<b>88</b>

## Liste des figures :

Figure I-1: Géométrie de la molécule d'eau.....	3
Figure I-2: Diagramme à bâtons montre la répartition de l'eau. ....	4
Figure I-3: Trois états des eaux, Solide, Liquide, Vapeur. ....	6
Figure I-4: La formule d'une molécule de méthanol. ....	8
Figure I-5: Schéma du procédé d'obtention du méthanol à partir de la biomasse. ....	12
Figure I-6: Schéma du procédé d'obtention du MeOH à partir du CO <sub>2</sub> .....	13
Figure I-7: Schéma de production du gaz de synthèse. ....	16
Figure I-8: Dégazeur à plateaux. ....	18
Figure I-9: Schéma type d'un dégazeur à plateaux.....	19
Figure I-10: Schéma du fonctionnement d'un échangeur. ....	21
Figure I-11: Schéma d'échangeur tubulaire. ....	21
Figure I-12: Schéma du fonctionnement d'un échangeur à plaques. ....	22
Figure I-13: Diagramme $\Delta TLM$ pour un échangeur contre-courant.....	24
Figure I-14: Diagramme $\Delta TLM$ pour un échangeur co-courant.....	25
Figure II-1: Situation géographique du complexe CP1Z. ....	27
Figure II-2: L'organigramme du complexe CP1Z. ....	29
Figure II-3: Schéma d'unité 100. ....	35
Figure II-4: Schéma d'unité 200. ....	36
Figure II-5: Schéma d'unité 300. ....	38
Figure II-6: Schéma d'unité 400. ....	39
Figure II-7: Schéma d'unité 500. ....	40
Figure II-8: Schéma d'unité 600. ....	41
Figure II-9: Schéma d'unité 700 (partie 01).....	43
Figure II-10: Schéma d'unité 700 (partie 02).....	43
Figure II-11: Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formurée. ....	45

<b>Figure II-12: Circuit fluide du formurée80.....</b>	<b>46</b>
<b>Figure III-1:Diagramme des températures des fluides circulants à contre-courant. ....</b>	<b>66</b>
<b>Figure III-2:Représentation d'un pas carrée normal. ....</b>	<b>68</b>
<b>Figure IV-1:environnement du simulateur hysys. ....</b>	<b>77</b>
<b>Figure IV-2:simulation par hysys de l'échangeur H-303.....</b>	<b>78</b>
<b>Figure IV-3:Les pertes en vapeur d'eau au niveau du dégazeur V-701 à l'états actuelle. .....</b>	<b>78</b>
<b>Figure IV-4:Circulation des fluides dans l'échangeur H-303.....</b>	<b>79</b>
<b>Figure IV-5: Conditions des fluides mise en jeu dans H-303. ....</b>	<b>79</b>
<b>Figure IV-6: Simulation par hysys du nouvel échangeur H-701. ....</b>	<b>80</b>
<b>Figure IV-7:Circulation des fluides dans l'échangeur H-701.....</b>	<b>80</b>
<b>Figure IV-8:Dimensionnement du coté calandre d'échangeur H-701 par le simulateur hysys.....</b>	<b>81</b>
<b>Figure IV-9:Dimensionnement du coté tube d'échangeur H-701 par le simulateur hysys. .....</b>	<b>81</b>
<b>Figure IV-10:Caractéristique d'échangeur H-701 affichées par hysys. ....</b>	<b>82</b>
<b>Figure IV-11:Conditions des fluides circulants dans l'échangeur H-701 affichés par hysys.....</b>	<b>82</b>
<b>Figure IV-12:Simulation du dégazeur V-701 après la modification.....</b>	<b>83</b>
<b>Figure IV-13:coupe -AA- de la bache à eau.....</b>	<b>86</b>
<b>Figure IV-14: le plan de terrasse . ....</b>	<b>87</b>
<b>Figure IV-15: Vue en plan du bache à eau.....</b>	<b>87</b>

## Liste des annexes :

<b>Annexes I:Tableau des données industrielles.</b> .....	92
<b>Annexes II:Les analyses des gaz.</b> .....	93
<b>Annexes III:Représentation graphique du facteur de correction <math>F_c</math> à partir de <math>E</math> et <math>R</math>.</b> 93	
<b>Annexes IV:Coefficient de transfert sale <math>U_s</math>.</b> .....	94
<b>Annexes V:Les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés.</b> .....	94
<b>Annexes VI: Caractéristiques des tubes d'échangeurs.</b> .....	95
<b>Annexes VII:Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré.</b> .....	95
<b>Annexes VIII:Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.</b> .....	96
<b>Annexes IX: Les valeurs limites conseillées de <math>B</math> (distance entre chicane).</b> .....	96
<b>Annexes X:Coefficient de transfert et coefficient de friction du nombre de Reynolds, à l'extérieur des tubes.</b> .....	97
<b>annexes XI: Les valeurs usuelles des résistances <math>R_{sint}</math> et <math>R_{sext}</math>.</b> .....	97
<b>Annexes XII: Le cout de la construction de la bache à eau.</b> .....	98

## **Résumé :**

Le complexe de pétrochimie CP1Z s'occupe de la production du méthanol raffiné répondant aux spécifications mondiales.

L'eau joue un rôle important dans ce processus, et vu les pertes rencontrées au niveau des divers appareils de l'unité. Nous avons opté pour une installation d'un échangeur en avant du dégazeur V-701 afin de minimiser les pertes en vapeur vers l'atmosphère, et une construction d'une bache à eau en béton armé dans le but de valoriser et récupérer les pertes en eau liquide ayant lieu dans la colonne V-602, le dégazeur V-703 et le labyrinthe qui sera barboté dans le mélange.

## **Abstract:**

The CP1Z petrochemicals complex is involved in the production of refined methanol that meets global specifications.

Water plays an important role in this process, and due to the losses encountered in the various units of the plant. We have decided to install an exchanger in front of the V-701 deaerator to minimize the loss of steam to the atmosphere and to build a reinforced concrete water tank to recover the losses of liquid water in the V-602 column, the V-703 deaerator and the labyrinth, which will be bubbled in the mixture.

## **ملخص :**

يتكفل مركب البتروكيمياى بارزىو بإنتاج المئانول المكرر وفق المعايير العالمية

يلعب الماء دورا هاما في هذه العملية ,و نظرا للكمية الضائعة على مستوى مختلف الأجهزة.قررنا تركيب مبادل حراري جديد قبل جهاز نزع الغاز بهدف تقليل كمية بخار الماء المنطلق نحو الغلاف الجوي.و كذلك بناء خزان مياه بالاسمنت المسلح قصد تجميع و اعادة استغلال المياه.

# **INTRODUCTION.**

### Introduction :

La **pétrochimie** est une branche de l'industrie chimique qui représente l'ensemble des méthodes de production des produits synthétiques dans divers domaines à partir du pétrole et du gaz.

La pétrochimie est basée principalement sur deux types de procédés: le craquage à la vapeur et les procédés d'extraction. Par reformage à la vapeur du gaz naturel ou des naphthas, elle produit de l'hydrogène qui sert, au-delà de son utilisation comme vecteur énergétique et vecteur pétrochimique dans les hydrotraitements, à la fabrication de l'ammoniac puis des engrais, des alcools et du méthanol, ou alcool méthylique, qui est l'alcool le plus simple, se présentant sous la forme d'un liquide incolore à l'odeur caractéristique.

La synthèse du méthanol a fait l'objet d'améliorations continues depuis près d'un siècle. De nos jours, il est considéré comme l'un des composés chimiques les plus utiles. En effet, il s'agit de l'une des composantes de base les plus prometteuses pour obtenir des structures chimiques plus complexes, telles que l'acide acétique, l'éther méthyl-tertio-butylique, l'éther diméthylique, la méthylamine, etc. En outre, le méthanol est également considéré comme un carburant prometteur à combustion propre et à indice d'octane élevé.

La matière première la plus réponde dans la production du méthanol et le gaz naturel qui est de plus en plus recherché tant pour des raisons d'environnement que d'efficacité, et désormais considéré comme une énergie de premier choix pour le 21ème siècle, en raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre qui joue un rôle de plus en plus grand dans la génération électrique.

Dans le cadre de la préparation de notre mémoire de fin d'étude nous avons opté pour thème « l'estimation et minimisation des pertes en eau dans l'unité méthanol du complexe CP1Z », Pour cela nous avons effectué un stage au sein du complexe de pétrochimie CP1Z à Arzew, dans une unité de production du méthanol divisée en sept sections permettant d'avoir le produit fini par réaction de l'hydrogène sur l'oxyde de carbone et l'acide carbonique. Ces gaz peuvent être obtenue par le reforming qui consiste à faire réagir le gaz naturel d'alimentation avec de la vapeur, en présence du catalyseur ce qui permet de produire de l'hydrogène, du méthane, de l'oxyde de carbone et du gaz carbonique, Le gaz, connu sous le nom de gaz de synthèse, est refroidi puis comprimé jusqu'à la pression requise pour la synthèse du méthanol brut qui sera purifié par distillation afin d'enlever l'eau et les impuretés qui se forment comme sous-produits de la réaction de synthèse.

## Introduction.

---

Au cours du procédé de la production du méthanol à partir du gaz naturel riche en méthane qui est la matière première du procédé. L'eau est injectée à différents niveaux que ce soit sous forme d'une eau liquide déminéralisée ou sous forme de vapeur HP provenant du service d'utilité, mais elle n'est sûrement pas totalement consommée donc des pertes auront lieu dans plusieurs sections sous différentes formes.

Est-t-il possible de quantifier ces pertes et d'estimer leur valeur ? cette eau est-elle valorisable ou impropre à la réutilisation ? peut-on minimiser ces pertes afin d'augmenter la rentabilité pour un bénéfice meilleur à bas investissement ?

Afin de répondre à cette problématique nous avons réparti notre travail en quatre chapitres comme suit:

Chapitre 01 : une partie dans laquelle nous avons abordé quelques généralités en relation avec le thème traité, que ce soit pour l'eau, le méthanol, ainsi que les différents procédés d'obtention de ce dernier et le gaz de synthèse. Nous avons aussi cité quelques appareils entrant dans le processus de l'unité : échangeur, dégazeur qui jouent un rôle important dans cette industrie.

Chapitre 02 : consacré pour la présentation du complexe, commençant par son historique, situation géométrique et coté administratif en se basant sur l'aspect industriel et la description détaillée du processus de production au niveau des sept sections.

Chapitre 03 : après avoir localiser les pertes en eau, nous avons établi les différents bilans de matières afin de pouvoir les estimer dans le cas actuel et celui du design afin de pouvoir effectuer une comparaison et déduire la norme acceptable de chaque perte. La deuxième partie de ce chapitre est destiné aux solutions proposées afin de minimiser les pertes en phase vapeur par l'installation d'un nouvel échangeur en amont du dégazeur à qui nous avons effectué un calcul de dimensionnement et de caractérisation, ainsi que la construction d'une bache à eau en béton armé pour la valorisation des pertes en eau liquide.

Chapitre 04 : dans ce dernier chapitre nous avons effectué une simulation de l'échangeur par le logiciel HYSYS afin de confirmé les résultats obtenus par calculs et effectuer une étude économique du projet proposé.

# **Chapitre I :** **Généralités.**

### I.1 L'eau :

#### I.1.1. Connaissance générale sur l'eau :

L'eau est un liquide très stable qui est souvent perçue comme une substance assez ordinaire car elle est transparente, inodore, insipide et se présente sur terre en grande quantité.

La molécule d'eau est formée d'hydrogène et d'oxygène, elle est composée de deux atomes d'hydrogène qui entourent un atome d'oxygène.

Chaque molécule d'eau possède deux pôles chargés électriquement :

- Un pôle chargé positivement du côté des atomes d'hydrogène.
- Un pôle chargé négativement du côté des atomes d'oxygène.

Dans une molécule d'eau, les deux atomes d'hydrogène et l'atome d'oxygène complètent leurs couches d'électrons en mettant ceux-ci en commun. Chaque atome d'hydrogène, avec un électron seulement en orbite autour de son noyau, a besoin d'un électron supplémentaire pour atteindre un état stable. L'atome d'oxygène avec ses six électrons sur la couche externe, en a besoin de deux autres pour compléter celle-ci. Lorsque ces trois atomes instables mettent en commun leurs électrons, ils forment une molécule d'eau stable comme le montre la figure suivante.

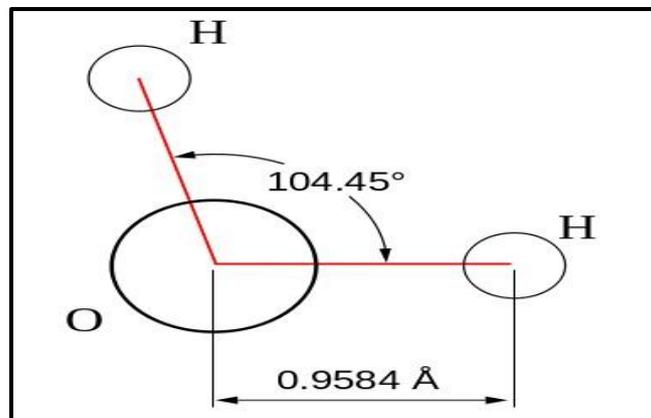


Figure I-1: Géométrie de la molécule d'eau.

#### I.1.2. Ressource en eau :

L'eau est un composé relativement abondant sur Terre. Les océans couvrent, en effet, les trois quarts environ de la surface du globe. Leur volume, supérieur à un milliard de kilomètres cubes, correspond à environ 97% des ressources de la planète. Mais cette eau est salée et impropre, par la suite, à la plupart des usages de l'Homme.

De plus, le reliquat d'eau douce, soit 3% environ, est gelé pour plus des trois quarts dans les glaciers. Il reste finalement à notre disposition 0,7% environ d'eau douce et liquide, et encore pas de façon permanente à cause du cycle de l'eau dans la nature.

## Chapitre I : Généralités.

Par ailleurs 30% des terres émergées sont des déserts, en voie d'extension.

### I.1.2.1. Répartition de l'eau :

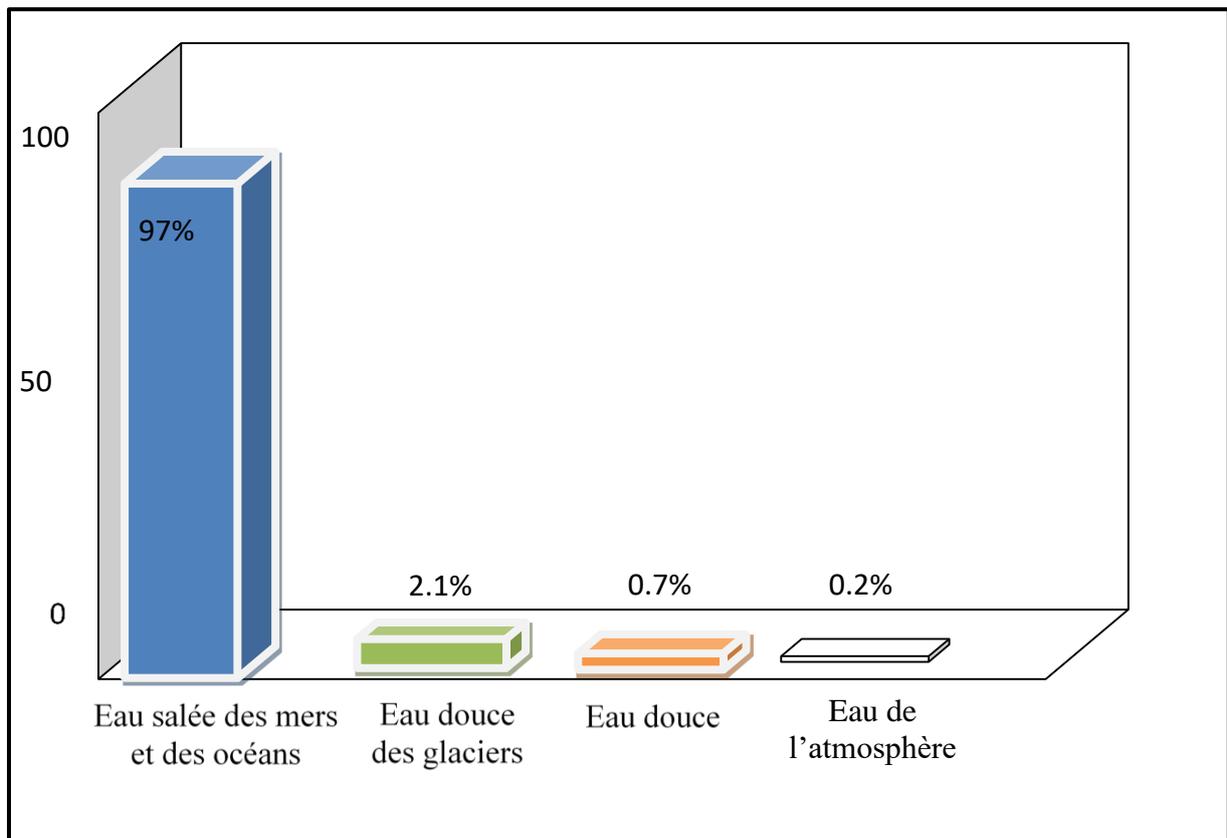


Figure I-2: Diagramme à bâtons montre la répartition de l'eau.

### I.1.3. Différents types d'eau industrielle :

#### I.1.3.1. Les eaux de rejet industrielles :

Les caractéristiques de ces eaux sont directement liées au type d'industrie concernée.

L'industrie est une activité extrêmement polluante ; des secteurs tels que la papeterie, la chimie, le pétrole et la métallurgie atteignent des records en ce domaine, ils utilisent un important volume d'eau dans leurs processus de fabrication. Les rejets des eaux usées « effluents » contiennent des produits comme les métaux lourds (mercure, plomb ou cadmium, entre autres), dont la toxicité est encore mal connue pour certains. L'eau est aujourd'hui l'élément naturel le plus pollué.

#### I.1.3.2. L'eau brute :

Quelle que soit son origine, l'eau d'entrée dans la raffinerie est appelée "eau brute", elle contient des minéraux et des gaz dissous ainsi que de la matière en suspension. L'eau brute va subir plusieurs étapes de traitement avant distribution à l'ensemble de la raffinerie de manière à agir sur son contenu minéral, son contenu organique et les matières en suspension. Le premier traitement est un filtrage grossier, le dégrillage, qui s'effectue dans le puits de pompage.

## Chapitre I : Généralités.

---

Ensuite, des procédés de coagulation et de floculation sont mis en œuvre pour éliminer les très petites particules ou sédiments. Les particules obtenues après coalescence s'agglomèrent pour former des particules plus grosses, appelées floccs, qui décantent. L'eau est ensuite filtrée en continu et les résidus extraits sont envoyés au traitement des boues.

### I.1.3.3. Les eaux de chaudières :

Dans une raffinerie, la vapeur a de nombreuses utilisations qui la rendent indispensable : les échanges thermiques et les lignes de traçage, la force motrice pour divers équipements (pompes, compresseurs, etc.), la production d'électricité, la mise à vide de certains équipements, le stripage dans certains procédés.

### I.1.3.4. Les eaux de refroidissement :

Le refroidissement peut s'opérer de plusieurs façons :

- **En circuit ouvert** : l'eau récupère la chaleur excédentaire dans un échangeur et est restituée au milieu naturel non loin du point de prélèvement, avec un échauffement pouvant aller de quelques degrés à une dizaine de degrés,
- **En circuit semi-ouvert** : l'eau en sortie d'échangeur est envoyée dans une tour de refroidissement en général de type "évaporatif" (réfrigérant atmosphérique humide) où une faible fraction du flux circulant dans le circuit de refroidissement s'évapore et évacue la chaleur vers l'atmosphère. Pour compenser les pertes, un appoint d'eau est nécessaire, dont le volume dépend du type de tour de refroidissement. Ce circuit permet d'absorber de 6 à 10 °C,
- **En circuit fermé** : un volume prédéterminé et constant d'eau est utilisé pour éliminer la chaleur des fluides procédés. L'eau est refroidie par une série d'aéro-réfrigérants. Ce circuit permet d'absorber de 10 à 16 °C.

### I.1.3.5. L'eau déminéralisée :

Elle est obtenue à l'aide de résines échangeuses d'ions (cationique et anionique) qui élimine la majeure partie des minéraux dissous. Ce traitement, en revanche, n'élimine pas les colloïdes, les micro-organismes et les pyrogènes. Les contrôles sont essentiellement physico-chimiques avec un paramètre important qui est la conductivité, relatant les propriétés électriques de l'eau directement liée à la minéralisation, une eau fortement déminéralisée est caractérisée par une conductivité très faible. Cette qualité d'eau est utilisée dans les laboratoires d'analyses pour la préparation des réactifs ou le rinçage de la verrerie, également dans la préparation de certaines formes pharmaceutiques à cause du maintien de sa qualité garantie par le fournisseur.

### I.1.3.6. L'eau distillée :

Elle est obtenue par distillation et est ainsi exempte de tout composé dissous ou en suspension, de micro-organisme et de substance apyrogène ; cependant elle peut se re-contaminer aussitôt

après son obtention ou son stockage. C'est pourquoi les fournisseurs extérieurs sont généralement préférés.

### I.1.4. Propriétés physicochimiques des eaux:

#### I.1.4.1. Propriétés physiques :

##### I.1.4.1.1. Etats des eaux :

L'eau sous l'action du soleil, de la pression atmosphérique et de la température, elle change son état. On peut la trouver sous trois formes ; solide, liquide et gazeuse (vapeur) (Figure 2) :

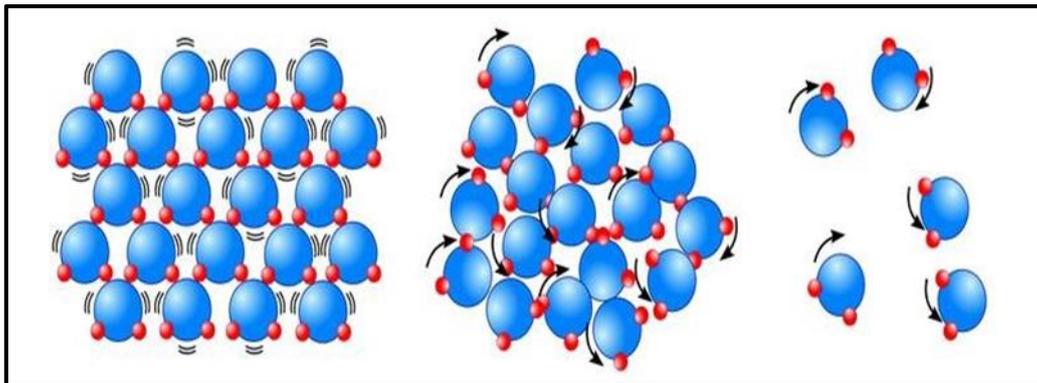


Figure I-3: Trois états des eaux, Solide, Liquide, Vapeur.

##### (a) Etat solide :

Il est obtenu en dessous de 0 °C sous la pression atmosphérique. Les molécules d'eau sont disposées suivant un tétraèdre avec une molécule d'eau centrale et quatre autres disposées suivant les quatre sommets d'un tétraèdre régulier. Le réseau cristallin qui en résulte est hexagonal.

Les molécules sont assemblées par des liaisons hydrogène, chaque atome d'hydrogène d'une molécule d'eau étant liée à l'atome d'oxygène de la molécule voisine.

##### (b) Etat liquide :

Au cours de la fusion de la glace, les liaisons hydrogène se rompent, le cristal s'effondre et les molécules se rapprochent les unes des autres, la masse volumique augmente jusqu'à une valeur maximale correspondant à une température de 4 °C sous 1 atmosphère.

##### (c) Etat vapeur :

Dans l'atmosphère, l'eau existe sous forme de gaz. C'est la vapeur d'eau présente dans l'air humide. Elle ne correspond qu'à 0.001 % de l'eau de la terre.

## Chapitre I : Généralités.

### I.1.4.1.2. Masse volumique :

La masse volumique  $\rho$  ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) c'est la masse (kg) par unité de volume d'une substance c.-à-d. la masse  $m$  d'une substance de volume  $V$  ( $\text{m}^3$ ).

Tableau I-1: Masse volumique d'eau en fonction de la température.

T (°C)	Masse volumique $\text{kg}/\text{m}^3$	T (°C)	Masse volumique $\text{kg}/\text{m}^3$
0	0.999839	20	0.998204
4	0.999972	25	0.997045
10	0.999699	30	0.995647
15	0.999099	100	0.958365

### I.1.4.1.3. Viscosité :

Cette propriété de l'eau change en fonction de la température et de la salinité de l'eau. La viscosité de l'eau diminue lorsque la température croît. En revanche, elle augmente avec la teneur en sels dissous ; l'eau de mer est donc plus visqueuse que l'eau de rivière

### I.1.4.2. Propriétés chimiques :

La molécule d'eau présente des propriétés chimiques remarquables.

#### I.1.4.2.1. Pouvoir solvant :

L'eau n'est pas seulement un ensemble de molécules d' $\text{H}_2\text{O}$ . Elle contient naturellement une très grande variété de matières dissoutes, inertes ou vivantes : des gaz, des substances minérales ou organiques, des microorganismes (bactéries, virus, plancton), ainsi que des particules en suspension (fines particules d'argiles, limons et déchets végétaux). En effet, l'eau est un excellent solvant qui se charge en composés solides ou gazeux tout au long de son parcours, à travers les rivières, zones humides, roches, atmosphère, etc.

#### I.1.4.2.2. Propriété acido-basique :

Par autoprotolyse, une molécule d'eau peut se dissocier partiellement suivant la réaction :

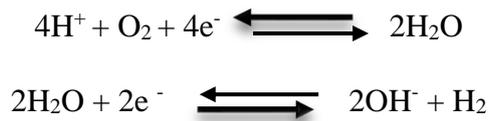


L'eau présente une faible conductivité liée à la formation d'ions hydroxyle et oxonium. Deux propriétés sont possibles : l'eau est à la fois un donneur et un accepteur de protons.

#### I.1.4.2.3. Propriété d'oxydoréduction :

Les phénomènes d'oxydoréductions présentent une grande importance dans tous les domaines du traitement de l'eau. L'eau elle-même peut participer, suivant les conditions expérimentales, à des réactions d'oxydoréduction:

## Chapitre I : Généralités.



Dans le premier cas, l'eau est un donneur d'électrons, elle est réductrice. Dans le deuxième cas, l'eau est un accepteur d'électrons, elle est oxydante.

### I.1.4.3. Propriété électrique :

L'eau est légèrement conductrice. La conductivité de l'eau pure ne doit pas dépasser 4.2  $\mu\text{S}/\text{cm}$  à 20°C, elle augmente lorsque des sels sont dissous dans l'eau et elle varie en fonction de la température.

## I.2 Le méthanol :

Robert Boyle a isolé pour la première fois le méthanol brut en 1661, sous le nom d'*esprit des boîtes*. En 1834, sa composition élémentaire a été déterminée par les chimistes français Jean-Baptiste Dumas et Eugène-Melchior Péligot.

Le méthanol est naturellement présent dans le corps humain, les espèces animales et végétales, ainsi que dans l'atmosphère sous forme de vapeur en petite fraction due à la fermentation, la dégradation de composés organiques (feuilles) et via les métabolismes d'organismes anaérobies de certaines bactéries.

Alcool méthylique, carbinol, alcool de bois, naphte de bois ou esprit de bois, un composé chimique de formule :  $\text{CH}_3\text{OH}$  (abrégé en  $\text{MeOH}$ ). C'est le plus simple des alcools. C'est un liquide léger, toxique, volatil, incolore, d'odeur caractéristique, et qui s'enflamme rapidement.

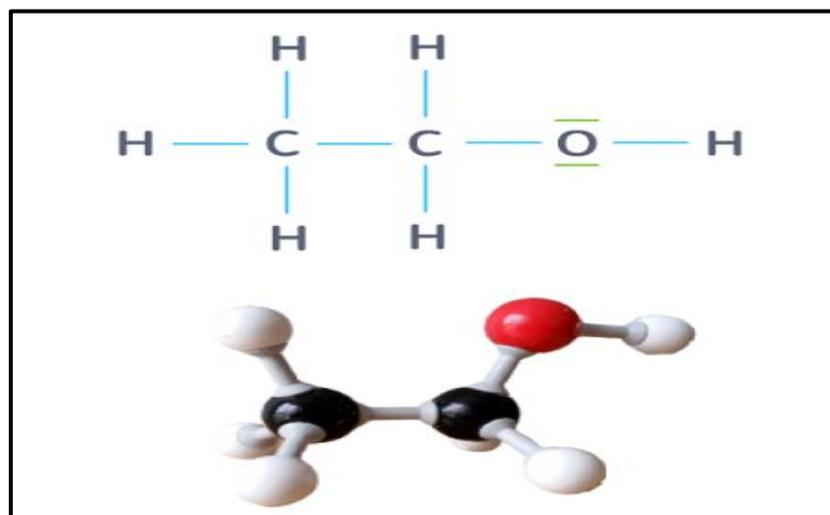


Figure I-4: La formule d'une molécule de méthanol.

### I.2.1. Propriétés physico-chimiques :

#### I.2.1.1. Propriétés physiques :

Dans les conditions ambiantes, le méthanol est un liquide à une polarité relativement élevée et une pression de vapeur moyenne. Il est incolore et peut être utilisé en tant que solvant organique typique, capable de dissoudre des substances de polarité moyenne et élevée.

Il est miscible avec l'eau, les alcools, les solvants organiques et dans une certaine mesure, avec les huiles et les graisses. Il dissout les graisses ainsi que des matières plastiques et de sels minéraux c'est pourquoi il est un meilleur solvant que l'éthanol.

Une sélection des principales données physiques est dans le tableau.

**Tableau I-2: Propriétés physique du Méthanol.**

Propriétés	Valeurs	Conditions
Masse molaire (g/mol)	32.042	298.15 K
Densité (kg/mol)	786.68	ambiante
Viscosité (mPas)	0.5513	298 K, liquide
T <sub>crit</sub> (K)	513	
P <sub>crit</sub> (MPa)	8.1	
ρ <sub>crit</sub> (mol/L)	8.51	
V <sub>crit</sub> (cm <sup>3</sup> /mol)	116	
ΔH <sup>0</sup> <sub>f</sub> (KJ/mol)	-205	273.15 K, 101.3 kpa
C <sub>p</sub> (J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )	42.59	273.15 K, 1 bar, gaz
Conductivité thermique (mW m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )	190.16	298.15 K, liquide
Point de flash	288.75	DIN 51 755
Température d'allumage (K)	743.15	DIN 51 794
Limite d'explosivité (vol%)	6.72 – 36.50	
Valeur calorifique (MJ/Kg)	22.693	
Indice d'évaporation	6,3	25 °C et 101,3 kPa.
Point de fusion(°C)	-97,8	25 °C et 101,3 kPa
Point d'ébullition(°C)	64,5	25 °C et 101,3 kPa

### I.2.1.2. Propriétés chimiques :

Dans les conditions normales, le méthanol est un produit stable, ayant les propriétés générales des alcools primaires (réactions d'oxydation, de déshydrogénation, de déshydratation et d'estérification). La mobilité de son groupe hydroxyle est élevée, sa capacité réactionnelle est particulièrement grande.

Le méthanol est transformé en en dioxyde de carbone et eau par une oxydation brutale, alors qu'une oxydation ménagée forme l'aldéhyde formique, puis l'acide formique. Le méthanol peut réagir avec les oxydants puissants par exemple : les mélanges nitro-chromiques ou sulfochromiques, l'acide nitrique, les perchlorates, les peroxydes, les hypochlorites alcalins, le brome, le chlore et, d'une manière générale, tous les composés organiques ou minéraux riches en oxygène et instables.

La réaction avec les métaux alcalins donne un méthylate suivi d'un dégagement d'hydrogène et peut être brutale. Tandis que La plupart des autres métaux sont insensibles au méthanol, à l'exception du plomb, l'aluminium et le magnésium.

### I.2.2. Les utilisations :

Environ 70 % du méthanol produit dans le monde est utilisé dans les synthèses chimiques, par ordre d'importance : Formaldéhyde, éther méthyl tert-butyl (MTBE), acide acétique, éther diméthylque (DME), propène diméthyle (DME), le propène, le méthacrylate de méthyle et le téréphthalate de diméthyle (DMT).

Le méthanol est une entité moléculaire utilisée dans de nombreuses applications :

- Une source d'énergie : carburant idéal pour les moteurs automobiles.
- Agent d'absorption dans les laveurs de gaz.
- Les plastiques, les peintures, les colles et les produits pharmaceutiques.
- La dénitrification des eaux usées, le biodiesel, les mélanges d'essence et les piles à combustible.
- La fabrication de dérivés méthyliques, d'aldéhyde formique, d'acide acétique.
- Un solvant, dans les carburants spéciaux.
- Un agent d'extraction en chimie organique.
- La production du biodiesel par réaction de Trans-estérification.
- La composition du liquide d'essuie-glace, d'antigels, les fluides pour photocopies, les décapants, les nettoyeurs pour carburateurs, les diluants et dans les liquides d'embaumement.
- Un dénaturant de l'alcool éthylique ce qui permet aux industriels de l'éthanol de réduire les taxes versées sur les alcools qui sont perçues sur toutes les boissons alcoolisées.

### I.2.3. Effets du méthanol sur la santé :

#### I.2.3.1. Effets à court terme :

L'ingurgitation du méthanol, peut provoquer : des maux de tête et des troubles de la vue ou cécité ainsi que douleurs abdominale et éventuellement, la mort

L'inhalation peut engendrer : des maux de tête, des troubles digestifs et visuels notamment la perte de conscience

#### I.2.3.2. Effets à long terme :

Une exposition répétée peut causer un empoisonnement systémique, des troubles cérébraux et de la vue.

## I.3 L'obtention du méthanol :

### I.3.1. 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.

#### I.3.1.1. 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.

#### I.3.1.2. 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).

### I.3.1.3. 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

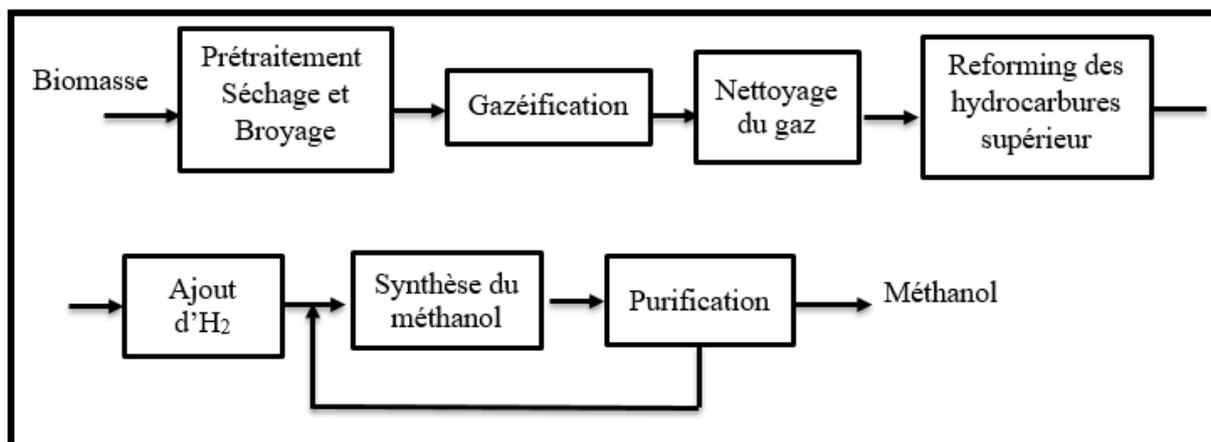


Figure I-5: Schéma du procédé d'obtention du méthanol à partir de la biomasse.

### I.3.1.4. Le méthanol à partir de $CO_2$ :

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



Contrairement aux procédés précédents, la production de méthanol à partir du  $CO_2$  n'est possible que par l'apport d'hydrogène produit de manière renouvelable.

Les sources de  $CO_2$  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.

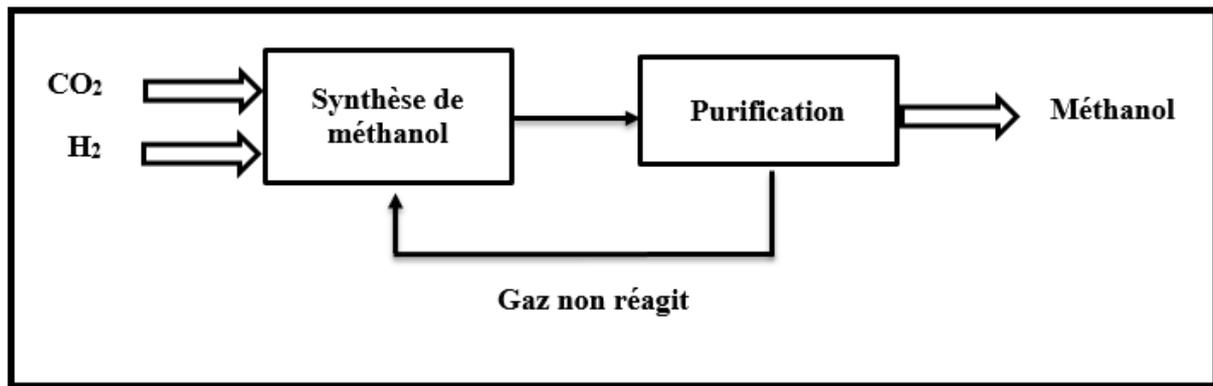


Figure I-6:Schéma du procédé d'obtention du MeOH à partir du CO2.

### I.3.1.5. Méthanol à partir du dioxyde de carbone des gaz de combustion:

L'hydrogénation du CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>** : L'absorption d'amines est la technologie dominante pour l'extraction du dioxyde de carbone des gaz de combustion.
- ❖ **Transport et stockage du CO<sub>2</sub>/MeOH.** Une fois le CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> et de H<sub>2</sub> recyclés comprend deux étapes :

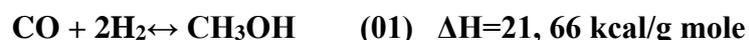
-La synthèse du méthanol (ou hydrogénation du CO<sub>2</sub>) sur un catalyseur.

-La purification du méthanol.

### I.3.2. L'aspect Thermodynamique :

Le méthanol est généralement synthétisé en phase gazeuse sur un catalyseur hétérogène à partir d'un gaz contenant une combinaison d'hydrogène, de monoxyde de carbone et de dioxyde de carbone.

La synthèse peut se faire à partir de l'une des réactions chimiques suivantes :

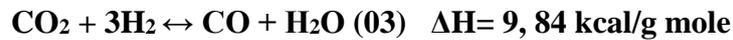


## Chapitre I : Généralités.

---

Les deux réactions exothermiques présentent une diminution du volume (réduction du nombre de moles au fur et à mesure que la réaction progresse vers la droite).

Un déplacement inverse eau-gaz est également favorisé sur les catalyseurs qui favorisent la synthèse du méthanol et doit donc également être pris en compte. Cette réaction endothermique se déroule selon la formule suivante



### I.3.3. Les catalyseurs :

À l'origine, la synthèse industrielle du méthanol se faisait sur un catalyseur à base d'oxyde de zinc et d'oxyde de chrome qui fonctionnait à une pression nominale d'environ 35 MPA (350 ATM) et à des températures allant jusqu'à environ 450°C.

Ce catalyseur avait malheureusement tendance à favoriser dans certaines conditions la réaction exothermique de méthanation ( $\text{CO} + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$ ), ce qui conduisait dans certains cas à des réacteurs gravement surchauffés.

Cette caractéristique, ainsi que le coût élevé de la compression et la non-sélectivité relative du procédé à haute pression, l'ont rendu peu rentable après l'introduction de la synthèse à basse pression dans les années 1960.

La synthèse du méthanol à basse pression, introduite pour la première fois sur le marché par l'entreprise anglaise ICI, est basée sur un procédé d'oxyde de cuivre et de zinc. Le catalyseur à base d'oxyde de cuivre, d'oxyde de zinc et d'alumine, fonctionne dans des conditions de pression et de température beaucoup plus basses (510 MPA nominale, 80°C).

Ce type de catalyseur est utilisée dans la synthèse du méthanol ainsi que les procédés en phase liquide introduits plus récemment et présente généralement des formulations comprises dans les plages suivantes :

Oxyde de cuivre, 60,70%.

Oxyde de zinc, 20,30 %.

Alumine, 5,15%.

Ces catalyseurs sont fabriqués sous forme de comprimés (dont la taille des cylindres est généralement comprise entre  $5,5 \times 3,5$  et  $5 \times 5$  mm) et livrés sous forme d'oxyde. Ils doivent ensuite être réduits in situ en faisant passer une concentration contrôlée de H<sub>2</sub> (environ 1 % molaire) dans un gaz porteur en circulation, tel que l'azote ou le méthane, sur le ou les lits de catalyseur en question. Les températures maximales pendant la réduction doivent être limitées typiquement à 230°C ou moins.

La réduction ou l'activation doit être soigneusement contrôlée pour préserver la taille des cristallites de cuivre et garantir une activité initiale et une durée de vie optimales du catalyseur.

## Chapitre I : Généralités.

---

Bien que les catalyseurs à base de cuivre fonctionnent dans des conditions beaucoup plus douces que les catalyseurs à base de chrome et de zinc à haute pression, ils ne sont pas moins efficaces que les catalyseurs à base de cuivre, ils sont beaucoup plus susceptibles d'être empoisonnés et désactivés. Les catalyseurs à base de cuivre sont particulièrement sensibles au soufre et au chlore, qui les désactivent définitivement.

### I.4 Production de gaz de synthèse :

Toutes les matières carbonées, telles que le charbon, le coke, le gaz naturel, le pétrole, et les fractions obtenues du pétrole (asphalte, essence, composés gazeux) peuvent être utilisés comme matières premières pour la production du gaz de synthèse. La disponibilité à long terme, la consommation d'énergie et les aspects environnementaux doivent également être pris en compte dans le choix de la matière

Le gaz naturel est généralement utilisé dans la production de gaz de synthèse pour la synthèse du méthanol, dont la composition est caractérisée par le nombre stœchiométrique S :

$$S = \frac{[H_2] - [CO_2]}{[CO] + [CO_2]}$$

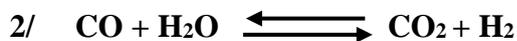
#### I.4.1. Procédé d'obtention du gaz de synthèse :

La méthode essentielle de son obtention est la conversion catalytique du méthane (CH<sub>4</sub>) en présence de la vapeur d'eau (VE) à haute température, ce qui définit le procédé de reformage à la VE, en utilisant comme catalyseur le Nickel (Ni) déposé sur un support d'oxyde d'aluminium (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). Selon les réactions suivantes :



$$\Delta H^\circ_{298} = -206 \text{ kJ / mole.}$$

Réaction fortement endothermique, le sens direct est favorisé à haute température, pour augmenter le taux de conversion le procédé doit être mené à 800 - 900°C en excès de VE.



$$\Delta H^\circ_{298} = -41,0 \text{ kJ / mole.}$$

Réaction exothermique, avec l'augmentation de la température l'équilibre se déplace vers la gauche. D'autant plus que l'augmentation de la teneur en VE favorise celle de CO<sub>2</sub>.



$$\Delta H^\circ_{298} = -247 \text{ kJ / mole.}$$

Réaction endothermique, l'augmentation de la température déplace l'équilibre à droite. Elle se déroule plus lentement que la réaction de conversion à la VE (la première réaction).

## Chapitre I : Généralités.



$$\Delta H^\circ_{298} = +35,6 \text{ kJ /mole.}$$

Cette réaction est mise en évidence dans le cas d'introduction de l'oxygène dans le système.

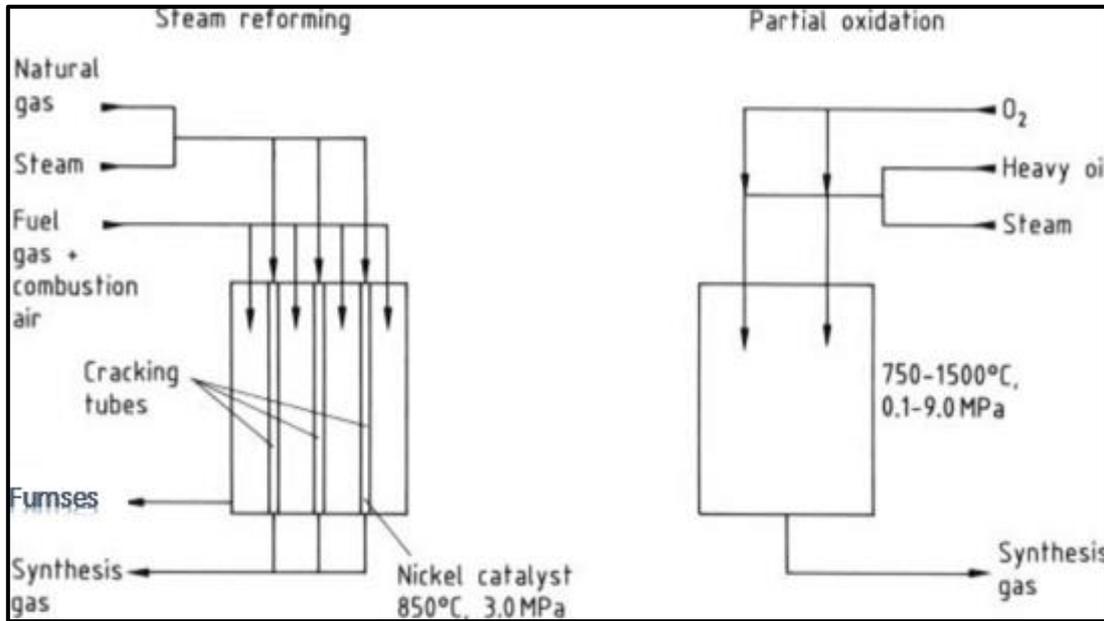
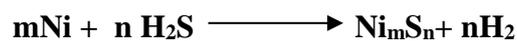


Figure I-7: Schéma de production du gaz de synthèse.

### I.4.2. Catalyseur, Cinétique et mécanisme :

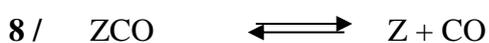
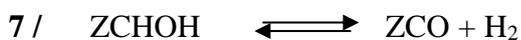
En qualité de catalyseur dans la réaction de conversion du méthane, on utilise le Ni déposé sur  $\text{Al}_2\text{O}_3$  avec  $\text{K}_2\text{O}$  comme promoteur. Il est très sensible aux composés sulfureux qui constituent un poison et désactive le catalyseur.



Le gaz dirigé vers la conversion ne doit pas contenir des oléfines, ces dernières mènent facilement à la formation du coke qui se déposera sur la surface du catalyseur.

Le mécanisme proposé est celui qui se base sur le radical hydroformyl -  $\text{CHOH}$ .

Si on désigne par Z le centre actif sur la surface du catalyseur (Ni).



## Chapitre I : Généralités.



$$\sum_5^8 \rightarrow 1 \quad \sum_9^{10} \rightarrow 2$$

Sur la base du système d'équilibre 5 - 10 est déduite l'équilibre cinétique suivant:

$$v = \frac{K_1 \text{CH}_4 \text{P}_{\text{H}_2\text{O}} \left(1 - \frac{1}{K} \frac{\text{P}_{\text{CO}} \text{P}_{\text{H}_2}^3}{\text{P}_{\text{CH}_4} \text{P}_{\text{H}_2\text{O}}}\right)}{(\text{P}_{\text{H}_2\text{O}} + l_1 \text{P}_{\text{H}_2} + l_2 \text{P}_{\text{H}_2}^2 + l_3 \text{P}_{\text{H}_2}^3)(1 + K_s \frac{\text{P}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{P}_{\text{H}_2}})}$$

$K_1$ : constante de vitesse.

$l_1, l_2, l_3$ : constante dépend de la température.

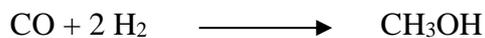
$P$ : pression partielle.

$K, \dots, K_5$ : constante d'équilibre.

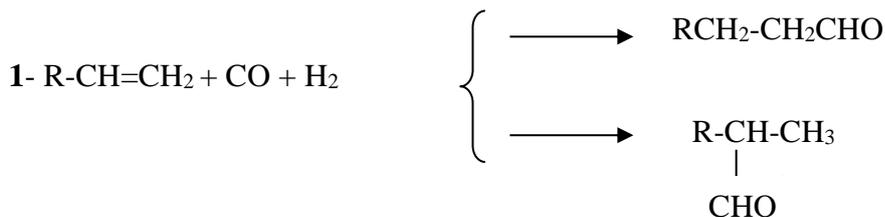
### I.4.3. Les applications :

Le gaz de synthèse est largement utilisé en synthèse pétrochimique :

- C'est la matière première pour la production du méthanol.



- Il sert dans les réactions d'oxo-synthèse.



- Le gaz de synthèse est la source principale d'obtention de l'Hydrogène.

### I.5 Théorie sur les dégazeurs :

#### I.5.1. Définition :

Appareil destiné à extraire les gaz dissous dans un liquide, en particulier dans l'eau d'alimentation d'une chaudière. (Dans un dégazeur, l'oxygène dissous dans l'eau, responsable de la corrosion, est en grande partie éliminé par chauffage de l'eau sous vide.)



Figure I-8:Dégazeur à plateaux.

#### I.5.2. Rôle du dégazeur :

- Éliminer l'oxygène, le CO<sub>2</sub> et l'ammoniaque dissouts dans l'eau d'alimentation des chaudières et qui corrodent et endommagent vos équipements de chaufferie.
- Augmenter la durée de vie des équipements de chaufferie en augmentant la température de l'eau d'alimentation ainsi éviter les chocs thermiques
- Récupérer l'énergie emmagasinée dans vos retours de condensat à haute température.
- Assurer un réserve d'eau chaude, traitée et dégazée.

#### I.5.3. Types de Dégazeur :

##### I.5.3.1. Dégazeur à plateaux :

Le dégazeur à plateaux, ou dégazeur en cascade, constitué d'une section de dégazage verticale en forme de dôme, montée au sommet d'une cuve cylindrique horizontale qui sert de réservoir de stockage d'eau d'alimentation de la chaudière.

L'eau entre dans la section de dégazage située au-dessus des plateaux perforés et s'écoule à travers les perforations. La vapeur de dégazage à basse pression entre sous les plateaux et monte en haut, le contact entre ces deux phases permet à La vapeur de retirer le gaz dissous dans l'eau et sort par la soupape de purge au sommet de la section bombée.

## Chapitre I : Généralités.

L'eau dégazée est stockée dans la cuve horizontale et pompée vers la chaudière.

Afin de maintenir l'eau d'alimentation chaude une vapeur à basse pression pénètre dans le récipient horizontal par l'intermédiaire d'un barboteur au fond du récipient.

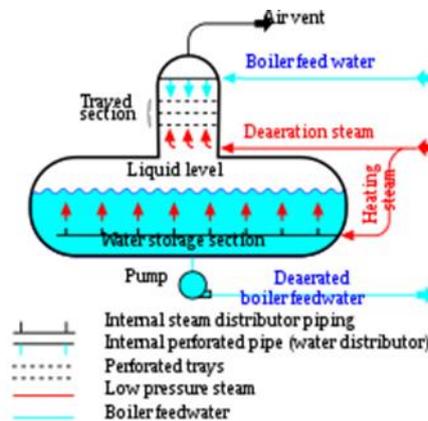


Figure I-9: Schéma type d'un dégazeur à plateaux.

### I.5.3.2. Dégazeur à vaporisation :

Il est composé d'un récipient horizontal qui a une section de préchauffage et une section de désaération, éparées par une chicane.

Dans le fond du récipient un barboteur permet l'entrée de la vapeur à basse pression., qui monte pour préchauffer L'eau d'alimentation de la chaudière déjà pulvérisée.

La section de préchauffage sert à chauffer l'eau à sa température de saturation afin de faciliter l'élimination des gaz dissous dans la section de désaération à l'aide de buse de vaporisation.

Cette eau préchauffée s'écoule dans la section de dégazage, où elle est désaérée à l'aide de la vapeur provenant du système barbotage. Les gaz extraits sont évacués par un évent situé au sommet du réservoir. L'eau d'alimentation de la chaudière dégazée est pompée du fond du réservoir vers la chaudière.

### I.5.3.3. Dégazeur sous vide :

Le dégazeur à vide élimine les gaz non condensables d'un courant liquide, par un vide qui est tiré sur un jet d'eau.

Deux systèmes de base existent :

- Tour de dégazage sous vide.
- Dégazeur à membrane

### **I.5.3.3.1. Tour de dégazeur sous vide :**

Un dégazeur sous vide est utilisé en combinaison avec un système de déminéralisation afin d'éliminer les gaz tels que le CO<sub>2</sub> et l'O<sub>2</sub> de l'eau d'alimentation des chaudières (à haute pression), à l'aide de fines buses afin d'augmenter la surface de transfert eau / gaz et en améliorer la performance. Le vide provoque un relâchement du gaz

Dans un dégazeur sous vide, l'eau s'écoule par gravité à travers une tour garnie sous vide, ce qui permet de disperser l'eau très efficacement en raison de sa très grande surface de contact.

### **I.5.3.3.2. Dégazeur à membrane :**

Dans ce type de dégazeur le liquide s'écoule d'un côté de la surface de la membrane, et un vide est créé de l'autre côté par des éjecteurs à jet ou des pompes à anneau liquide.

Les membranes de séparation gaz-liquide permettent le au gaz, et retiennent le liquide, alors le gaz dissous sort à l'aide du vide et passe par la membrane.

## **I.6 Théorie sur les échangeurs :**

### **I.6.1. Définition :**

Les échangeurs de chaleurs sont des appareils de transfert de la chaleur entre deux fluides à des différentes températures, généralement sans contact direct entre les fluides, et le transfert s'effectue à travers une surface d'échange.

Le transfert de chaleur du fluide chaud au fluide froid est la résultante de trois phénomènes successifs:

- Convection entre le fluide chaud et la face externe de la paroi solide.
- Conduction à travers cette paroi solide.
- Convection entre la face interne de la paroi solide et le fluide froid.

### **I.6.2. Le principe de fonctionnement :**

Le principe consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits permettant contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi métallique ce qui favorise les échanges de chaleur.

Un fluide chaud cède de la chaleur à un fluide froid, tel que le fluide premier se refroidit au contact du fluide froid qui se réchauffe, la quantité de chaleur transférée dépend de la surface d'échange, des températures d'entrée et des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivité thermique) ainsi que des coefficients d'échange par convection.

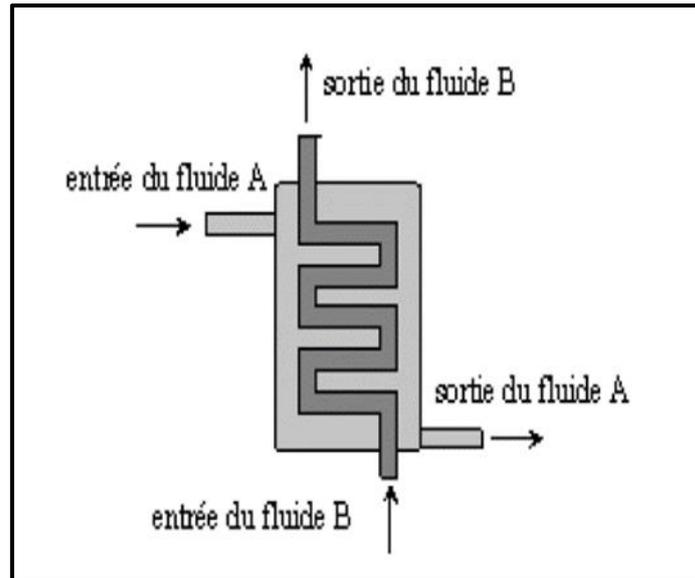


Figure I-10:Schéma du fonctionnement d'un échangeur.

### I.6.3. Principaux types des échangeurs :

#### I.6.3.1. Selon la conception :

##### I.6.3.1.1. Les échangeurs tubulaires :

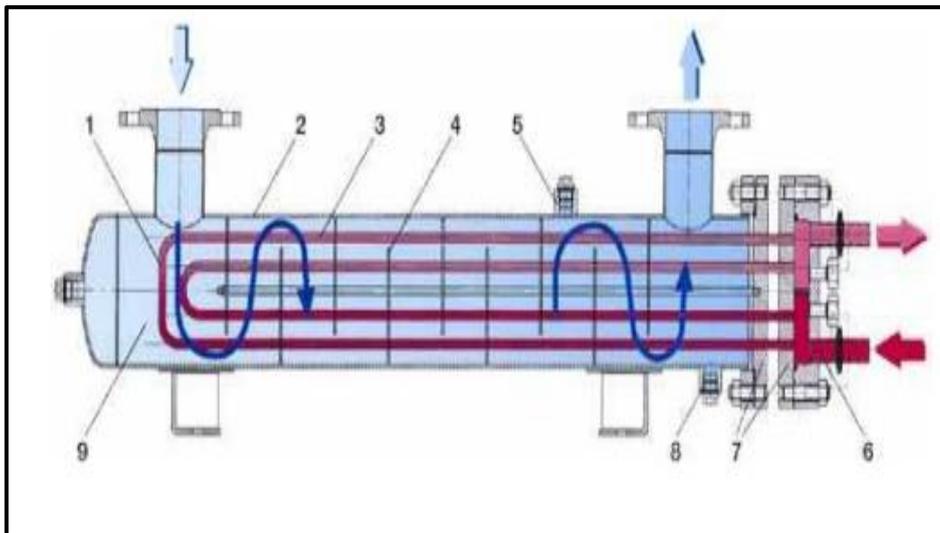


Figure I-11:Schéma d'échangeur tubulaire.

1.Faisceau tubulaire. 2.Enveloppe (calandre). 3.Intérieur tube. 4.Chicane. 5.Raccord évent 6. Intérieur boîte à eau .7. Plaque tubulaire 8. Raccord vidange 9. Intérieur enveloppe.

Dans ce type d'échangeurs, l'un des fluides circule dans un réservoir autour de tubes qui le traversent tandis que l'autre fluide circule à l'intérieur des tubes. Peut fonctionner :

- À co-courants (ou à courants parallèles) : les deux fluides circulent dans le même sens.
- A contre-courants : les deux fluides parcourent la surface d'échange dans un sens opposé.
- A courants croisés : les deux fluides circulent dans des directions perpendiculaires.

### I.6.3.1.2. Les échangeurs à plaque :

Ils sont constitués de plaques formées dont les alvéoles constituent les chemins empruntés par les fluides. Les plaques sont assemblées de façon que le fluide puisse circuler entre elles. La distribution des fluides entre les plaques est assurée par un jeu de joints de telle sorte que chacun des deux fluides soit envoyé alternativement entre deux espaces inter-plaques successifs. Les fluides peuvent ainsi échanger de la chaleur à travers les plaques.

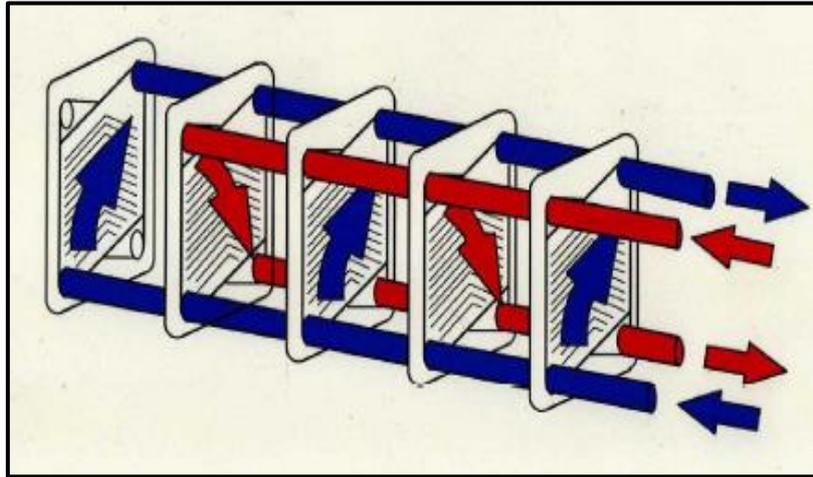


Figure I-12:Schéma du fonctionnement d'un échangeur à plaques.

### I.6.3.2. Selon l'écoulement des fluides :

Une classification peut être établie d'après le sens relatif des écoulements des deux fluides. On distingue donc :

- ❖ Les échangeurs à courants parallèles ou échangeur anti-méthodique : écoulement des 2 fluides parallèles et dans le même sens.
- ❖ Les échangeurs à contre-courant ou échangeur méthodique écoulement des 2 fluides parallèles et en sens contraire.
- ❖ Les échangeurs à courants croisés avec ou sans brassage : écoulement des 2 fluides perpendiculairement l'un par rapport à l'autre.

Les deux premiers types d'échangeurs ne sont parfaitement réalisés que dans le cas d'échangeurs très simples tels que les échangeurs coaxiaux.

Dans le troisième type d'échangeur, on cherche à favoriser l'apparition du régime turbulent pour le fluide brassé afin d'augmenter le coefficient d'échange convectif donc de diminuer la surface d'échange.

### I.6.4. Calcul thermique d'un échangeur de chaleur :

Plusieurs critères sont à considérer pour le choix d'un échangeur suivant son utilisation. La puissance thermique est toujours la principale préoccupation, mais le choix définitif de l'échangeur peut dépendre d'autres paramètres tels que :

## Chapitre I : Généralités.

---

- ★ Les pertes de charge.
- ★ L'encombrement.
- ★ Les débits.
- ★ L'encrassement.
- ★ Une température de paroi à ne pas dépasser.
- ★ Les matériaux utilisés

Afin de pouvoir caractériser un échangeur, on utilisera deux méthodes de calcul thermiques:

**A- Les méthodes analytiques globales :** basées sur une approche intégrale. Elles s'appuient sur certaines hypothèses :

- Régime d'écoulement permanent. L'échangeur est parfaitement isolé de l'extérieur (pas de pertes), on néglige la conduction axiale.
- Les coefficients d'échanges et les propriétés thermo-physiques des fluides sont constants (on prend des valeurs moyennes).
- La température de chaque fluide est homogène dans une section donnée.

**B- Les méthodes numériques :** visent à améliorer la précision du calcul en décomposant les phénomènes physiques mis en jeu et en prenant en compte la nature de l'écoulement.

Il existe deux objectifs de calcul:

- Calcul de projet ou du dimensionnement.
- Calcul de vérification de la performance de l'échangeur

### I.6.4.1. Dimensionnement d'un échangeur :

Les débits des fluides chauds et froids et leurs températures sont connus à l'entrée et à la sortie, ainsi que la puissance échangée. On pose également des hypothèses de départ sur le type et la géométrie de l'échangeur. L'objectif consiste alors à déterminer: **la surface d'échange requise**. Dans ce cas on utilisera la méthode **des Différences de Températures Logarithmiques Moyennes ( $\Delta TLM$ )**

Le dimensionnement des échangeurs repose principalement sur un calcul de bilan thermique mais également sur la prise en compte des pertes de charges.

Le flux d'échange peut s'écrire de la manière suivante :

$$\dot{Q} = K S \Delta TLM \quad (1)$$

**K :** est le coefficient de transmission thermique surfacique moyen.

**S :** la surface d'échange.

**$\Delta TLM$  :** l'écart de température moyen entre les deux fluides.

## Chapitre I : Généralités.

On suppose que :

- L'échangeur est parfaitement isolé de l'extérieur (pas de pertes), on néglige la conduction axiale.
- les coefficients K et Cp sont constants.
- La température de chaque fluide est homogène dans une section donnée.

L'équation (1) peut ainsi s'écrire :

$$\dot{Q} = K S \Delta TLM = \dot{m}_c C_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) = \dot{m}_f C_{pf} (T_{fs} - T_{fe}) \quad (2)$$

Où

$\dot{m}$  : représente le débit massique (kg/s)

$C_p$  : la chaleur spécifique (J/kg K).

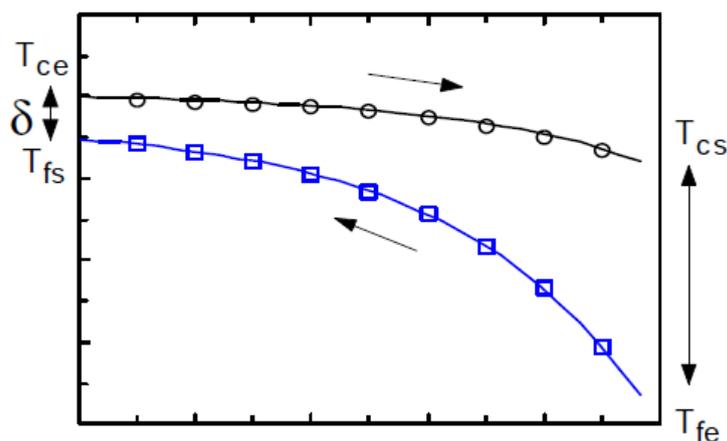
Les indices **f** et **c** sont relatifs aux fluides froid et chaud et les indices **s** et **e** à l'entrée et à la sortie de l'échangeur.

**NB** : La résolution de cette équation dépend du type d'échangeur considéré.

**Méthode  $\Delta TLM$ :** 
$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\log\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

Pour un échangeur à contrecourant :

$$\dot{Q} = K S \Delta TLM = K S \frac{(T_{cs} - T_{fe}) - (T_{ce} - T_{fs})}{\log\left(\frac{T_{cs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fs}}\right)}$$



**Figure I-13: Diagramme  $\Delta TLM$  pour un échangeur contre-courant.**

Pour un échangeur à co-courant : 
$$\dot{Q} = K S \Delta TLM = K S \frac{(T_{cs} - T_{fs}) - (T_{ce} - T_{fe})}{\log\left(\frac{T_{cs} - T_{fs}}{T_{ce} - T_{fe}}\right)}$$

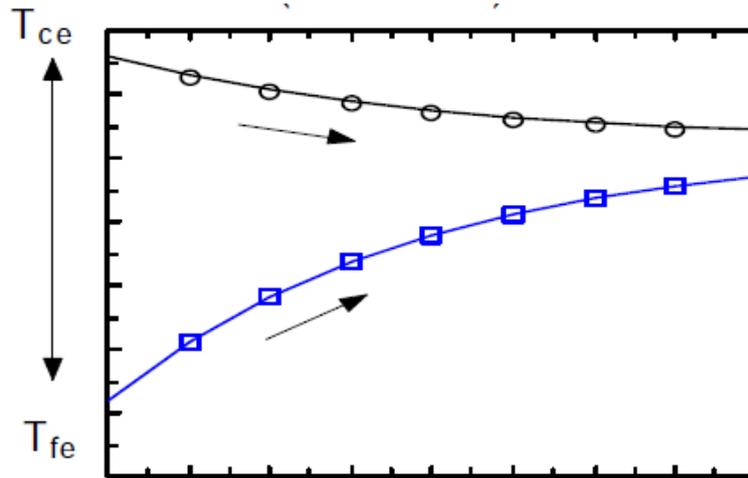


Figure I-14: Diagramme  $\Delta TLM$  pour un échangeur co-courant.

### I.6.4.2. Calcul de performances d'un échangeur :

Les débits des fluides chauds et froids et températures sont connus à l'entrée ainsi que le type de l'échangeur et la surface d'échange. L'objectif consiste alors à déterminer:

- Les températures de sortie
- La puissance échangée Dans ce cas on utilisera la méthode du Nombre d'Unités de Transfert (NUT), appelée également méthode de l'efficacité

#### I.6.4.2.1. Méthode des NUT :

Dans certains cas, la méthode du  $\Delta TLM$  requiert un calcul itératif. La méthode des NUT permet par contre le plus souvent un calcul direct.

Elle repose sur la notion d'efficacité, notée  $\varepsilon$  et définie de la manière suivante :

$$\varepsilon = \frac{\text{Puissance réelle}}{\text{Puissance maximale}} = \frac{P}{P_{max}}$$

La puissance maximale  $P_{max}$  peut s'écrire :  $P = C_{min} (T_{ce} - T_{fe})$  avec :

$$\varepsilon = \frac{\dot{m}_c C_{p_c} (T_{ce} - T_{cs})}{C_{min} (T_{ce} - T_{fe})}$$

On démontre assez facilement que pour des échangeurs à courants parallèles,

L'efficacité est essentiellement fonction de deux paramètres NUT et C définis de la manière suivante :

$$C = C_{min} / C_{max} \quad (10)$$

$$NUT = K S / C_{min}$$

**Chapitre II :**  
**Présentation du**  
**complexe CP1Z.**

## **Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.**

---

La société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures créée le 31 décembre 1963, est une entreprise pétrolière et gazière algérienne classée la première en Afrique.

Dans ce chapitre, nous avons présenté le complexe de pétrochimie CP1Z d'Arzew, en décrivant les différents départements existants, ainsi que les étapes de production du méthanol tenant compte des différentes étapes du procédé effectués dans les sections de cette unité.

### **II.1 Historique :**

#### **II.1.1. La création du complexe :**

Depuis plus de 50ans, SONATRACH joue un rôle important dans l'économie nationale en valorisant les importantes réserves en hydrocarbures de l'Algérie, elle tire sa force de sa capacité à être un groupe entièrement intégré sur toute la chaîne de valeur des hydrocarbures. En 1969, la société nationale SONATRACH collabore avec la société italienne SIR pour donner naissance à la société mixte ALMER dont le premier projet sera le complexe méthanol et résines synthétiques.

Le 10 septembre 1970, ALMER signe un contrat avec les sociétés HUPPHREYS et GLASGOW pour la construction de l'unité méthanol.

En novembre 1971, la société ALMER fut 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 de résines.

Issue de la restructuration de SONATRACH, l'Entreprise Nationale de Pétrochimie a été créé par le décret n°83-410 du 06 Aout 1983, portant auparavant la création de l'entreprise nationale des industries pétrochimiques (ENIP) dont la mission devrait être la prise en charge des activités pétrochimiques et phytosanitaires.

#### **II.1.2. Les phases de la réalisation et de mise en exploitation :**

**1968** : Elaboration d'une convention entre la SONATRACH et la société italienne SIR qui donne naissance à la société mixte ALMER (Algérie Méthanol et Résines).

**1969** : Naissance de la société ALMER (60% SH, 40% SIR).

**1970** : ALMER confie la construction de l'unité méthanol à HUMPHREYS & GLASGOW ce contrat n'entrera en vigueur qu'en février 1971.

**1971** : La SONATRACH prend en charge entièrement la poursuite de la réalisation du projet.

**1972** : La réalisation d'unité utilités.

**1973** : Signature d'un contrat avec le même constructeur pour la réalisation des unités résine.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

1975 : Mise en service des utilités.

1976 : Entrée en exploitation de l'unité Méthanol.

1978 : Début d'exploitation des unités Résine.

La restructuration et la déconcentration de la SH donne naissance à l'ENIP (Entreprise des Industries Pétrochimiques) par le décret N° 84 du 01/09/1984.

### II.2 Situation géographique :

Le Complexe Méthanol et résines synthétiques occupe une étendue de 27 hectares sur le plateau du MOHGOUN dominant la baie d'Arzew. Il est situé au nord de la Raffinerie à deux Kilomètre de la ville. Il est desservi par la route nationale Oran-Arzew-Mostaganem.

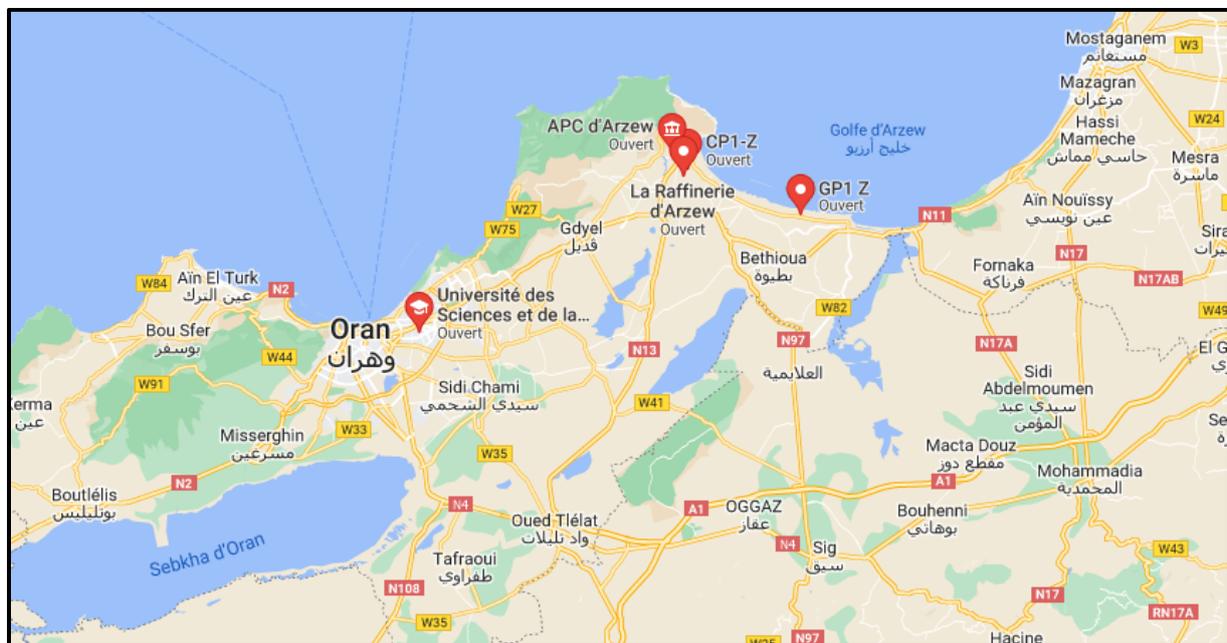


Figure II-1: Situation géographique du complexe CP1Z.

### II.3 La capacité de production :

Le complexe CP1Z prend en charge toute opération de transformation chimique des hydrocarbures liquides ou gazeux ainsi que leurs dérivés dans le but de la production de produits pétrochimiques de base et des produits finis destinés au marché national et à l'exportation. A la fin des années 90 et avant le dysfonctionnement de quelques unités à cause des problèmes de commercialisation et obsolescence des produits, le complexe produisait les produits suivants :

- Le méthanol d'une capacité de 100 000 t/an.
- Le formaldéhyde et d'urée formol d'une capacité de 20 000 t/an.
- Les résines phénoliques liquides d'une capacité de 3 400 t/an.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

---

- Les résines phénoliques en poudre à mouler dont la capacité est de 2500 t/an.
- Les résines uriques liquides ayant une capacité de 6 000 t/an.
- Les résines uriques atomisées dont la capacité est de 3 000 t/an;
- Les résines uriques en poudre à mouler d'une capacité de 2 500 t/an;
- Les résines mélaniques liquides d'une capacité de 500 t/an;
- Les utilités nécessaires au fonctionnement des unités de production en fournissant l'eau de chaudière, l'eau de refroidissement, et en assurant la génération de vapeur, d'électricité de secours, de l'air comprimé.

II.4 Organigramme du complexe CP1Z :

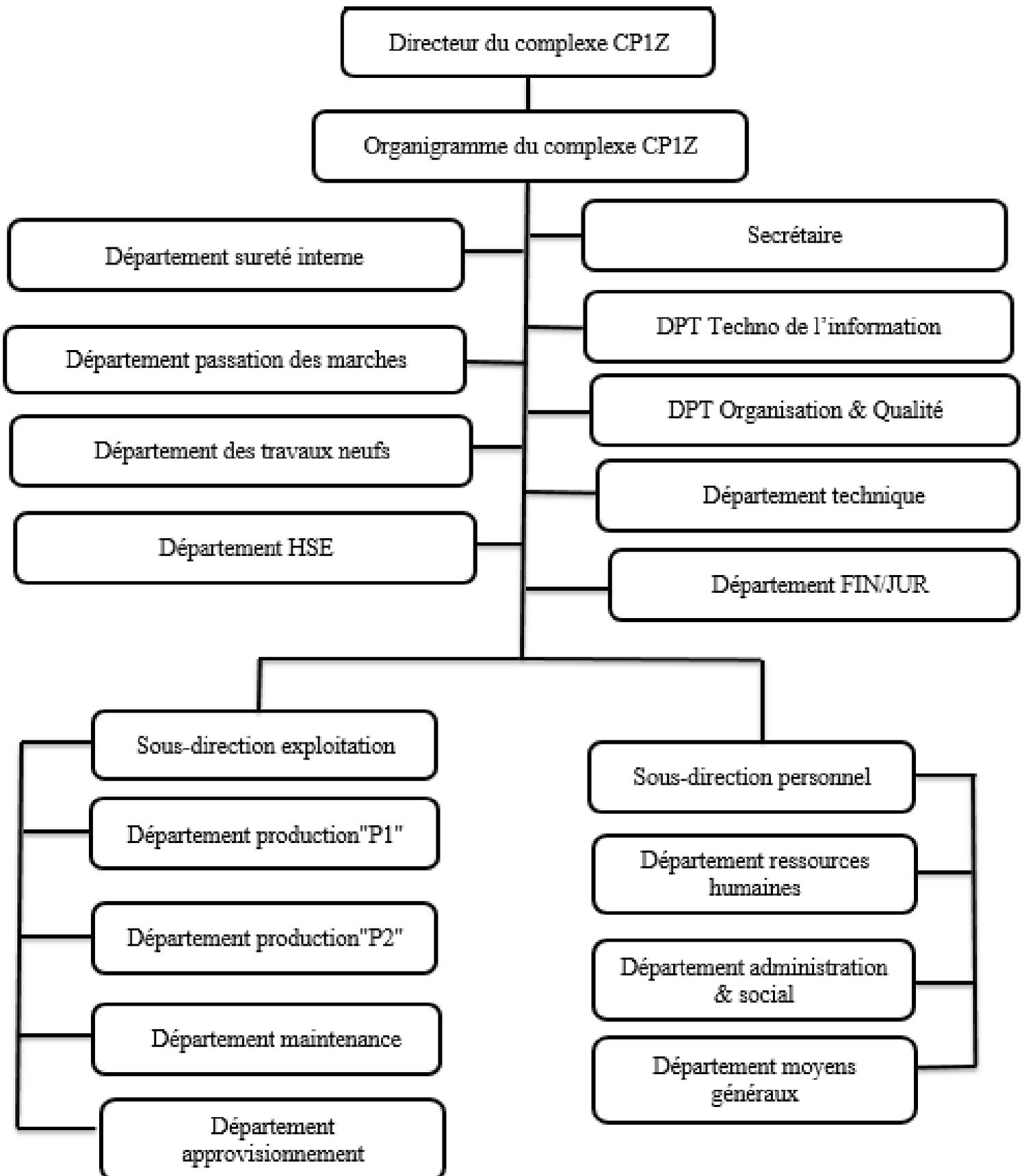


Figure II-2:L'organigramme du complexe CP1Z.

### II.5 Description des départements :

#### II.5.1. Département sécurité :

Il assure ou met en sécurité le personnel et évite tout risque d'incendie ou d'accidents qui peuvent causer de danger sur la vie humaine ou encore endommager les installations de production. Ce département est composé de trois (03) services :

##### II.5.1.1. Service de surveillance :

Il est chargé du contrôle de toutes personnes ayant accès à l'intérieur du complexe.

##### II.5.1.2. Service de prévention :

Il sert à prévenir tout risque d'incendie ou d'accident. Des procédures des méthodes efficaces réglementent le fonctionnement des différents services et département du complexe.

##### II.5.1.3. Service d'intervention :

Il a pour but d'intervenir et réagir dans l'immédiat pour faire face à tout danger capable de surgir, par les moyens disponibles.

#### II.5.2. Département Personnel & Moyens Généraux PMG :

Leur rôle principal est :

- ✓ Le suivi et le pointage du personnel.
- ✓ L'établissement des différentes décisions.
- ✓ Préparation de la paie.
- ✓ L'accueil et recrutement.
- ✓ Le transport personnel et de la restauration.

#### II.5.3. Département administration/ social (ADM/SOC) :

Il est chargé de suivi de la gestion des personnels en matière de prestation. Il est composé de deux services :

- Services administratifs.
- Service social.

#### II.5.4. Département développements et ressources humaine (DRH) :

La mission de ce département consiste à :

- ✓ Sélectionner et recruter.
- ✓ Planifier des effectifs.
- ✓ Concourir la formation et au perfectionnement du personnel.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

---

- ✓ Exécuter en vue d'assurer la maîtrise de technique et technologie liée à son champ d'activité.
- ✓ Suivre les carrières par le biais d'une fiche d'appréciation établie pour chaque agent.

### **II.5.5. Département finances et juridique (F) :**

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

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

### **II.5.6. Département technico-commerciale (TC) :**

Ce département est chargé de l'élaboration des plans annuels de production en fonctions des besoins du marché national et international, de la promotion, de la vente et de la distribution des produits finis, il est composé de trois services :

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

### **II.5.7. Département de maintenance :**

Il contient 3 services :

#### **II.5.7.1. Service mécanique :**

Il est constitué de deux section :

##### **II.5.7.1.1. La section des machines tournantes :**

Il consiste à démonter, remplacer les pièces en fonction de leur état d'usure, nettoyer, remonter et régler (pompes, compresseurs, turbine, ventilateur, réducteur de vitesse ...).

##### **II.5.7.1.2. La section des machines-outils :**

Il consiste à réparer ou fabriquer certaines pièces en atelier à l'aide de machines-outils.

#### **II.5.7.2. Service instrumentation :**

Il permet de réparer et maintenir les instruments (vannes, soupape, clapet, transmetteur...) et connaître sa construction et son mécanisme.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

---

### II.5.7.3. Service électricité :

L'électricité dans le complexe CP1/Z est alimentée par le réseau national SONELGAZ. De deux ligne une d'Arzew tous-terrains et l'autre arienne d'Ain El-Beida d'une tension  $U= 30$  KV et d'une apparente  $S = 13$  MVA, et alimente les deux jeux de barrer A, B.

### II.5.8. Département approvisionnement (A) :

Son rôle est d'assurer la disponibilité des pièces de rechange et de tous les produits nécessaires pour bon fonctionnement de l'unité. Il scindé en 02 service

- Service d'achat.
- Sévices gestion des stocks.

### II.5.9. Département technique :

Un organisme de 3 services permettant au complexe d'atteindre les objectifs de production en assurant la pérennité des unités.

- Service engineering (TE) : qui étudie toute amélioration du procède.
- Service inspection : qui contrôle les équipements.
- Service laboratoire : qui contrôle tous les fluides et matières entrant dans les procédés de fabrication.

### II.5.10. Département de production :

Ce département est relié directement à la sous-direction exploitation, il se charge principalement de la production du Méthanol, englobe quatre (04) services :

- Service méthanol.
- Service utilité.
- Service résines synthétiques.
- Service Planning Programmation et Expédition (U200).

## II.6 Laboratoire du complexe :

Le laboratoire joue un rôle important dans l'industrie chimique et petrochimique.il permet le suivie et le contrôle continu de la qualité des produits fini.

Le laboratoire représente le fruit de l'efficacité de n'importe quel complexe du fait qu'il est le jugement de la qualité des produits traiter durant le processif.

Qu'il veille au bon déroulement des unités de traitement de matière première et analyse des produits finis pour être commercialiser soit à l'intérieur du pays et de même pour l'exportation.

### II.6.1. Les sections du laboratoire :

Le laboratoire de CP1Z II se compose de différentes sections:

#### II.6.1.1. Section controle:

qui sert à analyser :

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

#### II.6.1.2. Section des analyses chimiques:

- Préparation et standardisation de solution.
- Analyses de contrôle des unités résines. ( formaldéhyde ,formuée ,urée)

### II.6.2. Analyses effectués:

#### II.6.2.1. Analyse Des Eaux:

Les analyses des eaux (traitement- contrôle) ont pour but de protéger les instrument du complexe (l'installation) car certaines espèces comme le chlorure et le calcium sont des agents corrosifs, vu que le milieu doit être basique. C'est Pour ce la que les utilités ajoutent des produits pour augmenter et stabiliser pH du milieu.

Les eaux qui sont utilisées pour la production du 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).

#### II.6.2.2. Analyses physico-chimiques:

On appelle méthode physico-chimique à cause de l'appareillage électrique de mesure.

- Mesure du ph.
- Mesure de conductivité.

### II.6.2.3. Analyses Volumétriques:

On appelle méthode volumétrique un dosage qui met en jeu des solutions différentes, une des solutions sert spécialement comme réactif pour former un complexe ou un couple de sels qui a la propriété de se déposer.

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

### II.6.2.4. Analyse colorimétrique:

la spectrométrie d'absorption moléculaire permet comme le dosage volumétrique de déterminer la concentration de certaines ions cette mesure est beaucoup plus précise que la volumétrie et son champ d'action est très vaste. Lorsqu'un faisceau lumineux de la longueur d'onde donnée traverse une solution colorée, une fraction de la lumière incidente est absorbée en fonction de la concentration du composé coloré .

$$D = \log \frac{I_0}{I} = \epsilon LC$$

On utilise la colorimétrie pour la détermination des phosphates ,chlorures, silice etc.

### II.6.2.5. 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.

### II.6.2.6. Analyse des gaz:

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

### II.6.2.7. Les analyses physico-chimiques des résines:

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

### II.7 L'unité méthanol :

Elle contient 7 sections permettant la production du méthanol à partir du GN.

#### II.7.1. Section 100 : Distribution du GN.

Le GN contenant le méthane qui est la matière première arrive à une pression de 33 bars contrôlé par la vanne régulatrice de pression (PICV 101) en provoquant sa détente à 30,5 bars.

Le gaz est ensuite envoyé vers le séparateur (V106), pour le canaliser (dispatcher) en :

- Gaz procès (GP) : vers le four (F201) à 25,5 bars, contrôlé par (PICV105).
- Gaz combustible (GC): vers (F201) à 8 bars, la pression est contrôlée par (PICV103), et le débit de gaz des brûleurs du four 201 par (FRCV103).
- Gaz brûleurs auxiliaires : alimente le four (F205) à 3,4 bars contrôlé par (PICV102).
- Gaz pour les pilotes et blinking : envoyé vers le back de pré stockage (T651A) et le back sous-terrain (T603), à 1,3 bars contrôlé par (PICV104).

#### Remarque :

Dans la production de méthanol cette étape est suivie par une désulfuration, mais étant donné que le gaz naturel Algérien contient une quantité négligeable de ce produit nocif et corrosif ce procédé est bipsé.

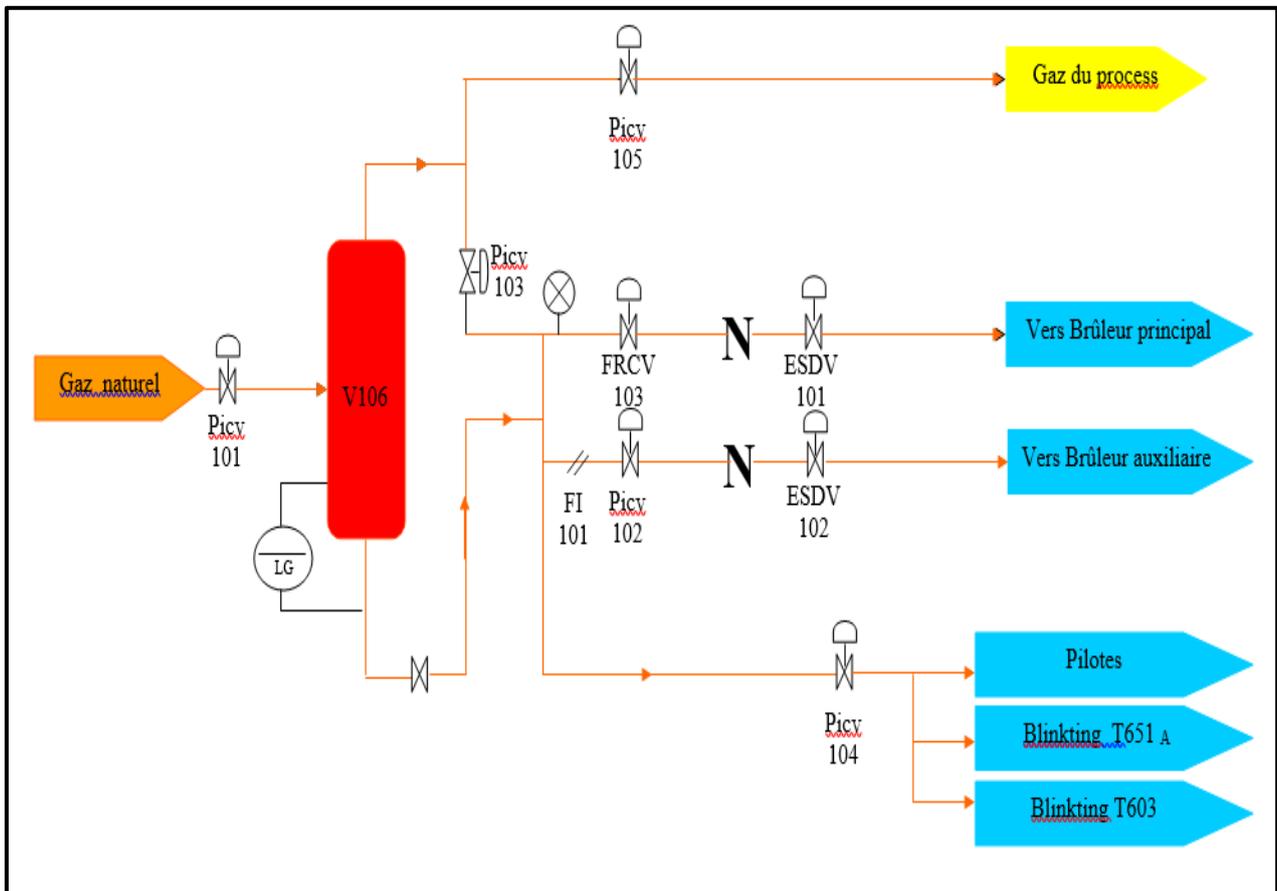


Figure II-3:Schéma d'unité 100.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

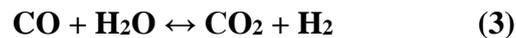
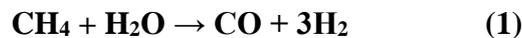
### II.7.2. Section 200 : Procédé de reforming :

Une procédure importante dans le processus de production du méthanol, permettant d'obtenir le gaz de synthèse.

Le GP arrivant de la section 100 est préchauffé dans le F204 à l'aide des fumés, sort à une température de 416°C et se mélange à la vapeur d'eau puis se dirige vers le four (F201). Ce dernier est composé de 60 brûleurs et de 168 tubes remplis du catalyseur à base de nickel « Ni » qui permet de diminuer l'énergie d'activation d'où l'augmentation de la vitesse de la réaction du processus à la température de  $T = 820^{\circ}\text{C}$ .

A la sortie du four on obtient un gaz de synthèse constitué de  $(\text{CO}-\text{CO}_2-\text{H}_2-\text{CH}_4-\text{N}_2-\text{H}_2\text{O})$ , à  $T = 777^{\circ}\text{C}$  et de 19 à 20 bars de pression.

Les équations suivantes sont typiques des réactions qui ont lieu :



Le rapport normal vapeur/carbone produit un surplus de de vapeur ce qui est requis, on atteint une valeur minimale au-dessus de laquelle le carbone élémentaire sera déposé sur le catalyseur et cause des dommages irréparables.

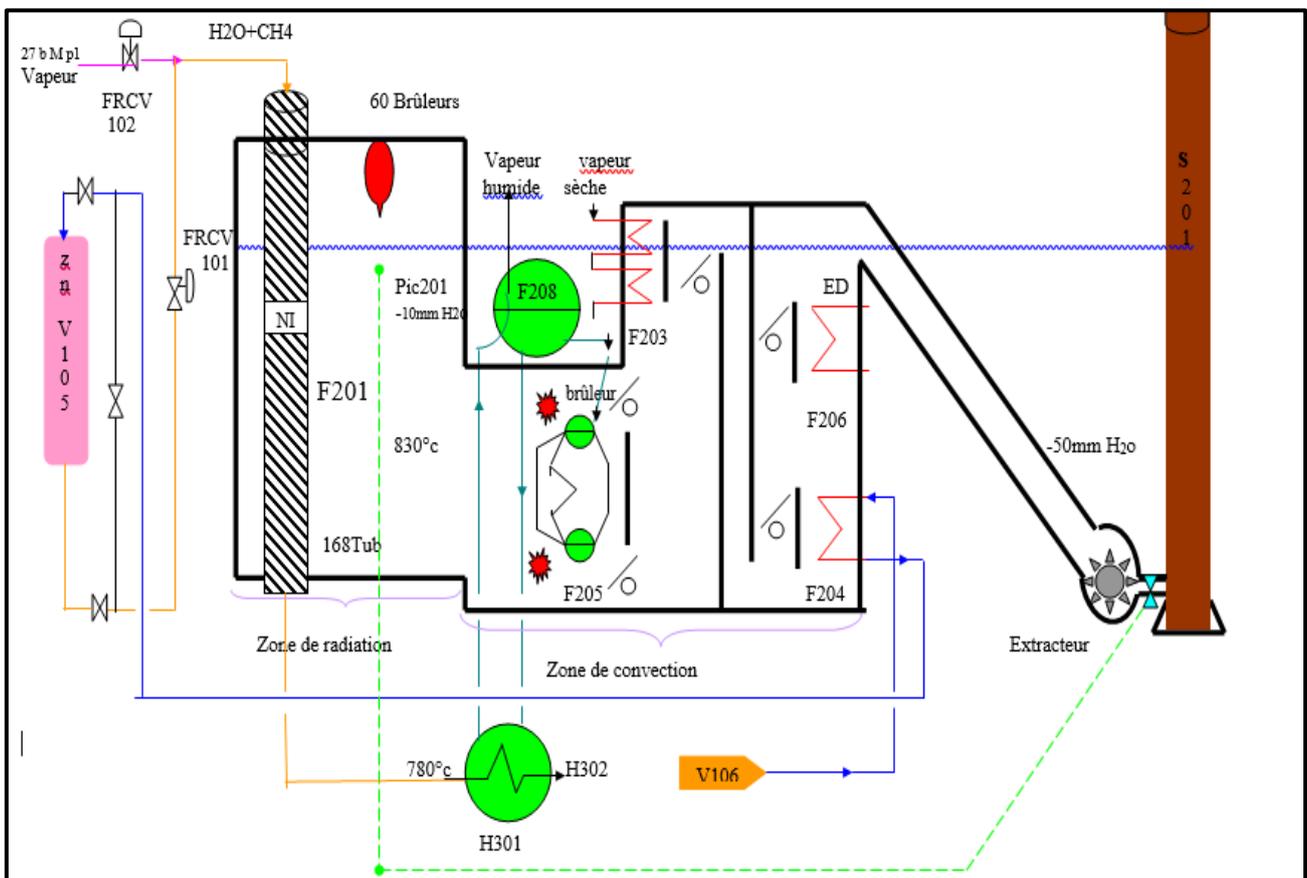


Figure II-4: Schéma d'unité 200.

### II.7.3. Section 300 : refroidissement du gaz fabriqué et élimination de l'eau :

Le GS fabriqué sort du four de reforming de 850°C et à une pression de 20 ATM et envoyé à la chaudière **H301** pour le refroidir à environ 375°C grâce à l'échange de chaleur avec l'eau (à contre-courant) bouillante à environ 301°C.

La chaudière est de type à plaques tubulaires fixes, tubes à feu avec de l'eau sur le côté calandre. Le débit de l'eau est par circulation naturelle, et **H301** est par conséquent placé au-dessous et relativement près du ballon chaudière **F208**.

Le gaz sortant de **H301** est ensuite refroidi à environ 157°C dans un réchauffeur d'eau alimentation chaudière **H302**. Cet échange est un type à faisceau en U avec le gaz du côté des tubes.

Le gaz humide quitte le **H302**, et entre dans un séparateur **V303** l'eau ainsi séparée est envoyée à l'unité de récupération des condensats. Tandis que le gaz saturé sec s'écoule ensuite vers un rebouilleur **H610** de l'unité de distillation du méthanol, et le gaz est encore refroidi à température 142°C avec plus de condensation d'eau.

Ce dernier s'écoule ensuite vers un dégazeur réchauffeur d'eau d'alimentation **H303** où il est refroidi à environ 126 °C par échange de chaleur avec de l'eau froide s'écoulant vers le dégazeur **V701**, puis à travers le réfrigérant final **H304**. Le gaz de synthèse froid sort de **H304** avec l'eau condensée, et pénètre dans le troisième et dernier séparateur **V302**, l'eau est éliminée et le gaz de synthèse final passe à la compression.

**Nb :**

Le refroidissement n'est pas arrêté à 200°C (qui est la température de production du méthanol), vu que lors de l'étape suivante de compression l'augmentation de pression est accompagnée d'une augmentation de température.

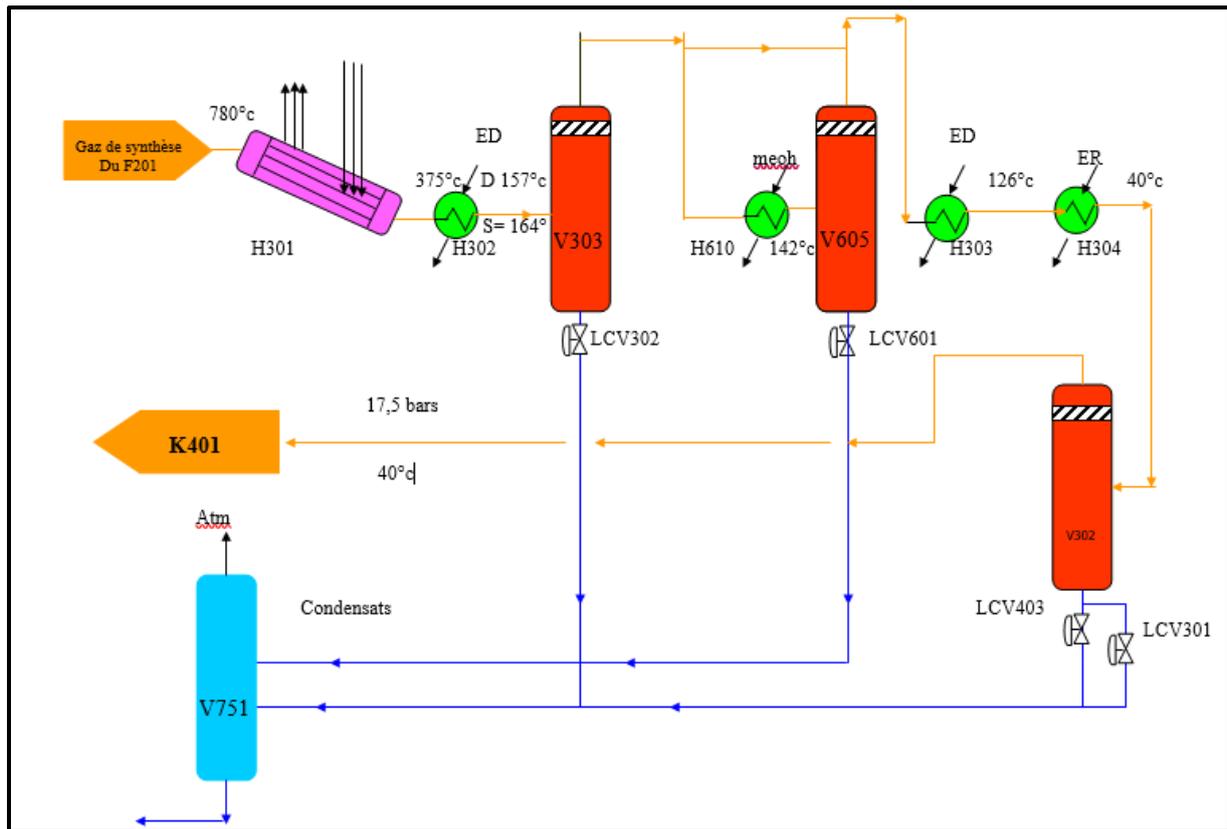


Figure II-5:Schéma d'unité 300.

### II.7.4. Section 400 : Compression du GS :

Le gaz de synthèse est comprimé d'une pression de 17,5 ATM à la pression de la boucle de synthèse qui est de l'ordre de 51,8 ATM dans un compresseur de synthèse centrifuge K401 à deux étages.

Le gaz de synthèse sec sortant du V302 s'écoule vers le compresseur K401 à pression 17,5 bar et à température 40 °C, ou il sera comprimé à 50 bar et 190°C à deux corps BP et HP. Ce compresseur est entraîné par une turbine Q401 à vapeur HP = 80-84 bars.

Le mélange passe dans un compresseur appelé recirculateur K402 où il est comprimé à une Pression de 51 bar et une température T=77 °C.

La sortie du compresseur K401 est divisée en deux circuits :

- ❖ **Le premier** : c'est le circuit de la marche normale où Le gaz sortant de compresseur K401 est mélangé avec le gaz de purge sortant du séparateur V502 de méthanol brut (boucle de synthèse).
- ❖ **Le deuxième** : c'est le circuit de l'anti-pompage ou le gaz passe à travers la vanne

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

**FICV404** et pénètre en amont de l'échangeur **H304** pour compenser le débit manquant à l'entrée du compresseur afin d'éviter le phénomène de pompage. Le transmetteur de **FIC 404** est relié à une prise de transmission avant le compresseur.

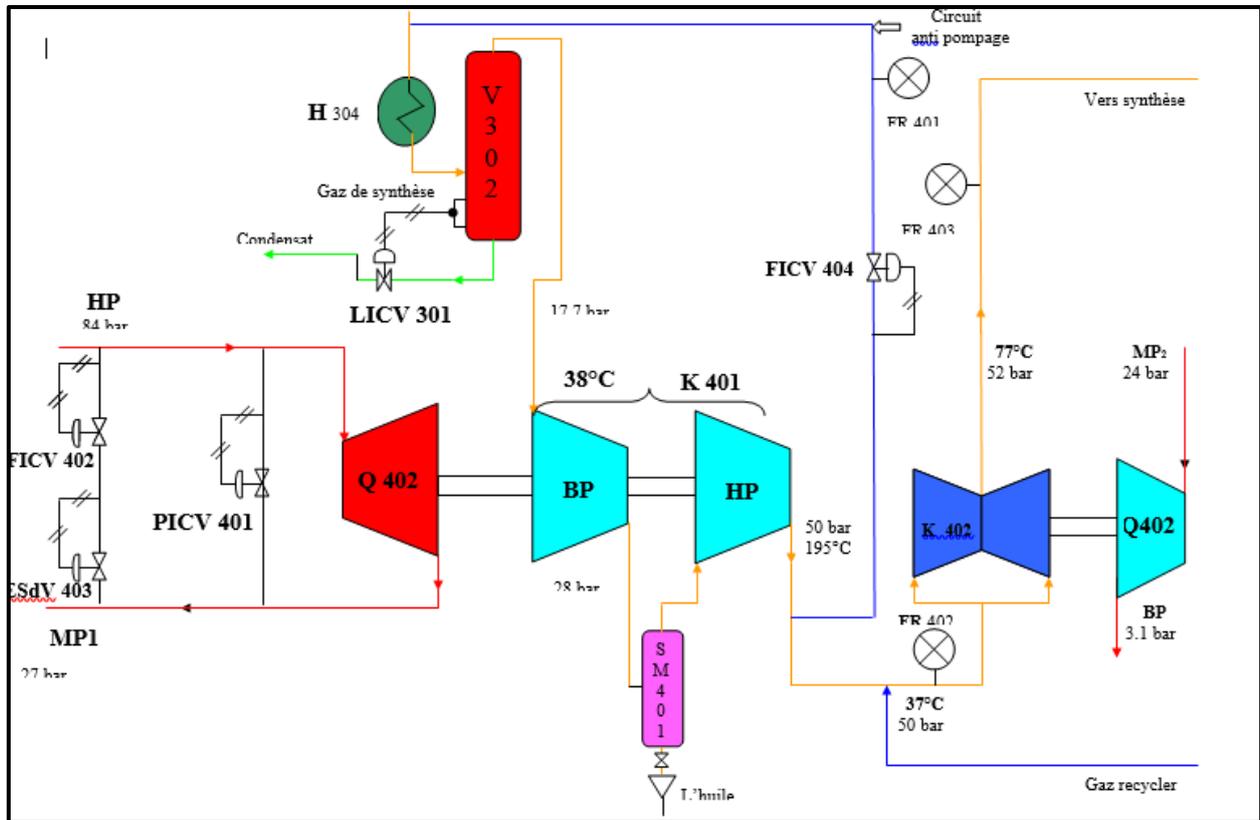


Figure II-6:Schéma d'unité 400.

### II.7.5. Section 500 : synthèse du méthanol :

Dans cette section une partie de GS est converti en MeOH.

A la sortie du compresseur **K402** le GS qui est à 52bars et 77°C sera réchauffé dans l'échangeur **H501** jusqu'à 245°C par le gaz sortant de réacteur **V501** à une température de 270°C, qui est par la suite abaissée jusqu'à 146°C.

Le réacteur **V501** est un récipient cylindrique vertical contenant 4 lits remplis de catalyseur à base de cuivre où se passe la réaction de synthèse du méthanol, à une pression de 52 bars :



Le gaz chaud sortant du réacteur est envoyé vers la coté tube de l'échangeur **H501** pour chauffer l'alimentation du réacteur, le transfert de chaleur permet sont refroidissement à une température de 146°C, puis 40°C par échange de chaleur avec l'eau de refroidissement, dans le condenseur de méthanol **H502**.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

Le mélange gaz /méthanol liquide s'écoule vers le séparateur de méthanol **V502** où le liquide est séparé du gaz qui non réagi.

Une partie de gaz est envoyée vers le recirculateur **K402**, une autre partie est envoyée vers le **K401** sous forme de gaz d'étanchéité. Tandis qu'une 3eme partie se mélange avec le gaz de procédé.

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

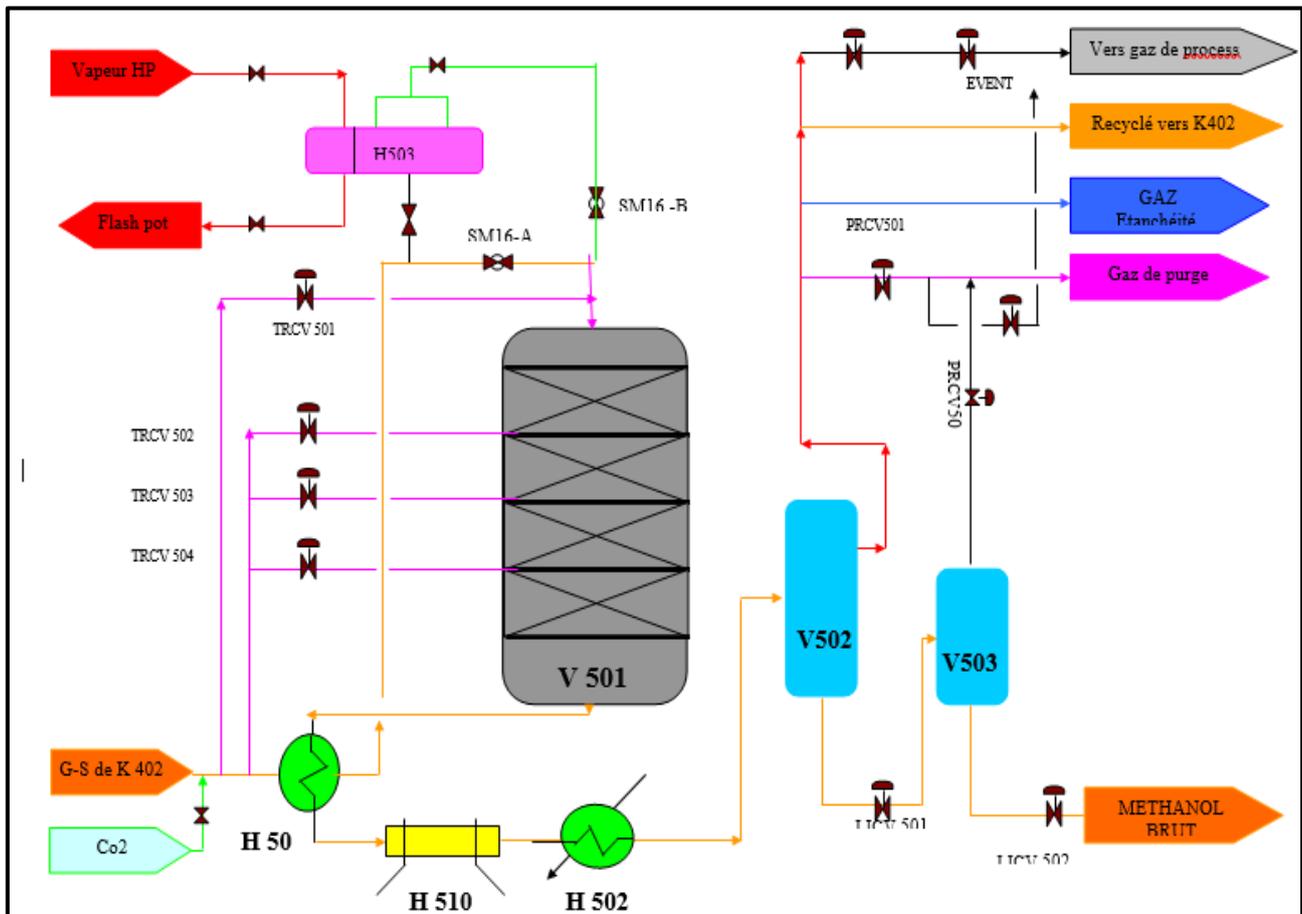


Figure II-7:Schéma d'unité 500.

### II.7.6. Section 600 : Distillation du méthanol brut.

Le méthanol brut est traité dans deux colonnes de distillation **V601**, **V602** afin de produire le méthanol raffiné qui répond aux spécifications.

#### II.7.6.1. La colonne V601 (Élimination des produits légers):

Cette première distillation est effectuée dans une colonne contenant quarante-huit plateaux du type tamis avec des points de prélèvement et des puits thermométriques placés à intervalles réguliers, pour l'élimination des gaz dissous dans le méthanol brut (**CO<sub>2</sub>**, **CO**, **H<sub>2</sub>**, **CH<sub>4</sub>**, **N<sub>2</sub>**).

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

Le méthanol brut est aspiré par la pompe **P651** du bac **T651/C**, le produit d'alimentation entre dans la partie supérieure de la colonne dans (32, 36, 40<sup>ème</sup> plateau), il est préchauffé à 53 à 78°C dans l'échangeur produit d'alimentation / produit de tête **H601** par condensation d'une partie de la vapeur des produits de tête de la tour **V601**.

La vapeur de tête s'enrichit des impuretés des gaz résiduaux, qui seront enlevées par une légère purge des matières de tête. La plupart de la vapeur est donc condensée successivement dans l'échangeur **H601** et l'aérocondenseur **H602**. La quantité non condensée refroidie dans l'aérocondenseur final **H603** puis purgée dans le ballon de reflux **V603**.

Les condensats produits dans chaque unité sont purgés séparément dans le ballon de reflux **V603**.

### II.7.6.2. La colonne V602 (Élimination des produits lourds):

Le méthanol venant de la base de la première colonne est connu sous le nom de résidu de première distillation pénètre dans la partie inférieure de la deuxième colonne **V602**, qui sert à éliminer l'eau et les produits résiduaux organiques. Les pressions du sommet et du fond de la tour doivent être respectivement de 1.53 et 1.95 bars durant le fonctionnement.

Le produit soutiré de tête de la colonne, par la vanne régulatrice **PRCV603** est refroidi dans l'aérocondenseur **H605A/B**. Le liquide est ainsi récupéré dans le ballon de reflux **V604**, ensuite aspiré par la pompe **P605** pour le réinjecter dans la colonne **V602** comme reflux.

Le méthanol raffiné est soutiré des plateaux **59** et **55** puis envoyé vers l'échangeur **H607** pour le refroidir jusqu'à 35°C et finalement stocker dans les bacs **T651A/B**.

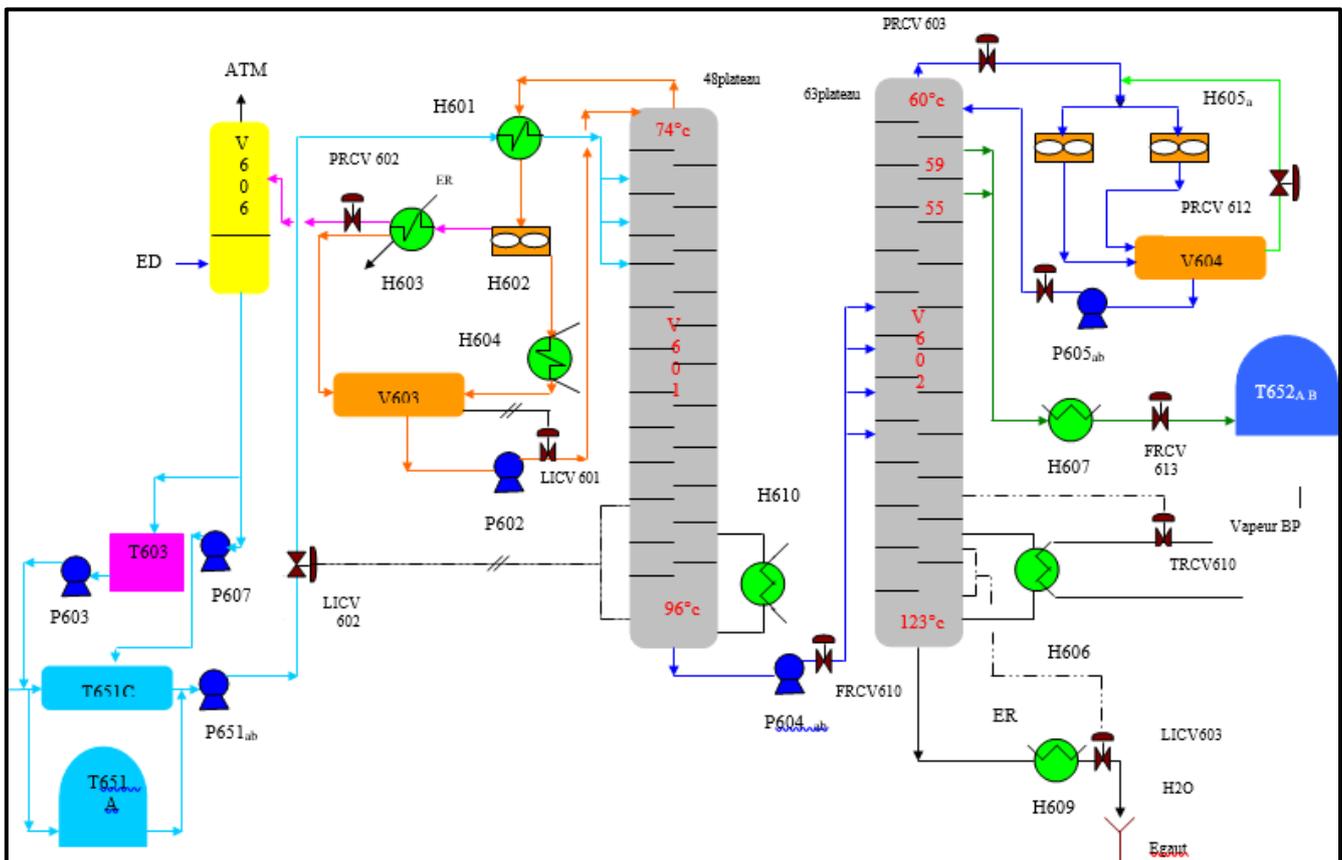


Figure II-8:Schéma d'unité 600.

### II.7.7. Section 700 :

Cette unité produit la force motrice par récupération de toutes les vapeurs dans le circuit, pour assurer le bon fonctionnement des machines les plus importantes au moyen de turbines à vapeur et par conséquent d'économiser l'énergie électrique.

Trois niveaux de pression de vapeur sont utilisés:

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

Le circuit vapeur peut être divisé en deux parties :

- Récupération de l'eau déminéralisée des différents séparateurs.
- Production de vapeur en utilisant cette eau

L'eau condensée récupérée des trois séparateurs (**V303, V302, V605**) est traitée dans le dé gazeur (**V751**) pour éliminer les gaz sous l'effet de l'air à travers une pompe. Le gaz sort de la tête du dégazeur, l'eau est récupérée au fond.

Cette dernière est envoyée vers le bac **T751**, puis pompée par (**P751A-B**) pour se mélanger avec l'eau déminéralisé provenant des utilisés (utilité). Le mélange s'écoule vers l'échangeur (**H303**) puis vers le dégazeur pour éliminer les gaz par injection d'hydrazine.

Ce dégazeur contient quatre plateaux, évent (PSV). Il reçoit la vapeur BP provenant de la pompe **Q701**, la vapeur BP du séparateur **V701** (CBD), une quantité d'eau condensée du flash pot et due l'échangeur **H606**.

L'eau pompée par (**PQ701A, PQ701B** à vapeur et **PE701C** électrique) jusqu'à 105 bar, passe à travers **FRCV701** et pénètre dans l'échangeur **H302** pour entrer dans le four (zone de convection) **F206** qui chauffe l'eau (eau est à l'état liquide) avant d'entrer dans **F208** relié à l'échangeur **H301** et la chaudière **F205** à l'aide de trois et six tubes respectivement (l'eau l'écoule d'eau entre ces trois équipements s'effectue par gravité).

La vapeur humide HP=82 bar produite dans le ballon **F208**, est séchée dans **F203** (la zone de convection), l'envoyé vers la turbine (**Q401**) de compresseur pour assurer son fonctionnement et se détendre en vapeur MP1=27bar.

La vapeur **MP1** rejoint le réseau de la vapeur venant de l'utilité, une partie sera mélanger avec le gaz de procédé et une autre partie alimente les turbopompes **P701**, par conséquent elle est détendue en MP2 par la vanne **PRCV 701**, pour faire tourner l'extracteur, recirculateur et les turbopompes d'huile -auxiliaires-.

La vapeur **MP2** est détendue en **BP** par la vanne **PRCV703**, elle est utilisée pour le rebouillage de la deuxième colonne **V602**.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

Le circuit restant de la vapeur **BP** est considéré comme collecteur des différentes détentés de vapeur après utilisation dans les différents équipements, et elle est envoyée vers l'utilité.

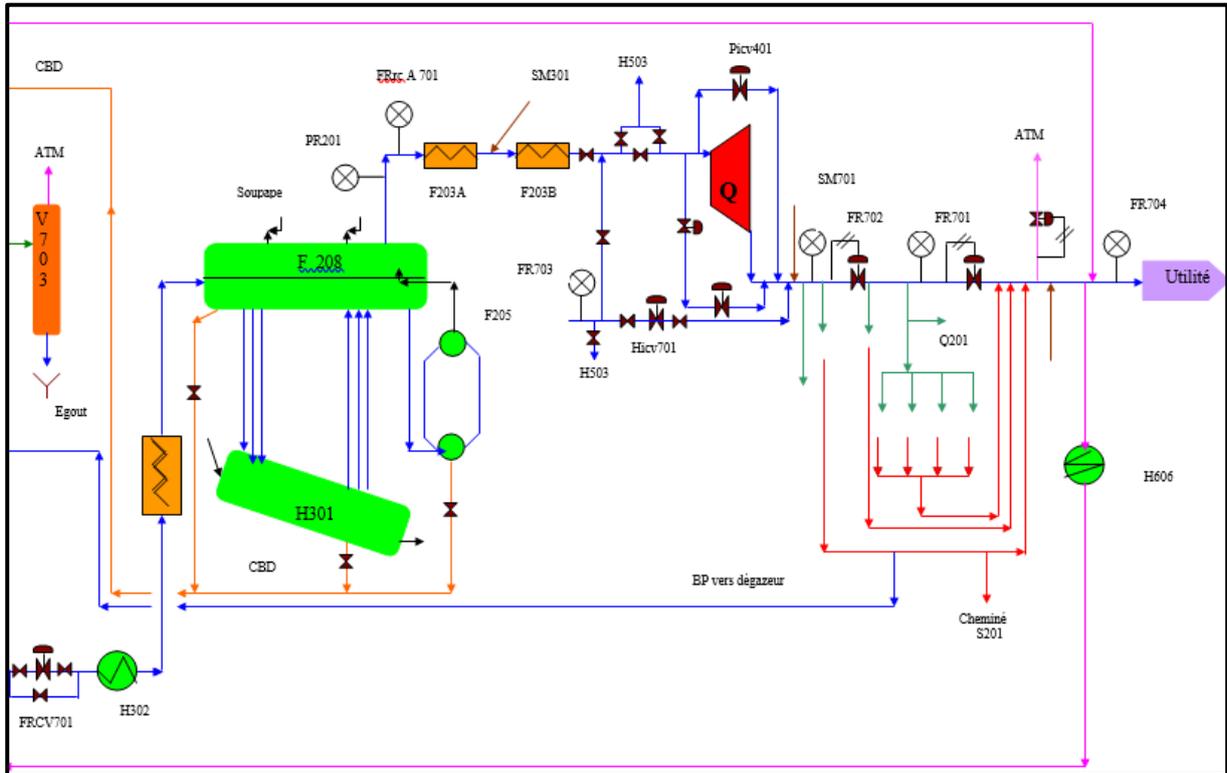


Figure II-9: Schéma d'unité 700 (partie01).

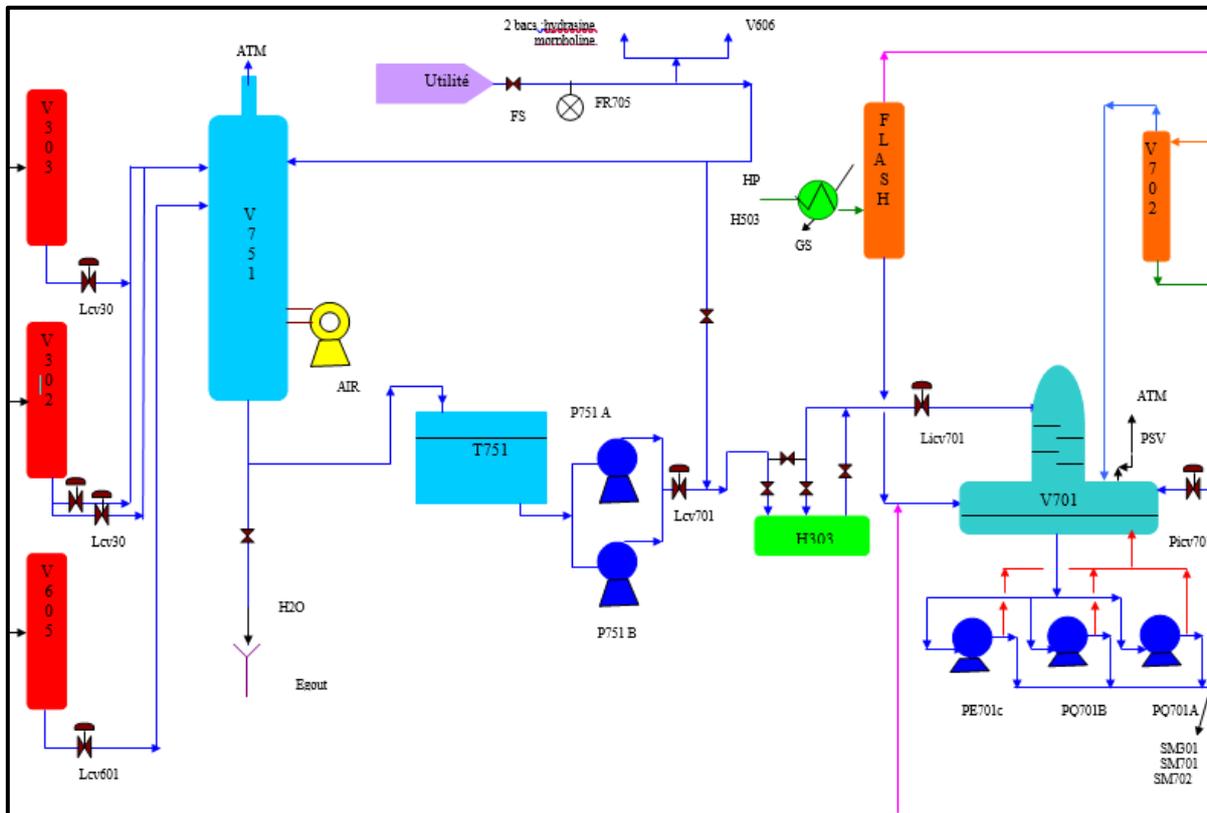


Figure II-10: Schéma d'unité 700 (partie 02).

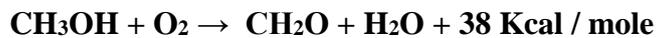
### II.8 Service résines synthétiques (unité 100) :

L'unité 100 produit alternativement deux solutions :

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

#### II.8.1. Production du gaz de formaldéhyde :

La production de formaldéhyde est basée sur l'oxydation de l'alcool méthylique au-dessus d'un catalyseur à base de **molybdate de fer** (FeMo), l'agent d'oxydation est l'oxygène contenu dans l'air, cette réaction est exothermique, représentée par la réaction suivante :



Le gaz total composé de 75% de gaz recyclé et de 25% d'air frais est aspiré par le ventilateur **FP 101**, puis chauffé jusqu'à une température d'environ 170°C dans coté calandre de l'échangeur **E102/1** coté calandre.

L'air chaud entre dans l'évaporateur **E101** et mélangé avec le méthanol en respectant le rapport MeOH/ (MeOH +Air total) de l'ordre de 6.5, tenant compte de l'explosivité du mélange méthanol-air.

Dans le cas où le ventilateur **FP101** s'arrête, pour chasser le méthanol de l'évaporateur une injection automatique de la vapeur BP est prévu et contrôlée par la vanne **XV103** , et l'évacuation est assurée par la vanne **XV 102**.

Le gaz chaud (air + méthanol) sort de l'évaporateur **E101** à une température d'environ 80°C et entre dans L'échangeur **E102/2** pour le chauffer jusqu'à 170°C.

Le gaz total pénètre dans les deux réacteurs (**R101, R102**) pour produire du formaldéhyde à l'état gazeux, la chaleur dégagée au cours de cette réaction est récupérée par l'huile diathermique qui s'écoule dans un circuit spécifique.

La température de la sortie du formaldéhyde est d'environ 295°C, abaissée jusqu'à 140°C dans l'échangeur **E102** coté tube par les deux fluides : l'air total et le gaz total, puis envoyé le produit refroidi vers la colonne d'absorption dans le fond de la colonne [**10**].

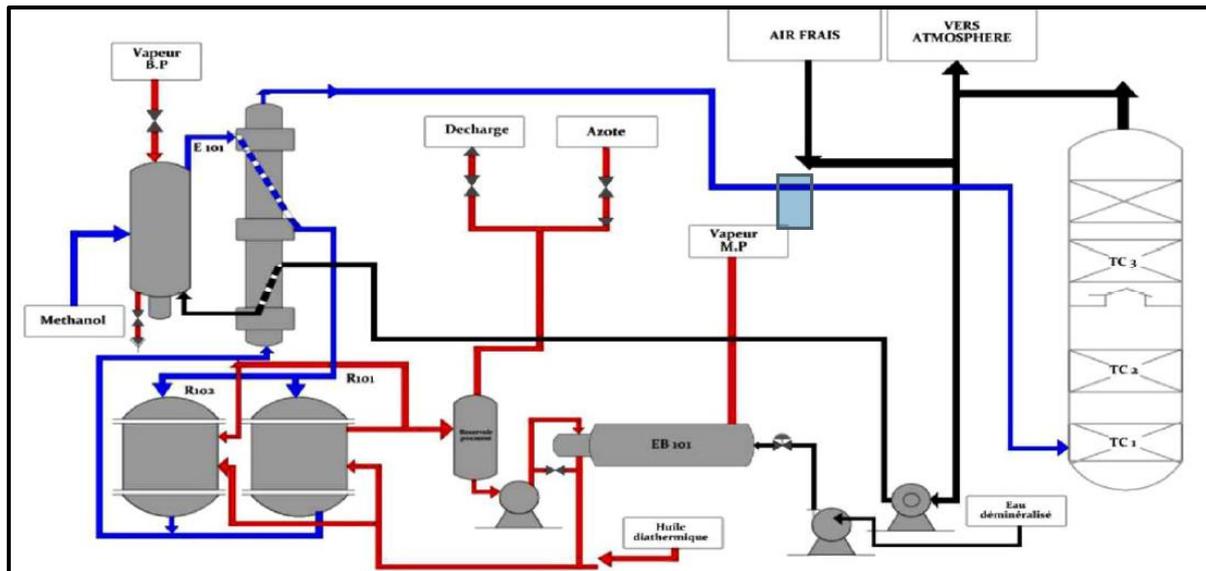


Figure II-11: Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formurée.

La colonne d'absorption **C101** est composée de trois tançons de condensation (**TC1**, **TC2**, **TC3**) et 11 plateaux perforés.

### II.8.2. Production de formurée 80% en poids :

Pour l'absorption du formaldéhyde, l'injection de l'urée se fait au niveau du **7<sup>ème</sup> plateau**. La recirculation du liquide dans la colonne est assurée par :

- **Le tronçon TC1** : la pompe G107 aspire le liquide de la cuve de la colonne **C101** à une température de 65°C pour le refroidir dans l'échangeur à plaque **E103**, puis l'envoyer dans le déversoir du **TC1** à une température de 60°C (la mise en circulation du **TC1**).
- **Le tronçon TC2** : Le liquide soutiré de la cuve de **TC2** par la pompe **G108** à une température de 54°C est refroidi dans l'échangeur à plaque **E104**, pour atteindre le déversoir du **TC2** à une température de 48°C.
- **Le tronçon TC3** : Le liquide est soutiré de la cuve de **TC3** par la pompe **G109** à une température de 34°C, ensuite refroidi dans l'échangeur à plaque **E105**, puis il entre dans le déversoir du **TC3** à la température de 28°C.

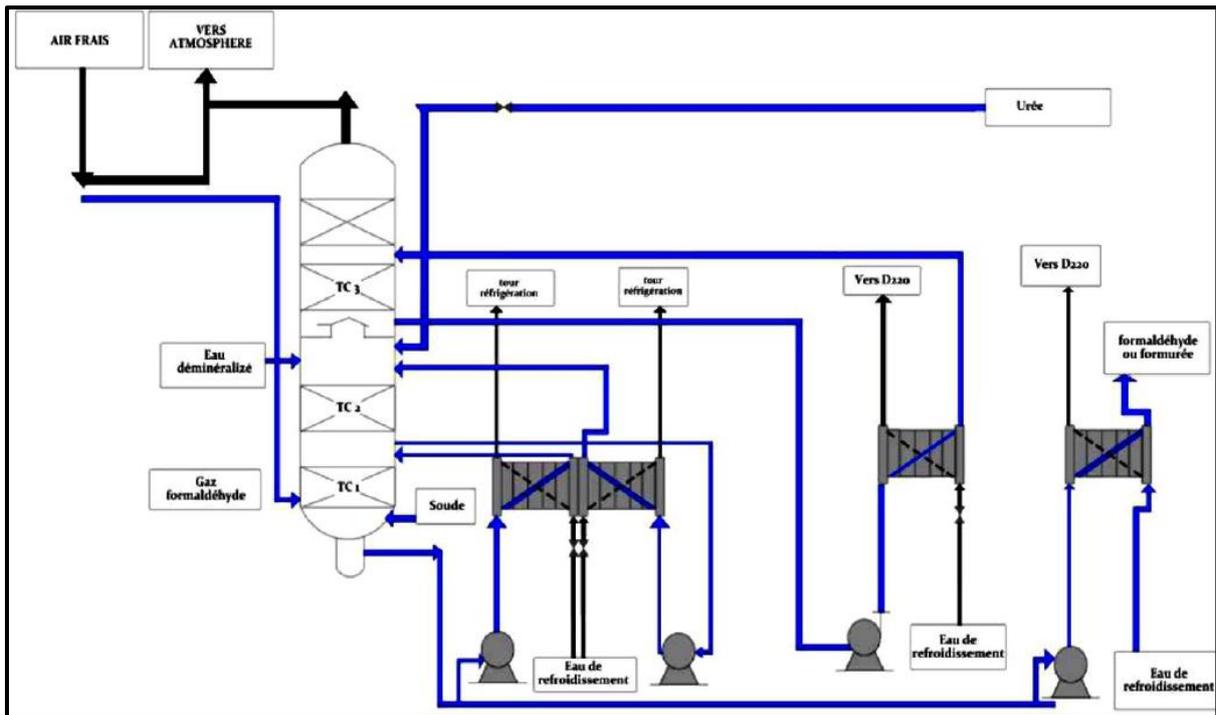


Figure II-12: Circuit fluide du formurée80.

### II.9 Service utilité :

Cette unité assure les produits dont les autres unités ont besoin :

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

Elle comprend les sections suivantes :

**Unité 11** : Contient deux chaudières **f1** et **f2**, pour produire la vapeur et alimenter les turbines.

**Unité 12** : Pour déminéraliser l'eau semi déminée qui vient de l'entropie par 2 lits (12 d1) et (12 d2).

**Unité 13** : contient 4 parties chacune alimente des fans (13 fan1) (13 fan2) (13 fan 3) (13 fan 4), son rôle est d'alimenter l'unité méthanol avec de l'eau froide de 22 °C.

## Chapitre II : Présentation du complexe CP1Z.

---

**Unité 15 :** Produit de l'air instrument de 6 bar pour alimenter tout instruments qui marchent avec l'air.

**Unité 17 :** Assure l'azote (N) pour le démarrage de l'unité de méthanol et en cas d'arrêt (pour le nettoyage de tout élément).

**Unité 14 :** Reçoit le gaz qui provient de RTO sous une pression de 32 bar utilisé comme alimentation du four et la chaudière.

**Unité 25 :** Contient 03 bacs de stockage 25tk1 , 25tk2 et 25tk3 pour stocker l'eau déminée qui arrive de l'entropie.

**Unité 18 :** Contient 03 générateurs 18G2, 18G4 et 18G5, son rôle est d'alimenter les équipements avec l'électricité ; en cas de coupure d'électricité ces générateurs sont automatiquement mis en service.

# **Chapitre III :**

## **Partie calcul.**

## Chapitre III : Partie calcul.

Ce chapitre est alors consacré pour estimer la quantité des pertes en eau dans l'ensemble d'unité en effectuant des bilans de matière partiels en cas actuel au niveau de plusieurs appareils et comparer ces résultats par rapports aux calculs effectués dans le cas design.

Ainsi que les calculs liés aux différentes solutions proposées afin de résoudre le problème exposé dans la problématique.

### III.1 Les bilans de matière :

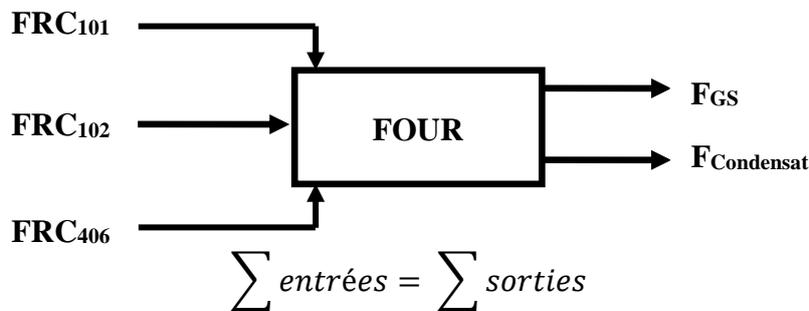
#### III.1.1. Cas Réel :

##### III.1.1.1. Les bilans partiels :

Les données industrielles des vannes sont présentées dans (l'annexe I)

La conversion des unités est effectuée suivant basant la composition des gaz (voir Annexe II)

##### III.1.1.1.1. Bilan 01 : Bilan du four, Détermination du condensat.



$$FRC_{101} + FRC_{102} + FRC_{406} = F_{GS} + F_{condensat}$$

$$F_{condensat} = FRC_{101} + FRC_{102} + FRC_{406} - F_{GS}$$

#### Conversion:

Afin d'effectuer le calcul, il est évident de convertir les valeurs données en Nm<sup>3</sup>/h au m<sup>3</sup>/h en utilisant la loi des gaz parfait, puis convertir cette valeur en Kg/h suivant la composition de chaque gaz à des températures et pressions précises.

#### Le débit du gaz naturel :

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$FRC_{101} = 11430 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 24,5 \text{ bar} = 24,17962 \text{ ATM}$$

$$T' = 340^\circ\text{C} = 613,15 \text{ K}$$

$$FRC'_{101} = ?$$

$$FRC'_{101} = \frac{P}{T} \frac{FRC_{101}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 11430}{273,15} \frac{613,15}{24,17962} = 1061,11459 \text{ m}^3/\text{h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $340^\circ\text{C}$ et $24,5\text{bar}$	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ ( $\text{Kg/h}$ )
$\text{N}_2$	0,0583	13,45621	61,86298	832,44125
$\text{CH}_4$	0,8344	7,68926	885,39401	6808,02475
$\text{C}_2\text{H}_6$	0,0704	13,96123	74,70247	1042,93837
$\text{C}_3\text{H}_8$	0,021	21,14548	22,28341	471,19340
$\text{i-C}_4\text{H}_{10}$	0,0033	26,98548	3,50168	94,49452
$\text{n-C}_4\text{H}_{10}$	0,0054	27,87358	5,73002	159,71617
$\text{i-C}_5\text{H}_{12}$	0,0012	33,4991	1,27334	42,65574
$\text{n-C}_5\text{H}_{12}$	0,0012	33,4997	1,27334	42,65574
$\text{C}_{6+}$	0,0008	43,6545	0,84889	37,05787
$\text{CO}_2$	0,0021	21,14548	2,22834	47,11932
$\text{He}$	0,0019	1,92232	2,01612	3,87563
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>1061.11459</b>	<b>9582,17276</b>

### Le débit du gaz d'hydrogène :

Dans conditions normales :

$$P = 1\text{ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15\text{K}$$

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

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 26,5\text{bar} = 26,16347\text{ATM}$$

$$T' = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{FRC}'_{406} = ?$$

$$\text{FRC}'_{406} = \frac{P \text{ FRC}_{406}}{T} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 406}{273,15} \frac{298,15}{26,16347} = 16,93808 \text{ m}^3/\text{h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ 25°C et 26,5bar	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,015	29,93192	0,25407	7,60480
CO	0,121	29,93192	2,04950	61,34547
CH <sub>4</sub>	0,036	17,10395	0,60977	10,42948
CO <sub>2</sub>	0,086	47,03587	1,45667	68,51574
H <sub>2</sub>	0,742	2,13799	12,56803	26,87032
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>16,93808</b>	<b>174,76581</b>

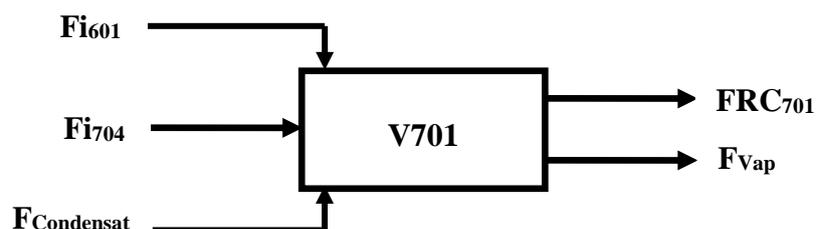
Pour le gaz de synthèse:

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ 25°C et 26,5bar	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,015	18,57455	50,775	943,12278
CO	0,121	18,57455	409,585	7607,85706
CH <sub>4</sub>	0,036	10,61403	121,86	1293,42570
CO <sub>2</sub>	0,086	29,18858	291,11	8497,08752
H <sub>2</sub>	0,742	1,32675	2511,67	3332,35817
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>3385</b>	<b>20824,85123</b>

$$F_{\text{condensat}} = 9582.17276 + 36336 + 174,76581 - 20824,85123 = 25268,08734 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{condensat}} = 25 \text{ T/h}$$

### III.1.1.1.2. Bilan 02: Dégazeur V701.



$$F_{i601} + F_{i704} + F_{\text{Condensat}} = F_{\text{RC701}} + F_{\text{vap}}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

$$F_{\text{vap}} = F_{i601} + F_{i704} + F_{\text{condensat}} - F_{\text{RC701}}$$

$$F_{\text{vap}} = 20000 + 28000 + 25268,08734 - 64832$$

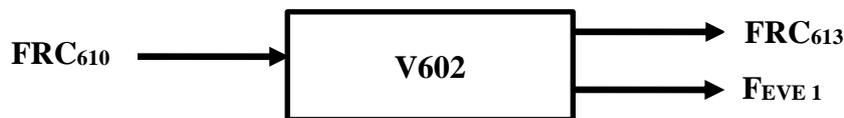
$$F_{\text{vap}} = 8436,08734 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{admissible}} = 2000 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{perte}} = F_{\text{vap}} - F_{\text{admissible}} = 8436,08734 - 2000 = 6436,08734 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{vap}} = 6 \text{ T/h}$$

### III.1.1.1.3. Bilan03: deuxième colonne de distillation V602.



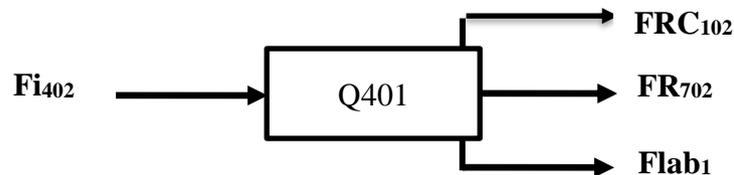
$$F_{\text{RC610}} = F_{\text{RC613}} + F_{\text{EVE}}$$

$$F_{\text{EVE}} = F_{\text{RC610}} - F_{\text{RC613}} = 18900 - 12127,5 = 6772,5 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{EVE}} = 6,7 \text{ T/h}$$

### III.1.1.1.4. Bilan 04: circuit de vapeur.

#### (a) Calcul de Labyrinthe 1:



$$F_{i402} = F_{R702} + F_{\text{RC102}} + F_{\text{lab1}}$$

$$F_{\text{lab1}} = F_{i402} - F_{R702} - F_{\text{RC102}}$$

$$F_{\text{lab1}} = 65171 - 36790 - 27891 = 490 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{lab1}} = 490 \text{ kg/h}$$

La vapeur HP provenant de l'utilité pénètre dans la turbine Q401 et se détend en vapeur MP, La consommation ( $\text{consm}_1$ ) dans ce cas est d'environ 8000Kg/h.

#### (b) Calcul de Labyrinthe 2 :

La vapeur MP continue le chemin de vapeur en entrant dans l'ensemble de turbine permettant ainsi sa détente en vapeur BP exporté vers utilité, dans ce cas la consommation ( $\text{consm}_2$ ) est calculée ainsi :

$$\text{Débit } \text{Consm}_2 = \text{Débit de vapeur MP} - \text{Débit de vapeur BP}$$

$$\text{Débit } \text{Consm}_2 = 27173 - 14200 = 12973 \text{ kg/h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

En appliquant la règle de trois on déduit la valeur de Lab<sub>2</sub>

Consm<sub>1</sub> ———→ 100%                    d'où :    8000kg/h ———→ 100%

FLab<sub>01</sub> ———→ X %                                    490kg/h ———→ X %

$$X = \frac{490 \times 100}{8000} = 6,125\%$$

consm<sub>2</sub> ———→ 100%                    d'où :    12973 kg/h ———→ 100%

FLab<sub>02</sub> ———→ Y %                                    FLab<sub>02</sub> ———→ 6,125 %

$$Flab_{02} = \frac{6,125 \times 12973}{100} = 794,59625 \text{ kg/h}$$

**F<sub>lab2</sub> = 794,596 kg/h**

### III.1.1.1.5. Bilan05: Dégazeur V703 :



La quantité des purges est prise comme valeur estimative d'environ : 1620Kg/h.

La quantité d'eau vers égout est mesuré pratiquement, en prenant un échantillon de 10L :

**Tableau III-1:Les résultats expérimentales d'écoulement d'eau du V-703.**

Nombre d'essai	01	02	03
La durée d'écoulement de 10L d'eau (s)	16,8	17,1	17,4

$$T = \frac{T_1 + T_2 + T_3}{3} = \frac{16,8 + 17,1 + 17,4}{3} = 17,1 \text{ s}$$

Selon la règle de trois

10L ———→ 17,1s                                     $Y = \frac{10}{17,1} = 0,58478L$

Y ———→ 1s

0,58478 L ———→ 17,1s                                     $Y = \frac{60 \times 0,58478}{17,1} = 2,05186L$

X ———→ 60

Donc le débit D'eau vers égout = **2051,86 kg/h**

## Chapitre III : Partie calcul.

Le bilan de matière est :

$$\text{IBD} + \text{Purges} = \text{Perte vers ATM} + F_{\text{EVE2}}$$

$$\text{Perte vers ATM} = \text{IBD} + \text{Purges} - F_{\text{EVE2}}$$

$$\text{Perte vers ATM} = 730 + 1620 - 2051,86 = 298,14 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{vers ATM}} = 298,14 \text{ kg/h}$$

### III.1.1.1.6. Calcul de perte totale :

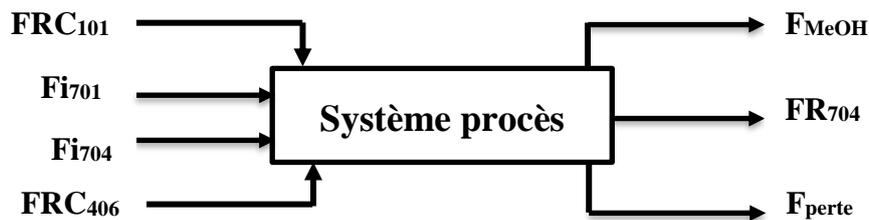
Elle désigne la somme des bilans partiels

$$\text{Perte Totale} = F_{\text{vap}} + F_{\text{EVE1}} + F_{\text{lab1}} + F_{\text{lab2}} + F_{\text{EVE2}} + F_{\text{vers ATM}}$$

$$\text{Perte Totale} = 6436,08734 + 6772,5 + 490 + 794,596 + 2051,86 + 298,14 = 16353,18334 \text{ Kg /h}$$

$$\text{Perte Totale} = 16 \text{ T/h}$$

### III.1.1.2. Bilan global du procédé :

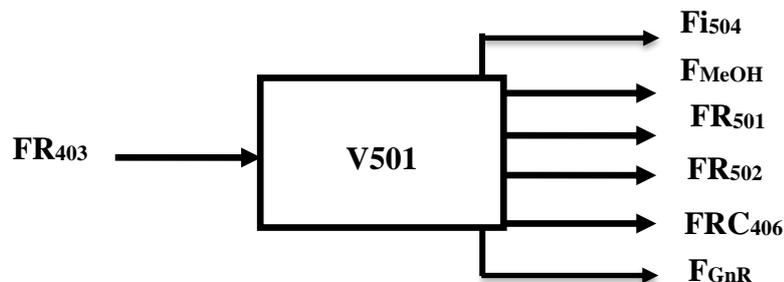


$$FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} + FRC_{406} = F_{\text{MeOH}} + F_{\text{pertes}} + FR_{704}$$

$$F_{\text{pertes}} = FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} + FRC_{406} - F_{\text{MeOH}} - FR_{704}$$

Pour savoir la quantité du Méthanol produite durant la synthèse, on effectue le bilan du réacteur comme suit :

#### III.1.1.2.1. Bilan du réacteur :



$$FR_{403} = FR_{502} + FRC_{406} + FR_{501} + F_{\text{MeOH}} + F_{\text{GnR}} + Fi_{504}$$

$$F_{\text{MeOH}} = FR_{403} - FR_{502} - FRC_{406} - FR_{501} - F_{\text{GnR}} - Fi_{504}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

### Conversion:

#### Le débit du gaz de flash :

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15\text{K}$$

$$FR_{502} = 87,6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 3,5 \text{ bar} = 3,45423 \text{ ATM}$$

$$T' = 25,15^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$FR'_{502} = ?$$

$$FR'_{502} = \frac{P}{T} \frac{FR_{502}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 87,6}{273,15} \frac{298,15}{3,45423} = 27,68130 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $25^\circ\text{C}$ et $3,5 \text{ bar}$	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
<b>N<sub>2</sub></b>	0,0371	3,95327	1,02698	4,05993
<b>CO</b>	0,029	3,95327	0,80276	3,17353
<b>CH<sub>4</sub></b>	0,2235	2,25901	6,18677	13,97598
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,2138	6,21228	5,91826	36,76589
<b>H<sub>2</sub></b>	0,4963	0,28238	13,73823	3,87940
<b>He</b>	0,0004	0,56475	0,01107	0,00625
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>27,68130</b>	<b>61,86098</b>

#### Le débit du gaz de purge:

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15\text{K}$$

$$FR_{501} = 12339 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 42 \text{ bar} = 41,4508 \text{ ATM}$$

$$T' = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$FR'_{501} = ?$$

$$FR'_{501} = \frac{P}{T} \frac{FR_{501}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 12339,6}{273,15} \frac{298,15}{41,4508} = 324,92315 \text{ m}^3/\text{h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $25^\circ\text{C}$ et 42bar	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,0422	47,43926	13,71176	650,47575
CO	0,0262	47,43926	8,51299	403,84995
CH <sub>4</sub>	0,1107	27,10815	35,96900	975,05305
CO <sub>2</sub>	0,0381	74,54741	12,37957	922,86488
H <sub>2</sub>	0,7814	3,38852	253,89495	860,32816
He	0,0014	6,77704	0,45892	3,99303
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>324,92315</b>	<b>3816,56482</b>

### Pour le débit du gaz d'alimentation:

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15\text{K}$$

$$\text{FR}_{403} = 295474 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 43,3\text{bar} = 42,83247 \text{ ATM}$$

$$T' = 41,9^\circ\text{C} = 315,05\text{K}$$

$$\text{FR}'_{403} = ?$$

$$\text{FR}'_{403} = \frac{P \text{ FR}_{403}}{T} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 295474}{273,15} \frac{315,05}{42,83247} = 7956,54331 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $51^\circ\text{C}$ et 43,4bar	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,0369	46.39100	293,59645	13620,23291
CO	0,0386	46,39100	307,12257	14247,72314
CH <sub>4</sub>	0,0995	26,50914	791,67606	20986,65151
CO <sub>2</sub>	0,0502	72,90014	399,41847	29117,66238
H <sub>2</sub>	0,7736	3,31364	6155,18190	20396,05695
He	0,0012	6,62729	9,54785	63,27371
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>7956,54331</b>	<b>98431,60679</b>

## Chapitre III : Partie calcul.

### Pour le débit du gaz d'étanchéité:

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15\text{K}$$

$$F_{i504} = 766,6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 42 \text{ bar} = 41,4508 \text{ ATM}$$

$$T' = 25^\circ\text{C} = 298,15\text{K}$$

$$F_{i504}' = ?$$

$$F_{i504}' = \frac{P}{T} \frac{F_{i504}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 766,6}{273,15} \frac{298,15}{41,4508} = 20,18689 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $25^\circ\text{C}$ et 42bar	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
<b>N<sub>2</sub></b>	0,0147	47,43926	0,29675	14,07760
<b>CO</b>	0,1209	47,43926	2,44060	115,78026
<b>CH<sub>4</sub></b>	0,0345	27,10815	0,0345	0,93523
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,1035	74,54741	2,08934	155,75489
<b>H<sub>2</sub></b>	0,7260	3,38852	14,65568	49,66106
<b>He</b>	0,0004	6,77704	0,00807	0,05469
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>20,18689</b>	<b>336,26373</b>

Un gaz non réagit  $F_{\text{GnR}}$  sort du réacteur V501 est mélangé avec le gaz de synthèse produit lors du reformage du méthane pour alimenter le réacteur de synthèse de méthanol.

Débit du gaz d'alimentation = Débit du gaz de synthèse + Débit du gaz non réagit

$$FR_{403} = F_{\text{GS}} + F_{\text{GnR}} \quad \text{D'où :} \quad F_{\text{GnR}} = FR_{403} - F_{\text{GS}}$$

$$F_{\text{GnR}} = 98431,60679 - 20824,85123 = 77606,75556 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{MeOH}} = FR_{403} - FR_{502} - FRC_{406} - FR_{501} - F_{\text{GnR}} - F_{i504}$$

$$F_{\text{MeOH}} = FR_{403} - F_{\text{GnR}} - F_{i504} - FR_{502} - FRC_{406} - FR_{501}$$

$$F_{\text{MeOH}} = 98431,60679 - 77606,75556 - (61,86098 + 174,76581 + 3816,56482 + 336,26373)$$

$$F_{\text{MeOH}} = 16435,39645 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{MeOH}} = 16\text{T/h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

Débit des pertes :

$$F_{\text{pertes}} = FRC_{101} + Fi_{701} + FRC_{406} + Fi_{704} - F_{\text{MeOH}} - FR_{704}$$

$$F_{\text{pertes}} = 7795 + 28000 + 9582,17276 + 174,7658 - 16435,3965 - 14200$$

$$F_{\text{pertes}} = 14916,54206 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{pertes}} = 15 \text{ T/h}$$

### III.1.2. Cas design :

#### III.1.2.1. Bilans partiels :

##### III.1.2.1.1. Bilan 01 : Bilan du four, Détermination du condensat.

$$FRC_{101} + FRC_{102} + FRC_{406} = F_{\text{GS}} + F_{\text{condensate}}$$

$$F_{\text{condensate}} = FRC_{101} + FRC_{102} + FRC_{406} - F_{\text{GS}}$$

Conversion :

Pour gaz naturel :

Dans les conditions design :

$$P' = 26,478 \text{ Bar} = 26,132 \text{ ATM.}$$

$$T' = 400^\circ\text{C} = 673,15^\circ\text{K.}$$

Débit  $FRC'_{101} = ?$

Dans les conditions normales :

$$P = 1 \text{ atm.}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15^\circ\text{K}$$

$$FRC_{101} = 12708 \text{ Nm}^3/\text{h.}$$

$$FRC'_{101} = \frac{P * FRC_{101}}{T} * \frac{T'}{P'}$$

$$FRC'_{101} = \frac{1 * 12708}{273,15} * \frac{673,15}{26,132} = 1198,436981 \text{ m}^3/\text{h}$$

$FRC'_{406}$  :

$$FRC'_{406} = \frac{P * FRC_{406}}{T} * \frac{T'}{P'}$$

$$FRC'_{406} = \frac{1 * 410}{273,15} * \frac{298,15}{26,1535} = 17,111483 \text{ m}^3/\text{h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

Gaz naturel :

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho_i$ à 400°C et 26,478bar (kg/m <sup>3</sup> )	$V_i = V * y_i$ (m <sup>3</sup> /h)	$m_i = v_i * \rho_i$ (kg)
N <sub>2</sub>	0,0583	13,24637	69,86887	925,50898
CH <sub>4</sub>	0,8344	7,56935	999,97581	7569,16694
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0704	14,22539	84,36996	1200,19563
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,021	20,81572	25,16718	523,87290
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,003 3	27,46961	3,95484	108,63797
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0054	27,43890	6,471559	177,57248
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0012	34,13299	1,43812	49,08748
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0012	34,13355	1,43812	49,08829
C <sub>6+</sub>	0,0008	44,54582	0,95875	42,70828
CO <sub>2</sub>	0,0021	20,81572	2,51672	52,38729
He	0,0019	1,89234	2,27703	4,30892
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>1198,436981</b>	<b>10 702,58516</b>

Hydrogène :

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à 25°C et 26,5bar kg/m <sup>3</sup>	$V_i = V y_i$ (m <sup>3</sup> /h)	$m_i = V_i \rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,015	29,93192	0,25667	7,68263
CO	0,121	29,93192	2,07049	61,97374
CH <sub>4</sub>	0,036	17,10395	0,61601	10,53620
CO <sub>2</sub>	0,086	47,03587	1,47159	69,21752
H <sub>2</sub>	0,742	2,13799	12,69672	27,14546
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>17,111483</b>	<b>176,55555</b>

## Chapitre III : Partie calcul.

Gaz de Synthèse :

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ 25°C et 26,5bar	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,015	18,57455	51	947,30205
CO	0,121	18,57455	411,4	7641,56987
CH <sub>4</sub>	0,036	10,61403	122,4	1299,15727
CO <sub>2</sub>	0,086	29,18858	292,4	8534,74079
H <sub>2</sub>	0,742	1,32675	2522.8	3347,1249
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>3400</b>	<b>21769,89488</b>

$$F_{\text{condensat}} = \text{FRC 101} + \text{FRC102} + \text{FRC406} - \text{F GS}$$

$$F_{\text{condensat}} = 10\,702,58516 + 33470 + 176,55555 - 21769,89488 = 22597,24583 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{condensat}} = 23,6 \text{ T/h}$$

### III.1.2.1.2. Bilan 02: Dégazeur V701 :

$$F_{i601} + F_{i704} + F_{\text{condensat}} = \text{FRC701} + F_{\text{vap}}$$

$$F_{\text{vap}} = F_{i601} + F_{i704} + F_{\text{condensat}} - \text{FRC701} = 13525 + 28640 + 22597,24583 - 58970$$

$$F_{\text{vap}} = 5792,24583 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{admissible}} = 2000 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{perte}} = F_{\text{vap}} - F_{\text{admissible}} = 5792,24583 - 2000 = 3705,24583 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{vap}} = 3,7 \text{ T/h}$$

### III.1.2.1.3. Bilan03: deuxième colonne de distillation V602.

$$\text{FRC}_{610} = \text{FRC}_{613} + F_{\text{EVE}}$$

$$F_{\text{EVE}} = \text{FRC}_{610} - \text{FRC}_{613} = 17193,37166 - 12518 = 4675,371658 \text{ 8kg/h}$$

$$F_{\text{EVE}} = 4,68 \text{ T/h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

### III.1.2.1.4. Bilan 04 : circuit de vapeur:

À partir du design :

$$F_{lab1} = 240 \text{ kg/h}$$

$$F_{lab2} = 246 \text{ kg/h}$$

### III.1.2.1.5. La somme des bilans partiels :

$$\text{Perte Totale} = F_{vap} + F_{EVE} + F_{lab1} + F_{lab2}$$

$$\text{Perte Totale} = 3705,24583 + 4675,371658 + 240 + 246$$

$$\text{Perte Totale} = 8866,954658 \text{ Kg /h}$$

$$\text{Perte Totale} = 8,7 \text{ T/h}$$

### III.1.2.2. Bilan global du procédé.

$$FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} = F_{MeOH} + F_{pertes} + FR_{704}$$

$$F_{pertes} = FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} - F_{MeOH} - FR_{704}$$

#### III.1.2.2.1. Bilan du réacteur :

$$FR_{403} = FR_{502} + FRC_{406} + FR_{501} + F_{MeOH} + F_{GnR} + Fi_{504}$$

$$F_{MeOH} = FR_{403} - FR_{502} - FRC_{406} - FR_{501} - F_{GnR} - Fi_{504}$$

**Conversion:**

**Le débit du gaz de flash :**

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$FR_{502} = 80 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 4,5 \text{ bar} = 3,44115 \text{ ATM}$$

$$T' = 40^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$FR'_{502} = ?$$

$$FR'_{502} = \frac{P}{T} \frac{FR_{502}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 80}{273,15} \frac{313,15}{4,44115} = 20,651222 \text{ m}^3/\text{h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $40^\circ\text{C}$ et $4,5\text{bar}$	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,0371	4,83931	0,76616	3,707687
CO	0,029	4,83931	0,598885	2,898192
CH <sub>4</sub>	0,2235	2,76532	4,615548	12,763467
CO <sub>2</sub>	0,2138	7,60463	4,415231	33,575462
H <sub>2</sub>	0,4963	0,34567	10,249201	3,542841
He	0,0004	0,69133	0,00826	0,00571
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>20,651222m<sup>3</sup></b>	<b>56,493359</b>

### Le débit du gaz de purge:

Dans conditions normales :

P= 1ATM

T= 0°C = 273,15K

FR<sub>501</sub> = 13000 Nm<sup>3</sup>/h

Dans les conditions actuelles :

P'=50,26 bar = 49,603ATM

T'= 40°C = 313,15 K

FR'<sub>501</sub> = ?

$$FR'_{501} = \frac{P}{T} \frac{FR_{501}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 13000}{273,15} \frac{313,15}{49,603} = 300,45997 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $40^\circ\text{C}$ et $42\text{bar}$	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
N <sub>2</sub>	0,0422	54,04973	12,67941	685,318726
CO	0,0262	54,04973	7,872051	425,482242
CH <sub>4</sub>	0,1107	30,88556	33,260918	1027,2821
CO <sub>2</sub>	0,0381	84,93529	11,447524	972,298843
H <sub>2</sub>	0,7814	3,86069	234,77942	906,410561
He	0,0014	7,72139	0,420643	3,247956
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>300,45997</b>	<b>4020,040428</b>

## Chapitre III : Partie calcul.

### Pour le débit du gaz d'alimentation:

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15\text{K}$$

$$FR_{403} = 318700 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 53,103 \text{ bar} = 52,408596 \text{ ATM}$$

$$T' = 67,6^\circ\text{C} = 340,75\text{K}$$

$$FR'_{403} = ?$$

$$FR'_{403} = \frac{P}{T} \frac{FR_{403}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 318700}{273,15} \frac{340,75}{52,408596} = 7586,023746 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ 67,6°C et 52,408596bar	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ (Kg/h)
<b>N<sub>2</sub></b>	0,0369	51,79527	279,924276	14498,75347
<b>CO</b>	0,0386	51,79527	292,820517	15166,71772
<b>CH<sub>4</sub></b>	0,0995	29,59730	754,809363	22340,31915
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,0502	81,39257	380,818392	30995,78763
<b>H<sub>2</sub></b>	0,7736	3,69966	5868,54797	21711,63218
<b>He</b>	0,0012	7,39932	9,103228	67,357701
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>7586,023746</b>	<b>104780,5679</b>

### Pour le débit du gaz d'étanchéité:

Dans conditions normales :

$$P = 1 \text{ ATM}$$

$$T = 0^\circ\text{C} = 273,15\text{K}$$

$$Fi_{504} = 700 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 50,26 \text{ bar} = 49,603 \text{ ATM}$$

$$T' = 40^\circ\text{C} = 313,15\text{K}$$

$$Fi'_{504} = ?$$

$$Fi'_{504} = \frac{P}{T} \frac{Fi_{504}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 700}{273,15} \frac{313,15}{49,603} = 16,178613 \text{ m}^3/\text{h}$$

## Chapitre III : Partie calcul.

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho$ à $\text{kg/m}^3$ $40^\circ\text{C}$ et $49,603\text{bar}$	$V_i = Vy_i$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$m_i = V_i\rho_i$ ( $\text{Kg/h}$ )
<b>N<sub>2</sub></b>	0,0147	54,04973	0,237825	12,85441
<b>CO</b>	0,1209	54,04973	1,955994	105,720964
<b>CH<sub>4</sub></b>	0,0345	30,88556	0,558162	17,23915
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,1035	84,93529	1,674486	142,222991
<b>H<sub>2</sub></b>	0,7260	3,86069	11,745673	45,346402
<b>He</b>	0,0004	7,72139	0,006471	0,049968
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>16,178613</b>	<b>323,433885</b>

Débit du gaz d'alimentation = Débit du gaz de synthèse + Débit du gaz non réagit

$$FR_{403} = F_{GS} + F_{GnR} \quad \text{D'où :} \quad F_{GnR} = FR_{403} - F_{GS} \quad (F_{GS}=21769, 89488 \text{ Kg/h})$$

$$F'_{GnR} = 104780, 5679 - 21769, 89488 = 83010, 67302 \text{ Kg/h}$$

$$F_{MeOH} = FR_{403} - FR_{502} - FRC_{406} - FR_{501} - F_{GnR} - Fi_{504}$$

$$F_{MeOH} = FR_{403} - F_{GnR} - Fi_{504} - FR_{502} - FRC_{406} - FR_{501}$$

$$F_{MeOH} = FR_{403} - F_{GnR} - Fi_{504} - FR_{502} - FRC_{406} - FR_{501}$$

$$F_{MeOH} = 104780, 5679 - 83010, 67302 - (56, 493359 + 176, 55555 + 4020, 040428 + 323, 433885)$$

$$F_{MeOH} = 17193, 37166 \text{ kg/h}$$

$$F_{pertes} = FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} - F_{MeOH} - FR_{704}$$

$$F_{pertes} = 10702, 58516 + 7800 + 28640 - 17193, 37166 - 16799 = 13150, 2135 \text{ kg/h}$$

$$F_{pertes} = 13150, 2135 \text{ kg/h}$$

### III.1.3. La comparaison entre les résultats du cas réel et design :

Tableau III-2: Comparaison entre les résultats du cas réel et cas design.

La perte	Cas réel (Kg/h)	Pourcentage (%)	Cas Design (Kg/h)	L'écart
Perte01 Dégazeur V701	6436,08734	39	3705,24583	2730,84151
Perte 02: colonne V602	6772,5	41	4675,371658	2097,128342
Perte 03: Labyrinthe 01	490	3	240	250
Perte 04 Labyrinthe 02	794,596	4	246	548,596
Perte 05: Du dégageur V703 vers ATM	298,14	1		298,14
Perte 06 : Du V703 vers égout	2051,86	12		2051,86
<b>Total</b>	<b>16353,18334</b>	<b>100</b>	<b>8866,954658</b>	<b>7976,565852</b>

#### Interprétation des résultats :

Les pertes totales obtenus par les bilans partiels sont similaires au résultat du bilan total effectué pour le système de production du méthanol.

Mais vu l'écart important des pertes entre les résultats du cas design et ceux du cas actuel, il est nécessaire de minimiser les pertes en eau dans l'unité. Il est recommandé d'agir sur le dégageur V701 et la colonne de distillation V602 ayant un pourcentage élevé en perte.

Après avoir estimé les différents types de pertes en eau dans l'unité méthanol il est temps de proposer des solutions pour les minimiser dans les cas possibles.

### III.2 Minimisation de première perte au niveau de Dégazeur V701 :

Pour agir sur la perte vers atmosphère provenant du dégageur V701 nous avons proposé d'installer un échangeur **H701** en amont du dégageur afin de refroidir le mélange (eau déminéralisé + condensat) ce qui permet de diminuer la température au niveau de ce dernier pour un meilleur dégazage et moins de perte.

L'installation d'un nouvel appareil dans une section ou circuit déjà existant nécessite une étude précise répondant aux conditions de service avec un prix de revient raisonnable pour un bénéfice plus élevé et une rentabilité importante.

La **méthode de KERN** est utilisée pour le dimensionnement des échangeurs thermiques du donnant des résultats satisfaisants.

## Chapitre III : Partie calcul.

Les données de calcul : ces valeurs sont obtenues par le logiciel HYSYS après avoir effectué la simulation à partir des données de départ.

Tableau III-3: Les données de calcul d'échangeur.

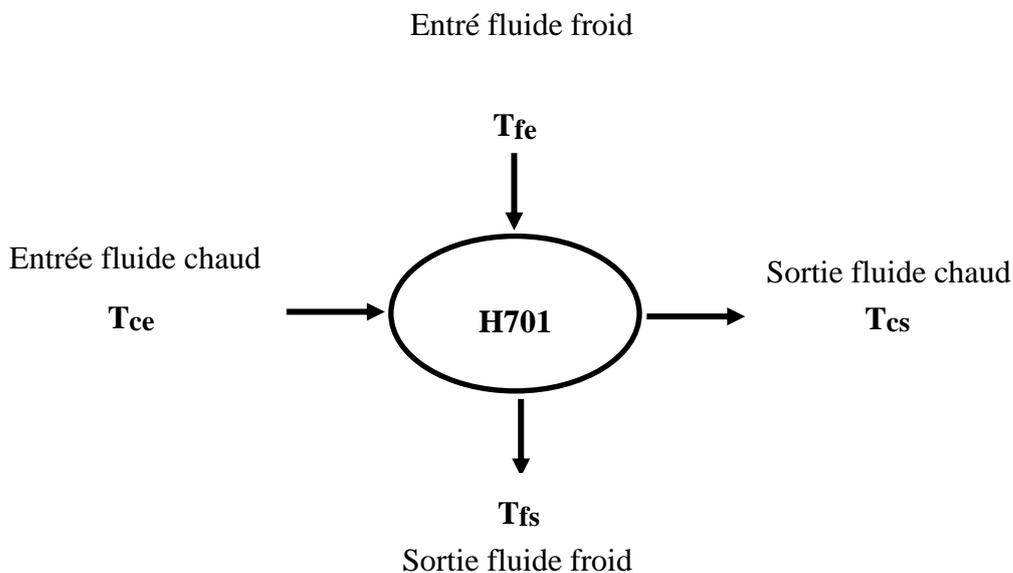
Partie de l'échangeur	Coté calandre	Coté tube
Le fluide	Froid $F_f$ : Eau d refroidissement	Chaud $F_c$ : Eau déminéralisé + condensat
Température d'entrée $T_e$ [°C]	15	118
Température de sortie $T_s$ [°C]	55	60
Capacité calorifique $CP_{moy}$ [kJ/kg°C]	4,185	4,184
Conductivité thermique $\lambda$ [W/m°C]	0,5953	0,6862
Viscosité dynamique $\mu$ [Kg/m s]	0,000720	0,000319
Masse volumique $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	1015	932,7
Débit massique Kg/h	109500	53268,08734

**Note :** les propriétés sont évaluées à la température moyenne de chaque fluide.

$$\text{Fluide chaud: } T_{mc} = \frac{T_{ce} + T_{cs}}{2} = \frac{118 + 60}{2} = 89^\circ\text{C}$$

$$\text{Fluide froid: } T_{mf} = \frac{T_{fe} + T_{fs}}{2} = \frac{15 + 55}{2} = 35^\circ\text{C}$$

### III.2.1. Bilan thermique :



### III.2.1.1. Calcul de $\Delta TLM$ :

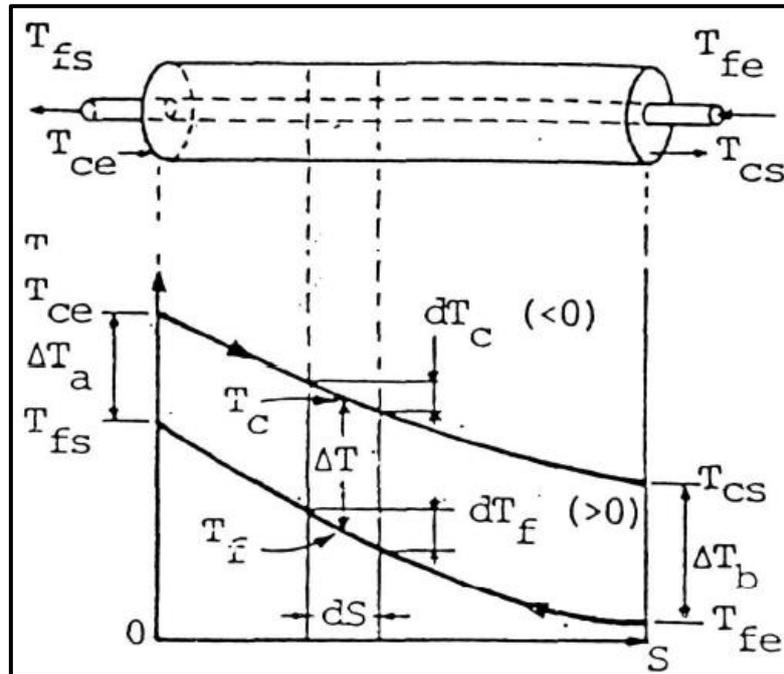


Figure III-1: Diagramme des températures des fluides circulants à contre-courant.

$$\Delta TLM = \frac{(T_{cs} - T_{fe}) - (T_{ce} - T_{fs})}{\ln \left( \frac{T_{cs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fs}} \right)} = \frac{(60 - 15) - (118 - 55)}{\ln \left( \frac{60 - 15}{118 - 55} \right)} = 53,49624142^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM \text{ corrigé} = F \Delta TLM$$

Avec :

F coefficient de correction déterminé graphiquement à partir de R et E (voir annexe III).

$$R = \frac{T_{fe} - T_{fs}}{T_{cs} - T_{ce}} = \frac{15 - 55}{60 - 118} = 0,6896 = 0,7$$

$$E = \frac{T_{cs} - T_{ce}}{T_{fe} - T_{ce}} = \frac{60 - 118}{25 - 118} = 0,6236 = 0,6$$

D'où :  $F = 0.95$  (par extrapolation)

Donc :  $\Delta TLM \text{ corrigé} = F \Delta TLM = 0,95 * 53,49624142 = 50,82142935^\circ\text{C}$

### III.2.1.2. Calcul du flux de chaleur :

#### III.2.1.2.1. La quantité de chaleur cédée par le fluide chaud :

$$\Phi_{\text{cédé}} = \dot{m}_c C_{pc} \Delta T_c$$

$$\Phi_{\text{cédé}} = F_{fc} C_{pc} (T_{ce} - T_{cs})$$

## Chapitre III : Partie calcul.

---

Avec :

$F_{fc}$ ,  $F_{ff}$  : Débit massique du fluide chaud et froid respectivement en Kg/h.

$C_{pc}$ ,  $C_{pf}$  : Capacité calorifique du fluide chaud et froid.

$T_{ce}$ ,  $T_{cs}$  : Les températures d'entrée de sortie du fluide chaud.

$T_{fe}$ ,  $T_{fs}$  : Les températures d'entrée et de sortie du fluide froid.

$$\dot{Q} = F_{fc} C_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) = \frac{53268,08734}{3600} * 4,184 * (118 - 60) = 3590,742581 \text{ Kw}$$

### III.2.1.3. La quantité de chaleur reçue par le fluide froid :

$$\dot{Q}_{\text{recu}} = \eta \dot{Q}_{\text{cédé}} = 0,97 * 3590,742581 = 3483,023436 \text{ Kw}$$

(Pour un nouveau échangeur on prend le taux de transfert de chaleur  $\eta = 97\%$ )

## III.2.2. Dimensionnement de l'échangeur H701 :

### III.2.2.1. Géométrie de l'échangeur :

#### III.2.2.1.1. Calcul de la surface d'échange :

$$S = A' = \frac{\dot{Q}}{U'_s \Delta TLM}$$

Avec  $U'_s$  c'est Le coefficient d'échange qui dépend de la nature des fluides misent en œuvre (voir annexe IV) :

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

$$S = A' = \frac{\dot{Q}}{U'_s \Delta TLM} = \frac{3590,74581 \times 10^3}{1453,75 \times 50,82141935} = 48,60133 \text{ m}^2$$

#### III.2.2.1.2. Choix de la longueur de l'échangeur :

Les longueurs des tubes normalisées disponibles sur le marché sont :

6, 8, 12, 16, 20 (pi)

Avec 1 pi = 30, 48 cm

On propose 16 pi donc  $L = 4,877 \text{ m}$

#### III.2.2.1.3. Choix de l'emplacement des fluides:

Les tubes ont une grande épaisseur par rapport à la calandre et cette dernière permet l'échange de chaleur avec le milieu extérieur, donc le fluide ayant une grande température circule dans les tubes qui sont plus cher et moins résistant à la corrosion et aux dépôt d'impuretés d'où le problème de bouchage pour cela il évident que le fluide moins pur passe par la calandre.

## Chapitre III : Partie calcul.

Donc :

**A l'intérieur du faisceau (coté tubes) :** circule le fluide chaud (condensat + eau déminéralisé).

**A l'extérieur du faisceau (coté calandre) :** circule le fluide froid (eau de refroidissement).

### III.2.2.2. Caractéristiques des tubes :

#### III.2.2.2.1. Choix de diamètre extérieur et intérieur des tubes ainsi que le pas P :

Un échangeur tubulaire simple est constitué de tubes cylindriques coaxiaux. Un fluide circule dans le tube intérieur, l'autre dans l'espace compris entre les tubes (espace annulaire). Le transfert de chaleur du fluide chaud au fluide froid s'effectue à travers la paroi que constitue le tube intérieur.

Selon le type du fluide et La disposition des tubes des échangeurs est en carré normal (pas carré) (voir annexe V), et les caractéristiques choisies avec calibre BWG de 16 sont présentées dans le tableau suivant selon (AnnexeVI) :

Tableau III-4:Les spécifications des tubes d'échangeur.

Diamètre extérieur « $d_{ext}$ » (m)	Diamètre intérieur « $d_{int}$ » (m)	Epaisseur « e » (m)	Pas « P » (m)
0,01905	0.01575	0,00165	0,0254

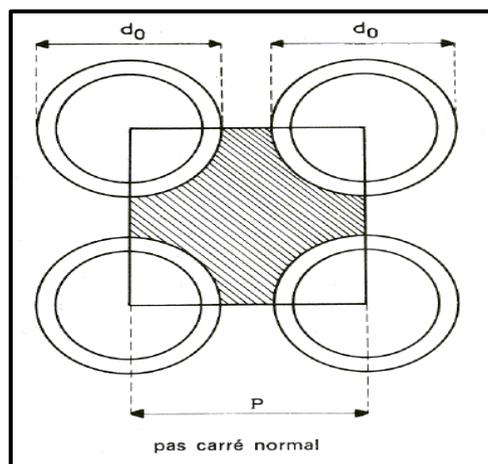


Figure III-2:Représentation d'un pas carré normal.

#### III.2.2.2.2. Surface d'échange d'un tube $A_0$ :

$$a_0 = \pi d_{int} l = \pi * 0.01575 * 4,877 = 0,24131 \text{ m}^2$$

### III.2.2.2.3. Le nombre des tubes théorique $Nt'$ :

$$Nt' = \frac{A'}{a_0 n_c} = \frac{48,60133}{0,24131 \times 1} = 201,4 = 201 \text{ tubes}$$

Suivant (l'annexeVII) avec un pas de 0,0254 m et un nombre de passe côté tube égale à 2,

On aura :

- ✓  $Nt = 202$  tubes.
- ✓  $DC = 0,788$  m. (le diamètre de la calandre)

### III.2.2.3. Détermination de coefficient d'échange $Us$ de l'appareil :

$$Us = \frac{Us' \times Nt'}{Nt} = \frac{1453,75 \times 201}{202} = 1446,55322 W m^2 \text{ } ^\circ C$$

### III.2.2.4. Calcul de coefficient d'échange de film interne $hi0$ et externe $h0$ :

#### III.2.2.4.1. Coté tube :

$$\frac{h_{int}}{\phi_t} = jh \frac{\lambda}{d_{int}} \left( \frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \quad (\star)$$

$$\text{Et } \frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_{int}}{\phi_t} \frac{d_{int}}{d_0} \quad (\star \star)$$

#### (a) Calcul de section par passe :

$$a_t = \frac{N_t \pi d_{int}^2}{n_t \cdot 4} = \frac{202 \pi \times 0,01575^2}{6 \cdot 4} = 0,00656 \text{ m}^2$$

Avec :

$n_t$  : Nombre de passe côté tubes.

$N_t$  : Nombre de tubes.

$d_{int}$  : Diamètre intérieur de tubes (m).

#### (b) Calcul de la vitesse massique :

$$G_t = \frac{F_{fc}}{a_t} = \frac{53268,08734}{3600 \times 0,00656} = 2255,59313 \text{ Kg/s.m}^2$$

Avec :

$F_{fc}$  : Débit massique fluide chaud (kg/s).

#### (c) Calcul du nombre de Reynolds :

##### Définition :

Le nombre de Reynolds est une valeur sans dimension, représente le rapport entre les forces d'inertie et les forces visqueuses. Il constitue un paramètre pratique pour prédire si une condition d'écoulement est laminaire (si  $Re_t < 2000$ ) ou turbulente (si  $Re_t > 2000$ )

## Chapitre III : Partie calcul.

$$Re_t = \frac{G_t d_{int}}{\mu_c} = \frac{2255,59313 \times 0,01575}{0,000319} = 111365,4915$$

Avec :

$\mu_c$  : La viscosité dynamique de fluide chaud (kg/s.m)

$Re_t > 2000$  donc le régime d'écoulement est turbulent.

### (d) Détermination de $j_h$ :

D'après l'annexe (VIII) représentant l'évolution du  $j_h = f(Re_t, f)$  avec :  $L = 4,877$  m

$Re_t = 111365,4915$  donc  $j_h = 285$  et  $f = 0,013$

On remplace dans les équations (★) et (★★) respectivement on trouve :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_{int}} \left( \frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} = 285 \frac{0,6862}{0,01575} \left( \frac{4,184 \times 1000 \times 0,000319}{0,6862} \right)^{1/3} = 15499,78107 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \frac{d_{int}}{d_{ext}} = 15499,78107 \frac{0,01575}{0,01905} = 12814,77962 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

### III.2.2.4.2. Coté calandre :

#### (a) Calcul de la section par calandre :

$$a_{CT} = \frac{D_c}{P} (P - d_{ext}) \beta = \frac{0,788}{0,0254} (0,0254 - 0,01905) \times 0,1524 = 0,02967$$

$\beta$  : Représente l'espace entre les chicanes (m)

On a  $D_c = 78,8$  cm = 31,02 pouces ( 1pouce = 2,54 cm)

Donc d'après (l'annexeIX) 30 pouce <  $D_c$  < 60 pouce donc  $\beta = 6$  pouces = 0,1524m

#### (b) Calcul de la vitesse massique transversale de fluide chaud :

$$G_{CT} = \frac{F_{ff}}{a_{CT}} = \frac{109500}{0,02967 \times 3600} = 1025,165 \text{ kg/s.m}^2$$

#### (c) De diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4 P^2}{\pi d_{ext}} - d_{ext} = \frac{4 \times (0,0254)^2}{\pi \times 0,01905} - 0,01905 = 0,02407 \text{ m}$$

#### (d) Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_{ec} = \frac{D_e G_{CT}}{\mu_f} = \frac{0,02407 \times 1025,165}{0,000720} = 34271$$

#### (e) Détermination de $j_h'$ et $f'$

D'après l'annexe(X), on trouve :  $j_h' = 110$  et  $f' = 0,12$

Le coefficient d'échange de film externe  $h_0$  est donc :

## Chapitre III : Partie calcul.

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j' h \frac{\lambda'}{D_e} \left( \frac{C' p \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3} = 110 \frac{0,5953}{0,02407} \left( \frac{4,185 \times 1000 \times 0,000720}{0,5953} \right)^{1/3} = 4671,07136 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

### III.2.2.5. Calcul de la température des tubes :

#### Calcul de la température calorique :

$$T_c = T_{cs} + F_c (T_{ce} - T_{cs})$$

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

$$\text{Avec : } F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_f}{\Delta T_c - \Delta T_f} = \frac{\Delta T_{LM} - (T_{fs} - T_{fe})}{(T_{ce} - T_{cs}) - (T_{fs} - T_{fe})} = \frac{50,82142935 - (55 - 15)}{(118 - 60) - (55 - 15)} = \mathbf{0,601}$$

Donc :

$$T_c = 60 + 0,601 (118 - 60) = 94,87^\circ\text{C}$$

$$t_c = 15 + 0,601 (55 - 15) = 39,04^\circ\text{C}$$

$$t_t = T_c - \frac{h_{i0}/\phi_t}{\frac{h_0}{\phi_c} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_c - t_c) = 94,87 - \frac{12814,77962}{4034,10709 + 12814,77962} (94,87 - 39,04) = 52,4^\circ\text{C}$$

### III.2.2.6. Calcul de $\phi_c$ et de $\phi_t$ :

Pour un régime turbulent :

$$\phi_c = \left( \frac{\mu'}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,000720}{0,000529} \right)^{0,14} = 1,04410$$

Avec  $\mu_t$  : la viscosité à la température des tubes

$$\text{Donc : } h_0 = \frac{h_0}{\phi_c} \phi_c = 4671,07136 \times 1,04410 = 4877,073015 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

$$\phi_t = \left( \frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,000319}{0,000529} \right)^{0,14} = 0,93164$$

$$\text{Donc : } h_{i0} = \frac{h_{i0}}{\phi_t} \phi_t = 12814,77962 \times 0,93164 = 11938,76129 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

### III.2.2.7. Calcul du Coefficient de transfert propre/

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{11938,76129 \times 4877,073015}{11938,76129 + 4877,073015} = 3462,58231 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

### III.2.2.8. Calcul de la résistance d'encrassement

#### III.2.2.8.1. La résistance d'encrassement calculée

$$R = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{3462,58231 - 1446,55322}{3462,58231 \times 1446,55322} = 4,025 \times 10^{-4} \text{ m}^2\text{°C/W}$$

### III.2.2.8.2. Calcul de la résistance d'encrassement admissible

$$R_S = R_{Sext} + R_{Sint} \frac{d_{ext}}{d_{int}}$$

À partir de (l'annexe XI):

$$R_{Sint} = 0,000172 \quad \text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W (résistance d'encrassement interne)}$$

$$R_{Sext} = 0,000344 \quad \text{m}^2\text{ } ^\circ\text{C/W (résistance d'encrassement externe)}$$

$$\text{Donc : } R_S = 0,000344 + 0,000172 \times \frac{0,01905}{0,01575} = 5,52038 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$$

### III.2.3. Calcul des pertes de charge :

#### III.2.3.1. Côté tubes :

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1,271 \times 10^{15} \times d} \left[ \frac{f_t l}{d_i \phi_t} + 2 \right] = \frac{1 \times 6 \times (877,395409 \times 3600)^2}{1,271 \times 10^{15} \times 1.015} \left[ \frac{0,013 \times 4,877}{0,01575 \times 0,93551} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 0,292 \text{ kg/cm}^2$$

#### III.2.3.2. Côté calandre :

$$\Delta P_C = \frac{n_c f_{ct} G_{ct}^2 (N_C + 1) D_C}{1,271 \times 10^{15} \times d' \times D_e \times \phi_C}$$

Avec :  $N_C$ : nombre de chicane ,  $N_C = \frac{l}{B} = \frac{4,877}{0,1524} = 32$

$$\Delta P_C = \frac{1 \times 0,12 \times (1025,165 \times 3600)^2 (32 + 1) 0,788}{1,271 \times 10^{15} \times 0,9357 \times 0,02407 \times 1,04889}$$

$$\Delta P_C = 1,42 \text{ Kg/cm}^2.$$

(Les résultats obtenus sont récapitulés dans le tableau)

### III.2.4. Interprétation des résultats :

Après ce calcul de dimensionnement du nouvel échangeur à installer, en amont de H303.

Nous constatons que les résultats sont acceptables donc l'échangeur est jugé très satisfaisant, pour plusieurs raisons :

✓ Le coefficient d'échange obtenu est assez important pour un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides circulant à contre-courant, ce qui permet un refroidissement efficace du condensat+ eau à la température souhaitée de 60°C.

✓ La surface totale d'échange est assez importante ce qui assure un meilleur transfert de flux de chaleur.

✓ Les pertes de charge sont jugées minimales, donc une meilleure rentabilité.

Il est donc possible de diminuer les pertes en vapeur d'eau dans le dégazeur V701 par l'introduction de l'échangeur H701 qui aura comme donné :

**Tableau III-5: Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur H-701.**

Caractéristiques de l'échangeur	Valeurs
Nombre des tubes	202
Diamètre extérieur (m)	0,01905
Diamètre intérieur (m)	0,01575
Epaisseur (m)	0,00165
Longueur (m)	4,877
Pas (m) carré	0,0254
Espacement entre chicane B (m)	0,1524
Surface (m <sup>2</sup> )	48,60133
Diamètre de calandre (m)	0,788

### III.3 Valorisation des pertes en eau liquide:

#### III.3.1. Calcul du débit total en eau :

Selon les valeurs trouvées à partir des bilans partiels du chapitre 3 on a :

$$F_{\text{eau}} = F_{\text{lab1}} + F_{\text{Lab2}} + F_{\text{EVE1}} + F_{\text{EVE2}}$$

$$F_{\text{eau}} = 490 + 794,596 + 6772,5 + 2051,86$$

$$F_{\text{eau}} = 10108,956 \text{ Kg/h}$$

Le pourcentage de cette perte par rapport à la quantité d'eau injectée :

$$\begin{array}{lcl}
 F_{\text{eau injectée}} & \longrightarrow & 100 \% \quad \text{d'où : } 64336 \text{ Kg/h} \longrightarrow 100 \% \\
 F_{\text{eau}} & \longrightarrow & X \quad \quad \quad 10108,956 \text{ Kg/h} \longrightarrow X
 \end{array}$$

$$X = \frac{10108,956 \times 100}{64336} = 15,71\%$$

#### III.3.1.1. Interprétation :

Ce pourcentage est important donc il est préférable de valoriser cette eau afin de la réutiliser vu qu'elle est pure :

✓ La vapeur des labyrinthes sera barbotée dans le mélange, comme elle provient des turbines il est évident qu'elle soit exempte d'impuretés (une condition nécessaire pour protéger l'équipement).

✓ La quantité d'eau vers égout provenant du dégazeur V703 « F<sub>EVE2</sub> » est une eau en continue (selon les essais du chapitre 03) et dégazée.

## Chapitre III : Partie calcul.

✓ L'eau du fonds de la deuxième colonne de distillation « F<sub>EVE1</sub> » et une eau pure (avec quelques traces de méthanol en (ppm): vu que les mélange eau – méthanol est azéotrope mais elles ne présentent aucun danger et n'influent pas sur la qualité de cette eau)

Les analyses sont mentionnés dans le tableau

Tableau III-6: Les analyses effectuées au niveau du complexe CP1Z.

Analyses du Méthanol	Raffiné	Brut	<u>H<sub>2</sub>O Fonds</u>	T652 A	T652 B
PH à 20°C	/	4,76	<b>9,85</b>	/	/
%CH <sub>3</sub> OH	/	79,05	<b>0</b>	/	/
Teneur en eau % p/p	0,003	20,95	<b>100</b>	/	0,006
Densité g/cm <sup>3</sup>	/	0,850	1,000	/	/
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH mg/kg	285	/	/	/	354
Acétone mg/kg	0	/	/	/	0
Pureté % p/p	/	/	/	/	99,96
2-propanol	8	/	/	/	67

Suite aux résultats obtenus nous proposons de construire une bache à eau afin de rassembler cette eau ce qui nous permet sa récupération et sa valorisation vers d'autres utilisations.

Cette bache en béton armé avec un volume de 15 m<sup>3</sup> sert à collecter les différentes eaux et les envoyer vers le service utilité chaque une heure afin de la valoriser et produire en eau déminéralisée indispensable dans le procédé de production du méthanol.

Nous avons choisi de construire une bache à eau au lieu d'ajouter un bac de stockage pour plusieurs raisons :

- La matière de la bache qui est du béton armé nous permet d'éviter tout risque de corrosion d'où la conservation de propreté d'eau.
- La conception simple et facile d'une bache à eau.
- Son cout de construction est faible et une maintenance plus facile.
- Facilité de nettoyage et d'entretien.
- Moins d'encombrent vu la possibilité de sa construction sous-sol.

# **Chapitre IV : Simulation par logiciels.**

## Chapitre IV: Simulation par logiciels.

---

La simulation des procédés industriels (et spécialement ceux du pétrole et du gaz) est effectuée par plusieurs simulateurs : Aspen Plus, ChemCAD, HYSIM, HYSYS, Pro-II.

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

### IV.1 Minimisation des pertes en phase gazeuse par l'installation du nouvel échangeur :

#### IV.1.1. Généralités :

##### IV.1.1.1. Définitions :

###### IV.1.1.1.1. La simulation :

La simulation est l'un des outils d'aide à la décision les plus efficaces à la disposition des concepteurs et des gestionnaires des systèmes complexes. Elle consiste à construire un modèle d'un système réel et à conduire des expériences sur ce modèle afin de comprendre le comportement de ce système et d'en améliorer les performances.

###### IV.1.1.1.2. Le logiciel HYSYS :

Le logiciel HYSYS (hydrocarbure système) est un ensemble de modèle mathématique des et opérations unitaires (ballon, colonne de distillation, compresseur, échangeur, vannes...etc), connectées dans un schéma de procédé PFD.

Aspen HYSYS est un outil de modélisation de processus de simulation en régime permanent, la conception performance, le suivi, l'optimisation et la planification des activités pour les produits chimique, les produits chimiques de spécialité, la pétrochimie et les industries et la métallurgie.

#### IV.1.1.2. Les logiciels de simulation des procédés :

Les simulateurs industriels les plus connus et utilisées mondialement sont :

- ★ Chemcade.
- ★ Hysys, Hysim, Prosim (Hyprotech).
- ★ Aspen Plus (Aspen Technologies).
- ★ Design II (Win Sim).
- ★ Pro-II (Simulation Sciences).

### IV.1.1.3. L'utilisation de simulateur HYSYS :

Le fonctionnement d'un simulateur est basé sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant le système à étudier, les constituants et établir le schéma de procédé (PFD : *Process Flow Diagram* ), ainsi que spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération.

Le HYSYS est utilisé pour :

- L'établissement des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Le réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changements de composition de l'alimentation.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'optimisation du procédé.
- La détermination des performances des équipements.
- L'évaluation économique du procédé (Engineering).
- La réalisation des calculs nécessaires dès que le minimum de données suffisant pour le cela est entré.

### IV.1.1.4. Le principe de fonctionnement :

Un simulateur industriel est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes permettant d'estimer les propriétés des mélanges « les modèles thermodynamiques ».
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité.
- Des modules de calcul des opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

#### IV.1.1.4.1. Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS :

Pour réaliser une simulation en HYSYS, il est évident d'effectuer les étapes suivantes :

- Choix des composés.
- Sélection d'un modèle thermodynamique.
- Construction du PFD.
- Spécification des courants et des unités.
- Exécution du programme de simulation.
- Interprétation des résultats.

## Chapitre IV: Simulation par logiciels.

### IV.1.1.5. Choix de modèle thermodynamique :

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

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

### IV.1.1.6. L'environnement de simulation :

**Flowsheet :** c'est l'espace de représentation où le PFD est construit.

**Palette d'objet :** une bibliothèque d'élément de base (colonnes, échangeurs, courants.)

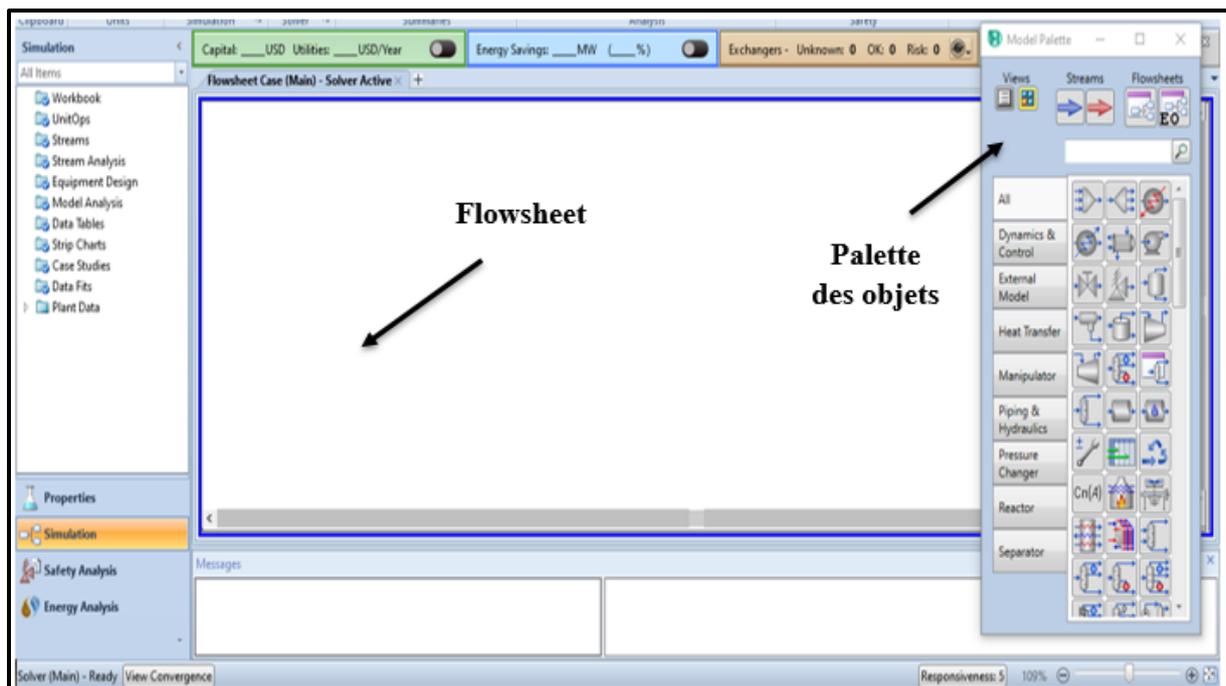


Figure IV-1:environnement du simulateur hysys.

## Chapitre IV: Simulation par logiciels.

### IV.1.2. Simulation du dégazeur V701 à l'état actuel :

La figure (Figure V-2) représente le PFD de simulation du dégazeur V701 et l'échangeur H303 selon le cas réel dans la section 700 du complexe de production du méthanol.

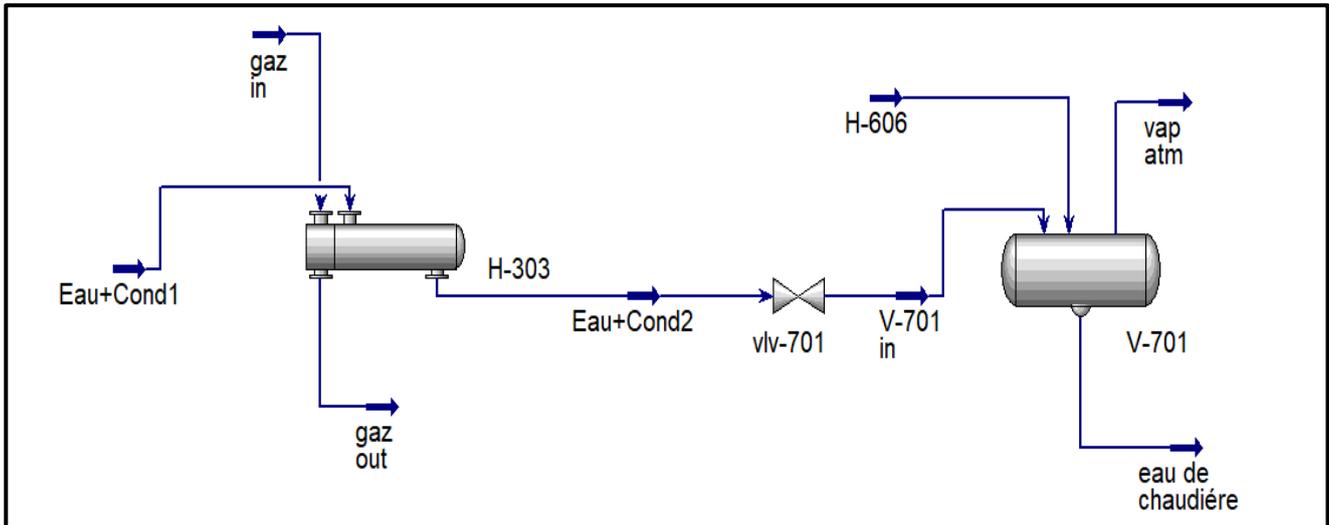


Figure IV-2:simulation par hysys de l'échangeur H-303.

D'après le calcul effectué dans le premier bilan de matière dans le chapitre 03 la quantité dégagée vers atmosphère est de 8436,08734 Kg/h c'est ce que nous avons pu confirmer par la simulation précédente.

On note que les vapeurs vers atmosphère dans les conditions actuelles de travail de l'unité sont de l'ordre de 8435 Kg/h voir (Figure V-3) d'où la perte en eau vapeur est de 6T/h tenant compte des 2T/h admissibles.

The screenshot shows the 'Material Stream: vap atm' window in HYSYS. The 'Mass Flow [kg/h]' value is 8435, which is circled in red. The table below summarizes the data shown in the screenshot.

Worksheet	Stream Name	vap atm	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]	95,39	95,39	95,39
Composition	Pressure [kg/cm2]	1,785	1,785	1,785
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	611,9	611,9	0,0000
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	8435	8435	0,0000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	15,58	15,58	0,0000
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,424e+005	-1,424e+005	-2,807e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	165,2	165,2	70,26
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8,714e+007	-8,714e+007	0,0000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	16,45	16,45	0,0000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure IV-3:Les pertes en vapeur d'eau au niveau du dégazeur V-701 à l'états actuelle.

Selon la figure (Figure V-5) l'échangeur H303 sert à refroidir le gaz de synthèse à partir de mélange Eau + condensat.

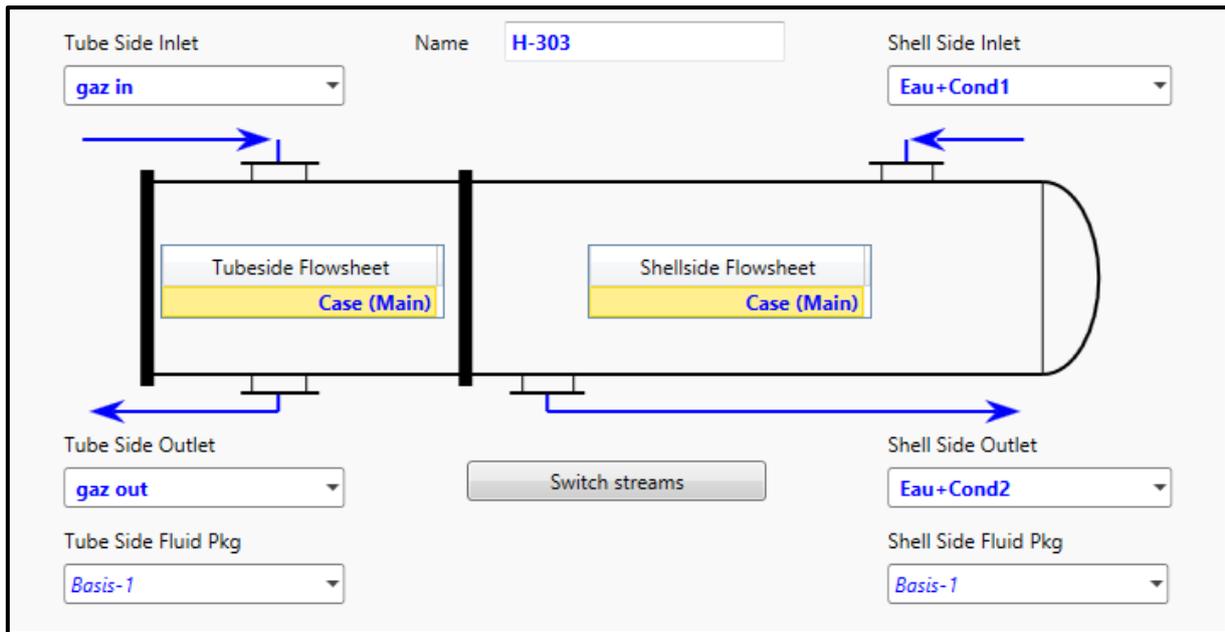


Figure IV-4: Circulation des fluides dans l'échangeur H-303.

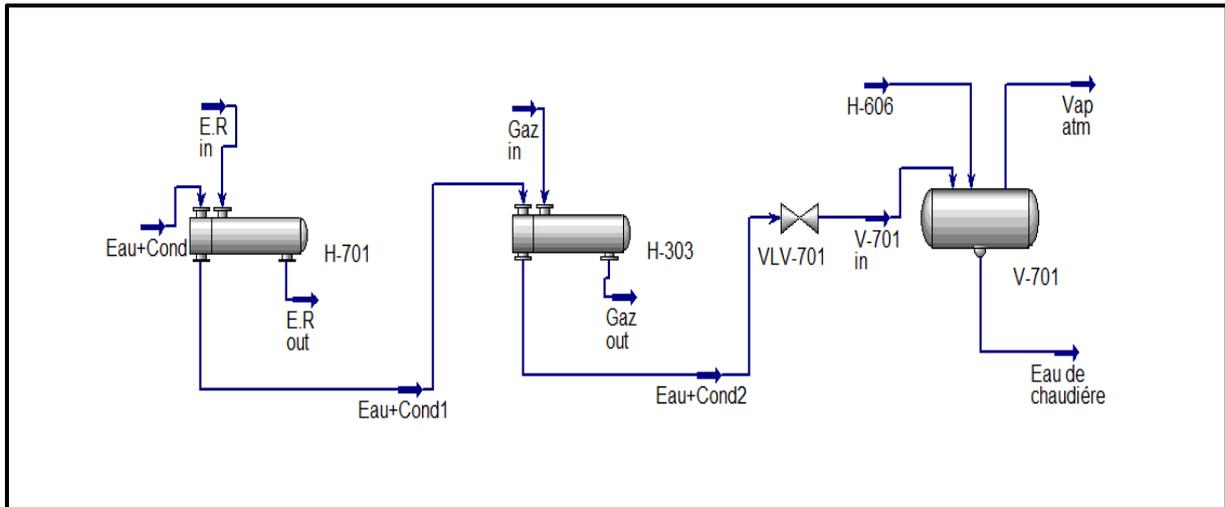
Le mélange est ainsi chauffé de quelque degré voir (Figure V-5), on constate donc que l'échangeur n'est pas destiné au refroidissement du mélange entrant dans le dégazeur.

Heat Exchanger: H-303						
	Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
<b>Worksheet</b>	Name		gaz in	gaz out	Eau+Cond1	Eau+Cond2
Conditions	Vapour		1,0000	1,0000	0,1490	0,1538
Properties	Temperature [C]		141,0	125,0	118,0	120,0
Composition	Pressure [kg/cm2]		18,70	18,70	5,900	5,900
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]		2154	2154	3101	3101
	Mass Flow [kg/h]		2,083e+004	2,083e+004	5,327e+004	5,327e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		70,41	70,41	60,51	60,51
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-4,648e+004	-4,697e+004	-2,538e+005	-2,534e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		127,1	125,9	86,34	87,21
	Heat Flow [kJ/h]		-1,001e+008	-1,012e+008	-7,868e+008	-7,858e+008

Figure IV-5: Conditions des fluides mise en jeu dans H-303.

### IV.1.3. Simulation du nouvel échangeur de chaleur H701 :

La figure (Figure V-6) représente le PFD après l'ajout d'échangeur H701 en amont de H303 ce qui permet de diminuer la température d'entrée du fluide chaud afin de minimiser les pertes au niveau du dégazeur V701.

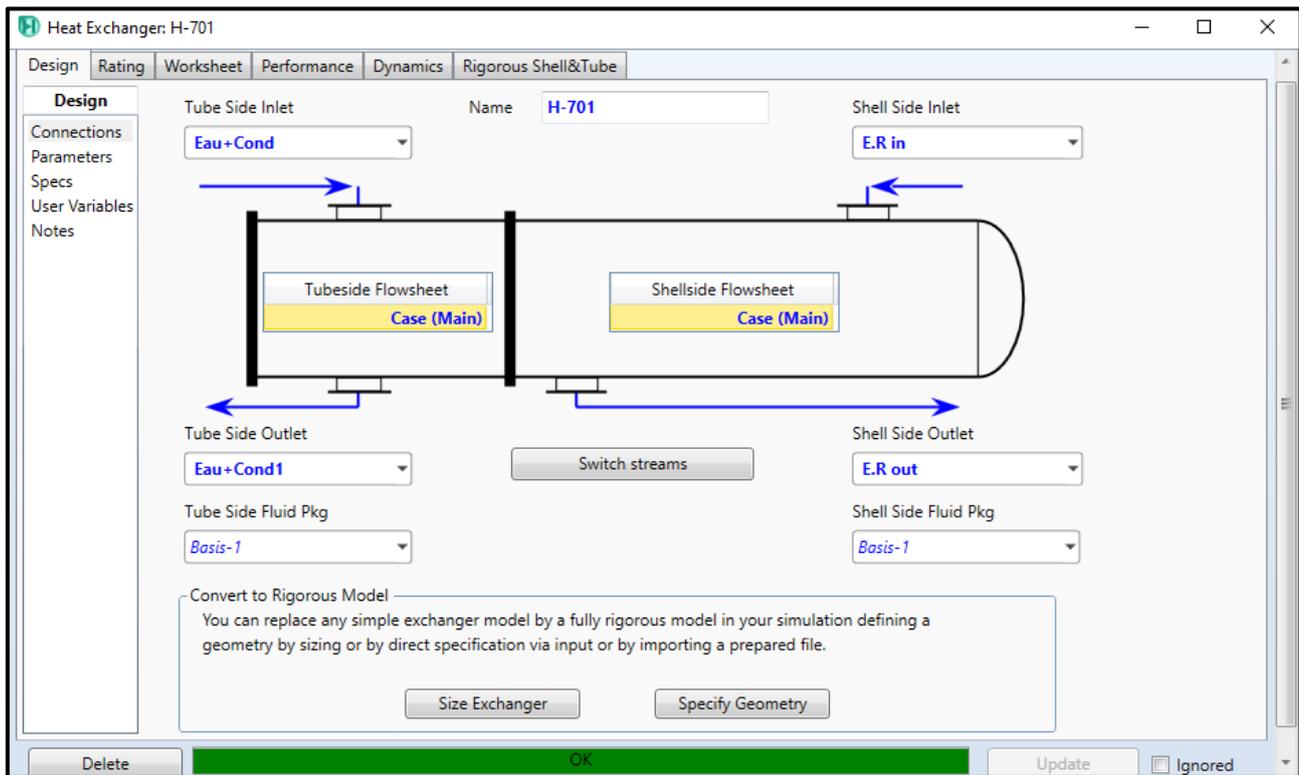


**Figure IV-6: Simulation par hysys du nouvel échangeur H-701.**

La figure (**Figure V-7**) décrit l'emplacement des deux fluides dans le nouvel échangeur selon l'explication abordée dans le chapitre04 tel que :

**Le fluide chaud** : le fluide à refroidir (eau + condensat) est dans le coté tube de l'échangeur.

**Le fluide froid** : l'eau de refroidissement circule dans le coté calandre.



**Figure IV-7: Circulation des fluides dans l'échangeur H-701.**

Les caractéristiques de l'échangeur calculé précédemment sont introduites dans le logiciel comme le montre les figures suivantes :

## Chapitre IV: Simulation par logiciels.

Nous constatons que les dimensions calculées et ceux affiché par le simulateur sont très proches.

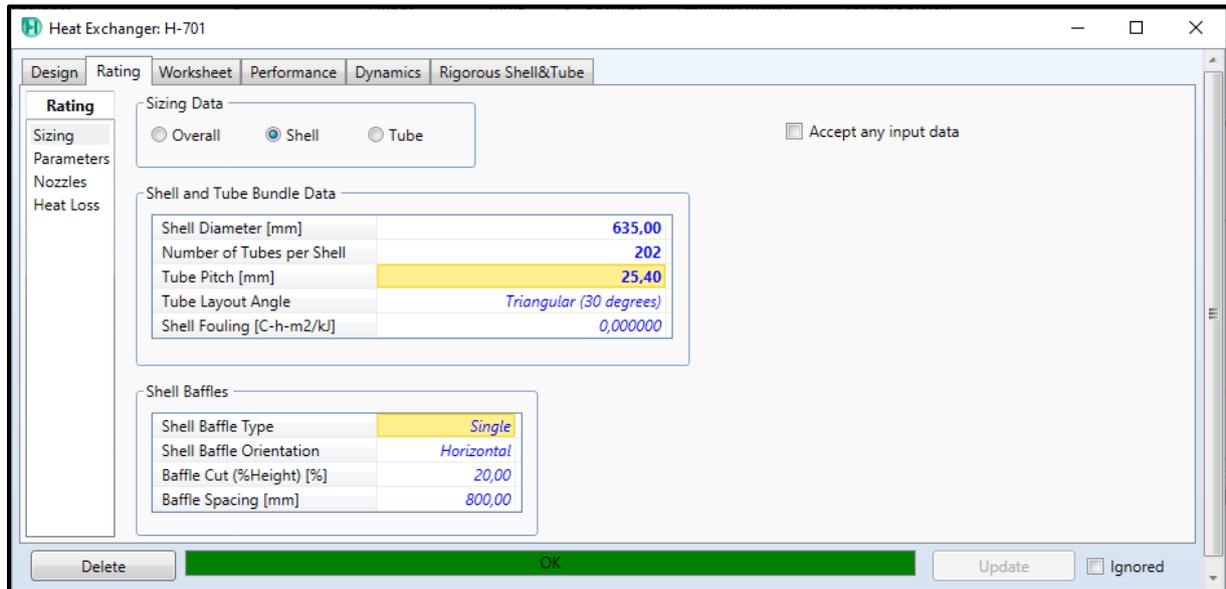


Figure IV-8: Dimensionnement du côté calandre d'échangeur H-701 par le simulateur hysys.

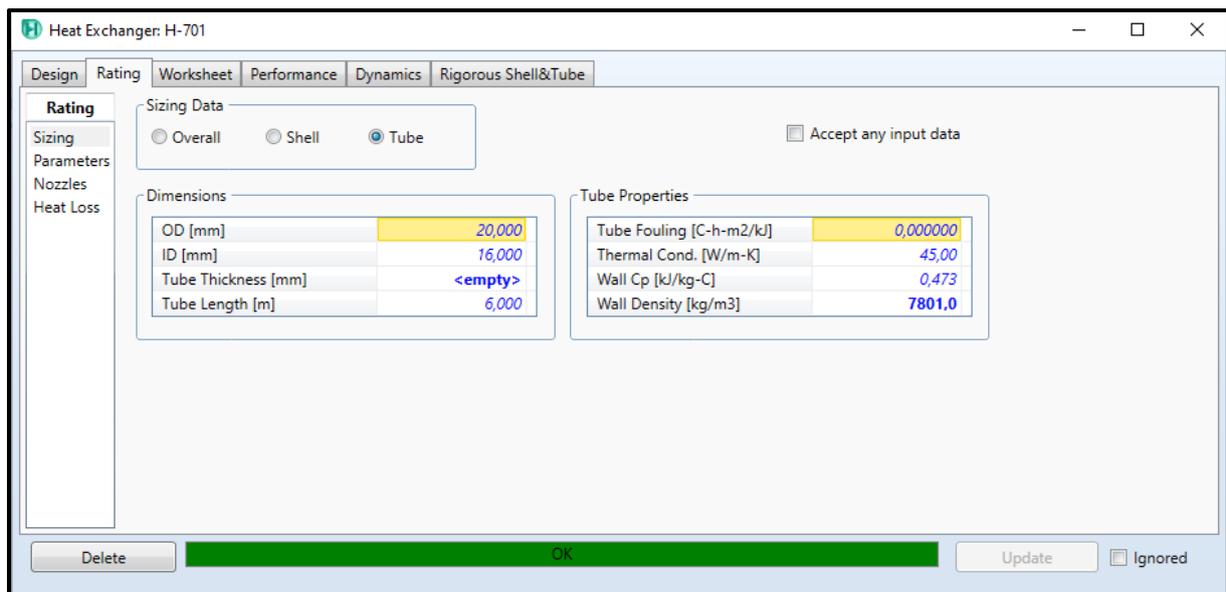


Figure IV-9: Dimensionnement du côté tube d'échangeur H-701 par le simulateur hysys.

## Chapitre IV: Simulation par logiciels.

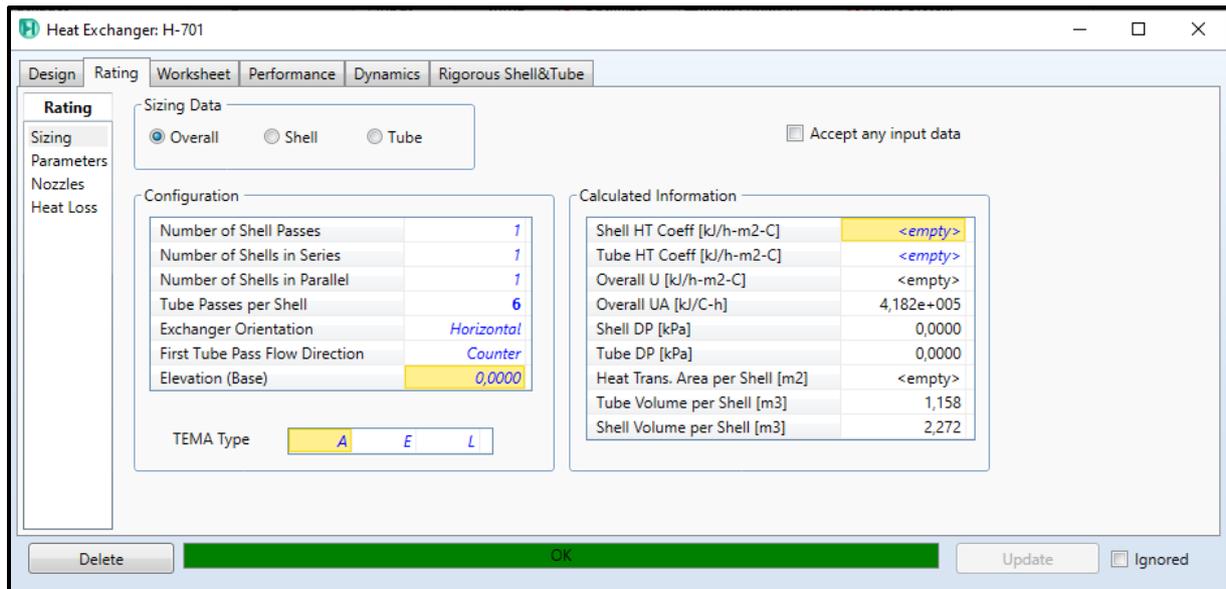


Figure IV-10: Caractéristique d'échangeur H-701 affichées par hysys.

Après avoir inséré les températures d'entrée et le débit du fluide chaud le logiciel affiche le débit nécessaire d'eau de refroidissement ainsi que les propriétés des fluides utilisées dans le calcul d'échangeur H701.

L'eau + condensat est ainsi refroidit à 60°C avant de pénétrer dans le dégazeur pour un meilleur dégazage et un échappement minimal vers ATM.

	Eau+Cond	Eau+Cond1	E.R in	E.R out
Name				
Vapour	0,1489	0,1035	0,0000	0,0000
Temperature [C]	118,0	60,00	15,00	55,00
Pressure [kg/cm2]	5,900	5,900	18,70	18,70
Molar Flow [kgmole/h]	3100	3100	6080	6080
Mass Flow [kg/h]	5,327e+004	5,327e+004	1,095e+005	1,095e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	60,51	60,51	109,8	109,8
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,538e+005	-2,599e+005	-2,870e+005	-2,839e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	86,33	69,62	51,03	61,13
Heat Flow [kJ/h]	-7,868e+008	-8,057e+008	-1,745e+009	-1,726e+009

Figure IV-11: Conditions des fluides circulants dans l'échangeur H-701 affichés par hysys.

La figure (Figure V-12) montre que la quantité de vapeur vers ATM est de 4038kg/h avec une quantité admissible de 2T/h on aura la perte d'eau sous forme vapeur 2038kg/h. Nous remarquons donc une diminution d'environ 4T/h de perte, une quantité très importante d'où un résultat satisfaisant.

Worksheet	Name	H-606	V-701 in	Eau de chaudière	Vap atm
Conditions	Vapour	0,0000	0,1043	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	96,00	64,18	67,09	67,09
Composition	Pressure [kg/cm2]	1,785	5,900	1,785	1,785
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1110	3100	3843	367,0
	Mass Flow [kg/h]	2,000e+004	5,327e+004	6,923e+003	4038
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	20,04	60,51	69,37	11,18
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,807e+005	-2,595e+005	-2,829e+005	-7,883e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	70,39	70,63	63,99	149,6
	Heat Flow [kJ/h]	-3,116e+008	-8,047e+008	-1,087e+009	-2,901e+007

Figure IV-12: Simulation du dégazeur V-701 après la modification.

### IV.1.4. L'étude comparative :

Afin d'évaluer l'efficacité du nouvel échangeur installé sur les pertes de vapeurs au niveau du dégazeur V701, nous avons effectué une comparaison entre les résultats obtenus par calcul et par simulation tout en comparant celles-ci aux valeurs de simulation après l'ajout d'échangeur H701.

Tableau IV-1: Comparaison entre les débits de pertes avant et après l'installation du nouveau échangeur H-701.

Paramètres	Résultats de cas actuel			Résultats de simulations avec H701
	Par calcul	Par simulation	$\Delta$	
Débit de vapeur évacué vers évent de dégazeur	8.436	8.435	0.001	4.03 tonnes/h

Tableau IV-2: Comparaison entre les résultats obtenus par calculs et par simulation de H-701.

Paramètres	Par calcul	Par simulation	$\Delta$
$\Delta TLM$ (°C)	53.496	53.496	0
$\Delta TLM_{CORR}$ (°C)	50.821	50.820	0.001

## Chapitre IV: Simulation par logiciels.

L'installation de nouvel échangeur nous a permis de réduire le débit des vapeurs dégagé vers ATM ainsi de minimiser les pertes en vapeur d'eau en abaissant la température du fluide chaud cette chaleur est ainsi utiliser pour la production de la vapeur.

### IV.1.5. L'étude économique :

#### IV.1.5.1. Estimation du coût des pertes de vapeur :

Dans le but de mettre en valeur cette étude, et d'en apprécier sa faisabilité et sa rentabilité économique il est nécessaire de procéder à un calcul économique qui nous permettra d'estimer les gains qui doivent bénéficier l'unité de fabrication du méthanol après les modifications apportées à cette dernière.

#### IV.1.5.2. Perte de production avant la modification :

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

Tableau IV-3:Quantité actuelle de vapeur dégagée vers atmosphère.

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Perte de vapeur	8,436	202,464	6073,92	72887,04

#### IV.1.5.3. Gain de consommation après la modification :

D'après la simulation, l'échangeurs H701 nous a permis de diminuer les pertes en eau de 8,436 tonne à 4,038 tonne notés dans le tableau :

Tableau IV-4:Débit de vapeur économisée après la modification.

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Pertes valorisée	4,398	105,552	3166,56	37998,72
Perte de vapeur	4,038	96,912	2907,36	34888,32

#### IV.1.5.4. Estimation économique du coût vapeur dégagée vers l'atmosphère :

Avec un prix unitaire : 1tonne/h =379.41(DA), nous effectuons un calcul annuel, avant et après la modification au niveau de l'installation représenté dans le tableau suivant :

Tableau IV-5:Estimation économique du cout vapeur dégagé vers l'atmosphère.

	Avant modification	Après modification
Coût des pertes annuelles (DA)	27654071.85	13236977,49
Coût des pertes valorisée (DA)	\	14417094,36

### IV.1.5.5. Estimation du cout de nouvel échangeur :

Tenant compte des caractéristiques de l'échangeur (type, surface et matière de fabrication) ainsi que les propriétés des tube choisi (diamètre, BWG, longueur, disposition des tubes).

En estimant dans le scénario le plus pessimiste à un cout d'échangeur y compris son installation et ses équipements auxiliaires est d'ordre de 375725(USD) qu'est égale à 54666812,2(DA). En aboutira à un gain de 14417094,36(DA) dans une année.

## IV.2 Valorisation des pertes en eau liquide:

### IV.2.1. Description du logiciel autoCAD:

AutoCAD est un logiciel de dessin 2D et 3D assisté par ordinateur (DAO) créé en décembre 1982 par Autodesk. Ayant lieu pour aider à la préparation des plans d'ingénierie et les plans d'architecture, de construction et de fabrication.

### IV.2.2. Domaines d'utilisation :

Il ait été développé à l'origine pour les ingénieurs en mécanique, Mais maintenant il est utilisé par de nombreux corps de métiers. C'est un logiciel de dessin technique pluridisciplinaire :

- Industrie.
- Système d'information géographique, cartographie et topographie.
- Electronique.
- Electrotechnique (schémas de câblage).
- Architecture et urbanisme.

### IV.2.3. Format du fichier AutoCAD :

DWG (dessin) est un standard de base pour l'interopérabilité des données CAO (format de fichier natif d'autoCAD). Le logiciel a également fourni un support pour Design Web Format (DWF), un format développé par Autodesk pour la publication de données CAO.

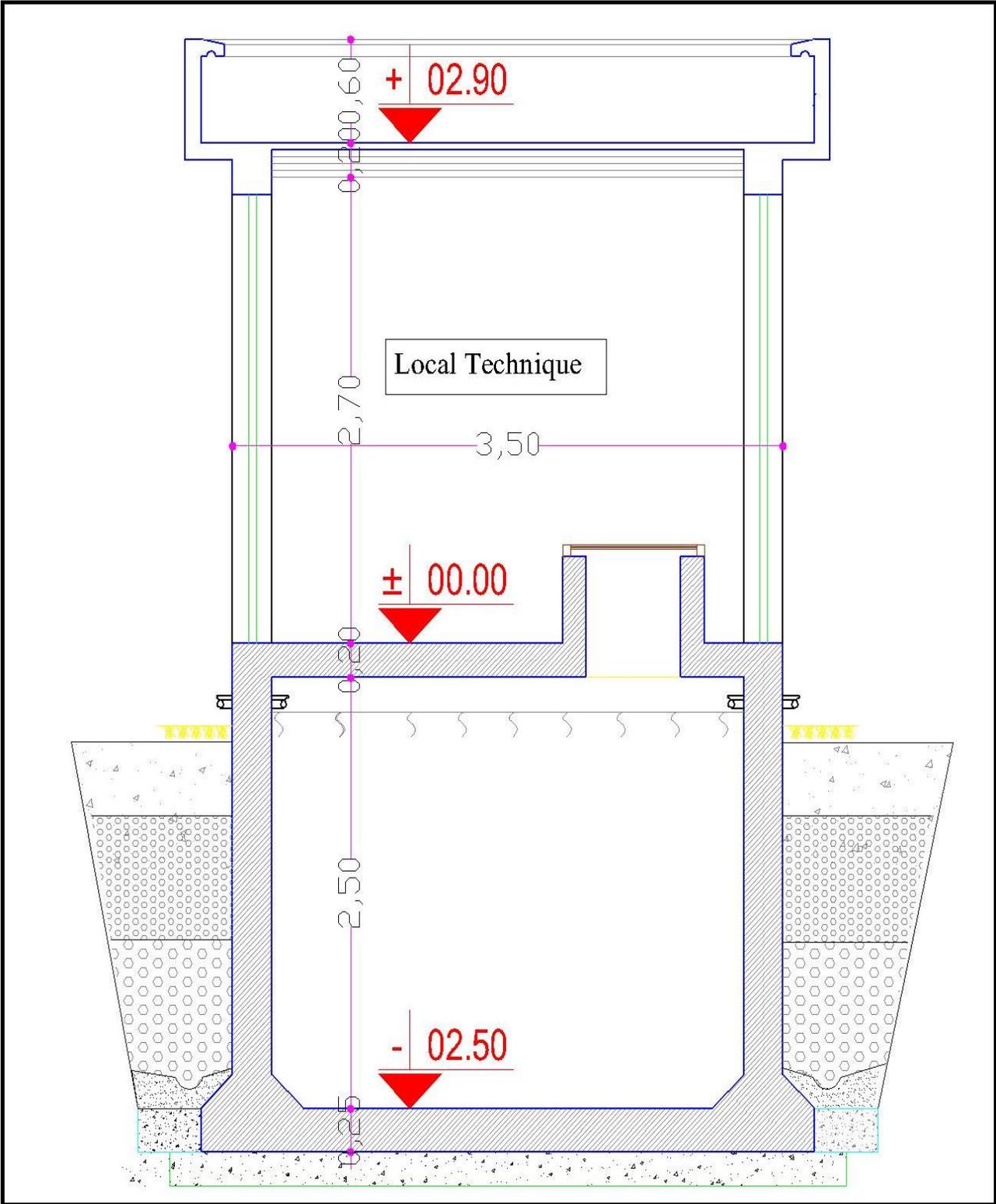


Figure IV-13:coupe -AA- de la bache à eau.

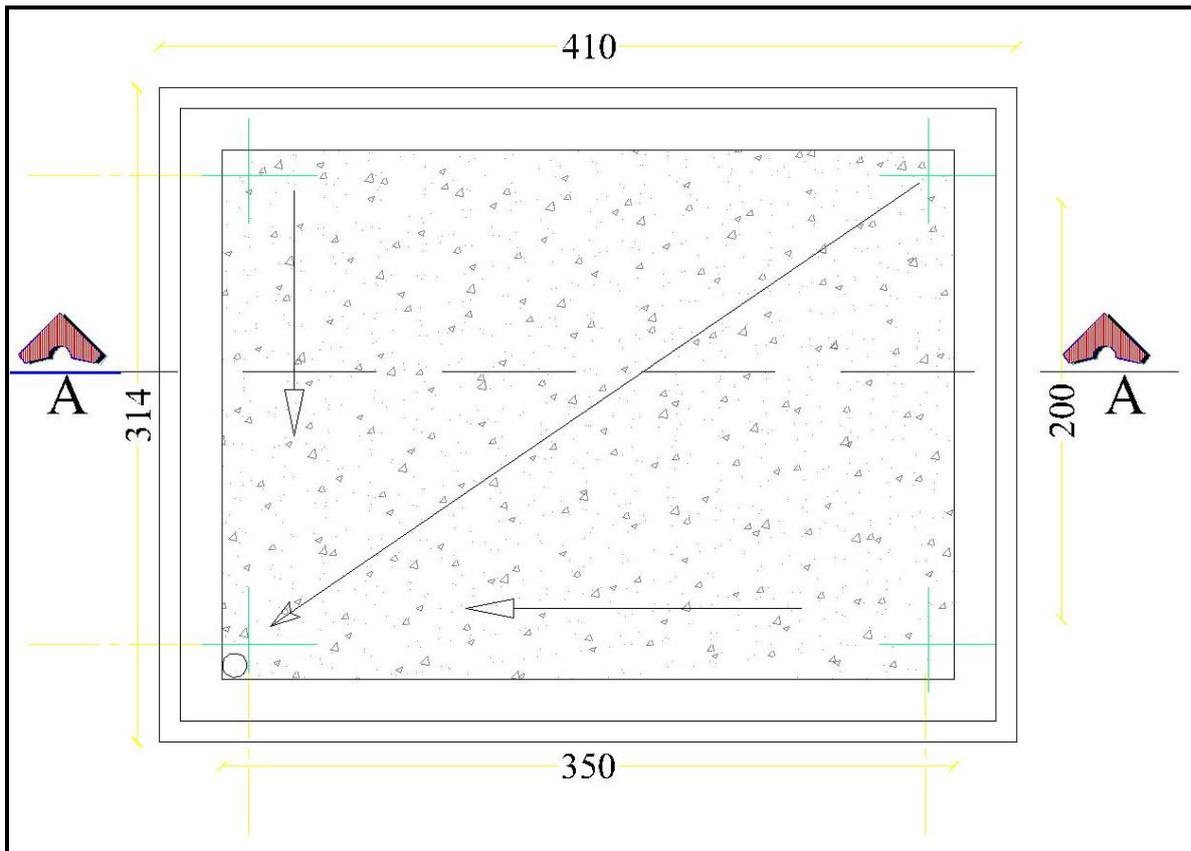


Figure IV-14: le plan de terrasse .

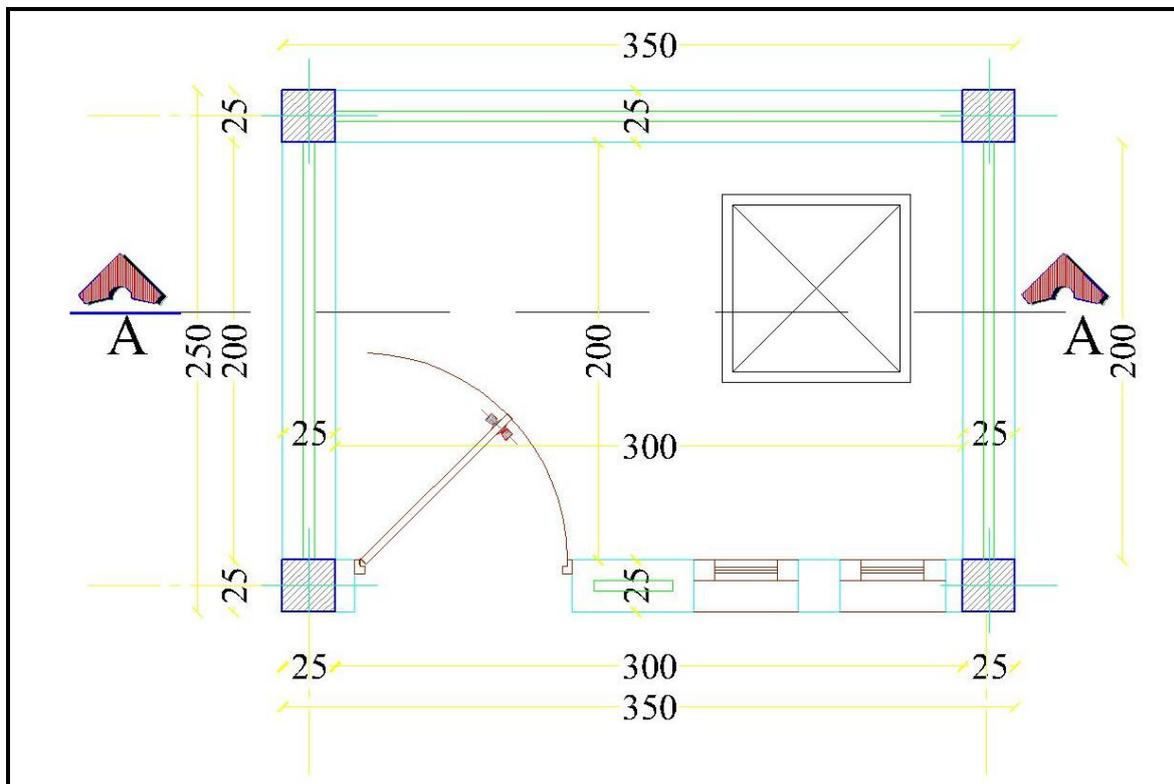


Figure IV-15: Vue en plan du bache à eau.

### IV.2.4. L'étude économique :

#### IV.2.4.1. Gain de consommation après la modification :

La construction de la bache à eau nous permis de récupérer 10 tonnes/h d'eau liquide, notés dans le tableau :

Tableau IV-6: Débit de liquide récupéré après la construction de la bache à eau.

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Pertes récupérées	10,109	242,616	7 278,48	87 341,76

#### IV.2.4.2. Estimation économique du coût d'eau liquide vers égouts :

Avec un prix unitaire : 1tonne/h =379.41(DA), nous effectuons un calcul annuel,

**Le cout des pertes récupérées = 87 341,76 \*379,41 = 33 138 337,2 (DA)**

#### IV.2.4.3. Estimation du cout de la construction de la bache à eau :

Selon le calcul du cout effectué d'après l'annexe (Annexe XII), Nous avons un prix total d'investissement d'ordre de 1 102 540,00 (DA)

### IV.2.5. Evaluation du délai de récupération du coût de l'investissement des deux projets :

Ce délai signifie le temps nécessaire (généralement le nombre d'années) pour récupérer l'argent dépenser au cours de la réalisation du le projet.

$$\text{Le délai de récupération} = \frac{\text{le coût de l'investissement total}}{\text{le cout des pertes valorisées}}$$

Le coût de l'investissement total= 54 666 812,2 + 1 102 540,00 = **55 769 352,2 DA**

Le coût des pertes valorisées =14 417 094,36 + 33 138 337,2 = **47 555 431,56 DA**

Le temps de récupération est environs **1,18 ans = 14,16 mois.**

Ces solutions sont donc jugées rentables et satisfaisantes d'où leur facilité de réalisation techniquement et économiquement.

**Conclusion.**

## Conclusion.

---

### Conclusion :

Ce travail élaboré durant notre stage de mise en situation professionnelle au niveau du complexe pétrochimique d'Arzew (CP1Z) nous a permis d'enrichir nos connaissances pratiques dans le domaine des Hydrocarbures, et développer nos connaissances afin de recevoir un capital d'expérience ainsi que le savoir-faire.

Le procédé de production du méthanol à partir du gaz naturel réalisé au niveau du complexe de pétrochimie à Arzew est basé sur le reforming catalytique. Le gaz naturel passe par une section de distribution en gaz de combustion et gaz de procès ce dernier sera envoyé vers la section reforming permettant d'obtenir le gaz de synthèse humide qui est par la suite refroidit et séparé du condensat. Le gaz de synthèse sec est envoyé dans le réacteur de synthèse du méthanol.

Le problème rencontré c'est les pertes en eau au niveau des différentes sections et que nous avons estimé par le billet des bilans de matières.

Un diagnostic a été élaboré dans l'unité afin de localiser les pertes en phase vapeur au niveau du dégazeur V701, une quantité importante qui nécessite d'intervenir en vue de minimiser le taux d'eau entraînée. Dans ce contexte nous proposons d'installer un nouvel échangeur en amont afin de diminuer la température du fluide entrant ce qui permet un meilleur dégazage et des pertes admissibles. Nous avons établi un calcul de dimensionnement de l'appareil d'échange thermique et évalué la surface d'échange ( $48,60133 \text{ m}^2$ ), la résistance d'encrassement ( $5,83851 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{C/W}$ ), le coefficient de transfert ( $9306,846299 \text{ w/m}^2\text{C}$ ) et les pertes de charge ( $\Delta P_t = 0,292 \text{ kg/cm}^2$ ,  $\Delta P_c = 1,03 \text{ Kg/cm}^2$ ) ainsi que les différentes caractéristiques de l'échangeur choisit.

Concernant les pertes en eaux liquides au niveau du dégazeur V-703 dans le circuit de vapeur et la deuxième colonne de distillation de la section 600 V-602 ainsi que les labyrinthes provenant des turbines Q-401 et Q-402. Nous avons opté pour la construction d'une bache à eaux en béton armé d'une capacité de  $15\text{m}^3$  où ces pertes seront collectées et envoyées vers le service utilité.

Les résultats illustrées dans la partie calcul nécessitent les recommandations suivantes :

- ✓ Une installation d'échangeur faisceaux et calandre.
- ✓ La construction d'une bache à eau en béton armé.

En vue de faire face à ces pertes.

# **Bibliographie.**

### Bibliographie :

- 1/ **Benhathat, A.** Cours « Obtention du gaz de synthèse ».
- 2/ **Boutarene, S CAUBS.** Cabinet d'architecture et d'urbanisme.
- 3/ **Brahimi H. et Boualem F.** mémoire de fin d'étude Proposition d'une nouvelle ligne de la récupération des gaz torchés lors d'un arrêt programmé et l'arrêt d'urgence d'un train dans la phase liquide au niveau de complexe GP1/Z. Soutenue le 26/05/2019.
- 4/ **Bourret, B.** Les échangeurs de chaleur. INSA Toulouse.P05-06-07-08.
- 5/ **Chaoui H, Rhalem N, Soulaymani-Bencheikh R.** Toxicologie Maroc - N° 36 - 1er trimestre 2018.p.03
- 6/ **Dagle.R.** Methanol steam reforming for hydrogen production. Chemical Review 2007.P3994-3995.
- 7/**Galindo Cifre,P and Badr,O.** Renewable hydrogen utilization for the production of methanol. 2007 Feb.P02-03-04.
- 8/ **Garrigue, A. Bontemps, A. Goubier, C. Huetz, J. Marvillet, C. Mercier, P et Vidil, R.** \_Échangeur de chaleur – Technique de l'Ingénieur, Traité Génie Énergétique.
- 9/ **Gavet J. P.** Echangeur à fluides séparés. P06-07
- 10/**Jean, L. Gérard, M., Denis, M. Laurent, A. (2005).** Mémento technique de l'eau Dixième édition Tome 1 Dégrèvement suez. ISBN 2-7430-0717-6.
- 11/ **Kung, Harlod H.** Methanol production and use chemical industries; V57 1994.P51-52-53-54-55-56.
- 12/**LANTERI, Y.2009.** Transport à travers des membranes de nanofiltration: Caractérisation des propriétés électriques et diélectriques. 2009, universite de Franche-Comte: France.
- 13/**LIU, M. 2017.** Water resources stress assessment and risk early warning—a case of Hebei Province China. Ecological Indicators. 73: p. 358-368.
- 14/ **LEONTIEV A.** Théorie des échanges de chaleur et de masse – Édition Mir-Moscou.
- 15/**Lahcen Nabzar, Jean-Luc Duplan,** Final draft submitted in Dec 2010.
- 16/ **Mimoun, H.** Cours « Calcul d'échangeur ».
- 17/**MADemoiselle OUMOU SAMBA GASSAMBE,2012.** Contribution a une meilleure connaissance de la reglementation et de la composition physico-chimique des differentes marques d'eaux minerales vendues au mali.pour obtenir le grade de docteur en pharmacie. faculte de medecine, de pharmacie et d'odontostomatologie (fmpos).p47-49.
- 18/**Ouali S. (2008).** Cours de procédés unitaires biologiques et traitement des eaux, 2ème édit.

## Bibliographie

---

**19/ Paul L. (2010).** Méthodes d'analyse et d'appréciation des cours d'eau. Analyses physico-chimiques, nutriments. L'environnement pratique n°1005. Office fédéral de l'environnement, Berne.P44.

**20/Rodriguez G. (2004).** Etude de la congélation comme technique de traitement des eaux: applications spécifiques, Thèse de doctorat. Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse.

**21/ Reghis, R.** < Bureau d'étude > professeur à la faculté des hydrocarbures et de la chimie département économie.

**22/SARDI K. (2014).** Thèse en Chimie, Option ; Contrôle de qualité. Soutenu le 25 juin, Contrôle de la qualité de l'eau de la station d'hémodialyse De l'EHU 1 er Novembre.

**23/SARDI K. (2014).** Thèse en Chimie, Option ; Contrôle de qualité. Soutenu le 25 juin, Contrôle de la qualité de l'eau de la station d'hémodialyse De l'EHU 1 er Novembre.

**24/SVETLEISHAYA, E.M. MITCHENKO, T.E, AND ASTRELIN I.M, 2014.** Removal of natural organic matter by ultrafiltration. Journal of water chemistry and technology.36 (1): p. 25-30.

**25/ Saoud A-S.** Cours « Traitement des eaux ».

**26/ Tobaly P.** Echangeur de chaleur 14 Mar 2002.P03-04-11.

**27/ Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim** 10.1002/14356007.a16\_465.pub3. 2012. P.02-03

**28/ Wuithier, P.** Le pétrole Raffinage et génie chimique Thome II. P1053-1055-1056-1066-1072-1077-1082.

**29/Manuel opératoire du complexe CP1Z.**

**30/Organisation mondiale de la Santé (OMS). (2016).** Economie d'eau et d'énergie Activer.

**31/ Methanex . Une compagnie vouée à la gestion responsable.**

**32 /[www.inrs.Ff/Fichetox](http://www.inrs.Ff/Fichetox) -Méthanol- Edition Fév 2018.**

# **Annexes.**

## Annexes

**Annexes I: Tableau des données industrielles.**

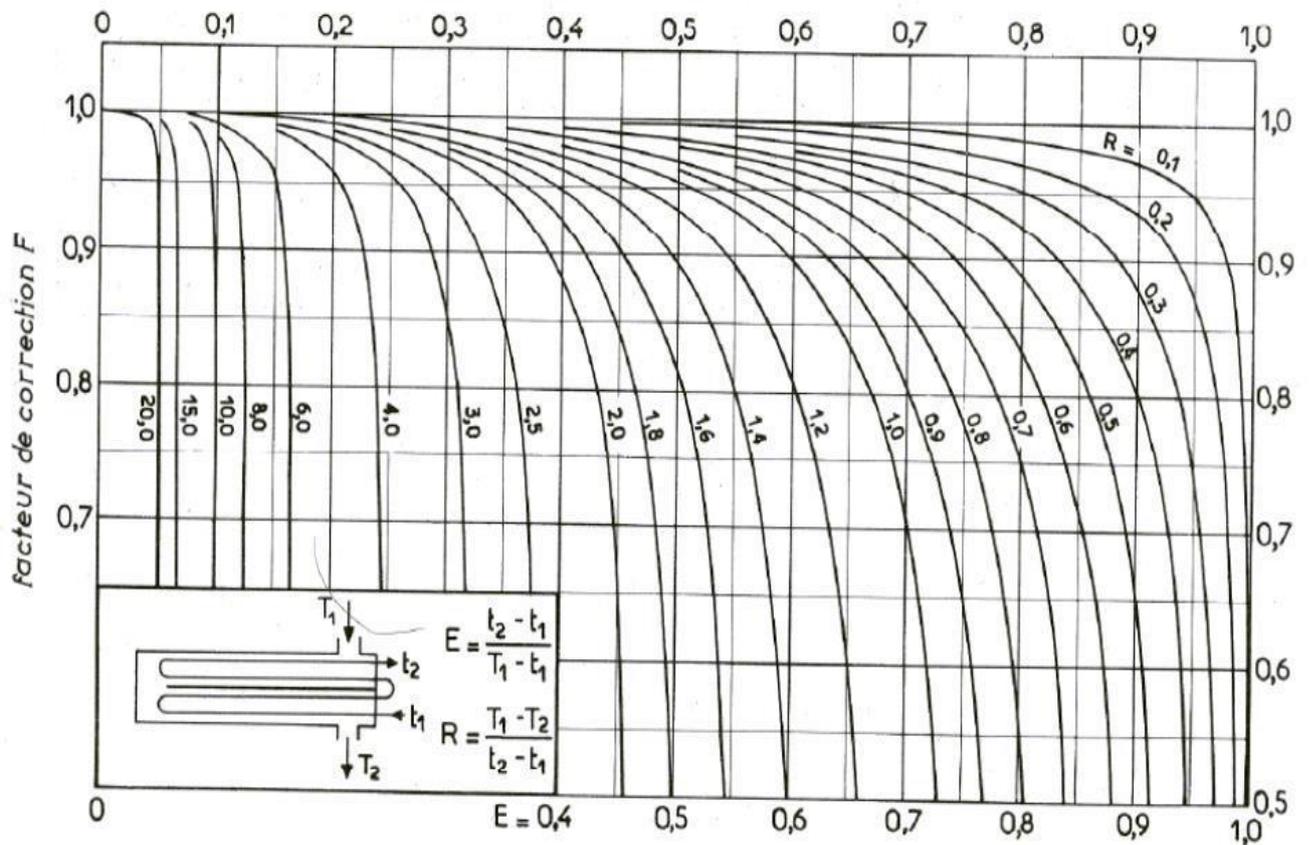
<b>Vanne</b>	<b>Cas-réel</b>	<b>Cas-design</b>	<b>unité</b>
FRC101	11430	12708	Nm <sup>3</sup> /h
FRC102	36336	33470	Kg/h
FR402	48541	3400	Nm <sup>3</sup> /h
FR403	295474	318700	Nm <sup>3</sup> /h
FRC406	406	298,15	Nm <sup>3</sup> /h
FRC402	65171,5	54000	Kg/h
FR501	13439,6	13000	Nm <sup>3</sup> /h
FR502	87,6	80	Nm <sup>3</sup> /h
Fi504	766,6	700	Nm <sup>3</sup> /h
Fi601	20000	13525	Kg/h
FRC610	18900	17193,37166	Kg/h
FRC613	12127,5	12518	Kg/h
Fi704	16689	28640	Kg/h
Fi701	7795	7800	Kg/h
FRC701	64832	58970	Kg/h
F <sub>GS</sub>	3385	3400	m <sup>3</sup> /h

## Annexes

### Annexes II: Les analyses des gaz.

Analyse Gaz (% molaire)	K401	K402	Purge	Flash
N2	1,47	3,69	4,22	3,71
CO	12,09	3,86	2,62	2,90
CH4	3,45	9,95	11,07	22,35
CO2	10,35	5,02	3,81	21,38
H2	72,60	77,36	78,14	49,63
He	0,04	0,12	0,14	0,04

### Annexes III: Représentation graphique du facteur de correction Fc à partir de E et R.



## Annexes

### Annexes IV: Coefficient de transfert sale Us.

ECHANGEURS		Us	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	Kcal/h.m <sup>2</sup> .C	BTU/hr.ft <sup>2</sup> .F
Eau .....	Eau .....	1250 – 2500	250 – 500
Solutions aqueuses.....	Solutions aqueuses.....	1250 – 2500	250 – 500
Hydrocarbures légers <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures légers.....	200 – 370	40 – 75
Hydrocarbures moyens <sup>(2)</sup> ...	Hydrocarbures moyens...	100 – 300	20 – 60
Hydrocarbures lourds <sup>(2)</sup> ...	Hydrocarbures lourds.....	50 – 200	10 – 40
Hydrocarbures lourds.....	Hydrocarbures légers.....	150 – 300	30 – 60
Hydrocarbures légers.....	Hydrocarbures lourds.....	50 – 200	10 – 40

### Annexes V: Les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés.

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (1)
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

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

## Annexes

### Annexes VI: Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

#### CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm <sup>2</sup> )	SURFACE (m <sup>2</sup> /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			0,490
	18	1,24	1,021	0,819			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			1,216
	14	2,10	1,483	1,727			0,963
	16	1,65	1,575	1,948			0,774
	18	1,24	1,656	2,154			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			1,696
	14	2,10	2,118	3,523			1,324
	16	1,65	2,210	3,836			1,057
	18	1,24	2,291	4,122			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			2,158
	14	2,10	2,743	5,909			1,682
	16	1,65	2,845	6,357			1,340
	18	1,24	2,921	6,701			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			2,634
	14	2,10	3,378	8,962			2,039
	16	1,65	3,480	9,512			1,622
	18	1,24	3,556	9,931			1,237

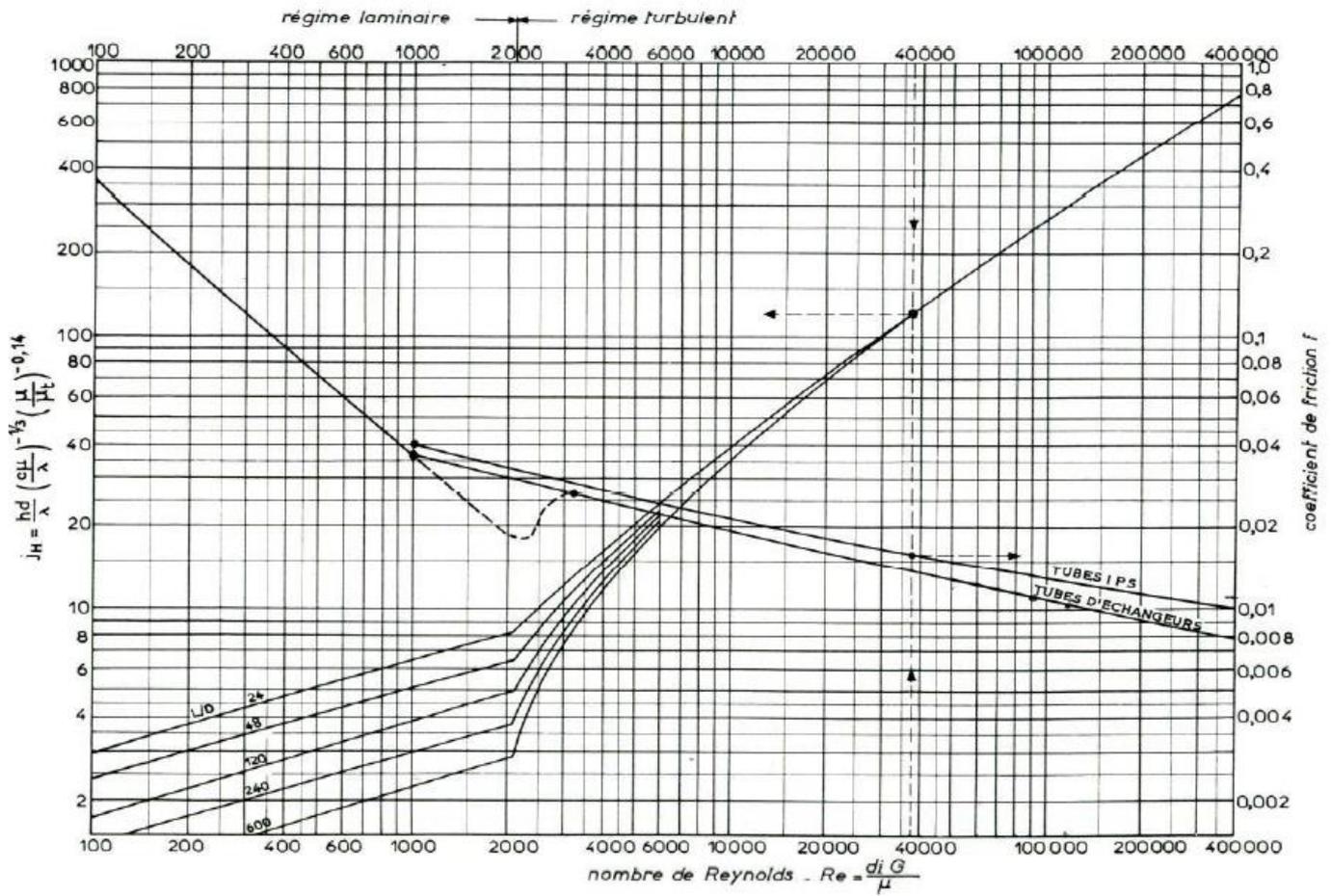
### Annexes VII: Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré.

#### DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D <sub>c</sub> calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14			12	10		
10	25,4	52	40	36		32	26	24					
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

## Annexes

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

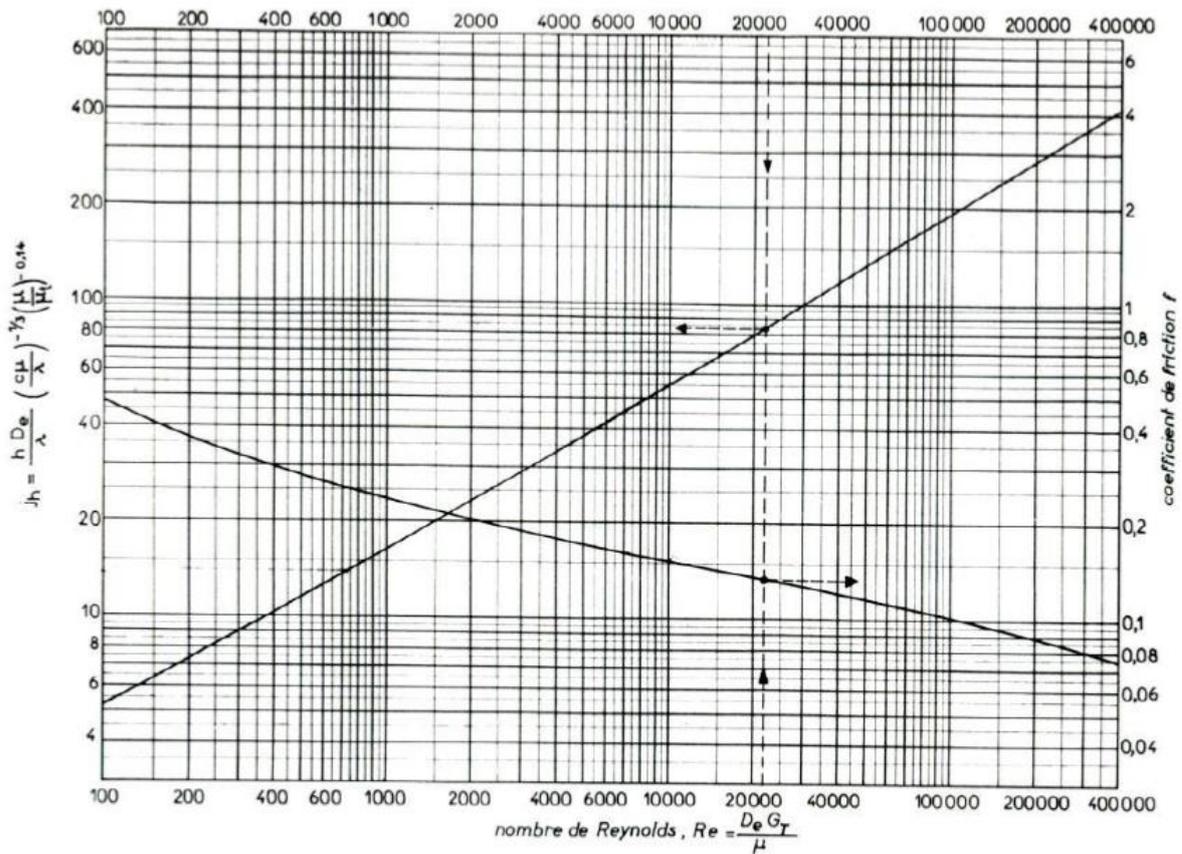


### Annexes IX: Les valeurs limites conseillées de B (distance entre chicane).

$D_c$	$I_B$ minimum
$D_c \leq 10''$	2''
$10'' < D_c \leq 30''$	$0,2 D_c$
$30'' < D_c \leq 60''$	6''
$D_c > 60''$	$0,1 D_c$

## Annexes

### Annexes X: Coefficient de transfert et coefficient de friction du nombre de Reynolds, à l'extérieur des tubes.



### annexes XI: Les valeurs usuelles des résistances R<sub>sint</sub> et R<sub>sext</sub>.

RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : 10<sup>4</sup> R<sub>s</sub> (R<sub>s</sub> en h.m<sup>2</sup>.°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

**Annexes XII: Le cout de la construction de la bache à eau.**

**BACHE A EAU**

.01	Terrassements en grande masse et excavation en terrain de toute nature exécuté par des engins mécaniques	M3	16,00	300,00	4 800,00
.02	Transport des terres et évacuation des gravats et décombres à la décharge publique y compris foisonnement de CF=1,20	M3	19,20	300,00	5 760,00
.03	Exécution de Remblai des fouilles en terre après exécution des bétons y compris toutes autres sujétions de mise en œuvre	M3	3,00	600,00	1 800,00
.04	F & Pose de Gros Béton et béton de propreté dosé à 250 kg/m3 CPA 425 y compris toutes sujétions	M3	5,00	7 500,00	37 500,00
.05	Fourniture et mise en œuvre de béton arme en infrastructure et superstructure dosé a 400Kg/m3 de CPA 425 avec complément d'adjuvant hydrofuge pour radier et voile, y compris coffrage et ferrailage	M3	16,00	40 000,00	640 000,00
.06	F&P Planchers semi - préfabriqués 16 + 4 en corps creux y compris dalle de compression en béton armé hourdi, poutrelles, treillis soudé et toutes sujétions de bonnes exécutions	M2	6,00	2 800,00	16 800,00
.07	F&Pose de double paroi en briques creuses pour maçonnerie extérieur / intérieur de 30(15+5+10) cm	M2	13,00	1 800,00	23 400,00
.08	F&P Enduits au mortier de ciment dosé à 400kg/m3 CPA 325 ep1,5cm sur mur intérieures ,extérieures et sous plafond	M2	85,00	500,00	42 500,00
.09	F et mise en œuvre de deux couches de peinture bitumineuse sur partie en contact avec la terre.	M2	30,00	80,00	2 400,00
.10	F/P de forme de pente en béton dosé à 250 kg d'ép 10 cm y compris joint de fractionnement périphérique à 30 cm de l'acrotère et toutes sujétions	M2	11,50	600,00	6 900,00
.11	F& Pose Isolation thermique en liège expansé 04 cm y compris toutes sujétions de bonne exécution	M2	11,50	850,00	9 775,00
.12	F& Pose de papier kraft y compris toutes sujétions.	M2	11,50	70,00	805,00
.13	F& P Ecran pare vapeur sur terrasse (1EIF + 1EAC + 1 x 36S+ 1 X EAC) y compris film polyane toutes sujétions d'exécution	M2	11,50	400,00	4 600,00
.14	F& P Etanchéité multicouche 3x(EAC + 36 S) y compris relève en paxalumin et toutes sujétions de bonne exécution.	M2	11,50	1 700,00	19 550,00
.15	F& Pose Protection lourde en gravier 8/15 et 15/25 y compris toutes sujétions de bonne exécution.	M2	11,50	300,00	3 450,00
.16	F& Pose Gargouille en plomb laminé y compris crapaudine pour terrasse inaccessible	M2	1,00	2 500,00	2 500,00
.17	Badigeonnage à la chaux sur murs extérieure ,intérieures et sous plafond.	M2	30,00	50,00	1 500,00
.18	F et Pose de Peinture Vinylique en 2 couches sur mur intérieures, extérieures et sous plafond	M2	30,00	150,00	4 500,00
.19	F&Pde trappe métallique de 0.70X 0.70cm y compris peinture antirouille et glycérophthalique	U	1,00	5 000,00	5 000,00
.20	F et pose d'une échelle de visite en acier galvanisé	U	1,00	10 000,00	10 000,00
.21	F&P d'une grille métallique 0,60x0,40cm y compris peinture antirouille glycérophthalique	U	1,00	5 000,00	5 000,00
.22	F&P porte métallique a deux vantaux Dim :1.04x2.40 y compris scellementcm, peinture glycérophthalique et toute autre sujétion de bonne exécution.	U	1,00	18 000,00	18 000,00
.23	F&P d'un robinet Flotteur DN 75 (pour la bache à eau) y compris tous accessoires de montage et sujétions	U	1,00	30 000,00	30 000,00
.24	F & Pose d'un pompe Hydraulique DN 40, Pmin=0,6 bars Pmax=5 bars (pour la bache à eau) y compris tous accessoires de montage	U	1,00	45 000,00	45 000,00
.25	F&pose d'armoire de commande électrique 380V comprenant 02 disjoncteurs, 02DRT ,armoire métallique, câblage y compris raccordement,	U	2,00	40 000,00	80 000,00
.26	F et mise en œuvre cunette en béton banche	ML	18,00	500,00	9 000,00
.27	Réalisation d'un drainage comprenant				
	a) F & mise en œuvre pierre sèche	M3	18,00	2 500,00	45 000,00
	b) F et mise en œuvre remblais en TVC	M3	27,00	1 000,00	27 000,00
<b>TOTAL</b>				1 102 540,00	