

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

UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES
Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés
Chimiques et Pharmaceutiques



Mémoire de fin d'études
En vue de l'obtention du diplôme :

Master 2

Présenté par

DRAOU Mohamed El Habib

BENSALAH Aymen

Filière : Génie des procédés

Option : Technologie de la pétrochimie

Estimation et minimisation des pertes en eaux au niveau de l'unité de production du méthanol CP1Z.

Devant le jury :

Mr. KADDOUR	Omar	Prof	UMBB	Président
Mr. SAOUD	Abdessalem	Prof	UMBB	Examineur
Mme. BENMABROKA	Hafsa	MCB	UMBB	Examineur
Mme. BENHATHAT	Amal	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023

Dédicaces

À mes chers parents bien-aimés,

Je les remercie pour leurs sacrifices, leur amour inconditionnel et leur soutien financier et moral. Leur présence et leurs efforts constants dans ma vie sont des trésors précieux. Je leur souhaite une vie longue et en bonne santé, et je les aime plus que tout.

À mes deux frères Haman et Sidou bien-aimés,

Bien que nous puissions avoir des différences d'opinions et de perspectives, je tiens à leur dire que je les aime infiniment. Notre lien fraternel est plus fort que nos divergences, et je serai toujours là pour eux jusqu'à la fin.

À ma petite princesse Aicha Serine,

Je souhaite exprimer tout mon amour et ma tendresse envers elle. Sa présence dans ma vie apporte une joie immense et un lien indéfectible. Je serai toujours là pour la soutenir, l'encourager et la protéger. Ma sœur bien-aimée, tu es une source infinie de bonheur et je suis reconnaissant de t'avoir dans ma vie. Je t'aime énormément.

À la famille les DRAOU et les BOUAMOUCHE,

Je souhaite exprimer ma profonde gratitude et mon amour sincère envers chaque membre qui fait partie de notre famille. Votre soutien inébranlable, votre affection inconditionnelle et votre présence précieuse ont une empreinte sur ce que je suis aujourd'hui. Je suis profondément reconnaissant d'avoir la chance d'appartenir à une famille aussi merveilleuse et aimante. Mon amour pour vous tous est infini.

À mon binôme BENSALAH Aymen,

Je tiens à exprimer toute ma reconnaissance et ma gratitude envers lui pour son écoute attentive et son aide précieuse. Sa générosité et sa disponibilité ont fait de lui un partenaire exceptionnel.

À tous mes précieux amis,

Je tiens à exprimer toute ma gratitude et mon affection envers eux. Leur amitié précieuse et leur soutien inconditionnel ont enrichi ma vie de manière inestimable. Ensemble, nous avons partagé des moments inoubliables, ri, pleuré et grandi. Leur présence m'a apporté du réconfort et de la joie. Mes amis, je vous porte dans mon cœur et je suis reconnaissant(e) d'avoir la chance de vous avoir à mes côtés. Je vous aime profondément.

À toute personne que je connais,

DRAOU Mohamed El Habib

Dédicaces

À mes chers parents,

Vous êtes mes piliers, ma source d'amour et de soutien inconditionnel, je vous dédie toute ma gratitude et mon amour infini.

À mon cher frère,

Tu es mon roc, mon confident et mon inspiration, je te dédie tout mon amour et ma reconnaissance pour ta présence précieuse dans ma vie.

À mes deux sœurs bien-aimées,

Vous êtes mes complices, mes confidentes et mes étoiles brillantes, je vous dédie tout mon amour et ma gratitude infinie pour votre soutien inconditionnel et les souvenirs précieux que nous avons partagés.

À ma chère famille BESALAH et MORSLI,

Vous êtes mon ancre, ma source de bonheur et ma plus grande fierté, je vous dédie tout mon amour et ma reconnaissance infinie pour les moments inoubliables et le lien indéfectible qui nous unit.

À mon précieux binôme, DRAOU L'Hbib,

Tu es bien plus qu'un partenaire de travail, tu es un ami sincère et un soutien inébranlable, je te dédie toute ma gratitude et mon respect pour notre collaboration exceptionnelle et les moments mémorables que nous avons partagés.

À mes chers amis,

Vous êtes ma famille choisie, mes rayons de soleil et mes complices de tous les instants, je vous dédie tout mon amour et ma reconnaissance pour les rires, les aventures et le précieux soutien que nous partageons.

BENSALAH Aymen

Remerciements

Tout d'abord, nous exprimons notre gratitude envers Dieu pour sa force et sa patience qui nous ont permis de rédiger notre mémoire de fin d'études. Nous sommes reconnaissants de sa présence constante dans nos vies, qui nous a aidés à surmonter les obstacles et à persévérer jusqu'à la fin. Sans son soutien et sa guidance, nous n'aurions pas réussi à atteindre ce jalon important de nos vies. Nous prions pour que Dieu continue à nous guider et à nous bénir dans nos parcours académique et professionnel.

Nous sommes reconnaissants envers Messieurs BEKKOUCHE Rachid, KHEDIM Ahmed et BOUDOUR Hakim pour leur soutien exceptionnel lors de notre stage pratique à SONATRACH. Leur expertise et leur encouragement ont été d'une grande valeur pour nous.

Nous souhaitons remercier chaleureusement l'équipe A et B ainsi que les membres du complexe CP1Z pour leur précieux soutien physique et moral durant notre stage. Nous avons grandement apprécié leur aide et leur encouragement tout au long de cette expérience.

Nous tenons à exprimer notre gratitude envers Madame BEHATHAT Amal, notre encadrante et chef d'option, pour sa gentillesse et son soutien moral précieux tout au long de notre stage pratique. Sa présence bienveillante et ses conseils avisés ont grandement contribué à notre réussite et à notre développement professionnel.

Nous exprimons notre profonde gratitude envers tous les enseignants de l'Université M'Hamed Bougara Boumerdes qui ont joué un rôle essentiel dans notre apprentissage et dans l'acquisition de connaissances tout au long de notre parcours universitaire. Leur dévouement, leur expertise et leur engagement envers l'éducation ont grandement contribué à notre développement académique et personnel. Nous leur sommes reconnaissants pour leur soutien constant et pour avoir partagé avec nous leur savoir et leur passion pour leurs domaines d'expertise.

Nous tenons également à exprimer notre gratitude envers tous nos amis que nous avons rencontrés tout au long de notre parcours académique. Leur présence et leur accompagnement dans notre vie ont été inestimables. Leur soutien, leur encouragement et leur amitié ont rendu notre expérience universitaire plus enrichissante et significative. Nous sommes reconnaissants d'avoir pu partager des moments précieux, des rires, des défis et des réussites avec eux. Leur amitié restera gravée dans nos souvenirs et nous les remercions chaleureusement d'avoir été présents à nos côtés.

Sommaire :

Abréviations :

Nomenclature :

Symboles grecques :

Indices :

Les vannes des débits :

Listes des tableaux :

Liste des figures :

Liste des annexes :

Résumé :

Abstract:

ملخص:

Introduction :..... 1

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

I.1	Historique :.....	3
I.1.1.	La création du complexe :.....	3
I.1.2.	Les phases de la réalisation et de mise en exploitation :.....	3
I.2	Situation géographique :.....	4
I.3	La capacité de la production :.....	4
I.4	Organigramme du complexe CP1Z :.....	5
I.5	Description des départements :.....	6
I.5.1.	Département sécurité :.....	6
I.5.1.1.	Service de surveillance :.....	6
I.5.1.2.	Service de prévention :.....	6
I.5.1.3.	Service d'intervention :.....	6
I.5.2.	Département Personnel & Moyens Généraux PMG :.....	6
I.5.3.	Département administration/ social (ADM/SOC) :.....	6
I.5.4.	Département développements et ressources humaine (DRH) :.....	6
I.5.5.	Département finances et juridique (F) :.....	7
I.5.6.	Département technico-commerciale (TC) :.....	7
I.5.7.	Département de maintenance :.....	7
I.5.7.1.	Service mécanique :.....	7
I.5.7.2.	Service instrumentation :.....	7
I.5.7.3.	Service électricité :.....	8
I.5.8.	Département approvisionnement (A) :.....	8
I.5.9.	Département technique :.....	8
I.5.10.	Département de production :.....	8
I.6	Laboratoire du complexe :.....	8
I.6.1.	Les sections du laboratoire :.....	9
I.6.1.1.	Section contrôle :.....	9
I.6.1.2.	Section des analyses chimiques :.....	9
I.6.2.	Analyses effectués :.....	9
I.6.2.1.	Analyse des eaux :.....	9
I.6.2.2.	Analyses physico-chimiques :.....	9
I.6.2.3.	Analyses Volumétriques :.....	10
I.6.2.4.	Analyse colorimétrique :.....	10

I.6.2.5.	Analyses du méthanol :.....	10
I.6.2.6.	Analyse des gaz :.....	10
I.6.2.7.	Les analyses physico-chimiques des résines :.....	11
I.7	L'unité méthanol :.....	11
I.7.1.	Section 100 : Distribution du GN.	11
I.7.2.	Section 200 : Procédé de reforming.	12
I.7.3.	Section 300 : Refroidissement du gaz et élimination de l'eau.	13
I.7.4.	Section 400 : Compression du GS.	14
I.7.5.	Section 500 : synthèse du méthanol.	15
I.7.6.	Section 600 : Distillation du méthanol brut.	16
I.7.7.	Section 700 : Production et récupération de vapeur.....	17
I.8	Service résines synthétiques : (unité 100).....	19
I.8.1.	Production du gaz de formaldéhyde :	19
I.8.2.	Production de formurée 80% en poids :.....	20
I.9	Service utilité :	21

Chapitre II : Généralités.

II.1	Le méthanol :.....	23
II.1.1.	Utilisations :.....	23
II.1.2.	Propriétés physiques :.....	23
II.1.3.	Propriétés chimiques :.....	24
II.1.4.	Incendie-explosion :.....	24
II.1.5.	Pathologie-toxicologie :.....	25
II.2	Les dégazeurs :.....	26
II.2.1.	Les pièces maîtresses d'un dégazeur et leur fonctionnement dans dégazage : ..	26
II.2.2.	Les types des dégazeurs :.....	28
II.2.2.1.	Dégazeur à plateaux :	28
II.2.2.2.	Dégazeur à vaporisation :	28
II.2.2.3.	Dégazeur sous vide :.....	28
II.2.2.4.	Dégazeur ultrasonique :.....	29
II.2.2.5.	Dégazeur à tirage forcé :.....	29
II.3	Les échangeurs de chaleur :	30
II.3.1.	Rôle des échangeurs de chaleur (fonction procès) :.....	30
II.3.1.1.	Fonction réfrigération :.....	30
II.3.1.2.	Fonction chauffage :	31
II.3.1.3.	Fonction condensation :.....	31
II.3.1.4.	Fonction vaporisation :	31
II.3.2.	Principe de fonctionnement :	32
II.3.2.1.	Échangeurs à contact direct (ou échangeurs à mélange) :.....	32
II.3.2.2.	Échangeurs à surface :.....	32
II.3.3.	Modes de circulation :.....	33
II.3.3.1.	Échangeurs à co-courants (parallel flow) :.....	33
II.3.3.2.	Échangeurs à contrecourant (counter flow) :.....	33
II.3.3.3.	Échangeurs à courant croisés (cross flow) :	33
II.3.4.	Technologies des échangeurs :.....	33
II.3.4.1.	Échangeurs tubulaires (tubular exchangers) :.....	33
II.3.4.2.	Échangeurs à plaques :	34

II.3.4.3.	Aéroréfrigérants (aerocoolers) :.....	35
II.4	L'adsorption :.....	36
II.4.1.	Principe :.....	36
II.4.2.	L'adsorption sur le charbon actif :.....	36
II.4.3.	Exemples d'application :.....	36
II.4.4.	Les filtres à charbon actif :.....	37
II.4.4.1.	Description du processus :.....	37
II.4.4.2.	Le mécanisme d'adsorption du charbon actif dans les filtres :.....	37
II.4.4.3.	Facteurs qui influencent l'exécution du charbon actif dans l'eau :	39
II.5	La simulation :.....	40
II.5.1.	Définition :.....	40
II.5.2.	Modèle mathématique :.....	40
II.5.3.	Utilisation :.....	40

Chapitre III : L'environnement et la synthèse pétrochimique.

III.1	La vapeur d'eau et le réchauffement climatique planétaire :	41
III.1.1.	L'eau contribue à l'effet de serre naturel de la Terre :	41
III.1.2.	L'influence de la concentration d'eau sur l'effet de serre :.....	41
III.1.3.	La vapeur d'eau, un acteur majeur du réchauffement climatique :.....	42
III.2	Production du méthanol :	44
III.2.1.	Méthodes de production :.....	44
III.2.1.1.	La synthèse de méthanol à partir de syngaz :.....	44
III.2.1.2.	La synthèse à partir de la biomasse :.....	45
III.2.2.	Autres méthodes de production :.....	46
III.2.2.1.	Processus du Carnol :	46
III.2.2.2.	Bi-reforming :.....	46
III.2.2.3.	L'oxydation directe du méthane en méthanol :.....	47
III.2.2.4.	$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$:.....	47
III.3	Obtention du gaz de synthèse :.....	47
III.3.1.	Production du syngaz à partir le gaz naturel :.....	47
III.3.1.1.	Le reformage à la vapeur :.....	47
III.3.1.2.	Oxydation partielle du gaz naturel :	48
III.3.1.3.	Deux étapes de reformage :.....	48
III.3.1.4.	Reformage sec :.....	48
III.3.2.	Production du syngaz à partir du charbon :	49
III.3.3.	Applications du gaz de synthèse :	49

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

IV.1	Les bilans de matière :.....	50
IV.1.1.	Cas Réel :	50
IV.1.1.1.	Les bilans partiels :	50
IV.1.1.2.	Bilan global du procédé :.....	55
IV.1.2.	Cas design :	58
IV.1.2.1.	Les bilans partiels :	58
IV.1.2.2.	Bilan global du procédé :.....	60
IV.1.3.	Comparaison entre les résultats cas réel et cas design :.....	63
IV.2	Minimisation de 1 ^{ère} perte au niveau de Dégazeur V701 :.....	63
IV.2.1.	Bilan thermique :.....	65

IV.2.1.1.	Calcul de ΔT_{LM} :	66
IV.2.1.2.	Calcul du flux de chaleur :	66
IV.2.2.	Dimensionnement de l'échangeur H608 :	67
IV.2.2.1.	Géométrie de l'échangeur :	67
IV.2.2.2.	Caractéristiques des tubes :	67
IV.2.2.3.	Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil :	68
IV.2.2.4.	Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 :	68
IV.2.2.5.	Calcul de la température des tubes :	70
IV.2.2.6.	Calcul de φ_c et de φ_t :	71
IV.2.2.7.	Calcul du coefficient du transfert propre :	71
IV.2.2.8.	Calcul la résistance d'encrassement :	71
IV.2.3.	Calcul des pertes de charge :	71
IV.2.3.1.	Coté tube :	71
IV.2.3.2.	Coté calandre :	72
IV.2.4.	Interprétation des résultats obtenus :	72
IV.3	Minimisation de deuxième perte au niveau de la 2 ^{ème} colonne V602 :	73
IV.3.1.	Calcul des quantités des COV produits en 1% du méthanol dans l'eau :	73

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

V.1.	Logiciel HYSYS :	77
V.1.1.	Modes de simulation :	77
V.1.1.1.	Mode à l'état stable (steady state) :	77
V.1.1.2.	Mode dynamique (dynamic state) :	77
V.1.2.	Les équipements de base :	78
V.1.2.1.	Échangeur de chaleur (heat exchanger) :	78
V.1.2.2.	Vaisseau :	79
V.1.2.3.	Séparateur :	79
V.1.3.	Application :	80
V.1.4.	Principe de fonctionnement :	80
V.1.4.1.	Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS :	80
V.1.4.2.	Choix du model thermodynamique :	81
V.1.4.3.	L'environnement de la simulation :	81
V.2.	Simulation du circuit à l'état actuel :	82
V.2.1.	Simulation de l'échangeur de chaleur H303 :	82
V.2.2.	Simulation de l'échangeur de chaleur H606 :	83
V.2.3.	Simulation du dégazeur V701 :	84
V.3.	Simulation du circuit après la modification :	85
V.3.1.	Simulation du nouvel échangeur de chaleur H608 :	85
V.3.2.	Simulation du dégazeur V701 après l'introduction de l'échangeur H608 :	88
V.3.3.	Étude comparative :	89
V.3.4.	Étude économique :	89
V.3.4.1.	Estimation de cout de perte d'eau vers atmosphère :	89
Conclusion.		
Conclusion :		91

Bibliographie

Annexes.

Abréviations :

MeOH : Méthanol.

GN : Gaz naturel.

GS : Gaz de synthèse.

Syngaz : Gaz de synthèse.

GnR : Gaz non réagit.

Ppm : Partie par million.

Ppb : Partie par billion (milliard).

Lab : Labyrinthe.

Vap : Vapeur.

EVE : Eau vers égouts.

ED : Eau déminéralisée.

ER : Eau de refroidissement.

HP : Haute pression.

MP : Moyenne pression.

BP : Basse pression.

DBO₅ : Demande biochimique d'oxygène pendant 5 jours.

DCO : Demande chimique d'oxygène.

Nomenclature :

S : La surface d'échange.

e : Épaisseur de la paroi.

K : Coefficient d'échange.

F : Débit massique.

Q : Le débit de chaleur échangée.

T_{ce}, T_{cs} : Température d'entrée et de sortie de fluide chaud dans le tube.

T_{fe}, T_{fs} : Température d'entrée et de sortie du fluide froid dans la calandre.

tt : Température de tube.

T_c, t_c : Température calorifique des deux fluide chaud et froid.

C_{pf} : La chaleur spécifique du fluide froid.

C_{pc} : La chaleur spécifique du fluide chaud.

$\Delta P_t, \Delta P_c$: Perte de charge coté calandre et coté tube.

RS : Résistance d'encrassement.

Up : Coefficient d'échange propre.

Us : Coefficient d'échange sale.

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 / m³]

ϕ : Flux de chaleur transporté. [W]

Indices :

int : Intérieur

ext : Extérieur .

e : Équivalent

C : Calandre

t : Tube

p : Propre

T : Transversale

Les vannes des débits :

Fi601 : Débit massique de vapeur du rebouilleur H606. [Kg/h]

FRC610 : Débit massique du méthanol brut. [Kg/h]

FRC402 : Débit massique de la vapeur HP vers Turbine Q402. [Kg/h]

FRC613 : Débit massique du méthanol raffiné. [Kg/h]

Fi704 : Débit massique d'eau déminéralisée. [Kg/h]

Fi701 : Débit massique de la vapeur HP provenant du service utilité. [Kg/h]

FR704 : Débit massique de la vapeur BP vers utilité. [Kg/h]

FRC701 : Débit massique d'eau de chaudière F208. [Kg/h]

F_{perte} : Débit massique des pertes de vapeur d'eau. [Kg/h]

FRC102 : Débit massique de la vapeur d'eau. [Kg/h]

FR702 : Débit massique de la vapeur d'eau MP. [Kg/h]

Fi402 : Débit massique de la vapeur d'eau HP. [Kg/h]

FR402 : Débit volumique du gaz d'appoint. [Nm³/h]

FR403 : Débit volumique du gaz d'alimentation du réacteur. [Nm³/h]

FRC406 : Débit volumique de gaz d'hydrogène vers le four. [Nm³/h]

FR501 : Débit volumique du gaz de purge. [Nm³/h]

FR502 : Débit volumique du gaz de flash. [Nm³/h]

FR504 : Débit volumique du gaz d'étanchéité. [Nm³/h]

F_{GS} : Débit volumique du gaz de synthèse. [Nm³/h]

FRC101 : Débit volumique du gaz naturel. [Nm³/h]

Fi504 : Débit volumique du gaz d'hydrogène. [Nm³/h]

Listes des tableaux :

Tableau IV-1 : Les résultats expérimentales d'écoulement d'eau du V703.	54
Tableau IV-2 : Comparaison entre le cas réel et le cas design.	63
Tableau IV-3 : Les données de calcul d'échangeur.	65
Tableau IV-4 : Les spécifications des tubes d'échangeur.....	68
Tableau IV-5 : Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur H608.	72
Tableau IV-6 : Les analyses effectuées dans l'unité de production du méthanol.....	74
Tableau V-1 : Comparaison des débits de perte avant et après l'installation de H608.	89
Tableau V-2 : Quantité actuelle d'eau perdue vers l'atmosphère.	89
Tableau V-3 : Débit de perte économisée après la solution.	89

Liste des figures :

Figure I-1 : Situation géographique du complexe CP1Z.....	4
Figure I-2 : L'organigramme du complexe CP1Z.....	5
Figure I-3 : Schéma d'unité 100.....	12
Figure I-4 : Schéma d'unité 200.....	13
Figure I-5 : Schéma de l'unité 300.....	14
Figure I-6 : Schéma de l'unité 400.....	15
Figure I-7 : Schéma de l'unité 500.....	16
Figure I-8 : Schéma de l'unité 600.....	17
Figure I-9 : Schéma de l'unité 700. (Partie1).....	18
Figure I-10 : Schéma de l'unité 700. (Partie2).....	19
Figure I-11 : Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formurée.....	20
Figure I-12 : Circuit fluide du formurée 80.....	21
Figure II-1 : Présentation d'un pictogramme des dangers du méthanol.....	23
Figure II-2 : Figure descriptif des différents composants d'un dégazeur thermique.	26
Figure II-3 : Cycle de base de liquéfaction du méthane.....	30
Figure II-4 : Condenseur barométrique.	32
Figure II-5 : Les différentes résistances thermiques d'une paroi.	32
Figure II-6 : Échangeur à plaques démontables.	34
Figure II-7 : Aéroréfrigérant.....	35
Figure II-8 : Diagramme de variation de la quantité d'acide adsorbé en fonction de sa concentration (isotherme de FREUNDLICH).	38
Figure II-9 : Schéma montre l'épuisement pendant l'utilisation de votre colonne.	39
Figure III-1 : Carte de la quantité de vapeur d'eau dans l'atmosphère: elle dépend de la température et donc de la latitude.	42
Figure III-2 : La rétroaction de la vapeur d'eau contribue à amplifier le réchauffement provoqué par l'augmentation de dioxyde de carbone.....	43
Figure III-3 : Les réactions de chaque étape dans le bi-reforming.....	46
Figure III-4 : Schéma démonstratif des applications du syngaz.	49
Figure IV-1 : Diagramme des températures des fluides circulants à contre-courant.....	66
Figure IV-2 : Représentation d'un pas carré normal.	68
Figure IV-3 : Schéma explicatif du traitement aux bactéries.	75
Figure V-1 : Les connexions des flux pour un échangeur de chaleur dans HYSYS.....	78
Figure V-2 : Simulation d'un vaisseau.	79
Figure V-3 : Simulation d'un séparateur tri-phasique.	79
Figure V-4 : L'environnement du HYSYS.....	81
Figure V-5 : Schéma de l'installation actuelle.....	82
Figure V-6 : Circulation des fluides dans l'échangeur H303.....	82
Figure V-7 : Conditions des fluides mises en jeu dans H303.	83

Figure V-8 : Circulation des fluide dans l'échangeur H606.....	83
Figure V-9 : Conditions des fluides mises en jeux dans H606.	84
Figure V-10 : Les pertes d'eau actuelles vers l'atmosphère au niveau du dégazeur V701	84
Figure V-11 : Schéma de l'installation avec la solution.	85
Figure V-12 : Circulation des fluide dans l'échangeur H608.....	85
Figure V-13 : Dimensionnement du coté calandre de l'échangeur H608.....	86
Figure V-14 : Dimensionnement du coté tube de l'échangeur H608.	86
Figure V-15 : Caractéristiques globales de l'échangeur H608.	87
Figure V-16 : Conditions des fluides circulants dans l'échangeur H608.	87
Figure V-17 : Simulation du dégazeur après la solution.	88
Figure V-18 : La quantité de vapeur après la modification.....	88

Liste des annexes :

Annexe I : Propriétés physique du méthanol à 25 °C et 101,3 kPa, 1 ppm.	94
Annexe II : Tableau des données industrielles.....	94
Annexe III : Analyse des gaz.....	95
Annexe IV : Représentation graphique du facteur de correction F_c à partir de E et R	95
Annexe V : Coefficient de transfert sale U_s	96
Annexe VI : Les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés.	96
Annexe VII : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.	96
Annexe VIII : Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré.....	97
Annexe IX : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.	97
Annexe X : Les valeurs limites conseillées de β (distance entre chicane).	98
Annexe XI : Coefficient de transfert et coefficient de friction du nombre de Reynolds, à l'extérieur des tubes.....	98
Annexe XII : Les valeurs usuelles des résistances R_{sint} et $R_{s ext}$	99
Annexe XIII : Le dimensionnement à mettre en œuvre dépend étroitement des objectifs à atteindre pour une installation de traitement aux bactéries.....	99

Résumé :

Le complexe pétrochimique CP1Z est chargé de la fabrication du méthanol raffiné conforme aux normes mondiales.

L'eau joue un rôle crucial dans ce processus, mais en raison des pertes constatées au niveau des différents équipements de l'unité, nous avons décidé d'installer un échangeur de chaleur H608 pour minimiser les pertes de vapeur dans le dégazeur V701 vers l'atmosphère. De plus, nous prévoyons de mettre en place une série de trois filtres à charbon actif suivis d'un bassin de traitement aux bactéries pour récupérer les pertes d'eau liquide provenant de la colonne V602 et les réintroduire dans le processus et l'eau de régénération sera traitée et jetée vers la lithosphère. Cette décision a été motivée non seulement par des considérations économiques, mais aussi environnementales.

Abstract:

The CP1Z petrochemical complex is responsible for manufacturing refined methanol that meets global standards.

Water plays a crucial role in this process, but due to losses observed in various equipment within the unit, we have decided to install a heat exchanger H608 to minimize steam losses in the V701 degasser to the atmosphere. Additionally, we plan to implement a series of three activated carbon filters followed by a bacteria treatment basin to recover liquid water losses from column V602 and reintroduce them into the process, while regenerating water will be treated and discharged to the lithosphere. This decision was motivated not only by economic considerations, but also by environmental ones.

ملخص :

مجمع البتروكيماويات CP1Z مسؤول عن تصنيع الميثانول المكرر وفقا للمعايير العالمية.

يلعب الماء دورا مهما في هذه العملية ، ولكن نظرا للخسائر التي لوحظت في المعدات المختلفة للوحدة ، قررنا تركيب مبادل حراري H608 لتقليل فقد بخار الماء في الغلاف الجوي من جهاز نزع الهواء V701. بالإضافة إلى ذلك ، نخطط لتركيب سلسلة من ثلاثة مرشحات للكربون النشط لاستعادة خسائر المياه السائلة من العمود V602 وإعادة إدخالها في العملية وسيتم معالجة مياه التجديد ببركة معالجة البكتيريا والتخلص منها في الغلاف الصخري. لم يكن الدافع وراء هذا القرار هو الاعتبارات الاقتصادية فحسب، بل أيضا الاعتبارات البيئية.

Introduction.

Introduction :

Le complexe CP1Z, spécialisé dans la production de méthanol et de résines synthétiques, joue un rôle crucial dans l'économie du domaine de la pétrochimie dans l'Algérie, qui est essentiel pour répondre aux besoins humains de nos jours. La pétrochimie est une industrie vaste et vitale qui produit des produits chimiques à partir de ressources pétrolières et gazières, et elle a un impact significatif sur de nombreux aspects de notre vie quotidienne.

Le méthanol, produit clé du complexe CP1Z, est une substance chimique utilisée dans de nombreux secteurs, tels que l'industrie automobile, l'énergie, la chimie fine, les plastiques, les produits pharmaceutiques et bien d'autres.

Les résines synthétiques, produites également par le complexe CP1Z, sont des matériaux chimiques utilisés dans une grande variété d'applications, notamment les revêtements, les adhésifs, les plastiques, les fibres et bien d'autres. Elles sont utilisées dans de nombreux secteurs, tels que l'automobile, la construction, l'emballage et l'électronique.

En effectuant un stage dans le complexe CP1Z, nous avons eu l'opportunité de contribuer à la production de méthanol et de résines synthétiques, qui sont des matériaux clés dans le domaine de la pétrochimie. Nous avons pu également comprendre des processus de fabrication complexes, acquérir une expérience pratique dans la manipulation de produits chimiques, apprendre les normes de sécurité et les réglementations en vigueur dans l'industrie pétrochimique, ainsi que comprendre l'importance de cette industrie dans notre société moderne.

La pétrochimie est un secteur en constante évolution qui joue un rôle crucial dans notre vie quotidienne. Cependant, il est également important de noter que cette industrie a également des défis environnementaux et sociaux, tels que la gestion des déchets chimiques, la réduction des émissions de gaz à effet de serre et la promotion de pratiques durables. En tant que professionnel ou futur professionnel de ce domaine, il est important de prendre en considération ces défis et de contribuer à des pratiques responsables et durables dans l'industrie pétrochimique.

Ce qui nous a intéressés dans notre choix de thème, en nous basant sur les données disponibles sur le terrain, c'est l'estimation et la minimisation des pertes en eau. Nous avons réalisé que ces pertes peuvent avoir un impact significatif sur la rentabilité de l'unité de production en raison de la préciosité de l'eau déminéralisée utilisée dans le processus. En minimisant ces pertes, nous contribuons à optimiser la performance économique de notre unité.

Cependant, notre motivation ne se limite pas seulement à des considérations économiques. Nous sommes également conscients de l'importance de préserver l'environnement. L'eau est une ressource vitale et limitée, et nous comprenons que réduire les pertes en eau contribue à protéger cette ressource essentielle pour les générations futures. Nous avons à cœur de prendre des mesures responsables pour minimiser l'impact environnemental de notre production et agir en faveur de la durabilité.

Introduction.

Pour aborder ce thème intéressant, nous utilisons notre esprit d'analyse technique, scientifique et chimique ainsi les informations déjà acquises dans notre parcours dans l'université pour trouver des solutions cohérentes.

Nous analysons les données disponibles sur le terrain, utilisons des méthodes d'estimation des pertes en eau et évaluons les différentes options pour minimiser ces pertes. Nous prenons également en compte les contraintes de production et cherchons des solutions qui n'ont pas d'impact négatif sur notre processus de production. Nous développons ainsi une approche holistique qui prend en compte à la fois les aspects techniques, scientifiques, économiques et environnementaux pour trouver des solutions efficaces et durables.

Chapitre 1 : Présentation du complexe et des opérations du processus ; dans ce chapitre, nous présentons en détail notre complexe de production de méthanol et de résines synthétiques, ainsi que les opérations du processus qui y sont réalisées. Nous expliquons les différentes étapes de production, depuis l'approvisionnement en matières premières jusqu'à la sortie des produits finis, afin de mieux comprendre le fonctionnement de l'unité.

Chapitre 2 : Généralités sur les équipements, les produits et les techniques chimiques ; dans ce chapitre, nous présentons les équipements nécessaires pour notre unité de production, ainsi que les informations sur les produits et les techniques chimiques utilisées. Nous donnons une vue d'ensemble de tous les éléments nécessaires pour le processus de production de méthanol, afin de comprendre les bases nécessaires pour la suite de notre travail.

Chapitre 3 : L'environnement et la synthèse pétrochimique ; dans ce chapitre, nous explorons le lien entre l'environnement et la synthèse pétrochimique, en nous posant la question de savoir si la vapeur d'eau favorise l'effet de serre ou l'atténue. Nous examinons également les méthodes innovantes de synthèse qui pourraient contribuer à minimiser l'impact environnemental de notre processus de production.

Chapitre 4 : Bilan matière et énergétique de l'unité de production de méthanol ; dans ce chapitre, nous effectuons un bilan matière et énergétique dans notre unité de production de méthanol, afin d'identifier les sections du processus où des pertes en eau peuvent se produire et les opportunités d'amélioration. Nous analysons également la consommation d'énergie et les flux de matières pour trouver des solutions cohérentes afin de minimiser les pertes en eau et optimiser l'efficacité de production.

Chapitre 5 : Simulation par le logiciel HYSYS ; dans ce chapitre, nous utilisons le logiciel HYSYS pour simuler l'une des solutions identifiées pour minimiser les pertes en eau dans notre unité de production de méthanol. Nous analysons les résultats de la simulation pour évaluer l'efficacité de la solution proposée et déterminer si elle est acceptable du point de vue économique, environnemental et technique.

Chapitre I :

Présentation du

complexe CP1Z.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

La création de la Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures en date du 31 décembre 1963, a donné naissance à une entreprise pétrolière et gazière algérienne qui est aujourd'hui considérée comme la première en Afrique.

Dans ce chapitre, nous avons présenté le complexe de pétrochimie CP1Z d'Arzew en décrivant les différents départements qui le composent ainsi que les différentes étapes de production de méthanol. Ces étapes prennent en compte les différentes sections de l'unité où le procédé est effectué.

I.1 Historique :

I.1.1. La création du complexe :

Depuis plus de 50 ans, SONATRACH a joué un rôle majeur dans l'économie nationale en valorisant les importantes réserves d'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 s'est associée à la société italienne SIR pour créer la société mixte ALMER, dont le premier projet était le complexe de méthanol et de résines synthétiques.

Le 10 septembre 1970, ALMER a signé un contrat avec les sociétés HUPPHREYS et GLASGOW pour la construction de l'unité de méthanol. En novembre 1971, la société ALMER a été dissoute ; SONATRACH a poursuivi 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 en 1973 pour la construction des unités de production de résines.

Dans le cadre de la restructuration de SONATRACH, l'Entreprise Nationale de Pétrochimie a été créée par le décret n°83-410 du 06 août 1983, portant sur la création de l'entreprise nationale des industries pétrochimiques (ENIP) dont la mission était de prendre en charge les activités pétrochimiques et phytosanitaires.

I.1.2. Les phases de la réalisation et de mise en exploitation :

En 1968, une convention a été élaborée entre SONATRACH et la société italienne SIR, ce qui a donné naissance à la société mixte ALMER (Algérie Méthanol et Résines).

En 1969, la société ALMER est née, avec une participation de 60% de SONATRACH et 40% de SIR.

En 1970, ALMER a confié la construction de l'unité de méthanol à HUMPHREYS & GLASGOW, mais le contrat n'est entré en vigueur qu'en février 1971.

En 1971, SONATRACH a pris en charge entièrement la poursuite de la réalisation du projet.

En 1972, les unités utilités ont été réalisées.

En 1973, un contrat a été signé avec le même constructeur pour la réalisation des unités résine.

En 1975, les utilités ont été mises en service.

En 1976, l'unité de méthanol a commencé à être exploitée.

En 1978, les unités résine ont été mises en exploitation.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

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

I.2 Situation géographique :

Le Complexe Méthanol et résines synthétiques est installé sur une zone de 27 hectares qui surplombe la baie d'Arzew depuis le plateau du MOHGOUN. Cet endroit est situé au nord de la raffinerie et à une distance de deux kilomètres de la ville. Pour y accéder, il suffit de prendre la route nationale reliant Oran, Arzew et Mostaganem.

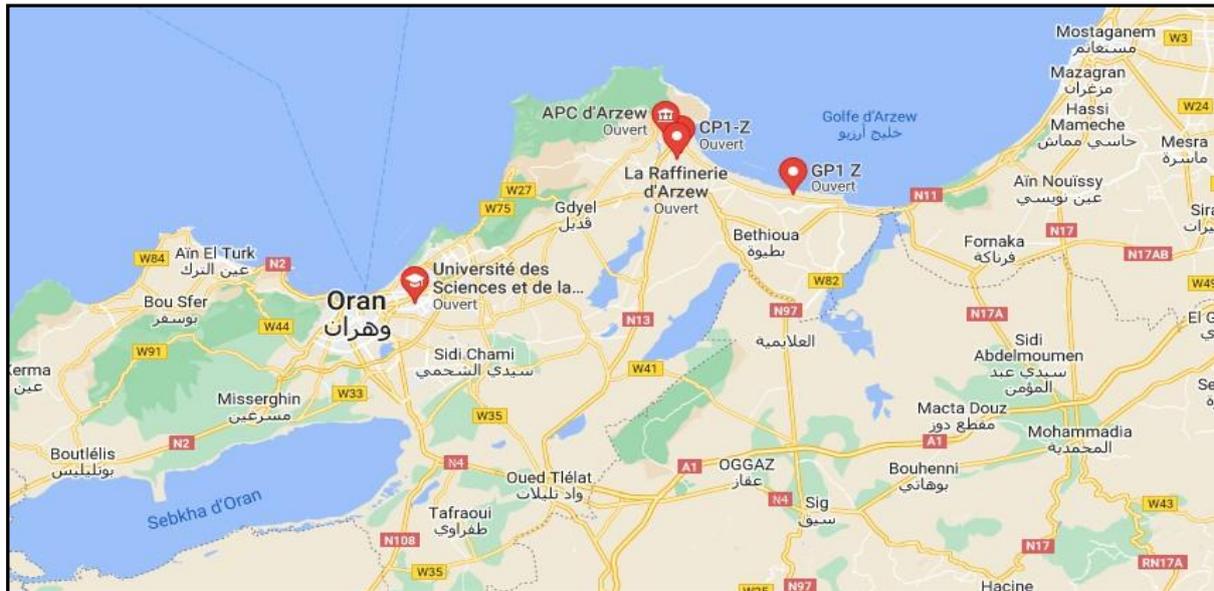


Figure I-1 : Situation géographique du complexe CP1Z.

I.3 La capacité de la production :

Le complexe CP1Z s'occupe de transformer les hydrocarbures liquides ou gazeux et leurs dérivés pour produire des produits pétrochimiques et des produits finis destinés au marché local et international. Cependant, dans les années 90, certaines unités ont connu des dysfonctionnements en raison de problèmes de commercialisation et d'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.
- 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;

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

- Les utilités nécessaire 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.

I.4 Organigramme du complexe CP1Z :

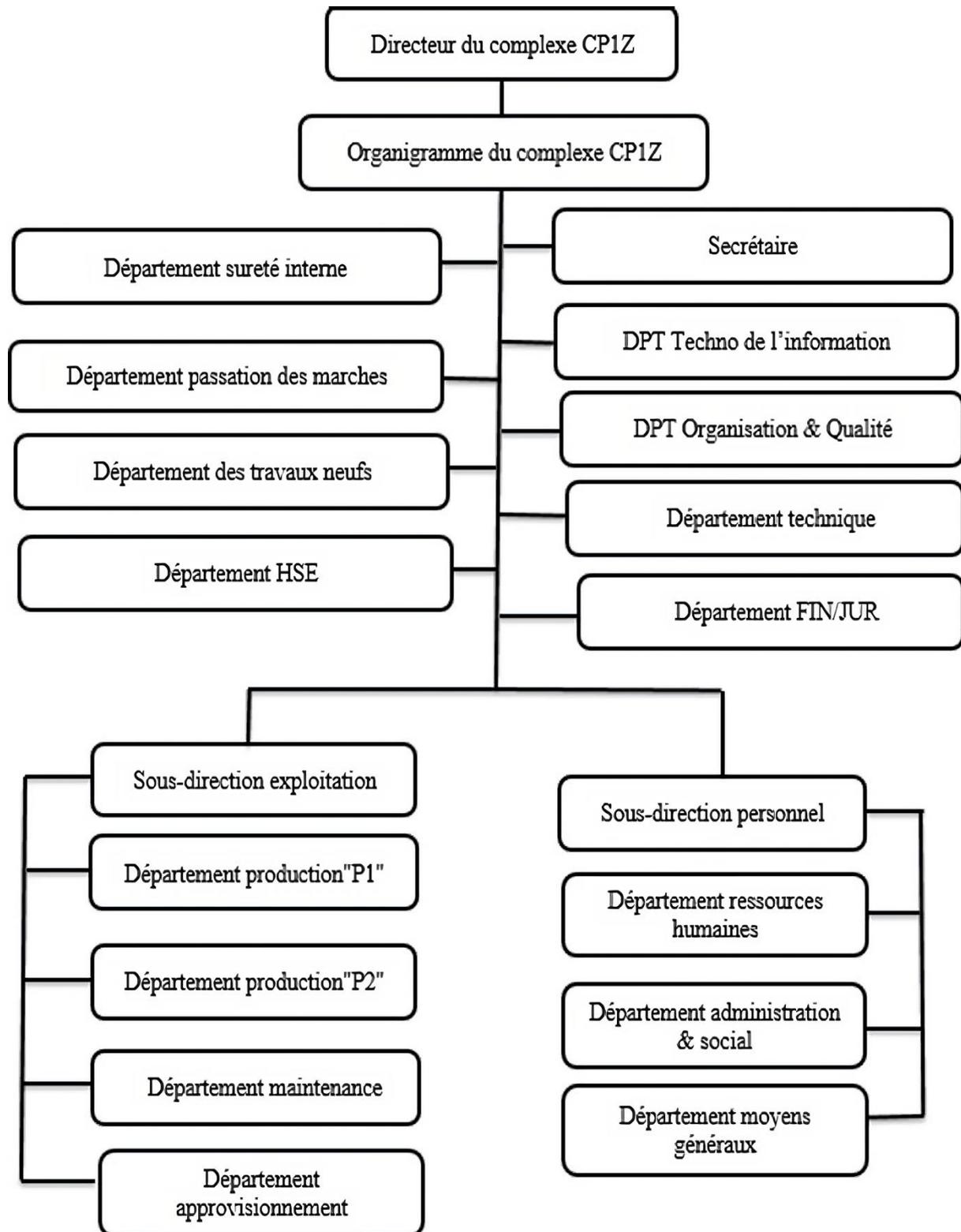


Figure I-2 : L'organigramme du complexe CP1Z.

I.5 Description des départements :

I.5.1. Département sécurité :

Le département est chargé de la sécurité du personnel et de la prévention des risques d'incendie ou d'accidents susceptibles de causer des dommages aux installations de production ou mettre en danger la vie humaine. Il se compose de trois services :

I.5.1.1. Service de surveillance :

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

I.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.

I.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.

I.5.2. Département Personnel & Moyens Généraux PMG :

Leur rôle principal consiste à :

- Assurer le suivi et le pointage du personnel.
- Établir les différentes décisions concernant les employés.
- Préparer la paie des employés.
- Gérer l'accueil et le recrutement des nouveaux employés.
- Assurer le transport du personnel ainsi que la restauration sur place.

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

Le département de gestion du personnel est responsable du suivi des employés en termes d'avantages et d'assistance. Il est composé de deux services :

- ❖ Service administratif qui s'occupe de la gestion des documents administratifs des employés tels que les contrats de travail, les fiches de paie et les feuilles d'absence.
- ❖ Service social qui fournit une assistance sociale aux employés en termes de santé, d'assurance et d'autres avantages sociaux.

I.5.4. Département développements et ressources humaine (DRH) :

Le département a pour mission principale de gérer les ressources humaines de l'entreprise.

Il est chargé de sélectionner et recruter du personnel, de planifier les effectifs, de contribuer à la formation et au perfectionnement du personnel, d'assurer la maîtrise de la technique et technologie liée à son champ d'activité, et de suivre les carrières des employés par le biais d'une fiche d'appréciation établie pour chaque agent.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

I.5.5. Département finances et juridique (F) :

Ce département est responsable du suivi des opérations financières et juridiques du complexe. Il est constitué de trois services distincts :

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

I.5.6. Département technico-commerciale (TC) :

Ce département a pour mission de gérer la production des produits finis en fonction des besoins du marché national et international, ainsi que de promouvoir, vendre et distribuer ces produits.

Il est composé de trois services :

- Service vente et distribution : chargé de la commercialisation des produits finis sur le marché national et international, ainsi que de la gestion de la distribution.
- Service marketing : responsable de la stratégie marketing, de la recherche de nouveaux marchés et de la promotion des produits.
- Service Planning Programmation et Expédition : chargé de la planification et de la programmation de la production, ainsi que de l'expédition des produits finis.

I.5.7. Département de maintenance :

Il contient 3 services :

I.5.7.1. Service mécanique :

Il est constitué de deux sections :

I.5.7.1.1. La section des machines tournantes :

Cette section a pour mission d'assurer la maintenance des équipements industriels.

Elle implique le démontage, le remplacement des pièces en fonction de leur état d'usure, le nettoyage, le remontage et le réglage de différents équipements tels que les pompes, les compresseurs, les turbines, les ventilateurs et les réducteurs de vitesse.

I.5.7.1.2. La section des machines-outils :

Elle a pour fonction de réparer ou fabriquer des pièces en atelier en utilisant des machines-outils.

I.5.7.2. Service instrumentation :

Ce service est responsable de la maintenance des instruments industriels tels que les vannes, les soupapes, les clapets et les transmetteurs.

Il implique également la compréhension de leur construction et de leur mécanisme pour assurer une maintenance efficace et une réparation en cas de besoin.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

I.5.7.3. Service électricité :

Le complexe CP1/Z est alimenté en électricité par le réseau national SONELGAZ grâce à deux lignes : une terrestre d'Arzew et une aérienne d'Ain El-Beida, d'une tension $U=30$ KV et d'une apparente $S=13$ MVA. Ces deux lignes alimentent les deux jeux de barres A et B.

I.5.8. Département approvisionnement (A) :

Il est chargé de s'assurer que toutes les pièces de rechange et les produits nécessaires sont disponibles pour garantir le bon fonctionnement de l'usine.

Il est composé de deux services :

- Le service d'achat, qui se charge de l'acquisition de ces pièces et produits,
- Le service de gestion des stocks, qui s'occupe de leur stockage et de leur distribution.

I.5.9. Département technique :

Le département dispose d'un organisme composé de trois services qui travaillent ensemble pour garantir la production continue des unités et atteindre les objectifs fixés.

- Le service d'ingénierie (TE) ; étudie en permanence les améliorations possibles du procédé de fabrication.
- Le service d'inspection ; se charge de contrôler régulièrement les équipements pour garantir leur bon fonctionnement.
- Enfin, le service de laboratoire ; s'occupe de tester et de vérifier tous les fluides et matières premières entrant dans les procédés de fabrication pour assurer leur qualité et leur conformité aux normes en vigueur.

I.5.10. Département de production :

Ce département est en étroite collaboration avec la sous-direction exploitation.

Il est responsable de la production du Méthanol et comprend quatre (04) services:

- Service Méthanol: pour la production du Méthanol.
- Service utilité: pour la production des équipements et des utilités nécessaires à la production de Méthanol.
- Service résines synthétiques: pour la production de résines synthétiques.
- Service Planning Programmation et Expédition (U200): pour la planification, la programmation et l'expédition des produits.

I.6 Laboratoire du complexe :

Le laboratoire est un élément clé dans l'industrie chimique et pétrochimique car il assure un suivi et un contrôle continu de la qualité des produits finis. Il est considéré comme le reflet de l'efficacité de tout complexe car il est le garant de la qualité des produits traités pendant le processus. Le laboratoire veille au bon fonctionnement des unités de traitement de matières premières et analyse les produits finis pour leur commercialisation, que ce soit sur le marché national ou pour l'exportation.

I.6.1. Les sections du laboratoire :

Le laboratoire de CP1Z se compose de différentes sections :

I.6.1.1. Section contrôle :

Qui sert à analyser :

- L'eau utilisée dans le processus de production.
- Les gaz de procédé générés pendant la production.
- Les résines synthétiques produites.
- Le méthanol produit.

I.6.1.2. Section des analyses chimiques :

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

I.6.2. Analyses effectués :

I.6.2.1. Analyse des eaux :

Les analyses des eaux, qu'il s'agisse de leur traitement ou de leur contrôle, ont pour objectif de protéger les équipements du complexe industriel car certaines espèces telles que le chlorure et le calcium peuvent être corrosives. Dans le milieu de production de méthanol, l'eau doit être basique, ce qui explique pourquoi les utilités ajoutent des produits pour augmenter et stabiliser le 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).
- Eaux de chaudière (F208).
- Eaux gazeuse (V701).
- Eaux condensat (11 D1).
- Dégazeur (11 D3).

I.6.2.2. Analyses physico-chimiques :

La méthode physico-chimique est ainsi nommée car elle utilise des appareils électriques pour mesurer différentes propriétés des produits et des fluides.

Deux exemples de mesures effectuées par cette méthode sont :

- La mesure du pH, qui permet de déterminer l'acidité ou la basicité d'une solution en mesurant la concentration d'ions H⁺.
- La mesure de conductivité, qui permet d'évaluer la capacité d'un fluide à conduire l'électricité et donc de déterminer sa teneur en ions dissous.

I.6.2.3. Analyses Volumétriques :

La méthode volumétrique est une technique de dosage qui utilise des solutions différentes. Une des solutions est utilisée comme réactif pour former un complexe ou un couple de sels qui ont la particularité de se déposer.

Parmi les techniques de dosage volumétrique, on peut citer :

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

I.6.2.4. Analyse colorimétrique :

La spectrométrie d'absorption moléculaire est une méthode très précise pour déterminer la concentration de certains ions, qui est plus précise que la volumétrie. Cette méthode est très polyvalente et peut être utilisée pour mesurer la concentration de divers composés colorés dans une solution. Lorsqu'un faisceau lumineux d'une longueur d'onde donnée traverse une solution colorée, une partie de la lumière 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.

I.6.2.5. Analyses du méthanol :

Le laboratoire est chargé d'analyser différentes caractéristiques du méthanol raffiné, telles que :

- Sa pureté.
- Sa densité.
- Le taux d'eau qu'il contient.
- La quantité d'hydrocarbures qu'il renferme.
- Son niveau d'acidité.
- Le résidu non volatil.
- Son intervalle de distillation.
- Son réaction au test au permanganate de potassium.

I.6.2.6. Analyse des gaz :

La chromatographie en phase gazeuse (CPG) est une méthode d'analyse chimique qui permet de séparer et d'identifier les composants d'un échantillon. Elle utilise un gaz porteur pour transporter l'échantillon à travers une colonne remplie d'un matériau de remplissage, appelé phase stationnaire. Les différents composants de l'échantillon interagissent différemment avec la phase stationnaire, ce qui entraîne leur séparation en différents pics chromatographiques. Les pics chromatographiques sont ensuite analysés pour identifier les composants présents dans l'échantillon.

La CPG est largement utilisée dans l'industrie chimique et pétrochimique pour l'analyse de gaz, de liquides et de solides.

I.6.2.7. Les analyses physico-chimiques des résines :

Il s'agit ici de tests effectués sur des colles et des produits à base de formaldéhyde utilisés dans l'industrie. Les tests sont :

- La mesure de la viscosité absolue.
- Le temps de gel de la colle urée.
- La détermination du formaldéhyde oxydable.
- La détermination du formaldéhyde dans les condensats amino-formaldéhyde.
- La détermination du pouvoir tampon de la formurée UF80.

I.7 L'unité méthanol :

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

I.7.1. Section 100 : Distribution du GN.

Le gaz naturel (GN) qui contient du méthane est la matière première utilisée. Il arrive dans le système à une haute pression de 33 bars, mais la vanne régulatrice de pression (PICV 101) le détend à une pression plus basse de 30,5 bars. Ensuite, le gaz est dirigé vers un séparateur (V106), où il est divisé en plusieurs parties :

- Le gaz procès (GP) est envoyé au four (F201) à une pression de 25,5 bars et est contrôlé par une vanne (PICV105).
- Le gaz combustible (GC) est envoyé au même four (F201) mais à une pression plus basse de 8 bars, et sa pression est contrôlée par une autre vanne (PICV103). Le débit de gaz utilisé par les brûleurs du four est également contrôlé par une autre vanne (FRCV103).
- Le gaz brûleurs auxiliaires est utilisé pour alimenter le four (F205) à une pression de 3,4 bars, et est contrôlé par une vanne (PICV102).
- Enfin, une petite quantité de gaz pour les pilotes et l'éclairage est envoyée vers un réservoir de stockage (T651A) et un réservoir souterrain (T603) à une pression très basse de 1,3 bars, et est contrôlée par une vanne (PICV104).

En somme, tout ce processus vise à acheminer le gaz naturel vers différentes destinations en utilisant une série de vannes régulatrices de pression, afin de le rendre utilisable pour les différentes étapes de production.

Remarque :

Dans le processus de production de méthanol, une étape de désulfuration est généralement nécessaire pour éliminer le sulfure d'hydrogène (H₂S) présent dans le gaz naturel, car il peut être nocif et corrosif pour les équipements et les réacteurs utilisés dans la production. Cependant, dans le cas du gaz naturel algérien, la quantité de H₂S est très faible, ce qui signifie que cette étape de désulfuration peut être by-passée.

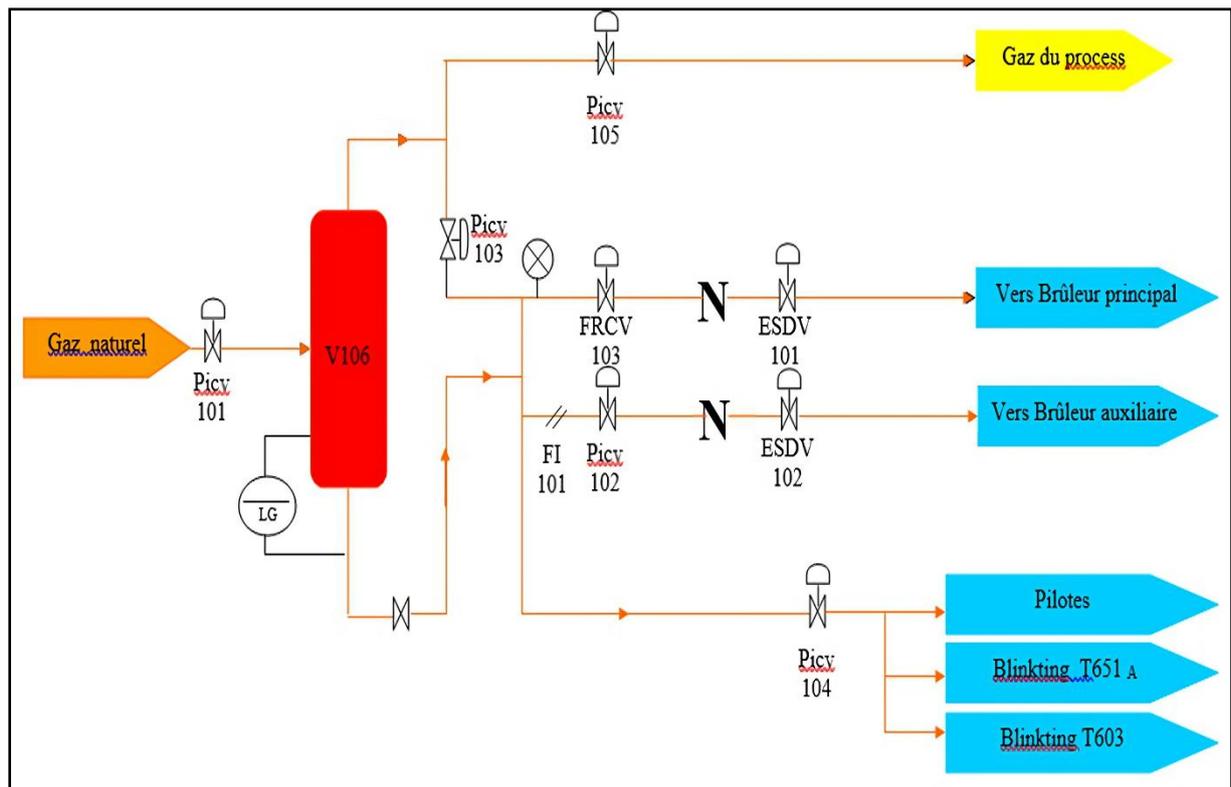


Figure I-3 : Schéma d'unité 100.

I.7.2. Section 200 : Procédé de reforming.

Une étape cruciale dans le processus de production de méthanol est la production de gaz de synthèse. Le gaz procès (GP), provenant de la section 100, est d'abord préchauffé dans le four F204 à une température de 416°C en utilisant les fumées produites. Ensuite, il est mélangé avec de la vapeur d'eau et dirigé vers le four F201. Ce dernier est équipé de 60 brûleurs et de 168 tubes remplis de catalyseur à base de nickel (Ni), qui abaisse l'énergie d'activation, accélérant ainsi la réaction chimique à une température de 820°C.

À la sortie du four, on obtient un gaz de synthèse composé de CO, CO₂, H₂, CH₄, N₂ et H₂O, à une température de 777°C et une pression de 19 à 20 bars.

Les réactions chimiques impliquées dans ce processus sont représentées par les équations suivantes :

- $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ (equation 1)
- $\text{C}_2\text{H}_6 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CO} + 5\text{H}_2$ (equation 2)
- $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ (equation 3)

Le processus de production de méthanol nécessite un rapport vapeur/carbone optimal pour garantir un excès de vapeur suffisant. Si ce rapport est trop élevé, il y aura une accumulation de carbone sur le catalyseur, ce qui peut entraîner des dommages irréversibles. Il est donc important de maintenir ce rapport à une valeur minimale pour éviter tout dépôt de carbone sur le catalyseur.

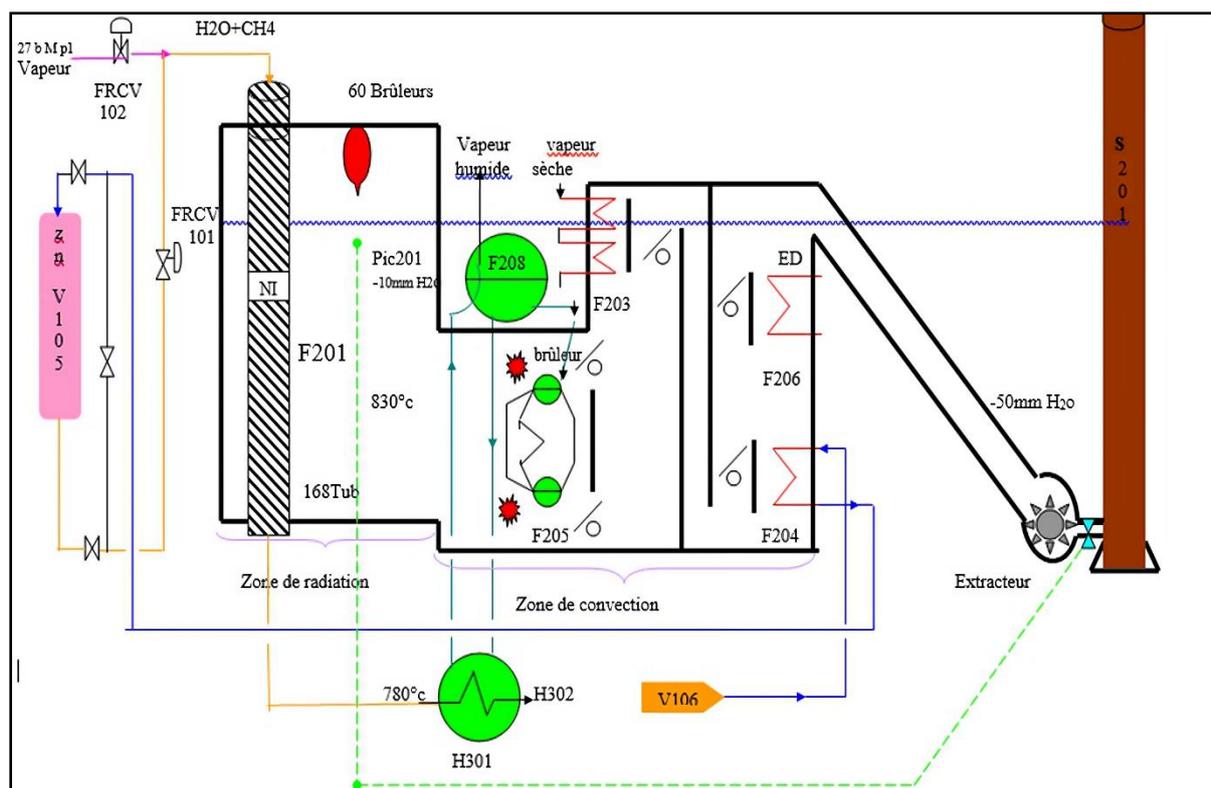


Figure I-4 : Schéma d'unité 200.

I.7.3. Section 300 : Refroidissement du gaz et élimination de l'eau.

Le gaz de synthèse produit dans le four de reformage sort à une température de 850°C et une pression de 20 atmosphères avant d'être envoyé à la chaudière H301 pour être refroidi. Pour cela, il est mis en contact avec de l'eau bouillante circulant dans des tubes à feu de la chaudière, ce qui permet de le refroidir à environ 375°C . La chaudière H301 est de type à plaques tubulaires fixes, avec de l'eau sur le côté calandre et un débit d'eau par circulation naturelle. Elle est située sous le ballon chaudière F208.

Le gaz refroidi sortant de H301 est encore refroidi dans un réchauffeur d'eau alimentation chaudière H302, qui est de type à faisceau en U avec le gaz du côté des tubes. Le gaz humide est ensuite envoyé dans un séparateur V303, où l'eau est séparée et envoyée à l'unité de récupération des condensats, tandis que le gaz saturé sec est envoyé vers le rebouilleur H610 de l'unité de distillation du méthanol.

Le gaz est alors refroidi à une température de 142°C , ce qui provoque une condensation supplémentaire d'eau. Ensuite, il passe à travers 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 qui s'écoule vers le dégazeur V701. Enfin, le gaz passe à travers le réfrigérant final H304, où il est refroidi avant de sortir de l'installation avec l'eau condensée.

Le gaz de synthèse final, débarrassé de l'eau, est ensuite dirigé vers la compression.

Remarque :

Le refroidissement n'est pas arrêté à 200°C , vu que lors de l'étape suivante de compression l'augmentation de pression est accompagnée d'une augmentation de température.

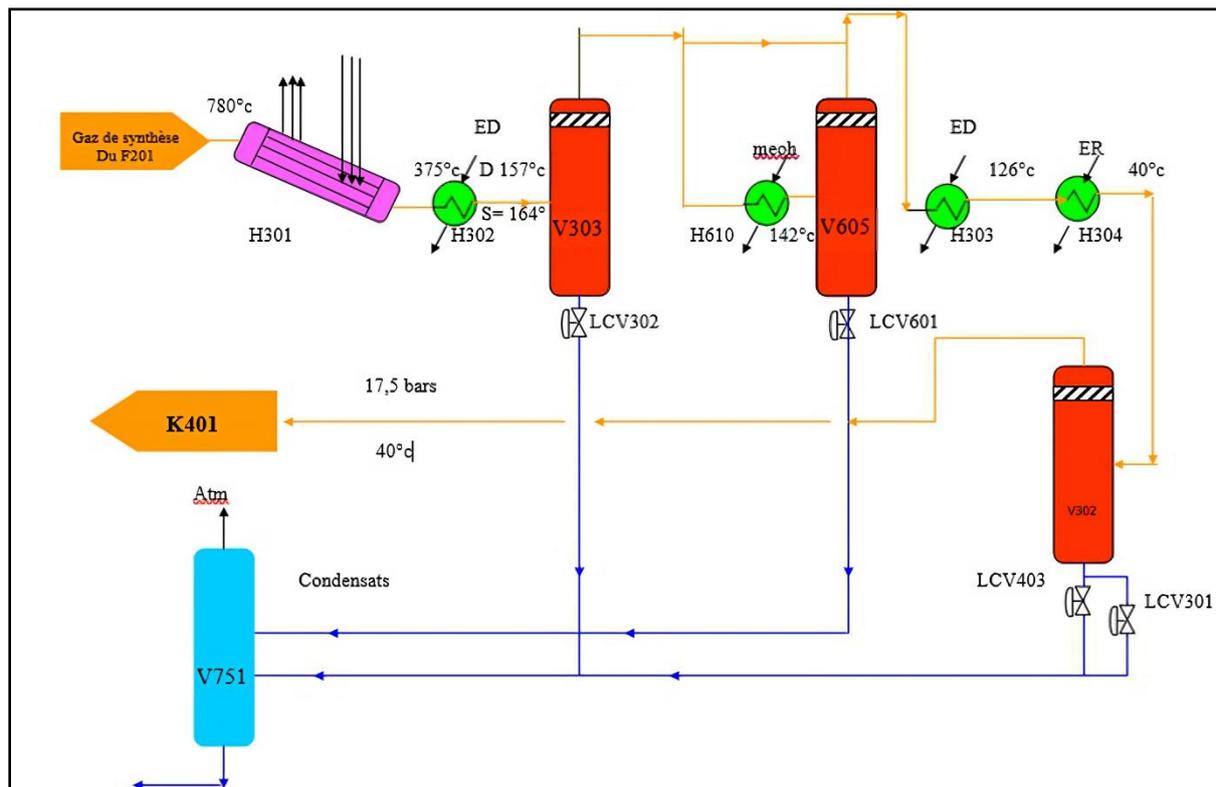


Figure I-5 : Schéma de l'unité 300.

I.7.4. Section 400 : Compression du GS.

Le gaz de synthèse est comprimé à partir d'une pression de 17,5 atmosphères jusqu'à une pression de 51,8 atmosphères à l'aide d'un compresseur centrifuge à deux étages appelé K401.

Avant d'être comprimé, le gaz passe par le compresseur K401 à une pression de 17,5 bar et une température de 40°C, puis il est comprimé à 50 bar et 190°C à l'aide d'un compresseur BP et HP entraîné par une turbine Q401 à vapeur haute pression de 80-84 bars.

Ensuite, le gaz est dirigé vers un compresseur de recirculation K402, où il est comprimé à une pression de 51 bar et une température de 77°C.

La sortie du compresseur K401 est divisée en deux circuits :

- **Le premier circuit** est destiné à la marche normale, où le gaz sortant du compresseur K401 est mélangé avec le gaz de purge provenant du séparateur V502 de méthanol brut de la boucle de synthèse.
- **Le deuxième circuit** est destiné à l'anti-pompage. Le gaz passe à travers une vanne appelée 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.

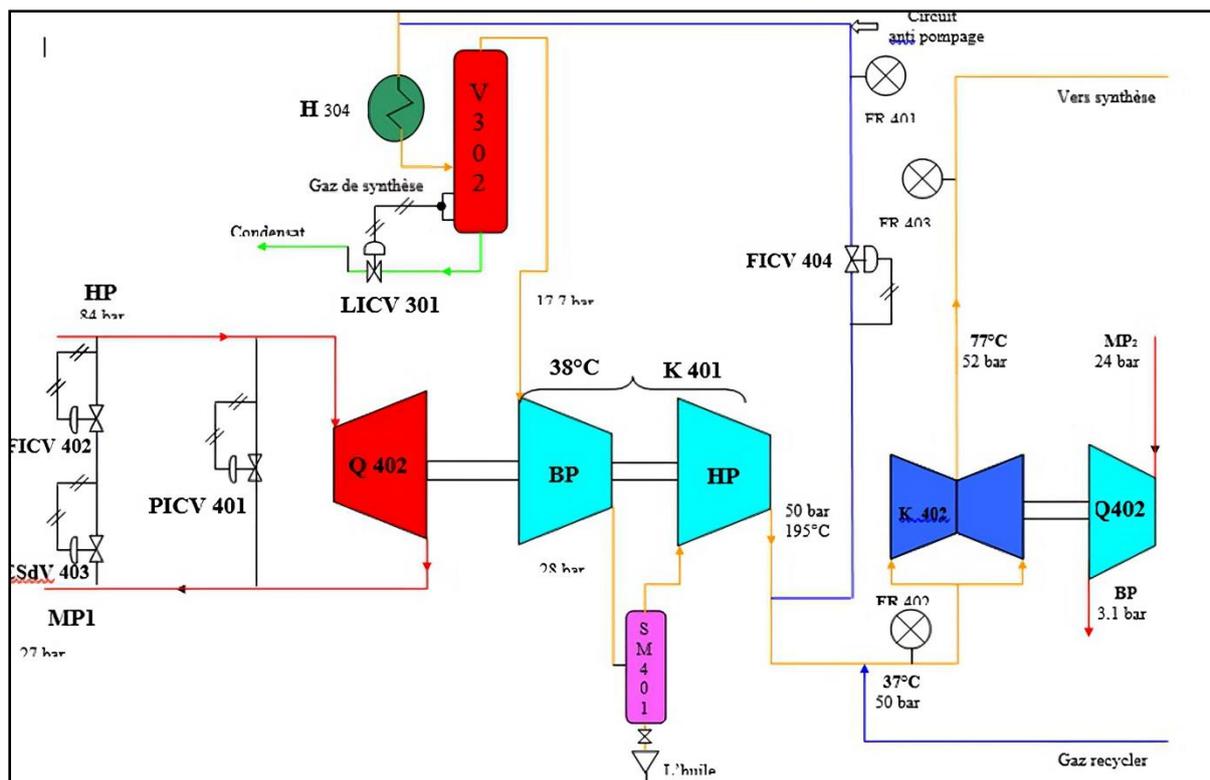


Figure I-6 : Schéma de l'unité 400.

I.7.5. Section 500 : synthèse du méthanol.

Dans cette étape, une partie du gaz de synthèse est transformée en méthanol.

Le gaz sortant du compresseur K402 est chauffé dans l'échangeur H501 jusqu'à atteindre 245°C en utilisant le gaz sortant du réacteur V501 qui est à 270°C. Ensuite, la température est abaissée à 146°C. Le réacteur V501 est un réservoir cylindrique vertical contenant 4 lits remplis de catalyseur à base de cuivre, où se déroule la réaction de synthèse du méthanol à une pression de 52 bars.



Le gaz chaud sortant du réacteur est envoyé vers la partie tubulaire de l'échangeur H501 pour chauffer l'alimentation du réacteur. Le transfert de chaleur permet son refroidissement à une température de 146°C, puis à 40°C en échangeant de la chaleur avec l'eau de refroidissement dans le condenseur de méthanol H502.

Le mélange gaz/méthanol liquide est envoyé au séparateur de méthanol V502 où le liquide est séparé du gaz qui n'a pas réagi. Une partie du gaz est envoyée au recycleur K402, une autre partie est envoyée au K401 sous forme de gaz d'étanchéité, tandis qu'une troisième partie est mélangée avec le gaz de procédé. Le méthanol brut provenant du V502 est purifié dans le séparateur V503 pour se débarrasser du gaz de purge, qui se mélange avec le gaz combustible. Le méthanol brut obtenu (qui contient 20% d'eau et 80% de méthanol) est stocké dans le bac de pré-stockage T651.

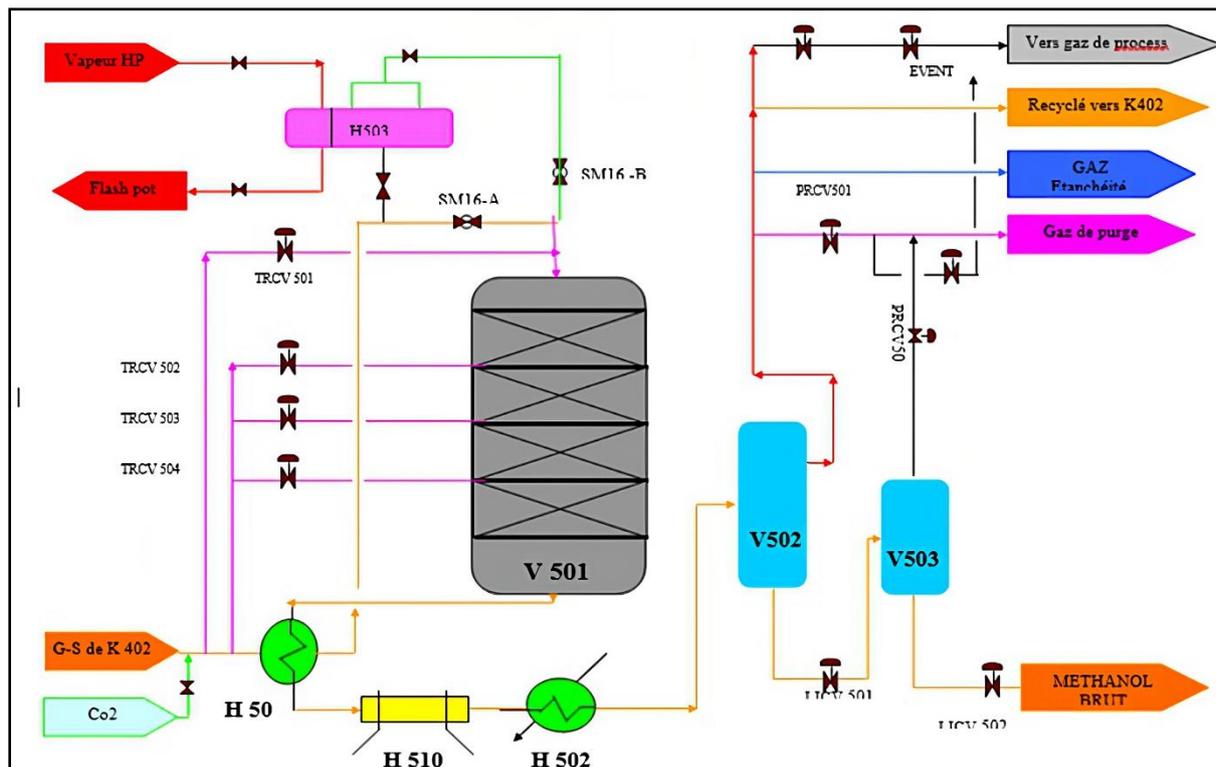


Figure I-7 : Schéma de l'unité 500.

I.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.

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

Le méthanol brut est purifié dans une colonne de distillation avec 48 plateaux et des points de prélèvement pour éliminer les gaz dissous. La pompe P651 aspire le méthanol brut du bac T651/C et l'alimente dans la partie supérieure de la colonne. Le produit est préchauffé dans l'échangeur H601. La vapeur des produits de tête de la tour V601 est condensée pour éliminer les impuretés et la vapeur non condensée est purgée dans le ballon de reflux V603. Les condensats produits dans chaque unité sont également purgés dans le ballon de reflux V603.

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

Dans cette étape, le méthanol brut subit une première distillation pour se débarrasser des impuretés gazeuses telles que le CO₂, le CO, le H₂, le CH₄ et le N₂.

Le méthanol brut est pompé à partir du réservoir et préchauffé avant d'être introduit dans la colonne de distillation. La colonne est équipée de 48 plateaux de tamis et de points de prélèvement et de puits thermométriques pour permettre l'élimination des impuretés gazeuses.

Le méthanol brut est ensuite envoyé dans une deuxième colonne pour éliminer l'eau et les résidus organiques. Le méthanol raffiné est prélevé des plateaux supérieurs et refroidi par l'échangeur H607 avant d'être stocké dans des réservoirs dédiés.

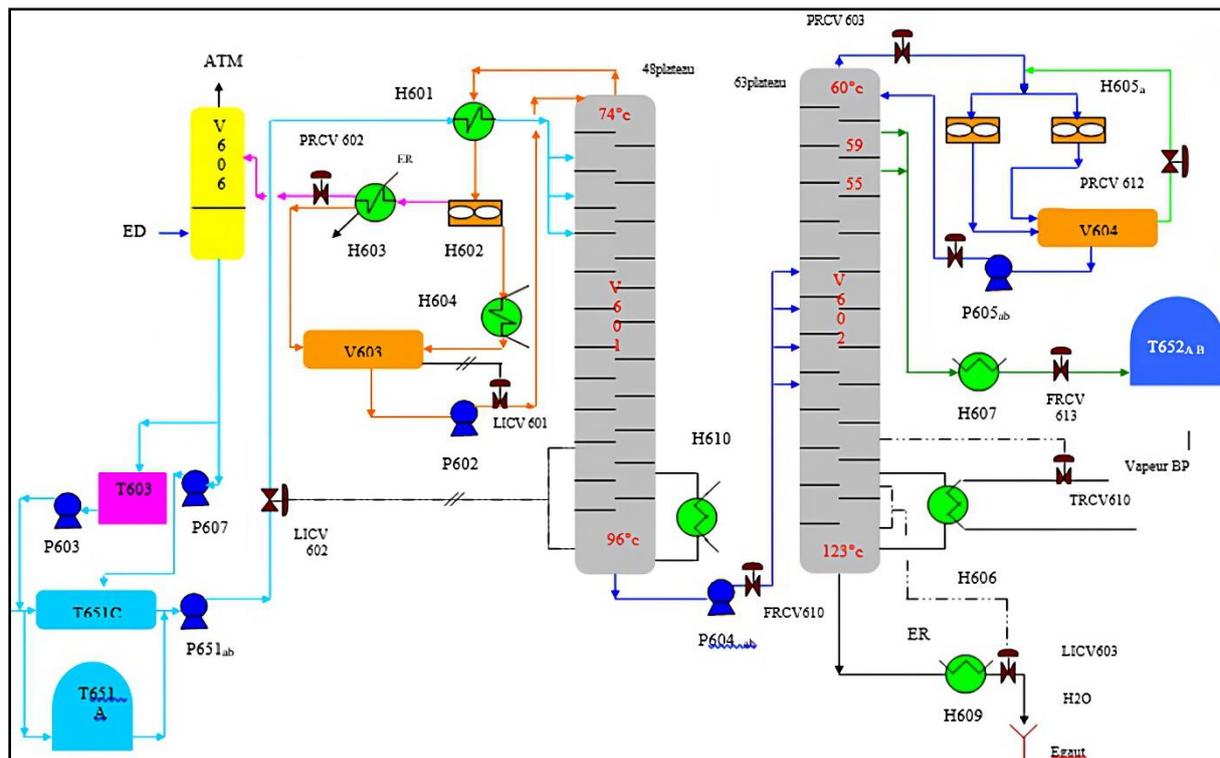


Figure I-8 : Schéma de l'unité 600.

I.7.7. Section 700 : Production et récupération de vapeur.

Cette unité utilise les vapeurs présentes dans le circuit pour produire de l'énergie mécanique à l'aide de turbines à vapeur, permettant ainsi d'économiser de l'énergie électrique.

Le circuit de vapeur comporte trois niveaux de pression différents :

- Haute pression (84 bars),
- Moyenne pression I (27 bars), moyenne pression II (24 bars),
- Basse pression (3,4 bars).

Le circuit de vapeur est divisé en deux parties distinctes :

D'une part, la récupération de l'eau déminéralisée provenant de différents séparateurs, et d'autre part, la production de vapeur en utilisant cette eau.

L'eau condensée récupérée des trois séparateurs (V303, V302, V605) est traitée dans le dégaiseur (V751) pour éliminer les gaz sous l'effet de l'air à travers une pompe (P751A-B).

Le gaz sort de la tête du dégaiseur, tandis que l'eau est récupérée au fond et envoyée vers le bac (T751). Elle est ensuite pompée par (P751A-B) pour se mélanger avec l'eau déminéralisée provenant des utilités. Le mélange s'écoule vers l'échangeur (H303), puis vers le dégaiseur pour éliminer les gaz par injection d'hydrazine.

Ce dégaiseur (V751) contient quatre plateaux, un évent (PSV). Il reçoit la vapeur BP (basse pression) provenant de la pompe (Q701), la vapeur BP du séparateur (V701) (CBD), une quantité d'eau condensée du flash pot et de l'échangeur (H606).

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

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

La vapeur humide HP (haute pression) = 82 bar produite dans le ballon (F208) est séchée dans (F203) (la zone de convection) et envoyée vers la turbine (Q401) pour assurer son fonctionnement et se détendre en vapeur MP1 (moyenne pression I) = 27 bar.

La vapeur MP1 rejoint le réseau de vapeur venant des utilités. Une partie sera mélangée avec le gaz de procédé, et une autre partie alimente les turbopompes (P701), par conséquent elle est détendue en MP2 (moyenne pression II) par la vanne de régulation de pression (PRCV701) pour faire tourner l'extracteur, le recirculateur et les turbopompes d'huile auxiliaires.

La vapeur MP2 est détendue en BP (basse pression) par la vanne de régulation de pression (PRCV703) et est utilisée pour le rebouillage de la deuxième colonne (V602). Le circuit restant de la vapeur BP est considéré comme collecteur des différentes détentes de vapeur après utilisation dans les différents équipements et est envoyé vers les utilités.

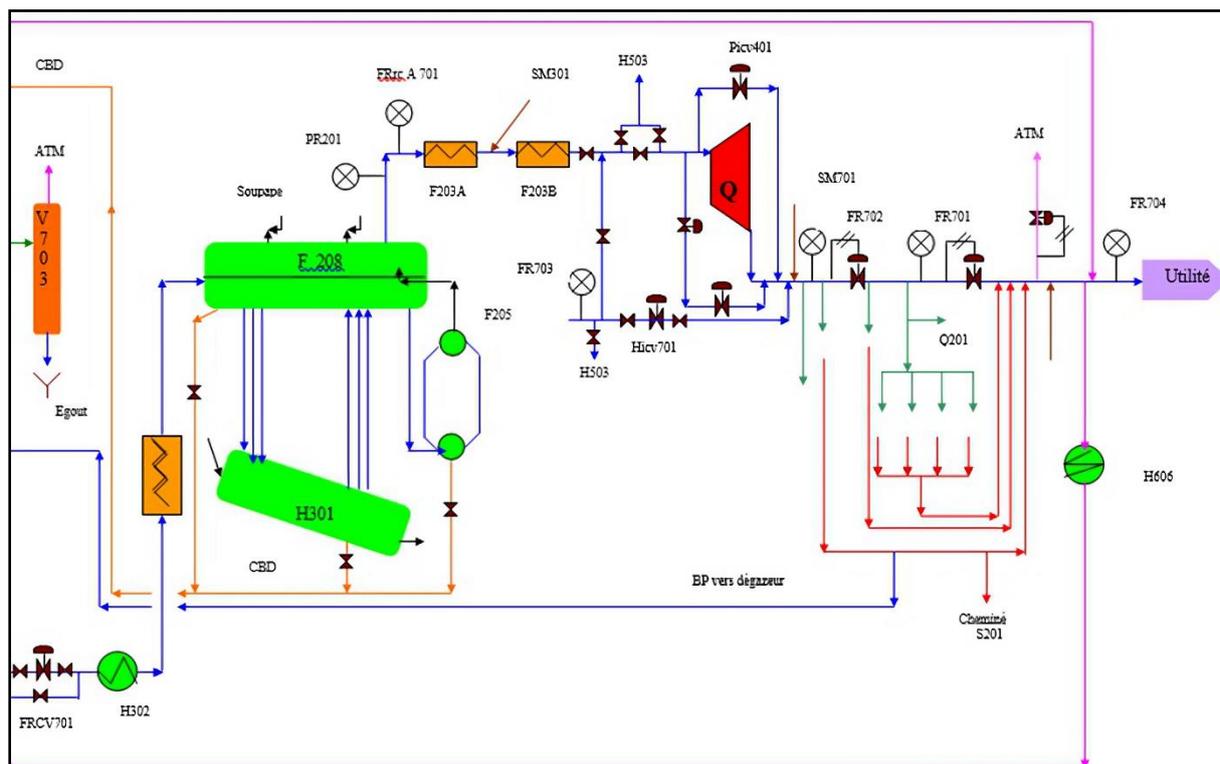


Figure I-9 : Schéma de l'unité 700. (Partie1)

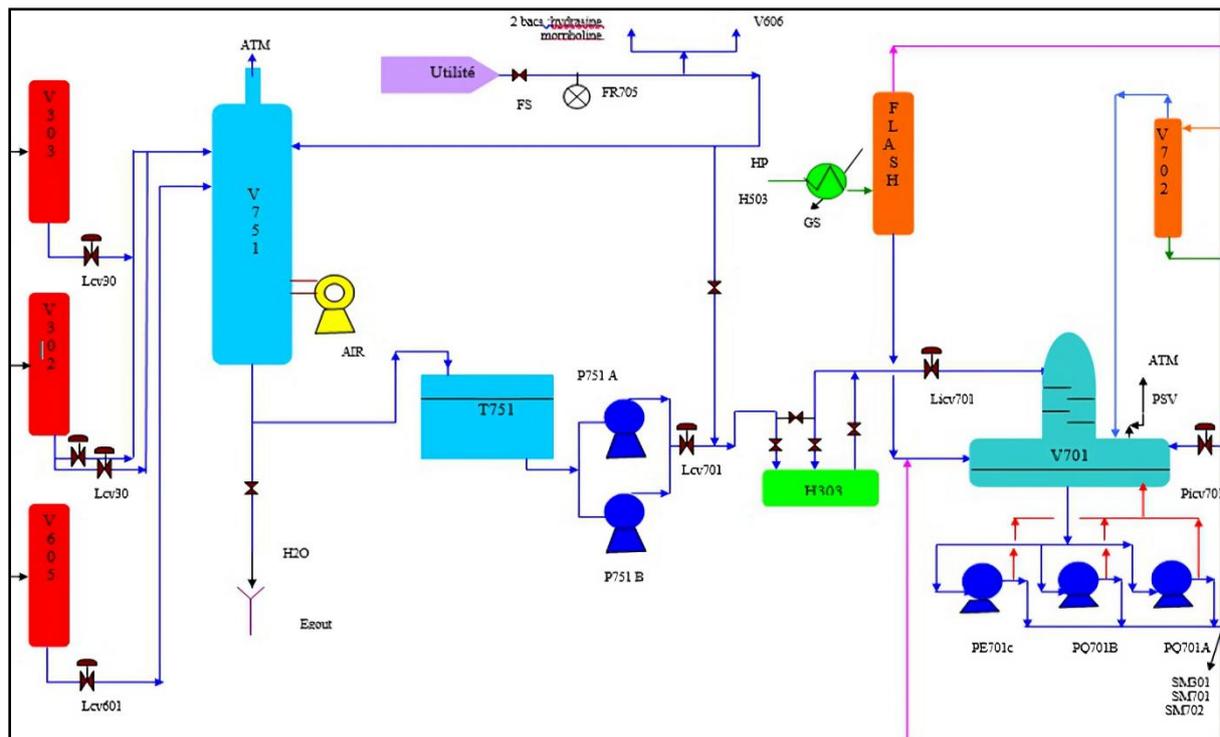


Figure I-10 : Schéma de l'unité 700. (Partie2)

I.8 Service résines synthétiques : (unité 100)

L'unité 100 fabrique deux produits en alternance :

- Le formaldéhyde à 36 %, noté HCHO à 36%.
- L'urée formol à 80 %, noté UF à 80%.

I.8.1. Production du gaz de formaldéhyde :

La production de formaldéhyde est réalisée par l'oxydation de l'alcool méthylique (MeOH) sur un catalyseur FeMo(fer-molybdène) en présence d'air, selon la réaction exothermique



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

L'air chaud est mélangé avec le méthanol dans l'évaporateur E101 en respectant le rapport MeOH/ (MeOH + Air total) de l'ordre de 6.5, avec une injection automatique de vapeur BP en cas d'arrêt du ventilateur FP101.

Le gaz chaud sort de l'évaporateur à une température d'environ 80°C et est chauffé jusqu'à 170°C dans l'échangeur E102/2, puis entre dans les réacteurs R101 et R102 pour produire du formaldéhyde gazeux. La chaleur dégagée est récupérée par un circuit d'huile diathermique. Le formaldéhyde est refroidi dans l'échangeur E102 côté tube par les deux fluides (air total et gaz total) jusqu'à une température d'environ 140°C avant d'être envoyé à la colonne d'absorption.

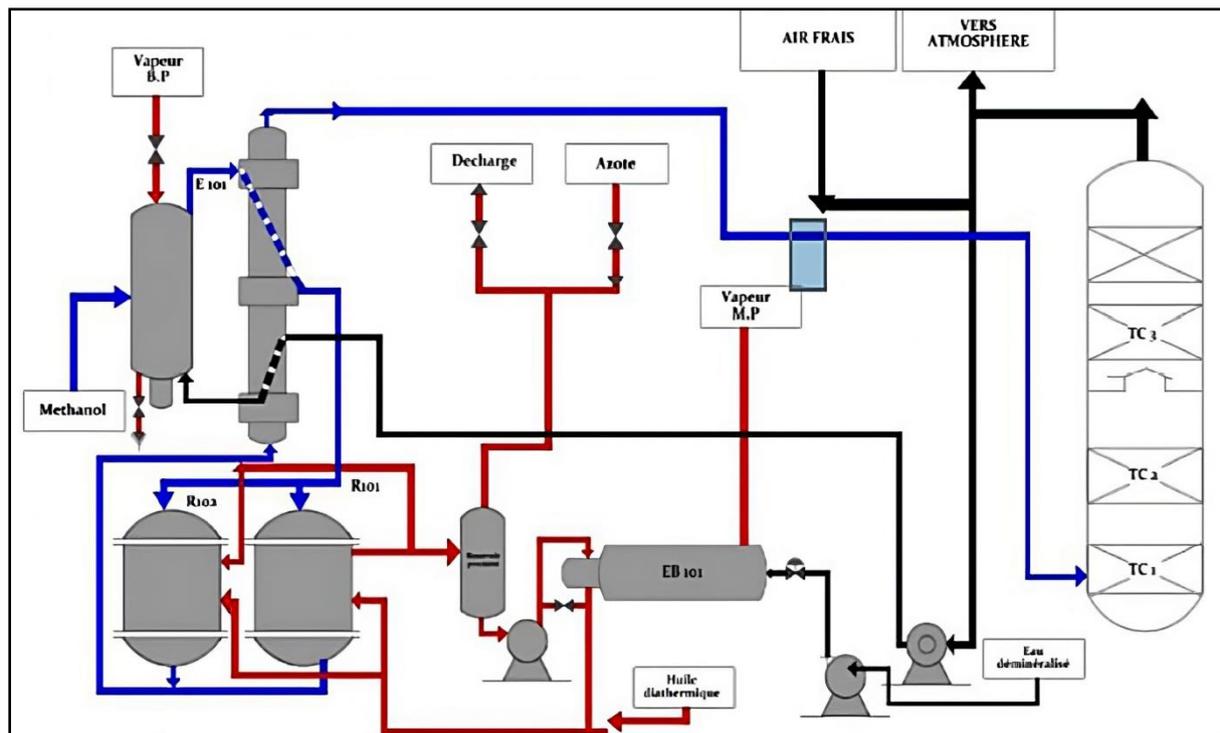


Figure I-11 : Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formurée.

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

I.8.2. Production de formurée 80% en poids :

Pour absorber le formaldéhyde, de l'urée est injectée sur le plateau numéro 7 dans la colonne. Le liquide dans la colonne est recyclé par trois tronçons :

- **Le tronçon TC1** : une pompe (G107) aspire le liquide de la cuve de la colonne (C101) à une température de 65°C, le refroidit dans l'échangeur à plaque (E103), puis l'envoie dans le déversoir du TC1 à une température de 60°C pour que le liquide circule dans le TC1.
- **Le tronçon TC2** : le liquide est soutiré de la cuve de TC2 par une pompe (G108) à une température de 54°C, il est ensuite refroidi dans l'échangeur à plaque (E104) jusqu'à atteindre le déversoir du TC2 à une température de 48°C.
- **Le tronçon TC3** : le liquide est soutiré de la cuve de TC3 par une pompe (G109) à une température de 34°C, il est ensuite refroidi dans l'échangeur à plaque (E105) avant d'entrer dans le déversoir du TC3 à une température de 28°C.

L'absorption du formaldéhyde se fait en injectant de l'urée au niveau du 7ème plateau de la colonne.

La recirculation du liquide dans la colonne est assurée par trois tronçons (TC1, TC2, TC3) où le liquide est pompé, refroidi et envoyé dans les déversoirs respectifs de chaque tronçon à des températures différentes.

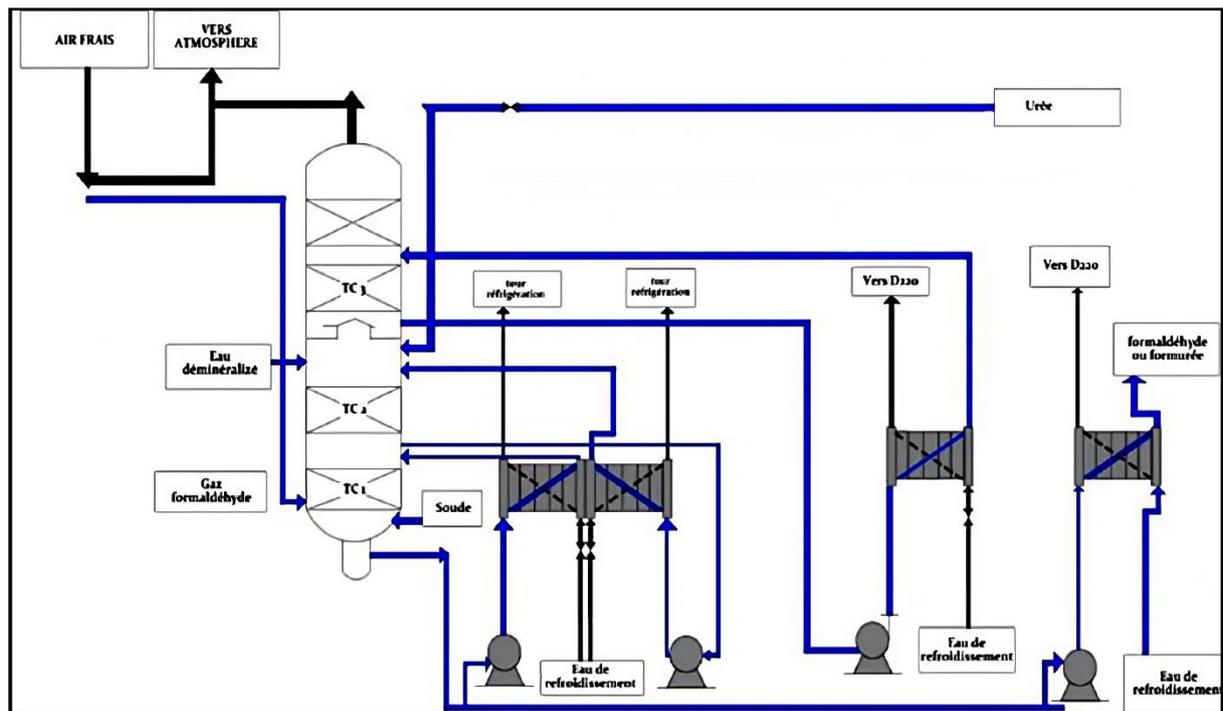


Figure I-12 : Circuit fluide du formurée 80.

I.9 Service utilité :

Cette unité est responsable de fournir plusieurs produits nécessaires aux autres unités de l'usine.

Ces produits comprennent :

- ✓ De l'air pour le service général,
- ✓ De l'air comprimé pour les instruments de régulation, de l'azote pour l'inertage des installations,
- ✓ De l'électricité,
- ✓ De la vapeur (à moyenne, basse et haute pression),
- ✓ Du gaz naturel, de l'eau de refroidissement et de l'eau déminéralisée.

Elle comprend les sections suivantes :

Unité 11 (f1, f2) : Production de vapeur pour alimenter les turbines.

Unité 12 (12 d1, 12 d2) : Déminéralisation de l'eau semi-déminéralisée provenant de l'entropie à travers deux lits.

Unité 13 (13 fan1, 13 fan2, 13 fan3, 13 fan4) : Alimente l'unité de méthanol en eau froide à 22 °C à travers 4 parties différentes.

Unité 15 : Production d'air instrument à 6 bar pour alimenter les instruments fonctionnant à l'air.

Unité 17 : Fourniture d'azote (N) pour le démarrage de l'unité de méthanol et en cas d'arrêt pour nettoyer les éléments.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

Unité 14 : Réception de gaz provenant de RTO sous une pression de 32 bar pour alimenter le four et la chaudière.

Unité 25 (25tk1, 25tk2, 25tk3) : Stockage de l'eau déminéralisée provenant de l'entropie dans 3 bacs différents.

Unité 18 (18G2, 18G4, 18G5) : Fourniture d'électricité pour alimenter les équipements. En cas de coupure de courant, ces générateurs sont automatiquement mis en service.

Chapitre II :

Généralités.

Chapitre II : Généralités.

Dans cette section, nous allons présenter les concepts théoriques clés qui sous-tendent notre travail. Nous allons fournir une explication approfondie de ces concepts afin de mieux comprendre leur pertinence pour notre projet. Cette section sera donc essentielle pour une compréhension globale.

II.1 Le méthanol :

Le méthanol est un liquide incolore qui a l'aspect de l'eau et n'a pas d'odeur perceptible à basses concentrations. Il est inflammable et toxique sous la forme chimique CH_3OH ou CH_4O .

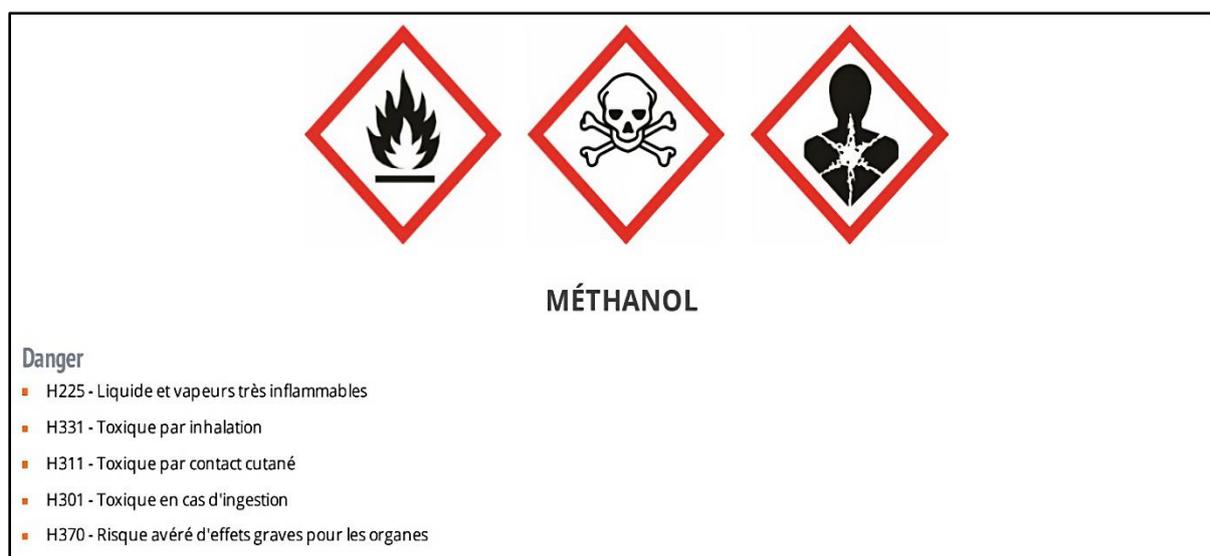


Figure II-1 : Présentation d'un pictogramme des dangers du méthanol.

II.1.1. Utilisations :

- On peut utiliser le méthanol pour fabriquer de l'aldéhyde formique et de l'acide acétique, qui sont des matières premières importantes dans l'industrie chimique.
- Utile en synthèse organique pour fabriquer différents produits dérivés méthyliques tels que des méthacrylates, des téréphtalates, des amines, des éthers-oxydes et des halogénures.
- Dans l'industrie des peintures, vernis, encres, colorants, adhésifs et films, le méthanol peut servir de solvant.
- Un agent d'extraction couramment utilisé en chimie organique pour purifier des essences, des huiles, des graisses et des produits pharmaceutiques.
- Enfin, le méthanol est un constituant de carburants spéciaux.

II.1.2. Propriétés physiques :

Le méthanol est un liquide qui peut bouger facilement, sans couleur, qui s'évapore facilement et qui a une odeur plutôt agréable lorsqu'il est pur. Cependant, les scientifiques ne s'entendent pas sur la quantité minimale de méthanol nécessaire pour sentir son odeur. Certaines expériences ont montré qu'il fallait 5900 ppm, d'autres 1500 ppm, 100 ppm, ou même seulement 3 ppm. Les propriétés physiques sont démontrées par l'annexe (I).

Le méthanol se mélange facilement avec de l'eau, produisant de la chaleur et une contraction de volume. Il est également miscible avec la plupart des solvants organiques tels que les

Chapitre II : Généralités.

alcools, les éthers et les cétones. Le méthanol a une grande capacité de dissolution pour les graisses, les matières plastiques et les sels minéraux. En fait, il est un meilleur solvant que l'éthanol pour dissoudre ces types de substances.

II.1.3. Propriétés chimiques :

Dans les conditions normales d'emploi, le méthanol est un produit chimiquement stable. Il possède les propriétés générales des alcools primaires (réactions d'oxydation, de déshydrogénation, de déshydratation et d'estérification). La mobilité de son groupe hydroxyle étant la plus élevée de la série, sa capacité réactionnelle est particulièrement grande. [1]

Une oxydation brutale (par exemple combustion) le transforme en dioxyde de carbone et eau, alors qu'une oxydation ménagée conduit à l'aldéhyde formique, puis à l'acide formique.

Le méthanol peut réagir vivement avec les oxydants puissants tels que les mélanges nitrochromiques 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. [2]

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

II.1.3.1. Récipients de stockage :

Pour stocker le méthanol, il est courant d'utiliser des récipients en acier, car ils sont robustes et résistants à la corrosion. Cependant, il faut éviter d'utiliser de l'aluminium et certaines matières plastiques, car ils peuvent réagir avec le méthanol et altérer sa composition.

Pour de petites quantités de méthanol, le verre peut être utilisé comme récipient de stockage. Dans ce cas, il est important de protéger les récipients en verre en les enveloppant d'une couche de métal résistant, correctement ajustée pour éviter toute fissure ou fuite.

II.1.4. Incendie-explosion :

Il est important de savoir que le méthanol est un liquide hautement inflammable avec un point d'éclair de 12 °C en coupelle fermée, et que ses vapeurs peuvent former des mélanges explosifs avec l'air (dans les limites de 6,7 à 36,5 % en volume). Les solutions aqueuses de méthanol peuvent également s'enflammer facilement. De plus, les oxydants puissants peuvent réagir vivement avec le méthanol. [3]

Les incendies impliquant du méthanol ont des flammes importantes mais peu visibles à la lumière du jour, un faible dégagement de fumées, et un rayonnement thermique intense. Pour éteindre ce type d'incendie, les mousses spéciales pour liquides polaires, les poudres et le dioxyde de carbone sont des agents d'extinction recommandés. En général, l'eau n'est pas recommandée car elle peut favoriser la propagation de l'incendie. Toutefois, elle peut être utilisée sous forme pulvérisée pour éteindre un petit feu ou pour refroidir les récipients exposés au feu et disperser les vapeurs. [4]

II.1.5. Pathologie-toxicologie :

Le méthanol est facilement absorbé par les voies respiratoires, orale et percutanée, et il diffuse rapidement dans le corps. Au niveau hépatique, il est transformé en métabolites tels que l'acide formique et les formiates par la même voie que l'éthanol. L'élimination du méthanol se fait principalement par les urines et la voie respiratoire sous forme inchangée ou de métabolites tels que le CO₂ et les formiates.

II.1.5.1. Toxicité sur l'homme :

Lors d'une exposition aiguë, le méthanol peut provoquer des symptômes neurologiques tels que l'ébriété et des maux de tête, ainsi qu'une irritation des voies respiratoires ou digestives, selon la voie d'exposition. En cas d'intoxication, une acidose métabolique et des troubles visuels peuvent survenir, pouvant même conduire à la cécité. Si le méthanol entre en contact avec les yeux, cela peut provoquer une irritation superficielle. En cas d'exposition répétée, des symptômes tels que des maux de tête et des troubles visuels ont été rapportés.

II.1.5.1.1. Toxicité aiguë :

Rares par inhalation ou par voie percutanée, les intoxications aiguës par le méthanol sont au contraire fréquentes par ingestion, celle-ci pouvant être accidentelle, mais étant le plus souvent provoquée par la consommation d'alcool frelaté.

Le délai d'apparition de la symptomatologie est variable, **de 10 à 48 heures** selon la dose ingérée. Le tableau associe :

- Des signes non spécifiques :
- Une dépression du système nerveux central, responsable d'un syndrome ébrié (vertiges, ataxie, céphalées, agitation) puis de troubles de conscience plus ou moins profonds, qui s'accompagnent parfois de convulsions, d'une dépression respiratoire, d'un collapsus cardio-vasculaire,
- Des signes d'irritation digestive (nausées, vomissements, douleurs digestives parfois) ;
- Des signes propres à l'intoxication par le méthanol :
- Une acidose métabolique marquée, avec respiration rapide et ample, type Kussmaul ; son intensité est souvent importante, avec un pH artériel inférieur à 7, un taux de bicarbonates effondré et, parfois, une élévation des lactates,
- Des troubles visuels qui peuvent s'installer tardivement, au bout de 2 à 4 jours ; il s'agit d'une névrite optique rétrobulbaire.

II.1.5.1.2. Toxicité chronique :

Les études épidémiologiques réalisées sur des ouvriers exposés à des vapeurs de méthanol de façon chronique ne permettent pas de fixer avec précision les seuils d'action de ce produit. Il semble toutefois que, pour des expositions à long terme : [5]

- Des concentrations de 1200 à 1800 ppm puissent entraîner des troubles visuels analogues à ceux des intoxications aiguës (organes cibles : nerf optique et rétine) ;
- Des concentrations de 200 à 300 ppm puissent provoquer des céphalées tenaces et récidivantes ;
- La concentration de 25 ppm soit sans effet.

Chapitre II : Généralités.

L'absorption simultanée de produit par voie cutanée augmente évidemment les risques. Le contact répété ou prolongé avec le liquide peut donner des signes d'irritation cutanée : dermatose, érythème, desquamation.

II.2 Les dégazeurs :

Le dégazeur est un équipement important pour les chaudières qui produisent de la vapeur. Il permet de retirer l'**oxygène** et d'autres **gaz dissous** dans l'eau d'alimentation.

Si on ne retire pas ces gaz, l'oxygène peut causer des problèmes de **corrosion** dans les tuyaux et les autres équipements en métal, en créant de la **rouille**. Le dégazeur aide donc à protéger les équipements et à prolonger leur durée de vie.

Lorsque du dioxyde de carbone est présent dans l'eau d'alimentation des chaudières, il réagit avec l'eau pour former de l'**acide carbonique** qui peut également causer de la **corrosion**. Pour éviter cela, la plupart des dégazeurs sont conçus pour éliminer l'oxygène jusqu'à des niveaux très faibles, généralement inférieurs à **7 ppb** en poids, ce qui équivaut à seulement (0,005 cm³/L). [6]

De plus, ces dégazeurs sont également efficaces pour éliminer essentiellement tout le dioxyde de carbone présent dans l'eau d'alimentation.

II.2.1. Les pièces maîtresses d'un dégazeur et leur fonctionnement dans le dégazage :

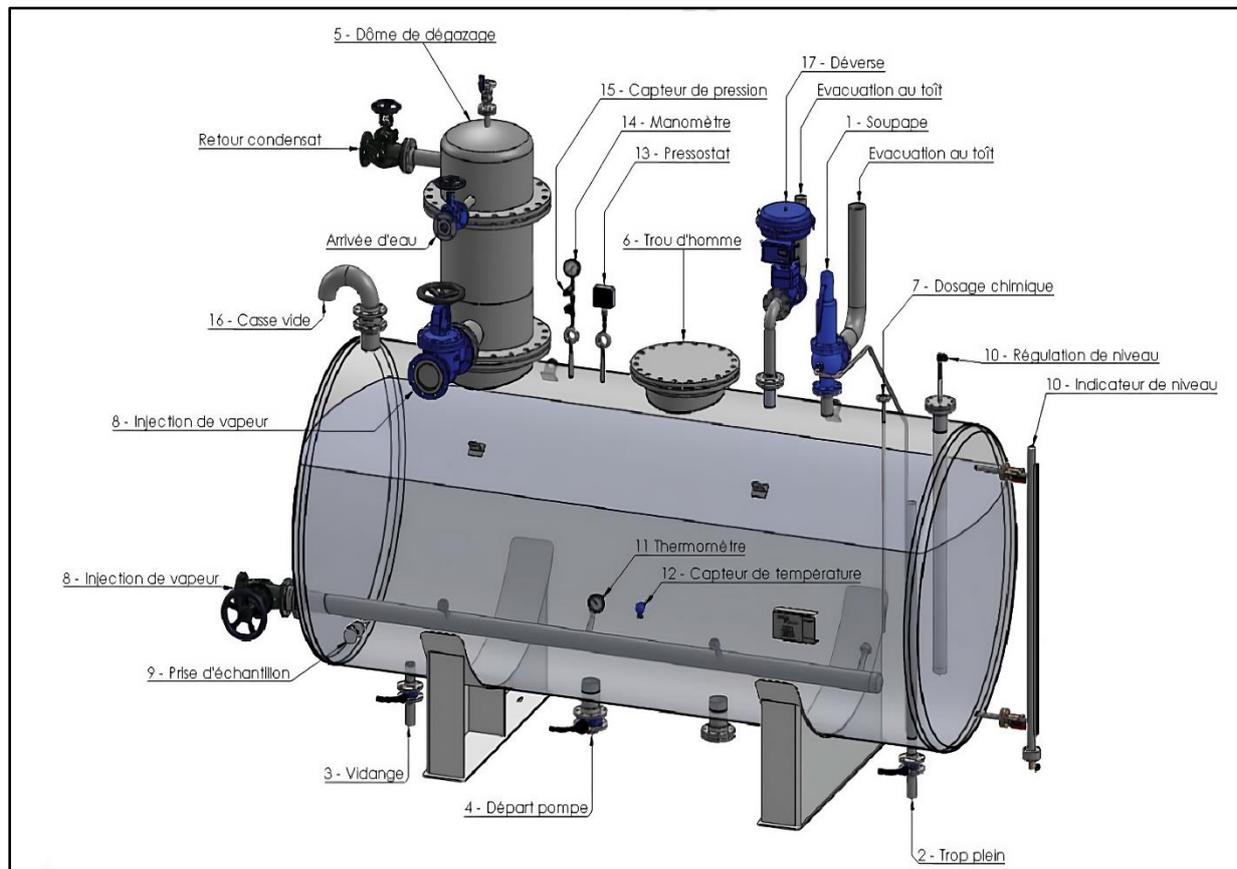


Figure II-2 : Figure descriptif des différents composants d'un dégazeur thermique.

Chapitre II : Généralités.

1-Soupape : Organe de sécurité. Il permet d'éviter les surpressions. Son dimensionnement est fonction du débit de la ligne de réchauffage et de l'excès d'énergie des condensats.

2-Trop plein : Il permet le débordement de l'eau de la bache à l'égout en cas de défaillance de la régulation de niveau. (Attention : Eau à 100°C)

3-Vidange : Il permet de vider l'eau de la bache à l'égout afin de permettre les opérations de maintenance. (Attention : Eau à 100°C)

4-Départ pompe : Il permet le gavage des pompes alimentaires de la chaudière.

5-Dôme de dégazage : Il permet de réduire et de garantir la teneur en oxygène de l'eau de chaudière. Il est constitué d'une colonne équipée d'un garnissage structuré, d'un distributeur de liquide, d'une injection vapeur, d'un piquage de retour condensat et d'une purge continue des incondensables.

6-Trou d'homme : Il permet l'accès dans l'enveloppe afin d'effectuer des opérations de maintenance ou d'inspection.

7-Dosage chimique : Il permet l'injection sous le plan d'eau des produits chimique tels que l'hydrazine N_2H_4 .

8-Injection de vapeur : Une ligne vapeur complétée de buses permet le réchauffage de l'eau par injection.

9-Prise d'échantillon : Il permet de prélever pour analyse un échantillon de l'eau de la bache.

10-Régulation de niveau (au choix) - Sonde de niveau : Elle permet de mesurer le niveau d'eau réel dans la bache.

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

11-Thermomètre : Il permet de visualiser la température de la bache.

12-Capteur de température : Il permet de mesurer la température dans la bache dans le cas d'une régulation proportionnelle.

13-Pressostat : Organe de sécurité. Il permet de mesurer la pression dans la bache.

14-Manomètre : Il permet de visualiser la pression dans la bache.

15-Capteur de pression : Il permet de mesurer la pression dans la bache.

16-Casse vide : Il permet d'éviter la création de vide résultant d'une condensation rapide de la vapeur dans l'enveloppe.

17-Déverse : Elle assure l'évacuation à l'atmosphère de la totalité du débit vapeur provenant de la rampe d'injection.

18-Supportage : Il permet d'obtenir une hauteur de charge suffisante pour le bon fonctionnement de la pompe d'alimentation de chaudière.

II.2.2. Les types des dégazeurs :

II.2.2.1. Dégazeur à plateaux :

Il se compose d'une section de dégazage verticale en forme de dôme située au-dessus d'une cuve cylindrique horizontale.

L'eau d'alimentation de la chaudière est acheminée vers le haut de la section de dégazage et descend à travers des plateaux perforés tandis que la vapeur de dégazage à basse pression circule en sens inverse à travers les perforations. Certains dégazeurs utilisent des lits garnis pour faciliter le mélange entre la vapeur et l'eau.

Les gaz dissous dans l'eau sont ainsi éliminés et évacués par une soupape de purge en haut de la section de dégazage. L'eau dégazée est stockée dans la cuve horizontale et pompée vers la chaudière.

Pour maintenir l'eau chaude, de la vapeur à basse pression est injectée dans la cuve par un barboteur situé en bas.

II.2.2.2. Dégazeur à vaporisation :

Il est constitué d'un grand réservoir en forme de cylindre, qui fait office de réservoir de stockage et de réservoir de désaération.

Le réservoir horizontal est divisé en deux sections par une cloison appelée chicane. La vapeur à basse pression entre dans le réservoir par un petit tube situé au fond. L'eau de la chaudière est ensuite pulvérisée dans la section de préchauffage où elle est chauffée par la vapeur montante.

La section de préchauffage a pour objectif de chauffer l'eau à sa température de saturation pour faciliter l'élimination des gaz dissous dans la section de désaération suivante. Cette section de désaération utilise des buses de vaporisation pour enlever l'oxygène et les autres gaz dissous dans l'eau d'alimentation.

L'eau d'alimentation préchauffée passe ensuite dans la section de dégazage où elle est désaérée par la vapeur qui sort du système barbotage. Les gaz extraits sont évacués par un évent situé en haut du réservoir. L'eau dégazée est pompée du fond du réservoir vers la chaudière pour produire de la vapeur.

II.2.2.3. Dégazeur sous vide :

Le dégazeur à vide est conçu pour éliminer efficacement certains gaz non condensables d'un courant liquide. Un vide est tiré sur un jet d'eau et le vide aspire le gaz dissous hors de la solution, le retirant de l'eau.

Il y a deux systèmes de base disponibles :

- Tour de dégazage sous vide.
- Dégazeur à membrane.

Chapitre II : Généralités.

II.2.2.3.1. Tour de dégazeur sous vide :

Un dégazeur sous vide est un dispositif qui permet d'éliminer les gaz dissous tels que le CO₂, l'O₂ et le N₂ de l'eau d'alimentation des chaudières à haute pression en utilisant un vide.

L'eau est vaporisée sur un garnissage spécifique pour augmenter la surface de contact avec les gaz et améliorer l'efficacité de l'élimination. Le vide permet aux gaz de se relâcher et d'être aspirés hors du système.

Dans ce type de dégazeur, l'eau s'écoule naturellement à travers une tour garnie sous vide. Le garnissage permet de disperser l'eau de manière très efficace en raison de sa très grande surface de contact, ce qui facilite l'élimination des gaz dissous. Le garnissage le plus couramment utilisé est en polypropylène. Une pompe à vide est utilisée pour créer le vide nécessaire pour l'élimination des gaz.

II.2.2.3.2. Dégazeur à membrane :

Un dégazeur à membrane est un équipement dans lequel du liquide s'écoule d'un côté de la surface de la membrane, tandis qu'un vide est créé de l'autre côté.

Des éjecteurs à jet ou des pompes à anneau liquide sont utilisés pour générer le vide requis. Les membranes de séparation gaz-liquide permettent le passage du gaz, mais non du liquide, ainsi le gaz dissous sort du liquide à l'aide du vide et passe au travers de la membrane.

Cette méthode à l'avantage de pouvoir empêcher la re-dissolution du gaz, elle est donc utilisée pour produire des solvants très purs.

II.2.2.4. Dégazeur ultrasonique :

Les dégazeurs ultrasoniques sont des dispositifs qui aident à enlever de petites bulles de gaz qui flottent dans les liquides. Ces bulles peuvent piéger du gaz dissous et peuvent rendre le liquide moins efficace pour certaines utilisations.

Les dégazeurs ultrasoniques utilisent des ondes sonores pour générer de petites bulles de vide dans le liquide. Ces bulles créent une grande surface de contact entre le liquide et l'air, ce qui permet au gaz dissous de migrer dans les bulles et d'être éliminé. Les ondes sonores aident également à déplacer les bulles vers la surface du liquide, où elles peuvent être relâchées dans l'environnement.

II.2.2.5. Dégazeur à tirage forcé :

Le dégazeur à tirage forcé est une machine qui permet d'enlever les gaz dissous dans différents liquides tels que le CO₂ et les COV. Cette machine se compose d'une tour ronde en fibres de verre et utilise un garnissage de polypropylène pour faciliter la vaporisation du liquide.

Le liquide vaporisé coule ensuite en cascade à travers le garnissage, formant un film à la surface. Ce film facilite la libération des gaz dissous qui sont entraînés par le flux d'air à contre-courant dans la tour.

Un dévésiculeur est installé au sommet de la tour pour empêcher les gouttelettes de liquide d'être emportées par l'air hors de la tour.

II.3 Les échangeurs de chaleur :

Lorsque deux objets à des températures différentes se touchent, ils échangent de la chaleur. Cela peut se produire de trois façons différentes :

- **La conduction** : lorsque la chaleur se propage d'un objet à un autre à travers un matériau, comme lorsque vous touchez un objet chaud et que vous le sentez chauffer votre main.
- **La convection** : lorsque la chaleur se propage dans un liquide ou un gaz, créant des mouvements qui transportent la chaleur, comme lorsqu'une bouilloire chauffe l'eau.
- **Le rayonnement** : lorsque la chaleur est émise sous forme de radiations par un objet, comme la chaleur que vous ressentez lorsque vous êtes exposé au soleil.

Dans les installations industrielles, il est souvent nécessaire de transférer de grandes quantités de chaleur entre différents composants. Pour cela, on utilise **des échangeurs de chaleur**, qui permettent de transférer la chaleur d'un fluide à un autre, sans qu'ils se mélangent. Les échangeurs de chaleur sont très importants dans l'industrie, car ils représentent environ **90%** des transferts d'énergie qui y ont lieu. [7]

II.3.1. Rôle des échangeurs de chaleur (fonction procès) :

II.3.1.1. Fonction réfrigération :

Réfrigérant (cooler) : il refroidit un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire qui peut être un fluide de procédé ou de l'eau.

Réfrigérant intermédiaire (intercooler) : ces termes sont plutôt réservés aux réfrigérants de gaz comprimés au divers étages décompression.

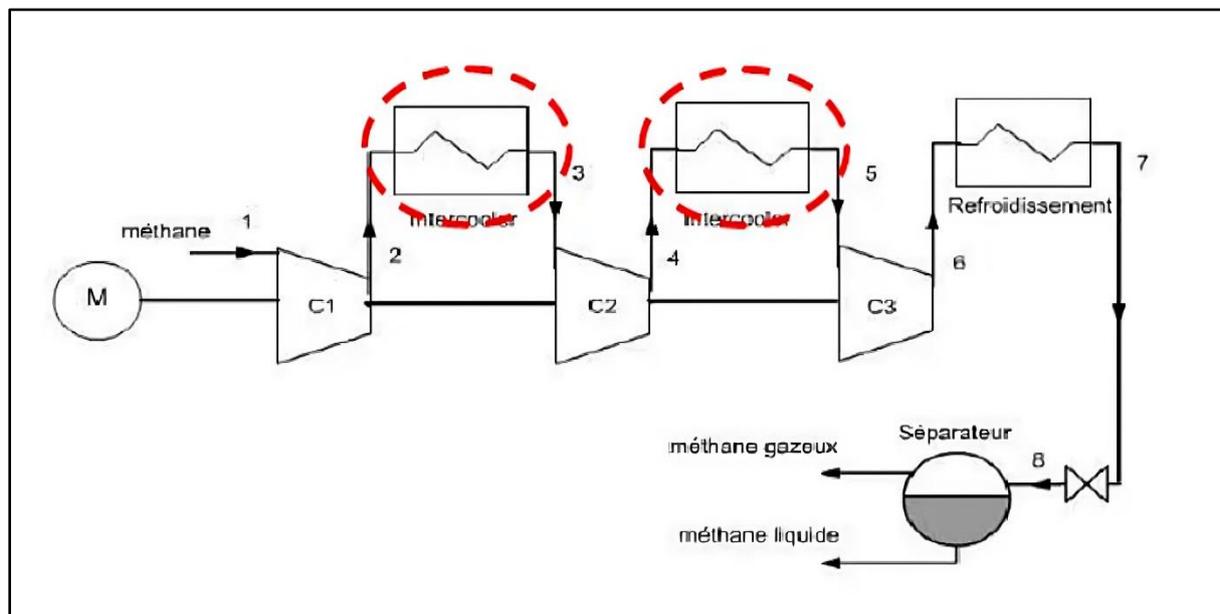


Figure II-3 : Cycle de base de liquéfaction du méthane.

Chapitre II : Généralités.

Réfrigérant final (trimcooler) : réfrigérant qui termine la réfrigération d'un produit. À titre d'exemple, ce terme désigne l'échangeur qui assure les conditions de sécurité requises pour le stockage des produits.

Aéroréfrigérant (aerialcooler) : il utilise l'air en tant que fluide réfrigérant.

Chiller : il refroidit un fluide de procédé par évaporation d'un fluide frigorigène.

II.3.1.2. Fonction chauffage :

Préchauffeur (preheater) : il préchauffe un fluide de procédé par la vapeur d'eau ou un autre fluide chaud de procédé, la chauffe se poursuivant souvent dans un four en aval.

Réchauffeur (heater): il réchauffe également un fluide de procédé. Les termes réchauffeur et préchauffeur d'air s'appliquent également aux appareils assurant la préchauffe de l'air de combustion d'une chaudière ou d'un four par récupération d'une partie de la chaleur contenue dans les fumées ou dans un autre fluide auxiliaire.

Économiseur (économiser) : désigne le serpentin permettant la préchauffe de l'eau d'alimentation des chaudières par les fumées.

Surchauffeur (super heater) : il amène les gaz ou les vapeurs à une température supérieure à leur température de condensation.

II.3.1.3. Fonction condensation :

Condenseur (condenser) : il assure la condensation totale (total condenser) ou partielle (partial condenser) de vapeur par circulation d'eau ou de fluide de procédé suffisamment froid.

Aérocondenseur (aerial condenser) : il assure la même fonction en utilisant l'air comme fluide froid.

Sub-cooler : il assure la condensation de vapeur et le refroidissement des condensats, généralement par circulation d'eau.

II.3.1.4. Fonction vaporisation :

Vaporiseur (vaporizer) : il assure la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait part de la vapeur d'eau ou un fluide chaud, éventuellement en condensation.

Rebouilleur (reboiler) : il vaporise une partie des produits de fond de colonnes de distillation pour les renvoyer au fractionnement.

Générateur de vapeur : il produit de la vapeur par récupération de la chaleur sensible contenue dans les fluides de procédés, des fumées ou par combustion.

Évaporateur (evaporator) : il concentre des solutions aqueuses par évaporation d'eau. Cependant, ce terme peut également faire référence soit à un vaporiseur ou à un chiller.

II.3.2. Principe de fonctionnement :

II.3.2.1. Échangeurs à contact direct (ou échangeurs à mélange) :

- Aucune paroi ne sépare les deux fluides.
- Le plus efficaces des échangeurs connus.
- Utilisation limitée (lorsque les deux fluides peuvent être séparés facilement et que la contamination n'est pas un problème majeur).

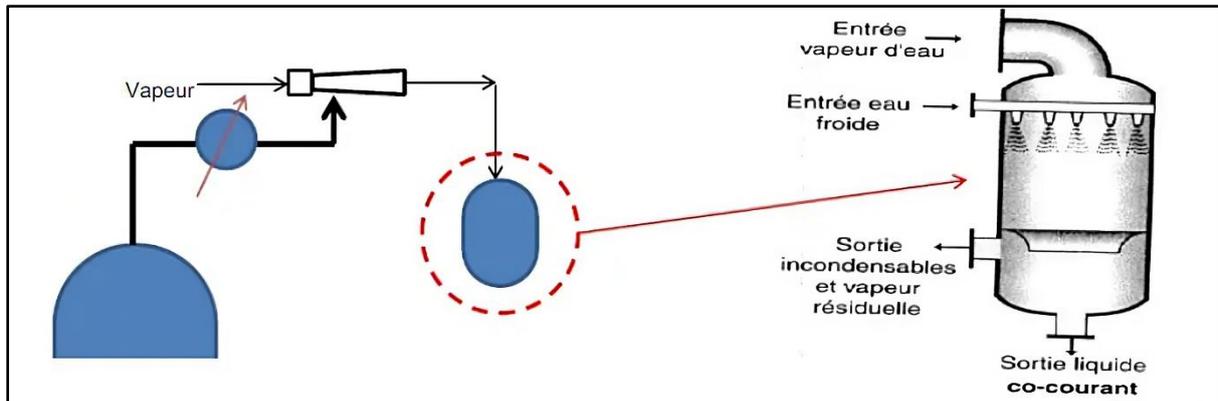


Figure II-4 : Condenseur barométrique.

II.3.2.2. Échangeurs à surface :

- Transfert de chaleur d'un fluide à un autre sans mélange,
- Nombreuses applications industrielles,
- L'un des fluides peut subir un changement de phase.

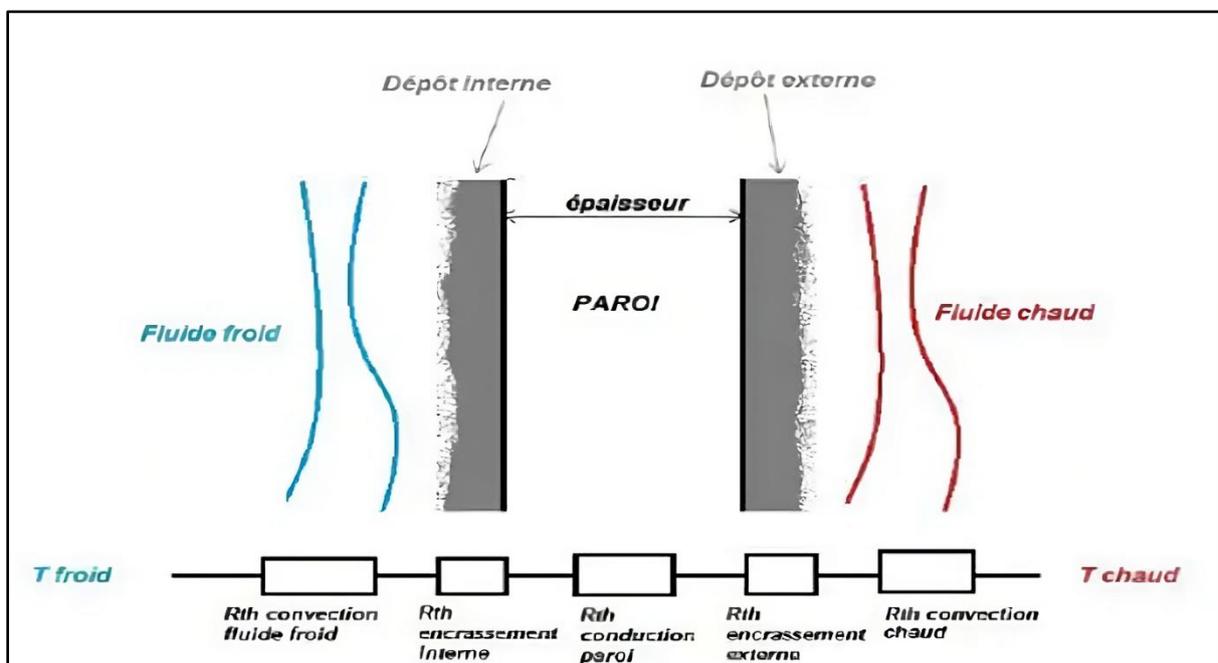
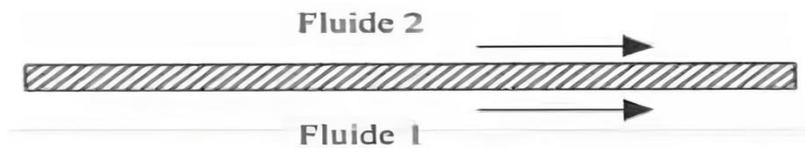


Figure II-5 : Les différentes résistances thermiques d'une paroi.

II.3.3. Modes de circulation :

II.3.3.1. Échangeurs à co-courants (parallel flow) :

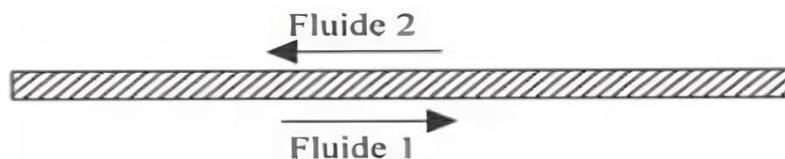
Les deux fluides circulent parallèlement dans le même sens.



Échangeur à co-courant.

II.3.3.2. Échangeurs à contrecourant (counter flow) :

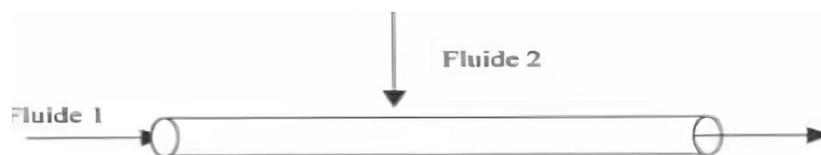
Les deux fluides circulent parallèlement dans le sens contraire.



Échangeur à contrecourant.

II.3.3.3. Échangeurs à courant croisés (cross flow) :

Lorsque les deux fluides circulent dans des directions perpendiculaires.



Échangeur à courant croisé.

II.3.4. Technologies des échangeurs :

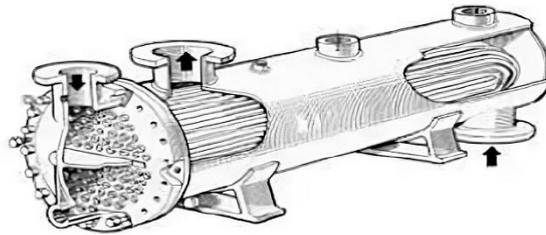
II.3.4.1. Échangeurs tubulaires (tubular exchangers) :

Constitués de tubes dont la paroi forme la surface d'échange, on distingue :

- Échangeurs mono tube (serpentin).
- Échangeurs bi tubes (tubes coaxiaux/ « double tube »).



- Échangeur faisceaux et calandre « Shell & tubes ».



Échangeur faisceau et calandre.

Remarque : pour augmenter le transfert du côté calandre on installe des chicanes.

II.3.4.2. Échangeurs à plaques :

Les échangeurs à plaques sont des dispositifs constitués de plaques formées avec des alvéoles qui créent des passages pour les fluides. Les plaques sont assemblées de manière à permettre la circulation des fluides entre elles.

La distribution des fluides entre les plaques est assurée par des joints, de sorte que chaque fluide circule alternativement entre deux espaces inter plaques successifs. Cela permet aux fluides d'échanger de la chaleur à travers les plaques.

La compacité est l'avantage principal de ce type d'échangeur. En effet, il offre une grande surface d'échange dans un volume limité, ce qui est particulièrement utile pour des applications nécessitant des puissances importantes.

- Constitué d'un ensemble de plaques métalliques au travers desquelles s'effectue le transfert de chaleur entre deux fluides.

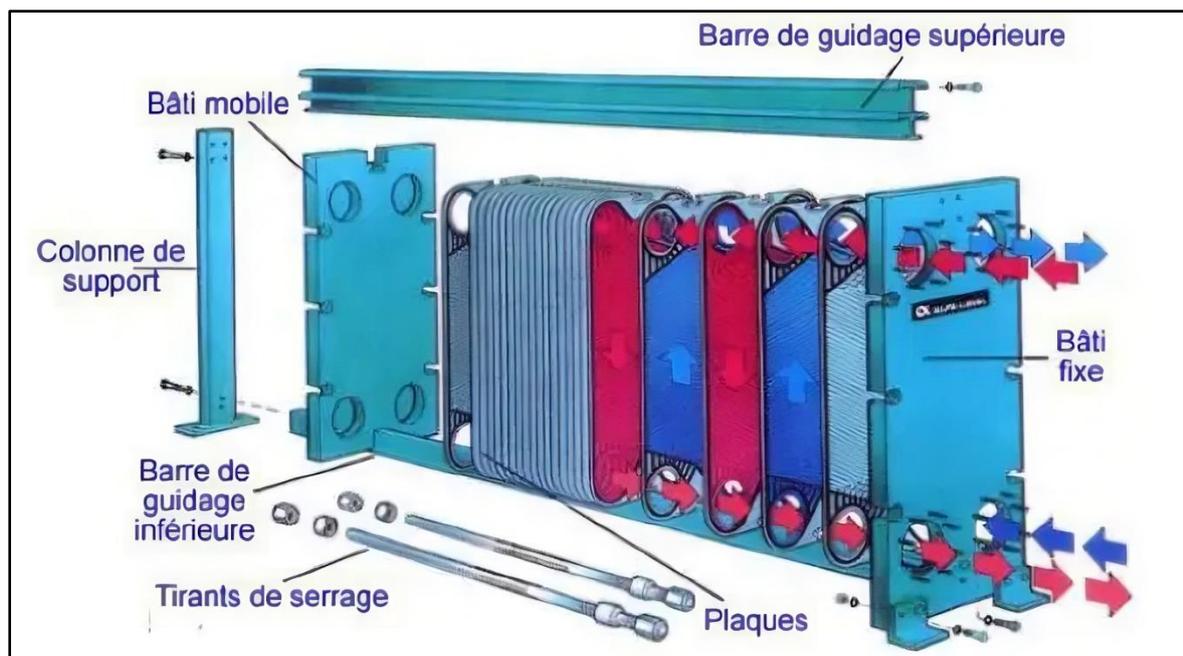


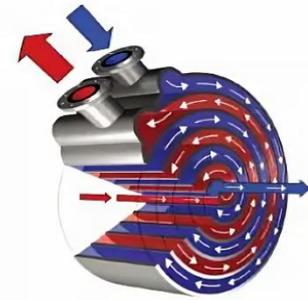
Figure II-6 : Échangeur à plaques démontables.

Chapitre II : Généralités.

- Les plaques peuvent être soudées ou brasées, ailetées spiralées ou circulaires.



Plaques ailetées.



Échangeur à plaques spirales.

Échangeur à plaques brasées.

Remarque : La circulation se fait soit en Z, en U ou en schémas multi-passes.

II.3.4.3. Aéroréfrigérants (aerocoolers) :

Les aéroréfrigérants utilisent l'air ambiant comme fluide de refroidissement. Cet air après aspiration par des ventilateurs axiaux traverse des faisceaux de tubes comportant des ailettes extérieures.

À l'intérieure de ces tubes circule le fluide à refroidir ou à condenser.

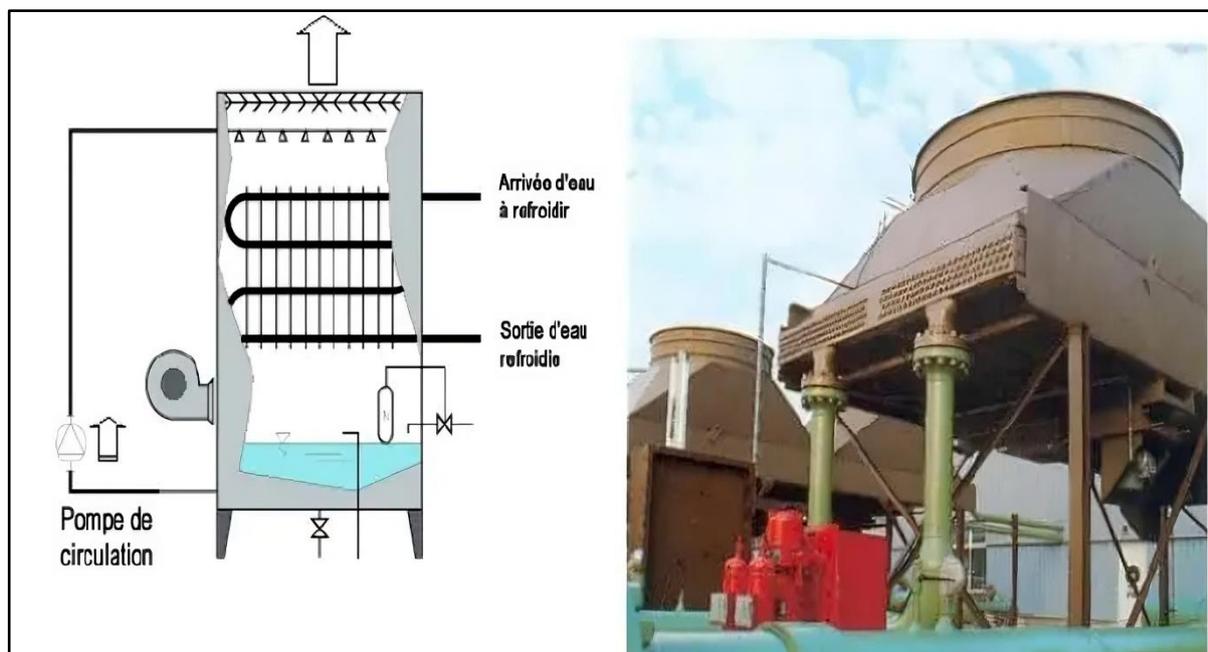


Figure II-7 : Aéroréfrigérant.

Les aéroréfrigérants sont dits à :

- Air forcé lorsque les ventilateurs sont placés au-dessous des faisceaux,
- Air induit lorsque les ventilateurs sont placés au-dessus des faisceaux.

II.4 L'adsorption :

II.4.1. Principe :

Le principe de l'adsorption repose sur la propriété qu'ont les solides (adsorbant) de fixer sur leur surface certains gaz (adsorbat). Les interactions entre adsorbant et adsorbat sont le plus souvent de nature électrostatique, donc faibles et réversibles. On parle alors de physisorption, par opposition à la chimisorption, phénomène généralement irréversible qui fixe par liaison covalente l'adsorbat à l'adsorbant. [8]

Le transfert des polluants est régi par trois phénomènes physico-chimiques :

- L'équilibre thermodynamique entre les deux phases qui exprime la limite du procédé,
- La cinétique de l'adsorption,
- La compétition entre les différents adsorbats.

Plusieurs facteurs vont donc influencer sur ces phénomènes.

II.4.2. L'adsorption sur le charbon actif :

L'adsorption sur charbon actif est une méthode de traitement efficace pour éliminer la matière organique de l'eau, notamment lorsque la charge moléculaire est importante et la polarité est faible.

Le charbon actif, qui possède une surface interne très grande, est spécialement conçu pour adsorber les polluants de l'eau tels que les phénols, les hydrocarbures saturés, les pesticides, les métaux lourds et les agents tensio-actifs. Il existe deux formes principales de charbon actif, à savoir le charbon actif en poudre (PAC) et le charbon actif granulaire (GAC), ce dernier étant couramment utilisé dans le traitement de l'eau.

Les applications de l'adsorption sur charbon actif incluent l'adsorption de substances organiques et non polaires telles que les huiles minérales, les BTEX, les PACs et les phénols, ainsi que l'adsorption de substances halogénées. En outre, le charbon actif peut également éliminer les odeurs, les goûts indésirables, les levures et autres produits de fermentation, ainsi que les substances non polaires insolubles dans l'eau.

En somme, l'adsorption sur charbon actif offre une solution efficace pour la dépollution de l'eau dans diverses applications, en particulier pour l'élimination des polluants organiques complexes et non polaires.

II.4.3. Exemples d'application :

- Traitement des eaux souterraines polluées
- Traitement contre les micropolluants, adsorption des traces de certains métaux lourds
- Rétention de chlore
- Filtration fine pour piscines
- Filtration finale pour le rejet d'effluents

Les performances des filtres à charbon actif dépendent de la température, ainsi que du composé à adsorber.

II.4.4. Les filtres à charbon actif :

Les filtres à charbon actif ont une construction similaire à celle des filtres à sable, on dispose le charbon actif en lit et on filtre l'eau polluée. Ceux-ci sont utilisés pour filtrer la matière organique ou les métaux lourds (BTEX, PAK et chlorophénols). Le charbon actif doit être remplacé de façon régulière, il peut parfois être régénéré.

II.4.4.1. Description du processus :

L'eau est pompée dans une colonne qui contient du charbon actif, cette eau quitte la colonne à travers un système drainant.

L'activité de la colonne de charbon actif dépend de la température et de la nature des substances. L'eau passe à travers la colonne continuellement, ce qui entraîne une accumulation des substances sur le filtre. Pour cette raison, le filtre a besoin d'être remplacé périodiquement.

Un filtre utilisé peut être régénéré de différentes façons, le charbon granulaire peut être régénéré facilement en oxydant la matière organique.

L'efficacité du charbon actif diminue alors de 5 à 10%. Une petite partie du charbon actif est détruite pendant le processus de régénération et doit être remplacée. Si vous travaillez avec différentes colonnes en série, vous pouvez vous assurer que vous n'aurez pas un épuisement total de votre système de purification.

II.4.4.2. Le mécanisme d'adsorption du charbon actif dans les filtres :

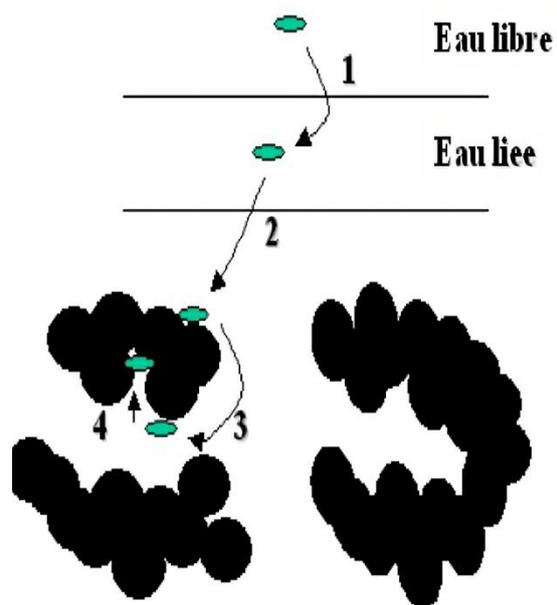
Il s'agit d'un transfert d'une phase liquide contenant l'adsorbat vers une phase solide avec rétention des solutés à la surface du charbon actif appelé adsorbant. L'adsorption peut être décomposée en quatre étapes :

Étape 1 : transfert de la particule (très rapide).

Étape 2 : déplacement de l'eau liée jusqu'à être en contact du charbon (rapide).

Étape 3 : diffusion à l'intérieur du charbon sous l'influence du gradient de concentration (lente).

Étape 4 : adsorption dans une micropore (très rapide).



Chapitre II : Généralités.

L'efficacité de l'adsorption dépend de la concentration de la substance dans l'eau, de la température et de la polarité de la substance. Les substances polaires, qui sont solubles dans l'eau, sont généralement peu adsorbées, voire pas du tout, par le charbon actif, tandis que les substances non polaires peuvent être complètement adsorbées.

Les solvants polaires et les composés chlorés à faible poids moléculaire sont également moins bien adsorbés. De plus, l'adsorption des composés ionisés est généralement faible.

Il est important de noter que chaque type de charbon actif a sa propre isotherme d'adsorption, qui est souvent décrite par la fonction de Freundlich dans le traitement de l'eau.

La fonction de Freundlich est la suivante :

$$X = \frac{x}{m} = K_f C_e^{1/n}$$

x/m : substance adsorbée par gramme de charbon actif;

C_e : différence de concentrations (entre initiale et finale);

K_f, n : constantes spécifiques.

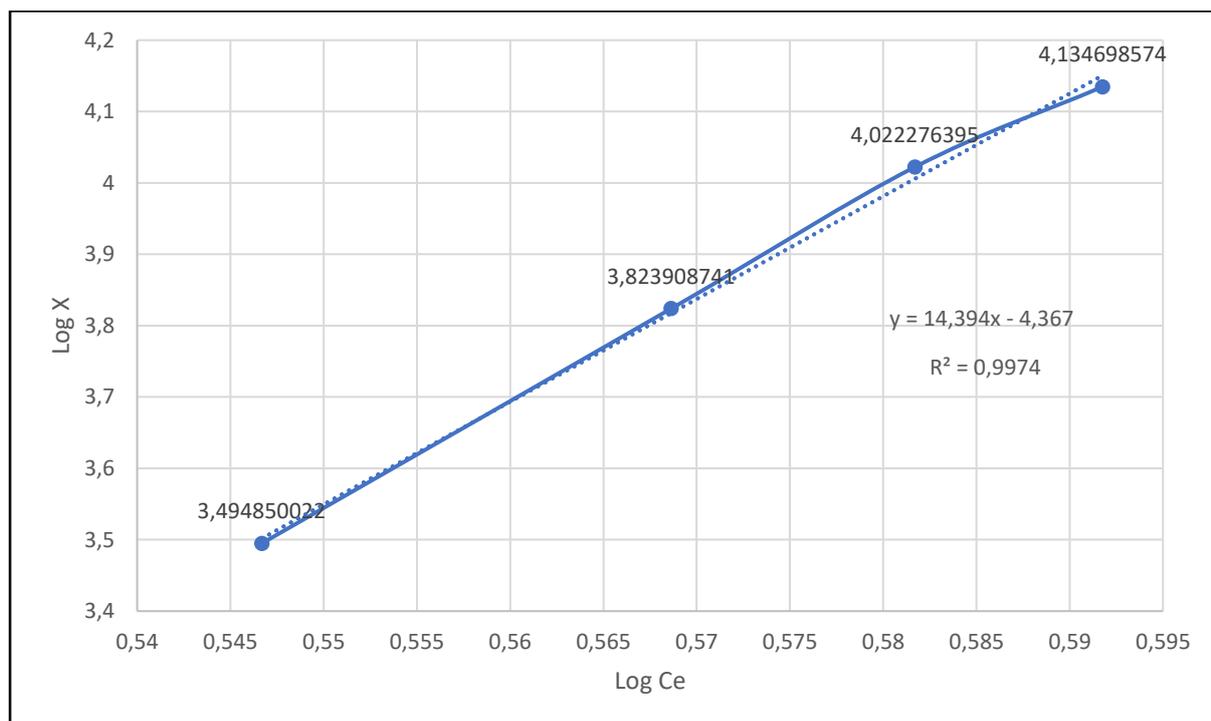


Figure II-8 : Diagramme de variation de la quantité d'acide adsorbé en fonction de sa concentration (isotherme de FREUNDLICH).

Remarque : on a pris ce graphe comme un exemple d'isotherme de Freundlich depuis notre compte rendu du module TP environnement.

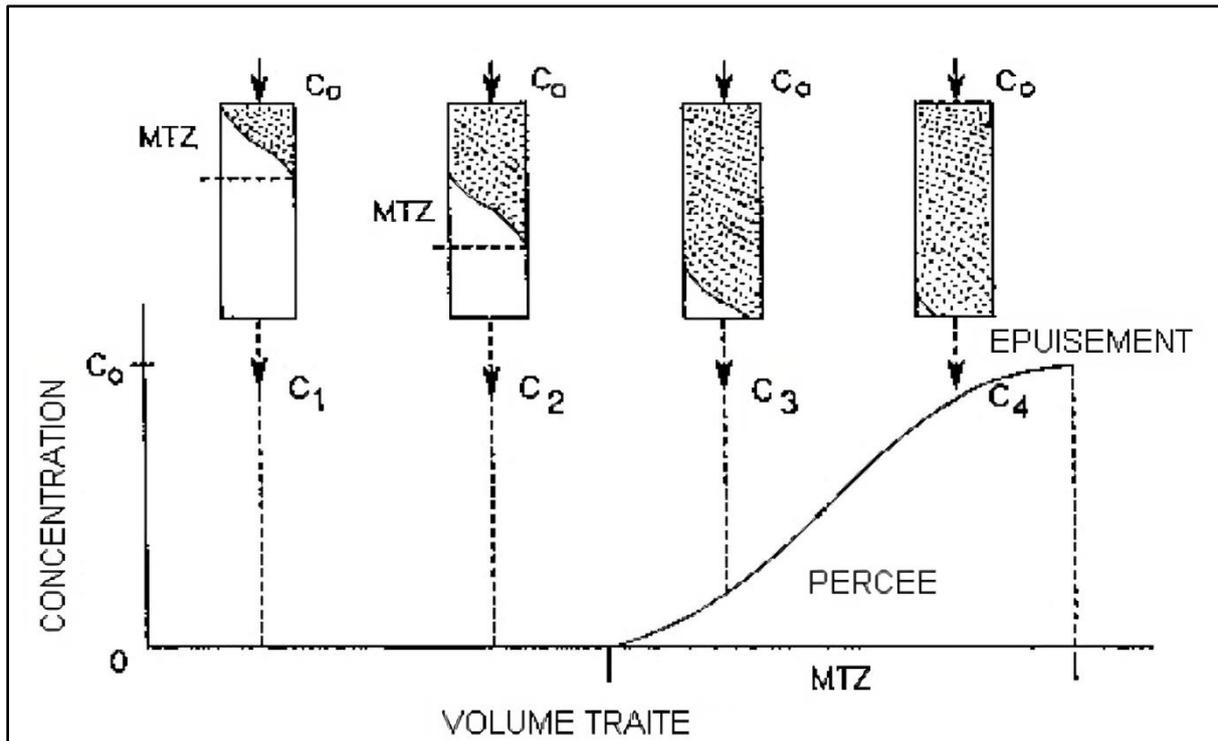


Figure II-9 : Schéma montre l'épuisement pendant l'utilisation de votre colonne.

Point C3: la colonne commence à percer et près de C4 votre colonne n'est plus purifiée. Entre les points C3 et C4, vous avez besoin de régénérer votre colonne.

II.4.4.3. Facteurs qui influencent l'exécution du charbon actif dans l'eau :

Certains facteurs influencent le niveau d'adsorption :

- Le type de composé à supprimer : Les composés qui ont un poids moléculaire élevé et une faible solubilité sont généralement mieux adsorbés par le charbon actif. Cela signifie que les substances plus grosses et moins solubles ont tendance à être plus efficacement retenues par le charbon actif lors du processus d'adsorption.
- La concentration du composé à supprimer : La concentration du composé à supprimer dans l'eau a également un impact sur l'efficacité de l'adsorption sur charbon actif. En général, plus la concentration du composé est élevée, plus la quantité de charbon actif nécessaire pour l'éliminer efficacement est grande.
- La présence d'autres composés organiques : La présence d'autres composés organiques dans l'eau peut également affecter l'adsorption sur charbon actif. En effet, les sites d'adsorption sur le charbon actif peuvent être en concurrence avec d'autres composés organiques présents dans l'eau.
- Le pH du flux d'eau : Le pH du flux d'eau peut également influencer l'adsorption sur charbon actif. Certains composés ont une affinité différente pour les sites d'adsorption du charbon actif en fonction du pH de l'eau.

II.5 La simulation :

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, **ChemCAD**, **Hysim**, **Hysys**, **Pro-II** sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum.

Cela dit, le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation.

II.5.1. Définition :

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

La simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

II.5.2. Modèle mathématique :

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système donné (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ou autre).

Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement.

Ces équations peuvent être algébriques ou différentielles.

II.5.3. Utilisation :

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionner les équipements de ce procédé.

Ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.
- Déterminer des performances des équipements.

Chapitre III :
L'environnement
et la synthèse
pétrochimique.

Au cours de ce chapitre, nous allons aborder la question de savoir si la vapeur d'eau joue un rôle dans le réchauffement planétaire, en raison de son impact sur l'effet de serre. Cette problématique est d'autant plus importante que nous faisons face à un problème environnemental lié au dégazeur V701, qui libère de l'eau dans l'atmosphère. Nous allons également citer les différentes méthodes de synthèse pétrochimique du méthanol et syngaz.

III.1 La vapeur d'eau et le réchauffement climatique planétaire :

L'eau sous forme de vapeur est un gaz à effet de serre (GES). Pourquoi alors n'en parle-t-on jamais au sujet du réchauffement planétaire et pourquoi ne mentionne-t-on que de la contribution des autres GES, surtout celle du CO₂ ? La raison tient au fait que l'impact des émissions anthropiques de vapeur d'eau est négligeable. Par contre, l'eau est très probablement au cœur d'une importante rétroaction positive : plus il fait chaud, plus la capacité de l'atmosphère à contenir de la vapeur augmente, amplifiant ainsi le réchauffement planétaire

III.1.1. L'eau contribue à l'effet de serre naturel de la Terre :

La vapeur d'eau est un gaz à effet de serre particulièrement efficace. Elle absorbe fortement, et dans une vaste gamme de fréquences, les radiations infrarouges émises par la surface terrestre. Ce faisant, elle contribue avec les nuages, le CO₂ et d'autres gaz à l'effet de serre naturel de la Terre. Sans cet effet, la température moyenne sur Terre serait bien plus basse, soit 33 °C de moins. [9]

L'eau serait alors surtout présente sous forme de glace et la vie moins propice. Cependant, l'équilibre thermique naturel terrestre est bouleversé par les activités humaines.

La déforestation et les émissions de CO₂, de méthane, d'oxydes nitriques et d'autres gaz halogénés réchauffent la Terre et la rendent à moyen ou long terme inhospitalière pour l'être humain et les autres espèces.

Il est important de se souvenir que le maintien des conditions de température planétaire ne repose que sur 0,43% des gaz qui composent l'atmosphère (99% est composé d'azote et d'oxygène et ne jouent aucun rôle thermique). [10]

Parmi les contributeurs à l'effet de serre naturel, l'eau est le principal en termes de concentration (H₂O ; 0,39%), suivie de loin par le dioxyde de carbone (CO₂ ; 0,039%), le méthane (CH₄ ; 0,00018%) et l'oxyde nitrique (N₂O ; 0,000032%). [10]

Dans l'absolu, la vapeur d'eau contribue à l'effet de serre pour environ 50%, les nuages (donc l'eau liquide) pour 25%, le CO₂ pour 20%, l'ensemble des autres gaz contribuant pour environ 5%. [9] [11]

III.1.2. L'influence de la concentration d'eau sur l'effet de serre :

Comme on vient de le voir, la vapeur d'eau anthropique ne joue pas de rôle significatif en tant qu'agent de forçage radiatif. Mais, plus généralement, la vapeur d'eau présente naturellement dans l'atmosphère est au cœur d'un phénomène de rétroaction pouvant amplifier la hausse de la température.

L'atmosphère est un fluide gazeux régi par les lois de la thermodynamique. La teneur maximale en vapeur d'eau est déterminée par une loi bien connue, l'équation de Clausius

Chapitre III : L'environnement et la synthèse pétrochimique.

Clapeyron. C'est elle par exemple qui détermine les conditions de température et de pression dictant l'apparition du brouillard, du givre (la « gelée blanche ») ou de la rosée le matin.

L'équation de Clausius Clapeyron indique notamment que la quantité de vapeur d'eau atmosphérique est fixée par la température : plus la température planétaire augmente, plus la teneur en vapeur d'eau augmente. [12]

Bien que l'effet de serre et l'équation de Clausius-Clapeyron abordent des phénomènes distincts, ils sont interconnectés par le rôle de la vapeur d'eau dans le climat et les phénomènes météorologiques.

Et puisque la vapeur d'eau est un GES, elle va à son tour faire augmenter la température. C'est un cas typique de rétroaction positive. Chaque degré d'augmentation de la température peut augmenter la teneur en vapeur d'eau de l'atmosphère de 7%. Cet effet aurait le potentiel de doubler l'effet des gaz à effet de serre anthropiques. [12]

III.1.3. La vapeur d'eau, un acteur majeur du réchauffement climatique :

L'air peut contenir une certaine quantité d'eau sous forme vapeur sans qu'il y ait condensation. Cette quantité est très dépendante de la température : un **air froid** (de type polaire ou à **haute altitude**) contient très peu d'eau alors qu'un **air chaud** (comme rencontré dans les **basses couches** d'une **atmosphère tropicale**) peut contenir beaucoup d'eau. La relation entre la température et la quantité de vapeur d'eau qui peut être contenue dans l'air est très non linéaire (environ 7 % par degré supplémentaire).

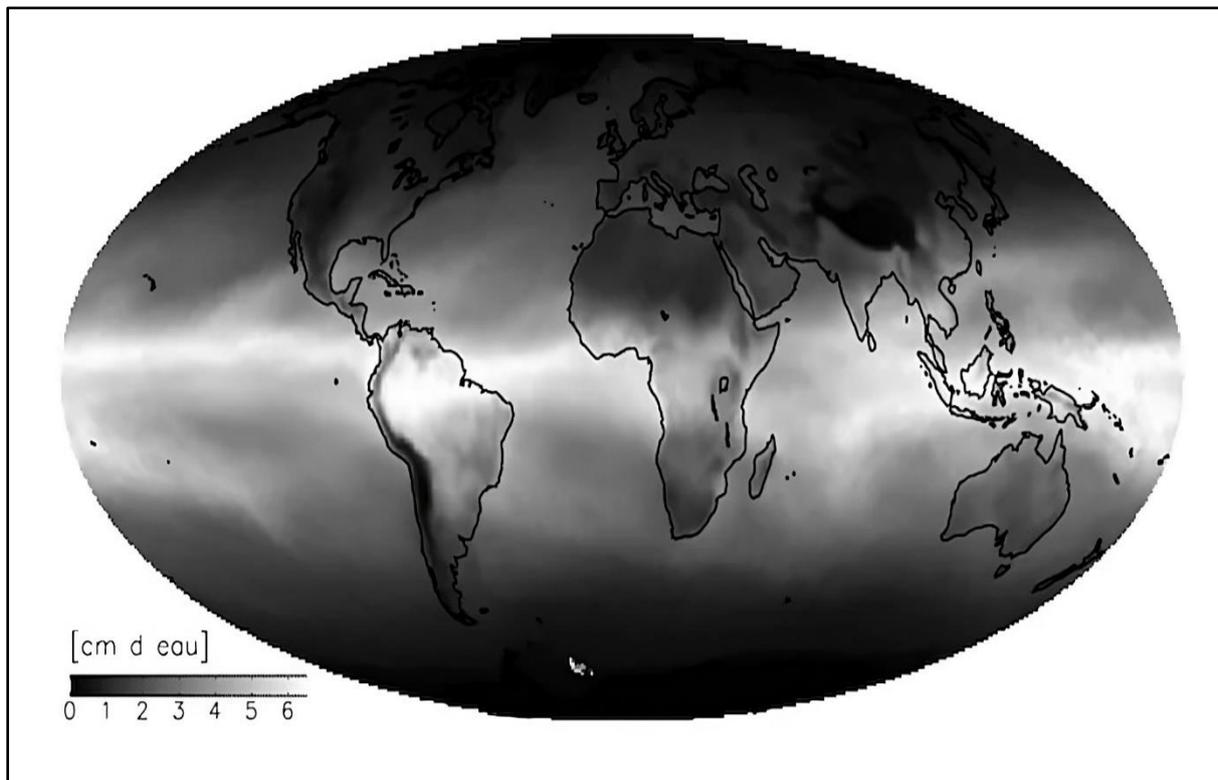


Figure III-1 : Carte de la quantité de vapeur d'eau dans l'atmosphère: elle dépend de la température et donc de la latitude.

Chapitre III : L'environnement et la synthèse pétrochimique.

Si la température augmente à cause d'émissions anthropiques de CO_2 , l'air peut contenir plus de vapeur d'eau. En pratique, c'est bien ce qui se produit et la vapeur d'eau additionnelle dans l'air va alors contribuer à l'effet de serre, renforçant le **réchauffement initial**.

Ainsi, la vapeur d'eau va contribuer à amplifier l'effet initial (**hausse de la température**), même si elle n'en est pas à l'origine. C'est ce que l'on appelle une « **rétroaction positive** ».

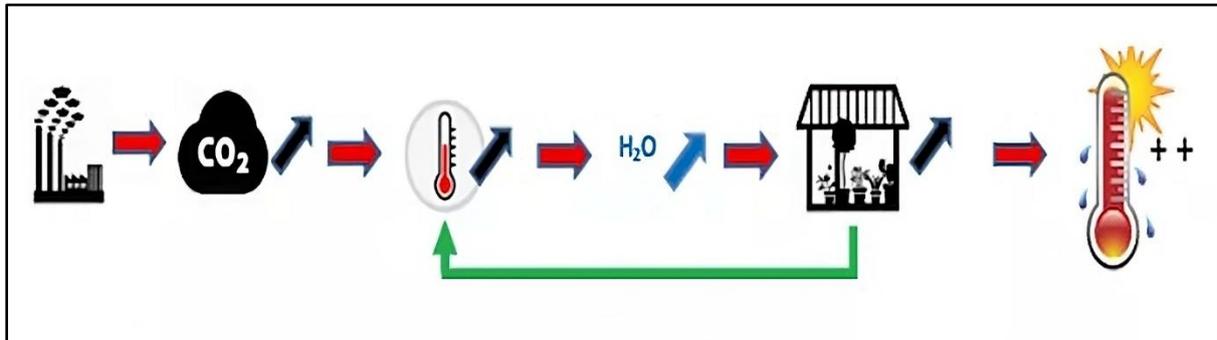


Figure III-2: La rétroaction de la vapeur d'eau contribue à amplifier le réchauffement provoqué par l'augmentation de dioxyde de carbone.

Une « **rétroaction** » est un processus qui se met en place suite à une perturbation initiale et qui vient la renforcer (rétroaction positive) ou l'atténuer (rétroaction négative).

Dans le cadre du réchauffement climatique, un exemple de **rétroaction négative** forte est lié à l'émission de rayonnement infrarouge : lorsque la température augmente, l'atmosphère, l'océan et les surfaces émettent plus de rayonnement infrarouge vers l'espace, ce qui permet d'évacuer la chaleur depuis la Terre vers l'espace, et induit un refroidissement.

Du côté des « **rétroactions positives** », on a vu l'exemple de la vapeur d'eau dans l'atmosphère. Cet effet, qui est bien compris et donc inclus dans les modélisations climatiques, **multiplie le réchauffement initial** par un facteur proche de **3**. Il est donc essentiel pour comprendre l'ampleur du réchauffement climatique.

Un autre exemple est celui de la neige et banquise : avec le réchauffement, leurs surfaces tendent à diminuer. Puisque neige et banquise réfléchissent une large part du rayonnement solaire vers l'espace, leur disparition provoque une absorption supplémentaire de l'énergie solaire dans le sol, et donc un réchauffement additionnel.

Les nuages ont eux aussi le potentiel pour être le vecteur d'une rétroaction. Mais leur impact est complexe puisque, dans le même temps, ils réfléchissent une partie du rayonnement solaire vers l'espace (effet refroidissant) et ils contribuent à l'effet de serre (effet réchauffant). Par ailleurs, l'impact du réchauffement climatique sur la couverture et sur l'altitude des nuages n'est pas évident. Les modèles de climat indiquent que, au final, les nuages conduisent à une rétroaction positive, mais son ampleur reste incertaine puisqu'elle diffère suivant les modèles.

Contrairement aux « rétroactions », les « forçages » sont les actions humaines qui conduisent à un changement climatique. Les émissions de vapeur d'eau ne constituent pas un forçage significatif, mais la vapeur d'eau est bien le vecteur d'une rétroaction essentielle pour quantifier l'amplitude du réchauffement climatique. [13]

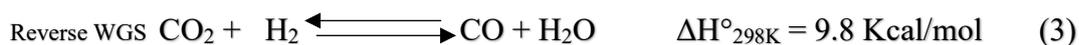
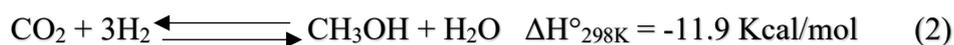
III.2 Production du méthanol :

III.2.1. Méthodes de production :

La méthode de production de méthanol la plus couramment utilisée est la synthèse de gaz, qui a été développée pour la première fois dans les années 1920. Un mélange gazeux d'hydrogène et de monoxyde de carbone (généralement également de dioxyde de carbone), connu sous le nom de gaz de synthèse (syngaz), est la base de presque toute la production de méthanol aujourd'hui.

III.2.1.1. La synthèse de méthanol à partir de syngaz :

La production de méthanol se compose généralement de trois étapes de base, indépendamment de la matière première utilisée : la préparation du gaz de synthèse, la synthèse de méthanol et la purification du méthanol. Pour comprendre correctement les défis liés aux différents processus de production du gaz de synthèse, nous devons d'abord comprendre le processus de la synthèse du méthanol à partir du gaz de synthèse. Essentiellement, le processus consiste en trois équations suivantes :



Les trois équations sont réversibles et donc les conditions de température, de pression et de mélange de gaz de synthèse sont importantes à contrôler. Il est également important de noter que les équations (1) et (2) sont **exothermiques**, c'est-à-dire que les processus produisent de la chaleur et **nécessitent un refroidissement**. Une partie de la chaleur est normalement récupérée et utilisée pour d'autres parties de la synthèse.

Bien qu'on ait cru à l'origine que la réaction entre le monoxyde de carbone et l'hydrogène (équation 1) était le principal processus de production de méthanol, on sait maintenant que le dioxyde de carbone est tout aussi important dans le processus de synthèse. Le CO₂ était même éliminé du mélange réactif, mais une panne du système d'épuration chez Imperial Chemical Industries (ICI) qui a entraîné une augmentation de la production de méthanol a montré que le **CO₂ était actif et important** dans la réaction. Des études ultérieures ont montré que c'est principalement le **CO₂ qui est converti en méthanol**, tandis que le **CO agit comme un agent réducteur** pour l'oxygène à la surface du catalyseur. [14]

L'équation (3) décrit la réaction inverse de déplacement de l'eau qui produit du monoxyde de carbone à partir de dioxyde de carbone et d'hydrogène. Le dioxyde de carbone réagit ensuite avec l'hydrogène pour produire du méthanol (équation 2). En fait, l'équation 2 n'est que la somme de (1) et (3). [15]

Pour synthétiser du méthanol, non seulement un rapport **H₂/CO spécifique de 2** dans le gaz synthétisé est nécessaire, mais également un rapport **(H₂-CO₂) / (CO+CO₂)**, appelé nombre stœchiométrique, **égal ou légèrement supérieur à 2**.

III.2.1.2. La synthèse à partir de la biomasse :

Contrairement à l'éthanol, le méthanol peut être assez facilement produit à partir de pratiquement toutes les biomasses telles que le bois, les algues, les déchets agricoles et les déchets municipaux **par gazéification**. La production à partir de biomasse présente toutefois des défis qui doivent être relevés, en particulier en ce qui concerne **le coût de production**. En raison de la composition de la biomasse, les usines de production nécessitent des coûts d'investissement élevés et ont une **efficacité de conversion** énergétique plus **faible** par rapport au gaz naturel et au charbon. [16]

La méthode conventionnelle pour produire du méthanol à partir de la biomasse consiste à **gazéifier** le matériau de base. Une alternative attrayante est la conversion enzymatique, bien que la plupart des recherches dans ce domaine soient actuellement axées sur la production d'éthanol. Une autre alternative, principalement pour les **plantes aquatiques** comme les macro et micro algues ainsi que les jacinthes d'eau et les massettes, est la digestion anaérobie qui produit du méthane qui pourrait être utilisé de la même manière que le gaz naturel. Tout comme la conversion enzymatique, cette méthode nécessite encore des recherches et des développements supplémentaires avant qu'une mise en œuvre commerciale à grande échelle ne soit possible.

Le processus de gazéification de la biomasse est similaire au processus de synthèse de gaz à partir du charbon.

Pour la gazéification de la biomasse :

- La matière première est d'abord séchée et pulvérisée ; La teneur en humidité ne doit généralement pas dépasser **15 à 20 % en poids**.
- La première étape d'un processus de gazéification en deux étapes s'appelle la pyrolyse, ou distillation destructive.
- La biomasse séchée est chauffée à **400-600°C** dans un environnement pauvre en oxygène pour empêcher une combustion complète.
- Le monoxyde de carbone, le dioxyde de carbone, l'hydrogène, le méthane ainsi que l'eau et les goudrons volatils sont libérés.
- La biomasse restante (**≈10-25 % en poids**), appelée charbon de bois, est ensuite réagie avec de l'oxygène à haute température (**1300-1500°C**) pour produire principalement du monoxyde de carbone.

La synthèse de gaz produite à partir de la pyrolyse et de la conversion de charbon de bois est purifiée avant la synthèse de méthanol. Comparé au charbon, la biomasse contient beaucoup **moins de soufre** mais la teneur en goudron offre des défis opérationnels car il se condense facilement dans les tuyaux, les filtres et les chaudières. Cela peut être en partie contrôlé en choisissant le bon mode opératoire et la technique en fonction de la composition de la biomasse disponible. Un procédé d'oxydation partielle en une seule étape est une alternative attrayante, mais les défis techniques ont jusqu'à présent empêché une exploitation à grande échelle.

La production de méthanol à partir de biomasse est possible à petite échelle, mais comme pour le gaz naturel et le charbon, la production à grande échelle est préférée en raison des coûts élevés du système.

III.2.2. Autres méthodes de production :

La production de méthanol doit faire face à deux défis. Le premier est de rendre les méthodes de production actuelles à partir de combustibles fossiles plus énergétiques et plus respectueuses de l'environnement. Bien que les deux soient interconnectés, ils ne sont pas nécessairement identiques.

L'**efficacité énergétique** est facilement compréhensible lorsqu'on se souvient que les méthodes de production actuelles nécessitent une quantité importante de chaleur, qui est généralement fournie en brûlant une partie de la matière première.

En ce qui concerne l'**efficacité environnementale**, elle concerne principalement les émissions de **gaz à effet de serre**. Avec des ressources de gaz naturel encore vastes, un défi consiste à les utiliser tout en atténuant les conséquences environnementales.

III.2.2.1. Processus du Carnol :

Le Brookhaven National Laboratory a développé un processus de conversion de méthane en méthanol qui idéalement ne contribue pas aux **émissions de CO₂** en utilisant des techniques de **capture du carbone** pour le dioxyde de carbone nécessaire à la synthèse du méthanol.

Le processus repose sur la décomposition thermique du méthane qui produit l'hydrogène nécessaire à la synthèse du méthanol. L'autre produit est du charbon solide qui est facile à gérer. Le processus global est appelé Carnol.

III.2.2.2. Bi-reforming :

En combinant le reformage à la vapeur et le reformage à sec, Olah et al. Proposent une méthode plus efficace pour produire du gaz de synthèse à partir de gaz naturel. Le processus produit du gaz de synthèse avec le bon rapport H₂/CO, appelé **MetGas**, dans un processus en une ou deux étapes. Le reformage à la vapeur (4) et le reformage à sec (9) sont utilisés en combinaison dans un processus appelé bi-reforming.

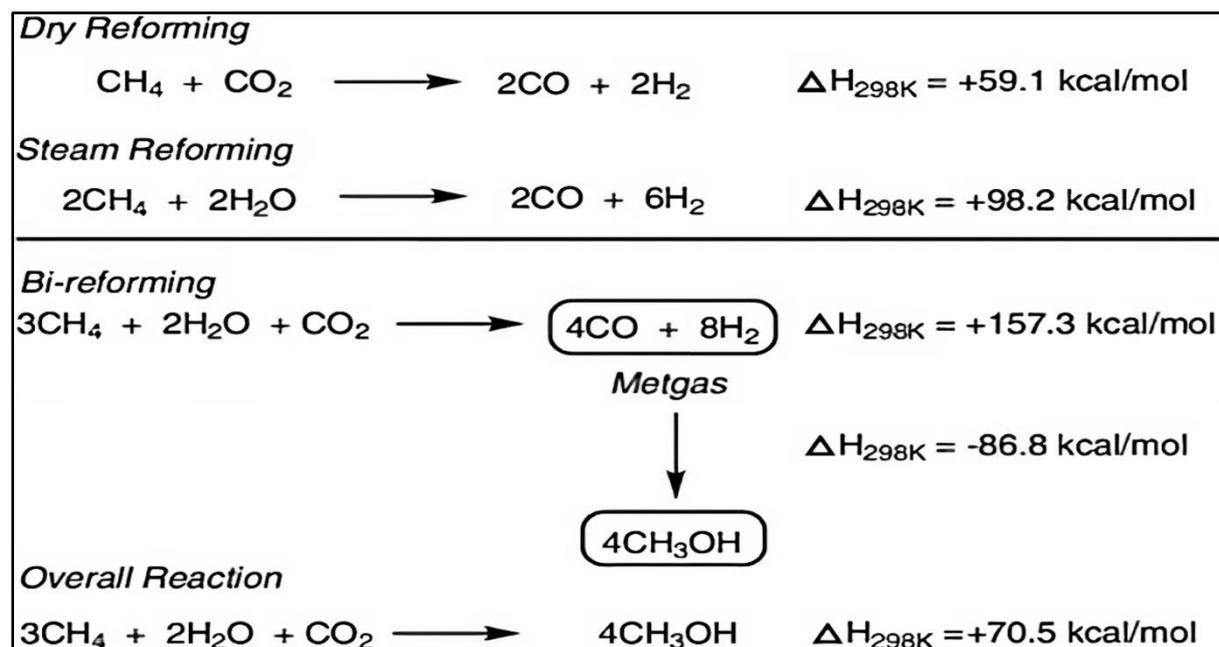


Figure III-3 : Les réactions de chaque étape dans le bi-reforming.

III.2.2.3. L'oxydation directe du méthane en méthanol :

Une alternative intéressante pour la synthèse du gaz naturel en méthanol serait de pouvoir éviter l'étape **consommatrice d'énergie** de la production de gaz de synthèse en insérant directement un atome d'oxygène dans la molécule de méthane par oxydation directe. La difficulté est que la grande réactivité des produits eux-mêmes entraîne facilement une combustion complète du méthane en dioxyde de carbone et en eau.

III.2.2.4. $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$:

Avec les progrès de l'énergie renouvelable ainsi que l'utilisation accrue des sources d'énergie existantes telles que le soleil et la chaleur géothermique, le méthanol évolue non pas en tant que source d'énergie mais en tant que vecteur énergétique avec un grand potentiel. Bien que la biomasse et d'autres déchets soient une voie possible et probable pour diminuer progressivement notre dépendance vis-à-vis des sources d'énergie fossile, il existe des technologies disponibles qui nous permettent de produire du méthanol tout en **réduisant les émissions de dioxyde de carbone** dans notre atmosphère.

L'idée est de produire du méthanol à partir du **carbone capturé dans l'atmosphère**, principalement à partir d'émetteurs locaux tels que les centrales électriques et les installations industrielles, mais également à partir de l'atmosphère elle-même grâce aux technologies en constante amélioration. Pour répondre aux besoins en hydrogène dans le processus de synthèse, l'électrolyse de l'eau est effectuée à l'aide d'électricité.

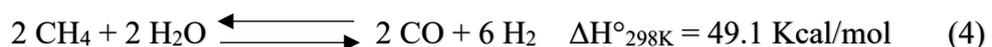
III.3 Obtention du gaz de synthèse :

III.3.1. Production du syngaz à partir le gaz naturel :

Avant que le gaz naturel ne soit transformé en gaz de synthèse, les impuretés doivent être éliminées. Les plus importantes sont les composés **sulfurés** (comme le H_2S) en raison de leurs effets toxiques sur les catalyseurs en aval. D'autres impuretés telles que le dioxyde de carbone et l'azote sont également éliminées.

III.3.1.1. Le reformage à la vapeur :

La méthode traditionnellement dominante est le reformage à la vapeur où le gaz méthane et la vapeur d'eau sont mélangés à haute température et pression et avec l'aide de catalyseurs à **base de Nickel** forment du monoxyde de carbone et de l'hydrogène (Équation 4). Le mélange gazeux est généralement conduit à travers des tuyaux recouverts de catalyseurs dans un échangeur de chaleur à tube en coquille afin de fournir la chaleur nécessaire ($\approx 850^\circ\text{C}$) pour que la réaction ait lieu.



La production de gaz de synthèse **est fortement endothermique** et nécessite beaucoup d'énergie thermique. La synthèse de méthanol produit de la chaleur récupérable, mais la chaleur est normalement également fournie par la combustion d'une partie du gaz naturel. La production de gaz de synthèse et la compression subséquente représentent une grande partie des coûts d'investissement dans une usine de production de méthanol, la plupart de l'énergie

Chapitre III : L'environnement et la synthèse pétrochimique.

nécessaire pour alimenter le processus étant consacrée à cela et représentant **jusqu'à 60 % du coût en capital**.

III.3.1.2. Oxydation partielle du gaz naturel :

Une autre méthode de base pour la production de gaz de synthèse. À l'origine développée par Shell dans les années 1950.



Le processus d'oxydation partielle pour le méthane est **légèrement exothermique**.

Le processus se produit en phase gazeuse par réaction radicalaire dans la flamme du brûleur. Un petit excès d'oxygène est nécessaire pour favoriser une certaine oxydation en dioxyde de carbone et en eau afin de porter la température à la plage désirée de 1000-1200 °C [17], malheureusement cela produit du dioxyde de carbone et de l'eau qui abaisse le nombre stœchiométrique à environ 1.6, ce qui est inférieur à la valeur préférée de 2 mais une amélioration par rapport au reformage à la vapeur.

Un coût élevé pour une usine d'oxydation partielle est le séparateur d'air nécessaire pour produire de l'oxygène. Bien qu'il soit possible d'utiliser de l'air, la plupart des usines modernes utilisent **de l'oxygène pur** pour éviter la nécessité de séparer principalement l'azote du gaz de synthèse après l'étape d'oxydation.

III.3.1.3. Deux étapes de reformage :

Une combinaison de reformage à la vapeur et de combustion partielle offre un moyen **d'améliorer** l'ensemble du processus et de mieux contrôler la composition du gaz de synthèse produit. La bonne configuration du système dépend de la composition du gaz naturel utilisé comme matière première. Le reformage en deux étapes nécessite également que le reformage à la vapeur fonctionne avec **une forte émission de méthane**, généralement entre 35 et 45 %, [18] pour fournir une teneur en méthane suffisamment élevée pour la combustion partielle.

Cette technique est assez nouvelle et a été utilisée pour la première fois dans une usine commerciale de **2400 tonnes** métriques par jour en **Norvège** en 2007 et dans une usine de **5000 tonnes** métriques par jour avec une technologie similaire en **Arabie Saoudite** en 2008.

III.3.1.4. Reformage sec :

En réagissant le méthane et le dioxyde de carbone, on produit du gaz de synthèse dans un processus appelé reformage sec car aucune vapeur d'eau n'est utilisée.



La réaction est plus **endothermique** que le reformage à la vapeur et produit un gaz avec un **déficit d'hydrogène** significatif pour la synthèse de méthanol. Bien que cela soit un **inconvenient** pour la synthèse de méthanol, le mélange gazeux a la bonne composition pour **d'autres applications**.

III.3.2. Production du syngaz à partir du charbon :

Le processus de conversion du charbon en gaz de synthèse est une combinaison d'oxydation partielle et de traitement à la vapeur appelée **gazéification**.



La conception et les conditions de traitement varient considérablement en fonction de la composition du charbon utilisé comme matière première. Le gaz de synthèse produit présente un **déficit en hydrogène** et doit être soumis à la réaction de déplacement de l'eau (**équation 12**) pour **améliorer** le rapport **H₂/CO**.

Le gaz de synthèse produit à partir de charbon nécessite généralement une **purification** plus **importante** que celui produit à partir de **gaz naturel**, en particulier les composés sulfurés doivent être éliminés avant la synthèse de méthanol pour protéger les catalyseurs sensibles contre l'empoisonnement.

III.3.3. Applications du gaz de synthèse :

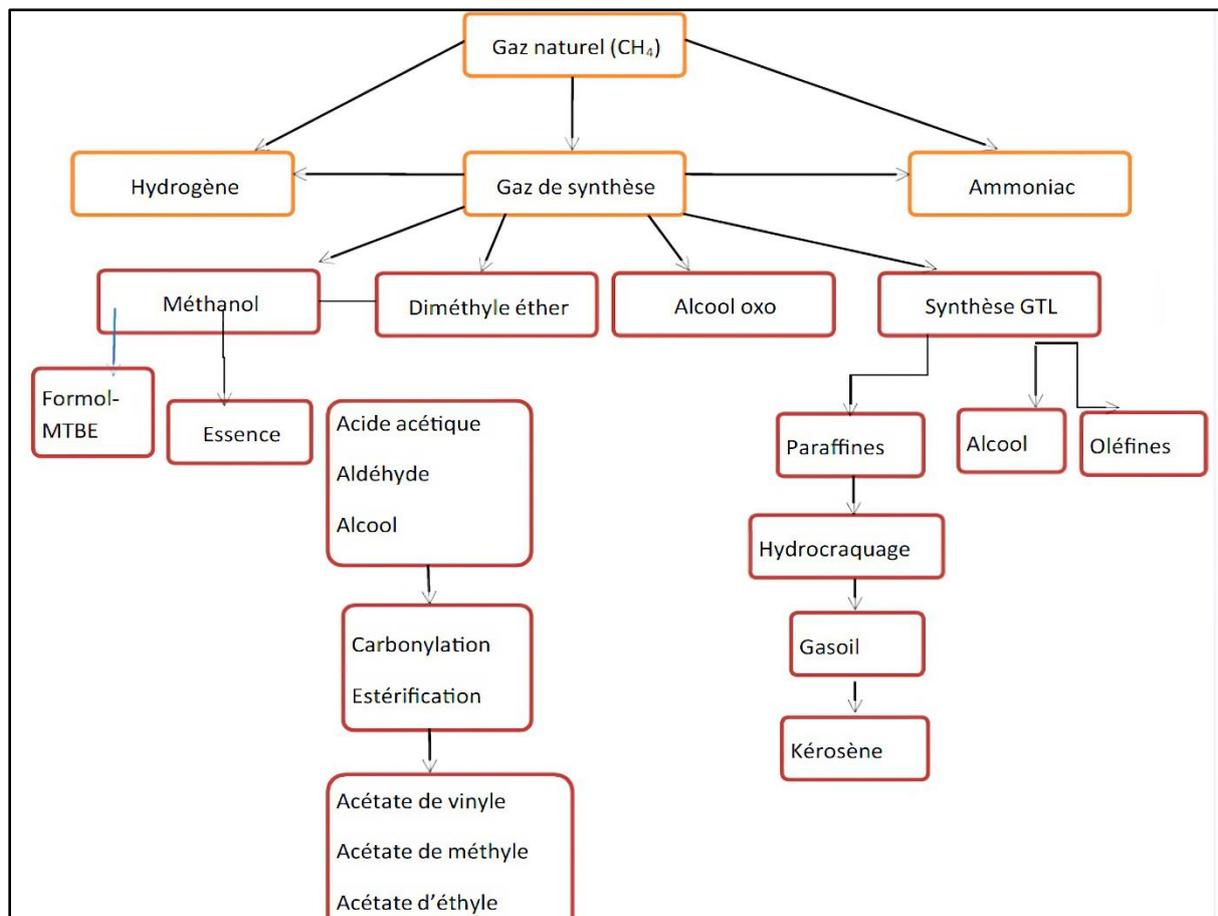


Figure III-4 : Schéma démonstratif des applications du syngaz.

Chapitre IV :

Bilan matière et

énergétique.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Ce chapitre est dédié à l'estimation de la quantité de pertes d'eau dans l'ensemble de l'unité en effectuant des bilans de matière partiels dans plusieurs appareils en tenant compte de la situation actuelle. Les résultats obtenus seront comparés aux calculs effectués dans le cadre de la conception initiale.

De plus, ce chapitre comprendra les calculs associés aux différentes solutions proposées pour résoudre le problème exposé dans la problématique.

IV.1 Les bilans de matière :

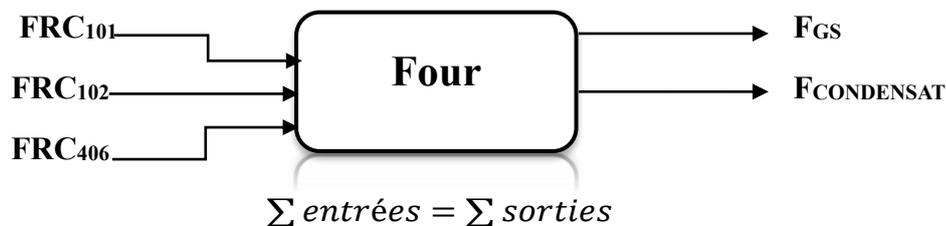
IV.1.1. Cas Réel :

IV.1.1.1. Les bilans partiels :

Les données industrielles des vannes sont fournies dans l'annexe (II).

La conversion des unités est réalisée en se basant sur la composition des gaz, comme indiqué dans l'annexe (III).

IV.1.1.1.1. Bilan 01 relatif au four, il sera procédé à la 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 nécessaire de convertir les valeurs données en Nm³/h en m³/h en utilisant la loi des gaz parfaits. Ensuite, il faut convertir cette valeur en Kg/h en fonction de la composition de chaque gaz, à des températures et pressions spécifiques.

Le débit du gaz naturel :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^{\circ}\text{C}=273.15\text{K}$$

$$FRC_{101}=11230 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P'=24.5\text{bar}=24.17962\text{ATM}$$

$$T'=340^{\circ}\text{C}=613.15\text{K}$$

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

$$FRC'_{101} = \frac{P}{T} \frac{FRC_{101}}{P'} \frac{T'}{P'} = \frac{1 \times 11230 \times 613.15}{273.15 \times 24.17962} = 1042.5474 \text{ m}^3/\text{h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Constituant i	Fractions Volumiques yi	ρ à 340°C et 24,5 bar (kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,0583	13,45621	60,78051342	817,8753525
CH4	0,8344	7,68926	869,9015506	6688,899197
C2H6	0,0704	13,96123	73,39533696	1024,68918
C3H8	0,021	21,14548	21,8934954	462,9484691
i-C4H10	0,0033	26,98548	3,44040642	92,84101864
n-C4H10	0,0054	27,87358	5,62975596	156,9214531
i-C5H12	0,0012	33,4991	1,25105688	41,90927953
n-C5H12	0,0012	33,4997	1,25105688	41,91003016
C6+	0,0008	43,6545	0,83403792	36,40950838
CO2	0,0021	21,14548	2,18934954	46,29484691
He	0,0019	1,92232	1,98084006	3,807808464
Total	1		1042,5474	9414,506144

Le débit du gaz d'hydrogène :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^\circ\text{C}=273.15\text{K}$$

$$\text{FRC}_{406}=402 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P'=26.5\text{bar}=26.16347\text{ATM}$$

$$T'=25^\circ\text{C}=298.15\text{K}$$

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

$$\text{FRC}'_{406} = \frac{P \text{ FRC}_{406} T'}{T P'} = \frac{1 \times 402 \times 298.15}{273.15 \times 26.16347} = 16.7712 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 26,5 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,015	29,93192	0,251568	7,529913251
CO	0,121	29,93192	2,0293152	60,74130022
CH4	0,036	17,10395	0,6037632	10,32673558
CO2	0,086	47,03587	1,4423232	67,84092653
H2	0,742	2,13799	12,4442304	26,60564015
Total	1		16,7712	173,0445157

Pour le gaz de synthèse :

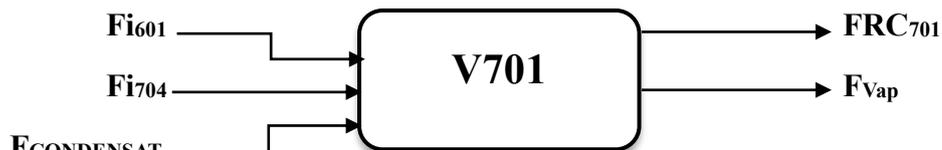
Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 26,5 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,015	18,57455	50,063304	929,9033433
CO	0,121	18,57455	403,8439856	7501,220303
CH4	0,036	10,61403	120,1519296	1275,296185
CO2	0,086	29,18858	287,0296096	8377,986722
H2	0,742	1,32675	2476,464771	3285,649635
Total	1		3337,5536	21370,05619

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

$$F_{\text{Condensat}} = 9414,506144 + 36081 + 173,0445157 - 21370,05619 = 24298,49 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{Condensat}} = 24,5 \text{ T/h}$$

IV.1.1.1.2. Bilan 02 : Dégazeur V701



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

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

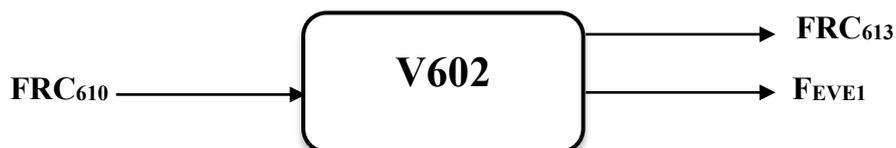
$$F_{\text{Vap}} = 22772 + 28300 + 24298,49 - 64700 = 10668,49 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Admissible} = 2000 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{perte}} = F_{\text{vap}} - \text{Admissible} = 10668,49 - 2000 = 8668,49 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{perte}} = 8,6 \text{ T/h}$$

IV.1.1.1.3. Bilan 03 : 2^{ème} colonne de distillation V602



$$F_{\text{RC610}} = F_{\text{RC613}} + F_{\text{EVE1}}$$

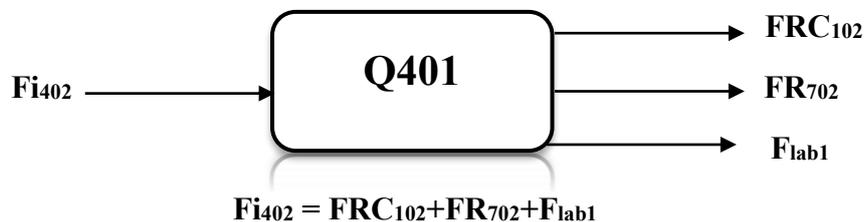
$$F_{\text{EVE1}} = F_{\text{RC610}} - F_{\text{RC613}} = 20100 - 13095 = 7005 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{EVE1}} = 7 \text{ T/h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

IV.1.1.1.4. Bilan 04 : circuit de vapeur

a) Calcul de labyrinthe 01:



$$F_{lab1} = F_{i402} - F_{RC102} - F_{R702} = 65129 - 36434 - 28153 = 542 \text{ Kg/h}$$

$$F_{lab01} = 542 \text{ Kg/h}$$

La vapeur haute pression (HP) issue de l'utilité entre dans la turbine Q401 et se détend en vapeur moyenne pression (MP). Dans ce cas, la consommation (consm1) est d'environ 8000 kg/h.

b) Calcul de labyrinthe 02 :

La vapeur MP suit son chemin en entrant dans l'ensemble de turbines, permettant ainsi sa détente en vapeur basse pression (BP) exportée vers l'utilité. Dans ce cas, la consommation (consm2) est calculée comme suit :

$$\text{Débit Consm2} = \text{Débit de vapeur MP} - \text{Débit de vapeur BP}$$

$$\text{Débit Consm2} = 27321 - 14211 = 13110 \text{ kg/h}$$

En appliquant la règle des trois, on trouve la valeur de Lab₂.

Consm1	→	100%	d'où:	8000 Kg/h	→	100%
Flab ₀₁	→	X%		542 Kg/h	→	X%

$$X = \frac{542 \times 100}{8000} = 6.775\%$$

Consm2	→	100%	d'où:	13110 Kg/h	→	100%
Flab ₀₂	→	X%		Flab ₀₂	→	6.775%

$$F_{lab02} = \frac{6.775 \times 13110}{100} = 888.2025 \text{ Kg/h}$$

$$F_{lab02} = 888, 2025 \text{ Kg/h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

IV.1.1.1.5. Bilan 05 : dégazeur V703



La quantité de purge est estimée à environ 1620 kg/h.

La quantité d'eau rejetée dans les égouts est mesurée pratiquement en prélevant un échantillon de 10 L :

Tableau IV-1 : Les résultats expérimentales d'écoulement d'eau du V703.

Nombre d'essai	1	2	3
La durée d'écoulement de 10L d'eau (s)	16,4	16,7	16,9

$$T = \frac{T_1 + T_2 + T_3}{3} = \frac{16.4 + 16.7 + 16.9}{3} = 16,67s$$

Selon la règle des trois :

$$10L \longrightarrow 16,67s$$

$$Y = \frac{10}{16.67} = 0,599 L/s$$

$$Y \longrightarrow 1s$$

On prend la masse volumique de l'eau 1Kg/L.

Alors 0,599 L/s = 2156,4 Kg/h

$$F_{\text{égout}} = 2156,4 \text{ Kg/h}$$

$$IBD + \text{Purges} = \text{Perte atm} + F_{\text{eve2}}$$

$$\text{Perte atm} = IBD + \text{Purges} - F_{\text{eve2}} = 750 + 1670 - 2156.4 = 263,6 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{atm}} = 263,6 \text{ Kg/h}$$

Calcul de perte totale :

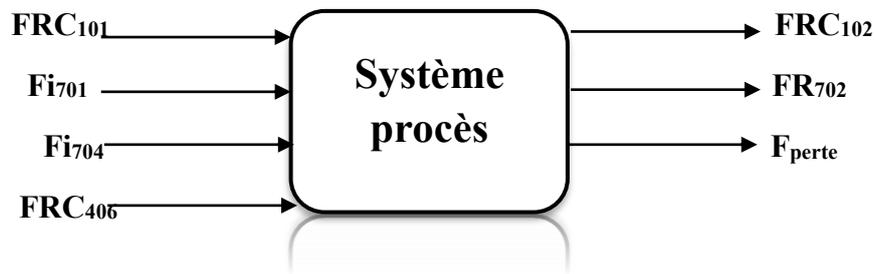
Elle désigne la somme des pertes des bilans partiels :

$$\text{Perte totale} = F_{\text{vap}} + F_{\text{EVE1}} + F_{\text{lab01}} + F_{\text{lab02}} + F_{\text{égout}} + F_{\text{atm}} = 8668.5 + 7005 + 542 + 888.2 + 263.6 + 2156.4$$

$$\text{Perte totale} = 19523.7 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Perte totale} = 19,5 \text{ T/h}$$

IV.1.1.2. Bilan global du procédé :

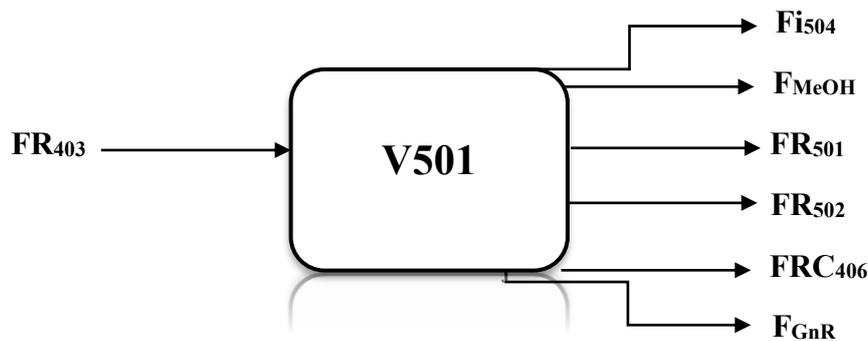


$$FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} + FRC_{406} = FRC_{102} + FR_{702} + F_{perte}$$

$$F_{perte} = FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} + FRC_{406} - FRC_{102} - FR_{702}$$

Pour déterminer la quantité de méthanol produite lors de la synthèse, il est nécessaire de réaliser le bilan du réacteur de la manière suivante :

IV.1.1.2.1. Bilan du réacteur :



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

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

Conversion:

Le débit du gaz de flash :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^{\circ}\text{C}=273.15\text{K}$$

$$FR_{502}=90.2 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P'=3.5\text{bar}=3.45423\text{ATM}$$

$$T'=25^{\circ}\text{C}=298.15\text{K}$$

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

$$FR'_{502} = \frac{P}{T} \frac{FR_{502} T'}{P'} = \frac{1 \times 90.2 \times 298.15}{273.15 \times 3.45423} = 28.5029 \text{ m}^3/\text{h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 3,5 bar (Kg/m3)	Vi = Vyi (m3/h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,0371	3,95327	1,05745759	4,180415367
CO	0,029	3,95327	0,8265841	3,267710125
CH4	0,2235	2,25901	6,37039815	14,39079312
CO2	0,2138	6,21228	6,09392002	37,85713746
H2	0,4963	0,28238	14,14598927	3,99454445
He	0,0003	0,56475	0,00855087	0,004829104
Total	1		28,5029	63,69542963

Le débit du gaz de purge :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^\circ\text{C}=273.15\text{K}$$

$$\text{FR}_{501}=12670 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P'=42\text{bar}=41.4508\text{ATM}$$

$$T'=25^\circ\text{C}=298.15\text{K}$$

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

$$\text{FR}'_{501} = \frac{P \text{FR}_{501} T'}{T P'} = \frac{1 \times 12670 \times 298.15}{273.15 \times 41.4508} = 333.64 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 42 bar (Kg/m3)	Vi = Vyi (m3/h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,0422	47,43926	14,079608	667,9261846
CO	0,0262	47,43926	8,741368	414,6840293
CH4	0,1107	27,10815	36,933948	1001,211002
CO2	0,0381	74,54741	12,711684	947,6231189
H2	0,7814	3,38852	260,706296	883,4084981
He	0,0014	6,77704	0,467096	3,165528276
Total	1		333,64	3918,018362

Le débit du gaz d'alimentation :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^\circ\text{C}=273.15\text{K}$$

$$\text{FR}_{403}=287600 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P'=43.4\text{bar}=42.83247\text{ATM}$$

$$T'=51^\circ\text{C}=324.15\text{K}$$

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

$$\text{FR}'_{403} = \frac{P \text{FR}_{403} T'}{T P'} = \frac{1 \times 287600 \times 324.15}{273.15 \times 42.83247} = 7968.20655 \text{ m}^3/\text{h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 51°C et 43,4 bar (Kg/m3)	Vi = Vy _i (m3/h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,0369	46,391	294,0268217	13640,19829
CO	0,0386	46,391	307,5727728	14268,6085
CH4	0,0995	26,50914	792,8365517	21017,41515
CO2	0,0502	72,90014	400,0039688	29160,34533
H2	0,7736	3,31364	6164,204587	20425,95489
He	0,0012	6,62729	9,56184786	63,3691387
Total	1		7968,20655	98575,89129

Le débit du gaz d'étanchéité :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^\circ\text{C}=273.15\text{K}$$

$$F_{i504}=754.7 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P'=42\text{bar}=41.4508\text{ATM}$$

$$T'=25^\circ\text{C}=298.15\text{K}$$

$$F_{i'504}=?$$

$$F_{i'504} = \frac{P F_{i504} T'}{T P'} = \frac{1 \times 754.7 \times 298.15}{273.15 \times 41.4508} = 19.8735 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 42 bar (Kg/m3)	Vi = Vy _i (m3/h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,0147	47,43926	0,29214045	13,85892676
CO	0,1209	47,43926	2,40270615	113,9826018
CH4	0,0345	27,10815	0,68563575	18,58631676
CO2	0,1035	74,54741	2,05690725	153,3371081
H2	0,726	3,38852	14,428161	48,89011211
He	0,0004	6,77704	0,0079494	0,053873402
Total	1		19,8735	348,7089389

Un gaz non réagi (F_{GnR}) sort du réacteur V501 et est mélangé avec le gaz de synthèse produit lors du reformage du méthane, afin d'alimenter le réacteur de synthèse de méthanol.

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

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

$$F_{\text{GnR}} = 98575.89129 - 21370.05617 = 77205.83512 \text{ Kg/h}$$

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

$$F_{\text{MeOH}} = 98575.89129 - 3918.018362 - 63.6954 - 173.044 - 77205.83512 - 348.7089$$

$$F_{\text{MeOH}} = 16866.59 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{MeOH}} = 16,8 \text{ T/h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Débit des pertes:

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

$$F_{\text{pertes}} = 9414.506144 + 28300 + 173.044 + 7700 - 16866.59 - 12400$$

$$F_{\text{pertes}} = 16320.96 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{pertes}} = 16,3 \text{ T/h}$$

IV.1.2. Cas design :

IV.1.2.1. Les bilans partiels :

IV.1.2.1.1. Bilan 01 : Bilan du four, Détermination du condensat

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

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

Conversion :

Pour gaz naturel :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^{\circ}\text{C}=273.15\text{K}$$

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

Dans les conditions designs :

$$P'=26.478\text{bar}=26.132\text{ATM}$$

$$T'=400^{\circ}\text{C}=673.15\text{K}$$

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

$$FRC'_{101} = \frac{P}{T} \frac{FRC_{101} T'}{P'} = \frac{1 \times 12708 \times 673.15}{273.15 \times 26.132} = 1198.436981 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fractions Volumiques yi	ρ à 400°C et 26,478 bar (kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,0583	13,24637	69,86887599	925,5089829
CH4	0,8344	7,56935	999,9758169	7569,16695
C2H6	0,0704	14,22539	84,36996346	1200,195635
C3H8	0,021	20,81572	25,1671766	523,8729013
i-C4H10	0,0033	27,46961	3,954842037	108,6379684
n-C4H10	0,0054	27,439	6,471559697	177,5731265
i-C5H12	0,0012	34,13299	1,438124377	49,08748499
n-C5H12	0,0012	34,13355	1,438124377	49,08829034
C6+	0,0008	44,54582	0,958749585	42,70828643
CO2	0,0021	20,81572	2,51671766	52,38729013
He	0,0019	1,89234	2,277030264	4,30891545
Total	1		1198,436981	10702,53583

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Le débit du gaz d'hydrogène :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^{\circ}\text{C}=273.15\text{K}$$

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

Dans les conditions design's :

$$P'=26.5\text{bar}=26.16347\text{ATM}$$

$$T'=25^{\circ}\text{C}=298.15\text{K}$$

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

$$\text{FRC}'_{406} = \frac{P \text{ FRC}_{406} T'}{T P'} = \frac{1 \times 401 \times 298.15}{273.15 \times 26.16347} = 17.111483 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 26,5 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,015	29,93192	0,256672245	7,682693104
CO	0,121	29,93192	2,070489443	61,97372437
CH ₄	0,036	17,10395	0,616013388	10,53626219
CO ₂	0,086	47,03587	1,471587538	69,21740013
H ₂	0,742	2,13799	12,69672039	27,14546122
Total	1		17,111483	176,555541

Pour le gaz de synthèse :

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 26,5 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vipi (Kg/h)
N ₂	0,015	18,57455	51	947,30205
CO	0,121	18,57455	411,4	7641,56987
CH ₄	0,036	10,61403	122,4	1299,157272
CO ₂	0,086	29,18858	292,4	8534,740792
H ₂	0,742	1,32675	2522,8	3347,1249
Total	1		3400	21769,89488

$$F_{\text{Condensat}} = 10702.58516 + 33470 + 176.5555 - 21769.89488 = 22597.24583 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{Condensat}}=22,6 \text{ T/h}$$

IV.1.2.1.2. Bilan 02 : circuit de vapeur

D'après cas design :

$$F_{\text{lab01}} = 240 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{lab02}} = 246 \text{ Kg/h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

IV.1.2.1.3. Bilan 03 : dégazeur V701

$$F_{i601} + F_{i704} + F_{\text{Condensat}} = F_{R_{C701}} + F_{\text{Vap}}$$

$$F_{\text{Vap}} = F_{i601} + F_{i704} + F_{\text{Condensat}} - F_{R_{C701}}$$

$$F_{\text{Vap}} = 13525 + 28640 + 22597.24583 - 58970 = 5792.24583 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Admissible} = 2000 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{perte}} = F_{\text{vap}} - \text{Admissible} = 5792.24583 - 2000 = 3705.24583 \text{ Kg/h}$$

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

IV.1.2.1.4. Bilan 04 : 2^{ème} colonne de distillation V602

$$F_{R_{C610}} = F_{R_{C613}} + F_{EVE1}$$

$$F_{EVE1} = F_{R_{C610}} - F_{R_{C613}} = 17193.37166 - 12518 = 4675.371658 \text{ Kg/h}$$

$$F_{EVE1} = 4,68 \text{ T/h}$$

IV.1.2.1.5. Calcul de perte totale :

Elle désigne la somme des pertes des bilans partiels :

$$\text{Perte totale} = F_{\text{vap}} + F_{EVE1} + F_{\text{lab01}} + F_{\text{lab02}} = 3705.24583 + 4675.371 + 240 + 246 = 8866.954658 \text{ Kg/h}$$

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

IV.1.2.2. Bilan global du procédé :

$$F_{R_{C101}} + F_{i701} + F_{i704} + F_{R_{C406}} = F_{R_{C102}} + F_{R_{702}} + F_{\text{perte}}$$

$$F_{\text{perte}} = F_{R_{C101}} + F_{i701} + F_{i704} + F_{R_{C406}} - F_{R_{C102}} - F_{R_{702}}$$

IV.1.2.2.1. Bilan du réacteur :

$$F_{R_{403}} = F_{i504} + F_{\text{MeOH}} + F_{R_{501}} + F_{R_{502}} + F_{R_{C406}} + F_{\text{GnR}}$$

$$F_{\text{MeOH}} = F_{R_{403}} - F_{R_{501}} - F_{R_{502}} - F_{R_{C406}} - F_{\text{GnR}} - F_{i504}$$

Conversion:

Le débit du gaz de flash :

Dans les conditions normales :

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

$$T = 0^\circ\text{C} = 273.15 \text{ K}$$

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

Dans les conditions designs :

$$P' = 4.5 \text{ bar} = 4.44115 \text{ ATM}$$

$$T' = 40^\circ\text{C} = 313.15 \text{ K}$$

$$F_{R'_{502}} = ?$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

$$FR'_{502} = \frac{P}{T} \frac{FR_{502} T'}{P'} = \frac{1 \times 80 \times 313.15}{273.15 \times 4.44115} = 20.651222 m^3/h$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 40°C et 4,5 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0371	4,83931	0,766160336	3,707687377
CO	0,029	4,83931	0,598885438	2,898192289
CH ₄	0,2235	2,76532	4,615548117	12,76346752
CO ₂	0,2138	7,60463	4,415231264	33,57620012
H ₂	0,4963	0,34567	10,24920148	3,542841475
He	0,0003	0,69133	0,006195367	0,004283043
Total	1		20,651222	56,49267183

Le débit du gaz de purge :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^\circ\text{C}=273.15\text{K}$$

$$FR_{501}=13000 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions designes :

$$P'=50.26\text{bar}=49.603\text{ATM}$$

$$T'=40^\circ\text{C}=313.15\text{K}$$

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

$$FR'_{501} = \frac{P}{T} \frac{FR_{501} T'}{P'} = \frac{1 \times 13000 \times 313.15}{273.15 \times 49.603} = 300.45997 m^3/h$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 40°C et 42 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0422	54,04973	12,67941073	685,3187267
CO	0,0262	54,04973	7,872051214	425,4822427
CH ₄	0,1107	30,88556	33,26091868	1027,2821
CO ₂	0,0381	84,93529	11,44752486	972,2988435
H ₂	0,7814	3,86069	234,7794206	906,4105612
He	0,0014	7,72139	0,420643958	3,247956051
Total	1		300,45997	4020,04043

Le débit du gaz d'alimentation :

Dans les 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 :

$$P'=53.103\text{bar}=52.40859\text{ATM}$$

$$T'=67.6^\circ\text{C}=340.75\text{K}$$

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

$$FR'_{403} = \frac{P}{T} \frac{FR_{403} T'}{P'} = \frac{1 \times 318700 \times 340.75}{273.15 \times 52.40859} = 7586.023746 m^3/h$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 67,6°C et 52,4 bar (Kg/m3)	$V_i = V_{yi}$ (m3/h)	$m_i = V_i \rho_i$ (Kg/h)
N2	0,0369	51,79527	279,9242762	14498,75347
CO	0,0386	51,79527	292,8205166	15166,71772
CH4	0,0995	29,5973	754,8093627	22340,31915
CO2	0,0502	81,39257	380,818392	30995,78763
H2	0,7736	3,69966	5868,54797	21711,63218
He	0,0012	7,39932	9,103228495	67,35770067
Total	1		7586,023746	104780,5679

Le débit du gaz d'étanchéité :

Dans les conditions normales :

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

$$T=0^\circ\text{C}=273.15\text{K}$$

$$F_{i504}=700 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions designs :

$$P'=50.26\text{bar}=49.603\text{ATM}$$

$$T'=40^\circ\text{C}=313.15\text{K}$$

$$F_{i'504}=?$$

$$F_{i'504} = \frac{P F_{i504} T'}{T P'} = \frac{1 \times 700 \times 313.15}{273.15 \times 49.603} = 16.178613 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 40°C et 49,6 bar (Kg/m3)	$V_i = V_{yi}$ (m3/h)	$m_i = V_i \rho_i$ (Kg/h)
N2	0,0147	54,04973	0,237825611	12,85441007
CO	0,1209	54,04973	1,955994312	105,7209644
CH4	0,0345	30,88556	0,558162149	17,23915053
CO2	0,1035	84,93529	1,674486446	142,2229918
H2	0,726	3,86069	11,74567304	45,34640244
He	0,0004	7,72139	0,006471445	0,049968552
Total	1		16,178613	323,4338879

$$F_{GnR} = 104780.5679 - 21769.89488 = 83010.67302 \text{ Kg/h}$$

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

$$F_{MeOH} = 104780.5679 - 83010.67302 - 56.49 - 176.555 - 4020.0404 - 323.433885$$

$$F_{MeOH} = 17 \text{ T/h}$$

$$F_{pertes} = FRC_{101} + F_{i701} + FRC_{406} + F_{i704} - F_{MeOH} - FR_{704}$$

$$F_{pertes} = 10702.58516 + 7800 + 28640 + 17193.37166 - 16799$$

$$F_{pertes} = 13150.2135 \text{ Kg/h}$$

$$F_{pertes} = 13 \text{ T/h}$$

IV.1.3. Comparaison entre les résultats cas réel et cas design :

Tableau IV-2 : Comparaison entre le cas réel et le cas design.

La perte	Cas réel (Kg/h)	Pourcentage (%)	Cas design (Kg/h)	L'écart
Perte 1 dégazeur V701	8668,5	44,39988322	3705,24583	4963,254
Perte 2 colonne V602	7005	35,87946957	4675,371658	2329,628
Perte 3 labyrinthe 01	542	2,776113134	240	302
Perte 4 labyrinthe 02	888,2	4,549342594	246	642,2
Perte 5 dégazeur V703 atm	263,6	1,350153915	/	263,6
Perte 6 dégazeur V703 égout	2156,4	11,04503757	/	2156,4
Total	19523,7	100	8866,617488	10657,08

Interprétation des résultats :

Les pertes totales obtenues à partir des bilans partiels sont légèrement supérieures aux résultats du bilan total effectué pour le système de production de méthanol, en raison d'un débit excessif dans le dégazeur V701 et la 2^{ème} de distillation colonne V602.

Étant donné l'écart important des pertes entre les résultats du cas design et ceux du cas actuel, il est impératif de minimiser les pertes en eau dans l'unité. Il est recommandé de prendre des mesures pour réduire les pertes dans le dégazeur V701 et la colonne de distillation V602, qui ont un taux élevé de perte.

Désormais que les différentes sources de pertes d'eau dans l'unité de production de méthanol ont été identifiées, il est temps de proposer des solutions pour les minimiser. Il est possible d'optimiser le fonctionnement du dégazeur et de la colonne de distillation pour réduire le pourcentage de pertes.

IV.2 Minimisation de 1^{ère} perte au niveau de Dégazeur V701 :

Pour réduire les pertes d'eau vers l'atmosphère provenant du dégazeur V701, nous avons proposé d'installer un échangeur thermique H608 en amont du rebouilleur H606. L'objectif de cette solution est de refroidir le mélange d'eau et de vapeur provenant de la vapeur BP, ce qui réduira la température dans le dégazeur V701 et améliorera le dégazage, réduisant ainsi les pertes d'eau.

Pour déterminer la température optimale de refroidissement pour réduire les pertes, il est important de prendre en compte la température optimale pour un meilleur dégazage. Si le mélange est refroidi à une température très basse, le dégazage pourrait être insuffisant, ce qui risque d'endommager l'équipement à long terme. Il est donc nécessaire de réaliser un calcul simple pour déterminer la température optimale de refroidissement du mélange (eau + vapeur) provenant du rebouilleur H606.

Notre proposition pour réduire les pertes d'eau dans l'unité de production de méthanol consiste à installer un échangeur H608 en amont du rebouilleur H606 pour refroidir le mélange (eau +

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

vapeur) provenant de la vapeur BP avant son entrée dans le dégazeur V701. Cette solution vise à améliorer le dégazage et à réduire les pertes d'eau vers l'atmosphère.

Pour déterminer la température optimale de refroidissement, il est important de considérer la température idéale pour un dégazage efficace, car un refroidissement excessif peut causer une perte de dégazage et des dommages à l'équipement.

En effet, si la température diminue, l'activité des molécules du liquide et du gaz est ralentie. Les liaisons chimiques entre les molécules qui constituent le liquide et celles qui constituent le gaz sont plus fortes. Il est donc nécessaire de calculer la température de refroidissement optimale.

Notre solution vise à agir sur la ligne du rebouilleur plutôt que sur la ligne d'eau déminéralisée et de condensat. En effet, la quantité de liquide dans la ligne du rebouilleur est importante et plus facile à refroidir. De plus, il y a suffisamment d'espace pour installer l'échangeur et la quantité d'eau de refroidissement requise est faible. En revanche, la ligne d'eau déminéralisée et de condensat est encombrée par une série d'échangeurs H301, H302 et H303, et son refroidissement nécessite une grande quantité d'eau, ce qui pourrait entraîner une diminution excessive de la température dans le dégazeur V701 et causer un dégazage insuffisant.

La méthode de **KERN** est une méthode couramment utilisée pour le dimensionnement des échangeurs de chaleur.

Les résultats obtenus avec celle-ci sont généralement très proches des résultats expérimentaux, ce qui en fait une méthode fiable pour le dimensionnement des échangeurs de chaleur.

Les données de calcul :

Pour déterminer la température du mélange entrant dans le dégazeur V701, il faut déterminer tout d'abord le pourcentage massique de chaque ligne :

$$m_t = m_{H606} + m_{H303} = 22770 + (27730 + 24298,49) = 74798.49 \text{ Kg/h}$$

$$m_{H606} = \frac{22770}{74798.49} = 30\%$$

$$m_{H303} = 100 - 30 = 70\%$$

Température actuelle dans le dégazeur :

$$115 \times 0.7 + 108 \times 0.3 = 113^\circ\text{C}$$

Un dégazeur thermique sous pression, utilisé pour les installations qui fonctionnent à haut rendement et pression (fonctionnant à environ 0,3 bar), porte la température de l'eau à environ 105°C, ce qui permet d'obtenir une eau d'excellente qualité avec une très faible teneur en oxygène (inférieure à 0,01 mg/l). [19]

On essaie d'optimiser entre la température d'un **meilleur dégazage et moins de perte** en tenant compte au conditions du travail disponible sur site.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Température optimisée :

$$115 \times 0.7 + 51 \times 0.3 = 96^{\circ}\text{C}$$

Les valeurs de calcul ont été obtenues à partir du logiciel HYSYS, après avoir simulé le système à partir des données de départ.

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

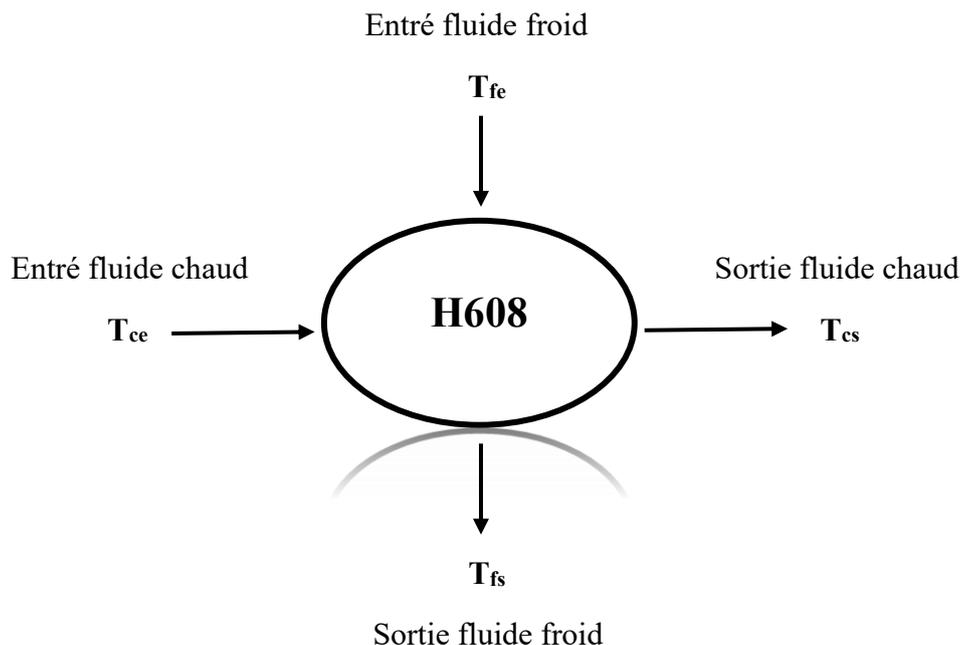
Partie de l'échangeur	Coté calandre	Coté tube
Le fluide	Froid F_f : eau de refroidissement	Chaud F_c : vapeur BP condensée
Température d'entrée T_e °C	20	108
Température de sortie T_s °C	46	51
Capacité calorifique $C_{p_{moy}}$ Kj/Kg°C	4,185	4,184
Conductivité thermique λ W/m°C	0,5953	0,6711
Viscosité dynamique μ Kg/ms	0,00072	0,000312
Masse volumique ρ Kg/m ³	1015	953,7
Débit massique Kg/h	57480	22770

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

$$\text{Fluide chaud: } T_{mc} = \frac{T_{ce} + T_{cs}}{2} = \frac{108 + 51}{2} = 79.5^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Fluide froid: } T_{mf} = \frac{T_{fe} + T_{fs}}{2} = \frac{20 + 46}{2} = 33^{\circ}\text{C}$$

IV.2.1. Bilan thermique :



IV.2.1.1. Calcul de ΔT_{LM} :

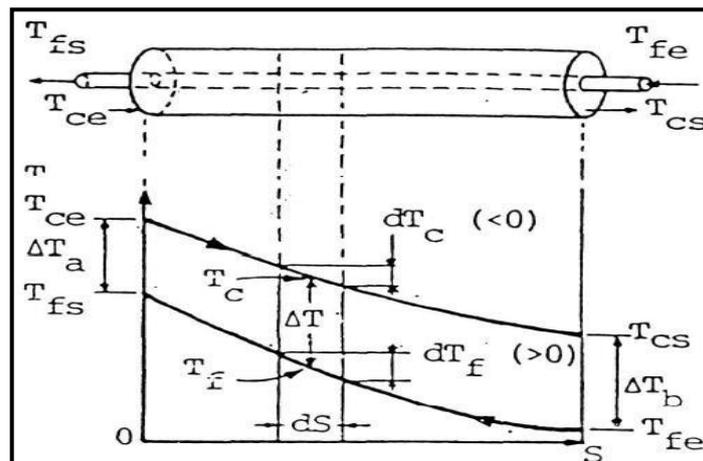


Figure IV-1 : Diagramme des températures des fluides circulants à contre-courant.

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} + T_{fe})}{\ln \frac{(T_{ce} - T_{fs})}{(T_{cs} + T_{fe})}} = \frac{(108 - 46) - (51 - 20)}{\ln \frac{(108 - 46)}{(51 - 20)}} = 44,93^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{LM} \text{ corrigé} = F \Delta T_{LM}$$

Avec :

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

$$R = \frac{T_{fe} - T_{fs}}{T_{cs} - T_{ce}} = \frac{20 - 46}{51 - 108} = 0,45$$

$$E = \frac{T_{cs} - T_{ce}}{T_{fe} - T_{ce}} = \frac{51 - 108}{20 - 108} = 0,65$$

D'où : F = **0.96** (par extrapolation).

Donc : $\Delta T_{LM} \text{ corrigé} = F \Delta T_{LM} = 0,96 \times 44,93 = 43,1328^{\circ}\text{C}$

IV.2.1.2. Calcul du flux de chaleur :

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

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

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

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

$$\Phi = F_{fc} C_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) = \frac{22770}{3600} \times 4,184 \times (108 - 51) = 1508,4366 \text{ Kw}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

IV.2.1.2.2. La quantité de chaleur reçue par le fluide froid :

$$\dot{Q}_{recue} = \eta \dot{Q}_{cedé} = 0.97 \times 1508,4366 = \mathbf{1463,183502 Kw}$$

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

IV.2.2. Dimensionnement de l'échangeur H608 :

IV.2.2.1. Géométrie de l'échangeur :

IV.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 annexe (V) :

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

$$S = A' = \frac{\dot{Q}}{U's \Delta TLM} = \frac{1508.4366 \times 10^3}{1453.75 \times 43.1328} = \mathbf{24,06m^2}$$

IV.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 prend 16 pi donc $L = 4,877 \text{ m}$.

IV.2.2.1.3. Choix de l'emplacement des fluides:

Les tubes des échangeurs thermiques ont une épaisseur importante par rapport à la calandre. Cette dernière permet l'échange de chaleur avec le milieu extérieur, tandis que le fluide circulant dans les tubes à une température élevée. Cependant, les tubes sont plus chers et moins résistants à la corrosion et aux dépôts d'impuretés. Ainsi, pour éviter le problème de bouchage, il est préférable que le fluide moins pur passe par la calandre.

Le fluide chaud (la vapeur BP condensée) circule à l'intérieur du faisceau (**côté des tubes**).

Tandis que :

Le fluide froid (eau de refroidissement) circule à l'extérieur du faisceau (**côté de la calandre**).

IV.2.2.2. Caractéristiques des tubes :

IV.2.2.2.1. Choix de diamètre extérieur, intérieur des tubes et leurs pas P :

Un échangeur thermique tubulaire est composé de deux tubes cylindriques coaxiaux : le fluide chaud circule à l'intérieur du tube interne tandis que le fluide froid circule dans l'espace annulaire entre les deux tubes. Le transfert de chaleur entre les deux fluides s'opère à travers la paroi du tube interne.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Les caractéristiques de l'échangeur tubulaire sont déterminées en fonction du type de fluide et de la disposition des tubes selon l'annexe (VI), qui est en carré. Le calibre BWG de 16 a été choisi et les détails sont présentés dans le tableau correspondant dans l'annexe (VII).

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

Diamètre extérieur D_{ext} (m)	Diamètre intérieur D_{int} (m)	Épaisseur e (m)	Pas P (m)
0,0254	0,0221	0,0165	0,03175

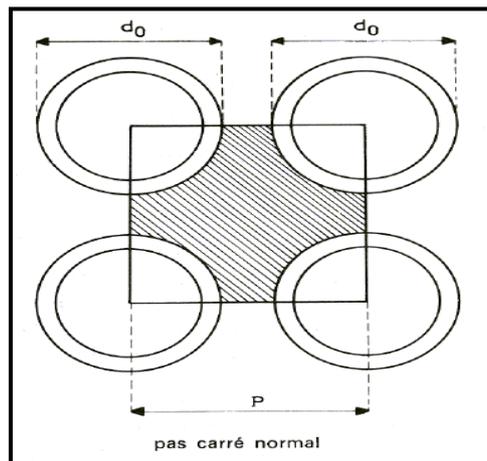


Figure IV-2 : Représentation d'un pas carré normal.

IV.2.2.2.2. Surface d'échange d'un tube A_0 :

$$a_0 = \pi d_{int} l = \pi * 0.0221 * 4,877 = \mathbf{0,338 \text{ m}^2}$$

IV.2.2.2.3. Le nombre des tubes théorique Nt' :

$$Nt' = \frac{A'}{a_0 n_c} = \frac{24.06}{0.338 \times 1} = 71.18 = \mathbf{71 \text{ tubes}}$$

Suivant l'annexe (VIII) avec un pas de 0,03175 m et un nombre de passe côté tube égale à 2, On aura :

- $Nt = 76$ tubes.
- $DC = 0,387$ m (diamètre de calandre).

IV.2.2.3. Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil :

$$U_s = \frac{U_s' \times Nt'}{Nt} = \frac{1453.75 \times 71}{76} = \mathbf{1358,10855 \text{ W/m}^2\text{°C}}$$

IV.2.2.4. Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 :

IV.2.2.4.1. Coté tube :

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

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_{int} d_{int}}{\phi_t d_o} \quad \text{(2)}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

(a) Calcul de section par passe :

$$a_t = \frac{N_t \pi d_{int}^2}{n_t \cdot 4} = \frac{76 \pi \times 0.0221^2}{2 \cdot 4} = 0,01457 m^2$$

Avec :

n_t : Nombre de passe coté tubes.

N_t : Nombre de tubes.

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

(b) Calcul de vitesse massique :

$$G_t = \frac{F_{fc}}{a_t} = \frac{22770}{3600 \times 0.01457} = 434,1111 Kg/s.m^2$$

Avec :

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

(c) Calcul du nombre de Reynolds :

Définition :

Le nombre de Reynolds est une grandeur adimensionnelle qui permet de comparer les forces d'inertie et les forces visqueuses d'un fluide. Il est largement utilisé pour prédire si un écoulement est laminaire (si $Ret < 2000$) ou turbulent (si $Ret > 2000$).

$$R_{et} = \frac{G_t d_{int}}{\mu_c} = \frac{434.1111 \times 0.0221}{0.000312} = 30749,53625$$

Avec :

μ_s : La viscosité dynamique du fluide chaud (Kg/s.m).

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

(d) Détermination de j_h :

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

$Ret = 30749,53625$ donc $j_h = 100$ et $f = 0,014$.

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

$$\frac{h_{int}}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_{int}} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 100 \frac{0.6711}{0.0221} \left(\frac{4.184 \times 1000 \times 0.000312}{0.6711} \right)^{\frac{1}{3}} = 3790.5417 W/m^2 \cdot C$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_{int}}{\phi_t} \frac{d_{int}}{d_0} = 3790.5417 \frac{0.0211}{0.0254} = 3298,0697 W/m^2 \cdot C$$

IV.2.2.4.2. Coté Calandre :

(a) Calcul de section par passe :

$$a_{CT} = \frac{D_c}{P} (P - d_{ext}) \beta = \frac{0.387}{0.03175} (0.03175 - 0.0254) \times 0.07742 = \mathbf{0,0057m^2}$$

β : Représente l'espace entre les chicanes (m)

On a $D_c = 38.7 \text{ cm} = 15.24 \text{ pouces}$ (1 pouce = 2,54 cm)

Donc d'après l'annexe (X) 10 pouce < D_c < 30 pouce donc $\beta = 0.2D_c = 0.07742\text{m}$

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

$$G_{CT} = \frac{F_{ff}}{a_{CT}} = \frac{57480}{0.0057 \times 3600} = \mathbf{2801,17 \text{ Kg/s.m}^2}$$

(c) Diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi d_{ext}} - d_{ext} = \frac{4 \times (0.03175)^2}{\pi \times 0.0254} - 0.0254 = \mathbf{0,02515 \text{ m}}$$

(d) Calcul du nombre de Reynolds :

$$R_{ec} = \frac{G_{CT} D_e}{\mu_f} = \frac{2801.17 \times 0.02515}{0.00072} = \mathbf{97846,42}$$

(e) Détermination du jh' et f' :

D'après l'annexe (XI), on trouve : $jh' = 180$ et $f' = 0,11$

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

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j'_h \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C'_p \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 180 \frac{0.5953}{0.02515} \left(\frac{4.185 \times 1000 \times 0.00072}{0.5953} \right)^{\frac{1}{3}} = \mathbf{7315,338 \text{ W/m}^2\text{°C}}$$

IV.2.2.5. Calcul de la température des tubes :

IV.2.2.5.1. Calcul de la température calorique :

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

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

Avec :

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_f}{\Delta T_c - \Delta T_f} = \frac{43.1328 - (46 - 20)}{(108 - 51) - (46 - 20)} = \mathbf{0,553}$$

Donc :

$$T_c = 51 + 0.553 (108 - 51) = \mathbf{82,521\text{°C}}$$

$$t_c = 20 + 0.553 (46 - 20) = \mathbf{34,378\text{°C}}$$

$$t_t = T_c - \frac{h_{i0}/\phi_t}{\frac{h_0}{\phi_c} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_c - t_c) = 82.521 - \frac{3298.069}{7315.33 + 3298.069} (82.52 - 34.37) = 14,93\text{°C}$$

IV.2.2.6. Calcul de φ_c et de φ_t :

Pour un régime turbulent :

$$\varphi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t}\right)^{0.14} = \left(\frac{0.00072}{0.000529}\right)^{0.14} = \mathbf{1,0277}$$

Avec μ_t : la viscosité à la température des tubes.

$$\text{Donc : } h_0 = \frac{h_0}{\varphi_c} = 7315.33 \times 1.0277 = \mathbf{7517,96 W/m^2\text{°C}}$$

$$\varphi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14} = \left(\frac{0.000312}{0.000529}\right)^{0.14} = \mathbf{0,929}$$

$$\text{Donc : } h_{i0} = \frac{h_{i0}}{\varphi_t} = 3298.0697 \times 0.929 = \mathbf{3063,075 W/m^2\text{°C}}$$

IV.2.2.7. Calcul du coefficient du transfert propre :

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{3063.075 \times 7517.96}{3063.075 + 7517.96} = \mathbf{2176,353 W/m^2\text{°C}}$$

IV.2.2.8. Calcul la résistance d'encrassement :

IV.2.2.8.1. La résistance d'encrassement calculée :

$$R = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{2176.353 - 1358.108}{2176.353 \times 1358.108} = \mathbf{2,77 \times 10^{-4} m^2 \cdot \text{°C/W}}$$

IV.2.2.8.2. Calcul de la résistance d'encrassement admissible :

$$R_s = R_{s_{ext}} + R_{s_{int}} \frac{d_{ext}}{d_{int}}$$

D'après l'annexe (XII) :

$R_{s_{int}} = 0,0001 m^2 \text{°C/W}$ (résistance d'encrassement interne).

$R_{s_{ext}} = 0,0002 m^2 \text{°C/W}$ (résistance d'encrassement externe).

$$\text{Donc : } R_s = 0.0002 + 0.0001 \times \frac{0.0221}{0.0254} = \mathbf{2,87 \times 10^{-4} m^2 \cdot \text{°C/W}}$$

IV.2.3. Calcul des pertes de charge :

IV.2.3.1. Coté tube :

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1.271 \times 10^{15} \times d} \left[\frac{f_t l}{d_i \varphi_t} + 2 \right] = \frac{1 \times 2 \times (434.111 \times 3600)^2}{1.271 \times 10^{15} \times 1.013} \left[\frac{0.01057 \times 4.877}{0.0221 \times 0.929} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \mathbf{0,009 Kg/cm^2}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

IV.2.3.2. Coté calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c f_{ct} G_{ct}^2 (N_c + 1) D_c}{1.271 \times 10^{15} \times d' \times D_e \times \varphi_c}$$

Avec : N_c : nombre de chicane ; $N_c = \frac{l}{\beta} = \frac{4.877}{0.07742} = 63$

$$\Delta P_c = \frac{1 \times 0.13 \times (434.111 \times 3600)^2 (63 + 1) \times 0.387}{1.271 \times 10^{15} \times 0.9357 \times 0.02515 \times 1.0277}$$

$$\Delta P_c = 0,1968 \text{ Kg/cm}^2$$

IV.2.4. Interprétation des résultats obtenus :

Après avoir effectué le calcul de dimensionnement du nouvel échangeur qui sera installé en amont de H606, les résultats ont été considérés comme acceptables et satisfaisants pour plusieurs raisons :

- Le coefficient d'échange obtenu entre les deux fluides qui circulent à contre-courant est assez important, permettant un transfert de chaleur efficace pour refroidir la vapeur BP condensée à la température souhaitée de 51°C.
- La surface totale d'échange est assez importante, garantissant un transfert de flux de chaleur efficace.
- Les pertes de charge sont jugées minimales, ce qui améliore la rentabilité.

En conséquence, il est possible de réduire les pertes en vapeur d'eau dans le dégazeur V701 en introduisant l'échangeur H608 avec les caractéristiques requises.

Tableau IV-5 : Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur H608.

Caractéristiques de l'échangeur	Valeurs
Nombre des tubes	76
Diamètre extérieur (m)	0,0254
Diamètre intérieur (m)	0,0221
Épaisseur (m)	0,0165
Longueur (m)	4,877
Pas (m) carré	0,03175
Espace entre chicanes (m)	0,07742
Surfaces (m ²)	24,06
Diamètre de calandre (m)	0,387

IV.3 Minimisation de deuxième perte au niveau de la 2^{ème} colonne de distillation V602 :

Pour limiter les pertes d'eau dans la deuxième colonne V602, qui sont actuellement rejetées dans les égouts, ce qui a un impact sur l'environnement, nous avons proposé d'installer une série de trois filtres à charbon actif deux en service et un en régénération suivis d'un bassin de traitement aux bactéries pour l'eau de régénération saturée en méthanol vers égouts pour préserver l'environnement. Ces filtres permettront d'éliminer les traces de méthanol contenues dans l'eau, ce qui permettra de recycler l'eau pour la production de vapeur. En recyclant cette eau, nous réduirons la pollution atmosphérique liée à la volatilisation du méthanol, ainsi que la contamination des sols et de la faune et de la flore environnantes.

Bien que le méthanol ne soit présent qu'à hauteur de 1% dans l'eau, il peut quand même avoir un impact négatif sur notre équipement. En effet, lorsque les traces de méthanol sont oxydées dans les bonnes conditions de température, de pression et du pH, cela conduit à la formation de dioxyde de carbone (CO₂) et d'eau (H₂O).

Dans d'autres conditions, l'acide carbonique peut se former, ce qui peut causer la corrosion des équipements.

Il ne faut pas négliger les petites quantités par qu'elles ont un impact très important ; Pour donner une image plus concrète, imaginez que le méthanol est un produit chimique nocif qui peut causer des dommages à votre équipement. Même une très petite quantité peut être préjudiciable. Comme un petit caillou dans votre chaussure, il peut causer des frottements et des irritations.

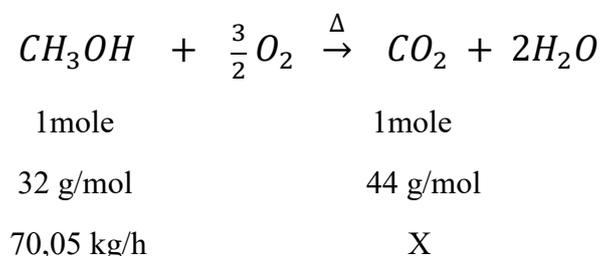
C'est pourquoi il est important de surveiller la quantité de méthanol dans l'eau et de prendre des mesures pour protéger les équipements contre les effets néfastes de ses réactions chimiques.

Alors pour minimiser cette perte en préservant l'environnement aussi, le charbon actif demeure la solution la plus facile, efficace et rentable.

IV.3.1. Calcul des quantités des COV produits lors de la présence de 1% du méthanol dans l'eau :

On établit les réactions chimiques, on trouvera :

Réaction d'oxydation du méthanol :



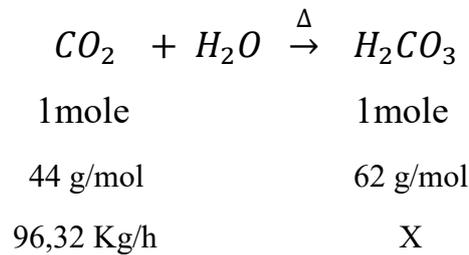
$$X = \frac{70.05 \times 44}{32} = 96,32 \text{ Kg/h}$$

X: la quantité du CO₂ produit en Kg/h.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Avec : 1% du méthanol dans l'eau vers égouts et de : $m = \frac{7005 \times 1}{100} = 70,05 \text{ Kg/h}$

Formation de l'acide carbonique par absorption l'eau du CO₂ :



$$X = \frac{96,32 \times 62}{44} = 135,72 \text{ Kg/h}$$

X: la quantité du H₂CO₃ produit en Kg/h.

Tableau IV-6 : Les analyses effectuées au niveau de l'unité de production du méthanol.

Analyse du Méthanol	Raffiné	Brut	<u>H2O Fonds</u>	T652 A	T652 B
pH à 20°C	/	4,76	9,84	/	/
%CH ₃ OH	/	79,02	1	/	/
Teneur en eau % p/p	0,006	20,97	99	/	0,006
Densité g/cm ³	/	0,85	0,9999	/	/
C ₂ H ₅ OH mg/Kg	284	/	/	/	353
Acétone mg/Kg,	0	/	/	/	0
Pureté % p/p	/	/	/	/	99,96
2-propanol	8	/	/	/	67

Interprétation :

Malgré qu'1% c'est une proportion négligeable mais elle régénère une quantité importante d'acide carbonique.

Il ne faut jamais négliger le négligeable, viendra le moment où le négligeable deviendra important et avoir un impact néfaste sur la situation actuelle.

Le pourcentage du méthanol dans le fonds de la colonne V602 varie entre 0 et 1% mais il n'a jamais été 0%, alors on a effectué des calculs pour le maximum qui est le 1%.

En résolvant ce problème, on va non seulement récupérer le prix de perte de cette eau déminéralisée mais aussi les taxes de l'environnement et le plus important la préservation du sol (rentabilité et préservation).

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Les filtres à charbon sont simples, faciles et efficaces pour l'élimination de toute matière organique et leurs prix d'entretien n'est pas cher ; ils travaillent en continu et ils ont une longue durée de vie.

Le traitement aux bactéries reste la meilleure solution pour se débarrasser des effluents des eaux vers égouts vu qu'il élimine toute la matière organique indésirable en protégeant notre écosystème de toute contamination.

Le concept de lits bactériens fait effectivement partie de la famille des réacteurs à biomasse fixée, qui sont utilisés dans le traitement des eaux usées et d'autres types d'effluents pour éliminer les matières polluantes. Les lits bactériens sont également parfois appelés filtres percolateurs en raison de leur principe de fonctionnement, qui consiste à faire percoler l'effluent à travers un matériau poreux ou caverneux qui sert de support à la biomasse épuratoire.

En résumé, les lits bactériens sont des réacteurs à biomasse fixée utilisés pour le traitement des eaux usées et d'autres types d'effluents, et leur principe de fonctionnement implique un biofilm composé de bactéries aérobies et anaérobies sur un matériau poreux. L'aération est généralement nécessaire pour satisfaire les besoins en oxygène des bactéries aérobies en surface, et le biofilm se reconstitue périodiquement pour assurer une activité biologique continue.

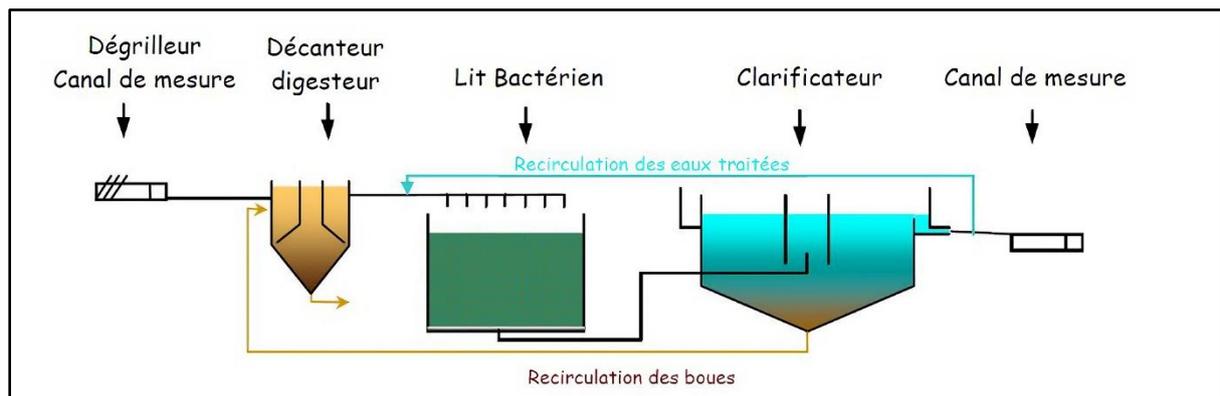


Figure IV-3 : Schéma explicatif du traitement aux bactéries.

Dégrillage : Il peut être manuel avec une grille inclinée de 60 à 80° et un entrefer de 30 à 40 mm, ou mécanisé avec un compacteur pour réduire les nuisances et préserver la propreté du poste.

Décanteur-digesteur : Il assure la rétention des matières en suspension, la digestion anaérobie et le stockage des boues sédimentées. Il peut être dimensionné avec une vitesse ascensionnelle de décantation de 1,0 à 1,5 m/h, un temps de séjour d'environ 1h30, et un volume de digesteur égal à 1,0 voire 1,5 fois le volume journalier à traiter.

Lit bactérien : Il est constitué de matériau poreux tel que des scories, pouzzolanes, mâchefers ou garnissages plastiques. La hauteur du lit dépend du type de matériau utilisé, avec au moins 2,5 m pour un matériau traditionnel et au minimum 4 m pour un garnissage plastique. Le matériau repose sur un double radier, avec un radier supérieur perforé en béton et un radier inférieur pour la récupération et l'évacuation de l'eau traitée.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Répartition de l'effluent : Elle peut être assurée par des répartiteurs fixes alimentant des tubes perforés ou des systèmes mobiles de type sprinklers rotatifs. Les sprinklers sont préférables pour une répartition efficace de l'effluent, tandis que les systèmes fixes gravitaires peuvent être sujets aux bouchages des orifices.

Ventilation du lit : Une bonne ventilation naturelle du lit doit être prévue, avec une surface des ouïes d'aération représentant au moins 5% de la section transversale. Les orifices d'aération doivent cependant pouvoir être partiellement obturés en période hivernale pour réduire l'impact du froid sur l'activité bactérienne.

Le clarificateur : Assure la séparation des boues décrochées par auto curage et de l'effluent traité. Les bases de dimensionnement préconisée sont les suivantes :

- Vitesse ascensionnelle en pointe de 1 m/h
- Hauteur droite supérieure à 2,5 m à la goulotte
- Pente du radier supérieure à 55°

Les valeurs de la DBO₅ de ces conditions sont montrées par l'annexe (XIII).

Chapitre V :
Simulation par
logiciel HYSYS.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

Dans ce chapitre, nous allons procéder à la simulation d'une des solutions que nous avons proposées et calculées, à savoir l'installation d'un nouvel échangeur de chaleur H608. Nous comparerons les données affichées par la simulation avec celles obtenues lors du calcul. Cette simulation nous permettra de confirmer si les résultats obtenus sont cohérents avec les calculs réalisés, et si la solution proposée est réalisable en fonction des conditions de notre système.

V.1. Logiciel HYSYS :

Aspen HYSYS est un outil de modélisation de processus de pointe sur le marché, utilisé pour la conception conceptuelle, l'optimisation, la planification commerciale, la gestion des actifs et la surveillance des performances dans les secteurs de la production de pétrole et de gaz, du traitement du gaz, du raffinage du pétrole et de la séparation de l'air. Aspen HYSYS est un élément central des applications d'ingénierie Aspen ONE® d'Aspen Tech. Il revêt une grande importance pour les ingénieurs chimistes pour simuler un processus. [20]

Aspen HYSYS s'est imposé comme un simulateur de processus très intuitif et facile à utiliser dans l'industrie du raffinage du pétrole et du gaz. Les utilisateurs avec peu de connaissances préalables d'Aspen HYSYS peuvent rapidement se familiariser avec ses capacités de modélisation. Certaines des capacités très intuitives comprennent un diagramme de flux de processus hautement interactif pour la construction et la navigation à travers de grandes simulations. Il dispose d'un flux de travail efficace pour la conception des processus, le dimensionnement des équipements et l'estimation préliminaire des coûts. [21]

V.1.1. Modes de simulation :

Aspen HYSYS offre deux modes de simulation : le mode à l'état stable (steady state) et le mode dynamique (dynamic).

V.1.1.1. Mode à l'état stable (steady state) :

Initialement, la simulation de processus était utilisée pour simuler des processus à l'état stable. Les modèles à l'état stable effectuent un bilan de masse et d'énergie d'un processus stationnaire (un processus à l'équilibre), mais tout changement dans le temps devait être ignoré.

V.1.1.2. Mode dynamique (dynamic state) :

La simulation dynamique est une extension de la simulation de processus à l'état stable dans laquelle la dépendance temporelle est intégrée aux modèles via des termes dérivés, c'est-à-dire l'accumulation de masse et d'énergie.

L'avènement de la simulation dynamique permet une description, une prédiction et un contrôle des processus réels en temps réel, y compris le démarrage et l'arrêt d'une usine, les changements de conditions pendant une réaction, les retenues, les changements thermiques, et plus encore.

Les simulations dynamiques nécessitent un temps de calcul accru et sont mathématiquement plus complexes qu'une simulation à l'état stable. On peut les voir comme une simulation à l'état stable répétée plusieurs fois (avec un pas de temps fixe) avec des paramètres en constante évolution. [22]

V.1.2. Les équipements de base :

HYSYS intègre les modèles mathématiques pour de nombreuses opérations unitaires de processus et sait quel algorithme mathématique utiliser en fonction des variables que nous avons spécifiées. [23]

Certaines des opérations unitaires de processus telles que le flux de matière, le flux d'énergie, le séparateur de composants, le compresseur/expandeur, le refroidisseur/chauffeur, l'échangeur de chaleur, le mélangeur, le réacteur, le segment de conduite, la pompe, les opérations de réacteur, le séparateur, la cuve, la colonne, le tee, la vanne, etc. pris en charge par HYSYS sont discutées comme suit.

V.1.2.1. Échangeur de chaleur (heat exchanger) :

L'échangeur de chaleur effectue des calculs de bilan énergétique et matériel des deux côtés. Il est très flexible et peut résoudre les températures, les pressions, les flux de chaleur (y compris les pertes de chaleur et les fuites de chaleur), et les flux de matière. Dans le modèle d'échangeur de chaleur de HYSYS, on peut sélectionner l'un des paramètres ou débits et obtenir les valeurs des autres. Cela peut être fait en mode de simulation en régime permanent ainsi qu'en mode de simulation dynamique. Un exemple de modèle d'échangeur de chaleur à tubes et calandre dans HYSYS est montré ci-dessous.

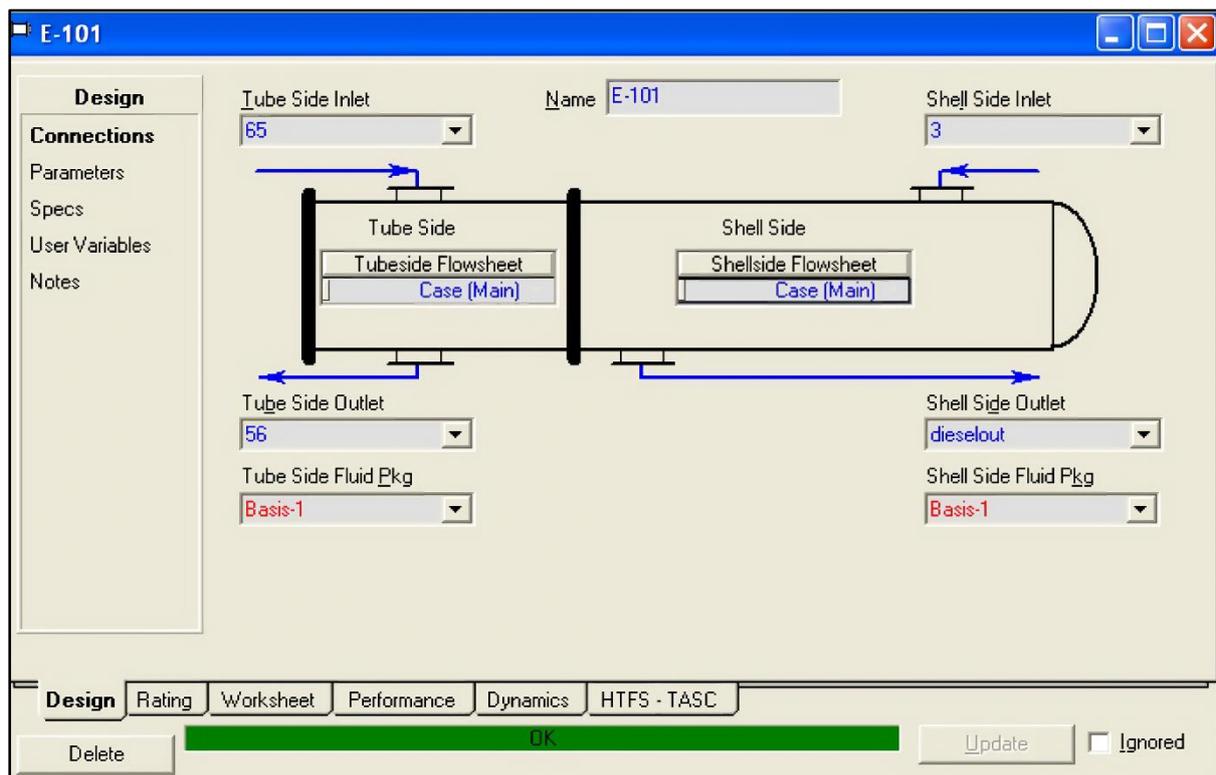


Figure V-1 : Les connexions des flux pour un échangeur de chaleur dans HYSYS.

L'échangeur de chaleur effectue des calculs de bilan de matière et d'énergie des deux côtés.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

V.1.2.2. Vaisseau :

En mode régime permanent, le contenu du vaisseau se divise en ses phases de vapeur et de liquide constitutives. La vapeur et le liquide dans le vaisseau sont autorisés à atteindre l'équilibre avant d'être séparés.

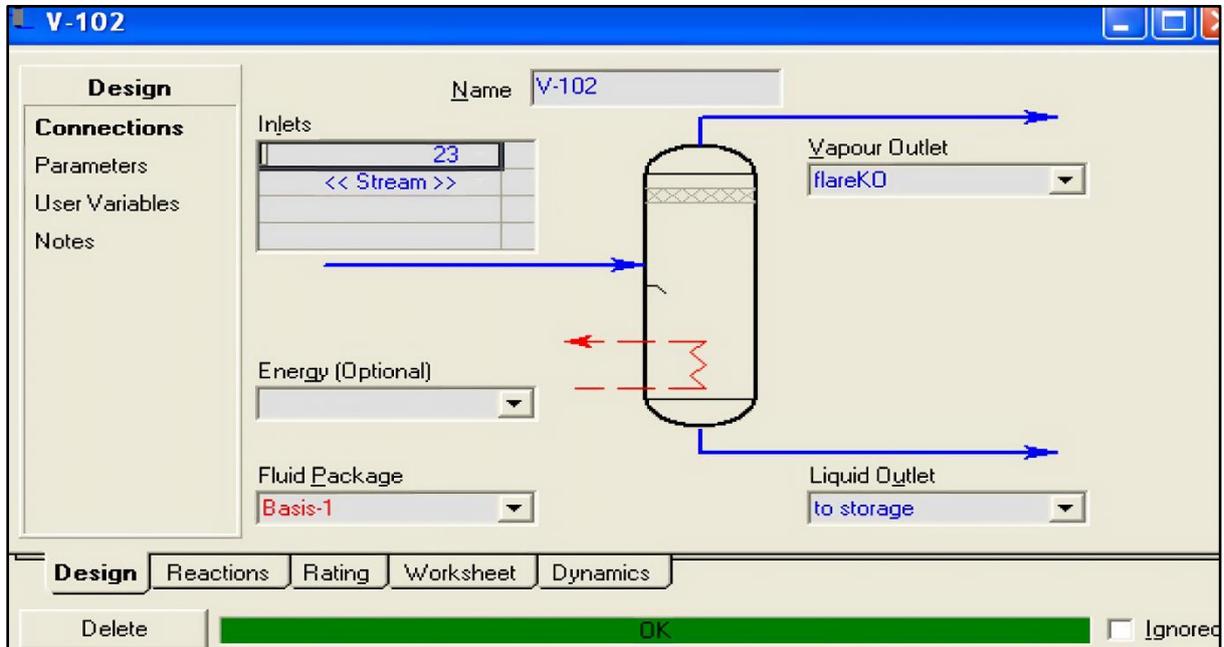


Figure V-2 : Simulation d'un vaisseau.

V.1.2.3. Séparateur :

Le flux de produit est introduit dans un séparateur à 3 phases et la phase liquide légère est séparée de la phase liquide lourde et de la phase vapeur résiduelle. HYSYS place généralement l'eau dans la phase liquide lourde lorsque le flux d'eau n'est pas nul.

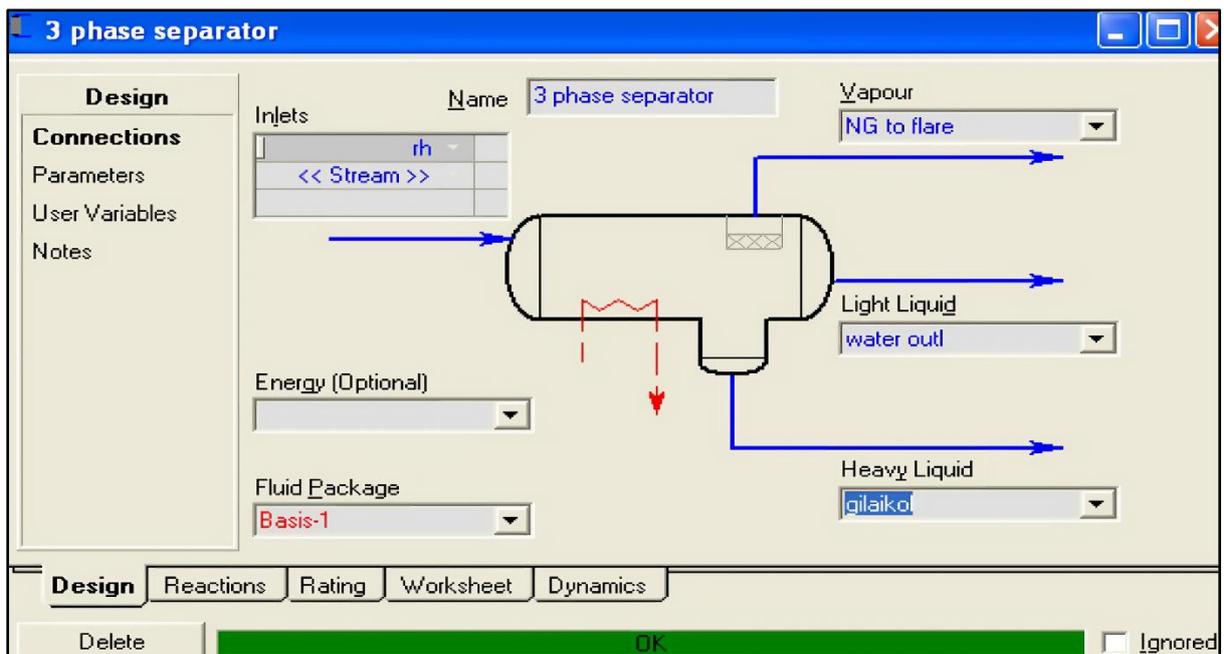


Figure V-3 : Simulation d'un séparateur tri-phasique.

V.1.3. Application :

HYSYS est principalement utilisé dans l'industrie du pétrole et du gaz, mais il a été étendu à diverses industries pour la simulation, notamment :

- L'industrie pétrolière.
- Les raffineries de pétrole.
- L'industrie chimique lourde.
- L'industrie pétrochimique.
- Les installations de traitement du gaz naturel.
- La production de gaz de synthèse.
- Le traitement du gaz acide avec la DEA (Diéthanolamine).
- Les usines d'éthanol.
- Les usines de biodiesel, etc.

V.1.4. Principe de fonctionnement :

Le simulateur industriel est conçu autour des modules suivants :

- **Base de données des corps purs** : Il contient des informations sur les propriétés physico-chimiques des substances pures nécessaires pour la modélisation des mélanges
- **Schéma de procédé** : Il permet de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires qui composent l'unité industrielle.
- **Modules de calcul des opérations unitaires** : Ils contiennent les équations mathématiques nécessaires pour modéliser le fonctionnement des différentes opérations unitaires, telles que les réacteurs chimiques, les colonnes de distillation, les colonnes de séparation, les échangeurs de chaleur, les pertes de charge, etc.
- **Méthodes numériques de résolution des équations de modèles** : Ces méthodes sont utilisées pour résoudre les équations mathématiques complexes qui sont utilisées dans les modèles de simulation.

Cela permet de prédire les performances du procédé, d'optimiser les opérations et de prendre des décisions éclairées dans la conception et l'exploitation de l'unité industrielle.

V.1.4.1. Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS :

Effectuer une simulation en HYSYS implique généralement 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 V : Simulation par logiciel HYSYS.

V.1.4.2. Choix du model thermodynamique :

Effectivement, le logiciel de simulation HYSYS utilise des modèles thermodynamiques pour estimer les propriétés physico-chimiques des fluides hydrocarbures et les équilibres liquide-vapeur dans un procédé simulé. Ces modèles sont basés sur des équations d'état qui sont des expressions analytiques reliant la température, la pression et le volume d'un système.

HYSYS propose plusieurs modèles thermodynamiques dans sa base de données, notamment :

Modèles basés sur les équations d'état : Il s'agit de modèles thermodynamiques qui utilisent des équations d'état pour décrire le comportement des fluides. Les modèles les plus couramment utilisés dans HYSYS sont le modèle de Peng-Robinson (PR) et le modèle de Soave-Redlich-Kwong (SRK). Ces modèles sont largement utilisés dans l'industrie pétrolière et gazière pour simuler le comportement des hydrocarbures.

Modèles d'activité : Il s'agit de modèles thermodynamiques qui tiennent compte de l'activité des composants dans les mélanges pour estimer les propriétés thermodynamiques. Les modèles les plus couramment utilisés dans HYSYS sont UNIQUAC (Universal Quasichemical Functional Group Activity Coefficient) et UNIFAC (Universal Functional Activity Coefficient).

Modèles de non-random two-liquid (NRTL) : Il s'agit d'un autre type de modèle d'activité qui est souvent utilisé dans HYSYS pour simuler des systèmes à deux liquides non aléatoires, tels que les systèmes d'extraction liquide-liquide.

V.1.4.3. L'environnement de la 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).

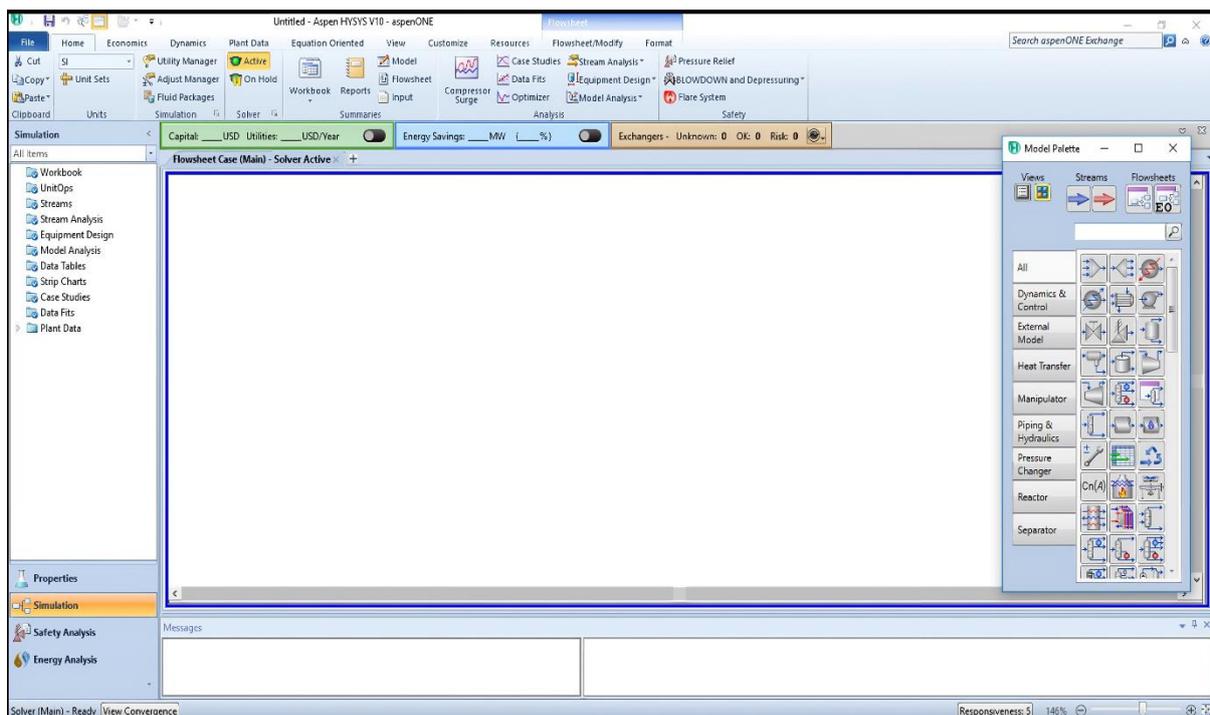


Figure V-4 : L'environnement du HYSYS.

V.2. Simulation du circuit à l'état actuel :

La figure V-5 représente le PFD de simulation du dégazeur V701, les deux échangeurs de chaleur H303 et H606 de l'unité du méthanol.

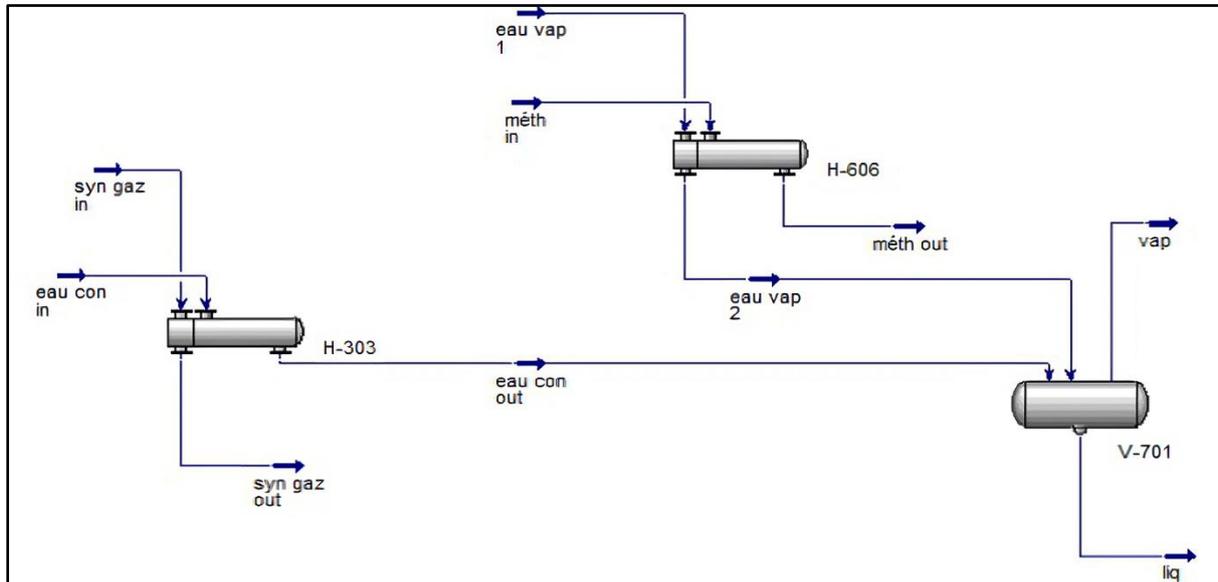


Figure V-5 : Schéma de l'installation actuelle.

V.2.1. Simulation de l'échangeur de chaleur H303 :

En basant sur les données industrielles comme les montrent la figure V-6 et V-7 on réalise la simulation de l'échangeur afin de déterminer les conditions des fluides entrant dans le dégazeur V701.

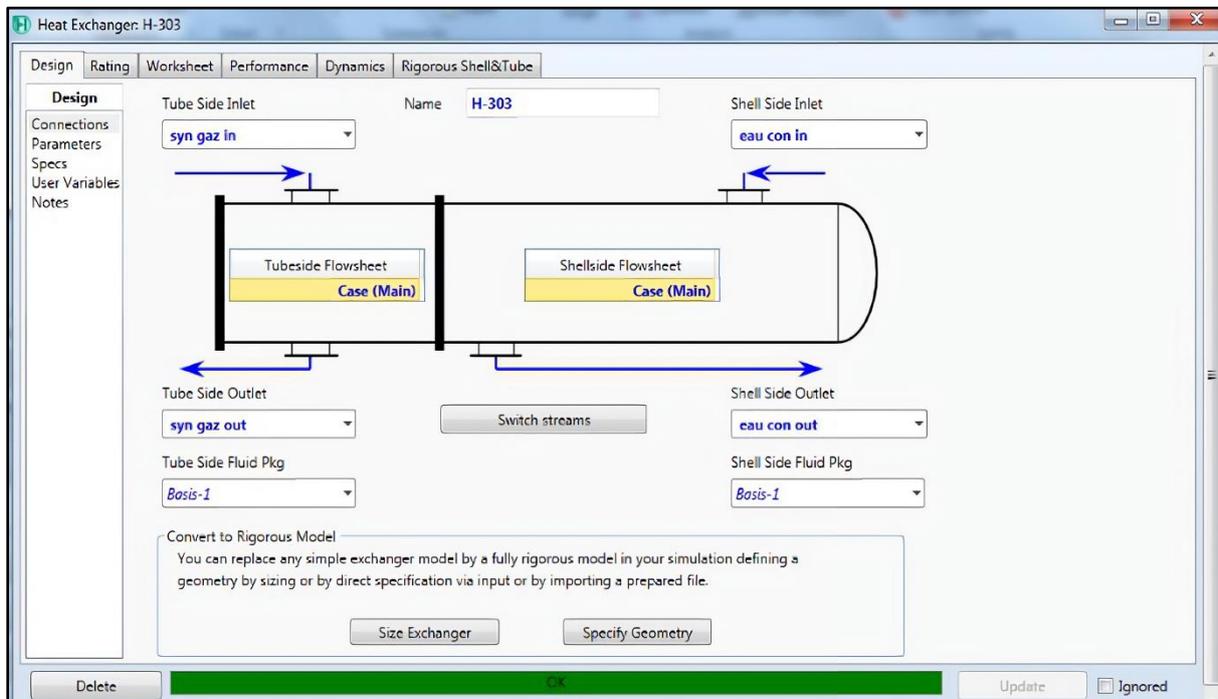


Figure V-6 : Circulation des fluide dans l'échangeur H303.

Worksheet	Name	syn gaz in	syn gaz out	eau con in	eau con out
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	0,1090	0,1110
Properties	Temperature [C]	132,3	118,0	110,0	115,0
Composition	Pressure [kPa]	1630	1610	1690	1690
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	2949	2949	2861	2861
	Mass Flow [kg/h]	3,007e+004	3,007e+004	5,203e+004	5,203e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	97,59	97,59	55,47	55,47
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5,244e+004	-5,288e+004	-2,548e+005	-2,543e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	128,4	127,4	80,49	81,66
	Heat Flow [kJ/h]	-1,546e+008	-1,559e+008	-7,289e+008	-7,276e+008

Figure V-7 : Conditions des fluides mises en jeu dans H303.

V.2.2. Simulation de l'échangeur de chaleur H606 :

Dans la réalité le H606 est un rebouilleur dans la 2^{ème} colonne de distillation V602, la vapeur BP peu condensée maintient la température d'ébullition du méthanol brut afin d'être séparé de l'eau dans la colonne. Les 2 figures V-8 et V-9 montrent la simulation de ce dernier.

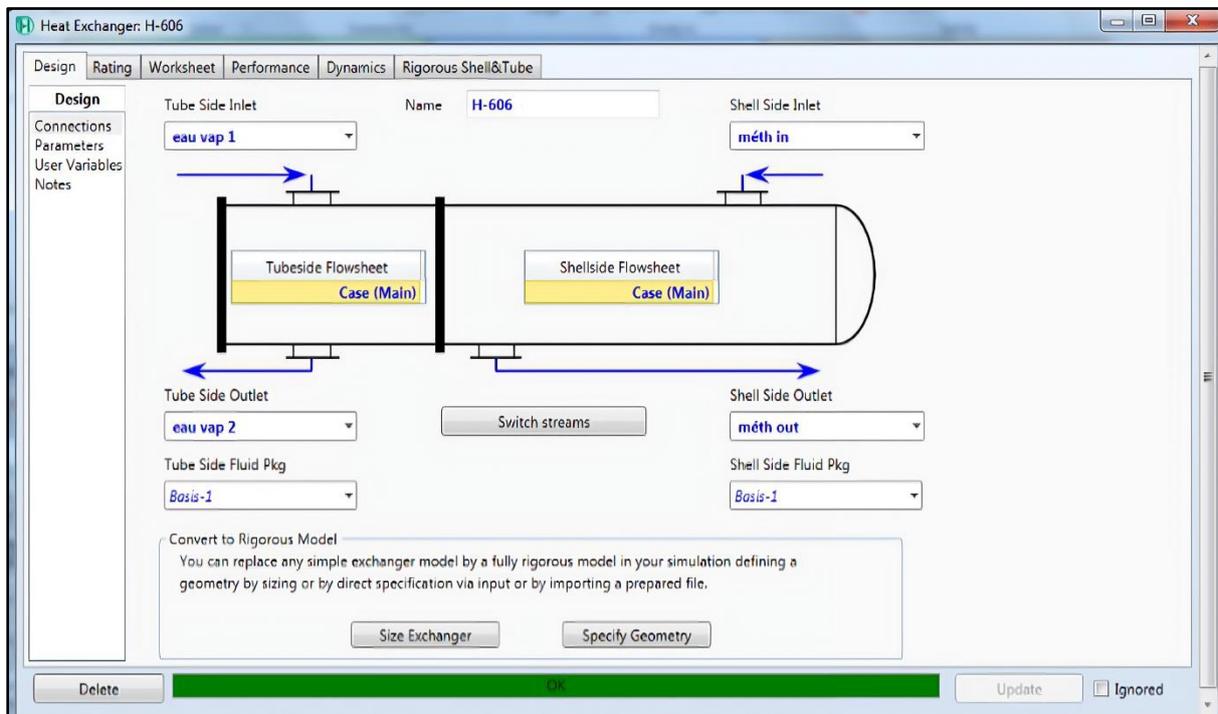


Figure V-8 : Circulation des fluides dans l'échangeur H606.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

Worksheet	Name	eau vap 1	eau vap 2	meth in	meth out
Conditions	Vapour	1,0000	0,0625	0,9192	1,0000
Properties	Temperature [C]	142,9	108,0	88,00	124,0
Composition	Pressure [kPa]	290,0	160,0	120,0	120,0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1254	1254	9981	9981
	Mass Flow [kg/h]	2.277e+004	2,277e+004	2,792e+005	2,792e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	22,77	22,77	337,6	337,6
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,356e+005	-2,748e+005	-2,138e+005	-2,088e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	176,2	79,43	149,6	163,0
	Heat Flow [kJ/h]	-2,954e+008	-3,446e+008	-2,134e+009	-2,085e+009

Figure V-9 : Conditions des fluides mises en jeu dans H606.

V.2.3. Simulation du dégazeur V701 :

Selon les calculs effectués dans le chapitre IV, les pertes estimées sont de 10668,49 kg/h, tandis que la simulation a donné un résultat de 10680 kg/h comme le montre la figure V-10 en prenant en compte la vapeur admissible de 2000 kg/h. En conséquence, les pertes réelles sont d'environ 8668,49 kg/h selon les calculs et 8680 kg/h selon la simulation, ce qui est considéré comme satisfaisant.

Ces pertes sont associées à un mélange d'eau et de condensat provenant de l'échangeur H303, ainsi qu'à de la vapeur d'eau provenant de l'échangeur H606, à une température de 113°C.

Worksheet	Stream Name	vap	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]	91,47	91,47	91,47
Composition	Pressure [kPa]	160,0	160,0	160,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	556,2	556,2	0,0000
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,068e+004	1,068e+004	0,0000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,99	13,99	0,0000
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,295e+005	-1,295e+005	-2,810e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	169,4	169,4	69,41
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-7,201e+007	-7,201e+007	0,0000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	15,71	15,71	0,0000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure V-10 : Les pertes d'eau vers l'atmosphère au niveau du dégazeur V701 actuellement.

V.3. Simulation du circuit après la modification :

La figure V-11 représente le PFD de simulation du dégazeur V701, les deux échangeurs de chaleur H303 et H606 et le nouvel échangeur H608 de l'unité du méthanol.

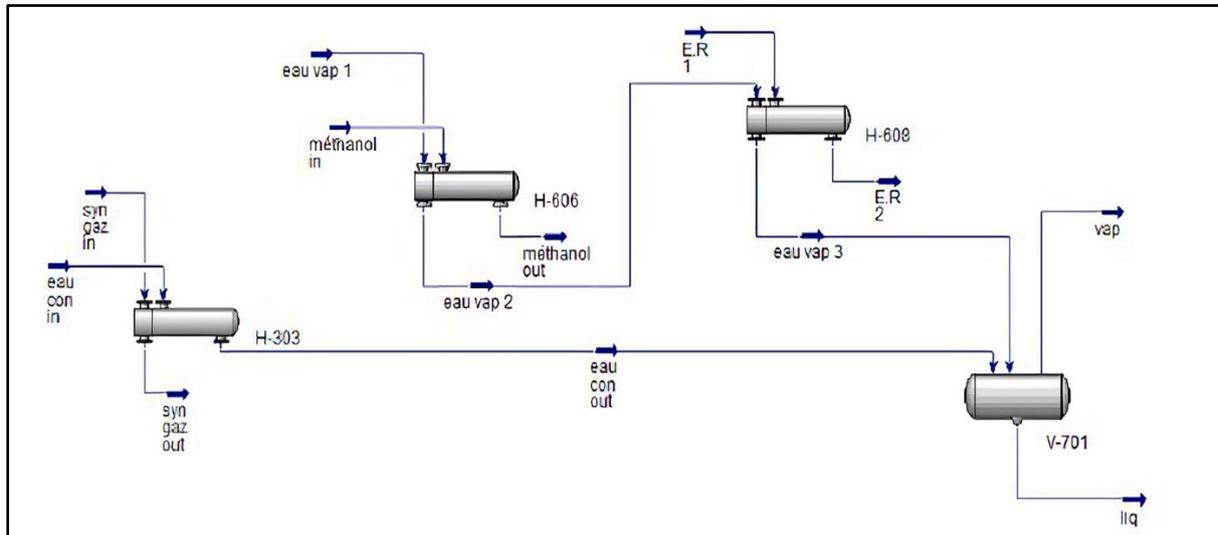


Figure V-11 : Schéma de l'installation avec la solution.

V.3.1. Simulation du nouvel échangeur de chaleur H608 :

D'après notre analyse, il semble que l'emplacement de notre nouvel échangeur de chaleur n'est pas un problème car sa géométrie n'occupe pas beaucoup d'espace. Cependant, si nous intervenons dans la ligne de l'échangeur H303, il n'y a pas suffisamment d'espace pour une géométrie d'échangeur de grande taille en raison du débit élevé de l'eau et du condensat.

Les figures V-12, V-13, V-14 et V-15 montrent les caractéristiques de l'échangeur H608 calculées précédemment dans le chapitre IV.

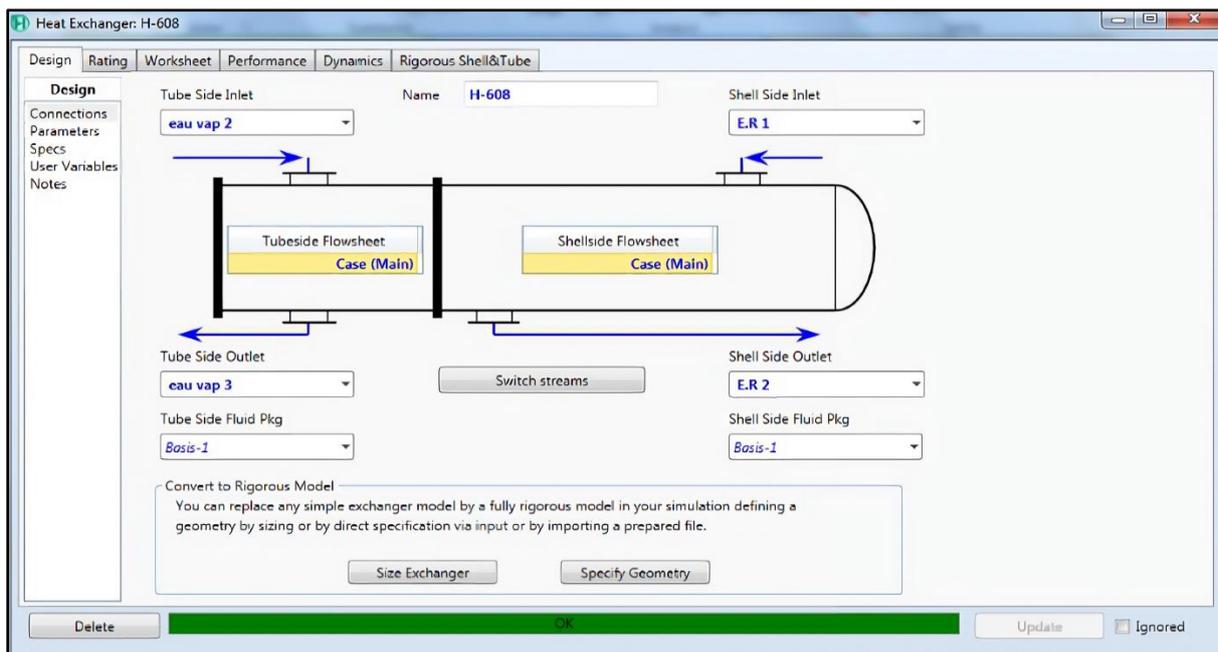


Figure V-12 : Circulation des fluides dans l'échangeur H608.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

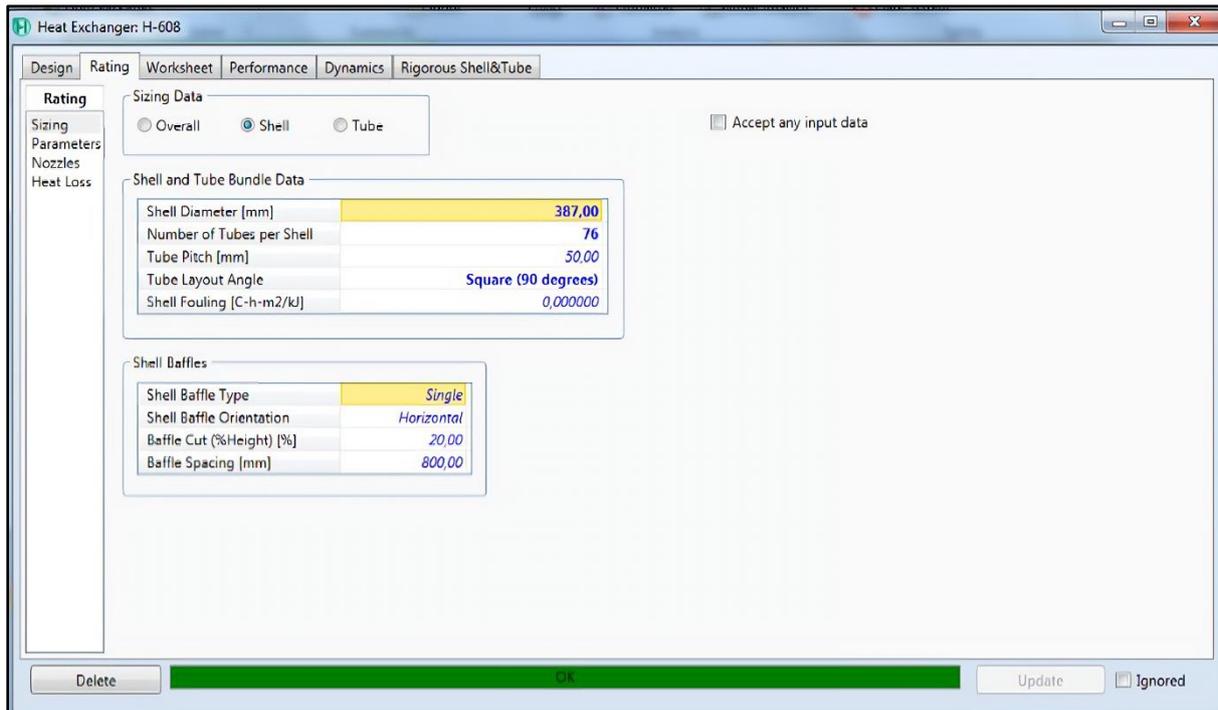


Figure V-13 : Dimensionnement du coté calandre de l'échangeur H608.

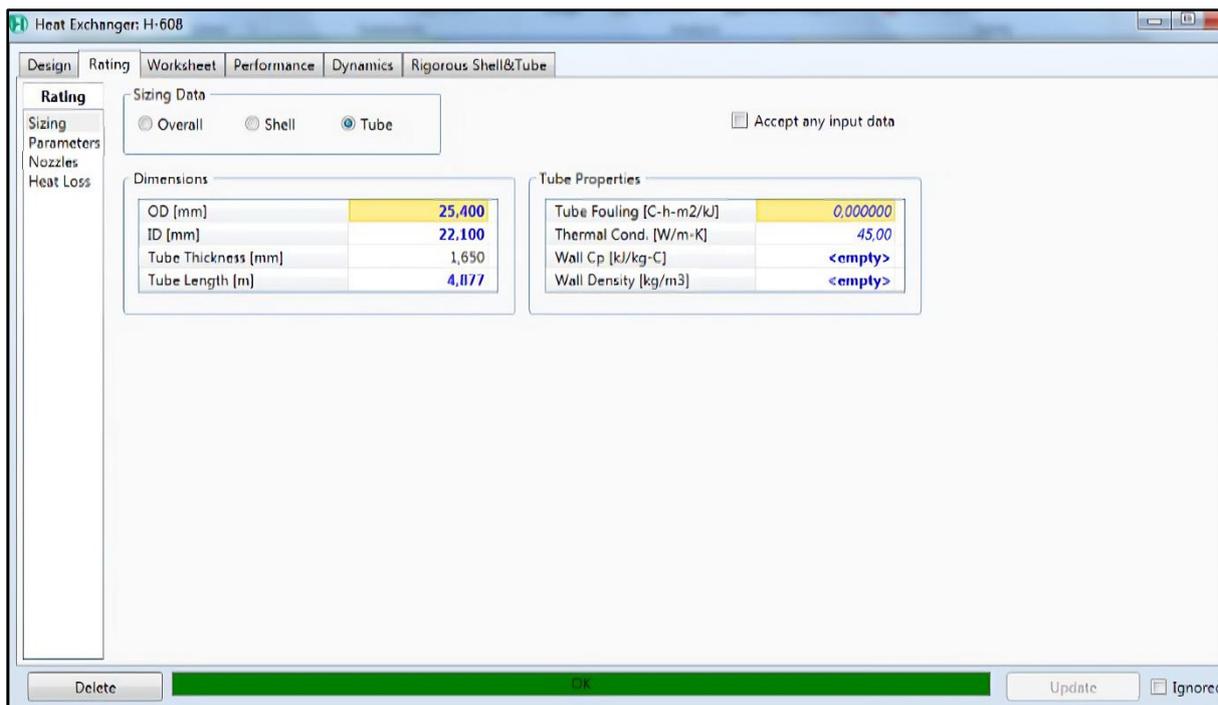


Figure V-14 : Dimensionnement du coté tube de l'échangeur H608.

Les résultats sont identiques du coté simulation et calculs.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

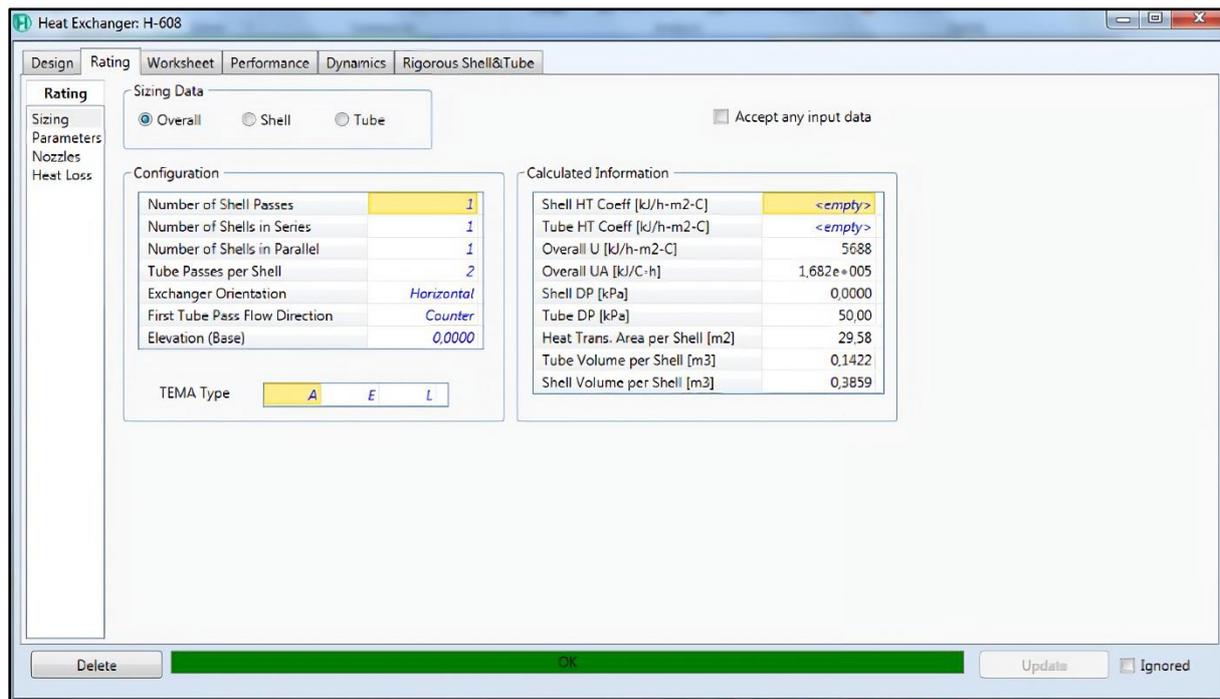


Figure V-15 : Caractéristiques globales de l'échangeur H608.

Nous sommes conscients que des pertes importantes peuvent survenir dans un échangeur de chaleur de grande taille en raison de sa géométrie. C'est pourquoi nous avons étudié attentivement la température optimale pour obtenir un bon dégazage tout en minimisant les pertes, et avons trouvé qu'une température de 96°C, comme calculée dans le chapitre IV, offre un bon compromis.

Worksheet	Name	eau vap 2	eau vap 3	E.R 1	E.R 2
Conditions	Vapour	0.0279	0.0109	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	108.0	51.00	20.00	46.00
Composition	Pressure [kPa]	210.0	160.0	580.0	580.0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1254	1254	3191	3191
	Mass Flow [kg/h]	2.277e+004	2.277e+004	5.748e+004	5.748e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	22.77	22.77	57.60	57.60
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.762e+005	-2.813e+005	-2.866e+005	-2.846e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	75.65	61.16	52.38	58.99
	Heat Flow [kJ/h]	-3.464e+008	-3.528e+008	-9.145e+008	-9.080e+008

Figure V-16 : Conditions des fluides circulants dans l'échangeur H608.

V.3.2. Simulation du dégazeur V701 après l'introduction de l'échangeur H608 :

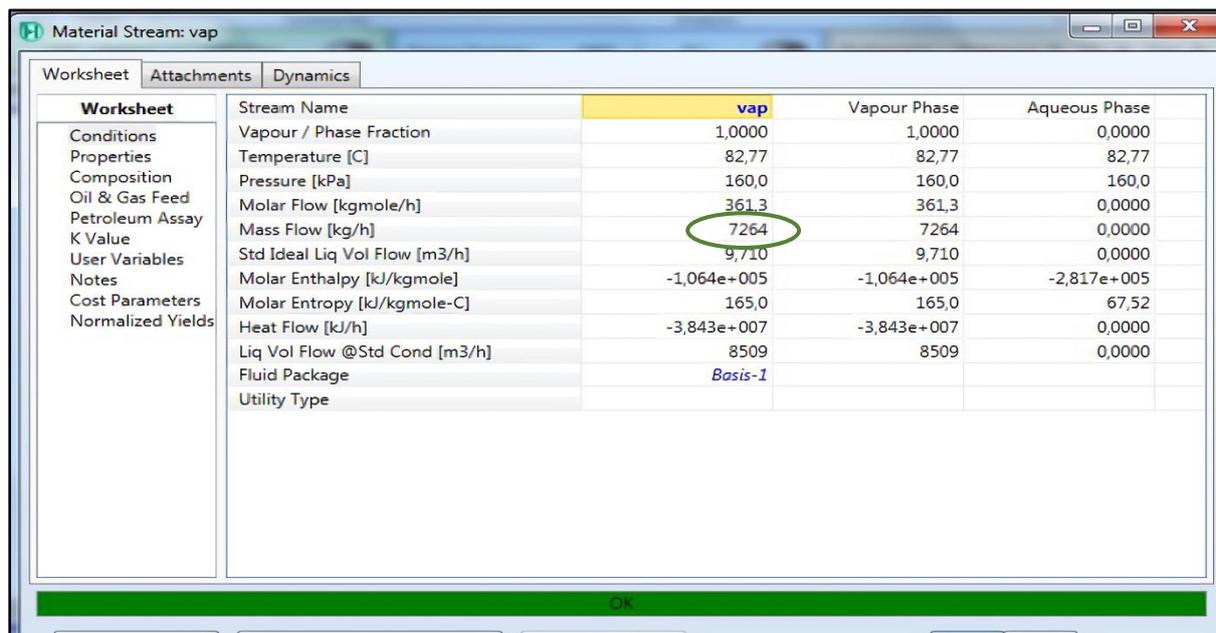
Nous ne voulons pas risquer d'endommager nos équipements en réduisant les pertes de manière excessive, ce qui pourrait se produire en cas de dégazage insuffisant dû à une baisse de température. Notre priorité reste donc d'obtenir un bon dégazage, tout en prenant également en compte la quantité d'eau perdue pour obtenir un résultat satisfaisant dans l'ensemble.



Worksheet	Name	eau vap 3	eau con out	liq	vap
Conditions	Vapour	0,0109	0,0893	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	51,00	115,0	82,77	82,77
Composition	Pressure [kPa]	160,0	1690	160,0	160,0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1254	2856	3749	361,3
	Mass Flow [kg/h]	2,277e+004	5,203e+004	6,753e+004	7264
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	22,77	54,61	67,67	9,710
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,813e+005	-2,597e+005	-2,817e+005	-1,064e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	61,16	80,22	67,52	165,0
	Heat Flow [kJ/h]	-3,528e+008	-7,417e+008	-1,056e+009	-3,843e+007

Figure V-17 : Simulation du dégazeur après la solution.

La figure V-18 indique que la quantité de vapeur dirigée vers l'atmosphère est de 7264 kg/h, avec une quantité admissible de 2 tonnes/heure. Cela signifie que les pertes d'eau sous forme de vapeur s'abaissent à 5264 kg/h. Cette diminution de près de 3,4 tonnes/heure de pertes est très significative et résulte en un fonctionnement satisfaisant.



Worksheet	Stream Name	vap	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]	82,77	82,77	82,77
Composition	Pressure [kPa]	160,0	160,0	160,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	361,3	361,3	0,0000
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	7264	7264	0,0000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	9,710	9,710	0,0000
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,064e+005	-1,064e+005	-2,817e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	165,0	165,0	67,52
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-3,843e+007	-3,843e+007	0,0000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	8509	8509	0,0000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure V-18 : La quantité de vapeur après la modification.

V.3.3. Étude comparative :

Nous avons procédé à une évaluation de l'efficacité du nouvel échangeur installé sur les pertes de vapeur au niveau du dégazeur V701. Pour cela, nous avons comparé les résultats obtenus à partir des calculs et de la simulation, en tenant compte des valeurs de simulation après l'ajout de l'échangeur H608.

Tableau V-1 : Comparaison des débits de perte avant et après l'installation de H608.

Paramètres	Résultats actuels			Résultats par simulation avec H608
	Par calcul	Par simulation	Δ	
Débit de vapeur vers ATM	10,66849	10,680	0,01151	7,264

L'installation du nouvel échangeur a été bénéfique pour réduire le débit de vapeurs dégagées vers l'atmosphère, ce qui a permis de minimiser les pertes en vapeur d'eau. Cela a été réalisé en abaissant la température du fluide chaud à travers l'échangeur, ce qui a permis d'utiliser cette chaleur pour la production de vapeur. En conséquence, les pertes en vapeur d'eau ont été réduites et la récupération de chaleur a été améliorée grâce à l'utilisation efficace du nouvel échangeur.

V.3.4. Étude économique :

V.3.4.1. Estimation de cout de perte d'eau vers atmosphère :

Afin d'évaluer la faisabilité et la rentabilité économique de cette étude, il est important de procéder à un calcul économique pour estimer les gains potentiels pour l'unité de fabrication du méthanol suite aux modifications apportées. Cela permettra de mesurer l'impact financier des améliorations réalisées et de déterminer si elles sont économiquement justifiables.

V.3.4.1.1. Perte de production avant la modification :

L'unité de fabrication de méthanol fonctionne toute l'année, soit 365 jours par an, et sa capacité de production est de 300 tonnes de méthanol raffiné par jour.

Tableau V-2 : Quantité actuelle d'eau perdue vers l'atmosphère.

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Perte d'eau vers ATM	10,680	256,32	7689,6	92275,2

Tableau V-3 : Débit de perte économisée après la solution.

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Perte récupérée	3,4	81,6	2448	29376
Perte de vapeur	7,264	174,336	5230,08	62760,96

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

V.3.4.1.2. Estimation économique du coût vapeur dégagée vers l'atmosphère :

Voici un tableau comparatif des calculs annuels avant et après la solution apportée à l'installation, en utilisant un prix unitaire de 379,41 DA par tonne :

	Avant la solution	Après la solution
Coût des pertes annuelles (DA)	35010133,632	23812135,8336
Coût des pertes récupérées (DA)	/	11145548,16

V.3.4.1.3. Estimation du coût du nouvel échangeur de chaleur :

En tenant compte des caractéristiques de l'échangeur, y compris son type, sa surface et sa matière de fabrication, ainsi que les propriétés des tubes choisis, tels que leur diamètre, leur BWG, leur longueur et leur disposition, et en estimant le coût de l'échangeur, y compris son installation et ses équipements auxiliaires ainsi son transport, à 20000 EUR [24] + 60000 EUR, soit un total de 13600000 DA, nous pouvons conclure que le gain estimé dans une année serait de 11145548,6 DA, dans le scénario le plus pessimiste.

Le délai de récupération du coût de l'investissement est d'un an, deux mois et 19 jours.

Cela signifie que même dans un mauvais scénario, avec un coût d'échangeur élevé, les économies réalisées grâce à la réduction des pertes de vapeur d'eau compenseraient largement le coût de l'échangeur dans une année. Cela démontre la faisabilité et la rentabilité économique de la modification apportée à l'installation, en réduisant les pertes de vapeur d'eau et en utilisant la chaleur récupérée pour la production de vapeur.

Conclusion.

Conclusion.

Conclusion :

En faisant notre travail, nous avons acquis un esprit de responsabilité et un sens de l'optimisation pour trouver des solutions à n'importe quel problème industriel en utilisant une approche basée sur la conscience logique, la facilité et la faisabilité des solutions.

En utilisant des bilans matières partiels, nous avons pu quantifier les pertes d'eau à différentes étapes du processus de production du méthanol. Nous avons identifié les zones où les pertes d'eau étaient les plus importantes et avons concentré nos efforts d'optimisation sur ces zones spécifiques. En agissant sur les grandes pertes d'eau identifiées dans notre unité, nous avons cherché à minimiser notre impact environnemental, à améliorer notre efficacité opérationnelle et à optimiser l'utilisation des ressources en eau. Nous avons ainsi pu proposer des solutions concrètes pour réduire ces pertes d'eau, en utilisant notre esprit de responsabilité et d'optimisation pour trouver des solutions réalisables et durables.

Nous avons cherché à réduire les pertes dans les deux parties essentielles à la survie humaine, à savoir l'atmosphère, en utilisant un échangeur de chaleur H608, ainsi qu'une série de filtres à charbon actif, suivis d'un processus de traitement bactérien pour la circulation et le rejet vers la lithosphère.

En résolvant un problème, il est important de prendre en compte les éventuels effets secondaires indésirables sur le processus de production. Dans notre travail, nous avons identifié un compromis entre un meilleur dégazage et une réduction des pertes, même si ces deux objectifs semblaient initialement contradictoires. En utilisant les idées et les connaissances déjà acquises, nous sommes convaincus que nous trouverons des solutions pour résoudre ces défis.

Les autres pertes sont inévitables et leur résolution dépend de l'entretien des purges et des vannes du circuit. Il est essentiel de maintenir ces équipements en bon état de fonctionnement pour minimiser ces pertes et assurer un processus de production optimal.

En conclusion, il est crucial d'établir un lien étroit entre l'industrie et l'environnement, même si cela peut être difficile mais jamais impossible. En appliquant les principes de la chimie verte, il est possible de trouver des solutions pour minimiser les impacts négatifs de l'industrie sur l'environnement. Cela nécessite un engagement envers des pratiques durables, l'utilisation de technologies et de processus respectueux de l'environnement, ainsi qu'une gestion proactive des problèmes potentiels. Il est important de continuer à explorer et à mettre en œuvre des approches innovantes pour assurer une production industrielle plus respectueuse de l'environnement et contribuer à un avenir durable.

Bibliographie.

Bibliographie

- [1] «Methanol. In : Kirk-Othmer - Encyclopedia of chemical technology. 5 th ed. Vol. 16. New York : Wiley-Interscience ; 2004 : 299-316» [En ligne]
- [2] «Methanol - Data sheet I 407. Chicago : National Safety Council ; 1984 : 6 p» [En ligne]
- [3] «Methanol - Information sheet on hazardous materials H 42. Fire Prevention ; 1975 ; 111 : 23-24» [En ligne]
- [4] «Weiss G - Hazardous chemicals data book, 2e éd. Park Ridge : Noyes Data Corp. 1986 : 677» [En ligne]
- [5] «Browning E - Toxicity and metabolism of industrial solvents. Amsterdam : Elsevier ; 1965 : 311-323» [En ligne]
- [6] «STS Canada» 2023.
- [7] R. MATHIEU, «G.I. D4.13/Chapitre 3– La conduction» Pascal Tobaly, 2002.
- [8] F. L. M. Sun, «Absorption, Aspects théoriques. Les Techniques de l'ingénieur, J 2730» 2003.
- [9] Schmidt, «Attribution of the present-day total greenhouse effect J. Geophys. Res» (2010). [En ligne]
- [10] «Basics of the Carbon Cycle and the Greenhouse Effect – The Earth's Atmosphere, National Oceanic & Atmospheric Administration (NOAA) – Education and Outreach».
- [11] Myhre, «Ces valeurs sont calculées uniquement pour le forçage dû à l'effet de serre, et pas pour le bilan radiatif complet. Autrement dit, ces valeurs ne prennent en compte que l'absorption des « grandes » longueurs d'onde, soit les radiations infrarouge émises p,» [En ligne]
- [12] Myhre, «Anthropogenic and natural radiative forcing (chapter 8), In Climate Change 2013: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Cambri,» Stocker et coll. (eds.), 2013.
- [13] François-Marie, «Physicien-climatologue, chercheur au Laboratoire des sciences du climat et de l'environnement, Université Paris-Saclay».
- [14] «K. C. Waugh, “Methanol Synthesis”» [En ligne]
- [15] «G. A. Olah, A. Goepfert, and G. K. S. Prakash,» Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy , 2009. [En ligne]

Bibliographie.

- [16] L. B. a. W. K. Cheng, «Methanol as an alternative transportation fuel in the US: Options for sustainable and/or energy-secure transportation» Cambridge, 2010» [En ligne]
- [17] «J.-P. Lange, “Methanol synthesis: a short review of technology improvements”» january 2001.
- [18] «K. Aasberg-Petersen, C. Stub Nielsen, I. Dybkjær, and J. Perregaard, “Large Scale Methanol Production from Natural Gas”» 2008.
- [19] B. Wanson, «Chaudières Industrielles et Services Associés,» 2020. [En ligne]
- [20] Z. H. a. A. H. M. Niaz Bahar Chowdhury, «“HYSYS Simulation of a Sulfuric Acid Plant and Optimization Approach of Annual Profit”, Journal of Science (JOS), Vol. 2, No. 4, 2012.»
- [21] « <http://www.aspentech.com/aspens-hysys-midstream.aspx>» [En ligne]
- [22] Aspen Hysys@ 2004.2 Dynamic Modeling. Issues addresses by Process Modeling (Aspen Hysys) V7.2.
- [23] M. E. Hanyak, “Chemical Process Simulation and Aspen tech Hysys Software” Version 2006, Bucknell university Lewisburg PA 17837 December 15 2007.
- [24] «<https://conseils.hellopro.fr/combien-coute-un-echangeur-thermique-tubulaire-1997.html>» Echangeurs de chaleur industriels, 1997.
«Manuel operatoire du complexe CP1Z».

Annexes.

Annexes.

Annexe I : Propriétés physique du méthanol à 25 °C et 101,3 kPa, 1 ppm = 1,33 mg/m³.

Nom Substance	Détails	
Méthanol	Formule	CH₄O
	N° CAS	67-56-1
	Etat Physique	Liquide
	Masse molaire	32,04
	Point de fusion	-97,8°C
	Point d'ébullition	64,5°C
	Densité	0,7915
	Densité gaz / vapeur	1,11
	Pression de vapeur	3,8 kPa à 0 °C 12,3 kPa à 20 °C 34,4 kPa à 40 °C
	Indice d'évaporation	6,3
	Point d'éclair	12°C en coupelle fermée
	Température d'auto-inflammation	464°C
	Limites d'explosivité ou d'inflammabilité (en volume % dans l'air)	limite inférieure : 6,7% limite supérieure : 36,5%
	Coefficient de partage n-octanol / eau (log Pow)	- 0,74

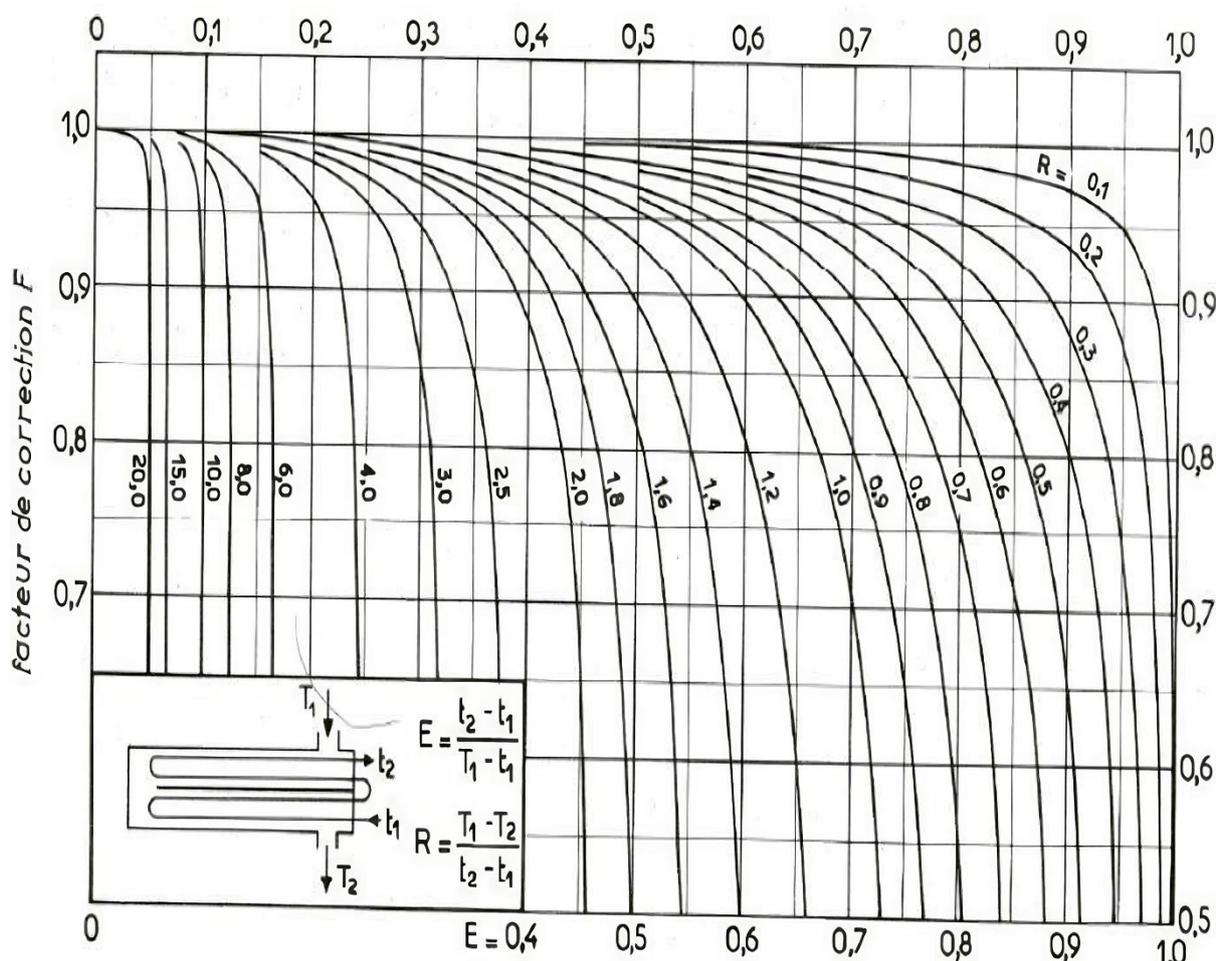
Annexe II : Tableau des données industrielles.

Vanne	Cas-réel	Cas-design	Unité
FRC101	11230	12708	Nm ³ /h
FRC102	36081	33470	Kg/h
FR402	47451	3400	Nm ³ /h
FR403	287600	318700	Nm ³ /h
FRC406	402	298,15	Nm ³ /h
FRC402	65272	54000	Kg/h
FR501	12670	13000	Nm ³ /h
FR502	90,2	80	Nm ³ /h
Fi504	754,7	700	Nm ³ /h
Fi601	22770	13525	Kg/h
FRC610	20100	17193,3717	Kg/h
FRC613	13095	12518	Kg/h
Fi704	28300	28640	Kg/h
Fi701	7700	7800	Kg/h
FRC701	64700	58970	Kg/h
FGS	80000	81465,7	Nm ³ /h
IBD	750		Kg/h
Purge	1670		Kg/h

Annexe III : Analyse des gaz.

Analyse gaz· (%molaire)	K401	K402	Purge	Flash
N2	1,66	4,12	4,64	3,79
CO	11,17	3,52	2,38	2,62
CH4	3,77	11,26	12,41	24,59
CO2	10,28	4,21	3,28	19,66
H2	73,08	76,77	77,16	49,31
He	0,04	0,13	0,14	0,04

Annexe IV : Représentation graphique du facteur de correction Fc à partir de E et R.



Annexe V : Coefficient de transfert sale Us.

ECHANGEURS		Us	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	Kcal/h.m ² .C	BTU/hr.ft ² .F
Eau	Eau	1250 – 2500	250 – 500
Solutions aqueuses.....	Solutions aqueuses.....	1250 – 2500	250 – 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers.....	200 – 370	40 – 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾ ...	Hydrocarbures moyens...	100 – 300	20 – 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾ ...	Hydrocarbures lourds.....	50 – 200	10 – 40
Hydrocarbures lourds.....	Hydrocarbures légers.....	150 – 300	30 – 60
Hydrocarbures légers.....	Hydrocarbures lourds.....	50 – 200	10 – 40

Annexe VI : 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.

Annexe VII : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

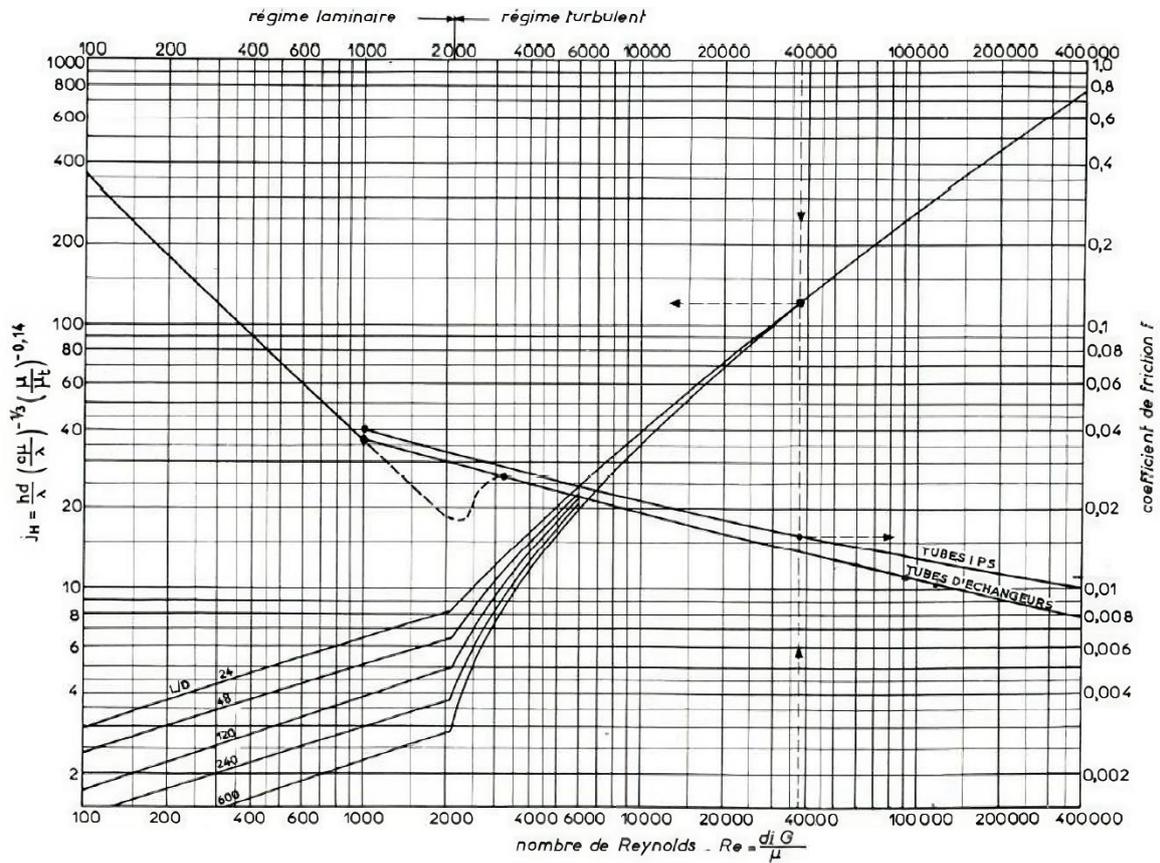
Annexes.

Annexe VIII : Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré.

DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

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

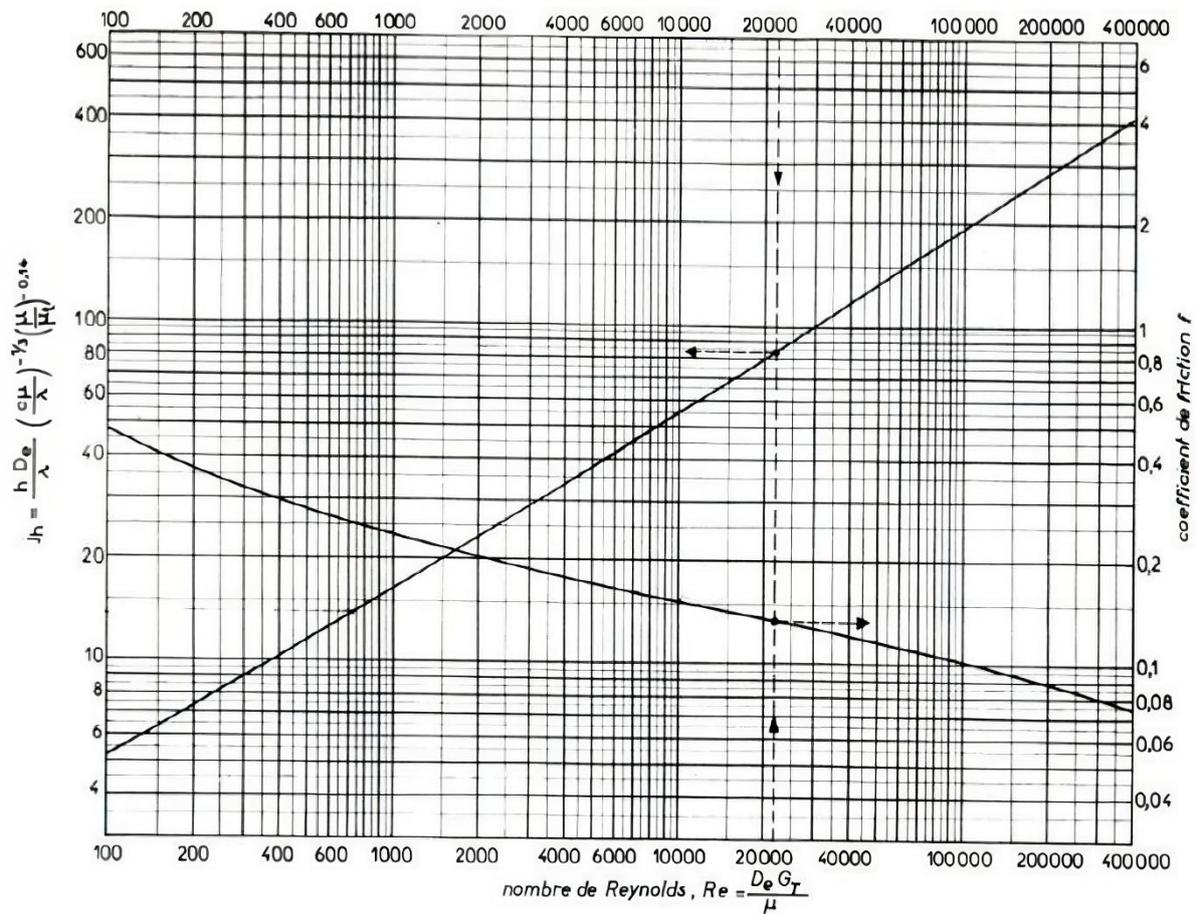
Annexe IX : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.



Annexe X : Les valeurs limites conseillées de β (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''
$D_c > 60''$	$0,1 D_c$

Annexe XI : Coefficient de transfert et coefficient de friction du nombre de Reynolds, à l'extérieur des tubes.



Annexes.

Annexe XII : Les valeurs usuelles des résistances R_{Sint} et R_{Sext} .

RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : $10^4 R_s$ (R_s en $h.m^2.°C/kcal$)

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

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

Annexe XIII : Le dimensionnement à mettre en œuvre dépend étroitement des objectifs à atteindre pour une installation de traitement aux bactéries.

Objectif de rejet	Type de garnissage	Hauteur de matériau minimale (m)	Charge organique maximale (kg DBO ₅ /m ³ /j)	Charge hydraulique maximale (m/h)	Taux de recirculation minimum
DBO ₅ < 35 mgO ₂ /L	Traditionnel Plastique	2,5 4	0,7	1,0 2,2	2,0
DBO ₅ < 25 mgO ₂ /L	Traditionnel Plastique	2,5 4	0,4	0,7 1,8	2,5