

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

SOUADKIA Nidhal

Filière : Génie des procédés

Option : Technologie de la pétrochimie

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

Devant le jury :

	Prof	UMBB	Président
	Prof	UMBB	Examineur
	MCA	UMBB	Examineur
Mme. KHETTAB Nadjia	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2023/2024

Dédicaces

À mon cher père SOUADKIA Nouri :

A mon merveilleux père, l'épaule solide, l'œil attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime et de mon respect. Qui a consacré tous les moyens pour y arriver. Je voudrais te remercier pour ton amour, ta générosité, ta compréhension... Ton soutien fut une lumière dans tout mon parcours

À mon chère mère BOUCHAREB Khadîdja :

Meilleur maman du monde à celle qui m'a transmis la vie, l'amour, le courage, la tendresse, le soutien. Qui m'a encouragé durant toutes mes études jusqu' à la fin c'est grâce à elle si je suis arrivée à ce résultat. Quoi que je fasse ou que je dise, je ne saurai point te remercier comme il se doit. Je t'aime maman et j'implore le tout-puissant pour qu'elle t'accorde une bonne santé et une vie longue et heureuse

À mon Frère SOUADKIA MOUAD :

A tous les moments d'enfance passés avec toi mon frère, en gage de ma profonde estime pour l'aide que tu m'as apporté. Tu m'as soutenu, et encouragé, un grand merci à toi.

À la famille les SOUADKIA et les BOUCHAREB :

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 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,

Remerciements

Tout d'abord, nous exprimons notre profonde gratitude envers Dieu pour la force et la patience qu'il nous a accordées, nous permettant de rédiger notre mémoire de fin d'études. Sa présence constante dans nos vies nous a aidés à surmonter les obstacles et à persévérer jusqu'au bout. Sans son soutien et sa guidance, nous n'aurions pas pu atteindre cet important jalon. Nous prions pour que Dieu continue à nous guider et à nous bénir dans nos parcours académiques et professionnels.

J'ai exprimé ma gratitude envers Madame KHETTAB Nadja, mon encadreuse pour sa bienveillance et son soutien moral tout au long de ma période de stage pratique. Sa présence constante et son importante contribution ont grandement favorisé mon développement personnel et professionnel.

Je souhaite remercier chaleureusement l'équipe A et B ainsi que les membres du complexe CP1Z pour leur précieux soutien physique et moral durant mon stage. J'ai grandement apprécié leur aide et leurs encouragements tout au long de cette expérience.

J'exprime ma profonde gratitude envers tous les enseignants de l'Université M'Hamed Bougara Boumerdes qui ont joué un rôle essentiel dans mon apprentissage et dans l'acquisition de connaissances tout au long de mon parcours universitaire. Leur dévouement, leur expertise et leur engagement envers l'éducation ont grandement contribué à mon développement académique et personnel. Je leur suis reconnaissant pour leur soutien constant et pour avoir partagé avec moi leur savoir et leur passion pour leurs domaines d'expertise.

Je tiens également à exprimer ma gratitude envers tous mes amis que j'ai rencontrés tout au long de mon parcours académique. Leur présence et leur accompagnement dans ma vie ont été inestimables. Leur soutien, leurs encouragements et leur amitié ont rendu mon expérience universitaire plus enrichissante et significative. Je suis reconnaissant d'avoir pu partager des moments précieux, des rires, des défis et des réussites avec eux. Leur amitié restera gravée dans mes souvenirs et je les remercie chaleureusement d'avoir été présents à mes côtés.

Sommaire

Abréviations :

Nomenclature :

Les vannes des débits :

Liste des tableaux :

Liste des figures :

Liste des annexes :

Résumé :

Abstract:

ملخص :

Introduction	1
Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.	3
I.1 Historique :	4
I.1.1. La création du complexe :	4
I.1.2. Les phases de la réalisation et de mise en exploitation:	4
I.2 Situation géographique :	5
I.3 La capacité de la production :	5
I.4 OrganigrammeducomplexeCP1Z :	7
I.5 Description des départements:	8
I.5.1. Département sécurité:	8
I.5.2. Département Personnel&Moyens Généraux PMG:	8
I.5.3. Département administration/social(ADM/SOC) :	8
I.5.4. Département développements et ressources humaine (DRH) :	8
I.5.5. Département finances et juridique(F) :	9
I.5.6. Département technico-commerciale(TC):	9
I.5.7. Département de maintenance:	9
I.5.8. Département approvisionnement(A):	10
I.5.9. Département technique :	10
I.5.10. Département de production:	10
I.6 Laboratoire du complexe:	10
I.6.1. Les sections du laboratoire :	11
I.6.2. Analyses effectués :	11
I.7 L'unité méthanol:	13
I.7.1. Section100 : Distribution du GN.....	13
I.7.2. Section200:Procédé de reforming.	14
I.7.3. Section 300 : Refroidissement du gaz et élimination de l'eau.	15
I.7.4. Section400: Compression du GS.....	16
I.7.5. Section500 : synthèse du méthanol.	17

I.7.6.	Section600 :Distillation du méthanol brut.	19
I.7.7.	Section700: Production et récupération de vapeur.	20
I.8	Service résines synthétiques : (unité100)	22
I.8.1.	Production du gaz de formaldéhyde:.....	22
I.8.2.	Production de formurée80%en poids:	23
I.9	Service utilité :	24
	Chapitre II : L'innovation et la Synthèse Pétrochimique	25
II. 1	Reforming sec de méthane :	26
Introduction :	26
II. 1 .1	Effet du rapport (CO_2/CH_4) d'alimentation :	26
II.1. 2	Techniques de bi- et tri-reformage	29
II. 1 .3	Sources industrielles de CO_2 et de CH_4 pour le RSM :	31
II. 2	L'oxydation Partielle du méthane en gaz de synthèse :	31
II. 2 . 1	Analyse thermodynamique de l'oxydation partielle du méthane :	32
II. 2 . 2	Catalyseurs pour l'oxydation partielle du méthane en gaz de synthèse :	35
II. 2 . 3	Effet de la température :	36
II. 2 . 4	Effet de la pression :	36
II. 2 . 5	Effet du rapport entre les réactifs :	37
II. 2 . 6	Effet du débit des réactifs	38
II. 2 . 7	Mécanismes d'oxydation partielle du méthane :	39
II. 3	Système Reforming en Boucle Chimique	40
II. 4	Le procède de production du méthanol :	41
	Chapitre III : sécurité et environnement	45
III	Méthanol.....	46
III . 1	La Sécurité	46
III . 1 .1	Incendie et explosion :.....	46
III . 1 .2	Prévention :	46
III . 1 .3	Intervention :	47
III . 2	L'environnement :	47
III . 2 . 1	La vapeur d'eau et le réchauffement climatique planétaire :	47
III . 2 . 2	L'eau contribue à l'effet de serre naturel de la Terre :.....	48
III . 2 . 3	L'influence de la concentration d'eau sur l'effet de serre :	48
III . 2 . 4	La vapeur d'eau, un acteur majeur du réchauffement climatique :.....	49
	Chapitre IV: Bilan matière et énergétique.	51
IV.1	Les bilans de matière:	52

IV.1.1. Cas Réel :	52
IV.1.IV.1. Les bilans partiels :	52
IV . 1 . 1 . 2 Bilan global du procédé :	57
IV.1.2. Cas design :	61
IV . 1 . 2 . 1 Les bilans partiels :	61
IV . 1 . 2 . 2 Bilan global du procédé :	64
IV.1.3. Comparaison entre les résultats cas réel et cas design :	67
Interprétation des résultats :	67
IV . 2 Minimisation de 1 ^{ere} perte au niveau de Dégazeur V701 :	68
IV . 2 . 1 Bilan thermique:	70
IV . 2 . 1 . 1 Calcul de ΔTLM :	71
IV . 2 . 1 . 2 Calcul du flux de chaleur :	71
IV . 2 . 2 Dimensionnement de l'échangeur H609:	72
IV . 2 . 2 . 1 Géométrie de l'échangeur:	72
IV . 2 . 2 . 2 Caractéristiques des tubes:	73
IV . 2 . 2 . 3 Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil :	74
IV . 2 . 2 . 4 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 :	74
IV . 2 . 2 . 5 Calcul de la température des tubes :	76
IV . 2 . 2 . 6 Calcul de ϕ_c et de ϕ_t :	76
IV . 2 . 2 . 7 Calcul du coefficient du transfert propre :	77
IV . 2 . 2 . 8 Calcul la résistance d'encrassement :	77
IV . 2 . 3 Calcul des pertes de charge :	77
IV . 2 . 4 . Interprétation des résultats obtenus :	78
IV . 3 Minimisation de deuxième perte au niveau de la 2 ^{ème} colonne de distillation V602 :	79
IV . 3 . 1 Adsorption les résidus des produits organiques présents dans l'eau :	80
Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS	83
V. 1 Logiciel HYSYS :	84
V. 1.1 Les équipements de base :	84
V. 1.2 Application :	86
V. 2 Simulation du circuit à l'état actuel :	86
V. 2.1. Simulation de l'échangeur de chaleur H303 :	86
V. 2.2 Simulation de l'échangeur de chaleur H606 :	88
V. 2.3 Simulation du dégazeur V701 :	89
V. 3 Simulation du circuit après la modification :	89

V. 3. 1 Simulation du nouvel échangeur de chaleur H609 :	90
V. 3. 2 Simulation du dégazeur V701 après l'introduction de l'échangeur H609 :	93
Conclusion.....	96
Conclusion :.....	97
Bibliographie.	98
Annexes.	101

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.

RSM : Reformage sec méthane.

GD : Gaz de décharge

RBC : Reforming en boucle chimique

RF : Reformage de Flux

PFL : Photolyse flash laser

GES : Gaz effet de sert

COV : Composé organique volatile

Nomenclature :

S : La surface d'échange.

e : Épaisseur de la paroi.

K : Coefficient d'échange.

F : Débit massique.

Q : Le débit de chaleur échangée.

Tce, Tcs : Température d'entrée et de sortie de fluide chaud dans le tube.

Tfe, Tfs : Température d'entrée et de sortie du fluide froid dans la calandre.

Tt : Température de tube.

Tc, tc : Température calorifique des deux fluides chauds et froids.

Cpf : La chaleur spécifique du fluide froid.

Cpc : La chaleur spécifique du fluide chaud.

ΔP_t , ΔP_c : Perte de charge coté calandre et coté tube.

RS : Résistance d'encrassement.

Up : Coefficient d'échange propre.

Us : Coefficient d'échange sale.

ΔT_{LM} : 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.

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]

Fperte : 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]

FGS : 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]

Liste des tableaux :

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique.

Tableau 1: Réactions en phase gazeuse dans le reformage du méthane par le CO ₂	28
Tableau 2: Réactions en phase gazeuse dans le reformage oxydatif du CO ₂ et le reformage à la vapeur.	29
Tableau 3 : Les compositions (en % moléculaire) utilisées pour chaque scénario dans l'analyse thermodynamique.....	31
Tableau 4:Spécifications commerciales moyennes du méthanol pour la chimie	44

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Tableau 5 : Les résultats expérimentales d'écoulement d'eau du V703.	56
Tableau 6 : Comparaison entre le cas réel et le cas design.....	67
Tableau 7: Les données de calcul d'échangeur.	69
Tableau 8: Les spécifications des tubes d'échangeur.....	73
Tableau 9 : Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur H609.....	78
Tableau 10 : Etat récapitulatif.....	81

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

Tableau 11 : Comparaison des débits de perte avant et après l'installation de H609.	95
--	----

Liste des figures :

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z.

Figure 1: Situation géographique du complexe CP1Z.	5
Figure 2: L'organigramme du complexe CP1Z.	7
Figure 3 : Schéma d'unité 100.....	14
Figure 4: Schéma d'unité 200.	15
Figure 5 : Schéma de l'unité 300.....	16
Figure 6: Schéma de l'unité 400.	17
Figure 7 : Schéma de l'unité 500.	18
Figure 8 : Schéma de l'unité 600.....	19
Figure 9 : Schéma de l'unité 700. (Partie1)	21
Figure 10 : Schéma de l'unité 700. (Partie2)	21
Figure 11 : Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formurée.	22
Figure 12: Circuit fluidique du formurée 80.	23

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique .

Figure 13 : Variation de la conversion d'équilibre du CH ₄ en fonction de la température pour quatre ratios d'alimentation différents	27
Figure 14: Variation de la production de carbone à l'équilibre en fonction de la température pour quatre ratios d'alimentation différents.....	28
Figure 15: Résumé des voies de conversion du méthane.....	32
Figure 16 : Représentation thermodynamique de l'oxydation partielle du méthane.....	34
Figure 17: Calculs d'équilibre thermodynamique à : (a) pression atmosphérique et (b) à 8 bars.	35
Figure 18 : L'effet de la température de réaction sur l'oxydation partielle du méthaneHaut du formulaire.....	36
Figure 19 : L'effet de la pression de réaction sur l'oxydation partielle du méthane.....	37
Figure 20 : L'effet du rapport entre les réactifs sur l'oxydation partielle du méthane.....	38
Figure 21 : L'effet de débit des réactifs sur l'oxydation partielle du méthane.....	38
Figure 22 : Concept de combustion en boucle chimique	40
Figure 23 : Production du méthanol. Réacteur types	42

Chapitre III : Sécurité et environnement.

Figure 24 : Eléments d'étiquetage.....	47
Figure 25 : Carte de la quantité de vapeur d'eau dans l'atmosphère: elle dépend de la température et donc de la latitude.	49
Figure 26 : La rétroaction de la vapeur d'eau contribue à amplifier le réchauffement provoqué par l'augmentation de dioxyde de carbone.	50

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique.

Figure 27 : Diagramme des températures des fluides circulants à contre-courant.....	71
Figure 28 : Représentation d'un pas carrée normal.	73

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS.

Figure 30 : Les connexions des flux pour un échangeur de chaleur dans HYSYS.....	85
Figure 31 : Simulation d'un séparateur tri-phasique.....	85
Figure 32 : Schéma de l'installation actuelle.....	86
Figure 33: Circulation des fluides dans l'échangeur H303.....	87
Figure 34 : Conditions des fluides mises en jeux dans H303.....	87
Figure 35 : Circulation des fluides dans l'échangeur H606.....	88
Figure 36 : Conditions des fluides mises en jeux dans H606.....	88
Figure 37: Les pertes d'eau vers l'atmosphère au niveau du dégazeur V701 actuellement.....	89
Figure 38: Schéma de l'installation avec la solution.	90
Figure 39: Circulation des fluides dans l'échangeur H609.....	90
Figure 40 : Dimensionnement du coté calandre de l'échangeur H609.....	91
Figure 41 : Dimensionnement du coté tube de l'échangeur H609.....	91
Figure 42 : Caractéristiques globales de l'échangeur H609.	92
Figure 43 : Conditions des fluides circulants dans l'échangeur H609.	93
Figure 44 : Simulation du dégazeur après la solution.	94
Figure 45: La quantité de vapeur après la modification.....	94

Liste des annexes :

Annexe I: Propriétés physique du méthanol à 25 °C et 101,3 kpa, 1 ppm = 1,33 mg/m ³ . ..	102
Annexe II : Tableau des données industrielles	102
Annexe III : Analyse des gaz	103
Annexe IV : Représentation graphique du facteur de correction Fc à partir de E et R.....	103
Annexe V : Coefficient de transfert sale Us	104
Annexe VI : Les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés	104
Annexe VII : Caractéristiques des tubes d'échangeurs	104
Annexe VIII: Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré.....	105
Annexe IX : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes	105
Annexe X : Les valeurs limites conseillées de β (distance entre chicane)	106
Annexe XI : Coefficient de transfert et coefficient de friction du nombre de Reynolds, à l'extérieur des tubes.	106
Annexe XII : Les valeurs usuelles des résistances Rsint et Rsext.	107
Annexe XIII : Le dimensionnement à mettre en œuvre dépend étroitement des objectifs à atteindre pour une installation de traitement aux bactéries	107

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 H609 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 pour récupérer les pertes d'eau liquide provenant de la colonne V602 et les réintroduire dans le processus. L'eau de régénération sera traitée dans un bassin de traitement biologique avant d'être rejetée dans 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 H609 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.

Introduction

Introduction :

Le complexe CP1Z, spécialisé dans la production de méthanol et de résines synthétiques, joue un rôle déterminant dans l'économie pétrochimique algérienne. Cette industrie, essentielle pour répondre aux besoins contemporains, transforme les ressources pétrolières et gazières en produits chimiques, influençant ainsi de nombreux aspects de notre quotidien.

Le méthanol, produit par le complexe CP1Z, est une substance chimique polyvalente utilisée dans divers secteurs tels que l'industrie automobile, l'énergie, la chimie fine, les plastiques et les produits pharmaceutiques. Parallèlement, les résines synthétiques produites par CP1Z sont des matériaux chimiques essentiels pour des applications variées, incluant les revêtements, les adhésifs, les plastiques et les fibres, et sont employées dans des industries comme l'automobile, la construction, l'emballage et l'électronique.

Lors de mon stage au complexe CP1Z, j'ai eu l'opportunité de participer à la production de méthanol et de résines synthétiques, deux éléments clés de la pétrochimie. Cette expérience m'a permis de comprendre des processus de fabrication complexes, d'acquérir une expérience pratique dans la manipulation de produits chimiques, de me familiariser avec les normes de sécurité et les réglementations de l'industrie, et de saisir l'importance cruciale de cette industrie dans notre société moderne.

La pétrochimie, un secteur en constante évolution, est fondamentale dans notre vie quotidienne. Cependant, il est crucial de reconnaître les défis environnementaux et sociaux auxquels cette industrie est confrontée, 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 professionnels actuels ou futurs de ce domaine, je dois considérer ces enjeux et contribuer à des pratiques responsables et durables dans l'industrie pétrochimique.

Mon projet, basé sur les données recueillies sur le terrain, se focalise sur l'estimation et la minimisation des pertes en eau. J'ai constaté que ces pertes peuvent affecter significativement la rentabilité de l'unité de production, notamment en raison de la préciosité de l'eau déminéralisée utilisée dans le processus. En réduisant ces pertes, je contribue à optimiser la performance économique de l'unité.

Ma motivation ne se limite pas seulement aux considérations économiques. Conscient de l'importance de la préservation de l'environnement, je comprends que réduire les pertes en eau contribue à protéger cette ressource essentielle pour les générations futures. Je m'engage à prendre des mesures responsables pour minimiser l'impact environnemental de notre production et à promouvoir la durabilité.

Pour aborder ce thème intéressant, j'utilise mon esprit d'analyse technique, scientifique et chimique, ainsi que les connaissances acquises au cours de mon parcours universitaire pour trouver des solutions cohérentes.

J'analyse les données disponibles sur le terrain, emploie des méthodes d'estimation des pertes en eau et évalue différentes options pour minimiser ces pertes. Je prends également en compte les contraintes de production et recherche des solutions qui n'affectent pas négativement le processus de production. J'élabore ainsi une approche holistique qui intègre les aspects techniques, scientifiques, économiques et environnementaux afin de proposer des solutions efficaces et durables.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1: Dans ce chapitre, je décris en détail notre complexe de production de méthanol et de résines synthétiques, ainsi que les opérations de processus effectuées. J'explique 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 II : L'innovation et la synthèse pétrochimique : Dans ce chapitre, j'explore les différents procédés innovants de production du gaz de synthèse, tels que le reformage sec de méthane, l'oxydation partielle de méthane, le reforming en boucle chimique, et la production de méthanol. Je décris leurs conditions opératoires et leurs avantages en termes d'amélioration de l'efficacité énergétique et de réduction des coûts de production, tout en minimisant les pertes de charge et les émissions environnementales.

Chapitre III : Sécurité et environnement : Dans ce chapitre, je présente diverses mesures préventives et d'intervention au niveau de l'unité de production de méthanol. Je me pose également la question de savoir si la vapeur d'eau favorise l'effet de serre ou l'atténue, et je cherche à minimiser les émissions qui influent sur l'environnement dans notre processus de production.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique de l'unité de production de méthanol : Dans ce chapitre : Je réalise un bilan matière et énergétique de notre unité de production de méthanol pour identifier les sections du processus où des pertes en eau peuvent se produire et les opportunités d'amélioration. J'analyse également la consommation d'énergie et les flux de matières pour proposer des solutions cohérentes visant à minimiser les pertes en eau et à optimiser l'efficacité de production.

Chapitre V : Simulation avec le logiciel HYSYS : Ce chapitre décrit l'utilisation du logiciel HYSYS pour simuler l'une des solutions identifiées visant à réduire les pertes en eau dans notre unité de production de méthanol. J'analyse les résultats de cette simulation pour évaluer l'efficacité de la solution proposée et déterminer sa viabilité sur les plans 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.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

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.

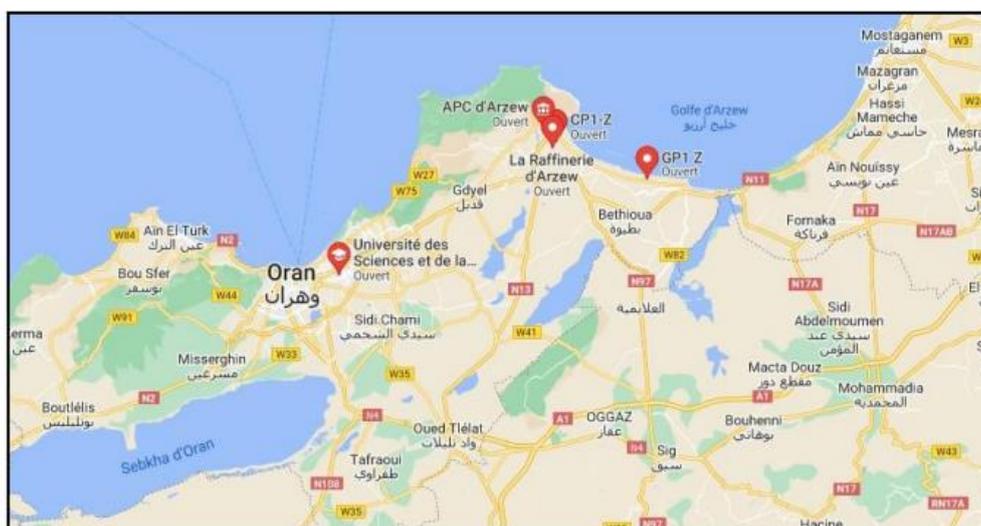


Figure 1: Situation géographique du complexe CP1Z.

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.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

I.4 Organigramme du complexe CP1Z :

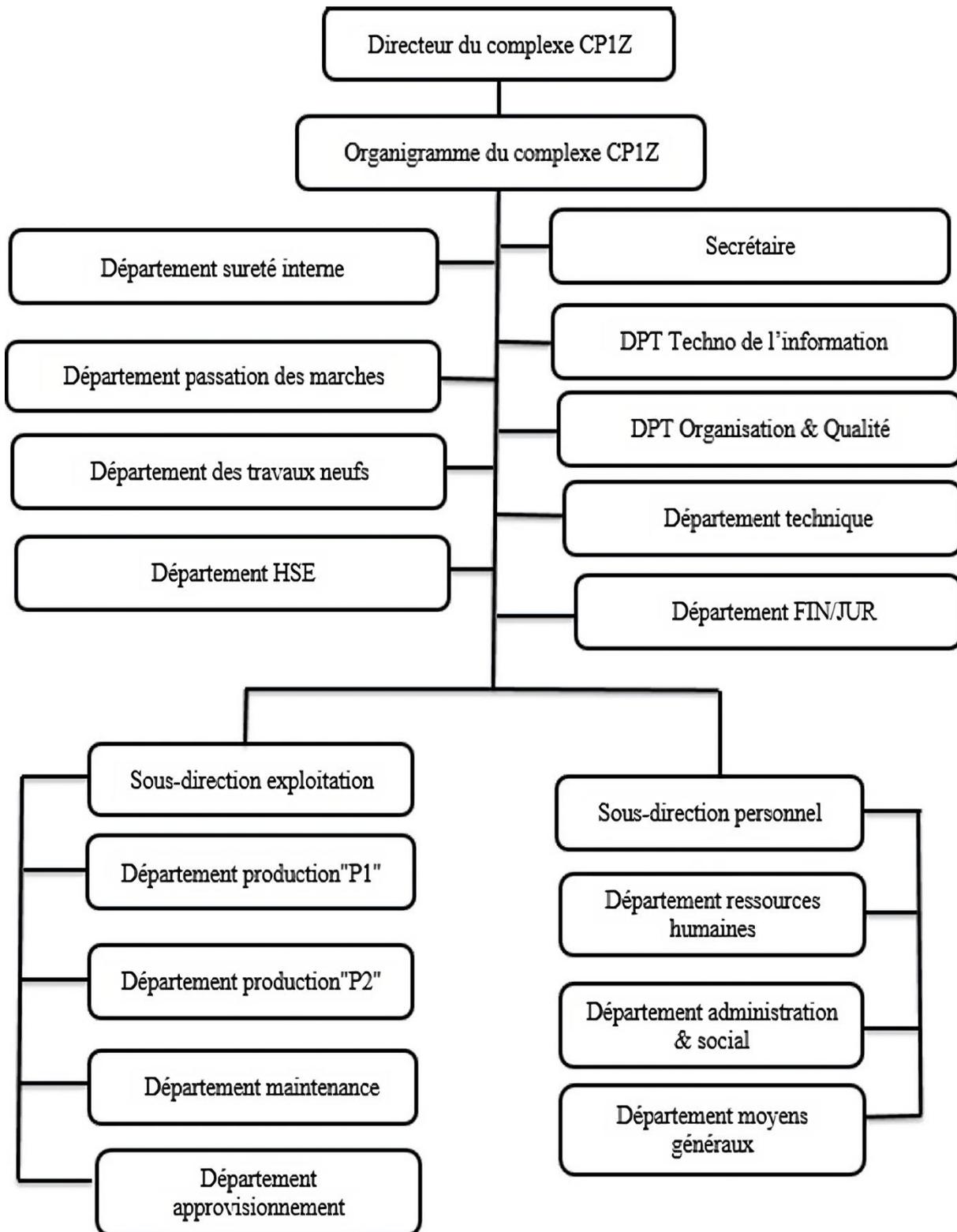


Figure 2: L'organigramme du complexe CP1Z.

Chapitre I : Présentation 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 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 et méthodes efficaces réglementent le fonctionnement des différents services et du 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 survenir sur 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 de la 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 section :

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

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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⁺.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

- 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 complexations.
- 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

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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. Section100 : 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.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

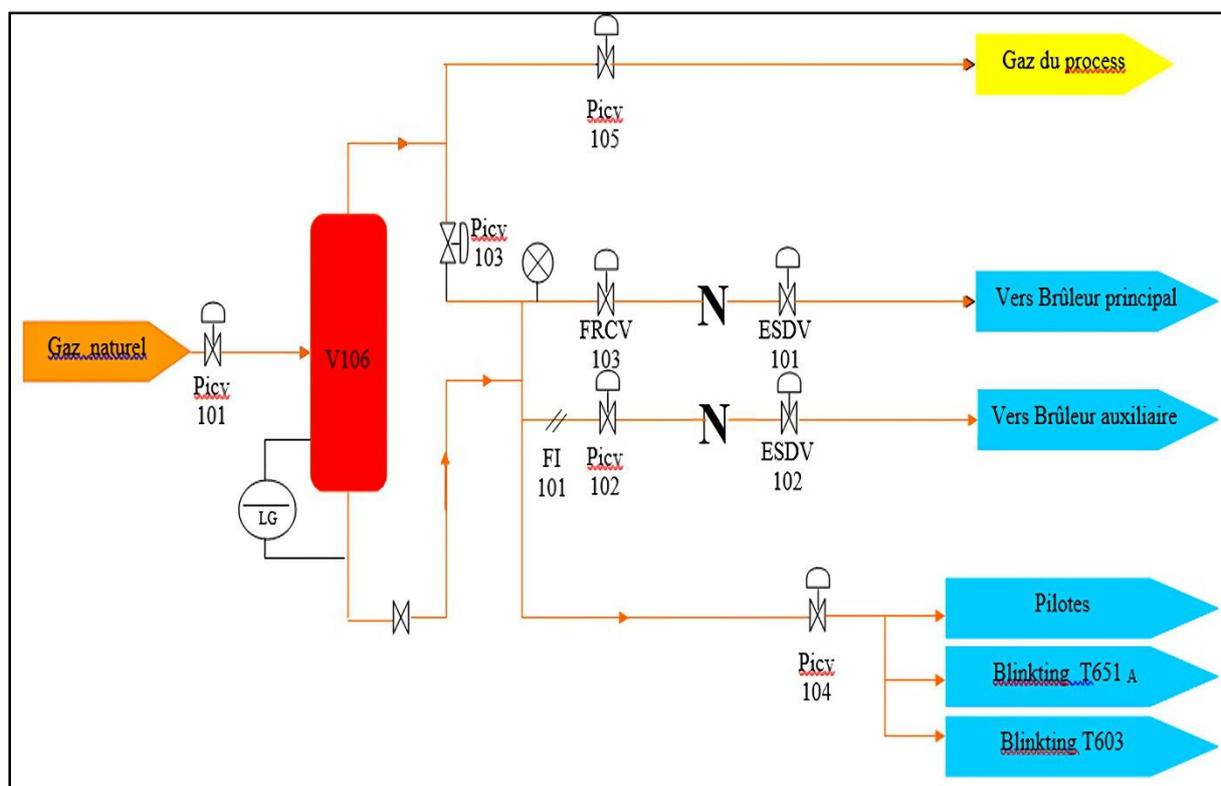


Figure 3 :Schéma d'unité 100.

I.7.2. Section200: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.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

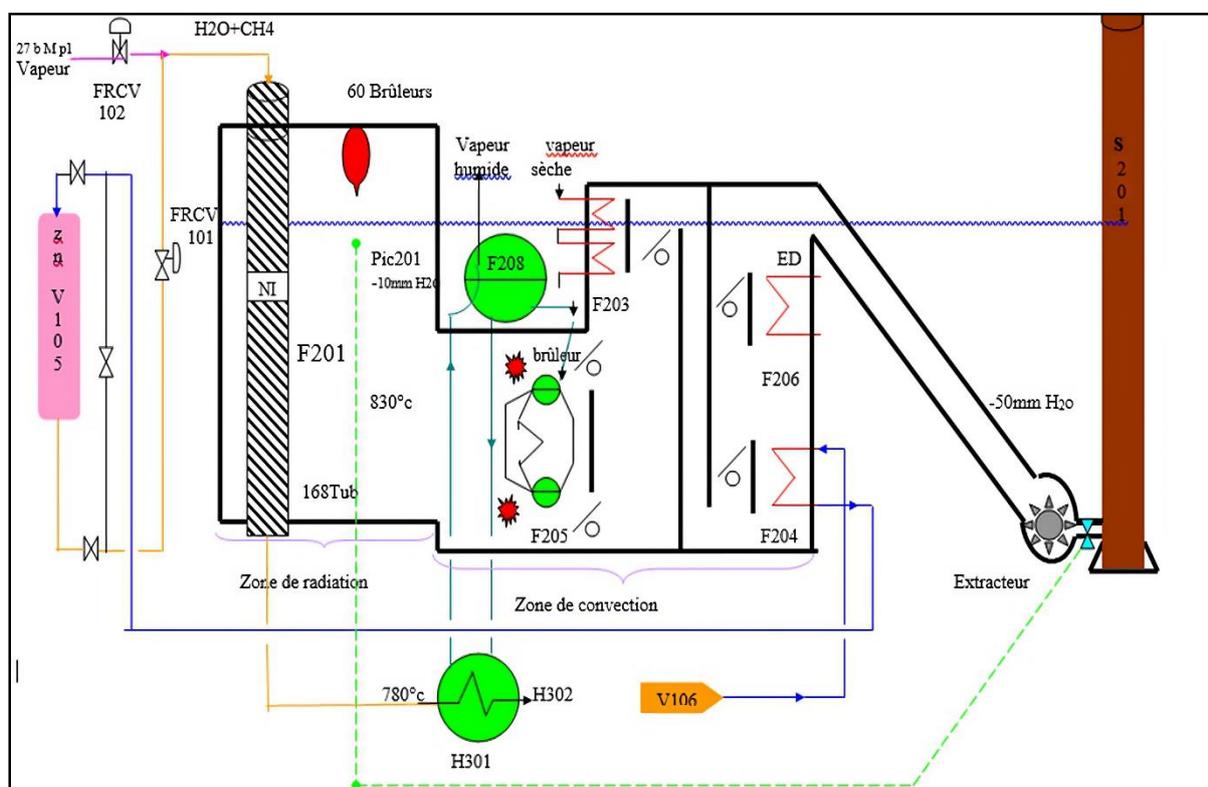


Figure 4: Schéma d'unité 200.

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.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

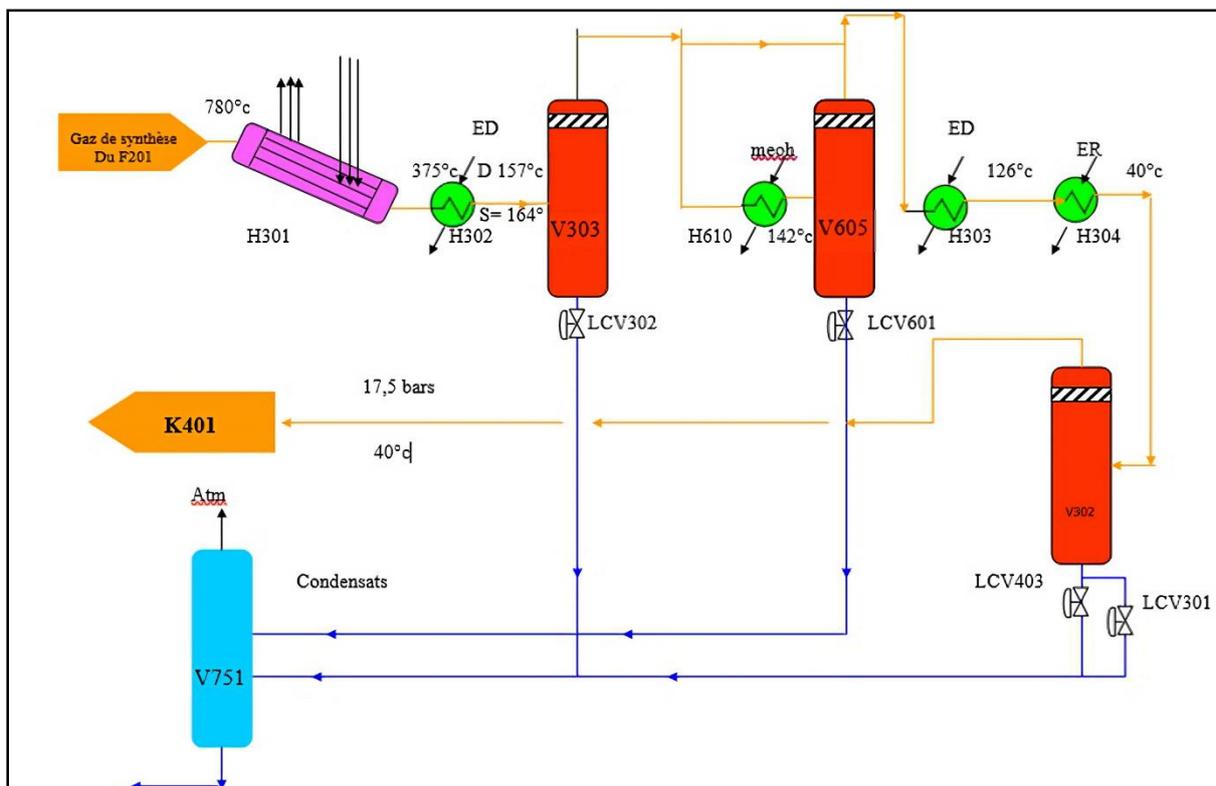


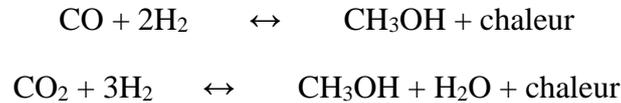
Figure 5 : Schéma de l'unité 300.

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.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

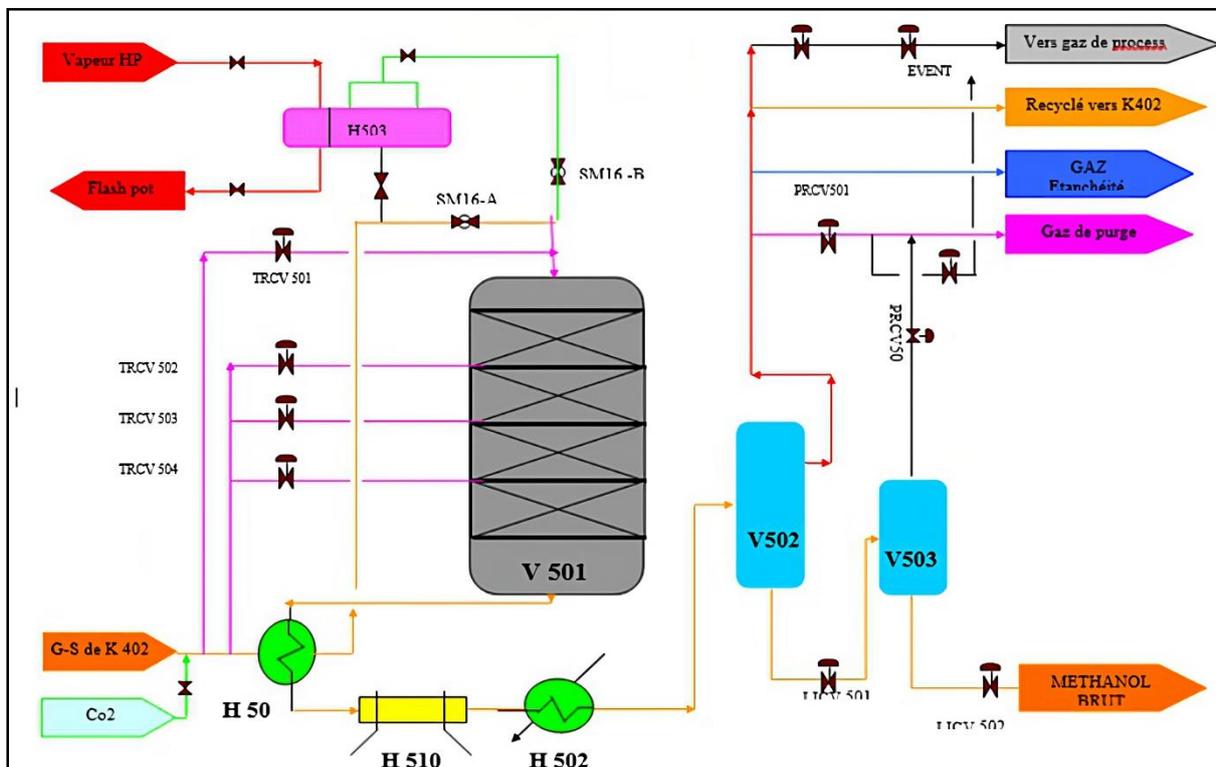


Figure 7 : Schéma de l'unité 500.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

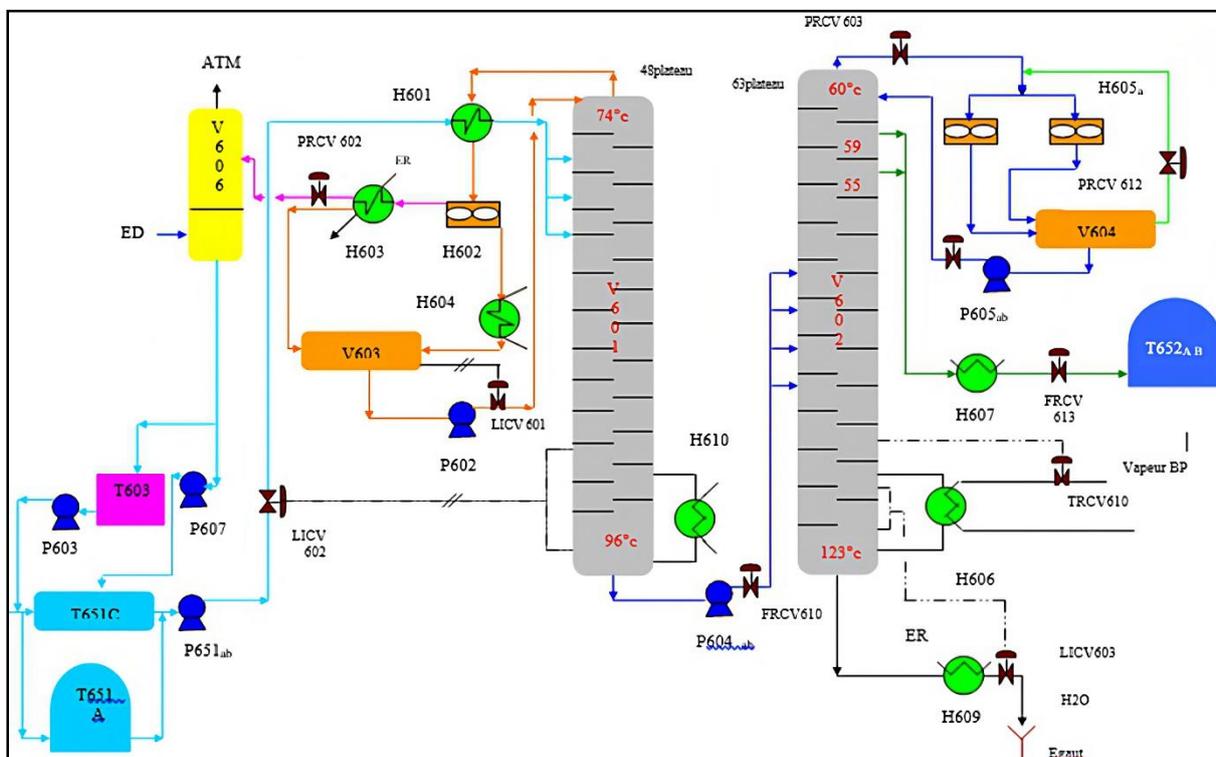


Figure 8 : Schéma de l'unité 600.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

I.7.7. Section700: 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 dégazeur (V751) pour éliminer les gaz sous l'effet de l'air à travers une pompe (P751A-B).

Le gaz sort de la tête du dégazeur, 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 dégazeur pour éliminer les gaz par injection d'hydrazine.

Ce dégazeur (V751) contient quatre plateaux, un événement (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).

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.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

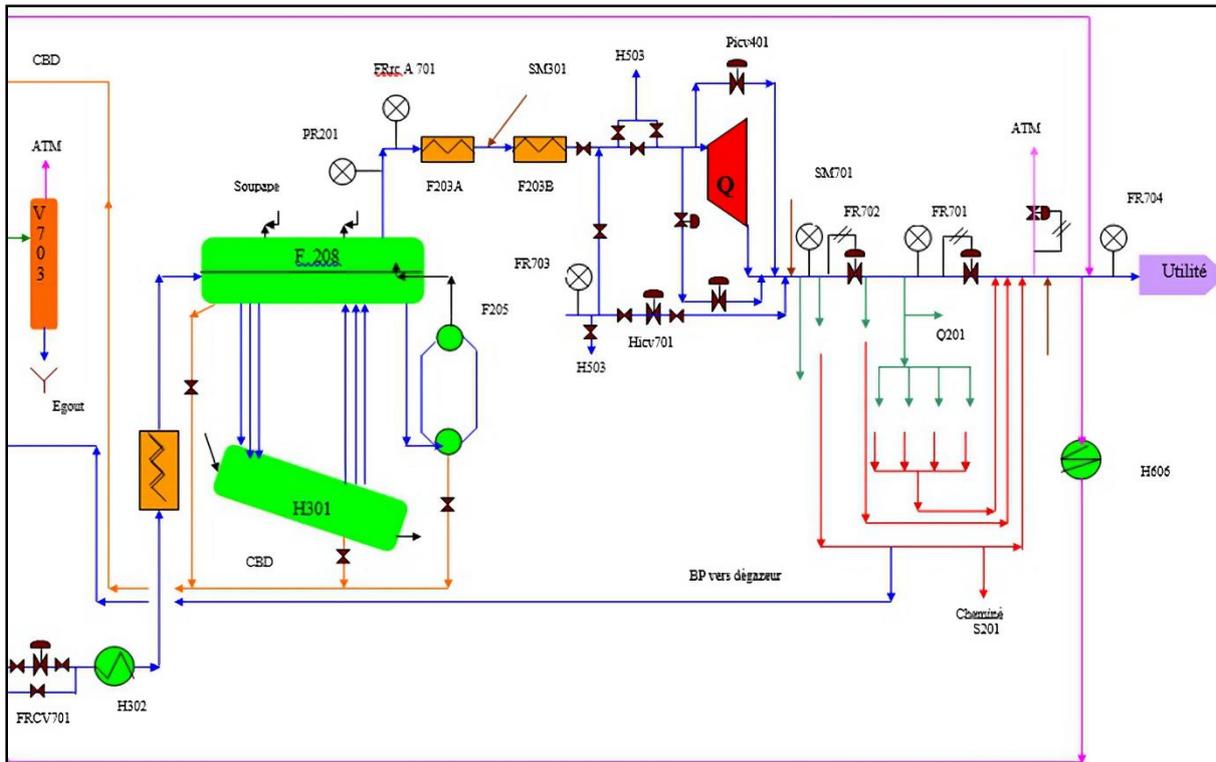


Figure 9 : Schéma de l'unité 700. (Partie1)

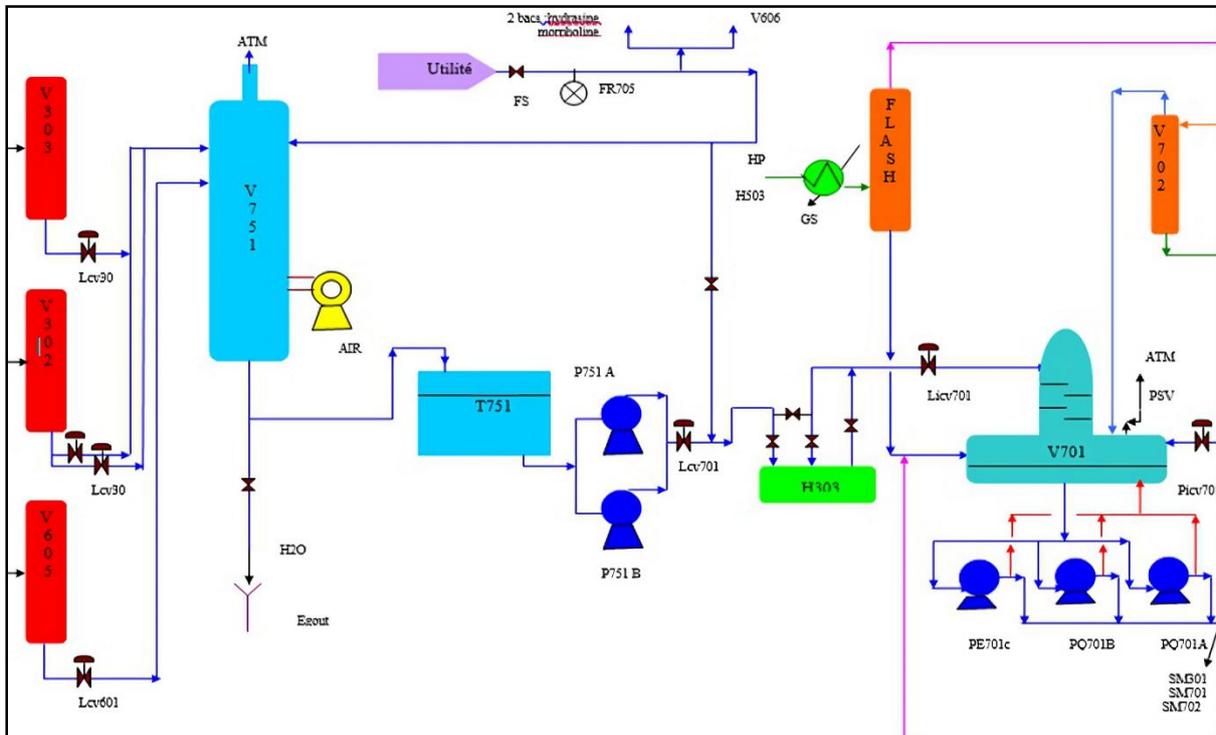


Figure 10 : Schéma de l'unité 700. (Partie2)

I.8 Service résines synthétiques : (unité100)

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.

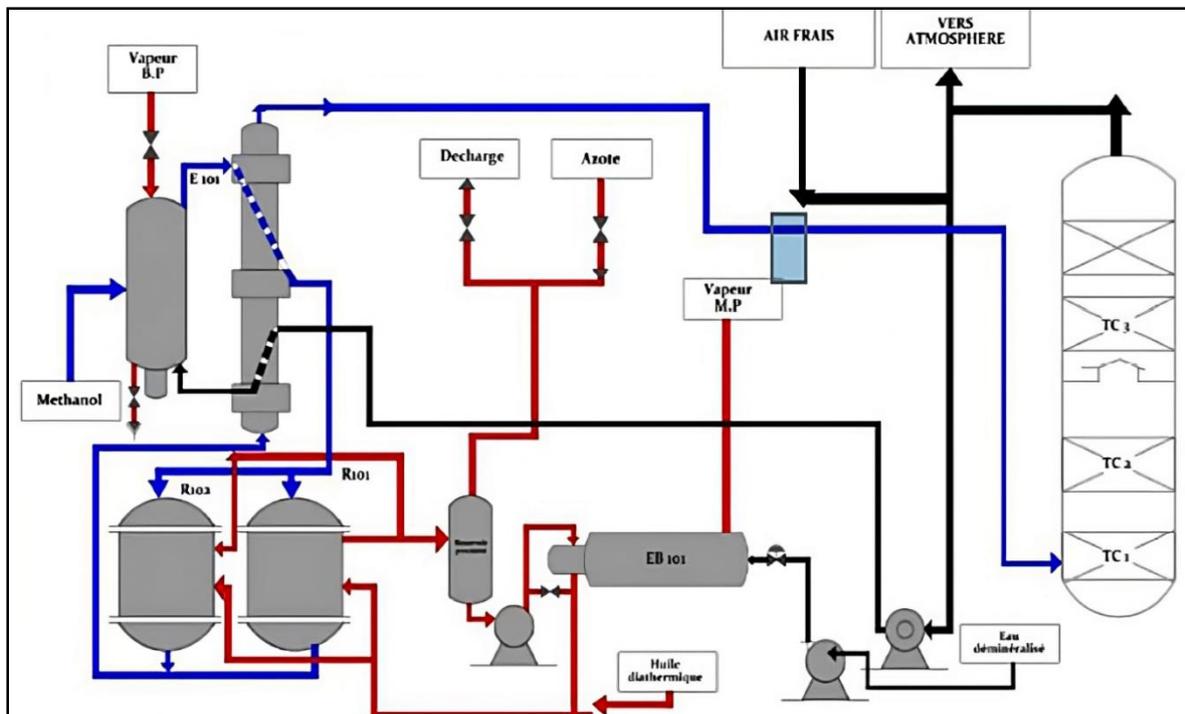


Figure 11 : Description de la phase gazeuse du procédé formaldéhyde/formuée.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

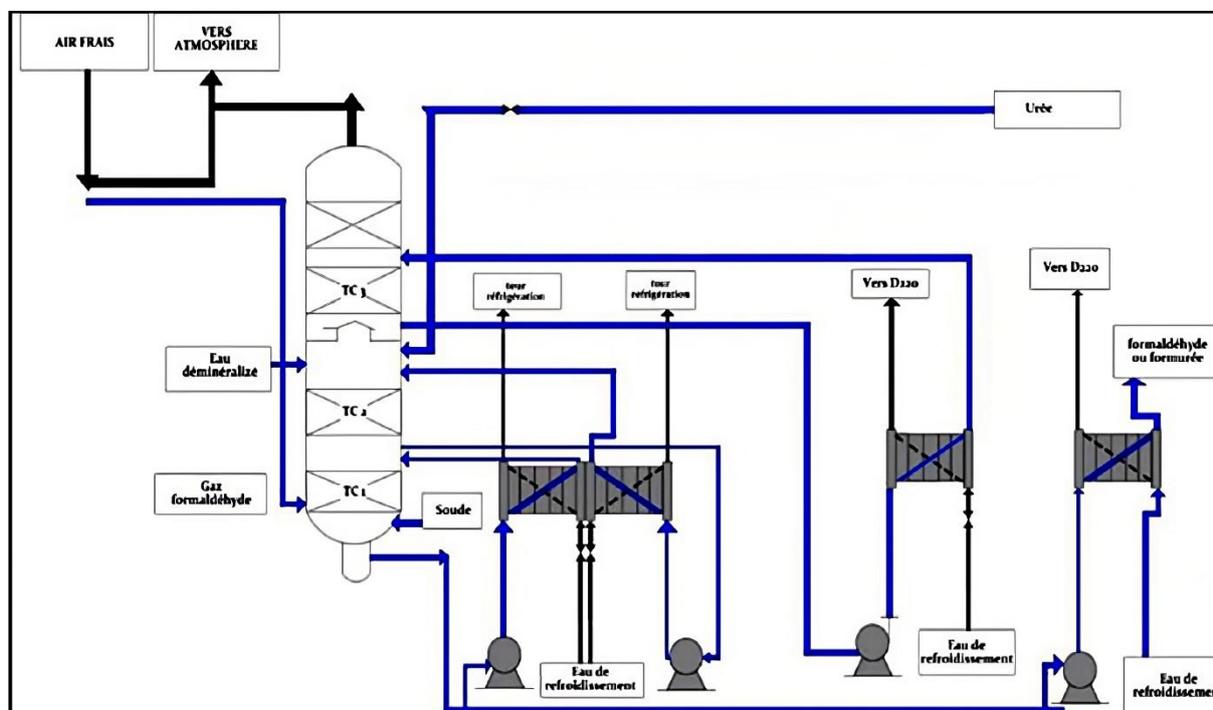


Figure 12: Circuit fluide du formurée 80.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

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.

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 : L'innovation et la Synthèse Pétrochimique

II. 1 Reforming sec de méthane :

Introduction :

Le reformage sec du méthane (RSM) est une technologie prometteuse pour convertir le dioxyde de carbone (CO₂) et le méthane (CH₄), deux principaux gaz à effet de serre, en gaz de synthèse (un mélange de monoxyde de carbone (CO) et d'hydrogène (H₂)). Une analyse de l'équilibre thermodynamique pour le RSM avec un accent sur la formation de carbone est réalisée dans Aspen Plus en utilisant la méthode de minimisation de l'énergie libre de Gibbs. Les effets du rapport d'alimentation CO₂/CH₄ (0,5 à 3), de la température de réaction (773 à 1373 K) et de la pression du système (0,1 à 10 ATM) sur la conversion à l'équilibre, la distribution des produits et la formation de carbone solide sont étudiés. De l'analyse, il a été trouvé que les conditions de fonctionnement optimales de 1 ATM, 1123 K, et un rapport d'alimentation (CO₂/CH₄) de 1 minimisaient la formation de carbone, produisaient du gaz de synthèse avec un rapport H₂/CO de 1 (suffisant pour la synthèse de Fischer-Tropsch en aval), tout en minimisant les besoins en énergie. Il est trouvé que l'ajout de petites quantités d'oxygène ou d'eau réduit significativement la formation de carbone, minimise la perte de production de gaz de synthèse et réduit les besoins énergétiques. Trois scénarios d'application ont été simulés pour refléter la valorisation du gaz naturel dégazé et brûlé ainsi que du biogaz de décharge (GD). Il a été constaté que l'utilisation du CO₂ capturé avec le gaz naturel et le GD produisait des résultats favorables et pourrait donc être une opportunité pour le RSM commercial.



$$\Delta H^{\circ}_{298\text{K}} = +247 \text{ KJ /Mol}$$

II. 1.1 Effet du rapport (CO₂/CH₄) d'alimentation :

La conversion d'équilibre de base du méthane et l'étendue de la formation de coke sur une plage de températures pertinentes pour la catalyse ont été calculées à l'aide d'Aspen Plus et sont présentées dans les Figures 13 et 14, respectivement. Les principales réactions de CO₂, CH₄ et des produits dans ces conditions sont présentées dans le Tableau 1. La conversion de CH₄ augmente avec le rapport CO₂/CH₄ (Figure 1), suggérant que le CO₂ agit comme un oxydant doux et donc l'ajout de plus de CO₂ au CH₄ permet d'atteindre une activité plus élevée pour le CH₄ et donc a un effet positif sur la conversion de CH₄. À des températures plus basses (<923 K), l'effet du rapport d'alimentation sur la conversion de CH₄ est plus important, pour un rapport d'alimentation >1, cela est dû au CH₄ devenant un réactif limitant et donc la quantité de H₂ disponible pour les réactions secondaires étant réduite. Cependant, à des températures plus élevées, la conversion de CH₄ augmente significativement en raison de la décomposition du méthane (Tableau 1), devenant plus favorable, ce qui entraîne également une augmentation de la formation de carbone (Figure 14). La Figure 14 montre la production de carbone solide pour différents rapports d'alimentation. Le carbone est un produit solide qui s'accumulera dans le réacteur dans un scénario réel, ce qui n'est pas pris en compte dans le modèle à l'état stable présenté ici. Cependant, l'étendue de la formation de carbone fournit une

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

base pour la force motrice thermodynamique du cokage, qui est un problème majeur exploré fréquemment dans les efforts de développement de catalyseurs. On peut voir que la formation de carbone diminue à des températures plus élevées et à un rapport CO_2/CH_4 plus élevé, en bon accord avec les conclusions de simulations antérieures rapportées dans la littérature. De plus, on peut observer que la distribution du carbone (25-34%) à des températures basses (<773 K) est élevée pour tous les rapports d'alimentation. À des températures plus élevées, la formation de carbone pour $\text{CO}_2/\text{CH}_4 > 1$ approche de zéro, tandis que pour $\text{CO}_2/\text{CH}_4 \frac{1}{4}, 0.5$, elle diminue à 14%. Information complémentaire, on peut voir que les quatre réactions formant du carbone sont thermodynamiquement favorables aux températures plus basses.

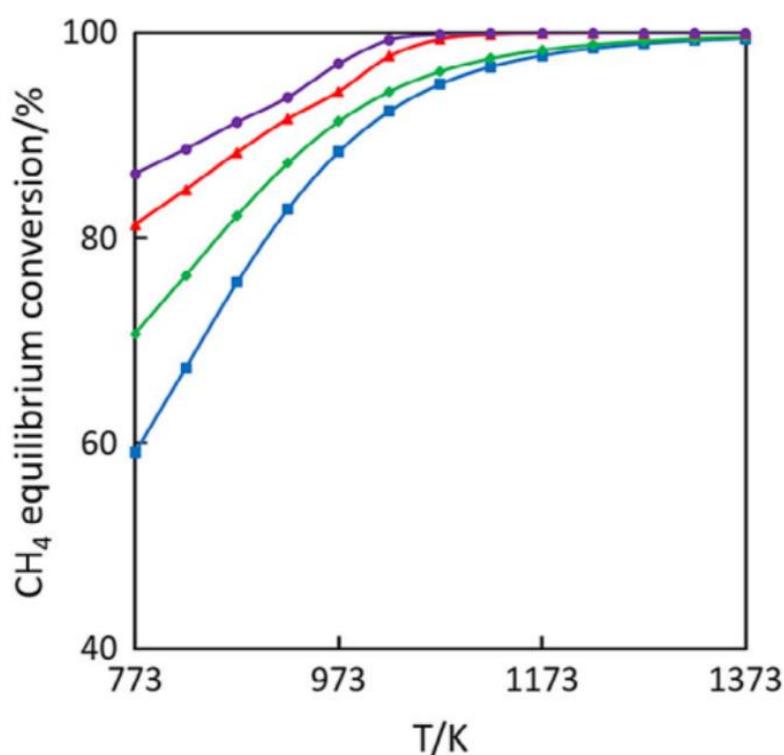


Figure 13 : Variation de la conversion d'équilibre du CH_4 en fonction de la température pour quatre ratios d'alimentation différents

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

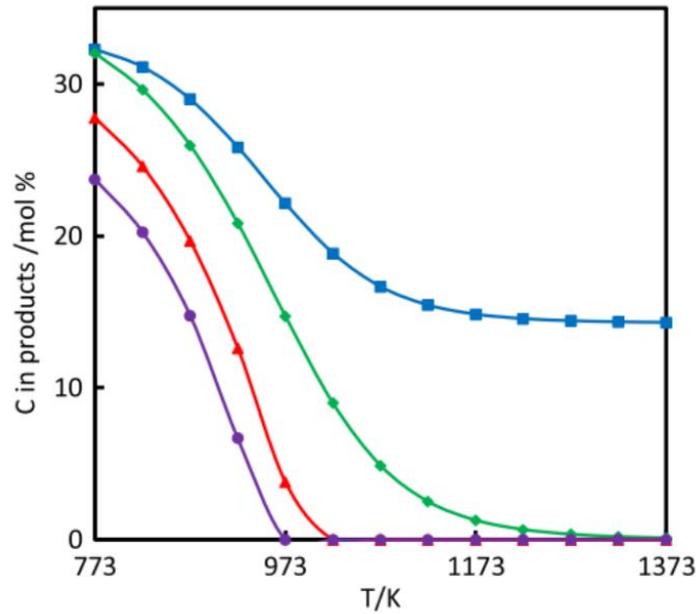


Figure 14: Variation de la production de carbone à l'équilibre en fonction de la température pour quatre ratios d'alimentation différents

Tableau 1: Réactions en phase gazeuse dans le reformage du méthane par le CO₂

Numéro du Réaction	Réaction	$\Delta H_{298} \text{ (K) mol}^{-1}$
1	$\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO} + 2\text{H}_2$	247,0
2	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	41,0
3	$2\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_6 + 2\text{CO} + 2\text{H}_2\text{O}$	106,0
4	$2\text{CH}_4 + 2\text{CO}_2 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_6 + 2\text{CO} + 2\text{H}_2\text{O}$	284,0
5	$\text{C}_2\text{H}_6 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2$	136,0
6	$\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH}$	-90,6
7	$\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$	-49,1
8	$\text{CH}_4 \rightleftharpoons \text{C} + 2\text{H}_2$	74,9
9	$2\text{CO} \rightleftharpoons \text{C} + \text{CO}_2$	-172,4
10	$\text{CO}_2 + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{C} + 2\text{H}_2\text{O}$	-90,0
11	$\text{CO} + \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{H}_2\text{O} + \text{C}$	-131,3
12	$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	-165,0
13	$\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-206,2

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

Tableau 2: Réactions en phase gazeuse dans le reformage oxydatif du CO₂ et le reformage à la vapeur.

Numéro du Réaction	Réaction	$\Delta H_{298} \text{ (K) mol}^{-1}$
14	$\text{CH}_4 + \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons 2\text{CO} + 2\text{H}_2$	-36,0
15	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	802,0
16	$\text{C} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO}$	-110,0
17	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + 3\text{H}_2$	206,0
18	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + 2\text{H}_2$	90,0

II.1.2 Techniques de bi- et tri-reformage

Le reformage sec est un processus endothermique qui nécessite des températures élevées, comme le montrent les résultats en RSM effet de rapport (CO₂/CH₄) d'alimentation ; à 1 ATM et un rapport (CO₂/CH₄)=1 des températures supérieures à 1123 K sont nécessaires pour une conversion élevée des réactifs, un rapport de produit de 1 et une faible formation de carbone. Des besoins énergétiques élevés seront nécessaires pour atteindre des températures significativement élevées à l'échelle industrielle, entraînant d'énormes coûts opérationnels. Des catalyseurs peuvent être utilisés pour réduire la demande énergétique nécessaire au, mais ils doivent être capables de supprimer la formation de carbone et de maintenir une performance stable à haute température. Une autre option consiste à ajuster les conditions du processus en ajoutant de l'O₂ ou de la vapeur au flux pour supprimer la désactivation par cokéfaction tout en ajustant le rapport H₂/CO. Cette option nécessite également le développement de catalyseurs qui fonctionneront bien dans des conditions de frittage.

II.1.2.1 Effet de la Co-alimentation en O₂ :

Les effets de l'ajout de différentes quantités d'O₂ au processus de RSM, avec des températures variables pour les conversions de CH₄ et CO₂, ainsi que la distribution des produits de H₂, CO, carbone et H₂O. L'ajout de petites quantités d'O₂ augmente la conversion de CH₄. Les augmentations étaient dues à la réaction de reformage partiel et à l'oxydation totale du CH₄ (Tableau 2). Une tendance opposée a été observée pour la conversion de CO, où l'ajout d'O₂ a réduit la conversion de CO₂. La réduction de la conversion de CO₂ est due au fait que le CH₄ devient le réactif limitant, car il est impliqué dans le RSM et la réaction d'oxydation partielle., l'ajout d'O₂ réduit la sélectivité à la fois pour H₂ et CO à des températures supérieures à 1073 K, et les différences deviennent plus importantes pour H₂ à des températures plus élevées. Cela s'explique par l'augmentation considérable de H₂O produite comme produit secondaire à partir de (Tableau 1) et Rxn15 (Tableau 2),

L'ajout d'O₂ réduit la formation de carbone. Cette tendance de formation de carbone est en accord avec des travaux antérieurs qui ont également montré un comportement similaire, comme le montre ici les conversions de CO₂ et CH₄ (diminution et augmentation, respectivement, avec l'ajout d'O₂). L'ajout d'O₂ à un rapport CO₂/CH₄/O₂ = 1/1/0,2 abaisse la température à laquelle le cokage devient négligeable à 1023 K (par rapport à 1223 K pour le

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

système sans O₂). Les principales raisons de la diminution de la formation de carbone sont dues à la Rxn16 (Tableau 2), la combustion du carbone solide par l'O₂. De plus, l'ajout d'O₂ force le CH₄ à devenir un réactif limitant et réduit donc l'étendue de la décomposition du méthane (dans le Tableau 1). La principale explication de cette tendance est due à l'oxydation totale du méthane (dans le Tableau 2) qui produit des quantités considérables de H₂O. De plus, favorable à des températures plus élevées (>1073 K) et contribuera également à la formation de H₂O.

De l'analyse thermodynamique, il a été montré que l'ajout de petites quantités d'O₂ peut réduire considérablement la formation de carbone solide à des températures plus basses et maintenir un rapport H₂/CO de 1, cependant, il y a une perte considérable de production de gaz de synthèse et une augmentation de H₂O indésirable. Par conséquent, il est recommandé de fonctionner à 1 atm et 1023 K à un rapport d'alimentation de CO₂/CH₄/O₂= 1/1/0,1, pour réduire la formation de carbone tout en minimisant la perte de production de gaz de synthèse et la formation d'eau.

II. 1 .2 . 2 Effet de la Co-alimentation en H₂O :

Les avantages potentiels de l'ajout d'O₂ ont été étudiés, cependant, il existe des préoccupations financières et de sécurités liées à l'utilisation de l'O₂. De plus, si une usine de reformage doit être intégrée à une usine existante éloignée, la disponibilité d'O₂ relativement pur sera faible. Par conséquent, l'effet de l'ajout de H₂O sur le RSM sera étudié, car cela réduira les préoccupations en matière de sécurité et sera peu coûteux par rapport à l'O₂. Le bi-reformage traditionnel nécessite des rapports d'alimentation de CH₄/CO₂/H₂O de 3/1/2, cependant, cela est nécessaire pour produire un rapport de produit de H₂/CO de 2. Par conséquent, seules de petites quantités de H₂O seront ajoutées dans notre simulation pour profiter de la capacité de la vapeur à réduire la formation de carbone tout en maximisant la production de gaz de synthèse. Les effets de l'ajout de différentes quantités de H₂O au processus de RSM, avec des températures variables pour les conversions de CH₄ et CO₂, ainsi que la distribution des produits de H₂, CO, carbone et H₂O. Montre que l'ajout de H₂O diminue la conversion de CH₄ à des températures inférieures à 1073 K, cependant, la conversion de CH₄ augmente avec l'ajout de H₂O au-dessus de 1073 K. L'augmentation de la conversion de CH₄ à des températures plus élevées est attribuée au reformage de la vapeur (Tableau 2) qui est favorable à des températures plus élevées. La disparité significative entre la production de CO et de H₂ est également due au reformage de la vapeur (Tableau 2) produisant 3 moles de H₂ et 1 mole de CO. Tout comme l'ajout d'O₂, il a été constaté que l'ajout de petites quantités de H₂O diminue la formation de carbone à des températures plus basses, sans affecter significativement la distribution des produits de gaz de synthèse. Cela est conforme à certaines études antérieures ayant examiné l'effet de la co-alimentation en vapeur à des niveaux beaucoup plus élevés. L'analyse thermodynamique identifie le fonctionnement à 1123 K à un rapport d'alimentation de CO₂/CH₄/H₂O de 1/1/0,1 à la pression atmosphérique, comme des conditions appropriées pour réduire la formation de carbone tout en assurant la conversion de l'eau.

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

II. 1.3 Sources industrielles de CO₂ et de CH₄ pour le RSM :

II. 1.3.1 Identification des matières premières industrielles pour le RSM.

Les plages de composition typiques rapportées pour le gaz naturel de qualité pipeline, le gaz naturel brûlé ou évacué et le GPL sont fournies dans les informations complémentaires avec une discussion sur la manière dont elles ont été adaptées à la simulation Aspen Plus. Le montre les compositions des différentes matières premières utilisées pour cette analyse thermodynamique, qui représentent 3 scénarios :

Scénario 1 : La matière première est un mélange de gaz naturel de qualité pipeline et de CO₂ capturé ;

Scénario 2 : La matière première est du gaz naturel évacué ;

Scénario 3 : La matière première est du gaz de décharge de décharge (GD).

Tableau 3 : Les compositions (en % moléculaire) utilisées pour chaque scénario dans l'analyse thermodynamique

Mol %	Scenario 1(NatGas/CO ₂)	Scenario 2 (Vented Gas)	Scenario 3 (GD)
CH ₄	47,26	23,82	44,00
CO ₂	50,05	51,39	50,00
C ₂ H ₆	1,25	22,47	-
C ₃ H ₈	0,10	1,78	-
n-C ₄ H ₁₀	0,02	0,27	-
iso-C ₄ H ₁₀	0,02	0,27	-
N ₂	0,80	-	5,00
O ₂	0,05	-	1,00

II. 2 L'oxydation Partielle du méthane en gaz de synthèse :

À l'heure actuelle, la seule voie économiquement viable pour la conversion du méthane en produits chimiques plus précieux passe par le gaz de synthèse. Plusieurs méthodes de production de gaz de synthèse sont disponibles, selon l'objectif de l'application industrielle. Comme le montre, le gaz de synthèse peut provenir du reformage à la vapeur, du reformage oxydant ou de la décomposition du méthanol (principalement utilisé dans la production d'hydrogène pour les piles à combustible car le méthanol est facile à transporter et a une densité énergétique élevée) ; le méthanol est synthétisé à partir de gaz de synthèse produits à partir de charbon ou de gaz naturel.

L'utilisation du méthane pour préparer du gaz de synthèse peut être réalisée par trois réactions, à savoir le reformage à la vapeur, le reformage sec et l'oxydation partielle. À ce jour, le seul processus à grande échelle pour la conversion du gaz naturel est la réaction endothermique connue sous le nom de reformage à la vapeur en gaz de synthèse

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

La première description d'un processus de conversion d'hydrocarbures avec de la vapeur a été publiée en 1868 en utilisant CaO comme milieu, ce qui a entraîné la formation de CaCO₃ et d'hydrogène. En 1890, Mond et Langer ont amélioré le processus en utilisant un catalyseur de nickel, et il a ensuite été utilisé, en combinaison avec la technologie Fischer-Tropsch, par l'Allemagne pendant la Seconde Guerre mondiale et l'Afrique du Sud pendant l'ère de l'Apartheid pour la synthèse de produits chimiques tels que les carburants et les alcools. Le processus est hautement endothermique et les catalyseurs industriels actuels sont généralement à base de nickel. Cependant, le nickel favorise également la formation de carbone, ce qui entraîne la désactivation du catalyseur et le colmatage du réacteur. Pour surmonter ce problème et rendre la formation de carbone thermodynamiquement défavorable, les réformateurs de vapeur industriels ajoutent des quantités excessives de vapeur à la charge. Bien que la suppression de la formation de carbone, cette pratique crée un nouveau problème, à savoir une augmentation des rapports H₂/CO et/ou CO₂/CO, où des rapports faibles sont souhaitables pour des processus aval optimaux.

Un processus alternatif pour la formation de gaz de synthèse est la réaction exothermique d'oxydation partielle du méthane Figure 15

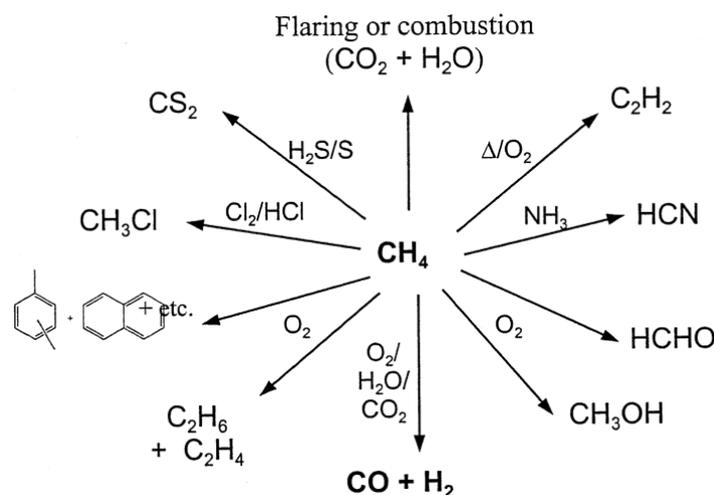


Figure 15:Résumé des voies de conversion du méthane

II. 2 . 1 Analyse thermodynamique de l'oxydation partielle du méthane :

L'oxydation partielle du méthane et fournit également certaines informations thermodynamiques. Ce processus devrait devenir plus important dans l'avenir de la conversion du méthane en raison des avantages thermodynamiques qu'il présente par rapport au reformage à la vapeur.

- L'oxydation partielle est légèrement exothermique, tandis que le reformage à la vapeur est fortement endothermique. Ainsi, un réacteur d'oxydation partielle serait plus économique à chauffer. De plus, il peut être combiné avec des réactions

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

endothermiques, telles que le reformage à la vapeur ou le reformage sec avec du dioxyde de carbone pour rendre ces processus plus énergétiquement efficaces.

- b. Le rapport H₂/CO produit dans l'oxydation partielle stœchiométrique est d'environ 2, et ce rapport est idéal pour les processus aval, en particulier la synthèse du méthanol. Cela évite la nécessité d'éliminer l'hydrogène précieux, qui est produit en excès dans le reformage à la vapeur.

- c. Les gaz produits par l'oxydation partielle du méthane peuvent avoir une teneur extrêmement faible en dioxyde de carbone, qui doit souvent être éliminé avant que le gaz de synthèse puisse être utilisé en aval.

- d. La technologie de l'oxydation partielle évite le besoin de grandes quantités de vapeur surchauffée coûteuse. Cependant, une usine de séparation de l'oxygène, qui est également coûteuse, peut être nécessaire dans les cas où l'azote (de l'air) est indésirable dans les processus aval haute pression. Les premiers articles détaillant l'oxydation partielle catalytique du méthane en gaz de synthèse ont été publiés en 1929 par Liander, en 1933 par Padovani et Franchetti et en 1946 par Prettre et Cependant, des rendements élevés de gaz de synthèse n'ont été obtenus qu'à des températures dépassant 850 °C. Les dernières études ont montré que en dessous de cette température, des distributions de produits non-équilibrées étaient observées. De plus, la formation de carbone sur les catalyseurs de nickel supportés utilisés n'a pas été étudiée en détail. En raison de ces facteurs, ainsi que du succès du processus de reformage à la vapeur, l'oxydation partielle est restée en sommeil pendant des décennies. Figure 16

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

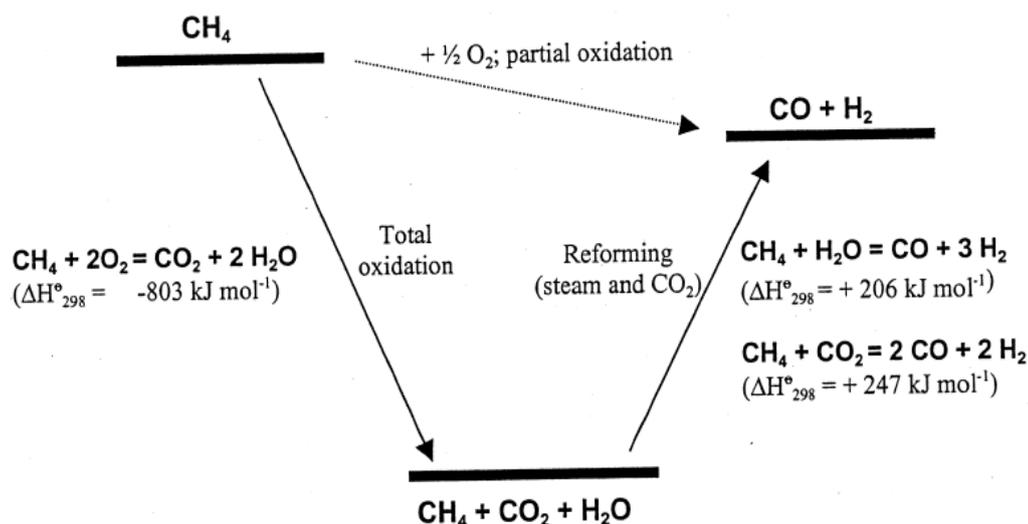
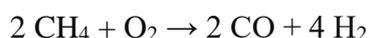
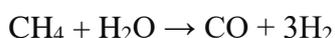


Figure 16 : Représentation thermodynamique de l'oxydation partielle du méthane

À la fin des années 1980, Green et ses collègues ont lancé une renaissance dans l'étude de l'oxydation partielle du méthane. Tout en étudiant les tendances dans le comportement des lanthanides pour le couplage oxydatif en utilisant des pyrochlores contenant des métaux nobles et des terres rares, ils ont observé des rendements élevés de gaz de synthèse. Des études ont révélé que la réduction du métal noble ruthénium dans un pyrochlore de lanthane (Ln₂Ru₂O₇) a donné un catalyseur de ruthénium supporté par un oxyde de lanthanide qui présentait une excellente activité pour l'oxydation partielle du méthane. Cette fois-ci, aucun carbone n'a pu être observé à l'œil nu sur les échantillons après réaction, et cette constatation a été confirmée par microscopie électronique à haute résolution. Cette observation a suscité une enquête détaillée sur l'oxydation partielle du méthane stœchiométrique sur des métaux nobles et d'autres catalyseurs, menée par un nombre très important de groupes de recherche.

L'effet des conditions de réaction sur la distribution des produits de la réaction d'oxydation partielle du méthane est discuté théoriquement du point de vue de la thermodynamique ci-dessous. Il est proposé que l'oxydation partielle du méthane en gaz de synthèse se déroule en deux étapes. Tout d'abord, le méthane est brûlé par l'oxygène pour donner du CO₂ et de l'H₂O. Ensuite, le méthane restant non réagi est reformé avec l'H₂O et le CO₂ pour donner du CO et de l'H₂. Le calcul global a été effectué sur la base des réactions suivantes:



Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

Sur la base de ce mécanisme, des calculs thermodynamiques ont été réalisés en utilisant le "Calculateur Thermochimique" (Chemkin, intégrant le solveur d'équilibre STANJAN de Sanford), pour une charge stœchiométrique et en supposant l'absence de formation de carbone. Les données sont présentées sous forme tridimensionnelle. Pour l'oxydation partielle du méthane en syngaz, les résultats des calculs thermodynamiques suggèrent qu'une température élevée est avantageuse pour une conversion élevée du méthane et une sélectivité élevée en CO et en H₂ : Cependant, augmenter la pression dans le réacteur est défavorable pour la conversion du CH₄ et la sélectivité en CO et en H₂. Les prévisions de conversion du CH₄ et de sélectivité des produits sous des conditions spécifiques sont présentées sous forme bidimensionnelle. Apparemment, sous 1 bar à 1073 K, la conversion théorique du CH₄ devrait atteindre jusqu'à 90 %, et les sélectivités en CO et en H₂ sont de 97 %. À 8 bars et 1073 K, la conversion du CH₄ n'est que de 70 %, et les sélectivités en CO et en H₂ sont d'environ 85 %.

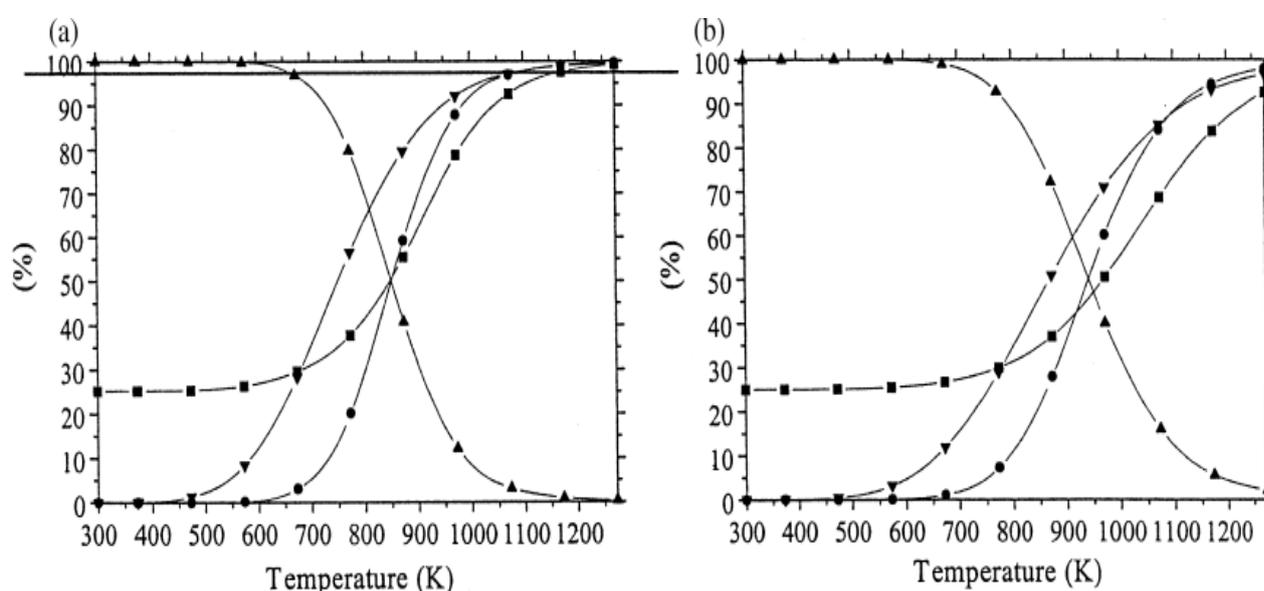


Figure 17: Calculs d'équilibre thermodynamique à : (a) pression atmosphérique et (b) à 8 bars.

II. 2. 2 Catalyseurs pour l'oxydation partielle du méthane en gaz de synthèse :

Après près de 100 ans de développement, trois principaux types de catalyseurs ont été étudiés pour l'oxydation partielle du méthane en gaz de synthèse. Il s'agit de catalyseurs à base de nickel, de cobalt ou de fer supportés ; de catalyseurs à base de métaux nobles supportés ; et de catalyseurs à base de carbure de métaux de transition. Certains de ces systèmes catalytiques seront maintenant discutés en détail.

L'effet des différentes conditions de réaction sur les performances du catalyseur dans la réaction de POM. Les distributions des produits expérimentaux semblent correspondre étroitement aux données théoriques que nous avons rapportées précédemment.

II. 2 . 3 Effet de la température :

L'effet de la température sur la distribution des produits lors de l'oxydation partielle du méthane peut être prédit à partir de calculs d'équilibre thermodynamique pour la plupart des plages de températures utilisées. À des températures plus basses ($< 450\text{K}$), aucune conversion n'est atteinte car la barrière cinétique de la réaction n'a pas été franchie. Pour les températures comprises entre environ 500 et 1120 K, les produits peuvent être prédits à partir de la thermodynamique. À mesure que la température augmente, la sélectivité au monoxyde de carbone et à l'hydrogène augmente et la conversion du méthane augmente également. Cela se traduit par des rendements extrêmement élevés de gaz de synthèse à des températures autour de 1050 K, comme le montre la figure 18.

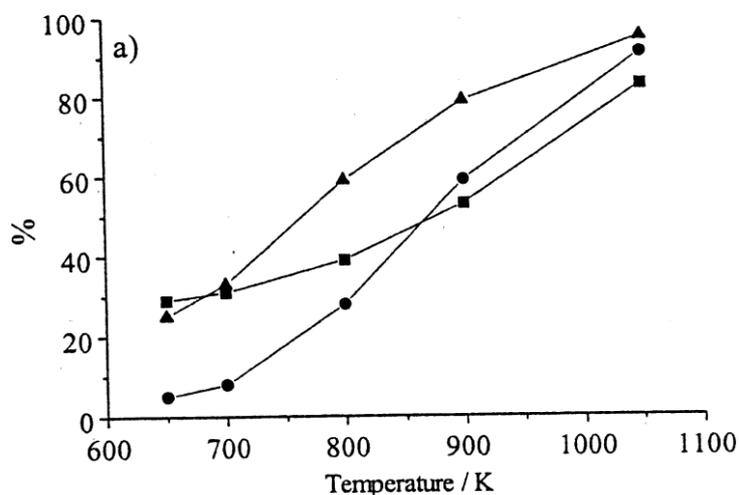


Figure 18 :L'effet de la température de réaction sur l'oxydation partielle du méthaneHaut du formulaire

II. 2 . 4 Effet de la pression :

L'effet de la pression sur la réaction d'oxydation partielle est illustré . L'augmentation de la pression dans le système entraîne à la fois une diminution de la conversion du méthane et des sélectivités en monoxyde de carbone et en hydrogène, comme prédit par la thermodynamique. Entropiquement, à pression élevée, les réactions de reformage sont moins favorables, car elles entraînent une expansion des gaz et sont détournées de la formation de gaz de synthèse, tandis que la réaction de combustion totale est beaucoup moins affectée, de sorte que la formation de dioxyde de carbone et d'eau devient de plus en plus favorable avec l'augmentation de la pression. Les résultats expérimentaux de l'oxydation partielle sur $\text{Ln}_2\text{Ru}_2\text{O}_7$ sont présentés dans la figure 19, qui sont très proches des prédictions thermodynamiques.

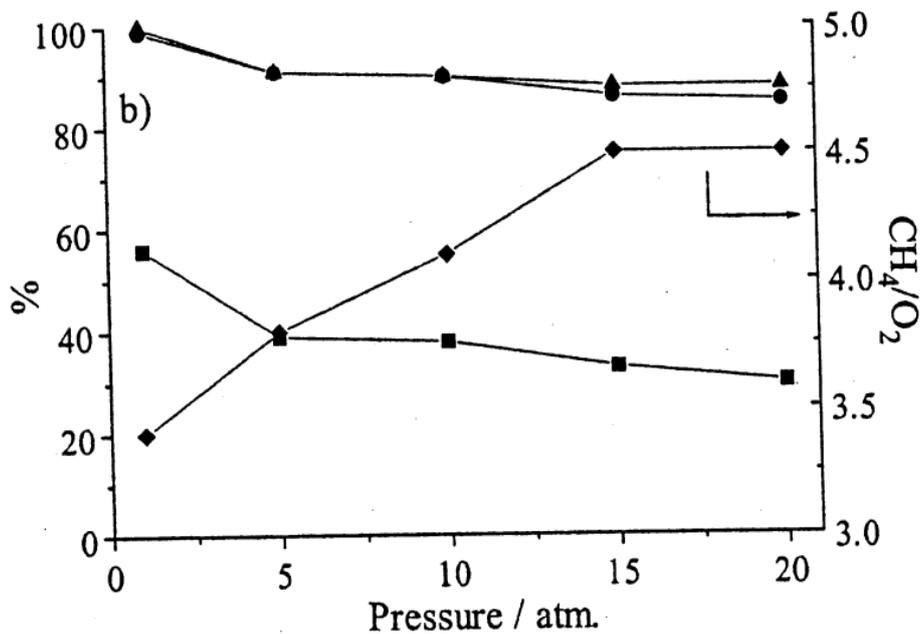


Figure 19 : L'effet de la pression de réaction sur l'oxydation partielle du méthane

II. 2. 5 Effet du rapport entre les réactifs :

L'effet du rapport CH_4/O_2 sur la distribution des produits de la réaction d'oxydation partielle est présenté dans la figure 20. À un ratio CH_4/O_2 de 2, la stœchiométrie est idéale pour la réaction d'oxydation partielle, et des rendements élevés en gaz de synthèse sont produits. Cependant, si ce rapport est diminué, la stœchiométrie se rapproche de celle nécessaire pour la réaction de combustion totale. Par conséquent, la formation de dioxyde de carbone et d'eau devient plus favorable, au détriment de la sélectivité du gaz de synthèse, tandis que la conversion du méthane augmente. Si le ratio méthane/oxygène est augmenté, un excès de méthane est présent, ce qui entraîne une diminution de la conversion du méthane. Cependant, la stœchiométrie est maintenant plus éloignée de celle requise par la réaction de combustion totale, et donc la sélectivité du gaz de synthèse augmente.

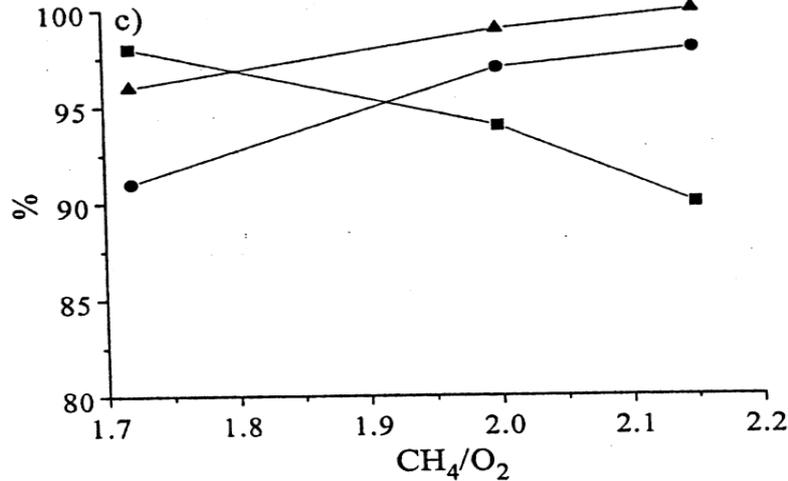


Figure 20 :L'effet du rapport entre les réactifs sur l'oxydation partielle du méthane

II. 2 . 6 Effet du débit des réactifs

À de faibles vitesses spatiales, c'est-à-dire inférieures à $4 \times 10^4 \text{ h}^{-1}$, la distribution des produits à l'équilibre thermodynamique est atteinte. Cependant, à des vitesses spatiales plus élevées, la cinétique de la réaction devient limitant, et certaines des réactions, qui peuvent contribuer au mécanisme de la réaction d'oxydation partielle, n'atteignent pas l'équilibre. Par conséquent, dans ces conditions, l'équilibre thermodynamique n'est pas atteint. Une autre considération importante à ces débits plus élevés est l'exo thermicité de la réaction, pouvant entraîner la formation de points chauds dans le réacteur. C'est un problème rencontré par certains groupes de recherche et pouvant potentiellement affecter les conclusions des études mécanistiques. L'effet de la vitesse spatiale des réactifs sur la réaction d'oxydation partielle est présenté dans la figure 21.

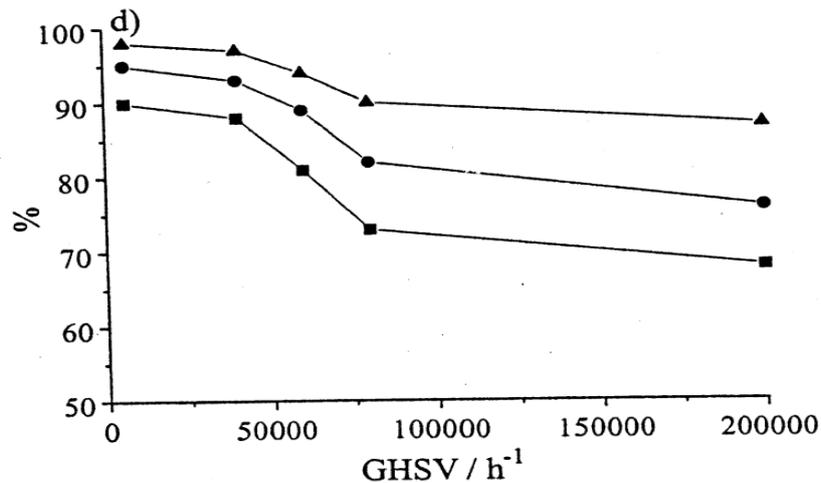


Figure 21 :L'effet de débit des réactifs sur l'oxydation partielle du méthane

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

En raison de la haute performance des catalyseurs de métaux nobles pour la réaction d'oxydation partielle en gaz de synthèse, ces catalyseurs ont attiré une grande attention et ont été largement étudiés au cours des trois dernières décennies. Poirier . Ont observé une activité beaucoup plus élevée des catalyseurs au ruthénium que des catalyseurs au nickel à des débits de réactif extrêmement élevés ($0,893 \text{ mol CH}_4 \text{ kg}^{-1} \text{ s}^{-1}$; $\text{CH}_4/\text{O}_2/\text{He} = 8/4/3$), sous contrôle cinétique des produits. Même un catalyseur au ruthénium avec une très faible charge métallique, 0,015 % Ru/ Al_2O_3 , s'est avéré plus actif et sélectif que 5 % Ni/ SiO_2 .

Hochmuth et les collaborateurs de Hickman et Schmidt ont étudié l'oxydation partielle du méthane sur des catalyseurs de métaux nobles supportés par monolithe. L'étude de Hochmuth, menée à l'échelle pilote à des débits de réactif élevés, a révélé qu'un catalyseur Pt-Pd était extrêmement actif pour la production de gaz de synthèse, et a conclu qu'une oxydation totale exothermique se produisait à l'avant du lit de catalyseur, suivie de réactions de reformage. Les études ultérieures de Hickman et Schmidt ont de nouveau démontré que des rendements en gaz de synthèse élevés (> 90 %) pouvaient être obtenus sur des catalyseurs Rh et Pt à des débits de réactif très élevés (10^{-4} et 10^{-2} s^{-1}).

À ce stade, il convient de noter que l'ordre relatif d'activité des catalyseurs de reformage à la vapeur a été déterminé comme suit : Ru > Rh > Ni > Ir > Pd > Pt > Co > Fe ; tandis que pour le reformage sec, l'ordre est : Ru > Rh > Ni > Ir > Pt > Pd. Cela est très similaire aux activités des catalyseurs d'oxydation partielle, démontrant les similitudes entre les trois processus. L'ordre d'activité du catalyseur de métaux nobles dépend également de la méthode de préparation et des propriétés du support.

Ruckenstein et al. ont étudié l'effet de différents précurseurs de MgO, des supports d'oxyde de terres rares et d'autres supports stables sur les performances du catalyseur Rh pour la production de gaz de synthèse par oxydation partielle. Ils ont constaté que la formation d'un composé entre le rhodium et l'oxyde de support dépend fortement de la nature du support et de la température de calcination. Aucun de ces composés n'a été formé sur les catalyseurs Rh supportés par Al_2O_3 et SiO_2 , mais LaRhO_3 , MgRh_2O_4 , YRhO_3 et RhTaO_4 pourraient être formés sur des catalyseurs supportés par La_2O_3 , MgO, Y_2O_3 et Ta_2O_5 après leur calcination à des températures appropriées. La_2O_3 et MgO ont fourni des activités catalytiques et des sélectivités plus stables que les catalyseurs supportés par Y_2O_3 .

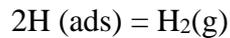
II. 2. 7 Mécanismes d'oxydation partielle du méthane :

Un travail considérable sur l'élucidation du mécanisme d'oxydation partielle du méthane a été réalisé, et les études les plus convaincantes seront discutées ici. Deux mécanismes généraux ont été proposés pour expliquer la conversion oxydative du méthane en gaz de synthèse sur des catalyseurs métalliques :

- a. un mécanisme indirect : impliquant la combustion totale du méthane, suivie de réactions de reformage à la vapeur et de reformage à sec, souvent désigné sous le nom de "mécanisme de réactions de combustion et de reformage"

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

- b. un mécanisme d'oxydation directe : dans lequel des espèces de carbone et d'oxygène de surface peuvent se combiner pour former des produits primaires, connu sous le nom de "mécanisme d'oxydation partielle directe"



II. 3 Système Reforming en Boucle Chimique

Un autre concept intéressant basé sur l'idée de la boucle chimique est orienté vers la production d'hydrogène et est largement connu sous le nom de reformage par boucle chimique (RBC). Deux techniques différentes peuvent être trouvées sous ce nom, à savoir le RBC sec et le RBC à la vapeur, où le réacteur de carburant est alimenté en CO_2 ou en H_2O , respectivement (Figure 22). Parallèlement, de l'oxygène est fourni au réacteur de carburant à l'aide de transporteurs d'oxygène solides, et donc l'ensemble du processus de gazéification peut être décrit par les équations et ainsi que par l'équation dans le cas du RBC sec ou l'équation pour la méthode de reformage à la vapeur.

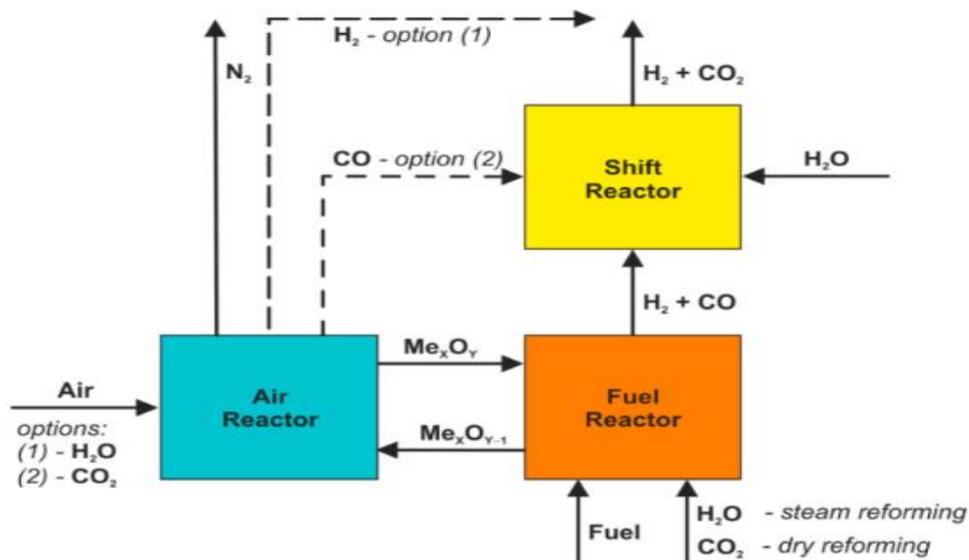


Figure 22 : Concept de combustion en boucle chimique

Dans la deuxième étape, les produits des équations précédentes et sont dirigés du réacteur de carburant vers le réacteur de conversion (RF), où le CO est converti en CO_2 selon les équations suivantes :



Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

De plus, deux options supplémentaires sont envisagées pour la régénération des transporteurs d'oxygène, qui prennent en compte l'utilisation du flux, généralement utilisé à cette fin dans le réacteur à air (voir : Figure 22).



Le plus grand défi semble cependant être les transporteurs d'oxygène sélectifs, qui réagissent très facilement avec le carbone (conversion en CO) plutôt qu'avec l'hydrogène et le monoxyde de carbone initialement généré. Un groupe très restreint de tels matériaux comprend, entre autres, certains ferrites (par exemple, CaFe_2O_4 ou BaFe_2O_4). Il convient également de mentionner que les réactions de gazéification peuvent être accélérées par les catalyseurs (par exemple, les composites Ni-Fe) introduits directement dans le réacteur de carburant, ce qui est distingué comme une technique de RBC assistée par catalyseur.

II. 4 Le procédé de production du méthanol :

Les plus récents opèrent à basse pression, de préférence entre 5 et 10.106 Pa abs., et à des températures de 240 à 270° C, dans des réacteurs verticaux dont la conception varie selon la société. Les principales technologies industrielles actuelles sont celles des bailleurs de licence suivants :

L.C.I. : commercialisé depuis 1970, ce procédé est le plus répandu puisqu'il représente près de 50 % des capacités de production de méthanol existant en 1982 dans le monde, et 70 % des projets en cours. A lit de catalyseur unique, refroidi par injection de gaz de trempe au moyen de distributeurs en forme de losanges et à flux axial, ce type de réacteur adiabatique est susceptible d'être extrapolé directement jusqu'à des productions unitaires de 3 000 t/j

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

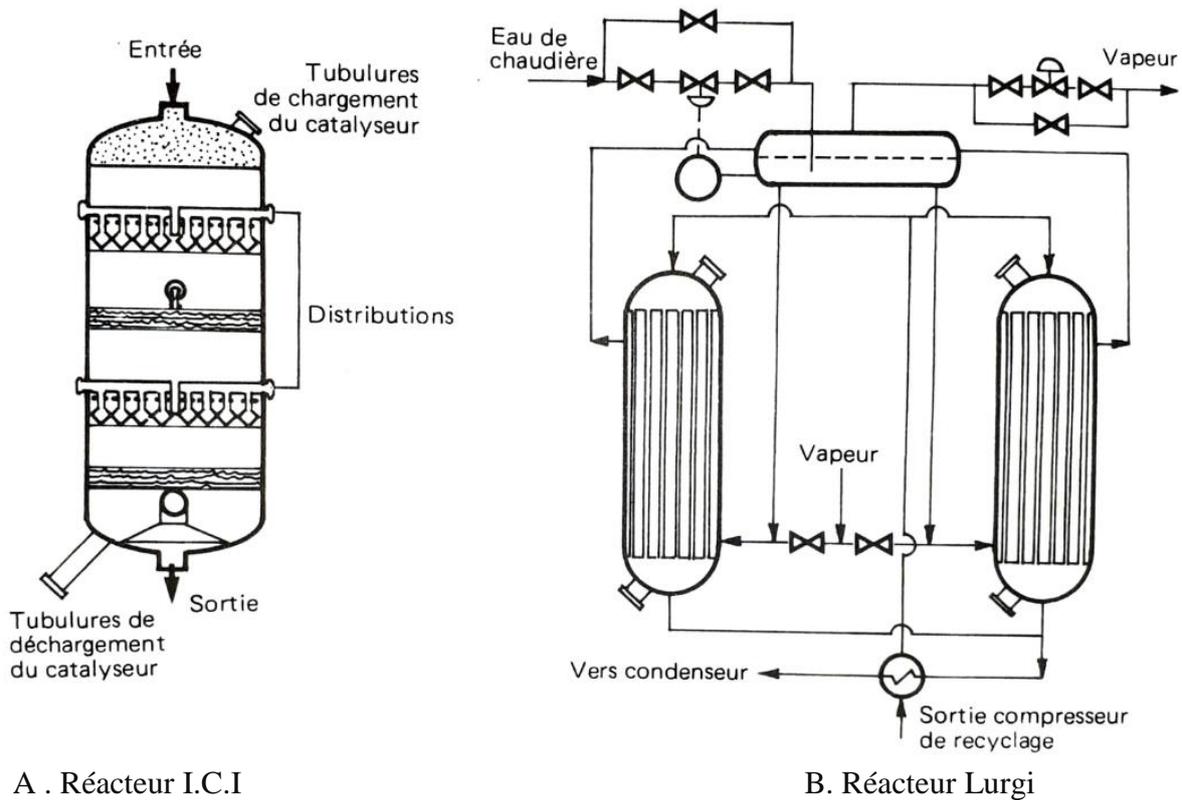


Figure 23 : Production du méthanol. Réacteur types

Lurgi : le réacteur isotherme est à tubes de catalyseur et circulation d'eau de chaudière côté calandre, assurant l'obtention de vapeur haute pression

Ammonia-Casale: le réacteur est à lits multiples de catalyseur, avec refroidissement intermédiaire par échange gaz-gaz à écoulement à la fois axial et radial avec faibles pertes de charge il serait susceptible d'être extrapolé directement jusqu'à des capacités unitaires de production de 5 000 t/j.

Topsøe: le réacteur est à écoulement radial au travers de trois lits concentriques de catalyseur disposés dans des récipients distincts l'échange de chaleur et extérieure

Suivant qu'il est issu à l'origine du reformage à la vapeur ou de l'oxydation partielle le gaz produit passe ou non dans un compresseur d'appoint à double corps, puis est mélangé avec le gaz de recyclage, L'ensemble est alors repris dans un circulateur constitué un compresseur centrifuge à corps unique, entraîné comme le précédent s'il ya lieu par un turbine à vapeur contre-pression. À la sortie le gaz sous pression et préchauffé par l'échange thermique avec l'effluent du réacteur puis divisé en deux flux :

- ✓ Le premier (environ 40 %) assure l'alimentation du réacteur après avoir subi un préchauffage complémentaire également par croisement avec les produits formés.

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

- ✓ Le second (60 %) sert de fluide de trempe, injecté à divers niveaux du réacteur a fin de permettre un contrôle efficace de la température.

En sortie de zone réactionnelle, le flux gazeux obtenu est refroidi tout d'abord par chauffage de la charge et de l'eau nécessaire aux générateurs de vapeur haute pression, puis par passage dans un aéroréfrigérant où se condensent le méthanol et l'eau la séparation gaz-liquide est alors réalisée dans un ballon vertical, opérant sous pression la fraction gazeuse est pour l'essentiel recyclée ; une purge permet de maintenir à un taux convenable la teneur en inerte dans la boucle réactionnelle. Le méthanol brut est dégazé par détente puis distillé. Il contient en effet de 17 à 23 % poids d'eau, 0,4% d'impuretés (éther di méthylique, formiate de méthyle, éthanol, propanol, butanol, etc.) et doit de ce fait être purifié dans un ensemble de deux colonnes pour répondre aux spécifications commerciales du méthanol pour usages chimiques (10 ppm éthanol pour la qualité AA), A.A). La première est un étêtage permettant d'éliminer les constituants légers (gaz, cétone, éther, etc.) la seconde assure les séparations suivantes :

- ✓ En tête, le méthanol purifié, soutiré sous section de pasteurisation.
- ✓ Latéralement, les alcools plus lourds.
- ✓ En fond, l'eau.

Remarque :

L'utilisation du méthanol en tant que carburant nécessite, pour des problèmes de démixtion en présence d'eau et de formation de tampons de vapeur nuisibles au bon fonctionnement des moteurs, l'adjonction de composés oxygénés de poids moléculaires plus élevés (alcools supérieurs à l'éthanol notamment). Il y a intérêt, pour une telle application, à maintenir dans le méthanol produit certaines impuretés ou même à faciliter leur formation. On peut ainsi soit simplifier le schéma de purification en regroupant étêtage et rectification en une seule opération, soit accroître la teneur en homologues supérieurs du méthanol en pratiquant la transformation dans un même réacteur (Lurgi, Vulcan, etc.) ou dans des équipements différents, de façon à mieux contrôler l'évolution du milieu réactionnel (L.F.P., Snam Progetti, etc.).

Des développements récents visent à fabriquer le méthanol en phase liquide ou mixte. C'est le cas en particulier des technologies étudiées par Aker, Chem. Systems, I.F.P., etc.

Chapitre II : L'innovation et la synthèse pétrochimique

Tableau 4:Spécifications commerciales moyennes du méthanol pour la chimie

Qualité	A	AA
Méthanol (%pds) mini	99,85	99,85
Densité 20/20 C°	792,8	792,8
Acétone et aldéhydes ppm maxi	30	30
Acétone ppm maxi	-	20
Ethanol ppm maxi	-	10
Acide acétique (acides) ppm maxi	30	30
H ₂ O ppm maxi	1500	1000
Intervalle de distillation 1,013 10 ⁵ Pa	1 ° C autour 64,6° C	1 ° C autour 64,4° C
Couleur (échelle Pt-Co)	5	5
Résidu non volatil (g/100ml)	0,001	0,001
Test au permanganate à 17-18 C° mini	30	30

Chapitre III : sécurité et environnement

III Méthanol

Le méthanol, également connu sous le nom d'alcool méthylique, est un composé chimique couramment utilisé dans de nombreux domaines industriels et commerciaux. Il s'agit du plus simple des alcools, composé d'un atome de carbone, trois atomes d'hydrogène et un atome d'oxygène, ce qui lui donne la formule chimique CH₃OH. Le méthanol est un liquide incolore, inflammable et volatil, avec une odeur caractéristique légèrement sucrée. Il est largement utilisé comme matière première dans la production de divers produits chimiques, notamment les solvants, les plastiques, les peintures, les détergents et les carburants. Toutefois, le méthanol est également toxique pour les humains s'il est ingéré, inhalé ou absorbé par la peau en grandes quantités, ce qui nécessite une manipulation et une utilisation prudentes.

III . 1 La Sécurité

III . 1 .1 Incendie et explosion :

Le méthanol présente une inflammabilité élevée, ce qui nécessite la mise en place de mesures de précaution rigoureuses lors de sa manipulation et de son stockage.

Les mélanges de méthanol avec l'air peuvent devenir explosifs dans certaines conditions de température et de pression, soulignant ainsi la nécessité d'une manipulation prudente et conforme aux normes de sécurité.

Le méthanol peut réagir de manière violente au contact de substances incompatibles, augmentant ainsi le risque d'incendie. Il est donc crucial de prendre en compte ces interactions potentiellement dangereuses lors de la manipulation du méthanol et de ses mélanges.

III . 1 . 2 Prévention :

Il est impératif d'éviter les flammes nues, les étincelles et de ne pas fumer dans les zones où le méthanol est manipulé ou stocké afin de réduire les risques d'incendie et d'explosion.

Pour la manipulation du méthanol, utilisez un système clos et assurez-vous d'une ventilation adéquate dans les zones de travail pour minimiser l'exposition aux vapeurs.

Il est essentiel que les équipements électriques et l'éclairage soient conçus pour être protégés contre les explosions afin de garantir la sécurité lors de la manipulation du méthanol.

Évitez d'utiliser de l'air comprimé pour remplir, vider ou manipuler le méthanol, car cela pourrait créer des risques supplémentaires de combustion ou d'explosion.

Il est essentiel d'utiliser une ventilation adéquate dans les zones où le méthanol est manipulé afin d'assurer une dispersion efficace des vapeurs. Si une ventilation adéquate ne peut être assurée ou en cas de concentration élevée de vapeurs, il est recommandé d'utiliser une protection respiratoire appropriée en accord avec les normes de sécurité en vigueur. Cela

Chapitre III : Sécurité et environnement

garantit la sécurité des travailleurs en minimisant leur exposition aux vapeurs potentiellement dangereuses de méthanol.



Figure 24 : Eléments d'étiquetage

III . 1 .3 Intervention :

Assurez-vous de vous déplacer vers un endroit bien ventilé pour vous procurer de l'air frais et éviter une exposition continue aux vapeurs de méthanol. Il est également recommandé de vous reposer et d'éviter toute activité physique intense qui pourrait aggraver les symptômes.

En cas d'exposition au méthanol, il est impératif de consulter immédiatement un médecin ou un professionnel de la santé pour obtenir une évaluation et des conseils médicaux appropriés. Un traitement médical prompt est essentiel pour prévenir toute complication grave pour la santé.

Lors du rinçage abondant des vêtements contaminés à l'eau pour éliminer tout résidu de méthanol, il est impératif de reconnaître la nature inflammable du méthanol. Par conséquent, il est crucial de prendre des mesures de précaution supplémentaires, telles que l'assurance d'une bonne ventilation et l'évitement de toute source de chaleur ou de flamme pendant le processus de rinçage, afin de réduire le risque d'incendie potentiel.

III . 2 L'environnement :

III . 2 . 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 rétraction positive : plus il fait chaud, plus la capacité de l'atmosphère à contenir de la vapeur augmente, amplifiant ainsi le réchauffement planétaire

Chapitre III : Sécurité et environnement

III . 2. 2 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 . 2. 3 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 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.

Chapitre III : Sécurité et environnement

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 . 2. 4 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).

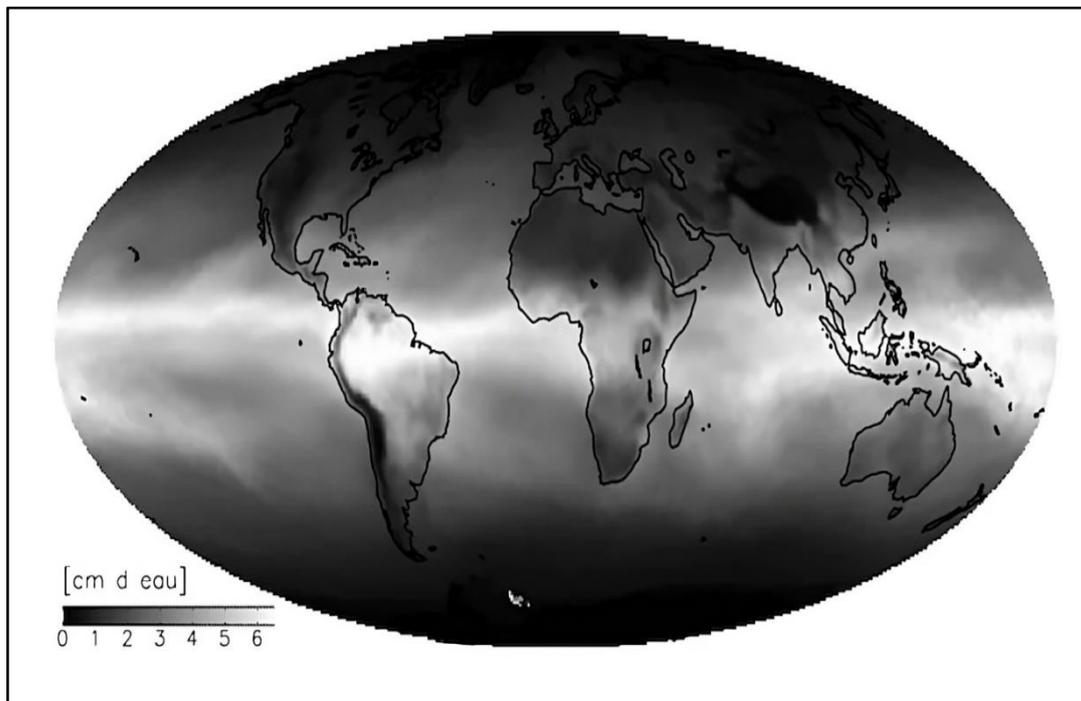


Figure 25 : Carte de la quantité de vapeur d'eau dans l'atmosphère: elle dépend de la température et donc de la latitude.

Si la température augmente à cause d'émissions anthropiques de CO₂, 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** ».

Chapitre III : Sécurité et environnement

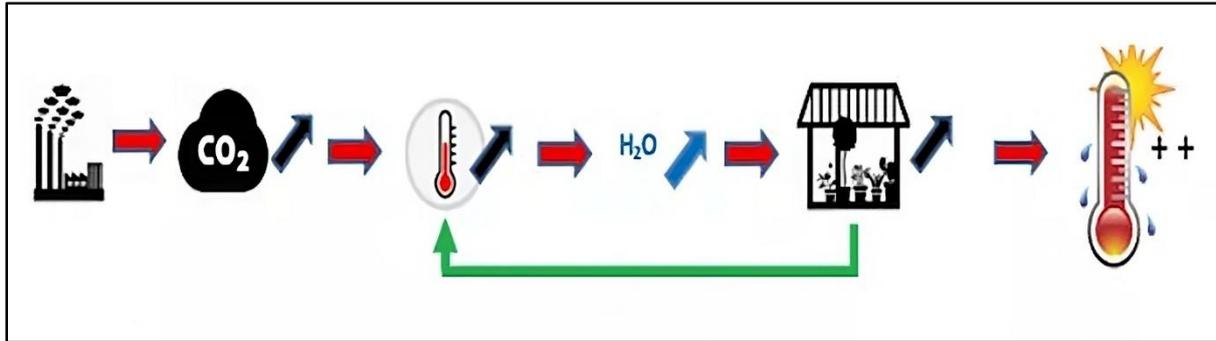


Figure 26 : La rétroaction de la vapeur d'eau contribue à amplifier le réchauffement provoqué par l'augmentation de dioxyde de carbone.

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'ampleur du réchauffement climatique.[13]

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:

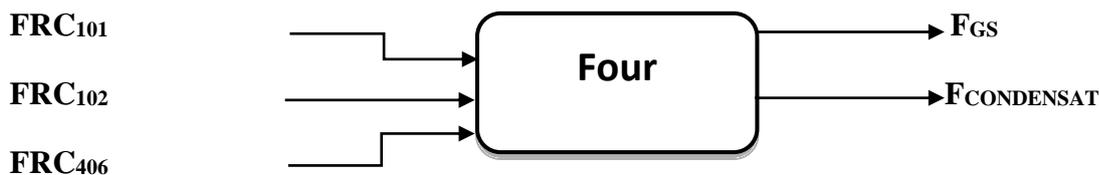
IV.1.1. Cas Réel :

IV.1.IV.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.



$$\sum \text{entrées} = \sum \text{sorties}$$

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

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

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 :

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

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

$$FRC_{101} = 11375 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P' = 18.5 \text{ bar} = 18.26 \text{ ATM}$$

$$T' = 371^\circ\text{C} = 644\text{K}$$

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

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Constituant i	Fractions Volumiques y _i	ρ à 371°C et 18,5 bar (kg/m ³)	V _i = V _{yi} (m ³ /h)	m _i = V _i ρ _i (Kg/h)
N ₂	0,0583	13,45621	85.6456	1152.4643
CH ₄	0,8344	7,68926	1225.7753	9425.2314
C ₂ H ₆	0,0704	13,96123	103.4211	1443.882
C ₃ H ₈	0,021	21,14548	30.8500	652.3386
i-C ₄ H ₁₀	0,0033	26,98548	4.8479	130.8230
n-C ₄ H ₁₀	0,0054	27,87358	7.9329	221.118
i-C ₅ H ₁₂	0,0012	33,4991	1.7629	59.0556
n-C ₅ H ₁₂	0,0012	33,4997	1.7629	59.0556
C ₆ +	0,0008	43,6545	1.1752	51.3027
CO ₂	0,0021	21,14548	3.085	65.2338
He	0,0019	1,92232	2.7911	5.3653
Total	1		1469.05	13265.87

$$FRC'_{101} = \frac{P FRC_{101} T'}{T P'} = \frac{1 \times 11375 \times 644}{273.15 \times 18.26} = 1469.04 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le débit du gaz d'hydrogène :

Dans les conditions normales :

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

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

$$FRC_{406}=410.1 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

$$P'=24.5\text{bar}=24.675\text{ATM}$$

$$T'=33^\circ\text{C}=306.15\text{K}$$

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

$$FRC'_{406} = \frac{P FRC_{406} T'}{T P'} = \frac{1 \times 410.1 \times 306.15}{273.15 \times 24.675} = 18.63 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Y _i	ρ à 33°C et 24,5 bar (Kg/m ³)	V _i = V _{yi} (m ³ /h)	m _i = V _i ρ _i (Kg/h)
N ₂	0,015	29,93192	0.279	8.350
CO	0,121	29,93192	2.254	67.464
CH ₄	0,036	17,10395	0.670	11.459
CO ₂	0,086	47,03587	1.602	75.350
H ₂	0,742	2,13799	13.823	29.553
Total	1		18.63	192.176

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Pour le gaz de synthèse :

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 26,5 bar (Kg/m ³)	$V_i = V_{yi}$ (m ³ /h)	$m_i = V_i \rho_i$ (Kg/h)
N ₂	0,015	18,57455	50,775	943.094
CO	0,121	18,57455	409.585	7607.631
CH ₄	0,036	10,61403	121.86	1293.420
CO ₂	0,086	29,18858	280.955	8200.514
H ₂	0,742	1,32675	2511.67	3330.474
Total	1		3385	21375.13

$$F_{\text{Condensat}} = 13265.87 + 36100 + 192.176 - 21375.13 = 28182,916 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{Condensat}} = 28,1 \text{ T/h}$$

IV.1.1.1.2. Bilan 02 : Dégazeur V701



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

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

$$F_{\text{Vap}} = 22500 + 28300 + 28182.916 - 64400 = 14582,916 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{Vap}} = 14582,916 \text{ Kg/h}$$

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

$$F_{\text{perte}} = F_{\text{vap}} - \text{Admissible} = 14582,916 - 2000 = 12582,9 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{perte}} = 12.5 \text{ T/h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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



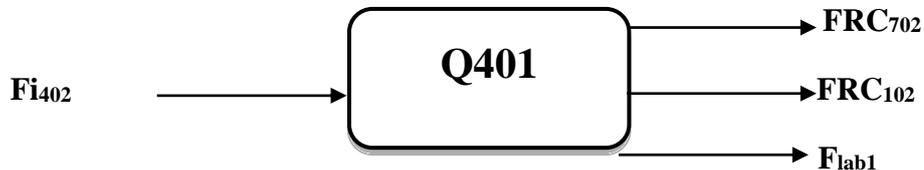
$$FRC_{610} = FRC_{613} + F_{EVE1}$$

$$F_{EVE1} = FRC_{610} - FRC_{613} = 19750 - 12600 = 7105 \text{ Kg/h}$$

$$F_{EVE1} = 7.1 \text{ T/h}$$

IV.1.1.1.4. Bilan 04 : circuit de vapeur

a) Calcul de labyrinthe 01:



$$F_{i402} = FRC_{102} + FRC_{702} + F_{lab1}$$

$$F_{lab1} = F_{i402} - FRC_{102} - FRC_{702} = 64083 - 36100 - 26800 = 1183 \text{ Kg/h}$$

$$F_{lab01} = 1183 \text{ Kg/h}$$

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 :

Débit Consm2 = Débit de vapeur MP - Débit de vapeur BP

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

$$\text{Débit Cons}2 = 27320 - 14210 = 13110 \text{ kg/h}$$

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

$$\text{Cons}1 \longrightarrow 100\% \qquad \text{d'où: } 8000 \text{ Kg/h} \longrightarrow 100\%$$

$$\text{Flab}_{01} \longrightarrow X\% \qquad 542 \text{ Kg/h} \longrightarrow X\%$$

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

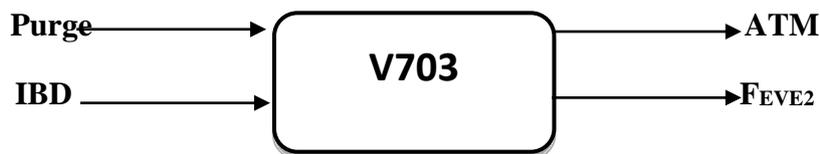
$$\text{Cons}2 \longrightarrow 100\% \qquad \text{d'où: } 13110 \text{ Kg/h} \longrightarrow 100\%$$

$$\text{Flab}_{02} \longrightarrow X\% \qquad \text{Flab}_{02} \longrightarrow 6.775\%$$

$$\text{Flab}_{02} = \frac{6.775 \times 13110}{100} = 888.2025 \text{ Kg/h}$$

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

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 5 : Les résultats expérimentales d'écoulement d'eau du V703.

Nombre d'essai	1	2	3
La durée d'écoulement de 10L d'eau (s)	16,7	16,9	17

$$T = \frac{T_1 + T_2 + T_3}{3} = \frac{16.4 + 16.7 + 16.9}{3} = 16,86s$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Selon la règle des trois :

$$10L \longrightarrow 16,86 S \qquad Y = \frac{10}{16.86} = 0,593L/s$$

$$Y \longrightarrow 1s$$

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

Alors 0,593 L/s = 2150,4 Kg/h

$$F_{égout} = 2150,4 \text{ Kg/h}$$

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

$$Perte \text{ atm} = IBD + Purges - F_{eve2} = 732 + 1622 - 2150.4 = 203,6 \text{ Kg/h}$$

$$F_{atm} = 203,6 \text{ Kg/h}$$

Calcul de perte totale :

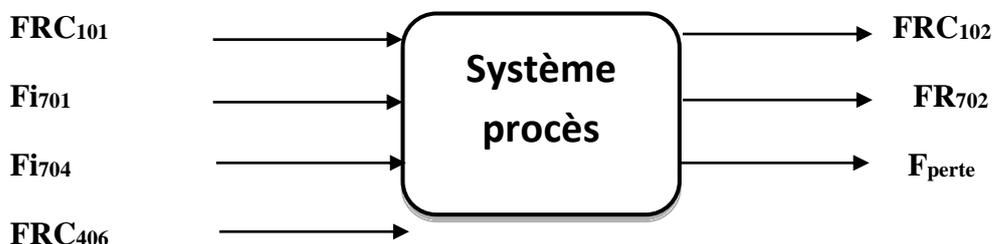
Elle désigne la somme des pertes des bilans partiels :

$$\begin{aligned} \text{Perte totale} &= F_{vap} + F_{EVE1} + F_{lab01} + F_{lab02} + F_{égout} + F_{atm} \\ &= 14582,916 + 7105 + 1183 + 888 + 2150 + 203.6 \end{aligned}$$

$$\text{Perte totale} = 25112.5 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Perte totale} = 25,1 \text{ T/h}$$

IV . 1. 1.2 Bilan global du procédé :



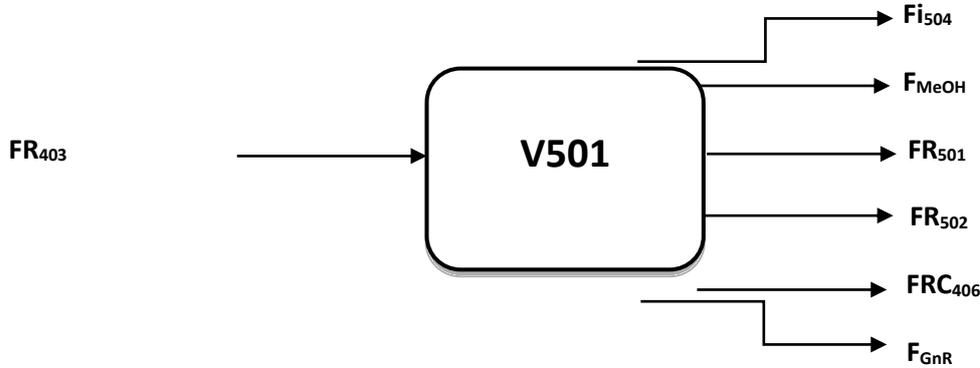
$$FRC_{101} + Fi_{701} + Fi_{704} + FRC_{406} = FRC_{102} + FR_{702} + F_{perte}$$

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

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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.1.1.1.6. Bilan du réacteur :



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

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

Conversion:

Le débit du gaz de flash :

Dans les conditions normales :

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

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

$$FR_{502} = 86.2 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

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

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

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

$$FR'_{502} = \frac{P}{T} \frac{FR_{502} T'}{P'} = \frac{1 \times 86.2 \times 298.15}{273.15 \times 3.45423} = 27.25 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 3,5 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0371	3,95327	1,0109	3,9962
CO	0,029	3,95327	0,7902	3,1238
CH ₄	0,2235	2,25901	6,0903	13,7579
CO ₂	0,2138	6,21228	5,8178	36,1413
H ₂	0,4963	0,28238	13,5241	3,8178
He	0,0003	0,56475	0,0081	0,0045
Total	1		27,25	60,8415

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Le débit du gaz de purge :

Dans les conditions normales :

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

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

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

Dans les conditions actuelles :

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

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

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

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

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 42 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0422	47,43926	14,079608	667,9261846
CO	0,0262	47,43926	8,741368	414,6840293
CH ₄	0,1107	27,10815	36,933948	1001,211002
CO ₂	0,0381	74,54741	12,711684	947,6231189
H ₂	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 :

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

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

$$FR_{403}=305180 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

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

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

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

$$FR'_{403} = \frac{P}{T} \frac{FR_{403} T'}{P'} = \frac{1 \times 305180 \times 324.15}{273.15 \times 42.83247} = 8455.28655 \text{ m}^3/\text{h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 51°C et 43,4 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0369	46,391	311.9999	14473.945
CO	0,0386	46,391	326.373	15140.769
CH ₄	0,0995	26,50914	841.300	22302.105
CO ₂	0,0502	72,90014	424.455	30942.811
H ₂	0,7736	3,31364	6541.004	21674.270
He	0,0012	6,62729	10.1463	67.241
Total	1		8455.28	104601.14

Le débit du gaz d'étanchéité :

Dans les conditions normales :

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

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

$$F_{i504}=856.6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions actuelles :

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

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

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

$$F_{i'504} = \frac{P F_{i504} T'}{T P'} = \frac{1 \times 856.6 \times 298.15}{273.15 \times 41.4508} = 22.55 \text{ m}^3/\text{h}$$

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 42 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0147	47,43926	0,3314	15.7213
CO	0,1209	47,43926	2,7262	129.3287
CH ₄	0,0345	27,10815	0,7779	21.0873
CO ₂	0,1035	74,54741	2,3333	173.9190
H ₂	0,726	3,38852	16,371	55.4731
He	0,0004	6,77704	0,0090	0,0611
Total	1		22.55	395,56

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

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

$$F_{GnR} = 104601.14 - 21375.13 = 83226.01 \text{ Kg/h}$$

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

$$F_{MeOH} = 104601.14 - 3918,018362 - 60,8415 - 192.176 - 83226.01 - 395,56$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

$$F_{\text{MeOH}} = 16808.54 \text{ Kg/h}$$

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

Débit des pertes:

$$F_{\text{pertes}} = F_{\text{RC101}} + F_{\text{i701}} + F_{\text{RC406}} + F_{\text{i704}} - F_{\text{MeOH}} - F_{\text{R704}}$$

$$F_{\text{pertes}} = 13265.87 + 30500 + 194.176 + 37400 - 16808.54 - 26800$$

$$F_{\text{pertes}} = 27751.506 \text{ Kg/h}$$

$$F_{\text{pertes}} = 27,7 \text{ T/h}$$

IV.1.2. Cas design :

IV . 1 . 2 . 1 Les bilans partiels :

IV.1.2.1.1. Bilan01: Bilan du four, Détermination du condensat

$$F_{\text{RC101}} + F_{\text{RC102}} + F_{\text{RC406}} = F_{\text{GS}} + F_{\text{Condensat}}$$

$$F_{\text{Condensat}} = F_{\text{RC101}} + F_{\text{RC102}} + F_{\text{RC406}} - F_{\text{GS}}$$

Conversion :

Pour gaz naturel :

Dans les conditions normales :

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

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

$$F_{\text{RC101}} = 12708 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Dans les conditions designes :

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

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

$$F_{\text{RC}'101} = ?$$

$$F_{\text{RC}'101} = \frac{P}{T} \frac{F_{\text{RC101}} T'}{P'} = \frac{1 \times 12708 \times 673.15}{273.15 \times 26.132} = 1198.436981 \text{ m}^3/\text{h}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Constituant i	Fractions Volumiques yi	ρ à 400°C et 26,478 bar (kg/m ³)	$V_i = V_{yi}$ (m ³ /h)	$m_i = V_i \rho_i$ (Kg/h)
N ₂	0,0583	13,24637	69,86887599	925,5089829
CH ₄	0,8344	7,56935	999,9758169	7569,16695
C ₂ H ₆	0,0704	14,22539	84,36996346	1200,195635
C ₃ H ₈	0,021	20,81572	25,1671766	523,8729013
i-C ₄ H ₁₀	0,0033	27,46961	3,954842037	108,6379684
n-C ₄ H ₁₀	0,0054	27,439	6,471559697	177,5731265
i-C ₅ H ₁₂	0,0012	34,13299	1,438124377	49,08748499
n-C ₅ H ₁₂	0,0012	34,13355	1,438124377	49,08829034
C ₆ +	0,0008	44,54582	0,958749585	42,70828643
CO ₂	0,0021	20,81572	2,51671766	52,38729013
He	0,0019	1,89234	2,277030264	4,30891545
Total	1		1198,436981	10702,53583

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 designés :

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

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

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

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

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 25°C et 26,5 bar (Kg/m ³)	$V_i = V_{yi}$ (m ³ /h)	$m_i = V_i \rho_i$ (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

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Pour le gaz de synthèse :

Constituant i	Fraction Volumique Y_i	p à 25°C et 26,5 bar (Kg/m ³)	$V_i = V_{yi}$ (m ³ /h)	$m_i = V_{yi} p_i$ (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 :

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

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

IV.1.2.1.3. Bilan 03 : dégazeur V701

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

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

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

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

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

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

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

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

$$F_{\text{EVE1}} = F_{\text{RC610}} - F_{\text{RC613}} = 17193.37166 - 12518 = 4675.371658 \text{ Kg/h}$$

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

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

IV.1.2.1.5. Calcul de perte totale :

Elle désigne la somme des pertes des bilans partiels :

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

Perte totale = 8,7 T/h

IV . 1 . 2 . 2 Bilan global du procédé :

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

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

IV.1.2.1.6. Bilan du réacteur :

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

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

Conversion:

Le débit du gaz de flash :

Dans les conditions normales :

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

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

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

Dans les conditions design's :

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

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

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

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

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 40°C et 4,5 bar (Kg/m3)	Vi = Vyi (m3/h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N2	0,0371	4,83931	0,766160336	3,707687377
CO	0,029	4,83931	0,598885438	2,898192289
CH4	0,2235	2,76532	4,615548117	12,76346752
CO2	0,2138	7,60463	4,415231264	33,57620012
H2	0,4963	0,34567	10,24920148	3,542841475
He	0,0003	0,69133	0,006195367	0,004283043
Total	1		20,651222	56,49267183

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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 :

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

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

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

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

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 :

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

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

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

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

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 67,6°C et 52,4 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0369	51,79527	279,9242762	14498,75347
CO	0,0386	51,79527	292,8205166	15166,71772
CH ₄	0,0995	29,5973	754,8093627	22340,31915
CO ₂	0,0502	81,39257	380,818392	30995,78763
H ₂	0,7736	3,69966	5868,54797	21711,63218
He	0,0012	7,39932	9,103228495	67,35770067
Total	1		7586,023746	104780,5679

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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 design :

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

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

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

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

Constituant i	Fraction Volumique Yi	ρ à 40°C et 49,6 bar (Kg/m ³)	Vi = Vyi (m ³ /h)	mi = Vi ρ i (Kg/h)
N ₂	0,0147	54,04973	0,237825611	12,85441007
CO	0,1209	54,04973	1,955994312	105,7209644
CH ₄	0,0345	30,88556	0,558162149	17,23915053
CO ₂	0,1035	84,93529	1,674486446	142,2229918
H ₂	0,726	3,86069	11,74567304	45,34640244
He	0,0004	7,72139	0,006471445	0,049968552
Total	1		16,178613	323,4338879

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

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

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

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

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

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

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

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

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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

Tableau 6 : 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	12582.9100	64,5328	3705,2458	8877.6641
Perte 2 colonne V602	7150,0000	23.1033	4675,3716	2474.6283
Perte 3 labyrinthe 01	1183,0000	6.0510	240,0000	943,4090
Perte 4 labyrinthe 02	888,2000	4.4015	246,0000	642.2380
Perte 5 dégazeur V703 atm	281,1100	0.0015	275,1900	6 ,0040
Perte 6 dégazeur V703 égout	2150, 4300	0,0098	2140,6901	10,4020
Total	19523,7909	100	8866,6174	12953.8841

Interprétation des résultats :

Les pertes totales issues des bilans partiels dépassent légèrement celles obtenues à partir du bilan global du système de production de méthanol. Ceci est attribuable à un débit excessif dans le dégazeur V701 et la deuxième colonne de distillation V602.

Compte tenu de l'écart significatif entre les pertes observées dans le cas de conception et celles du cas actuel, il est crucial de minimiser les pertes d'eau dans l'unité. Il est donc recommandé de mettre en place des mesures visant à réduire les pertes dans le dégazeur V701 et la colonne de distillation V602, qui présentent un taux élevé de pertes.

Maintenant 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 réduire. Il est envisageable d'optimiser le fonctionnement du dégazeur et de la colonne de distillation afin de diminuer 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 H609 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 H609 en amont du rebouilleur H606 pour refroidir le mélange (eau + 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.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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 :

$$m_t = m_{H606} + m_{H303} = 22710 + (27730 + 24298,49) = 74798.50\text{Kg/h}$$

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

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

Température actuelle dans le dégazeur :

$$115 \times 0.7 + 110 \times 0.3 = 114^\circ\text{C}$$

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 aux conditions du travail disponible sur site.

Température optimisée :

$$115 \times 0.7 + 58 \times 0.3 = 98^\circ\text{C}$$

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

Tableau 7: 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 Te °C	20	110
Température de sortie Ts °C	41	58
Capacité calorifique Cp_{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/m³	1015	953,7
Débit massique Kg/h	57440	22710

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

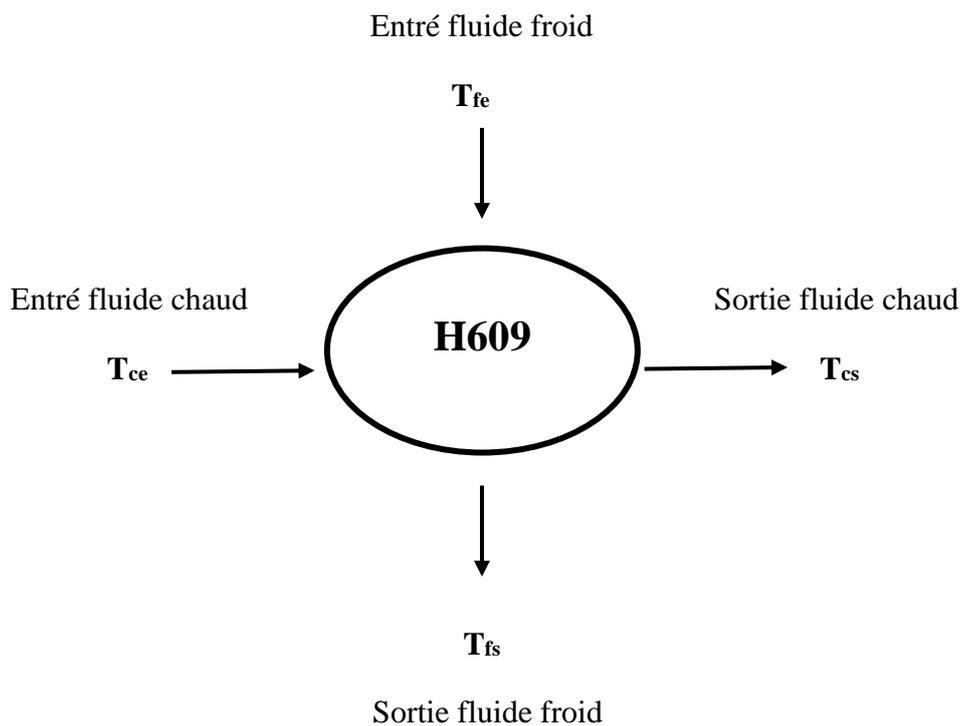
Note:

les propriétés on t'évaluées à la température moyenne de chaque fluide

$$\text{Fluide chaud: } T_{mc} = \frac{T_{ce} + T_{cs}}{2} = \frac{110 + 58}{2} = 84^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Fluide froid: } T_{mf} = \frac{T_{fe} + T_{fs}}{2} = \frac{20 + 41}{2} = 30.5^{\circ}\text{C}$$

IV .2 .1 Bilan thermique:



Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

IV. 2. 1.1 Calcul de ΔTLM :

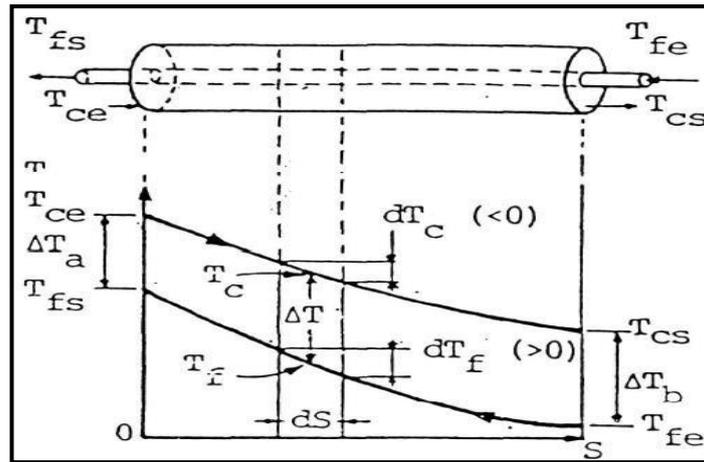


Figure 27 : Diagramme des températures des fluides circulants à contre-courant.

$$\Delta TLM = \frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} + T_{fe})}{\ln \frac{(T_{ce} - T_{fs})}{(T_{cs} + T_{fe})}} = \frac{(110 - 41) - (58 - 20)}{\ln \frac{(110 - 41)}{(58 - 20)}} = 51.96^{\circ}\text{C}$$

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

Avec :

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

$$R = \frac{T_{fe} - T_{fs}}{T_{cs} - T_{ce}} = \frac{20 - 41}{58 - 110} = 0,40$$

$$E = \frac{T_{cs} - T_{ce}}{T_{fe} - T_{ce}} = \frac{58 - 110}{20 - 110} = 0,57$$

D'où : **F = 0.97 (par extrapolation).**

Donc : $\Delta TLM \text{ corrigé} = F \Delta TLM = 0,97 \times 51.96 = 50.40^{\circ}\text{C}$

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.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Cpc, Cpf : Capacité calorifique du fluide chaud et froid.

Tce, Tcs : Les températures d'entrée de sortie du fluide chaud.

Tfe, Tfs : Les températures d'entrée et de sortie du fluide froid

$$\dot{Q} = F_{fc} C_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) = \frac{22710}{3600} \times 4,184 \times (110 - 58) = \mathbf{1372,49 \text{ Kw}}$$

IV .2 .1 .2.2 La quantité de chaleur reçue par le fluide froid :

$$\dot{Q}_{recue} = \eta \dot{Q}_{cedé} = 0,97 \times 1372,49 = \mathbf{1331,31 \text{ Kw}}$$

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

IV .2 .2 Dimensionnement de l'échangeur H609:

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) :

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

$$S = A' = \frac{\dot{Q}}{U's \Delta TLM} = \frac{1372,49 \times 10^3}{1453,75 \times 50,40} = \mathbf{18,73 \text{ m}^2}$$

IV .2 .2 .1 .2 Choix de la longueur de l'échangeur :

Les longueurs des tubes normalisées disponibles sur le marché sont : 6, 8, 14, 16, 20 (pi)

Avec 1 pi = 30,48 cm.

On prend 14 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 :

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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.

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 14 a été choisi et les détails sont présentés dans le tableau correspondant dans l'annexe (VII).

Tableau 8: Les spécifications des tubes d'échangeur.

Diamètre extérieur D_{ext} (m)	Diamètre intérieur D_{int} (m)	Épaisseur e (m)	Pas P (m)
0,0254	0,02118	0,0210	0,03175

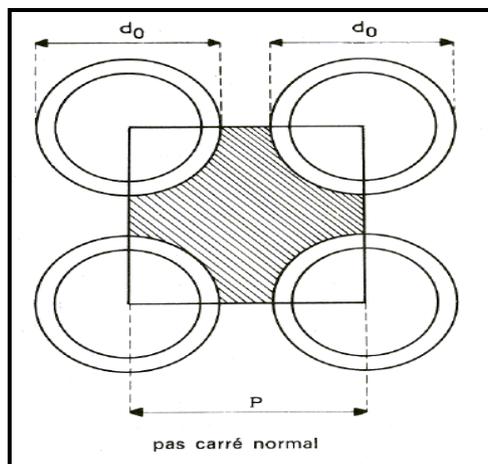


Figure 28 : Représentation d'un pas carré normal.

IV .2 . 2. 2 .2 Surface d'échange d'un tube A_0 :

$$a_0 = \pi d_{int} l = \pi * 0.02118 * 4,877 = 0,324 \text{ m}^2$$

IV .2 . 2. 2 .3 Le nombre des tubes théorique Nt' :

$$Nt' = \frac{A'}{a_0 n_c} = \frac{18.73}{0.324 \times 1} = 57.80 = 58 \text{ tubes}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Suivant l'annexe (VIII) avec un pas de 0,03175 m et un nombre de passe côté tube

égale à 4, On aura:

- $N_t = 68$ tubes.
- $DC = 0,387$ m (diamètre de calandre).

IV. 2. 2. 3 Détermination de coefficient d'échange U_s de l'appareil :

$$U_s = \frac{U_s' \times N_t'}{N_t} = \frac{1453.75 \times 58}{68} = 1253,9632 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

IV. 2. 2. 4 Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_o :

IV. 2. 2. 4. 1 Coté tube :

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

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

(a) Calcul de la section par passe:

$$a_t = \frac{N_t \pi d_{int}^2}{n_t \cdot 4} = \frac{68 \pi \times 0.02118^2}{4 \cdot 4} = 0,0059 \text{ m}^2$$

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 :

$$G_t = \frac{F_{fc}}{a_t} = \frac{22710}{3600 \times 0.0059} = 1069,2090 \text{ Kg/s.m}^2$$

Avec :

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

(c) Calcul du nombre de Reynolds :

Définition : Le nombre de Reynolds est une 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 $Re_t < 2000$) ou turbulent (si $Re_t > 2000$).

$$Re_t = \frac{G_t d_{int}}{\mu_c} = \frac{1069,2090 \times 0.02118}{0.000312} = 72582,8417$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Avec :

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

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

(d) Détermination de j_h :

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

$Re_t = 72582,8417$ donc $j_h = 200$ et $f = 0,015$.

On remplace dans les équations (1) et (2) respectivement on trouve :

$$\frac{h_{int}}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_{int}} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 200 \frac{0.6711}{0.0211} \left(\frac{4.184 \times 1000 \times 0.000312}{0.6711} \right)^{\frac{1}{3}} = 7910.6279 W/m^2 \cdot ^\circ C$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_{int}}{\phi_t} \frac{d_{int}}{d_0} = 7910.6279 \frac{0.02118}{0.0254} = 6596.3424 W/m^2 \cdot ^\circ C$$

IV .2 . 2. 4 . 2 Coté Calandre :

(a) Calcul de section par passe:

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

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) $10 \text{ pouce} < D_c < 30 \text{ pouce}$ donc $\beta = 0.2 D_c = 0.07742m$

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

$$G_{CT} = \frac{F_{ff}}{a_{CT}} = \frac{57440}{0.0057 \times 3600} = 2799,22 \text{ Kg/s.m}^2$$

(c) Diamètre équivalent :

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

(d) Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{G_{CT} D_e}{\mu_f} = \frac{2801.17 \times 0.02515}{0.00072} = 97778,31$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

(e) Détermination du jh' et f' :

D'après l'annexe (XI), on trouve : $jh' = 198$ et $f' = 0,10$

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

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j' h \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C'_p \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 198 \frac{0.5953}{0.02515} \left(\frac{4.185 \times 1000 \times 0.00072}{0.5953} \right)^{\frac{1}{3}} = \mathbf{8046.8722 W/m^2 \cdot C}$$

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 :

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_f}{\Delta T_c - \Delta T_f} = \frac{50.40 - (41 - 20)}{(110 - 58) - (41 - 20)} = \mathbf{0,948}$$

Donc : $T_c = 58 + 0.948 (110 - 58) = \mathbf{107.296 \text{ } ^\circ\text{C}}$

$$t_c = 20 + 0.948 (41 - 20) = \mathbf{39.908 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{i0}/\phi_t}{\frac{h_0}{\phi_c} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_c - t_c) = 107.296 - \frac{6596.3424}{8046.8722 + 6596.3424} (107.296 - 39.908) = 79.93 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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.

$$\text{Donc : } h_0 = \frac{h_0}{\phi_c} \varphi_c = 8046.8722 \times 1.0277 = \mathbf{8269.77 W/m^2 \cdot C}$$

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

$$\text{Donc : } h_{i0} = \frac{h_{i0}}{\phi_t} \varphi_t = 6596.3424 \times 0.929 = \mathbf{6128.00 W/m^2 \cdot C}$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

IV. 2. 2. 7 Calcul du coefficient du transfert propre :

$$U_p = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{6128.00 \times 8269.77}{6128.00 + 8269.77} = 3519.79 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

IV. 2. 2. 8 Calcul la résistance d'encrassement :

IV . 2 . 2 . 8 . 1 La résistance d'encrassement calculée :

$$R = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{3519.79 - 1358.108}{3519.79 \times 1358.108} = 4.52 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$$

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) :

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

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

$$\text{Donc : } R_s = 0.0002 + 0.0001 \times \frac{0.0254}{0.02118} = 3.19 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$$

IV . 2 . 3 Calcul des pertes de charge :

IV . 2 . 3 . 1 . Coté tube :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{n_c n_t G_t^2}{1.271 \times 10^{15} \times d} \left[\frac{f_t l}{d_i \varphi_t} + 2 \right] \\ &= \frac{1 \times 2 \times (1069,2090 \times 3600)^2}{1.271 \times 10^{15} \times 1.013} \left[\frac{0.01057 \times 4.877}{0.02118 \times 0,929} + 2 \right] \end{aligned}$$

$$\Delta P_t = 0,0086 \text{ Kg/cm}^2$$

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 ; $N_c = \frac{l}{\beta} = \frac{4.877}{0.07742} = 63$

$$\Delta P_c = \frac{1 \times 0.13 \times (1069.2090 \times 3600)^2 (63 + 1) \times 0.387}{1.271 \times 10^{15} \times 0.9357 \times 0.02515 \times 1,0277}$$

$$\Delta P_c = 0,1928 \text{ Kg/cm}^2$$

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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 58°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 9 : Tableau récapitulatif des caractéristiques d'échangeur H609.

Caractéristiques de l'échangeur	Valeurs
Nombre des tubes	68
Diamètre extérieur (m)	0,0254
Diamètre intérieur (m)	0,02118
Épaisseur (m)	0,0021
Longueur (m)	4,877
Pas (m) carré	0,03175
Espace entre chicanes (m)	0,07742
Surfaces (m ²)	18.73
Diamètre de calandre (m)	0,387

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

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

Afin de réduire les pertes d'eau dans la colonne V602, actuellement déversées dans les égouts et ayant un impact environnemental, nous proposons l'installation de trois filtres à charbon actif. Deux de ces filtres seront en fonctionnement tandis qu'un sera en phase de régénération. Ces filtres seront suivis par un bassin de traitement bactérien pour traiter l'eau saturée en produits organiques avant de la déverser dans les égouts, préservant ainsi l'environnement. Ces filtres permettront d'éliminer les résidus des produits organiques présents dans l'eau, ce qui facilitera le recyclage de celle-ci pour la production de vapeur. Ce processus de recyclage contribuera à réduire la pollution atmosphérique liée à l'évaporation des produits organiques, ainsi que la contamination des sols, de la faune et de la flore environnants.

Même si les produits organiques ne représentent que 1,5 % de la composition de l'eau, il peut avoir un impact négatif sur nos équipements. En effet, sous les bonnes conditions de température, de pression et de pH, les traces de méthanol ou bien les produits organiques peuvent réagir pour former du dioxyde de carbone (CO₂) et de l'eau (H₂O). Dans d'autres conditions, cela peut entraîner la formation d'acide carbonique, susceptible de corroder les équipements.

Il est crucial de ne pas sous-estimer l'importance des petites quantités des produits organiques, car même une infime quantité peut avoir des conséquences néfastes. Pour illustrer cela, imaginez que les produits organiques soit un produit chimique nocif pouvant endommager vos équipements. Tout comme un petit caillou dans votre chaussure peut provoquer des frottements et des irritations, une petite quantité de produits organiques peut causer des dommages. Ainsi, il est primordial de surveiller attentivement la concentration des produits organiques dans l'eau et de prendre des mesures pour protéger les équipements contre les effets néfastes de ses réactions chimiques. En optant pour le charbon actif, nous pouvons minimiser ces pertes tout en préservant l'environnement de manière efficace et économique.

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

IV . 3 . 1 Adsorption les résidus des produits organiques présents dans l'eau :

Le charbon actif est en effet largement utilisé pour adsorber les composés organiques. En raison de sa structure poreuse et sa grande surface spécifique qui lui permet de piéger et d'éliminer les contaminants organiques de l'eau,

Le pouvoir d'adsorption du charbon actif est une mesure de sa capacité à adsorber des substances sur sa surface. Cette capacité varie en fonction de nombreux facteurs, y compris la nature du charbon actif, les conditions de l'environnement, et les propriétés des substances à adsorber. Voici un aperçu détaillé de cette capacité pour différents types de composés :

- **Hydrocarbures Aromatiques :**

Benzène : 300-500 mg/g

Toluène : 200-400 mg/g

Xylène : 200-350 mg/g

- **Composés Organiques Volatils (COV)**

Acétone : 200-300 mg/g

Méthyléthylcétone : 100-200 mg/g

Trichloroéthylène : 300-500 mg/g

IV . 3 . 2 . 1 Calcule la quantité nécessaire du charbon active pour adsorber les Produits organique :

Pour calculer la quantité de charbon actif nécessaire pour adsorber 1,5 % des produits organiques présents dans un flux de 7150 kg/h d'eau :

❖ **Calcul de la masse des produits organiques à adsorber :**

$$\begin{array}{ccc} 7150 \text{ kg/h} & \longrightarrow & 100 \% \\ X & \longrightarrow & 1,5 \% \end{array}$$

$$X = \frac{1,5 \times 7150}{100} = 107,25 \text{ Kg/h}$$

X: la quantité des produits organiques à adsorber

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

❖ Capacité d'adsorption du charbon actif pour les produits organiques

La capacité d'adsorption du charbon actif dépend du type de produits organiques présents dans l'eau et du type de charbon actif utilisé. Elle est généralement fournie par les fabricants de charbon actif ou peut être déterminée par des tests en laboratoire. Pour cet exemple, supposons une capacité d'adsorption de 0,2 kg de produits organiques par kg de charbon actif.

❖ La masse de charbon actif nécessaire :

$$\text{la masse de charbon active} = \frac{\text{la masse des produits organiques}}{\text{Capacité d'adsorption du charbon actif}} = 107,25 \text{ Kg/h}$$

$$\text{la masse de charbon active} = \frac{107,25}{0,2} = 536,25 \text{ Kg/h}$$

Il faudrait environ 536,25 kg de charbon actif par heure pour adsorber 1,5 % des produits organiques présents dans un flux de 7150kg/h d'eau, en supposant une capacité d'adsorption de 0,2 kg de produits organiques par kg de charbon actif.

Tableau 10 : Etat récapulatif

Résidu Kg/h	Teneur en Produits organiques Kg/h	Quantité charbon active Nécessaire Kg/h	Eau traité Kg/h
7150	107,25	536,25	6613,75

Chapitre IV : Bilan matière et énergétique

Interprétation :

Bien que représentant une proportion minime, soit 1,5%, cette quantité génère une importante production d'acide carbonique. Il est crucial de ne jamais sous-estimer ce qui semble insignifiant, car ce qui est négligeable peut, à terme, devenir significatif et avoir des répercussions néfastes sur la situation actuelle

Le pourcentage du méthanol dans le fonds de la colonne V602 varie entre 0 et 1,5% mais il n'a jamais été 0%, alors on a effectué des calculs pour le maximum qui est le 1,5%.

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).

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 bio film 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 bio film se reconstitue périodiquement pour assurer une activité biologique continue.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

Dans cette section, nous allons mettre en œuvre une simulation d'une des solutions que nous avons proposées et calculées, à savoir l'installation d'un nouvel échangeur de chaleur H609. Nous allons comparer les données produites par la simulation avec celles obtenues lors du calcul initial. Cette simulation nous permettra de vérifier si les résultats obtenus sont cohérents avec les calculs effectués précédemment et si la solution proposée est réalisable compte tenu des conditions de notre système.

V. 1 Logiciel HYSYS :

Aspen HYSYS est un logiciel de modélisation de processus de premier plan sur le marché, largement utilisé pour diverses applications telles que la conception conceptuelle, l'optimisation, la planification commerciale, la gestion des actifs et la surveillance des performances. Principalement utilisé 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 est essentiel pour les ingénieurs chimistes qui souhaitent simuler des processus.

Aspen HYSYS est reconnu comme un outil de simulation de processus très intuitif et convivial dans l'industrie du raffinage du pétrole et du gaz. Même les utilisateurs ayant peu de connaissances préalables sur Aspen HYSYS peuvent rapidement maîtriser ses capacités de modélisation. Parmi ses fonctionnalités intuitives les plus notables, on trouve un diagramme de flux de processus hautement interactif qui facilite la construction et la navigation à travers de grandes simulations. De plus, il offre un flux de travail efficace pour la conception des processus, le dimensionnement des équipements et l'estimation préliminaire des coûts

V. 1.1 Les équipements de base :

Certaines des opérations unitaires de processus telles que le flux de matière, le flux d'énergie, le séparateur de composants, le compresseur/épandeur, 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. 1.1.1 Échangeur de chaleur (heat exchanger) :

L'échangeur de chaleur effectue des calculs de bilan énergétique et matériel des deux côtés. Il offre une grande flexibilité en résolvant les températures, les pressions, les flux de chaleur (y compris les pertes et les fuites de chaleur) et les flux de matière. Dans le modèle d'échangeur de chaleur de HYSYS, il est possible de sélectionner l'un des paramètres ou débits et d'obtenir les valeurs des autres. Cette fonctionnalité est disponible aussi bien en mode de simulation en régime permanent qu'en mode de simulation dynamique. Ci-dessous se trouve un exemple de modèle d'échangeur de chaleur à tubes et calandre dans HYSYS.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

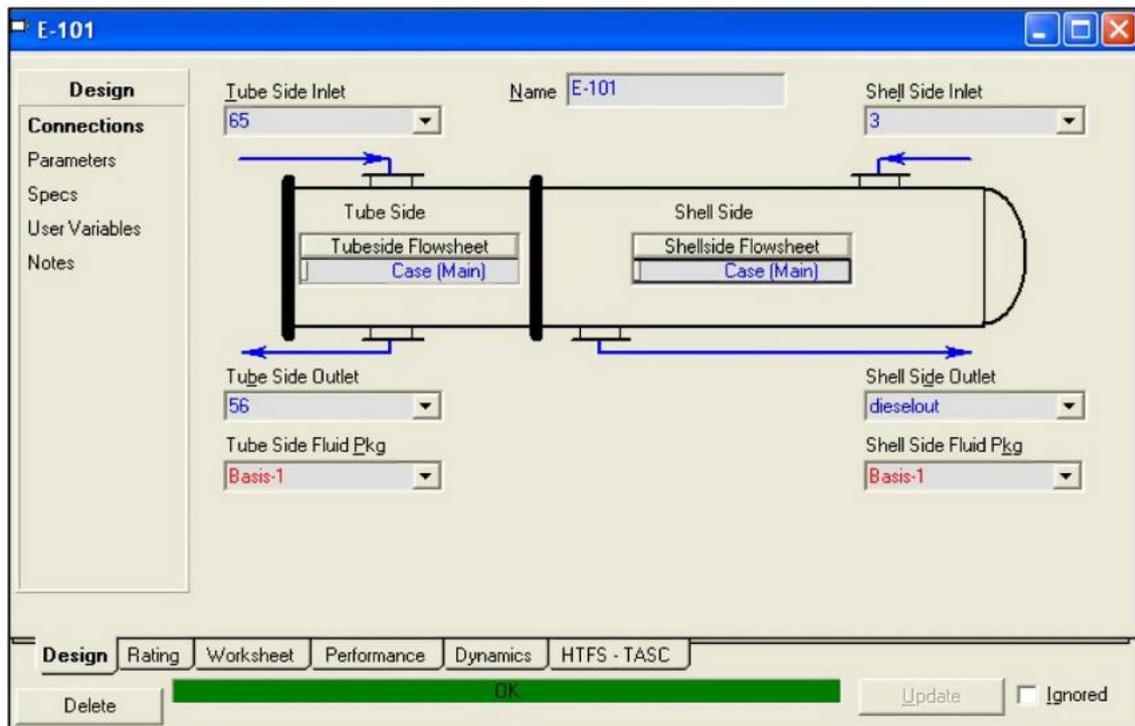


Figure 29 : Les connexions des flux pour un échangeur de chaleur dans HYSYS.

V. 1.1.2 Séparateur :

Le flux de produit est introduit dans un séparateur à trois phases, où la phase liquide légère est séparée de la phase liquide lourde et de la phase vapeur résiduelle. Dans HYSYS, lorsqu'il y a un flux d'eau non nul, celui-ci est généralement considéré comme faisant partie de la phase liquide lourde.

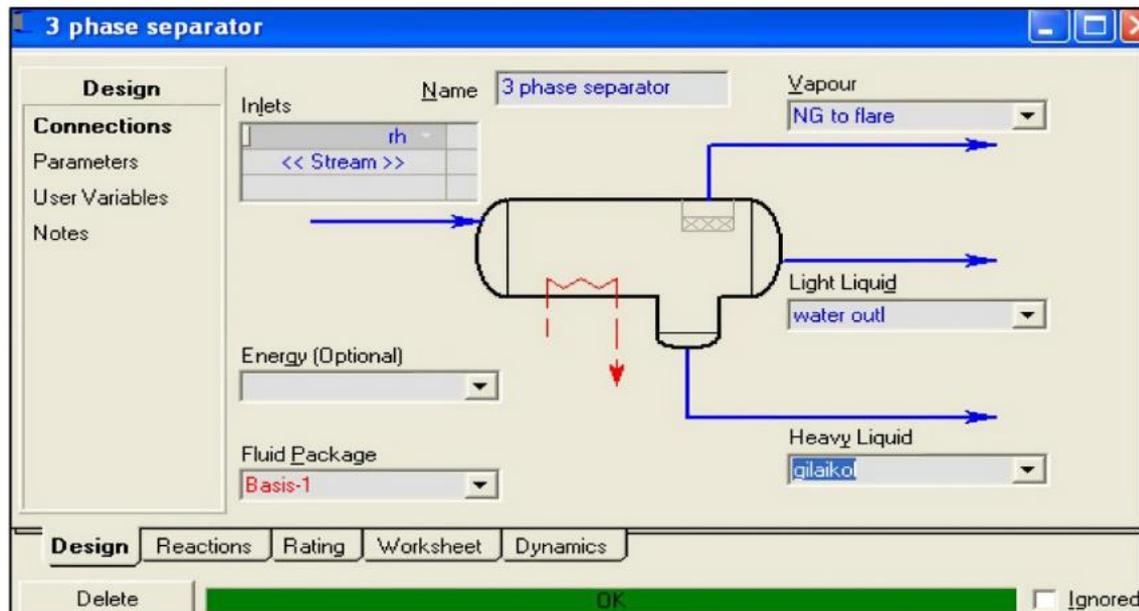


Figure 30 : Simulation d'un séparateur tri-phasique

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

V. 1.2 Application :

HYSYS est principalement utilisé dans l'industrie du pétrole et du gaz, mais ses applications se sont étendues à divers secteurs 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. 2 Simulation du circuit à l'état actuel :

La figure 32 représente le PFD de simulation du dégazeur V701, les deux échangeurs de chaleur H303 et H606 de l'unité du méthanol.

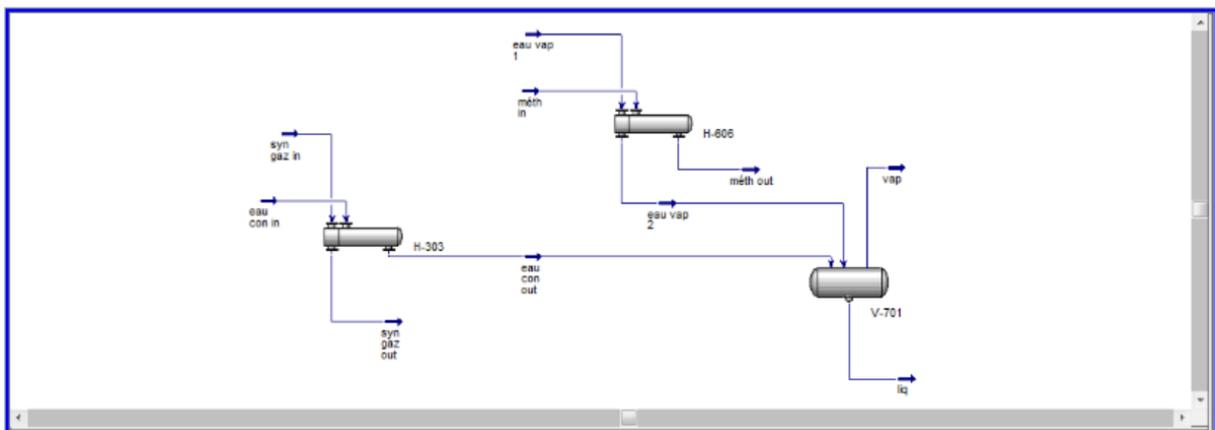


Figure 31 : Schéma de l'installation actuelle.

V. 2.1 . Simulation de l'échangeur de chaleur H303 :

En basant sur les données industrielles comme les montrent (les figures 33 et 34) on réalise la simulation de l'échangeur afin de déterminer les conditions des fluides entrant dans le dégazeur V701.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

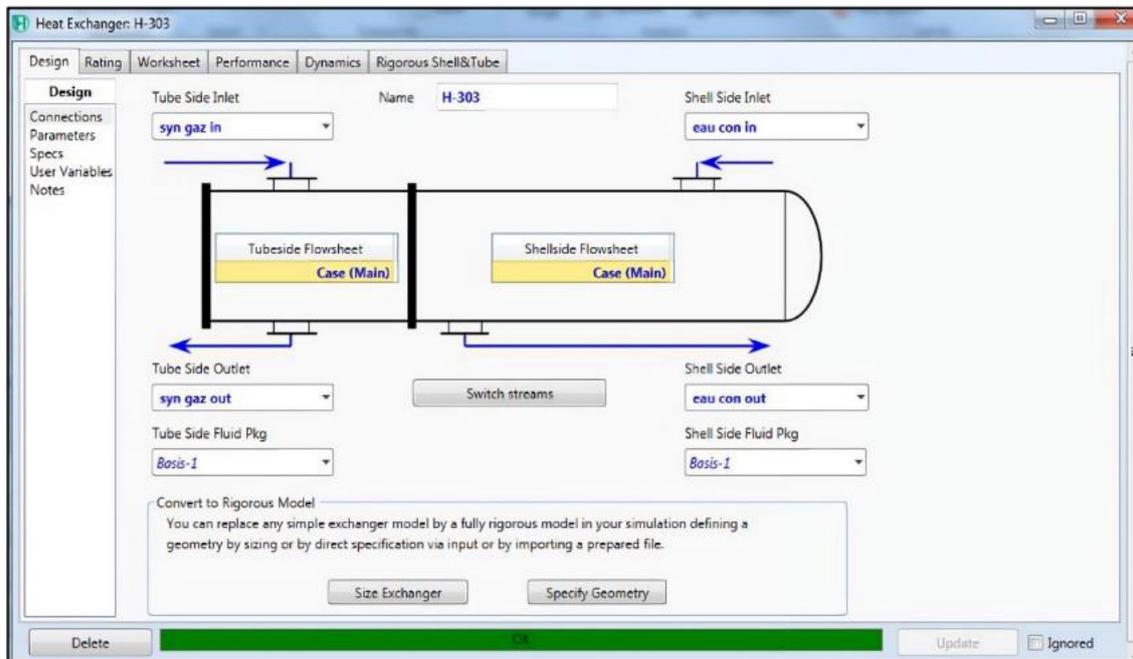


Figure 32: Circulation des fluides dans l'échangeur H303.

	syn gaz in	syn gaz out	eau con in	eau con out
Name	syn gaz in	syn gaz out	eau con in	eau con out
Vapour	1,0000	1,0000	0,1090	0,1110
Temperature [C]	132,3	118,0	110,0	115,0
Pressure [kPa]	1630	1610	1690	1690
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 33 : Conditions des fluides mises en jeux dans H303.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

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 35 et 36) montrent la simulation de ce dernier

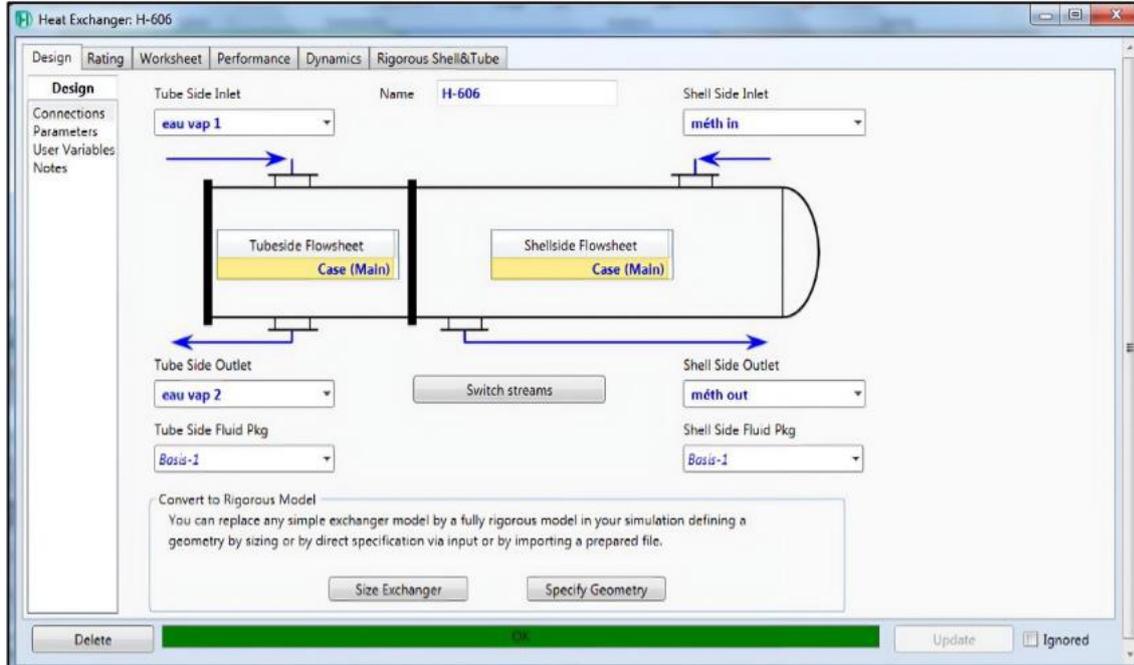


Figure 34 : Circulation des fluides dans l'échangeur H606.

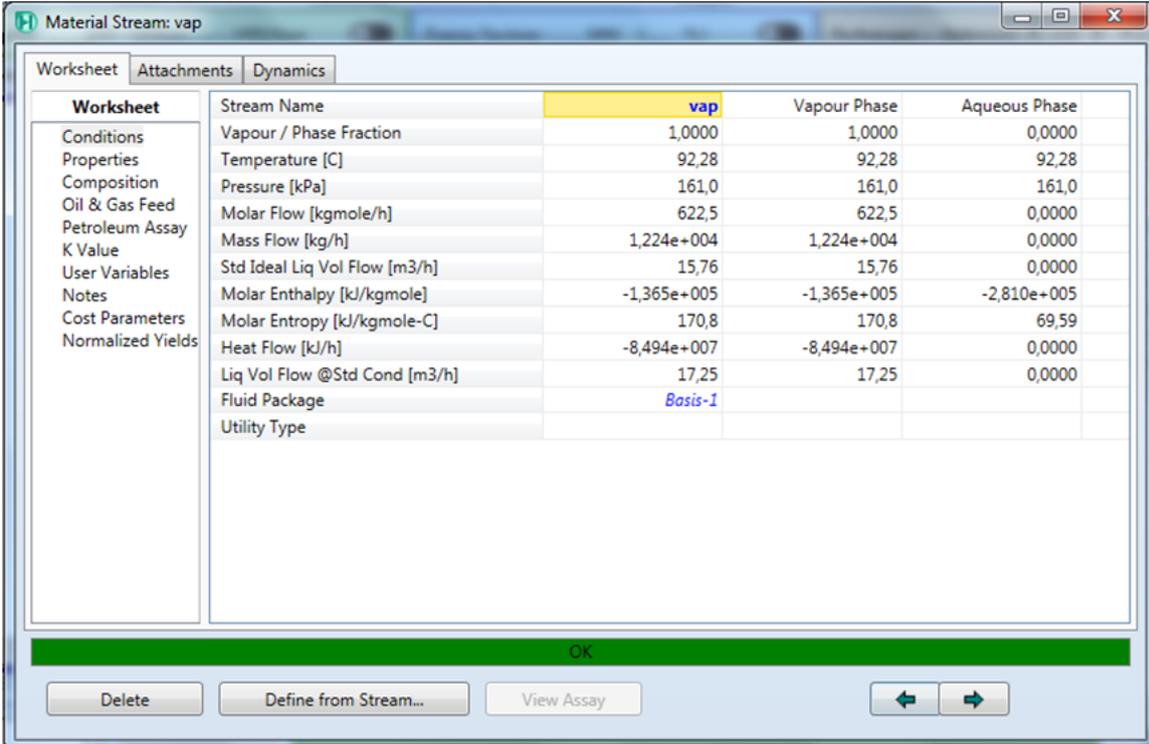
	eau vap 1	eau vap 2	méth in	méth out
Name	eau vap 1	eau vap 2	méth in	méth out
Conditions	Vapour			
Properties	Temperature [C]	142,9	108,0	88,00
Composition	Pressure [kPa]	290,0	160,0	120,0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1254	1254	9981
	Mass Flow [kg/h]	2.277e+004	2,277e+004	2,792e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	22,77	22,77	337,6
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,356e+005	-2,748e+005	-2,138e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	176,2	79,43	149,6
	Heat Flow [kJ/h]	-2,954e+008	-3,446e+008	-2,134e+009

Figure 35 : Conditions des fluides mises en jeux dans H606.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

V. 2.3 Simulation du dégazeur V701 :

D'après les calculs réalisés dans le chapitre IV, les pertes estimées s'élèvent à 12937.49 kg/h, alors que la simulation a produit un résultat de 12930 kg/h, comme illustré dans (la figure 37), en tenant compte de la vapeur admissible de 2000 kg/h. Par conséquent, les pertes réelles sont d'environ 10937,49 kg/h d'après les calculs et 10937 kg/h selon la simulation, ce qui est jugé satisfaisant. Ces pertes sont attribuées à un mélange d'eau et de condensat provenant de l'échangeur H303, ainsi qu'à de la vapeur d'eau issue de l'échangeur H606, à une température de 98 °C.



The screenshot shows the 'Material Stream: vap' window in HYSYS. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of stream properties. The 'Stream Name' is 'vap', and it is in the 'Vapour Phase'. The table includes various physical and chemical properties such as temperature, pressure, molar and mass flow rates, and enthalpy/entropy values.

Worksheet	Stream Name	vap	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]	92,28	92,28	92,28
Composition	Pressure [kPa]	161,0	161,0	161,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	622,5	622,5	0,0000
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,224e+004	1,224e+004	0,0000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	15,76	15,76	0,0000
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,365e+005	-1,365e+005	-2,810e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	170,8	170,8	69,59
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8,494e+007	-8,494e+007	0,0000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	17,25	17,25	0,0000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure 36: Les pertes d'eau vers l'atmosphère au niveau du dégazeur V701 actuellement.

V. 3 Simulation du circuit après la modification :

(La figure 38) représente le PFD de simulation du dégazeur V701, les deux échangeurs de chaleur H303 et H606 et le nouvel échangeur H609 de l'unité du méthanol.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

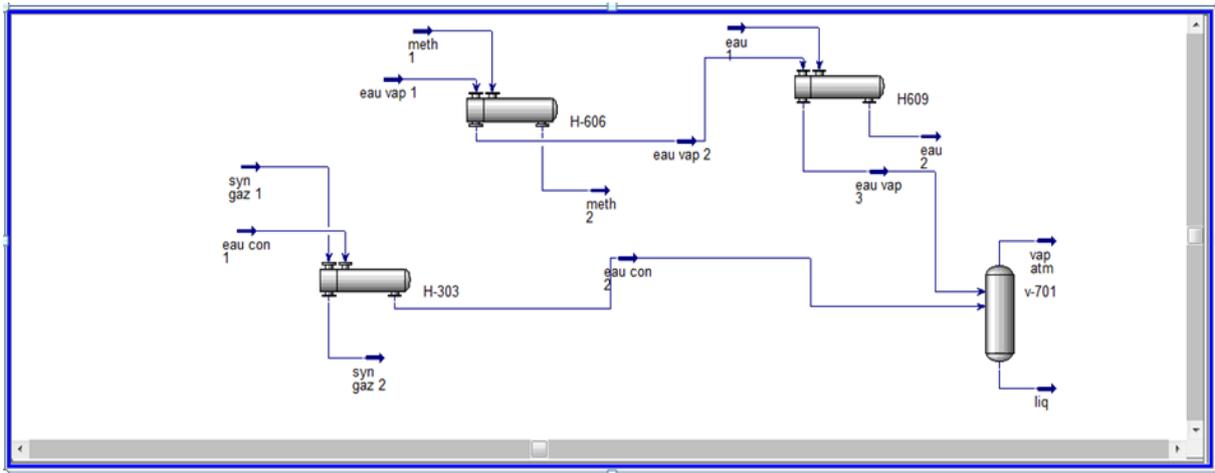


Figure 37: Schéma de l'installation avec la solution.

V. 3.1 Simulation du nouvel échangeur de chaleur H609 :

Après avoir examiné les données, il semble que l'emplacement prévu pour notre nouvel échangeur de chaleur soit bien choisi, car sa conception compacte n'empiète pas significativement sur l'espace disponible. Toutefois, si nous envisageons d'intervenir dans la ligne de l'échangeur H303, nous pourrions rencontrer des difficultés, car l'espace disponible serait insuffisant pour installer un échangeur de chaleur de grande taille en raison du débit élevé de l'eau et du condensat.

(Les figures 39, 40, 41, 42) montrent les caractéristiques de l'échangeur H609 calculées précédemment dans le chapitre IV.

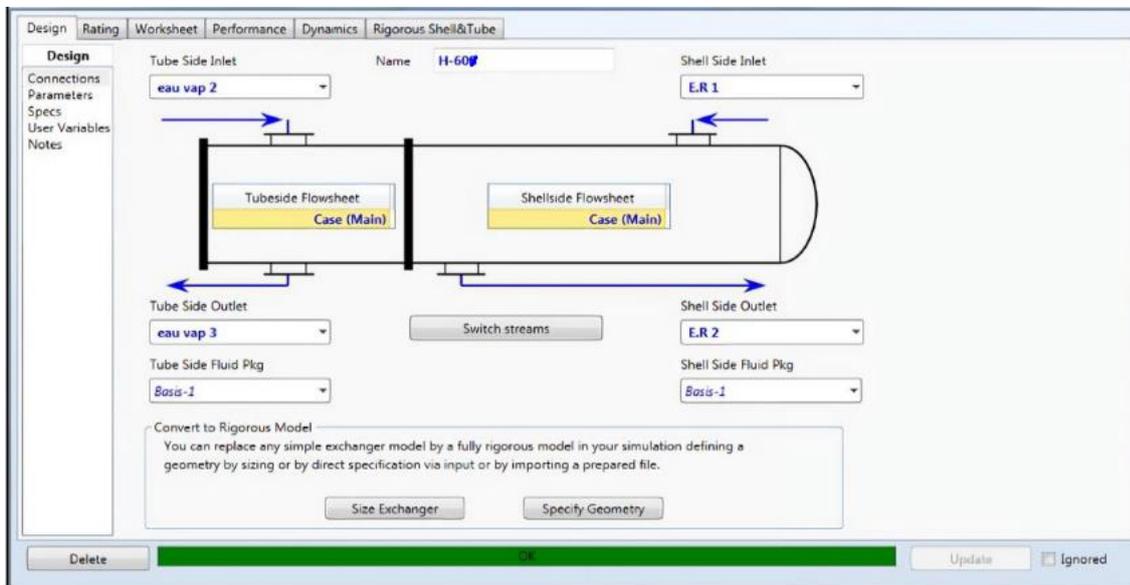


Figure 38: Circulation des fluides dans l'échangeur H609.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

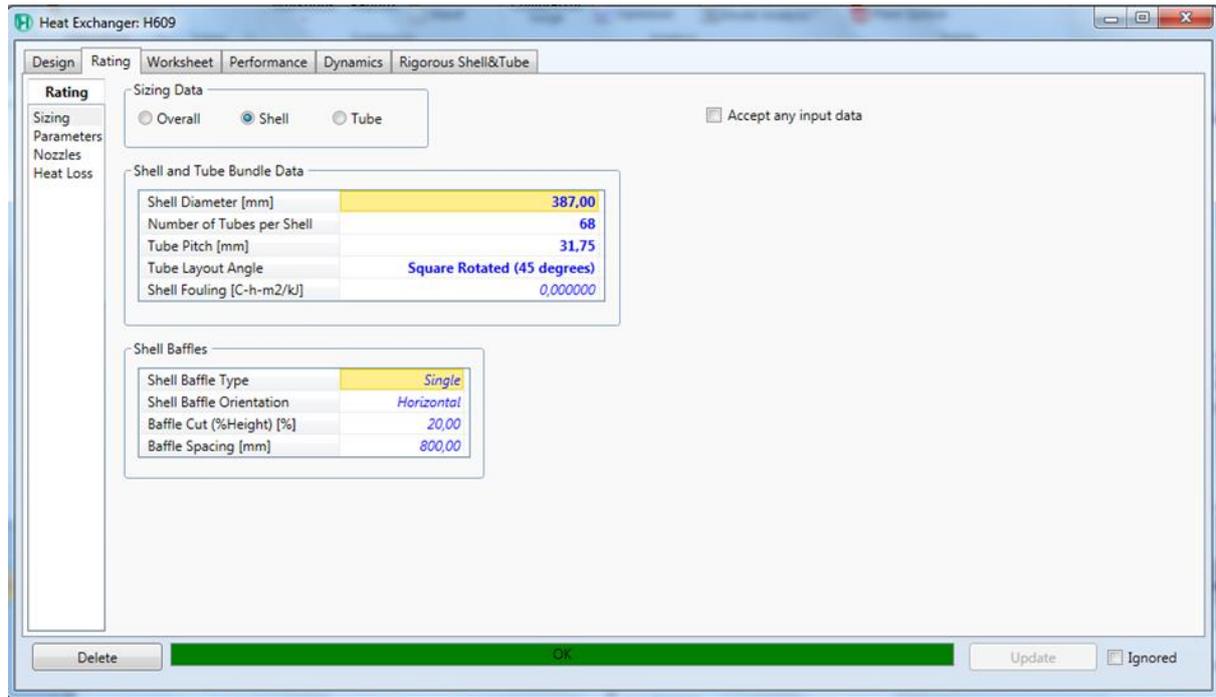


Figure 39 : Dimensionnement du coté calandre de l'échangeur H609

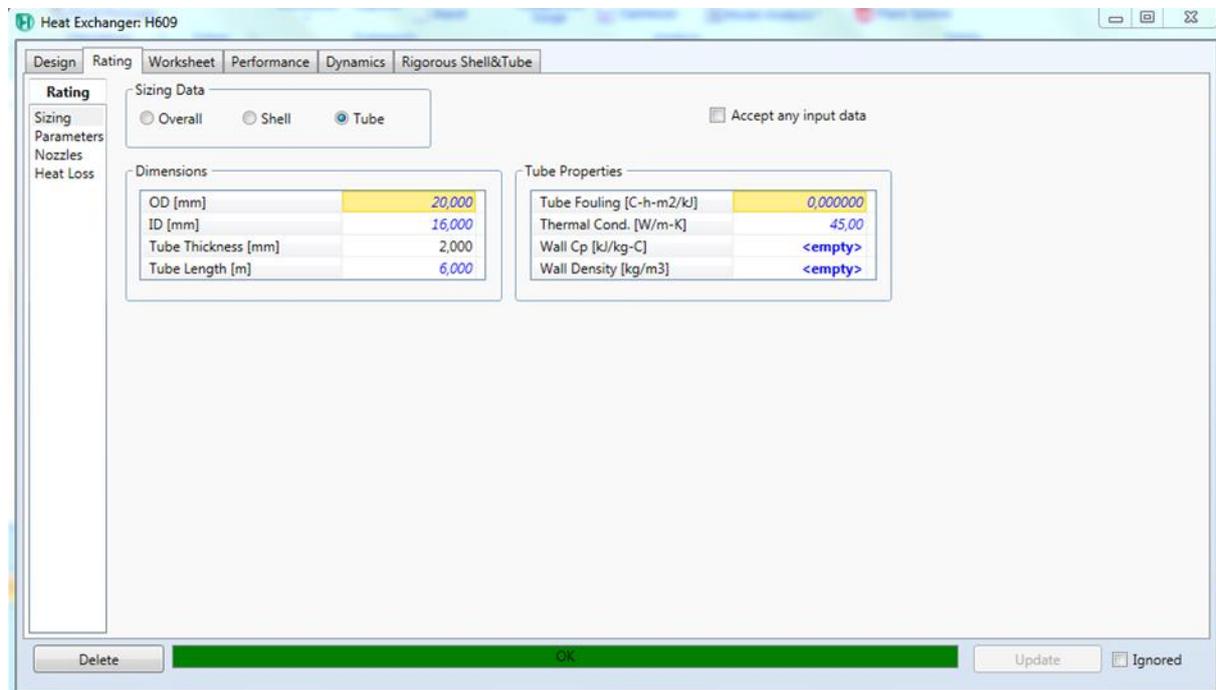


Figure 40 : Dimensionnement du coté tube de l'échangeur H609.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

Les résultats sont identiques du côté simulation et calculs.

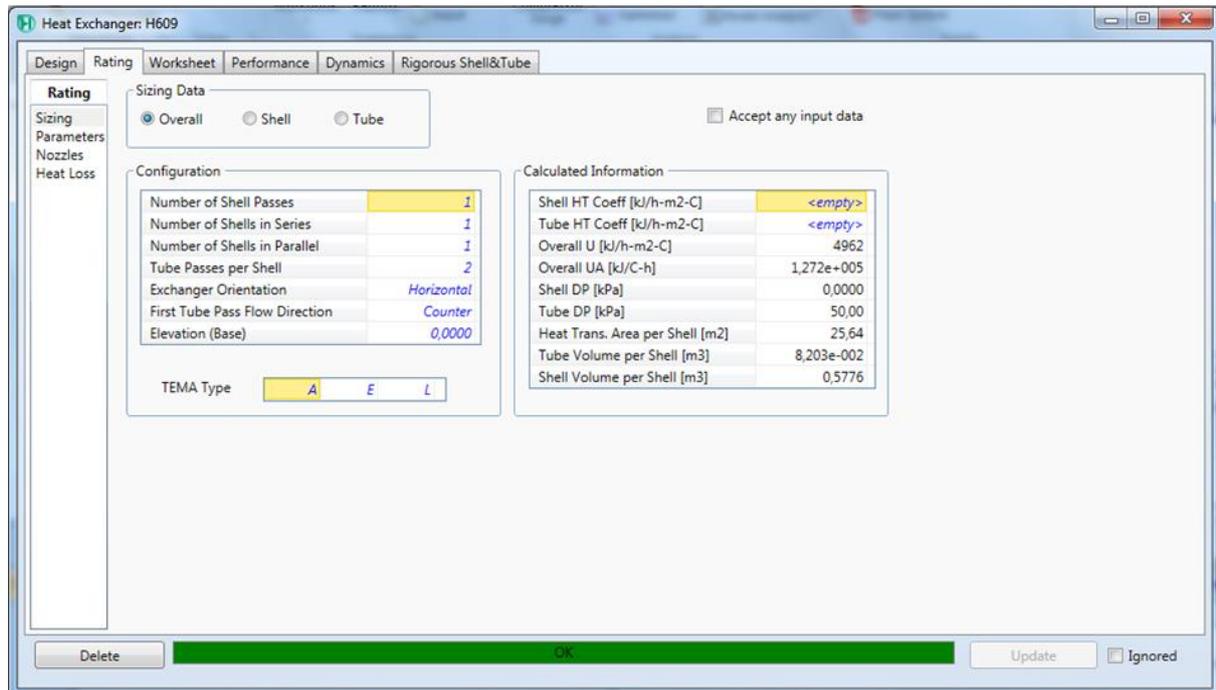
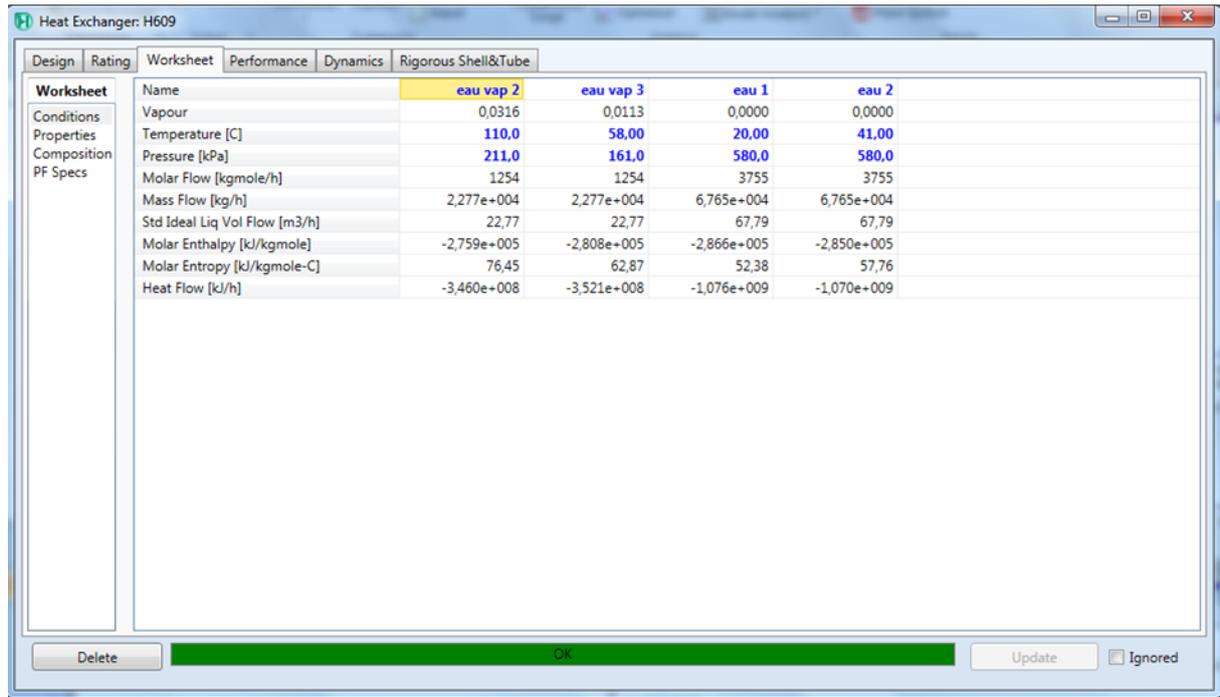


Figure 41 : Caractéristiques globales de l'échangeur H609.

Nous sommes conscients que les échangeurs de chaleur de grande taille peuvent être sujets à des pertes importantes en raison de leur géométrie. C'est pourquoi nous avons minutieusement étudié la température optimale pour garantir un bon dégazage tout en réduisant au minimum les pertes. Nos recherches ont révélé qu'une température de 98°C, comme calculée dans le chapitre IV, offre un compromis optimal.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS



Name	eau vap 2	eau vap 3	eau 1	eau 2
Vapour	0,0316	0,0113	0,0000	0,0000
Temperature [C]	110,0	58,00	20,00	41,00
Pressure [kPa]	211,0	161,0	580,0	580,0
Molar Flow [kgmole/h]	1254	1254	3755	3755
Mass Flow [kg/h]	2,277e+004	2,277e+004	6,765e+004	6,765e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	22,77	22,77	67,79	67,79
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,759e+005	-2,808e+005	-2,866e+005	-2,850e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	76,45	62,87	52,38	57,76
Heat Flow [kJ/h]	-3,460e+008	-3,521e+008	-1,076e+009	-1,070e+009

Figure 42 : Conditions des fluides circulants dans l'échangeur H609.

V. 3. 2 Simulation du dégazeur V701 après l'introduction de l'échangeur H609 :

Nous souhaitons éviter tout risque d'endommagement de nos équipements en réduisant trop drastiquement les pertes, ce qui pourrait se produire si le dégazage était insuffisant en raison d'une baisse de température. Notre priorité demeure donc d'assurer un dégazage efficace, tout en tenant compte de la quantité d'eau perdue afin d'obtenir un résultat global satisfaisant.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

Name	eau vap 3	eau con 2	liq	vap atm
Vapour	0,0113	0,1060	0,0000	1,0000
Temperature [C]	58,00	115,0	82,75	82,75
Pressure [kPa]	161,0	1690	161,0	161,0
Molar Flow [kgmole/h]	1254	2839	3672	421,7
Mass Flow [kg/h]	2,277e+004	5,203e+004	6,615e+004	8646
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	22,77	55,30	66,29	11,78
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,808e+005	-2,576e+005	-2,817e+005	-1,166e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	62,87	81,70	67,51	167,4
Heat Flow [kJ/h]	-3,521e+008	-7,315e+008	-1,034e+009	-4,918e+007

Figure 43 : Simulation du dégazeur après la solution.

(La figure 45) indique que la quantité de vapeur dirigée vers l'atmosphère est de 8646 kg/h, avec une quantité admissible de 2 tonnes/heure. Cela signifie que les pertes d'eau sous forme de vapeur s'abaissent à 6646 kg/h. Cette diminution de près de 4,3 tonnes/heure de pertes est très significative et résulte en un fonctionnement satisfaisant.

Stream Name	vap atm	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	82,75	82,75	82,75
Pressure [kPa]	161,0	161,0	161,0
Molar Flow [kgmole/h]	421,7	421,7	0,0000
Mass Flow [kg/h]	8646	8646	0,0000
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	11,78	11,78	0,0000
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,166e+005	-1,166e+005	-2,817e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	167,4	167,4	67,51
Heat Flow [kJ/h]	-4,918e+007	-4,918e+007	0,0000
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	9930	9930	0,0000
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Figure 44: La quantité de vapeur après la modification.

Chapitre V : Simulation par logiciel HYSYS

V. 3.4 Étude comparative :

Nous avons évalué l'impact de l'installation du nouvel échangeur sur les pertes de vapeur au niveau du dégazeur V701. Pour ce faire, nous avons comparé les résultats obtenus à partir des calculs avec ceux de la simulation, en prenant en compte les valeurs simulées après l'intégration de l'échangeur H609.

Tableau 11 : Comparaison des débits de perte avant et après l'installation de H609.

Paramètres	Résultats actuels			Résultats par simulation avec H609
	Par calcul	Par simulation	Δ	
Débit de vapeur vers ATM	12,93749	12,930	0,01161	8,646

L'installation du nouvel échangeur s'est avérée bénéfique pour réduire le débit de vapeurs émises dans l'atmosphère, ce qui a permis de minimiser les pertes en vapeur d'eau. Cette réduction a été rendue possible en abaissant la température du fluide chaud traversant l'échangeur, permettant ainsi d'utiliser cette chaleur pour la production de vapeur. Par conséquent, 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.

Conclusion.

Conclusion :

En utilisant des bilans matières partiels, nous avons pu évaluer de manière précise les pertes en eau à différentes étapes du processus de production du méthanol. En identifiant les zones où ces pertes étaient les plus importantes, nous avons concentré nos efforts d'optimisation sur ces points critiques. En intervenant sur les sources majeures de pertes d'eau dans notre unité, nous avons visé à réduire notre empreinte environnementale, à améliorer notre efficacité opérationnelle et à optimiser l'utilisation des ressources en eau. Ce faisant, nous avons élaboré des solutions concrètes pour atténuer ces pertes, en faisant preuve d'un sens accru de responsabilité et d'optimisation pour trouver des approches viables et durables.

Lorsque nous abordons la résolution d'un problème, il est crucial de considérer les possibles répercussions indésirables sur le processus de production. Dans notre étude, nous avons trouvé un compromis entre améliorer le dégazage et réduire les pertes, même si ces deux objectifs semblaient à première vue contradictoires. En tirant parti des idées et des connaissances déjà acquises, nous sommes confiants dans notre capacité à trouver des solutions pour relever ces défis.

D'autres pertes sont inévitables et leur gestion dépend du bon entretien des purges et des vannes du circuit. Il est impératif de maintenir ces équipements en bon état de fonctionnement afin de réduire au minimum ces pertes et garantir un processus de production optimal.

En résumé, établir un lien solide entre l'industrie et l'environnement est essentiel, même si cela peut être un défi. En adoptant les principes de la chimie verte, il est possible de trouver des solutions pour atténuer les impacts négatifs de l'industrie sur l'environnement. Cela nécessite un engagement envers des pratiques durables, l'adoption de technologies et de processus respectueux de l'environnement, ainsi qu'une gestion proactive des problèmes potentiels. Il est crucial de continuer à explorer et à mettre en œuvre des approches innovantes pour promouvoir une production industrielle plus respectueuse de l'environnement et contribuer à un avenir durable.

Bibliographie.

Bibliographie.

R.A. Periana, D.J. Taube, E.R. Evitt, D.G. Löffler, P.R. Wentrcek, G. Voss and T. Masuda, *Science* 259 (1993) 340

J.K. Dixon and J.E. Longfield, in: *Catalysis*, Vol. VII, ed. P.H. Emmett (Reinhold, New York, 1960), ch. 4.

Y. Liu, T. Hayakawa, T. Ishii, M. Kumagai, H. Yasuda, K. Suzuki, S. Hamakawa and K. Murata, *Appl. Catal. A* 210 (2001) 301.

BANQUY (D.), Le méthanol (3^e partie). Préparation du gaz de synthèse de méthanol par oxydations partielle du fuel-oil. *Revue de l'Association Française des Techniciens du Pétrole*, mai-juin 1975, n° 231. P.27-33

SUPP (E.), DE BOUILLE (C.G), Le méthanol (2^e partie). Production de méthanol à partir de résidus lourds pétroliers suivant le procédé Lurgi à basse pression. *Revue de l'Association Française des Techniciens du Pétrole*, mai-juin 1975, n° 231. P 33-38.

PONOT (M.). Le procédé ICI de production du méthanol. Son application à une unité de 600 t/j. *Revue de l'Association Française des Techniciens du Pétrole*, mai-juin 1975, n° 231. P39 – 44

«Basics of the Carbon Cycle and the Greenhouse Effect – The Earth's Atmosphere, National Oceanic & Atmospheric Administration (NOAA) – Education and Outreach».

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].

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.

François-Marie, «Physicien-climatologue, chercheur au Laboratoire des sciences du climat et de l'environnement, Université Paris-Saclay».

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.»

« <http://www.aspentech.com/asp-hysys-midstream.aspx> » [En ligne].

Aspen Hysys@ 2004.2 Dynamic Modeling.Issues addresses by Process Modeling (Aspen Hysys) V7.2.

M. E. Hanyak, “Chemical Process Simulation and Aspen tech Hysys Software” Version 2006, Bucknell university Lewisburg PA 17837 December 15 2007.

Eide, L.I.; Batum, M.; Dixon, T.; Elamin, Z.; Graue, A.; Hagen, S.; Havorka, S.; Nazarian, B.; Nokleby, P.H.; Olsen, G.I.; et al. Enabling large-scale carbon capture, utilization, and storage (CCUS) using offshore carbon dioxide (CO₂) infrastructure developments—A review. *Energies* 2019, 12, 1945.

Atsbha, T.A.; Yoon, T.; Seongho, P.; Lee, C.-J. A review on the catalytic conversion of CO₂ using H₂ for synthesis of CO, methanol, and hydrocarbons. *J. CO₂ Util.* 2021, 44, 101413.

Lee, M.; Kim, Y.; Suk Lim, H.; Jo, A.; Kang, D.; Lee, J.W. Reverse water-gas shift chemical looping using a core-shell structured perovskite oxygen carrier. *Energies* 2020, 13, 5324.

Alalwan, H.A.; Alminshid, A.H. CO₂ capturing methods: Chemical looping combustion (CLC) as a promising technique. *Sci. Total Environ.* 2021, 788, 147850.

S. Yuan, Y. Li, J. Peng, Y. M. Questell-Santiago, K. Akkiraju, L. Giordano, D. J. Zheng, S. Bagi, Y. Román-Leshkov, Y. Shao- Horn, Conversion of Methane into Liquid Fuels— Bridging Thermal Catalysis with Electrocatalysis., *Advanced Energy Materials* 2020, p. 2002154.

«Manuel opératoire du complexe CP1Z»

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

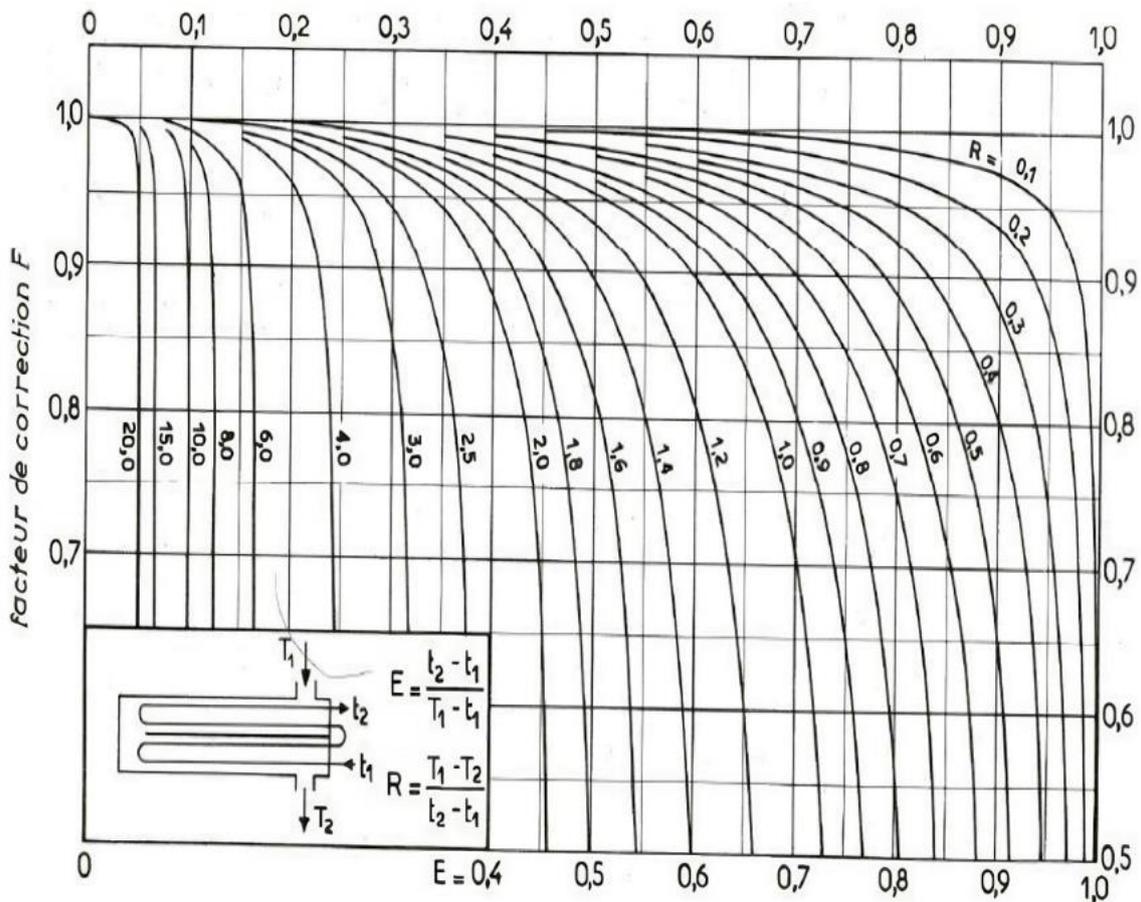
Annexe II: Tableau des données industrielles

Vanne	Cas réel	Cas design	Unité
FRC101	11230	12708	Nm3/h
FRC102	36081	33470	Kg/h
FR402	47451	3400	Nm3/h
FR403	287600	318700	Nm3/h
FRC406	402	298,15	Nm3/h
FRC402	65272	54000	Kg/h
FR501	12670	13000	Nm3/h
FR502	90,2	80	Nm3/h
Fi504	754,7	700	Nm3/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	Nm3/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

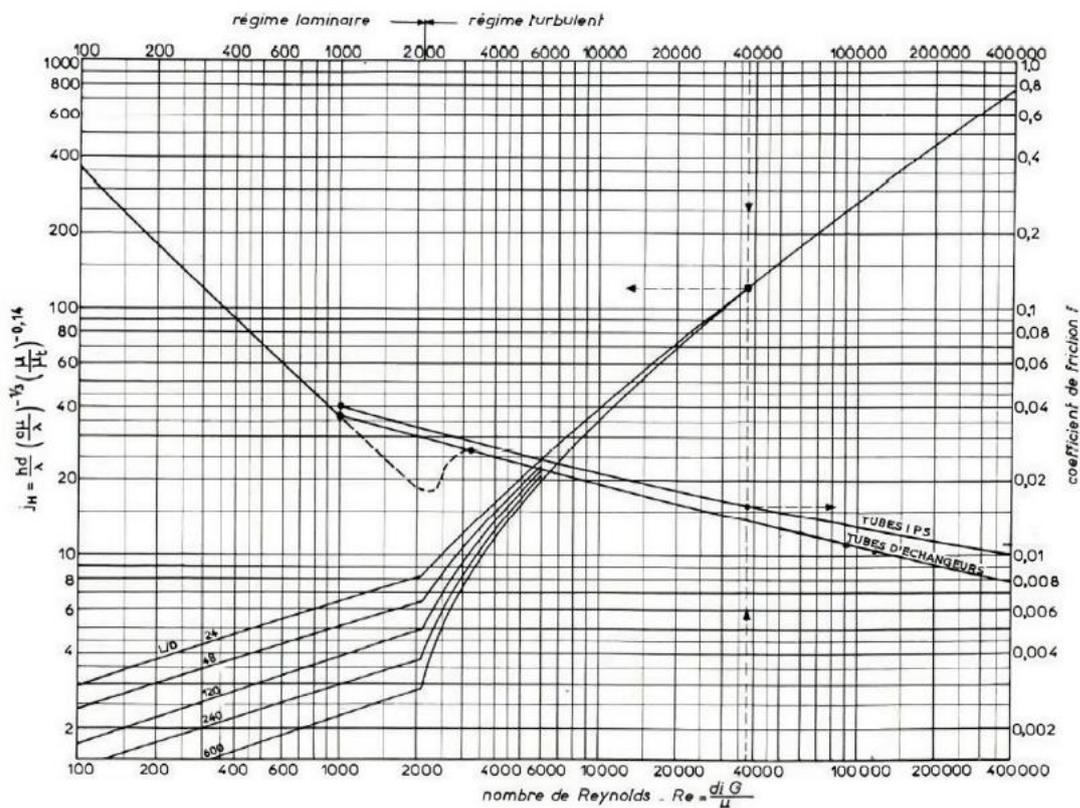
Annexe VII : Caractéristiques des tubes d'échangeurs

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Annexe VIII : Caractéristiques des faisceaux des tubes d'échangeurs selon une disposition en carré

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26			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

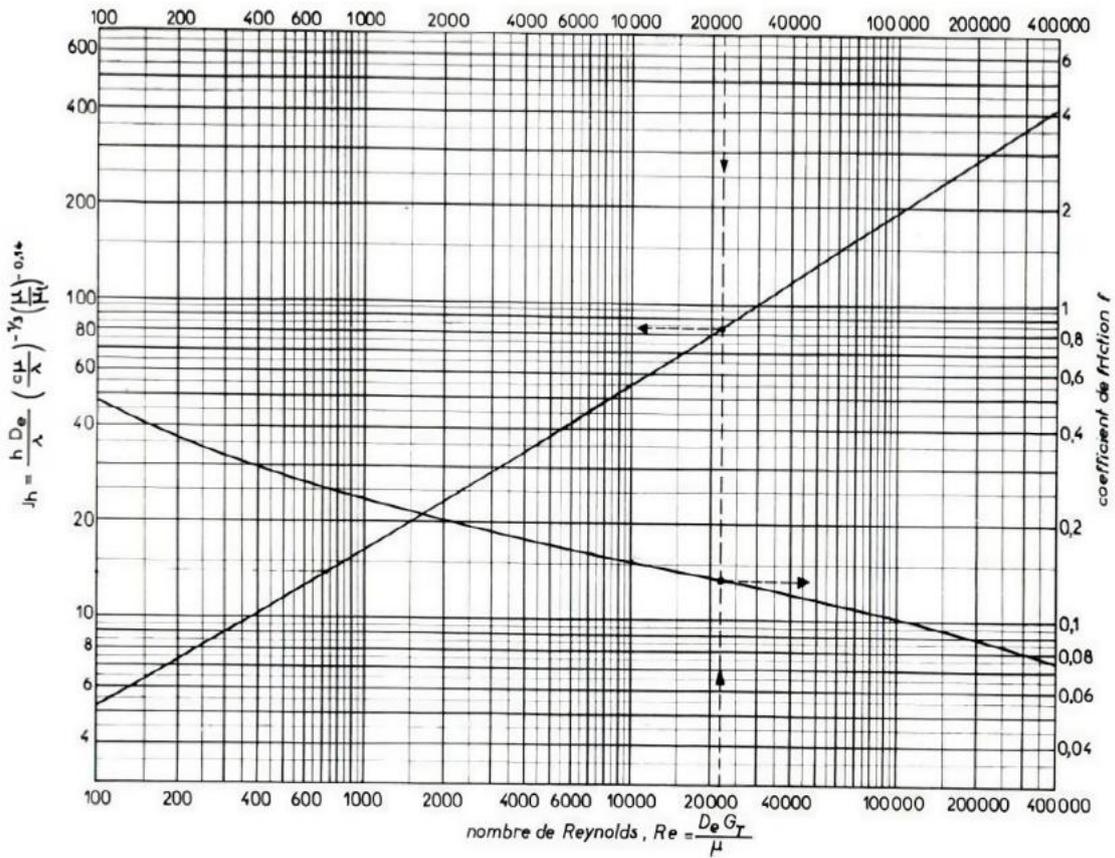
Annexe IX : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes



Annexe X : Les valeurs limites conseillées de β (distance entre chicane)

D_c	l_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.



Annexe XII : Les valeurs usuelles des résistances Rsint et Rsext.

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

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

Annexe VIII : 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