



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic Republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
Abdelhamid Ibn Badis University - Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق
Department of Process Engineering



Department of Process Engineering

The Date

Ref :...../U.M/F.S.T/2023

قسم هندسة الطرائق

التاريخ :

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie Chimique

Thème

**Etude des pertes d'eau dans l'unité méthanol
(cas du complexe CP1/Z d'Arzew)**

Présenté par

1- Khedidja FELLOUH

2- Maroua ALLOUCH

Soutenu le 24/06/2023 devant le jury composé de :

Président :	BOUZID Habib	Professeur	Université de Mostaganem
Examineur :	TERKHI Mohamed Cherif	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	GHELAMALLAH Madani	Professeur	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2022/2023

Dédicace

Je tiens avant tout à remercier dieu tout puissant qui m'a donné la volonté, le courage et la patience afin d'arriver à ce niveau et terminer mes études universitaire.

Je dédie cette réussite de fin d'études spécialement :

A ma chère mère **HARRAT Mansouria**,

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.

A mon cher père **FELLOUH Mohamed**,

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.

A mes chères sœurs **FELLOUH Aya - FELLOUH Ikram - FELLOUH Malak**,

Pour leurs encouragements permanents, et leur soutien moral, je vous aime beaucoup.

A mon cher cousin et mon frère **FELLAHI Mohamed**,

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, réconforté et encouragé, un grand merci à toi.

A tous les membres de ma famille **FELLOUH** et **HARRAT**,

Pour leur soutien tout au long de mon parcours universitaire.

A mes biens chers amis **ALLOUCH Maroua - BELHADJ Iman - Mennad Aicha - ALI Faiza**,

Je ne peux trouver les mots justes et sincères pour vous exprimer mon affection et mes pensées, vous êtes pour moi des sœurs et des amies sur qui je peux compter.

Et à tous ceux qui m'ont soutenue.

Khadidja

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

A la mémoire de mon père qui nous a quittés, qu'ALLAH garde son âme dans son vaste paradis.

A celle qui m'a transmis la vie, L'amour, le courage, la tendresse

A toi chère maman toutes mes joies, ma très chère et douce mère toutes les lettres ne sauraient trouver les Mots qu'il faut.

A mes très chers frères, mes sœurs et ma chère Aïcha pour leurs encouragements.

A Toute ma famille et en particulier ma grand-mère.

A tous mes chères Khadidja et Faïza.

Maroua

Remerciements

Avant toute chose nous remercions **Dieu** le tout puissant de nous avoir aidé et éclairé le chemin pour la réalisation de ce modeste travail.

On remercie infiniment **nos parents** qui ont sacrifié leurs forces et leurs moyens pour nous soutenir durant toutes nos études.

Nous tenons à adresser nos sincères remerciements et une pensée bien particulière à notre encadrant **Pr GHELAMALLAH Madani** pour sa constante disponibilité, ses judicieux conseils et ses précieuses orientations qui nous ont constamment accompagnées et éclairées, son dévouement et son soutien dans la réalisation du présent mémoire. Nous vous remercions infiniment et nous saisissons cette occasion pour vous exprimer notre profonde gratitude tout en vous témoignant notre respect.

Nos profonds remerciements vont aussi aux membres du jury, **Pr BOUZID Habib** et **Dr TERKHI Mohamed Cherif** pour avoir accepté de juger et d'évaluer notre travail.

Nous adressons nos remerciements à **tous nos enseignants** pour leurs efforts tout au long de nos années d'études.

Nous tenons à remercier **Mme TIRES Halima** pour son aide précieuse, sa gentillesse, sa disponibilité.

Nous tenons vivement à remercier toute l'équipe du complexe **CP1/Z Arzew**.

Nous tenons à remercier toutes les personnes qui nous ont apporté de l'aide dans ce mémoire.

Sommaire

Introduction générale	1
Chapitre I : Présentation de complexe pétrochimie « CP1/Z » d'Arzew	
I.1. Historique du complexe	3
I.1.1. La Création du complexe CP1/Z	3
I.1.2. Phases de réalisation et de mise en exploitation	3
I.2. Situation géographique du complexe CP1/Z	4
I.3. Activités du complexe CP1/Z	5
I.4. Capacités de production	7
I.5. Capacité de stockage	7
I.6. Organigramme du complexe CP1/Z	8
I.7. Description des départements	9
I.7.1. Sous-direction exploitation	9
I.7.1.1. Département production (P1)	9
I.7.1.2. Département production (P2)	9
I.7.1.3. Département maintenance (G)	9
I.7.1.4. Département approvisionnement (A)	10
I.7.2. Sous-direction personnel	10
I.7.2.1. Département ressources humaines (DRH)	10
I.7.2.2. Département administration/Social (ADM/SOC)	10
I.7.2.3. Département personnel / Moyens généraux (PMG)	10
I.7.3. Département technique (T)	11
I.7.4. Département travaux neufs (W)	11
I.7.5. Département hygiène sécurité environnement (HSE)	11
I.7.5.1 Service de surveillance	11
I.7.5.2. Service de prévention	11
I.7.5.3. Service d'intervention	12
I.7.6. Département finance et juridique (F)	12
I.7.7. Département technologie de l'information	12
I.7.8. Département organisation et qualité	12
I.7.9. Département passation des marchés (SPM)	12
I.7.10. Département sureté interne (SI)	13
I.8. Service Utilité	13
I.8.1. Unité 11 : Centrale thermique (système vapeur HP, MP et BP)	14
I.8.2. Unité 12 : Eau déminéralisée (ED)	14
I.8.3. Unité 13 : Eau de refroidissement (ER)	14
I.8.4. Unité 14 : Station de Gaz naturel	15
I.8.5. Unité 15 : Production d'air comprimé (instrument et service)	15
I.8.6. Unité 17 : unité d'azote	15
I.8.7. Unité 18 : Réseau électrique	16
I.8.9. Unités 25 : Bacs de stockage d'eau	16
I.9. Service de Laboratoire	16
I.9.1. Les différentes sections de service de laboratoire de contrôle	16
I.9.1.1. Section contrôle	16
I.9.1.2. Section des analyses chimiques	17
I.9.2. Les Types d'analyses	17
I.9.2.1. Analyses des eaux	17

I.9.2.2. Analyses du méthanol	18
I.9.2.3. Analyse des gaz	19
I.9.2.3.1. La chromatographie en phase gazeuse « C.P.G »	19
I.10. Unité Résines	19
I.10.1. Unité 100 : Production du gaz de formaldéhyde (F36) et formurée (UFC80)	19
I.10.2. Unité 600 : Fabrication de la colle uréique (L10)	19

Chapitre II : Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné

II.1. Caractéristiques du méthanol	20
II.1.1. Définition du méthanol	20
II.1.2. Propriétés chimiques du méthanol	21
II.1.3. Propriétés physiques et thermodynamiques du méthanol	22
II.1.4. Grades du méthanol	23
II.1.5. Les voies d'utilisation et de valorisation du méthanol	24
II.2. Procédés de synthèse du méthanol	26
II.2.1. Procédé à haute pression (HP)	26
II.2.2. Procédé à basse pression (BP)	26
II.2.2.1. Procédé Imperial Chemical Industries (I.C.I)	26
II.2.2.2. Procédé Lurgi	26
II.2.2.3. Procédé Mitsubishi Gaz Chemical (MGC)	26
II.2.2.4. Procédé Ammonia-Casale	27
II.2.2.5. Procédé Topsoe	27
II.3. Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné	27
II.3.1. Distribution du gaz naturel (section 100)	28
II.3.2. Four de reforming (section 200)	30
II.3.2.1. Zone de radiation	31
II.3.2.2. Zone de convection	31
II.3.3. Refroidissement du gaz de synthèse et élimination de l'eau (section 300)	33
II.3.4. Compression du gaz de synthèse (section 400)	34
II.3.5. Synthèse du méthanol (section 500)	35
II.3.6. Distillation du méthanol brut (section 600)	37
II.3.6.1. La colonne V601 (élimination des produits légers)	37
II.3.6.2. La colonne V602 (Élimination des produits lourds)	38
II.3.7. Système de vapeur (section 700)	39
II.3.7.1. Récupération de l'eau déminéralisée condensée des différents séparateurs	39
II.3.7.2. Production de vapeur en utilisant l'eau récupérée	40

Chapitre III : Partie calcul

III.1. Les bilans de matière	42
III.1.1. Bilan global du procédé de méthanol	42
III.1.2. Les bilans partiels	42
III.1.2.1. Cas Réel	42
III.1.2.1.1. Bilan du four F ₂₀₁	42
III.1.2.1.1.1. Le débit volumique du gaz naturel du procédé	43
III.1.2.1.1.1.1. La conversion du débit volumique FRC ₁₀₁ de Nm ³ /h en m ³ /h	43
III.1.2.1.1.1.2. La conversion du débit volumique FRC' ₁₀₁ en débit massique	44
III.1.2.1.1.2. Le débit volumique du gaz d'hydrogène	45
III.1.2.1.1.2.1. La conversion du débit volumique FRC ₄₀₆ de Nm ³ /h en m ³ /h	46

III.1.2.1.1.2.2. La conversion du débit volumique FRC'_{406} en débit massique	46
III.1.2.1.1.3. Le débit massique du gaz de synthèse	47
III.1.2.1.1.3.1. La conversion du débit volumique FRC'_{GS} en débit massique	47
III.1.2.1.1.4. Le débit massique de la vapeur d'eau	48
III.1.2.1.1.5. Calcul de débit massique du condensat	48
III.1.2.1.2. Bilan du dégazeur V701	48
III.1.2.1.2.1. Le débit massique FI_{701A}	49
III.1.2.1.2.2. Le débit massique FI_{605}	49
III.1.2.1.2.3. Le débit massique $FRC_{701/B}$	50
III.1.2.1.2.4. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans le dégazeur V701	50
III.1.2.1.3. Bilan de la deuxième colonne de distillation V602	50
III.1.2.1.3.1. Le débit massique de FRC_{610}	51
III.1.2.1.3.2. Le débit massique de FRC_{613}	51
III.1.2.1.3.3. Calcul de la perte d'eau dans la deuxième colonne de distillation V602	51
III.1.2.1.4. Bilan de la turbine Q401	52
III.1.2.1.4.1. Le débit massique FI_{402}	52
III.1.2.1.4.2. Le débit massique FR_{702}	52
III.1.2.1.4.3. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans la turbine Q401	53
III.1.2.1.5. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans la turbine Q402	53
III.1.2.1.6. Calcul des pertes totales	54
III.1.2.2. Cas design	55
III.1.2.2.1. Bilan de four F201	55
III.1.2.2.1.1. Le débit volumique du gaz naturel du procédé	55
III.1.2.2.1.1.1. La conversion du débit volumique FRC_{101} de Nm^3/h en m^3/h	55
III.1.2.2.1.1.2. La conversion du débit volumique FRC'_{101} en débit massique	55
III.1.2.2.1.2. Le débit volumique du gaz d'hydrogène	56
III.1.2.2.1.2.1. La conversion du débit volumique FRC_{406} de Nm^3/h en m^3/h	56
III.1.2.1.1.2.2. La conversion du débit volumique FRC'_{406} en débit massique	57
III.1.2.2.1.3. Le débit massique du gaz de synthèse	57
III.1.2.2.1.3.1. La conversion du débit volumique FRC'_{GS} en débit massique	57
III.1.2.2.1.4. Le débit massique de la vapeur d'eau	58
III.1.2.2.1.5. Calcul de débit massique du condensat	58
III.1.2.2.2. Bilan du dégazeur V701	59
III.1.2.2.2.1. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans le dégazeur V701	59
III.1.2.2.3. Bilan de la deuxième colonne de distillation V602	59
III.1.2.2.3.1. Calcul de la perte d'eau dans la deuxième colonne de distillation	60
III.1.2.2.4. Bilan de la turbine Q401	60
III.1.2.2.5. Bilan de la turbine Q402	60
III.1.2.2.6. Calcul des pertes totales	60
III.2. La comparaison entre les résultats du cas réel du cas design	61
III.2.1. Calcul de l'écart de perte au niveau du dégazeur V701	61
III.2.2. Calcul de l'écart de perte au niveau de la deuxième colonne de distillation V602	62
III.2.3. Calcul de l'écart de perte au niveau de la turbine Q401	62
III.2.4. Calcul de l'écart de perte au niveau de la turbine Q402	63
III.2.4. Calcul de l'écart des pertes totales au niveau de l'unité méthanol	64
Conclusion générale	65

Liste des abréviations

T.D.S : Total dissolved solids (le nombre de solides dissous)

T.A.C : Titre alcalimétrique complet

T.H : Titre hydrotimétrique

MeOH : Méthanol

GN : Gaz naturel.

Liste des tableaux

Tableau I.1 :	La capacité de production des unités de complexe CP1/Z	7
Tableau I.2 :	Stockage des produits finis	7
Tableau I.3 :	Analyses des eaux au niveau de laboratoire du complexe CP/1Z	18
Tableau II.1 :	Tableau d'identification du méthanol	21
Tableau II.2 :	Propriétés physiques et thermodynamique du méthanol	22
Tableau II.3 :	Les spécifications commerciales moyennes du méthanol pour la chimie	24
Tableau III.1 :	Calcul de la moyenne du débit volumique, de la pression, de la température du gaz naturel du procédé	43
Tableau III.2 :	Calcul le débit massique de gaz naturel du procédé (Cas réel)	45
Tableau III.3 :	Calcul de la moyenne de débit volumique, de la pression, de la température du gaz d'hydrogène	45
Tableau III.4 :	Calcul le débit massique du gaz d'hydrogène (Cas réel)	46
Tableau III.5 :	Calcul de la moyenne de débit massique, de la pression, de la température du gaz de synthèse	47
Tableau III.6 :	Calcul le débit massique du gaz de synthèse (Cas réel)	47
Tableau III.7 :	Calcul de la moyenne du débit massique de la vapeur d'eau	48
Tableau III.8 :	Calcul de la moyenne du débit massique d'eau déminéralisée assuré par le service utilité	49
Tableau III.9 :	Calcul de la moyenne du débit massique du condensat de vapeur du rebouilleur de la deuxième colonne de distillation H606	49
Tableau III.10 :	Calcul de la moyenne du débit massique de l'eau déminéralisée de la chaudière F208	50
Tableau III.11 :	Calcul de la moyenne du débit massique du méthanol brut	51
Tableau III.12 :	Calcul la moyenne de débit massique du méthanol raffiné	51
Tableau III.13 :	Calcul de la moyenne du débit massique de la vapeur d'eau à haute pression	52
Tableau III.14 :	Calcul de la moyenne du débit massique de la vapeur d'eau à moyenne pression	52
Tableau III.15 :	Calcul du débit massique du gaz naturel du procédé (Cas design)	56
Tableau III.16 :	Calcul du débit massique du gaz d'hydrogène (Cas design)	57
Tableau III.17 :	Calcul du débit massique du gaz de synthèse (Cas design)	58

Liste des figures

Figure I.1 :	Le complexe pétrochimique CP/1Z	4
Figure I.2 :	Position du complexe pétrochimique CP/1Z sur la carte géographique	4
Figure I.3 :	Schéma descriptif du complexe CP1/Z	6
Figure I.4 :	Organigramme du complexe CP/1Z	8
Figure I.5 :	Service utilité	14
Figure II.1 :	Modèle moléculaire du méthanol	20
Figure II.2 :	La formule du méthanol	20
Figure II.3 :	Principales voies d'utilisation du méthanol à l'échelle mondiale	25
Figure II.4 :	Schéma générale de production de méthanol.	27
Figure II.5 :	Organigramme général du procédé de fabrication du méthanol.	28
Figure II.6 :	Le séparateur V106	29
Figure II.7 :	Schéma de la section 100	30
Figure II.8 :	Le four de reformage F201	32
Figure II.9 :	Schéma de la section 200.	32
Figure II.10 :	Schéma de la section 300	34
Figure II.11 :	Schéma de la section 400	35
Figure II.12 :	Le réacteur de synthèse de méthanol V501	36
Figure II.13 :	Schéma de la section 500	37
Figure II.14 :	Les deux colonnes de distillation V601, V602	38
Figure II.15 :	Schéma de la section 600	39
Figure II.16 :	Le dégazeur V701	40
Figure II.17 :	Schéma de la section 600 (partie 1).	40
Figure II.18 :	Schéma de la section 700 (partie 2)	41
Figure III.1 :	Bilan global du procédé de méthanol	42

Liste des annexes

Annexe A : Valeur de débit volumique et de pression de gaz l'hydrogène du 7^{ème} jour dans la section 100 (cas réel).

Annexe B : Valeurs des débits (massique et volumique), des pressions et des températures du 7^{ème} jour dans la section 200 (cas réel).

Annexe C : Valeur de débit massique de l'eau déminéralisée provenant du service utilité du 7^{ème} jour dans la section 300 (cas réel).

Annexe D : Valeurs des débits massiques du 7^{ème} jour dans la section 600 (cas réel).

Annexe E : Valeurs des débits massiques du 7^{ème} jour dans la section 700 (cas réel).

Annexe F : Valeur de débit volumique de gaz de synthèse du 7^{ème} jour (cas réel).

Annexe G : Valeur de pression de gaz de synthèse du 7^{ème} jour (cas réel).

Annexe H : Valeur de température de gaz de synthèse du 7^{ème} jour (cas réel).

Annexe I : Valeur de température de gaz de procédé du 7^{ème} jour (cas réel).

Annexe J : Valeurs des débits, des pressions et des températures dans les deux sections 100, 200 (cas design).

Annexe K : Valeur de débit massique de l'eau déminéralisée provenant du service utilité dans la section 300 (cas design).

Annexe L : Valeurs des débits massiques dans la section 700 (cas design).

Annexe M : Valeur de débit massique du méthanol brute dans la section 600 (cas design).

Annexe N : Valeur de débit massique du méthanol raffiné dans la section 600 (cas design).

Annexe O : Valeur de débit de Labyrinthe 1 de turbine Q401 (cas design).

Annexe P : Valeur de débit de Labyrinthe 2 de turbine Q402 (cas design).

Annexe R : Les analyses de l'eau de fond de deuxième colonne de distillation V602.

Résumé

CP1/Z Arzew vise à produire du méthanol de qualité supérieure (grade A) et de la résine synthétique en se basant sur l'utilisation du gaz naturel comme principale ressource.

L'eau déminéralisée joue un rôle important dans le procédé de production du méthanol. Cependant, l'eau n'est pas complètement consommée, ce qui entraîne des pertes dans plusieurs équipements de l'unité méthanol. Dans l'objectif d'étudier ces pertes, nous avons établi des bilans de matières dans les cas réel et design au niveau de quatre équipements de l'unité. Cette étude nous a permis de quantifier et d'estimer les valeurs des pertes d'eau et de proposer d'éventuelles solutions à ce problème.

Mots Clés : CP1/Z Arzew, Méthanol, Perte d'eau, Bilan matière, Cas réel et design.

Abstract

CP1/Z Arzew aims to produce high-quality methanol (Grade A) and synthetic resin, using natural gas as the main resource.

Demineralized water plays an important role in the methanol production process. However, water is not completely consumed, leading to losses in several of the methanol unit's equipment. In order to study these losses, we established material balances in the real and design cases in four equipment of the unit. This study enabled us to quantify and estimate the values of water losses, and to suggest possible solutions to this problem.

Keywords : CP1/Z Arzew, Methanol, water loss, material balances, real case and design.

ملخص

مركب البتروكيمياة بأرزيو يهدف إلى إنتاج الميثانول عالي الجودة (الصف أ) ومادة صمغية اصطناعية على أساس استخدام الغاز الطبيعي كمورد رئيسي.

تلعب المياه منزوعة المعادن دورا مهما في عملية إنتاج الميثانول. إلا أنه لا يتم استهلاك الماء بشكل كامل، مما يؤدي إلى فقدانه في عدة قطع من المعدات في وحدة الميثانول. ومن أجل دراسة هذه الخسائر، أنشأنا أرصدة مادية في الحالات الحقيقية والتصميم على مستوى أربعة معدات في الوحدة. سمحت لنا هذه الدراسة بتحديد وتقدير قيم المياه المفقودة واقتراح الحلول الممكنة لهذا المشكل.

الكلمات المفتاحية: مركب البتروكيمياة بأرزيو، ميثانول، المياه المفقودة، الحالة الحقيقية والتصميم.

Introduction générale

La pétrochimie, chimie dérivée du pétrole, couvre à la fois le secteur de l'industrie pétrolière et le secteur de l'industrie chimique qui utilise comme matière première les produits pétroliers. L'investissement dans ce secteur industriel qui ne cesse de se développer davantage, jouera un rôle crucial dans le progrès économique de l'Algérie.

L'hydrogène est un sous-produit précieux du processus de reformage catalytique du gaz naturel et des naphthas et est utilisé dans la plupart des raffineries pour l'hydrocraquage, l'hydrotraitement et d'autres processus [1].

L'hydrogène comme vecteur énergétique propre a deux utilisations principales : d'une part, il sert de matière de base pour la production d'ammoniac et de méthanol ; d'autre part, il est utilisé comme réactif dans les procédés de raffinage des bruts en produits pétroliers, carburants et biocarburants.

Comme le Méthanol est rarement trouvé en quantité significatives dans la nature, sa production doit être réalisée industriellement [2]. Le complexe ENIP «entreprise nationale d'industrie pétrochimique» actuellement connu sous le nom de CP1/Z, vise à produire du Méthanol de qualité supérieure (grade A) et de la Résine synthétique en se basant sur l'utilisation du gaz naturel comme principale ressource [3].

Le Méthanol est l'un des plus grands volumes de produits chimiques de base produits dans le monde, c'est un alcool aliphatique le plus simple, il était obtenu à partir de la distillation destructive du bois ce qui lui a valu les noms alcool de bois, naphte de bois ou esprit de bois [4].

Le Méthanol a attiré l'attention à plusieurs reprises dans l'industrie chimique et énergétique. Il joue un rôle important dans la chimie, il couvre la majeure partie de la consommation actuelle, Il est largement utilisé comme matière première pour produire des substances chimiques telle que l'acide acétique, l'acide formique, le formaldéhyde, méthyl teriobutyl éther (MTBE) qui représente un adjuvant de l'essence pour augmenter l'indice d'octane et d'autres. D'autre part, C'est également considéré comme l'un des carburants automobiles alternatifs les plus prometteurs non basés sur le pétrole [4].

La formation du gaz de synthèse se fait par le reformage du gaz naturel et la vapeur d'eau dans le four où a lieu une réaction endothermique. Ce gaz de synthèse doit être refroidi et comprimé, afin de suivre une réaction exothermique d'une synthèse du méthanol brute. Ce dernier passe par la distillation pour obtenir un produit purifié qu'est le méthanol raffiné.

L'eau déminéralisée joue un rôle important dans le procédé du méthanol, ce dernier provient du service utilité et se ramifie dans les différentes parties de l'unité de production, cependant, il est important de noter que toute l'eau introduite ne sera pas complètement consommée, ce qui entraînera des pertes d'eau dans plusieurs équipements de l'unité méthanol.

L'objectif de notre travail est d'étudier des pertes d'eau provenant de l'unité méthanol du complexe CP1Z d'Arzew.

Pour notre stage pratique, nous avons passé deux mois au niveau de l'unité méthanol CP1/Z d'Arzew, ce passage nous a permis de faire une étude estimative des pertes d'eau provenant de l'unité méthanol.

Le travail présenté dans notre mémoire de fin d'étude est structuré en trois chapitres :

Chapitre I : comporte une présentation du complexe pétrochimie de production du méthanol et de résines synthétiques « CP1Z » d'Arzew, consacré son historique, ces principales activités, sa situation géographique, son organisation, et ces installations des différentes unités de production avec leurs fonctionnements.

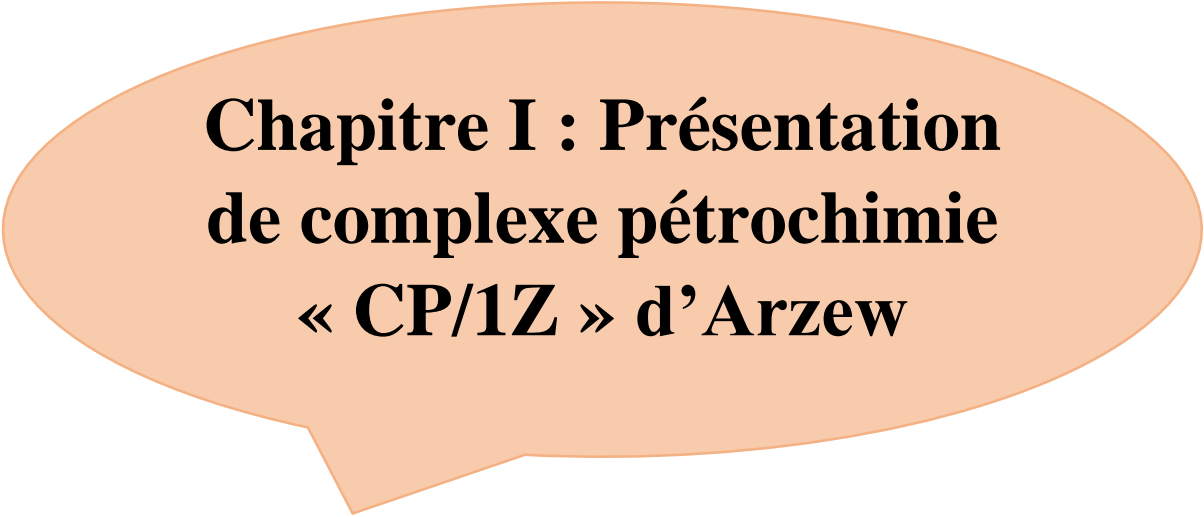
Chapitre II : est consacré aux généralités sur le méthanol, les procédés de fabrication et une description détaillée sur les sept (7) sections de production de synthèse du méthanol.

Chapitre III : constitue la partie pratique destinée à d'étudier les pertes d'eau dans l'unité méthanol et d'estimer leurs valeurs à travers les différents bilans de matière dans les deux cas réel et design, afin de comparer les résultats obtenus.

Enfin, nous terminerons par une conclusion générale qui constitue une synthèse des résultats obtenus dans notre étude.

An orange speech bubble with a tail pointing downwards and to the left, containing the text "Partie Théorique".

Partie Théorique



**Chapitre I : Présentation
de complexe pétrochimie
« CP/1Z » d'Arzew**

I.1. Historique du complexe

I.1.1. La création du complexe CP1/Z

CP1/Z est un complexe Pétrochimique d'Arzew qui appartient à la société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures, plus connue sous le nom de « SONATRACH ». Cette entreprise a été créée le 31 décembre 1963 en Algérie, elle est devenue un acteur incontournable du développement industriel du pays, reconnue dans le monde entier pour son influence et son importance dans le secteur.

Le complexe pétrochimique CP1/Z, également connu sous le nom d'ENIP (Entreprise Nationale de la Pétrochimie), a été créé en vertu du décret n°83-410 du 6 août 1983. Il convient de noter que cette abréviation ne fait pas référence uniquement à ce complexe, mais également à un autre, le CP1/K, situé à Skikda et également dédié à la production de produits pétrochimiques. [5].

I.1.2. Phases de réalisation et de mise en exploitation

Le complexe méthanol et résines synthétiques d'Arzew « CP1/Z » est un projet pionnier de la société mixte ALMER (Algérie Méthanol Et Résines), créée en 1969 par la société nationale SONATRACH et la société italienne SIR. Ce projet s'inscrivait dans la politique d'industrialisation du pays et visait le développement de l'économie nationale en exploitant les ressources hydrocarbures.

Le 10 septembre 1970, ALMER a signé un contrat avec la société HUMPHREYS et GLASEGOW pour la construction de l'unité de méthanol. Ce contrat est entré en vigueur en février 1971.

Après la dissolution de la société ALMER en novembre 1971, SONATRACH a pris en charge la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne ITALCONSULT. Le premier contrat a été signé en 1972 pour la construction des services publics, suivi d'un deuxième contrat en 1973 pour la construction des unités de production de résines synthétiques [6].

Le complexe a démarré la production des utilités en 1975, suivi du méthanol en 1976 et des résines synthétiques en 1977. L'inauguration officielle du complexe a eu lieu le 24 février 1978 par le regretté président Houari Boumediene [7].



Figure I.1 : Le complexe pétrochimique CP/1Z (photo prise le 02/02/2023).

I.2. Situation géographique du complexe CP1/Z

Le complexe Méthanol et Résines Synthétiques est situé à 40 Km de la métropole d'Oran. Il occupe une superficie de 27 Hectares sur un plateau d'une altitude de 60 m du niveau de la mer du Mahgoun dominant la baie d'ARZEW, à environ deux (02) Km de la ville au nord de la Raffinerie, il est desservi par la route nationale ORAN -ARZEW –MOSTAGHANEM [8].



Figure I.2 : Position du complexe pétrochimique CP/1Z sur la carte géographique [9].

I.3. Activités du complexe CP1/Z [10]

L'activité principale du complexe CP1Z est la transformation chimique des hydrocarbures liquides ou gazeux et leurs dérivés en produits pétrochimiques de base et en produits finis destinés à être commercialisés sur le marché national et international. Le complexe produit notamment des matières premières pour l'industrie chimique et pharmaceutique, telles que :

- ✚ Les matières thermoplastiques/thermodurcissables.
- ✚ Les élastomères.
- ✚ Les fibres synthétiques

Avant la fin des années 90 et avant la fermeture de certaines unités en raison de problèmes de commercialisation des produits, le complexe produisait une gamme de produits suivants :

- ✚ Méthanol de grade A
- ✚ Formaldéhyde 36%
- ✚ Formurée 80 (UFC80)
- ✚ Résines phénoliques liquides
- ✚ Résines phénoliques en poudre à mouler
- ✚ Résines uréiques liquides
- ✚ Résines uréiques atomisées
- ✚ Résines uréiques en poudre à mouler
- ✚ Résines Mèlaminiques.

Mais à présent, le complexe fabrique principalement le méthanol et quelques résines « Colle à bois urée-formol » :

- ✚ Méthanol, Grade A
- ✚ Formaldéhyde 36% (F36)
- ✚ Formurée 80 (UFC80)
- ✚ Résines uréiques liquides L10

Le schéma suivant montre la division de plusieurs unités et emplacements d'installation d'équipement :

I.4. Capacités de production

Le tableau ci-dessous regroupe les différentes unités au niveau de complexe CP1/Z avec leur capacité.

Tableau I.1. : La capacité de production des unités de complexe CP1/Z [10].

Désignation des produits	Capacité (Tonnes / an)
Méthanol (MeOH)	112000
Formaldéhyde / Formuée (F36+UFC80)	20000
Résines uréiques liquides (L10)	10000

I.5. Capacité de stockage

Le complexe possède de grandes capacités pour stocker les produits finis dans des conditions bien déterminées. Ces différentes capacités sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau I.2 : Stockage des produits finis [10].

Désignation	Stockage Moyen (t/m ³)	Capacité stockage théorique (t/m ³)	Lieu de stockage	Condition de stockage
Méthanol raffiné	500	24000	Bac 16TK1/TK2 A double toit (fixe /flottant)	T° ambiante
Formaldéhyde (F36)	200	1000	Bacs D201 A/B (à toi fixe) calorifugé	T° ambiante
Formuée (UFC 80)	500	500	Bacs D202 A/B (à toi fixe) calorifugé	T° ambiante
Résine Urée Liquide (L10)	60	120	Bacs D216 A/B (à toi fixe) calorifugé	T° ≥ 25°C Par circuit vapeur

I.6. Organigramme du complexe CP1Z

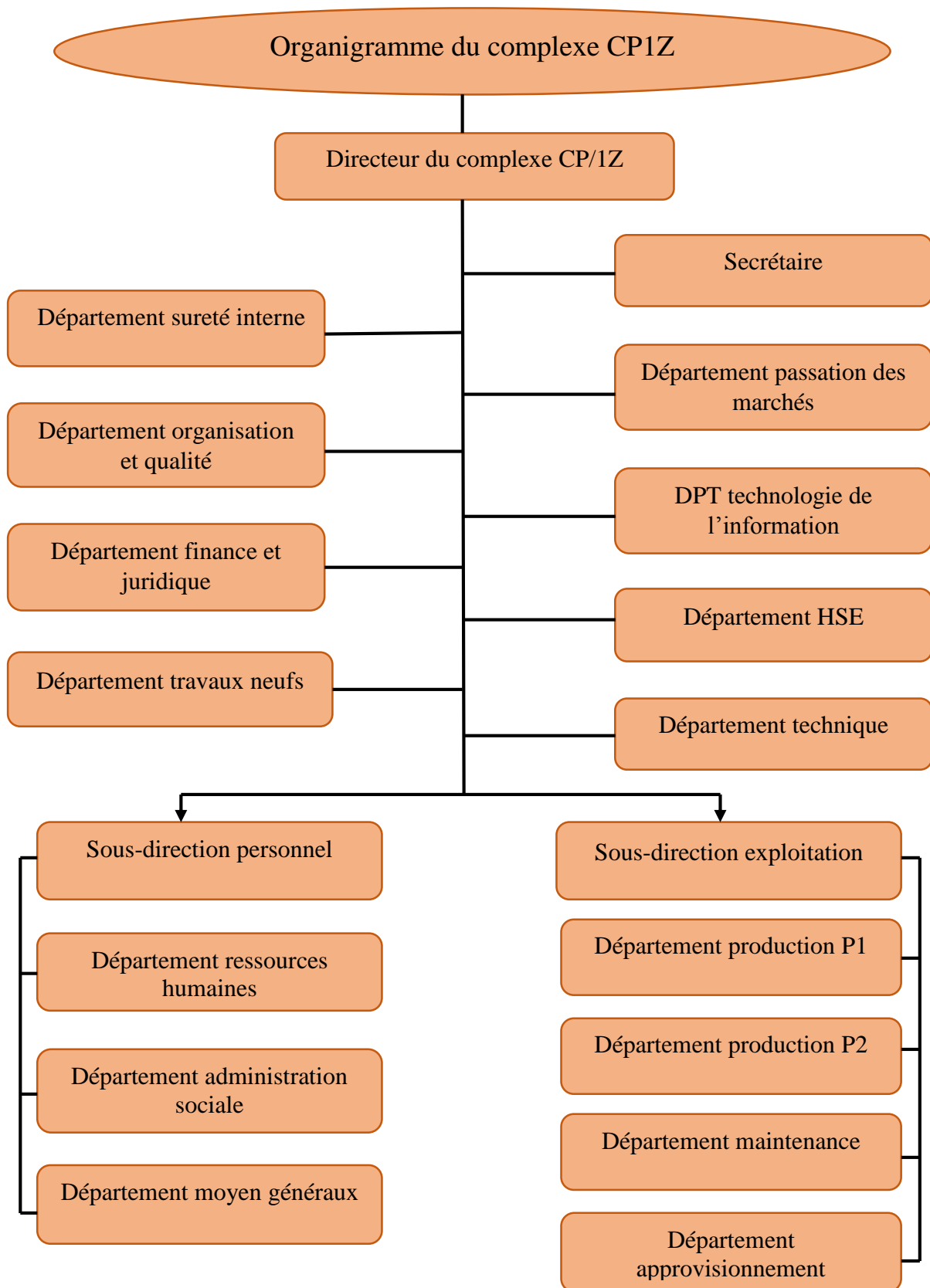


Figure I.4 : Organigramme du complexe CP/1Z [11].

I.7. Description des départements

Le complexe CP1/Z se compose de deux sous directions qui se divise à leur tour en 14 départements :

I.7.1. Sous-direction exploitation

La sous-direction d'exploitation regroupe quatre (4) départements :

I.7.1.1. Département production (P1)

Ce département est chargé principalement de la production de Méthanol et englobe deux (2) services :

- A. Service méthanol
- B. Service utilité

I.7.1.2. Département production (P2)

Ce département est chargé du procédé de production de toutes sortes de résines. Il est composé de trois (03) services :

- A. Service résines synthétiques (U100)
- B. Service résines Uréique (U600)
- C. Service stockage et Expédition (U200).

I.7.1.3. Département maintenance (G)

Le département de maintenance est d'une importance primordiale pour le complexe, car il est responsable de maintenir le patrimoine immobilier afin d'optimiser la productivité et d'éviter les arrêts d'installations et les défaillances techniques grâce à une approche de prévention systématique. Ce département est organisé en quatre (4) services distincts :

- A. Service planning et méthode
- B. Service instrumentation et électricité
- C. Service chaudronnier
- D. Service mécanique.

I.7.1.4. Département approvisionnement (A)

Le département a pour mission d'assurer la disponibilité constante des pièces de rechange et des produits essentiels pour maintenir le bon fonctionnement de l'unité. Il est organisé en deux (2) services distincts :

- A. Service achat
- B. Service gestion des stocks.

I.7.2. Sous-direction personnel

La sous-direction personnelle regroupe trois (3) départements :

I.7.2.1. Département ressources humaines (DRH)

Sa mission consiste à :

- ✚ La sélection et recrutement
- ✚ La planification des effectifs
- ✚ Concourir la formation et le perfectionnement du personnel d'exécution en vue d'assurer la maîtrise de technique et technologie liée à son champ d'activité.
- ✚ Suivre les carrières par le biais d'une fiche d'appréciation établie pour chaque agent.

I.7.2.2. Département administration/Social (ADM/SOC)

Il est chargé du suivi et la gestion du personnel en matière de prestation. Il est composé de deux (2) services :

- A. Service administration
- B. Service sociale.

I.7.2.3. Département personnel / Moyens généraux (PMG)

Son rôle principal est :

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





I.7.3. Département technique (T)

Le département technique est un organisme de trois (3) services qui permettent au complexe d'atteindre les objectifs de production en assurant la pérennité des unités.

- A. Service engineering (TE) : qui étudie toute amélioration des procédés du complexe
- B. Service inspection (TI) : qui contrôle les équipements
- C. Service laboratoire (TL) : qui contrôle tous les fluides et matières entrant dans les procédés de fabrication.

I.7.4. Département travaux neufs (W)

La fonction "Travaux neufs" a pour mission principale la gestion des projets d'investissement pour la construction, la rénovation, la modification ou la modernisation des installations. Cette fonction est organisée en plusieurs sous-fonctions et des staffs, qui sont les suivants :

-  Sous fonction procurèrent
-  Sous fonction travaux
-  Staff planning
-  Staff contrôle de couts.

I.7.5. Département hygiène sécurité environnement (HSE)

Son objectif fondamental est de garantir la sécurité du personnel en évitant tout danger lié aux risques d'incendie ou d'accidents, ainsi que de protéger les installations de production contre tout dommage potentiel.

Le département sécurité est composé de trois (03) services :

I.7.5.1 Service de surveillance

Son rôle est le contrôle de toute personne ayant accès à l'intérieur du complexe.

I.7.5.2. Service de prévention

Ce service est chargé de prévenir les risques d'incendie ou d'accident en réglementant de manière efficace le fonctionnement de tous les services et départements du complexe à travers la mise en place de procédures et de méthodes strictes.

I.7.5.3. Service d'intervention

L'objectif de ce service est d'intervenir rapidement en cas de danger imminent en utilisant les moyens disponibles et opérationnels pour faire face à la situation.

Ils sont également responsables d'informer de tous les travaux d'entretien à chaud et de fournir une assistance pour tous les travaux impliquant des points chauds.

I.7.6. Département finance et juridique (F)

Ce département est responsable du suivi des opérations financières et juridiques du complexe, il est composé de quatre (04) services distincts.

- A. Service comptabilité générale
- B. Service information de gestion
- C. Service trésorerie
- D. Service juridique [12].

I.7.7. Département technologie de l'information

Ce département est réparti en deux (2) services :

- A. Service informatique
- B. Service info DOC et archives.



I.7.8. Département organisation et qualité

Ce département est composé de deux services :

- A. Service management qualité
- B. Service organisation

I.7.9. Département passation des marchés (SPM)

Ces missions sont :

-  La coordination du processus des transactions commerciales avec les structures concernées en conformité aux dispositions réglementaires en la matière.
-  La coordination de l'élaboration et la consolidation des dossiers d'appel d'offres avec les structures concernées.

- ✚ L'organisation avec la commission d'ouverture des plis séances d'ouvertures des plis et remettre les offres techniques et financière que le procès-verbal de COP à la commission d'évaluation des offres.
- ✚ La consultation d'une banque de données " passation des marchés ".

I.7.10. Département sureté interne (SI)

Ces missions sont :

- ✚ La veille à la sureté de l'unité
- ✚ L'identification et l'évaluation des risques et menaces sur le patrimoine de l'unité
- ✚ La mise en place des moyens nécessaires pour la mise de l'échec de toute menace ou acte de malveillance au niveau de l'unité
- ✚ L'assurance de l'organisation des informations et des reportages.

I.8. Service Utilité

Dans chaque complexe pétrolier et gazier il est fortement obligatoire d'avoir le service d'utilité. La section des utilités est certainement l'organe critique de n'importe quelle unité de production, son rôle étant de mettre à disposition les moyens nécessaires pour le bon fonctionnement des différentes unités de production, tels que :

- ✓ Air service.
- ✓ Air comprimé
- ✓ Azote pour inerte les installations.
- ✓ Électricité.
- ✓ Vapeurs (Base pression BP - Moyenne pression MP - Haute pression HP).
- ✓ Gaz naturel.
- ✓ Eau déminéralisée.
- ✓ Eau de refroidissement.



Figure I.5 : Service utilité (photo prise le 06/02/2023).

D'autre part, l'ensemble des installations permettant de les fermer et de les distribuer là où ils sont nécessaires, elle comprend les unités suivantes :

I.8.1. Unité 11 : Centrale thermique (système vapeur HP, MP et BP)

La centrale thermique est constituée de trois (03) chaudières 11F1, 11F2 et 11F3. Ce type de chaudière fournit un débit de vapeur saturée supérieur à 20 tonnes/heure, en haute pression HP 60 Bar qui sera détendu à moyenne pression MP 18 Bar qui sera détendu aussi à basse pression BP 3,4 Bar. Leur rôle consiste au fonctionnement des turbines, au chauffage des équipements et aussi comme vapeur d'eau utilisé dans le procédé.

Les utilités sont alimenté par KAHRAMA en eau brute et en eau semi-déminéralisée.

I.8.2. Unité 12 : Eau déminéralisée (ED)

L'eau du complexe KAHRAMA est une eau dessalée semi déminéralisée, elle subit un traitement chimique après le stockage dans l'unité 12 afin d'obtenir une eau déminéralisée totale, pour alimenter les chaudières de production de vapeur.

I.8.3. Unité 13 : Eau de refroidissement (ER)

L'eau de refroidissement est nécessaire aux différents usages des unités du complexe, elle est fournie par une installation à cycle ouvert avec tours de refroidissement qui contient 04 parties, chaque partie alimente des fans (13 FAN1) (13FAN2) (13FAN3) (13FAN4).

I.8.4. Unité 14 : Station de Gaz naturel

Le gaz naturel provenant de Hassi R'mel dépoussiéré, filtré est utilisé non seulement comme combustible mais aussi comme gaz de procédé, de débit normal 24000 Nm³/h.

Le gaz naturel provenant de RTO (Région Transport Ouest) à une pression de 32 bar qui est filtré par des filtres au niveau de l'unité 14 « station de gaz », et ensuite partagé en deux courants, l'un est envoyé à l'unité méthanol, et l'autre à la station de dépressurisation où la pression du gaz est réduite puis refoulé vers le réservoir 14D1 pour l'alimentation des installations suivantes :

- Chaudières 11F1, 11F2, et 11F3
- Résines
- Cantine
- Laboratoire
- L'unité méthanol.

I.8.5. Unité 15 : Production d'air comprimé (instrument et service)

Étant donné que l'air comprimé est très important pour le fonctionnement des installations du complexe CP/1Z.

Cette section est constituée de quatre (04) compresseurs d'air verticaux (15K1, 15K2, 15K3, 15K4) pour augmenter la pression de l'air à 6 bars. L'air de service ne subit aucun traitement, il est stocké dans deux réservoirs (15TK1, 15TK2), puis séché dans les deux sécheurs à alumine active (15E4 et 15E5) pour obtenir de l'air dés-hydraté qui est utilisé comme air instrument qui alimente tous les instruments qui marchent avec l'air.

I.8.6. Unité 17 : unité d'azote

L'azote liquide est stocké dans un ballon, ensuite il est évaporé dans un évaporateur en moyen de la vapeur à basse pression pour être expédié sous forme de gaz vers les différentes unités.

Il est utilisé pour le démarrage de l'unité de méthanol, et en cas d'arrêt (pour le nettoyage de tout élément).

I.8.7. Unité 18 : Réseau électrique

Cette unité est alimentée par le réseau de distribution nationale de la SONALGAZ au moyen de deux (2) lignes distinctes de 30 kV, une principale provenant d'ARZEW et l'autre de réserve provenant d'AIN-EL BIA, elle contient trois groupes électrogènes (18G2, 18G4 et 18G5) d'une puissance globale de 900 KVA, Leur rôle consiste à alimenter les équipements avec de l'électricité et en cas de coupure électrique ces générateurs sont automatiquement mis en service.

I.8.9. Unités 25 : Bacs de stockage d'eau

L'unité 25 comporte trois bacs de stockage (25TK1, 25TK2 et 25TK3) ayant chacun une capacité de 3200 m³. Ils sont destinés à stocker l'eau brute et l'eau semi-déminéralisée. Donc ces bacs ont pour rôle de garantir l'approvisionnement de l'unité de déminéralisation d'eau en eau brute pendant des coupures.

I.9. Service de Laboratoire

Le laboratoire joue un rôle important dans le complexe CP1Z, il permet le suivi et le contrôle continu de la qualité des produits finis pour être commercialisés à l'intérieur du pays et de même pour l'exportation.

Au niveau de la section de contrôle les analyses sont effectuées dans but de vérifier rapidement le réglage des unités de production et assurer leur protection.

L'appareillage et les modes opératoires des analyses sont normalisés de sorte que les résultats aisément reproductibles et comparables permettent de caractériser un produit avec précision et qu'il soit délivré avec un certificat de qualité.

I.9.1. Les différentes sections de service de laboratoire de contrôle

Le laboratoire du CP1/Z est partagé en deux (2) sections :

I.9.1.1. Section contrôle

Qui sert à analyser :

- Eaux
- Gaz de procédé
- Méthanol
- Résine.

I.9.1.2. Section des analyses chimiques

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

I.9.2. Les Types d'analyses**I.9.2.1. Analyses des eaux**

Le contrôle et traitements de l'eau ont pour objectif de préserver les équipements de l'installation contre les dommages causés par des éléments corrosifs tels que le chlorure et le calcium. Pour assurer une protection adéquate, il est nécessaire de maintenir un pH élevé et stable, ce qui est réalisé en ajoutant des produits chimiques appropriés.

Les eaux qui sont utilisées pour la production du méthanol sont :

- Eaux brute (EB)
- Eaux déminéralisées (ED)
- Eaux de refroidissement (ER)
- Eaux de chaudière (11F1) et (F208)
- Eaux gazeuse (V701)
- Eaux condensat (11D1)
- Dégazeur (11D3).

Les espèces analysées dans les différentes eaux sont bien définies dans le tableau suivant :

Tableau I.3 : Analyses des eaux au niveau du laboratoire du complexe CP1/Z.

Analyse	EB	ED	ER	11D1	11D3	V701	11F1	F208
pH à 20°C	+	+	+	+	+	+	+	+
Conductivité (µs/cm)	+	+	+	+			+	+
T.D.S (ppm)	+		+					
T.A.C (°F)	+		+					
T.H (ppm)	+		+					
[Cl ⁻] (ppm)	+	+	+	+	+		+	+
[SiO ₂] (ppm)	+	+	+				+	+
[PO ₄ ³⁻] (ppm)			+				+	+
[Ca ²⁺] (ppm)	+		+					
[Mg ²⁺] (ppm)	+		+					
[Fe ²⁺] (ppm)	+		+					
[NH ₄ ⁺] (ppm)				+				

I.9.2.2. Analyses du méthanol

Ces analyses ont pour but de déterminer :

- La pureté et la densité du méthanol raffiné
- L'acidité dans le méthanol raffiné
- La teneur en eau dans le méthanol brute et raffiné et dans les eaux de fonds
- La quantité de l'acétone et de l'éthanol dans le méthanol raffiné
- L'intervalle de distillation du méthanol raffiné
- Les hydrocarbures dans le méthanol raffiné
- Test au permanganate de potassium pour le méthanol
- Le résidu non volatil.

I.9.2.3. Analyse des gaz

I.9.2.3.1. La chromatographie en phase gazeuse « C.P.G »

La chromatographie en phase gazeuse est une méthode d'analyse couramment utilisée en laboratoire pour séparer et identifier les différents composants d'un gaz synthétique issu du processus de cracking. Cette technique est basée sur les phénomènes d'adsorption et/ou de partage.

I.10. Unité Résines

Elle contient deux unités en marche : l'unité 100 et l'unité 600

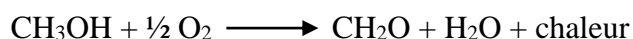
I.10.1. Unité 100 : Production du gaz de formaldéhyde (F36) et formurée (UFC 80)

Cette unité permet de produire deux (2) produits commerciaux différents :

- Le formaldéhyde à 36 % en poids et 64 % d'eau déminéralisée
- L'urée formaldéhyde condensé (UFC80) constitué de formaldéhyde à 57 % en poids et de 23 % d'urée et 20 % d'eau déminéralisée.

La production de formaldéhyde (F36) est basée sur l'oxydation catalytique du méthanol en phase gazeuse par l'oxygène de l'air, au-dessus d'un catalyseur à base de molybdate de fer (FeMo), Cette réaction est exothermique.

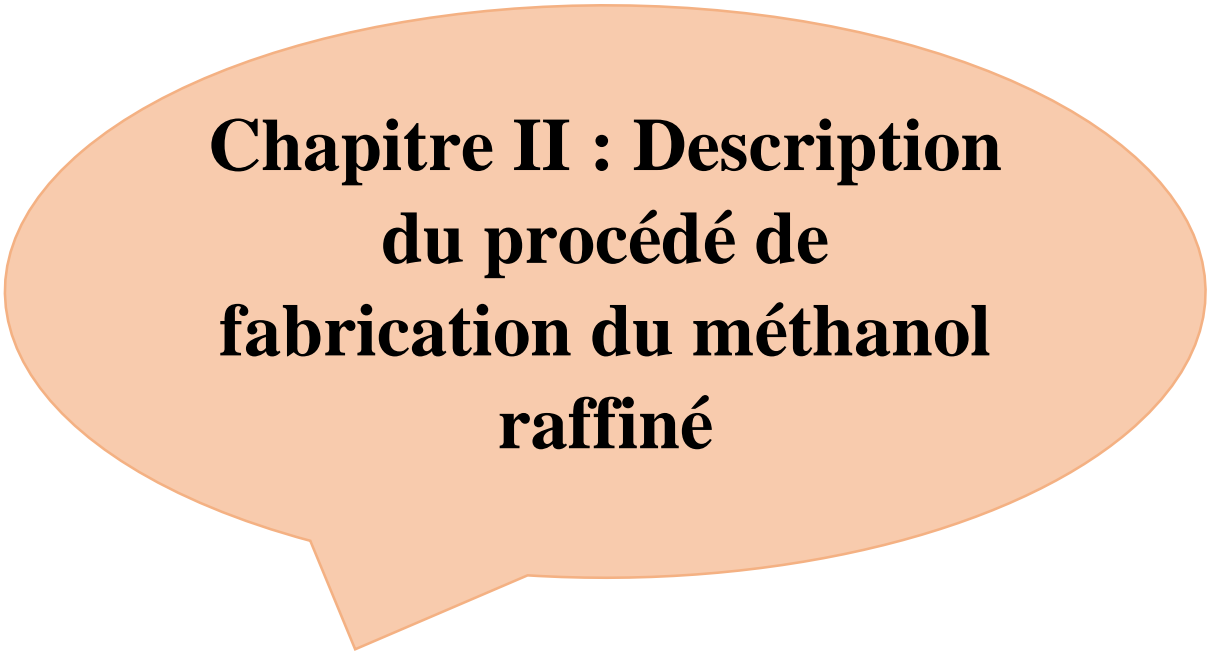
Le schéma réactionnel est le suivant :



Et pour la production de la formurée (UFC80), le formaldéhyde est absorbé par une solution d'urée, et donne par la réaction de condensation l'urée - formaldéhyde.

I.10.2. Unité 600 : Fabrication de la colle uréique (L10)

La colle L10, également connue sous le nom de résine uréique liquide, est produite par une méthode discontinue de condensation d'un mélange de solutions aqueuses d'urée et de formurée (UFC80). Cette réaction de condensation a lieu en présence d'un catalyseur acide acétique (CH_3COOH) à une température de 92°C. Le procédé de production est contrôlé en mesurant la viscosité de la solution à des intervalles réguliers, en ajustant le pH à une valeur alcaline par ajout de soude (NaOH 30 %). Cette réaction est exothermique.

An orange speech bubble with a white outline, containing the chapter title text.

**Chapitre II : Description
du procédé de
fabrication du méthanol
raffiné**

Le méthanol a une longue histoire qui date depuis l'antiquité, lorsque les Egyptiens l'ont formé comme sous-produit de la fabrication de charbon à partir de bois [13]. Il doit sa découverte à Robert Boyle en 1661, qui a produit du méthanol pur par la rectification de l'acide pyroligneux issu de la pyrolyse de bois. En 1834, sa composition élémentaire a été déterminée par les chimistes français Jean Baptiste Dumas et Eugène- Melchior Péligot. En 1835, le terme « méthyl » était introduit dans la chimie en se basant sur leurs recherches [4].

La synthèse organique dépend fortement du méthanol, qui est le plus simple des alcools. Ce composé est produit en grande partie à partir de gaz de synthèse, où plus de 90 % des usines de production utilisent le gaz naturel comme matière première en raison de son faible coût [14].

II.1. Caractéristiques du méthanol

II.1.1. Définition du méthanol

Le méthanol était à l'origine appelé alcool de bois, naphte de bois ou esprit de bois car il était d'abord obtenu à partir de la distillation destructive du bois, et également connu sous le nom d'alcool méthylique ou carbinol.

C'est l'une des matières premières chimiques les plus importantes de formule CH_3OH (souvent abrégé en MeOH). C'est un liquide clair incolore à température ambiante avec une légère odeur caractéristique d'alcool, inflammable et toxique, contrairement à l'éthanol, il est plus doux et plus sucré. [15] [14].

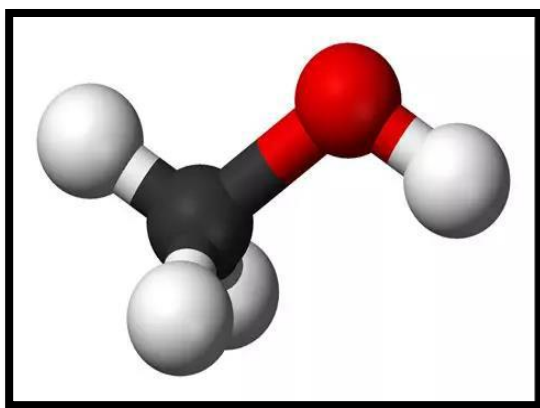


Figure II.1 : Modèle moléculaire du méthanol [16].

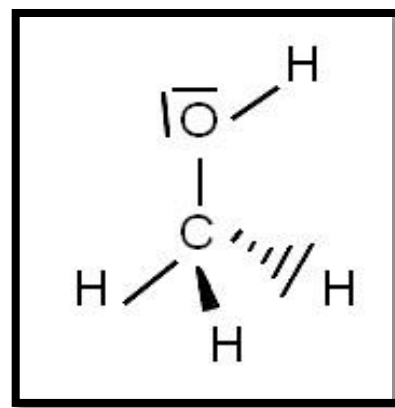


Figure II.2 : La formule du méthanol [16].

Tableau II.1 : Tableau d'identification du méthanol [14].

Identification	
Nom IUPAC	Méthanol
Nom chimique	Alcool méthylique
Synonymes	Alcool de bois, naphte de bois, esprit de bois, carbinol
Formule brute	CH ₄ O
Apparence	Liquide incolore, d'odeur caractéristique
Masse molaire	32,0419 g/mol
Famille chimique	Alcool
pka	15,2

II.1.2. Propriétés chimiques du méthanol

- ✚ Le méthanol est miscible à l'eau en toute proportion et à la plupart des solvants organiques ; il forme des mélanges azéotropiques avec de nombreux composés chimiques tels que l'acétone.
- ✚ Il est polaire, acido-basique neutre et généralement considéré comme non corrosif.
- ✚ Le méthanol anhydre est hygroscopique [4].
- ✚ Il est un produit chimiquement stable dans les conditions normales d'utilisation.
- ✚ Il possède les propriétés générales des alcools primaires (réactions d'oxydation, de déshydrogénation, de déshydratation et d'estérification).
- ✚ La mobilité de son groupement hydroxyle (OH) est la plus élevée de la série des alcools ce qui lui confère une capacité réactionnelle est particulièrement grande
- ✚ Il est incompatible avec les oxydants, notamment les agents oxydants forts tels que l'acide nitrique, l'acide perchlorique, les perchlorates, et les mélanges sulfochromiques, les hypochlorites alcalins, peroxydes, le brome, le chlore, et d'une manière générale, tous les composés organiques ou minéraux riches en oxygène et instables.
- ✚ Lors de la combustion du méthanol, il y a formation du dioxyde de carbone CO et de l'eau.
- ✚ Formation d'un méthylate et dégagement d'hydrogène lors de la réaction du méthanol avec un métal alcalin tel que le sodium, les autres métaux ; le magnésium et l'aluminium, avec le méthanol peuvent être explosifs [14].

II.1.3. Propriétés physiques et thermodynamiques du méthanol

Les propriétés physiques et thermodynamiques du méthanol sont présentées dans le tableau suivant. Deux séries de valeurs, l'une en unités SI et l'autre en unités facultatives, sont données pour la convenance de l'utilisateur :

Tableau II.2 : Propriétés physiques et thermodynamique du méthanol [4].

Propriété	Valeur en SI	Valeur Alternative
La masse moléculaire	32,042 kg/kmol	32,042 g/mol
La densité de liquide (25 °C, 1 atm)	786,4 kg/m ³	0,7864 g/ml
La masse volumique de solide (110 °C)	980 kg/m ³	0,980 g/ml
Le point de fusion (MP)	175,47 K	97,68 °C
La chaleur de fusion à MP	3,205 kJ/mol	23,91 cal/g
La température du point triple	175,6 K	97,6°C
La pression de point Triple	0,108 Pa	8,08 × 10 ⁴ torrs
Le point d'ébullition (BP, 1 atm)	337,85 K	64,70°C
La chaleur de vaporisation (25 °C)	37,43 kJ/mol	0,2792 kcal/g
La chaleur de vaporisation (BP)	35,28 kJ/mol	0,2632 kcal/g
La température critique	512,6 K	239,4 °C
La pression critique	8,10 MPa	79,9 atm
Le volume critique	0,118 m ³ /kmol	118 ml/mol
La densité critique	272 kg/m ³	0,272 g/ml
Le facteur de compressibilité critique	0,224	/
L'enthalpie de formation (25 °C, 1 atm) de la vapeur	201,1 kJ/mol	48,06 kcal/mol
L'enthalpie de formation (25 °C, 1 atm) du liquide	239,0 kJ/mol	57,13 kcal/mol
L'énergie libre de la formation (25°C, 1 atm) de la vapeur	162,4 kJ/mol	38,82 kcal/mol
L'énergie libre de la formation (25°C, 1 atm) du liquide	166,8 kJ/mol	39,87 kcal/mol

L'entropie (25 °C, 1 atm) de la vapeur	239,7 J/mol/K	57,29 cal/mol/K
L'entropie (25 °C, 1 atm) du liquide	127,2 J/mol/K	30,41 cal/mol/K
La capacité thermique de la vapeur (25 °C, 1 atm)	43,89 J/mol/K	10,49 cal/mol/°C
La capacité thermique du liquide (25 °C, 1 atm)	81,17 J/mol/K	19,40 cal/mol/°C
La capacité thermique du solide (25 °C, 1 atm)	49,25 J/mol/K	11,77 cal/mol/°C
La pression de vapeur (25 °C)	16,94 kPa	127,0 torrs
La tension superficielle dans l'air (25 °C)	0,0223 N/m	22,3 dyn/cm
L'indice de réfraction (25 °C)	1,3265	/
La susceptibilité magnétique (3 °C)	/	$0,63 \times 10^6$ cgs
La conductivité électrique (25 °C)	$1,5 \times 10^7$ (ohm-m)	$1,05 \times 10^9$ (ohm-cm)
Le constant diélectrique (25 °C)	32,66	/
La diffusivité thermique de liquide (25 °C)	$1,05 \times 10^7$ m ² /s	$1,05 \times 10^3$ cm ² /s
Le coefficient de dilatation thermique (25 °C)	0,001196 K	0,001196°C
La viscosité (25 °C) de vapeur	0,001196 mPa-s	0,00961 cP
La viscosité (25 °C) du liquide	0,549 mPa-s	0.549 cP
La conductivité thermique (25 °C) de vapeur	0.0157 W/m/K	00000375 cal/s/cm/K
La conductivité thermique (25 °C) du liquide	0,203 W/m/K	0,000484 cal /s/cm/K
Le taux d'évaporation (acétate de n-butyle-1)	2,1	/
La température d'auto-inflammation	737 K	464°C
La chaleur de combustion (25 °C, 1 atm) de vapeur	764,1 kJ/mol	5,699 kcal/g
La chaleur de combustion (25 °C, 1 atm) du liquide	726,1 kJ/mol	5,416 kcal/g
La température d'ébullition	337,7 K	64,7 °C

II.1.4. Grades du méthanol

Les principaux grades du méthanol sont les suivants :

- A. Le méthanol de grade A
- B. Le méthanol de grade AA

La principale différence entre ces grades est la teneur maximale en impuretés d'eau, d'éthanol et d'acétone [15], comme présenté dans le tableau ci-dessous :

Tableau II.3 : Les spécifications commerciales moyennes du méthanol pour la chimie [17].

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

II.1.5. Les voies d'utilisation et de valorisation du méthanol

Chaque jour le méthanol est utilisé dans les synthèses chimiques, Il trouve une large utilisation en qualité de solvant dominé pour la production du formaldéhyde par oxydation où la consommation en méthanol atteint jusqu'à 50% de la production totale.

Le méthanol est le plus utilisé dans la synthèse des produits chimiques suivants : l'acide acétique, méthyl tert-butyl éther (MTBE) qui est un additif de l'essence pour augmenter l'indice d'octane, le propène, propène diméthyle (DME), méthyl amines, chlorométhane, méthacrylate de méthyle (MAM), diméthyle éther (DME), téréphtalate de diméthyle (DMT), acide formique, les esters méthyliques d'acides organiques et etc..., qui sont aussi des produits semi finis formant une longue chaîne de procédés vers des produits finis d'une plus grande valeur.

Le méthanol est aussi utilisé dans les applications suivantes :

- ✚ Un des combustibles les plus promoteurs dans les piles à combustible.
- ✚ Agent de refroidissement dans les véhicules.
- ✚ Inhibiteur d'hydrate dans le traitement du gaz naturel.
- ✚ Solvant dans le liquide lave-glace des automobiles.
- ✚ Agent gonflant auxiliaire.

- ✚ Les peintures, les vernis, les revêtements, les encres, les colles et les produits pharmaceutiques.
- ✚ Anti solvant pour la précipitation de l'oxyde de polyphénylène après sa polymérisation
- ✚ Agent d'extraction dans les procédés chimiques, de lavage, de cristallisation et de précipitation.
- ✚ Source de CO et H₂ pour les processus chimiques et le traitement des matériaux
- ✚ Le traitement des eaux usées, et la production du biodiesel, la croissance des cultures.
- ✚ Nettoyage et séchage des fractions de charbon pulvérisé [4].

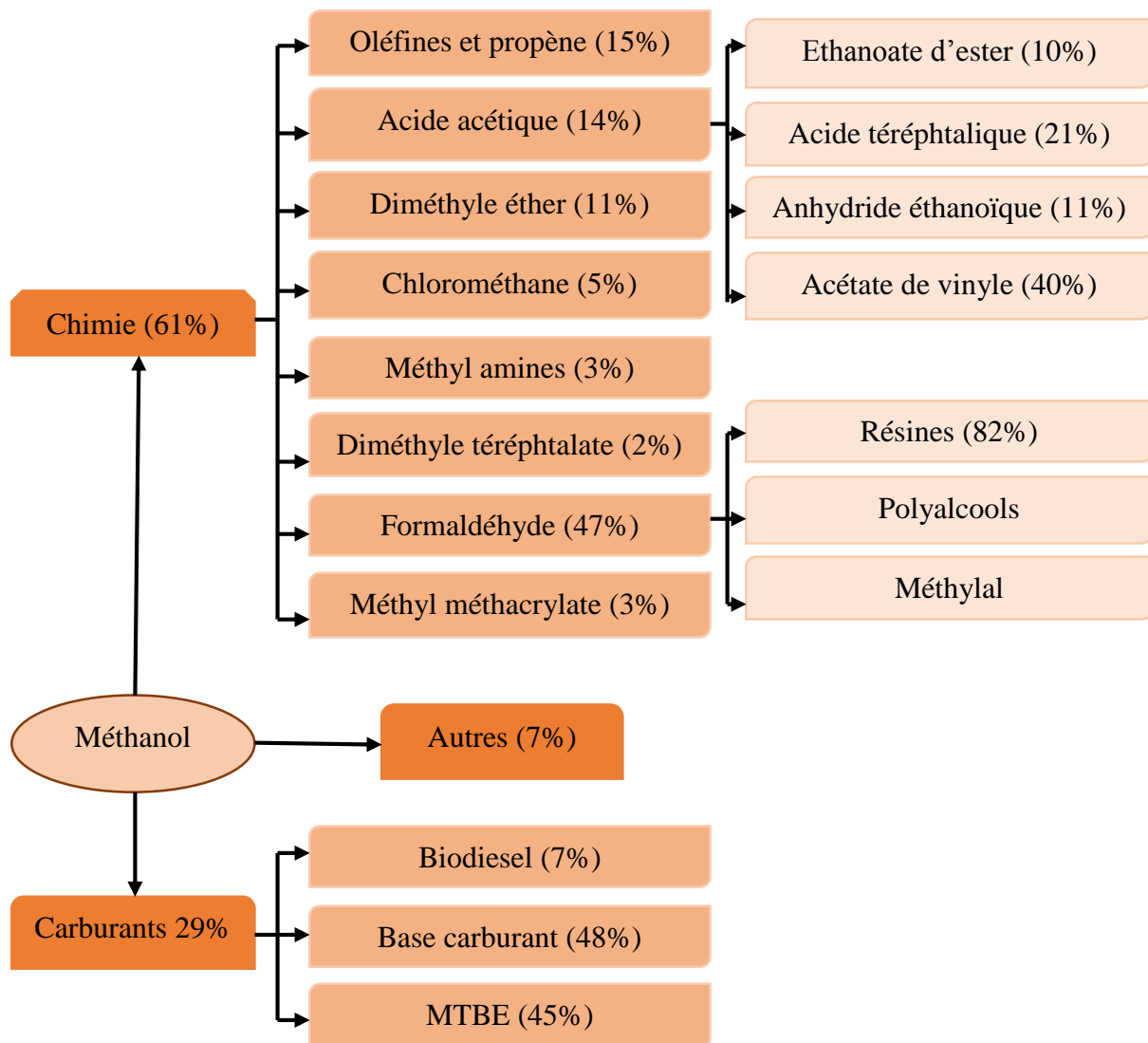


Figure II.3 : Principales voies d'utilisation du méthanol à l'échelle mondiale [18].

II.2. Procédés de synthèse du méthanol

L'existence de deux générations de catalyseurs à l'échelle industrielle a contribué au développement de deux principaux types de procédés : procédés à haute pression et à basse pression qui diffèrent par le type de catalyseur utilisé et les conditions de déroulement du procédé.

II.2.1. Procédé à haute pression (HP)

Dans ce procédé on utilise de catalyseur zinc-chrome, tout en opérant à des conditions sévères de pression entre 300 et 350 bar et à des températures de 300 à 400°C, dans des réacteurs qui sont : soit isothermes, soit adiabatiques.

II.2.2. Procédé à basse pression (BP)

Dans ce procédé on utilise le catalyseur à base de cuivre, il se déroule avec des températures de 240 à 270 °C, de pression entre 50 et 100 bars et une durée de vie supérieure à 03 ans, dont la conception varie selon la société dans des réacteurs verticaux. Les principales technologies industrielles sont : I.C.I, Lurgi, MGC, Ammonia-Casale, Topsoe et Mitsubishi et d'autre.

II.2.2.1. Procédé Imperial Chemical Industries (I.C.I)

Ce procédé est le plus répandu, le plus prédominant dans le monde puisqu'il représente près de 50 % de la production du méthanol, et 70 % des projets en cours. Il utilise un réacteur adiabatique à lit de catalyseur unique qui est refroidi par l'injection de gaz de trempe à flux axial à l'aide des distributeurs en forme de losanges.

II.2.2.2. Procédé Lurgi

Ce procédé est plus récent que celui d'I.C.I mais les conditions de fonctionnement sont identiques, il opère généralement entre 40 et 55 bars à des températures comprises entre 240 et 265 °C [13] dans un réacteur isotherme à tubes de catalyseur. L'eau de chaudière circule dans le coté calandre du réacteur pour obtenir de la vapeur à haute pression [17].

II.2.2.3. Procédé Mitsubishi Gaz Chemical (MGC)

A partir du gaz naturel, un procédé de synthèse du méthanol à basse pression a été développé par Mitsubishi Gaz Chemical. Le catalyseur de même type que celui employé par les autres procédés est composé essentiellement de cuivre et de zinc avec une faible quantité de chrome dans un réacteur de type tubulaire aux lits multiples. La production de la chaleur est effectuée soit par l'injection des gaz froids entre les lits catalytiques, soit par la circulation d'eau dans les tubes pour obtenir de la vapeur [14].

II.2.2.4. Procédé Ammonia-Casale

Ce procédé utilise un réacteur à lit multiple de catalyseur, avec refroidissement intermédiaire par échange gaz-gaz et 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 5000 t/j [17].

II.2.2.5. Procédé Topsoe

Ce procédé utilise un réacteur à écoulement radial au travers de trois lits, concentriques de catalyseur disposés dans des récipients distincts, avec un échange de chaleur est extérieur [17].

II.3. Description du procédé de fabrication du méthanol raffiné

Actuellement, plus de 95 % du méthanol est produit synthétiquement à partir de gaz de synthèse [15], en présence d'un mélange gazeux constitué principalement de l'hydrogène H_2 , de monoxyde de carbone CO et de dioxyde de carbone CO_2 . Ces gaz sont souvent obtenus par le procédé de reformage du gaz naturel.

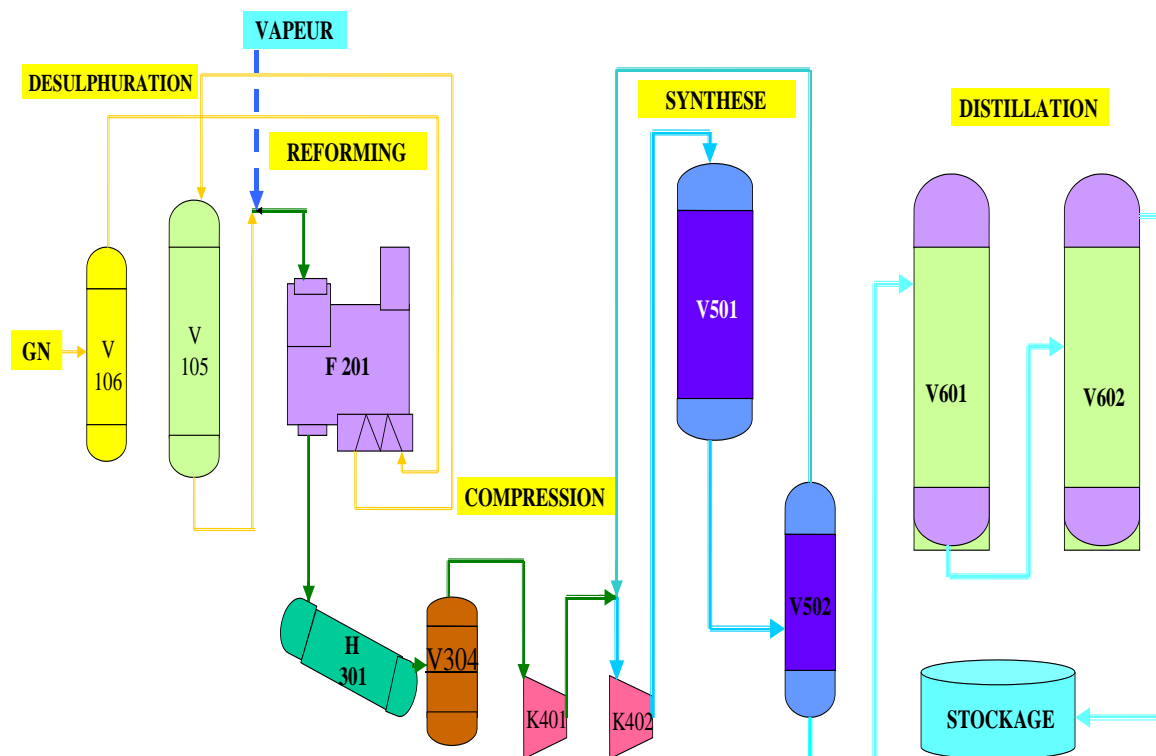


Figure II.4 : Schéma générale de production de méthanol [11].

La synthèse du méthanol dans l'unité de production de méthanol passe par sept sections successives : 100, 200, 300, 400, 500, 600 et 700 qui sont représentées dans la figure :

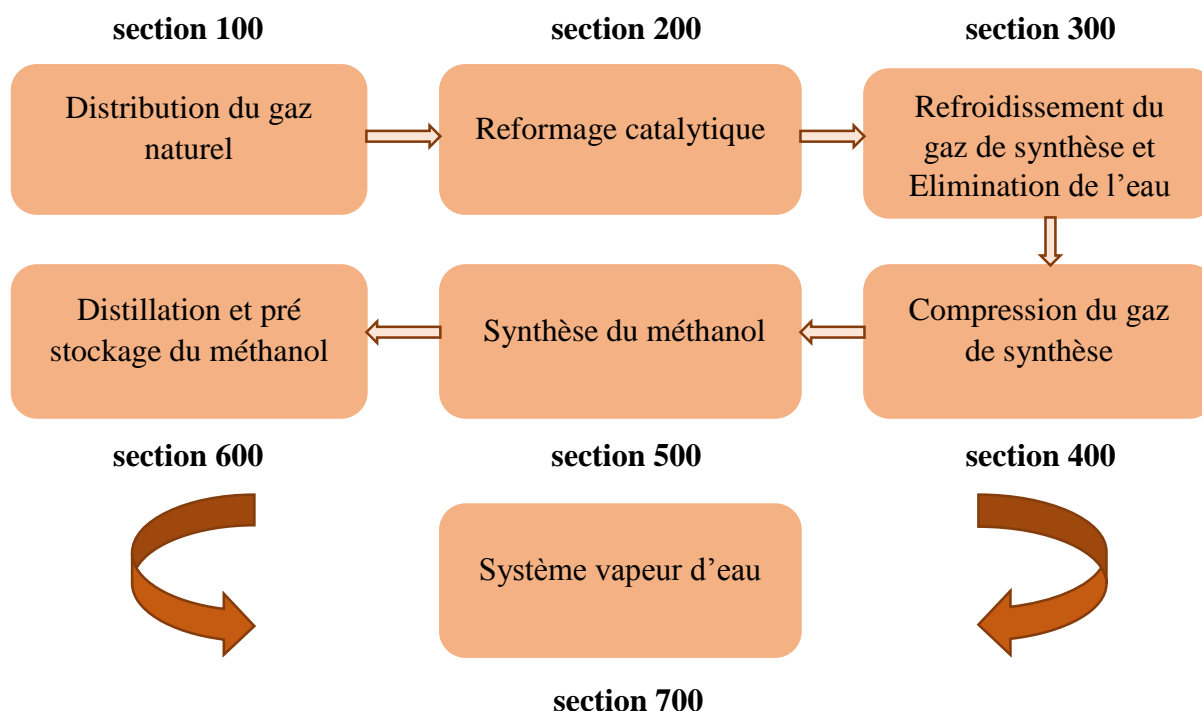


Figure II.5 : Organigramme général du procédé de fabrication du méthanol.

II.3.1. Distribution du gaz naturel (section 100)

Le gaz naturel riche en méthane (CH_4) qui est la matière première provient de Hassi R'mel passant par RTO (Région Transport Ouest) avec une pression de 32 bars, ce dernier est détendu à une pression régulée de 29 bars à travers la vanne PICV101, il s'écoule dans un séparateur V106 pour l'élimination des hydrocarbures et les impuretés. Le GN quittant est distribué en : gaz de procédé, gaz combustible pour les brûleurs principaux, gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires, gaz de blinketing et pilote.

Le gaz de procédé est détendu à une pression de 24 bars par la vanne PICV105, ensuite il est préchauffé dans le préchauffeur F204 par les fumés qui se trouve dans la zone de convection du four F201 jusqu'à une température d'environ $450\text{ }^\circ\text{C}$, puis il se dirige vers le four F201 comme réactif.

Le gaz combustible pour les brûleurs principaux est détendu à une pression de 8 bars par la vanne PICV103 et le contrôle du débit est assuré par FRCV103, ensuite il est envoyé vers les 60 brûleurs du four passant par la vanne ESDV101 qui s'arrête automatiquement dans des situations dangereuses.

Le gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires est détendu à une pression de 3,5 bars par la vanne PICV102 et passe à travers la vanne ESDV102 qui s'arrête automatiquement dans des situations dangereuses, ensuite il est envoyé vers les 04 brûleurs dans F205.

Le gaz de blinketing et pilote sont détendus à une pression de 1.5 bars par la vanne PICV104. On utilise le gaz de bliketing pour minimiser la tension de vapeur du méthanol dans les bacs de pré stockage (T651A/C, T652A/B et le back sous-terrain T603, et le gaz de pilote pour allumer le four F201.

À L'origine le gaz de procédé sortant de F204 passe directement à travers le désulfureur V105 pour éliminer le soufre qui peut constituer un poison pour le catalyseur du reforming au niveau du four, mais actuellement le GN ne contient pas de soufre parce qu'il est déjà traité au niveau de Hassi R'mel, donc la désulfuration est by passe.



Figure II.6 : Le séparateur V106 (photo prise le 22/03/2023).

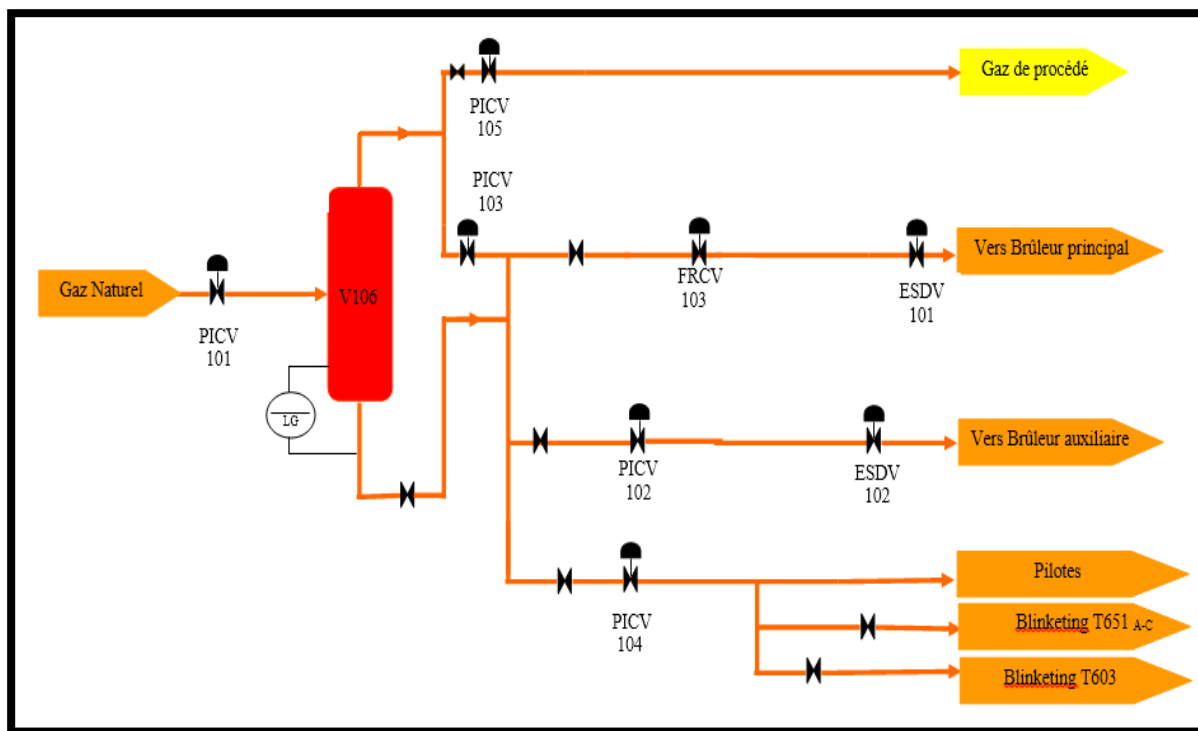


Figure II.7 : Schéma de la section 100 [11].

II.3.2. Four de reforming (section 200)

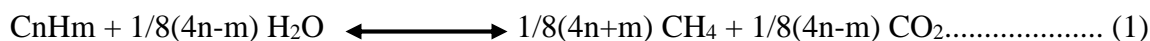
Le gaz de procédé est mélangé avec la vapeur à moyenne pression 27 bars, (les débits de gaz de procédé et de vapeur sont contrôlés par les vannes : FRCV101, FRCV102), avec un rapport molaire H₂O/CH₄ de 3/1 (03 moles de vapeur par atome de carbone).

Ce mélange alimente le four F201 à 360 °C et passe à l’intérieur des tubes remplis de catalyseur à base de nickel Ni. Ces tubes sont disposés verticalement en plusieurs rangées séparés par 60 brûleurs, assurant des transferts de chaleur à la surface intérieure pour garantir la réaction de reformage, sachant que cette réaction est endothermique [17].

A la sortie du four de reforming à 800 °C et 20 bars on obtient un produit qui est un gaz de synthèse composé principalement de l’hydrogène (H₂), du monoxyde de carbone (CO), le dioxyde de carbone (CO₂), du méthane (CH₄) et de la vapeur d’eau (H₂O).

Ce procédé (le reformage à la vapeur) repose essentiellement sur l’oxydation ménagée par l’eau de méthane ou plus généralement des hydrocarbures [17].

Les principales réactions rencontrées sont alors les suivantes [16] :





La première transformation, exothermique, est pratiquement complète entre 400 et 600 °C, températures auxquelles la seconde est endothermique, donc favorisée par les faibles pressions.

La quantité théorique de vapeur d'eau est déterminée non seulement par les réactions précédentes, mais par la nécessité d'empêcher la transformation suivante : (l'équilibre de Boudouard)



Le four de reformage à la vapeur (F201) est comprend deux zones distinctes :

II.3.2.1. Zone de radiation

C'est la zone où sont placés les tubes et les brûleurs pour produire le gaz de synthèse à partir de gaz naturel. Le mode de transfert de chaleur prépondérant dans cette zone est le rayonnement des flammes, des fumées chaudes et des murs réfractaires [19].

II.3.2.2. Zone de convection

A sortie de la zone précédente, les fumées à des températures de l'ordre 1000 °C et des échangeurs permettant divers préchauffages sont intégrés pour permettre la récupération de la chaleur contenue dans ces fumées de divers procédés [19] :

F208 : l'eau qui se trouve dans le ballon F205 est chauffée, après elle est vaporisée dans la chaudière F208 (vapeur humide).

F203 : surchauffeur de vapeur qui chauffe la vapeur produite dans la chaudière F208 pour obtenir une vapeur sèche (vapeur à haute pression).

F204 : Préchauffeur du gaz qui chauffe le gaz naturel froid qui sort du séparateur V106.

F206 : préchauffeur d'eau qui chauffe l'eau déminéralisée qui se dirige vers la chaudière F208.

F207 : surchauffeur de vapeur qui chauffe la vapeur de basse pression BP pour obtenir de la vapeur à moyenne pression MP1.

Sachant que le four est relié par un extracteur de fumées K201, qui est un ventilateur associé d'une turbine Q201 qui marche par la vapeur à moyenne pression (MP1) à une pression particulière contrôlée par la vanne PIC 201, ce extracteur pour but :

- ✚ Créer une sous pression pour faire la combustion correcte du gaz dans tous les tubes du four.
- ✚ Il est essentiel à la sécurité de la boîte de four.
- ✚ Il aspire les fumées de la boîte du four, ensuite il le fait passer la zone de convection, et le reste de cette dernier est adsorbée par la cheminée S201 pour retriée vers l'atmosphère.



Figure II.8 : Le four de reformage F201 (photo prise le 22/03/2023).

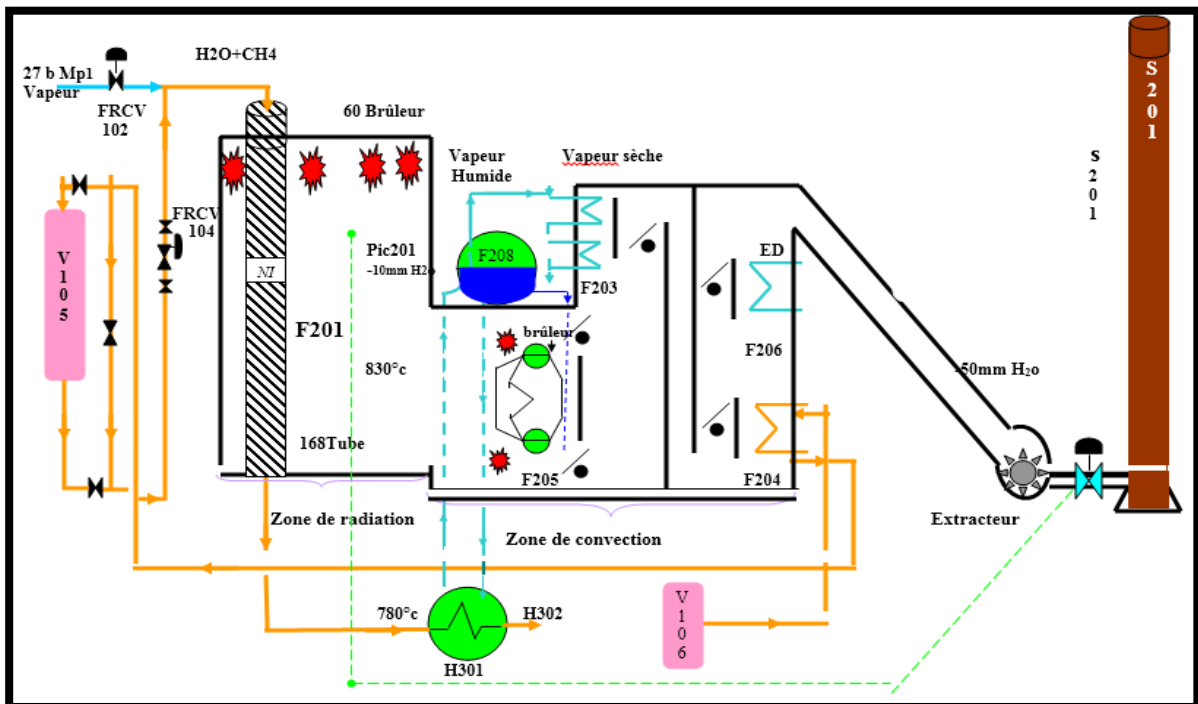


Figure II.9 : Schéma de la section 200 [11].

II.3.3. Refroidissement du gaz de synthèse et élimination de l'eau (section 300)

Dans cette section, on trouve cinq échangeurs de chaleur qui servent à refroidir le gaz de synthèse à 40 °C, ainsi que trois séparateurs destinés à récupérer les condensats.

Après la production du gaz de synthèse dans le four de reformage à une température de 800 °C et une pression de 20 bars, ce dernier est dirigé vers l'échangeur H301 (coté tube) pour être refroidi à une température d'environ 375 °C par échange de chaleur avec l'eau déminéralisée bouillante (coté calandre) qui s'écoule de la chaudière F208 à une température d'environ 301 °C. Il est ensuite refroidi à environ 157 °C dans un réchauffeur d'eau d'alimentation chaudière H302.

Le gaz de synthèse qui sort de H302 avec de l'eau condensée entre dans le séparateur V303, où l'eau est éliminée puis envoyée vers le bac des condensats T751.

A la sortie de l'échangeur H302, le gaz produit contient de l'eau condensée qui entre dans le séparateur V303, où elle est éliminée, puis transférée vers le bac des condensats V751.

Le gaz sortant de V303 est encore refroidi par le méthanol brut à une température d'environ de 142 °C dans le rebouilleur H610 de la première colonne de distillation, ensuite il passe dans un deuxième séparateur V605 pour séparer encore une fois une quantité d'eau condensée qui sera envoyée vers V751.

À travers deux échangeurs de chaleur en série, le gaz s'écoule vers le premier échangeur c'est le réchauffeur H303 pour être refroidi à une température d'environ 126°C par l'eau déminéralisée froide qui est envoyée vers le dégazeur V701, puis passe dans le deuxième échangeur c'est le réfrigérant H304 où il est refroidi à 40 °C par l'eau de refroidissement pour bien condensée l'eau restante dans le gaz.

Le gaz de synthèse froid sortant de H304 est envoyé dans le troisième séparateur V302, pour éliminer la dernière quantité d'eau condensée puis envoyée vers T751, et le gaz de synthèse sec passe directement à la section de compression.

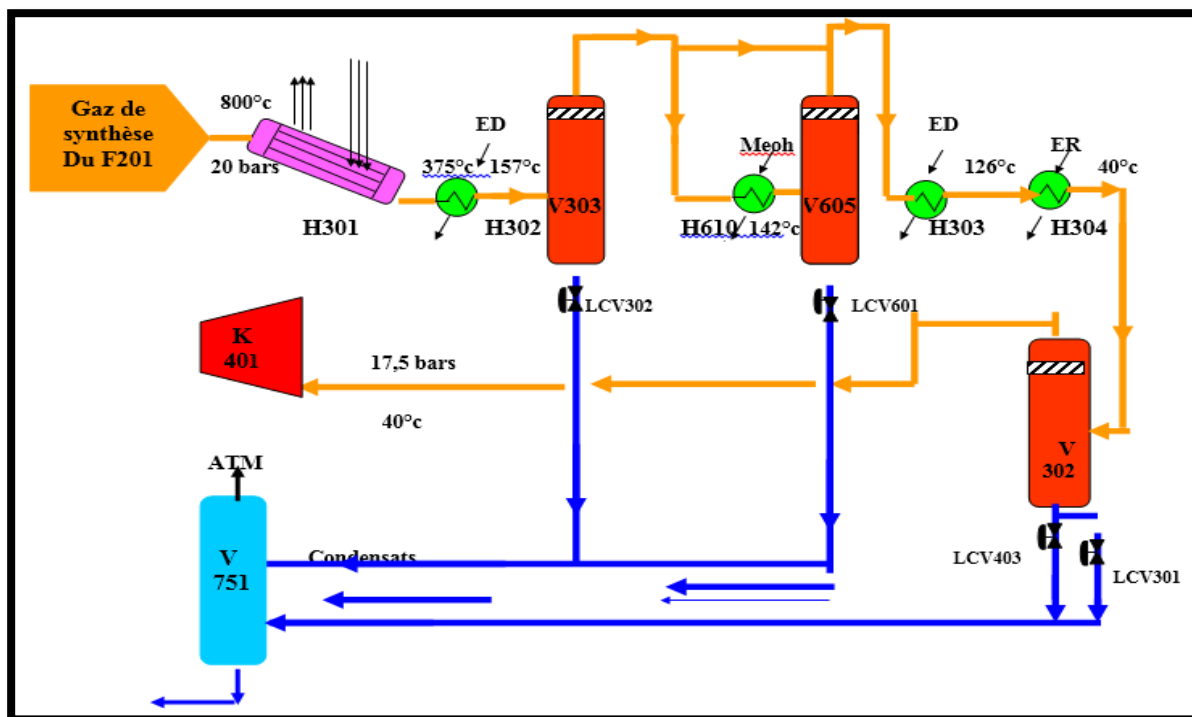


Figure II.10 : Schéma de la section 300 [11].

II.3.4. Compression du gaz de synthèse (section 400)

Le gaz de synthèse sec refroidit sortant du V302 s'écoule dans un compresseur K401 à une pression de 17,5 bar et à une température de 40 °C, où il sera comprimé à 50 bar et 195 °C. Ce dernier contient deux corps HP (haute pression) et BP (basse pression) et il est relié par une turbine Q401 à vapeur de haute pression HP d'environ 80 bar.

Le gaz subit une compression de 17,5 bars à 28 bars dans le premier étage du compresseur (corps BP), puis il est comprimé à une pression de 50 bars dans le deuxième étage du compresseur (corps HP). Sachant que, entre les deux corps, HP et BP on trouve un séparateur appelé SM 401 pour prévenir toute intrusion de gouttelettes d'huile d'étanchéité.

Le gaz de synthèse comprimé sortant de K401 est mélangé avec le gaz de synthèse non réagit provenant du séparateur V502. Ce dernier passe ensuite dans un compresseur appelé recirculateur K402 relié par une turbine de vapeur à moyenne pression MP2 d'environ 24 bars, où il est comprimé à une pression de 52 bars et une température 77 °C.

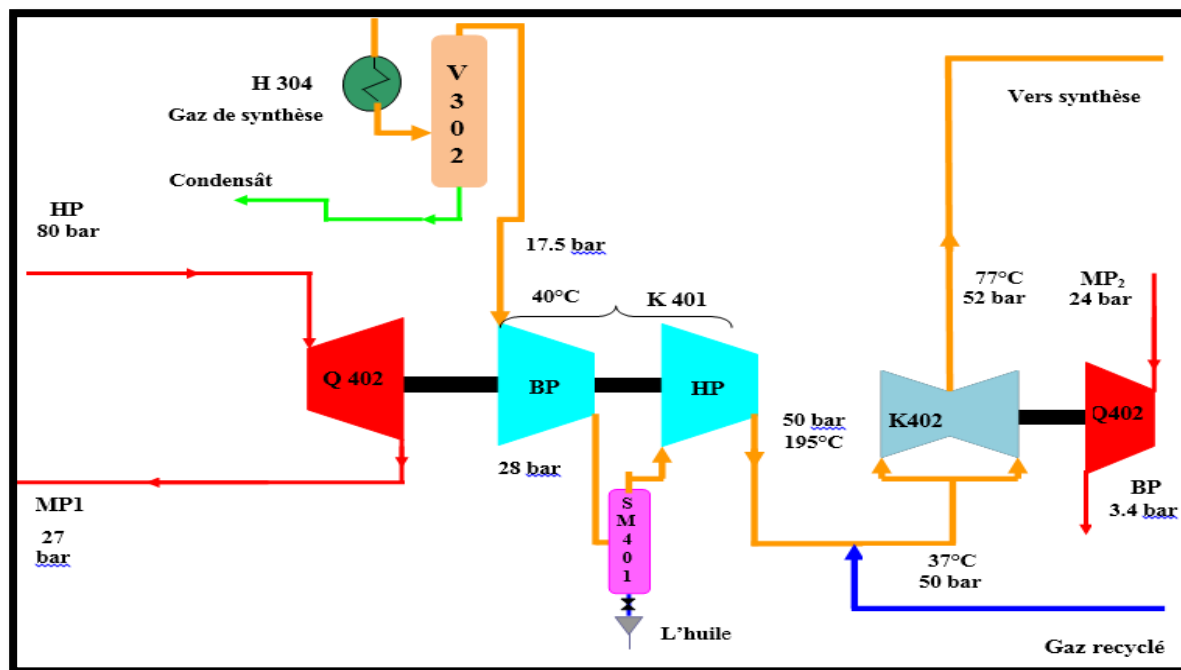


Figure II.11 : Schéma de la section 400 [11].

II.3.5. Synthèse du méthanol (section 500)

Cette section est la plus importante dans le procédé parce que c'est l'étape où une partie du gaz de synthèse est transformée en méthanol.

Le gaz de synthèse sortant du recirculateur K402 entre dans l'échangeur appelé réchauffeur H501 à une température 77°C et une pression de 52 bars, après il est réchauffé à 220 °C par l'échange de chaleur avec du gaz chaud sortant du réacteur V501 à une température de 270 °C.

Il est envoyé vers le réacteur V501, ce dernier qui contient 04 lits catalytiques remplis par un catalyseur à base de cuivre (Cu), sachant que la réaction de l'obtention du méthanol est exothermique et se fait à une température de 220 °C et une pression de 52 bars.

Les réactions principales de la synthèse du méthanol sont :



Le mélange de gaz (3 % de méthanol + 97 % de gaz de synthèse) sortant du réacteur V501 est refroidi dans l'échangeur H501 par l'alimentation de réacteur à une température de 140°C. Ce gaz contenu son chemin pour être refroidi dans les deux échangeurs ; l'aérons H510 et le condenseur H502 par eau de refroidissement pour bien condenser le méthanol, à des températures respectives : 110°C et 35 °C. Puis il passe dans le séparateur V502 pour séparer le méthanol liquide et le gaz qui n'a pas réagi comme suit :

- ✓ Le gaz non réagi (la plus grande quantité) est recyclé vers le recirculateur K402 pour rejoindre le gaz de synthèse.
- ✓ Le gaz de purge est envoyé vers le four comme combustible.
- ✓ Le gaz d'étanchéité est envoyé vers le compresseur K401 pour séparer les deux fluides (le gaz de synthèse et les huiles).
- ✓ Le gaz d'hydrogène est envoyé dans la ligne de gaz de procédé.

Dans le séparateur précédent V502 on ne peut pas faire la séparation complète du mélange méthanol liquide et gaz, pour cela on doit passer dans le deuxième séparateur V503 pour éliminer les gaz restants dans le méthanol (gaz du purge et gaz de flache) qui sont mélangés avec le gaz combustible et envoyés vers le four. Le méthanol brut obtenu est stocké dans le bac de pré stockage T651.

Remarque

Dans le cas de démarrage, le gaz de synthèse qui alimente le réacteur V501 est réchauffé dans l'échangeur H503 par la vapeur à haut pression.



Figure II.12 : Le réacteur de synthèse de méthanol V501 (photo prise le 22/03/2023).

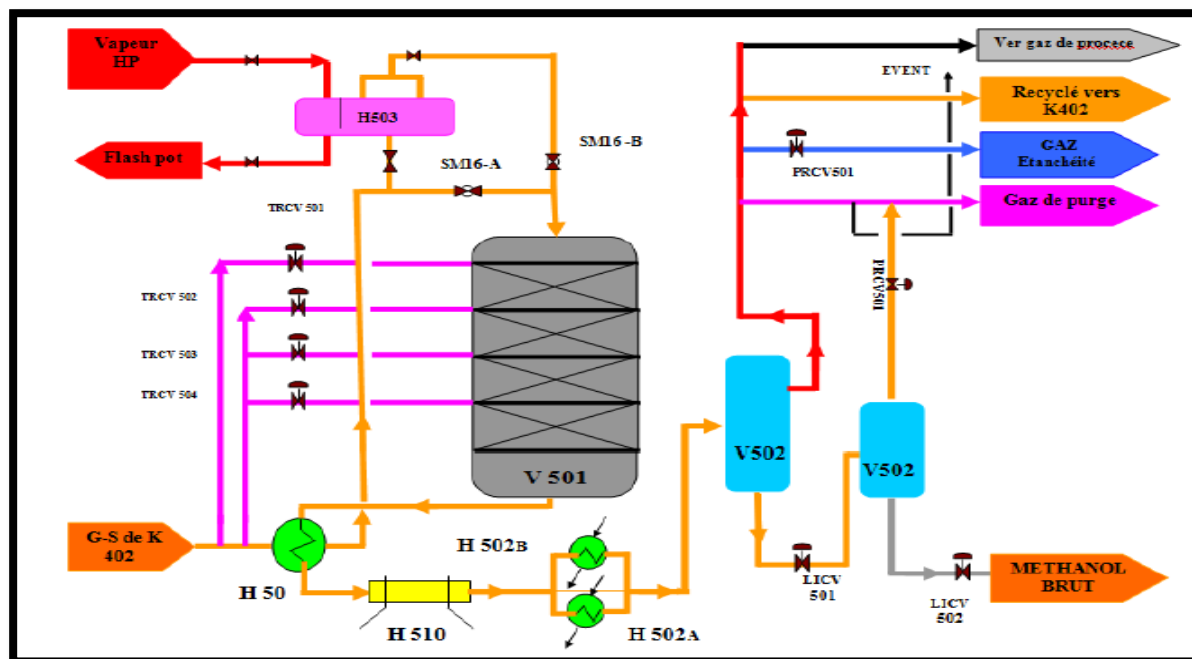


Figure II.13 : Schéma de la section 500 [11].

II.3.6. Distillation du méthanol brut (section 600)

La section de la synthèse n'est pas la partie finale pour obtenir le méthanol aux spécifications requises parce qu'il contient des quantités d'eaux et de gaz dissouts (CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , N_2), pour cela on doit traiter ce dernier par la distillation.

La distillation du méthanol brut se fait dans deux colonnes : V601, V602.

II.3.6.1. La colonne V601 (élimination des produits légers)

Le méthanol brut contenu dans le bac de pré stockage T651 est aspiré par la pompe P651 vers l'échangeur H601 pour être réchauffée à une température de 78°C par la vapeur sortante de la tête de la colonne, puis il s'écoule vers la colonne V601 au niveau de 32, 36, 40ème plateau.

La vapeur sortante de la tête de colonne passe par l'échangeur H601 pour être refroidie par un échange de la chaleur avec l'alimentation de la colonne, ensuite par un aérocondenseur H602 d'où on obtient un mélange liquide/gaz, et la plupart de la vapeur sera condensée.

Le gaz est refroidi dans l'échangeur H603 par l'eau de refroidissement pour être bien condensé, et le liquide est refroidi dans l'échangeur H602B puis s'écoule vers le ballon de reflux V603 avec le méthanol condensé de H603, pour le réinjecter dans la colonne V601 comme reflux.

Le gaz de H603 contenant le méthanol qui n'est pas condensé avec les gaz dissouts s'écoule vers le séparateur V606, ce dernier dégage les gaz vers l'atmosphère et le méthanol est récupéré dans le V601.

Cette colonne comprend 48 plateaux et un rebouilleur de fond H610 par le gaz de synthèse.

II.3.6.2. La colonne V602 (Élimination des produits lourds)

Le méthanol brut sortant de la colonne V601 est aspiré par la pompe P604 pour alimenter la colonne V602 au niveau du 14, 16, 20 plateaux. Le produit sortant de la tête de la colonne s'écoule vers les deux aérons condenseurs ; H605A et H605B pour refroidi, puis il s'écoule vers le ballon de reflux V604 et il est aspiré par la pompe P605 pour le réinjecter dans la colonne V602 comme reflux.

Le méthanol raffiné est obtenu d'après les deux plateaux étudiés au niveau de l'industrie ; 55 et 59, ce dernier se dirige vers l'échangeur H607 pour être refroidi à une température de 35 °C par eau de refroidissement, puis stocké dans les bacs de stockages T652 A et B.

Le résidu de la colonne V602 (eau) est refroidi par l'échangeur H609 par eau de refroidissement, ensuite elle sort vers égouts.

Cette colonne contient 63 plateaux et un rebouilleur H606 de fond par la vapeur BP de 3,4 bars.



Figure II.14 : Les deux colonnes de distillation V601, V602 (photo prise le 22/03/2023).

L'eau obtenue est stocké dans un réservoir d'eau T753 puis elle sera aspirée par une pompe P751 et mélangée avec l'eau déminéralisé provenant des utilités. Cette dernière est réchauffée dans un échangeur H303 par le gaz de synthèse ensuite il entre dans le dégazeur V701.

Dans ce dégazeur qui contient 4 plateaux, il entre aussi le condensat vapeur qui vient du rebouilleur de la 2^{ème} colonne H606, pour faire le barbotage qui élimine les gaz vers l'évent du dégazeur. Ensuite l'eau récupérée est aspirée par les turbopompes QP701A, QP701B et P701C, puis elle est chauffée dans l'échangeur H302 par le gaz de synthèse puis dans le préchauffeur d'eau F206 par les fumés. Après elle pénètre dans la chaudière F208.



Figure II.16 : Le dégazeur V701 (photo prise le 22/03/2023).

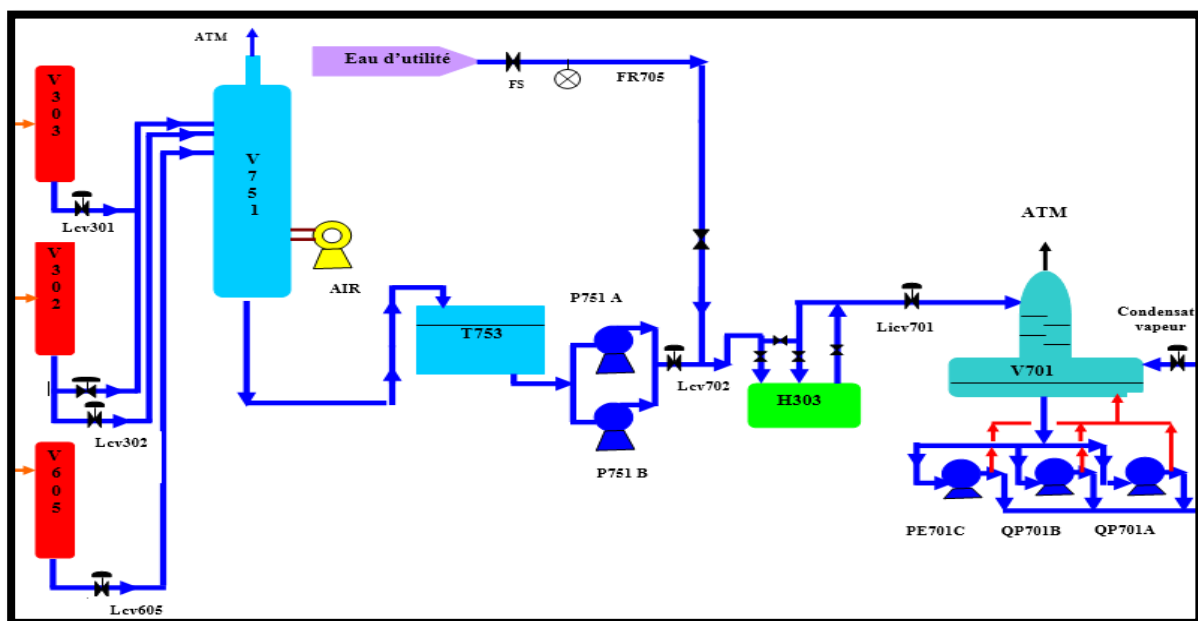


Figure II.17 : Schéma de la section 600 (partie 1) [11].

II.3.7.2. Production de vapeur en utilisant l'eau récupérée

La chaudière F208 est connectée à l'échangeur H301 et au ballon F205 par des tubes. L'eau circule dans ces trois équipements à partir de F208 et chauffée dans le H301 et le F205 pour

produire la vapeur HP humide. Cette dernière passe vers les surchauffeurs F203A et B pour obtenir de la vapeur sèche.

La vapeur sèche s'écoule vers la turbine Q401 de compresseur K401 et sort à moyenne pression MP1 dans deux lignes :

Une ligne est envoyée vers le four F201 pour se mélanger avec le gaz de procédé.

Une ligne est mélangée avec la vapeur provenant d'utilité qui sera envoyée vers le réseau de vapeur MP1. Ce dernier alimente les turbopompes QP701A et B.

La vapeur MP1 est détendue par la vanne PRCV701 pour obtenir une vapeur MP2 qui est envoyée vers :

- ✓ Air service.
- ✓ La turbine du recirculateur Q402
- ✓ La turbine de l'extracteur Q201
- ✓ Les quatre turbopompes des huiles Q421, Q422, Q431, Q432.

La vapeur MP2 est détendue par la vanne PRCV703 pour obtenir de la vapeur BP. Cette vapeur s'écoule vers le rebouilleur de deuxième colonne H606.

La vapeur de basse pression restante des différents équipements après son utilisation s'écoule directement vers le circuit de vapeur BP et elle est envoyée au service utilité.

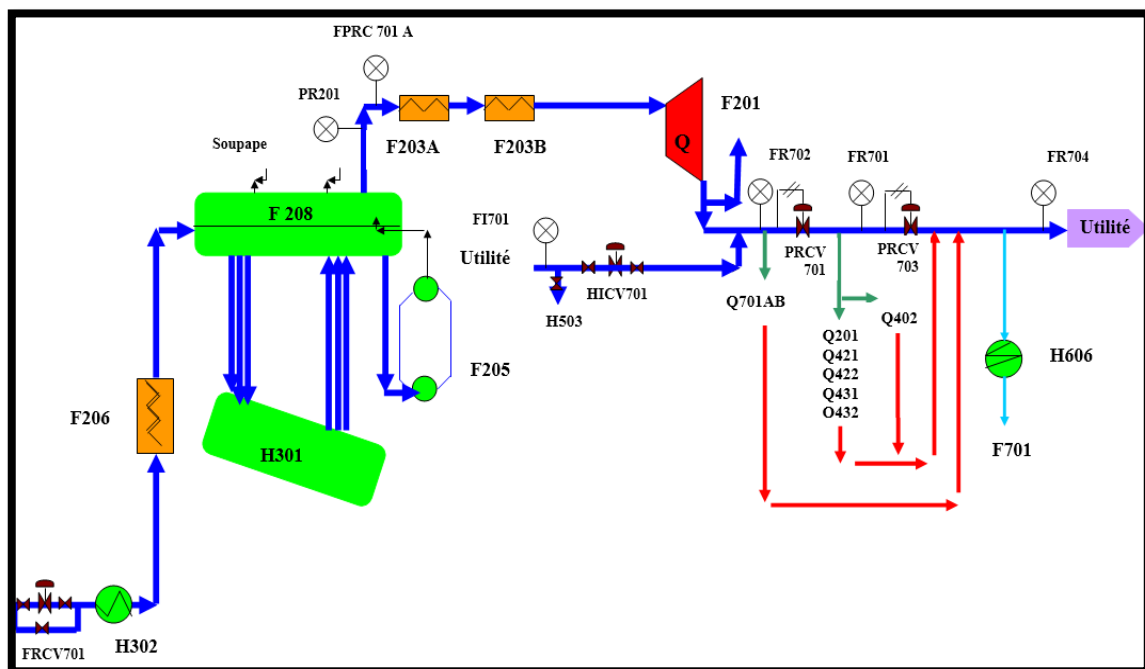


Figure II.18 : Schéma de la section 700 (partie 2) [11].

An orange speech bubble with a tail pointing downwards and to the left, containing the chapter title.

Chapitre III : Partie calcul

Dans cette partie nous allons faire sur les calculs des pertes d'eau qui ont lieu dans l'unité méthanol à partir des bilans de matière dans les deux cas ; réel et design, puis on va comparer les résultats entre eux.

III.1. Les bilans de matière

III.1.1. Bilan global du procédé de méthanol



Figure III.1 : Bilan global du procédé de méthanol.

Donc, on va faire les bilans partiels des équipements suivants :

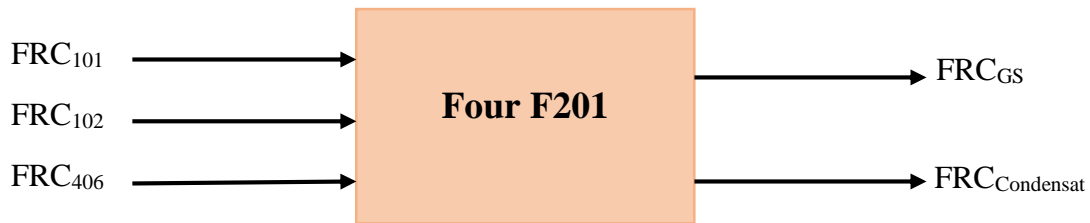
- A. Le dégazeur V701
- B. La deuxième colonne de distillation V602
- C. La turbine du compresseur Q401
- D. La turbine du recirculateur Q402.

III.1.2. Les bilans partiels

III.1.2.1. Cas Réel

III.1.2.1.1. Bilan du four F201

Le mélange de gaz de procédé et la vapeur d'eau alimentent le four F201, pour obtenir le gaz de synthèse contenant de la vapeur d'eau, qui est condensé et récupérée dans un bac T751. Cette dernière est appelée condensat.



Avec :

FRC_{101} : Le débit volumique du gaz du procédé.

FRC_{102} : Le débit massique de la vapeur d'eau à moyenne pression qui alimente le four F201.

FRC_{406} : Le débit volumique du gaz d'hydrogène.

FRC_{GS} : Le débit volumique du gaz de synthèse.

$FRC_{Condensat}$: Le débit massique du condensat.

On fait le bilan du four pour déterminer le débit du condensat :

$$FRC_{101} + FRC'_{102} + FRC'_{406} = FRC'_{GS} + FRC_{Condensat}$$

Conversion

Pour commencer les calculs, il faut convertir les débits volumiques de Nm^3/h en m^3/h , ensuite vers les débits massiques en kg/h , en utilisant la loi des gaz parfait.

Remarque

Nous avons pris des valeurs des débits, des pressions et des températures pendant huit (8) jours répartis sur deux (2) mois, puis nous avons calculé leurs moyennes.

III.1.2.1.1.1. Le débit volumique du gaz naturel du procédé

Tableau III.1 : Calcul de la moyenne du débit volumique, de la pression, de la température du gaz naturel du procédé.

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8	Moyenne
FRC_{101} (Nm^3/h)	11365	11401	11390	11440	11351	11334	11450	11339	11383,75
P' (bar)	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3
T' ($^{\circ}C$)	365	363	365	364	366	365	363	367	364,75

III.1.2.1.1.1.1. La conversion du débit volumique FRC_{101} de Nm^3/h en m^3/h

Dans les conditions normales on a :

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

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

$$FRC_{101} = 11383,75 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

Dans les conditions actuelles on a :

$$P' = 24,3 \text{ bar} = 23,98223538 \text{ atm} \quad \text{sachant que, } 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}.$$

$$T' = 364,75 \text{ }^\circ\text{C} = 637,9 \text{ K}$$

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

Selon la loi des gaz parfaits : $P \cdot V = n \cdot R \cdot T$

On a :

$$P \cdot \dot{V} = \dot{n} \cdot R \cdot T \dots (a) \quad \text{avec } \dot{V} = FRC_{101}$$

$$P' \cdot \dot{V}' = \dot{n} \cdot R \cdot T' \dots (b) \quad \text{avec } \dot{V}' = FRC'_{101}$$

On divise (a) sur (b), on trouve :

$$\frac{(a)}{(b)} \longrightarrow \frac{P \cdot FRC_{101}}{T} = \frac{P' \cdot FRC'_{101}}{T'}$$

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

$$FRC'_{101} = \frac{1 \times 11383,75 \times 637,9}{23,98223538 \times 273,15}$$

donc : **$FRC'_{101} = 1108,529068 \text{ m}^3/\text{h}$.**

III.1.2.1.1.2. La conversion du débit volumique FRC'_{101} en débit massique

Pour convertir le débit FRC'_{101} en kg/h, il faut calculer la masse volumique, le débit volumique et le débit massique dans chaque constituant de gaz naturel du procédé :

La masse volumique

On utilise les relations :

$$\rho = \frac{m}{V} \longrightarrow m = \rho \cdot V \dots (c)$$

$$P' \cdot V' = n \cdot R \cdot T' \dots (d)$$

On remplace la relation (c) dans (d), on trouve :

$$P' \cdot V' = \frac{\rho \cdot V' \cdot R \cdot T'}{M}$$

$$\rho i = \frac{P' \cdot M i}{R \cdot T'}$$

Avec $R = 0,082 \text{ (l.atm)/(mol.k)}$.

Le débit volumique

$$\dot{V}_i = \dot{V} \cdot y_i$$

Sachant que y_i : la fraction volumique de constituant i .

Le débit massique

$$\dot{m}_i = \dot{V}_i \cdot \rho_i$$

Les calculs sont faits dans le tableau suivant :

Tableau III.2 : Calcul le débit massique de gaz naturel du procédé (Cas réel).

Constituant i	Masse molaire M_i (g/mol)	Fraction volumique y_i	Masse volumique ρ_i (g/L)	Débit volumique \dot{V}_i (m ³ /h)	Débit massique \dot{m}_i (kg/h)
N ₂	28,01	0,0583	12,84210793	64,62724466	829,950051
CH ₄	16,04	0,8344	7,354066803	924,9566543	6802,193025
C ₂ H ₆	30,07	0,0704	13,78658284	78,04044638	1075,911079
C ₃ H ₈	44,1	0,021	20,21909888	23,27911043	470,6826355
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0033	26,64703009	3,658145924	97,4787245
n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0054	26,64703009	5,986056967	159,5106401
i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0012	33,07954612	1,330234882	44,00356612
n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0012	33,07954612	1,330234882	44,00356612
C ₆ ⁺	86,18	0,0008	39,51206216	0,886823254	35,04021555
CO ₂	44,01	0,0021	20,17783541	2,327911043	46,97220587
He	4	0,0019	1,833931871	2,106205229	3,862636897

$$\dot{m} = \sum \dot{m}_i$$

Sachant que, $\dot{m} = FRC'_{101}$

donc, $FRC'_{101} = 9609,608346$ kg/h.

III.1.2.1.1.2. Le débit volumique du gaz d'hydrogène

Tableau III.3 : Calcul de la moyenne de débit volumique, de la pression, de la température du gaz d'hydrogène.

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8	Moyenne
FRC ₄₀₆ (Nm ³ /h)	476,3	474,2	474,1	473,8	476,4	475,3	477,2	476	475,4125
P' (bar)	26	26	26	26	26	26	26	26	26
T' (°C)	30	30	30	30	30	30	30	30	30

III.1.2.1.1.2.1. La conversion du débit volumique FRC_{406} de Nm^3/h en m^3/h

Dans les conditions normales on a :

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

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

$$FRC_{406} = 475,4125 \text{ Nm}^3/h.$$

Dans les conditions actuelles on a :

$$P' = 26 \text{ bar} = 25,66000493 \text{ atm}$$

$$T' = 30 \text{ °C} = 303,15 \text{ K}$$

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

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

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

$$FRC'_{406} = \frac{1 \times 475,4125 \times 303,15}{25,66000493 \times 273,15}$$

$$\text{donc, } FRC'_{406} = 20,56223075 \text{ m}^3/h.$$

III.1.2.1.1.2.2. La conversion du débit volumique FRC'_{406} en débit massique

Pour convertir le débit de FRC'_{406} en kg/h , il faut calculer dans chaque constituant du gaz d'hydrogène, la masse volumique, le débit volumique et le débit massique (On utilise des mêmes relations précédentes).

Tableau III.4 : Calcul le débit massique du gaz d'hydrogène (Cas réel).

Constituant i	Masse molaire M_i (g/mol)	Fraction volumique y_i	Masse volumique ρ_i (g/L)	Débit volumique \dot{V}_i (m ³ /h)	Débit massique \dot{m}_i (kg/h)
N ₂	28,01	0,015	28,9133504	0,308433461	8,917844742
CO	28,01	0,121	28,9133504	2,488029921	71,93728092
CH ₄	16,04	0,036	16,55730598	0,740240307	12,25638526
CO ₂	44,01	0,086	45,42936634	1,768351845	80,33510377
H ₂	2,02	0,742	2,085147012	15,25717522	31,81345332

$$\dot{m} = \sum \dot{m}_i$$

$$\text{Sachant que, } \dot{m} = FRC'_{406}$$

donc : $FRC'_{406} = 205,260068 \text{ kg/h}$.

III.1.2.1.1.3. Le débit massique du gaz de synthèse

Tableau III.5 : Calcul de la moyenne du débit massique, de la pression, de la température du gaz de synthèse.

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8	Moyenne
FRC'_{GS} (m³/h)	3373	3416	3382	3408	3391	3382	3416	3365	3391,625
P' (bar)	16,4	16,1	16,5	16,25	16,3	16,3	16,2	16,4	16,30625
T' (°C)	24	22	24	23	23	24	22	23	23,125

III.1.2.1.1.3.1. La conversion du débit volumique FRC'_{GS} en débit massique

Dans les conditions actuelles on a :

$$P' = 16,30625 \text{ bar} = 16,09301752 \text{ atm}$$

$$T' = 23,125 \text{ °C} = 296,275 \text{ K}$$

$$FRC'_{GS} = 3391,625 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Pour convertir le débit de FRC'_{GS} en kg/h, il faut calculer dans chaque constituant du gaz de synthèse, la masse volumique, le débit volumique et le débit massique (On utilise des mêmes relations précédentes).

Tableau III.6 : Calcul le débit massique du gaz de synthèse (Cas réel).

Constituant i	Masse molaire M _i (g/mol)	Fraction volumique y _i	Masse volumique ρ _i (g/L)	Débit volumique V̇ _i (m ³ /h)	Débit massique ṁ _i (kg/h)
N₂	28,01	0,015	18,55417864	50,874375	943,9322419
CO	28,01	0,121	18,55417864	410,386625	7614,386752
CH₄	16,04	0,036	10,62509909	122,0985	1297,308661
CO₂	44,01	0,086	29,15278122	291,67975	8503,275938
H₂	2,02	0,742	1,338073576	2516,58575	3367,376893

$$\dot{m} = \sum \dot{m}_i$$

Sachant que, $\dot{m} = FRC'_{GS}$

donc : $FRC'_{GS} = 21726,28048 \text{ kg/h}$.

III.1.2.1.1.4. Le débit massique de la vapeur d'eau

Tableau III.7 : Calcul de la moyenne du débit massique de la vapeur d'eau.

Jours	1	2	3	4	5	6	7
FRC ₁₀₂ (kg/h)	36419,2	36785,4	36302,6	36789,1	36526,9	36204,2	36774,4
Jours	8	Moyenne					
FRC ₁₀₂ (kg/h)	36390,7	36524,0625					

donc : $FRC_{102} = 36524,0625 \text{ kg/h}$.

III.1.2.1.1.5. Calcul de débit massique du condensat

$$FRC'_{101} = 9609,608346 \text{ kg/h}$$

$$FRC_{102} = 36524,0625 \text{ kg/h}$$

$$FRC'_{406} = 205,260068 \text{ kg/h}$$

$$FRC'_{GS} = 21726,28048 \text{ kg/h}$$

D'après le bilan :

$$FRC'_{101} + FRC_{102} + FRC'_{406} = FRC'_{GS} + FRC_{\text{Condensat}}$$

$$FRC_{\text{Condensat}} = FRC'_{101} + FRC_{102} + FRC'_{406} - FRC'_{GS}$$

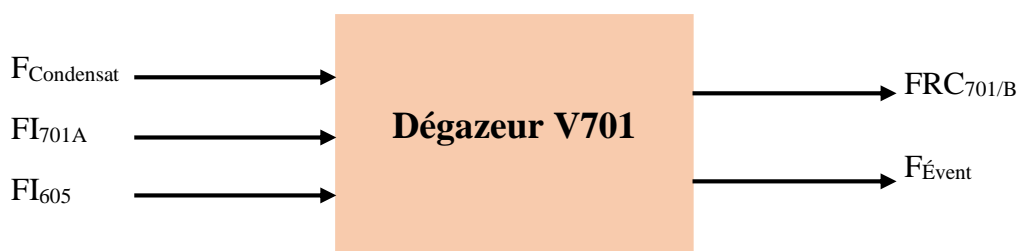
$$FRC_{\text{Condensat}} = 9609,608346 + 36524,0625 + 205,260068 - 21726,28048$$

$$FRC_{\text{Condensat}} = 24612,65043 \text{ kg/h}$$

$$FRC_{\text{Condensat}} = 24,61265043 \text{ tonne/h}$$

III.1.2.1.2. Bilan du dégazeur V701

Le mélange de condensat et d'eau déminéralisée venant du service d'utilité alimente le dégazeur V701 pour être en contact avec le condensat de vapeur venant du rebouilleur de la 2^{ème} colonne de distillation H606, pour but d'éliminer les gaz dissout qui sortent vers l'évent du dégazeur, où il y'aura des pertes d'eau qui dépassent 2 tonnes (le principe du dégazeur). L'eau dégazée s'écoule vers la chaudière F208 afin de produire de la vapeur.



Avec :

$F_{\text{Condensat}}$: Le débit massique du condensat.

FI_{701A} : Le débit massique de l'eau déminéralisée assurée par le service utilité.

FI_{605} : Le débit massique du condensat de vapeur du rebouilleur de la deuxième colonne de distillation H606.

$FRC_{701/B}$: Le débit massique de l'eau déminéralisée qui alimente la chaudière F208.

$F_{\text{Évent}}$: Le débit massique de la vapeur d'eau sortant de dégazeur V701.

III.1.2.1.2.1. Le débit massique FI_{701A}

Tableau III.8 : Calcul de la moyenne du débit massique d'eau déminéralisée assuré par le service utilité.

Jours	1	2	3	4	5	6	7
FI_{701A} (kg/h)	29189,5	27697,9	26686,2	28225,6	24071,7	29785,2	30142,6
Jours	8	Moyenne					
FI_{701A} (kg/h)	26399,4	27774,7625					

donc : $FI_{701A} = 27774,7625$ kg/h.

III.1.2.1.2.2. Le débit massique FI_{605}

Tableau III.9 : Calcul de la moyenne du débit massique du condensat de vapeur du rebouilleur de la deuxième colonne de distillation H606.

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8	Moyenne
FI_{605} (kg/h)	20000	20000	20000	20000	20000	20000	20000	20000	20000

Donc : $FI_{605} = 20000$ kg/h.

III.1.2.1.2.3. Le débit massique FRC_{701/B}

Tableau III.10 : Calcul de la moyenne du débit massique de l'eau déminéralisée de la chaudière F208.

Jours	1	2	3	4	5	6	7
FRC_{701/B} (kg/h)	63631,5	65217,5	62966,1	63631,1	63155,7	63321,4	65483,2
Jours	8	Moyenne					
FRC_{701/B} (kg/h)	62867,1	63784,2					

donc : **FRC_{701/B} = 63784,2 kg/h.**

III.1.2.1.2.4. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans le dégazeur V701

D'après le bilan :

$$FRC_{\text{Condensat}} + FI_{701A} + FI_{605} = FRC_{701/B} + F_{\text{Vapeur}}$$

$$F_{\text{Évent}} = FRC_{\text{Condensat}} + FI_{701A} + FI_{605} - FRC_{701/B}$$

$$F_{\text{Évent}} = 24612,65043 + 27774,7625 + 20000 + 63784,2$$

$$F_{\text{Évent}} = 8603,212929 \text{ kg/h.}$$

D'après le principe du dégazeur, on a :

$$F_{\text{Admissible}} = 2000 \text{ kg/h.}$$

donc :

$$F'_{\text{Évent}} = F_{\text{Évent}} - F_{\text{Admissible}}$$

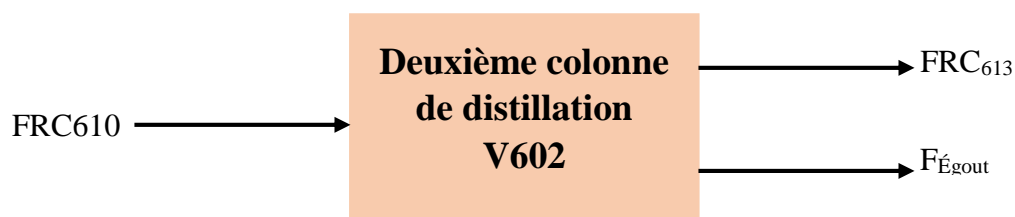
$$F'_{\text{Évent}} = 8603,212929 - 2000$$

$$\mathbf{F'_{\text{Évent}} = 6603,212929 \text{ kg/h.}}$$

$$\mathbf{F'_{\text{Évent}} = 6,603212929 \text{ tonne/h.}}$$

III.1.2.1.3. Bilan de la deuxième colonne de distillation V602

L'eau qui se trouve dans le méthanol brute sortant de la première colonne de distillation est éliminée par une deuxième colonne de distillation V602, pour obtenir le méthanol raffiné et l'eau se dirige vers l'égout.



Avec :

FRC_{610} : Le débit massique du méthanol brut sortant de la première colonne de distillation V601.

FRC_{613} : Le débit massique du méthanol raffiné.

$F_{\text{égout}}$: Le débit massique de l'eau sortant vers l'égout.

III.1.2.1.3.1. Le débit massique FRC_{610}

Tableau III.11 : Calcul de la moyenne du débit massique du méthanol brut.

Jours	1	2	3	4	5	6	7
FRC₆₁₀ (kg/h)	20500	20250	20400	20000	20250	19750	20000
Jours	8	Moyenne					
FRC₆₁₀ (kg/h)	20750	20237,5					

donc : $FRC_{610} = 20237,5 \text{ kg/h}$.

III.1.2.1.3.2. Le débit massique FRC_{613}

Tableau III.12 : Calcul de la moyenne du débit massique du méthanol raffiné.

Jours	1	2	3	4	5	6	7
FRC₆₁₃ (kg/h)	12600	12761,6	15550	12600	12761,6	12778,4	12600
Jours	8	Moyenne					
FRC₆₁₃ (kg/h)	12761,6	13051,65					

donc : $FRC_{613} = 13051,65 \text{ kg/h}$.

III.1.2.1.3.3. Calcul de la perte d'eau dans la deuxième colonne de distillation V602

D'après le bilan suivant :

$$FRC_{613} = FRC_{610} + F_{\text{égout}}$$

$$F_{\text{égout}} = FRC_{613} - FRC_{610}$$

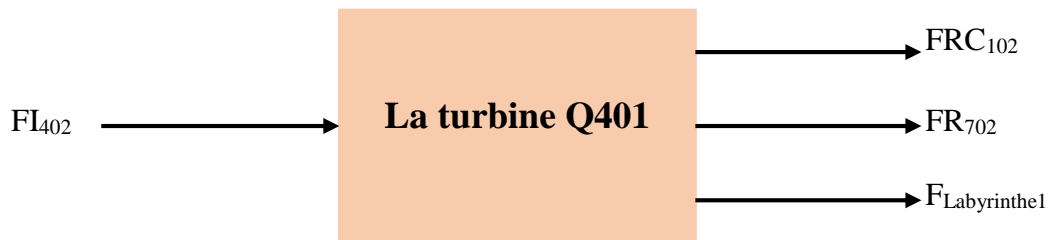
$$F_{\text{égout}} = 20237,5 - 13051,65$$

$$F_{\text{égout}} = 7185,85 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{égout}} = 7,18585 \text{ tonne/h.}$$

III.1.2.1.4. Bilan de turbine Q401

La vapeur de haute pression (HP) produite dans la chaudière F208 fait tourner la turbine du compresseur Q401 et se détend à une vapeur de moyenne pression 1 (MP1) en deux (2) lignes, l'une s'écoule vers le four et l'autre vers le réseau de vapeur. Mais il y'a des fuites de vapeur d'eau sortant vers le labyrinthe de turbine.



Avec :

FI_{402} : Le débit massique de la vapeur d'eau à haute pression.

FRC_{102} : Le débit massique de la vapeur d'eau à moyenne pression qui alimente le four F201.

FR_{702} : Le débit massique de la vapeur d'eau à moyenne pression qui s'écoule vers le réseau de vapeur.

$F_{Labyrinthel}$: Le débit massique de vapeur d'eau sortant du labyrinthe de turbine Q401.

III.1.2.1.4.1. Le débit massique FI_{402}

Tableau III.13 : Calcul de la moyenne du débit massique de la vapeur d'eau à haute pression.

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8	Moyenne
FI_{402} (kg/h)	65009	64666	64422	64660	64631	64375	64761	64415	64617,375

Donc : $FI_{402} = 64617,375$ kg/h.

III.1.2.1.4.2. Le débit massique FR_{702}

Tableau III.14 : Calcul de la moyenne du débit massique de la vapeur d'eau à moyenne pression.

Jours	1	2	3	4	5	6	7
FR_{702} (kg/h)	27974,2	27574,22	27490,3	27568,6	27543,4	27467,4	27686,7
Jours	8	Moyenne					
FR_{702} (kg/h)	27482,4	27598,4025					

donc : $FR_{702} = 27598,4025$ kg/h.

III.1.2.1.4.3. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans la turbine Q401

Nous avons le débit massique $FRC_{102} = 36524,0625 \text{ kg/h}$. (déjà calculé dans la partie du four).

D'après le bilan suivant :

$$FI_{402} = FRC_{102} + FR_{702} + F_{Labyrinthe1}$$

$$F_{Labyrinthe1} = FI_{402} - FRC_{102} - FR_{702}$$

$$F_{Labyrinthe1} = 64617,375 + 36524,0625 + 27598,4025$$

$$F_{Labyrinthe1} = 494,91 \text{ kg/h.}$$

$$F_{Labyrinthe1} = 0,49491 \text{ tonne/h.}$$

III.1.2.1.5. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans la turbine Q402

Le calcul du débit de la vapeur d'eau sortant du labyrinthe de la turbine Q402 ($F_{Labyrinthe2}$) est liée au débit précédent $F_{Labyrinthe1}$ et le débit de consommation de la turbine Q401, d'après la méthode suivante :

On a le débit de consommation de la turbine Q401 :

$$F_{consommation1} = 8000 \text{ kg/h.}$$

On calcule le débit de consommation de turbine Q402 à partir des deux débits :

- a) Le débit de la vapeur de moyenne pression 2, $F_{MP2} = 27153 \text{ kg/h}$
- b) Le débit de la vapeur de basse pression, $F_{BP} = 14172 \text{ kg/h}$.

D'après le bilan :

$$F_{Consommation2} = F_{MP2} - F_{BP}$$

$$F_{Consommation2} = 27153 - 14172$$

$$F_{Consommation2} = 12981 \text{ kg/h.}$$

On calcule le débit $F_{Labyrinthe2}$ en utilisant la règle de trois :

$$F_{Consommation1} \longrightarrow 100\%$$

$$F_{Labyrinthe1} \longrightarrow X \%$$

Où :

$$8000 \longrightarrow 100\%$$

$$494,91 \longrightarrow X\%$$

Donc :

$$X = \frac{494,91 \times 100}{8000}$$

$$X = 6,186375\%.$$

D'autre part :

$$F_{\text{Consommation2}} \longrightarrow 100\%$$

$$F_{\text{Labyrinthe2}} \longrightarrow X\%$$

Où :

$$12981 \longrightarrow 100\%$$

$$F_{\text{Labyrinthe2}} \longrightarrow 6,18637$$

donc :

$$F_{\text{Labyrinthe2}} = \frac{6,186375 \times 12981}{100}$$

$$F_{\text{Labyrinthe2}} = 803,0533388 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Labyrinthe2}} = 0,8030533388 \text{ tonne/h.}$$

III.1.2.1.6. Calcul des pertes totales

On a :

$$F'_{\text{Évent}} = 6603,212929 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Égout}} = 7185,85 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Labyrinthe1}} = 494,91 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Labyrinthe2}} = 803,0533388 \text{ kg/h.}$$

Les pertes totales ayant lieu dans l'unité méthanol sont calculées d'après le bilan :

$$F_{\text{Perte Totale}} = \sum F_i$$

$$F_{\text{Perte Totale}} = F'_{\text{Évent}} + F_{\text{Égout}} + F_{\text{Labyrinthe1}} + F_{\text{Labyrinthe2}}$$

$$F_{\text{Perte Total}} = 6603,212929 + 7185,85 + 494,91 + 803,0533388$$

$$F_{\text{Perte Total}} = 15087,02627 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Perte Total}} = 15,08702627 \text{ tonne/h.}$$

III.1.2.2. Cas design

On utilise les mêmes méthodes et les relations précédentes (cas réel).

III.1.2.2.1. Bilan du four F201

D'après le bilan suivant on détermine le débit du condensat :

$$FRC'_{101} + FRC_{102} + FRC'_{406} = FRC'_{GS} + FRC_{Condensat}$$

III.1.2.2.1.1. Le débit volumique du gaz naturel du procédé**III.1.2.2.1.1.1. La conversion du débit volumique FRC_{101} de Nm^3/h en m^3/h**

Dans les conditions normales on a :

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

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

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

Dans les conditions design on a :

$$P' = 27,5 \text{ bar} = 27,14038983 \text{ atm.}$$

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

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

Selon la loi des gaz parfaits : $P \cdot V = n \cdot R \cdot T$

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

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

$$FRC'_{101} = \frac{1 \times 12708 \times 673,15}{27,14038983 \times 273,15}$$

$$\text{Donc : } FRC'_{101} = 1153,909556 \text{ m}^3/h.$$

III.1.2.2.1.1.2. La conversion de débit volumique FRC'_{101} en débit massique

Pour convertir le débit de FRC'_{101} en kg/h , il faut calculer dans chaque constituant de gaz naturel du procédé, la masse volumique, le débit volumique et le débit massique.

Tableau III.15 : Calcul du débit massique du gaz naturel du procédé (Cas design).

Constituant i	Masse molaire M_i (g/mol)	Fraction volumique y_i	Masse volumique ρ_i (g/L)	Débit volumique \dot{V}_i (m ³ /h)	Débit massique \dot{m}_i (kg/h)
N ₂	28,01	0,0583	13,7722053	67,2729271	926,496563
CH ₄	16,04	0,8344	7,8866895	962,822134	7593,47921
C ₂ H ₆	30,07	0,0704	14,7850844	81,2352328	1201,06977
C ₃ H ₈	44,1	0,021	21,6834792	24,2321007	525,436252
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0033	28,5769572	3,80790154	108,818239
n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0054	28,5769572	6,2311116	178,06621
i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0012	35,4753521	1,38469147	49,1224173
n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0012	35,4753521	1,38469147	49,1224173
C ₆₊	86,18	0,0008	42,3737469	0,92312764	39,1163772
CO ₂	44,01	0,0021	21,6392272	2,42321007	52,4363933
He	4	0,0019	1,96675549	2,19242816	4,3119701

$$\dot{m} = \sum \dot{m}_i$$

Sachant que, $\dot{m} = FRC'_{101}$

Donc : $FRC'_{101} = 10727,47582 \text{ kg/h.}$

III.1.2.2.1.2. Le débit volumique du gaz d'hydrogène

III.1.2.2.1.2.1. La conversion du débit volumique FRC_{406} de Nm³/h en m³/h

Dans les conditions normales on a :

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

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

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

Dans les conditions design on a :

$$P' = 26,5 \text{ bar} = 26,15346657 \text{ atm}$$

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

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

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

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

$$FRC'_{406} = \frac{1 \times 410 \times 298,15}{26,15346657 \times 273,15}$$

donc, $FRC'_{406} = 17,11150482 \text{ m}^3/\text{h}$.

III.1.2.1.1.2.2. La conversion du débit volumique FRC'_{406} en débit massique

Tableau III.16 : Calcul du débit massique du gaz d'hydrogène (Cas design).

Constituant i	Masse molaire M_i (g/mol)	Fraction volumique y_i	Masse volumique ρ_i (g/L)	Débit volumique \dot{V}_i (m^3/h)	Débit massique \dot{m}_i (kg/h)
N ₂	28,01	0,015	29,9635802	0,25667257	7,69082921
CO	28,01	0,121	29,9635802	2,07049208	62,0393557
CH ₄	16,04	0,036	17,1587228	0,61601417	10,5700165
CO ₂	44,01	0,086	47,0795132	1,47158941	69,2817133
H ₂	2,02	0,742	2,16088654	12,6967366	27,4362072

$$\dot{m} = \sum \dot{m}_i$$

Sachant que, $\dot{m} = FRC'_{406}$

donc : $FRC'_{406} = 177,0181219 \text{ kg/h}$.

III.1.2.2.1.3. Le débit massique du gaz de synthèse

III.1.2.2.1.3.1. La conversion du débit volumique FRC'_{GS} en débit massique

Dans les conditions design on a :

$$P' = 17,5 \text{ bar} = 17,27115717 \text{ atm}$$

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

$$FRC'_{GS} = 3400 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Tableau III.17 : Calcul du débit massique du gaz de synthèse (Cas design).

Constituant i	Masse molaire M_i (g/mol)	Fraction volumique y_i	Masse volumique ρ_i (g/L)	Débit volumique \dot{V}_i (m ³ /h)	Débit massique \dot{m}_i (kg/h)
N ₂	28,01	0,015	18,8394525	51	960,812076
CO	28,01	0,121	18,8394525	411,4	7750,55074
CH ₄	16,04	0,036	10,7884619	122,4	1320,50774
CO ₂	44,01	0,086	29,6010105	292,4	8655,33546
H ₂	2,02	0,742	1,3586467	2522,8	3427,59389

$$\dot{m} = \sum \dot{m}_i$$

Sachant que, $\dot{m} = FRC'_{GS}$

Donc : **FRC'_{GS} = 22114,7999 kg/h.**

III.1.2.2.1.4. Le débit massique de la vapeur d'eau

D'après le design on a :

$$FRC_{102} = 33470 \text{ kg/h.}$$

III.1.2.2.1.5. Calcul de débit massique du condensat

On a :

$$FRC'_{101} = 1153,909556 \text{ kg/h.}$$

$$FRC_{102} = 33470 \text{ kg/h.}$$

$$FRC'_{406} = 17,11150482 \text{ kg/h.}$$

$$FRC'_{GS} = 22114,7999 \text{ kg/h.}$$

A partir du bilan suivant :

$$FRC'_{101} + FRC_{102} + FRC'_{406} = FRC'_{GS} + FRC_{\text{Condensat}}$$

$$FRC_{\text{Condensat}} = FRC'_{101} + FRC_{102} + FRC'_{406} - FRC'_{GS}$$

$$FRC_{\text{Condensat}} = 1153,909556 + 33470 + 17,11150482 - 22114,7999$$

Donc : **FRC_{Condensat} = 22259,69404 kg/h.**

$$\mathbf{FRC_{Condensat} = 22,25969404 \text{ tonne/h.}}$$

III.1.2.2.2. Bilan du dégazeur V701

D'après le design :

$$FI_{701A} = 28640 \text{ kg/h.}$$

$$FI_{605} = 13525 \text{ kg/h.}$$

$$FRC_{701/B} = 58970 \text{ kg/h.}$$

Remarque

Dans le design on trouve le débit massique de l'eau déminéralisée assuré par le service utilité sous le nom FS101.

III.1.2.2.2.1. Calcul de la perte de vapeur d'eau dans le dégazeur V701

A partir du bilan suivant :

$$FRC_{Condensat} + FI_{701A} + FI_{605} = FRC_{701/B} + F_{Vapeur}$$

$$F_{Évent} = FRC_{Condensat} + FI_{701A} + FI_{605} - FRC_{701/B}$$

$$F_{Évent} = 22259,69404 + 28640 + 13525 - 58970$$

$$F_{Évent} = 5454,69404 \text{ kg/h.}$$

D'après le principe du dégazeur, on a :

$$F_{Admissible} = 2000 \text{ kg/h.}$$

donc :

$$F'_{Évent} = F_{Évent} - F_{Admissible}$$

$$F'_{Évent} = 5454,69404 - 2000$$

$$\mathbf{F'_{Évent} = 3454,69404 \text{ kg/h.}}$$

$$\mathbf{F'_{Évent} = 3,45469404 \text{ tonne/h.}}$$

III.1.2.2.3. Bilan de la deuxième colonne de distillation V602

D'après le design :

$$FRC_{610} = 18004 \text{ kg/h.}$$

$$FRC_{613} = 12518 \text{ kg/h.}$$

III.1.2.2.3.1 Calcul de la perte d'eau dans la deuxième colonne de distillation

A partir du bilan suivant :

$$FRC_{613} = FRC_{610} + F_{\text{Égout}}$$

$$FRC_{610} = FRC_{613} - F_{\text{Égout}}$$

$$F_{\text{Égout}} = 18004 - 12518$$

$$F_{\text{Égout}} = 5486 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Égout}} = 5,486 \text{ tonne/h.}$$

III.1.2.2.4. Bilan de la turbine Q401

D'après le design, le débit massique de la vapeur d'eau sortant du labyrinthe de turbine Q401 est :

$$F_{\text{Labyrinthe1}} = 240 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Labyrinthe1}} = 0,240 \text{ tonne/h.}$$

III.1.2.2.5. Bilan de la turbine Q402

D'après le design, le débit massique de la vapeur d'eau sortant du labyrinthe de turbine Q402 est :

$$F_{\text{Labyrinthe2}} = 320 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Labyrinthe2}} = 0,320 \text{ tonne/h.}$$

III.1.2.2.6. Calcul des pertes totales

On a :

$$F'_{\text{Évent}} = 3454,69404 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Égout}} = 5486 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Labyrinthe1}} = 240 \text{ kg/h.}$$

$$F_{\text{Labyrinthe2}} = 320 \text{ kg/h.}$$

Les pertes totales ayant lieu dans l'unité méthanol sont calculées d'après le bilan :

$$F_{Perte\ Totale} = \sum F_i$$

$$F_{Perte\ Totale} = F'_{Évent} + F_{Égout} + F_{Labyrinthe1} + F_{Labyrinthe2}$$

$$F_{Perte\ Total} = 3454,69404 + 5486 + 240 + 320$$

$$F_{Perte\ Total} = \mathbf{9500,69404\ kg/h.}$$

$$F_{Perte\ Total} = \mathbf{9,50069404\ tonne/h.}$$

III.2. La comparaison entre les résultats du cas réel et du cas design

III.2.1. Calcul de l'écart de perte au niveau du dégazeur V701

On a :

$$\text{Cas réel : } F'_{Évent} = 6603,212929\ \text{kg/h.}$$

$$\text{Cas design : } F'_{Évent} = 3454,69404\ \text{kg/h.}$$

Donc :

$$\text{Écart} = F'_{Évent} (\text{réel}) - F'_{Évent} (\text{design})$$

$$\text{Écart} = 6603,212929 - 3454,69404$$

$$\text{Écart} = \mathbf{3148,51889\ kg/h.}$$

$$\text{Écart} = \mathbf{3,14851889\ tonne/h.}$$

Avec un pourcentage de : $\text{Écart (\%)} = \mathbf{56,36111067\ \%}$.

✓ Interprétation

D'après les calculs des deux cas réel et design, on remarque une perte de vapeur d'eau de 6,6 tonne/h (cas réel) et de 3,45 tonne/h (cas design), ceci se traduit par un écart estimatif de 3,15 tonne/h qui correspond à un pourcentage de 56,36 %.

Cette perte est due, d'une part à l'augmentation de la température d'entrée de l'alimentation du dégazeur V701 (cas actuel), et d'autre part à l'augmentation de la charge (cas actuel) au niveau du condensat récupéré et du condensat de vapeur du rebouilleur de la deuxième colonne de distillation V602. Ce qui provoque l'évaporation d'une bonne partie de vapeur d'eau.

D'autres facteurs peuvent affecter la différence des valeurs de cette perte comme l'état des manomètres et des vannes des débits.

III.2.2. Calcul de l'écart de perte au niveau de la deuxième colonne de distillation V602

Cas réel : $F_{\text{Égout}} = 7185,85 \text{ kg/h}$.

Cas design : $F_{\text{Égout}} = 5486 \text{ kg/h}$.

Donc :

$$\text{Écart} = F_{\text{Égout}}(\text{réel}) - F_{\text{Égout}}(\text{design})$$

$$\text{Écart} = 7185,85 - 5486$$

$$\text{Écart} = 1699,85 \text{ kg/h.}$$

$$\text{Écart} = 1,69985 \text{ tonne/h.}$$

Avec un pourcentage de : $\text{Écart} (\%) = 30,42873088 \%$.

✓ Interprétation

Comparant avec le cas design, le cas réel représente une charge supplémentaire de 2,2 tonne/h, qui a contribué dans l'augmentation des quantités du méthanol brute et de l'eau qui s'écoule vers l'égout.

Cette dernière a augmenté d'une valeur estimative de 1,7 tonne/h, en passant du cas design vers le cas réel avec un taux de 30,43 %.

On peut noter que l'état des vannes des débits peut jouer un rôle majeur dans le contrôle de la charge d'alimentation à l'entrée de la colonne.

III.2.3. Calcul de l'écart de perte au niveau de la turbine Q401

Cas réel : $F_{\text{Labyrinthe1}} = 494,91 \text{ kg/h}$.

Cas design : $F_{\text{Labyrinthe1}} = 240 \text{ kg/h}$.

Donc :

$$\text{Écart} = F_{\text{Labyrinthe1}}(\text{réel}) - F_{\text{Labyrinthe1}}(\text{design})$$

$$\text{Écart} = 494,91 - 240$$

Écart = 254,91 kg/h.

Écart = 0,25491 tonne/h.

Avec un pourcentage de : **Écart (%) = 4,563101326 %.**

✓ **Interprétation**

Au niveau de la turbine Q401, on remarque que la perte de vapeur d'eau a doublé en passant du cas design au cas réel .On note un écart estimatif de l'ordre de 0,25 tonne/h avec un pourcentage de 4.56 %.

Ceci peut être probablement dû à des défaillances au niveau du fonctionnement de cette turbine.

III.2.4. Calcul de l'écart de perte au niveau de turbine Q402

Cas réel : $F_{\text{Labyrinthe2}} = 803,0533388 \text{ kg/h.}$

Cas design : $F_{\text{Labyrinthe2}} = 320 \text{ kg/h.}$

Donc :

$\text{Écart} = F_{\text{Labyrinthe2}}(\text{réel}) - F_{\text{Labyrinthe2}}(\text{design})$

$\text{Écart} = 803,0533388 - 320$

Écart = 483,0533388 kg/h.

Écart = 0,4830533388 tonne/h.

Avec un pourcentage de : **Écart (%) = 8,647057121 %.**

✓ **Interprétation**

La perte de vapeur d'eau calculée dans le cas réel au niveau de la turbine Q402 est multipliée par $2,5 \times 10^{-3}$ tonne/h par rapport aux cas design.

Cette perte passe de 0,32 tonne/h (cas design) à 0,8 tonne/h (cas réel) avec un écart estimatif de 0,48 tonne/h et un pourcentage de 8.65 %.

Le dysfonctionnement de cette turbine peut être la cause principale de la perte signalée.

III.2.4. Calcul de l'écart des pertes totales au niveau de l'unité méthanol

Cas réel : $F_{\text{Perte Total}} = 15087,02627 \text{ kg/h}$.

Cas design : $F_{\text{Perte Total}} = 9500,69404 \text{ kg/h}$.

Donc :

Écart = $F_{\text{Perte Total}}(\text{réel}) - F_{\text{Perte Total}}(\text{design})$

Écart = $15087,02627 - 9500,69404$

Écart = 5586,332228 kg/h.

Écart = 5,586332228 tonne/h.

✓ **Conclusion**

Compte-tenu des résultats obtenus au niveau des quatre équipements à savoir le dégazeur V701, la deuxième colonne de distillation V602, les deux turbines Q401 et Q402. On remarque que la grande perte ayant lieu au niveau ; de la deuxième colonne de distillation et du dégazeur, avec des valeurs estimatives de 7,2 tonne/h et 6,6 tonne/h respectivement.

Les deux turbines Q401, Q402 présentent seulement des pertes minimales par rapport aux autres équipements.

Pour l'état global des différentes pertes signalées au niveau des quatre équipements qui composent l'unité méthanol, on note que l'écart réel dépasse celui design d'une valeur estimative de 5,59 tonne/h.

Conclusion générale

Notre séjour au complexe pétrochimique d'Arzew « CP1/Z » a été une expérience enrichissante qui nous a permis de comprendre les réalités du monde industriel. Nous avons acquis pendant ces deux mois une connaissance approfondie sur le mode de fonctionnement de l'usine et sur les procédés surtout celui de la fabrication du méthanol.

Le travail présenté dans ce mémoire est une étude des pertes d'eau dans l'unité méthanol du complexe « CP1/Z » d'Arzew.

Nous avons organisé notre travail en deux volets :

En premier lieu, nous avons établi des bilans de matière dans les cas réel et design de quatre équipements à savoir : le dégazeur V701, la deuxième colonne de distillation V602, la turbine du compresseur Q401 et la turbine du recirculateur Q402.

En deuxième lieu, nous avons quantifié et estimé les valeurs des pertes d'eau à travers le calcul des débits massiques afin de faire une comparaison des résultats entre les deux cas réels et design.

D'après les résultats obtenus dans notre étude, on a déduit que la grande perte a lieu au niveau de la deuxième colonne de distillation et du dégazeur avec des valeurs estimatives de 7,2 et 6.6 tonne/h respectivement.

A noter aussi concernant les différentes pertes signalées au niveau des quatre équipements qui composent l'unité méthanol, que l'écart réel dépasse celui design d'une valeur estimative de 5,59 tonne/h.

De ce fait, pour minimiser ces pertes d'eau, nous proposons les solutions suivantes :

✓ Au niveau du dégazeur V701 :

- La création d'un nouveau échangeur de chaleur (faisceau calandre) après l'échangeur H303 pour refroidir le mélange ; condensats et l'eau déminéralisée provenant du service utilité, pour but de baisser leur température.
- Remplacement de l'échangeur H303 par un échangeur (faisceau calandre) de grande surface pour chauffer le mélange à la température demandée.

- L'installation d'un nouvel échangeur de chaleur (faisceau calandre) avant l'entrée de la deuxième ligne du dégazeur pour refroidir le condensat vapeur provenant du rebouilleur de la deuxième colonne de distillation.
- L'ajout de plateaux dans ce dégazeur pour faire le dégazage correspondant à leur principe.
- ✓ Au niveau de la deuxième colonne de distillation V602 :
 - La création d'un back de stockage pour récupérer l'eau sortante de la deuxième colonne de distillation.
- ✓ Au niveau des deux turbines Q401, Q402 :

Le changement des deux turbines par des turbines de meilleure technologie.

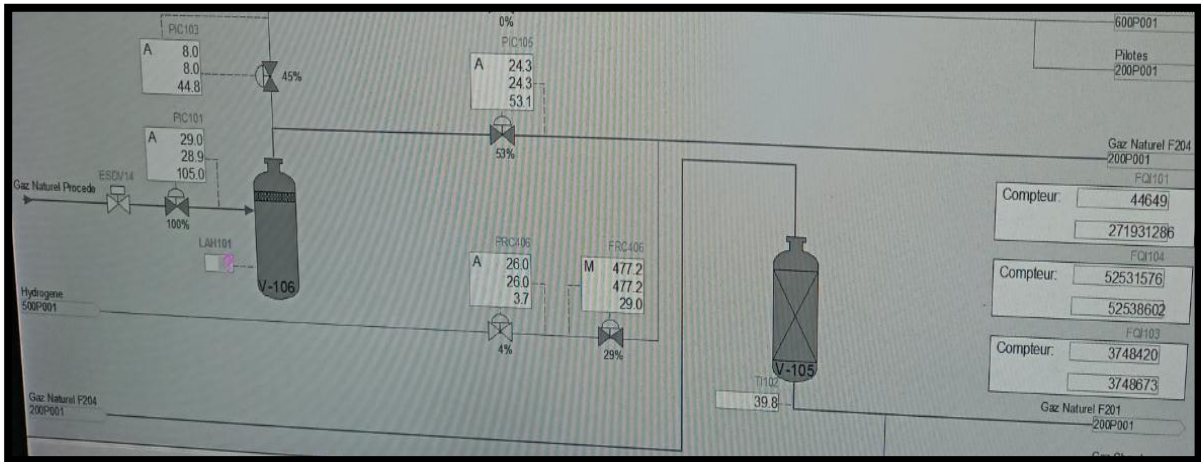
Référence bibliographie

- [1] A.Faked, A.Fradjel, Simulation du dernier réacteur 12C3 de l'unité de reforming catalytique de la raffinerie Arzew par HYSYS. Mémoire de Master, Université de Tissemsilt, **2021**.
- [2] A. Djebbari, Simulation d'une unité de production de méthanol à l'aide de l'aspen plus - hysys, Mémoire de Master, Université Mohamed Khider – Biskra, **2014**.
- [3] N. Bouazza, I. Ezzine, Étude de faisabilité de remplacement de la colonne V601 par la colonne V602 et dimensionnement d'une nouvelle colonne pour la production du méthanol grade AA (complexe pétrochimique d'Arzew CP1/Z).Projet professionnel de fin de formation, Institut Algérien du pétrole école de Boumerdes, **2013**.
- [4] Kung, Harold H, Methanol Production and Use Chemical Industries ; V. 57, **1994**.
- [5] K. Bendali Braham, L. Bouzekri, Modification et caractérisation de la résine UF du complexe CP1Z par un biosourcé (Tannin). Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf, **2021**.
- [6] O. M'rah, D. Bourouis, Synthèse et optimisation de la résine « la colle L10 » au niveau du complexe CP1Z. Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf, **2020**.
- [7] F. Nehari, L. Yazid, Etude de problème d'augmentation de la charge (gaz naturel) au niveau du CP1/Z ARZEW. Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf, **2019**.
- [8] Z. Ghaoues, A. Hamamda, Amélioration des paramètres fonctionnels du four de steam reforming (F201) pour l'obtention du gaz de synthèse au niveau du complexe pétrochimique CP1/Z D'ARZEW. Mémoire de Master, Université M'hamed Bougara - Boumardes, **2022**.
- [9] I. Benkabilia, Etude de l'influence d'injection du CO2 dans le réacteur de synthèse de méthanol sur le rendement en méthanol Complexe (CP-1Z). Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf.
- [10] S. Taam, Récupération des vapeurs d'eau dans le complexe CP1/Z calcul et dimensionnement. Mémoire de Master, Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem, **2020**.
- [11] Manuel opératoire du complexe CP1Z.

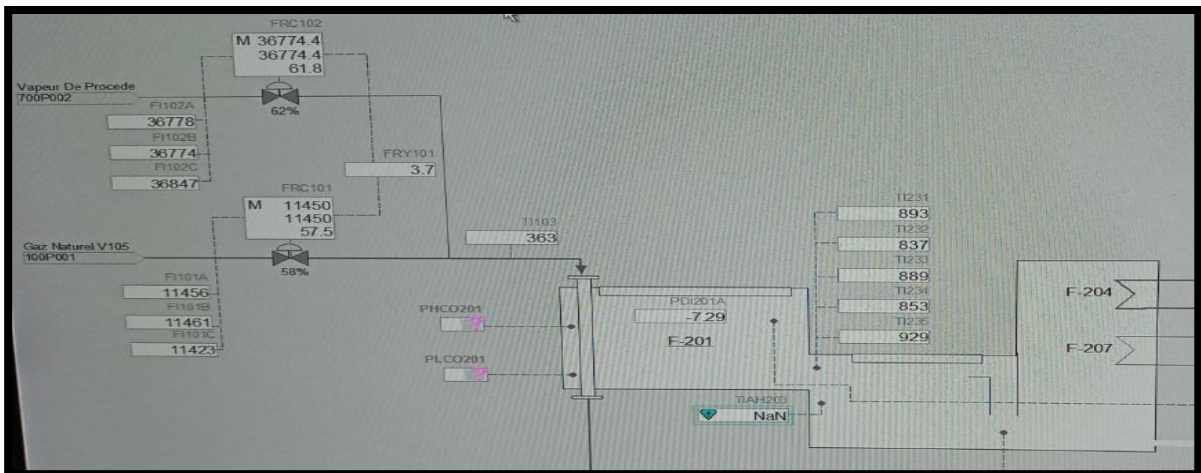
- [12] A. Abdelkader, Réutilisation l'eau condensat. Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf, **2014**.
- [13] John J. Clary, The toxicology of methanol, **2013**.
- [14] Z. Belarbi, Calcul du réacteur de synthèse du méthanol Du complexe CP1/Z, Mémoire de Master, Université M'hamed Bougara – Boumardes, **2017**.
- [15] Methanol production from naturel gas. Report methanol E12A, **2019**.
- [16] I. Mellah, F. Messaoudi, Diminution du dépôt de coke dans le four de steam reforming F201 de l'unité méthanol au niveau du complexe CP1/Z d'Arzew. Mémoire de Master, Université M'hamed Bougara – Boumardes, **2022**.
- [17] L. Castex, A. Chauvel, G. Lefebvre, Procédés de pétrochimie Caractéristiques techniques et économiques Tom 1. Edition Technip, Paris, France, **1985**.
- [18] S. Arab, Développement d'un procédé de synthèse de méthanol à partir de CO₂ et H₂. Thèse de doctorat, université de Lorraine, France, **2014**.
- [19] J-P. Dal Pont, M. Debaq, Les industries de procédés et l'entreprise. ISTE Editions LTD **2020**.

Annexes

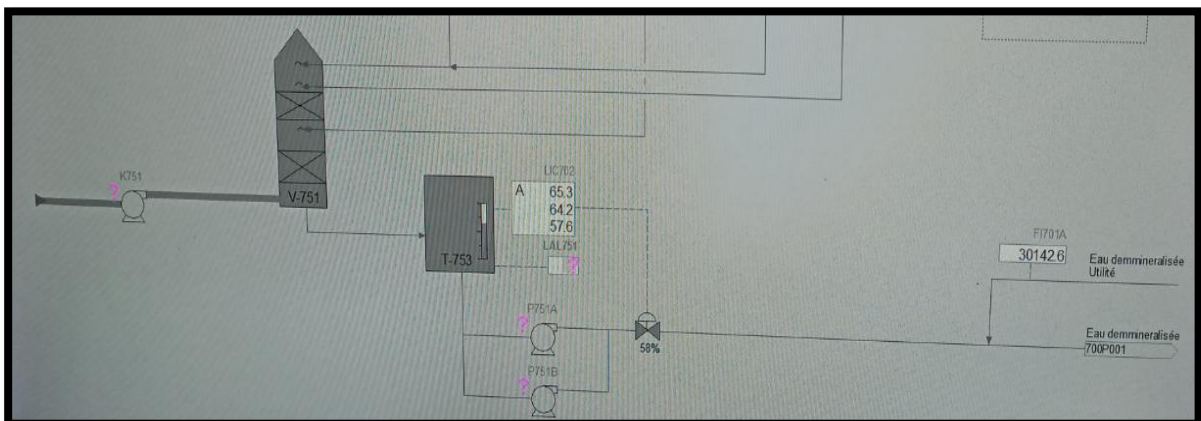
Annexe A : Valeur de débit volumique et de pression de gaz l'hydrogène du 7^{ème} jour dans la section 100 (cas réel).



Annexe B : Valeurs des débits (massique et volumique), des pressions et des températures du 7^{ème} jour dans la section 200 (cas réel).



Annexe C : Valeur de débit massique de l'eau déminéralisée provenant du service utilité du 7^{ème} jour dans la section 300 (cas réel).



Annexe G : Valeur de pression de gaz de synthèse du 7^{ème} jour (cas réel).



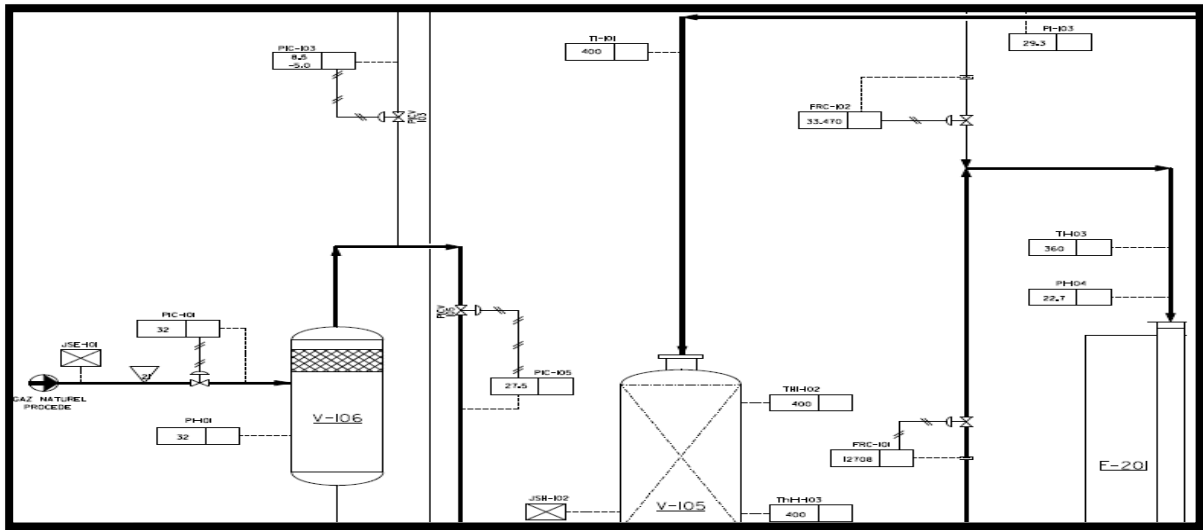
Annexe H : Valeur de température de gaz de synthèse du 7^{ème} jour (cas réel).



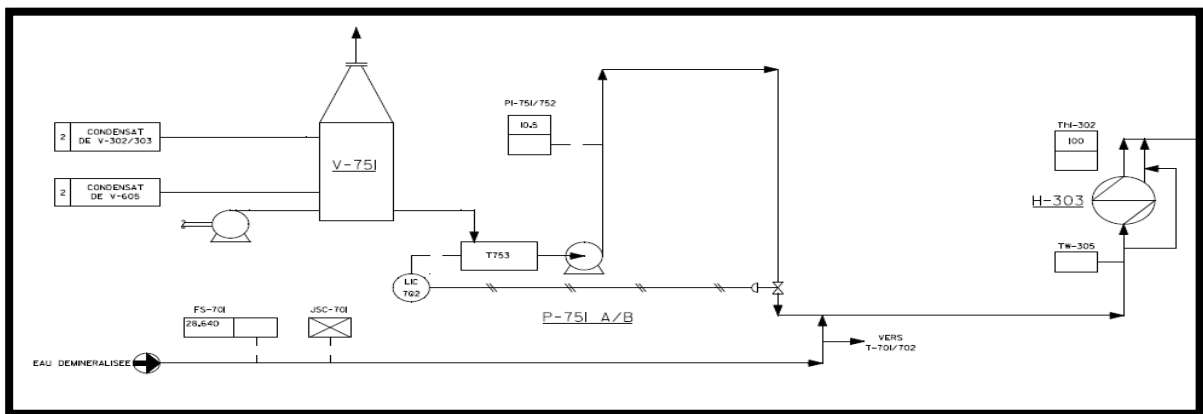
Annexe I : Valeur de température de gaz de procédé du 7^{ème} jour (cas réel).



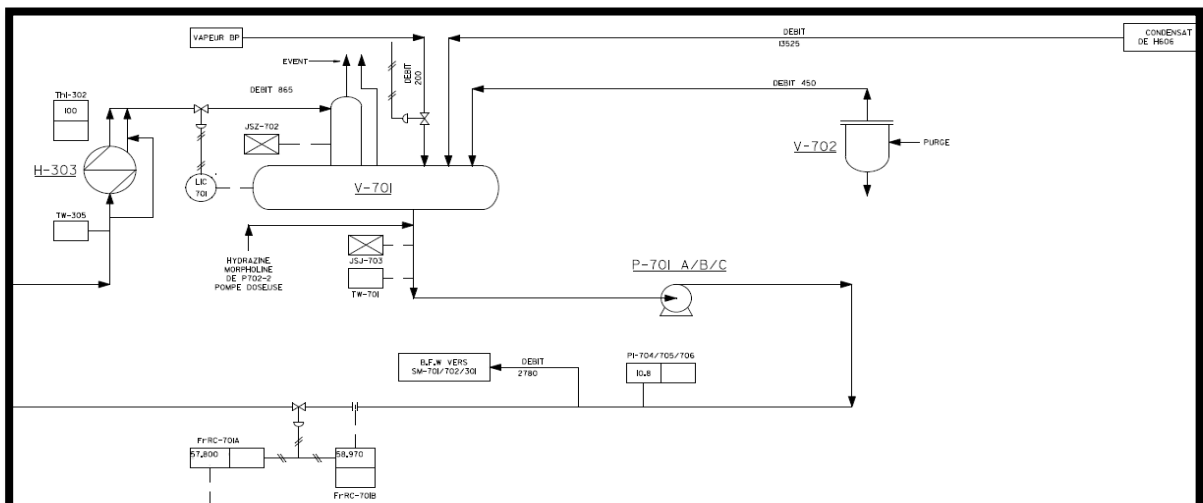
Annexe J : Valeurs des débits, des pressions et des températures dans les deux sections 100, 200 (cas design).



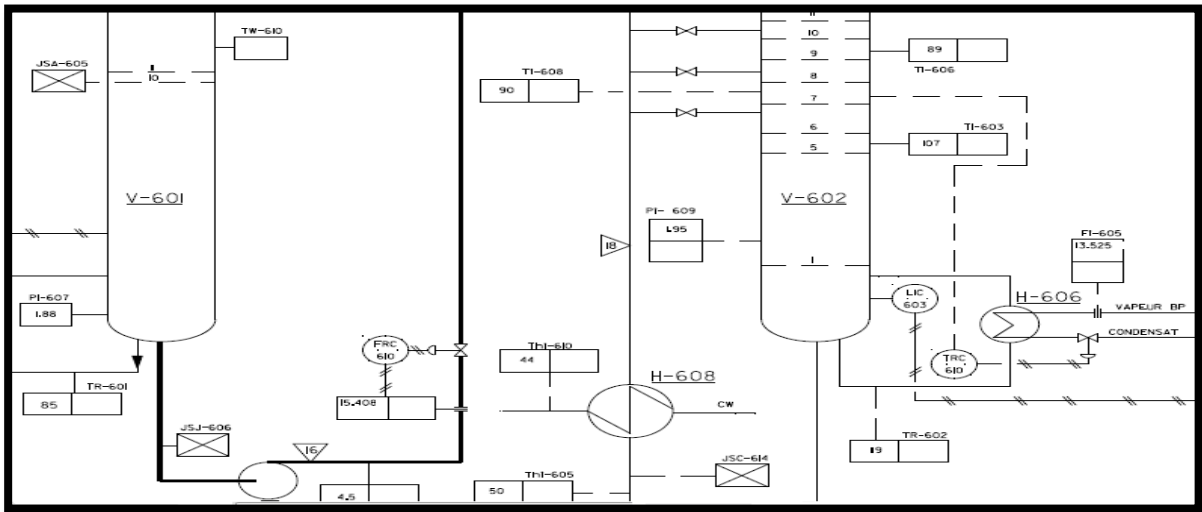
Annexe K : Valeur de débit massique de l'eau déminéralisée provenant du service utilisé dans la section 300 (cas design).



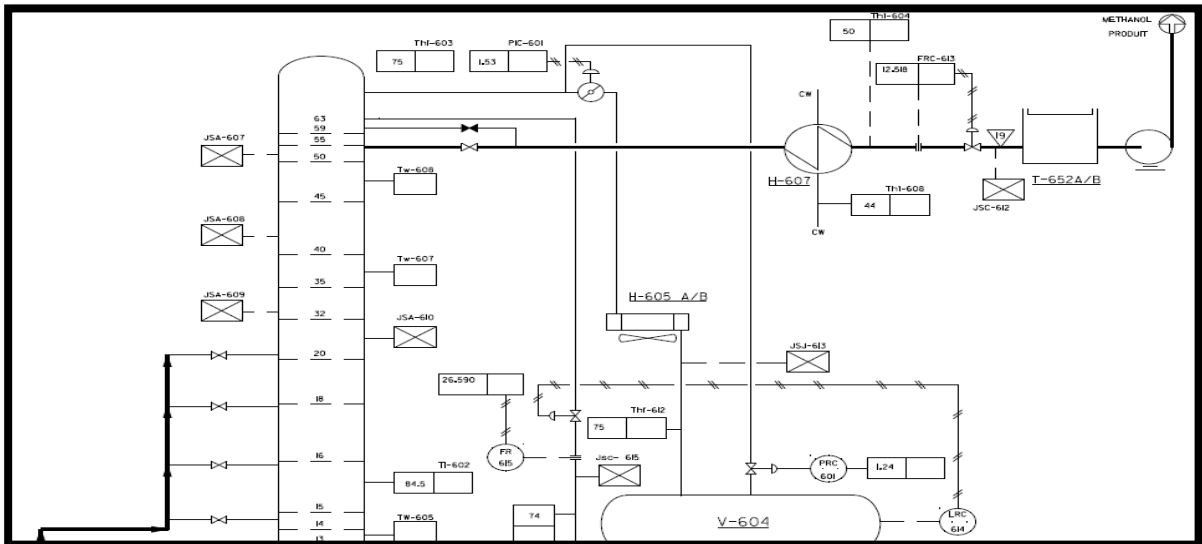
Annexe L : Valeurs des débits massiques dans la section 700 (cas design).



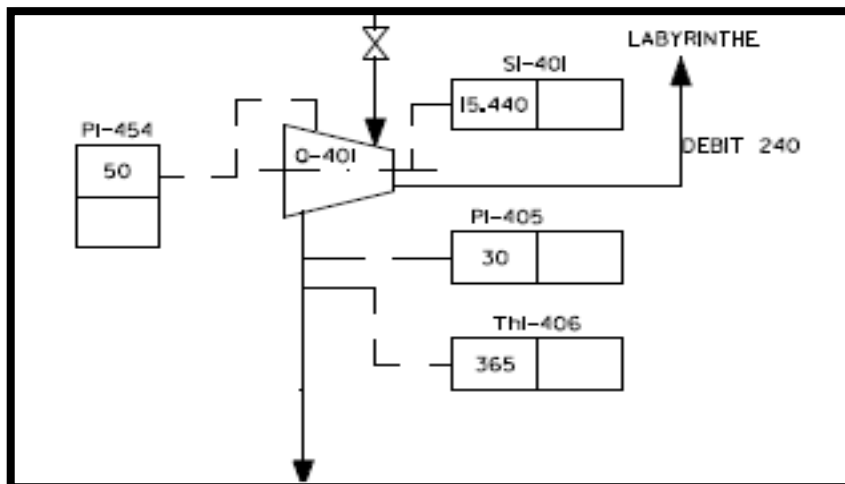
Annexe M : Valeur de débit massique du méthanol brute dans la section 600 (cas design).



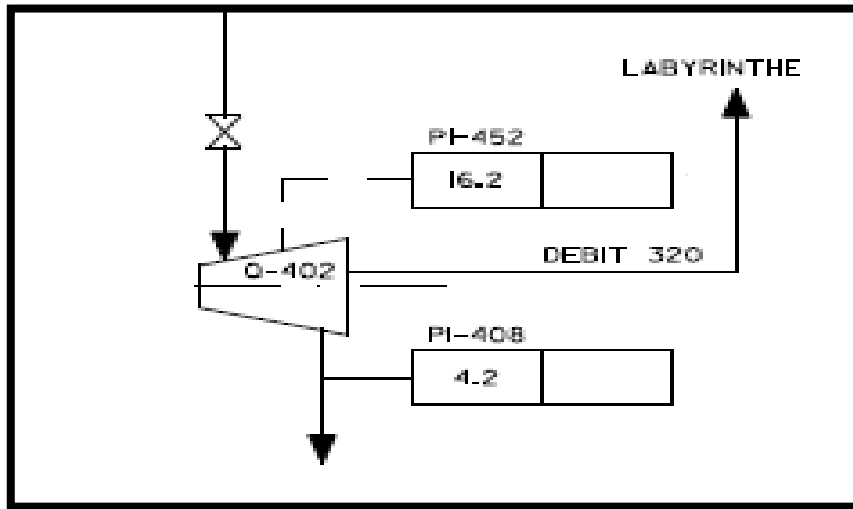
Annexe N : Valeur de débit massique du méthanol raffiné dans la section 600 (cas design).



Annexe O : Valeur de débit de Labyrinthe 1 de turbine Q401 (cas design).



Annexe P : Valeur de débit de Labyrinthe 2 de turbine Q402 (cas design).



Annexe R : Les analyses de l'eau de fond de deuxième colonne de distillation V602.

DATE : 27/03/2023 HEURE : 14h00 EQUIPE : C

ANALYSES DU METHANOL

Point d'échantillonnage : Selon type d'échantillon

Code échantillon : 9094

Date et heure d'échantillonnage : 13h00

Conditions ambiantes (thermo-hygromètre) : HA = 47,2% T = 21,9°C

Echantillon	pH	Densité	%p/p CH ₃ OH	Teneur en eau/facteur					Ethanol* (mg/Kg)	Acétone* (mg/kg)	Pureté* (%p/p)
				M écha. (g)	V (ml)	M eau (g)	Résultat	Moyenne			
<u>H₂O fond</u>	<u>10,85</u>	<u>1,000</u>	<u>00</u>								
								<u>100</u>	Unité		
									<u>%</u>		
Nom et signature		<u>[Signature]</u>									

CHÉF DE QUART
[Signature]



sonatrach
Activité Raffinage et Pétrochimie
Division Exploitation Pétrochimie
Complexe CP1Z/ Sous-direction du Personnel
Département Ressources humaines
Réf : N° 61/23

ATTESTATION DE STAGE

Nous soussignés, Chef de département Ressources humaines du Complexe CP1Z d'Arzew, attestons que :

Madame : **FELLOUH Khedidja** né (e) le : **14/10/2000** à : **Ain Tedles**

A suivi un stage : **Génie Chimique**

Durant la période du : **02/02/2023** au : **28/03/2023**

La présente attestation lui est délivrée pour servir et valoir ce que de droit.

Le Chef de département Ressources humaines,

Fait à Arzew le, 28/03/2023


M. BELHADJ
M.H. BELHADJ
Chef de Département
Ressources Humaines
Département Ressources Humaines
Complexe CP1Z - Arzew



sonatrach
Activité Raffinage et Pétrochimie
Division Exploitation Pétrochimie
Complexe CP1Z/ Sous-direction du Personnel
Département Ressources humaines
Réf : N° 62/23

ATTESTATION DE STAGE

Nous soussignés, Chef de département Ressources humaines du Complexe CP1Z d'Arzew, attestons que :

Madame : **ALLOUCH Maroua** né (e) le : **29/04/2000** à : **Mostaganem**

A suivi un stage : **Génie Chimique**

Durant la période du : **12/02/2023** au : **28/03/2023**

La présente attestation lui est délivrée pour servir et valoir ce que de droit.

Le Chef de département Ressources humaines,

Fait à Arzew le, 28/03/2023


M. BELHADJ
M.H. BELHADJ
Chef de Département
Ressources Humaines
Administration et Sociale
Complexe CP1Z - Arzew