

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

People's Democratic Republic of Algeria

Ministry of Higher Education And Scientific Research
University Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم

Faculty of Sciences and Technology

Department of Process Engineering

Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا

قسم هندسة الطرائق

رقم :..... / ج. م. ك.ع.ت/2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie chimique

Thème

**Recherche de solutions pour réduire les pertes de vapeur au niveau
du dégazeur de l'unité de production de méthanol**

Présenté par

1. BOUKHATEMAya
2. BENGUELLAAya

Soutenu le 24/06/ 2026 devant le jury composé de :

Président :	TERKHI Sabria	Professeure	Université de Mostaganem
Examineur :	SAIDJ Merzouk	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	SMAIL Bentaiba	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Remerciements

Avant tout, nous remercions Allah le Tout-Puissant qui nous a accordé la santé, la volonté et le courage nécessaires pour mener à bien ce travail.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à notre encadreur, **Dr.SMAIL Bentaiba**, pour son accompagnement, ses précieux conseils, sa disponibilité, sa patience et son soutien tout au long de la réalisation de ce mémoire.

Nous adressons également nos sincères remerciements aux membres du jury, **Professeure TERKHI S.** et Docteur **SAIDJ M.** qui nous font l'honneur d'évaluer ce travail et de l'enrichir par leurs remarques et recommandations.

Nos remerciements les plus chaleureux s'adressent à l'ensemble du personnel du complexe **CP1/Z**,

Nous remercions également le personnel des équipes de quart pour leur disponibilité, leurs conseils et leur précieuse collaboration durant notre stage.

Enfin, nous exprimons notre gratitude à toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à l'aboutissement de ce modeste travail.

À tous, nous adressons nos plus sincères remerciements.

Résumé

L'Algérie, en tant que pays dont l'économie repose principalement sur l'industrie pétrolière et gazière, dispose de techniques avancées en raffinage et en pétrochimie.

Le complexe CP1/Z est conçu pour produire du méthanol raffiné à partir de matières premières naturelles, notamment le gaz naturel et la vapeur d'eau.

Notre travail porte sur la réduction des pertes de vapeur au niveau du dégazeur V701 de l'unité méthanol du complexe CP1/Z. Nous avons d'abord analysé le fonctionnement du dégazeur, puis nous avons réalisé un bilan de matière afin de quantifier les pertes de vapeur.

Les résultats ont montré que les pertes réelles atteignent 5,355 t/h, alors que la valeur admissible est de 2 t/h. Nous avons ensuite proposé un nouveau dégazeur comme solution, en déterminant par les bilans de matière et enthalpique les débits optimaux de condensat et de vapeur BP nécessaires, ce qui a permis de réduire ces pertes, d'améliorer l'efficacité énergétique et enfin de dimensionner cette nouvelle colonne de dégazage adaptée aux nouvelles conditions de fonctionnement.

Abstract

Algeria, as a country whose economy is primarily based on the oil and gas industry, has developed advanced refining and petrochemical techniques.

The CP1/Z complex is designed to produce refined methanol from natural raw materials, mainly natural gas and steam.

Our work focuses on reducing steam losses at the V701 degasser of the methanol unit at the CP1/Z complex. We first analyzed the operation of the degasser, then carried out a material balance to quantify the steam losses. The results showed that actual losses reach 5.355 t/h, while the acceptable value is 2 t/h. We then proposed a new degasser as a solution, by determining through material and enthalpy balances the optimal condensate and LP steam flow rates required, which allowed to reduce these losses, improve energy efficiency, and finally size this new degassing column adapted to the new operating conditions.

الملخص

تمتلك الجزائر، بوصفها دولةً يقوم اقتصادها أساساً على صناعة النفط والغاز، تقنياتٍ متقدمة في مجال التكرير والبتروكيمياة.

صُمم مجمع Z1CP لإنتاج الميثانول المكرر انطلاقاً من المواد الخام الطبيعية، وهي الغاز الطبيعي وبخار الماء.

يتمحور عملنا حول تقليص خسائر البخار عند مُزيل الغازات 701V في وحدة إنتاج الميثانول بمجمع Z1CP قمنا أولاً بتحليل طريقة عمل مُزيل الغازات، ثم أجرينا موازنةً للمادة بهدف تحديد كمية الخسائر. وقد أظهرت النتائج أن الخسائر الفعلية تبلغ 5.355 طن/ساعة، في حين أن القيمة المقبولة هي 2 طن/ساعة. بعد ذلك، اقترحنا مُزيل غازات جديداً كحل، من خلال تحديد التدفقات المثلى للكثيف وبخار الضغط المنخفض اللازمة له عبر موازيني المادة والإنتالبي، مما أتاح تقليص هذه الخسائر وتحسين الكفاءة الطاقوية، وصولاً إلى تصميم هذا العمود الجديد لإزالة الغازات الملائم للظروف التشغيلية الجديدة.

Table des matières

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale.....	1
-----------------------------------	----------

Problématique et objectif.....	1
---------------------------------------	----------

Chapitre I : présentation du complexe CP1Z

I.1 Historique	3
I.2 Activités principales du complexe CP1Z	3
I.3 Généralité sur le méthanol.....	4
I.4 Description des sections	5
I.4.1 Section 100 : Désulfuration et distribution de gaz nature	5
I.4.2 Section 200 : Reforming catalytique	6
I.4.3 Section 300 : Refroidissement de gaz de synthèse et récupération des condensats ...	7
I.4.4 Section 400 : Compression du gaz de synthèse	9
I.4.5 Section 500 : Synthèse du méthanol brut	10
I.4.6 Section 600 : Distillation du méthanol brut.....	12
I.4.7 Section 700 : Système de vapeur	14
I.5 Différents procédés de fabrication du méthanol	17
I.6 Utilisation du méthanol	17
I.6.1 Production de formaldéhyde.....	18
I.6.2 Production d'acide acétique.....	18
I.6.3 Synthèse d'additifs et emploi comme carburant.....	18
I.6.4 Emploi comme antigel.....	18
I.6.5 Emploi comme solvant	18
I.6.6 Emploi comme agent d'extraction.....	18

Chapitre II : Généralités sur les Dégazeurs

II.1 Principe de fonctionnement.....	19
II.2 Différents types de dégazeur	19
II.2.1 Dégazeur à plateaux	19
II.2.2 Dégazeurs à pulvérisation	20
II.3 Eléments du dégazeur thermique	20

Chapitre III : Analyse du fonctionnement du dégazeur V701 et calculs

III.1	Calcul de quantification des pertes de vapeur	23
III.1.1	Bilan de matière dans le dégazeur	23
III.2	Calcul d'un dégazeur assurant un débit d'eau dégazée juste suffisant au reforming	28
III.3	Étude de l'effet de la température du condensat sur les pertes de vapeur	30
III.4	Dimensionnement du dégazeur	31
III.4.1	Détermination du diamètre du dégazeur ou colonne de dégazage.....	31
III.4.2	Calcul de la hauteur du dégazeur	33
III.5	Etude comparative	34
Conclusion Générale		36
Bibliographie		
Annexe A		
Annexe B		
Annexe C		

Notations

- $\dot{m}_{vap\ BP}$: débit massique de vapeur basse pression (BP)[kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{vap}$: débit massique de vapeur sortant du dégazeur (pertes) [kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{cond}$: débit massique de condensat[kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{ED}$: débit massique d'eau d'appoint (eau déminéralisée)[kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{deg.}$: débit massique d'eau dégazée[kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{GN}$: débit massique de gaz naturel [kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{GH_2}$: débit massique du gaz d'hydrogène[kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_v$: débit massique de la vapeur d'eau moyenne pression qui alimente le four[kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{GS}$: débit massique de gaz de synthèse[kg. h⁻¹]
- $\dot{m}_{cond}$: débit massique de condensat [kg. h⁻¹]
- $\dot{V}_0$: débit volumique de gaz sous les conditions normales [Nm³. h⁻¹]
- $\dot{V}$: débit volumique sous les conditions opératoires réelles [m³. h⁻¹]
- $\dot{m}_{perte}$: débit massique des pertes de vapeur d'eau [kg. h⁻¹]
- h_e : enthalpie spécifique du condensat[kj. kg⁻¹]
- $H_{vap\ BP}$: enthalpie spécifique de la vapeur BP [kj. kg⁻¹]
- h_{deg} : enthalpie spécifique de l'eau dégazée [kj. kg⁻¹]
- H_{vap} : enthalpie spécifique de la vapeur évacuée [kj. kg⁻¹]
- D : diamètre du dégazeur [m]
- v_v : volume spécifique de la vapeur BP[m³. Kg⁻¹]
- K : constante de Souders-Brow[m. s⁻¹]
- ρ_L : masse volumique du liquide (condensat) [kg. m⁻³]
- ρ_V : masse volumique de la vapeur (vapeur BP) [kg. m⁻³]
- $V_{max.}$: vitesse maximale de vapeur [m. s⁻¹]
- H_{totale} : hauteur totale du dégazeur [mm]
- $N_{réels}$: nombre de plateaux réels
- e : espacement (distance) entre deux plateaux consécutifs [mm]
- $H_{tête}$: espace libre en haut[mm]
- H_{fond} : espace en bas [mm]
- $N_{réels}$: le nombre de plateaux réels

N_{th} : le nombre de plateaux théoriques

η : efficacité

$C_{in\ vap}$: teneur en O_2 de la vapeur BP à l'entrée du dégazeur[ppb]

$C_{out\ cond}$: teneur en O_2 de l'eau dégazée à la sortie[ppb]

$C_{in\ cond}$: teneur en O_2 du condensat à l'entrée du dégazeur[ppb]

H_{adim} : constante de Henry adimensionnelle de O_2 dans l'eau

TPNV : taux de production nette de vapeur

[Kg de vapeur produite par kg de condensat traite]

Liste des figures

Figure I.1 : Forme géométrique de la molécule du méthanol.....	05
Figure I.2 : Schéma de la section 100.....	06
Figure I.3 : Schéma de la section 200.....	08
Figure I.4 : Schéma de la section 300.....	09
Figure I.5 : Schéma de la section 400.....	10
Figure I.6 : Schéma de la section 500.....	12
Figure I.7 : Schéma de la section 600.....	14
Figure I.8 : Schéma de la section 700.....	16
Figure II.1 : Dégazeur thermique.....	22
Figure III.1 : Schema du dégazeur V701.....	23
Figure III.2 : Schéma du four de reforming.....	24
Figure III.3 : Schema du dégazeur à calculer	28

Liste des tableaux

Tableau III.1 : Calcul des débits volumiques de trois gaz.....	25
Tableau III.2 : Calcul de débit massique de gaz naturel (de process) ($\dot{m}_{GN}$).....	26
Tableau III.3 : Calcul du débit massique de gaz d'hydrogène ($\dot{m}_{H_2}$).....	26
Tableau III.4 : Calcul de débit massique du gaz de synthèse ($\dot{m}_{GS}$).....	27
Tableau III.5 : Effet de la température d'entrée du condensat sur les pertes	29
Tableau III.6 : résultat de dimensionnement du dégazeur	34

Introduction générale

La pétrochimie est une science qui s'intéresse à l'utilisation des composés chimiques de base issue du pétrole pour fabriquer d'autres composés synthétiques tel que le méthanol dont les matières premières sont méthane CH_4 et de la vapeur d'eau.

Dans les unités de production, les échangeurs de chaleur jouent un rôle essentiel dans la maîtrise de l'énergie. Ils permettent le transfert thermique entre fluides, assurant ainsi le chauffage ou le refroidissement des courants de procédé. Leur utilisation contribue à l'optimisation énergétique en favorisant la récupération de chaleur et la réduction des pertes.

Au sein de l'unité méthanol, une grande partie de l'énergie thermique utilisée, estimée à environ 90 %, est récupérée dans la section 700 pour la production de vapeur d'eau, utilisée comme force motrice pour les turbines. Toutefois, des pertes d'eau subsistent, notamment au niveau du dégazeur V701, ce qui impacte l'efficacité globale du procédé.

Dans ce cadre, le complexe CP1/Z nous a confié une étude visant à réduire les pertes d'eau évacuée vers l'évent. Ce travail s'inscrit dans une démarche d'amélioration des performances énergétiques de l'unité.

Le présent mémoire est structuré en deux parties. La première partie, contenant deux chapitres, porte sur la présentation du complexe CP1/Z, la description du procédé de synthèse du méthanol ainsi que les équipements associés. La seconde partie, constituée d'un chapitre, est consacrée aux calculs de quantification des pertes de vapeur au niveau du dégazeur actuellement en fonctionnement et le dimensionnement d'un nouveau dégazeur permettant de réduire ces pertes.

Problématique et objectif

L'unité méthanol du complexe CP1/Z est conçue de façon à récupérer le maximum d'énergie thermique disponible dans le procédé ; cette récupération de chaleur permet notamment de produire la vapeur d'eau nécessaire au reforming, élément central du fonctionnement de l'unité. Avant d'être utilisée, cette eau doit subir un prétraitement physique appelé dégazage, assuré par le dégazeur V701.

Le problème majeur rencontré est l'importance des pertes de vapeur engendrées au niveau du dégazeur V701, dépassant largement les valeurs admissibles de fonctionnement normal de l'unité.

L'objectif de notre étude est de trouver un moyen, par des calculs appropriés, afin de réduire ces pertes de vapeur à leur niveau admissible.

Partie théorique

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

I.1 Historique [1]

Dans le cadre de la politique d'industrialisation du pays, et du développement de La Société nationale SONATRACH et la Société italienne SIR donnent naissance en 1969 à la société mixte ALMER, dont le premier projet sera le complexe Méthanol Et des Résines Synthétiques.

L'objectif de ce complexe était la production de méthanol et de résines synthétiques.

Le 10 septembre 1970, ALMER signe un contrat avec la société HUMPHREYS et GLASGOW pour la construction de l'unité Méthanol, contrat qui entrera en vigueur en février 1971. En novembre 1971, la société ALMER est dissoute.

SONATRACH Poursuit la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne ITALCONSULT. L'un concernant l'unité de méthanol et l'autre les unités de production de résine.

I.2 Activités principales du complexe cp1z [1]

Le complexe Méthanol et Résines Synthétiques occupant une superficie de 27 Hectares sur le plateau du Mahgoun dominant la baie d'ARZEW, le CP1/Z est situé à 2 Km de la ville, au nord de la Raffinerie, Il est desservi par la route nationale ORAN _ARZEW _MOSTAGHANEM.

Le CP1/ Z, est constitué d'un ensemble d'unités destinées à la fabrication des produits thermodurcissables à base d'urée formol, de phénol, de la mélamine Formol, et du méthanol. Il se compose de deux laboratoires, l'un de recherche Et de développement de Résines, et l'autre de contrôle.

Le complexe est composé de neuf unités de production :

- Unité Méthanol : capacité de 100 000 Tonnes / an de Méthanol.
- Unité Formaldéhyde Formuée : capacité de 20 000 Tonnes / an.
- Unité Résines phénoliques liquides : capacité de 6000 Tonnes / an.
- Unité Résines phénoliques en poudre à mouler : capacité de 2500 Tonnes/an.
- Unité Résines uréiques liquides (L10): capacité de 6000 Tonnes /an.

- Unité Résines uréiques atomisées(S30): capacité de 3000 Tonnes /an.
- Unité Résines uréiques en poudre à mouler : capacité de 2500 Tonnes/an
- Unité Utilités pour la production des eaux (deminéralisées, et refroidissement) air comprimé (instrument et service), vapeur, et azote
- Unité de traitement des eaux phénoliques

I.3 Généralité sur le méthanol [1]

Également connu sous le nom d'alcool méthylique. A température ambiante c'est un liquide clair, incolore, inflammable et toxique avec une odeur caractéristique.

Ces propriétés physicochimiques sont :

Température d'ébullition normale : $T_{éb.} = 64,5\text{ }^{\circ}\text{C}$

Température de fusion : $T_f = -97,8\text{ }^{\circ}\text{C}$

Densité : $d = 0,7924$ à $20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Chaleur de vaporisation : $\Delta H_{vap.} = 263\text{ Kcal.kg}^{-1}$

Il est devenu un des produits chimiques les plus importants. C'est un composé chimique de formule : CH_3OH

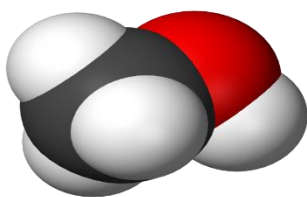
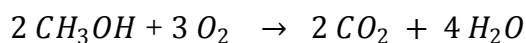


Figure I.1 : Forme géométrique de la molécule de méthanol

Le méthanol est produit naturellement par le métabolisme des organismes anaérobies de nombreuses variétés des bactéries. En conséquence, il existe une petite fraction de vapeur de méthanol dans l'atmosphère. Au bout de plusieurs jours, le méthanol atmosphérique est oxydé par l'oxygène de l'air avec l'action favorisant de la lumière du soleil pour former du dioxyde de carbone et de l'eau sous la réaction suivante



La flamme de méthanol est presque incolore. Il faut se méfier de la combustion du méthanol pour éviter de se brûler sur un feu presque invisible.

I.4 Description des sections [2]

La fabrication industrielle du méthanol se fait en plusieurs étapes qui sont énumérées comme suit:

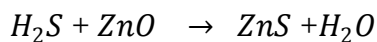
I.4.1 Section 100 : Désulfuration et distribution de gaz nature

✓ *Gaz de procédé :*

Le gaz naturel riche en CH_4 venant de Hassi R'mel contient des traces de soufre est détendu par PICV 105 à une pression d'environ 27 kg.cm^{-2} ensuite il est préchauffé dans le F204 qui se trouve dans la zone de convection du four F 201 jusqu'à une température d'environ 450°C .

le gaz préchauffé pénètre dans le désulfurer V 105 qui contient un catalyseur à base d'oxyde de zinc (ZnO) pour l'élimination du soufre dont la valeur ne doit pas dépasser 0.5 ppm , car le soufre est un poison pour le catalyseur du four de reforming.

Le sulfure d'hydrogène H_2S est absorbé par l'oxyde de zinc (ZnO) à 450°C , selon la réaction suivante :



Le gaz désulfuré entre dans un séparateur pour enlever les condensats, puis distribué vers le four comme réactif, et vers les brûleurs et brûleurs auxiliaires comme combustible.

Le débit de gaz de procédé est contrôlé par FRCV 101, ce dernier sera mélangé avec de la vapeur et entre dans le four de reforming F201.

✓ *Gaz de combustion*

Brûleurs principaux : le gaz naturel sortant du séparateur V106 est détendu par PICV 103 à environ 8 kg.cm^{-2} et le contrôle du débit est assuré par FRCV 103 ;

Le gaz de combustion (gaz naturel, gaz de purge venant de la boucle de méthanol) est envoyé vers les 60 brûleurs passant par la vanne ESDV 101 qui s'arrête automatiquement dans des situations dangereuses.

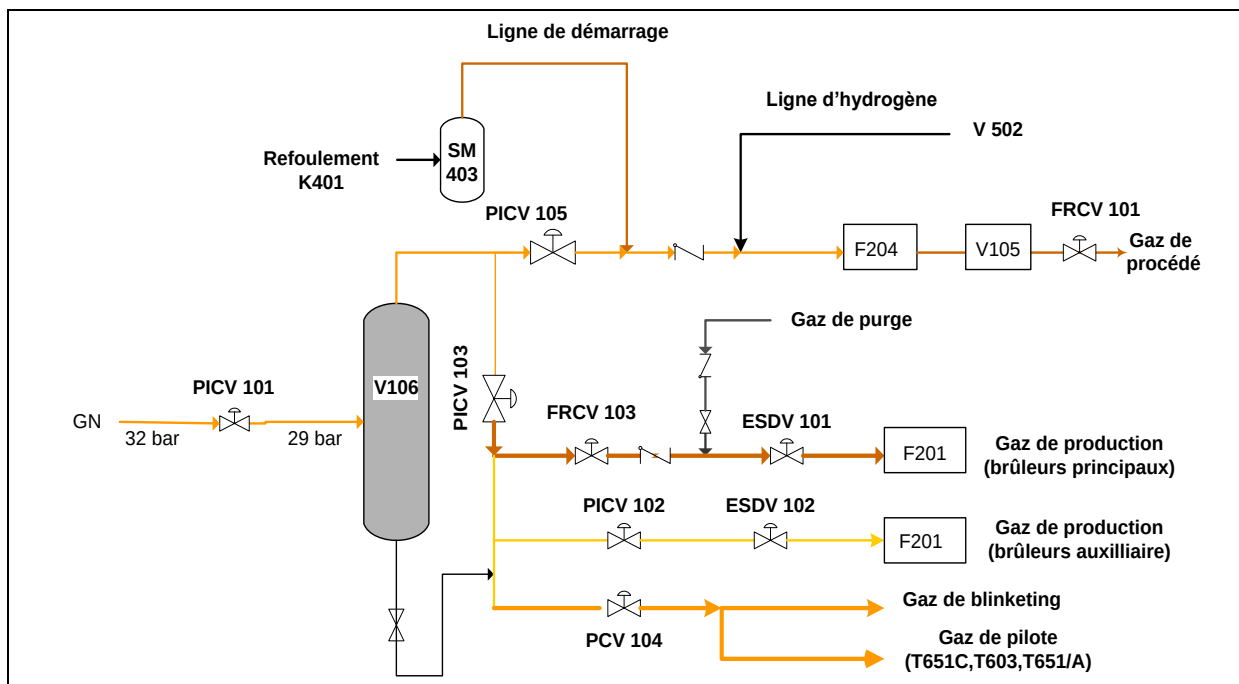
Brûleurs auxiliaires : le gaz naturel sortant du séparateur V106 est détendu par PICV 103 puis PICV 102 à environ 3.5 kg.cm^{-2} et passe à travers la vanne ESDV 102 qui s'arrête

automatiquement dans des situations dangereuses, ensuite il est envoyé vers les 04 brûleurs dans le four F205

✓ Gaz de Blinketing et pilotes

Le gaz naturel est détendu par la vanne PCV 104 à environ 3.5 kg.cm^{-2} pour qu'il soit utilisé comme gaz pour minimiser la tension de vapeur de méthanol dans les bacs (T 651/C, T652A/B et T603).

Figure I.2 : schéma de la section 100



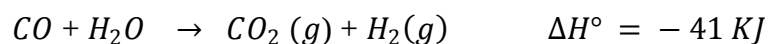
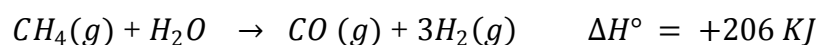
I.4.2 Section 200 : Reforming catalytique

Le Reforming catalytique Le gaz de procédé (450°C , 27 kg.cm^{-2}) est mélangé avec de la vapeur à moyenne pression (27 kg.cm^{-2} , 360°C), le débit de vapeur est contrôlé par la vanne FRCV 102. Le procédé de reforming consiste à transformer ce mélange de gaz désulfuré et la vapeur d'eau sèche, d'un rapport molaire d'ordre $H_2O/CH_4 = 3$ en gaz de synthèse (H_2 , CO , CO_2).

La réaction de reforming se passe dans un réacteur catalytique (four catalytique) en présence de monoxyde de nickel comme catalyseur. Le produit sort à une température de $700-800^{\circ}\text{C}$ et sous une pression de 20 kg.cm^{-2} . La réaction de reforming est endothermique, elle a un

équilibre limité selon le principe de LECHATELIER. La réaction est favorisée à haute température et basse pression.

Les principales réactions de reforming sont :



Si le rapport vapeur/atomes de carbone est réduit à une valeur minimale, le carbone se dépose sur le catalyseur de reforming, ce qui provoque son empoisonnement.

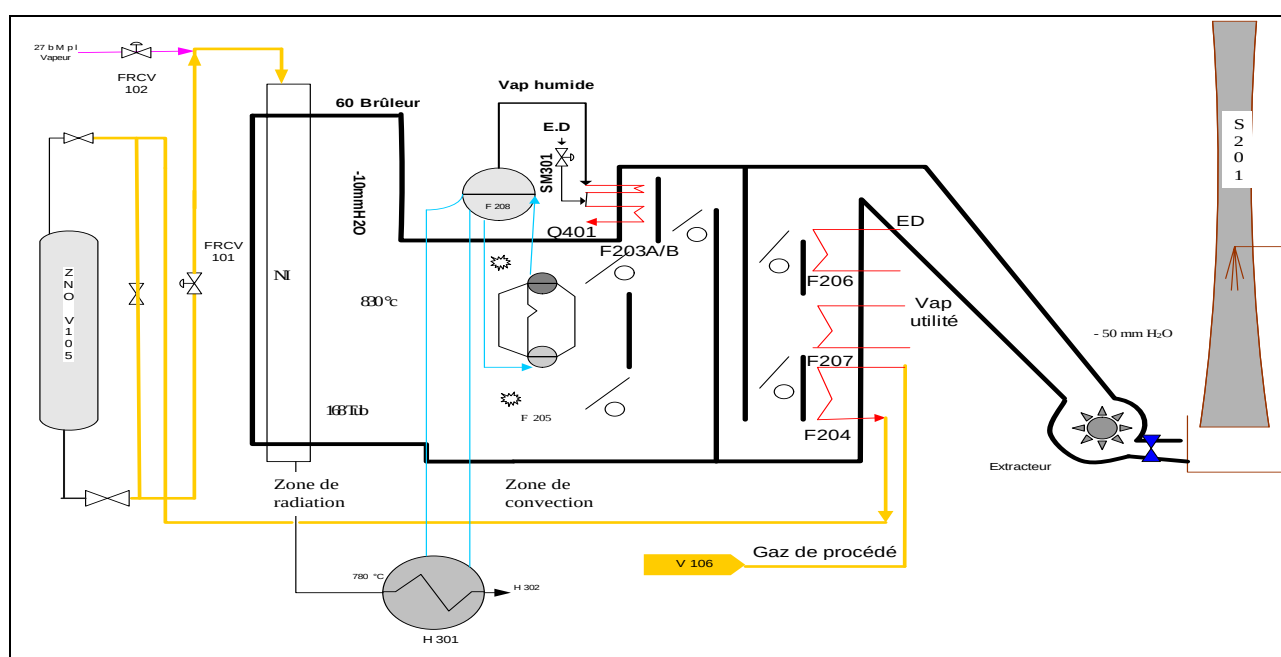


Figure I.3: schéma de la section 200

I.4.3 Section 300 : Refroidissement du gaz de synthèse et récupération des condensats

Le gaz de synthèse chaud sortant des tubes de reforming est refroidi jusqu'à 40°C avant d'être comprimé pour la synthèse de méthanol. Le refroidissement a aussi pour but de condenser et d'enlever la vapeur d'eau venant avec le gaz de synthèse.

Le gaz chaud sortant du four catalytique à 780 °C est refroidi dans l'échangeur H301 à 375°C, par échange de chaleur avec l'eau bouillante à 300°C. Le gaz sortant de H301 est ensuite refroidi à environ 157°C dans le réchauffeur d'eau d'alimentation H302.

Le gaz qui sort de H302 avec de l'eau condensée entre dans le séparateur V303, où l'eau est éliminée sous une régulation de niveau par la vanne LICV 302, puis elle est envoyée vers le bac des condensats T751.

Le gaz s'écoule vers le rebouilleur H610 de la première colonne de distillation, où il se refroidit à environ 142°C avec plus de condensation de vapeur. Le gaz sortant de H610 contient de l'eau qui sera séparé dans le deuxième séparateur V605, l'eau est de nouveau éliminée sous régulation de niveau par la vanne LICV 601 puis envoyé vers T751.

À travers deux échangeurs de chaleur en série H303 et H304, le gaz est refroidi jusqu'à 120°C et 40°C respectivement pour éliminer tous les condensats.

Le gaz froid sort de H304 contient de l'eau condensée et pénètre dans le troisième séparateur V302, comme auparavant l'eau est encore éliminée sous régulation de niveau par la vanne LICV 302, puis envoyée vers T751, le niveau est surveillé afin d'éviter l'entraînement d'eau au compresseur du gaz de synthèse

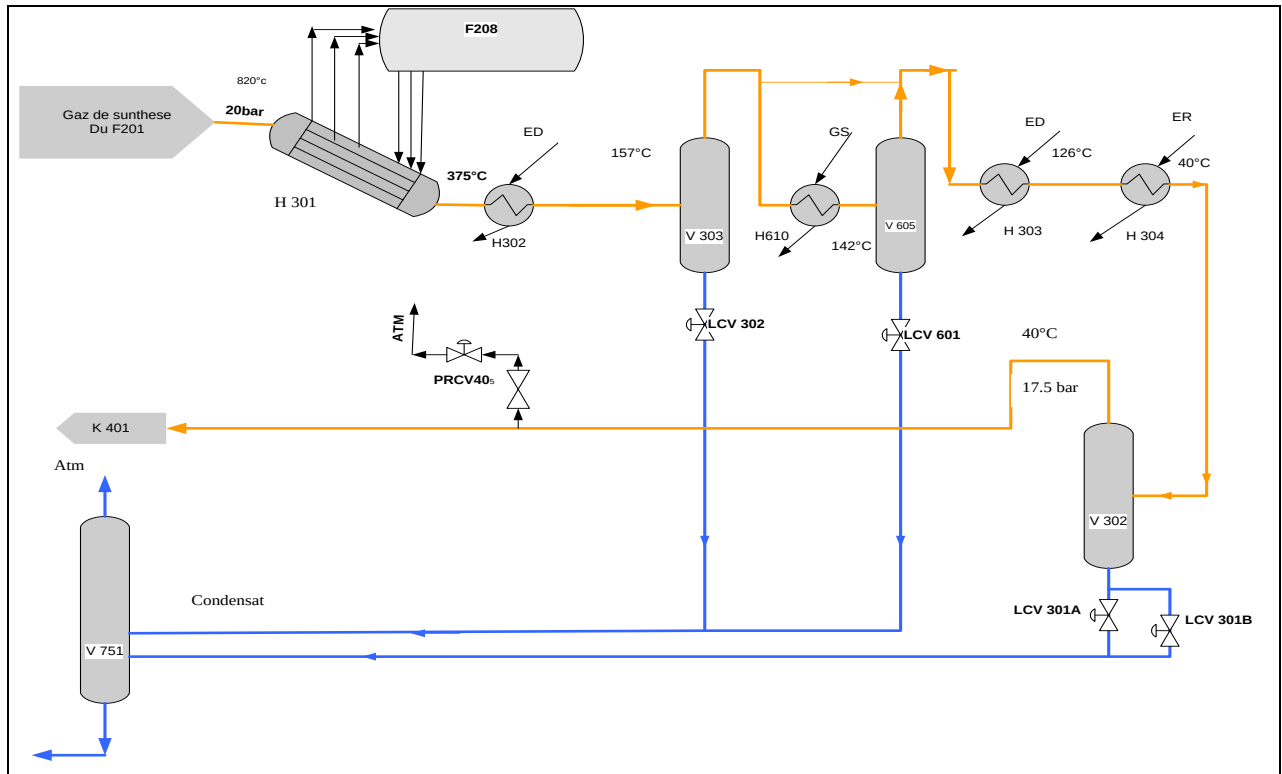


Figure I.4 : schéma de la section 300

I.4.4 Section 400 : Compression du gaz de synthèse

Le gaz de synthèse refroidit est comprimé à partir d'une pression de 17.5bar jusqu'à 50 bar dans un compresseur de deux corps K401 haute pression (HP) et basse pression (BP) entraîné par une turbine Q401 à vapeur HP d'environ 80 bar dont la vitesse est réglée par SIC 401.

Un séparateur appelé SM 401 est installé entre les deux corps HP et BP pour s'assurer qu'aucune gouttelette d'huile d'étanchéité ne puisse pénétrer. Le gaz est comprimé de 17.5bar jusqu'à 38bar dans le corps BP ensuite il sera comprimé jusqu'à la pression de 48bar dans le deuxième corps du compresseur HP. Au refoulement du compresseur K401 une certaine quantité de gaz de synthèse est recyclé à l'aspiration par FIC 404 (ligne d'anti-pompage).

Le gaz comprimé est mélangé avec le gaz de synthèse non réagit venant du séparateur V502, ce mélange s'écoule vers le recirculateur K402 avec une pression de refoulement de 50 bars prêt pour la synthèse de méthanol dans le réacteur V501.

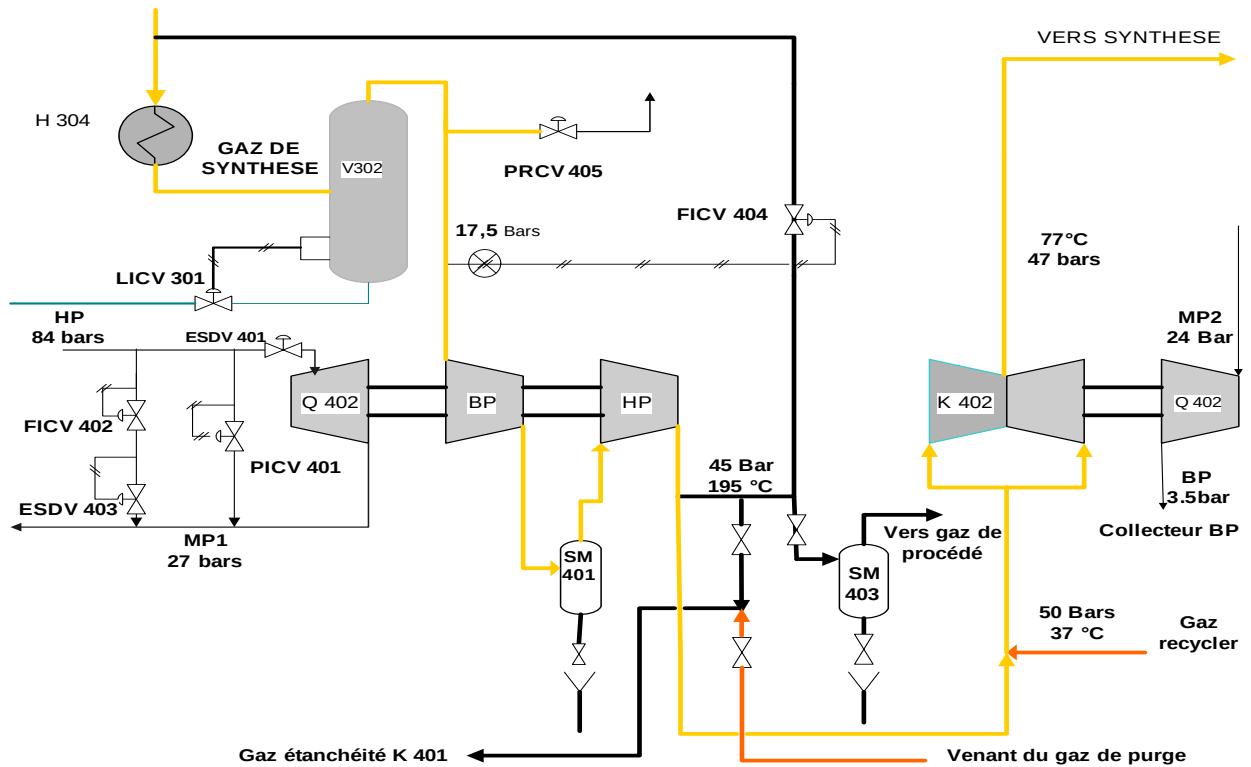
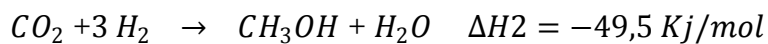


Figure I.5 : schéma de la section 400

I.4.5 Section 500 : Synthèse du méthanol brut

La réaction de la synthèse de méthanol se fait à partir de gaz de synthèse (H_2, CO, CO_2), elle s'effectue dans un réacteur à 04 lits catalytiques remplis d'un catalyseur à base de cuivre(Cu). La température de cette réaction exothermique est de l'ordre de $210^{\circ}C$ à $270^{\circ}C$ et une pression d'environ 50 bars. On obtient un taux de réaction suffisant pour donner environ 3% du méthanol

Les réactions principales de la synthèse sont :



Une quantité de gaz est prélevée du refoulement de K402 pour alimenter le gaz de Quinche pour le contrôle de la température qui doit être comprise entre 210°C et 270°C à l'intérieur des lits catalytiques de réacteur par (TRC 502, TRC 503, TRC 504) et aussi pour le contrôle de la température du gaz qui entre dans le réacteur V 501 par la TRC 501.

Le reste de gaz de refoulement de K 402 s'écoule vers l'échangeur H501 où il est préchauffé par l'échange de chaleur avec du gaz chaud sortant du réacteur V501 pour pénétrer dans ce dernier.

Après la synthèse le gaz de méthanol quitte le réacteur avec une température de 270°C pour se refroidir dans l'échangeur H501 jusqu'à 140°C.

Le gaz est refroidi d'avantage dans l'aérocondenseur H510 à environ 110°C, puis il s'écoule vers l'échangeur H502 A/B dans lequel la température descend jusqu'à 35°C.

Le mélange gaz/liquide s'écoule vers le séparateur de méthanol V 502. Le liquide est envoyé vers le ballon de flache V503 à travers la vannes LICV 501, et le gaz est réparti comme suit :

- ✚ La plus grande quantité de gaz est recyclée pour rejoindre le gaz de synthèse dans le K402 ;
- ✚ Une partie est envoyée vers le collecteur de gaz de combustion à travers la vanne PRCV 501 ;
- ✚ Une quantité est utilisée pour l'étanchéité de compresseur K401 ;
- ✚ Une partie pénètre dans la ligne de gaz de procédé appelé ligne d'hydrogène à travers les vannes PRCV 406 et FRCV 406 (régulatrices de pression et de débit). Dans le ballon de flash V 503 ou le gaz est séparé du liquide :
- ✚ Le gaz est éliminé à la partie supérieure et évacué par régulation de pression PRCV 502, il est renvoyé vers le collecteur de gaz de combustion (gaz de purge), ainsi qu'une autre partie envoyée vers la conne de distillation (gaz de stripping), aussi une quantité est envoyé vers le ballon V606) ;
- ✚ Le liquide qui représente le méthanol obtenu ainsi que l'eau est évacuée par une vanne de régulation de niveau LICV 502 vers le bas de pré-stockage T651 (bac cigare).

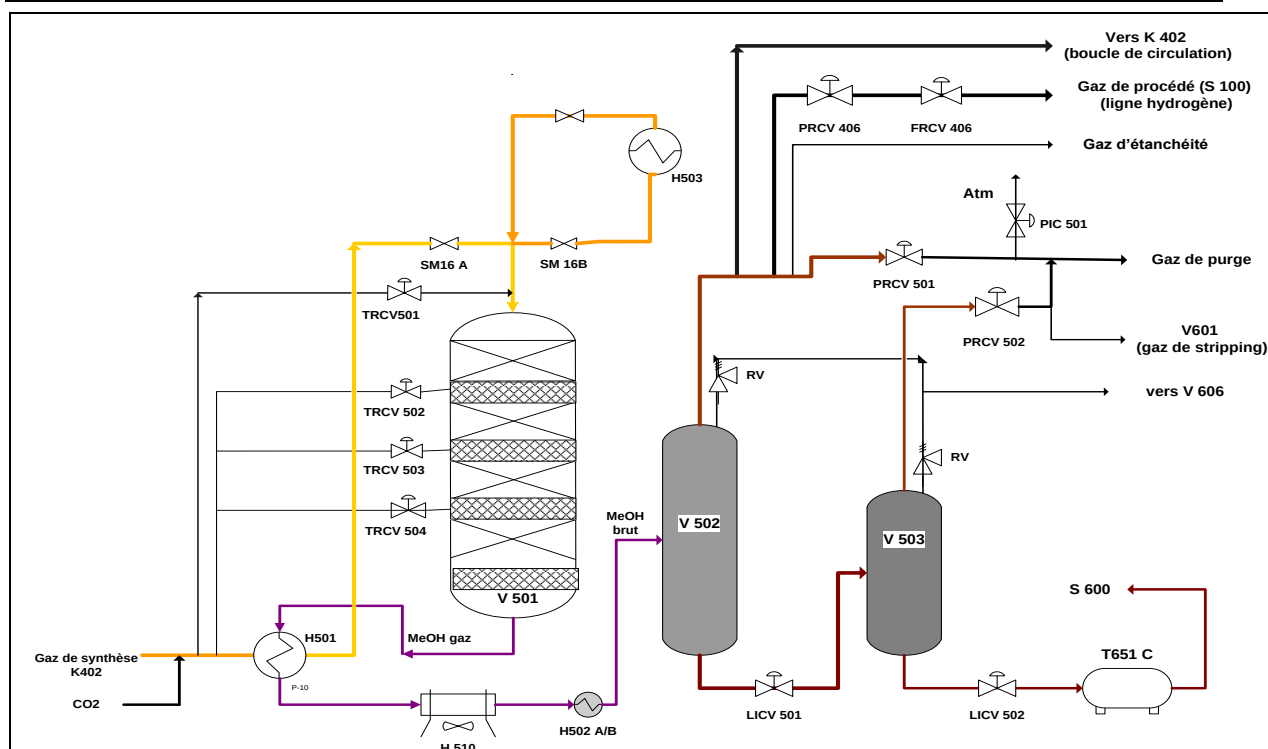


Figure I.6 : schéma de la section 500

I.4.6 Section 600 : Distillation du méthanol brut

Le méthanol brut provenant de l'unité de synthèse est traité dans deux colonnes de distillation afin de produire du méthanol qui répond aux spécifications requises. La première colonne enlève les produits légers et la deuxième les produits lourds.

✓ La colonne V601 (élimination des produits légers)

Une colonne avec 48 plateaux, pour l'élimination des gaz dissous dans le méthanol brut (CO₂, CO, H₂, CH₄, N₂). Le méthanol brut est aspiré par la pompe P651 du bac T651/C de méthanol brut. Le produit d'alimentation entre dans la partie supérieure de la colonne dans (40, 36, 32ème plateau).

Le reflux :

Le produit est soutiré de tête de la colonne, il passe par l'échangeur H601 ou l'échange de chaleur se fait entre les produits d'alimentation et produit de tête, ensuite par un aérocondenseur H602 d'où on obtient un mélange liquide/gaz. Le gaz est condensé dans l'échangeur H604 à eau de refroidissement et le liquide est refroidi dans l'échangeur H603, d'où une petite quantité de gaz de méthanol avec les gaz légers sont envoyés vers le V 606 par la vanne régulatrice de pression PRCV 602. Le liquide venant de H603 et H604 est récupéré

dans le ballon de reflux V603 et aspiré par la pompe P602 pour le réinjecter dans la colonne V601 comme reflux.

Le rebouilleur :

La chaleur cédée par le gaz de synthèse est reçue par le produit de fond de la colonne V601 par l'échangeur H610 : Le niveau de la colonne est réglé par LICV 602

Les pressions normales utiles au sommet et au fond sont de l'ordre de 1.46 et 1.88 bar respectivement.

Les températures normales utiles au sommet et au fond sont de l'ordre de 110 et 95°C respectivement.

✓ *La colonne V602 (élimination des produits lourds)*

La colonne de V602 contient 63 plateaux : Le produit de fond de la colonne V601 est pompé par la pompe P602 pour alimenter la colonne V602 passant par la vanne FRCV 610, l'alimentation de la colonne est dans (14, 16, 20 plateaux).

Le reflux :

Le produit est soutiré de tête de la colonne par la vanne régulatrice de pression PRCV 603 ensuite il est refroidi dans l'aérocondenseur H605 A/B et récupéré dans le ballon de reflux V604 pour être aspiré d'avantage par la pompe P605 afin de le réinjecter dans la colonne V602 comme reflux. Le méthanol raffiné est soutiré dans plateaux 59 et 55ème et passe par l'échangeur H607 pour être refroidi jusqu'à 35°C et dirigé vers stockage dans les bacs T652A/B.

Le rebouilleur :

La chaleur cédée par la vapeur BP est reçue par le produit de fond de la colonne V602 par l'échangeur H606. Du fond de la colonne l'eau est évacuée vers égout à travers la vanne régulatrice de niveau de colonne LICV 603 après être refroidi dans l'échangeur H609.

Les pressions du sommet et du fond de la colonne doivent être respectivement de 1.53 et 1.95 *bars* durant le fonctionnement normal.

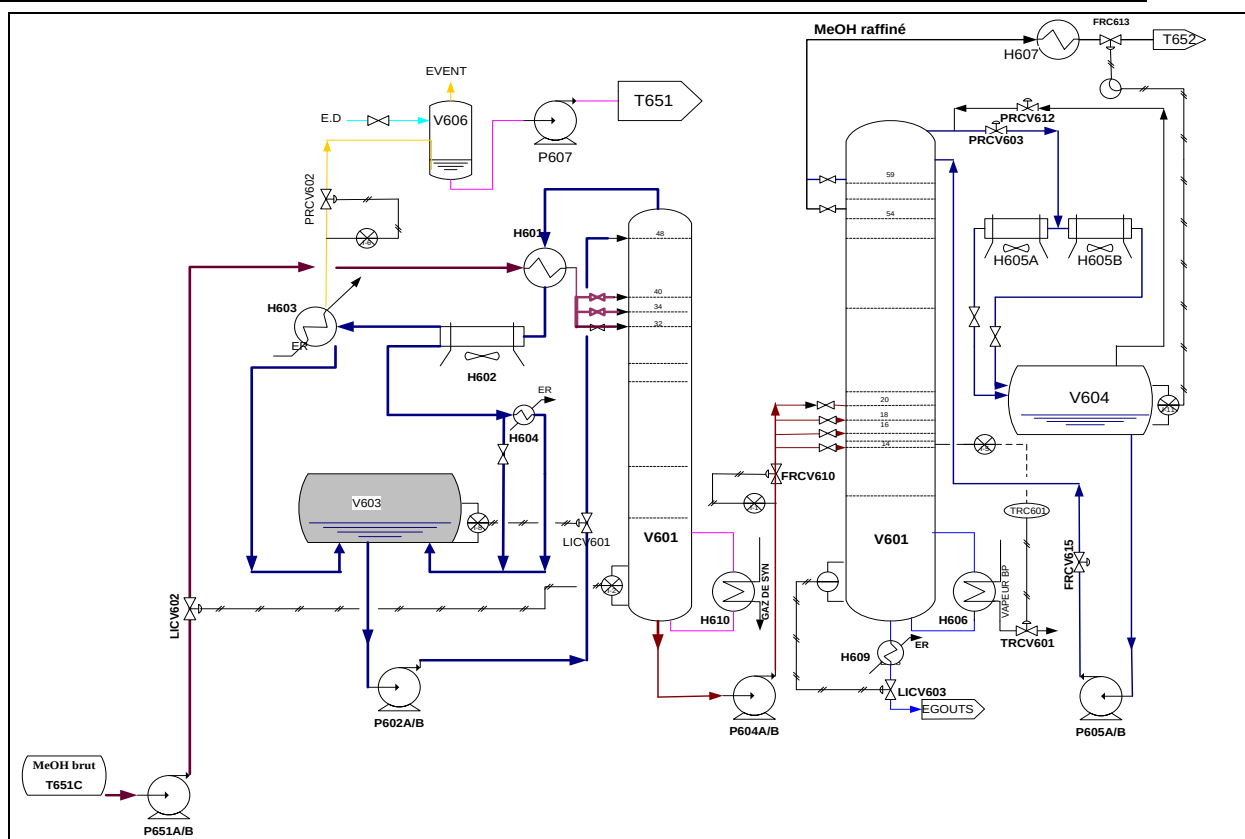


Figure I.7 : schéma de la section 600

I.4.7 Section 700 : Système de vapeur

La production de vapeur permet de faire fonctionner les machines les plus importantes au moyen de turbines à vapeur, il existe 3 niveaux de pression de vapeur dans l'unité ; (Annexe A.7)

La vapeur HP (haute pression) de 88 kg.cm^{-1}

La vapeur MP (moyenne pression) de $24 - 30 \text{ kg.cm}^{-1}$

La vapeur BP (basse pression) de 4.2 kg.cm^{-1}

L'unité est conçue de façon que la plupart de la chaleur soit récupéré en un système économique d'énergie, le circuit de vapeur peut être divisé en deux parties :

✓ Récupération de l'eau condensée des différents séparateurs V 303, V605, V302

L'eau évacuée par les différents séparateurs est récupérée dans le dégazeur V751 afin d'éliminer les gaz non dissouts dans l'eau, le gaz sort à la partie supérieure du dégazeur et l'eau est récupérée au fond du dégazeur.

L'eau est stockée dans le bac T751, elle est aspirée par la pompe P 751 passant par la vanne LICV 702 puis envoyée vers l'échangeur H303 afin d'être chauffée. Cette eau chauffée entre dans le dégazeur V701 en traversant la vanne de régulation de niveau LICV 701.

La turbopompe P 701 A/B/C aspire l'eau à partir du dégazeur et l'envoie vers l'échangeur H30 pour qu'elle soit chauffée par le gaz de synthèse en passant à travers la vanne régulatrice de débit FRCV 701.

L'eau est préchauffée dans l'échangeur F206 à l'aide des fumées du four F 201 ensuite s'écoule vers le ballon F 208.

✓ *Production de vapeur en utilisant cette eau récupérée*

L'eau qui s'écoule du ballon F 208 est chauffée dans l'échangeur H 301 ainsi que dans la chaudière F 205 pour produire de la vapeur sous haute pression HP. Cette dernière est surchauffée dans l'échangeur F 203A/B, ensuite elle est envoyée vers la turbine Q 401 pour faire tourner le compresseur et au même temps se détendre en vapeur MP 1.

La vapeur MPI rejoint le réseau de la vapeur venant de l'utilité après la vanne HICV 701:

Une partie est mélangée avec le gaz de procédé dans le four ;

Une autre partie alimente la turbine de la pompe P701 ;

Cette vapeur MP 1 est détendue par la vanne PRCV 701 pour avoir la vapeur MP2.

La vapeur MP 2 est utilisée pour faire tourner :

- La turbine de l'extracteur Q 201 ;
- La turbine du recirculateur Q 402 ;

Les 4 turbines des pompes d'huile (les auxiliaires) : Q421, Q422, Q431, Q432.

La vapeur MP2 est détendue en BP par la vanne PRCV 703 pour être utilisée dans le rebouilleur de la deuxième colonne V602.

Le circuit restant de la vapeur BP est considéré comme collecteur des différentes détentes de vapeur après utilisation, ensuite elle est envoyée vers l'utilité.

Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

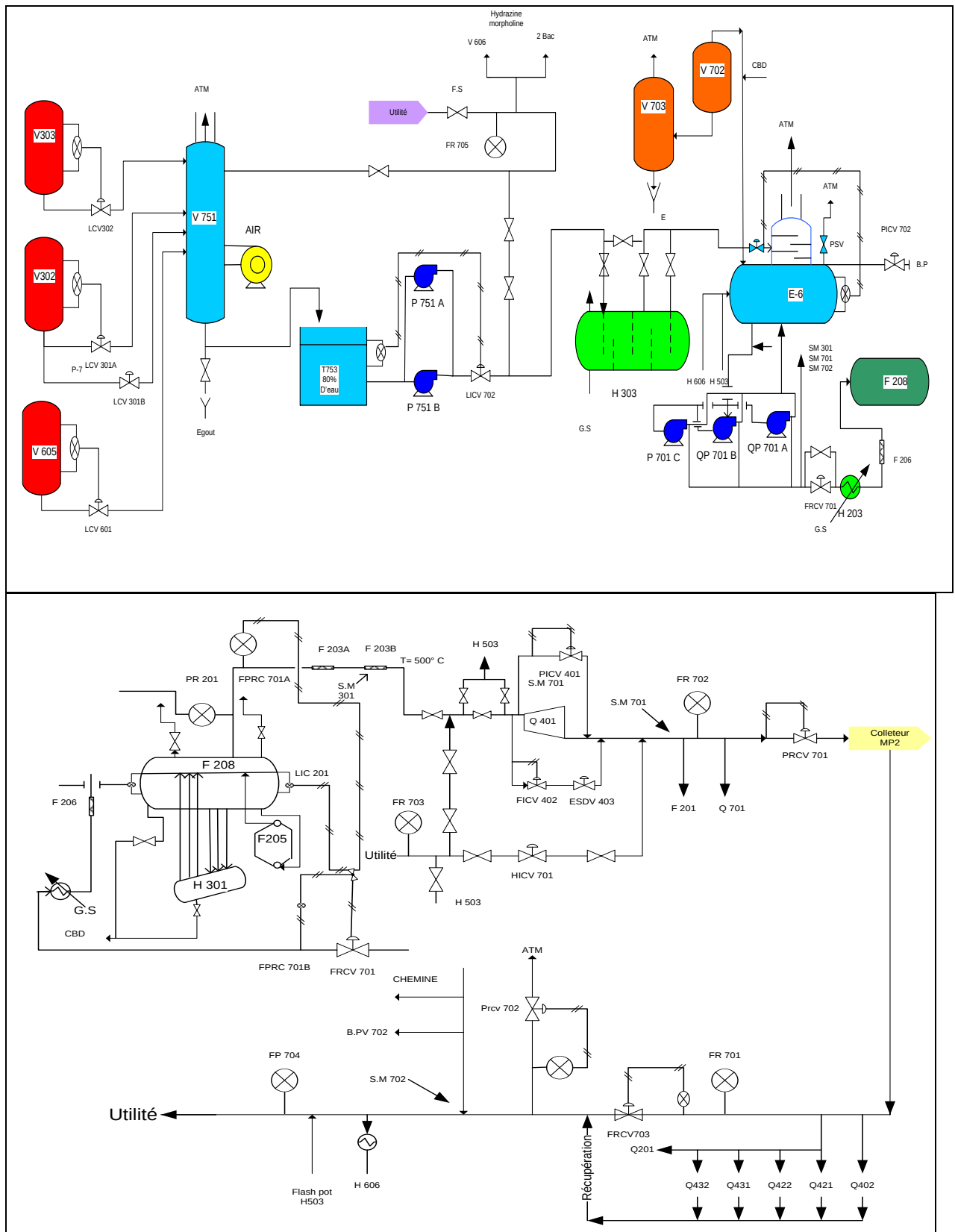


Figure I.8 : schéma de la section 700

Nomenclature des équipements :

Abréviation	Signification	Abréviation	Signification
F201	Four de reforming	K402	Recirculateur
F204	Réchauffeur du Gaz naturel	Q401	Turbine du 1 ^{er} Compresseur
F205	Chaudière Fermée	Q402	Turbine du 2 ^{eme} Compresseur
F208	Ballon Vapeur	S201	Cheminée
H301	Chaudière Gaz	SM401	Séparateur d'Huile
H302	Economiseur Gaz	V105	Désulfureur
H303	Réchauffeur de l'eau déminée	V106	Séparateur de Gaz
H304	Réfrigérant de Gaz	V302	1 ^{er} séparateur de condensat
H501	Echangeur d'alimentation	V303	2 ^{eme} Séparateur de condensat
H502	Economiseur Méthanol	V501	Réacteur de synthèse
H503	Réchauffeur de démarrage	V502	Ballon de purge
H610	Rebouilleur de la V601	V503	Ballon de Flash
K201	Ventilateur d'extraction de fumée	V601	1 ^{ere} colonne de distillation
K401	Compresseur à deux étages	V602	2 ^{eme} colonne de distillation

I.5 Différents procédés de fabrication du méthanol [3]

La synthèse du méthanol se fait par réaction de l'hydrogène avec l'oxyde de carbone et le dioxyde de carbone. Ces gaz peuvent être obtenus par le reforming à la vapeur du gaz naturel ou par oxydation partielle des hydrocarbures lourds tels que le fuel-oil lourd ou les résidus de distillation.

Trois types de procédés sont utilisés dans la synthèse du méthanol. La différence entre les trois procédés réside dans les conditions opératoires et le type de catalyseur utilisé :

- Procédé sous haute pression (300 bars) ; abandonné à cause des coûts de compression qui sont importants ;
- Procédé sous moyenne pression (100 bars). Le catalyseur utilisé est à base de cuivre, zinc et alumine ;
- Procédé sous basse pression (50 bars) est le procédé le plus utilisé. Le catalyseur étant le même que celui du procédé sous moyenne pression.

I.6 Utilisation du méthanol

Les utilisations du méthanol ont toujours été fort variées, elles font de ce produit depuis le début de ce siècle un des grands intermédiaires de la chimie organique. Le principal emploi du ce produit dans le monde est lié à la fabrication du formaldéhyde, lui-même matière première de base pour plusieurs produits chimiques (résines). Il est aussi utilisé

comme solvant, combustible, intermédiaire chimique, produit pharmaceutique, et matière première pour la fabrication de l'acide acétique, et la fabrication du MEBE (indice d'octane).

I.6.1 Production de formaldéhyde

L'application la plus importante du méthanol est la fabrication de l'aldéhyde formique. Aux états unis 44% environs de la production de méthanol sont transformés en formaldéhyde par déshydrogénation oxydante, le procédé consiste à faire passer un mélange air-vapeur de méthanol sur un catalyseur à base d'argent.

I.6.2 Production d'acide acétique

Depuis 1974, l'acide acétique est préparé, pour des raisons économiques, à partir de gaz naturel. Au début des années quatre-vingt RHONE-POULENC a mis point des systèmes à base de nickel ou de cobalt particulièrement actifs et sélectifs, avec un rendement en acide acétique dépassant 80%.

I.6.3 Synthèse d'additifs et emploi comme carburant

Indépendamment des emplois chimiques du méthanol, on peut l'utiliser en tant que carburant ou comme constituant de carburant à moteur. A partir du méthanol et d'iso-butène issu d'une coupe C4 pétrolière, il est possible de synthétiser du MTBE. Ce produit est utilisable comme dope d'octane pour les essences sans plomb en raison de ses bonnes propriétés compatibles qui permettent d'éviter la démixtion eau/essence, et de son indice d'octane en mélange élevé.

I.6.4 Emploi comme antigel

Le méthanol est sur ce point en concurrence avec la glycérine et le glycol sur lesquels il a l'avantage du prix et de la plus grande chaleur de vaporisation.

I.6.5 Emploi comme solvant

Le méthanol est pour l'industrie chimique un solvant et un intermédiaire indispensable donnant l'exemple de son importance dans l'estérification dont la quantité utilisée atteint 15%.

I.6.6 Emploi comme agent d'extraction

Récemment, le méthanol a trouvé un important emploi comme agent d'extraction : il sert dans l'industrie du pétrole éliminer les mercaptans.

Chapitre II : Généralités sur les Dégazeurs

Introduction

Le dégazage thermique est une technologie de traitement de l'eau basée sur la loi d'Henry. La loi d'Henry stipule que la quantité de gaz dissous dans un liquide est proportionnelle à la pression partielle du gaz en phase gazeuse. L'oxygène et les autres gaz dissous peuvent être éliminés de l'eau en augmentant la température et la pression, ce qui est obtenu dans notre dégazeur thermique par injection de vapeur.

Les dégazeurs sont des réservoirs d'eau d'alimentation sous pression également appelés réchauffeurs d'eau d'alimentation ouverts.

II.1 Principe de fonctionnement [4]

Le rôle du dégazeur est d'enlever l'oxygène dissous dans l'eau. Cette étape est indispensable pour la protection des ballons de chaudière ; la présence d'oxygène dissous étant source de corrosion. L'élévation de température de l'eau (soit aux alentours de 105 °C) est obtenue par cette injection de vapeur sous une pression de 0,1bar.

L'eau d'alimentation du dégazeur coule à travers la tête pour entrer en contact à contre-courant avec la vapeur qui permet de porter cette eau à une température d'ébullition et éliminer les gaz dissous afin d'obtenir une eau traitée prête à être exploitée.

L'eau dégazée est reprise par une pompe alimentaire afin d'alimenter le ballon supérieur de la chaudière. Avant d'atteindre ce ballon, l'eau passe dans un économiseur pour récupérer une partie de l'énergie thermique des fumées. Les régulations assurent un niveau constant jusqu'au ballon supérieur.

La température de l'eau dans la chaudière est élevée. Elle peut atteindre 300°C. Les ballons supérieurs des chaudières sont purgés automatiquement lorsque la conductivité de l'eau devient trop élevée (risque d'encrassement).

II.2 Différents types de dégazeur [4]

II.2.1 Dégazeur à plateaux

Une cuve est surmontée d'un dôme vertical contenant des plateaux perforés. L'eau d'alimentation pénètre dans la section de dégazage verticale au-dessus des plateaux perforés

et s'écoule vers le bas à travers les perforations. La vapeur basse pression pénètre sous les plateaux perforés et remonte à travers les perforations.

La vapeur d'eau entraîne le gaz dissous dans l'eau d'alimentation et sort par l'évent au sommet du dôme. L'eau dégazée s'écoule dans le bas de la cuve avant d'être pompée vers le système de chaudière de production de vapeur. La vapeur de chauffage à basse pression pénètre dans le récipient horizontal à travers un tube d'aspersion dans le fond de la cuve.

II.2.2 Dégazeurs à pulvérisation

C'est une cuve généralement horizontale ayant une section préchauffage et une section de purge d'air. Les deux sections sont séparées par une chicane. La vapeur d'eau basse pression pénètre dans le récipient à travers un barboteur dans le fond de la cuve. L'eau d'alimentation de chaudière est pulvérisée dans la section, ou elle est préchauffée par la vapeur qui s'élève de l'injecteur. La buse permet la pulvérisation d'eau d'alimentation et la section de préchauffage permet de chauffer l'eau d'alimentation de la chaudière à sa température de saturation afin de faciliter l'élimination des gaz dissous.

L'eau d'alimentation préchauffée s'écoule ensuite dans la section de désaération, ou elle est purgée de son air par la vapeur qui monte à partir du système de dispositif de pulvérisation. Les gaz extraits sortent par l'évent en partie supérieure de la cuve.

L'eau d'alimentation désaérée est pompée à partir du fond de la cuve vers le système de chaudière de production de vapeur

II.3 Eléments du dégazeur thermique [5]

La bache alimentaire doit constituer une réserve d'eau suffisante pour prévenir l'interruption de l'approvisionnement d'eau de la chaîne de traitement. Elle doit également être de capacité suffisante pour s'adapter à tout afflux de retour de condensat qui peut être perdu par débordement au travers du trop-plein.

Les bâches alimentaires sont cylindriques horizontales en acier au carbone ou acier inoxydable, elles sont protégées par une peinture antirouille ou même calorifugée par une laine de roche d'épaisseur 100mm recouverte d'une tôle.

✓ **Soupape :** organe de sécurité, il permet d'éviter les surpressions Son dimensionnement est fonction du débit de la ligne de réchauffage et de l'excès d'énergie des condensats, il se trouve à la partie supérieure de la bache ;

- ✓ **Trop plein** : Il permet le débordement de l'eau de la bache à l'égout en cas de défaillance de la régulation de niveau ;
- ✓ **Vidange** : Il permet de vider l'eau de la bache à l'égout afin de permettre les opérations de maintenance ;
- ✓ **Départ pompe** : Il permet le gavage des pompes alimentaires de la chaudière ;
- ✓ **Dôme de dégazage** : Il permet de réduire et de garantir la teneur en oxygène de l'eau de chaudière. Il est constitué d'une colonne équipée d'un garnissage structuré, d'un distributeur de liquide, d'une injection vapeur, d'un piquage de retour condensat ;
- ✓ **Trou d'homme** : Il permet l'accès dans l'enveloppe afin d'effectuer des opérations de maintenance ou d'inspection ;
- ✓ **Dosage chimique** : Il permet l'injection des produits de traitement en dessous le plan d'eau d'alimentation. Le tube est conçu avec de l'acier au carbone ou en PVC ;
- ✓ **Injection de vapeur** : Une ligne complétée de buses permet le réchauffage de l'eau par injection de vapeur. Elle se trouve à niveau supérieur ou latéral sous l'alimentation d'eau ;
- ✓ **Prise d'échantillon** : Il permet de prélever des échantillons d'eau de la bache pour les analyser ;
- ✓ **Régulation de niveau**
 - Sonde de niveau** : Elle permet de mesurer le niveau d'eau réel dans la bache ;
 - Indicateur de niveau** : Il permet de visualiser (et/ou mesurer) le niveau d'eau réel dans la bache ;
- ✓ **Thermomètre** : Il permet de visualiser la température de la bache ;
- ✓ **Capteur de température** : Il permet de mesurer la température dans la bache dans le cas d'une régulation proportionnelle ;
- ✓ **Pressostat** : Organe de sécurité. Il permet de mesurer la pression dans la bache ;
- ✓ **Manomètre** : Il permet de visualiser la pression dans la bache ;
- ✓ **Capteur de pression** : Il permet de mesurer la pression dans la bache ;
- ✓ **Déverse** : Elle assure l'évacuation de la vapeur provenant de la rampe d'injection vers atmosphère.

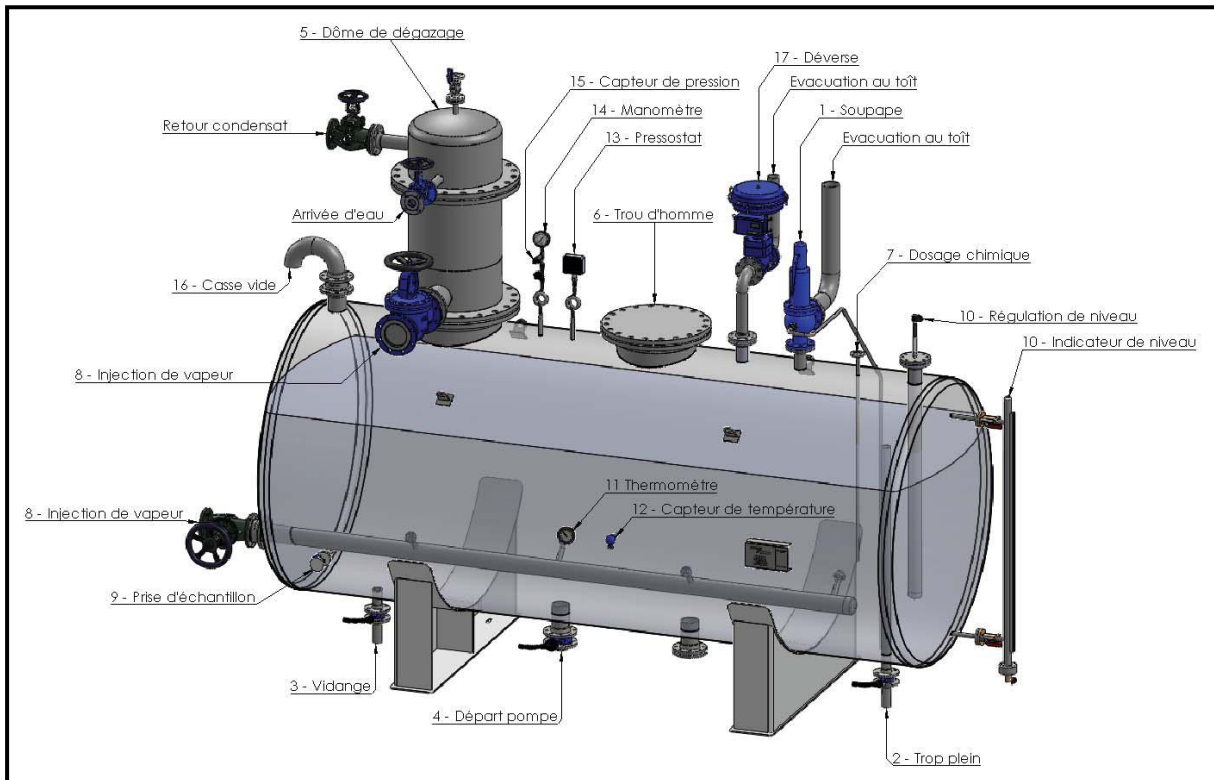


Figure II.1 : Dégazeur thermique

Dans ce chapitre, nous avons mis en évidence l'importance du dégazeur dans l'amélioration de la qualité de l'eau d'alimentation des chaudières. En éliminant les gaz dissous tels que l'oxygène et le dioxyde de carbone, il contribue à la protection des équipements industriels contre les phénomènes de corrosion notamment les piqures par l'oxygène, assurant ainsi leur durabilité et leur bon fonctionnement.

Par ailleurs, l'eau dégazée constitue un élément essentiel pour la production de vapeur, indispensable au fonctionnement des turbines dans la majorité des procédés industriels.

Partie calcul

Chapitre III : Analyse du fonctionnement du dégazeur V701 et calculs

Introduction

Dans cette partie, nous nous intéresserons à l'analyse du fonctionnement du dégazeur V701 afin de quantifier les pertes de vapeur occasionnées lors de l'opération de dégazage. Cette étude s'appuie sur l'établissement de bilans de matière au niveau des équipements clés, notamment le four F201 et le dégazeur V701.

III.1 Calcul de quantification des pertes de vapeur

Le condensat provenant de l'échangeur (H303) est envoyé vers la tête du dégazeur où il entre en contact, à contre-courant, avec la vapeur basse pression (BP) venant du rebouilleur de la deuxième colonne H606, afin d'éliminer les gaz dissous [O_2 et CO_2]. Une fois dégazé, le condensat est aspiré par l'une ou l'autre des trois pompes P701 A/B/C, pour être dirigé vers la chaudière F208 pour produire la vapeur nécessaire en autre au reforming.

III.1.1 Bilan de matière dans le dégazeur

Certains débits massiques sont connus à partir des données d'exploitation de l'unité, tandis que d'autres restent inconnus et doivent être déterminés par l'écriture d'un bilan de matière dans le dégazeur (figure III.1) :



Figure III.1 : courants traversant le dégazeur

$$\dot{m}_{vap\ BP} + \dot{m}_{cond} + \dot{m}_{ED} = \dot{m}_{eau\ S} + \dot{m}_{vap} \quad (III.1)$$

Avec :

$\dot{m}_{vap\ BP}$: débit massique de vapeur BP [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_{vap}$: débit massique de vapeur sortant du dégazeur (pertes) [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_{cond}$: débit massique de condensat [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_{ED}$: débit massique d'eau d'appoint (eau déminéralisée) [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_{deg.}$: débit massique d'eau dégazée [$kg.h^{-1}$]

Les débits connus (données fournies par l'unité) sont $\dot{m}_{vap\ BP}$, $\dot{m}_{ED}$ et $\dot{m}_{deg.}$. En revanche, le débit de condensat $\dot{m}_{cond}$ récupéré au niveau du reforming ainsi que le débit des pertes de vapeur à l'évent du dégazeur $\dot{m}_{vap}$ restent inconnus.

Liquation (III.1) peut être réarrangée sous la forme :

$$\dot{m}_{vap} = \dot{m}_{cond} + \dot{m}_{ED} + \dot{m}_{vap\ BP} - \dot{m}_{deg.} \quad (III.2)$$

• Calcul du débit de condensat ($\dot{m}_{cond}$)

La vapeur d'eau sortant du reforming est séparée du gaz de synthèse. Elle est condensée et récupérée sous forme liquide dans le bac T751. Cette eau est appelée condensat. Elle est ensuite envoyée vers le dégazeur pour la débarrasser des gaz dissous [O_2 et CO_2] qu'elle contient.

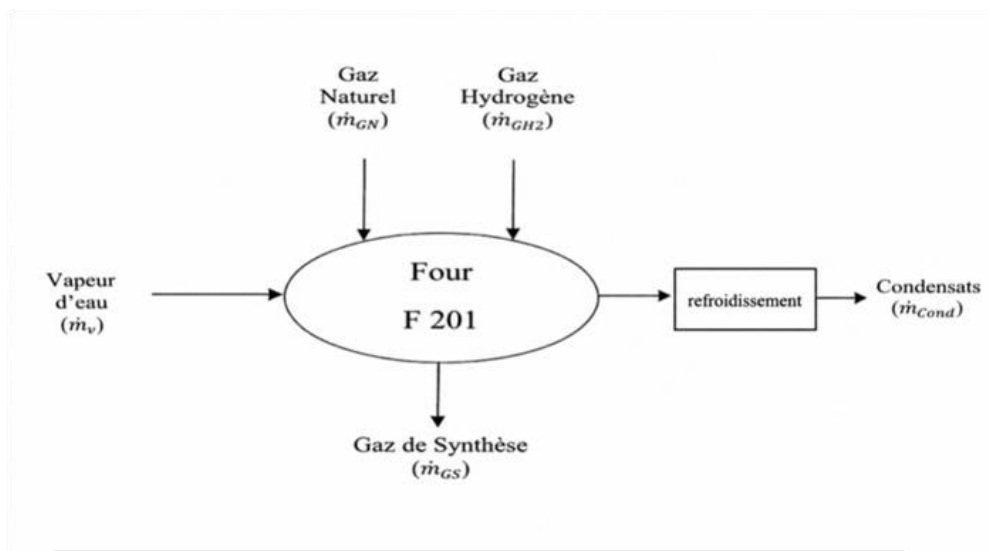


Figure III.2 : schéma représentatif du four de reforming

L'équation de bilan de matière donne :

$$\dot{m}_{GN} + \dot{m}_v + \dot{m}_{GH_2} = \dot{m}_{GS} + \dot{m}_{cond} \quad (III.3)$$

Avec :

$\dot{m}_{GN}$: débit massique de gaz naturel [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_{GH_2}$: débit massique du gaz d'hydrogène [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_v$: débit massique de la vapeur d'eau moyenne pression qui alimente le four [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_{GS}$: débit massique de gaz de synthèse [$kg.h^{-1}$]

$\dot{m}_{cond}$:débit massique de condensat [$kg.h^{-1}$]

Les débits massiques des différents gaz sont calculé à partir des débits volumiques (données fournies par l'unité) par la relation simple : $\dot{m} = \rho \dot{V}$

Les débits volumiques au niveau de l'unité sont donnés sous les conditions normales de température et de pression. Calculons d'abord ces débits dans les conditions réelles :

Ecrivons l'équation d'état des gaz pour un système ouvert :

Sous les conditions normales : $P_0 \dot{V}_0 = Z_0 F R T_0$

Sous les conditions réelles : $P \dot{V} = Z F R T$

Le rapport des deux équations donne :

$$\dot{V} = \dot{V}_0 \frac{T}{T_0} \frac{P_0}{P} \times \frac{Z}{Z_0}$$

Les facteurs de compressibilité ont été supposés égaux à l'unité ($Z = Z_0 = 1$), compte tenu du faible écart observé dans les conditions opératoires étudiées [6].

Les résultats des calculs pour les trois gaz sont regroupés dans le tableau (III.1) ci-dessous :

Tableau III.1 : Calcul des débits volumiques des trois gaz

	$\dot{V}_0 (Nm^3 \cdot h^{-1})$	$\dot{V} (m^3 \cdot h^{-1})$
<i>Gaz naturel</i> $T = 430^\circ C, P = 20 \text{ bars}$	11206	1461,83
<i>Gaz d'hydrogène</i> $T = 30^\circ C, P = 17 \text{ bars}$	446,3	29,52
<i>Gaz de synthèse</i> $T = 30^\circ C, P = 17 \text{ bars}$		3305

• *Calcul du débit massique du gaz naturel($\dot{m}_{GN}$) :*

Le débit massique du G.N est calculé à partir des débits massiques des constituants. Les résultats sont regroupés dans le tableau III.2

Tableau III.2 Calcul du débit massique du gaz naturel($\dot{m}_{GN}$)

Constituant i	Fraction volumique y_i	ρ_i ($kg \cdot m^{-3}$)	$\dot{V}_i = y_i \dot{V}_{GN}$ ($m^3 \cdot h^{-1}$)	$\dot{m}_i = \rho_i \dot{V}_i$ ($kg \cdot h^{-1}$)
N ₂	0,0583	9,518	85,224689	811,16859
CH ₄	0,8344	5,47	1219,75095	6 672,04
C ₂ H ₆	0,0704	10,33	102,912832	1 063,09
C ₃ H ₈	0,021	15,31	30,69843	469,992963
i-C ₄ H ₁₀	0,0033	20,42	4,824039	98,5068764
n-C ₄ H ₁₀	0,0054	20,5	7,893882	161,824581
i-C ₅ H ₁₂	0,0012	25,92	1,754196	45,4687603
n-C ₅ H ₁₂	0,0012	25,96	1,754196	45,5389282
C ₆₊	0,0008	31,83	1,169464	37,2240391
CO ₂	0,0021	15,05	3,069843	46,2011372
He	0,0019	1,368	2,777477	3,79958854
Total			1461,83	$\dot{m}_{GN} = 9\,454,85$

Chapitre III : Analyse du fonctionnement du dégazeur V701 et calculs

- *Calcul du débit massique du gaz d'hydrogène ($\dot{m}_{H_2}$) :*

Le débit massique du G.H est calculé à partir des débits massiques des constituants. Les résultats sont regroupés dans le tableau III.3

Tableau III.3 : Calcul du débit massique de gaz d'hydrogène ($\dot{m}_{H_2}$)

Constituant i	Fraction volumique y_i	ρ_i ($kg.m^{-3}$)	$\dot{V}_i = y_i \dot{V}_{H_2}$ ($m^3.h^{-1}$)	$\dot{m}_i = \rho_i \dot{V}_i$ ($kg.h^{-1}$)
N ₂	0,015	19	0,4428	1,1077
CO	0,121	19	3,57192	67,86648
CH ₄	0,036	11,21	1,06272	11,913091
CO ₂	0,086	32,71	2,53872	83,041531
H ₂	0,742	1,352	21,90384	29,613992
Total			29,52	$\dot{m}_{GH_2} = 193,54279$

- *Calcul de débit massique du gaz de synthèse($\dot{m}_{GS}$):*

Le débit massique du G.S est calculé à partir des débits massiques des constituants. Les résultats sont regroupés dans le tableau III.4

Tableau III.4 : Calcul de débit massique du gaz de synthèse($\dot{m}_{GS}$)

Constituant i	Fraction volumique y_i	ρ_i ($kg.m^{-3}$)	$\dot{V}_i = y_i \dot{V}_{GS}$ ($m^3.h^{-1}$)	$\dot{m}_i = \rho_i \dot{V}_i$ ($kg.h^{-1}$)
N ₂	0,015	19	49,575	941,925
CO	0,121	19	399,905	7598,195
CH ₄	0,036	11,21	118,98	1333,7658
CO ₂	0,086	32,71	284,23	9297,1633
H ₂	0,742	1,352	2452,31	3315,5231
Total	1		3 305	$\dot{m}_{GS} = 22\ 486,57$

Les débits massiques des trois gaz étant calculés, il reste à réarranger l'équation (III.3) pour le calcul du débit massique de condensat ($\dot{m}_{Cond}$) :

$$\dot{m}_{Cond} = \dot{m}_{GN} + \dot{m}_{vap} + \dot{m}_{GH_2} - \dot{m}_{GS}$$

Le résultat obtenu est :

$$\dot{m}_{Cond} = 23,06 \text{ tonnes} \cdot h^{-1}$$

Enfin, le débit massique de vapeur vers l'évent est obtenu à partir de l'équation (III.2) :

$$\dot{m}_{vap} = \dot{m}_{cond} + \dot{m}_{ED} + \dot{m}_{vap BP} - \dot{m}_{deg.}$$

Avec :

$$\dot{m}_{ED} = 30,77 \text{ tonnes} \cdot h^{-1}$$

$$\dot{m}_{vap BP} = 16,01 \text{ tonnes} \cdot h^{-1}$$

$$\dot{m}_{deg.} = 64,49 \text{ tonnes} \cdot h^{-1}$$

Le résultat obtenu est :

$$\dot{m}_{vap} = 5,36 \text{ tonnes} \cdot h^{-1}$$

Interprétation

La valeur de **2 tonnes. h⁻¹** est la valeur maximale acceptée par l'unité comme débit de vapeur jeté vers l'atmosphère. Au-delà de cette limite, les pertes sont considérées importantes et le fonctionnement du dégazeur est considéré anormal. Dans le cas de nos calculs les pertes sont estimées à :

$$\dot{m}_{perte} = 3,36 \text{ tonnes} \cdot h^{-1} \text{ (soit 168 \% de la valeur tolérée).}$$

III.2 Calcul d'un dégazeur assurant un débit d'eau dégazée juste suffisant au reforming

Le débit d'eau dégazée actuel est de l'ordre de 65 tonnes. h⁻¹. Cette valeur dépasse très largement la valeur de débit de vapeur nécessaire au reforming(35 tonnes. h⁻¹). Si on considère que le rôle du dégazeur est principalement de fournir l'eau dégazée à la chaudière pour produire juste le débit de vapeur nécessaire à la réaction de reforming, on comprend clairement pourquoi les pertes de vapeur dans les conditions de fonctionnement actuelles sont très importantes. Il s'agit de refaire les calculs du dégazeur pour maintenir le débit de vapeur vers l'évent de l'ordre de **2 tonnes. h⁻¹**.

Chapitre III : Analyse du fonctionnement du dégazeur V701 et calculs

Dans cette partie on a besoin, en plus du bilan de matière, d'un bilan enthalpique dans le dégazeur pour pouvoir calculer le débit de condensat à traiter et le débit de vapeur BP nécessaire.

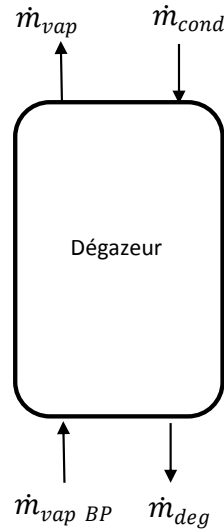


Figure III.3 : schéma représentatif du dégazeur à calculer

- Bilan de matière**

$$\dot{m}_{cond} + \dot{m}_{vap\ BP} = \dot{m}_{deg} + \dot{m}_{vap} \quad (III.4)$$

- Bilan enthalpique dans le dégazeur**

$$\dot{m}_{cond} h_e + \dot{m}_{vap\ BP} H_{vap\ BP} = \dot{m}_{deg} h_{deg} + \dot{m}_{vap} H_{vap} \quad (III.5)$$

Avec :

h_e : enthalpie spécifique du condensat [$376,92\text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$] (voir annexe A)

$H_{vap\ BP}$: enthalpie spécifique de la vapeur BP [$2727,3\text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$] (voir annexe A)

h_{deg} : enthalpie spécifique de l'eau dégazée [$419,04\text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$] (voir annexe A)

H_{vap} : enthalpie spécifique de la vapeur évacuée [$2683,8\text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$] (voir annexe A)

En résolvant les deux équations (III.4) et (III.5), on obtient :

$$\dot{m}_{vap\ BP} = \frac{\dot{m}_{deg} \times (h_{deg} - h_e) + \dot{m}_{vap} \times (H_{vap} - h_e)}{H_{vap\ BP} - h_e} \quad (III.6)$$

$$\dot{m}_{cond} = \frac{\dot{m}_{deg} \times h_{deg} + \dot{m}_{vap} \times H_{vap} - \dot{m}_{vapBP} \times H_{vapBP}}{h_e} \quad (III.7)$$

Les résultats obtenus sont :

$$\dot{m}_{cond} = 35,30 \text{ tonnes. } h^{-1}$$

$$\dot{m}_{vapBP} = 2,61 \text{ tonnes. } h^{-1}$$

Interprétation

Afin de limiter les pertes de vapeur au niveau de l'évent du dégazeur à la valeur admissible de $2 \text{ tonnes. } h^{-1}$, les calculs de bilans montrent qu'il est nécessaire de réduire le débit de condensat que l'on veut dégazer de 33%. Par conséquent, le débit de vapeur nécessaire sera réduit de 84%.

III.3 Étude de l'effet de la température du condensat sur les pertes de vapeur

Il est clair que la température du condensat à l'entrée du dégazeur est un paramètre important dans l'opération de dégazage. Son effet sur le débit de vapeur vers l'évent est incontestable. Il est donc utile de vérifier par les calculs l'influence de ce paramètre.

Il s'agit donc de calculer le débit de vapeur vers l'évent ($\dot{m}_{vap}$) à différentes températures du condensat à l'entrée en utilisant l'équation (III.6) :

$$\dot{m}_{vap} = \frac{\dot{m}_{vapBP} \times (H_{vapBP} - h_e) + \dot{m}_{deg} \times (h_{deg} - h_e)}{H_{vap} - h_e}$$

Les résultats obtenus sont regroupés dans le Tableau III.5.

Tableau III.5 : effet de la température d'entrée du condensat sur les pertes de vapeur

Température du condensat [°C]	h_e [kJ.kg ⁻¹]	$\dot{m}_{vap}$ [kg.h ⁻¹]	$\dot{m}_{perte}$ [kg.h ⁻¹]
95	397,96	2324,4955	324,4955
90	376,92	1999,6081	-0,3919
85	355,9	1680,8939	-319,1061
80	334,91	1368,3267	-631,6733

Analyse des résultats :

Le tableau met en évidence une réduction des pertes de vapeur vers l'évent lorsque la température d'entrée des condensats diminue. Ce qui confirme l'influence de ce paramètre sur le fonctionnement du dégazeur. Donc la solution est de disposer d'un condensat à l'entrée à une température ne dépassant pas **90°C**, quitte à utiliser en amont du dégazeur, un échangeur pour refroidir le condensat.

III.4 Dimensionnement du dégazeur

Nous sommes donc amenés à faire un calcul de dimensionnement de ce dégazeur afin de déterminer son diamètre et sa hauteur.

III.4.1 Détermination du diamètre du dégazeur ou colonne de dégazage

La section Ω du dégazeur est reliée au débit volumique de vapeur $\dot{V}_{vapBP}$ qui traverse le dégazeur de bas en haut par la relation :

$$\dot{V}_{vapBP} = \Omega \times u_{moy}. \quad (III.8)$$

Avec :

$$\Omega = \frac{\pi \times D^2}{4} \text{ où } D \text{ est le diamètre du dégazeur}$$

u_{moy} est la vitesse moyenne d'écoulement de la vapeur

La relation (III.8) nous indique que pour choisir la section Ω du dégazeur il est nécessaire de fixer la vitesse u_{moy} . D'autre part, on comprend bien que plus la vitesse d'écoulement est

Chapitre III : Analyse du fonctionnement du dégazeur V701 et calculs

élevée plus la section est faible. Seulement cette vitesse ne doit pas dépasser une vitesse limite si non la vapeur risque d'entraîner le liquide vers le haut, c'est le phénomène d'engorgement très nuisible à l'opération de dégazage. Cette vitesse est la vitesse maximale V_{max} . donnée par la relation empirique de Souders-Brown :

$$V_{max} = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (III.9)$$

K : constante de Souders-Brown $K = 0,107 \text{ m.s}^{-1}$ [7]

ρ_L : masse volumique du liquide (condensat) [kg.m^{-3}]

ρ_V : masse volumique de la vapeur (vapeur BP) [kg.m^{-3}]

A cette vitesse maximale correspond un diamètre minimal D_{min} :

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times \dot{V}_{vapBP}}{\pi \times V_{max}}} \quad (III.10)$$

Dans la pratique, par mesure de sécurité, on choisit une vitesse d'écoulement égale à 80% de V_{max} . Ce qui correspond à un diamètre D :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times \dot{V}_{vapBP}}{\pi \times 0,8 V_{max}}} \quad (III.11)$$

Ou encore :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times \dot{m}_{vapBP}}{\rho_V \times \pi \times 0,8 V_{max}}} \quad (III.12)$$

Avec :

$$\dot{m}_{vapBP} = 2606 \text{ kg.h}^{-1} \text{ soit } 0,72 \text{ kg.s}^{-1}$$

$$\rho_V = \frac{1}{v_v} = \frac{1}{0,5883} = 1,70 \text{ kg.m}^{-3} \text{ (voir annexe B)}$$

v_v étant le volume spécifique de la vapeur saturée sous $P = 3,1 \text{ bars}$

Les calculs donnent les résultats ci-dessous :

$$V_{max} = 2,59 \text{ m.s}^{-1}$$

$$V = 2,593 \times 0,8 \text{ soit } 2,07 \text{ m.s}^{-1}$$

$D = 0,51 \text{ m}$

III.4.2 Calcul de la hauteur du dégazeur

La hauteur totale du dégazeur est déterminée à partir de la relation [8] :

$$H_{totale} = (N_{réels} \times e) + H_{tete} + H_{fond} \quad (III.13)$$

Avec :

$N_{réels}$: nombre de plateaux réels

e : espacement (distance) entre deux plateaux consécutifs [457 mm]

H_{tete} : espace libre en haut [335 mm]

H_{fond} : espace en bas [559 mm]

• Détermination du nombre de plateaux réels

Le nombre de plateaux réels est le rapport du nombre de plateaux théoriques N_{th} à l'efficacité η [9]

$$N_{réels} = \frac{N_{th}}{\eta} \quad (III.14)$$

Pour le cas des colonnes à plateaux perforés, la valeur de l'efficacité est généralement comprise entre 0,5 ÷ 0,9 [10]

Le nombre de plateaux théoriques est déterminé grâce à la relation de Kremser [11].

$$N_{th} = \frac{\log \left[\frac{C_{in\ cond} - \left(\frac{C_{in\ vap}}{H_{adim}} \right)}{C_{out\ cond} - \left(\frac{C_{in\ vap}}{H_{adim}} \right)} \times \left(1 - \frac{1}{S} \right) + \frac{1}{S} \right]}{\log(S)}$$

Pour le cas du stripping à contre-courant [$C_{in\ vap} = 0$ et $S \gg 1$], cette relation prend la forme simplifiée :

$$N_{th} = \frac{\log \left[\frac{C_{in\ cond}}{C_{out\ cond}} \right]}{\log(S)} \quad (III.15)$$

Avec :

$C_{in\ vap}$: Teneur en O_2 de la vapeur BP à l'entrée du dégazeur [$C_{in\ vap} = 0$]

$C_{out\ cond}$: Teneur en O_2 de l'eau dégazée à la sortie (7 ppb) [12]

$C_{in\ cond}$: Teneur en O_2 du condensat à l'entrée du dégazeur

Le dégazeur proposé est destiné à traiter un condensat avec une teneur en O_2 de 8000 ppb.

Chapitre III : Analyse du fonctionnement du dégazeur V701 et calculs

Le facteur de stripping (S) représente le rapport entre la capacité d'entraînement de la vapeur BP et le débit de condensat à traiter, donné par [11] :

$$S = \frac{H_{adim} \times \dot{m}_{vapBP}}{\dot{m}_{cond}} \quad (III.16)$$

La constante de Henry adimensionnelle H_{adim} de O_2 dans l'eau est déterminée à partir de la relation de conversion des unités de la constante de Henry suivante [13] :

$$H_{adim} = \frac{K_H \times M_{eau}}{\rho_{eau} \times R \times T}$$

K_H : constante de Henry en pression, on trouve à $T = 105^\circ\text{C}$ (par interpolation) :

$$K_H = 6,112 \text{ GPa (voir annexe C)}$$

$$H_{adim} = \frac{6,112 \times 10^9 \times 0,018}{954,39 \times 8,314 \times 378}$$

Soit

$$H_{adim} = 36,7$$

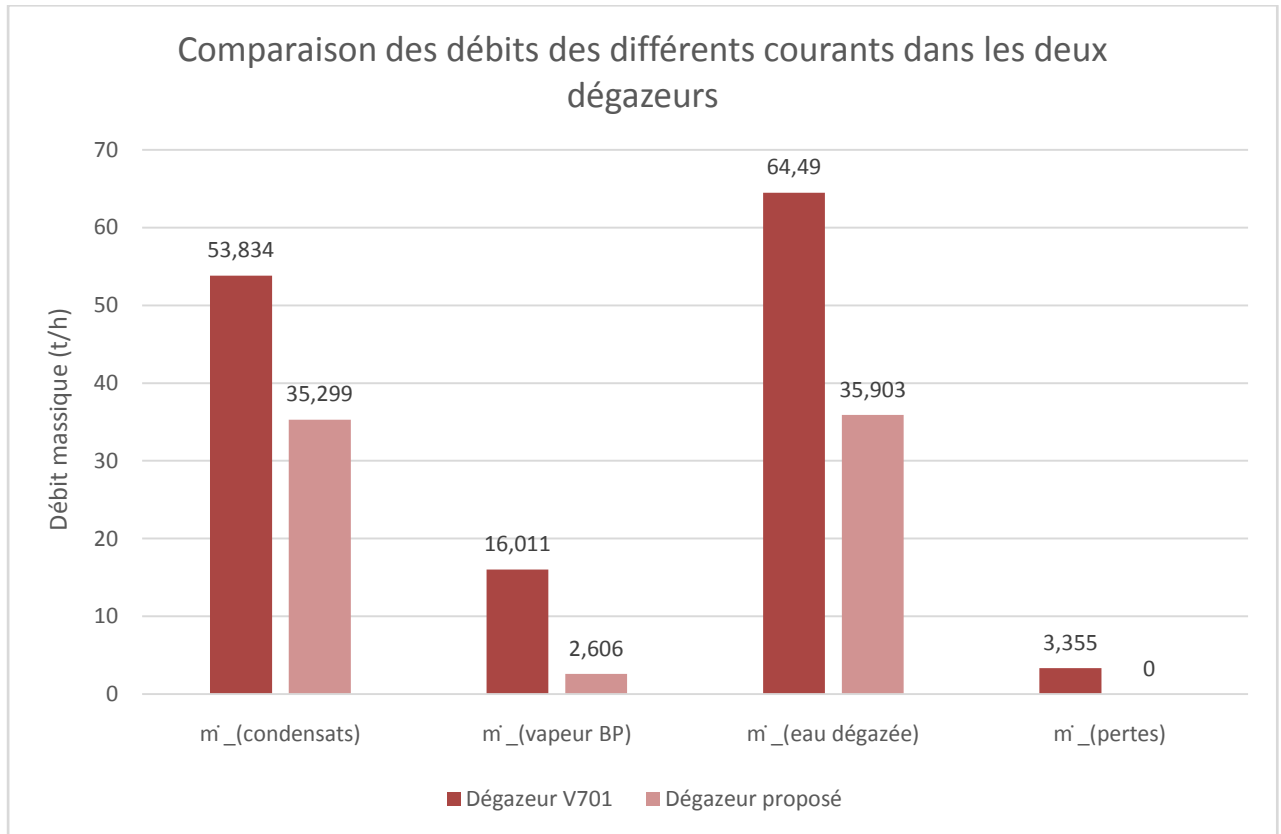
Les résultats des calculs sont regroupés dans le tableau ci-dessous

S	N_{th}	$N_{réels}$	H_{totale} [mm]
2.71	7	10	5464

Tableau III.6 : résultat de dimensionnement de dégazeur

III.5 Etude comparative

Pour une meilleure visualisation de la comparaison des deux dégazeurs, on représente les différents débits dans l'histogramme ci-dessous.



Interprétation

Le diagramme comparatif met en évidence une différence importante entre le dégazeur V701 et le dégazeur proposé.

La consommation de vapeur BP nécessaire à l'opération de dégazage diminue fortement. Son débit passe de **16 tonnes · h⁻¹** à un peu plus de **2 tonnes · h⁻¹**, ce qui représente une économie de consommation de vapeur d'environ **84 %**.

Les pertes de vapeur s'élèvent à **3 t · h⁻¹** avec le dégazeur V701, alors qu'elles sont nulles avec le dégazeur proposé.

Mais il faut noter que le débit de condensat traité est beaucoup plus important avec le dégazeur V701. Le dégazeur proposé est destiné à traiter pas plus du tiers de ce débit.

Pour mieux comparer les performances des deux dégazeurs, il est utile d'introduire ce qu'on peut appeler le taux de production nette de vapeur (TPNV):

$$\text{TPNV} = \frac{\dot{m}_{deg} - (\dot{m}_{vap\ BP} + \dot{m}_{vap})}{\dot{m}_{cond}}$$

Chapitre III : Analyse du fonctionnement du dégazeur V701 et calculs

Avec $\dot{m}_{deg}$ est le débit massique d'eau dégazée qui sera transformé en vapeur à la sortie de la chaudière qui est en aval du dégazeur.

Les résultats des calculs montrent que le taux de production nette de vapeur atteint **0,8 kg de vapeur produite par kg de condensat traité** avec le dégazeur V701 alors qu'il est autour de **0,9** pour le dégazeur calculé.

Conclusion Générale

Ce travail, élaboré durant notre stage de mise en situation professionnelle au sein du complexe CP1/Z, nous a été très bénéfique, car il nous a permis d'approfondir nos connaissances sur la production du méthanol et les équipements qui font partie de son processus de synthèse, en particulier le dégazeur.

Notre étude réalisée sur le dégazeur V701 nous a apporté une vision claire sur le phénomène des pertes de vapeur, leurs causes et leurs impacts sur le bilan énergétique de l'unité. Elle nous a également permis de mieux comprendre le fonctionnement de cet équipement et son rôle dans la production de vapeur au sein du complexe.

Dans le but de contribuer à proposer une solution amenant à réduire ces pertes de vapeur à leur niveau admissible, nous avons procédé à une modélisation par les bilans de matière et enthalpique mettant en évidence que le dégazeur en fonctionnement traite un débit de condensat bien supérieur aux besoins réels du reforming. Effectivement le bilan de matière dans le dégazeur montre que le débit de condensat traité est de l'ordre de $50 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$. Ceci nécessite une grande consommation de vapeur BP ($16 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$), et par conséquent des pertes importantes ($5 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$).

Le dimensionnement d'un nouveau dégazeur adapté aux besoins réels en vapeur de la section de reforming a permis de déterminer les débits optimaux de fonctionnement. Nos résultats confirment qu'on peut baisser la consommation de vapeur de **plus de 80 %** et réduire les pertes de **60 %**. D'autre part, le taux de production nette de vapeur est légèrement amélioré avec le dégazeur proposé. A l'issus de ces résultats, nous pouvons donc recommander de diminuer le débit de condensat à traiter et que sa température à l'entrée du dégazeur ne doit pas dépasser **90 °C**.

Bibliographie

- [1] Documentation complexe d'Arzew.
- [2] 'Manuel d'Exploitation de l'Unité Méthanol'. Humphrey et Glasgow, Ltd. Octobre 1973.
- [3] R.DUMON, JC. GUIBET et J-Y.PORTAS. 'Le méthanol (réalités et perspectives), édition Paris,1984.
- [4] 'Les Traitement des Eaux dans l'Industrie Pétrolière', Publication de l'institut français du pétrole, édition Technipe 21-22 Mars, 1972
- [5]'SpiraxSavco' Ti-R01-523 AB indice 1.
- [6] Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott, M.M., Swihart, M.T. — Introduction à la thermodynamique du génie chimique, 8ème édition, McGraw-Hill, 2018.
- [7] Gas Processing Suppliers Association (GPSA), Engineering Data Book, 10th Edition, Vol.1, Tulsa, Oklahoma. Valeur recommandée
- [8] Coulson, J.M., Richardson, J.F. — Génie chimique, Vol. 2, 5ème édition, Butterworth-Heinemann, Oxford, 2002.
- [9] O'Connell, H.E. — Efficacité des plateaux dans les colonnes de fractionnement et d'absorption, Transactions de l'AIChE, Vol. 42, pp. 741–755, 1946.
- [10] McCabe, W.L., Smith, J.C. et Harriott, P. — Opérations unitaires du génie chimique, 7ème édition, McGraw-Hill, 2005, Chapitre 18, pp. 564–567.
- [11] Treybal, R.E. — Opérations de transfert de matière, 3ème édition, McGraw-Hill, New York, 1980, pp. 115–123.
- [12] Veolia Water Technologies & Solutions — Manuel du traitement industriel de l'eau, Chapitre 10 : Dégazage de l'eau d'alimentation des chaudières.
- [13] Sander, R. — Compilation des constantes de Henry (version 5.0.0) pour l'eau comme solvant, Atmospheric Chemistry and Physics, Vol. 23, pp. 10901–12440, 2023.

Vapeur saturée: table de la température

Temp. °C <i>T</i>	Pres. kPa <i>P</i>	Volume massique m³/kg		Énergie interne kJ/kg			Enthalpie kJ/kg			Entropie kJ/kg·K		
		Liquide sat. <i>v_f</i>	Vapeur sat. <i>v_g</i>	Liquide sat. <i>u_f</i>	Évap. <i>u_{fg}</i>	Vapeur sat. <i>u_g</i>	Liquide sat. <i>h_f</i>	Évap. <i>h_{fg}</i>	Vapeur sat. <i>h_g</i>	Liquide sat. <i>s_f</i>	Évap. <i>s_{fg}</i>	Vapeur sat. <i>s_g</i>
0.01	0.6113	0.001 000	206.14	.00	2375.3	2375.3	.01	2501.3	2501.4	.0000	9.1562	9.1562
5	0.8721	0.001 000	147.12	20.97	2361.3	2382.3	20.98	2489.6	2510.6	.0761	8.9496	9.0257
10	1.2276	0.001 000	106.38	42.00	2347.2	2389.2	42.01	2477.7	2519.8	.1510	8.7498	8.9008
15	1.7051	0.001 001	77.93	62.99	2333.1	2396.1	62.99	2465.9	2528.9	.2245	8.5569	8.7814
20	2.339	0.001 002	57.79	83.95	2319.0	2402.9	83.96	2454.1	2538.1	.2966	8.3706	8.6672
25	3.169	0.001 003	43.36	104.88	2304.9	2409.8	104.89	2442.3	2547.2	.3674	8.1905	8.5580
30	4.246	0.001 004	32.89	125.78	2290.8	2416.6	125.79	2430.5	2556.3	.4369	8.0164	8.4533
35	5.628	0.001 006	25.22	146.67	2276.7	2423.4	146.68	2418.6	2565.3	.5053	7.8478	8.3531
40	7.384	0.001 008	19.52	167.56	2262.6	2430.1	167.57	2406.7	2574.3	.5725	7.6845	8.2570
45	9.593	0.001 010	15.26	188.44	2248.4	2436.8	188.45	2394.8	2583.2	.6387	7.5261	8.1648
50	12.349	0.001 012	12.03	209.32	2234.2	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	.7038	7.3725	8.0763
55	15.758	0.001 015	9.568	230.21	2219.9	2450.1	230.23	2370.7	2600.9	.7679	7.2234	7.9913
60	19.940	0.001 017	7.671	251.11	2205.5	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	.8312	7.0784	7.9096
65	25.03	0.001 020	6.197	272.02	2191.1	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	.8935	6.9375	7.8310
70	31.19	0.001 023	5.042	292.95	2176.6	2469.6	292.98	2333.8	2626.8	.9549	6.8004	7.7553
75	38.58	0.001 026	4.131	313.90	2162.0	2475.9	313.93	2321.4	2635.3	1.0155	6.6669	7.6824
80	47.39	0.001 029	3.407	334.86	2147.4	2482.2	334.91	2308.8	2643.7	1.0753	6.5369	7.6122
85	57.83	0.001 033	2.828	355.84	2132.6	2488.4	355.90	2296.0	2651.9	1.1343	6.4102	7.5445
90	70.14	0.001 036	2.361	376.85	2117.7	2494.5	376.92	2283.2	2660.1	1.1925	6.2866	7.4791
95	84.55	0.001 040	1.982	397.88	2102.7	2500.6	397.96	2270.2	2668.1	1.2500	6.1659	7.4159
100	Mpa 0.101 35	0.001 044	1.6729	418.94	2087.6	2506.5	419.04	2257.0	2676.1	1.3069	6.0480	7.3549
105	0.120 82	0.001 048	1.4194	440.02	2072.3	2512.4	440.15	2243.7	2683.8	1.3630	5.9328	7.2958
110	0.143 27	0.001 052	1.2102	461.14	2057.0	2518.1	461.30	2230.2	2691.5	1.4185	5.8202	7.2387
115	0.169 06	0.001 056	1.0366	482.30	2041.4	2523.7	482.48	2216.5	2699.0	1.4734	5.7100	7.1833
120	0.198 53	0.001 060	0.8919	503.50	2025.8	2529.3	503.71	2202.6	2706.3	1.5276	5.6020	7.1296
125	0.2321	0.001 065	0.7706	524.74	2009.9	2534.6	524.99	2188.5	2713.5	1.5813	5.4962	7.0775
130	0.2701	0.001 070	0.6685	546.02	1993.9	2539.9	546.31	2174.2	2720.5	1.6344	5.3925	7.0269
135	0.3130	0.001 075	0.5822	567.35	1977.7	2545.0	567.69	2159.6	2727.3	1.6870	5.2907	6.9777
140	0.3613	0.001 080	0.5089	588.74	1961.3	2550.0	589.13	2144.7	2733.9	1.7391	5.1908	6.9299
145	0.4154	0.001 085	0.4463	610.18	1944.7	2554.9	610.63	2129.6	2740.3	1.7907	5.0926	6.8833
150	0.4758	0.001 091	0.3928	631.68	1927.9	2559.5	632.20	2114.3	2746.5	1.8418	4.9960	6.8379
155	0.5431	0.001 096	0.3468	653.24	1910.8	2564.1	653.84	2098.6	2752.4	1.8925	4.9010	6.7935
160	0.6178	0.001 102	0.3071	674.87	1893.5	2568.4	675.55	2082.6	2758.1	1.9427	4.8075	6.7502
165	0.7005	0.001 108	0.2727	696.56	1876.0	2572.5	697.34	2066.2	2763.5	1.9925	4.7153	6.7078
170	0.7917	0.001 114	0.2428	718.33	1858.1	2576.5	719.21	2049.5	2768.7	2.0419	4.6244	6.6663
175	0.8920	0.001 121	0.2168	740.17	1840.0	2580.2	741.17	2032.4	2773.6	2.0909	4.5347	6.6256
180	1.0021	0.001 127	0.194 05	762.09	1821.6	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	2.1396	4.4461	6.5857
185	1.1227	0.001 134	0.174 09	784.10	1802.9	2587.0	785.37	1997.1	2782.4	2.1879	4.3586	6.5465
190	1.2544	0.001 141	0.156 54	806.19	1783.8	2590.0	807.62	1978.8	2786.4	2.2359	4.2720	6.5079
195	1.3978	0.001 149	0.141 05	828.37	1764.4	2592.8	829.98	1960.0	2790.0	2.2835	4.1863	6.4698
200	1.5538	0.001 157	0.127 36	850.65	1744.7	2595.3	852.45	1940.7	2793.2	2.3309	4.1014	6.4323
205	1.7230	0.001 164	0.115 21	873.04	1724.5	2597.5	875.04	1921.0	2796.0	2.3780	4.0172	6.3952
210	1.9062	0.001 173	0.104 41	895.53	1703.9	2599.5	897.76	1900.7	2798.5	2.4248	3.9337	6.3585
215	2.104	0.001 181	0.094 79	918.14	1682.9	2601.1	920.62	1879.9	2800.5	2.4714	3.8507	6.3221
220	2.318	0.001 190	0.086 19	940.87	1661.5	2602.4	943.62	1858.5	2802.1	2.5178	3.7683	6.2861
225	2.548	0.001 199	0.078 49	963.73	1639.6	2603.3	966.78	1836.5	2803.3	2.5639	3.6863	6.2503
230	2.795	0.001 209	0.071 58	986.74	1617.2	2603.9	990.12	1813.8	2804.0	2.6099	3.6047	6.2146
235	3.060	0.001 219	0.065 37	1009.89	1594.2	2604.1	1013.62	1790.5	2804.2	2.6558	3.5233	6.1791
240	3.344	0.001 229	0.059 76	1033.21	1570.8	2604.0	1037.32	1766.5	2803.8	2.7015	3.4422	6.1437
245	3.648	0.001 240	0.054 71	1056.71	1546.7	2603.4	1061.23	1741.7	2803.0	2.7472	3.3612	6.1083
250	3.973	0.001 251	0.050 13	1080.39	1522.0	2602.4	1085.36	1716.2	2801.5	2.7927	3.2802	6.0730
255	4.319	0.001 263	0.045 98	1104.28	1496.7	2600.9	1109.73	1689.8	2799.5	2.8383	3.1992	6.0375
260	4.688	0.001 276	0.042 21	1128.39	1470.6	2599.0	1134.37	1662.5	2796.9	2.8838	3.1181	6.0019
265	5.081	0.001 289	0.038 77	1152.74	1443.9	2596.6	1159.28	1634.4	2793.6	2.9294	3.0368	5.9662
270	5.499	0.001 302	0.035 64	1177.36	1416.3	2593.7	1184.51	1605.2	2789.7	2.9751	2.9551	5.9301
275	5.942	0.001 317	0.032 79	1202.25	1387.9	2590.2	1210.07	1574.9	2785.0	3.0208	2.8730	5.8938
280	6.412	0.001 332	0.030 17	1227.46	1358.7	2586.1	1235.99	1543.6	2779.6	3.0668	2.7903	5.8571
285	6.909	0.001 348	0.027 77	1253.00	1328.4	2581.4	1262.31	1511.0	2773.3	3.1130	2.7070	5.8199
290	7.436	0.001 366	0.025 57	1278.92	1297.1	2576.0	1289.07	1477.1	2766.2	3.1594	2.6227	5.7821
295	7.993	0.001 384	0.023 54	1305.2	1264.7	2569.9	1316.3	1441.8	2758.1	3.2062	2.5375	5.7437
300	8.581	0.001 404	0.021 67	1332.0	1231.0	2563.0	1344.0	1404.9	2749.0	3.2534	2.4511	5.7045
305	9.202	0.001 425	0.019 948	1359.3	1195.9	2555.2	1372.4	1366.4	2738.7	3.3010	2.3633	5.6643
310	9.856	0.001 447	0.018 350	1387.1	1159.4	2546.4	1401.3	1326.0	2727.3	3.3493	2.2737	5.6230
315	10.547	0.001 472	0.016 867	1415.5	1121.1	2536.6	1431.0	1283.5	2714.5	3.3982	2.1821	5.5804
320	11.274	0.001 499	0.015 488	1444.6	1080.9	2525.5	1461.5	1238.6	2700.1	3.4480	2.0882	5.5362
330	12.845	0.001 561	0.012 996	1505.3	993.7	2498.9	1525.3	1140.6	2665.9	3.5507	1.8909	5.4417
340	14.586	0.001 638	0.010 797	1570.3	894.3	2464.6	1594.2	1027.9	2622.0	3.6594	1.6763	5.3357
350	16.513	0.001 740	0.008 813	1641.9	776.6	2418.4	1670.6	893.4	2563.9	3.7777	1.4335	5.2112
360	18.651	0.001 893	0.006 945	1725.2	626.3	2351.5	1760.5	720.5	2481.0	3.9147	1.1379	5.0526
370	21.03	0.002 213	0.004 925	1844.0	384.5	2228.5	1890.5	441.6	2332.1	4.1106	.6865	4.7971
374.14	22.09	0.003 155	0.003 155	2029.6	0	2029.6	2099.3	0	2099.3	4.4298	0	4.4298

Annexe A : tableau thermodynamique de l'eau

TEMP.	PRESS. (EFF.)	VOLUME SPÉCIFIQUE		ENTHALPIE SPÉCIFIQUE		
°C	kPaG	m³/kg		kJ/kg		
T	P	V _f	V _g	H _f	H _{fg}	H _g
100	0,093	0,0010435	1,672	419,1	2256	2676
110	42,051	0,0010516	1,209	461,4	2230	2691
120	97,340	0,0010603	0,8913	503,8	2202	2706
130	168,93	0,0010697	0,6681	546,4	2174	2720
140	260,18	0,0010798	0,5085	589,2	2144	2733
150	374,78	0,0010905	0,39250	632,3	2114	2746

Annexe B : Table de vapeur saturée en fonction de la température.

Solute	300 K	400 K	500 K	600 K
He	2.6576	2.1660	1.1973	−0.1993
Ne	2.5134	2.3512	1.5952	0.4659
Ar	1.4061	1.8079	1.1536	0.0423
Kr	0.8210	1.4902	0.9798	0.0006
Xe	0.2792	1.1430	0.5033	−0.7081
H ₂	1.9702	1.8464	1.0513	−0.1848
N ₂	2.1716	2.3509	1.4842	0.1647
O ₂	1.5024	1.8832	1.1630	−0.0276
CO	1.7652	1.9939	1.1250	−0.2382
CO ₂	−1.7508	−0.5450	−0.6524	−1.3489
H ₂ S	−2.8784	−1.7083	−1.6074	−2.1319
CH ₄	1.4034	1.7946	1.0342	−0.2209
C ₂ H ₆	1.1418	1.8495	0.8274	−0.8141
SF ₆	3.1445	3.6919	2.6749	1.2402
He(D ₂ O)	2.5756	2.1215	1.2748	−0.0034
Ne(D ₂ O)	2.4421	2.2525	1.5554	0.4664
Ar(D ₂ O)	1.3316	1.7490	1.1312	0.0360
Kr(D ₂ O)	0.8015	1.4702	0.9505	−0.0661
Xe(D ₂ O)	0.2750	1.1251	0.4322	−0.8730
D ₂ (D ₂ O)	1.6594	1.6762	0.9042	−0.3665
CH ₄ (D ₂ O)	1.3624	1.7968	1.0491	−0.2186

Annexe C : valeurs calculées de ln(Kh/1Gpa) en fonction de la température.