



Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

Ref :...../U.M/F.S.T/2024

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES

Option : GÉNIE PÉTROCHIMIQUE

THÈME

Récupération des condensats du groupe w101/Complexe
Cp1/Z

Présenté par

1-BOUKERROUCHA YAMINA

2- AMEUR KENZA

Soutenu le 23 /06 / 2024 devant le jury composé de :

Présidente :	MEZOUAGH AMINA	Grade MCB	Université de UMAB
Examinatrice :	BENYEKKOU NABILA	Grade MAB	Université de UMAB
Rapporteuse :	LARBI N EL HOUDA	Grade MAB	Université de UMAB
Invitée :	BELARBI ILHEM	Grade MAB	Université de UMAB

Année Universitaire 2023/2024

Dédicace

Grâce à l'aide d'Allah le tout-puissant miséricordieux, j'ai réussi à terminer ce modeste travail que je dédie à mon cher père Abdelkader et ma tendre mère Zoulikha , les personnes les plus chères sur terre, pour leur soutien moral et leurs conseils. Je demande à Allah de leur donner une bonne santé et une prospérité.

Pour mes frères Mansour, Djillali et Bachire, ainsi que pour mes soeurs Hafsa , Badra et Safaa.

À ma famille, qui m'a été d'une grande aide. À mes amies et à tous ceux qui me sont chers.

BOUKERROUCHA Yamina

Dédicace

Je dédie ce projet a mes chers parents, pour leur soutien indéfectible tout au long de ce parcours académique.

Mon père, ma meilleure aide, a été mon aide dans les moments d'adversité, au mur sur lequel je m'appuyais, a l'épaule sur laquelle je posais mes fardeaux.

Ma mère, à celui qui a le paradis sous les pieds, a mon éternel premier soutien, à celui qui m'a soutenu sans limites et qui m'a donné en retour, je vous dédie cette réalisation.

*A mes frères : Yacine, Khalid, Toufik, moumoune, Oussama, a ce qui disait parmi eux :
« nous vous soutiendrons avec votre frère. »*

A celui qui a tendu inlassablement la main dans mes moments de faiblesse que dieu te garde comme un fidele allié.

A mes amis, NADIA, HOUARIA, HALIMA, FATIHA, ZINEB, IMENE, DONIA, IMENE, ASMAA, DALILA, pour leur présence et leurs encouragements

A mes professeurs, pour leur enseignement précieux et leurs conseils avisés

AMEUR KENZA

REMERCIEMENT

Avant toute chose, nous remercions Dieu le Tout-Puissant de nous avoir aidés et éclairé le chemin pour la réalisation de ce modeste travail. Nous remercions 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 encadrante , « Dr. LARBI NOUR EL HOUDA », pour sa constante disponibilité, ses judicieux conseils et ses précieuses orientations qui nous ont constamment accompagnés et éclairés, 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.

Dr. MEZOUAGH Amina Nous vous remercions de l'honneur que vous nous avez fait en acceptant de présider notre jury.

Nous tenons ainsi à exprimer notre sincère remerciement à Dr. BENYEKKOU Nabila l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant d'être membres de jury et de bien vouloir juger ce 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. et particulièrement « M. N. HOULLALA » « M. BOUJABOURE » « M.B HAKEM», « M.A.MOLAYATE » et « M. DEHMANE A ».

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

Sommaire

INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE I	
I.1 Historique du complexe	2
I.2 Situation géographique du complexe	3
I.3 Activité principale du complexe	4
I.4 Département de production	4
I.4.1 Service Méthanol	5
I.4.2 Service utilités	14
I.4.3 Service résines synthétiques (unité 100)	15
I.4.4 Le service PPE (Planning & programme et expédition)	19
I.5 Présentation du sujet et de son importance.....	20
I.6 L'installation d'un « refroidisseur de liquide à absorption »	20
I.7 Les composants principaux de la machine frigorifique	22
I.7.1 L'évaporateur	22
I.7.2 L'absorbeur	23
I.7.3 Le générateur.....	24
I.7.4 Le condenseur	25
CHAPITRE II	
II.1 Problématique	26
II.2 Objectifs de la recherche	26
II.3 Etude de dimensionnement du bac de stockage	26
II.3.1 Débit d'eau	26
II.3.2 Capacité de stockage	27
II.3.3 La forme et matériau du bac	27
II.3.4 Hauteur du bac	27
II.4.5 Etude de la pression d'eau dans le réservoir	28
II.4 Dimensionnement de la pompe	29
II.4.1 Calcule de la vitesse de fluide et nombre de Reynolds (Re)	29
II.4.2 Calcule de la perte de charge pour les deux pompes	30
II.4.3 Calcule de la pression de refoulement	32
II.4.4 Calcule de la hauteur manométrique Hmt	33
II.4.5 Calcule de la puissance absorbée par le fluide	33
CONCLUSION GENERALE	

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1: Spécification de méthanol produit.....	5
Tableau I.2: Spécifications techniques des réacteurs.....	16
Tableau II.1: dimensionnement du bac de stockage.....	28
Tableau II.2: la vitesse de fluide et nombre de Reynolds.....	29
Tableau II.3: la perte de charge régulière de la 1 ^{er} pompe.....	30
Tableau II.4: la perte de charge singulière de la 1 ^{er} pompe	31
Tableau II.5: la perte de charge régulière de la 2 ^{eme} pompe.....	31
Tableau II.6: la perte de charge singulière de la 2 ^{eme} pompe.....	32
Tableau II.7: la pression de refoulement.....	32
Tableau II.8: la puissance absorbée par le fluide.....	33

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Organigramme de procédé de fabrication de méthanol.....	6
Figure I.2 : section 100 (détente et distribution du Gaz Naturel).....	8
Figure I.3 : Section 200(reforming du GN à la vapeur	10
Figure I.4 : l'agencement des composants et de la tuyauterie avec leur désignât	20
Figure I.5 : Schéma de cycle vapeur standard.....	21
Figure I.6 : schéma de l'évaporateur.....	22
Figure I.7 : schéma de l'absorbeur.....	23
Figure I.8 : schéma de générateur.....	24
Figure I.9 : schéma de condenseur.....	25

Résumé

Le complexe CP1/Z comme toute autre industrie pétrochimique, n'est pas exclu des défis de perte que ce soit d'un point de vue énergétique ou bien en matière première. Un problème souvent négligé est celui des pertes d'eau non récupérées des condensats liquides des systèmes de refroidissement. Pour remédier à cette situation, cette étude propose la mise en place d'un système de récupération des condensats, comprenant un réservoir de stockage et une pompe de distribution. Cette solution vise à minimiser les coûts opérationnels en réduisant l'usage d'eau fraîche et à améliorer l'efficacité globale de l'unité pétrochimique.

Summary

The CP1/Z complex, like any other petrochemical industry, is not exempt from challenges regarding losses, whether in terms of energy or raw materials. A frequently overlooked issue is the unrecovered water losses from liquid condensates in cooling systems. To address this issue, this study proposes the implementation of a condensate recovery system, including a storage tank and a distribution pump. This solution aims to minimize operational costs by reducing the use of fresh water and enhance the overall efficiency of the petrochemical unit.

الملخص

المجمع "سب1/ز" مثل أي صناعة بيرة كيميائية أخرى، ليس مستبعدا من التحديات المتعلقة بالخسائر سواء من الطاقة أو المواد الخام. مشكلة غالبا ما يتم تجاهلها هي فقدان المياه الغير المستردة من المكثفات السائلة في أنظمة التبريد. هذه المشكلة، تقترح هذه الدراسة تنفيذ نظام لاسترداد هاته المياه، بما في ذلك خزان تخزين و مضخة وتوزيع. تهدف هذه الحلول الى تقليل التكاليف التشغيلية من خلال تقليل استخدام المياه العذبة و تحسين كفاءة المجمع البترو كيمائي بشكل عام

INTRODUCTION GENERALE :

Les unités pétrochimiques jouent un rôle essentiel dans l'industrie en convertissant des matières premières telles que le pétrole, le gaz naturel et d'autres hydrocarbures en produits chimiques de valeur ajoutée. Cependant, cette conversion complexe et hautement technologique n'est pas sans défis.

Parmi ceux-ci, les pertes de divers types représentent non seulement un défi économique, mais aussi environnemental et opérationnel majeur.

Les pertes dans une unité pétrochimique peuvent être classifiées en plusieurs catégories, notamment les pertes énergétiques, les pertes de matières premières, et les pertes d'eau, cette dernière étant souvent négligée malgré son importance critique dans les processus industriels.

Dans ce mémoire, nous nous concentrons spécifiquement sur le problème des pertes d'eau liées à la sortie non récupérée des condensats liquides des refroidisseurs.

L'eau est un élément vital dans de nombreux processus pétrochimiques, non seulement comme solvant ou réactif, mais aussi comme agent de refroidissement essentiel.

Les condensats d'eau, générés par les systèmes de refroidissement, représentent une source précieuse qui, lorsqu'elle est correctement récupérée, peut non seulement réduire les coûts opérationnels en minimisant les besoins en eau fraîche, mais aussi contribuer à une gestion durable des ressources en eau.

Dans cette optique, ce mémoire propose une solution pratique pour améliorer la gestion des condensats d'eau à travers l'installation d'un système de récupération comprenant un bac de stockage et une pompe de distribution. Cette solution vise à atténuer les pertes d'eau et à maximiser l'efficacité opérationnelle de l'unité pétrochimique tout en respectant les normes environnementales et économiques.

À travers une analyse approfondie des pertes d'eau dans les processus pétrochimiques et une étude de cas spécifique sur la mise en œuvre de la solution proposée, ce mémoire cherche à démontrer l'impact positif d'une gestion proactive des ressources sur la durabilité globale et la rentabilité des opérations industrielles.

METHODOLOGIE DU TRAVAIL

Le travail est présenté en deux parties :

La première donne un aperçu sur le complexe CP1/Z et spécialement l'unité de production du formaldéhyde et de formurée.

La deuxième résume les différentes étapes de calcul de récupération des condensats (dimensionnement d'un bac de stockage et une pompe de distribution).

À la fin du manuscrit, une conclusion et des perspectives sont insérées.

PRESENTATION
DU
COMPLEXE CP¹/Z
ET
PROBLEMATIQUE

I.1. Historique du complexe CP1Z:

Dans le cadre de la politique d'industrialisation du pays et du développement de l'économie nationale, la société nationale SONATRACH et la société italienne SIR ont collaboré pour créer en 1969 la société mixte ALMER. Le premier projet de cette société était la construction du complexe méthanol et résines synthétiques.

L'objectif de ce complexe était la production de méthanol et de résines synthétiques. Le 10 septembre 1970, ALMER a signé un contrat avec la société HUPPHREYS et GLASGOW pour la construction de l'unité méthanol, contrat qui est entré en vigueur en février 1971. En novembre 1971, la société ALMER a été dissoute, mais SONATRACH a poursuivi la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne ITALCONSULT. Le premier contrat, signé en 1972, concernait la construction des utilités, et le second contrat, signé en 1973, concernait la construction des unités de production de résines.

Suite à la restructuration de SONATRACH, l'Entreprise Nationale de Pétrochimie a été créée par le décret n°83-410 du 06 Août 1983. Auparavant, il y avait l'entreprise nationale des industries pétrochimiques (ENIP), dont la mission était de prendre en charge les activités pétrochimiques et phytosanitaires.

I.2. Situation géographique du complexe: [1]

Le Complexe Méthanol et résines synthétiques s'étend sur une superficie de 27 hectares sur le plateau du MOHGOUN, offrant une vue panoramique sur la baie d'Arzew. Il est idéalement situé au nord de la Raffinerie, à seulement deux kilomètres de la ville. De plus, il bénéficie d'un accès facile grâce à la route nationale reliant Oran à Arzew et Mostaganem.

I.3. Activités principales du complexe: [1]

Le complexe CP1Z a pour principale activité la transformation chimique des hydrocarbures liquides ou gazeux, ainsi que de leurs dérivés, en vue de produire des produits pétrochimiques de base et des produits finis destinés tant au marché national qu'à l'exportation.

Jusqu'à la fin des années 90, et avant l'arrêt de la production de certaines unités en raison de problèmes de commercialisation et d'obsolescence des produits, le complexe fabriquait les produits suivants :

- Méthanol, Grade A.
- Formaldéhyde 36%.
- Formurée 80 (UFC80).
- Résines phénoliques liquides.
- Résines uréiques liquides.
- Résines uréiques atomisées.
- Résines uréiques en poudre à mouler.

Actuellement, le complexe se concentre principalement sur la production de méthanol ainsi que sur la fabrication de quelques résines telles que la colle à bois et l'urée-formol.

- Méthanol grade A
- Formaldéhyde 36%
- Formurée 80.
- Résines uréiques liquides L10.
- Résines Méléamine.

I.4. Département de production : [2]

Ce département est directement rattaché à la sous-direction de l'exploitation et a pour principale responsabilité la production de méthanol. Il est composé de quatre services :

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

I.4.1. Service Méthanol :

I.4.1.1. Propriétés physico-chimiques du méthanol :

Tableau I.1: Spécification de méthanol produit.

Pureté minimal	99,85 en poids
Densité maximale à 20°C	0,7932
Acidité maximale (acide acétique)	0,003 % en poids
Maximum d'acétone	0,001 % en poids
Alcalinité maximale (ammoniac)	0,003 % en poids
Intervalle de distillation à 760 mm HG	1°C maximum y compris le point 64,6 ± 0,1°C
Teneur maximale en produits non volatiles	0,001 % en poids
Permanganate	Aucune décoloration pendant 30 minutes
Couleur	Plus claire que 5 unités APHA
Aspect	Claire et sans matières en suspension
Odeur	Caractéristique et sans odeur insolite
Substances carbonisables	Moins de 0,000125 N iode (test à l'acide sulfurique)
Hydrocarbures	Aucune turbidité après 20 minutes quand le volume de méthanol est dilué dans 3 volumes d'eau

Le méthanol, également connu sous le nom d'alcool méthylique et ayant pour formule chimique CH₃OH, est un liquide incolore avec une odeur agréable.

Il est miscible dans l'eau. Le méthanol produit a une pureté égale ou supérieure à 99,85%. Sa masse volumique à 25°C est de 0,7867, sa masse molaire est de 32 g/mol et sa température d'ébullition est de 64,5°C à une pression de 1 bar. Sa température de fusion est de -97,68°C et sa conductivité thermique est de 190,16 mW/m.K à 25°C. Il est important de noter que le méthanol est extrêmement toxique : l'ingestion de 25 à 100cm³ de méthanol par un être humain peut entraîner la mort.

I.4.1.2.Utilisations :

Le principal emploi du méthanol dans le monde est lié à la fabrication du formaldéhyde, lui-même matière première de base pour plusieurs produits chimiques (Résine) Il est aussi utilisé comme solvant combustible, intermédiaire chimique, produit pharmaceutique, et matière première pour la fabrication de l'acide acétique

I.4.1.3.Procédé de fabrication :

La production du méthanol dans cette unité est réalisée à travers six étapes successives numérotées de 100 à 600, ainsi qu'une étape additionnelle en parallèle numérotée 700.

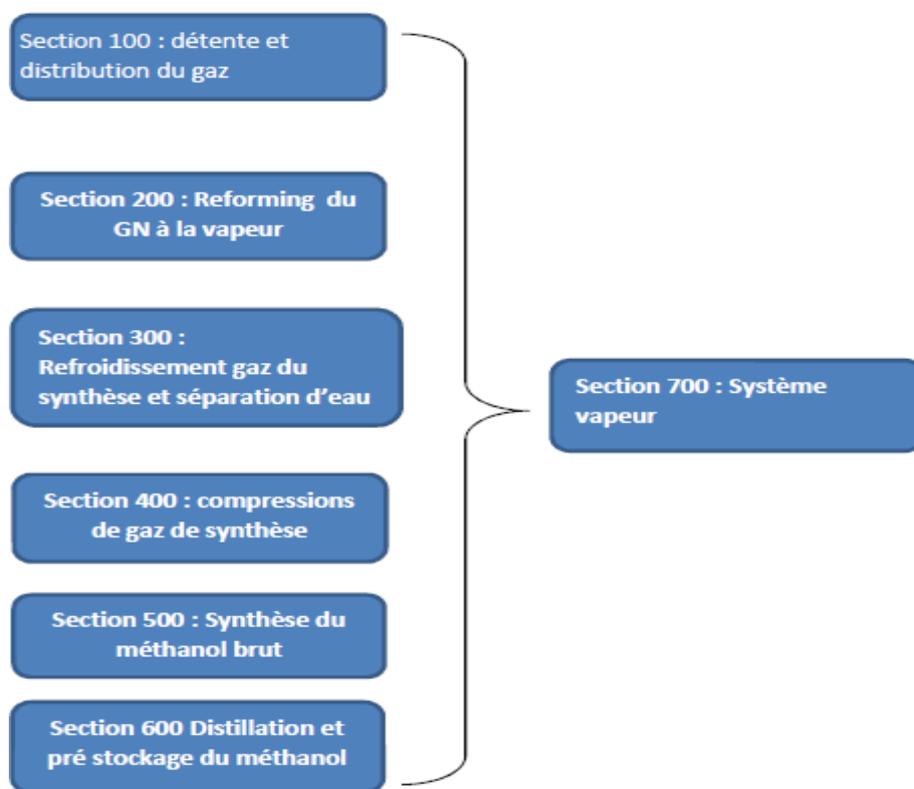


Figure I.1 : Organigramme de procédé de fabrication de méthanol.

I.4.1.3.1.Section 100 :

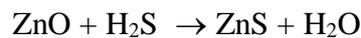
Tout d'abord, le gaz naturel provenant du RTO, avec une pression d'environ 32 bar, s'écoule vers le séparateur V106 après avoir été détendu à une pression d'environ 29 bar à travers la vanne PICV 101.

Cela permet d'éliminer toutes les traces d'hydrocarbures lourds ou de particules solides. Le gaz naturel qui sort du V106 est ensuite distribué et utilisé comme :

- Gaz combustible dans le four de reforming.
- Gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires.
- Gaz de procédé.
- Gaz de blanketing et pilote

Le gaz provenant du procédé, qui sort du V106, subit une détente à une pression d'environ 27 bars grâce à la vanne PICV105. Ensuite, il est préchauffé dans le F204 et passe à travers le désulfurer V105 afin d'éliminer le soufre, qui peut nuire au catalyseur du reformage dans le four. Comme notre gaz ne contient pas de soufre, le désulfurer est contourné. Ensuite, le gaz se dirige vers le four de reformage en passant par la vanne FRCV101 pour réguler le débit. Il est ensuite mélangé avec la vapeur MP1 (27 bar) dans un rapport de 3/1, ce qui constitue la charge du four F201.

Le catalyseur utilisé dans le désulfurer est composé de zinc. La réaction de désulfuration se déroule comme suit :



Le gaz combustible utilisé pour les brûleurs principaux subit une détente à une pression d'environ 8 bar grâce à la vanne PICV103. Ensuite, il se dirige vers les brûleurs du F20 en passant par la vanne FRCV103 pour réguler son débit, et la vanne ESDV101 pour arrêter l'alimentation des brûleurs en cas de déclenchement. Une partie du gaz détendu au niveau de la vanne PICV103 à 8 bars est utilisée comme gaz combustible pour les brûleurs auxiliaires. Il passe à travers la vanne PICV102 pour être détendu jusqu'à 3,5 bar, puis se dirige vers les quatre brûleurs du F205 en passant par la vanne ESDV102 pour arrêter l'alimentation des brûleurs en gaz en cas de déclenchement. Une partie du gaz détendu au niveau de la vanne PICV103 à 8 bars est utilisée comme gaz de "blanketing" et de pilote. Le gaz passe à travers la vanne PCV101 où il est détendu jusqu'à 1,5 bar, puis il est réparti en deux conduites : une pour le pilote et l'autre pour le "blanketing".

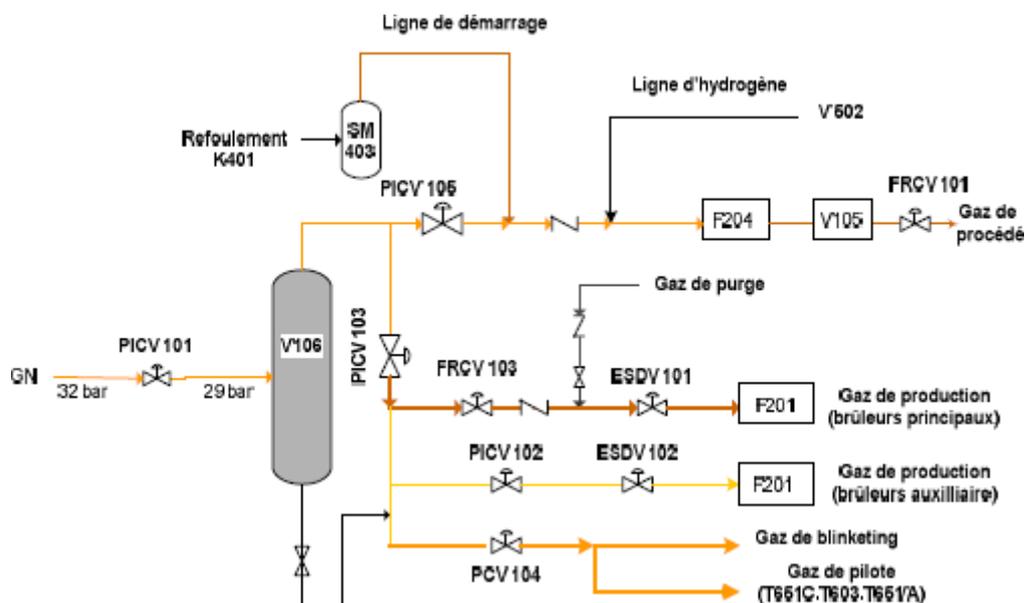


Figure I.2 : section 100 (détente et distribution du Gaz Naturel)

I.4.1.3.2. Section 200 : reforming du GN à la vapeur :

La vapeur surchauffée est mélangée au gaz naturel désulfuré, qui entre ensuite dans un four de reforming tubulaire à environ 360°C. La réaction a lieu au-dessus d'un catalyseur de reforming à base de Nickel (NI).

La quantité de vapeur ajoutée est contrôlée pour maintenir une proportion d'environ 3 moles de vapeur par atome de carbone.

La chaleur nécessaire à la réaction endothermique est fournie par la combustion de gaz combustibles dans la boîte du four et est transmise aux produits réactifs à travers les parois des tubes de reforming. Le gaz final sort du four de reforming à environ 850°C et 20 kg/Cm²

Les conditions de température et de pression du reforming ont été déterminées de la manière suivante :

Il est bénéfique de réduire autant que possible la quantité de méthane à la sortie du four de reforming afin de minimiser la présence de gaz inertes dans la boucle de synthèse du méthanol. Cela permet de réduire au minimum les pertes de gaz de synthèse lors de la purge de la boucle. Ainsi, une augmentation de la concentration de méthane dans le gaz sortant du four de reforming entraîne une augmentation de la quantité totale d'alimentation pour le même taux de production de méthanol.

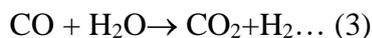
La concentration de méthane dans le gaz de synthèse diminue progressivement à mesure que la température de reforming ou le rapport vapeur/carbone augmente, ou lorsque la pression de reforming diminue. D'où :

(1) La température maximale économiquement choisie est de 850°C, limitée par les matériaux de construction.

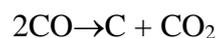
(2) La pression optimale de 20 Kg/Cm² a été sélectionnée après comparaison des coûts de compression du gaz de synthèse avec les coûts de l'alimentation supplémentaire nécessaire pour compenser les pertes dues à la purge de la boucle.

(3) Le rapport optimal vapeur/carbone de 3/1 a été choisi après avoir pris en compte les coûts relatifs de l'alimentation, du combustible et de l'eau de refroidissement. Une augmentation de ce rapport réduit la teneur en méthane et donc la consommation de l'alimentation, mais elle augmente la charge en combustible du four de reforming et le rendement de refroidissement dans le système de gaz fabriqué.

Les équations suivantes sont typiques des réactions qui ont lieu :



La réaction (1) réalise un niveau très proche de l'équilibre à la sortie du four de reforming ; normalement la réaction (2) se poursuit jusqu'au bout, c'est-à-dire que les hydrocarbures supérieures sont complètement décomposés ; la réaction (3) atteint l'équilibre à la sortie du four de reforming. Le rapport normal vapeur/carbone produit beaucoup de vapeur en surplus de ce qui est requis, on atteint une valeur minimale au-dessus de laquelle le carbone élémentaire sera déposé sur le catalyseur de reforming suivant l'un ou l'autre des deux mécanismes suivants : (1) Par la décomposition thermique d'hydrocarbure Cette réaction qui forme du carbone se produit relativement lentement et aboutit au dépôt d'un carbone fuligineux. En règle générale ce carbone peut être enlevé par un mélange de vapeur et d'air (2) Par réactions des produits pour former du carbone, par exemple :



Ce carbone se forme à l'intérieur des pelotés de catalyseur et cause des dommages irréparables

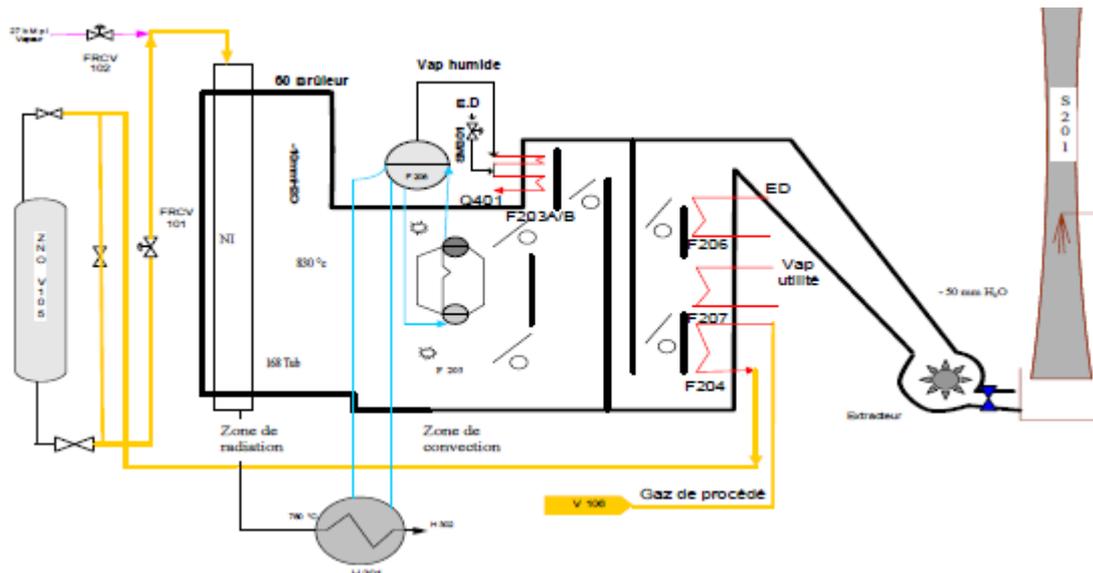


Figure I.3: Section 200(reforming du GN à la vapeur)

I.4.1.3.3. Section 300 : refroidissement du gaz de synthèse

Dans la Section 300, le processus de refroidissement du gaz de synthèse vise à atteindre une température de 40°C avant qu'il soit comprimé pour la synthèse de méthanol.

Ce refroidissement a également pour objectif de condenser et d'éliminer la vapeur d'eau contenue dans le gaz de synthèse.

Le gaz chaud est d'abord refroidi dans l'échangeur H301 avec de l'eau provenant du ballon F208, à environ 375°C. Ensuite, il passe par un réchauffeur d'eau d'alimentation, H302, où sa température est abaissée à environ 155°C. Le gaz sortant de l'échangeur H302, avec de l'eau condensée, entre dans le séparateur V303 où l'eau est éliminée sous régulation de niveau par la vanne LICV 302 et dirigée vers l'unité de récupération des condensats.

Le gaz saturé résultant est dirigé vers le rebouilleur H610 de l'unité de distillation de méthanol, où il est refroidi à environ 140°C, favorisant ainsi une plus grande condensation de l'eau. Le gaz sortant de H610, encore contenant de l'eau, passe par le deuxième séparateur V605 où l'eau est à nouveau éliminée sous régulation de niveau par la vanne LICV 601 et envoyée vers l'unité de récupération des condensats.

Le gaz saturé à 140°C est ensuite dirigé vers le réchauffeur d'eau d'alimentation H303, où sa température est abaissée à environ 120°C par échange thermique avec de l'eau froide provenant du dégazeur V701. Il entre ensuite dans l'échangeur H304 où il est refroidi avec de l'eau de refroidissement, avant de sortir à une température d'environ 40°C.

Le gaz de synthèse refroidi, contenant toujours de l'eau condensée, entre dans le troisième séparateur V302 où l'eau est de nouveau éliminée sous régulation de niveau par la vanne LICV 301 et envoyée vers l'unité de récupération des condensats. Le niveau est surveillé afin d'éviter l'entraînement de l'eau vers le compresseur du gaz de synthèse.

Enfin, le gaz de synthèse final, purgé de manière à réguler la pression, peut être évacué vers l'atmosphère par la soupape de régulation de pression PICV405.

I.4.1.3.4. Section 400 : Compression du GS

Dans la Section 400, le processus de compression du gaz de synthèse se déroule comme suit :

1. Le gaz de synthèse sec, sortant du V302, est dirigé vers le compresseur K401 à une pression de 17,5 bar et à une température de 40°C. Dans ce compresseur, le gaz est comprimé à 50 bar et à 190°C en deux étapes, à basse pression (BP) et haute pression (HP). Le compresseur K401 est entraîné par une turbine Q401 fonctionnant à une pression de vapeur HP de 80 à 84 bars.

2. Le mélange comprimé passe ensuite à travers un compresseur appelé recirculateur K402, où il est comprimé à une pression de 51 bar et une température de 77°C.

3. La sortie du compresseur K401 est divisée en trois circuits :

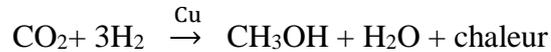
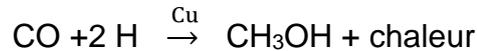
- Le premier circuit est celui de la marche normale, où le gaz sortant du compresseur K401 est mélangé avec le gaz de purge sortant du séparateur V502 de méthanol brut (boucle de synthèse).
- Le deuxième circuit est celui de l'anti-pompage, où le gaz passe à travers la vanne FIC V 404 et pénètre en amont de l'échangeur H304 pour compenser le débit manquant à l'entrée du compresseur afin d'éviter le phénomène de pompage. Le transmetteur de FIC 404 est relié à une prise de transmission avant le compresseur.

I.4.1.3.5. Section 500 : La Synthèse du Méthanol

Dans la Section 500, le processus de synthèse du méthanol à partir du gaz de synthèse (H_2 , CO, CO_2) se déroule comme suit :

La réaction de synthèse du méthanol a lieu dans un réacteur à quatre lits catalytiques remplis d'un catalyseur à base de cuivre (Cu). La température de la réaction exothermique varie entre 210°C et 270°C, avec une pression d'environ 45 kg/cm².

Cette réaction produit environ 3% de méthanol et peut être représentée par les équations chimiques suivantes :



- Une partie du gaz est recyclée pour rejoindre le gaz de synthèse fabriqué
- Une autre partie est envoyée vers le collecteur de gaz de combustion (Section 100) à travers la vanne PRCV501.
- Une quantité de gaz est utilisée pour l'étanchéité du compresseur K401.
- Une partie passe à travers les vannes PRCV406 et FRCV406 (régulatrices de pression et de débit) et pénètre dans la ligne de gaz de procédé (appelée ligne d'hydrogène).

Dans le ballon de flash V503, le gaz est éliminé à la partie supérieure et évacué par régulation de pression PRCV502. Il est ensuite récupéré et renvoyé vers le collecteur de gaz de combustion (gaz de purge), tandis qu'une autre partie est envoyée vers la colonne de distillation comme gaz de stripping, et une quantité de gaz est envoyée vers le ballon V606.

I.4.1.3.6. Section 600 : Distillation du méthanol brut

Dans la Section 600, le processus de distillation du méthanol brut comprend deux colonnes de distillation pour produire du méthanol répondant aux spécifications requises :

1. La colonne V601 (Élimination des produits légers) :

- Cette colonne contient 48 plateaux et sert à éliminer les gaz dissous dans le méthanol brut (CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , N_2).
- Le méthanol brut est aspiré par la pompe P651 depuis le bac T651/C de méthanol brut et entre dans la partie supérieure de la colonne.
- Le reflux est extrait de la tête de la colonne et passe par l'échangeur H601, puis par l'aérocondenseur H602 pour obtenir un mélange liquide/gaz.
- Le gaz est condensé dans l'échangeur H604, tandis que le liquide est refroidi dans l'échangeur H603. Une petite quantité de gaz de méthanol avec les gaz légers est envoyée vers le V606 par la vanne régulatrice de pression PRCV602.
- Le liquide provenant de H603 et H604 est récupéré dans le ballon de reflux V603, puis aspiré par la pompe P602 pour être réinjecté dans la colonne V601 comme reflux.

- La chaleur est fournie par le gaz de synthèse au produit de fond de la colonne V601 via l'échangeur H610.
- Le niveau de la colonne est contrôlé par LICV602. Les pressions et températures normales utiles au sommet et au fond sont spécifiées.

2. La colonne V602 (Élimination des produits lourds) :

- Cette colonne contient 63 plateaux et traite le produit de fond de la colonne V601.
- Le produit de fond est pompé par la pompe P602 pour alimenter la colonne V602, passant par la vanne FRCV610. L'alimentation de la colonne se fait sur les plateaux 14, 16, 18 et 20.
- Le produit est extrait de la tête de la colonne par la vanne régulatrice de pression PRCV603, puis refroidi dans l'aérocondenseur H605A/B. Le liquide récupéré dans le ballon de reflux V604 est aspiré par la pompe P605 pour être réinjecté dans la colonne V602 comme reflux.
- Le méthanol raffiné est extrait des plateaux 59 et 55, refroidi dans l'échangeur H607 jusqu'à 35°C, puis dirigé vers le stockage dans les bacs T651A/B.
- La chaleur est fournie par la vapeur BP au produit de fond de la colonne V602 via l'échangeur H606. L'eau récupérée du fond de la colonne est envoyée vers le bac souterrain T603 après refroidissement dans l'échangeur H609.
- Les pressions du sommet et du fond de la colonne doivent respecter des valeurs spécifiées pendant le fonctionnement normal.

I.4.1.3.7. Section 700 : Système De Vapeur

La Section 700 décrit le système de vapeur de l'unité méthanol, conçu pour fournir la force motrice nécessaire tout en économisant de l'énergie électrique. Le circuit de vapeur est divisé en deux parties principales :

1. Récupération de l'eau déminéralisée des différents séparateurs : L'eau provenant des séparateurs V302, V303 et V605 est acheminée vers le dégazeur V751 pour éliminer les traces de gaz non dissous. Ensuite, l'eau est stockée dans le bac T751, pompée par la pompe P751, chauffée dans l'échangeur H303, puis dirigée vers le dégazeur V701 via la vanne régulatrice de niveau LIC V701.

2. Production de vapeur en utilisant l'eau récupérée : L'eau est ensuite pompée par la turbopompe P701 jusqu'à une pression de 105 bar, puis chauffée par le gaz de synthèse dans l'échangeur H302. Avant d'entrer dans le ballon F208, l'eau est préchauffée dans l'échangeur F206 à l'aide des fumées du four.

La production de vapeur haute pression (HP) se fait dans le ballon F208. La vapeur produite est surchauffée dans l'échangeur F203 et dirigée vers la turbine Q401 pour entraîner le compresseur, se détendant en vapeur de moyenne pression (MP1).

3. La vapeur MP1 rejoint le réseau de vapeur de l'utilité après la vanne HIC V (PC V 701), une partie étant mélangée avec le gaz de procédé et une autre alimentant les turbopompes P701. La vapeur MP1 est également détendue par la vanne PRC V 701 pour produire de la vapeur de moyenne pression MP2, utilisée pour faire tourner l'extracteur, la recirculation et les turbopompes auxiliaires à huile. La vapeur MP2 est ensuite détendue en vapeur basse pression (BP) par la vanne PRC V 703 et utilisée pour le rebouillage de la deuxième colonne V602.

Le reste du circuit de vapeur BP est considéré comme un collecteur pour les différentes détentés de vapeur après utilisation dans les différents équipements, puis est dirigé vers l'utilité. Des injections de phosphate sont effectuées au niveau de l'alimentation du F208 pour abaisser le degré d'acidité, tandis que des injections d'hydrazine favorisent le dégazage chimique.

I.4.2.Service utilités :

Elle comprend les sections suivantes :

I.4.2.1.Unité 11 :

Contient deux chaudières F1et F2.leur rôle consiste à produire la vapeur pour alimenter Les turbines.les types de vapeur sont : HP 60 Bar qui sera d'étendu à MP 18 Bar qui sera d'étendu à BP 3.4 Bar.

I.4.2.2.Unité 12 :

Pour déminéraliser l'eau semi déminée qui vient de l'entropie, on utilise 02 lits (12 d1) et (12 d2).

I.4.2.3. Unité 13 :

Son rôle est d'alimenter l'unité méthanol avec de l'eau froide de 22°C, cette unité contient 04 parties, chaque partie alimente des fans (13 FAN1) (13 FAN2) (13 FAN3) (13 FAN4).

I.4.2.4. Unité 14 :

Reçoit le gaz qui provient de RTO sous une pression de 32 Bar qui est utilisé comme alimentation du four et la chaudière.

I.4.2.5. Unité 15 :

Il y a 04 compresseurs (15 K1..... 15 K4) leurs rôles et la production de l'air instrument de 06 Bar pour alimenter tout instruments qui marchent avec l'air.

I.4.2.6. Unité 17 :

On utilise l'azote (N) pour le démarrage de l'unité de méthanol et en cas d'arrêt (pour le nettoyage de tout élément).

I.4.2.7. Unité 18 :

Contient 03 générateurs 18G2, 18G4 et 18G5 leur rôle consiste à alimenter les équipements avec de l'électricité ; en cas de coupure électrique ces générateurs sont automatiquement mis en service.

I.4.2.8. Unité 25 :

Contient 03 Bacs de stockage 25 TK1, 25 TK2 et 25 TK3 pour stocker l'eau déminée qui arrive de l'entrepôt.

I.4.3. Service résines synthétiques (unité 100)

L'unité 100 produit alternativement deux produits

- ✓ Le formaldéhyde à 36 %
- ✓ La formuée à 80 %

I.4.3.1. Principaux équipements composants l'installation

L'unité 100 est composée principalement des équipements suivants :

- **Un Ventilateur :** Un ventilateur joue un rôle crucial en envoyant l'air nécessaire à la réaction vers les autres équipements. Il fonctionne en aspirant un mélange d'air frais et de gaz recyclé provenant de la tête de la colonne. Ce mélange, composé de gaz recyclé et d'air frais, est appelé "gaz total".

- **Echangeur de chaleur gaz - gaz** : L'échangeur de chaleur gaz-gaz est divisé en trois secteurs distincts, chacun remplissant une fonction spécifique. Tout d'abord, il chauffe l'air requis pour évaporer le méthanol. Ensuite, il chauffe le mélange gaz-air-méthanol avant qu'il n'entre en réaction. Enfin, il refroidit les gaz de formaldéhyde après la réaction.
- **Evaporateur de méthanol** : Ce cylindre vertical en acier inoxydable a pour fonction d'évaporer le méthanol liquide et de le mélanger avec de l'air afin de former le gaz réactif. Il est équipé d'anneaux de Pall de dimension 35 x 35, ainsi que de grilles de soutènement et d'un tore distributeur. Les anneaux sont spécifiquement conçus pour augmenter la surface et le temps de contact entre le gaz et le méthanol.
- **Chaudière de récupération** : La chaudière de récupération est essentielle pour refroidir l'huile diathermique, qui extrait la chaleur de la réaction des deux réacteurs. Cette chaleur récupérée est ensuite utilisée pour produire de la vapeur. La chaudière se compose d'une enveloppe cylindrique horizontale et d'un faisceau tubulaire formé par 46 tubes en U. Tant l'enveloppe que les tubes sont en acier au carbone, et l'appareil est enveloppée d'un calorifugeage d'une épaisseur de 150 mm.
- **Bac d'expansion** : Le bac d'expansion joue un rôle crucial en séparant les fractions gazeuses potentiellement présentes dans l'huile diathermique.
- **Deux Réacteurs isothermes** : Les deux réacteurs isothermes sont utilisés pour la conversion du gaz méthanol-air en formaldéhyde en utilisant un catalyseur.

Tableau I.2 : Spécifications techniques des réacteurs

Nombre	2
Nombre de tubes	10400
Diamètre interne des tubes	15
Hauteur des tubes	800mm
Alimentation d'air recyclé+air atmosphérique +méthanol	11400 kh/h+3800kg/h+1180kh/h
Concentration du méthanol dans le gaz total	6.5 %
Volume des réacteurs	0.63 m ³ *2
Densité du catalyseur	0.93

Une Colonne : La colonne décrite est une colonne d'absorption utilisée pour absorber les gaz de formaldéhyde par de l'eau lorsqu'elle fonctionne avec du formaldéhyde à 36 %, ou par de l'urée, lorsqu'elle fonctionne avec de la formuée à 80 %. Fabriquée en acier inoxydable, elle est composée de trois tronçons remplis d'anneaux PAL et d'un tronçon intermédiaire équipé de 11 plateaux perforés. Ces équipements de garniture sont conçus pour maximiser la surface et le temps de contact entre les gaz montants et le liquide descendant.

- **Echangeurs à plaques :** Les échangeurs à plaques sont utilisés pour refroidir les solutions des différents tronçons de la colonne.
- **Plusieurs bacs :** Les différents bacs sont destinés au stockage des matières premières, des produits additifs et des auxiliaires.
- **Four à méthane :** Le four à méthane est un dispositif de forme cylindrique verticale, doté d'un serpentin dans la zone de radiation. Son rôle principal est de chauffer l'huile diathermique au démarrage.
- **Pompes et filtres à corbeilles :** Chaque pompe est équipée d'un filtre situé sur la tuyauterie d'aspiration dans le but d'empêcher toute saleté de pénétrer et de s'accumuler sur la roue de la pompe.

I.4.3.2 : Production du gaz de formaldéhyde :

La production du formaldéhyde repose sur l'oxydation de l'alcool méthylique à l'aide d'un catalyseur à base de molybdate de fer (Fe Mo), utilisant l'oxygène de l'air. Cette réaction exothermique est représentée par :



Le gaz total est composé de 75% de gaz recyclé, contrôlé par la vanne MC101, et de 25% d'air frais aspiré par le ventilateur FP101. Ce mélange est chauffé à environ 170°C dans l'échangeur E102/1, assurant un échange thermique avec le gaz de formaldéhyde des réacteurs R101 et R102.

Ensuite, le mélange air-méthanol chauffé pénètre dans l'évaporateur E101, où il est mélangé avec le méthanol contrôlé par la vanne XV101, respectant un rapport MeOH/(MeOH + Air total) d'environ 6.5. Il est crucial de maintenir ce rapport pour éviter tout risque d'explosion, car le mélange méthanol-air devient explosif dans une plage de concentration précise.

En cas d'arrêt du ventilateur FP101, une injection automatique de vapeur BP, contrôlée par la vanne XV103, est prévu pour chasser le méthanol de l'évaporateur. L'évacuation est assurée par la vanne XV102.

Le gaz chaud (air + méthanol) sort de l'évaporateur à environ 80°C et est chauffé jusqu'à 170°C dans l'échangeur E102/2. Ensuite, le gaz total est introduit dans les réacteurs R101 et R102 pour produire du formaldéhyde gazeux. La chaleur dégagée par cette réaction est récupérée par l'huile diathermique.

Le formaldéhyde sort des réacteurs à environ 295°C et est refroidi jusqu'à 140°C dans l'échangeur E102, côté tube, par les deux fluides : l'air total et le gaz total. Ensuite, il entre dans la colonne d'absorption située au fond de la colonne.

Des réactions secondaires peuvent également se produire :



I.4.3.3. Production de formaldéhyde liquide à 36% en poids

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

Pour absorber le formaldéhyde, l'eau déminéralisée est injectée au niveau du **11ème plateau**, où elle descend. En descendant, l'eau se charge en gaz tandis que le formaldéhyde ascendant perd ses gaz. Le recyclage du liquide dans la colonne est assuré par trois tronçons :

• Le tronçon TC3

Se charge de déshumidifier les gaz sortant des plateaux pour permettre leur recyclage à température ambiante.

• Le tronçon TC1

Effectue la mise en circulation du liquide. Il est aspiré par la pompe **G107** de la cuve de la colonne à une température de **52°C**, puis refroidi dans les échangeurs à plaque **E103** et **E104** avant d'entrer dans le déversoir du TC1 à une température de **48°C**.

• Le tronçon TC2

Effectue également la mise en circulation du liquide. Il est soutiré de la cuve de **TC2** par la pompe **G108** à une température de **33°C**, refroidi dans l'échangeur à plaque **E105**, puis entre dans le déversoir du **TC2** à une température de **28°C**.

I.4.3.4. Production de 80% en poids de formuée

Pour absorber le formaldéhyde, l'urée est injectée au septième plateau. La recirculation du liquide dans la colonne est assurée par :

- **Le tronçon TC1**

Dans le tronçon TC1, le liquide est aspiré par la pompe G107 depuis la cuve de la colonne C101 à une température de 65°C. Ensuite, il est refroidi dans l'échangeur à plaque E103 avant d'entrer dans le déversoir du TC1 à une température de 60°C. Cette procédure est appelée la mise en circulation du TC1.

- **Le tronçon TC2**

Dans le tronçon TC2, le liquide est soutiré de la cuve de TC2 par la pompe G108 à une température de 54°C. Ensuite, il est refroidi dans l'échangeur à plaque E104 avant d'entrer dans le déversoir du TC2 à une température de 48°C. Cette opération est appelée la mise en circulation du TC2.

- **Le tronçon TC3**

Dans le tronçon TC3, le liquide est soutiré de la cuve de TC3 par la pompe G109 à une température de 34°C. Ensuite, il est refroidi dans l'échangeur à plaque E105 avant d'entrer dans le déversoir du TC3 à une température de 28°C. Cette opération est appelée la mise en circulation du TC3.

I.4.4. Le service PPE (Planning & programme et expédition)

Le service PPE (Planning & Programme et Expédition) est un élément essentiel dans le complexe CP1/Z. Il englobe l'unité 200 où le stockage des matières premières, des produits finis et intermédiaires est effectué, ainsi que la distribution des fluides de service. De plus, il abrite le magasin de stockage du complexe. La deuxième tâche du service consiste à effectuer les bilans de production, de consommation et de vente pour l'ensemble du complexe.

I.5. Présentation du sujet et de son importance :

Le groupe W101, tout comme de nombreux systèmes de refroidissement industriels, génère une quantité considérable de condensats d'eau en cours de fonctionnement. Ces condensats, bien que précieux, sont souvent considérés comme un sous-produit négligé et éliminés sans être exploités efficacement. La récupération de ces condensats présente un potentiel significatif pour une utilisation durable des ressources en eau et une réduction des coûts opérationnels.

I.6. l'installation d'un « refroidisseur de liquide à absorption » YORK de type A faisant partie de la gamme YIA :

L'unité est un système de refroidissement complètement fermé à circulation forcée alimenté par de la vapeur ou de l'eau chaude. Elle utilise l'eau comme fluide frigorigène et du bromure de lithium comme solution. Le système se compose de 2 calandres, l'une en partie basse contenant l'absorbeur et l'évaporateur et la seconde montée sur la précédente contenant le générateur et le condenseur. Le système comprend également une pompe à solution, une pompe à fluide frigorigène, une pompe de purge et les tuyaux de raccordement.

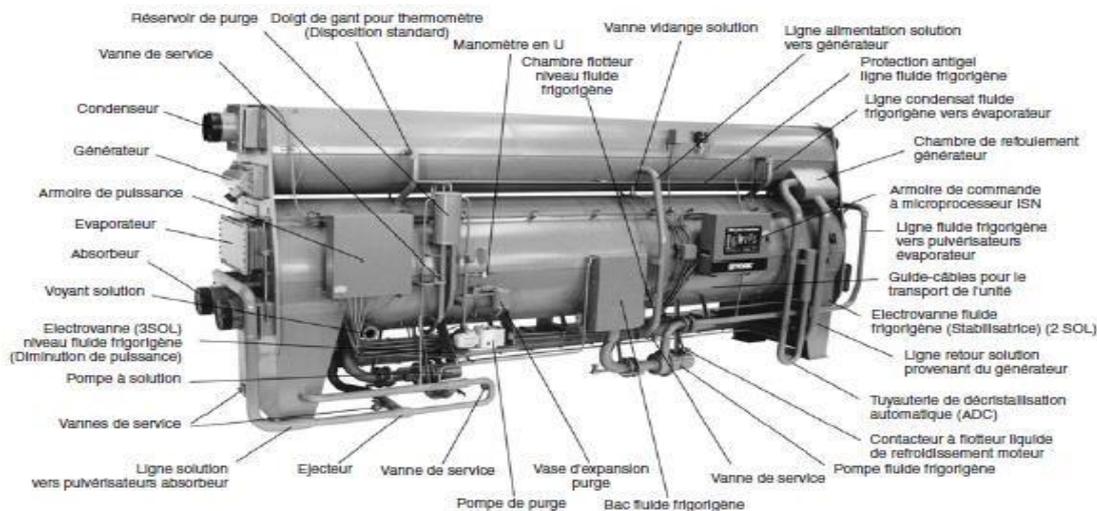


Figure .I. 4 : l'agencement des composants et de la tuyauterie avec leur désignat

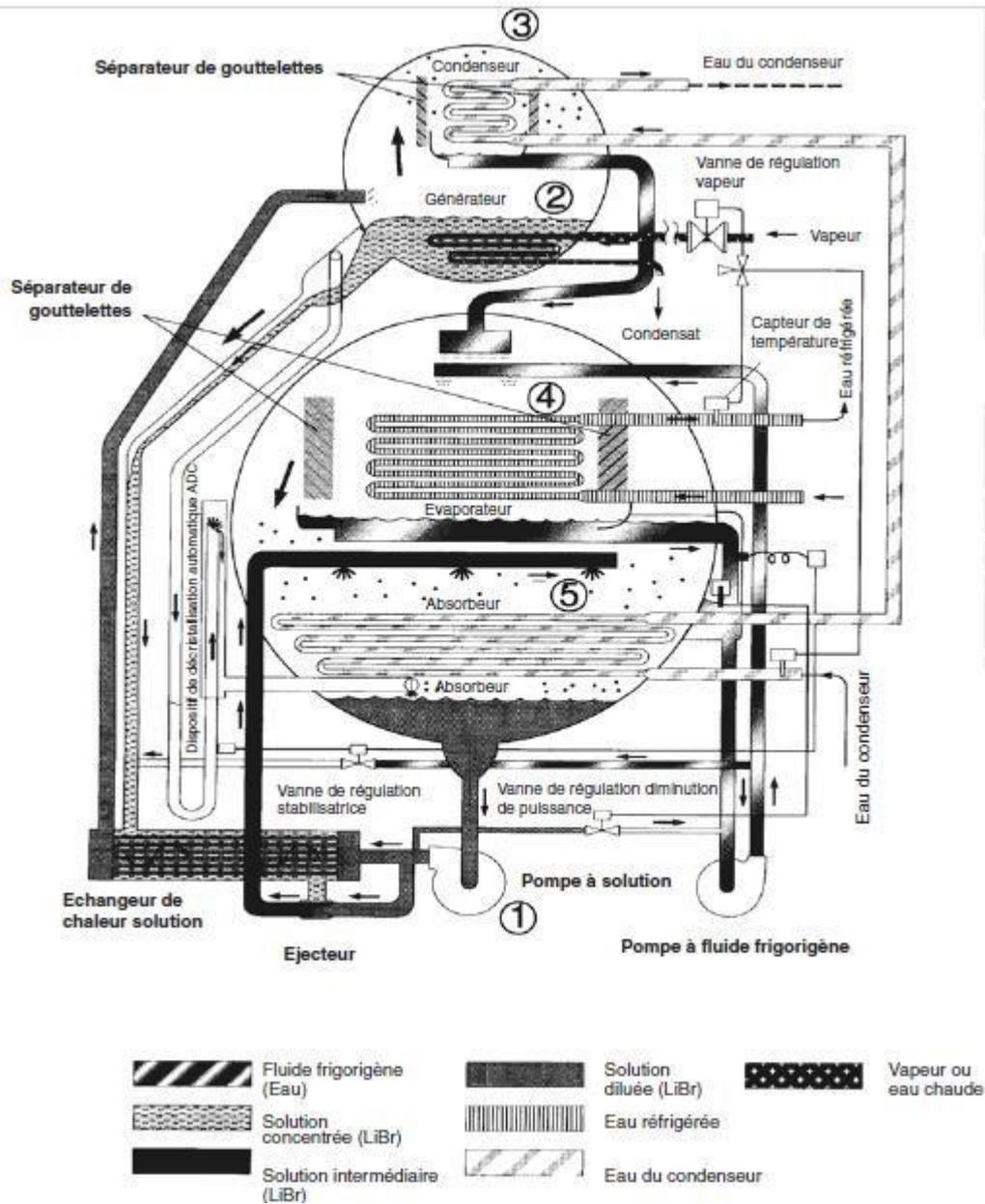


Figure I.5 : Schéma de cycle vapeur standard

I.7. Les composants principaux de la machine frigorifique

La machine frigorifique à absorption se divise en quatre composants principaux :

I.7.1. L'évaporateur :

Dans l'évaporateur, le réfrigérant (ici de l'eau) est pulvérisé dans une ambiance à très faible pression. L'évaporateur est parcouru par un circuit à eau.

En s'évaporant, le réfrigérant soustrait de la chaleur à cette eau qui est ainsi refroidie. Une partie du réfrigérant pulvérisé ne s'évapore pas et tombe dans le fond de l'évaporateur où elle est pompée pour être à nouveau pulvérisée.



Figure I.6 : schéma de l'évaporateur.

I.7.2. L'absorbeur :

La vapeur d'eau créée dans l'évaporateur est amenée à l'absorbeur. Il contient la solution absorbante (bromure de lithium - LiBr) qui est continuellement pompée dans le fond du récipient pour y être pulvérisée. Le bromure de lithium absorbe la vapeur d'eau hors de l'évaporateur et y maintient ainsi la basse pression nécessaire à la vaporisation du Réfrigérant. Au fur et à mesure qu'elle absorbe la vapeur d'eau, la solution absorbante est de plus en plus diluée. Elle finirait par être saturée et ne plus rien pouvoir absorber.

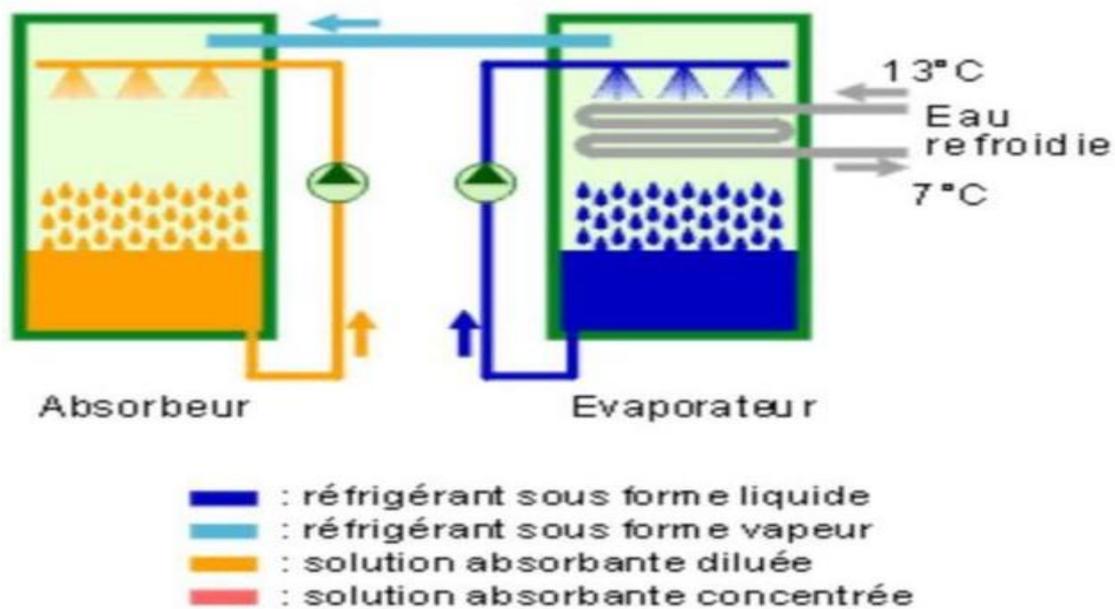


Figure I.7 : schéma de l'absorbeur.

I.7.3. Le générateur (ou concentrateur)

- La solution est donc régénérée dans le générateur. Elle est réchauffée, par une source chaude qui peut être de plusieurs types :

- Eau chaude (environ 85°C)
- Vapeur
- Bruleur gaz ou diesel
- Sources multiples (multi-énergie chiller)

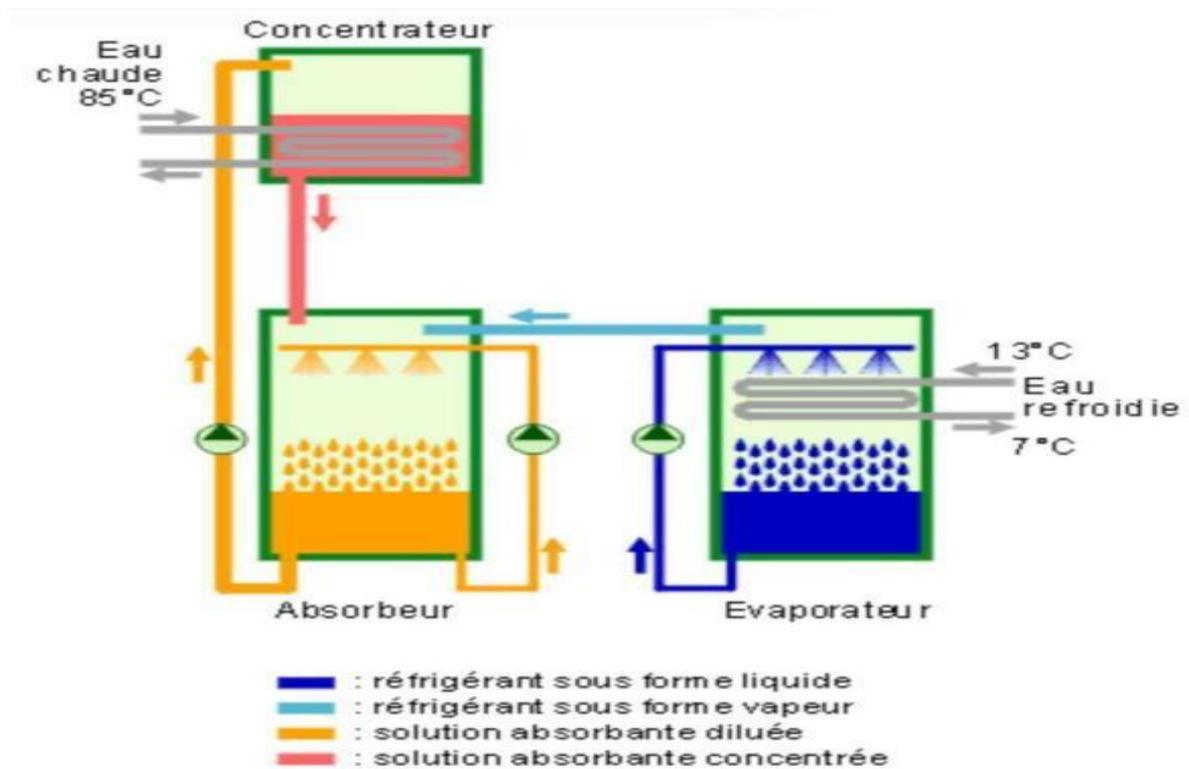


Figure I.8 : schéma de générateur.

1.7.4. Le condenseur

Enfin, la vapeur d'eau extraite du concentrateur est amenée dans le condenseur, où elle est refroidie par une circulation d'eau froide.

L'eau condensée retourne à l'évaporateur.

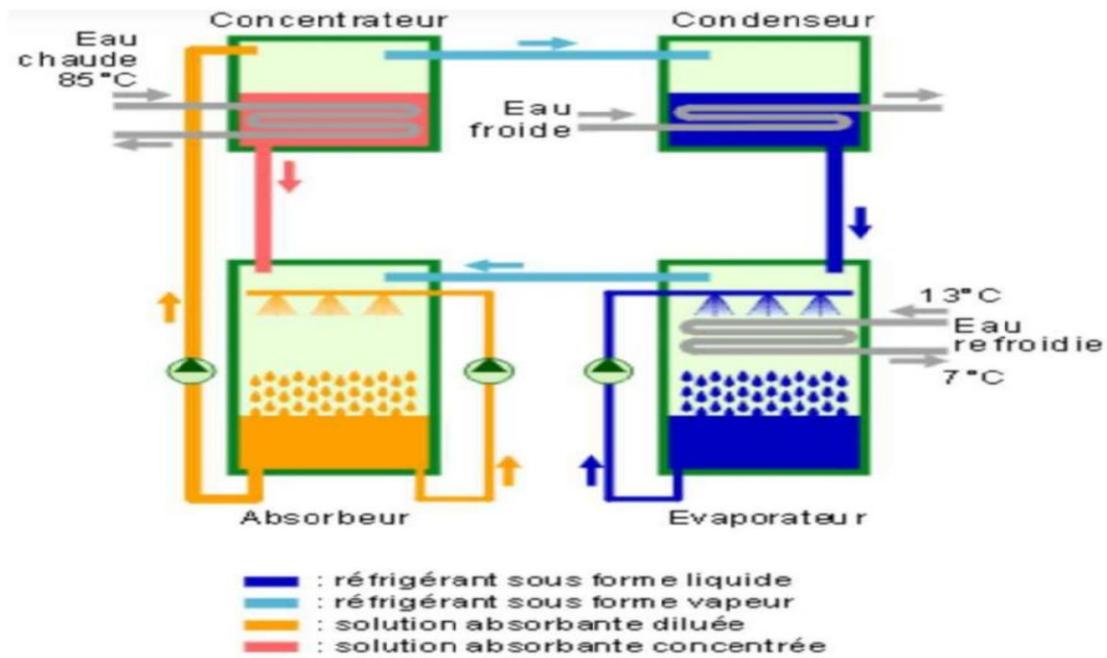


Figure I.9: schéma de condenseur

Chapitre II :

Résultats

et

Discussion

II.1.Problématique :

Le retour des condensats du groupe frigorifique vers 11D2 était assuré par une pompe entraînée par vapeur BP .La pression nécessaire est 3 bars environs, cette pression vient avec une température $>143^{\circ}\text{C}$ qui mène au déclenchement du groupe. Le groupe est mise sous une pression de 1 bars pour l'exploitation et alors par conséquent, les condensats débordant sur le site

Afin de remédier à cette situation, on propose l'installation d'un réservoir intermédiaire avec deux pompes afin d'assurer leurs transports au section Utilités ; qui est détaillé dans l'isométrique [Annexe A]

Explication :

Les isométries présentées en [Annexe A]seront ajoutées aux isométries actuellement en place et illustrées en [Annexe D]

II.2.Objectifs de la recherche:

Dans le cadre de cette étude, nous visons à examiner en profondeur les possibilités d'exploitation des condensats produites par le groupe W101. Les principaux objectifs de notre recherche sont les suivants :

- 1-Étude de dimensionnement du bac d'eau.
- 2.Étude des dimensions de la pompe.
- 3.Étude de la capacité de la pompe.

II.3. Étude de dimensionnement du bac de stockage :

Pour calculer les dimensions du bac de stockage pour récupérer l'eau dégager par le « refroidisseur de liquide à absorption », il est important de prendre en compte quelques facteurs clés :

II.3.1. Débit d'eau :

Tout d'abord, il faut déterminer le débit d'eau que le refroidisseur dégage en m^3/j :
On a le bilan de matière globale donnée :

$$\text{Entrée}=\text{sortie}=2500\text{kg/h}$$

Pour convertir le débit d'eau de 2500 kg/h en m^3/j , nous avons besoin de connaître la densité de l'eau.

La densité de l'eau à la température ambiante est généralement d'environ $1000 \text{ kg}/\text{m}^3$.

En utilisant cette valeur, nous pouvons effectuer la conversion. $1 \text{ m}^3 \text{ d'eau} = 1000 \text{ kg}$ Donc, 2500 kg/h équivaut à $2,5 \text{ m}^3/\text{h}$. Pour convertir en m^3/j , nous devons multiplier par le nombre d'heures dans une journée : $2,5 \text{ m}^3/\text{h} * 24 \text{ h/j} = 60 \text{ m}^3/\text{j}$

-Donc, un débit d'eau de 2500 kg/h équivaut à environ 60 m³/j.

II.3.2. Capacité de stockage :

Nous avons proposé que la capacité de stockage serait la même que le volume d'eau perdu pendant une journée complète, c'est-à-dire $V=60 \text{ m}^3$

Avec :

V = le volume du bac de stockage

II.3.3. La forme et Matériau du bac :

Pour des réservoirs d'eau de 60 mètres cubes à température normale, nous pouvons envisager les caractéristiques suivantes :

➤ **Matériau :**

Acier au carbone avec revêtement en inox : Il est également adapté pour les réservoirs d'eau distillée en raison de sa résistance à la corrosion et de sa durabilité.[3]

➤ **Forme :**

Cylindrique : Une forme cylindrique peut être efficace pour maximiser l'espace de stockage tout en fournissant une distribution uniforme de la pression.

II.3.4. Hauteur du bac :

La hauteur des bacs dépendra de la capacité de stockage souhaitée et de l'espace disponible dans nos installations.

En supposant que le rayon du cylindre est 2 m

Pour calculer la hauteur d'un bac cylindrique de volume 60 mètres cubes et de rayon 2 mètres, nous utiliserons la formule du volume d'un cylindre :

$$V = \pi * r^2 * H$$

Où :

- $\pi = 3.14$
- V est le volume du cylindre (60 mètres cubes dans ce cas),
- r est le rayon du cylindre (2 mètres),
- H est la hauteur du cylindre (ce que nous cherchons à trouver).

En réorganisant cette formule pour résoudre H , nous avons :

$$H = \frac{V}{\pi * r^2}$$

Plaçons les valeurs données dans cette formule : $H \approx 4.7745 \text{ m}$

Donc, la hauteur du bac cylindrique serait d'environ **4.7745 mètres**.

Remarque :

Le fonctionnement de la pompe est contrôlé par le niveau du réservoir. Lorsque le réservoir est rempli à 10 % de sa hauteur, la pompe s'arrête automatiquement. Elle redémarre lorsque le niveau du réservoir est à 90% de sa hauteur. En dehors de ces niveaux, la pompe fonctionne normalement pour maintenir le réservoir à un niveau adéquat.

Tableau II. 1: dimensionnement du bac de stockage

-La form -matériau	-Cylindrique, -Acier au carbone avec revêtement en inox
La surface	12.6m ²
La hauteur du bac H	4.7745m
Le volume V	60m ³

II.3.5. Etude de la pression d'eau dans le réservoir :➤ **Calcul de la pression hydrostatique :**

$$P = \rho * g * H$$

$$P = 46813.245 \text{ Pa} = 0.468 \text{ bars}$$

➤ **Pression absolue dans le réservoir :**

*pression hydrostatique : 0.468 bars

*pression atmosphérique : 1 bar

*pression absolue = pression hydrostatique + pression atmosphérique

$$\text{Pression absolue} = 1.468 \text{ bar}$$

Lors du stockage de l'eau dans un réservoir, il est important de prendre en compte la pression à laquelle les condensats s'écoulent par rapport au réservoir du stockage. Cela permet de déterminer si une pompe est nécessaire pour acheminer l'eau jusqu'au sommet du réservoir. Dans notre étude de cas, la pression des liquides est inférieure à celle du réservoir, ce qui signifie que nous avons besoin d'une pompe. Nous proposons d'utiliser la pompe POPK-S pour cette tâche.

II.4. Dimensionnement de la pompe :

On a les données :

Débit volumique	0.000694m³/s
Viscosité de condensat	0.001 Pas
La masse volumique de condensat	998.3Kg/m³
Diamètre interne du tube	4 ''=0.1016m
Ho	4m
Rugosité de tube	0.015mm

II.4.1. Calcule de la vitesse de fluide et nombre de Reynolds (Re) :

$$v = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot D^2} \dots (1)$$

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \dots (2)$$

Tableau II.2 : la vitesse de fluide et nombre de Reynolds

Tube	D (m)	v(m ² /s)	Re	Régime	e/D	λ
4 ''	0.1016	0.09	9125.455	Turbulent	0.00015	0.034
3''	0.0762	0.15	11410.6	Turbulent	0.0002	0.026
1/2''	0.0127	5.5	/	/	/	/

On a Re supérieur à 3000, donc le régime de transfert est **turbulent**

Avec :

Q_v : débit volumique (m³/s)

D : diamètre interne de la conduite (m)

e/D : la rugosité relative

λ : coefficient de frottement

μ : Viscosité de condensat

On détermine le coefficient du frottement à partir du diagramme de Moody [Annexe B]

II.4.2. Calcule de la perte de charge pour les deux pompes :

- $\Delta H_{pompe1} = \Delta H_{f1} + \Delta H_{s1} \dots (a)$
- $\Delta H_{pompe2} = \Delta H_{pompe1} + \Delta H' \dots (b)$
- $\Delta H' = \Delta H_{f2} + \Delta H_{s2} \dots (c)$

Avec :

ΔH_f : la perte de charge régulière

ΔH_s : la perte de charge singulière

$\Delta H'$: perte de charge entre la pompe 1 et la pompe 2

II.4.2.1. Calcule de la perte de charge de la 1^{er} pompe ΔH_{pompe1} :

II.4.2.1.1. Calcule de la perte de charge régulière de la 1^{er} pompe

- Dans notre cas on a deux pertes de charge régulière de la pompe 1
- Une pour tube de 4" et l'autre pour tube de 3"

$$\Delta H_f = \frac{\lambda * L * v^2}{2 * D * g} \dots (3)$$

Tableau II.3: la perte de charge régulière de la 1^{er} pompe.

Tube	λ	L(m)	v(m/s)	D(m)	$\Delta H_f^*(m)$
4"	0.034	450	0.09	0.1016	0.06
3"	0.026	0.16	0.15	0.0762	6.26*10⁻⁵

On détermine la longueur de la ligne de transfert à partir l'isométrique [Annexe C]

$$\Delta H_{f1} = \sum \Delta H_f^*$$

Donc : $\Delta H_{f1} = 0.0600626 \text{ m}$

Avec :

L : la longueur de la ligne de transfert (m)

g : la pesanteur terrestre ($g = 9.81 \text{ m/s}^2$)

II.4.2.1.2. Calcule de la perte de charge singulier de la 1^{er} pompe :

$$\Delta H_s = \frac{k * v^2}{2 * g} \dots (4)$$

Avec :

k : coefficient de singularité

Tableau II.4 : la perte de charge singulière de la 1^{er} pompe

Designation	K	$\Delta H_s(m)$	v	quantité	tot
Coudes LR90° 4	0.51	0.021	0.09	30	0.63
Coudes 45° 4	0.272	0.01	0.09	4	0.04
Vannes # 150RF 4	0.136	$5.61 \cdot 10^{-3}$	0.09	3	0.017
Réduction	0.049	$2.02 \cdot 10^{-5}$	0.09	3	$6.06 \cdot 10^{-5}$
Weldolet	0.16	2.25	5.5	7	15.75
Vanne ½	0.216	0.33	5.5	7	2.31
Clapet 4"	0.68	0.028	0.9	1	0.028

- On détermine la quantité de chaque Désignation à partir l'isométrique [Annexe C] et [Annexe A]

$$\Delta H_{s1} = \sum_{tot}$$

- Donc : $\Delta H_{s1} = 18.78m$
- à partir l'équation (a) on trouve : $\Delta H_{pompe1} = 18.9m$

II.4.2.2. Calcule de la perte de charge de la 2^{ème} pompe ΔH_{pompe2} :

- Dans notre cas on à une perte de charge régulière de la pompe 2 : " Pour tube de 4"
- On utilise l'équation (b)

II.4.2.2.1. Calcule de perte de charge régulière de la 2^{ème} pompe

- à partir l'équation (3)

Tableau II.5: la perte de charge régulière de la 2^{ème} pompe.

Tube	λ	L(m)	v(m ² /s)	D(m)	$\Delta H_f^*(m)$
4"	0.034	3.5	0.09	0.1016	0.0005

- On détermine la longueur de la ligne de transfert entre les deux pompes à partir l'isométrique [Annexe A]

Donc : $\Delta H_{f2} = 0.0005m$

II.4.2.2.2. Calcule de la perte de charge singulier de la 2^{ème} pompe

à partir l'équation (4)

Tableau II.6 : la perte de charge singulière de la 2^{ème} pompe.

Designation	K	v (m ² /s)	ΔHs*(m)	Quantité
Coude 90°	0.51	0.09	0.021	1
Clapet	0.68	"	0.028	"
Réduction	0.049	"	2.02*10⁻³	"
Vanne	0.136	"	5.61*10⁻⁵	"

- On détermine la quantité de chaque Désignation à partir l'isométrique [Annexe A]
 $\Delta H_{s2} = \sum \Delta H_{s*}$

Donc : $\Delta H_{s2} = 0.051m$

(2) $\Leftrightarrow \Delta H_{pompe2} = 0.052m$

(3) $\Leftrightarrow \Delta H_{pompe2} = 18.952m$

II.4.3. Calcule de la pression de refoulement :

- $P_1 = P_2 + \rho * g * [\Delta H_{Totale} + \Delta Z]$

On choisir : $\Delta H_{totale} = \Delta H_{pompe2}$

Avec :

ΔH_{totale} : perte de charge de la ligne

P2 : pression du bac 11D2

ΔZ : la différence entre la hauteur de 11D2 et la hauteur de la pompe ;

$\Delta Z = Z_{11D2} - Z_{POMPE}$

Tableau II .7 : la pression de refoulement P₁

P ₂	1atm
Z _{11D2}	7.5m
Z _{POMPE}	30cm
P ₁	3.44atm

II.4.4. Calcule de la hauteur manométrique Hmt :

$$Hmt = \Delta H + H_o \dots (4)$$

$$Hmt = 22.83m$$

Avec

H_o : La différence entre les deux points les plus élevées dans le refoulement et l'aspiration

II.4.5. Calcule de la puissance absorbée par le fluide :

$$P = \rho * g * Hmt * Qv$$

$$P = 155.16 \text{ Kwatt}$$

Tableau II .8: la puissance absorbée par le fluide.

Type du pompe	Pompe centrifuge
Hmt	22.83m
La puissance absorbée	155.16Kwatt

CONCLUSION GENERALE

CONCLUSION GENERALE

L'importance de la durabilité dans les opérations industrielles modernes ne peut être sous-estimée. En adoptant des pratiques telles que la récupération des condensats d'eau, les entreprises peuvent non seulement réduire leurs coûts et améliorer leur compétitivité, mais aussi répondre aux attentes croissantes en matière de responsabilité environnementale.

En conclusion, le projet visant à récupérer les condensats du groupe de refroidissement en installant un réservoir d'eau à proximité du refroidisseur (groupe W101) et en acheminant l'eau vers le réservoir existant 11d2 présente une solution innovante pour la gestion efficace de l'eau. Les calculs des dimensions des pompes et du réservoir sont essentiels pour assurer le bon fonctionnement du système. Ce projet offre des perspectives prometteuses en termes d'économie d'eau et d'amélioration de l'efficacité énergétique.

PERSPECTIVES ET RECOMMANDATIONS

Élargissez l'analyse économique pour inclure des projections financières détaillées, telles que le retour sur investissement (ROI) attendu de l'installation du système de récupération des condensats. Cela pourrait inclure des estimations des coûts évités liés à l'eau et des économies potentielles sur les coûts énergétiques et de traitement des eaux usées.

Explorez les technologies émergentes ou innovantes dans le domaine de la récupération et du traitement des eaux industrielles. Par exemple, l'utilisation de technologies avancées de traitement des condensats pour une réutilisation directe dans les processus pétrochimiques.

Suggérez l'intégration de systèmes de surveillance et de contrôle pour assurer une gestion continue et efficace des condensats d'eau. Cela pourrait impliquer l'utilisation de capteurs pour la collecte de données en temps réel sur la qualité et la quantité des condensats récupérés.

Références

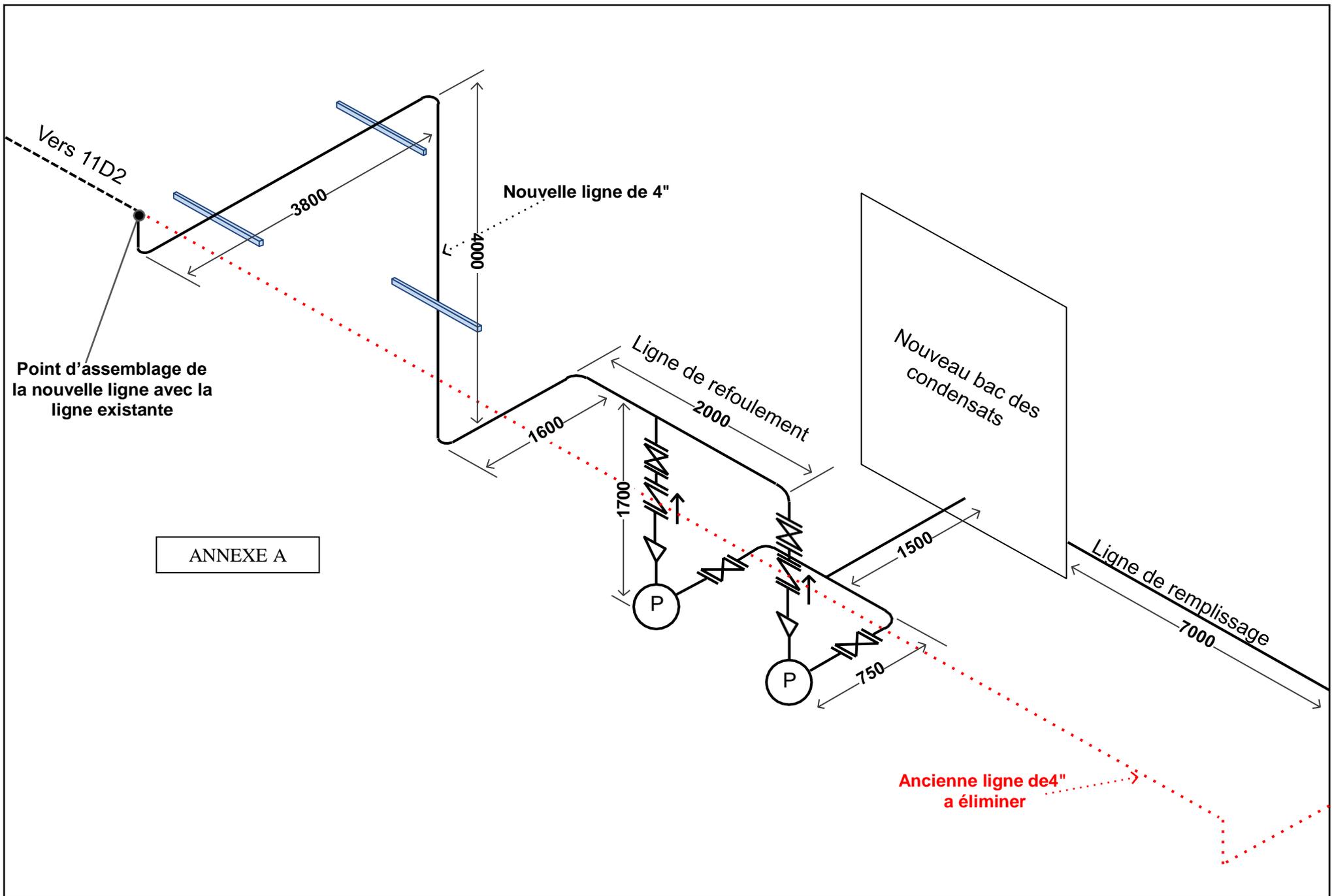
Bibliographiques

[1] Z.CHEIKH, réutilisation des eaux de condensation de la colonne de d'absorption ,Projet professionnel de fin de formation pour l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialisé En Pétrochimie, école de Boumerdés, institut algérien du pétro pIAP, Avril 2015.

[2] CP1/Z méthanol résines synthétique SONATRACH, manuel opératoire sur la production des résines, Arzew, Algérie, 21/10/1975.

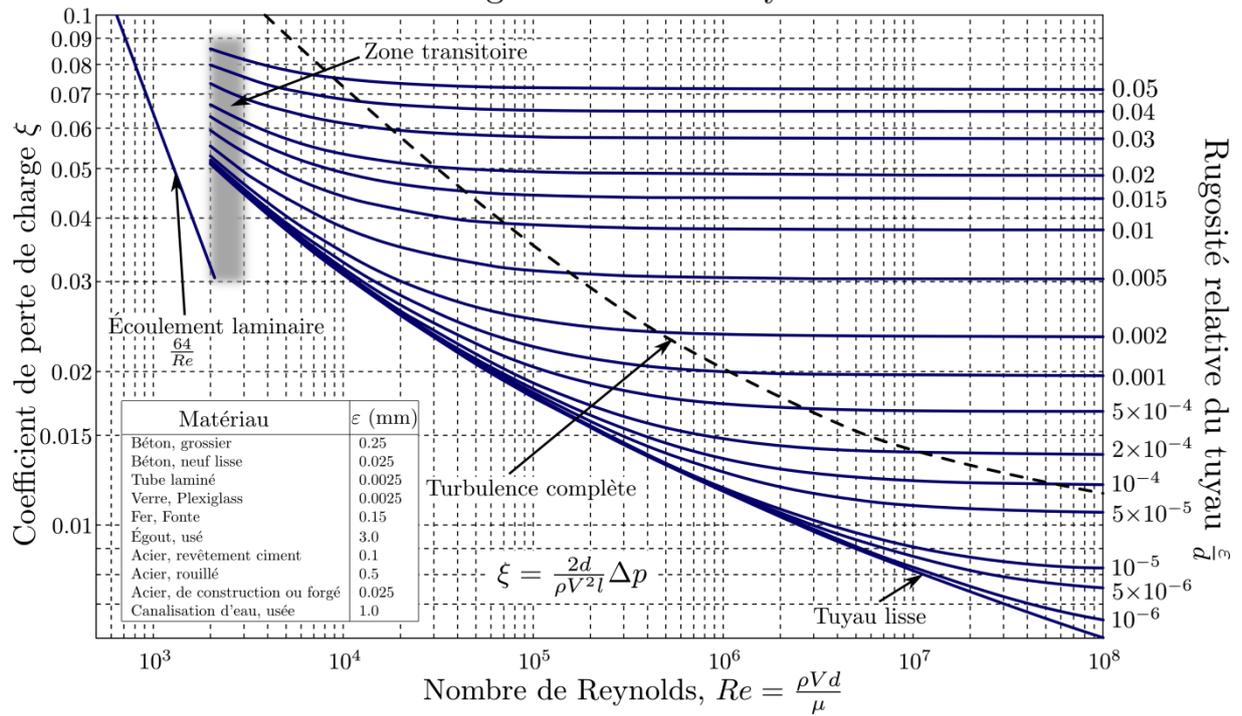
[3] <https://www.gestiondecompras.com/fr/blog/acier-inoxydable-vs-acier-au-carbone/>

Annexes



ANNEXE B

Diagramme de Moody



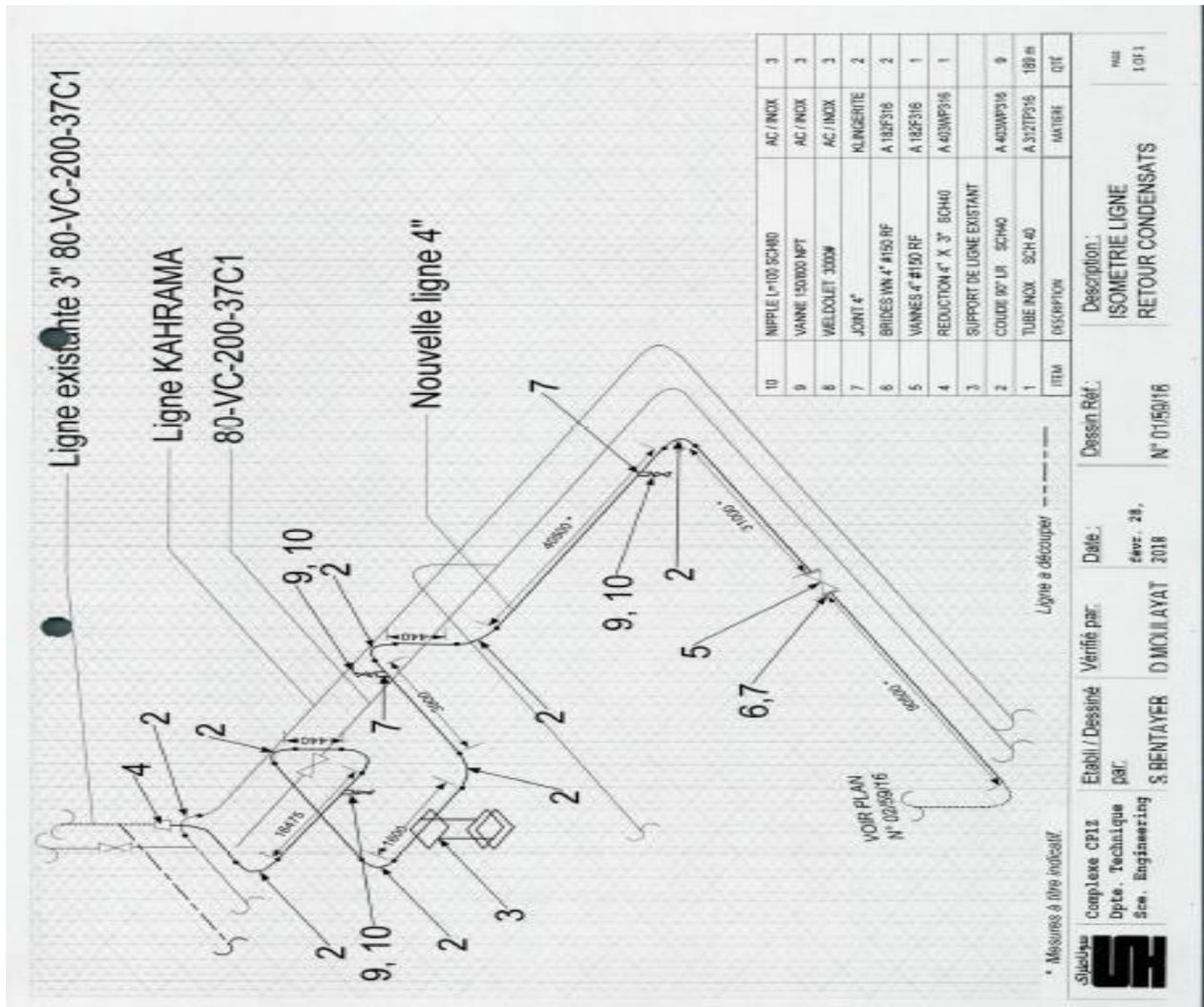
[Annexe C]:

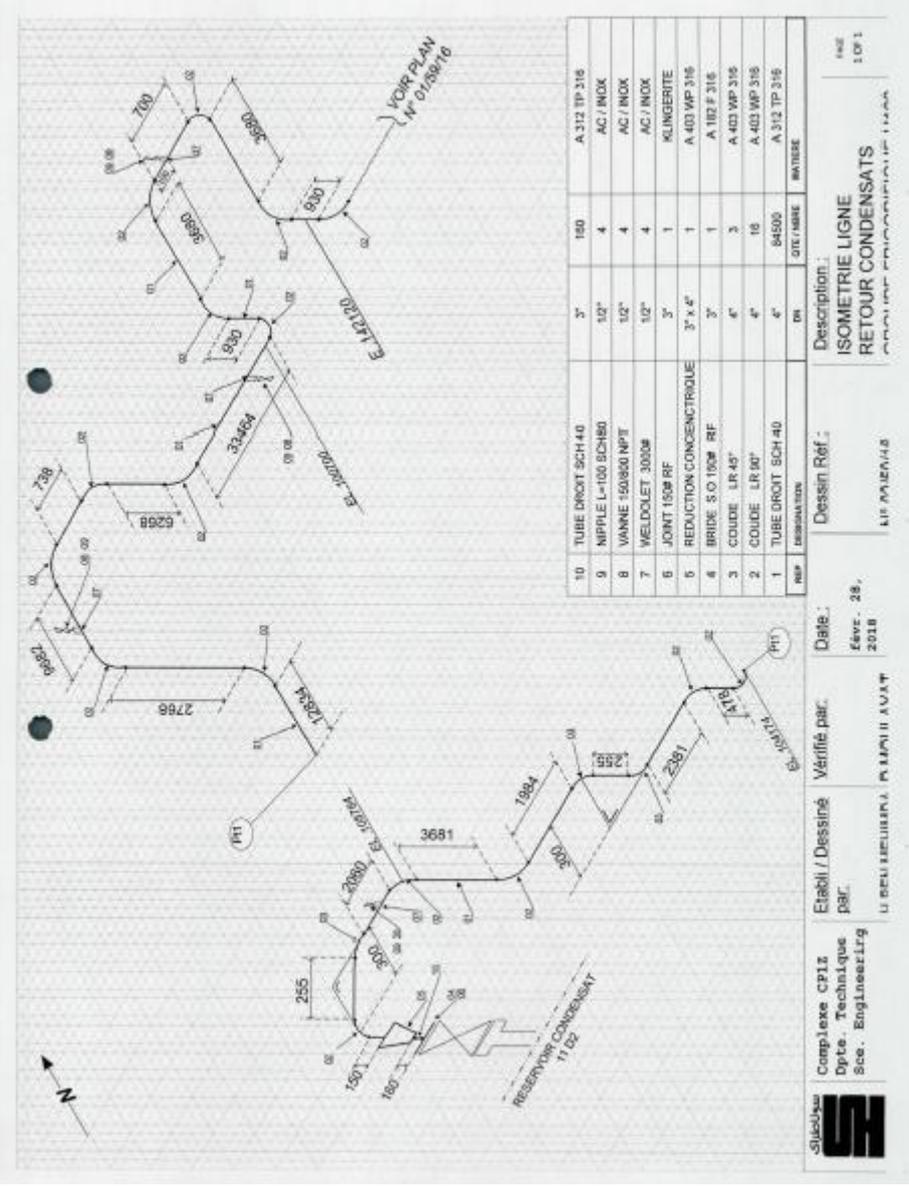
2- Liste des matériaux :

Designation	Dimensionnement	Matériaux	Quantite
Tubes INOX	4" SCH 40	A312TP316	260 m
Tubes INOX	3" SCH 40	A312TP316	0.16
Coudes LR90°	4" SCH 40	A403WP316	24
Coudes 45°	4" SCH 40	A403WP316	04
Vannes # 150 RF	4" SCH 40	A182F316	02
Vannes #150 RF	4" SCH 40	A182F316	04
Brides SO # 150 RF	4" SCH 40	A182F316	01
Brides WN # 150 RF	4" SCH 40	A182F316	02
Réduction concentrique	4" SCH 40	A182F316	02
Weldolet #3000	½"	AC / INOX	07
Vanne 150/ 800 NPT	½"	AC / INOX	07
Nipple L=100	½"	AC / INOX	07
Joint	4"	KLINGERITE	3

NB : La liste des matériaux ci-dessus comprends les besoins relatifs aux nouvelles lignes entre le rack au niveau des bac 25TK et le 11D2 en attendant le plan d'installation de la pompe.

ANNEXE D :





REF	DESIGNATION	DN	QTE / NBR	MATIERE
10	TUBE DROIT SCH 40	3"	160	A 312 TP 316
9	NIPPLE L=100 SCH80	1/2"	4	AC / INOX
8	VANNE 150/850 NPT	1/2"	4	AC / INOX
7	WELDOLET 30008	1/2"	4	AC / INOX
6	JOINT 150# RF	3"	1	KLINGERITE
5	REDUCTION CONCENTRIQUE	3" x 4"	1	A 403 WP 316
4	BRIDE S.O. 150# RF	3"	1	A 182 F 316
3	COUDE LR 45°	4"	3	A 403 WP 316
2	COUDE LR 90°	4"	16	A 403 WP 316
1	TUBE DROIT SCH 40	4"	84500	A 312 TP 316

Complexe CP12
 Dyce, Technique
 Soc. Engineering

Etabli / Dessiné par : LI BELLI BELLIENNA P. LUPPI II AVAT
 Vérifié par :

Date : févr. 28, 2018

Dessin Ref : E.127272/43

Description : ISOMETRIE LIGNE RETOUR CONDENSATS

Scale : 1/100

Sheet 1 OF 1

