UNIVERSITE SIDI MOHAMED BEN ABDELLAH
FACULTE DES SCIENCES ET TECHNIQUES
Département de chimie

Licence Sciences et Techniques (LST)

GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

Procédé de fabrication de l'acide sulfurique et optimisation des pertes de vapeur

Présenté par :

- **LAHLOU Hiba**

Encadré par :

- **Mr JORAIF Khalid (OCP ELJADIDA)**
- **Pr BOUAAYAD Abdessalam (FST FES)**

Soutenu Le 13 Juin 2013 devant le jury composé de:

- **Pr A.BOUAYAD**
- **Pr A.BOUAYAD**
- **Pr K.MISBAHI**

Stage effectué au Groupe OCP ELJORF LASFAR

Année Universitaire 2012 / 2013

SOMMAIRE

Introduction générale 1
CHAPITRE I
Présentation du groupe OCP 3
Procédé de fabrication 6
I. .....D
escription du procédé 6
II. L
es circuits d'installation 7
1. C
ircuit gaz 7
2. C
ircuit vapeur/Circuit eau 10
3. C
ircuit acide 11
III. .....D
escription des équipements
(chaudière – compresseur – filtres – pompes – convertisseur – tours – échangeurs …)
CHAPITRE II
Optimisation des pertes de vapeur
I. I
ntroduction 21
II. .....D
étermination des causes des pertes de vapeur 22
III. .....E
tude des pertes 24
1. .....T
ype des pertes de vapeur 24

2.....C
alcul des pertes de vapeur 26
IV. .....A
ctions..... 27
Conclusion 28

Introduction générale

L'acide sulfurique (H_2SO_4) est un produit industriel de première importance, qui trouve de très nombreuses applications, notamment dans les batteries au plomb pour les voitures et autre véhicules, le traitement des minerais, la fabrication des engrais, le raffinage du pétrole, le traitement des eaux usées et les synthèses chimiques.

Au sein du complexe Maroc Phosphore Jorf Lasfar, l'unité de production de l'acide sulfurique joue un rôle important, tout en assurant la totalité du besoin en acide sulfurique pour la production de l'acide phosphorique et des engrais, ainsi qu'en vapeur pour la production de l'énergie électrique nécessaire.

Un échange eau alimentaire-vapeur doit être assuré en continu entre l'atelier sulfurique et la centrale, ce dit échange est caractérisé par un problème d'écart exagéré entre les débits déclarés par la centrale et ceux déclarés par l'atelier sulfurique. Mon sujet consiste à étudier cet écart et ce par :

- Vérification des débits déclarés
- Lister les causes de cet écart
- Faire des actions afin de remédier à cette situation

Chapitre I

Présentation de l'Office Chérifien des Phosphates

1. Historique

Mondialement, le Maroc détient les réservoirs les plus importants de phosphate dans son sous-sol, il est de l'ordre de 51,8 Milliard de tonnes de minerai, ce qui représente 75 % des réserves mondiales. Ses premières traces ont été découvertes en 1912, dans les régions des

OULAD ABDOUN, zone de Khouribga. Son gisement est une superposition de couches de différentes teneurs situées à 120 Km du Sud-est de Casablanca.

Le phosphate provient de la décomposition des fossiles des animaux de mers qui ont vécu, il y a plusieurs millions d'années du fait que les mers et les océans recouvraient une grande partie des continents actuels.

La création de l'OCP fut en 1920 et l'exploitation n'a commencé qu'en 1921 dans la région de Oued-Zem, depuis lors les besoins continus de l'agriculture mondiale en phosphate ont fait de l'office une entreprise qui jusqu'à nos jours n'a cessé de grandir et pour se maintenir sur le plan de la concurrence par rapport aux autres pays producteurs de phosphate et dérivés, elle se modernise, se développe continuellement et s'affirme comme le LEADER du marché mondial des phosphates.

2. Statut juridique

L'OCP a été constitué sous la forme d'un organisme semi-publique sous contrôle de L'ETAT. Il fonctionne ainsi comme une société dont le seul actionnaire est l'état Marocain, appliquant les méthodes de gestion privée, dynamique, souple et efficace vu le caractère de ses activités industrielles et commerciales, il est dirigé par un Directeur Général nommé par DAHIR, le contrôle est exercé par un conseil d'administration présidé par le premier ministre.
Sur le plan fiscal, elle est inscrite sur le registre de commerce soumis à la même obligation que d'autres entreprises privées.

Sur le plan financier ; entièrement indépendante de celle de l'ETAT. Toutes les années, le groupe établit son bilan, son compte d'exploitation et ses prix de revient.
Chaque année le Groupe, participe au budget de l'Etat par le versement des dividendes. La gestion du personnel est régie par le statut du mineur du 1er janvier 1973. Ce statut a été élaboré en conformité avec le DAHIR n° 16007 du 24 décembre 1960 sur le statut des entreprises minières au MAROC.

Les structures actuelles ont été modifiées par le document 716 du 1/1/1971 signé par le Directeur Général du Groupe OCP est d'environ 22677 dont 725 ingénieurs.

3. Sites miniers

Le Groupe est présent dans cinq zones géographiques du pays dont trois sites d'exploitation minière Khouribga, Benguérir/Youssoufia, Boucraâ/Laâyoune et deux sites de transformation chimiques : Safi et Jorf Lasfar.

Figure 1 : Carte géographique des sites miniers distribués sur le royaume

L'implantation géographique a connu plusieurs mines telles qu'Ouled Abdoun, Gantour, Boucrâa…

- **OULED ABDOUN**

C'est la plus importante mine de la production du groupe OCP, située dans la zone de Khouribga, ses réserves en phosphates sont estimées à plus de 35 milliards de mètre cubes. Sa capacité de production est de 19 millions de tonnes par an.

- **GANTOUR**

La Direction des Exploitations Minières de GANTOUR a pour mission l'extraction, le traitement et la livraison du phosphate à partir du gisement de GANTOUR, ce gisement s'étend sur 125 Km d'Est à l'ouest et sur 20Km du Nord au Sud. Il couvre une superficie de

2500Km². Il existe deux centres qui sont en exploitation : le centre de YOUSSOUFIA (depuis 1939) et le centre de BENGURIR (depuis 1980).

- **OUED EDDAHAB (BOUCRAA-LAAYOUNE)**

Situé à 50 Km au Sud-est de la ville de LAAYOUNE, les réserves des gisements des phosphates d'OUED EDDAHAB sont estimées à 1,13 milliards de mètres cubes. Le gisement de Boucrâa est en exploitation, compte tenu de ses réserves et de sa teneur.

4. Missions

- **L'extraction** : est une opération qui se fait en découverte, elle consiste à extraire le phosphate de la terre et s'exécute en 4 phases : Forage, sautage, décapage et défruitage.
- **Le traitement** : c'est une opération qui se fait après extraction et a pour but l'enrichissement du minerai en améliorant sa teneur.
- **Le transport** : une fois le phosphate extrait puis traité, il est transporté vers le port de CASA, SAFI ou EL JADIDA à destination des différents pays importateurs.
- **La vente** : le phosphate est vendu, selon des demandes des clients, soit brut soit après valorisation (transformé en engrais, acides phosphoriques ou acides sulfuriques), Aux industries chimiques.

5. Impact économiques

Le Groupe OCP constitue un vecteur de développement régional et national important :

- 1er exportateur mondial de phosphate,
- 1er exportateur mondial d'acide phosphorique,
- 1er exportateur mondial de P2O5 sous toutes formes.
- Sa contribution dans le PIB est de 2 à 3%, et dans les exportations marocaines en valeur de 18% à 20%.

6. Filiales

En 1975, le groupe OCP a été institué et comprend en plus les sociétés suivantes **:**

CERPHOS : Centre d'études et de recherche des phosphates minéraux, sa mission et d'organiser et exécuter toute activité d'analyse, d'étude et de recherche scientifique et technique.

FERTIMA : Société marocaine des fertilisants, son but est de commercialiser les engrais à l'intérieur du pays en provenance des chimiques du groupe OCP.

MARPHOCEAN : Il est spécialisé dans le transport maritime de l'acide phosphorique, les engrais et d'autres produits chimiques.

SMESI : Société marocaine d'études spéciales et industrielles, ses activités principales sont l'étude et la réalisation des installations industrielles (manutention, stockage…).

SOTREG : Société de transport régional, est chargée du transport du personnel du groupe OCP.

PHOSBUCRAÄ : Sa mission est l'extraction, le traitement et l'expédition du phosphate.

STAR : Société de transport et d'affrètement réunis des navires et service annexes.

Procédé de fabrication d'acide sulfurique

Les étapes de la fabrication de l'acide sulfurique à partir du soufre liquide comme matière première sont hautement exothermiques (combustion, conversion et absorption). La chaleur générée à chaque étape du procédé est récupérée par : la chaudière de récupération, les surchauffeurs et les économiseurs. Le procédé est conçu de façon à procurer un taux de conversion du dioxyde de soufre en acide sulfurique de plus de 99,7%.

I. DESCRIPTION DU PROCEDE

1. *Généralités*

La *Combustion*, la *Conversion*, et l'*Absorption* sont les opérations principales du procédé de fabrication d'acide sulfurique. Elles sont hautement exothermiques. L'excès de chaleur généré à chaque étape du procédé est récupéré dans des *économiseurs*, *chaudières de récupération* et des *surchauffeurs*. Cette chaleur est finalisée sous forme de vapeur HP qui est utilisée pour la production d'énergie électrique dans les turboalternateurs, et faire fonctionner les turbosoufflantes des unités de production d'acide sulfurique, ainsi que d'autres fonctions.

2. *Principales séquences et réactions*

La première étape du procédé de production est la combustion du soufre (S) par l'air atmosphérique, pour donner le dioxyde de soufre (SO_2), ce dernier est converti en présence de l'oxygène pour former le trioxyde de soufre (SO_3).

Le trioxyde de soufre se combine à l'eau (H_2O) pour donner une solution d'acide sulfurique H_2SO_4. Les réactions chimiques sont :

$$S + O_2 \rightarrow SO_2 \qquad \Delta E = -70.96 \text{ kcal/mol}$$

$$SO_2 + 1/2O_2 \Leftrightarrow SO_3 \qquad \Delta E = -21.90 \text{ kcal/mol}$$

$$SO_3 + (H_2SO_4, H_2O) \Leftrightarrow H_2SO_4 \qquad \Delta E = -31.063 \text{ Kcal/mol}$$

II. LES CIRCUITS DE L'INSTALLATION

1. Circuit gaz

i. Unité 11

L'unité 11 assure le stockage et l'alimentation des 06 lignes en soufre liquide. Elle est équipée de deux bacs de stockage de capacité unitaire 15.000 t. Une fosse de pompage de soufre liquide. Six pompes verticales et centrifuges, chaque pompe alimente une ligne en soufre liquide avec un débit max de 25 t/h. Trois pompes de réserve, chacune assure l'alimentation de deux lignes au cas des pannes des autres.

ii. Brûlage du soufre liquide

Le soufre liquide filtré en provenance de l'unité 11 est admis dans le four où il est brûlé avec l'air. Le four de soufre est d'une forme cylindrique horizontale équipé d'une chambre de combustion construite en tôles d'acier, garnie intérieurement par un briquetage réfractaire. Il possède trois entrées d'air, une principale d'air de combustion et deux secondaires d'air de dilution. Le soufre liquide est injecté sous pression à l'intérieur du four par cinq brûleurs afin d'avoir une combustion totale.

iii. Air de procédé

L'air de procédé est l'air nécessaire au brûlage du soufre liquide dans le four et à la conversion de l'anhydride sulfureux SO_2 dans le convertisseur. Avant son admission dans le four de soufre, l'air atmosphérique est séché dans la tour de séchage D01 par l'arrosage

d'acide sulfurique fort. L'air sec est aspiré par une turbosoufflante pour être envoyé au four comme air de combustion.

iv. Turbosoufflante

La turbosoufflante est un compresseur centrifuge d'air de procédé sec quittant la tour de séchage, elle tourne à une vitesse max de 4300 tr/min et équipée d'un système de lubrification. La turbosoufflante fournie à l'air de combustion l'énergie nécessaire pour le déplacement du gaz.

v. Four et chaudière

La température du gaz à la sortie du four à soufre (1165°C) est supérieure à la température requise à l'entrée du système de conversion. C'est pourquoi le gaz est refroidi

dans la chaudière afin de récupérer le surplus de chaleur, en la transformant sous forme de vapeur saturée à haute pression. La température du gaz quittant la chaudière est contrôlée par un by-pass. De la chaudière, le gaz passe à travers le filtre à gaz chaud, et se dirige vers l'échangeur E16 qui est un surchauffeur de la vapeur puis il passe vers la première masse du convertisseur catalytique où le SO_2 est partiellement converti en SO_3 en présence du vanadium comme catalyseur.

vi. *Filtre à gaz*

Le filtre à gaz chaud est vertical construit en acier au carbone, il contient en parallèle deux lits de morceaux de briques réfractaires concassées de 3 à 10 mm de diamètre. Chaque lit à une épaisseur de 350 mm et repose sur une couche de 50 mm de morceaux de briques réfractaires concassés de 15 à 25 mm de diamètre retenus par une grille d'acier.

Ce dernier a le rôle d'éliminer les cendres et les poussières contenues dans le gaz afin d'éviter l'encrassement de la première couche du catalyseur dans le convertisseur. Le filtre à gaz est composé de deux lits de gravier en parallèle par lesquels passe le gaz pour la filtration.

vii. *Convertisseur*

La réaction de conversion de SO_2 en SO_3 est tellement lente qu'en pratique, elle apparaît irréalisable, et exige donc, de faire appel à un catalyseur approprié afin d'obtenir un taux de conversion élevé et rapide. Le catalyseur envisagé est le Pentoxyde du Vanadium.

Le convertisseur est d'une forme cylindrique verticale se compose de quatre couches de catalyseur où s'effectue la conversion du SO_2 en SO_3.

Les caractéristiques physico-chimiques du catalyseur imposent un soutirage des gaz réactionnels du convertisseur pour leur refroidissement au niveau de chaque lit catalytique afin de maintenir une température correcte d'entrée. Ainsi le gaz sortant du four est refroidi dans la Chaudière de récupération et dans un Surchauffeur de vapeur E16 avant qu'il traverse la première couche catalytique.

Après la première couche, le gaz est refroidi par un Surchauffeur à vapeur E01, à la sortie de la deuxième couche catalytique le gaz est refroidi à l'intérieur d'un Echangeur de chaleur à gaz à chaud E02 qui sert aussi au réchauffage du gaz revenant de la tour d'absorption intermédiaire D02. Le gaz sortant de la troisième couche, est envoyé vers la

Tour d'absorption intermédiaire où le SO_3 du gaz est absorbé par l'acide sulfurique, le gaz est refroidi avant son admission à la tour par un Echangeur de chaleur à gaz à froid E03 et par un Economiseur E04.

A la sortie de la quatrième couche du Convertisseur (la dernière), le gaz est refroidi dans un Economiseur/Surchauffeur le E05 avant son admission dans la Tour d'absorption finale où le SO_3 résiduel est absorbé dans l'acide sulfurique en circulation.

viii. Absorption du SO_3

La combinaison directe de l'anhydride sulfurique SO_3 avec l'eau selon la réaction chimique :

$$\mathbf{SO_3 + H_2O \longrightarrow H_2SO_4}$$ n'est pas exploitable.

Dans notre procédé, on obtient l'acide sulfurique en absorbant SO_3 par l'acide sulfurique en circulation à 98.5% de concentration, ainsi, le SO_3 réagit facilement avec l'eau contenue dans l'acide.

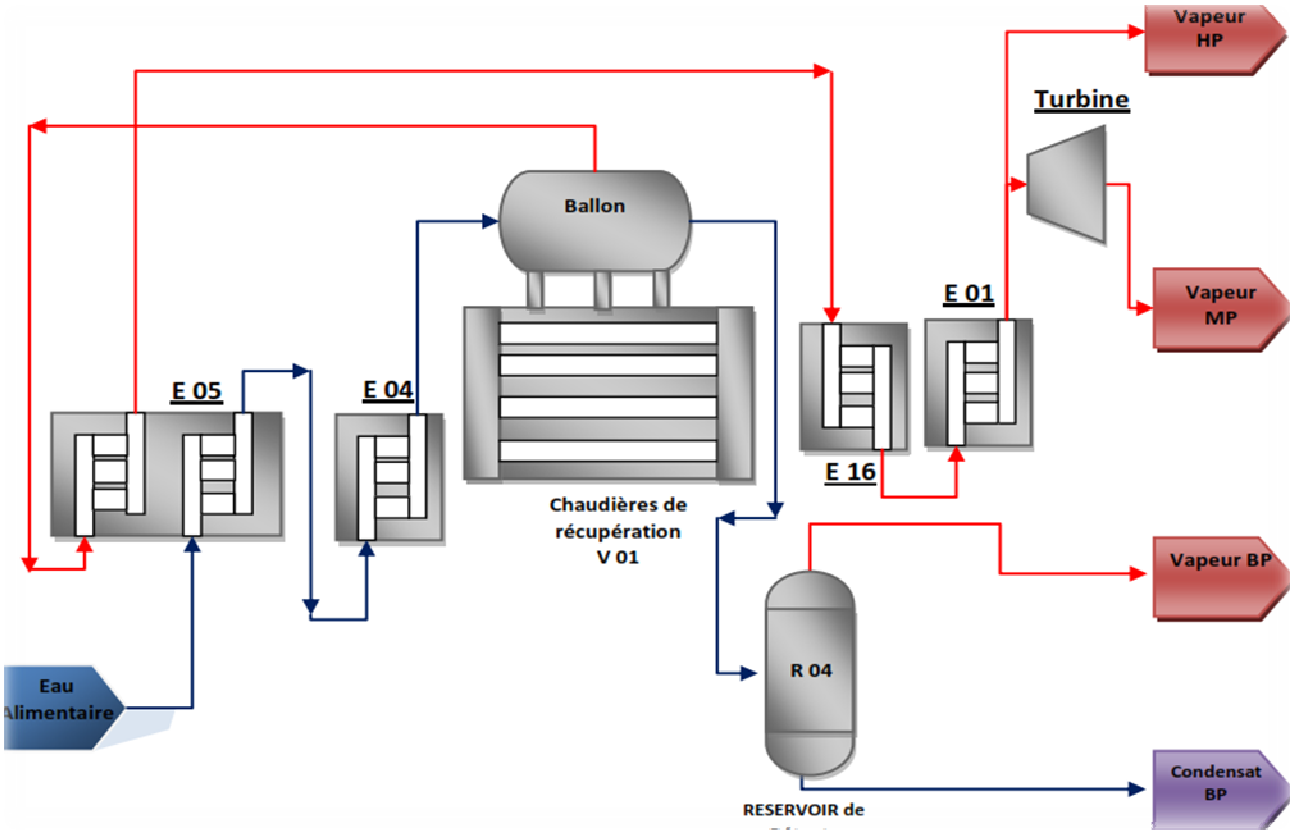
L'absorption est effectuée dans deux tours: Tour d'absorption intermédiaire D02 et Tour d'absorption finale D03. La phase d'absorption intermédiaire est effectuée avant la conversion totale du SO_2 en SO_3 afin d'augmenter le taux de la conversion du gaz en retour vers le convertisseur. Le gaz sortant de la quatrième couche catalytique traverse la Tour d'absorption finale pour l'absorption du SO_3 avant de s'échapper par la cheminée.

2. Circuit vapeur / Circuit eau

La chaleur libérée lors de la combustion du soufre dans le four et de la conversion du SO_2 en SO_3 dans le convertisseur est récupérée par les échangeurs de chaleur suivant :

Une Chaudière de Récupération V01, deux surchauffeurs E16 et E01, un Economiseur E04, un Economiseur/Surchauffeur E05, un Ballon de détente R04.

La Chaudière de Récupération est du type à tube de fumée où le gaz circule dans les tubes d'échange et l'eau est du côté de la calandre de la chaudière, elle est équipée d'un ballon de vapeur supérieur et de deux sections. L'eau alimentaire de la chaudière venant de la centrale thermique est chauffée par le gaz dans l'Economiseur/Surchauffeur E05 et l'Economiseur E04 avant d'être acheminée vers la Chaudière de Récupération où il absorbe la chaleur du gaz sortant du four en se transformant en vapeur. La vapeur sortante de la chaudière est surchauffée par le gaz en passant par l'Economiseur / Surchauffeur E05 et les



deux surchauffeurs E16 et E01. La vapeur produite à une température de T= 490 °C et une pression P= 56 bars. Une partie de la vapeur HP produite est utilisée pour l'entraînement de la turbosoufflante, la vapeur d'échappement de la turbine est récupérée sous forme de vapeur MP envoyée aux barillets MP de la centrale.

L'autre partie est livrée directement aux barillets HP de la centrale pour l'alimentation des trois GTA. Une injection du phosphate tri sodique est effectuée dans le Ballon de vapeur afin de réduire l'acidité d'eau pour éviter l'entartrage à l'intérieur du corps de la chaudière.

Figure 2 : Schéma générale du circuit vapeur

3. *Circuit acide*

L'acide sulfurique fort utilisé pour le séchage de l'air de procédé dans la tour de séchage est dilué par la vapeur d'eau éliminée de l'air, tandis que l'acide venant de la tour intermédiaire est plus fort, alors on garde une concentration correcte par le mélange des deux acides dans le bac de circulation R01. Un appoint d'eau désilicée est effectué à l'entrée du réservoir commun afin de corriger la concentration de l'acide à 98.5%.

La Tour finale alimente seulement un deuxième bac R02 de circulation d'une taille plus petite. Notez que l'absorption d'eau dans la Tour de séchage s'accompagne par une augmentation de la température de l'acide, et que la réaction d'absorption de SO_3 est

exothermique ; ainsi, pour diminuer sa température l'acide subit un refroidissement en passant par cinq refroidisseurs à eau de mer : quatre refroidisseurs E06, E17, E07 et E09 qui alimentent la Tour intermédiaire, la Tour de séchage et l'unité 12 de stockage d'acide et un refroidisseur E08 qui alimente la tour finale.

Le débit allant à l'unité 12 est contrôlé par la vanne de production de E09 qui est asservie avec le niveau des bacs de circulation.

Stockage d'acide sulfurique

Unité 12 :

Cette unité a le rôle de stockage de l'acide sulfurique produit par les six unités de production. Elle dispose de six bacs interconnectés ayant chacun une capacité de 13.500 tonnes, chaque bac de stockage dispose d'un réservoir de pompage équipé d'une pompe pour le transfert de l'acide sulfurique vers les lignes A, B, C ,D, X, Y, Z et U de l'atelier phosphorique.

III. DESCRIPTION DES EQUIPEMENTS

1. Chaudière de récupération/ ballon de détente

La chaudière de récupération est de type à tubes de fumée et à circulation naturelle. Elle est constituée par deux corps d'échange en parallèle reliés à un ballon de vapeur commun. Chaque corps d'échange est équipé de trois tubulures pour purge intermittente.

Les boites d'entrée des deux corps d'échange sont revêtues d'une couche de briques réfractaires d'une épaisseur de 230 mm et d'une couche de briques isolantes d'une épaisseur de 115 mm. Les plaques tubulaires d'entrée sont protégées par des férules en céramiques insérées à l'intérieur des tubes (pénétration d'environ 75 mm).

2. Compresseur principal/Turbine du compresseur principal

Le compresseur d'air principal est de type centrifuge actionné par turbine. Il est conçu pour comprimer 301500 m³/h (base sèche) d'air à 66°C, entre la pression d'aspiration de 480 mm C.E. à 760 mm Hg Abs et la pression de refoulement de 5080 mm C.E.

Le compresseur est livré entièrement équipé avec enveloppe en fonte, roue ouverte, jauges et thermomètres, connexions d'aspiration et de refoulement à brides, réservoir d'huile avec double filtre, chauffe-huile électrique à immersion, refroidisseur d'huile double, tuyauteries de liaison, 2 pompes d'huile principale et 1 réserve actionnées par moteur électrique, asservissements d'arrêt en cas de

basse pression d'huile. La vapeur alimente la turbine d'entraînement à 59.3 bars effectifs. Et 500°C, et en échappe à 901 bars effectifs.

3. Filtre à air

Filtre à air de type sec à deux étages, conçu pour retenir au moins 88% des particules contenues dans un courant d'air circulant à un débit nominal de 282844 Nm^3/h et maximal de 311128 Nm^3/h.

4. Four à soufre

Le four à soufre est une chambre horizontale de 16490 mm de longueur, en acier, avec un briquetage intérieur. La virole est en acier avec un diamètre intérieur de 6000 mm. L'intérieur est revêtu d'une couche de briques réfractaires de 230 mm d'épaisseur et d'une couche de briques isolantes de 115 mm. Le four contient deux chicanes internes construites en briques dont le rôle est d'augmenter le temps de séjour des réactifs dans le four pour assurer une combustion complète du soufre.

Le four est équipé de six cannes (dont une est condamnée) pour la pulvérisation sous pression du soufre liquide installé à l'une de ses extrémités. Les buses des cannes sont creuses et de forme conique. Les cannes sont fabriquées en acier au carbone et en acier inoxydable pour délivrer le soufre à une pression minimale de 10.34 bars.

5. Pompe de circulation d'acide des tours de séchage et intermédiaire

Pompes Lewis verticales, de type centrifuge, entraînées par moteur et résistantes à la corrosion d'une capacité unitaire d'environ 1516 m^3/h. Ces deux pompes fonctionnent en parallèle et alimentent en acide les refroidisseurs des tours de séchage et intermédiaire à partir de réservoir de pompage commun.

6. Pompe de circulation d'acide de la tour finale

Pompe Lewis verticale, de type centrifuge, entraînée par moteur et résistante à la corrosion, d'une capacité unitaire d'environ 900 m^3/h. Cette pompe alimente la tour finale en

acide à partir du compartiment des retours d'acide des tours de séchage et finale du réservoir de pompage commun.

7. Pompe de vidange d'acide des refroidisseurs

Pompe horizontale, de type centrifuge, entraînée par moteur et résistante à la corrosion. Cette pompe est utilisée pour vidanger les conduites d'acide, les refroidisseurs ou le réservoir de pompage commun et pour transférer l'acide dans les réservoirs de pompage ou de stockage. La pompe a une capacité approximative de 45 m^3/h d'acide à 96% ou 98%.

8. Pompe d'alimentation de soufre

Deux pompes Lewis verticales, centrifuges, entraînées par moteur, immergées et avec chemisage de vapeur. Chacune de ces pompes a une capacité de 27.7 m^3/h à une hauteur de refoulement d'approximativement 76.4 m. Elles alimentent en soufre les cannons du four à soufre à partir de la fosse à soufre. Seule une des deux pompes est en opération, l'autre étant de réserve.

9. Filtre à gaz chaud

Le filtre est vertical et construit en acier au carbone. Son diamètre intérieur est de 14020 mm. Il contient, en parallèle, deux lits de briques réfractaires concassées (taille des morceaux : 3 à 10 mm). Chaque lit a une épaisseur de 300 mm et repose sur une couche de 50 mm de briques réfractaires concassées (morceaux de 15 à 25 mm) retenues par une grille en fonte. La séparation entre les deux lits est en acier au carbone et étanche au gaz.

10. Convertisseur

C'est un réacteur vertical en acier inoxydable d'un diamètre intérieur d'environ 14500 mm. Le catalyseur des passes est supporté par une grille en acier inoxydable. Tous les accessoires, raccords, déflecteurs et colonnes à l'intérieur du convertisseur sont en acier inoxydable. Le convertisseur est chargé de 191 litres de catalyseur par tonne métrique d'acide produit par jour, ce qui correspond au chargement suivant pour la production de 3300 TMH.

Les lits	Capacité	Profondeur	Types
1ère	127800 Litres	572 mm	Type LP120
2ème	146000 Litres	630 mm	Type LP120
3ème	175200 Litres	804 mm	Type LP110
4ème	182600 Litres	1149 mm	Type LP110

Ce chargement permettra d'atteindre une conversion du SO_2 de 99,7% quand le gaz est à 11,5% SO_2.

Chaque lit de catalyseur comprend deux couches de 50 mm chacune, composées de cailloux de quartz de 19 à 32 mm et situées en haut et en bas de ce lit. Les quatre passes du convertisseur sont arrangées comme suit, de haut en bas : 1ème Passe, 2ème Passe, 3ème Passe & 4ème Passe

Des thermocouples sont aussi installés à l'entrée et à la sortie de chaque passe afin de pouvoir mesurer et contrôler la température en tout point dans le convertisseur.

11. *Tour de séchage*

C'est une tour verticale en acier au carbone à fond bombé et de diamètre intérieur 8300 mm. L'intérieur de la tour est revêtu d'une couche de briques résistantes à l'acide. Le garnissage de la tour est constitué d'une couche de briquettes cloisonnée en céramique de 200 mm disposées sur des barres, et d'une couche de 2130 mm de selles intalox en céramiques de 75 mm.

La tour est équipée d'un système de distribution de type : auges et tubes de descente.

La tour est équipée d'un système de dévésiculage (15 éléments de type CS-IP) localisé au dessus du système de distribution dans une partie en inox de diamètre 6300 mm.

Les parois en acier au carbone de la tour sont revêtues d'une couche de briques, avec du mastic Peroca appliqué entre les briques et la paroi. La tubulure de sortie d'acide de la tour de séchage est munie d'un filtre pour retenir les débris.

12. Tour d'absorption intermédiaire

La tour est verticale, à fond plat, en acier inoxydable, avec un diamètre intérieur de 8100 mm. Elle contient un lit d'absorption à garnissage, constitué d'une couche de 2130 mm de selles Intalox en céramiques de 75 mm. Le garnissage repose sur une grille d'acier inoxydable supportée par des poutres aussi en acier inoxydable. La tour est équipée d'un système de distribution de type auges et tubes de descente en inox placé au dessus du garnissage.

La tour est équipée d'un système de dévésiculage (82 éléments de type ES) localisé au dessus de la tour dans un logement en inox et un diamètre de 8700 mm. Les parois en acier au carbone de la tour sont revêtues d'une couche de briques, avec du mastic Peroca appliqué entre les briques et la paroi.

La tubulure de sortie d'acide de la tour d'absorption intermédiaire est munie d'un filtre pour retenir les débris.

13. Tour d'absorption finale

Est une tour verticale en acier au carbone, à fond bombé, et de diamètre intérieur 7500 mm. L'intérieur de la tour est revêtu d'une couche de briques résistantes à l'acide. Le garnissage de la tour est constitué d'une couche de briquettes cloisonnées en céramique de 200 mm disposées sur des barres, et d'une couche de 2450 mm de selles Intalox en céramique de 75 mm.

La tour est équipée d'un système de distribution de type auges en SX et tubes de descente en inox, et d'un système de dévesiculage (18 éléments de type CS-IIP) localisé au dessus dans un logement en inox de diamètre 5850 mm.

Les parois sont de même que celles de la tour intermédiaire.

14. Réservoir de pompage commun

Le réservoir de pompage commun pour la circulation de l'acide à 98.5 % dans les tours de séchage, d'absorption intermédiaire et finale est un réservoir horizontal construit en acier au carbone. Le réservoir a un diamètre intérieur d'environ 3100 mm et fait 16800 mm de long. Une chicane de briques à passage inférieur sépare les retours d'acide de la tour de séchage et de la tour finale des retours de la tour de séchage et intermédiaire.

Une ouverture rectangulaire dans le haut de la chicane fait office d'évent. Le revêtement de briques a une épaisseur nominale de 100 mm et du mastic Peroca est appliqué entre la paroi d'acier et le revêtement de briques.

15. Echangeur de chaleur intermédiaire froid

L'échangeur de chaleur intermédiaire froid est un échangeur tubulaire vertical dont la calandre et les tubes sont en acier au carbone. La calandre a un diamètre intérieur d'environ 5260 mm. Elle contient 3348 tubes soudés en acier de diamètre 50.8 mm et de longueur 10363 mm.

16. Echangeur de chaleur intermédiaire chaud

L'échangeur de chaleur intermédiaire chaud est un échangeur tubulaire vertical dont la calandre et les tubes sont en acier au carbone. La calandre a un diamètre intérieur d'environ 5200 mm. Elle contient 2048 tubes soudés en acier de diamètre 63.5 mm et de longueur 7315 mm.

17. Refroidisseur d'acide – Tour de séchage

C'est un refroidisseur tubulaire (eau de mer côté tube, acide côté calandre) protégé anodiquement. Il compte 1400 tubes en acier allié de diamètre 19 mm et de longueur 9754 mm, installés dans une calandre en acier allié de 1365 mm de diamètre. La surface d'échange est d'environ 809 m^2.

18. Refroidisseur d'acide-Tour intermédiaire

C'est un refroidisseur tubulaire (eau de mer côté tube, acide côté calandre) protégé anodiquement. Il compte 580 tubes en acier allié de diamètre 19 mm et de longueur 7518 mm, installés dans une calandre en acier allié de 1194 mm de diamètre. La surface d'échange est d'environ 257 m^2.

19. Refroidisseur d'acide – Tour d'absorption finale

C'est un refroidisseur tubulaire (eau de mer côté tube, acide côté calandre) protégé anodiquement. Il compte 140 tubes en acier allié de diamètre 19 mm et de longueur 9754 mm, installés dans une calandre en acier allié de 419 mm de diamètre. La surface d'échange est d'environ 81 m^2

20. Cheminée

La cheminée d'évacuation des gaz de procédé à l'atmosphère est construite en acier au carbone. Elle a un diamètre de 3200 mm à la sortie, s'élève jusqu'à 46 m au-dessus du sol et est autoportante. Des plates-formes et des points d'échantillonnage y sont installés pour conduire les analyses d'émissions de l'usine.

21. Ballon de détente sous pression

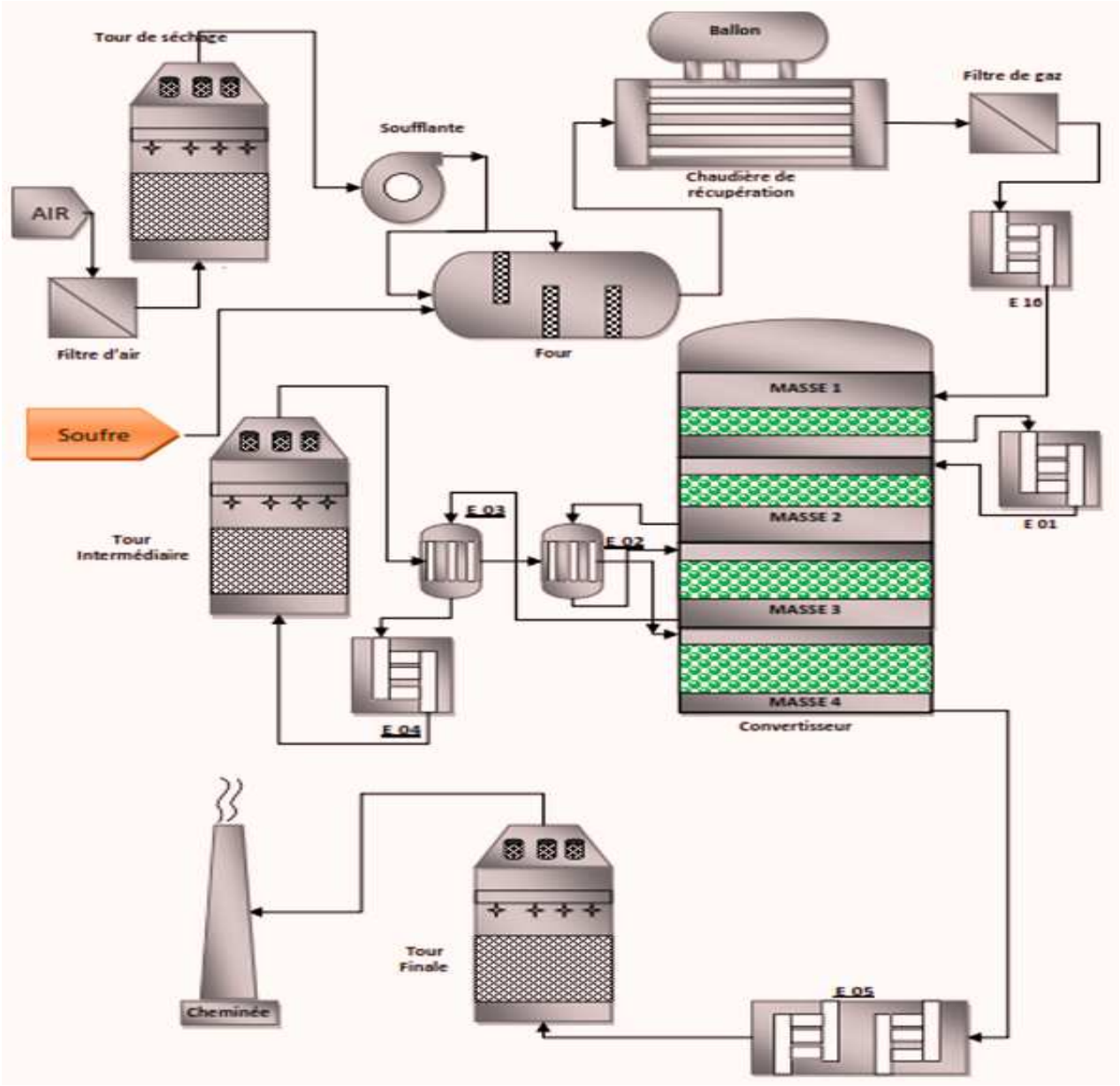
Réservoir sous pression, en acier au carbone, dimensionné pour détendre jusqu'à 9.1 bars. 3512 kg/h de purge continue provenant de la chaudière de récupération. La vapeur saturée générée par la détente est récupérée et dirigée vers le collecteur de vapeur exportée à 9.1 bars. Les condensats du ballon de détente sous pression sont envoyés dans le ballon de détente atmosphérique.

22. Ballon de détente atmosphérique

Réservoir atmosphérique en acier au carbone dimensionné pour détendre les 169400 kg/h de purge intermittente provenant de la chaudière de récupération et les 2692 kg/h de condensats du ballon de détente sous pression. La vapeur générée par la détente est relâchée à l'atmosphère via un orifice spécial et les condensats sont rejetés à l'égout.

23. Traitement chimique de l'eau de chaudière

Le système de traitement chimique consiste en une injection de phosphate tri sodique (Na_3PO_4) dans la conduite d'eau d'alimentation de chaudière alimentant vers l'économiseur. Le système d'injection est composé d'un



réservoir en acier inoxydable d'une capacité de 280 litres muni d'un panier de dissolution et d'un agitateur, d'une pompe volumétrique et des tuyauteries d'aspiration et de refoulement.

Fig 3 : Schéma générale du procédé de fabrication de l'acide sulfurique

Chapitre II

OPTIMISATION DES PERTES DE VAPEUR

I. Introduction

Dans l'atelier sulfurique le procédé de production de l'acide sulfurique H_2SO_4, permet de générer de la vapeur qu'on utilise comme source d'électricité.

La vapeur est un fluide caloporteur très répandu dans l'industrie parce qu'elle présente de grand avantages :

Excellent fluide caloporteur :

- La vapeur peut transporter une grande quantité de chaleur ;
- Comparée à l'eau chaude, l'eau surchauffée et l'huile thermique, la vapeur est le fluide qui présente le coefficient de transfert thermique en paroi le plus élevé;
- Permet des diamètres de tuyauteries assez faibles : plus la pression augmente, plus le volume massique de la vapeur diminue, le retour du fluide s'effectue sous forme liquide (condensats) ;
- Pas de pompes de circulation : les pompes installées sur le retour de condensats sont de préférence actionnées mécaniquement et il n'y a donc de consommation électrique que pour l'alimentation en eau de la chaudière;
- Possibilité de créer le vide ;
- Faire tourner une turbine : par sa détente dans une turbine, la vapeur peut produire de l'énergie électrique ou mécanique ;

II. Détermination des causes de pertes de vapeur

Une comparaison des débits d'entrée et de sortie eau alimentaire / vapeur haute pression (HP), moyenne pression (MP) montre l'existence d'un écart qu'on peut justifier par la non fiabilité des instruments de mesure ou par la présence des fuites ; de ce fait, nous allons

procéder en premier lieu, à la vérification des dits instruments, et par la suite à étudier les pertes de vapeur existantes au niveau de l'atelier sulfurique.

Les tableaux ci dessous nous permettent de montrer les débits massiques de l'eau alimentaire entrée et de la vapeur sortante :

Ligne	Débit volumique eau alimentaire (Q_{eau}) m^3/h	P (bar)	T (◦C)	Masse volumique	Débit massique eau alimentaire T/h
A	143,70	82,5	113,8	954,00	137,0898
B	153,20	83,2	113,8	954,03	146,157396
C	140,00	82,4	113,7	954,07	133,5698
X	140,00	83,6	114,3	953,65	133,511
Y	EN	A	R	R	ET
Z	150,60	82,7	113,7	954,09	143,685954

Tableau1 : Eau alimentaire

LIGNE	Débit massique vapeur HP (Q_1) FI428 T/h	Débit massique vapeur MP (Q_2) T/h	Q_1+Q_2	Q_{eau} - (Q_1+Q_2)
	T/H	T/H	T/H	T/H
A	79,00	55,00	134	9,7
B	83,20	57,80	141	12,2
C	76,50	49,50	126	14
X	77,50	55,70	133,2	6,8
Y	*EN*	***A***	***RR***	***ET***
Z	104,00	51,38	155,38	-4,78

Tableau2 : Vapeur HP et MP

La somme des débits massiques de l'eau alimentaire entrée par les six lignes nous donne une valeur égale à :

$$\Sigma Q_{\text{eau alimentaire}} = 727,5 \text{ T/h}$$

La somme des débits massiques de la vapeur sortante par les six lignes nous donne une valeur égale à :

$$\Sigma Q_{\text{vapeur sortante}} = 689{,}58 \text{ T/h}$$

D'après les deux valeurs on trouve un écart de :

$$\text{Ecart} = \Sigma Q_{\text{eau alimentaire}} - \Sigma Q_{\text{vapeur sortante}}$$

$$\text{Ecart} = 37{,}92 \text{ T/h}$$

En calculant la différence entre le débit eau alimentaire et la somme des débits de la vapeur HP, MP on trouve un écart de 37,92 T/h ce qui veut dire 910,08 T/j qui vaut 14033,43 DH/j.

1. *Vérification des instruments*

Dans le cadre de vérification des instruments de mesure on a planifié avec le service maintenance régulation MR de faire un étalonnage des débitmètres, pour bien préciser les causes des pertes.

L'étalonnage a été effectué pour les débitmètres entrée eau alimentaire FI426 et les débitmètres de vapeur MP et HP FI428 et FI430.

L'étalonnage nous a montré que les valeurs indiquées sont réels, du coup on peut conclure que l'écart trouvé est dû aux pertes de vapeur.

2. *Pertes de vapeur*

On classe les pertes de vapeur selon deux catégories :

- Pertes structurelles : ce sont des pertes dues à la nature du procédé
- Pertes accidentelles : ce sont des pertes qui résultent des situations anormales tel que la dégradation du matériel ce qui peut engendrer des :
  - ✓ Fuites entre brides d'eau alimentaire ou de vapeur
  - ✓ Fuites par soudure
  - ✓ Pertes dues au non étanchéité des vannes

Ces anomalies peuvent être éliminées en service ou lors des arrêts ; (arrêts à chaud, à froid ou arrêt complexe).

III. Etude des pertes

Tout d'abord, dans notre étude, on va se concentrer sur une seule ligne et ça sera la ligne A, et puis on généralisera les résultats sur les cinq autres lignes .

1. Type des pertes de vapeur

En premier lieu on va essayer de lister les pertes dans chaque catégorie:

i. Catégorie pertes structurelles

- Purgeur automatique
- Purge de vapeur lors des arrêts et démarrage des unités

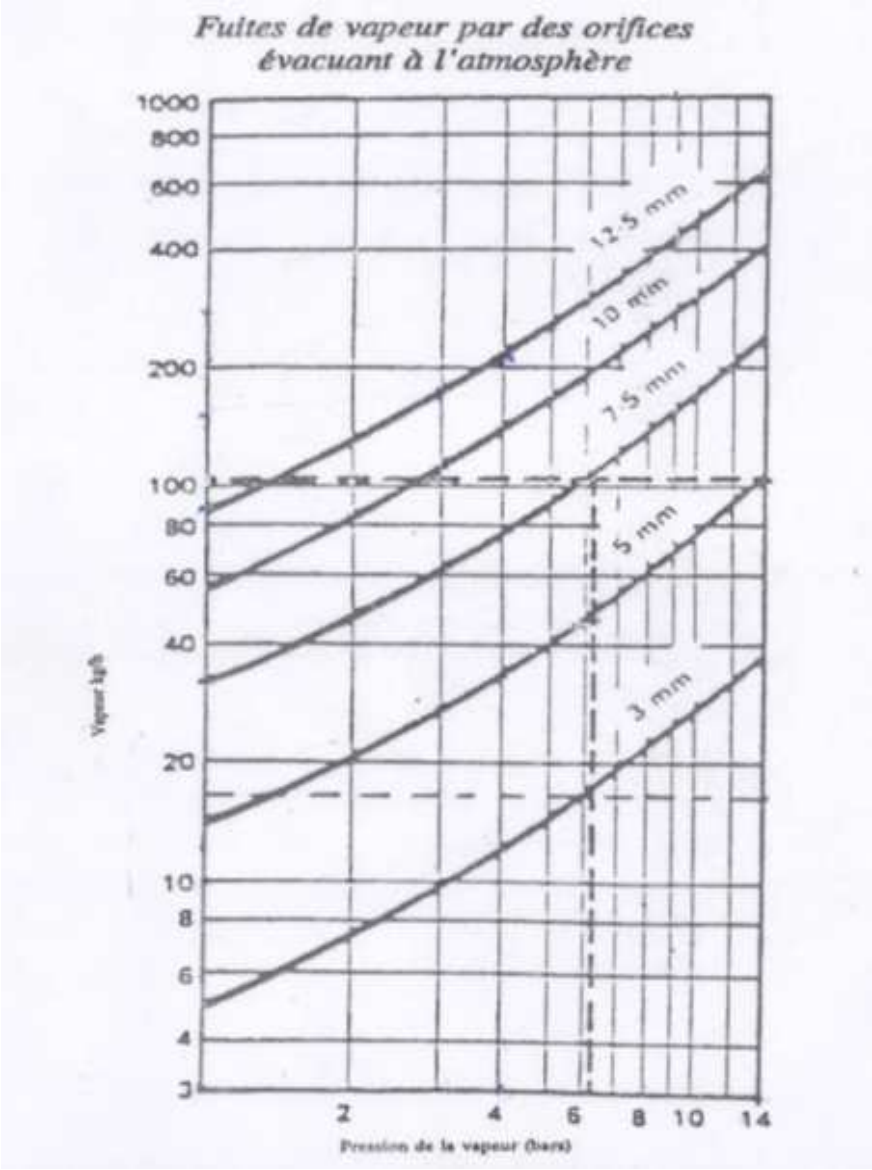
ii. Catégorie pertes accidentelles

Les pertes accidentelles de l'unité 01A sont résumées dans le tableau ci-dessous :

Ligne	Equipts	Anomalies	Type d'anomalie
01A	**V01**	Fuite de vapeur entre brides de SV01	**Vapeur**
	L/B	Vanne non étanche du drain HP côté centrale au L/B	**Vapeur**
	L/B	Vanne non étanche du drain MP côté centrale au L/B	**Vapeur**
	LG252	Fuite d'eau alimentaire entre plaques de LG252	**Equipement**
	E16	Fuite de vapeur sur purge de E16 (Vanne non étanche)	**Vapeur**
	E05	Non étanchéité de la vanne de purge de E05 (partie économiseur près de V12)	**Eau**
	LG251	Fuite d'eau alimentaire entre plaques de LG251	**Eau**

2. Calcul des pertes de vapeur

Pour calculer les pertes de vapeur on utilise le diagramme ci-dessous en se basant sur les pressions, et le diamètre des orifices des fuites.



Comme titre d'exemple on calcule les pertes de la vapeur HP :

On a: P = 58 bar

D = 1,5° x 25,4 = 38,1mm

On utilise la courbe de 10mm pour le diamètre de l'orifice ;

D'après la courbe : Pertes de vapeur = 190 Kg/h

Ce qui donne : Pertes de vapeur = 190 x 3,81 x 10

Pertes de vapeur = 7239 Kg/h = 7,24 T/h

On applique le même principe pour les autres anomalies :

Ligne	Anomalies	Nature arrêt	Diamètre de l'orifice (mm)	Pression (bar)	Les pertes de vapeur calculées T/h
01A	Fuite de vapeur entre brides de SV01	3	100	58	19
	Vanne non étanche du drain HP côté centrale au L/B	5	38,1	58	7,24
	Vanne non étanche du drain MP côté centrale au L/B	5	38,1	8	1,14
	Fuite d'eau alimentaire entre plaques de LG252	1	25,4	58	4,83
	Fuite de vapeur sur purge de E16 (Vanne non étanche)	3	38,1	0,2	0,034
	Non étanchéité de la vanne de purge de E05 (partie économiseur près de V12)	3	38,1	0,2	0,03
	Fuite d'eau alimentaire entre plaques de LG251	3	25,4	58	4,83
	Σ (Pertes de Vapeur) = 37,07				

IV. Actions

Pour éviter cet écart, on doit procéder à l'élimination des anomalies qui sont à l'origine de cet écart.

Vu le nombre des anomalies, on va les classer selon la nature de l'intervention appropriée :

1 : Anomalie qu'on peut traiter en marche

2 : Anomalie qui nécessite un arrêt chaud

3 : Anomalie qui nécessite un arrêt chaud avec dégonflement

4 : Anomalie qui nécessite un arrêt froid

5 : Anomalie qui nécessite un arrêt complexe

Le tableau suivant nous montre les actions appliquées pour chaque anomalie :

Ligne	Equipts	Anomalies	Type d'anomalie	Nature arrêt
01A	V01	Fuite de vapeur entre brides de SV01	Vapeur	3
	L/B	Vanne non étanche du drain HP côté centrale au L/B	Vapeur	5
	L/B	Vanne non étanche du drain MP côté centrale au L/B	Vapeur	5
	LG252	Fuite d'eau alimentaire entre plaques de LG252	Equipement	1
	E16	Fuite de vapeur sur purge de E16 (Vanne non étanche)	Vapeur	3
	E05	Non étanchéité de la vanne de purge de E05 (partie économiseur près de V12)	Eau	3
	LG251	Fuite d'eau alimentaire entre plaques de LG251	Eau	3

Conclusion

L'estimation des fuites de vapeur montre que l'écart existant entre entrée Eau alimentaire / Vapeur est presque égale aux pertes dues à des anomalies ; On déduit que les pertes accidentelles sont à l'origine de l'écart objet du sujet.

Pour minimiser l'écart, on doit attaquer en premier lieu les anomalies de type 1 car ca nécessite pas un arrêt qui va engendrer une perte de production, puis de type 2 et 3. Si non pour les deux derniers types elles seront traitées lors des arrêts froids et arrêt complexe dont

la fréquence est faible (arrêt froid 1 fois par 24mois, arrêt complexe selon la nécessité généralement 1 fois par an)

L’énergie récupérée pendant la fabrication de l’acide sulfurique est utilisée dans la centrale pour produire de l’électricité.

L’atelier sulfurique produit une quantité de **88,76 MW/h**, ce qui donne une somme de **19,43 MDH/ans**, ce chiffre peut augmenter avec les améliorations ajoutées.