



Année Universitaire : 2016-2017

**Master Sciences et Techniques GMP
Génie des Matériaux et des Procédés**

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDES
Pour l'Obtention du Diplôme de Master Sciences et Techniques**

**Évaluation de l'unité sulfurique PS III en fonction de
l'évolution de la cadence**

Présenté par:

ES-SAOULI Hamza

Encadré par:

- Pr. KHALIL Fouad (FST Fès)
- M.CHIH Abdelmoughit (OCP Safi)

Soutenu Le 16 Juin 2017 devant le jury composé de:

- Pr. H.WAHBI
- Pr. H.ZAITAN
- Pr. F.KHALIL

Stage effectué à : Office Chérifien des phosphates Safi





Master Sciences et Techniques : Génie des Matériaux et des Procédés

Nom et prénom: ES-SAOULI Hamza

Titre: Évaluation de l'unité sulfurique PS III en fonction de l'évolution de la cadence

Résumé

L'unité sulfurique est dotée d'un procédé de fabrication d'acide sulfurique générateur d'énergie thermique à travers la production de la vapeur et consommateur d'énergie électrique.

Cette étude a pour objectif d'évaluer les unités de production par le biais des bilans de matières et d'énergies avant et après augmentation de la cadence. Ceci afin de déterminer les gains en vapeur haute et moyenne pression, les pertes énergétiques et l'efficacité des équipements au sein de l'atelier à partir de ces écarts énergétique calculés existant de la situation actuelle.

Ensuite, une identification des limitations de l'augmentation en cadence de 115% vers 125% et les plans d'actions suggérés pour éliminer ou diminuer l'impact de ces problèmes . Cette étude permettra d'agir directement sur le système le plus consommateur d'énergie par un plan d'action qui sera effectué pour réduire ces pertes et les transformer en gains.

Mots clés: Unité sulfurique, bilan de matière, bilan énergétique, augmentation en cadence, limitation, pertes, efficacité, gain de vapeur, acide sulfurique



Remerciements

Mes remerciements s'adressent à tous ceux qui ont contribué, de près ou de loin, à l'élaboration de ce travail.

Je tiens premièrement, à remercier La Direction du groupe OCP, pour l'intérêt qu'elle porte aux stagiaires, en leur accordant la possibilité de suivre des stages au sein de son entreprise.

Ainsi, ce travail n'aurait pu se réaliser sans l'assistance et l'intervention généreuse de certaines personnes dont les interventions ne pourraient être qu'infiniment reconnues.

Par la même occasion j'adresse mes remerciements les plus sincères, à tous ceux qui m'ont accueilli au sein de l'atelier sulfurique PSIII au Pôle Industriel de Safi.

Mes vifs remerciements s'adressent surtout à **M.CHLIH**, mon encadrant industriel qui n'a épargné aucun effort pour faciliter la mise au point de ce travail en me consacrant une part de son précieux temps.

J'adresse aussi un message de gratitude et de reconnaissance à **M. SENHAJI** (l'assistant principal), **M.ELABRIDI** (Chefs d'ateliers), ainsi qu'à tout le personnel de l'atelier sulfurique pour toutes les connaissances et toutes les informations qu'ils m'ont fournies.

Mes remerciements s'adressent également à **M.ARCHID**, qui a mis à ma disposition toute la documentation, dont j'avais besoin, pour réaliser, à temps, ce modeste travail.

Mes sentiments les plus respectueux s'adressent à **M.ELKHOUDARI, M.SADRANE, M. MIHNI, M.TAYEBI, M. CHAGAR** et tout le personnel de l'unité PSIII pour leurs collaborations et leurs aides.

Ainsi mes chaleureux remerciements vont à mon cher encadrant pédagogique **Pr. KHALIL Fouad**, pour ses précieux remarques et conseils.

Que les membres de jury, **Pr. ZAITAN Hicham** et **Pr. WAHBI Hamid** trouvent ici l'expression de ma profonde estime et ma gratitude pour avoir accepté de juger ce travail.

Dédicaces

A mes très chers parents

Naima RAZZOUK et Abdallah ES-SAOULI

Aucun mot, aussi signifiant soit-il, ne saurait exprimer le degré d'amour, d'affection, de respect et de reconnaissance que j'éprouve pour vous. Votre présence à mes côtés m'a toujours apporté confiance et réconfort. Puisse ce travail être le fruit de votre dévouement et de vos sacrifices et un témoignage de ma gratitude et patience. Que Dieu vous procure longue vie, bonheur, santé et vous protège, afin que vous demeuriez le soleil qui illumine ma vie.

A mes très chères sœurs, à mon très cher frère

Zackaria, Chaimae et la petite Hiba

Je vous souhaite des rêves à n'en plus finir et l'envie furieuse de les réaliser ; vous avez toujours été pour moi d'une aide très précieuse. Je vous dédie ce travail en témoignages de ma grande affection.

Je tiens aussi à présenter mes reconnaissances et mes remerciements à ma femme qui n'a jamais cessé de me soutenir pour que je puisse finir mes études et avoir une bonne formation et surtout être le meilleur et à qui je voudrais exprimer mes affections et mes gratitudes.

A toute ma famille. A tous mes amis.

A tous ceux qui ont confiance en moi.

Que tout le monde retrouve à travers ces quelques lignes, mes sincères sentiments et ma profonde reconnaissance.

ES-SAOULI HAMZA (ECHS)

Sommaire

Remerciement.....	01
Dédicaces.....	02
Sommaire.....	03
Liste des figures.....	07
Liste des tableaux	08
Liste des abréviations	09
Introduction générale.....	11
Chapitre 1-Présentation de l'entreprise d'accueil.....	12
I-Introduction.....	12
II-Présentation de l'office chérifien des phosphates	12
II-1-Historique du groupe.....	12
II-2-Direction des industries chimiques de safi.....	13
II-3-Présentation de maroc chimie	14
II-3-1-Ateliers de production de l'acide sulfurique.....	14
II-3-2-Ateliers de production d'acide phosphorique	15
II-3-3-Ateliers de production des engrais TSP.....	15
II-3-4- Atelier d'énergies et de fluides	15
Chapitre 2-Procédé de fabrication d'acide sulfurique	16
I-Description du Procédé	16
I-1-Les principales étapes du procédé	16
I-2-Circuit de gaz	17
I-3-Circuit d'acide	18

I-4-Circuit d'eau	19
II-Utilisation de la vapeur haute et moyenne pression	20
II-1-Vapeur haute pression	20
II-2-Vapeur moyenne pression	20
III-Conclusion.....	21
Chapitre 3- Démarche de l'étude	22
I-Présentation de service d'accueil.....	22
I-1-Préambule	22
I-2-Tournée d'information	22
II-Traitement de la problématique.....	22
II-1-Définition de la problématique	22
II-2-Démarche de la résolution de la problématique	22
Chapitre 4- Calcul du bilan de matière avant et après augmentation de la cadence	24
Bilan de matière.....	24
I-La cadence actuelle 115%.....	25
I-1-Combustion du soufre.....	25
I-1-1Les compositions à l'entrée du four	25
I-1-2-Les compositions à la sortie du four	26
I-2-Conversion du soufre	27
I-2-1-Sortie de la 1 ^{ière} masse du convertisseur	27
I-2-2-Sortie de la 2 ^{ième} masse du convertisseur	28
I-2-3-Sortie de la 3 ^{ième} masse du convertisseur	29
I-3-Tour HRS.....	30
I-4-Sortie de la 4 ^{ième} masse du convertisseur	31
I-5- La Tour d'absorption finale	32

I-La cadence souhaitable 125%	33
II-1-Combustion du soufre	33
II-1-1Les compositions à l'entrée du four	33
II-1-2-Les compositions à la sortie du four	33
II-2-Conversion du soufre	34
II-2-1-Sortie de la 1ière masse du convertisseur	34
II-2-2-Sortie de la 2ième masse du convertisseur	35
II-2-3-Sortie de la 3ième masse du convertisseur	36
II-3-Tour HRS	37
II-4-Sortie de la 4ième masse du convertisseur	39
II-5- La Tour d'absorption finale	40
Bilan thermique	41
I-Principe de récupération de chaleur.....	41
II-Calculs des chaleurs	41
II-1-Calcul pour les équipements de production de la vapeur haute pression (HP).....	42
II-2-Calcul pour les équipements de production de la vapeur moyenne pression (MP)	44
II-3-Efficacité énergétique des équipements	46
II-4- Gain de vapeur haute et moyenne pression	48
II-4-1- Vapeur haute pression	48
II-4-2- Vapeur moyenne pression	49
II-5-Etude économique.....	50
III- Identification des limitations techniques de l'augmentation de la cadence au-delà de 115%	50
III-1- Limitation liée à l'insuffisance de l'air de combustion	50
III-2- Limitation liée au manque d'acide d'arrosage de la tour HRS	51
III-3- Limitation liée au manque du soufre	52

III-4- Limitation liée au type de buse du four à soufre	52
III-5- Limitation liée à l'insuffisance de garnissage de la tour de séchage, HRS et la tour finale	52
III-6- Limitation liée à l'insuffisance de la quantité des éliminateurs de brume	53
III-7- Limitation liée à l'augmentation de la température dans la tour finale	54
III-8- limitation liée à l'augmentation de la température d'entrée au convertisseur	55
III-9- Limitation liée à l'insuffisance de la quantité du catalyseur	56
III-10-limitation liée à l'insuffisance de la quantité d'acide d'arrosage dans la chaudière et le dillieur .	57
Conclusion	58
Perspectives	58
Références	60
Annexes	61

Liste des figures

Figure 1: Organigramme de maroc chimie:	14
Figure 2: pourcentage des pertes au niveau de chaque équipement	48
Figure 3: schéma d'ajout d'un booster entre filtre à gaz et la tour de séchage	51
Figure 4: schéma de la nouvelle pompe HRS d'acide	51
Figure 5: schéma de l'instrument à changer (pompe à soufre)	52
Figure 6: schéma de l'instrument à changer (les cinq pulvérisateurs à soufre du four de combustion)	52
Figure 7: schéma de l'instrument à ajouter et à renouveler (garnissage des trois tours)	53
Figure 8: schéma de l'instrument à ajouter (éliminateurs de brume concentrique)	54
Figure 9: schéma de l'instrument à ajouter (refroidisseur)	55
Figure 10: schéma de l'instrument à ajouter (surchauffeur)	56
Figure 11: schéma de l'ajout et renouvellement du catalyseur	56
Figure 12: schéma de l'instrument à changer (chaudière et dilueur)	57

Liste des tableaux

Tableau 1:fiche d'identité du groupe OCP	13
Tableau 2:méthode QQQQCP.....	23
Tableau 3: Bilan de matière entrée/sortie de four pour une cadence 115%	26
Tableau 4: Bilan de matière Entrée /sortie de 1ère masse de convertisseur pour une cadence 115%	27
Tableau 5: Bilan de matière Entrée /sortie de 2ème masse de convertisseur pour une cadence 115%.....	28
Tableau 6: Bilan de matière Entrée /sortie de 3ème masse de convertisseur pour une cadence 115%.....	29
Tableau 7:Bilan de matière entrée/sortie de tour HRS pour une cadence 115%.....	30
Tableau 8: Bilan de matière Entrée /sortie de 4ème masse de convertisseur pour une cadence 115%.....	31
Tableau 9: Bilan de matière Entrée / Sortie de la tour d'absorption finale pour une cadence 115%.....	32
Tableau 10: Bilan de matière entrée/sortie de four pour une cadence 125%	34
Tableau 11: Bilan de matière Entrée /sortie de 1ère masse de convertisseur pour une cadence 125%	35
Tableau 12: Bilan de matière Entrée /sortie de 2ème masse de convertisseur pour une cadence 125%.....	36
Tableau 13: Bilan de matière Entrée /sortie de 3ème masse de convertisseur pour une cadence 125%.....	37
Tableau 14:Bilan de matière entrée/sortie de tour HRS pour une cadence 125%.....	38
Tableau 15: Bilan de matière Entrée /sortie de 4ème masse de convertisseur pour une cadence 125%.....	39
Tableau 16: Bilan de matière Entrée / Sortie de la tour d'absorption finale pour une cadence 125%.....	40
Tableau 17:résultats sur la vapeur HP pour une cadence de 115%	44
Tableau 18:Bilan thermique d'eau et d'acide pour une cadence de 115%.....	46
Tableau 19:efficacité et pertes des équipements HP pour une cadence de 115%	47
Tableau 20: efficacité et pertes des équipements MP pour une cadence de 115%	47
Tableau 21:débit de vapeur HP pour une cadence de 115%	49
Tableau 22 débit de vapeur MP pour une cadence de 115%:.....	49
Tableau 23:résultats des pertes de vapeur en chiffre.....	50

Liste des abréviations

OCP: Office Chérifien des phosphates

PS3: Production sulfurique 3

HRS : système de récupération de chaleur

TSP: Triple Super Phosphate

PPI : Production phosphorique 1

MP: Maroc phosphore

MC: Maroc chimie

TMH: tonne de mono hydraté

VMP : vapeur moyenne pression

VHP : vapeur haute pression

VBP : vapeur basse pression

M(SO₃):masse molaire de trioxyde de soufre en g/mol

M(S):masse molaire de soufre en g/mol

M(N₂):masse molaire de diazote en g/mole

M(O₂):masse molaire de dioxygène en g/mol

M(SO₂):masse molaire de dioxyde de soufre en g/mol

M(H₂SO₄):masse molaire d'acide sulfurique en g/mol R:rendement de la production d'acide sulfurique %

rc: rendement de la combustion %

rcv: taux de conversion globale %

ra: rendement de l'absorption %

V_m: volume molaire en l/mol

F(H₂SO₄): débit molaire d'acide sulfurique en mol/h

F (X) : débit molaire de X en mol/h

Q_m(X) : débit massique de X en Kg/h

Q_v (X) : débit volumique X en m³/h

F (X) ex: débit molaire de X en excès en mol/h

Q_m (X) ex: débit massique de X en excès en Kg/h

Q_v (X) ex: débit volumique de X en m³/h

F (X) restant: débit molaire de X qui reste en mol/h

Q_m (X) restant : débit massique de X qui reste en Kg/h

Q_v (X) restant : débit volumique de X qui reste en m³/h

Q_{m1} : débit massique de 1er étage d'arrosage en Kg/min

Q_{m2} : débit massique de 2ième étage d'arrosage en Kg/min

Q_{mp} : débit massique d'acide produit en Kg/min

Q_{mT} : débit massique total d'acide en Kg/min

$Q_{mr}(X)$: débit massique de X qui reste en Kg/h

X : concentration de l'acide sulfurique

$C_p(\text{So}_3)$: capacité calorifique molaire de trioxyde de soufre en cal/mole

$C_p(\text{SO}_2)$: capacité calorifique molaire de dioxyde de soufre en cal/mole

$C_p(\text{O}_2)$: capacité calorifique molaire de dioxygène en cal/mole

$C_p(\text{N}_2)$: capacité calorifique molaire de di azote en cal/mole

T_e : température d'entrée en °C

T_s : température de sortie en °C

Q (gaz) : le débit de chaleur cédée par le gaz en Kcal/h

Q (eau) : le débit de chaleur reçue par l'eau en Kcal/h ;

ϕ (pertes) : la chaleur perdue en Kcal/h.

$\Delta h(i)$: l'enthalpie molaire du constituant (i) entre l'entrée à la température T_e et la sortie à la température T_s

$F(i)$: débit molaire du constituant (i) en k moles/h

$\Delta H(i)$ = l'enthalpie du constituant (i) en Kcal/h

Q_{me} : débit massique d'eau en kg /h

H_e : enthalpie d'eau à l'entrée à la température T_e et à la pression P_e en Kcal/Kg.

H_s : enthalpie de sortie d'eau à la sortie à la température T_s et à la pression P_s en Kcal/kg.

$Q_{m(VH)}$: Débit massique de la vapeur HP en T/h

$Q_{m(VM)}$: Débit massique de la vapeur MP en T/h

$\Delta H(v)$: L'enthalpie de la vapeur surchauffée

$\Delta H(e)$: L'enthalpie d'eau entrante

$Q_{m(p)}$: débit massique perdu en T /h

Introduction générale

Dans un milieu industriel caractérisé par une compétitivité acharnée, l'entreprise se trouve aujourd'hui, plus que jamais, dans l'obligation de satisfaire les impératifs : Qualité, Délai et Coût.

Consciente de ces défis concurrentiels et dans le cadre d'une nouvelle stratégie de progrès, le groupe Office Chérifien des phosphates (OCP) veille à la mise en place d'une nouvelle politique d'amélioration des performances énergétiques de ses postes de travail. L'OCP s'engage dans la mise en place de système de management d'énergie qui rassemble les meilleurs critères du progrès et d'amélioration de la performance énergétique en vue de l'atteinte de « l'excellence et leadership ».

Etant le cœur de l'activité du groupe OCP, et pour suivre l'entreprise dans cette vision d'amélioration, l'atelier sulfurique PS3 envisage de faire une évaluation énergétique de son atelier. Cette initiative a pour objectif de mettre le point sur l'état des lieux du service et de d'évaluer la consommation d'énergie, afin de remédier aux différentes anomalies qui influencent négativement sur les performances de la ligne d'acide sulfurique.

C'est dans cette optique que s'inscrit mon Projet de Fin d'Etudes intitulé : évaluation de l'atelier PS3 pendant l'augmentation de la cadence. Le présent rapport s'articule autour de 4 chapitres :

Le premier est consacré à la présentation du lieu de travail à savoir, le Groupe office chérifien des phosphates OCP et les chantiers au sein de la direction Maroc Chimie en particulier l'atelier sulfurique PS3 et ses activités.

Le second chapitre présente une description détaillée de la ligne PS3 et son procédé de fonctionnement.

Le troisième chapitre, est dédié à la présentation du cahier des charges et du planning du projet, en tenant compte des attentes des responsables.

Alors que le quatrième chapitre est consacré à l'évaluation de l'énergie en établissant ; premièrement, les bilans des matières puis les bilans énergétiques sur les chaudières de récupération HP (haute pression) et HRS (système de récupération de chaleur) ; deuxièmement, les pertes énergétiques en estimant le gain réalisé en terme de VHP (vapeur haute pression) et VMP (vapeur moyenne pression) après l'augmentation de la cadence (115%), puis en cherchant les limitations techniques et processus qui empêchent l'augmentation de la cadence au-delà de 115%.

Enfin ce mémoire est clôturé par une synthèse de ce présent travail, par des perspectives et une conclusion.

I - Introduction

Le Maroc dispose d'une réserve assez importante en phosphates, soit 3 /4 des réserves mondiales. De ce fait, il s'est lancé dans l'exploitation de cette richesse naturelle afin de développer son industrie en créant le groupe office chérifien des phosphates et produits dérivés.

Actuellement, le groupe OCP opère sur les cinq continents et il est devenu leader mondial sur le marché et parmi les premières entreprises du Royaume. Son ouverture traditionnelle sur l'international le pousse à développer en permanence ses capacités d'adaptation, de flexibilité et d'anticipation dans l'intention de pouvoir répondre aux exigences, de plus en plus fortes, des clients dans un marché fortement concurrentiel.

Dans le sens de la concrétisation des nouvelles tendances managériales au sein du groupe, la plateforme chimie de Safi a lancé un grand nombre de projets qui visent globalement une optimisation de toutes les ressources : le complexe Maroc Chimie a connu dernièrement le lancement d'un ensemble de projets de développement (la nouvelle ligne sulfurique PS3, la nouvelle centrale thermique, les nouveaux programmes d'optimisation dans la consommation énergétique, ...).

Conjointement aux autres complexes de la plateforme chimie de Safi, le complexe dispose de plusieurs ateliers, chacun intervient dans une phase de fabrication du produit fini en utilisant un procédé bien précis et ayant des caractéristiques adaptées au type de produits intermédiaires assurés.

II - Présentation de l'office Chérifien des phosphates :

II-1 - Historique du groupe :

Créé en 1920, Le Groupe OCP est spécialisé dans l'extraction, la valorisation et la commercialisation de phosphates et de produits dérivés. Chaque année, plus de 24 millions de tonnes de minerais sont extraites du sous-sol marocain qui recèle les trois-quarts des réserves mondiales.

Principalement utilisé dans la fabrication des engrais, le phosphate provient des sites de Khouribga, Benguerir, Youssoufia et Boucraâ-Laâyoune. Selon les cas, le minerai subit une ou plusieurs opérations de traitement (criblage, séchage, calcination, flottation, enrichissement à sec...). Une fois traité, il est exporté tel quel ou bien livré aux industries chimiques du Groupe, à Jorf Lasfar ou à Safi, en vue d'être transformé en produits dérivés commercialisables : acide phosphorique de base, acide phosphorique purifié et engrais.

Premier exportateur mondial de phosphates sous toutes ses formes, le Groupe OCP écoule 95% de sa production en dehors des frontières nationales. Opérateur international, il rayonne sur les cinq continents de la planète. Moteur de l'économie nationale, il joue pleinement son rôle d'entreprise citoyenne. Cette volonté se traduit par la promotion de nombreuses initiatives, notamment en faveur du développement régional et de la création d'entreprise. Dans un contexte de concurrence accrue, le Groupe poursuit la politique de consolidation de ses positions traditionnelles et développe de nouveaux débouchés.

Le tableau ci-dessous donne un aperçu abrégé de cet organisme :

Tableau 1 : Fiche d'identité du Groupe OCP

Raison sociale	Office Chérifien des Phosphates Société Anonyme (OCP SA)
Date de création de l'OCP	1920
Date de création du groupe	1975
Secteur d'activités	Extraction, traitement, valorisation et commercialisation des phosphates et produits dérivés.
Réserves de phosphate	¾ des réserves mondiales, dont 1% environ au sud du pays
Sites d'exploitation minière	Khouribga, Youssoufia, Benguerir, Boucrâa / Laâyoune
Sites de valorisation chimique	Safi et Jorf-Lasfar
Ports d'embarquement	Casablanca, Safi, Jorf-Lasfar, Laâyoune
Effectif en personnel	24500 agents, dont : 4,30 % Ingénieurs et équivalents ; 25,40% Techniciens et agents de maîtrise ; 70,30 % Ouvriers et employés.
Chiffres d'affaires	Près de 19,3 Milliards de DH
Part du groupe OCP dans les exportations marocaines en valeur	16,2%
Part de marche du groupe	Phosphate : 38,6% Acide phosphorique : 44,4% Engrais : 9,9%

II-2 - Direction des industries chimiques de Safi :

L'IDS est un complexe industriel chimique appartenant à l'OCP, situé sur la Côte Atlantique à 8 Km au sud de la ville de Safi, il valorise une partie des phosphates extraits de Youssoufia et les phosphates provenant de Benguerir, destinés à la fabrication industrielle de l'acide phosphorique H₃PO₄, ainsi qu'à la fabrication des engrais.

Le choix porté sur Safi a été commandé par plusieurs raisons :

- La proximité du gisement de phosphates de Youssoufia dont le port de Safi exporte les minerais depuis 1931.

- L'eau de mer utilisée en grande quantité nécessaire pour le refroidissement des installations.
- L'eau brute du barrage de sidi Abderrahmane situé à 10 Km au nord de la ville.

La direction de production assure la réalisation des objectifs de production du site dans les meilleures conditions. Elle veille également au maintien de l'outil de production et à l'amélioration des performances techniques et économiques.

II-3 - Présentation du Maroc Chimie

Maroc Chimie, la plus ancienne division du groupe OCP destinée à la valorisation des phosphates, fait partie de la Direction des Industries chimiques de Safi (PCS). Elle est spécialisée dans la production des engrais et comprend au total neuf ateliers de gestion et d'entretien des équipements ainsi que quatre autres de production parmi lesquelles figure celui sulfurique.

La division Maroc chimie a pour vocation la fabrication de l'acide phosphorique à 54% P₂O₅ et les engrais Triple Super Phosphate (TSP). Elle se compose de quatre unités principales :

- Ateliers de production de l'acide sulfurique.
- Ateliers de production d'acide phosphorique.
- Atelier de fabrication des engrais TSP.
- Atelier d'énergies et de fluides.

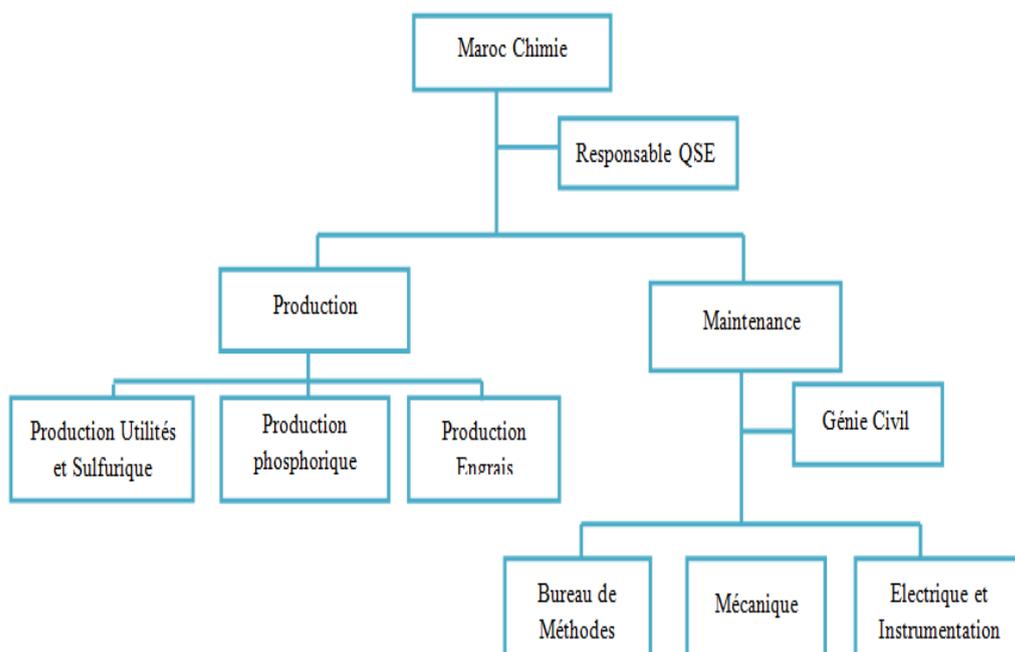


Figure 1: Organigramme de Maroc Chimie

II-3-1-Ateliers de production de l'acide sulfurique :

La division Maroc Chimie dispose de deux ateliers de fabrication d'acide sulfurique :

- **La ligne sulfurique PSII** : Ancienne unité qui se compose de deux lignes X et Y, et qui produit 2000 T/j d'acide sulfurique concentré à 98.5% et un débit de vapeur haute pression de 120 T/j.

- **La ligne sulfurique PSIII :** Unité moderne qui produit outre l'acide sulfurique de concentration 98.5% et deux sortes de vapeur : moyenne et haute pression, en récupérant le maximum d'énergie dégagée lors de la fabrication d'acide, autant au niveau de la combustion du soufre liquide qu'à celui de l'absorption médiane, moyennant un échange thermique avec l'acide dont la température permet le chauffage de l'eau, ce système est dit HRS (Heat Recover System).

II-3-2-Ateliers de production d'acide phosphorique :

Les ateliers phosphoriques de la division Maroc Chimie ont été conçus pour la production d'un acide titrant 54% en P₂O₅ selon les procédés PRAYON et RHÔNE-POULENC.

- **L'atelier PPI dispose de:**

- 2 lignes 1/2 et 3/4 de production d'acide phosphorique 30%.
- Une ligne de production d'acide phosphorique concentré.

- **L'atelier PPII dispose de:**

- 2 lignes de production d'acide phosphorique 30%.
- 4 lignes de concentration d'acide phosphorique 54%.
- 2 unités de clarification d'acides phosphoriques 30% et 54%.

L'atelier Traitement Acide regroupe les opérations de décadmiation, de désulfatation et de défluorisation de l'acide 54% provenant de la division MP et de l'atelier PP2.

II-3-3-Ateliers de production des engrais TSP :

La Division MC dispose de deux lignes identiques de production d'engrais TSP : la ligne Nord et la ligne Sud. La fabrication des engrais TSP utilise le procédé Saint Gobin dont le principe est de convertir le P₂O₅ des matières premières en matières fertilisantes. Ces matières premières étant les phosphates broyés et l'acide phosphorique titrant 42% en P₂O₅. Ce procédé renferme quatre étapes essentielles : la Réaction, la granulation, le séchage et la Classification.

II-3-4- Atelier d'énergies et de fluides :

L'atelier Énergie et Fluides du complexe Maroc Chimie est constitué :

- D'une centrale thermique ;
- D'une station de pompage de l'eau de mer (PEM) ;
- D'une station de traitement de l'eau douce (TED) ;
- D'une station de compression de l'air ;
- D'une station de surpression de l'eau de mer (SEM) ;
- D'une station de pompage du Fuel.

I-Description du procédé

I-1- Les principales étapes du procédé

Cette unité produit, selon le procédé de contact MONSANTO, l'acide sulfurique ayant un titre de 98,5 % et une température qui ne dépasse pas 66°C. Ce produit est fabriqué à base du soufre liquide.

Les phases principales de procédé de production sont :



La Combustion :

La réaction de transformation exothermique du soufre S en dioxyde de soufre SO₂ se fait dans un four par la présence de l'oxygène, selon la réaction suivante:



La Conversion

La réaction de transformation exothermique de SO₂ en SO₃ n'est pas une réaction directe : Elle impose la présence d'un catalyseur à base de pentoxyde de vanadium V₂O₅ supporté sur de la silice en présence d'éléments alcalins K₂O, Na₂O...

La conversion se fait selon la réaction suivante :



Le taux de conversion atteint pratiquement 99,7 % et la réaction se passe dans un convertisseur constitué de 4 masses superposées l'une sur l'autre.



Absorption

L'absorption est la réaction due à la combinaison de l'anhydride sulfurique avec l'eau selon la formule suivante :



Cependant, la combinaison directe de SO₃ et H₂O n'est pas exploitable à partir de deux composés pris à l'état pur. Dans la pratique, on obtient le meilleur résultat en absorbant l'anhydride sulfurique dans l'acide sulfurique de concentration comprise entre 99% et 98,5% continuellement recyclé dans l'installation d'absorption.

Cette réaction est aussi exothermique et elle a eu lieu dans les deux tours d'absorption : la tour HRS et la tour finale.

Ainsi, la fabrication de l'acide sulfurique se fait selon plusieurs opérations, regroupées sous forme de circuits de gaz, d'acide, d'eau et d'énergie :

I-2-Circuit de gaz

L'air atmosphérique est aspiré à travers le filtre à air (S7301), puis circule dans la tour de séchage (C7301) dans laquelle il est arrosé par l'acide sulfurique dont la concentration varie de 98.67 à 98.78 % en fonction de son humidité.

L'air qui en ressort (dépourvu d'humidité) est soufflé dans le four (F7301) où le soufre liquide subit une oxydation.

Ce dernier amené de MP1 via une conduite à double paroi (le soufre à l'intérieur et la vapeur à l'extérieur) maintenu liquide à une température de 140 °C par la vapeur VBP (vapeur basse pression) et stocké dans deux bacs 1401/1402 de stockage de capacité 2520T, 2500T respectivement.

Ensuite, il est transporté par gravité dans une fosse de capacité 28 T ou il sera refoulé au four à 11 bars vers les cinq atomiseurs du four par les deux pompes P 1400A/B, dont une est en réserve, où il sera pulvérisé dans la chambre de combustion pour l'obtention du gaz SO₂ après sa réaction avec l'oxygène contenu dans l'air soufflé à travers la boîte à vent et les conduites d'air secondaire du four .

La masse gazeuse ainsi produite avec une température de 1136°C , traverse la chaudière de récupération (H7301), où elle cède de l'énergie à l'eau alimentaire circulant dans son calandre, puis sort avec une température de 380 °C, mais le by-pass HV 1005 fait passer du gaz chaud pour élever cette température à 447°C en amont du filtre.

Le Filtre à gaz chauds (S7305) contient deux masses de gravions, le gaz se répartit sur ces deux lits, pour enlever les cendres de combustion, avant de se rassembler à l'entrée de la 1^{ère} masse du vanadium du convertisseur (R 7301) où la température du gaz enregistrée est 423 °C.

La conversion se fait dans le convertisseur (R7301) selon la réaction suivante :



Le Gaz SO₃ produit et le SO₂ non encore converti passent à travers la surchauffeur 1B (E7304) où ils se refroidissent (par échange de chaleur avec la vapeur haute pression) avant d'entrer à la deuxième masse.

De même, le gaz converti sort de la 2^{ème} masse catalytique avec une température de 522° C qu'il perd dans l'échangeur à gaz/gaz chaud, suite à l'échange thermique avec le gaz en provenance de l'échangeur gaz/gaz froid (E 7315), et rentre à la 3^{ème} masse à une température de 445 °C. Notons ici que le gaz chaud traverse l'échangeur à gaz/gaz chaud (E 7316) par le coté tubes.

A la sortie de la 3^{ème} masse, la température du gaz est de 469 °C ,il pénètre dans la partie calandre de l'échangeur gaz/gaz froid (E 7315) ou il sort avec une température de 275°C suite à l'échange thermique avec le gaz en provenance de la tour HRS (SO₂), pour continuer ensuite vers l'économiseur 3B (E7309) où la température baisse de 275 °C à 166 °C par échange thermique avec l'eau alimentaire en stade de préchauffage.

Dans La phase de l'absorption, qui vient directement après, ces gaz pénètrent dans la tour HRS (C7303) où ils seront arrosés d'abord, dans un premier étage par l'acide sulfurique concentré à 99 % avec une

température de 204 °C et puis dans le deuxième étage par l'acide concentré à 99 % avec une température de 60 °C.

Le gaz SO₂ non pas encore converti sort de la tour HRS(H7302) et va vers l'échangeur gaz/gaz froid(E 7315) (partie tubes) où il entre avec une température de 71 °C et sort à 350°, après l'échange avec le gaz provenant de la 3^{ème} masse catalytique, et continue vers la partie calandre d'échangeur de chaleur gaz/gaz chaud (E 7316). Arrivés à la 4^{ème} masse catalytique, les gaz auront la température 423 °C.

Après conversion ,Les gaz sortant de la 4^{ème} masse (SO₃) s'acheminent vers la tour d'absorption finale (C7302) en passant par l'échangeur de chaleur à 4 étages (surchauffeur HP 4A, surchauffeur IP 4A, économiseur4A, économiseur 4C) où ils se refroidissent par échange thermique avec la vapeur haute et moyen pression, ensuite ces gaz pénètrent dans la tour d'absorption finale (C7302) à la température de 135 °C .

De même que dans la tour HRS, les gaz sont arrosés par l'acide sulfurique (98.5%), à une température de 82°C. Ce dernier absorbe le SO₃ et sort à la température de 92°C, qui fait circuit fermé entre la tour HRS et le bac de roulement commun. La quantité qui s'ajoute suite à l'absorption est envoyée au stock après refroidissement (voir Annexe circuit Acide). Enfin Les éléments qui restent dans le gaz non absorbés quittent la tour d'absorption finale vers la cheminée.

Le schéma représentant le circuit de gaz à travers toute l'unité est illustré dans (l'annexe1).

I-3-Circuit d'acide

Chemin d'air

L'air de combustion débité à l'aide de la turbosoufflante est séché dans la tour de séchage (C7301) par arrosage de l'acide sulfurique (98.5%) qui provient du bac de roulement(D7303) débité par la pompe de séchage (P 7301) .L'acide à la sortie de la tour de séchage est donc dilué suite à la rétention de la quantité d'eau contenu dans l'air, et revient au bac de roulement.

Absorption :

L'absorption des gaz convertis se fait dans deux tours, la tour HRS faisant partie du système de conversion retient le SO₃ en provenance des trois premières masses du convertisseur. Ce gaz fait un taux de 98% de la masse gazeuse.

La rétention à ce niveau de SO₃ est obtenu par l'acide sulfurique arrosé dans deux étages, dans le premier ,un débit de 1557 m³/h de l'acide sulfurique concentré qui vient de la chaudière HRS débité par la pompe (P7304), à 99% et d'une température de 204°C s'arrose à travers le lit des anneaux rachinques à contre courant du gaz [1].

Un deuxième arrosage par l'acide moins concentré (98,67%) venant de la tour de séchage (**E7302**), débité par la pompe (**P7301**) est effectué au niveau du 2^{ème} étage des anneaux rachinques avec un débit de 94 m³/h dont la température est d'environ 60°C [1].

L'acide chaud (203 °C) sortant de la tour HRS est refoulé vers la chaudière HRS par la pompe d'absorption HRS (P 7304) où sa température chute à environ 188°C avant de passer dans le dilueur HRS

(M7301) où le rejoignent aussi l'eau désilicée et l'air d'instrument qui amorti l'élévation de la température élevée par la dilution [1].

L'acide dilué passe au 1^{er} étage de l'atour HRS (circuit fermé), alors qu'une partie de l'acide sortante de la chaudière HRS (la quantité ajoutée suite à l'absorption) passe dans le préchauffeur HRS, où l'acide sulfurique cède de l'énergie à l'eau alimentaire avant de finir dans le bac de roulement commun (D7303) [1].

Dans la tour d'absorption finale, le SO₃ réagit avec l'eau de la solution d'acide de circulation à 98,5 -99% prévenant de bac de roulement commun à travers la pompe (P7302). La solution d'acide sulfurique quittant la tour d'absorption finale, s'écoule dans l'un des deux compartiments du réservoir de bac de roulement commun où elle se mélange avec une partie du l'acide revenant de la tour de séchage [1], alors que l'acide revenant de la tour HRS ainsi qu'une partie de celui de la tour de séchage se mélangent dans l'autre compartiment du bac de roulement commun où il subit une dilution. La solution d'acide sulfurique à 98,5% produite circule de la pompe de circulation de la tour finale vers le refroidisseur puis vers les réservoirs d'entreposage [1].

L'ensemble de ces opérations est répartis selon 5 schémas :

- Circuit acide ½ réfrigération (Annexe 2) ;
- Circuit acide 2/2 Bac de roulement (Annexe 2) ;
- Circuit tour et dilueur HRS (Annexe3) ;
- Circuit chaudière et préchauffeur HRS (Annexe 3) ;
- Circuit de stockage acide (Annexe 4).

I-4-Circuit d'eau

Poste d'eau :

Le PS III est doté d'un poste d'eau où se fait le contrôle des eaux en retour des services utilisant la vapeur et l'eau d'appoint, ce poste alimente principalement les deux chaudières d'atelier : la chaudière de récupération (H7301) et la chaudière HRS (H7302).

Description du procédé :

Avant de finir dans la bêche à condensât, les eaux (condensât), les eaux de PS2, MP1 et ceux de la centrale passent par le pot d'analyse où se fait le contrôle de la conductivité électrique.

La bêche à condensât est dotée d'un répartiteur qui alimente les deux pompes à condensât, précédée par un filtre chacune afin d'éliminer les particules solides. L'eau alimentaire conditionnée passe au dégazeur (enlèvement d'oxygène) puis, alimente la bêche alimentaire, ensuite, elle se répartit sur 5 pompes dont 3 refoulent l'eau vers la chaudière de récupération, après un traitement avec du phosphate tri sodique, pour produire la vapeur haute pression et les 2 autres pompes alimentent la chaudière HRS, après traitement avec l'hydrazine, pour produire la vapeur moyenne pression. Le schéma représentant le circuit de poste d'eau à travers toute l'unité est illustré dans l'annexe 5.

Circuit de vapeur HP et MP :

La fabrication d'acide sulfurique met en jeu trois réactions exothermiques au niveau de la combustion, la conversion et l'absorption.

Au niveau de chaque opération, la chaleur dégagée permet de produire la vapeur surchauffée :

A Haute pression dans : Economiseur 4A, Economiseur 3B, Economiseur 4C, Chaudière de récupération, Surchauffeur HP 4A et Surchauffeur HP 1B.

Et à moyenne pression dans : Chaudière HRS, Surchauffeur IP 4A et Préchauffeur HRS.

➤ **Circuit de la vapeur HP :**

L'eau, qui provient de la bache alimentaire passe à travers l'économiseur 4A, 3B, et 4C à une température de 110°C et sort à 245°C après échange de chaleur avec les gaz sortant du convertisseur, passe à travers la chaudière de récupération ou elle change d'état physique (liquide en vapeur) après échange de chaleur avec les gaz qui proviennent du four, et sort à la température de 279°C . Et afin d'élever sa température, après échange avec les gaz qui proviennent du convertisseur à 460°C, la vapeur passe par le surchauffeur HP4A, puis par le surchauffeur HP 1B.

➤ **Circuit de la vapeur MP :**

L'eau qui provient de la bache alimentaire passe à travers le préchauffeur HRS à une température de 110°C et sort à 173°C après échange de chaleur avec l'acide venant de la chaudière HRS ,ensuite l'eau passe à travers la chaudière HRS ou elle change d'état physique (liquide en vapeur) après échange de chaleur avec l'acide qui provient de la tour HRS, et sort à la température de 176°C. Et afin d'élever sa température, après échange avec les gaz qui proviennent du convertisseur, à 238°C, la vapeur passe par le surchauffeur IP 4A.

Le schéma représentant le circuit de vapeur HP et MP à travers toute l'unité est illustré dans l'annexe 6.

II - Utilisation de la vapeur haute et moyenne pression

II - 1-Vapeur haute pression

La vapeur haute pression produite au sein d'atelier sulfurique alimente les groupes turboalternateurs de la centrale thermique avec un pourcentage de 60% de la quantité produite.

Cette vapeur transmet son énergie thermique aux groupes qui, eux, la transforment en énergie électrique distribuée au niveau des équipements électriques de toute la division.

Cette transformation énergétique permet aux groupes de soutirer la vapeur moyenne pression qui sera aussi distribuée aux différents ateliers. Les 40% qui restent de la vapeur Haute pression sont transformées en vapeur moyenne pression après avoir cédées de l'énergie sous forme mécanique au niveau de la turbosoufflante d'atelier sulfurique PS3.

II -2-Vapeur moyenne pression

La vapeur moyenne pression produite par le circuit HRS de l'atelier ainsi que celle soutirée au niveau de la turbosoufflante sont destinées à être consommées au niveau des équipements suivant :

- bache alimentaire ;
- Les bacs de soufre fondu ;
- la centrale thermique.

La consommation de la vapeur moyenne pression au niveau de ces unités fait que sa pression et sa température chutent ce qui implique le changement d'état de la vapeur en eau condensée.

Cette eau, est récupérée au niveau de la bache à condensat pour être réutilisée à nouveau dans le circuit d'eau.

III-Conclusion

La production de l'acide sulfurique est un procédé d'une part, générateur d'énergie à partir de ses 3 principaux réactions qu'on peut récupérer sous forme de vapeur Moyenne et Haute pression on faisant l'échange avec l'eau. D'autre part il consomme de l'énergie : à savoir l'énergie électrique à travers le fonctionnement des pompes déjà citées et aussi au niveau de certains équipements secondaire telle que les diapositives d'éclairage d'installation, ainsi que la vapeur HP et MP comme on vient de voir.

Cependant toute étude est précédée d'un planning de travail afin de pouvoir arriver à mettre à terme les objectifs attendus de cette étude. De ce fait le chapitre suivant sera consacré à la définition du projet ainsi qu'à l'ensemble des taches effectuées et enfin du cahier de charge souhaité

I-Présentation du service d'accueil:

I-1-Préambule :

L'atelier sulfurique PS3 (production sulfurique III), installée depuis 2001 pour élever la capacité de production de l'acide sulfurique à Maroc Chimie à 2300 TMH/j tout en assurant une production en continu de la vapeur haute et moyenne pression.

L'atelier PS III a la particularité d'avoir un procédé à double absorption, cette dernière est assurée par le système HRS (Heat Recover System) qui permet l'augmentation du rendement de la conversion, puisqu'une absorption supplémentaire est effectuée à ce niveau.

Cette mission, pour qu'elle soit réalisée, nécessite une collaboration de tout un groupe, que se soit au niveau des travaux de chantier ou de surveillance.

I-2-Tournée d'information:

Cette tournée au sein de l'atelier sulfurique était consacrée pour l'identification de tous les circuits existants, de tous les équipements constituant l'installation, et pour se familiariser avec le milieu du travail et le personnel.

Durant cette tournée, nous avons remarqué en premier lieu la grande géométrie des équipements de l'atelier sulfurique, la complexité et l'organisation des tâches exécutées.

D'un autre côté, on a constaté la présence d'un grand nombre de signalisations de sécurité permettant la sensibilisation face aux risques auxquels le personnel peut être exposé.

II-Traitement de la problématique

II-1-Définition de la problématique :

De nos jours, pour être compétitif sur le marché, une entreprise doit avoir une idée très précise de ses possibilités de production et de l'efficacité de son organisation et comme on déjà signalé la particularité de la ligne PS3 est d'avoir un procédé à double absorption assurée par les deux tours (la tour d'absorption finale et la tour HRS). D'une part il est important de faire une évaluation énergétique afin de minimiser les pertes énergétiques au niveau des équipements critiques et pour estimer le gain réalisé en termes de vapeur avant et après augmentation de la cadence, d'autre part on essaye d'identifier les limitations techniques et processus qui empêchent l'augmentation de la cadence au-delà de 115%.

II-2-Démarche de résolution de la problématique :

Pour bien appréhender la problématique, nous adoptons durant notre étude la démarche suivante :

1. Faire une visite des principaux ateliers liés au service sulfurique à savoir l'atelier phosphorique et la centrale thermique.
2. Faire une visite de la ligne PS3 afin de découvrir le procédé de fabrication de l'acide sulfurique et de percevoir les équipements qui établissent cette opération.
3. Observer et s'entretenir avec l'opérateur dans la salle de contrôle afin de :

- Comprendre le déroulement de son travail ;
 - Connaître les problèmes rencontrés durant l'exécution de ses tâches.
4. Effectuer des bilans de matières et d'énergies avant et après augmentation de la cadence
 5. Analyser les résultats afin de déterminer les équipements critiques de la ligne responsable des pertes énergétiques.
 6. Déterminer l'influence des équipements de la ligne sur les performances de l'unité.
 7. identifier les limitations techniques et processus qui empêchent l'augmentation de la cadence

Formulation du problème :

On dit souvent qu'un problème bien posé est déjà à moitié résolu. Cette phase est particulièrement importante car elle permet une définition simple et claire du problème à résoudre afin de savoir les étapes à suivre lors du traitement du problème.

Nombreuses sont les méthodes permettant de poser un problème, nous avons opté pour la méthode QQQQCP qui est une Méthode très efficace pour cerner le plus complètement possible un problème, une cause, une situation donnée. Son nom vient des questions auxquelles on doit répondre.

Tableau 2 : méthode QQQQCP

De Quoi s'agit-il ?	Une Evaluation énergétique et une vision pour augmenter la cadence à 125 %
Qui est concerné ?	La ligne de production d'acide sulfurique PSIII
Depuis Quand ?	Depuis l'année 2017
Où se situe le problème ?	limitations techniques et procès qui empêchent l'augmentation de la cadence au-delà de 115%.
Comment se manifeste le problème ?	Pertes de vapeur Influence sur la performance de la ligne gain moins élevé en termes d'énergie et d'acide sulfurique.
Pourquoi traiter ce problème ?	Augmenter la productivité et pour une orientation efficace des efforts d'amélioration

Bilan matière

Le bilan matière et le bilan énergétique sur un procédé ou une opération permet de tenir compte des quantités et des compositions des matières entrantes et sortantes au cours d'une fabrication. Pour établir un bilan thermique il faut tout d'abord calculer le bilan matière de la ligne sulfurique PSIII qui produit 2645 TMH/ J

Rappel :

Pour étudier des procédés ou des processus intervenant dans l'industrie chimique, il faut tout d'abord les "idéaler", c'est-à-dire les imaginer ou les modéliser, c'est-à-dire aussi convenir et admettre ou accepter certaines hypothèses.

Quelques exemples d'hypothèses de travail :

- le fluide gazeux obéit à la loi des gaz parfaits ;
- le mélange de liquide est idéal, il ne s'accompagne pas de variation de volume,
- d'autres hypothèses seront découvertes dans la suite.

Quand les hypothèses de l'étude sont fixées, on doit disposer alors de trois groupes de relations fondamentales :

- Les lois de conservation, afin d'écrire des bilans :
 - exprimant la conservation de la matière,
 - exprimant la conservation de l'énergie,
 - exprimant la conservation de la quantité de mouvement.
- Les équations d'état, afin de caractériser les équilibres entre les phases.
- Les lois cinétiques, afin de rendre compte des vitesses de réalisation des phénomènes lors des transferts de matière ou de chaleur.

On peut le retenir comme suit :

Conservation = **Bilan** (rien ne se crée, rien ne se perd)

Equations d'état = **Equilibre** (un système tend vers un équilibre)

Cinétique = **Vitesse** (les phénomènes ont tous une vitesse)

Bilan matière On considère les données suivantes :

- Rendement de la combustion est de 100% (r_c) [2].
- Rendement de la conversion est de 99.7% (r_{cv}) [2].
- Rendement de l'absorption est de 100% (r_a) [2].
- Le pourcentage volumique de SO₂ dans les gaz de combustion est de 11.5% [2].

Pour déterminer le rendement réel de la ligne on a procédé aux relevées de la consommation journalière donnée par les compteurs au niveau de soufre consommée et celui d'acide sulfurique produit .Ces valeurs ont été relevées pour la cadence 112 % :

Consommation de soufre: 820 T /J et la Production d'acide sulfurique: 2529,5T/J

Le débit molaire d'acide sulfurique:
$$F(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{Q(\text{H}_2\text{SO}_4)}{M(\text{H}_2\text{SO}_4)} = \frac{2529,5 \times 10^6}{98 \times 24} = 1059,2 \text{ kmol/h}$$

Le débit molaire de soufre:
$$F(\text{S}) = \frac{Q(\text{S})}{M(\text{S})} = \frac{820 \times 10^6}{32 \times 24} = 1067,78 \text{ kmol/h}$$

Le rendement
$$R = \frac{F(\text{H}_2\text{SO}_4)}{F(\text{S})} \times 100 = \frac{1059,2}{1067,78} = 99,2\%$$

Pour la cadence 115% durant mon stage le service d'accueil n'a pas fait fonctionner la ligne à cette cadence et ce pour des impératifs de production. Pour ces cadences (115 % et 125 %) j'ai dû me contenter de faire les calculs théoriques.

I- La cadence actuelle 115%

L'atelier de production d'acide sulfurique à double absorption PSIII produit 2645 TMH/j (pour une cadence de 115%) de H₂SO₄ à 98,5% :

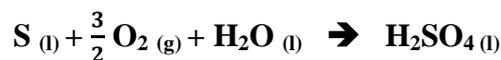
Alors:
$$F(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{Q(\text{H}_2\text{SO}_4)}{M(\text{H}_2\text{SO}_4)} = \frac{2645 \times 10^6}{98 \times 24} = 1124,57 \text{ kmol /h}$$

I-1-Combustion du soufre :

I-1-1- Les compositions à l'entrée du four :

Débit du soufre :

La réaction globale de production de l'acide sulfurique :

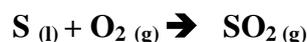


Le rendement global de production :

$R = 99,7\%$ (d'après le manuel opératoire) et $R = r_c \times r_{cv} \times r_a$

- **Débit molaire :** $F(\text{S}) = \frac{F(\text{H}_2\text{SO}_4)}{R} = \frac{1124,5}{0,997} = 1127,96 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m(\text{S}) = F(\text{S}) \times M(\text{S}) = 1127,96 \times 32 = 36094,68 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique :** $Q_v(\text{S}) = \frac{Q_m}{\rho} = \frac{36094,67}{1790} = 20,16 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit d'oxygène réagit :



- **Débit molaire :** $F(\text{O}_2) = F(\text{S}) = 1127,96 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m(\text{O}_2) = F(\text{O}_2) \times M(\text{O}_2) = 1127,96 \times 32 = 36094,68 \text{ kg/h}$

- **Débit volumique :** $Q_v(O_2) = F(O_2) \times V_m = 1127,96 \times 22,4 = 25266,28 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit de dioxyde de soufre :

- **Débit molaire:** $F(SO_2) = F(S) = 1127,96 \text{ kmol/h}$ (car $r_c = 100\%$)
- **Débit massique:** $Q_m(SO_2) = F(SO_2) \times M(SO_2) = 1127,96 \times 64 = 72189,36 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(SO_2) = F(SO_2) \times V_m = 1127,96 \times 22,4 = 25266,28 \text{ m}^3/\text{h}$

I-1-2-Les compositions à la sortie du four :

La composition de SO₂ dans le gaz de sortie est de 11,5% (d'après le manuel opératoire)

- **Débit Volumique de gaz à la sortie :** $Q_v(\text{gaz}) = \frac{V(SO_2)}{0,115} = 219706,74 \text{ m}^3/\text{h}$
- **Débit Volumique de l'air à l'entrée :** $Q_v(\text{gaz}) = Q_v(\text{Air}) = 219706,74 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène en excès :

- **Débit volumique :** $Q_{vEX}(O_2) = Q_v(\text{Air}) \times 0,21 - Q_v(O_2)$
 $Q_{vEX}(O_2) = 219706,74 \times 0,21 - 25266,3 = 20872,14 \text{ m}^3/\text{h}$
- **Débit molaire :** $F_{EX}(O_2) = \frac{Q_{vEX}(O_2)}{V_m} = \frac{20872,16}{22,4} = 931,79 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m EX(O_2) = F_{EX}(O_2) \times M(O_2) = 931,79 \times 32 = 29817,34 \text{ kg/h}$

Le débit d'azote :

- **Débit volumique :** $Q_v(N_2) = Q_v(\text{Air}) \times 0,79 = 219706,74 \times 0,79 = 173568,32 \text{ m}^3/\text{h}$
- **Débit molaire :** $F(N_2) = \frac{Q_{vEX}(O_2)}{V_m} = \frac{173568,5}{22,4} = 7748,59 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m(N_2) = F(N_2) \times M(N_2) = 7748,59 \times 28 = 216960,41 \text{ kg/h}$

Tableau 3: bilan de matière entrée/sortie de four pour une cadence de 115%

Les composés	Entrée du four			sortie du four			% à la sortie
	Debit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m ³ /h	débit molaire kmol/h	Débit massique kg/h	Débit volumique m ³ /h	
S	1127,96	36094,68	20,16	0	0	0	
O₂	2059,75	65912,02	46138,41	931,79	29817,34	20872,14	9,5
N₂	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	79
SO₂	0	0	0	1127,95	72189,35	25266,27	11,5
Gaz total	9808,8	282872,43	219726,9	9808,34	318967,11	219706,74	100

I-2-Conversion du soufre

I-2-1-Sortie de la 1^{ière} masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2 (\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2 (\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3 (\text{g})$ avec : $r_{\text{cv1}} = 64\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cv1}} \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1127,96 \times 0,64 = 721,89 \text{ kmol / h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 721,89 \times 80 = 57751,49 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 721,89 \times 22,4 = 16170,42 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 1127,95 - 721,89 = 406,07 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 406,07 \times 64 = 25988,17 \text{ Kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 406,07 \times 22,4 = 9095,86 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 931,79 - 0,5 \times 721,89 = 570,85 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 570,85 \times 32 = 18267,05 \text{ Kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 570,85 \times 22,4 = 12786,93 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau 4: bilan de matière entrée/ Sortie de la 1ère masse du convertisseur pour une cadence de 115%

Les composés	Entée de la 1ere masse du convertisseur			Sortie de la 1ere masse du convertisseur			% à la sortie
	débit molaire	débit massique kg/h	débit volumique m3/h	débit molaire kmol/h	débit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	931,79	29817,34	20872,14	570,85	18267,05	12786,93	6,04
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	82,018
SO2	1127,96	72189,36	25266,28	406,07	25988,17	9095,86	4,29
SO3	0	0	0	721,89	57751,49	16170,42	7,64
Gaz total	9808,34	318967,11	219706,74	9447,39	318967,11	211621,53	100

I-2-2-Sortie de la 2^{ième} masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2 (\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2 (\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3 (\text{g})$ avec : $r_{\text{cv}2} = 90\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cv}2} \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1127,96 \times 0,9 = 1015,16 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 1015,16 \times 80 = 81213,03 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 1015,16 \times 22,4 = 22739,65 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 1127,95 - 1015,16 = 112,8 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 112,8 \times 64 = 7218,94 \text{ Kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 112,8 \times 22,4 = 2526,63 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 931,79 - 0,5 \times 1015,16 = 424,21 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 424,21 \times 32 = 13574,74 \text{ Kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 424,21 \times 22,4 = 9502,32 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau 5: bilan de matière entrée/ Sortie de la 2^{ième} masse du convertisseur pour une cadence de 115%

Les composés	Entée de la 2eme masse du convertisseur			Sortie de la 2eme masse du convertisseur			% à la sortie
	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	
O2	570,85	18267,05	12786,93	424,21	13574,74	9502,32	4,56
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	83,31
SO2	406,07	25988,17	9095,86	112,8	7218,94	2526,63	1,212
SO3	721,89	57751,49	16170,42	1015,16	81213,03	22739,65	10,91
Gaz total	9447,39	318967,105	211621,53	9300,76	318967,12	208336,92	100

I-2-3-Sortie de la 3^{ème} masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2 (\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2 (\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3 (\text{g})$ avec : $r_{\text{cv}3} = 98\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cv}3} \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1127,96 \times 0,98 = 1105,4 \text{ kmol / h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 1105,4 \times 80 = 88431,96 \text{ kg / h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 1105,4 \times 22,4 = 24760,95 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 1127,95 - 1105,4 = 22,56 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 22,56 \times 64 = 1443,79 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 22,56 \times 22,4 = 505,33 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 931,79 - 0,5 \times 1105,4 = 379,09 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 379,09 \times 32 = 12130,95 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 379,09 \times 22,4 = 8491,67 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau6: bilan de matière entrée/ Sortie de la 3^{ème} masse du convertisseur pour une cadence de 115%

Les composés	Entée de la 3eme masse du convertisseur			Sortie de la 3eme masse du convertisseur			% à la sortie
	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	débit molaire kmol/h	débit massique kg/h	Debit volumique m3/h	
O2	424,21	13574,74	9502,32	379,09	12130,95	8491,67	4,09
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	83,71
SO2	112,80	7218,94	2526,63	22,56	1443,79	505,33	0,24
SO3	1015,16	81213,03	22739,65	1105,4	88431,96	24760,95	11,94
Gaz total	9300,76	318967,11	208337,02	9255,64	318967,11	207326,26	100

I-3-Tour HRS

La réaction d'absorption est :



- L'acide d'arrosage de 1^{er} étage : 99% $Q_{m1}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 49500 \text{ kg/min}$
- L'acide d'arrosage de 2^{ième} étage : 98,67% $Q_{m2}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 3253 \text{ kg/min}$

Quantité d'eau qui va réagit :

$$F_p(\text{H}_2\text{O}) = F(\text{SO}_3) = F(\text{H}_2\text{SO}_4)$$

$$Q_{mp}(\text{H}_2\text{O}) = \frac{F_p(\text{H}_2\text{O})}{60} \times M(\text{H}_2\text{O}) = \frac{1105,4}{60} \times 18 = 331,62 \text{ kg/min}$$

Quantité d'acide sulfurique produit :

$$Q_{mp}(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{F_p(\text{H}_2\text{SO}_4)}{60} \times M(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{1105,5}{60} \times 98 = 1836,81 \text{ kg/min}$$

Quantité total d'acide sulfurique:

$$Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4) = Q_{m1}(\text{H}_2\text{SO}_4) + Q_{m2}(\text{H}_2\text{SO}_4) + Q_{mp}(\text{H}_2\text{SO}_4) - Q_{mp}(\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 49500 + 3253 + 1836,81 - 331,62 = 54226,87 \text{ kg/min}$$

Quantité d'eau restant :

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = Q_{m1}(\text{H}_2\text{O}) + Q_{m2}(\text{H}_2\text{O}) - Q_{mp}(\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = 49500 \times (1-0,99) + 3253 \times (1-0,9867) - 331,62 = 206,65 \text{ kg/min}$$

La concentration de l'acide sulfurique:

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4) \times (1 - X)$$

$$X = 1 - \frac{Q_{mr}(\text{H}_2\text{O})}{Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4)} = 1 - \frac{206,65}{54226,87} = 99,62 \%$$

Tableau 7: Bilan matière entrée/sortie de l'HRS pour une cadence de 115%

Les composés	Entée de la tour HRS			Sortie de la tour HRS			% à la sortie
	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	379,09	12130,95	8491,67	379,09	12130,95	8491,67	4,65
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	95,07
SO2	22,56	1443,79	505,33	22,56	1443,79	505,33	0,28
SO3	1105,40	88431,96	24760,95	0,00	0,00	0,00	0,00
Gaz total	9255,64	318967,11	207326,27	8150,24	230535,15	182565,32	100,00

	Débit massique kg/min	Concentration %
1 ^{er} arrosage	49500	99,00
2ième arrosage	3253	98,67
Sortie de tour	54226,87	99,62

I-4-Sortie de la 4ième masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2 (\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2 (\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3 (\text{g})$ avec : $r_{\text{cv4}} = 99,7\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cv4}} \times F(\text{SO}_2) - 0,98 \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1127,96 \times 0,99,7 - 0,98 \times 1127,96 = 19,18 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 19,18 \times 80 = 1534,02 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 19,18 \times 22,4 = 429,53 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 22,56 - 19,18 = 3,38 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 3,38 \times 64 = 216,57 \text{ Kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 3,38 \times 22,4 = 75,80 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 379,09 - 0,5 \times 19,18 = 369,5 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 369,5 \times 32 = 11824,15 \text{ Kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 369,5 \times 22,4 = 8276,9 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau 8: bilan de matière entrée/ Sortie de la 4ième masse du convertisseur pour une cadence de 115%

Les composés	Entée de la 4eme masse du convertisseur			Sortie de la 4eme masse du convertisseur			% à la sortie
	Debit molaire kmol/h	débit massique kg/h	Débit volumique m3/h	Debit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	379,09	12130,95	8491,67	369,50	11824,15	8276,90	4,54
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	95,18
SO2	22,56	1443,79	505,33	3,38	216,57	75,80	0,04
SO3	0,00	0,00	0,00	19,18	1534,02	429,53	0,24
Gaz total	8150,24	230535,14	182565,31	8140,65	230535,14	182350,55	100,00

I-5-La tour d'absorption finale :

La réaction d'absorption est :



- L'acide d'arrosage de 1^{er} étage : 98,5 % $Q_{m1}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 18946 \text{ kg/min}$

Quantité d'eau qui va réagit :

$$F_p(\text{H}_2\text{O}) = F(\text{SO}_3) = F(\text{H}_2\text{SO}_4)$$

$$Q_{mp}(\text{H}_2\text{O}) = \frac{F_p(\text{H}_2\text{O})}{60} \times M(\text{H}_2\text{O}) = \frac{19,18}{60} \times 18 = 5,75 \text{ kg/min}$$

Quantité d'acide sulfurique produit :

$$Q_{mp}(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{F_p(\text{H}_2\text{SO}_4)}{60} \times M(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{19,18}{60} \times 98 = 31,32 \text{ kg/min}$$

Quantité total d'acide sulfurique:

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{SO}_4) = Q_{m1}(\text{H}_2\text{SO}_4) + Q_{mp}(\text{H}_2\text{SO}_4) - Q_{mp}(\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 18946 + 31,32 - 5,75 = 18971,57 \text{ kg/min}$$

Quantité d'eau restant :

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = Q_{m1}(\text{H}_2\text{O}) - Q_{mp}(\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = 18946 \times (1 - 0,985) - 5,75 = 278,44 \text{ kg/min}$$

La concentration de l'acide sulfurique:

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4) \times (1 - X)$$

$$X = 1 - \frac{Q_{mr}(\text{H}_2\text{O})}{Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4)} = 1 - \frac{278,44}{18971,57} = 98,53 \%$$

Tableau 9: Bilan matière entrée/sortie de la tour d'absorption finale pour une cadence de 115%

Les composés	Entrée de la tour d'absorption finale			Sortie de la tour d'absorption finale			% à la sortie
	débit molaire kmol/h	Débit massique kg/h	Débit volumique m3/h	Debit molaire kmol/h	Débit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	369,50	11824,15	8276,90	369,50	11824,15	8276,90	4,55
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	95,41
SO2	3,38	216,57	75,80	3,38	216,57	75,80	0,04
SO3	19,18	1534,02	429,53	0,00	0,00	0,00	0,00
Gaz total	8140,65	230535,14	182350,55	8121,47	229001,12	181921,02	100,00

	Débit massique kg/min	Concentration en %
Arrosage	18946	98,50
Sortie de tour	18971,5	98,53

II- La cadence souhaitable 125%

L'atelier de production d'acide sulfurique à double absorption PSIII souhaite de produire 2875 TMH/j (pour une cadence de 125%) de H₂SO₄ à 98,5% :

Alors :

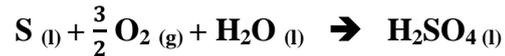
$$F(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{Q(\text{H}_2\text{SO}_4)}{M(\text{H}_2\text{SO}_4)} = \frac{2875 \times 10^6}{98 \times 24} = 1222,36 \text{ kmol/h}$$

II-1-Combustion du soufre :

II-1-1- Les compositions à l'entrée du four :

Débit du soufre :

La réaction globale de production de l'acide sulfurique :

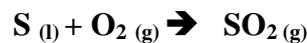


Le rendement global de production :

$$R = 99,7 \% \text{ (d'après le manuel opératoire) et } R = r_c \times r_{cv} \times r_a$$

- **Débit molaire :** $F(\text{S}) = \frac{F(\text{H}_2\text{SO}_4)}{R} = \frac{1222,36}{0,997} = 1226,04 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m(\text{S}) = F(\text{S}) \times M(\text{S}) = 1226,04 \times 32 = 39233,35 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique :** $Q_v(\text{S}) = \frac{Q_m}{\rho} = \frac{39233,35}{1790} = 21,92 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit d'oxygène réagit :



- **Débit molaire :** $F(\text{O}_2) = F(\text{S}) = 1226,04 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m(\text{O}_2) = F(\text{O}_2) \times M(\text{O}_2) = 1226,04 \times 32 = 71643,50 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique :** $Q_v(\text{O}_2) = F(\text{O}_2) \times V_m = 1226,04 \times 22,4 = 27463,34 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit de dioxyde de soufre :

- **Débit molaire :** $F(\text{SO}_2) = F(\text{S}) = 1226,04 \text{ kmol/h}$ (car $r_c = 100\%$)
- **Débit massique :** $Q_m(\text{SO}_2) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 1226,04 \times 64 = 78466,69 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique :** $Q_v(\text{SO}_2) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 1226,04 \times 22,4 = 27463,34 \text{ m}^3/\text{h}$

II-1-2-Les compositions à la sortie du four :

La composition de SO₂ dans le gaz de sortie est de 11,5% (d'après le manuel opératoire)

- **Débit Volumique de gaz à la sortie :** $Q_v(\text{gaz}) = \frac{V(\text{SO}_2)}{0,115} = 238811,67 \text{ m}^3/\text{h}$
- **Débit Volumique de l'air à l'entrée :** $Q_v(\text{gaz}) = Q_v(\text{Air}) = 238811,67 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène en excès :

- **Débit volumique :** $Q_v \text{ EX}(\text{O}_2) = Q_v (\text{Air}) \times 0,21 - Q_v (\text{O}_2)$
 $Q_v \text{ EX}(\text{O}_2) = 238811,67 \times 0,21 - 27463,34 = 22687,11 \text{ m}^3/\text{h}$
- **Débit molaire :** $F_{\text{EX}}(\text{O}_2) = \frac{Q_v \text{ EX}(\text{O}_2)}{V_m} = \frac{22687,11}{22,4} = 1012,82 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m \text{ EX}(\text{O}_2) = F_{\text{EX}}(\text{O}_2) \times M (\text{O}_2) = 1012,82 \times 32 = 32410,16 \text{ kg/h}$

Le débit d'azote :

- **Débit volumique :** $Q_v (\text{N}_2) = Q_v (\text{Air}) \times 0,79 = 238811,67 \times 0,79 = 188661,22 \text{ m}^3/\text{h}$
- **Débit molaire :** $F (\text{N}_2) = \frac{Q_v \text{ EX}(\text{O}_2)}{V_m} = \frac{188661,22}{22,4} = 8422,38 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique :** $Q_m (\text{N}_2) = F (\text{N}_2) \times M (\text{N}_2) = 8422,38 \times 28 = 235826,53 \text{ kg/h}$

Tableau 10: bilan de matière entrée/sortie de four pour une cadence de 125%

Les composés	Entrée du four				sortie du four		% à la sortie
	Debit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	débit molaire kmol/h	Débit massique kg/h	Débit volumique m3/h	
S	1226,04	39233,35	21,92	0	0	0	
O2	2238,86	71643,50	50150,45	1226,04	39233,35	22687,11	9,5
N2	8422,38	235826,53	188661,22	8422,38	235826,53	188661,22	79
SO2	0	0	0	1226,04	78466,69	27463,34	11,5
Gaz total	10661,24	307470,03	238811,67	10874,46	353526,75	238811,67	100

II-2-Conversion du soufre

II-2-1-Sortie de la 1^{ière} masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2 (\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2 (\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3 (\text{g})$ avec : $r_{\text{cvl}} = 64\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cvl}} \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1226,04 \times 0,64 = 784,67 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M (\text{SO}_2) = 784,67 \times 80 = 62773,35 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 784,67 \times 22,4 = 17576,54 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 1226,04 - 784,67 = 441,38 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 441,38 \times 64 = 28248,01 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 441,38 \times 22,4 = 9886,80 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 1012,82 - 0,5 \times 784,67 = 620,48 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 620,48 \times 32 = 19855,48 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 620,48 \times 22,4 = 13898,84 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau 11: bilan de matière entrée/ Sortie de la 1ère masse du convertisseur pour une cadence de 125%

Les composés	Entée de la 1ere masse du convertisseur			Sortie de la 1ere masse du convertisseur			% à la sortie
	débit molaire	débit massique kg/h	débit volumique m3/h	débit molaire kmol/h	débit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	1012,82	32410,16	22687,11	620,48	19855,48	13898,84	6,04
N2	8422,38	235826,53	188661,22	8422,38	235826,53	188661,22	82,018
SO2	1226,04	78466,69	27463,34	441,38	28248,01	9886,80	4,29
SO3	0	0	0	784,67	62773,35	17576,54	7,64
Gaz total	10874,46	353526,57	238811,67	10268,90	346703,38	230023,40	100

II-2-2-Sortie de la 2^{ième} masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2(\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2(\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3(\text{g})$ avec : $r_{\text{cv}2} = 90\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cv}2} \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1226,04 \times 0,9 = 1103,44 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 1103,44 \times 80 = 88275,03 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 1103,44 \times 22,4 = 24717,01 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 1226,4 - 1103,44 = 122,60 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 122,60 \times 64 = 7846,67 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 122,60 \times 22,4 = 2746,33 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 1012,82 - 0,5 \times 1103,44 = 461,10 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 461,10 \times 32 = 14755,15 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 461,10 \times 22,4 = 10328,60 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau 12: bilan de matière entrée/ Sortie de la 2ième masse du convertisseur pour une cadence de 125%

Les composés	Entée de la 2eme masse du convertisseur			Sortie de la 2eme masse du convertisseur			% à la sortie
	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	
O2	620,48	19855,48	13898,84	461,10	14755,15	10328,60	4,56
N2	8422,38	235826,53	188661,22	8422,38	235826,53	188661,22	83,31
SO2	441,38	28248,01	9886,80	122,60	7846,67	2746,33	1,212
SO3	784,67	62773,35	17576,54	1103,44	88275,03	24717,01	10,91
Gaz total	10268,9	346703,38	230023,40	10109,52	346703,38	226453,17	100

II-2-3-Sortie de la 3^{ième} masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2(\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2(\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3(\text{g})$ avec : $r_{\text{cv3}} = 98\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cv3}} \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1226,04 \times 0,98 = 1201,52 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 1201,52 \times 80 = 96121,70 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 1201,52 \times 22,4 = 26914,08 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 1226,04 - 1201,52 = 24,52 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 24,52 \times 64 = 1569,33 \text{ Kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 24,52 \times 22,4 = 549,27 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 1012,82 - 0,5 \times 1201,52 = 412,06 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 412,06 \times 32 = 13185,82 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 412,06 \times 22,4 = 9230,07 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau13: bilan de matière entrée/ Sortie de la 3ième masse du convertisseur pour une cadence de 125%

Les composés	Entée de la 3eme masse du convertisseur			Sortie de la 3eme masse du convertisseur			% à la sort
	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	Débit molaire kmol/h	Débit massique kg/h	Debit volumique m3/h	
O2	461,10	14755,15	10328,60	412,06	13185,82	9230,07	4,09
N2	8422,38	235826,53	188661,22	8422,38	235826,53	188661,22	83,71
SO2	122,60	7846,67	2746,33	24,52	1569,33	549,27	0,24
SO3	1103,44	88275,03	24717,01	1201,52	96121,70	26914,08	11,94
Gaz total	10109,52	346703,38	226453,17	10060,47	346703,38	225354,64	100

II-3-Tour HRS

La réaction d'absorption est :



- L'acide d'arrosage de 1^{er} étage : 99% $Q_{m1}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 49500 \text{ kg/min}$
- L'acide d'arrosage de 2^{ième} étage : 98,67% $Q_{m2}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 3253 \text{ kg/min}$

Quantité d'eau qui va réagit :

$$F_p (\text{H}_2\text{O}) = F (\text{SO}_3) = F(\text{H}_2\text{SO}_4)$$

$$Q_{mp} (\text{H}_2\text{O}) = \frac{F_p (\text{H}_2\text{O})}{60} \times M (\text{H}_2\text{O}) = \frac{1201,52}{60} \times 18 = 366,71 \text{ kg/ min}$$

Quantité d'acide sulfurique produit :

$$Q_{mp} (\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{F_p (\text{H}_2\text{SO}_4)}{60} \times M (\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{1201,52}{60} \times 98 = 1996,53 \text{ kg/ min}$$

Quantité total d'acide sulfurique:

$$Q_{mr} (\text{H}_2\text{SO}_4) = Q_{m1} (\text{H}_2\text{SO}_4) + Q_{m2} (\text{H}_2\text{SO}_4) + Q_{mp} (\text{H}_2\text{SO}_4) - Q_{mp} (\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mr} (\text{H}_2\text{SO}_4) = 49500 + 3253 + 1996,53 - 366,71 = 54382,82 \text{ kg/min}$$

Quantité d'eau restant :

$$Q_{mr} (\text{H}_2\text{O}) = Q_{m1} (\text{H}_2\text{O}) + Q_{m2} (\text{H}_2\text{O}) - Q_{mp} (\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mr} (\text{H}_2\text{O}) = 49500 \times (1-0,99) + 3253 \times (1-0,9867) - 366,71 = 171,56 \text{ kg/min}$$

La concentration de l'acide sulfurique:

$$Q_{mr} (\text{H}_2\text{O}) = Q_{mT} (\text{H}_2\text{SO}_4) \times (1 - X)$$

$$X = 1 - \frac{Q_{mr} (\text{H}_2\text{O})}{Q_{mT} (\text{H}_2\text{SO}_4)} = 1 - \frac{171,56}{54382,82} = 99,68 \%$$

Tableau 14: Bilan matière entrée/sortie de l'HRS pour une cadence de 125%

Les composés	Entée de la tour HRS			Sortie de la tour HRS			% à la sortie
	Débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	Debit volumique m3/h	débit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	379,09	12130,95	8491,67	379,09	12130,95	8491,67	4,65
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	95,07
SO2	22,56	1443,79	505,33	22,56	1443,79	505,33	0,28
SO3	1105,40	88431,96	24760,95	0,00	0,00	0,00	0,00
Gaz total	9255,64	318967,11	207326,27	8150,24	230535,15	182565,32	100,00
		Débit massique kg/min		Concentration %			
		1 ^{er} arrosage		49500		99,00	
		2ième arrosage		3253		98,67	
		Sortie de tour		54382,82		99,68	

II-4-Sortie de la 4^{ème} masse du convertisseur :

Le débit de trioxyde de soufre :

La réaction de conversion est : $\text{SO}_2 (\text{g}) + \frac{1}{2} \text{O}_2 (\text{g}) \rightleftharpoons \text{SO}_3 (\text{g})$ avec : $r_{\text{cv}4} = 99,7\%$

Alors: $F(\text{SO}_3) = r_{\text{cv}4} \times F(\text{SO}_2) - 0,98 \times F(\text{SO}_2)$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_3) = 1226,04 \times 0,99,7 - 0,98 \times 1226,04 = 20,84 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times M(\text{SO}_2) = 20,84 \times 80 = 1667,42 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_3) = F(\text{SO}_2) \times V_m = 20,84 \times 22,4 = 466,88 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit de dioxyde de soufre (restant) :

$$F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = F(\text{SO}_2)_{\text{Entrée}} - F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 24,52 - 20,84 = 3,68 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 3,68 \times 64 = 235,40 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{SO}_2)_{\text{Restant}} = 3,68 \times 22,4 = 82,39 \text{ m}^3/\text{h}$

Le débit d'oxygène (Excès) :

$$F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = F(\text{O}_2)_{\text{Entrée}} - \frac{1}{2} F(\text{SO}_3)$$

- **Débit molaire:** $F(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 412,06 - 0,5 \times 22,4 = 401,64 \text{ kmol/h}$
- **Débit massique:** $Q_m(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 401,64 \times 32 = 12852,33 \text{ kg/h}$
- **Débit volumique:** $Q_v(\text{O}_2)_{\text{Excès}} = 401,64 \times 22,4 = 8996,63 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau15: bilan de matière entrée/ Sortie de la 4^{ème} masse du convertisseur pour une cadence de 125%

Les composés	Entée de la 4eme masse du convertisseur			Sortie de la 4eme masse du convertisseur			% à la sortie
	Debit molaire kmol/h	débit massique kg/h	Débit volumique m3/h	Debit molaire kmol/h	Debit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	412,06	13185,82	9230,07	401,64	12852,33	8996,63	4,54
N2	8422,38	235826,53	188661,22	8422,38	235826,53	188661,22	95,18
SO2	24,52	1569,33	549,27	3,68	235,40	82,39	0,04
SO3	0,00	0,00	0,00	20,84	1667,42	466,88	0,24
Gaz total	8858,95	250581,68	198440,56	8848,53	250581,68	198440,56	100,00

II-5-La tour d'absorption finale

La réaction d'absorption est :



- L'acide d'arrosage de 1^{er} étage : 98,5 % $Q_{m1}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 18946 \text{ Kg /min}$

Quantité d'eau qui va réagit :

$$F_p(\text{H}_2\text{O}) = F(\text{SO}_3) = F(\text{H}_2\text{SO}_4)$$

$$Q_{mp}(\text{H}_2\text{O}) = \frac{F_p(\text{H}_2\text{O})}{60} \times M(\text{H}_2\text{O}) = \frac{20,84}{60} \times 18 = 6,25 \text{ kg/ min}$$

Quantité d'acide sulfurique produit :

$$Q_{mp}(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{F_p(\text{H}_2\text{SO}_4)}{60} \times M(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{20,84}{60} \times 98 = 34,04 \text{ kg/ min}$$

Quantité total d'acide sulfurique:

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{SO}_4) = Q_{m1}(\text{H}_2\text{SO}_4) + Q_{mp}(\text{H}_2\text{SO}_4) - Q_{mp}(\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{SO}_4) = 18946 + 34,04 - 6,25 = 18973,79 \text{ kg/min}$$

Quantité d'eau restant :

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = Q_{m1}(\text{H}_2\text{O}) - Q_{mp}(\text{H}_2\text{O})$$

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = 18946 \times (1-0,985) - 6,25 = 277,94 \text{ kg/min}$$

La concentration de l'acide sulfurique:

$$Q_{mr}(\text{H}_2\text{O}) = Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4) \times (1 - X)$$

$$X = 1 - \frac{Q_{mr}(\text{H}_2\text{O})}{Q_{mT}(\text{H}_2\text{SO}_4)} = 1 - \frac{277,94}{18973,79} = 98,54 \%$$

Tableau 16: Bilan matière entrée/sortie de la tour d'absorption finale pour une cadence de 125%

Les composés	Entrée de la tour d'absorption finale			Sortie de la tour d'absorption finale			% à la sortie
	débit molaire kmol/h	débit massique kg/h	Débit volumique m3/h	Debit molaire kmol/h	débit massique kg/h	débit volumique m3/h	
O2	369,50	11824,15	8276,90	369,50	11824,15	8276,90	4,55
N2	7748,59	216960,41	173568,32	7748,59	216960,41	173568,32	95,41
SO2	3,38	216,57	75,80	3,38	216,57	75,80	0,04
SO3	19,18	1534,02	429,53	0,00	0,00	0,00	0,00
Gaz total	8140,65	230535,14	182350,55	8121,47	229001,12	181921,02	100,00

	Débit massique kg/min	Concentration en %
Arrosage	18946	98,50
Sortie de tour	18973,79	98,54

Bilan thermique

Après avoir effectué le bilan de matière, on va déterminer les quantités de chaleur cédées par les gaz, l'acide sulfurique ainsi que celles récupérées par l'eau, et on calcul la quantité de vapeur haute et moyenne pression qu'on peut avoir à travers ces quantités de chaleurs. Enfin on calcule les pertes énergétiques de chaque équipement.

I-Principe de récupération de chaleur :

Lors de la mise en contact d'un fluide froid et un fluide chaud par l'intermédiaire d'une paroi, la différence de température, induira un transfert de chaleur depuis le fluide chaud vers le fluide froid à travers cette parois. L'équation qui traduit ce transfert thermique s'écrit comme suit :

$$Q \text{ cédée} = Q \text{ reçue} + \phi \text{ (pertes)}$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} Q \text{ (cédée)} : \text{ Le débit de chaleur cédé par le gaz en Kcal/h,} \\ Q \text{ (reçue eau)} : \text{ Le débit de chaleur reçue par l'eau Kcal/h,} \\ \phi \text{ (pertes)} : \text{ La chaleur perdue en Kcal/h,} \end{array} \right.$$

La fabrication d'acide sulfurique met en jeu trois réactions exothermiques au niveau de la combustion, la conversion et l'absorption.

Chaleurs de réactions :

$$\text{-combustion : } \Delta H(S/SO_2) = -70.96 \text{ Kcal/mole}$$

$$\text{-conversion : } \Delta H(SO_2/SO_3) = -23.5 \text{ Kcal/mole}$$

$$\text{-absorption : } \Delta H(SO_3/H_2SO_4) = -32.8 \text{ Kcal/mole}$$

Chaleurs spécifiques en (kcal/kmol°K)

$$-C_p(SO_3) = 13.7 + 6.42 \cdot 10^{-3} T - 3.12 \cdot 10^{-5} T^{-2}$$

$$-C_p(SO_2) = 10.38 + 2.54 \cdot 10^{-3} T - 1.42 \cdot 10^{-5} T^{-2}$$

$$-C_p(O_2) = 8.27 + 0.258 \cdot 10^{-3} T - 1.877 \cdot 10^{-5} T^{-2}$$

$$-C_p(N_2) = 6.5 + 10^{-3} T$$

II-Calcul des chaleurs

Les calories cédées par refroidissement de gaz sont égales à la différence de leurs enthalpie entre l'entrée et la sortie de l'équipement d'échange. [3]

Cette différence s'exprime entre pour un constituant(i) du gaz par :

$$\Delta H(i) = F(i) \cdot \Delta h(i)$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} F(i) : \text{débit molaire du (i) en k moles/h} \\ \Delta h(i) : \text{différence des enthalpies molaires du (i) entre l'entrée à la température } T_e \text{ et la} \\ \text{sortie à la température } T_s. \end{array} \right.$$

Donc
$$\Delta h(i) = h(i)[T_e] - h(i)[T_s]$$

$$\Delta h(i) = \int_{T_s}^{T_e} c_p(i) dT$$

Soit
$$C_p = a + bT + cT^{-2}$$

Donc
$$\Delta h(i) = a(T_e - T_s) + \frac{b}{2}(T_e^2 - T_s^2) - c\left(\frac{1}{T_e} - \frac{1}{T_s}\right)$$

En ce qui concerne l'eau, Les calories récupérées par refroidissement de gaz sont égales à la différence de son enthalpie entre l'entrée et la sortie de l'équipement. Ces enthalpies sont données dans le tableau de l'**annexe 7** à l'aide du logiciel WASP FOR WINDOWS en fonction des pressions et des températures d'entrée et de sortie d'eau. [4]

II-1- calcul pour les équipements de production de la vapeur haute pression (HP)

La chaleur cédée par les gaz chauds, permet de produire la vapeur surchauffée Haute pression dans :

- Economiseur 4A (gaz provenant de la 4^{ième} masse catalytique du convertisseur) ;
- Economiseur 3B (gaz provenant de la 3^{ième} masse catalytique du convertisseur) ;
- Economiseur 4C (gaz provenant de la 4^{ième} masse catalytique du convertisseur) ;
- Chaudière de récupération (gaz provenant du four)
- Surchauffeur HP 4A (gaz provenant de la 4^{ième} masse catalytique du convertisseur) ;
- Surchauffeur 1B (gaz provenant de la 1^{ière} masse catalytique du convertisseur).

✓ L'Economiseur 4A

- Chaleur cédée par le gaz :

L'énergie emmagasinée dans le gaz qui sort de la 4^{ième} masse catalytique se présente sous forme de différence d'enthalpie. Ce dernier se compose de 4 éléments (SO₃, SO₂, N₂, O₂ en excès)

$$T_e = 352 \text{ °C} = 625 \text{ °K} \quad T_s = 228 \text{ °C} = 501 \text{ °K}$$

✚ Différence d'enthalpie pour SO₃:

$$\Delta H_{SO_3} = F(SO_3) \times \Delta h(SO_3) = 19,18 \times 10^3 \times \Delta h(SO_3)$$

Avec
$$\Delta h(SO_3) = 13.7(625 - 501) + 6.42 \frac{10^{-3}}{2} (625^2 - 501^2) + 3.12 \cdot 10^5 \left(\frac{1}{625} - \frac{1}{501}\right)$$

$$\Delta h (SO_3) = 2023,44 \text{ kcal/kmol d'où } \Delta H (SO_3) = 19,18 \times 10^3 \times 2023,44 = 38800,037 \text{ Kcal/h}$$

✚ Différence d'enthalpie pour SO₂:

$$\Delta H SO_2 = F (SO_2) \times \Delta h (SO_2) = 3,38 \times 10^3 \times \Delta h (SO_2)$$

Avec
$$\Delta h(SO_2) = 10.38(625 - 501) + 2.45 \frac{10^{-3}}{2} (625^2 - 501^2) + 1.4210^5 \left(\frac{1}{625} - \frac{1}{501}\right)$$

$$\Delta h (SO_2) = 1408,21 \text{ kcal/kmol d'où } \Delta H (SO_2) = 3,38 \times 10^3 \times 1408,21 = 4765,206 \text{ Kcal/h}$$

✚ Différence d'enthalpie pour O₂:

$$\Delta H O_2 = F (O_2) \times \Delta h (O_2) = 369,5 \times 10^3 \times \Delta h(O_2)$$

Avec
$$\Delta h(O_2) = 8.27(625 - 501) + 0.258 \frac{10^{-3}}{2} (625^2 - 501^2) + 1.87710^5 \left(\frac{1}{625} - \frac{1}{501}\right)$$

$$\Delta h (O_2) = 969,16 \text{ kcal/kmol d'où } \Delta H (O_2) = 369,5 \times 10^3 \times 969,16 = 35819,33 \text{ Kcal/h}$$

✚ Différence d'enthalpie pour N₂:

$$\Delta H N_2 = F (N_2) \times \Delta h (N_2) = 7748,59 \times 10^3 \times \Delta h(N_2)$$

Avec
$$\Delta h(N_2) = 6.5(625 - 501) + \frac{10^{-3}}{2} (625^2 - 501^2)$$

$$\Delta h (N_2) = 875,812 \text{ kcal/kmole D'où } \Delta H (N_2) = 7748,59 \times 10^3 \times 875,812 = 6786304,51 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_1 = \sum \Delta h(i) = 4765,205 + 38800,04 + 35819,33 + 6786304,51 = 7187979,09 \text{ Kcal/h}$$

✚ Chaleur récupérée par l'eau :

$$T_e = 110^\circ\text{C}$$

$$T_s = 146^\circ\text{C}$$

$$Q = Q_{me} (H_s - H_e)$$

Avec

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_{me} : \text{débit massique d'eau en kg /h.} \\ Q : \text{Chaleur reçue par l'eau en Kcal/h.} \\ H_e : \text{Enthalpie massique d'eau à l'entrée à la température } T_e \text{ et à la pression } P_e \text{ en Kcal/Kg.} \\ H_s : \text{Enthalpie massique de sortie d'eau à la sortie à la température } T_s \text{ et à la pression } P_s \text{ en Kcal/kg.} \end{array} \right.$$

Les enthalpies d'eau d'entrée et de sortie sont données dans le tableau de **l'annexe 7**

$$Q = 130 \times 10^3 \times (146 - 110) = 4713800 \text{ Kcal/h.}$$

Pour les autres équipements, on suit la même démarche tout en remplaçant les températures d'entrée et de sortie du gaz et d'eau (**annexe 7**). Ainsi que les nombres de moles de chaque constituant du gaz (depuis

la partie bilan de matière), et les débits massique de l'eau par leurs valeurs appropriées (**annexe 7**) et on regroupe les résultats dans le tableau suivant :

Tableau 17:Résultats sur la vapeur HP pour une cadence de 115%

Equipement	Te °C	Ts °C	Enthalpies cédées par gaz (Kcal/h)	Te °C	Ts °C	Enthalpies reçue par l'eau (Kcal/h)
	Vapeur haute pression (58bar, 460°C)					
Débit de gaz (variable selon la masse catalytique)				Débit d'eau=130 T/h		
Economiseur 4A	352	228	7187979,09	110	146	4713800
Economiseur 3B	275	166	8124753,145	146	200	7324200
Economiseur 4C	228	135	5298529,446	200	236	5114200
Chaudière de recuperation	1135	423	57569781,04	236	279	54960100
Surchauffeur HP 4A	445	376	4071556,42	279	306	3645200
Surchauffeur HP 1B	621	440	14385268,49	306	460	13146900
Totale	Chaleur totale cédée (gaz) = 96637867,63 kcal/h			Chaleur totale récupérée (eau) = 87401436,92 Kcal/h		

II-2- calcul pour les équipements de production de la vapeur moyenne pression (VMP)

Préchauffeur HRS :

- Chaleur Cédée par l'acide:

$$T_e = 199^\circ\text{C} \quad T_s = 170^\circ\text{C}$$

A l'entrée du préchauffeur HRS : $Q_m (\text{H}_2\text{SO}_4) = 240000 \text{ Kg/h}$.

$$D'où Q_1 = m C_p (T_s - T_e) = 240000 \times 0,4026 \times (199-170) = 2802096 \text{ Kcal/h.}$$

Chaudière HRS :

- Chaleur Cédée par l'acide:

$$T_e = 218^\circ\text{C} \quad T_s = 199^\circ\text{C}$$

A l'entrée de la chaudière HRS: $Q_m(\text{H}_2\text{SO}_4) = 42403,5 \text{ Kg/min} = 3253611,963 \text{ Kg/h}$

$$Q_2 = m C_p (T_s - T_e)$$

$$Q_2 = 2544210 \times 0,4026 \times (218-190) = 24888179,35 \text{ Kcal/h}$$

Surchauffeur IP 4A :

L'énergie emmagasinée dans le gaz à la sortie de la 4^{ème} masse catalytique se présente sous forme de différence d'enthalpie. Ce dernier se compose de 4 éléments (SO₃, SO₂, N₂, O₂ en excès).

$$T_e = 376 \text{ °C} = 649 \text{ °K}$$

$$T_s = 352 \text{ °C} = 625 \text{ °K}$$

✚ Différence d'enthalpie pour SO₃:

$$\Delta H_{SO_3} = F(SO_3) \times \Delta h(SO_3) = 19,18 \times 10^3 \times \Delta h(SO_3)$$

$$\text{Avec } \Delta h(SO_3) = 13.7(649 - 625) + 6.42 \frac{10^{-3}}{2} (649^2 - 625^2) + 3.12 \cdot 10^5 \left(\frac{1}{649} - \frac{1}{625} \right)$$

$$\Delta h(SO_3) = 408,488 \text{ kcal/kmole D'où } \Delta H(SO_3) = 19,18 \times 10^3 \times 408,488 = 7832,889 \text{ Kcal/h}$$

✚ Différence d'enthalpie pour SO₂:

$$\Delta H_{SO_2} = F(SO_2) \times \Delta h(SO_2) = 3,38 \times 10^3 \times \Delta h(SO_2)$$

$$\text{Avec } \Delta h(SO_2) = 10.38(649 - 625) + 2.45 \frac{10^{-3}}{2} (649^2 - 625^2) + 1.4210^5 \left(\frac{1}{649} - \frac{1}{625} \right)$$

$$\Delta h(SO_2) = 279,549 \text{ kcal/kmole D'où } \Delta H(SO_2) = 3,38 \times 10^3 \times 279,549 = 945,961 \text{ Kcal/h}$$

✚ Différence d'enthalpie pour O₂:

$$\Delta H_{O_2} = F(O_2) \times \Delta h(O_2) = 369,5 \times 10^3 \times \Delta h(O_2)$$

$$\text{Avec } \Delta h(O_2) = 8.27(649 - 625) + 0.258 \frac{10^{-3}}{2} (649^2 - 625^2) + 1.87710^5 \left(\frac{1}{649} - \frac{1}{625} \right)$$

$$\Delta h(O_2) = 191,318 \text{ kcal/kmole D'où } \Delta H(O_2) = 369,5 \times 10^3 \times 191,318 = 70693,05 \text{ Kcal/h}$$

✚ Différence d'enthalpie pour N₂:

$$\Delta H_{N_2} = F(N_2) \times \Delta h(N_2) = 7748,59 \times 10^3 \times \Delta h(N_2)$$

$$\text{Avec } \Delta h(N_2) = 6.5(649 - 625) + \frac{10^{-3}}{2} (649^2 - 625^2)$$

$$\Delta h(N_2) = 171,288 \text{ cal/mole D'où } \Delta H(N_2) = 7748,59 \times 10^3 \times 171,288 = 1327239,781 \text{ Kcal/h}$$

$$\mathbf{Q_1 = \sum \Delta h(i) = 945,961 + 7832,889 + 70693,05 + 1327239,781 = 1406711,682 \text{ Kcal/h}}$$

Pour l'eau, les calories récupérées par refroidissement d'acide et de gaz sont égales à la différence de leur enthalpie entre l'entrée et la sortie de l'équipement et sont données dans le tableau **d'annexe 7**, à l'aide du logiciel WASP FOR WINDOWS en fonction des pressions et des températures d'entrée et de sortie.

La chaleur reçue par l'eau est décrite par la relation suivante :

$$Q_{\text{eau}} = Q_{\text{me}} \times (H_s - H_e)$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_{\text{me}} : \text{Débit massique d'eau en kg/h} \\ H_e : \text{Enthalpie d'eau à l'entrée à la température } T_e \text{ et à la pression } P_e \text{ en Kcal/Kg.} \\ H_s : \text{Enthalpie de sortie d'eau à la sortie à la température } T_s \text{ et à la pression } P_s \text{ en} \\ \text{Kcal/kg.} \end{array} \right.$$

Les résultats des calculs sont groupés dans le tableau suivant :

Tableau 18 : Bilan thermique d'eau et d'acide pour une cadence de 115%

Acid					Eau			
Equipement	Débit (Kg/h)	Te (°C)	Ts (°C)	Enthalpie cédée par l'acide (Kcal/h)	Débit d'eau (T/h)	Te (°C)	Ts (°C)	Enthalpie reçue par l'eau (Kcal/h)
Préchauffeur HRS	240000	199	170	2802096	50	110	162	2456000
Chaudière HRS	2544210	218	199	24888179.35	50	162	176	12539000
Masse gazeuse					Eau			
Equipement		Te °C	Ts °C	Enthalpie cédée par gaz (Kcal/h)	Débit d'eau (T/h)	Te (°C)	Ts (°C)	Enthalpie reçue par l'eau (Kcal/h)
Surchauffeur IP 4A		376	352	1406711,682	50	176	238	1406711,682
Chaleur cédée = 29096987.03 Kcal/h					Chaleur recue = 15060019 Kcal/h			

II-3-Efficacité énergétique des équipements :

Pour chaque équipement on a calculé son bilan thermique et pour trouver son efficacité ainsi que la chaleur perdue on utilise les deux relations suivantes [5].

$$\text{Efficacité \%} = \frac{\text{chaleur reçue par l'eau}}{\text{chaleur cédée}}$$

$$\text{Pertes \%} = \frac{\text{chaleur perdue}}{\text{chaleur cédée}}$$

Puis on regroupe les résultats dans les deux tableaux suivant :

Tableau 19 : Efficacités et pertes des équipements HP pour une cadence de 115%

Equipement	Chaleur cédée gaz kcal/h	Chaleur reçue eau Kcal/h	Efficacité %	Perte en kcal/h	Pertes calorifuge %
Vapeur haute pression					
Economiseur 4A	7187979,086	4713800	66	2474179,086	34
Economiseur 3B	8124753,145	7324200	90	800553,145	10
Economiseur 4C	5298529,446	5114200	97	184329,446	3
Chaudière de recuperation	57569781,04	54960100	95	2609681,044	5
Surchauffeur HP 4A	4071556,419	3645200	89	426356,42	11
Surchauffeur 1B	14385268,49	13146900	91	1238368,5	9

Tableau 20 : Efficacités et pertes des équipements MP pour une cadence de 115%

Vapeur moyenne pression					
Equipement	Chaleur cédée acide kcal/h	Chaleur reçue eau Kcal/h	Efficacité %	Perte en kcal/h	Pertes %
Préchauffeur HRS	2802096	2456000	88	346096	12
Chaudière HRS	24888179,35	12539000	50	12349179,35	50
Surchauffeur IP 4A	1406711,68	1204000	86	202711,68	14

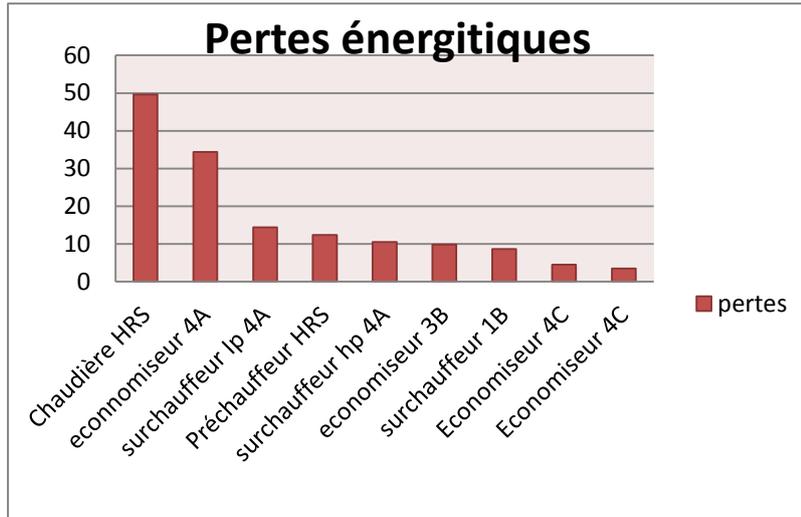


Figure 2 : pourcentage des pertes au niveau de chaque équipement

Ainsi à travers les tableaux 17 et 18 et la figure 3 on aperçoit qu'il y a des pertes de chaleur importante au niveau de certains équipements du circuit HP et au niveau du circuit VM.

II-4-Gain de vapeur haute et moyenne pression

II-4-1-vapeur haute pression

La chaleur totale reçue par l'eau au niveau des équipements HP permet de produire la vapeur haute pression par échange thermique avec l'eau. Le transfert thermique se fait comme suit :

$$Q_{\text{eau}} = Q_{\text{m}}(\text{VH}) \times (\Delta H v - \Delta H e)$$

Avec :

$Q_{\text{m}}(\text{VH})$: Débit massique de la vapeur en T/h.

$\Delta H (v)$: L'enthalpie de la vapeur surchauffée HP, (donnée par le LOGICIEL WASP FOR WINDOWS **annexe 8**).

$\Delta H (e)$: L'enthalpie d'eau entrante (Donnée par le LOGICIEL WASP FOR WINDOWS **annexe 8**).

$$\text{A } T=460 \text{ } ^\circ\text{C et } P= 58 \text{ bar } \Rightarrow \Delta H v = 795 \text{ kcal/ kg}$$

$$\text{A } T=110 \text{ } ^\circ\text{C et } P= 77 \text{ bar } \Rightarrow \Delta H e = 111,46 \text{ kcal/ kg}$$

Alors

$$Q_{\text{eau}} = Q_{\text{m}}(\text{VH}) \times (\Delta H v - \Delta H e)$$

D'où

$$Q_{\text{m}}(\text{VH}) = \frac{Q_{\text{eau}}}{(\Delta H v - \Delta H e)}$$

$$Q_{\text{m}}(\text{VH}) = \frac{87401436,92}{(795 - 111,46) \times 10^{-3}} = 127,8023 \text{ T/h}$$

Le débit massique de vapeur perdu au niveau de la chaudière est

$$Q_{\text{mp}}(\text{VH}) = Q_{\text{eau}} - Q_{\text{m}}(\text{VH})$$

$$Q_{\text{mp}}(\text{VH}) = 130 - 127,8023 = \approx 2,2 \text{ T/h}$$

Tableau 21: Débit de vapeur HP pour une cadence de 115%

Cadence	Débit d'eau	Débit de vapeur	Débit perdu
115%	130 T/h	127,8 T/h	2,2 T/h

II-4-2-vapeur moyenne pression

La chaleur totale reçue par l'eau au niveau des équipements MP permet de produire la vapeur moyenne pression par échange thermique avec l'eau. Le transfert thermique se fait comme suit :

$$Q_{\text{eau}} = Q_m(\text{VM}) \times (\Delta H v - \Delta H e)$$

Avec : $Q_m(\text{VM})$: Débit massique de la vapeur en T/h.

$\Delta H (v)$: L'enthalpie spécifique nécessaire pour chauffer la vapeur depuis sa sortie de la chaudière, en Kcal/Kg (**donnée par le LOGICIEL WASP FOR WINDOWS annexe 8**).

$\Delta H (e)$: L'enthalpie spécifique l'eau entrante en Kcal/Kg. (**donnée par le LOGICIEL WASP FOR WINDOWS annexe 8**).

A $T=238\text{ °C}$ et $P= 8,2\text{ bar}$ $\Rightarrow \Delta H v = 434,27\text{ kcal/kg}$

A $T=110\text{ °C}$ et $P= 9,1\text{bar}$ $\Rightarrow \Delta H e = 110,29\text{ kcal/kg}$

Alors $Q_{\text{eau}} = Q_m(\text{VH}) \times (\Delta H v - \Delta H e)$

D'où $Q_m(\text{VM}) = \frac{Q_{\text{eau}}}{(\Delta H v - \Delta H e)}$

$$Q_m(\text{VM}) = \frac{15060019}{(434,27 - 110,29) \times 10^{-3}} = 46,65\text{T/h}$$

Le débit massique de vapeur perdu au niveau des équipements MP est égal

$$Q_{\text{mp}}(\text{VM}) = Q_{\text{eau}} - Q_m(\text{VH})$$

$$Q_{\text{mp}}(\text{VM}) = 50 - 46,65 = 3,35\text{ T/h}$$

Tableau 22: Débit de vapeur MP pour une cadence de 115%

Cadence	Débit d'eau	Débit de vapeur	Débit perdu
115%	50 T/h	46,65 T/h	3,35 T/h

II-5-Etude économique :

On va essayer de donner un chiffre aux pertes trouvées dans une période d'un an :

$$\text{Chiffre perdu} = Q_{mp} \times t \times C$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_{mp} : \text{Débit massique de la vapeur perdue dans les équipements en T/h.} \\ t : \text{Durée en h.} \\ C = \text{Cout unitaire de la vapeur en Dhs/T.} \end{array} \right.$$

Les pertes de la vapeur haute pression sont regroupées dans le tableau ci-dessus :

Tableau 23: résultats des pertes de vapeur en chiffre

Type de vapeur	Cout unitaire (Dhs/T)	Débit de vapeur perdue (T/h)	Chiffre perdu par mois
Vapeur haute pression	20,57	2,2	32582,88
Vapeur moyennes pression	18,91	3,35	45610,92
Cout TOTALE	Chiffre perdu \simeq 20 M Dhs /An		

III-Identifications des limitations techniques de l'augmentation de la cadence au-delà de 115 %

Le passage d'une cadence de 115 % à 125% est limité par des contraintes généralement techniques liées aux équipements mais pour supprimer ces contraintes il faut ajouter de nouveaux matériels et modifier quelques autres anciens.

III-1 – limitation liée à l'insuffisance de l'air de combustion

Une augmentation de cadence à 125% nécessite une quantité d'air plus grande, environ 50150,45 m³/h par contre 46138,42 m³/h pour une cadence de 115%, pour assurer la combustion du soufre dans le four. La turbosoufflante actuelle ne peut pas assurer ce débit donc il faut soit la changer par une nouvelle ou d'ajouter un booster entre le filtre à gaz et la tour de séchage pour aider la soufflante actuelle.

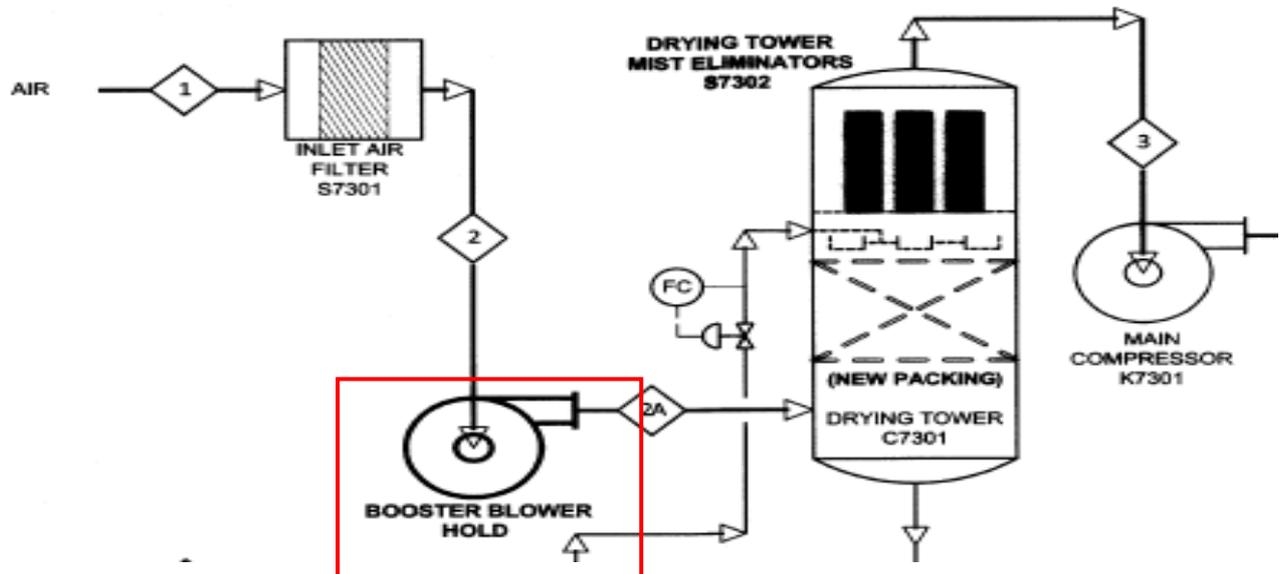


Figure 2 : Schéma d'ajout du booster entre filtre à gaz et la tour de séchage.

III-2 – limitation liée au manque d'acide d'arrosage de la tour HRS

Lors d'augmentation de cadence la pompe doit débiter 54355,03 kg/min d'acide sulfurique dans la tour HRS au lieu de 54226,87 kg/ min donc on doit changer la pompe ancienne par une autre de capacité plus grande.

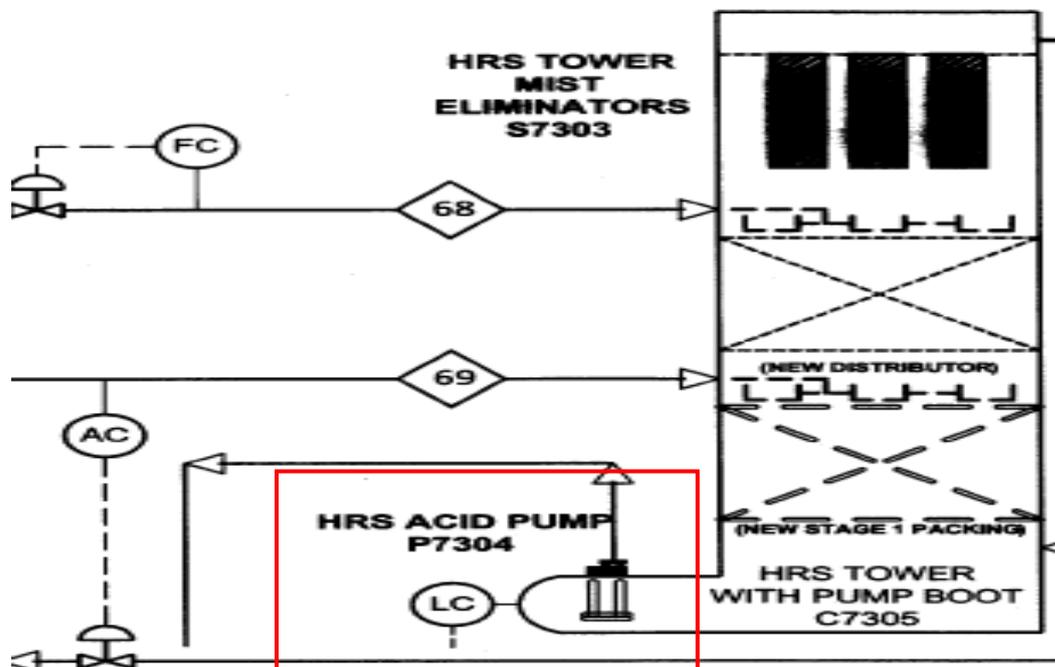


Figure 4 : Schéma de la nouvelle pompe HRS d'acide (P7304)

III-3 – limitation liée au manque de soufre

De même que la pompe HRS d'acide, la pompe à soufre doit débiter une quantité de soufre de 28 m³/h au lieu de 20 m³/h jusqu'au four, donc il est nécessaire de changer l'ancienne pompe par une autre plus performante.

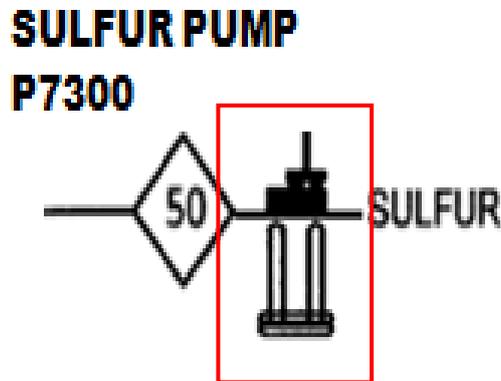


Figure 5 : Schéma de l'instrument à changer (pompe à soufre P7300).

III-4 – limitation liée au type de buse du four à soufre

La quantité de soufre entrante au four va augmenter, donc pour que la pulvérisation de la matière ait lieu d'une manière adéquate il faut changer les buses des pulvérisateurs DN 70 (diamètre = 70 mm) par autres de type DN 80 (diamètre = 80 mm).

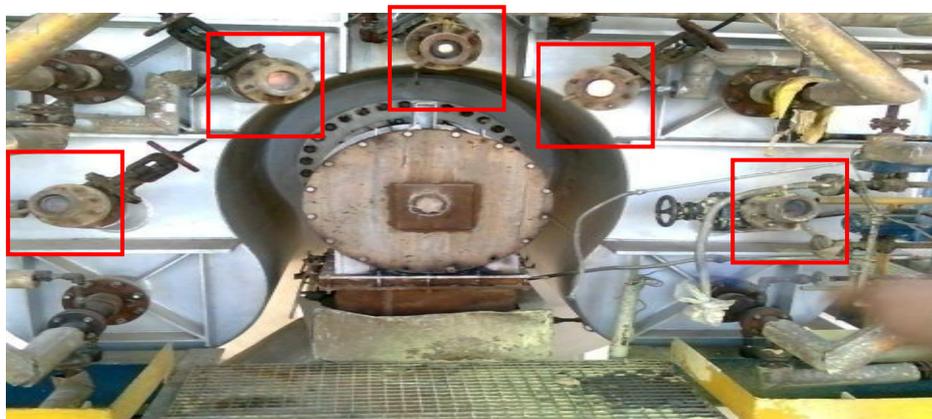


Figure 6: Schéma de l'instrument à changer (les cinq pulvérisateurs à soufre du four à combustion)

III-5 – limitation liée à l'insuffisance de garnissage de la tour de séchage, HRS et de la tour finale

Le rôle du garnissage est d'augmenter le contact air / acide sulfurique pour sécher l'air de son humidité dans la tour de séchage, donc il faut ajouter une quantité de garnissage pour que l'air humide ne passe pas dans le convertisseur et empoisonne le catalyseur (V₂O₅). Idem l'augmentation du garnissage dans

la tour HRS et la tour finale va faire augmenter le contact SO_3 / acide sulfurique pour que l'absorption de la quantité ajoutée de SO_3 après augmentation de la cadence soit totale (100 %).

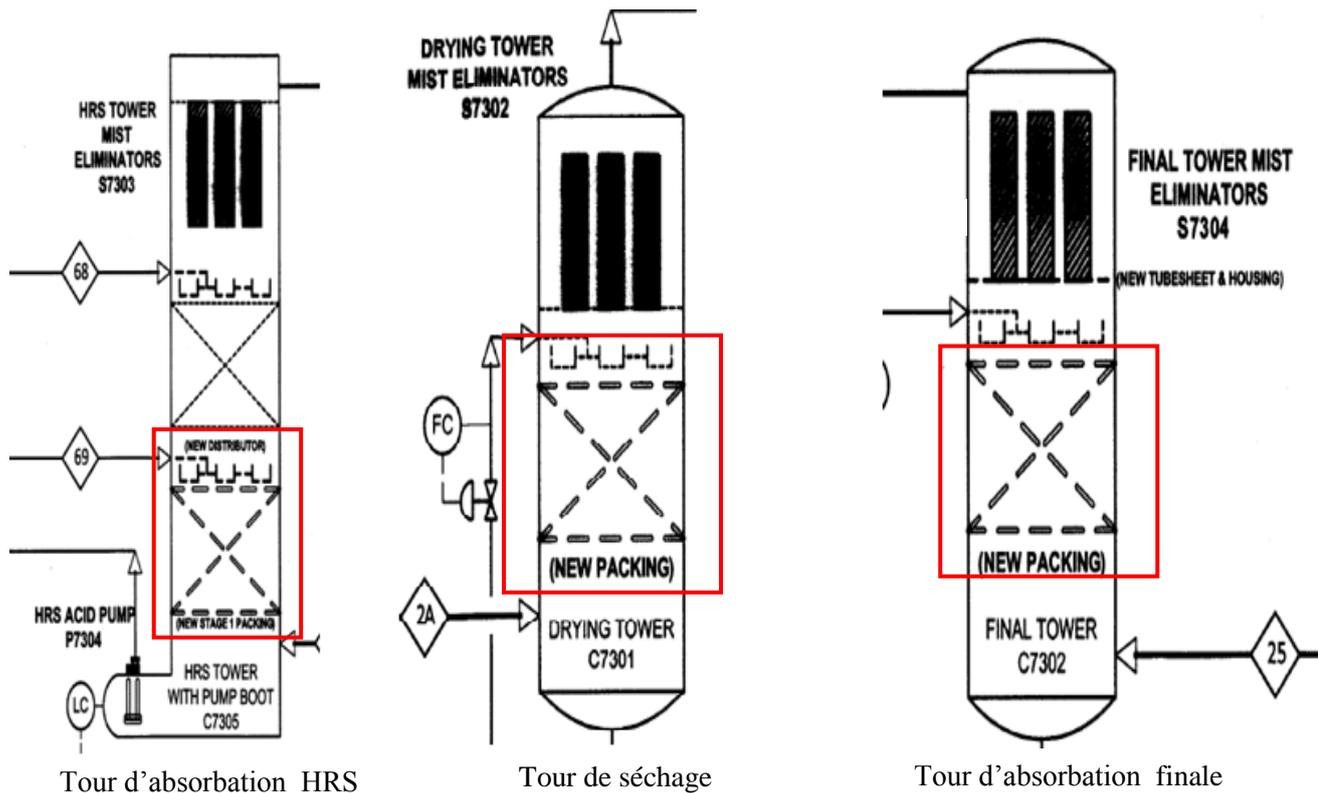


Figure 7 : Schéma de l'instrument à ajouter et à renouveler (garnissage des trois tours)

III-6- limitation liée à l'insuffisance de la quantité des éliminateurs de brume.

Le rôle des éliminateurs de brume est d'éliminer les gouttelettes liquides à partir d'un flux gazeux c.à.d. éliminé le gaz d'engendrer des gouttelettes de liquide vers le prochain équipement. Cette élimination peut réduire la contamination des produits absorbants et l'extension de la durée de vie de l'équipement. Dans notre cas l'utilisation de ces éliminateurs est d'empêcher l'air à transporter des gouttelettes d'acide de la tour de séchage vers le four et d'empêcher les gaz (généralement SO_2) à transporter des gouttelettes d'acide de la tour HRS et la tour finale vers les surchauffeurs et les échangeurs de chaleur.

Pour augmenter la cadence il faut ajouter un nouveau type d'éliminateur appelé concentrique et de doubler la quantité de 68 éliminateurs dans chaque tour à 128 éliminateurs.

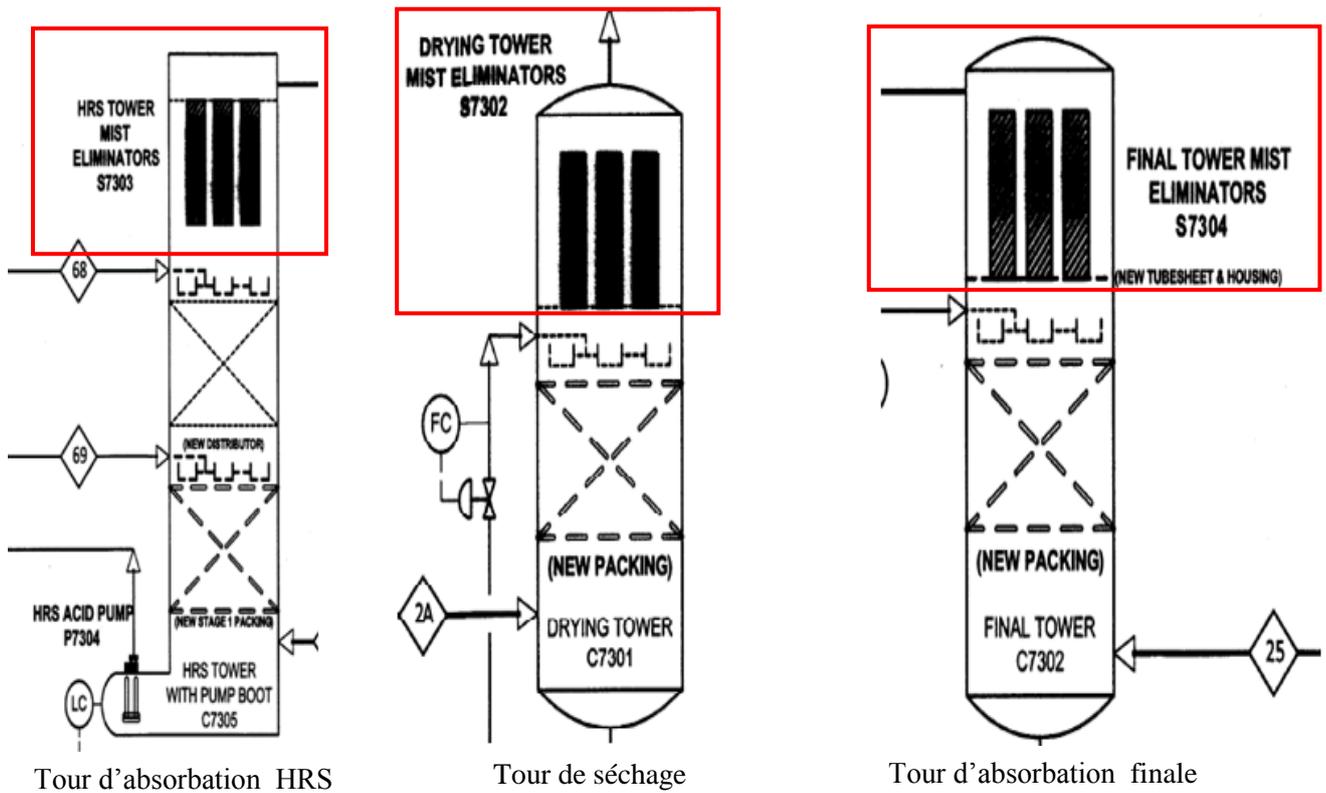


Figure 8 : Schéma de l'instrument à ajouter (éliminateurs de brume concentriques S7302/S7303/S7304).

III-7- limitation liée à l'augmentation de température dans la tour finale.

Lors de l'absorption de SO₃ dans l'eau contenu dans l'acide d'arrosage de la tour finale il y'a augmentation de la température (réaction exothermique) l'acide va entrer dans le bac de roulement puis sera pomper⁵ vers la tour finale à nouveau pour refaire le cycle d'arrosage mais il doit être refroidit par le biais d'un refroidisseur qu'il faut ajouter après augmentation de la cadence.

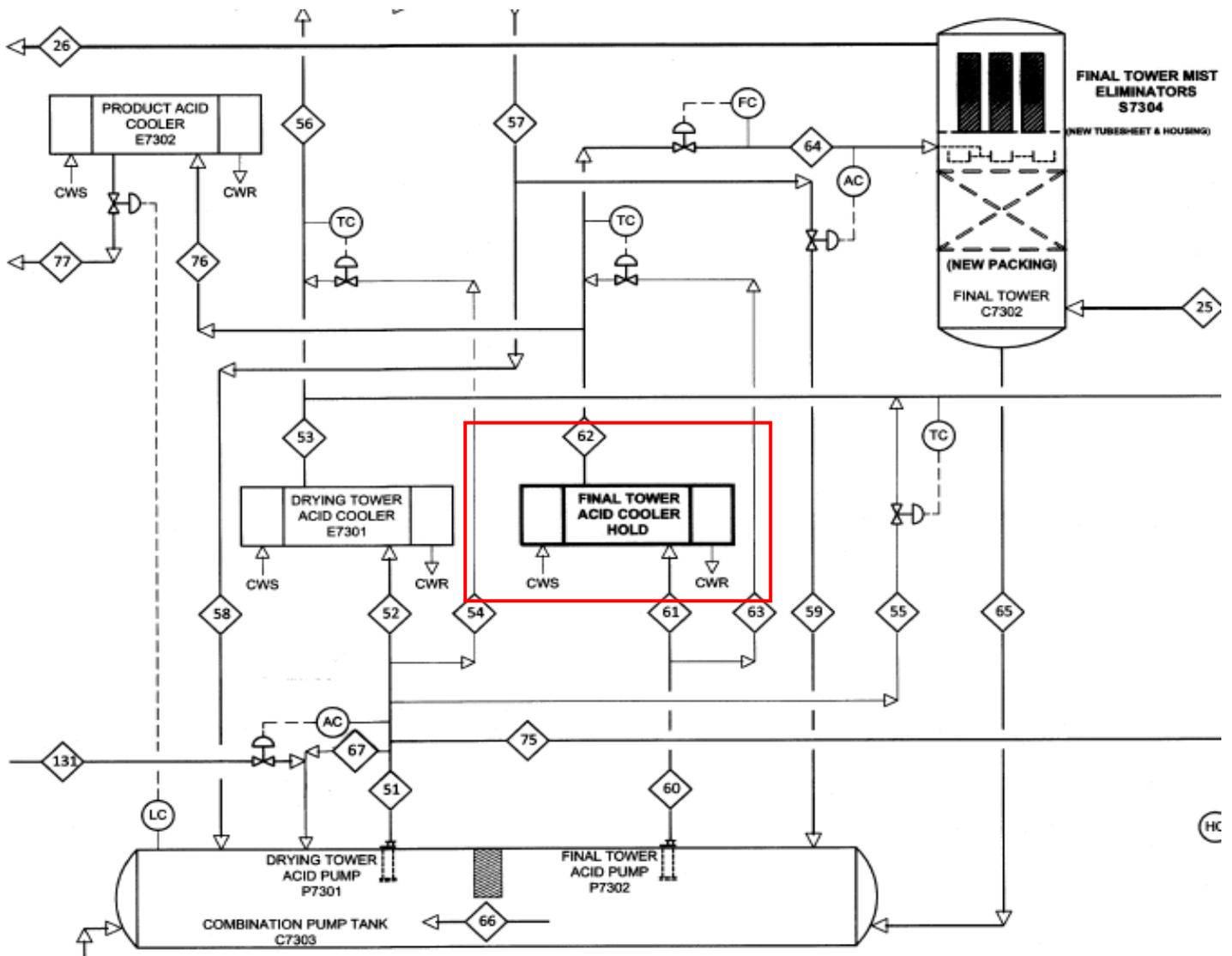


Figure 9 : Schéma de l'instrument à ajouter (refroidisseur) entre le bac de roulement et la tour finale

III-8- limitation liée à l'augmentation de la température d'entrée au convertisseur

Une augmentation de cadence va faire augmenter la température du gaz entrant dans le convertisseur. Cette augmentation de température influence sur le fonctionnement du catalyseur du convertisseur à base de pentoxyde de vanadium qu'est opérationnel dans un intervalle de température de [420°C; 450°C]. Le problème c'est que la chaudière ne peut pas refroidir la nouvelle quantité ajoutée du gaz qu'elle est de l'ordre de 238833,59 m³/h pour une cadence de 125% au lieu de 219726,9 m³/h pour une cadence de 115% ,donc il faut ajouter un surchauffeur pour aider la chaudière à refroidir le gaz qu'a une température de 1136 °C à la zone de fonctionnement du catalyseur.

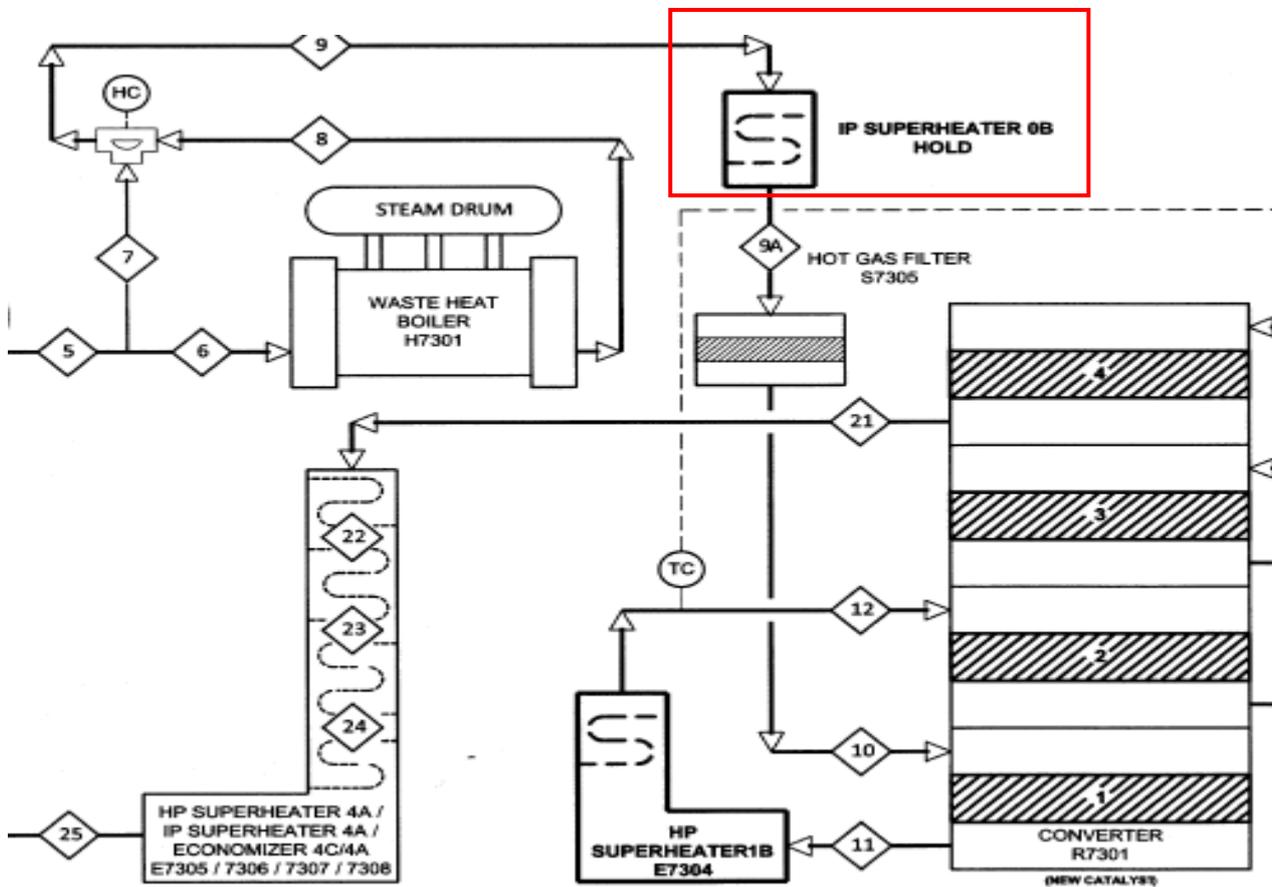


Figure 12 : Schéma de l'instrument à ajouter (surchauffeur (0B)).

III-9- limitation liée à l'insuffisance de la quantité du catalyseur

La réaction de conversion nécessite la présence du catalyseur en quantité suffisante pour une oxydation totale de SO_2 . Lors de l'augmentation de la cadence de 115% vers 125% la quantité du SO_2 qui doit être converti passe de $25266,28 \text{ m}^3/\text{h}$ à $27463,34 \text{ m}^3/\text{h}$, donc il faut changer l'ancien catalyseur et augmenter la masse des quatre lits de convertisseur.

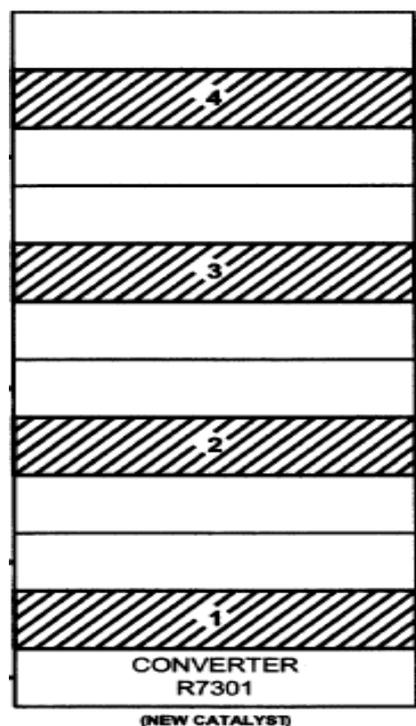


Figure 11 : Schéma de l'ajout et renouvellement du catalyseur (R7301)

III-10– limitation liée à l'insuffisance de la quantité d'acide d'arrosage de 1^{er} étage de la tour

HRS

La rétention de SO₃ au niveau de la tour HRS est obtenu par l'acide sulfurique arrosé dans deux étages, dans le premier, un débit de 1790 m³/h de l'acide sulfurique concentré (pour la cadence de 115%) qui vient de la chaudière HRS débité par la pompe (P7304) mais quand on fait augmenter la cadence la quantité nécessaire à l'arrosage devient 1946.25 m³/h, de même pour le dilueur, donc il faut changer la chaudière HRS et le dilueur HRS par des autres de capacité plus grande.

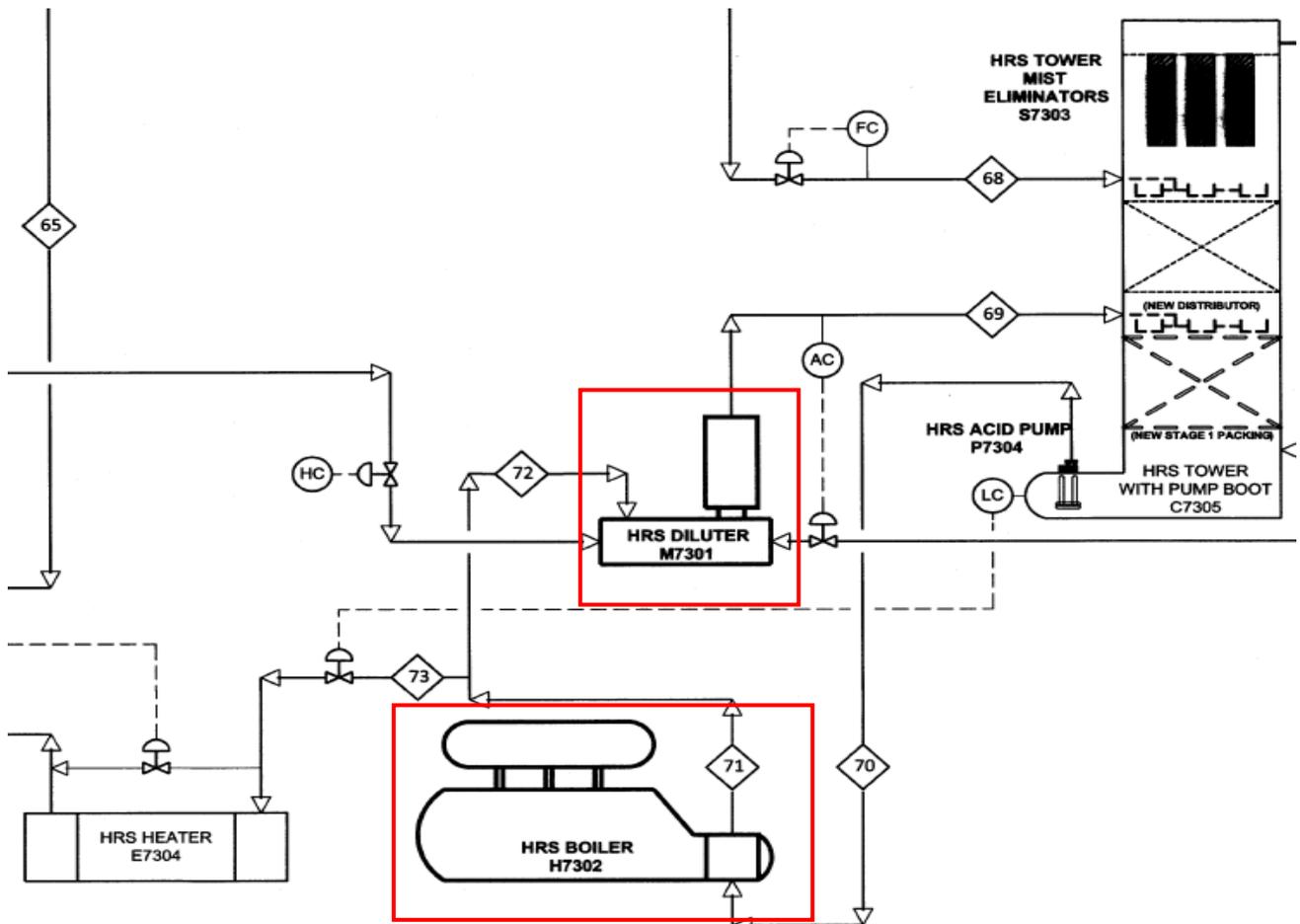


Figure 12: Schéma de l'instrument à changer (chaudière H7302 et le dilueur M7301)

Conclusion

Le travail présenté dans ce rapport a pour objectif d'améliorer les performances énergétiques à travers une évaluation de l'unité de production d'acide sulfurique PS3 c'est-à-dire, on a réalisé une évaluation de la consommation en terme de matière et d'énergie de l'atelier sulfurique de la situation actuelle avant et après augmentation de cadence et on a fait les calculs pour la cadence 115% et 125%. On a effectué un chapitre d'identification des limitations de passage de la cadence 115% vers 125% et des plans d'actions pour remédier aux différentes causes de ces limitations qui empêchent l'augmentation en cadence.

La vérification énergétique n'a pas seulement permis de dévoiler les causes des écarts énergétique (pertes) mais aussi la préservation de l'environnement en diminuant le taux des émissions gazeuses atmosphériques qui contribuent à l'effet de serre notamment le dégagement du SO₂.

Bien qu'il soit de courte durée, ce stage m'a été très rentable et bénéfique dans la mesure où il m'a permis de confronter le monde du travail et le contact direct avec le domaine industriel, et aussi d'apprendre comment faut-il se servir de la théorie acquise dans le domaine de la pratique.

Sur le plan individuel, mon intérêt était de savoir m'intégrer et me comporter avec les différents membres du personnel de l'atelier sulfurique, ainsi de fixer les idées sur les relations humaines.

Perspectives

On guise de perspectives, après l'évaluation énergétique à l'atelier sulfurique, il serait ingénieux de faire une étude visant à adopter l'une des solutions d'abattage des émissions dans l'atelier sulfurique de Maroc Chimie (OCP), par le biais de la réalisation d'un procédé permettant de réduire le taux de SO₂ afin de contribuer à la politique environnementale du groupe OCP.

En plus, la vérification énergétique englobe aussi l'étude technique de redimensionnement ainsi que de performance de chaque équipement du circuit énergétique que ce soit vapeur ou électricité, mais vu les points traités et touchés par mon sujet, on n'a pas pu attaquer ce volet là. Cependant, il serait mieux que cette vérification énergétique de chaque équipement soit donnée sous forme de sujet de stage pour les élèves stagiaires qui passeront leur stage au sein de l'atelier sulfurique pour minimiser les pertes et de les transformer en gain pour l'unité sulfurique.

En participant à la vérification énergétique, les employés de l'atelier sulfurique finissent par considérer l'énergie comme une dépense pouvant être contrôlée, en faisant appel aux ressources internes pour effectuer la vérification avant d'avoir recours à des spécialistes externes. C'est ainsi que le personnel a l'avantage de relever les possibilités d'économie d'énergie qui sont évidentes, en particulier celles qui ne requièrent aucune analyse technique approfondie.

Les vérifications menées à l'interne, leurs permettront de concentrer leurs efforts sur les systèmes les plus consommateurs d'énergie et de s'arrêter aux économies d'énergie potentielles plus complexe.

On agissant ainsi, nous pouvons utiliser de manière optimale l'énergie et en même temps nous serons dans la mesure de minimiser l'effet secondaire de gaspillage d'énergie sur l'environnement à savoir le réchauffement de la planète par le gradient de chaleur que génère notre activité.

Références

[1] : wikipédia.

[2] : Manuel d'opérateur Monsanto.

[3] : cour de transfert thermique de 2^{ième} année ENSA Safi.

[4] : fichier d'installation du logiciel WASP for Windows 3

[5] : Rapport du bilan thermique de l'unité PS3.