

UNIVERSITE CHEIKH ANTA DIOP DE DAKAR

Ecole Supérieure Polytechnique

Centre de Thiès

Département Génie Electromécanique



GM.0068

Projet de fin d'études

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR DE CONCEPTION

Titre :

**ANALYSE DE LA PRODUCTION ET DE
LA CONSOMMATION EN VAPEUR ET
EN ENERGIE ELECTRIQUE DES ICS
DE DAROU
(site Acides)**

Auteur :

Bacary Kounia Diémé

Directeurs internes : Dr Salif GAYE
Dr Sana FATY

Directeur externe : Ing. Abdou Aziz Diagne

Année académique : 2001/2002

Dédicaces

Je dédie ce travail à mon père, à ma mère, à mes frères et sœurs, à mes amis et à tous mes proches.

REMERCIEMENTS

J'adresse mes sincères remerciements à l'endroit de toutes les personnes qui m'ont aidé à la réalisation de ce Projet de Fin d'Etudes.

Plus particulièrement, j'exprime toute ma reconnaissance à :

- ✓ Messieurs Salif GUAYE et Sana FATY , professeurs à l'Ecole Supérieure Polytechnique de Thiès, pour les suggestions, les critiques et les recommandations d'ordre scientifique et technique et pour tout le moral qu'ils ont eu à m'apporté qui du reste a été très déterminant pour la réalisation de ce projet ;
- ✓ Monsieur Seyni TAMBA, professeur à l'Ecole Supérieure Polytechnique de Thiès, pour le soutien moral qu'il m'a apporté ;
- ✓ Monsieur Abdou Aziz DIAGNE, chef du Service Process et Contrôle des I.C.S (site Acides) pour avoir mis à ma disposition toutes les informations et les moyens logistiques nécessaires à la réussite de ce travail, pour avoir répondu à toutes mes questions, pour m'avoir appris à découvrir le rôle de l'ingénieur dans l'entreprise et pour les nombreux conseils qu'il m'a donnés portant sur le comportement de l'ingénieur face à ces collaborateurs ;
- ✓ Messieurs Mohameth THIOYE et Amadou Badara GUEYE, ingénieurs au I.C.S (site Acides) pour tout le soutien qu'il m'ont apporté.

Table des Matières

Page :

Dédicaces.....	i
Remerciements.....	ii
Table des matières.....	iii
Liste des annexes.....	v
Liste des tableaux.....	vi
Liste des figures.....	viii
INTRODUCTION.....	1
I Présentation des I.C.S.....	3
I.1 Présentation du process de l'atelier phosphorique.....	3
I.2 Présentation du process de l'atelier sulfurique-utilité.....	5
I.2.1 Synthèse de l'acide sulfurique (H_2SO_4).....	5
I.2.1.1 Dans le cas de Darou 1.....	5
I.2.1.2 Dans le cas de Darou 2.....	7
I.2.2 Production de vapeur et utilisation.....	7
II Etude des principales réactions chimiques conduisant à la synthèse de l'acide sulfurique.....	8
II.1 Réaction de combustion du soufre.....	8
II.1.1 Pression absolue dans le four.....	8
II.1.2 Détermination de la chaleur dégagée Q à $T=410^\circ C$	9
II.1.3 Température des gaz à la sortie du four.....	11
II.1.3.1 Darou 1.....	12
II.1.3.2 Darou 2.....	14
II.2 Réaction catalytique.....	15
II.2.1 Quantité de chaleur dégagée par la réaction catalytique.....	17
II.2.2 Etude des différents étages de la caisse de catalyse.....	18
II.2.2.1 Darou 1.....	19

II.2.2.2	Darou 2.....	30
III	Evaluation de la capacité de production en vapeur.....	38
III.1	Dans le cas de Darou 1.....	38
III.1.1	Vapeur fatale.....	38
III.1.2	Vapeur venant des chaudières auxiliaires.....	42
III.2	Dans le cas de Darou 2.....	42
IV	Evaluation des besoins en vapeur et en énergie électrique.....	46
IV.1	Besoins en énergie électrique.....	46
IV.1.1	Darou 1.....	46
IV.1.2	Darou 2.....	48
IV.2	Evaluation des besoins en vapeur.....	51
IV.2.1	Darou 1.....	51
IV.2.1.1	Vapeur HP (40 bars, 425 ° C).....	51
IV.2.1.2	Vapeur BP (4 bars, 145 ° C).....	58
IV.2.2	Darou 2.....	59
IV.2.2.1	Vapeur HP (40 bars, 425 ° C).....	59
IV.2.2.2	Vapeur BP (4 bars, 145 ° C).....	61
V	Optimisation de la vapeur produite et production d'énergie électrique.....	63
V.1	Darou 1.....	63
V.2	Darou 2.....	77
	Conclusion et Recommandations.....	82
	Références bibliographiques.....	84
	Annexes.....	85

Liste des annexes

ANNEXE 1 : Expressions des capacités calorifiques et enthalpies molaires de quelques composés en fonction de la température .

ANNEXE 2 : Abaques de puissance des différentes turbines de Darou 1 et 2

ANNEXE 3 : Tableaux d'optimisation de la vapeur de Darou 1

ANNEXE 4 : Tableaux d'optimisation de la vapeur de Darou 2

ANNEXE 5 : Schémas de procédé, production d'acide sulfurique à Darou 2, production de vapeur à Darou 2, distribution de vapeur à Darou 1 et 2

Liste des tableaux

<u>Tableau 2.1</u> : température des gaz sortie fours Darou 1.....	13
<u>Tableau 2.2</u> : température gaz sortie four Darou 2.....	15
<u>Tableau 2.3</u> : Quantité de SO ₂ à l'entrée et à la sortie des différentes masses de Darou.....	20
<u>Tableau 2.4</u> :Composition des gaz sortie première masse Darou 1.....	20
<u>Tableau 2.5</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la première masse Darou 1.....	21
<u>Tableau 2.6</u> : Température des gaz sortie première masse Darou 1.....	22
<u>Tableau 2.7</u> : Composition des gaz à la sortie de la deuxième masse avant injection d'air.....	23
<u>Tableau 2.8</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la deuxième masse Darou 1.....	23
<u>Tableau 2.9</u> : Température des gaz à la sortie de la deuxième masse de Darou 1.....	24
<u>Tableau 2.10</u> : Nombre de moles d'air injecté à la sortie de la deuxième masse de Darou 1.....	25
<u>Tableau 2.11</u> : Composition des sortie troisième masse en tenant compte de l'injection d'air.....	25
<u>Tableau 2.12</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la troisième masse Darou 1.....	26
<u>Tableau 2.13</u> : Température des gaz à la sortie de la troisième masse de Darou 1.....	27
<u>Tableau 2.14</u> : Nombre de moles d'air injecté à la sortie de la troisième masse.....	28
<u>Tableau 2.15</u> : Composition des gaz à la sortie de la quatrième masse.....	29
<u>Tableau 2.16</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la quatrième masse Darou 1.....	29
<u>Tableau 2.17</u> : Température des gaz à la sortie de la quatrième masse.....	30
<u>Tableau 2.18</u> : Quantité de SO ₂ à l'entrée et à la sortie des différentes masses de Darou2.....	30
<u>Tableau 2.19</u> : Composition des gaz à la sortie de la première masse de Darou 2.....	31
<u>Tableau 2.20</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la première masse de Darou 1.....	31
<u>Tableau 2.21</u> : Température des gaz à la sortie de la première masse de Darou 2.....	32
<u>Tableau 2.22</u> : Composition des gaz à la sortie de la deuxième masse de Darou 2.....	32

<u>Tableau 2.23</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la deuxième masse de Darou 2.....	33
<u>Tableau 2.24</u> : Température des gaz à la sortie de la deuxième masse de Darou 2.....	34
<u>Tableau 2.25</u> : Composition des gaz à la sortie de la troisième masse de Darou 2.....	34
<u>Tableau 2.26</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la troisième masse de Darou 2.....	34
<u>Tableau 2.27</u> : Température des gaz à la sortie de la troisième masse de Darou 2.....	35
<u>Tableau 2.28</u> : Composition des gaz à la sortie de la quatrième masse de Darou 2.....	36
<u>Tableau 2.29</u> : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la quatrième masse de Darou 2.....	36
<u>Tableau 2.30</u> : Température des gaz à la sortie de la quatrième masse de Darou 2.....	37
<u>Tableau 3.1</u> : Débit de vapeur produite pour les différentes cadences du sulfurique Darou1...	42
<u>Tableau 3.2</u> : Débit de vapeur produite pour les différentes cadences du sulfurique Darou2...	45
<u>Tableau 4.1</u> : Puissance consommée (en kW) par chacun des ateliers des deux usines suivant les différents cas de marche.....	50
<u>Tableau 4.2</u> : Débit de vapeur à l'admission du TAP pour un soutirage allant de 0 t/h à 70 t/h.....	51
<u>Tableau 4.3</u> : Débit de vapeur à l'admission du TAS avec ou sans prélèvement.....	52
<u>Tableau 4.4</u> : Débit vapeur consommé par la TS de Darou 1 pour les différentes cadences du sulfurique.....	54
<u>Tableau 4.5</u> : Débit de vapeur consommé par la fusion du soufre Darou 1 et 2.....	57
<u>Tableau 4.6</u> : Débit vapeur consommé par l'atelier 30 % de Darou 1 suivant ses différents cas de marche.....	59
<u>Tableau 4.7</u> : Débit de vapeur à l'admission du GTA pour un soutirage allant 0t/h à 86 t/h.....	60
<u>Tableau 4.8</u> : Débit vapeur consommé par la TS de Darou 2 pour les différentes cadences du sulfurique.....	61
<u>Tableau 4.9</u> : Débit vapeur consommé par l'atelier 30 % de Darou 2 suivant ses différents cas de marche.....	62
<u>Tableau 5.1</u> : débits minimum et maximum à l'admission du TAP.....	66
<u>Tableau 5.2</u> : débits minimum et maximum à l'admission du GTA.....	79

Liste des figures

<u>Figure 2.1</u> :schéma combustion soufre dans les fours de Darou 1.....	12
<u>Figure 2.2</u> :Température des gaz sortie fours Darou 1.....	14
<u>Figure 2.3</u> : schéma combustion soufre Darou 2.....	14
<u>Figure 2.4</u> :Température des gaz sortie fours Darou 2.....	15
<u>Figure 3.1</u> : Récupération de la chaleur des gaz à la sortie des fours de Darou 1.....	39
<u>Figure 3.2</u> : Récupération de la chaleur des gaz à la sortie du four de Darou 2.....	44
<u>Figure 5.1</u> : dispatching de la vapeur de Darou 1.....	65
<u>Figure 5.2</u> : dispatching de la vapeur de Darou 2.....	78

INTRODUCTION

Les Industries Chimiques du Sénégal (I.C.S site Acides) assurent leur autosuffisance en énergie grâce à une transformation de vapeur essentiellement produite par trois chaudières de récupération et deux chaudières auxiliaires à fuel.

Très souvent, une quantité très importante de vapeur est vouée à la condensation. Ce qui est lié au fonctionnement continu des deux chaudières auxiliaires pendant que les chaudières de récupération produisent une quantité de vapeur assez importante.

Il arrive aussi qu'on note un déficit de vapeur au niveau des turboalternateurs conduisant à un déclenchement de ceux-ci puis à un déficit d'énergie électrique qu'il faudra combler par la SENELEC.

Ceci engendre des perturbations dans le fonctionnement des ateliers du site et crée des coûts supplémentaires liés au redémarrage des turboalternateurs ou au couplage au réseau de la SENELEC visant à maintenir la production. D'où une nécessité d'évaluer, pour chaque cadence des différents ateliers du site, la production en vapeur et en énergie électrique et de faire un dispatching optimal cette vapeur produite.

Ce rapport constitue en quelque sorte un bilan énergétique des I.C.S (site Acides) visant à proposer des solutions pour une utilisation rationnelle de la vapeur produite tout en satisfaisant les besoins en énergie électrique des différents ateliers du site.

La méthode consiste d'abord à estimer théoriquement, pour chaque usine et suivant les différents cas de marche des ateliers, la vapeur consommée par les différents récepteurs, la puissance consommée par les différents ateliers, la vapeur produite par les différentes chaudières de récupération, l'énergie électrique produite par les turboalternateurs puis de proposer un dispatching optimal de la vapeur HP produite de manière à satisfaire aussi bien les besoins en vapeur BP qu'en énergie électrique.

C'est une étude qui sera basée essentiellement sur des calculs thermodynamiques. Elle doit permettre de formuler des recommandations pour une gestion optimale de l'énergie.

I Présentation des I.C.S

Créées en 1983, les I.C.S étaient une société composée de deux sites :

- Le site de Mbao, actuellement appelé site Engrais, assure la production d'engrais chimique ;
- Le site de Darou à Mboro, actuellement appelé site Acide, assure la production d'acide phosphorique.

En 1996, il y a eu la fusion entre les I.C.S et l'ex Taïba (actuellement appelé site Mine) pour donner toujours l'appellation I.C.S qui devient une société composée de trois sites que sont :

- le site Acide à Mboro,
- le site Mine à Mboro,
- le site Engrais à Dakar.

Il faut noter que depuis juillet 2001, le site Acide est composé de deux usines dénommées Darou 1 et Darou 2. Darou 1 étant l'ancienne usine et Darou 2 la nouvelle.

Chaque usine comporte deux ateliers que sont :

- l' atelier phosphorique pour la synthèse d'acide phosphorique,
- l' atelier sulfurique-utilité pour la synthèse d'acide sulfurique et la production de vapeur et d'énergie électrique.

I.1 Présentation du process de l'atelier phosphorique

C'est dans cet atelier que se fait la synthèse de l'acide phosphorique grâce à la réaction :



Dans le cas de Darou 1, le phosphate provenant des I.C.S Mine (ex-TAÏBA) est envoyé dans un bac de délitage où se fait la préparation de la pulpe qui est un mélange d'eau, de phosphate et éventuellement de schlamms maintenu en agitation permanente. Cette pulpe est

ensuite stockée dans un bac à pulpe et maintenue toujours en agitation permanente pour éviter que le phosphate se décante.

A partir de ce bac, deux réacteurs sont alimentés en pulpe. Ils sont aussi alimentés en acide sulfurique et en acide phosphorique recyclé apportant l'eau nécessaire à la réaction. Grâce à des agitateurs dont l'un est central et les autres périphériques, le mélange est rendu homogène permettant ainsi la réalisation de la réaction (1).

En fin de réaction, on obtient de la bouillie qui est un mélange d'acide phosphorique (H_3PO_4) et de gypse ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$).

Grâce à une filtration sous vide, on parvient à séparer l'acide phosphorique contenu dans la bouillie du gypse. L'acide ainsi obtenu a un titre de 27% de P_2O_5 environ.

Cet acide phosphorique 27% est soumis à une épuration. L'acide clair recueilli de cette épuration est concentré à 52% de P_2O_5 pour ensuite être stocké dans des réservoirs.

❖ L'épuration : Elle vise à diminuer le taux de solides et les impuretés contenus dans l'acide 27%, elle se fait en deux étapes :

- la désaturation : Elle consiste à soumettre l'acide 27% à une agitation qui non seulement permet son refroidissement naturel, mais aussi favorise la précipitation des composantes dissoutes qu'il contient.
- la décantation : Après désaturation, l'acide 27% est envoyé dans un décanteur. Au fond de celui-ci, est placé un racleur qui permet de rassembler la boue se trouvant en bas de solution.

L'acide clair 27% est recueilli en surface et la boue par le bas. Cet acide clair va être concentré à 52% de P_2O_5 tandis que la boue est réinjectée dans les réacteurs et éventuellement envoyée à Drou 2 pour une seconde filtration.

- ❖ La concentration : Le principe est basé sur une évaporation sous vide (80 torrs). Les calories nécessaires pour porter l'acide à ébullition (83°C) sont fournies par de la vapeur 4 bars absolue dans un échangeur de chaleur.

Mais il faut noter qu'à Darou 2, l'étape consistant à préparer la pulpe n'y existe pas.

Ici le phosphate sec est directement envoyé dans les réacteurs ; c'est là que se fait le mélange eau, acide sulfurique et phosphate sec.

La boue obtenue après épuration est filtrée à nouveau à travers un filtre à bande opérant sous vide ; ce qui permet de récupérer l'acide restant dans la boue.

L'acide sulfurique utilisé dans la synthèse de l'acide phosphorique est fabriqué sur place dans les deux usines.

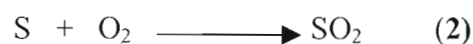
I.2 Présentation du process de l'atelier sulfurique-utilité

Il s'agira, dans cette partie, de parler des étapes conduisant à la synthèse de l'acide sulfurique mais aussi d'expliquer la récupération de la chaleur dégagée par la combustion du soufre et la conversion du dioxyde de soufre, la production de vapeur qui s'ensuit pour enfin aboutir à l'utilisation de celle-ci.

I.2.1 Synthèse de l'acide sulfurique (H₂SO₄)

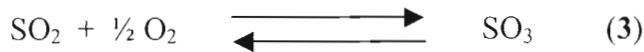
I.2.1.1 Dans le cas de Darou 1

En effet le soufre importé est fondu, filtré, stocké dans des bacs à soufre puis envoyé par quantité désirée dans des fours pour former du dioxyde de soufre par la réaction :



Cette réaction étant très exothermique, les gaz formés subissent une élévation de température jusqu'à environ 1100 °C. A la sortie des fours, ces gaz sont envoyés dans une caisse de catalyse après avoir subi une baisse de température, à travers une chaudière de récupération, jusqu'à environ 420 °C.

C'est dans la caisse de catalyse, composée de quatre étages appelés masses, que va se faire la réaction de conversion du dioxyde de soufre en trioxyde de soufre en présence d'un catalyseur qui est le pentaoxyde de vanadium (V_2O_5). Cette réaction, dont l'équation est la suivante, se fera dans chaque masse de la caisse de catalyse.



Les gaz formés sont entraînés du haut vers le bas de la caisse de catalyse. A la sortie de la première masse de la caisse de catalyse, les gaz formés de la réaction (3) vont être envoyés dans un échangeur pour surchauffer la vapeur HP et par la même occasion, subir une baisse de température. Ce qui permettra au dioxyde de soufre restant dans les gaz de pouvoir réagir de manière optimale avec l'oxygène dans les masses suivantes.

Le refroidissement des gaz avant leur entrée dans la troisième et dans la quatrième masse se fait par une injection d'air frais.

Après la caisse de catalyse, le trioxyde de soufre formé est envoyé dans la tour d'absorption où se fait la synthèse de l'acide sulfurique par la réaction :



La réaction (4) étant très exothermique, dans la pratique elle est réalisée en pulvérisant une solution d'acide sulfurique 98,5% provenant du bac de roulement, sur le trioxyde de soufre.

C'est l'eau contenue dans cette solution d'acide sulfurique qui réagit avec le trioxyde de soufre. C'est ainsi que la teneur en H_2SO_4 de la solution est augmentée jusqu'à obtenir une solution dont la teneur atteint 99,5%. Cette dernière solution est réinjectée dans le bac de roulement où se fait la régulation de la teneur à 98,5%. A partir de ce bac de roulement, la solution d'acide 98,5% est acheminée pour refroidissement vers trois échangeurs (MONSANTO) placés en parallèles. Après ces échangeurs, une partie de l'acide est envoyée au réservoir de stockage après avoir été refroidie à nouveau dans des échangeurs à plaques. L'autre partie servira d'acide de roulement au niveau de la tour d'absorption pour la

réalisation de la réaction (4). L'air nécessaire à la production d'acide sulfurique est fourni par une turbosoufflante. Cet air est séché par de l'acide sulfurique 96,5% dans une tour garnie appelée tour de séchage dont le fond joue le rôle de bac de roulement.

1.2.1.2 Dans le cas de Darou 2

La méthode utilisée ici est la double absorption. A la différence de Darou 1, les gaz formés à la fin de la réaction (2) sont entraînés du bas vers le haut de la caisse de catalyse. Au sortir de la première masse, ils sont envoyés dans un échangeur. Ce qui permet d'abaisser leur température, pour les mêmes raisons évoquées dans le cas de Darou 1, mais aussi de surchauffer la vapeur HP produite par la chaudière de récupération. Ils sont ensuite envoyés dans la deuxième masse où se produit à nouveau la réaction (3). A la sortie de la deuxième masse, ils sont envoyés dans la troisième masse après avoir subi une baisse de température à travers un échangeur. Après la troisième masse, ils vont traverser deux échangeurs avant d'être acheminés dans une première tour d'absorption où se produit la réaction (4). Les gaz sortant de cette tour à basse température vont connaître une élévation de température à travers deux échangeurs pour ensuite être envoyés dans la quatrième masse. Au sortir de cette masse, ils sont acheminés vers la deuxième tour d'absorption après avoir traversé une série de trois échangeurs. Le principe de l'absorption dans les différentes tours, de même que le système conduisant au stockage de l'acide se font de la même manière que pour Darou 1.

1.2.2 Production de vapeur et utilisation

Une chaudière de récupération est placée juste à la sortie du four. La chaleur dégagée par la réaction (2) va chauffer l'eau contenue dans la calandre de la chaudière par échange de chaleur avec les gaz issus de cette réaction. Ce chauffage de l'eau va entraîner une production de vapeur HP saturée. Cette production de vapeur HP va servir dans plusieurs cas que nous étudierons en détail dans la suite.

II Etude des principales réactions chimiques conduisant à la synthèse de l'acide sulfurique

Dans cette partie nous allons étudier la quantité de chaleur dégagée par la réaction de combustion du soufre et la réaction catalytique d'oxydation du dioxyde de soufre.

II.1 Réaction de combustion du soufre

Cette réaction s'effectue dans un four à volume constant en présence d'un excès d'air. Il s'agit là d'une combustion du soufre qui a lieu à une température d'environ 410°C et à une pression voisine de la pression atmosphérique.

II.1.1 Pression absolue dans le four

La pression dans le four est imposée par celle de l'air qui y arrive grâce à une turbosoufflante. Des mesures effectuées par des sondes de pression ont montré que la pression relative peut atteindre une valeur maximale de 3500 mm d'eau .

La relation liant la pression atmosphérique P_{atm} à la pression absolue P est la suivante :

$$\frac{P - P_{atm}}{\gamma} = 3500 \text{ mm} = 3,5 \text{ m} \Rightarrow P = P_{atm} + 3,5\gamma \quad (2-1)$$

avec $\gamma = 9810 \text{ N/m}^3$

$$P_{atm} = 1,013 \times 10^5 \text{ Pa} \Rightarrow P = 1,356 \times 10^5 \text{ Pa}$$

La valeur de cette pression absolue dans le four est de l'ordre de la pression atmosphérique.

Ce qui fait que la réaction étudiée sera considérée comme se déroulant à la pression atmosphérique. Cette considération va être exploitée pour déterminer la chaleur dégagée par la réaction de combustion du soufre connaissant celle dégagée à la pression atmosphérique à une température de 25 °C.

II.1.2 Détermination de la chaleur dégagée Q à T=410°C

Hypothèses :

- les gaz, dans le four, sont considérés comme parfaits
- la température de combustion du soufre est de 410 °C
- il n'y a pas de variation de température pendant le déroulement de la réaction

La réaction se déroulant à volume constant, la chaleur dégagée correspond à la variation d'énergie interne ΔU , en valeur absolue, dans le four.

Donc la détermination de l'énergie interne permettra de connaître la quantité de chaleur Q dégagée par la réaction .

Sachant que la documentation fournit plutôt le variation d'enthalpie ΔH , il s'agira alors de déterminer d'abord la relation liant les variations d'enthalpie et d'énergie interne puis de les calculer à la température 410 °C.

Par définition on a : $H=U+PV$

On aura, pour la réaction de combustion du soufre qui s'écrit : $S_{(liq)}+O_{2(g)}\rightarrow SO_{2(g)}$,

$$\Delta H=\Delta U+\Delta(PV) \text{ avec } \Delta(PV)=\Delta(nRT)$$

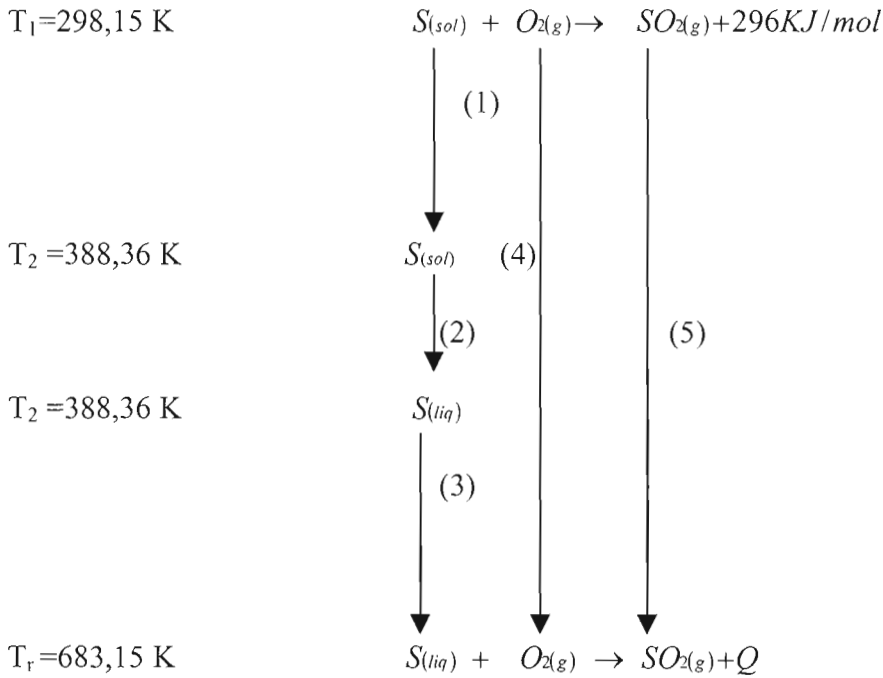
En effet, la variation de PV est considérée comme provenant des gaz car étant la plus importante. Les gaz sont supposés parfaits en raison des valeurs de la pression et de la température.

Donc $\Delta(PV)=RT\Delta n$ à température constante, cas de la réaction étudiée.

On voit aussi que la stœchiométrie de la réaction donne le même nombre de moles de gaz pour les produits et les réactifs. Il en résulte que : $\Delta n=0$, d'où $\Rightarrow\Delta(PV)=0$

D'où finalement on a : $\Delta H=\Delta U$

La réaction de combustion du soufre solide à la température de 25 °C est accompagnée d'une variation d'enthalpie égale à 9250 kJ/kg de soufre ou 296 kJ/mol de soufre ou 70,81 kcal/ mol de soufre [1].



T_2 = température de fusion du soufre [2]

Pour chacun des différents chemins (1) à (5), il y a une quantité de chaleur qui est absorbée par la composante chimique correspondante pour passer d'une température donnée à une autre ou d'une phase à une autre. Ce qui permet d'avoir :

- chemin(1) :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_{P_{S_{sol}}} dT = 2241,98 \text{ J/mol}$$

- chemin (2) :

$$L_{fus_S} = 1,7 \times 10^3 \text{ J/mol} \quad [2]$$

- chemin (3) :

$$\int_{T_2}^{T_r} C_{P_{S_{liq}}} dT = 9954,85 \text{ J/mol}$$

○ chemins (4) et (5) :

$$\int_{T_1}^{T_r} (C_{pSO_2} - C_{pO_2}) dT = 6293,84 \text{ J/mol}$$

Les valeurs des C_p sont en annexe 1 [2].

La chaleur de la réaction Q est donnée par :

$$\Delta H_{410} = \Delta H_{25} - L_{fus S} + \int_{T_1}^{T_r} (C_{pSO_2} - C_{pO_2}) dT - \int_{T_1}^{T_2} C_{pS_{sol}} dT - \int_{T_2}^{T_r} C_{pS_{liq}} dT$$

$$\text{AN : } \Delta H_{410} = \Delta U_{410} = -303,603 \text{ kJ/mol} = -72,63 \text{ kcal/mol}$$

Donc la chaleur dégagée par la réaction est égale à la valeur absolue de la valeur trouvée pour l'énergie interne.

$$Q = 72,63 \text{ kcal/mol de soufre}$$

La chaleur dégagée par la réaction pour une tonne de soufre brûlée est :

$$Q = 2,27 \times 10^6 \text{ kcal/tonne de soufre}$$

II.1.3 Température des gaz à la sortie du four

Pour les besoins de l'exploitation, nous nous proposons, dans cette partie, de déterminer la température des gaz à la sortie du four pour un taux de dioxyde de soufre souhaité compris entre 9 % et 12 %.

On considèrera que les pertes thermiques à travers les parois du four sont de 2 % de la chaleur dégagée par la réaction de combustion du soufre.

II.1.3.1 Darou 1

Dans cette usine, il y a deux fours. L'étude portera sur l'un de ces fours et les résultats obtenus resteront valables pour l'autre.

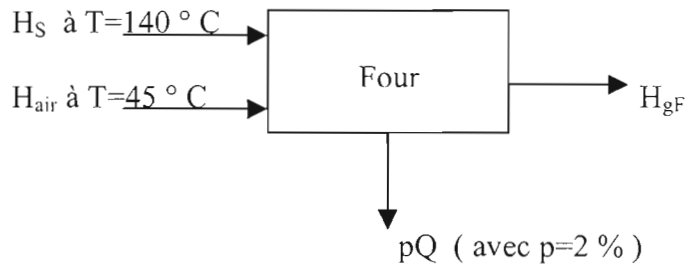


Figure 2.1: schéma combustion soufre dans les fours de Darou 1

- Notations :
- Q = chaleur dégagée par la réaction de combustion du soufre exprimée en J/mol de soufre brûlé
 - H_{gF} = enthalpie des gaz à la sortie du four exprimée en J/mol de soufre brûlé
 - H_S = enthalpie molaire du soufre exprimée en J/mol
 - H_{air} = enthalpie molaire de l'air exprimée en J/mol
 - x = le nombre de moles de soufre introduit dans le four
 - y = le nombre de moles d'air introduit dans le four
 - $b = \frac{x}{y}$ = taux de dioxyde de soufre dans les gaz à la sortie du four

Les expressions donnant l'enthalpie du soufre à une température supérieure à sa température de fusion et celui de l'air en fonction de la température sont données en annexe 1, la température étant exprimée en kelvin.

D'où on aura :

$$H_{air} (\text{à } T=45 \text{ °C}) = 562,104 \text{ J/mol}$$

$$H_S (\text{à } T=140 \text{ °C}) = 4709,17 \text{ J/mol}$$

D'autre part on a :

$$xH_{gF} = \int_{298,15}^T \left(xC_{pSO_2} + 0,79yC_{pN_2} + (0,21y-x) C_{pO_2} \right) dT \quad (2-2)$$

Les expressions donnant $\int_{298,15}^T C_{pSO_2} dT$, $\int_{298,15}^T C_{pN_2} dT$ et $\int_{298,15}^T C_{pO_2} dT$ sont données en

annexe 1. L'équation (2-2) permet d'avoir :

$$H_{gF} = A \times T + B \times T^2 + C \times T^3 + D \times T^{-1} + E \quad (2-3)$$

avec : $A = 28,76X - 2,38$ $B = (1,76X + 16,05) \times 10^{-3}$ $C = -11,58 \times 10^{-7}$

$$D = (1,65X - 7,856) \times 10^5 \quad E = -9283,82X + 1948,5 \quad X = \frac{1}{b}$$

En faisant le bilan thermique dans le four on a :

$$H_{gF} = H_s + H_{air} + (1-p) Q \quad \text{avec } Q = 303,6 \text{ kJ/mol} \quad (2-4)$$

En remplaçant chaque terme de l'équation (2-4) par sa valeur, on aura :

$$A \times T + B \times T^2 + C \times T^3 + D \times T + E = 302,80 \times 10^3 \quad (2-5)$$

La résolution de l'équation (2-5), pour des valeurs du taux de dioxyde de soufre comprises entre 9 % et 12 %, à l'aide d'une calculatrice conduit au tableau suivant :

b(%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T(°C)	858,99	875,09	891,09	907,0	922,81	938,52	954,14	969,66	985,09
b(%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T(°C)	1000,42	1015,65	1030,80	1045,85	1053,34	1060,8	1075,67	1090,44	

Tableau 2.1 : température des gaz sortie fours Darou 1

Si on trace la courbe donnant la température des gaz à la sortie du four en fonction du taux de dioxyde de soufre qu'ils contiennent, on aura :

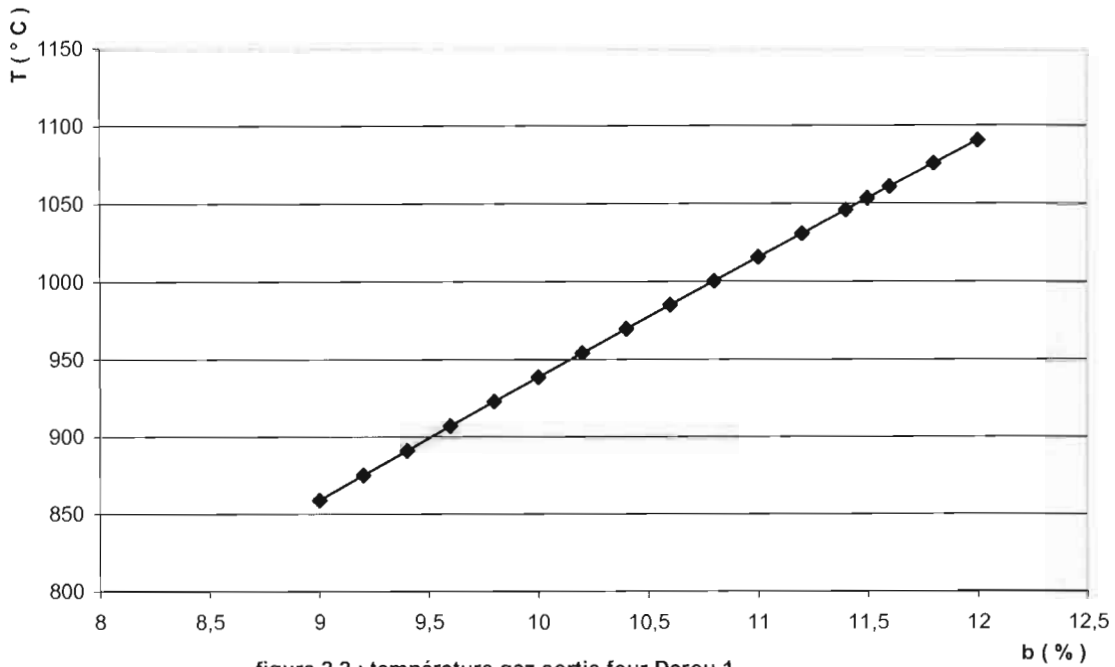


figure 2.2 : température gaz sortie four Darou 1

II.1.3.2 Darou 2

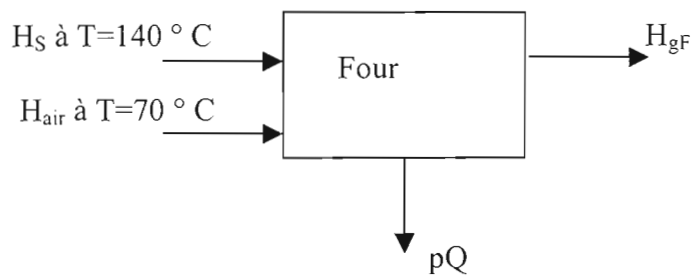


Figure 2.3: schéma combustion soufre Darou 2

Dans ce cas on aura H_{air} (à $T=70^{\circ}C$) = 1272,42 J/mol

L'équation (2-4) permettra d'avoir :

$$A \times T + B \times T^2 + C \times T^3 + D \times T^{-1} + E = 303,51 \times 10^3 \quad (2-6)$$

La résolution de l'équation (2-6) à l'aide d'une calculatrice, pour des valeurs du taux de dioxyde de soufre comprises entre 9 % et 12 %, conduit au tableau suivant.

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T (°C)	860,8	876,93	892,97	908,9	924,75	940,49	956,14	971,69	987,14
b (%)	10,8		11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12
T (°C)	1002,51		1017,77	1032,94	1048,02	1055,53	1063,01	1077,9	1092,7

Tableau 2.2: température gaz sortie four Darou 2

Le traçage de la courbe donnant la température des gaz en fonction du taux de dioxyde de soufre qu'ils contiennent conduit à :

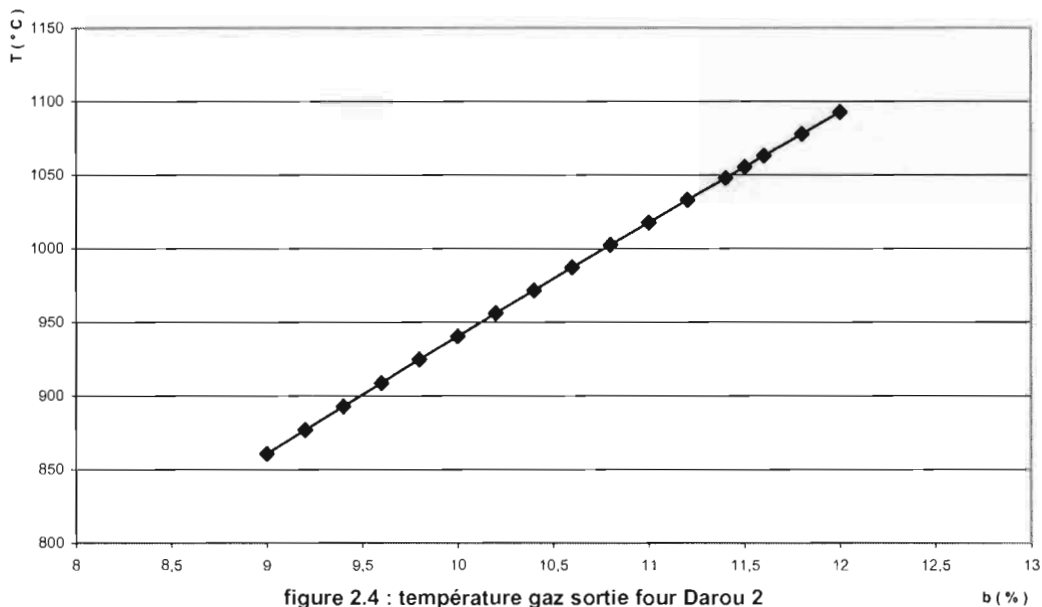


figure 2.4 : température gaz sortie four Darou 2

II.2 Réaction catalytique

Les gaz sortant du four, après avoir traversé la chaudière de récupération, sont acheminés dans une chaîne de catalyse, disposée verticalement, composée de quatre étages où se déroule dans chacun d'eux la réaction de conversion du dioxyde de soufre en trioxyde de soufre en présence d'un catalyseur, le vanadium.

Pour chaque étage, les gaz doivent avoir une température d'entrée donnée pour optimiser le rendement global de conversion.

Ainsi, sachant que la réaction de conversion du dioxyde de soufre en trioxyde de soufre est très exothermique, des dispositifs ont été mis en place à la sortie de chaque étage pour rabaisser la température des gaz jusqu'à la température d'entrée souhaitée de l'étage suivant.

Dans le cas de Darou 1, 94 % des gaz à la sortie du four passent à travers une chaudière de récupération et le reste par un by-pass qui permet, avec possibilité d'injection d'air, de réguler leur température jusqu'à celle à l'entrée de la première masse. A la sortie de la première masse, les gaz sont acheminés vers deux surchauffeurs de vapeur à travers lesquels ils cèdent leur chaleur et voir ainsi leur température baisser jusqu'à celle à l'entrée de la deuxième masse.

Le refroidissement des gaz à la sortie des deuxième et troisième masses est réalisé grâce à une injection d'air frais (température de l'air est de 45°C) entre la sortie de chacune de ces masses et la masse suivante.

Après la quatrième masse, les gaz passent à travers un économiseur où leur température est baissée jusqu'à celle permettant l'absorption du trioxyde de soufre dans la tour d'absorption.

Dans le cas de Darou 2, 94 % des gaz à la sortie du four cèdent leur chaleur à travers une chaudière de récupération, le reste étant détourné de celle-ci grâce à un by-pass pour les mêmes raisons évoquées pour Darou 1.

Après la chaudière, les gaz sont acheminés dans la première masse. A la sortie de celle-ci, ils traversent un surchauffeur de vapeur (V 3208-2) qui permet de baisser leur température jusqu'à celle souhaitée avant leur acheminement vers la deuxième masse.

Après la deuxième masse, les gaz passent à travers un échangeur (E 3302) avant leur entrée dans la troisième masse. A la sortie de celle-ci, ils sont acheminés vers la première tour d'absorption après avoir traversé successivement un échangeur (E 3303) et un économiseur (V 3207-2). Le trioxyde de soufre contenu dans les gaz est absorbée pour donner l'acide sulfurique dans la première tour d'absorption (voir schéma à l'annexe 5).

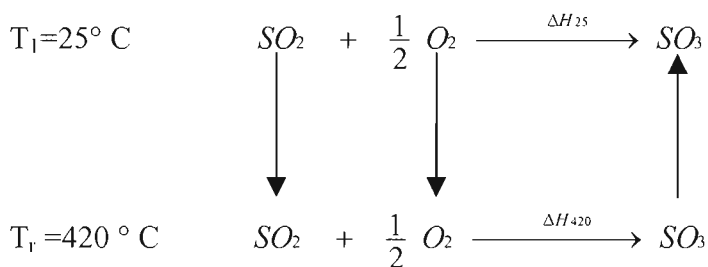
A la sortie de cette tour, les gaz sont acheminés dans la quatrième masse après avoir traversé deux échangeurs (successivement E 3303 et E 3302). Il sortent de la quatrième masse en traversant d'abord un surchauffeur de vapeur (V 3208-1) puis deux économiseurs (successivement V 3207-3 et V 3207-1) pour ensuite rejoindre la deuxième tour d'absorption. On se propose d'abord d'étudier la chaleur dégagée par la réaction catalytique puis de déterminer, à la sortie de chaque masse, l'enthalpie des gaz et leur température pour une composition donnée de dioxyde de soufre dans les gaz sortie four.

II.2.1 Quantité de chaleur dégagée par la réaction catalytique

La réaction se produit à une pression voisine de la pression atmosphérique et à des températures proches de 420 ° C. Nous allons déterminer la chaleur dégagée par cette réaction, connaissant son enthalpie à 25 ° C [3], en tenant compte des hypothèses ci-dessous.

Hypothèses :

- toute la réaction a lieu à la température de 420 ° C
- les gaz sont supposés parfaits



$$\Delta H_{420} = \Delta H_{25} + \int_{T_1}^{T_f} \left(C_{p\text{SO}_3} - C_{p\text{SO}_2} - \frac{1}{2} C_{p\text{O}_2} \right) dT \quad \text{avec} \quad \Delta H_{25} = -395,7 \text{ kJ.mol}^{-1}$$

Les valeurs des capacités calorifiques étant données en annexe 1, on obtient après calcul :

$$\Delta H_{420} = -395,57 \text{ kJ.mol}^{-1}$$

On constate que pour une variation de température allant de 25 ° C à 420 ° C, l'enthalpie de la réaction a varié de très peu. Donc on peut considérer que l'enthalpie de la réaction, à des températures voisines de 420 ° C, est la même que celle à 25 ° C.

La chaleur dégagée par la réaction catalytique à des températures voisines de 420 ° C devient alors :

$$Q = |\Delta H_{25}| = 395,7 \text{ kJ.mol}^{-1}$$

II.2.2 Etude des différents étages de la caisse de catalyse

Il s'agira de déterminer, pour chaque étage, la température de sortie des gaz pour un taux de dioxyde de soufre connu à leur sortie du four mais aussi d'établir l'expression donnant leur enthalpie.

Pour ce faire, on va déterminer dans chaque masse le nombre de moles de dioxyde de soufre entrant et celui oxydé (ou de trioxyde de soufre formé) en tenant compte des rendements globaux de conversion connus pour les différentes masses.

Notations :

- T_{ei} : température des gaz à l'entrée de la masse i
- T_{si} : température des gaz à la sortie de la masse i
- H_{gi} : enthalpie des gaz à la sortie de la masse i (en J/mol de soufre brûlé)
- $n_{SO_2}^i$: nombre de moles de dioxyde de soufre arrivant dans la masse i
- $n_{SO_3}^i$: nombre de moles de dioxyde de soufre converti en trioxyde de soufre dans la masse i
- RG_i : rendement global de conversion du dioxyde de soufre en trioxyde de soufre à la masse i
- R_i : rendement de conversion du dioxyde de soufre en trioxyde de soufre dans la masse i
- n_{gi} : nombre de moles de gaz entrant dans la masse i

$$i = \{1, 2, 3, 4\}$$

On aura :

$$n_{SO_2}^{i+1} = n_{SO_2}^i - n_{SO_3}^i \quad (2-7)$$

$$RG_i = \frac{\sum_{j=1}^i n_{SO_3}^j}{n_{SO_2}^1} \quad (2-8)$$

$$R_i = \frac{n_{SO_3}^i}{n_{SO_2}^1} \times 100 \quad (2-9)$$

avec : $n_{SO_2}^1 = x$

A partir de l'équation (2-3) on a :

$$n_{SO_3}^1 = x \cdot RG_1 \quad (2-10)$$

$$n_{SO_3}^2 = x (RG_2 - RG_1) \quad (2-11)$$

$$n_{SO_3}^3 = x (RG_3 - RG_2) \quad (2-12)$$

$$n_{SO_3}^4 = x (RG_4 - RG_3) \quad (2-13)$$

II.2.2.1 Darou 1

On applique les relations établies ci-dessus avec comme données :

Données :	$RG_1 = 56 \%$	$T_{e1} = 425 \text{ } ^\circ \text{C}$
	$RG_2 = 82 \%$	$T_{e2} = 435 \text{ } ^\circ \text{C}$
	$RG_3 = 96 \%$	$T_{e3} = 440 \text{ } ^\circ \text{C}$
	$RG_4 = 98,2 \%$	$T_{e4} = 435 \text{ } ^\circ \text{C}$

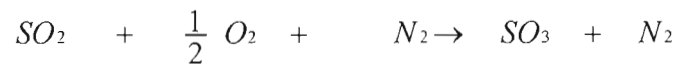
L'utilisation de ces données et l'application des équations (2-10) à (2-13) permettent d'obtenir la deuxième colonne du tableau ci-dessous. Les équations (2-7) et (2-9) permettent d'obtenir respectivement les troisième et quatrième colonnes.

	$n_{SO_3}^i (mol)$	$n_{SO_2}^i (mol)$	$R_i(\%)$
Masse 1	56 % x	x	56
Masse 2	26 % x	44 % x	59,1
Masse 3	14 % x	18 % x	77,8
Masse 4	2,2 % x	4 % x	55

Tableau 2.3: Quantité de SO_2 à l'entrée et à la sortie des différentes masses de Darou 1

❖ Masse 1 :

➤ Composition des gaz :



début réaction x $0,21y-x$ $0,79y$ 0 0

fin réaction $x-0,56x$ $0,21y-1,28x$ 0 $0,56x$ $0,79y$

Le nombre de moles de gaz à l'entrée de la première masse est égal au nombre de moles de gaz à la sortie du four. La composition des gaz à la sortie du four est donnée ci-dessous.

$$n_{SO_2} = x, n_{O_2} = 0,21y - x, n_{N_2} = 0,79y$$

d'où on pourra voir que: $n_{g1} = y$

Le tableau ci-dessous donne la composition des gaz à la sortie de la première masse.

Composés	SO_2	O_2	N_2	SO_3
Nombre de moles	$0,44x$	$0,21y-1,28x$	$0,79y$	$0,56x$

Tableau 2.4 :Composition des gaz sortie première masse Darou 1

➤ Détermination de H_{gi}

$$H_{gi} = \frac{1}{x} \int_{298,15}^T (n_{SO_2} C_{pSO_2} + n_{N_2} C_{pN_2} + n_{O_2} C_{pO_2} + n_{SO_3} C_{pSO_3}) dT \quad (2-14)$$

Les expressions donnant les valeurs des intégrales des différentes capacités calorifiques entre les bornes 298,15 K et T sont en annexe 1.

Après intégration de l'équation (2-14), l'enthalpie à la sortie des différentes masses peut s'écrire sous la forme :

$$H_{gi} = A_i \times T + B_i \times T^2 + C_i \times T^3 + D_i \times T^{-1} + E_i \quad (2-15)$$

A_i, B_i, C_i, D_i et E_i sont des fonctions de $\frac{y}{x} = \frac{1}{b}$, la température T est exprimée en

kelvin. En posant : $X = \frac{y}{x} = \frac{1}{b}$, on aura :

$\frac{n_{SO_2}}{x}$	$\frac{n_{O_2}}{x}$	$\frac{n_{N_2}}{x}$	$\frac{n_{SO_3}}{x}$
0,44	$0,21X - 1,28$	$0,79X$	0,56

Tableau 2.5 : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la première masse Darou 1

Après développement de l'équation (2-14), en tenant compte des valeurs du Tableau 2.5, on

aura :
$$H_{gi} = A_i \times T + B_i \times T^2 + C_i \times T^3 + D_i \times T^{-1} + E_i \quad (2-16)$$

Avec : $A_i = 28,76X - 15,88$ $B_i = (1,76X + 34,18) \times 10^{-3}$ $C_i = - 80,77 \times 10^{-7}$

$$D_i = (1,65X - 10,06) \times 10^5 \quad E_i = -7907,6X + 5280,76$$

➤ Détermination des températures de sortie

La température à la sortie de la masse est donnée par la somme entre celle à l'entrée de la masse et l'élévation de température (ΔT) dans la masse [2].

$$\Delta T = \frac{40,4 \times (\%SO_{2\text{oxyd}})}{\rho} \quad (2-17)$$

$$\text{avec } \rho = \text{ la masse volumique des gaz : } \rho = 1,287 + 1,493 \times b \quad (2.18)$$

$\%SO_{2\text{oxyd}}$: le pourcentage de dioxyde de soufre oxydé dans la masse considérée, il est calculé par rapport au nombre total de moles de gaz (n_{gi}) entrant dans la masse.

Pour une masse i , le pourcentage de dioxyde de soufre oxydé est :

$$\%SO_{2\text{oxyd}} = \frac{n_{SO_3}^i}{n_{gi}} \times 100 \quad (2-19)$$

Pour la masse 1, nous aurons :

$$n_{g1} = y \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^1 = 0,56x \quad \text{d'où on aura} \quad \%SO_{2\text{oxyd}} = 56b$$

Donc la température à la sortie de la première masse est donnée par :

$$T_{s1} = T_{e1} + \Delta T = T_{e1} + \frac{2260 \times b}{1,287 + 1,493 \times b} \quad (2-20)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{s1} (° C)	568	571	574	577	580	582	585	588	591
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{s1} (° C)	594	596	599	602	603	605	607	610	

Tableau 2.6 : Température des gaz sortie première masse Darou 1

❖ Masse 2

➤ Composition des gaz



début réaction 0,44x 0,21y-1,28x 0,79y 0,56x 0

fin réaction 0,44x-0,26x 0,21y-1,41x 0 0,82x 0,79y

Le tableau suivant donne la composition des gaz à la sortie de la deuxième masse avant l'injection d'air.

Composés	SO_2	O_2	N_2	SO_3
Nombre de moles	$0,18x$	$0,21y-1,41x$	$0,79y$	$0,82x$

Tableau 2.7 : Composition des gaz à la sortie de la deuxième masse avant injection d'air

➤ Détermination de H_{g2}

On aura :

$\frac{n_{SO_2}}{x}$	$\frac{n_{O_2}}{x}$	$\frac{n_{N_2}}{x}$	$\frac{n_{SO_3}}{x}$
0,18	$0,21X-1,41$	$0,79X$	0,82

Tableau 2.8 : : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la deuxième masse Darou 1

Après développement de l'équation (2-14) en tenant compte des valeurs du Tableau 2.8 , on obtient :

$$H_{g2} = A_2 \times T + B_2 \times T^2 + C_2 \times T^3 + D_2 \times T^{-1} + E_2 \quad (2-21)$$

$$\text{Avec : } A_2 = 28,76X - 22,11 \quad B_2 = (1,76X + 42,62) \times 10^{-3} \quad C_2 = -112,9 \times 10^{-7}$$

$$D_2 = (1,65X - 11,08) \times 10^5 \quad E_2 = -7907,6X + 6827,87$$

➤ Détermination des températures de sortie

Pour la masse 2, les tableaux 2.4 et 2.3 permettent d'avoir respectivement :

$$n_{g2} = y - 0,28x \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^2 = 0,26x$$

$$\text{d'où on aura : } \%SO_{2oxyd} = \frac{26 \times b}{1 - 0,28 \times b}$$

Donc la température à la sortie de la deuxième masse est donnée par :

$$T_{s2} = T_{e2} + \Delta T = T_{e2} + \frac{1050 \times b}{(1 - 0,28 \times b) \times (1,287 + 1,493 \times b)} \quad (2-22)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{S_2} (%)	503	505	506	507	509	510	512	513	514
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{S_2} (%)	516	517	518	520	521	521	523	524	

Tableau 2.9 : Température des gaz à la sortie de la deuxième masse de Darou 1

➤ Détermination de l'injection d'air entre la deuxième et la troisième masse

Il s'agira de déterminer le nombre de moles d'air à injecter dans les gaz à leur sortie de la deuxième masse avant leur acheminement dans la troisième masse.

On notera n_{air}^i le nombre de moles d'air à injecter dans la masse i . Dans notre cas, $i = \{ 2, 3 \}$.

Le bilan thermique entre les gaz sortie deuxième masse et l'air injecté conduit à :

$$n_{air}^2 = \frac{x \left(H_{g_2}(\dot{a} T=T_{S_2}) - H_{g_2}(\dot{a} T=T_{e_3}) \right)}{H_{air}(\dot{a} T=T_{e_3}) - H_{air}(\dot{a} T=T_{air})} \quad (2-23)$$

Mais comme la température des gaz à la sortie de la deuxième masse varie avec le taux de dioxyde de soufre, donc le numérateur de l'équation (2-23) va changer pour chaque valeur de ce taux.

$$H_{air}(\dot{a} T=T_{e_3}) - H_{air}(\dot{a} T=T_{air}) = 11,79 \text{ kJ/mol} \quad \text{avec } T_{air} = 45^\circ\text{C}$$

On aura le tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
$x \left[H_{g2}(T_{s2}) - H_{g2}(T_{e3}) \right]$ (kJ)	23,31 x	23,56 x	23,4 x	23,35 x	23,59 x	23,49 x	23,73 x	23,64 x	23,55 x
n_{air}^2 (mol)	1,98 x	2,00 x	1,99 x	1,98 x	2,00 x	1,99 x	2,01 x	2,00 x	1,99 x
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
$x \left[H_{g2}(T_{s2}) - H_{g2}(T_{e3}) \right]$ (kJ)	23,77 x	23,69 x	23,6 x	23,82 x	23,93 x	23,74 x	23,96 x	23,88 x	
n_{air}^2 (mol)	2,01 x	2,01 x	2,00 x	2,02 x	2,03 x	2,01 x	2,03 x	2,02 x	

Tableau 2.10 : Nombre de moles d'air injecté à la sortie de la deuxième masse de Darou 1

On peut poser : $n_{air}^2 = k_{2b} \times x$ (2-24)

k_{2b} est une constante qui dépend du taux de dioxyde de soufre.

❖ Masse 3

➤ Composition des gaz



début réaction 0,18x 0,21y-1,41x 0,79y 0,82x 0

fin réaction 0,18x-0,14x 0,21y-1,48x 0 0,96x 0,79y

Le tableau suivant donne la composition des gaz à la sortie de la deuxième masse en tenant compte de l'injection d'air.

Composés	SO_2	O_2	N_2	SO_3	n_{air}^2
Nombre de moles	0,04x	0,21y-1,48x	0,79y	0,96x	$k_{2b} \times x$

Tableau 2.11 : Composition des gaz sortie troisième masse en tenant compte de l'injection d'air

➤ Détermination de H_{g3}

On aura :

$\frac{n_{SO_2}}{X}$	$\frac{n_{O_2}}{X}$	$\frac{n_{N_2}}{X}$	$\frac{n_{SO_3}}{X}$	$\frac{n_{air}^2}{X}$
0,04	$0,21X - 1,48$	$0,79X$	0,96	k_{2b}

Tableau 2.12 : : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la troisième masse Darou 1

Après développement de l'équation (2-14) en tenant compte des valeurs du Tableau 2.12 , on

$$\text{obtient : } H_{g3} = A_3 \times T + B_3 \times T^2 + C_3 \times T^3 + D_3 \times T^{-1} + E_3 \quad (2-25)$$

$$\text{Avec : } A_3 = 28,76 (X + k_{2b}) - 25,52 \quad B_3 = \left(1,76 (X + k_{2b}) + 47,15 \right) \times 10^{-3}$$

$$C_3 = - 130,21 \times 10^{-7} \quad D_3 = \left(1,65 (X + k_{2b}) - 11,63 \right) \times 10^{-5}$$

$$E_3 = -7907,6 \left(X + k_{2b} \right) + 7660,93$$

➤ Détermination des températures de sortie

Pour la masse 3, les tableaux 2.7 (en tenant compte du nombre de mole d'air injecté) et 2.3 permettent d'avoir respectivement :

$$n_{g3} = y + (k_{2b} - 0,41)x \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^3 = 0,14x$$

$$\text{d'où on aura} \quad \%SO_{2\text{oxyd}} = \frac{14 \times b}{1 + (k_{2b} - 0,41)b}$$

Donc la température à la sortie de la troisième masse est donnée par :

$$T_{s3} = T_{e3} + \Delta T = T_{e3} + \frac{565,6 \times b}{\left(1 + (k_{2b} - 0,41)b \right) \times (1,287 + 1,493 \times b)} \quad (2-26)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

B (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{S3} (°C)	471,38	471,87	472,43	472,99	473,46	474,01	474,46	475,0	475,53
B (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{S3} (°C)	475,96	476,45	476,98	477,39	477,59	477,90	478,29	478,80	

Tableau 2.13 : Température des gaz à la sortie de la troisième masse de Darou 1

➤ Détermination de l'injection d'air

Le bilan thermique entre les gaz sortie troisième masse et l'air injecté conduit à :

$$n_{air}^3 = \frac{x \left(H_{g3}(\dot{a} T=T_{S3}) - H_{g3}(\dot{a} T=T_{e4}) \right)}{H_{air}(\dot{a} T=T_{e4}) - H_{air}(\dot{a} T=T_{air})} \quad (2-27)$$

$$H_{air}(\dot{a} T=T_{e4}) - H_{air}(\dot{a} T=T_{air}) = 11,64 \text{ kJ/mol} \quad \text{avec } T_{air} = 45^\circ\text{C}$$

Pour chaque valeur du taux de dioxyde de soufre dans les gaz sortie four, on a une valeur donnée de la température à la sortie de la troisième masse et de la constante k_{2b} . Donc le numérateur de l'équation (2-27) va changer pour chaque valeur de ce taux, ce qui conduit au tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2
$x \left H_{g3}(T_{S3}) - H_{g3}(T_{e4}) \right $ (kJ)	15,66 x	15,62 x	15,58 x	15,54 x	15,50 x	15,46 x	15,43 x
n_{air}^3 (mol)	1,345 x	1,342 x	1,338 x	1,335 x	1,332 x	1,328 x	1,326 x
b (%)	10,4	10,6	10,8	11	11,2	11,4	11,5
$x \left H_{g3}(T_{S3}) - H_{g3}(T_{e4}) \right $ (kJ)	15,39 x	15,36 x	15,32 x	15,29 x	15,26 x	15,23 x	15,22 x
n_{air}^3 (mol)	1,322 x	1,319 x	1,316 x	1,313 x	1,311 x	1,308 x	1,307 x
b (%)	11,8	12					
$x \left H_{g3}(T_{S3}) - H_{g3}(T_{e4}) \right $ (kJ)	15,17 x	15,15 x					
n_{air}^3 (mol)	1,303 x	1,301 x					

Tableau 2.14 : Nombre de moles d'air injecté à la sortie de la troisième masse

On peut poser : $n_{air}^3 = k_{3b} \times x$ (2-28)

k_{3b} est une constante qui dépend du taux de dioxyde de soufre.

❖ Masse 4

➤ Composition des gaz



début réaction 0,04x 0,21y-1,48x 0,79y 0,96x 0

fin réaction 0,04x-0,022x 0,21y-1,49x 0 0,982x 0,79y

Le tableau suivant donne la composition des gaz à la sortie de la quatrième masse en tenant compte de l'injection d'air dans les deuxième et troisième masses.

On pose $k_b = k_{2b} + k_{3b}$

Composés	SO ₂	O ₂	N ₂	SO ₃	n _{air}
Nombre de moles	0,018x	0,21y-1,491x	0,79y	0,982x	k _b ×x

Tableau 2.15 : Composition des gaz à la sortie de la quatrième masse

➤ Détermination de H_{g4}

On aura :

$\frac{n_{SO_2}}{x}$	$\frac{n_{O_2}}{x}$	$\frac{n_{N_2}}{x}$	$\frac{n_{SO_3}}{x}$	$\frac{n_{air}^2}{x}$
0,018	0,21X-1,491	0,79X	0,982	k _b

Tableau 2.16 : : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la quatrième masse Darou 1

Après développement de l'équation (2-14) en tenant compte des valeurs du Tableau 2.16, on

$$\text{obtient : } H_{g4} = A_4 \times T + B_4 \times T^2 + C_4 \times T^3 + D_4 \times T^{-1} + E_4 \quad (2-29)$$

$$\text{Avec : } A_4 = 28,76 (X+k_b) - 26,01 \quad B_4 = \left(1,76 (X+k_b) + 47,86 \right) \times 10^{-3}$$

$$C_4 = -132,92 \times 10^{-7} \quad D_4 = \left(1,65 (X+k_b) - 11,70 \right) \times 10^{-5}$$

$$E_4 = -7907,6 \left(X + k_b \right) + 7778,84$$

➤ Détermination des températures de sortie

Pour la masse 4, les tableaux 2.11 (en tenant compte du nombre de mole d'air injecté avant l'entrée des gaz dans la masse 4) et 2.3 permettent d'avoir respectivement :

$$n_{g4} = y + (k_b - 0,48)x \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^4 = 0,022x$$

$$\text{d'où on aura : } \%SO_{2oxyd} = \frac{2,2 \times b}{1 + (k_b - 0,48)b}$$

Donc la température à la sortie de la quatrième masse est donnée par :

$$T_{s4} = T_{e4} + \Delta T = T_{e4} + \frac{88,88 \times b}{(1 + (k_b - 0,48)b) \times (1,287 + 1,493 \times b)} \quad (2-30)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{s4} (°C)	439,48	439,54	439,62	439,69	439,75	439,82	439,88	439,95	440,02
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{s4} (°C)	440,07	440,13	440,20	440,25	440,27	440,31	440,36	440,43	

Tableau 2.17 : Température des gaz à la sortie de la quatrième masse

II.2.2.2 Darou 2

Données :	RG ₁ = 62,5 %	$T_{e1} = 420$ ° C
	RG ₂ = 87 %	$T_{e2} = 440$ ° C
	RG ₃ = 94,8 %	$T_{e3} = 440$ ° C
	RG ₄ = 99,7 %	$T_{e4} = 425$ ° C

L'utilisation de ces données et l'application des équations (2-10) à (2-13) permettent d'obtenir la deuxième colonne du tableau ci-dessous. Les équations (2-7) et (2-9) permettent d'obtenir respectivement les troisième et quatrième colonnes.

	$n_{SO_3}^i (mol)$	$n_{SO_2}^i (mol)$	$R_i (%)$
Masse 1	62,5 % x	x	62,5
Masse 2	24,5 % x	37,5 % x	65,33
Masse 3	7,8 % x	13 % x	60
Masse 4	4,9 % x	5,2 % x	94,23

Tableau 2.18 : Quantité de SO₂ à l'entrée et à la sortie des différentes masses de Darou2

❖ Masse 1

➤ Composition des gaz



début réaction x $0,21y-x$ $0,79y$ 0 0

fin réaction $x-0,625x$ $0,21y-1,3125x$ 0 $0,625x$ $0,79y$

Le tableau ci-dessous donne la composition des gaz à la sortie de la première masse.

Composés	SO_2	O_2	N_2	SO_3
Nombre de moles	$0,375x$	$0,21y-1,3125x$	$0,79y$	$0,625x$

Tableau 2.19 : Composition des gaz à la sortie de la première masse de Darou 2

➤ Détermination de H_{g1}

On aura :

$\frac{n_{SO_2}}{x}$	$\frac{n_{O_2}}{x}$	$\frac{n_{N_2}}{x}$	$\frac{n_{SO_3}}{x}$
0,375	$0,21X-1,3125$	$0,79X$	0,625

Tableau 2.20 : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la première masse de Darou 2

Après développement de l'équation (2-14) en tenant compte des valeurs du Tableau 2.20 , on

obtient :

$$H_{g1} = A_1 \times T + B_1 \times T^2 + C_1 \times T^3 + D_1 \times T^{-1} + E_1 \quad (2-31)$$

Avec : $A_1 = 28,76X - 17,44$ $B_1 = (1,76X + 36,30) \times 10^{-3}$ $C_1 = - 88,81 \times 10^{-7}$

$$D_1 = (1,65X - 10,31) \times 10^{-5} \quad E_1 = -7907,6X + 5667,57$$

➤ Détermination des températures de sortie

Pour la masse 1, on a :

$$n_{g1} = y \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^1 = 0,625x \quad (\text{donné par 2.18})$$

d'où on aura : $\%SO_{2oxyd} = 62,5b$

Donc la température à la sortie de la première masse est donnée par :

$$T_{s1} = T_{e1} + \Delta T = T_{e1} + \frac{2525 \times b}{1,287 + 1,493 \times b} \quad (2-32)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{s1} (° C)	579,88	583,10	586,29	589,47	592,64	595,80	598,94	602,07	605,19
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{s1} (° C)	608,30	611,39	614,47	617,54	619,06	620,59	623,63	626,66	

Tableau 2.21 : Température des gaz à la sortie de la première masse de Darou 2

❖ Masse 2

➤ Composition des gaz



début réaction $0,375x \quad 0,21y - 1,3125x \quad 0,79y \quad 0,625x \quad 0$

fin réaction $0,375x - 0,245x \quad 0,21y - 1,435x \quad 0 \quad 0,87x \quad 0,79y$

Le tableau ci-dessous donne la composition des gaz à la sortie de la deuxième masse.

Composés	SO_2	O_2	N_2	SO_3
Nombre de moles	$0,13x$	$0,21y - 1,435x$	$0,79y$	$0,87x$

Tableau 2.22 : Composition des gaz à la sortie de la deuxième masse de Darou 2

➤ Détermination de H_{g2}

On aura :

$\frac{n_{SO_2}}{x}$	$\frac{n_{O_2}}{x}$	$\frac{n_{N_2}}{x}$	$\frac{n_{SO_3}}{x}$
0,13	$0,21X - 1,435$	$0,79X$	0,87

Tableau 2.23 : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la deuxième masse de Darou 2

Après développement de l'équation (2-14) en tenant compte des valeurs du Tableau 2.23 , on

obtient :
$$H_{g2} = A_2 \times T + B_2 \times T^2 + C_2 \times T^3 + D_2 \times T^{-1} + E_2 \quad (2-33)$$

Avec : $A_2 = 28,76X - 23,35 \quad B_2 = (1,76X + 44,23) \times 10^{-3} \quad C_2 = -119,08 \times 10^{-7}$

$D_2 = (1,65X - 11,27) \times 10^5 \quad E_2 = -7907,6X + 7125,39$

➤ Détermination des températures de sortie

Pour la masse 2, les tableaux 2.19 et 2.18 permettent d'avoir respectivement :

$$n_{g2} = y - 0,3125x \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^2 = 0,245x$$

d'où on aura
$$\%SO_{2oxyd} = \frac{24,5 \times b}{1 - 0,3125 \times b}$$

Donc la température à la sortie de la deuxième masse est donnée par :

$$T_{s2} = T_{e2} + \Delta T = T_{e2} + \frac{989,8 \times b}{(1 - 0,3125 \times b) \times (1,287 + 1,493 \times b)} \quad (2-34)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{S_2} (%)	504,49	505,82	507,16	508,49	509,81	511,14	512,45	513,77	515,08
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{S_2} (%)	516,39	517,69	518,99	520,29	520,94	521,59	522,88	524,17	

Tableau 2.24 : Température des gaz à la sortie de la deuxième masse de Darou 2

❖ Masse 3

➤ Composition des gaz



début réaction $0,13x$ $0,21y-1,435x$ $0,79y$ $0,87x$ 0

fin réaction $0,13x-0,078x$ $0,21y-1,474x$ 0 $0,948x$ $0,79y$

Le tableau ci-dessous donne la composition des gaz à la sortie de la troisième masse.

Composés	SO_2	O_2	N_2	SO_3
Nombre de moles	$0,052x$	$0,21y-1,474x$	$0,79y$	$0,948x$

Tableau 2.25 : Composition des gaz à la sortie de la troisième masse de Darou 2

➤ Détermination de H_{g_3}

On aura :

$\frac{n_{SO_2}}{x}$	$\frac{n_{O_2}}{x}$	$\frac{n_{N_2}}{x}$	$\frac{n_{SO_3}}{x}$
0,052	$0,21X-1,474$	$0,79X$	0,948

Tableau 2.26 : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la troisième masse de Darou 2

Après développement de l'équation (2-14) en tenant compte des valeurs du tableau 2.26 , on

obtient : $H_{g_3} = A_3 \times T + B_3 \times T^2 + C_3 \times T^3 + D_3 \times T^{-1} + E_3$ (2-35)

Avec : $A_3 = 28,76X - 25,23$ $B_3 = (1,76X + 46,76) \times 10^{-3}$ $C_3 = - 128,72 \times 10^{-7}$

$$D_3 = (1,65X - 11,58) \times 10^5 \quad E_3 = -7907,6X + 7589,53$$

➤ Détermination des températures de sortie

Pour la masse 3, les tableaux 2.22 et 2.18 permettent d'avoir respectivement :

$$n_{g3} = y - 0,474x \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^3 = 0,078x$$

d'où on aura $\%SO_{2oxyd} = \frac{7,8 \times b}{1 - 0,474 \times b}$

Donc la température à la sortie de la troisième masse est donnée par :

$$T_{s3} = T_{e3} + \Delta T = T_{e3} + \frac{315,12 \times b}{(1 - 0,474 \times b) \times (1,287 + 1,493 \times b)} \quad (2-36)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

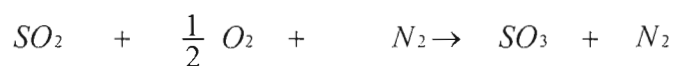
b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{S3} (%)	460,84	461,28	461,72	462,15	462,59	463,03	463,47	463,90	464,33
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{S3} (%)	464,77	465,20	465,63	466,06	466,27	466,49	466,92	467,35	

Tableau 2.27 : Température des gaz à la sortie de la troisième masse de Darou 2

❖ Masse 4

Il faut noter que les gaz, à la sortie de la troisième masse, passent d'abord dans la première tour d'absorption où tout le trioxyde de soufre qu'il contenait est absorbé. Ce qui fait qu'à l'entrée de la quatrième masse, les gaz ne contiennent pas de trioxyde de soufre.

➤ Composition des gaz



début réaction $0,052x \quad 0,21y - 1,474x \quad 0,79y \quad 0 \quad 0$

fin réaction $0,052x - 0,049x \quad 0,21y - 1,4985x \quad 0 \quad 0,049x \quad 0,79y$

Le tableau ci-dessous donne la composition des gaz à la sortie de la quatrième masse.

Composés	SO ₂	O ₂	N ₂	SO ₃
Nombre de moles	0,003x	0,21y-1,4985x	0,79y	0,049x

Tableau 2.28 : Composition des gaz à la sortie de la quatrième masse de Darou 2

➤ Détermination de H_{g4}

On aura :

$\frac{n_{SO_2}}{x}$	$\frac{n_{O_2}}{x}$	$\frac{n_{N_2}}{x}$	$\frac{n_{SO_3}}{x}$
0,003	0,21X-1,4985	0,79X	0,049

Tableau 2.29 : Rapport du nombre de moles des constituants gazeux par celui du soufre à la sortie de la quatrième masse de Darou 2

Après développement de l'équation (2-14) en tenant compte des valeurs du Tableau 2.29 , on

obtient :
$$H_{g4} = A_4 \times T + B_4 \times T^2 + C_4 \times T^3 + D_4 \times T^{-1} + E_4 \quad (2-37)$$

Avec : $A_4 = 28,76X - 50,52 \quad B_4 = (1,76X + 1,65) \times 10^{-3} \quad C_4 = - 6,66 \times 10^{-7}$

$$D_4 = (1,65X - 11,77) \times 10^{-5} \quad E_4 = -7907,6X + 18881,59$$

➤ Détermination des températures de sortie

Pour la masse 4, les tableaux 2.25 (en ne tenant pas compte du nombre de moles de trioxyde de soufre) et 2.18 permettent d'avoir respectivement :

$$n_{g4} = y - 1,422x \quad \text{et} \quad n_{SO_3}^4 = 0,049x$$

d'où on aura
$$\%SO_{2oxyd} = \frac{4,9 \times b}{1 - 1,422 \times b}$$

Donc la température à la sortie de la quatrième masse est donnée par :

$$T_{s4} = T_{e4} + \Delta T = T_{e4} + \frac{197,96 \times b}{(1 - 1,422 \times b) \times (1,287 + 1,493 \times b)} \quad (2-38)$$

En faisant varier le taux de dioxyde de soufre entre 9 et 12 %, on aura le tableau suivant :

b (%)	9	9,2	9,4	9,6	9,8	10	10,2	10,4	10,6
T_{S3} (%)	439,37	439,71	440,05	440,39	440,73	441,07	441 ,41	441,75	442,09
b (%)	10,8	11	11,2	11,4	11,5	11,6	11,8	12	
T_{S3} (%)	442,44	442,79	443,13	443,48	443,66	443,83	444,18	444,53	

Tableau 2.30 : Température des gaz à la sortie de la quatrième masse de Darou 2

III Evaluation de la capacité de production en vapeur

Pour des exigences de la production, une grande quantité de la chaleur des gaz doit nécessairement être dissipée tout au long du processus de fabrication de l'acide sulfurique.

C'est pourquoi la vapeur produite par la récupération de cette chaleur est appelée vapeur de récupération ou encore vapeur fatale car sa production n'est pas le but principal de l'atelier.

Le circuit de récupération des calories permettant la production de cette vapeur haute pression surchauffée se compose de trois types d'équipements. Il s'agit des économiseurs, des chaudières et des surchauffeurs.

III.1 Dans le cas de Darou 1 :

Dans cette usine, la production de vapeur est assurée par deux chaudières de récupération (V1204 et V1254) placées à la sortie de chacun des fours (F1203 et F1253). Deux autres chaudières à fuel (chaudières auxiliaires V1501 et V1551) peuvent venir en appoint en cas de déficit de vapeur.

III.1.1 Vapeur fatale :

A la sortie de chaque four à soufre est montée une chaudière de récupération qui permet de rabaisser la température du mélange gazeux et de produire en même temps de la vapeur saturée à 45 bars absolue.

L'eau alimentaire arrive dans deux économiseurs (V1207 et V1257) placés en parallèle à la température de 105 ° C. Après passage à travers ces économiseurs, l'émulsion eau-vapeur qui en ressort est portée à la température de 257,4 ° C avant son injection dans les ballons des chaudières.

La vapeur saturée sèche produite par les chaudières est surchauffée jusqu'à 425 ° C par le biais des deux surchauffeurs (V1208 et V1258) montés en parallèle à la sortie du premier temps de la caisse de catalyse. Elle permet de rabaisser la température des gaz jusqu'à 435 °C.

La quantité de vapeur produite est directement liée à la cadence de production d'acide sulfurique.

➤ Température des gaz à la sortie de la chaudière

6 % des gaz sortie four sont déviés de la chaudière grâce à un by-pass. Donc il s'agira pour nous de déterminer la température des gaz à la sortie de la chaudière connaissant celles à la sortie du four et à l'entrée de la première masse.

Nous considérerons que le taux de dioxyde de soufre dans les gaz est de 11,5 % .

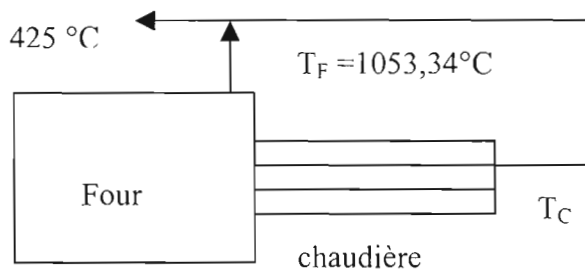


Figure 3.1 : Récupération de la chaleur des gaz à la sortie des fours de Darou 1

T_F : température des gaz sortie four, donnée par le tableau 2.2

T_C : température des gaz sortie chaudière

En faisant le bilan des enthalpies des gaz entre leur sortie de la chaudière, du four par by-pass et l'entrée de la première masse, on obtient :

$$0,06 \times H_{gF} \left(\text{à } T=T_F \right) + 0,94 \times H_{gF} \left(\text{à } T=T_C \right) = H_{gF} \left(\text{à } T=425^\circ C \right) \quad (3-1)$$

Le tableau 2.1 permet d'avoir, pour le taux de dioxyde de soufre considéré, la température des gaz à la sortie du four : $T_F = 1053,34 \text{ }^\circ C = 1326,49 \text{ } K$

H_{gF} est donnée par la formule (2-3) pour un taux de dioxyde de soufre de 11,5 %.

Ce qui fera :

$$H_{gF} = 247,71 \times T + 31,35 \times 10^{-3} \times T^2 - 11,58 \times 10^{-7} \times T^3 + 6,49 \times 10^5 \times T^{-1} - 78780,37 \quad (3-2)$$

Grâce à (3-2), on a (3-1) qui deviendra :

$$247,71 \times T_c + 31,35 \times 10^{-3} \times T_c^2 - 11,58 \times 10^{-7} \times T_c^3 + 6,49 \times 10^5 \times T_c^{-1} - 78780,37 = 91349,2 \quad (3-3)$$

La résolution de l'équation (3-3) donne : $T_c = 655,29 \text{ K} = 382,14 \text{ } ^\circ\text{C}$

➤ Débit de vapeur produit

Données :

- les pertes thermiques au niveau de chaque chaudière sont de 1 % de la chaleur échangée entre l'eau et les gaz.
- le rendement global η allant de la réaction de combustion du soufre à la réaction d'absorption du trioxyde de soufre est de 97,5 %
- on a une purge continue de 2 % de l'eau alimentaire introduite au niveau de la chaudière

On note :

q_s : le débit molaire de soufre introduit dans le four exprimé en mol/h

H_e : la chaleur transmise à l'eau alimentaire exprimée en kJ/h

$q_{H_2SO_4}$: le débit molaire d'acide sulfurique produit (en mol/h)

$m_{H_2SO_4}$: le débit massique d'acide sulfurique produit

m_s : le débit massique de soufre introduit dans le four

m_A : le débit d'eau alimentaire (en t/h) introduit dans le ballon de la chaudière

m_v : le débit vapeur produit (en t/h)

Le bilan thermique à travers la chaudière permet d'écrire :

$$0,99 \times 0,94 \times q_s \times \left(H_{gF} \left(\text{à } T=1326,49\text{K} \right) - H_{gF} \left(\text{à } T=655,29\text{K} \right) \right) \times 10^{-3} = H_e \quad (3-4)$$

avec :

$$q_s = \frac{ms}{32 \times 10^{-3}} \quad (ms \text{ en kg/h}) \quad (3-5)$$

or $q_s = \frac{q_{H_2SO_4}}{\eta} = \frac{q_{H_2SO_4}}{0,975} \Rightarrow ms = \frac{32}{98} \times \frac{m_{H_2SO_4}}{0,975} \times \frac{1}{24} = 32 \times \frac{m_{H_2SO_4}}{2293,2}$ (avec ms en kg/h et $m_{H_2SO_4}$ en kg/jrs)

(3-5) deviendra : $q_s = \frac{m_{H_2SO_4}}{2293,2} \times 10^6$ (avec $m_{H_2SO_4}$ en t/jrs) (3-6)

d'où en remplaçant q_s par sa valeur dans l'équation (3-4), on obtient après application numérique :

$$H_e = 83225,5 \times m_{H_2SO_4} \quad (3-7)$$

Dans la formule (3-7), $m_{H_2SO_4}$ est exprimé en t/jrs.

La chaleur absorbée par l'eau au niveau de la chaudière permet sa vaporisation dans le ballon de la chaudière. On aura :

$$m_A = \frac{H_e}{L_v} \quad (3-8)$$

avec : L_v la chaleur latente de vaporisation de l'eau à la pression de 45 bars absolue [4].

$$L_v = 1677,55 \times 10^3 \text{ kJ/t}$$

En tenant compte de la purge continue, on a : $m_v = 0,98 \times m_A$

d'où on aura finalement après application numérique :

$$m_v = 0,0486 \times m_{H_2SO_4} \quad (3-9)$$

Pour les différentes cadences de l'atelier sulfurique-utilité, on aura le tableau suivant :

$m_{H_2SO_4}$ (t/jrs)	3000	2600	1800
m_v (t/h)	145,8	126,36	87,48

Tableau 3.1 : Débit de vapeur produite pour les différentes cadences du sulfurique Darou 1

III.1.2 Vapeur venant des chaudières auxiliaires

Deux chaudières auxiliaires de redémarrage de l'atelier viennent en appoint aux deux chaudières de récupération dans les cas de marche qui ne garantissent pas une production suffisante de vapeur .

La capacité de production normale pour chacune de ces chaudières auxiliaires est de 50 t/h de vapeur surchauffée à 45 bars et 425 ° C.

La cadence de production minimum en vapeur de ces chaudières est de 20 t/h pour éviter des problèmes de démarrage.

III.2 Dans le cas de Darou 2

Dans cette usine, la vapeur produite provient seulement de la chaudière de récupération (V3204-1) placée à la sortie du four (F3203).

Trois faisceaux d'économiseurs permettent, par refroidissement des gaz entrant aux tours d'absorption, la préchauffe de l'eau alimentaire avant son entrée dans le ballon de chaudière.

Les gaz dont il s'agit ici sont ceux à la sortie des troisième et quatrième masses.

Pendant le refroidissement de ces gaz, il faudra éviter d'atteindre leur point de rosée. De ce fait la température des gaz à la sortie de la quatrième masse, après échange de chaleur avec l'eau alimentaire, est fixée à 138 ° C et celle des gaz à la sortie de la troisième masse à 165°C après avoir cédé une partie de sa chaleur à l'eau alimentaire.

L'eau d'alimentation de la chaudière arrive dans l'unité (les économiseurs) à 105 ° C seulement, on la fait circuler d'abord dans un premier faisceau d'économiseur placé à la sortie de l'appareil recevant les gaz sortie quatrième masse, là où le point de rosée est le plus bas. Cette disposition permet de réchauffer l'eau jusqu'à environ 150 ° C avant de l'envoyer dans

un second faisceau d'économiseur placé, lui, sur les gaz quittant la troisième masse, et sans risque de condensation.

Pour des raisons qui n'ont plus rien à voir avec les risques de condensation, mais seulement avec le bilan des calories à récupérer, l'eau alimentaire traverse enfin un troisième faisceau d'économiseur placé au dessus du premier, dans le même appareil traversé par les gaz sortant de la quatrième masse (voir schéma de procédé circuit gaz à l'annexe 5).

Compte tenu de la pression de fonctionnement de la chaudière et de la quantité de calories à récupérer, l'eau quittant ce dernier faisceau est partiellement vaporisée et atteint une température de $257,4^{\circ}\text{C}$.

L'eau alimentaire arrive dans le ballon de la chaudière à une température de $257,4^{\circ}\text{C}$. Grâce à une double série de tuyauteries de liaison reliant le ballon et la chaudière, elle est envoyée vers cette dernière où elle est vaporisée. Une purge continue de 2 % de cette eau est prévue au niveau de la chaudière (ce qui permet de maintenir la teneur en sel désirée dans l'eau du ballon).

Deux surchauffeurs sont installés sur le circuit vapeur HP, le premier (V3208-1) traversé côté calandre par les gaz quittant la quatrième masse et le second refroidissant les gaz entre les masses 1 et 2.

Ils sont tous deux alimentés côté tube par la vapeur produite par la chaudière, pour la surchauffer à 440°C environ à la sortie du surchauffeur final.

Nous pouvons évaluer la quantité de vapeur produite comme suit :

- Température des gaz à la sortie de la chaudière

6 % des gaz sortie four sont déviés de la chaudière grâce à un by-pass. On utilisera la même démarche que précédemment.

Nous considèrerons que le taux de dioxyde de soufre dans les gaz est de 11,5 % .

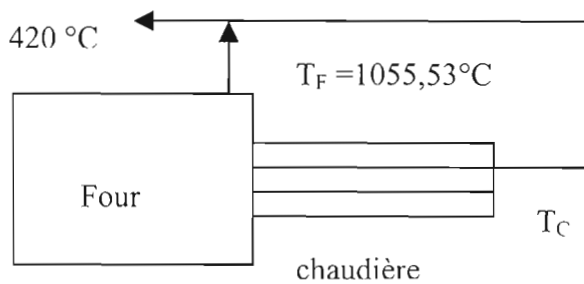


Figure 3.2 : Récupération de la chaleur des gaz à la sortie du four de Darou 2

T_F : température des gaz sortie four (donnée par le tableau 2.2 pour un taux de dioxyde de soufre de 11,5 %).

T_C : température des gaz sortie chaudière

En faisant le bilan des enthalpies, on aura :

$$0,06 \times H_{gF} \left(\text{à } T=T_F \right) + 0,94 \times H_{gF} \left(\text{à } T=T_C \right) = H_{gF} \left(\text{à } T=420^\circ C \right) \quad (3-10)$$

H_{gF} est donnée par la formule (3-2) pour un taux de dioxyde de soufre de 11,5 %.

Ce qui fera :

$$247,71 \times T_C + 31,35 \times 10^{-3} \times T_C^2 - 11,58 \times 10^{-7} \times T_C^3 + 6,49 \times 10^5 \times T_C^{-1} - 78780,37 = 96090,4 \quad (3-11)$$

La résolution de l'équation (3-11) conduit à : $T_C = 649,77K = 376,62^\circ C$

➤ Débit de vapeur produit

Données :

- les pertes thermiques au niveau de la chaudière sont de 1 % de la chaleur échangée entre l'eau et les gaz.
- le rendement global η allant de la réaction de combustion du soufre à la réaction d'absorption du trioxyde de soufre est de 99 %
- on a une purge continue de 2 % de l'eau alimentaire introduite au niveau de la chaudière

On aura :

$$0,99 \times 0,94 \times q_s \times \left(H_{gF} \left(\text{à } T=1328,68K \right) - H_{gF} \left(\text{à } T=649,77K \right) \right) \times 10^{-3} = H_e \quad (3-12)$$

Un raisonnement identique à celui mené plus haut permet d'avoir :

$$q_s = \frac{m_{H_2SO_4}}{2328,48} \times 10^6 \quad (\text{avec } m_{H_2SO_4} \text{ en t/jrs}) \quad (3-13)$$

En remplaçant q_s par son expression dans (3-12) et après application numérique, on

obtient :

$$H_e = 82172,8 \times m_{H_2SO_4}$$

(3-14)

La formule (3-8) permet d'avoir, en tenant compte de la purge :

$$m_v = 0,0480 \times m_{H_2SO_4}$$

(3-15)

Pour les différentes cadences de l'atelier sulfurique-utilité, on aura le tableau suivant :

$m_{H_2SO_4}$ (t/jrs)	3000	2600	1800
m_v (t/h)	144	124,8	86,4

Tableau 3.2 : Débit de vapeur produite pour les différentes cadences du sulfurique Darou 2

IV Evaluation des besoins en vapeur et en énergie électrique

IV.1 Besoins en énergie électrique

On se met dans le cas où les deux ateliers sulfurique-utilité des deux usines fonctionnent suivant une cadence bien connue. Dans ce cas, tous les équipements de ces ateliers fonctionnent normalement.

Il y'aura une petite différence entre les puissances consommées par un équipement donné pour différentes cadences de l'atelier. Cette différence ne sera pas considérée ici.

Donc il s'agira d'étudier la puissance consommée par chaque usine suivant les cas de marche de l'atelier phosphorique.

IV.1.1 Darou 1

L'atelier phosphorique présente plusieurs cas de marche. Parmi ces cas de marche, on étudiera les suivants :

- Atelier au nominal

La section attaque-filtration est à son nominal : 160 m³/h d'eau sont chauffés de 60 ° C à 80 °C par de la vapeur 4 bars.

Au niveau de la section concentration, toutes les trois lignes de concentration (CPA, CPB, CPC) fonctionnent avec une cadence globale de 120 t/h de vapeur 4 bars consommés.

Tous les équipements liés au fonctionnement normal de cet atelier sont en marche.

- Lavage d' une CP

Le lavage dure en générale 8h de temps. La section attaque-filtration fonctionne à son nominal. Deux CP fonctionnent avec une cadence globale de 80 t/h de vapeur 4 bars ou 90 t/h (si la CP en lavage utilise de la vapeur pour le lavage).Les équipements suivant seront à l'arrêt :

- une pompe de désurchauffe P2314 A ou B pendant 4 h
- une pompe alimentaire P2301 A ou B pendant 4 h
- une pompe d'expédition des condensas P2313 A, B ou C pendant 4 h
- une pompe d'expédition acide P2306 A, B ou C pendant 4 h
- une pompe de circulation d' acide fluosilicique P2308 A, B, C ou D pendant 4h
- une pompe jus fluosilicique P2309 A,B ou C pendant 4 h
- un ventilateur du réfrigérant C2503
- une pompe d'alimentation du réfrigérant P2502 A, B ou C
- une pompe eau recyclée P2505 A, B ou C

□ Lavage attaque filtration

160 m³/h d'eau sont chauffés de 35 ° C à 80 ° C par de la vapeur 4 bars. Les trois CP fonctionnent à une cadence globale de 120 t/h de vapeur 4 bars. Les équipements à l'arrêt sont les suivants :

- tous les agitateurs A2113, A2114, A2813 et A 2814
- les ventilateurs d'assainissement C2118 et C2818
- les pompes à vide C2137 et C2212
- le ventilateur hotte filtreU10 C2132
- les pompes de roulement P2121 A et P2821
- les vis d'extraction S2131-2 et S2207-2
- les transporteurs à gypse T2201, T2202, T2601, T2604 et T2605
- le stacker T6243, T6244, T6245, T6246

□ Arrêt attaque-filtration

La section attaque filtration est totalement à l'arrêt et les trois CP fonctionnent à une cadence globale de 120 t/h de vapeur 4 bars. Tous les équipements de cette section sont à l'arrêt sauf

les agitateurs centraux (A2812-1 et A2112-1) et les agitateurs des bacs à pulpe (A2910 et A2908).

□ Arrêt d'une CP

Tous les équipements qui étaient à l'arrêt dans le cas lavage d'une CP le sont ici totalement. On note aussi l'arrêt de deux pompes de circulation (P2304 A et B par exemple)

□ Lavage de deux CP

Dans ce cas, les équipements à l'arrêt sont identiques à ceux cités pour le cas lavage d'une CP mais il faudra noter que le nombre sera multiplié par deux.

Une combinaison entre certains de ces cas de marche peut conduire à d'autres.

Huit cas de marche vont être étudiés dans la suite.

IV.1.2 Darou 2

□ Atelier au nominal

175 m³/h d'eau sont chauffés de 60 ° C à 80 ° C par de la vapeur 4 bars. Les deux CP fonctionnent avec une cadence globale de 100 t/h de vapeur 4 bars.

Tous les équipement liés au fonctionnement normal de cet atelier sont en marche.

□ Lavage d'une CP

La section attaque-filtration fonctionne à son nominal et seule une CP est en marche avec une cadence de 50 t/h de vapeur 4 bars ou 60 t/h (si la CP en lavage utilise de la vapeur pour le lavage). Les équipements à l'arrêt sont :

- deux pompes d'alimentation réfrigérant P4502 A et B
- deux pompes de reprise eau P4505 A et B
- trois ventilateurs réfrigérant C4503-1 A, B et C
- deux pompes acide fluosilicique P4308 A ou B et P4309 A ou B
- une pompe de désurchauffe P4314 A ou B pendant 7h
- une pompe condensas P4313 A ou B pendant 7h

- une pompe acide concentré P4306 A ou B pendant 7h
- une pompe transfert acide vers concentration P4301 A, B ou C

□ Lavage attaque-filtration

260 m³/h d'eau sont chauffés de 35 ° C à 80 ° C par de la vapeur 4 bars. Les deux CP fonctionnent à leur nominal avec une cadence globale de 100 t/h de vapeur 4 bars. Les équipements à l'arrêt sont :

- tous les agitateurs de surface (A4113) et les agitateurs mélangeurs (A4114)
- tous les transporteurs à gypse T4601, T4602, T4603, T4604
- les ventilateurs d'assainissement C4118-1 et 2
- le ventilateur hotte C4132
- la pompe à vide filtre UCEGO C4137
- la vis d'extraction gypse S4131-3
- deux pompes de circulation lavage gaz P4121-1 et 2

□ Arrêt attaque filtration

La section attaque-filtration est totalement à l'arrêt. Les deux CP fonctionnent à leur nominal avec une cadence globale de 100 t/h. Les équipement à l'arrêt sont :

- tous les équipements de la section 41 sauf les agitateurs centraux A4112-1 et 2
- les transporteurs à gypse T4601, T4602, T4603, T4604

□ Lavage de deux CP

Les équipements qui étaient à l'arrêt dans le cas lavage d'une CP le sont ici. Mais il faut noter que tous les ventilateurs réfrigérant (C4503-1 A à H) sont à l'arrêt ici.

□ Arrêt d'une CP

Les équipements qui étaient à l'arrêt dans le cas lavage d'une CP le sont ici et on note aussi l'arrêt d'une pompe de circulation P4304 A ou B.

Huit cas de marche déduits de ceux cités ci-dessus seront étudiés dans la suite.

Il faut noter qu'en réalité tous les moteurs électriques entraînant ces équipements ne fonctionnent pas à leur puissance nominale conformément aux mesures de sécurité des constructeurs. C'est pour cette raison que nous allons déterminer les puissances effectivement consommées par ces moteurs en utilisant les hypothèses KREBS ci-après :

- pour une puissance installée inférieure à 18,5 kW, nous avons 25 % de marge sur la puissance consommée
- pour une puissance installée comprise entre 22 et 75 kW, nous avons 15 % de marge sur la puissance consommée
- pour une puissance installée supérieure à 75 kW, nous avons 10 % de marge sur la puissance consommée

En tenant compte des équipements arrêtés pour chaque cas de marche, des hypothèses KREBS et en se basant sur le bilan de puissance des différents ateliers fourni par le document [5], on a établi le tableau ci-dessous donnant la puissance consommée (en kW) par les différents ateliers de chaque usine suivant les cas de marche cités plus haut.

	Sulfurique - Utilité			Phosphorique							
	3000t/jrs	2600t/jrs	1800t/jrs	Nominal	Lava-ge1CP	Lava-ge 30%	Lava-ge1CP +30%	Arrêt 30%	Arrêt 30%+lava-ge 1 CP	Lava-ge1CP +Arrêt 1CP	Lavage 2 CP
Darou1	4270,35	4270,35	4270,35	7307,31	6715,15	4668,34	4076,18	4622,75	4030,59	5512,58	6122,99
Darou2	3938,90	3938,90	3938,90	6735,67	5496,87	4993,37	3754,57	4555,67	3316,87	3742,42	5041,07

Tableau 4.1 : Puissance consommée (en kW) par chacun des ateliers des deux usines suivant

les différents cas de marche

IV.2 Evaluation des besoins en vapeur

IV.2.1 Darou 1

IV.2.1.1 Vapeur HP (40 bars, 425 ° C)

La vapeur surchauffée est envoyée dans le barillet haute pression R1512 à partir duquel se fait l'alimentation des différents récepteurs (voir annexe 5). Nous allons étudier la quantité de vapeur consommée par ces différents récepteurs.

➤ Le turboalternateur principal (TAP) produit de l'énergie électrique en turbinant de la vapeur surchauffée sur ses deux corps (corps HP et corps BP).

Il assure la production d'énergie nécessaire à Darou 1 avec une capacité au nominal de 13 MW. Il est possible de soutirer de la vapeur à 4 bars pour alimenter le barillet BP.

En se basant sur l'abaque de puissance du TAP (annexe 2) et sur le tableau 4.1, on obtient le tableau ci-dessous donnant le débit de vapeur à l'admission suivant les différents cas de marche. Pour évaluer le débit à l'admission du TAP, on considèrera le cas où la puissance électrique nécessaire au fonctionnement des équipements électriques de Darou 1 doit être fournie par le TAP seulement.

Cas de marche	Puissance Consommée(MW)	Débit à l'admission du TAP pour un soutirage de :							
		0t/h	10t/h	20t/h	30t/h	40t/h	50t/h	60t/h	70t/h
Nominal	11,58	54	59	63.5	68	72.5	77	81	86
Lavage 1 CP	10,98	51	56	61	65	69.5	74	78	83
Lavage 30%	8,94	42	47	51.5	56.5	61	65.5	69.5	74
Lavage 1 CP + 30 %	8,35	39	44.5	49	54	58.5	63.5	67	72
Arrêt 30%	8,89	41.5	46.5	51	55.5	60	65	69	73.5
Arrêt 30%+ Lavage 1 CP	8,30	39	44	49	53.5	58	63	67	72
Lavage 1 CP +Arrêt 1 CP	9,78	45.5	50.5	55	60	64.5	68.5	73	77.5
Lavage 2 CP	10,39	48	53	57.5	62.5	67	71	75.5	80

Tableau 4.2 : Débit de vapeur à l'admission du TAP pour un soutirage allant de 0 t/h à 70 t/h

➤ Il est prévu pour le TAS de produire au maximum 8 MW. Il offre la possibilité de soutirer de la vapeur à 7 bars pour la zone soufre.

L'abaque de puissance du TAS (annexe 2) nous permet d'établir le tableau ci-dessous donnant le débit de vapeur à l'admission sans prélèvement ou avec prélèvement de 6,5 t/h de vapeur à 7 bars.

Puissance (MW)	Débit sans prélèvement (t/h)	Débit avec prélèvement de 6,5 t/h (t/h)
8	65,5	69

Tableau 4.3 Débit de vapeur à l'admission du TAS avec ou sans prélèvement

➤ La turbosoufflante (TS) est une soufflante mue par une turbine. Elle produit de l'air sous pression nécessaire au processus d'obtention de l'acide sulfurique. On considèrera que cet air est envoyé dans les deux fours pour la combustion du soufre et dans les deuxième et troisième masses pour le refroidissement des gaz à la sortie de chacune de ces masses. Le débit d'air envoyé au niveau des fours est réglé de sorte qu'on ait le taux de dioxyde de soufre voulu à leurs sorties. On n'aura pas besoin dans ce cas d'alimenter les cloches de by-pass pour une éventuelle dilution des gaz.

Notons : Q_F le débit d'air envoyé au niveau des fours

Q_M le débit d'air envoyé au niveau des deuxième et troisième masses

Q_S le débit d'air au niveau de la soufflante

- **détermination de Q_F**

Nous rappelons que les calculs se font pour un taux de dioxyde de soufre $b=11,5\%$ à la sortie des fours.

$$q_{air} = \frac{q_s}{b} \Rightarrow q_{air} = 8,69 \times q_s \text{ avec } q_s \text{ donné par la formule (3-6)}$$

$$\text{On aura } Q_F = V_o \times q_{air} = 8,69 \times V_o \times q_s \text{ avec } V_o = 22,4 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{mol}$$

En remplaçant q_s et V_o par leurs valeurs dans l'expression donnant Q_F , on aura :

$$Q_F = 8,69 \times 22,4 \times 10^{-3} \times \frac{m_{H_2SO_4}}{2293,2} \times 10^6$$

d'où finalement on a : $Q_F = 84,88 \times m_{H_2SO_4}$ (en Nm^3/h) (4 -1)

- **détermination de Q_M**

Les tableaux 2.10 et 2.14 permettent de voir respectivement que pour $b=11,5\%$, on a :

$$n_{air}^2 = 2,03x \text{ et } n_{air}^3 = 1,307x .$$

D'où on aura : $n_{air} = n_{air}^2 + n_{air}^3 = 3,337x \Leftrightarrow q_{air} = 3,337 \times q_s$

$$\Rightarrow Q_M = 3,337 \times V_o \times q_s \text{ avec } q_s \text{ donné par la formule (3-6)}$$

En remplaçant q_s et V_o par leur valeur dans l'expression de Q_M , on aura :

$$Q_M = 32,60 m_{H_2SO_4} \quad (\text{ en } Nm^3/h) \quad (4 -2)$$

Le débit d'air total que doit fournir la soufflante est : $Q_S = Q_F + Q_M$

On aura : $Q_S = 117,48 m_{H_2SO_4}$ (en Nm^3/h) (4 -3)

A partir de (4 -3), nous pouvons utiliser les courbes de fonctionnement de la turbosoufflante fournies par le constructeur (annexe 2) pour déterminer la puissance absorbée et le débit de vapeur nécessaire.

On pose les hypothèses suivantes :

Pour un débit d' air donné, la puissance est déterminée sur la courbe de puissance maximale.

Ceci pour prendre une sécurité par rapport aux fluctuations de la vitesse de rotation qui résultent d'un changement de régime.

Il faudra noter que la turbine entraînant la soufflante admet de la vapeur surchauffée (40 bars, 425 ° C) et la refoule intégralement sous forme de vapeur BP (4 bars, 145 ° C).

Notons : Q_V le débit de vapeur à l'admission de la TS

H_{va} l'enthalpie de la vapeur à l'admission de la TS

H_{vr} l'enthalpie de la vapeur au refoulement de la TS

η le rendement global de la TS

On a la relation :
$$P = \eta \times Q_v (H_{va} - H_{vr}) \quad (4-4)$$

A partir de la formule (4 -4), on a :

$$Q_v = \frac{P}{\eta (H_{va} - H_{vr})} \quad (4-5)$$

Avec : $\eta = 60\%$, $H_{va} = 3270,5 \text{ kJ/kg}$ et $H_{vr} = 2741,46 \text{ kJ/kg}$ [4]

On pourra établir le tableau ci-dessous :

$m_{H_2SO_4}(t/ \text{jrs})$	$Q_s(Nm^3/h)$	$P(kW)$	$Q_v(t/h)$
3000	352440	5083,33	57,65
2600	305448	4416,67	50,10
1800	211464	2500	28,35

Tableau 4.4 : Débit vapeur consommé par la TS de Darou 1 pour les différentes cadences du sulfurique

➤ Poste de détente 40/7 bars (PV 1513) pour les besoins de la zone soufre et des éjecteurs turbine.

- Fusion et maintien de la température du soufre

C'est la vapeur saturante (7 bars, 165 ° C) venant de Darou 1 qui assure la fusion et le maintien de la température du soufre à 140 ° C pour toutes les deux usines. Cette vapeur est obtenue grâce à la détente de vapeur HP à travers la vanne PV 1513.

Notons : Q_{vf} le débit de vapeur (7 bars, 165° C) utilisé pour la fusion du soufre

Q_{vsf} le débit de vapeur surchauffée (40 bars, 425 ° C) à détendre et à désurchauffé pour obtenir Q_{vf}

$H_s = 147,18 \text{ kJ/kg}$ l'enthalpie du soufre liquide à 140°C

$L_v = 2065,4 \text{ kJ/kg}$ la chaleur latente de vaporisation de l'eau à 7bars

m_s^1 le débit de soufre fondu pour Darou 1

m_s^2 le débit de soufre fondu pour Darou 2

$m_s = m_s^1 + m_s^2$ le débit total de soufre fondu

$m_{H_2SO_4}^1$ la production journalière d'acide sulfurique de Darou 1

$m_{H_2SO_4}^2$ la production journalière d'acide sulfurique de Darou 2

$$\text{On aura : } m_s \times H_s = Q_{vf} \times L_v \Rightarrow Q_{vf} = \frac{m_s H_s}{L_v} \quad (4-6)$$

$$\text{On a : } m_s^1 = \frac{32 m_{H_2SO_4}^1}{0,975 \times 98 \times 24} \quad \text{et} \quad m_s^2 = \frac{32 m_{H_2SO_4}^2}{0,99 \times 98 \times 24} \quad (\text{en t/h})$$

$$\Rightarrow m_s = 1,40 \times 10^{-2} m_{H_2SO_4}^1 + 1,37 \times 10^{-2} m_{H_2SO_4}^2 \quad (\text{t/h})$$

d'où finalement en remplaçant m_s par son expression dans (4-6), on aura :

$$Q_{vf} = 9,98 \times 10^{-4} m_{H_2SO_4}^1 + 9,76 \times 10^{-4} m_{H_2SO_4}^2 \quad (4-7)$$

La vapeur quittant le barillet HP et arrivant au niveau de la vanne PV 1513 a les

caractéristiques suivantes : $P = 40 \text{ bars}$, $T = 425^\circ \text{C}$ et $H_{vs} = 3270,5 \text{ kJ/kg}$

A l'aval de la vanne, on doit avoir de la vapeur avec les caractéristiques suivantes :

$P = 7 \text{ bars}$, $T = 165^\circ \text{C}$ et $H_v = 2762,1 \text{ kJ/kg}$

L'eau de désurchauffe a les caractéristiques suivantes : $T = 105^\circ \text{C}$ et $H_e = 442,77 \text{ kJ/kg}$

En appliquant la conservation de l'énergie au niveau de la vanne, on aura :

$$Q_{vsf} \times H_{vs} + Q_e \times H_e = (Q_e + Q_{vsf}) \times H_v \quad (4-8)$$

avec $Q_T = Q_e + Q_{ts}$ (4 -9)

L'équation (4 -8) permet d'avoir : $Q_e = \frac{Q_{ts} (H_{ts} - H_v)}{H_v - H_c}$ (4 -10)

En remplaçant Q_e par son expression dans (4-9) , on obtient :

$$Q_{ts} = \frac{H_v - H_c}{H_{ts} - H_c} Q_T \quad (4 -11)$$

L'application numérique conduit à :

$$Q_{ts} = 0,820 Q_T \quad (4 -12)$$

Pour le maintien de la température du soufre, on considèrera un débit supplémentaire de 14 t/h de vapeur (7bars, 165 ° C) obtenu par un simple constat sur les feuilles de marche du sulfurique.

Si on note : Q_T le débit total de vapeur 7 bars utilisé pour la fusion et le maintien de la température du soufre.

Q_{ts} le débit total de vapeur HP (40 bars, 425 ° C) à détendre pour la fusion et le maintien de la température du soufre,

on aura : $Q_T = Q_{T'} + 14$ (4 -13)

$$Q_{ts} = 0,820 Q_T \quad (4 -14)$$

En utilisant les équations ci-dessus, on a le tableau suivant :

Darou 1 Production d'acide (t/jrs)	Darou 2 Production d'acide (t/jrs)	Q_{H_2O} (t/h)	Q_{MS} (t/h)	Q_v (t/h)	Q_{VS} (t/h)
3000	3000	5.92	4.85	19.92	16.33
	2600	5.53	4.53	19.53	16.01
	1800	4.75	3.89	18.75	15.37
2600	3000	5.52	4.52	19.52	16.00
	2600	5.13	4.21	19.13	15.69
	1800	4.35	3.57	18.35	15.05
1800	3000	4.72	3.87	18.72	15.35
	2600	4.33	3.55	18.33	15.03
	1800	3.55	2.91	17.55	14.39

Tableau 4.5 : Débit de vapeur consommé par la fusion du soufre Darou 1 et 2

- Les éjecteurs turbine

Ils permettent de créer le vide au niveau des condenseurs placés aux refoulements des turbines. Ils consomment en moyenne un débit de 0,4 t/h de vapeur 7 bars. La formule (4 -12) nous permet d'avoir le débit correspondant (Q_{VS}) de vapeur surchauffée à détendre.

On aura : $Q_{VS} = 0,328$ t/h

➤ Poste de détente 40/4 bars (PV 1504) pour venir en appoint au barillet BP et réguler le débit de vapeur surchauffée lorsque la pression tend à dépasser la valeur désirée.

Notons : Q_v le débit de vapeur 4 bars, 145 ° C ($H_v = 2741,46$ kJ/kg)

Q_{vs} le débit de vapeur surchauffée 40 bars, 425 ° C ($H_{vs} = 3270,5$ kJ/kg)

Q_e le débit d'eau de désurchauffe 105 ° C ($H_e = 442,77$ kJ/kg)

La même démarche utilisée pour la détermination de l'équation (4 -12) nous permet d'avoir :

$$Q_{vs} = 0,813 Q_v \quad (4 -15)$$

IV.2.1.2 Vapeur BP (4 bars, 145 ° C)

La fraction de vapeur détendue ainsi que l'échappement des turbines alimentent le barillet 4 bars qui doit répondre aux différents besoins de chauffage de l'usine. Ce barillet alimente :

➤ l'atelier phosphorique du 30 % (AP 30 %) où s'effectue l'attaque du phosphate par de l'acide sulfurique et la filtration de la boue d'acide phosphorique résultante.

Nous avons deux cas de figure : une marche normale et une marche en lavage du 30 %.

Dans le premier cas, 160 m³/h d'eau sont faits passer de 60 ° C à 80 ° C, et dans le second cas, la même quantité d'eau est faite passer de 35 ° C à 80 ° C. Le réchauffement de l'eau est fait par injection directe dans son sein de vapeur saturée à 4 bars, 145 ° C. Après l'échange thermique, on recueille de l'eau à 80 ° C.

Le document | 4 | permet d'avoir :

- l'enthalpie de l'eau avant le mélange en marche normale $H_{en} = 251,1 \text{ kJ/kg}$
- l'enthalpie de l'eau avant le mélange en marche en lavage $H_{el} = 146,6 \text{ kJ/kg}$
- l'enthalpie du mélange d'eau $H_m = 334,9 \text{ kJ/kg}$
- l'enthalpie de la vapeur $H_v = 2741,46 \text{ kJ/kg}$

Notons : m_v le débit de vapeur et m_e celui de l'eau (qui est égal à 160 m³/h ou 160 t/h)

$$\text{On aura : } m_v H_v + m_e H_e = (m_v + m_e) H_m \quad (4-16)$$

(4 -16) permet d'avoir :

$$m_v = \frac{H_m - H_e}{H_v - H_m} m_e \quad (4-17)$$

On pourra établir le tableau suivant :

Cas de marche	Marche normale	Marche en lavage
m_v (t/h)	5,57	12.52

Tableau 4.6 : Débit vapeur consommé par l'atelier 30 % de Darou 1 suivant ses différents cas de marche

➤ les concentrations phosphoriques A, B, C (CPA, CPB, CPC) de l'atelier phosphorique qui constituent la demande principale en énergie calorifique. Cette énergie sert à la concentration de l'acide phosphorique de 30 % à 52 %.

On considérera que chacune de ces CP a un fonctionnement optimal de 40 t/h de vapeur. Une CP en lavage consomme 0 t/h ou 10 t/h de vapeur BP.

➤ les dégazeurs et divers que sont les réchauffeurs de fuel, le déverseur et autres
On pourra considérer un débit de 3 t/h pour ces derniers.

➤ les aérocondenseurs (capacité maximale = 55 t/h) à travers la vanne (...) puis le condenseur principal (capacité maximale = 110 t/h dont 35 t/h proviennent de l'échappement de la turbine et 75 t/h de la vanne de détente PV1508) à travers la vanne de détente PV 1508 en cas d'excédent de vapeur BP.

Les condensats récupérés constituent à quelques pertes près le fluide moteur pour un nouveau cycle.

IV.2.2 Darou 2

IV.2.2.1 Vapeur HP (40 bars, 425 ° C)

Comme pour Darou 1, la vapeur surchauffée produite est envoyée dans un barillet haute pression (R3512). A partir de ce barillet, on alimente les différents récepteurs de vapeur HP.

➤ Le groupe turboalternateur (GTA) produit de l'énergie électrique grâce à une turbine contre pression avec possibilité de soutirage de vapeur 4 bars pour alimenter le barillet BP. Il peut produire jusqu'à une puissance maximale de 21 MW.

En se basant sur l'abaque de puissance du GTA et sur le Tableau 4.1. on obtient le tableau ci-dessous donnant le débit de vapeur à l'admission.

On considèrera que toute la puissance électrique nécessaire au fonctionnement des équipements de Darou 2 doit être fournie intégralement par le GTA.

Cas de marche	Puissance Consommée(MW)	Débit à l'admission du GTA pour un soutirage de :						
		0t/h	30t/h	40t/h	64,80t/h	70t/h	75t/h	86t/h
Nominal	10,67	50	54.67	68.67	80	82.67	84.67	90
Lavage 1 CP	9,44	45.33	50	64	76	78.67	80.67	-
Lavage 30%	8,93	42.67	47.33	62	73.33	76	78.67	-
Lavage 1 CP + 30 %	7,69	38.67	43.33	58	70	-	-	-
Arrêt 30%	8,49	42	46.67	60.67	72.67	75.33	-	-
Arrêt 30%+ Lavage 1 CP	7,26	36.67	41.33	56	68	-	-	-
Lavage 1 CP +Arrêt 1 CP	7,68	38	42.67	57.33	69.33	-	-	-
Lavage 2 CP	8,98	43.33	48	62.67	74.67	76.67	79.33	-

Tableau 4.7 Débit de vapeur à l'admission du GTA pour un soutirage allant 0t/h à 86 t/h

➤ La turbosoufflante (TS) a le même rôle que celle de Darou 1.

Dans ce cas, le débit d'air au niveau de la soufflante (qu'on notera Q_s) est égal à celui envoyé dans le four.

On aura : $q_{air} = 8,69q_s \Rightarrow Q_s = 8,69 \times V_o \times q_s$ avec q_s donné par (3-13)

On aura finalement : $Q_s = 83,60 m_{H_2SO_4}$ (Nm^3/h) (4 -18)

Le volume molaire de l'air à la température de service ($70^\circ C$) et à la pression

atmosphérique est : $V_m = V_o \times \frac{T}{T_o}$ avec $T = 343,15 K$ et $T_o = 273,15 K$.

Donc pour obtenir le débit d'air Q_s en m^3/h on multiplie l'équation (4 -18) par $\frac{T}{T_o}$.

Le débit de vapeur Q_v à l'admission de la soufflante sera donnée par la formule (4 -5) pour un rendement $\eta = 81 \%$.

La puissance P est obtenue grâce à l'abaque de puissance de la soufflante de Darou 2 situé en annexe 2 et pour les mêmes hypothèses énoncées pour la TS de Darou 1.

On pourra établir le tableau suivant :

$m_{H_2SO_4}(t/jrs)$	$Q_s(Nm^3/h)$	$Q_s(m^3/h)$	$P(kW)$	$Q_v(t/h)$
3000	250800	315073	5100	42,84
2600	217360	273063	4400	36,96
1800	150480	189044	2000	16,80

Tableau 4.8 : Débit vapeur consommé par la TS de Darou 2 pour les différentes cadences du sulfurique

- Poste de détente 40/7 bars (PV) pour les éjecteurs de la concentration.

Ces éjecteurs consomment en moyenne un débit de vapeur (7 bars, 165 °C) noté $Q_v = 8$ t/h .

Le débit de vapeur surchauffée (Q_{vs}) à détendre est donnée par la formule (4 -12).

On aura après application numérique : $Q_{vs} = 6.56$ t/h .

- Poste de détente 40/4 bars (PV 3512-10) pour venir en appoint au barillet BP et réguler le débit de vapeur surchauffée. La formule (4 -15) pourra être utilisée pour la détermination du débit de vapeur surchauffée à détendre connaissant celui de la vapeur 4 bars.

IV.2.2.2 Vapeur BP (4 bars, 145 ° C)

La détente de la vapeur HP à travers la vanne PV 3512-10 et l'échappement des deux turbines entraînant le GTA et la TS alimentent le barillet BP. Celui-ci, à son tour, alimente :

- l'atelier phosphorique du 30% qui a le même rôle que celui de Darou 1.

Là aussi on a deux cas de figure comme pour Darou 1. Mais la différence est que : pendant la marche normale, 175 m^3/h d'eau (au lieu de 160 m^3/h pour Darou 1) sont chauffés de

60°C à 80 ° C et pendant la marche en lavage. 260 m^3/h d'eau (au lieu de 160 m^3/h pour Darou 1) sont chauffés de 35 ° C à 80°C. La formule (4 -17) nous permet d'établir le tableau ci-dessous donnant le débit de vapeur (4bars, 145 ° C) utilisé pour le chauffage de l'eau.

Cas de marche	Marche normale	Marche en lavage
m_v (t/h)	6,10	20,34

Tableau 4.9 : Débit vapeur consommé par l'atelier 30 % de Darou 2 suivant ses différents cas de marche

- les concentrations phosphorique lignes A et B (CPA et CPB). On considérera que les CP fonctionnent à leur capacité nominale qui est de 50 t/h de vapeur BP en marche normale. Elles consomment 0 t/h ou 10 t/h de vapeur BP quand elles sont en lavage.
- la bache alimentaire R 3703-1 pour le dégazage de l'eau alimentaire. Un débit de 3 t/h de vapeur BP est utilisé ici.
- le condenseur auxiliaire (E 3751) en cas d'excédent de vapeur BP (capacité maximale = 190 t/h).

V Optimisation de la vapeur produite et production d'énergie électrique

V.1 Darou 1

Hypothèses :

- la purge au niveau du barillet BP est de 0,5 t/h
- la purge au niveau du barillet HP est de 1 t/h
- la vapeur utilisée pour la zone soufre sera calculée en considérant une cadence de 3000 t/h pour le sulfurique de Darou 2
- on minimise la détente à travers la vanne PV 1508
- il y a un débit minimum de 5 t/h de vapeur à travers la PV 1504
- le lavage des CP se fait avec utilisation de vapeur BP (10 t/h)
- le TAS fonctionne sans prélèvement de vapeur
- il n'y a pas de fuite dans le circuit vapeur

Notations :

- Q_{BP} = le débit de vapeur BP nécessaire au process
- Q_{HP} = le débit de vapeur HP total nécessaire
- Q_{rTAS} = le débit de vapeur BP au refoulement du TAS
- Q_{gTAS} = le débit de vapeur HP à l'admission du TAS
- Q_{rTS} = le débit de vapeur BP au refoulement de la TS
- Q_{gTS} = le débit de vapeur HP à l'admission de la TS
- Q_{souf} = le débit de vapeur HP détendu en 7 bars pour les besoins de la zone soufre
- Q_{gTAP} = le débit de vapeur HP à l'admission du TAP

- $Q_{soutTAP}$ = le débit de vapeur BP soutiré au TAP

- Q_{TAPor} = le débit de vapeur HP à l'admission du TAP pour une puissance nulle (donné par l'abaque de puissance du TAP)

- m_v = le débit de vapeur HP produite par les deux chaudières de récupération (donné par le tableau 3.1)

- P_i = puissance électrique consommée pour chaque cas de marche (donnée par le tableau 4.2)

- P_{TAP} = puissance électrique délivrée par le TAP

- P_{TAS} = puissance électrique délivrée par le TAS

Q_{BP} est obtenu en faisant la somme de :

- la consommation de l' AP 30 % donnée par le tableau 4.6
- la consommation des CP
- la consommation des dégazeurs, purgeurs du barillet BP et divers (3,5 t/h)

Q_{HP} est obtenu en faisant la somme de la consommation :

- du TAS
- de la TS donnée par le tableau 4.4
- du TAP
- de la zone soufre donnée par le tableau 4.5
- des éjecteurs turbine et des purgeurs du barillet HP (1,328 t/h)
- de la vanne PV 1504 (5 t/h)

On pourra établir le schéma suivant donnant la distribution de vapeur HP et BP.

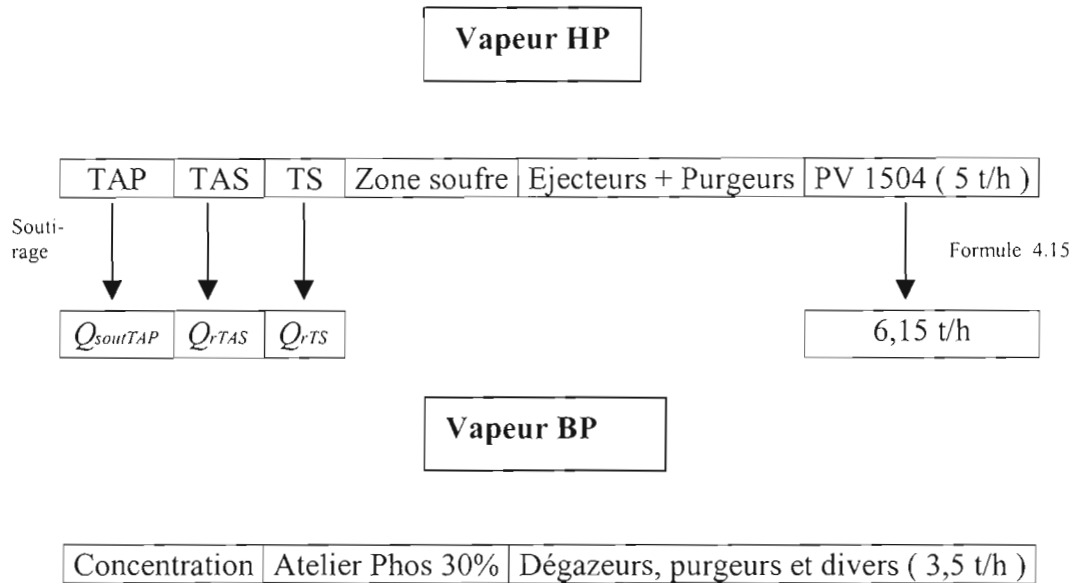


Figure 5.1 : dispatching de la vapeur de Darou 1

Il s'agira de faire une distribution optimale de la vapeur fatale HP produite (mv) entre le TAP et TAS afin de satisfaire les besoins en énergie électrique de Darou 1 tout en produisant la vapeur BP nécessaire au process et voir s'il y a nécessité de démarrer les chaudières auxiliaires.

Pour cela, on déterminera pour chaque cas de marche et un soutirage donné du TAP, Q_{BP} , Q_{aTAS} , P_{TAS} (grâce à l'abaque de puissance du TAS), P_{TAP} , Q_{aTAP} , Q_{HP} .

La distribution optimale correspondra à celle où Q_{HP} est minimale.

L'abaque de puissance du TAS nous permet de voir que :

$$15,71 \text{ t/h} \leq Q_{aTAS} \leq 65,5 \text{ t/h} \quad (5-1)$$

De même pour le TAP, on verra que pour les différents débit de soutirage (voir abaque de puissance du TAP à l'annexe 2) il y a un débit minimum et un débit maximum à admettre.

On pourra établir le tableau suivant :

Soutirage (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
$Q_{aTAP\text{mini}}$ (t/h)	12	17	22	33	42,5	53	62,5	72
$Q_{aTAP\text{maxi}}$ (t/h)	49,5	59,5	69,5	74,5	79,5	84,5	89,5	94,5

Tableau 5.1 débits minimum et maximum à l'admission du TAP

Q_{soul} , Q_{aTS} et mv sont fixés par la cadence du sulfurique ; Q_{BP} et P_h sont fixés par les cas de marche du phosphorique.

Grâce aux formules ci-dessous, on a pu établir les tableaux situés en annexe 3.

$$Q_{aTAS} = Q_{BP} - \left(Q_{rTS} + Q_{soul} + 6,15 \right) \quad (5-2)$$

$$P_{TAS} = \frac{1}{9,05} \times \left(Q_{aTAS} + 6,9 \right) \quad si \quad Q_{aTAS} \geq 63,33 \text{ t/h} \quad (5-3)$$

$$P_{TAS} = \frac{1}{6,67} \times \left(Q_{aTAS} - 10 \right) \quad si \quad Q_{aTAS} \leq 63,33 \text{ t/h} \quad (5-4)$$

$$P_{TAP} = P_h - P_{TAS} \quad (5-5)$$

$$Q_{aTAP} = \frac{17,5}{4} \times P_{TAP} + Q_{TAPor} \quad (5-6)$$

$$Q_{HP} = Q_{aTAS} + Q_{aTS} + Q_{aTAP} + Q_{soul} + 6,328 \quad (5-7)$$

Les puissances sont exprimées en MW et les débit en t/h.

Pour chaque cadence du sulfurique et un cas de marche donné du phosphorique, on pourra connaître Q_{BP} et Q_{rTS} et grâce à la formule (5-2), on détermine le débit de vapeur à l'admission du TAS. Connaissant ce débit, on pourra calculer la puissance délivrée par le TAS grâce aux formules (5-3) ou (5-4). Ensuite on détermine la puissance délivrée par le TAP à l'aide de la formule (5-5). La formule (5-6) nous permet de déterminer le débit à

l'admission du TAP. En fin la formule (5-7) permettra de déterminer le débit total de vapeur HP nécessaire au process pour chaque cadence du sulfurique et un cas de marche donné du phosphorique.

En exploitant les tableaux situés à l'annexe 3, on pourra voir, pour chaque cadence du sulfurique et un cas de marche donné du phosphorique, si les besoins en énergie électrique pourront être satisfaites où s'il faut démarrer les chaudières auxiliaires pour pouvoir satisfaire ces besoins.

On cherchera à faire fonctionner en même temps le TAP et le TAS pour satisfaire les besoins en énergie électrique de Darou 1 tout en respectant les hypothèses énoncées ci-dessus. On pourra voir dans quels cas il est impossible de faire fonctionner le TAP et le TAS en même temps.

❖ Sulfurique à 3000 t/jrs

On a : $Q_{sulf} = 16,33 \text{ t/h}$, $Q_{ATS} = 57,65 \text{ t/h}$, $m_v = 145,8 \text{ t/h}$

➤ Phosphorique au nominal

On a : $P_n = 11,58 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 120 + 5,57 + 3,5 = 129,07 \text{ t/h}$

Les tableaux situés à l'annexe 3 nous permettent de voir que les seuls cas possibles où l'on peut coupler le TAP et le TAS sont les soutirages 0 t/h et 10 t/h.

Il faudra choisir de faire fonctionner le TAP sans soutirage car Q_{HP} est minimal dans ce cas.

Mais il faut nécessairement démarrer une chaudière auxiliaire (V1501 ou V1551) à une cadence de 30 t/h pour combler le déficit de vapeur HP qui est de 28,68 t/h.

Ainsi, 1,32 t/h de vapeur HP doit être détendu à travers la PV1504 puis condenser à travers la PV 1508.

➤ Lavage d'un CP

On a : $P_n = 10,98 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 90 + 5,57 + 3,5 = 99,07 \text{ t/h}$

Le seul cas possible de couplage du TAP et du TAS est le soutirage 0 t/h. Il faudra démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 20 t/h pour combler le déficit de vapeur HP qui est de 14,37 t/h.

5,63 t/h de vapeur HP doivent être détendu à travers la PV1504 puis condenser à travers la PV1508.

➤ Lavage 30 %

On a : $P_n = 8,94 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 120 + 12,52 + 3,5 = 136,02 \text{ t/h}$

Seuls les soutirages 10 t/h et 20 t/h sont possibles. On retiendra le soutirage 10 t/h puisque Q_{HP} est minimal dans ce cas. Il faudra démarrer une chaudière auxiliaire avec une cadence de 35 t/h pour combler le déficit de vapeur HP qui est de 34,4 t/h.

0,6 t/h de vapeur HP doit être détendu puis condenser.

➤ Lavage 30 % + 1 CP

On a : $P_n = 8,35 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 90 + 12,52 + 3,5 = 106,02 \text{ t/h}$

Seuls les soutirages 0 t/h et 10 t/h sont possibles. On retiendra le soutirage 0 t/h puisque Q_{HP} est minimal dans ce cas. Il faudra démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 20 t/h (fonctionnement minimale des chaudières auxiliaires) pour combler le déficit de vapeur HP qui est de 5,25 t/h.

14,75 t/h de vapeur HP doivent être détendu puis condenser.

Si on pense à faire fonctionner le TAP seulement, toute la puissance P_n devra être délivrée par celui-ci. on aura :

$$Q_{sour} = 106,02 - \left(57,65 + 6,15 \right) = 42,22 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 50 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{nTAP} = 64,03 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{HP} = 57,65 + 64,03 + 16,33 + 6,328 = 144,338 \text{ t/h}$

$$m_v - Q_{HP} = 145,8 - 144,338 = 1,462 \text{ t/h}$$

Dans ce cas le débit de vapeur HP à détendre à travers la PV1504 est de 1,462 t/h. Il est très inférieure à celui qu'on aurait détendu dans le cas où le TAP et TAS fonctionnent en même temps. Donc il faudra choisir de faire fonctionner le TAP seulement pour les besoins de Darou 1. On aura pas besoins de démarrer les chaudières auxiliaires.

➤ Arrêt 30 %

On a : $P_n = 8,89 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 120 + 3,5 = 123,5 \text{ t/h}$

Seuls les soutirages 0 t/h et 10 t/h sont possibles dans ce cas. On retiendra le soutirage 0 t/h puisqu'il correspond à la valeur minimale de Q_{HP} . Il faudra démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 20 t/h pour combler le déficit de vapeur HP qui est de 13, 63 t/h.

6,37 t/h de vapeur HP doivent être détendus puis condenser.

➤ Arrêt 30 % + Lavage 1 CP

On a : $P_n = 8,30 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 90 + 3,5 = 93,5 \text{ t/h}$

Le seul cas possible est le soutirage 0 t/h. Il faudra démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 20 t/h pour combler le déficit de vapeur HP qui est de 0,72 t/h.

19,28 t/h de vapeur HP doivent être détendus puis condenser.

On peut penser à faire fonctionner le TAP seulement, on aura :

$$Q_{sout} = 93,5 - \left(57,65 + 6,15 \right) = 29,7 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 30 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{aTAP} = 53,81 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{HP} = 57,65 + 53,81 + 16,33 + 6,328 = 134,12 \text{ t/h}$

$$m_v - Q_{HP} = 145,8 - 134,12 = 11,68 \text{ t/h}$$

Dans ce cas le débit de vapeur HP à détendre à travers la PV1504 est de 11,68 t/h. Il est très inférieure à celui qu'on aurait détendu dans le cas où le TAP et TAS fonctionnent en même temps. Donc il faudra choisir de faire fonctionner le TAP seulement pour les besoins de Darou 1. On aura pas besoins de démarrer les chaudières auxiliaires.

➤ Lavage 1 CP + Arrêt 1 CP

On a : $P_n = 9,78 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 50 + 5,57 + 3,5 = 59,07 \text{ t/h}$

Il n'existe aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS. Il faudra faire fonctionner le TAP seul, on aura :

$$Q_{sout} = 59,07 - \left(57,65 + 6,15 \right) = -4,73 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 0 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{aTAP} = 42,79 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{HP} = 57,65 + 42,79 + 16,33 + 6,328 = 123,098 \text{ t/h}$

$$m_v - Q_{HP} = 145,8 - 123,098 = 22,702 \text{ t/h}$$

On a un excès de vapeur HP qui est de 22,702 t/h qu'il faudra détendre à travers la PV1504 puis condenser à travers la PV1508.

On aura pas besoins de démarrer les chaudières auxiliaires pour les besoins de Darou 1.

➤ Lavage 2 CP

On a : $P_n = 10,39 \text{ MW}$, $Q_{BP} = 60 + 5,57 + 3,5 = 69,07 \text{ t/h}$

Il n'existe aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS. Il faudra faire fonctionner le TAP seul.

$$Q_{\text{sout}} = 69,07 - \left(57,65 + 6,15 \right) = 5,27 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 10 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{\text{ATAP}} = 52,96 \text{ t/h}$.

$$\text{On aura : } Q_{\text{HP}} = 57,65 + 52,96 + 16,33 + 6,328 = 133,27 \text{ t/h}$$

$$m_v - Q_{\text{HP}} = 145,8 - 133,27 = 12,57 \text{ t/h}$$

On a un excès de vapeur HP qui est de 12,57 t/h qu'il faudra détendre à travers la PV1504 puis condenser à travers la PV1508.

On aura pas besoins de démarrer les chaudières auxiliaires pour les besoins de Darou 1.

❖ Sulfurique à 2600 t/jrs

$$\text{On a : } Q_{\text{souf}} = 16 \text{ t/h} , Q_{\text{ATS}} = 50,1 \text{ t/h} , m_v = 126,36 \text{ t/h}$$

➤ Nominal

- solution optimale : soutirage 10 t/h
- déficit de vapeur HP : 57,72 t/h
- démarrer les deux chaudières auxiliaires à une cadence de 30 t/h chacune
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 2,28 t/h

➤ Lavage 1 CP

- solution optimale : soutirage 0 t/h
- déficit de vapeur HP : 28,52 t/h
- démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 30 t/h chacune
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 1,48 t/h

➤ Lavage 30 %

- solution optimale : soutirage 20 t/h
- déficit de vapeur HP : 64,8 t/h
- démarrer les deux chaudières auxiliaires à des cadences de 35 t/h et 30 t/h
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 0,2 t/h

➤ Lavage 1 CP + 30 %

- solution optimale : soutirage 0 t/h
- déficit de vapeur HP : 19,4 t/h
- démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 20 t/h
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 0,6 t/h

➤ Arrêt 30 %

- solution optimale : soutirage 10 t/h
- déficit de vapeur HP : 44,03 t/h
- démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 45 t/h chacune
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 0,97 t/h

➤ Arrêt 30 % + Lavage CP

- solution optimale : soutirage 0 t/h
- déficit de vapeur HP : 14,88 t/h
- démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 20 t/h
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 5,12 t/h

➤ Lavage 1 CP + Arrêt 1 CP

Il n'y a aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS. Il faudra faire fonctionner le TAP seul, on aura :

$$Q_{\text{sout}} = 50 - \left(50,1 + 6,15 \right) = -6,25 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 0 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{aTAP} = 42,79 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{HP} = 50,1 + 42,79 + 16 + 6,328 = 115,218 \text{ t/h}$

$$m_V - Q_{HP} = 126,36 - 115,218 = 11,142 \text{ t/h}$$

Il faudra détendre 11,42 t/h de vapeur HP à travers la PV1504 puis condenser à travers la PV1508.

On aura pas besoins de démarrer les chaudières auxiliaires.

➤ Lavage 2 CP

Il n'existe aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS. Il faudra faire fonctionner le TAP seul, on aura :

$$Q_{sout} = 69,07 - \left(50,1 + 6,15 \right) = 12,82 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 20 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{aTAP} = 57,46 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{HP} = 50,1 + 57,46 + 16 + 6,328 = 129,89 \text{ t/h}$

$$m_V - Q_{HP} = 126,36 - 129,89 = -3,53 \text{ t/h}$$

Il faudra démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 20 t/h. Le débit de vapeur HP à détendre puis condenser sera de 16,47 t/h.

❖ Sulfurique à 1800 t/jrs

On a : $Q_{sout} = 15,35 \text{ t/h}$, $Q_{aTS} = 28,35 \text{ t/h}$, $m_v = 87,48 \text{ t/h}$

➤ Nominal

Il n'existe aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS. Il faudra faire fonctionner le TAP seul, on aura :

$$Q_{sout} = 129,07 - \left(28,35 + 6,15 \right) = 94,57 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 70 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{aTAP} = 86,16 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{HP} = 28,35 + 86,16 + 15,35 + 6,328 = 136,188 \text{ t/h}$

$$m_v - Q_{HP} = 87,48 - 136,188 = -48,708 \text{ t/h}$$

- déficit de vapeur BP : $94,57 - 70 = 24,57 \text{ t/h}$

- déficit de vapeur HP : 48,708 t/h

- quantité de vapeur HP à apporter pour combler le déficit en vapeur HP et BP :

$$Q_{HP \text{ à apporter}} = 48,708 + 0,813 \times 24,57 = 68,68 \text{ t/h}$$

Pour combler ce déficit de vapeur, il faudra démarrer les deux chaudières auxiliaires à des cadences de 30 t/h et 40 t/h.

Il faudra condenser 1,32 t/h de vapeur BP à travers la PV1508.

➤ Lavage 1 CP

- solution optimale : soutirage 0 t/h

- déficit de vapeur HP : 53,73 t/h

- démarrer les deux chaudières auxiliaires à des cadences de 25 t/h et 30 t/h

- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 1,27 t/h

➤ Lavage 30 %

Il n'existe aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS. Il faudra faire fonctionner le TAP seul, on aura :

$$Q_{\text{sout}} = 136,02 - \left(28,35 + 6,15 \right) = 101,52 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 70 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{\text{TAP}} = 74,61 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{\text{HP}} = 28,35 + 74,61 + 15,35 + 6,328 = 124,64 \text{ t/h}$

$$m_v - Q_{\text{HP}} = 87,48 - 124,64 = -37,16 \text{ t/h}$$

- déficit de vapeur BP : $101,52 - 70 = 31,52 \text{ t/h}$

- déficit de vapeur HP : 37,16 t/h

- quantité de vapeur HP à apporter pour combler le déficit en vapeur HP et BP :

$$Q_{\text{HP à apporter}} = 37,16 + 0,813 \times 31,52 = 62,78 \text{ t/h}$$

Pour combler ce déficit de vapeur, il faudra démarrer les deux chaudières auxiliaires à des cadences de 30 t/h et 35 t/h.

Il faudra condenser 2,22 t/h de vapeur BP à travers la PV1508.

➤ Lavage 1 CP + 30 %

- solution optimale : soutirage 10 t/h

- déficit de vapeur HP : 59,62 t/h

- démarrer les deux chaudières auxiliaires à des cadences de 30 t/h chacune

- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 0,38 t/h

➤ Arrêt 30 %

Il n'existe aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS. Il faudra faire fonctionner le TAP seul, on aura :

$$Q_{\text{sout}} = 123,5 - (28,35 + 6,15) = 89 \text{ t/h}$$

Ce qui nous permet de choisir le soutirage 70 t/h . Avec ce soutirage on pourra avoir, grâce à la formule (5-6), $Q_{\text{TAP}} = 74,39 \text{ t/h}$.

On aura : $Q_{\text{HP}} = 28,35 + 74,39 + 15,35 + 6,328 = 124,42 \text{ t/h}$

$$mv - Q_{\text{HP}} = 87,48 - 124,42 = -36,94 \text{ t/h}$$

- déficit de vapeur BP : $89 - 70 = 19 \text{ t/h}$

- déficit de vapeur HP : 36,94 t/h

- quantité de vapeur HP à apporter pour combler le déficit en vapeur HP et BP :

$$Q_{\text{HP à apporter}} = 36,94 + 0,813 \times 19 = 52,39 \text{ t/h}$$

Pour combler ce déficit de vapeur, il faudra démarrer les deux chaudières auxiliaires à des cadences de 25 t/h et 30 t/h.

Il faudra condenser 2,61 t/h de vapeur BP à travers la PV1508.

➤ Arrêt 30 % + Lavage 1CP

- solution optimale : soutirage 0 t/h

- déficit de vapeur HP : 38,85 t/h

- démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 40 t/h

- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 1,15 t/h

➤ Lavage 1 CP + Arrêt 1 CP

- solution optimale : soutirage 0 t/h
- déficit de vapeur HP : 33,47 t/h
- démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 35 t/h
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 1,53 t/h

➤ Lavage 2 CP

- solution optimale : soutirage 0 t/h
- déficit de vapeur HP : 39,58 t/h
- démarrer une chaudière auxiliaire à une cadence de 40 t/h chacune
- excès de vapeur HP à détendre puis condenser : 0,42 t/h

V.2 Darou 2

Hypothèses :

- la purge au niveau du barillet BP est de 0,5 t/h
- la purge au niveau du barillet HP est de 1 t/h
- on minimise la détente à travers la vanne PV 3512-10
- il y a un débit minimum de 5 t/h de vapeur à travers la PV 3512-10
- le lavage des CP se fait avec utilisation de vapeur BP (10 t/h)
- il n'y a pas de fuite de dans le circuit vapeur

Notations :

- $Q_{soutGTA}$ = le débit de vapeur BP soutiré au GTA
- Q_{GTAor} = le débit de vapeur HP à l'admission du GTA pour
une puissance nulle (donné par l'abaque de puissance du GTA)
- m_v = le débit de vapeur HP produite par la chaudière de récupération
(donné par le tableau 3.2)
- P_i = puissance électrique consommée pour chaque cas de marche (donnée

par le tableau 4.7)

Q_{BP} est obtenu en faisant la somme de :

- la consommation de l' AP 30 % donnée par le tableau 4.9
- la consommation des CP
- la consommation de la bêche alimentaire R3703-1 (3 t/h de vapeur BP)

Q_{HP} est obtenu en faisant la somme de la consommation :

- du GTA
- de la TS donnée par le tableau 4.8
- des éjecteurs de la concentration par la vanne de détente 40/7 bars (6,56 t/h de vapeur HP)
- de la vanne de détente 40/4 bars PV 3512-10 (5 t/h de vapeur BP au minimum)

On pourra établir le schéma suivant donnant la distribution de vapeur HP et BP.

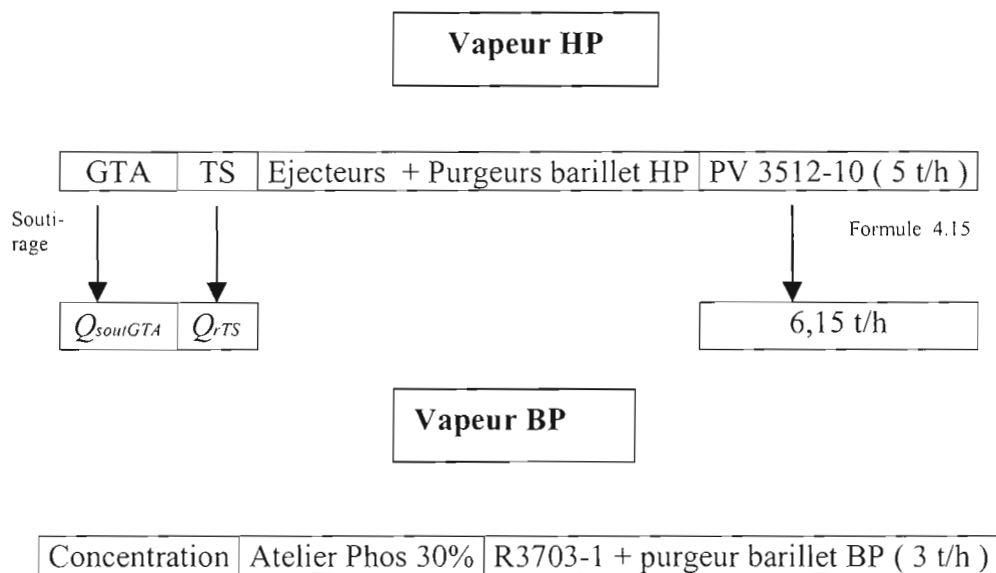


Figure 5.2 : dispatching de la vapeur de Darou 2

Il s'agira de faire une distribution optimale de la vapeur fatale HP produite (m_v) tout en satisfaisant les besoins en vapeur BP et en énergie électrique de Darou 2 pour chaque cadence du sulfurique et les différents cas de marche du phosphorique.

Q_{rTS} étant donné par la cadence du sulfurique , les consommations des CP et du AP 30 % par les cas de marche du phosphorique, la méthode consistera d'abord à évaluer Q_{BP} puis à calculer le soutirage du GTA qui permet de satisfaire les besoins en vapeur BP et ensuite déterminer Q_{aGTA} permettant de satisfaire les besoins en énergie électrique.

Pour chaque soutirage du GTA, il y a un débit minimum à l'admission et un débit maximum qu'il ne faut pas dépasser.

L'abaque de puissance du GTA situé à l'annexe 2 nous permet d'établir le tableau ci-dessous donnant ces débits minimum et maximum.

Soutirage (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	64,8	70	80	90	101,5
$Q_{aGTA\text{mini}}$ (t/h)	-	-	-	-	43	52	62,67	68	73	84	64,67	104,67
$Q_{aGTA\text{maxi}}$ (t/h)	-	-	-	84	95,33	104	115,33	120	120	120	120	120

Tableau 5.2 : débits minimum et maximum à l'admission du GTA

On pourra établir les formules suivantes :

$$Q_{\text{sout calculé}} = Q_{BP} - \left(Q_{rTS} + 6,15 \right) \quad (5-8)$$

$$Q_{aGTA} = \frac{14,67}{4} \times P_n + Q_{GTAor} \quad (5-9)$$

$$Q_{HP} = Q_{aGTA} + Q_{aTS} + 12,56 \quad (5-10)$$

Les formules (5-8) à (5-10) nous ont permis d'établir les tableaux situés à l'annexe 4.

En se basant sur ces tableaux, on pourra faire les commentaires suivants :

❖ Sulfurique à 3000 t/jrs

Dans tous les cas de marche du phosphorique, les demandes en vapeur BP, en vapeur HP et en énergie électrique sont satisfaites. Mais il faudra détendre de la vapeur HP à travers la PV3512-10 puis la condenser par le condenseur auxiliaire (E3751). La quantité de vapeur HP à détendre varie entre 7,47 t/h et 51,10 t/h suivant les différents cas de marche du phosphorique (voir tableaux en annexe 4 pour 3000 t/jrs).

❖ Sulfurique à 2600 t/jrs

Pour le cas de marche lavage 30 %, il est impossible pour le GTA de produire de l'énergie électrique car le débit de vapeur HP disponible à l'admission est inférieur au débit de soutirage (voir tableau en annexe 4 pour 2600 t/jrs).

Le cas où le phosphorique marche au nominal, on note un déficit de vapeur HP qu'on pourra chercher à combler par de la vapeur HP venant de Darou 1.

Dans les autres cas de marche, les demandes en vapeur HP et en énergie électrique seront satisfaites. Il faudra détendre de la vapeur HP puis la condenser.

La quantité de vapeur HP à condenser varie entre 2,14 t/h et 37,78 t/h (voir tableau en annexe 4 pour 2600 t/jrs).

❖ Sulfurique à 1800 t/jrs

Pour les cas de marche lavage 30 %, nominal et arrêt 30 %, il sera impossible pour le GTA de produire de l'énergie électrique car les débits à l'admission sont inférieurs au débit minimum qui devait être admis.

Les cas de marche lavage 1 CP, lavage 1 CP + 30 % et arrêt 1 CP + lavage 1 CP présentent des déficits de vapeur HP compris entre 3,59 t/h et 29,82 t/h qu'on pourra chercher à combler par de la vapeur venant de Darou 1.

Dans les autres cas de marche, lavage 1 CP + arrêt 1 CP et lavage 2 CP, les demandes en vapeur HP et en énergie électrique sont satisfaites. Mais il faudra détendre de la vapeur HP

puis la condenser. La quantité de vapeur HP à détendre est de 19,54 t/h pour le cas lavage 1 CP + arrêt 1 CP et de 10,1 t/h pour le cas lavage 2 CP (voir tableau en annexe 4 pour 1800 t/jrs).

Conclusion et Recommandations

La présente étude a permis de confirmer que la quantité assez importante de vapeur qui était vouée à la condensation était liée au fonctionnement continu des deux chaudières auxiliaires alors que leur apport n'était pas nécessaire dans certains cas de marche.

Elle a aussi permis de voir que dans certains cas de marche des différents ateliers de Darou 1, il était impossible de faire fonctionner le TAP et le TAS en même temps.

On a pu noter aussi que le GTA se trouverait dans l'impossibilité de délivrer de la puissance dans certains cas de marche du phosphorique pour une cadence donnée du sulfurique.

Tous ces facteurs engendrant des pertes énergétiques et des perturbations au niveau de la production, nos recommandations doivent être mises en pratique afin de procéder à une meilleure optimisation de l'énergie dans le site Acides.

- Eviter de coupler le TAP et le TAS et faire fonctionner uniquement le TAP dans les cas de marche suivant :
 - Sulfurique Darou 1 à 3000 t/jrs ou 2600 t/h : lavage 2 CP, lavage 1 CP + arrêt 1 CP
 - Sulfurique Darou 1 à 1800 t/jrs : phosphorique au nominal, lavage 30 %, arrêt 30 %
- Faire fonctionner le TAP uniquement sans démarrer les chaudières auxiliaires dans les cas de marche ci-dessous afin d'éviter de détendre trop de vapeur inutilement.
 - Sulfurique Darou 1 à 3000 t/jrs : lavage 30 % + 1 CP, arrêt 30 % + lavage 1 CP
- Démarrer les deux chaudières auxiliaires que dans les cas suivants :
 - Sulfurique Darou 1 à 2600 t/jrs : phosphorique au nominal, lavage 30 %

- Sulfurique Darou 1 à 1800 t/jrs : phosphorique au nominal, lavage 1 CP, lavage 30 %, lavage 1 CP + 30 %, arrêt 30 %
- Arrêter le GTA dans les cas de marche suivants :
 - Sulfurique Darou 2 à 2600 t/jrs : lavage 30 %
 - Sulfurique Darou 2 à 1800 t/jrs : phosphorique au nominal, lavage 30 %, arrêt 30 %
- Utiliser uniquement le TAP pour les besoins de Darou 1
- Utiliser le TAS pour alimenter éventuellement le site Mine.

Références Bibliographiques

- [1] : LUCIEN BOREL « Thermodynamique et Energétique, volume 1, 1991, troisième édition revue et corrigée »
- [2] : « Technique de l'ingénieur, volume J 1, 1996 »
- [3] : PAUL ARNAUD « Exercices résolus de Chimie Physique, 1994, Dunod, Paris »
- [4] : R.POSITELLO « la vapeur d'eau industrielle, 1983 »
- [5] : BACARY KOUNIA DIEME « bilan de puissance des différents ateliers des usines Darou 1 et 2 des I.C.S (site Acides) »

ANNEXE 1

Expressions des capacités calorifiques et enthalpies molaires de
quelques composés en fonction de la température .

Capacités calorifiques à pression constante en J/mol.K

SO_2	$32,23 + 33,18 \times 10^{-3}T - 34,74 \times 10^{-7}T^2$
SO_3	$25,435 + 98,514 \times 10^{-3}T - 405,45 \times 10^{-7}T^2$
O_2	$34,61 + 1,080 \times 10^{-3}T - 7,856 \times 10^{-5}T^2$
N_2	$27,20 + 4,18 \times 10^{-3}T$
S_{liq}	$22,572 + 20,9 \times 10^{-3}T$
S_{sol}	$32,23 + 33,18 \times 10^{-3}T - 34,74 \times 10^{-7}T^2$

Caractéristiques du soufre

	T_{fus} (K)	ΔH_{fus} (kJ/mol)	T_{eb} (K)	ΔH_{eb} (kJ/mol)
Soufre	388,36	1,7	717,75	9,6

Enthalpies de quelques composés en (J/mol)

SO_2	$32,23T + 16,59 \times 10^{-3}T^2 - 11,58 \times 10^{-7}T^3 - 11053,4$
SO_3	$25,435T + 49,257 \times 10^{-3}T^2 - 135,15 \times 10^{-7}T^3 - 11603,9$
O_2	$34,61T + 0,54 \times 10^{-3}T^2 - 7,856 \times 10^{-5}T^3 - 13001,9$
N_2	$27,20T + 2,09 \times 10^{-3}T^2 - 6553,42$
Air	$28,7561T + 1,7645 \times 10^{-3}T^2 + 1,649 \times 10^{-5}T^3 - 7907,60$
S ($T \leq T_{fus}$)	$14,881T + 14,53 \times 10^{-3}T^2 - 5727,99$
S ($T \geq T_{fus}$)	$22,572T + 10,45 \times 10^{-3}T^2 - 6399,51$

ANNEXE 2

Abaques de puissance des différentes turbines de Darou 1 et 2

TS Darou 2

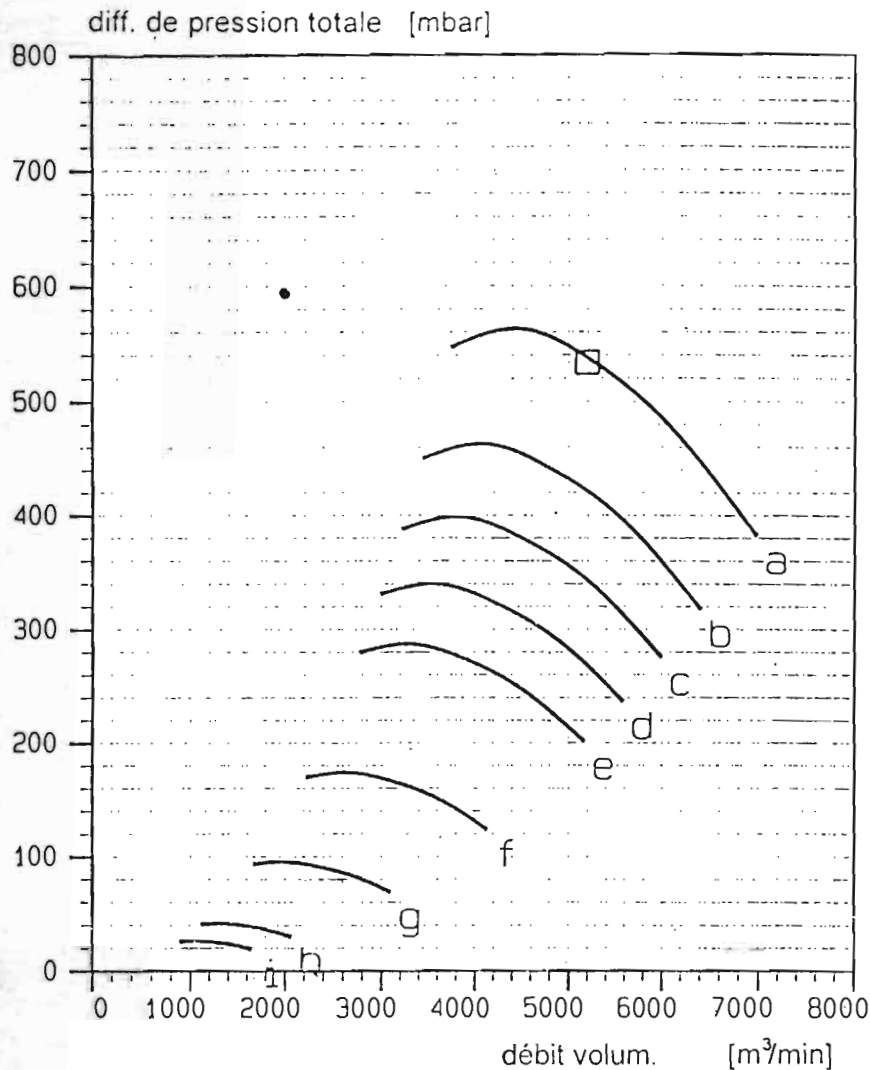


Courbes des. caracteristiques

No. de commande : 1 199 001 1

Type: R 085/1400 KPe

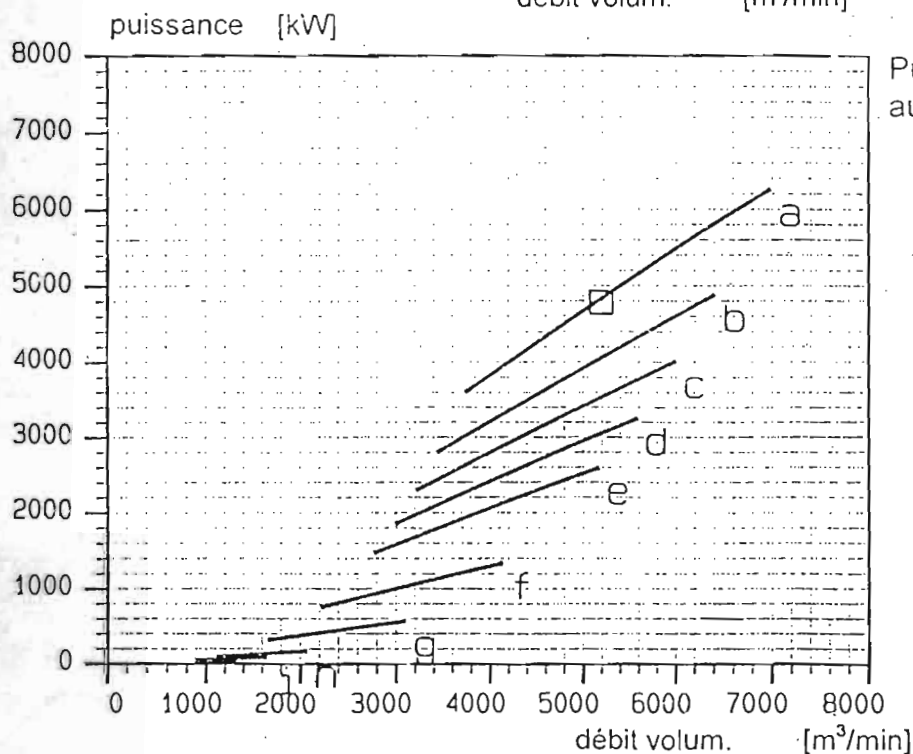
KA 21643-H



roue aubée $\varnothing = 1400$ mm
densité = 1,131 kg/m³
vitesse

- a: n = 3375 1/min
- b: n = 3100 1/min
- c: n = 2900 1/min
- d: n = 2700 1/min
- e: n = 2500 1/min
- f: n = 2000 1/min
- g: n = 1500 1/min
- h: n = 1000 1/min
- i: n = 800 1/min

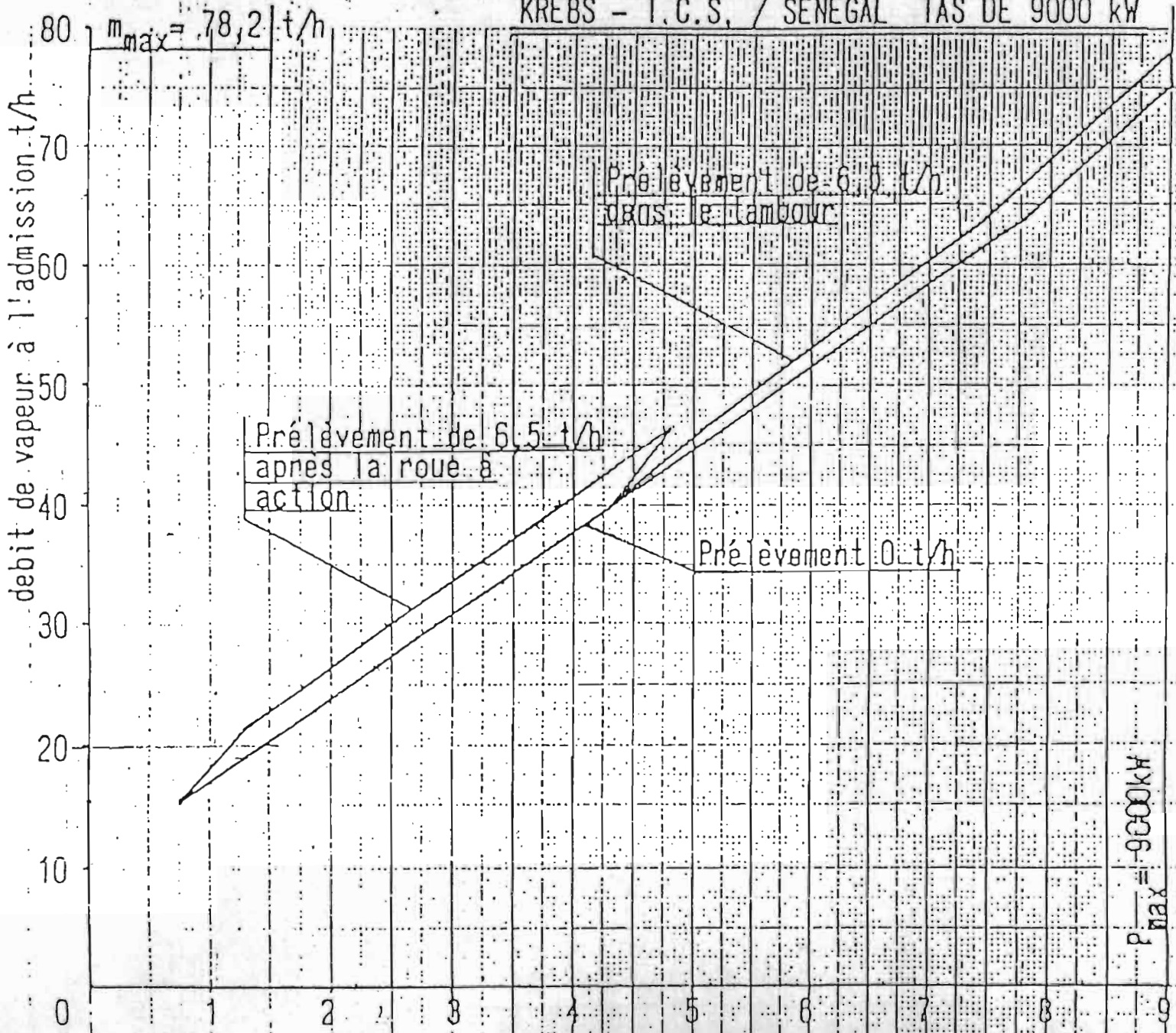
point d'exploitation E □



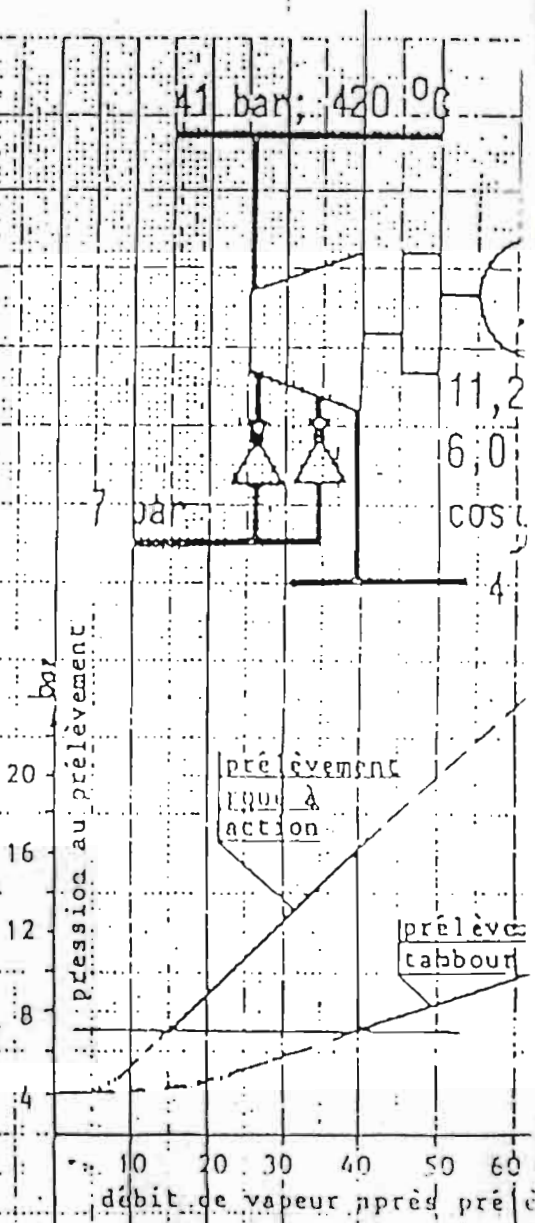
Puissance sans pertes
au niveau des paliers

TAS

KREBS - I.C.S. / SENEGAL TAS DE 9000 kW



$P_{max} = 9000 \text{ kW}$

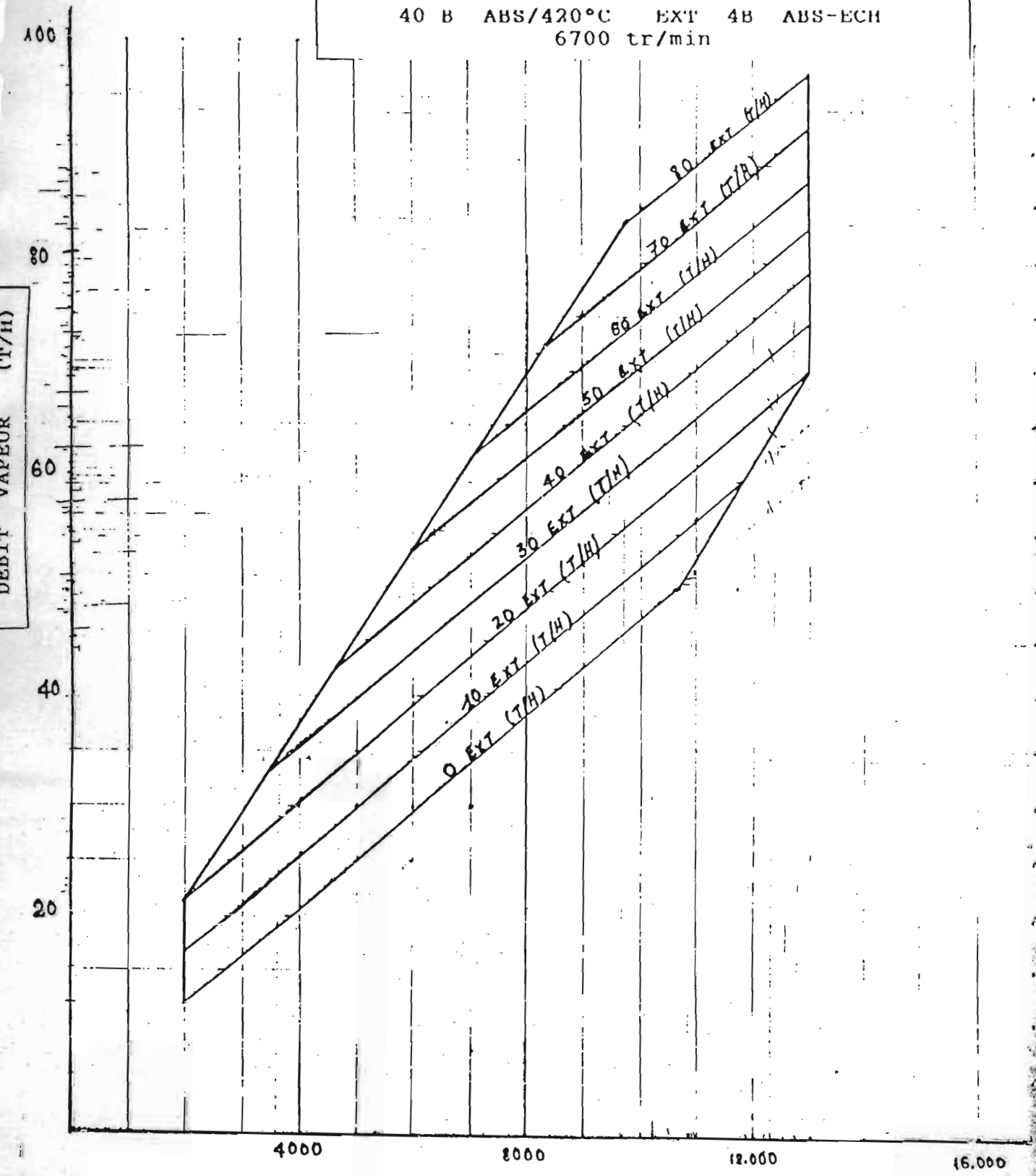


pour information

Puissance aux bornes de l'alternateur MW

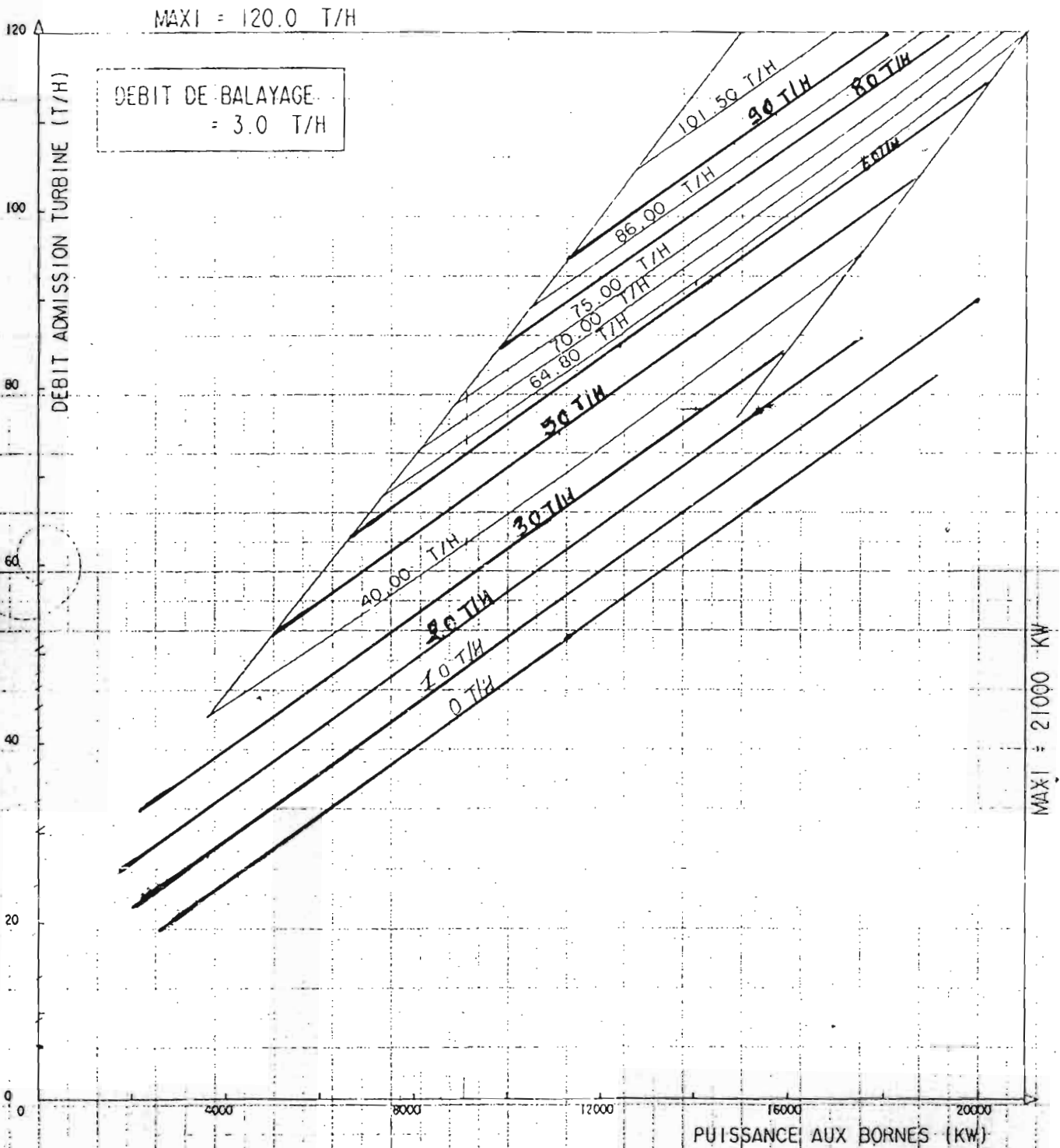
TAP

KREBS SENEGAL TURBINE IT Q3B1DP0T2
40 B ABS/420°C EXT 4B ABS-ECH
6700 tr/min



Puissance Alternateur (KW)

GTA



COURBES DEBIT PUISSANCE

• FONCTIONS DE DIFFERENTS DEBITS D'EXTRACTION •

• ETABLIES AVEC UNE PERTE DE CHARGE CONSTANTE DANS LES SOUPAPES •

ANNEXE 3

Tableaux d'optimisation de la vapeur de Darou 1

DAROU 1

Sulfurique: 3000 t/irs

Nominal

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07
QRTS (t/h)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (t/h)	65,27	55,27	45,27	35,27	25,27	15,27	5,27	-4,73
PTAS (MW)	7,974585635	6,787106447	5,287856072	3,788605697	2,289355322	0,790104948	-0,709145427	-2,208395802
Pn (MV)	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58
PTAP (MW)	3,605414365	4,792893553	6,292143928	7,791394303	9,290644678	10,78989505	12,28914543	13,7883958
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	28,89868785	53,7814093	80,02812969	110,6498501	136,8965705	167,5182909	193,7650112	215,6367316
Qsouf (t/h)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (t/h)	174,4766878	189,3594093	205,6061297	226,2278501	242,4745705	263,0962909	279,3430112	291,2147316
mv (t/h)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (t/h)	-28,67668785	-43,5594093	-59,80612969	-80,42785007	-96,67457046	-117,2962909	-133,5430112	-145,4147316

Seuls les soutirages 0 t/h et 10 t/h sont possibles puisque pour les autres cas, les conditions posées sur le débit à l'admission du TAP ou du TAS ne sont pas vérifiées. Ce qui explique l'obtention de certaines valeurs anormales de PTAS ou PTAP

Lavage 1 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07
QRTS (t/h)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (t/h)	35,27	25,27	15,27	5,27	-4,73	-14,73	-24,73	-34,73
PTAS (MW)	3,788605697	2,289355322	0,790104948	-0,709145427	-2,208395802	-3,707646177	-5,206896552	-6,706146927
Pn (MV)	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98
PTAP (MW)	7,191394303	8,690644678	10,18989505	11,68914543	13,1883958	14,68764618	16,18689655	17,68614693
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	44,58735007	70,83407046	97,08079085	127,7025112	153,9492316	184,570952	210,8176724	232,8893928
Qsouf (t/h)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (t/h)	160,1653501	176,4120705	192,6587909	213,2805112	229,5272316	250,148952	266,3956724	278,2673928
mv (t/h)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (t/h)	-14,36535007	-30,61207046	-46,85879085	-67,48051124	-83,72723163	-104,348952	-120,5956724	-132,4673928

Seul le soutirage 0 t/h est possible ici pour les mêmes raisons évoquées plus haut.

Lavage 30 %

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02
QRTS (t/h)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (t/h)	72,22	62,22	52,22	42,22	32,22	22,22	12,22	2,22
PTAS (MW)	8,742541436	7,829085457	6,329835082	4,830584708	3,331334333	1,832083958	0,332833583	-1,166416792
Pn (MV)	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94
PTAP (MW)	0,197458564	1,110914543	2,610164918	4,109415292	5,608665667	7,107916042	8,607166417	10,10641679
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	13,98888122	37,67275112	63,81947151	94,5411919	120,7879123	151,4096327	177,6563531	199,5280735
Qsouf (t/h)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (t/h)	166,5168812	180,2007511	196,4474715	217,0691919	233,3159123	253,9376327	270,1843531	282,0560735
mv (t/h)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (t/h)	-20,71688122	-34,40075112	-50,64747151	-71,2691919	-87,51591229	-108,1376327	-124,3843531	-136,2560735

Seuls les soutirages 10 t/h et 20 t/h sont possibles dans ce cas.

Lavage 1 CP+30 %

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02
QRTS (t/h)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (t/h)	42,22	32,22	22,22	12,22	2,22	-7,78	-17,78	-27,78
PTAS (MW)	4,830584708	3,331334333	1,832083958	0,332833583	-1,166416792	-2,665667166	-4,164917541	-5,664167916
Pn (MV)	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35
PTAP (MW)	3,519415292	5,018665667	6,517916042	8,017166417	9,516416792	11,01566717	12,51491754	14,01416792
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	28,5224419	54,76916229	81,01588268	111,6376031	137,8843235	168,5060439	194,7527642	216,6244846
Qsouf (t/h)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (t/h)	151,0504419	167,2971623	183,5438827	204,1656031	220,4123235	241,0340439	257,2807642	269,1524846
mv (t/h)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (t/h)	-5,250441904	-21,49716229	-37,74388268	-58,36560307	-74,61232346	-95,23404385	-111,4807642	-123,3524846

Seuls les soutirages 0 t/h et 10 t/h sont possibles dans ce cas

DAROU 1

Sulfurique 3000 Vjrs

Arrêt 30 %

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (Uh)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (Uh)	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5
QRTS (Uh)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (Uh)	59,7	49,7	39,7	29,7	19,7	9,7	-0,3	-10,3
PTAS (MW)	7,451274363	5,952023988	4,452773613	2,953523238	1,454272864	-0,044977511	-1,544227886	-3,043478261
Pn (MV)	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89
PTAP (MW)	1,438725637	2,937976012	4,437226387	5,936476762	7,435727136	8,934977511	10,43422789	11,93347826
QATAPord (Uh)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (Uh)	19,41942466	45,66614505	71,91286544	102,5345858	128,7813062	159,4030266	185,649747	207,5214674
Qsouf (Uh)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (Uh)	159,4274247	175,6741451	191,9208654	212,5425858	228,7893062	249,4110266	265,657747	277,5294674
mv (Uh)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (Uh)	-13,62742466	-29,87414505	-46,12086544	-66,74258583	-82,98930622	-103,6110266	-119,857747	-131,7294674

Seuls les soutirages 0 Uh et 10 Uh sont possibles.

Arrêt 30 % + Lavage 1 CP

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (Uh)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (Uh)	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5
QRTS (Uh)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (Uh)	29,7	19,7	9,7	-0,3	-10,3	-20,3	-30,3	-40,3
PTAS (MW)	2,953523238	1,454272864	-0,044977511	-1,544227886	-3,043478261	-4,542728636	-6,04197901	-7,541229385
Pn (MV)	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3
PTAP (MW)	5,346476762	6,845727136	8,344977511	9,844227886	11,34347826	12,84272864	14,34197901	15,84122939
QATAPord (Uh)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (Uh)	36,51583583	62,76255622	89,00927661	119,630997	145,8777174	176,4994378	202,7461582	224,6178786
Qsouf (Uh)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (Uh)	146,5238358	162,7705562	179,0172766	199,638997	215,8857174	236,5074378	252,7541582	264,6258786
mv (Uh)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (Uh)	-0,723835832	-16,97055622	-33,21727661	-53,838997	-70,08571739	-90,70743778	-106,9541582	-118,8258786

Seul le suilage 0 Uh est possible dans ce cas

Lavage 1 CP + Arrêt 1 CP

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (Uh)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (Uh)	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07
QRTS (Uh)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (Uh)	-4,73	-14,73	-24,73	-34,73	-44,73	-54,73	-64,73	-74,73
PTAS (MW)	-2,208395802	-3,707646177	-5,206896552	-6,706146927	-8,205397301	-9,704647676	-11,20389805	-12,70314843
Pn (MV)	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78
PTAP (MW)	11,9883958	13,48764618	14,98689655	16,48614693	17,9853973	19,48464768	20,98389805	22,48314843
QATAPord (Uh)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (Uh)	65,57423163	91,82095202	118,0676724	144,3143938	170,5611152	196,8078366	223,054558	249,3012794
Qsouf (Uh)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (Uh)	141,1522316	157,398952	173,6456724	194,2673928	210,5141132	231,1358336	247,382554	259,2542744
mv (Uh)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (Uh)	4,647768366	-11,59895202	-27,84567241	-48,4673928	-64,71411319	-85,33583358	-101,582554	-113,4542744

Il n'y a aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS, on peut pour ça penser à faire fonctionner le TAP seulement puisque Pn est inférieure à 13 MW.

Lavage 2 CP

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (Uh)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (Uh)	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07
QRTS (Uh)	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65	57,65
QATAS (Uh)	5,27	-4,73	-14,73	-24,73	-34,73	-44,73	-54,73	-64,73
PTAS (MW)	-0,709145427	-2,208395802	-3,707646177	-5,206896552	-6,706146927	-8,205397301	-9,704647676	-11,20389805
Pn (MV)	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39
PTAP (MW)	11,09914543	12,5983958	14,09764618	15,59689655	17,09614693	18,5953973	20,09464768	21,59389805
QATAPord (Uh)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (Uh)	61,68376124	87,93048163	114,177202	140,4239224	166,6706428	192,9173632	219,1640836	245,410804
Qsouf (Uh)	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33	16,33
QHP (Uh)	147,2617612	163,5084816	179,755202	200,3769224	216,6236428	237,2453632	253,4920836	265,363804
mv (Uh)	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8	145,8
mv - QHP (Uh)	-1,461761244	-17,70848163	-33,95520202	-54,57692241	-70,8236428	-91,44536319	-107,6920836	-119,563804

Il n'y a aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS, on peut pour ça penser à faire fonctionner le TAP seulement puisque Pn est inférieure à 13 MW.

DAROU 1

Sulfurique: 2600 Virs

Nominal

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (l/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (l/h)	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07
QRTS (l/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (l/h)	72,82	62,82	52,82	42,82	32,82	22,82	12,82	2,82
PTAS (MW)	8,808839779	7,91904048	6,419790105	4,92053973	3,421289355	1,922038981	0,422788606	-1,076461769
Pn (MW)	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58
PTAP (MW)	2,771160221	3,66095952	5,160209895	6,65946027	8,158710645	9,657961019	11,15721139	12,65646177
QATAPord (l/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (l/h)	25,24882597	48,8291979	75,07591829	105,6976387	131,9443591	162,5660795	188,8127999	210,6845202
Qsouf (l/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (l/h)	170,496826	184,0771979	200,3239183	220,9456387	237,1923591	257,8140795	274,0607999	285,9325202
mv (l/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (l/h)	-44,13682597	-57,7171979	-73,96391829	-94,58563868	-110,8323591	-131,4540795	-147,7007999	-159,5725202

Seul le soutirage 10 l/h est possible puisque pour les autres cas, les conditions posées sur le débit à l'admission du TAP ou du TAS ne sont pas vérifiées. Ce qui explique l'obtention de certaines valeurs anormales de PTAS ou PTAP

Lavage 1 CP

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (l/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (l/h)	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07
QRTS (l/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (l/h)	42,82	32,82	22,82	12,82	2,82	-7,18	-17,18	-27,18
PTAS (MW)	4,92053973	3,421289355	1,922038981	0,422788606	-1,076461769	-2,575712144	-4,074962519	-5,574212894
Pn (MW)	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98
PTAP (MW)	6,05946027	7,558710645	9,057961019	10,55721139	12,05646177	13,55571214	15,05496252	16,55421289
QATAPord (l/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (l/h)	39,63513868	65,88185907	92,12857946	122,7502999	148,9970202	179,6187406	205,865461	227,7371814
Qsouf (l/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (l/h)	154,8831387	171,1298591	187,3765795	207,9982999	224,2450202	244,8667406	261,113461	272,9851814
mv (l/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (l/h)	-28,52313868	-44,76985907	-61,01657946	-81,63829985	-97,88502024	-118,5067406	-134,753461	-146,6251814

Seul le soutirage 0 l/h est possible ici pour les mêmes raisons évoquées plus haut,

Lavage 30 %

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (l/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (l/h)	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02
QRTS (l/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (l/h)	79,77	69,77	59,77	49,77	39,77	29,77	19,77	9,77
PTAS (MW)	9,57679558	8,96101949	7,461769115	5,962518741	4,463268366	2,964017991	1,464767616	-0,034482759
Pn (MW)	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94
PTAP (MW)	-0,63679558	-0,02101949	1,478230885	2,977481259	4,476731634	5,975982009	7,475232384	8,974482759
QATAPord (l/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (l/h)	10,33901934	32,72053973	58,96728012	79,58898051	115,8357009	146,4574213	172,7041417	194,5758621
Qsouf (l/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (l/h)	162,5370193	174,9185397	191,1652601	211,7869805	228,0337009	248,6554213	264,9021417	276,7738621
mv (l/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (l/h)	-36,17701934	-48,55853973	-64,80526012	-85,42698051	-101,6737009	-122,2954213	-138,5421417	-150,4138621

Seul le soutirage 20 l/h est possible dans ce cas,

Lavage 1 CP+30 %

	0	10	20	30	40	50	60	70
Qsout (l/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (l/h)	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02
QRTS (l/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (l/h)	49,77	39,77	29,77	19,77	9,77	-0,23	-10,23	-20,23
PTAS (MW)	5,962518741	4,463268366	2,964017991	1,464767616	-0,034482759	-1,533733133	-3,032983508	-4,532233883
Pn (MW)	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35
PTAP (MW)	2,387481259	3,886731634	5,385982009	6,885232384	8,384482759	9,883733133	11,38298351	12,88223388
QATAPord (l/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (l/h)	23,57223051	49,8169508	76,06367129	106,6853917	132,9321121	163,5538325	189,8005528	211,6722732
Qsouf (l/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (l/h)	145,7682305	162,0149509	178,2616713	198,8833917	215,1301121	235,7518325	251,9985528	263,8702732
mv (l/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (l/h)	-19,40823051	-35,6549509	-51,90167129	-72,52339168	-88,77011207	-109,3918325	-125,6385528	-137,5102732

Seuls les soutirages 0 l/h et 10 l/h sont possibles dans ce cas

DAROU 1

Sulfurique 2600 t/jrs

Arrêt 30 %

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5
QRTS (t/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (t/h)	67,25	57,25	47,25	37,25	27,25	17,25	7,25	-2,75
PTAS (MW)	8,193370166	7,083958021	5,584707646	4,085457271	2,586206897	1,086956522	-0,412293853	-1,911544228
Pn (MW)	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89
PTAP (MW)	0,696629834	1,806041979	3,305292354	4,804542729	6,303793103	7,803043478	9,302293853	10,80154423
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	16,17275552	40,71393366	66,96065405	97,58237444	123,8290948	154,4508152	180,6975356	202,569256
Qsouf (t/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (t/h)	155,8507555	170,3919337	186,638654	207,2603744	223,5070948	244,1289152	260,3755356	272,247256
mv (t/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (t/h)	-29,49075552	-44,03193366	-60,27865405	-80,90037444	-97,14709483	-117,7688152	-134,0155356	-145,887256

Seuls les soutirages 10 t/h et 20 t/h sont possibles,

Arrêt 30 % + Lavage 1 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5
QRTS (t/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (t/h)	37,25	27,25	17,25	7,25	-2,75	-12,75	-22,75	-32,75
PTAS (MW)	4,085457271	2,586206897	1,086956522	-0,412293853	-1,911544228	-3,410794603	-4,910044978	-6,409295352
Pn (MW)	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3
PTAP (MW)	4,214542729	5,713793103	7,213043478	8,712293853	10,21154423	11,7107946	13,21004498	14,70929535
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	31,56362444	57,81034483	84,05706522	114,6787856	140,925506	171,5472264	197,7939468	219,6656672
Qsouf (t/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (t/h)	141,2416244	157,4883448	173,7350652	194,3567856	210,603506	231,2252264	247,4719468	259,3436672
mv (t/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (t/h)	-14,88162444	-31,12834483	-47,37506522	-67,99678561	-84,243506	-104,8652264	-121,1119468	-132,9836672

Seuls les soutirages 0 t/h et 10 t/h sont possibles dans ce cas

Lavage 1 CP + Arrêt 1 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07
QRTS (t/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (t/h)	1,82	-7,18	-17,18	-27,18	-37,18	-47,18	-57,18	-67,18
PTAS (MW)	-1,076461769	-2,575712144	-4,074962519	-5,574212894	-7,073463268	-8,572713643	-10,07196402	-11,57121439
Pn (MW)	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78
PTAP (MW)	10,85646177	12,35571214	13,85496252	15,35421289	16,85346327	18,35271364	19,85196402	21,35121439
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	60,62202024	86,86874063	113,115461	143,7371814	169,9839018	200,6056222	226,8523426	248,724063
Qsouf (t/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (t/h)	135,8700202	152,1167406	168,363461	188,9851814	205,2319018	225,8536222	242,1003426	253,972063
mv (t/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (t/h)	-9,51002024	-25,75674063	-42,00346102	-62,62518141	-78,8719018	-99,49362219	-115,7403426	-127,612063

Il n'y a aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS, on peut pour ça penser à faire fonctionner le TAP seulement puisque Pn est inférieure à 13 MW,

Lavage 2 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07
QRTS (t/h)	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1	50,1
QATAS (t/h)	12,82	2,82	-7,18	-17,18	-27,18	-37,18	-47,18	-57,18
PTAS (MW)	0,422788606	-1,076461769	-2,575712144	-4,074962519	-5,574212894	-7,073463268	-8,572713643	-10,07196402
Pn (MW)	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39
PTAP (MW)	9,967211394	11,46646177	12,96571214	14,46496252	15,96421289	17,46346327	18,96271364	20,46196402
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	56,73154985	82,97827024	109,2249906	139,846711	166,0934314	196,7151518	222,9618722	244,8335926
Qsouf (t/h)	16	16	16	16	16	16	16	16
QHP (t/h)	141,9795499	158,2262702	174,4729906	195,094711	211,3414314	231,9631518	248,2098722	260,0815926
mv (t/h)	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36	126,36
mv - QHP (t/h)	-15,61954985	-31,86627024	-48,11299063	-68,73471102	-84,98143141	-105,6031518	-121,8498722	-133,7215926

Il n'y a aucun cas possible de couplage du TAP et du TAS, on peut pour ça penser à faire fonctionner le TAP seulement puisque Pn est inférieure à 13 MW,

DAROU 1

Sulfurique: 1800 t/jrs

Nominal

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07	129,07
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	94,57	84,57	74,57	64,57	54,57	44,57	34,57	24,57
PTAS (MW)	11,2121547	10,10718232	9,002209945	7,897237569	6,682158921	5,182908546	3,683658171	2,184407796
Pn (M)	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58	11,58
PTAP (MW)	0,3678453	1,47281768	2,577790055	3,682762431	4,897841079	6,397091454	7,896341829	9,395592204
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	14,7343232	39,25607735	63,77783149	92,67458564	117,6780547	148,2997751	174,5464955	196,4182159
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	159,332323	173,8540773	188,3758315	207,2725856	222,2760547	242,8977751	259,1444955	271,0162159
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-71,8523232	-86,37407735	-100,8958315	-119,7925856	-134,7960547	-155,4177751	-171,6644955	-183,5362159

Il n'y a aucun cas possible puisque pour les autres cas, les conditions posées sur le débit à l'admission du TAP ou du TAS ne sont pas vérifiées, Ce qui explique l'obtention de certaines valeurs anormales de PTAS ou PTAP

Lavage 1 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07	99,07
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	94,57	54,57	44,57	34,57	24,57	14,57	4,57	-5,43
PTAS (MW)	7,89723757	6,682158921	5,182908546	3,683658171	2,184407796	0,685157421	-0,814092954	-2,313343328
Pn (M)	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98	10,98
PTAP (MW)	3,08276243	4,297841079	5,797091454	7,296341829	8,795592204	10,29484258	11,79409295	13,29334333
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	26,6120856	51,61555472	77,86227511	108,4839955	134,7307159	165,3524363	191,5991567	213,4708771
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	141,210086	156,2135547	172,4602751	193,0819955	209,3287159	229,9504363	246,1971567	258,0688771
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-53,7300856	-68,73355472	-84,98027511	-105,6019955	-121,8487159	-142,4704363	-158,7171567	-170,5888771

Seuls les soutirages 0 t/h et 10 t/h sont possibles ici pour les mêmes raisons évoquées plus haut,

Lavage 30 %

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02	136,02
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	101,52	91,52	81,52	71,52	61,52	51,52	41,52	31,52
PTAS (MW)	11,9801105	10,87513812	9,770165746	8,66519337	7,724137931	6,224887556	4,725637181	3,226386807
Pn (M)	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94	8,94
PTAP (MW)	-3,0401105	-1,935138122	-0,830165746	0,27480663	1,215862069	2,715112444	4,214362819	5,713613193
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	-0,17548343	24,34627072	48,86802486	77,76477901	101,5693966	132,1911169	158,4378373	180,3095577
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	151,372517	165,8942707	180,4160249	199,312779	213,1173966	233,7391169	249,9858373	261,8575577
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-63,8925166	-78,41427072	-92,93602486	-111,832779	-125,6373966	-146,2591169	-162,5058373	-174,3775577

aucune possibilité dans ce cas,

Lavage 1 CP+30 %

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02	106,02
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	71,52	61,52	51,52	41,52	31,52	21,52	11,52	1,52
PTAS (MW)	8,66519337	7,724137931	6,224887556	4,725637181	3,226386807	1,727136432	0,227886057	-1,271364318
Pn (M)	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35	8,35
PTAP (MW)	-0,31519337	0,625862069	2,125112444	3,624362819	5,123613193	6,622863568	8,122113943	9,621364318
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	11,746029	35,55064655	61,79736694	92,41908733	118,6658077	149,2875281	175,5342485	197,4059689
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	133,294029	147,0986466	163,3453669	183,9670873	200,2138077	220,8355281	237,0822485	248,9539689
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-45,814029	-59,61864655	-75,86536694	-96,48708733	-112,7338077	-133,3555281	-149,6022485	-161,4739689

Seuls les soutirages 10 t/h et 20 t/h sont possibles dans ce cas

DAROU 1

Sulfurique 1800 t/jrs

Arrêt 30 %

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5	123,5
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	89	79	69	59	49	39	29	19
PTAS (MW)	10,5966851	9,491712707	8,386740331	7,346326837	5,847076462	4,347826087	2,848575712	1,349325337
Pn (M)	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89
PTAP (MW)	-1,70668508	-0,601712707	0,503259669	1,543673163	3,042923538	4,542173913	6,041424288	7,540674663
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	5,65825276	30,18000691	54,70176105	83,31607009	109,5627905	140,1845109	166,4312313	188,3029516
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	144,686253	159,2080069	173,729761	192,3440701	208,5907905	229,2125109	245,4592313	257,3309516
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-57,2062528	-71,72800691	-86,24976105	-104,8640701	-121,1107905	-141,7325109	-157,9792313	-169,8509516

aucune possibilité dans ce cas,

Arrêt 30 % + Lavage 1 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	59	49	39	29	19	9	-1	-11
PTAS (MW)	7,34632684	5,847076462	4,347826087	2,848575712	1,349325337	-0,149925037	-1,649175412	-3,148425787
Pn (M)	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3	8,3
PTAP (MW)	0,95367316	2,452923538	3,952173913	5,451424288	6,950674663	8,449925037	9,949175412	11,44842579
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	17,2973201	43,54404048	69,79076087	100,4124813	126,6592016	157,280922	183,5276424	205,3993628
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	126,32532	142,5720405	158,8187609	179,4404813	195,6872016	216,308922	232,5556424	244,4273628
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-38,8453201	-55,09204048	-71,33876087	-91,96048126	-108,2072016	-128,828922	-145,0756424	-156,9473628

Seuls les sutrages 0 t/h et 10 t/h sont possibles dans ce cas

Lavage 1 CP + Arrêt 1 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07	59,07
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	24,57	14,57	4,57	-5,43	-15,43	-25,43	-35,43	-45,43
PTAS (MW)	2,1844078	0,685157421	-0,814092954	-2,313343328	-3,812593703	-5,311844078	-6,811094453	-8,310344828
Pn (M)	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78	9,78
PTAP (MW)	7,5955922	9,094842579	10,59409295	12,09334333	13,5925937	15,09184408	16,59109445	18,09034483
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	46,3557159	72,60243628	98,84915667	129,4708771	155,7175975	186,3393178	212,5860382	234,4577586
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	120,953716	137,2004363	153,4471567	174,0688771	190,3155975	210,9373178	227,1840382	239,0557586
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-33,4737159	-49,72043628	-65,96715667	-86,58887706	-102,8355975	-123,4573178	-139,7040382	-151,5757586

seul le soutirage 0 t/h est possible

Lavage 2 CP

Qsout (t/h)	0	10	20	30	40	50	60	70
QBP (t/h)	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07	69,07
QRTS (t/h)	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35	28,35
QATAS (t/h)	34,57	24,57	14,57	4,57	-5,43	-15,43	-25,43	-35,43
PTAS (MW)	3,68365817	2,184407796	0,685157421	-0,814092954	-2,313343328	-3,812593703	-5,311844078	-6,811094453
Pn (M)	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39	10,39
PTAP (MW)	6,70634183	8,205592204	9,704842579	11,20409295	12,70334333	14,2025937	15,70184408	17,20109445
QATAPord (t/h)	3	7,5	12	17,5	22	27,5	32	35,5
QATAP (t/h)	42,4652455	68,71196589	94,95868628	125,5804067	151,8271271	182,4488475	208,6955678	230,5672882
Qsouf (t/h)	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35	15,35
QHP (t/h)	127,063246	143,3099659	159,5566863	180,1784067	196,4251271	217,0468475	233,2935678	245,1652882
mv (t/h)	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48	87,48
mv - QHP (t/h)	-39,5832455	-55,82996589	-72,07668628	-92,69840667	-108,9451271	-129,5668475	-145,8135678	-157,6852882

seul le cas 0 t/h est possible

ANNEXE 4

Tableaux d'optimisation de la vapeur de Darou 2

Darou 2

Sulfurique: 3000 t/jrs

Cas de marche	Nominal	Lavage 1CP	Lavage 30%	Lavage 1CP+30%	Arret 30 %	Arret 30%+ Lavage 1CP	Lavage 1CP+ Arret 1 CP	Lavage 2 CP
QRTS (t/h)	42,84	42,84	42,84	42,84	42,84	42,84	42,84	42,84
mv (t/h)	144	144	144	144	144	144	144	144
Pn (MW)	10,67	9,44	8,93	7,69	8,49	7,26	7,68	8,98
QBP (t/h)	109,6	69,6	123,84	83,84	103,5	63,5	19,6	29,6
Qsoutcal (t/h)	60,61	20,61	74,85	34,85	54,51	14,51	-29,39	-19,39
Qsout (t/h)	64,8	30	75	40	60	20	0	0
QAGTAord (t/h)	42	24,67	46,67	30	38	19,33	9,33	9,33
QAGTA (t/h)	81,132225	59,2912	79,420775	58,203075	69,137075	45,95605	37,4964	42,26415
QHP (t/h)	136,532225	114,6912	134,820775	113,603075	124,537075	101,35605	92,8964	97,66415
Qsout - Qsoutcal	4,19	9,39	0,15	5,15	5,49	5,49	29,39	19,39
mv - QHP	7,467775	29,3088	9,179225	30,396925	19,462925	42,64395	51,1036	46,33585

Sulfurique: 2600 t/jrs

Cas de marche	Nominal	Lavage 1CP	Lavage 30%	Lavage 1CP+30%	Arret 30 %	Arret 30%+ Lavage 1CP	Lavage 1CP+ Arret 1 CP	Lavage 2 CP
QRTS (t/h)	36,96	36,96	36,96	36,96	36,96	36,96	36,96	36,96
mv (t/h)	124,8	124,8	124,8	124,8	124,8	124,8	124,8	124,8
Pn (MW)	10,67	9,44	8,93	7,69	8,49	7,26	7,68	8,98
QBP (t/h)	109,6	69,6	123,84	83,84	103,5	63,5	19,6	29,6
Qsoutcal (t/h)	66,49	26,49	80,73	40,73	60,39	20,39	-23,51	-13,51
Qsout (t/h)	70	30	86	50	64,8	30	0	0
QAGTAord (t/h)	44	24,67	50,67	34	42	24,67	9,33	9,33
QAGTA (t/h)	83,132225	59,2912	83,420775	62,203075	73,137075	51,29605	37,4964	42,26415
QHP (t/h)	132,652225	108,8112	132,940775	111,723075	122,657075	100,81605	87,0164	91,78415
Qsout - Qsoutcal	3,51	3,51	5,27	9,27	4,41	9,61	23,51	13,51
mv - QHP	-7,852225	15,9888	-8,140775	13,076925	2,142925	23,98395	37,7836	33,01585

Sulfurique: 1800 t/jrs

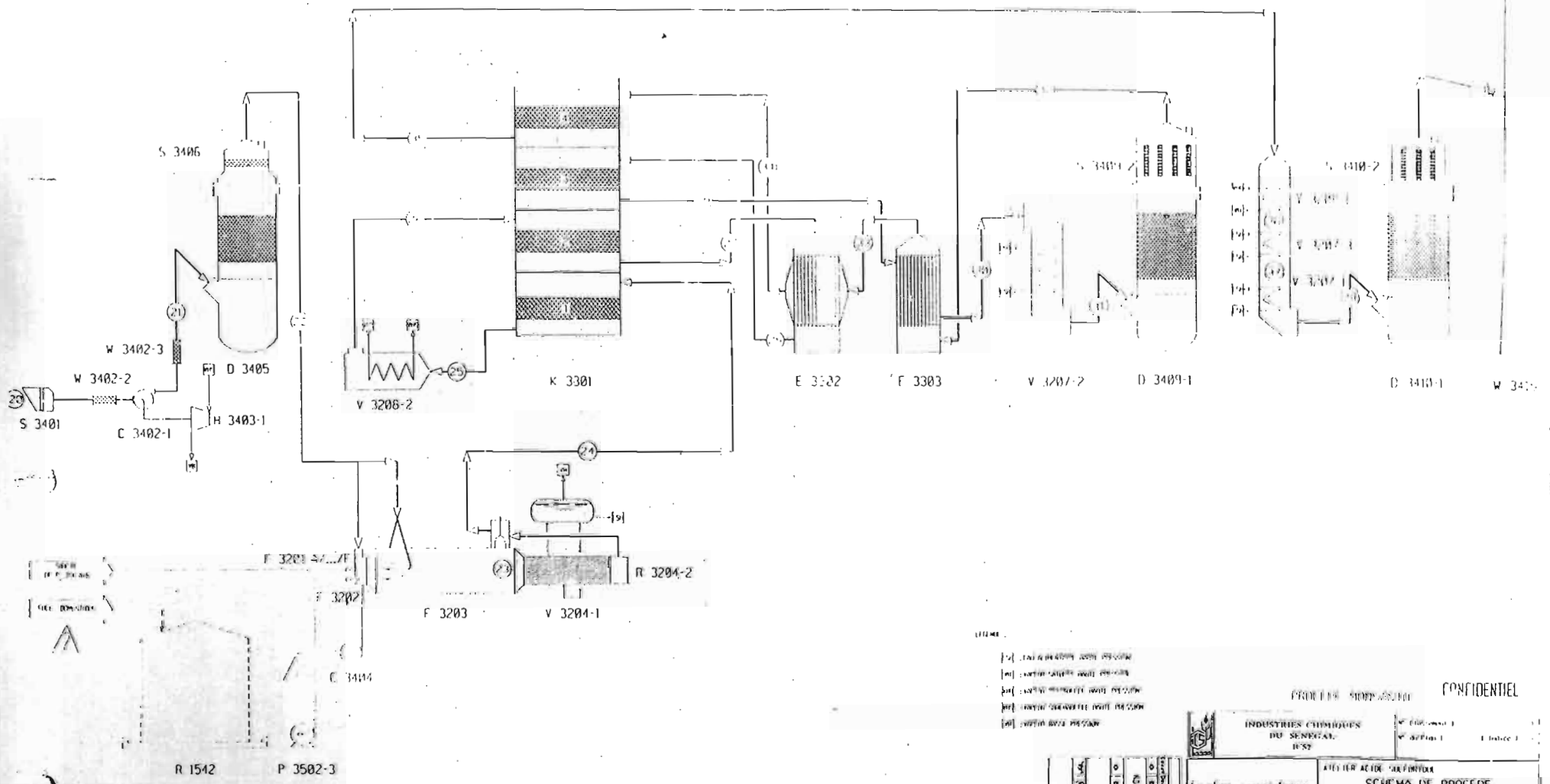
Cas de marche	Nominal	Lavage 1CP	Lavage 30%	Lavage 1CP+30%	Arret 30 %	Arret 30%+ Lavage 1CP	Lavage 1CP+ Arret 1 CP	Lavage 2 CP
QRTS (t/h)	16,8	16,8	16,8	16,8	16,8	16,8	16,8	16,8
mv (t/h)	86,4	86,4	86,4	86,4	86,4	86,4	86,4	86,4
Pn (MW)	10,67	9,44	8,93	7,69	8,49	7,26	7,68	8,98
QBP (t/h)	109,6	69,6	123,84	83,84	103,5	63,5	19,6	29,6
Qsoutcal (t/h)	86,65	46,65	100,89	60,89	80,55	40,55	-3,35	6,65
Qsout (t/h)	90	50	101,5	64,8	86	50	0	10
QAGTAord (t/h)	52,66	34	50,67	58,66	50,67	34	9,33	14
QAGTA (t/h)	91,792225	68,6212	83,420775	86,863075	81,807075	60,62605	37,4964	46,93415
QHP (t/h)	121,152225	97,9812	112,780775	116,223075	111,167075	89,98605	66,8564	76,29415
Qsout - Qsoutcal	3,35	3,35	0,61	3,91	5,45	9,45	3,35	3,35
mv - QHP	-34,752225	-11,5812	-26,380775	-29,823075	-24,767075	-3,58605	19,5436	10,10585

ANNEXE 5

Schémas de procédé, production d'acide sulfurique à Darou 2,
production de vapeur à Darou 2, distribution de vapeur à Darou

1 et 2

0111

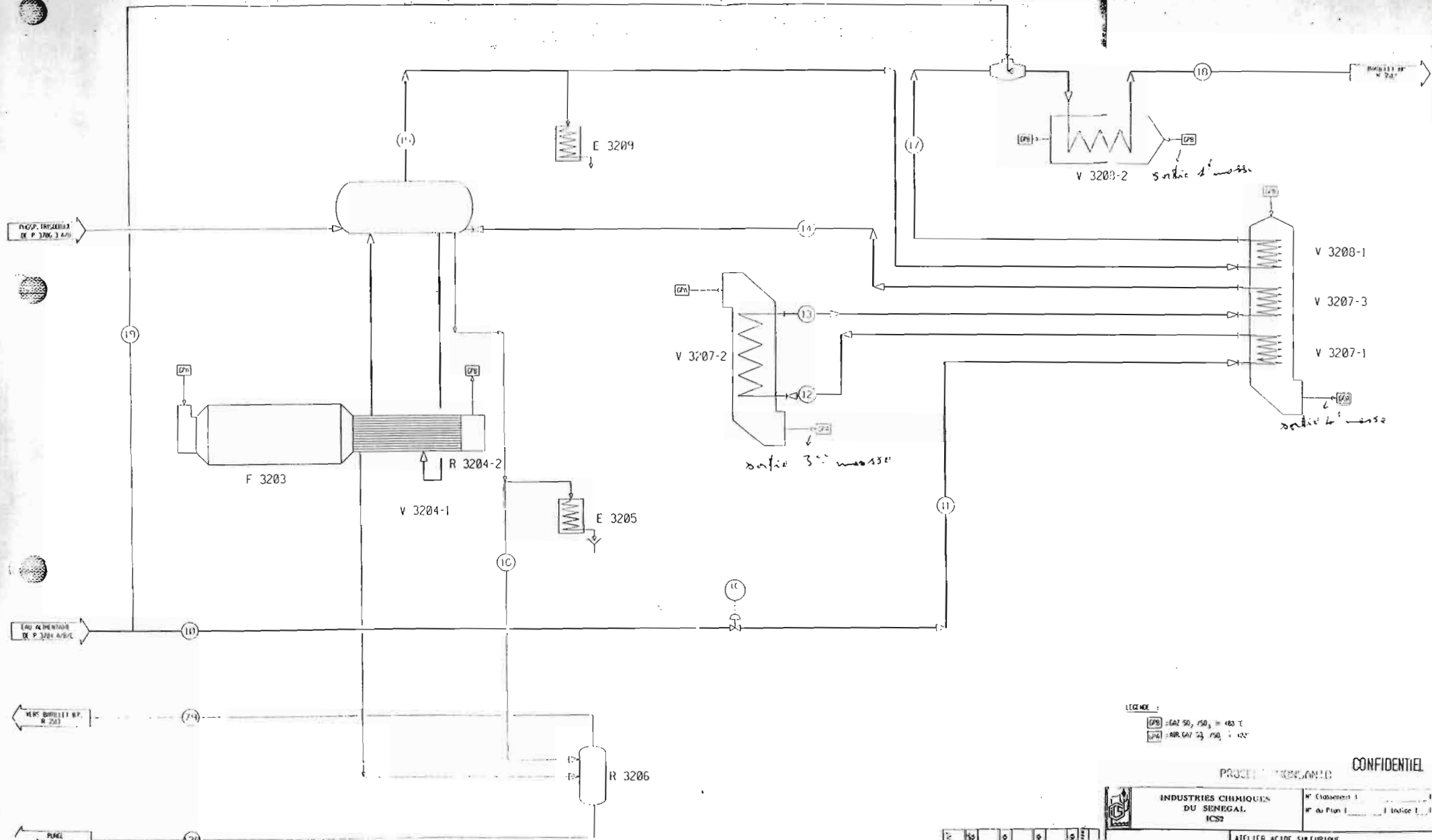


- LEGENDA :
- [1] : LIAISON AVEC PROCEDE
 - [2] : LIAISON AVEC PROCEDE
 - [3] : LIAISON AVEC PROCEDE
 - [4] : LIAISON AVEC PROCEDE
 - [5] : LIAISON AVEC PROCEDE

CONFIDENTIEL

	INDUSTRIES CHIMIQUES DU SENEGAL D.S.S.	PROJET N° 5105-20210
	ATELIER ACIDE SULFURIQUE SCHEMA DE PROCEDE ATELIER SULFURIQUE CIRCUIT GAZ	
krebs-spachim <small>CONSEIL D'ADMINISTRATION</small> <small>11, rue de la République</small> <small>33000 BORDEAUX</small>	PREMIERE EDITION MAI 1963	0210-22-05-0001

MSK 4-254
 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9
 PREMIERE EDITION
 MAI 1963



LEGENDE :

(12) : AIR 60° 50, 150, 180 T

(13) : AIR 60° 50, 150, 180 T

CONFIDENTIEL

INDUSTRIES CHIMIQUES DU SENEGAL

ICSS

N° Classement 1

N° du Plan 1

krebs-speichim

14, RUE MOULIN - LA DEFENSE 7

92121 PARIS - LA DEFENSE CEDEX - FRANCE

ATELIER ACIDE SULFURIQUE

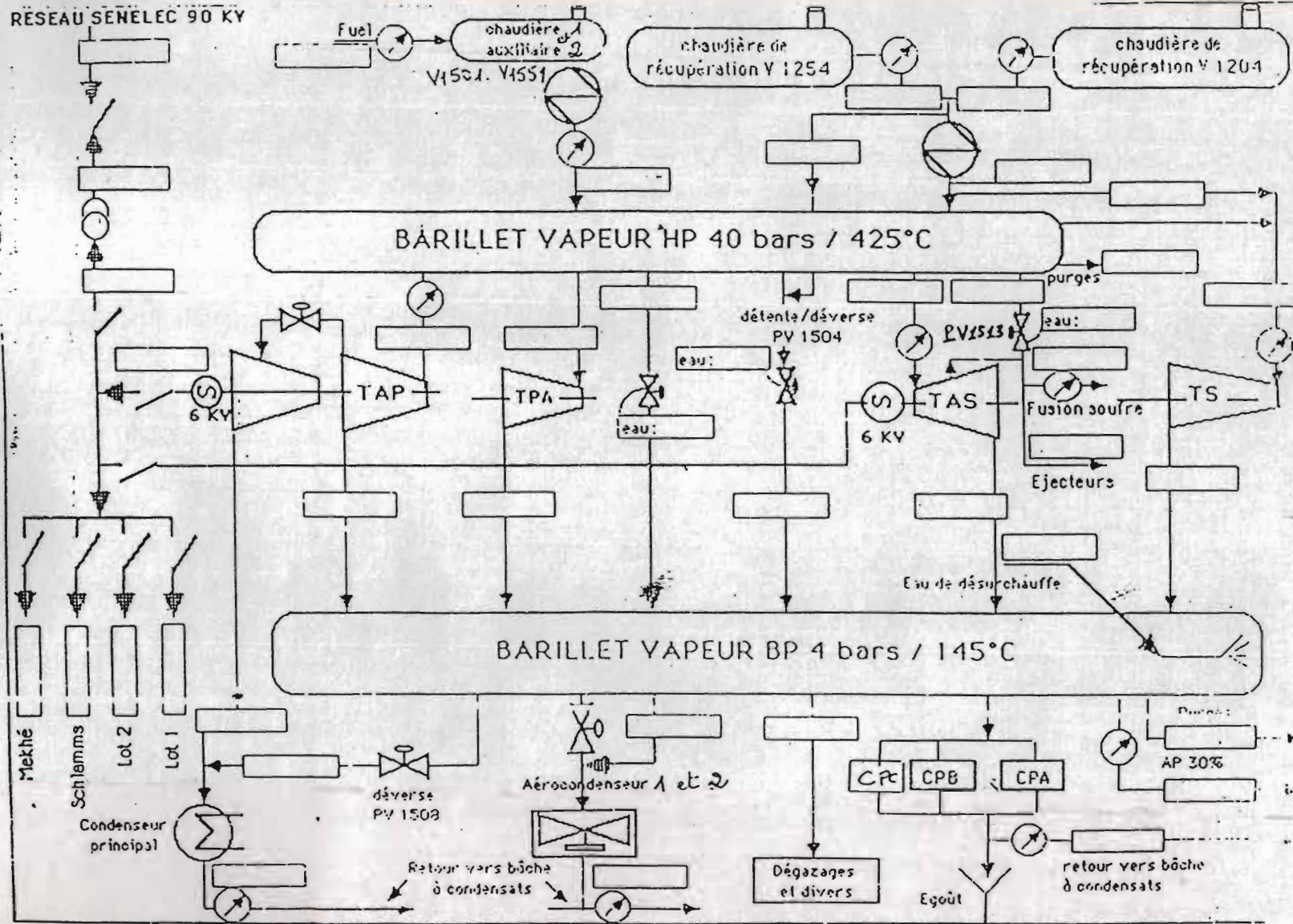
SCHEMA DE PROCEDE

PRODUCTION VAPEUR

3	2	1	A
DATE	DATE	DATE	DATE
REVISION	REVISION	REVISION	REVISION

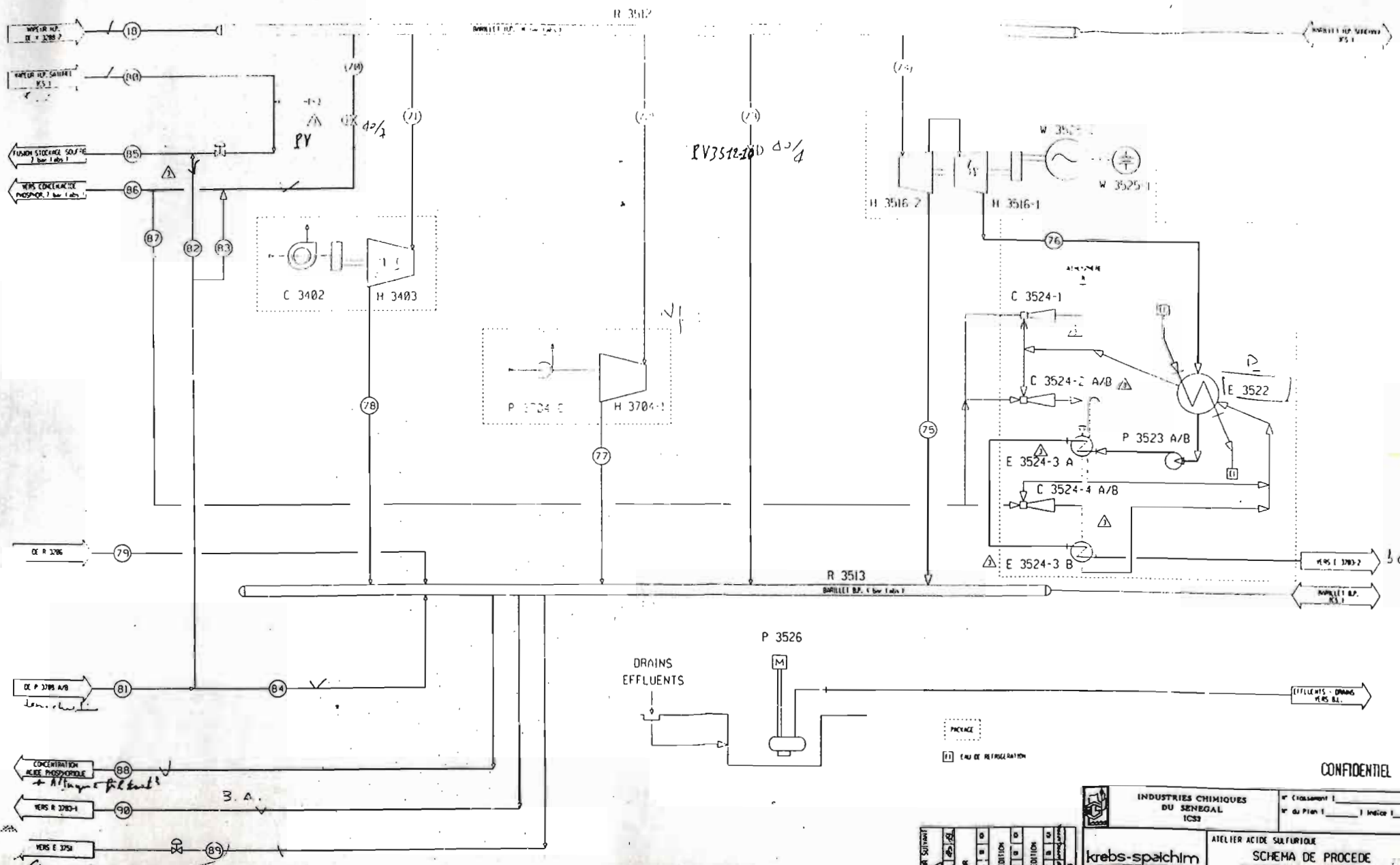
316-32-P5-0001-3

RESEAU SENELEC 90 KV



BILAN VAPEUR & ENERGIE

Figure 1.1 : Réseau vapeur et énergie



CONFIDENTIEL

<p>INDUSTRIES CHIMIQUES DU SENEGAL ICS</p>	n° Classement 1 n° du Plan 1 n° Indice 1
	ATELIER ACIDE SULFURIQUE SCHEMA DE PROCEDE ENERGIE ET DISTRIBUTION DE VAPEUR
krebs-spachim <small>BOULEVARD C. S. S. DEPART. P. D. P. 10000 D. P. 10000 D. P. 10000</small>	318-35-2-0001

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
31	32	33	34	35	36	37	38	39	40

13, 50°C DE