

RÉPUBLIQUE DU SÉNÉGAL
UNIVERSITÉ CHEIKH ANTA DIOP DE DAKAR

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE THIES



Gm.0158

PROJET DE FIN D'ÉTUDES
EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGÉNIEUR DE CONCEPTION

Titre :

**ÉTUDE CRITIQUE-REHABILITATION-
ASSAINISSEMENT ET DIAGNOSTIQUE DU SYSTEME
DE DISTRIBUTION ET DE RÉCUPÉRATION
DES CONDENSATS DE LA ZONE SOUFRE
DES ICS-DAROU**

Auteur : *Cheikh Mouhamed Fadel FALL*

Directeur : *Paul DEMBA, ing., m.Sc.A.*

Co-directeur : *Banda NDOYE, Docteur d'État
Papa MBOUP, ing. Ph.D.*

Directeur externe : *Momath BA, ing.*

DATE : *juillet 1996*

REMERCIEMENTS

I

Que tous ceux qui ont oeuvré pour la réussite de ce projet trouvent en ces lignes nos remerciements les plus sincères.

Nous ne saurions passer sans remercier nommément notre Directeur de projet, Monsieur **Paul DEMBA**, notre Directeur externe , Monsieur **Momath BA**, nos Co-Directeurs, Messieurs **Banda NDOYE** et **Papa MBOUP**, pour les conseils et recommandations qu'ils n'ont cessé de nous prodiguer durant nos recherches.

Comment ne pas remercier tout le personnel du BTE des ICS DAROU, notamment Messieurs **Pape DIONE**, **Gora DIA**, **Fallou** et **Pape Samba KA**, pour leur aide si précieuse

Un grand merci à Mademoiselle **Paulette DIATTA**, Secrétaire au Département Tronc Commun, qui nous a facilité la saisie et la mise en forme de ce rapport.

Ce projet de fin d'études a permis d'explorer le travail dans l'industrie, quelques uns de ses problèmes types et les réalités du terrain.

Le sujet s'intitule : **"Étude critique, réhabilitation, assainissement de la zone soufre et de son système de distribution et de récupération de vapeur aux ICS-DAROU"**.

Il s'agissait de mener toute action envisageable en vue d'assainir cette zone, de réduire voire d'éliminer les pertes de matières et d'énergie (surtout vapeur).

Dans l'étude de l'existant les débits majeurs théoriques sont déterminés ; les pertes de charges et les pertes thermiques sont calculées, pour les principaux circuits ; les retours de condensats, les accessoires des lignes et la ligne de reprise du soufre par le T1102 sont analysés.

Vu les inadéquations remarquées dans l'étape précédente, des modifications sont proposées en accord avec les exigences voulues par les ICS.

Les coûts engendrés par les modifications sont ensuite déterminés, pour enfin tirer des conclusions et des recommandations.

Il faudrait souligner que le capotage des transporteurs à bande n'a pas été traité, comme prévu en cas de manque de temps.

Avec les modifications proposées, la zone d'étude reprendra du souffle en trouvant quelques uns de ses problèmes réglés.

Il est néanmoins à souligner que la totalité des problèmes est loin d'être réglée et que cette étude n'est qu'une contribution.

TABLE DES MATIERES

III

Remerciements	I
Sommaire	II
Table des matières	III
Liste des annexes	IV
Liste des figures	V
Liste des tableaux	VI
Liste des plans	VII
Introduction	1
<u>Chapitre 1 : Présentation de la Société</u>	2
1.1 Historique	2
1.2 Statut	2
1.3 Capital, investissement et financement	2
1.4 Installations	3
1.4.1 Plateforme de Darou Khoudoss	3
1.4.2 Plateforme de Mbaou	4
1.4.3 Terminal Portuaire	4
1.5 Commercialisation	4
1.6 Organigramme du groupe ICS	5
1.7 Organigramme de la plateforme de Darou	6
<u>Chapitre 2 : Présentation de l'existant</u>	7
2.1 Présentation de la section reprise fusion filtration	7
Stockage du soufre	
2.1.1 Conditionnement du soufre	7
2.1.1.1 Réception et manutention du soufre	7
2.1.1.2 Neutralisation du soufre	8
2.1.2 Fusion-filtration	9
2.1.2.1 Fusion	9
2.1.2.2 Filtration du soufre	11

2.2	Accessoires	13
2.2.1	Serpentins de fondoir	13
2.2.2	Serpentins de fosses	14
2.2.3	Réchauffeurs de masse de bac	14
2.2.4	Filtres	16
2.2.5	Purgeurs	17
2.3	Ligne de reprise du soufre	18
Chapitre 3 : Étude de l'existant		19
3.1	Détermination des débits de vapeurs nécessaires au process	19
3.1.1	Débit nécessaire pour la fusion	19
3.1.2	Débit nécessaire pour les fosses à soufre	29
3.1.3	Débit nécessaire pour la filtration	34
3.1.4	Débit nécessaire pour le stockage du soufre filtré	36
3.2	Calculs des pertes de charges	38
3.2.1	Principes généraux de calcul	38
3.2.2	Pertes de charges du réseau 7 bar	42
3.2.3	Pertes de charges dans le réseau 5 bar	44
3.2.4	Pertes de charges du réseau 3,5 bar	48
3.3	Éléments sur les pertes thermiques et les fuites de vapeur	51
3.3.1	Pertes thermiques	51
3.3.2	Fuites de vapeur	52
3.4	Retour des condensats	53
Chapitre 4 : Modifications		56
4.1	Accessoires	56
4.1.1	Montage de purgeurs de lignes	56
4.1.2	Purgeurs de serpentins de fondoir	60
4.1.3	Purgeurs de fosses	61
4.1.4	Purgeurs de double enveloppe et couvercle de filtre	61

4.1.5	Purgeurs de réchauffeurs de masses de réservoir de stockage du soufre filtré	62
4.1.6	Montage de contrôleurs de purges	62
4.2	Collecteurs de vapeur	63
4.3	Récupération des condensats	65
4.3.1	Économie d'énergie	65
4.3.2	Sauvegarde de l'environnement	66
4.3.3	Restrictions à la réutilisation des condensats	67
4.3.4	Dimensionnements des tuyauteries de refoulement	67
4.3.4.1	Circuit évacuation ballon de condensats	68
4.3.4.2	Circuit arrivée au ballon de condensats	68
4.4	Jetée directe du T1102	69
4.4.1	Rallonge du T1102	69
4.4.2	Goulotte inclinée	70
<u>Chapitre 5</u> : Évaluation économique		71
<u>Chapitre 6</u> : Conclusion et recommandations		74
Annexes		76
Bibliographie		124

Annexe A : schéma complet de procédé reprise fusion filtration stockage	76
Annexe B : diagramme enthalpique du soufre entre 0° et 250°c	78
Annexe C : tables thermodynamiques de l'eau	80
Annexe D : densité du soufre	82
Annexe E : viscosité du soufre	84
Annexe F : masse volumique, conductivité thermique, chaleur massique et viscosité dynamique de l'air	86
Annexe G : conductivité thermique de quelques matériaux	88
Annexe H : diagramme $\lambda=f(\Re D,kr/d)$	90
Annexe I : viscosité cinématique de la vapeur d'eau	93
Annexe J : équivalences pertes singulières en longueurs droites de tuyauteries	95
Annexe K : caractéristiques dimensionnelles des tubes d'usages généraux	97
Annexe L : épaisseurs pratiques des calorifuges	100
Annexe M : diagramme température enthalpie de la vapeur d'eau	102
Annexe N : paramètres de choix, avantages et inconvénients	

	IV'
des purgeurs	104
Annexe O : pertes de charges dans les conduites de condensat et longueurs équivalentes des singularités	119
Annexe P : Photographies du site	121

LISTE DES FIGURES

v

Figure 1.1 :	Organigramme du groupe ICS	5
Figure 1.2 :	Organigramme de la plate-forme de Darou	6
Figure 2.1 :	Schéma de procédé : reprise fusion filtration stockage	8
Figure 2.2 :	Schéma de procédé : fusion du soufre	9
Figure 2.3 :	Schéma d'un fondoir intensif	10
Figure 2.4 :	Schéma d'un filtre horizontal Niagara	12
Figure 2.5 :	Schéma de purge d'un serpentin de fondoir	14
Figure 2.6 :	Schéma de purge d'un serpentin de fosse	15
Figure 2.7 :	Schéma de purge d'un réchauffeur de masse	16
Figure 2.8 :	Schéma de purge du double enveloppe d'un filtre Niagara	16
Figure 3.1 :	Schéma de la structure des parois d'un fondoir	25
Figure 3.2 :	Schéma de la structure des parois d'une fosse à soufre fondu	29
Figure 3.3 :	Détails pour hypothèses de calculs	30
Figure 3.4 :	Schéma de la structure des parois d'un filtre Niagara	34
Figure 3.5 :	Détails de la structure des parois d'un bac de stockage de soufre filtré	36
Figure 3.6 :	Pertes de charges d'une tuyauterie	39
Figure 3.7 :	Schémas de détails des pertes de charges du réseau 5 bars	46-47
figure 3.8 :	Schéma de détails des pertes de charges du réseau 3,5 bars	50
Figure 4.1 :	Montage d'un purgeur de ligne	58

LISTE DES TABLEAUX

VI

Tableau 3.1 :	Caractéristiques thermiques du soufre	20
Tableau 3.2 :	Pertes singulières sur le réseau 7 bars	43
Tableau 3.3 :	Pertes de charge du réseau 7 bars	43
Tableau 3.4 :	Pression à l'entrée des serpentins de fondoir	43
Tableau 3.5 :	Pertes singulières sur le réseau 5 bars	44
Tableau 3.6 :	Pertes de charge du réseau 5 bars	45
Tableau 3.7 :	Pertes singulières sur le réseau 3,5 bars	48
Tableau 3.8 :	Pertes de charge du réseau 3,5 bars	49
Tableau 3.9 :	Déperditions thermiques aux collecteurs principaux sur le 7 bars.	51
Tableau 3.10 :	Pertes de charges sur les collecteurs de purge des fondoirs intensifs	53
Tableau 3.11 :	Pertes de charges cumulées des collecteurs de purge directe et automatique	55
Tableau 4.1 :	Purgeurs de ligne choisis	59
Tableau 4.2 :	Purgeurs de serpentins de fondoir choisis	60
Tableau 4.3 :	Purgeurs de serpentins de fosse choisis	61
Tableau 4.4 :	Purgeurs de double enveloppe de filtre choisis	61
Tableau 4.5 :	Purgeurs de réchauffeur de masse choisis	62
Tableau 4.6 :	Nouveaux diamètres d'alimentation de vapeur	64
Tableau 4.7 :	Types de pompe PPB préconisées	68
Tableau 4.8 :	Devis estimatif	71-72

- 489/11-P53-01 :Schéma de procédé de fusion filtration
stockage soufre
- 489/11-P63-01 :Schéma de réalisation Manutention Fusion
Filtration Soufre ligne A
- 489/11-P63-02 :Schéma de réalisation Manutention Fusion
Filtration Soufre ligne B
- 489/11-P63-03 :Schéma de réalisation Stockage Soufre Filtré
alimentation four à soufre
- 489/11-P63-04 :Schéma de réalisation Stockage Soufre Filtré
alimentation four à soufre (nouvelle ligne)
- 489/11-P63-04 :Schéma de réalisation manutention fusion
filtration soufre (nouvelle ligne)
- 489/10-P51-01 :Pont de tuyauteries plan d'ensemble zone H₂
SO₄ vue en plan sections
- 489/10-P51-02 :Pont de tuyauteries plan d'ensemble zone
centrale vue en plan coupes
- 489/11-T51-01 :Fusion filtration soufre ensemble tuyauteries
- 489/11-T51-02 :Fusion filtration soufre élévations et coupes
- 489/11-T51-03 :Stockage soufre filtré ensemble tuyauteries
- 489/11-T51-05 :Fusion filtration soufre ensemble tuyauteries
- 489/11-G71-07 :Réservoir stockage soufre filtré ensemble R1163
- 489/15-T51-02 :Bâtiment turbo-alternateur et soufflantes
ensemble tuyauteriesvue en plan niveau
+ 106700 et coupes

- 489/15-P63-03 :Schéma de réalisation barillet HP-détente
- 306/11-P63-03 :Schéma de réalisation stockage soufre filtré alimentation four à soufre
- 306/11-G71-01 :fondeur intensif ensemble F 11104 a et b
- 306/11-G71-02 :fondeur intensif ensemble serpentins E 11105 a et b
- 306/11-G71-07 :Réservoir stockage soufre filtré ensemble R 1113
- 306/11-G71-09 :Fosses à soufre R 1109 a et b serpentins de réchauffage E 1108 a et b
- 306/11-B42-02 :Fosses à soufre R 1109 a et b ensemble coffrage
- IT 1650-1 :Transporteur c/c 500 T 1102, T1103 a et b ensemble
- IT 1650-6 :Transporteur c/c 500 T1102 châssis de base-tension
- IT 1650-11 :Transporteur c/c 500 T 1102 tête-goulotte by-pass
- IT 1650-14 :Tour TO 1102 détails
- 130-60-150 :Assemblage général du filtre (NIAGARA)
- TF 3317-7779 :Réchauffeur de masse Brown Finntube
- Implantation des équipements site de Darou
- PL 1023 :Couvercle fondeur sous jetée transporteur soufre
- PL 1020 :fusion soufre récupération des condensats
- PL N° 834 :Manutention soufre goulottes liaison T 1102 - F 1104 a et b version II
- PL n° 835 :Manutention soufre goulottes liaison T 1102 - F 1104 a et b version III
- PL PFE-001:Modifications manutention soufre: T1102, T1103 a et b

INTRODUCTION

Ce projet de fin d'étude, vu son origine, est de ceux appelés industriels.

C'est délicat de concilier les réalités industrielles aux méthodes et exigences académiques.

C'est ainsi que là où une rigueur théorique serait trop lourde et de rendement pas très appréciable, il est préférable durant les recherches de trouver des raccourcis pratiques avec une précision acceptable pour aller au maximum au bout des thèmes du sujet.

Il arrive souvent que dans l'élaboration de projets, certains points, pourtant essentiels, ayant une incidence notoire sur le bon fonctionnement et le rendement de l'installation, ne retiennent pas l'attention qu'ils méritent.

Le réseau de collecteur de vapeur constitue un trait d'union important entre la chaudière et les divers récepteurs. Dans l'élaboration d'une installation, il est généralement accordé une attention minutieuse aux économies à réaliser en production de vapeur, ainsi qu'à l'efficacité de son emploi dans les récepteurs. Mais le bénéfice que l'on peut tirer de ces précautions peut être dilapidé dans une sérieuse mesure, si le chemin à parcourir par la vapeur n'est pas pris, depuis sa production à sa consommation, avec le souci de l'amener à pied d'œuvre à la pression convenable, dans un état de pureté acceptable et en quantité suffisante.

Pour faire correctement le diagnostic, il est essentiel de pouvoir évaluer correctement la consommation de vapeur, ou taux de condensation, des différents éléments de l'installation. Cette estimation est nécessaire pour vérifier le diamètre des tuyauteries ainsi que les accessoires (purgeurs,...).

D'autre part, les installations de production, de distribution et d'utilisation de la vapeur d'eau doivent être conçues en observant des règles et des méthodes particulières tenant compte des résultats à obtenir, de la sécurité et des aspects économiques (investissements, économie d'énergie).

Chapitre 1**PRESENTATION DE LA SOCIETE****1.1 Historique**

L'historique se fait autour de dates charnières. En 1974, en vue de transformer une plus grande partie du phosphate extrait, le gouvernement du Sénégal s'attelle à l'étude pour la construction d'une usine d'acide phosphorique et d'engrais.

En novembre 1976, la Société d'Études des Industries Chimiques du Sénégal est constituée. Elle devient Société d'Exploitation en novembre 1980.

Le 02 avril 1981, la pose de la première pierre est effectuée par le Président de la République.

En octobre 1981, démarrent les travaux sur le site de Darou Khoudoss sous la houlette de la Société d'Ingénierie KREBS. Les travaux de la plateforme de Mbao démarrent quant à elles en avril 1982 avec la Société HEURTEY INDUSTRIES.

Les premières tonnes d'acide sortent des installations de Darou Khoudoss le 16 décembre 1983 et le premier train d'acide phosphorique est chargé le 11 février 1984.

Son Excellence Monsieur Abdou DIOUF, Président de la République du Sénégal, inaugure le complexe des ICS le 02 avril 1984.

1.2 Statut

La Société d'Exploitation est une Société Anonyme de droit privé sénégalais.

Une convention consentie par l'Etat sénégalais garantit aux ICS un statut fiscal privilégié, des tarifs publics (eau, électricité, chemins de fer) stables et un approvisionnement régulier en phosphate.

1.3 Capital, investissement et financement

Porté à 225 millions de francs CFA le 18 novembre 1977, le capital de la Société d'Etude des ICS double étant initialement à 100 millions de francs CFA.

Le 20 juillet 1981, l'assemblée générale porte le capital à 24,4 milliards de francs CFA.

Le capital, porté à 32,5 milliards de francs CFA entre 1988 et 1989, est de 49 milliards de francs CFA environ en 1995.

L'investissement pour les ICS porte sur :

- la réalisation d'une unité d'acide sulfurique, d'une unité d'acide phosphorique et d'installations annexes à Darou Khoudoss,
- la réalisation d'un atelier d'engrais, d'infrastructure de stockage et de manutention, puis d'installations annexes à Mbao,
- la réalisation d'un terminal portuaire au Port Autonome de Dakar,
- la mise sur pieds de la Société d'Exploitation Ferroviaire des Industries Chimiques du Sénégal (SEFICS).
- le volet approvisionnement en eau à partir de cinq forages à Mékhé.

Le financement de l'investissement est à environ 34% sur fonds propres et 66% sur endettement à long terme de 15% de crédit-acheteur.

1.4 Installations

1.4.1 Plateforme de Darou Khoudoss

- un atelier sulfurique de capacité 2600 tonnes par jour (après dégoulotage) pouvant produire 850000 tonnes par an, doté d'une section utilités (eau, air, électricité) équipée de deux turbo alternateurs de 22 MW au total ;
- un atelier d'acide phosphorique de capacité 1015 tonnes par jour (après dégoulotage) pouvant produire 330000 tonnes par an d'acide phosphorique clarifié à 54% ;
- de bacs de stockage d'acide sulfurique d'une capacité de 20000 tonnes au total ;
- de piscines pour le stockage de l'acide phosphorique de 9000 tonnes de capacité au total

1.4.2 Plateforme de Mbao

- un atelier d'engrais granulés de capacité 250000 tonnes par an : triple superphosphate (TSP) ou phosphate d'ammoniac (DAP-MAP) ;
- un atelier sulfurique (en arrêt), un atelier phosphorique (en arrêt), un atelier TSP et SSP bruts, un atelier NPK, TSP et SSP granulés et enfin un atelier DAP hérités de la SIES ;
- 05 sphères de stockage d'ammoniac (9800 tonnes) dont 02 hérités de la SIES, approvisionnées par sea-lines,
- 03 piscines de stockage d'acide phosphorique (19500 m²) connectées à un sea-line.

1.4.3 Terminal portuaire de Dakar

- un portique de chargement/déchargement,
- des installations de stockage et manutention de soufre et d'engrais.

1.5 COMMERCIALISATION

La stratégie commerciale des ICS repose sur deux cadres structurels : le Contrat Indien et la SENCHIM.

Le Contrat Indien consiste en un contrat d'achat à long terme d'acide phosphorique avec le consortium indien, actionnaire des ICS. Il est valable pour une durée de 15 ans et porte sur un minimum de 110000 tonnes par an de P₂O₅ et H₃PO₄

Quant à la SENCHIM, elle commercialise le reste de la production. Elle est créée à parts égales par les ICS et la Société Commerciale des Potasses et de l'Azote (SCPA) du groupe Entreprise Minière et Chimique (EMC).

Le réseau de la SCPA est utilisé en grande partie.

1.6 Organigramme du groupe ICS

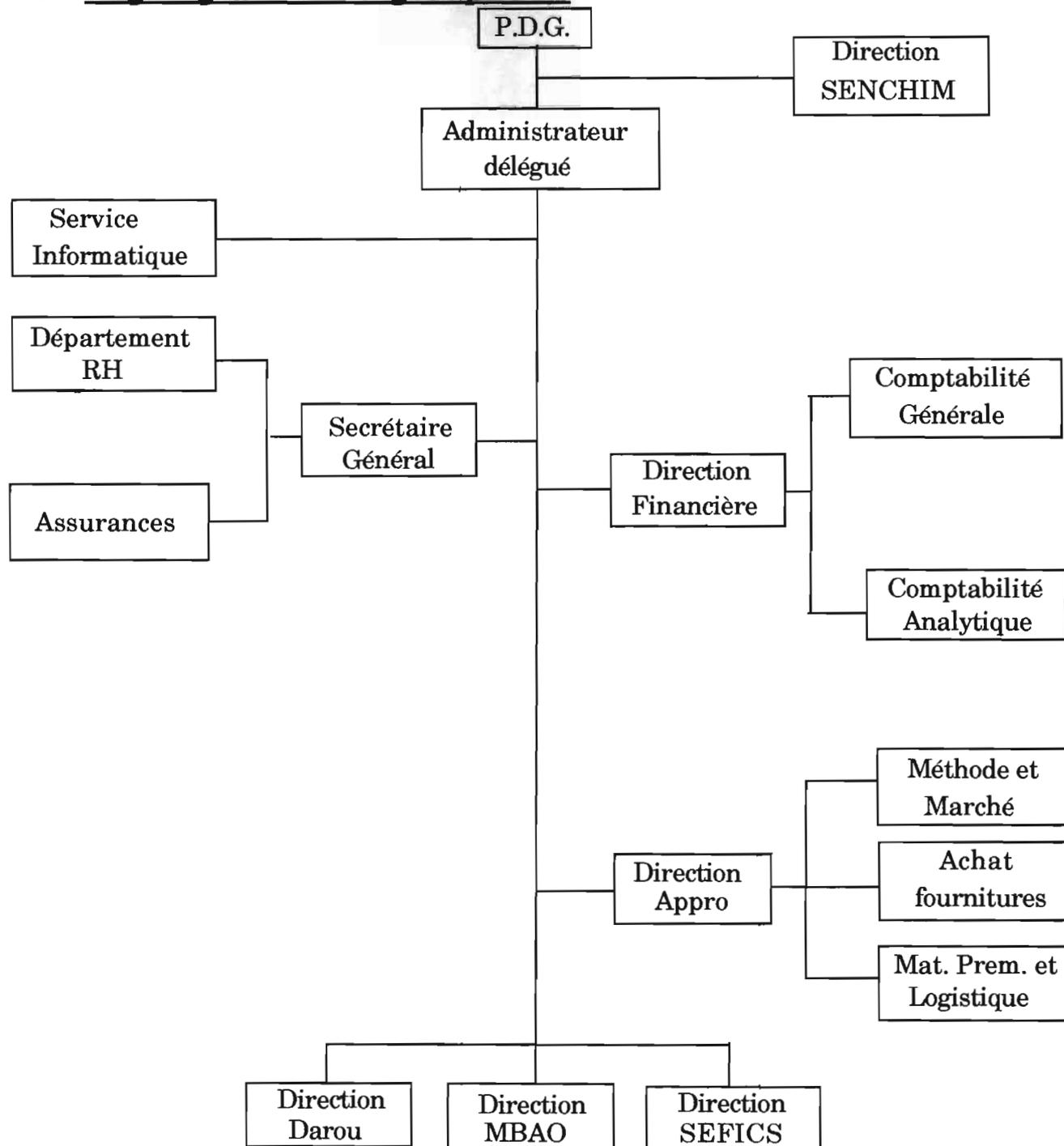


Figure 1.1 : *Organigramme du groupe des I.C.S.*

1.6 Organigramme du groupe ICS

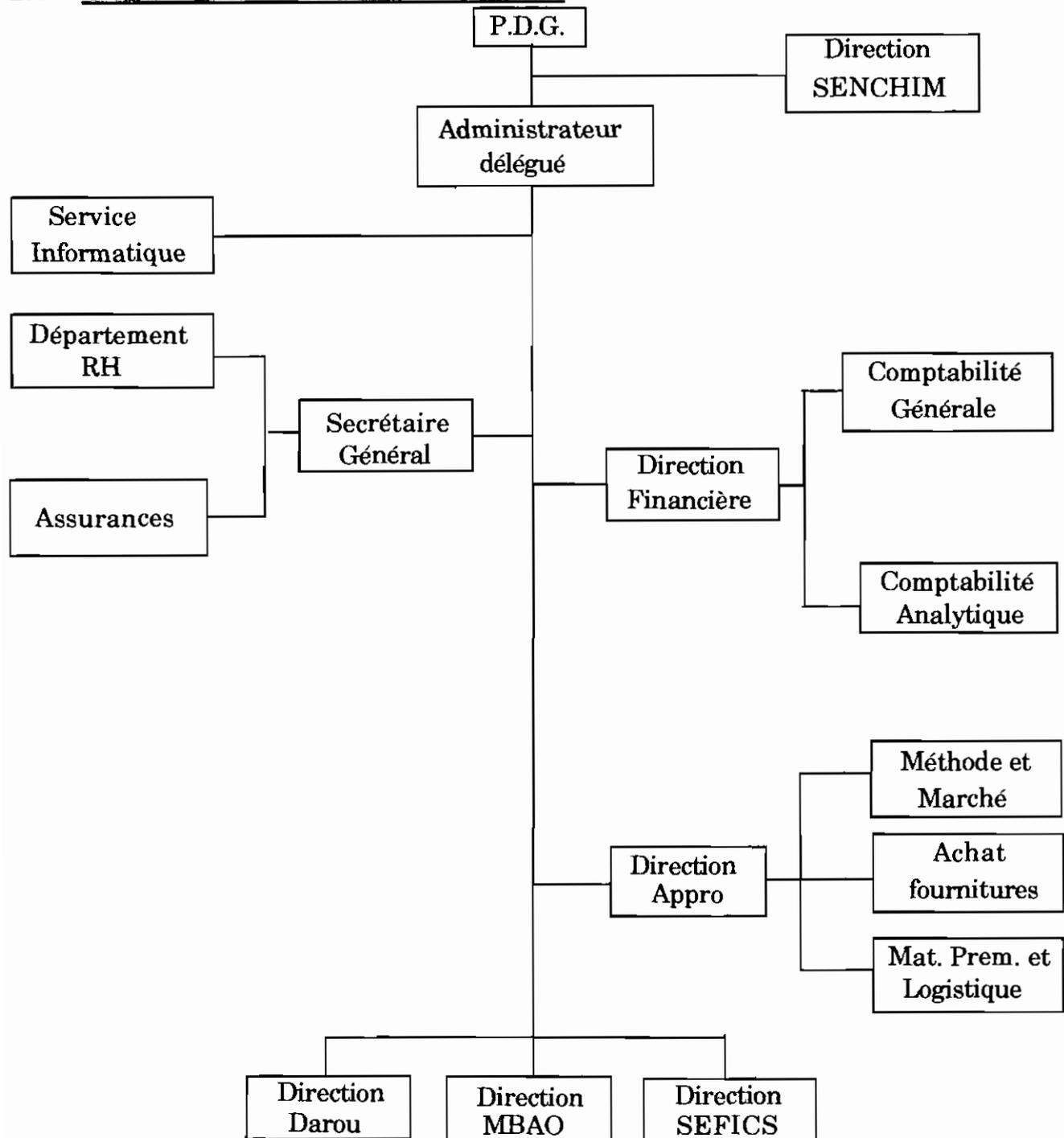


Figure 1.1 : *Organigramme du groupe des I.C.S.*

PRESENTATION DE LA SOCIETE

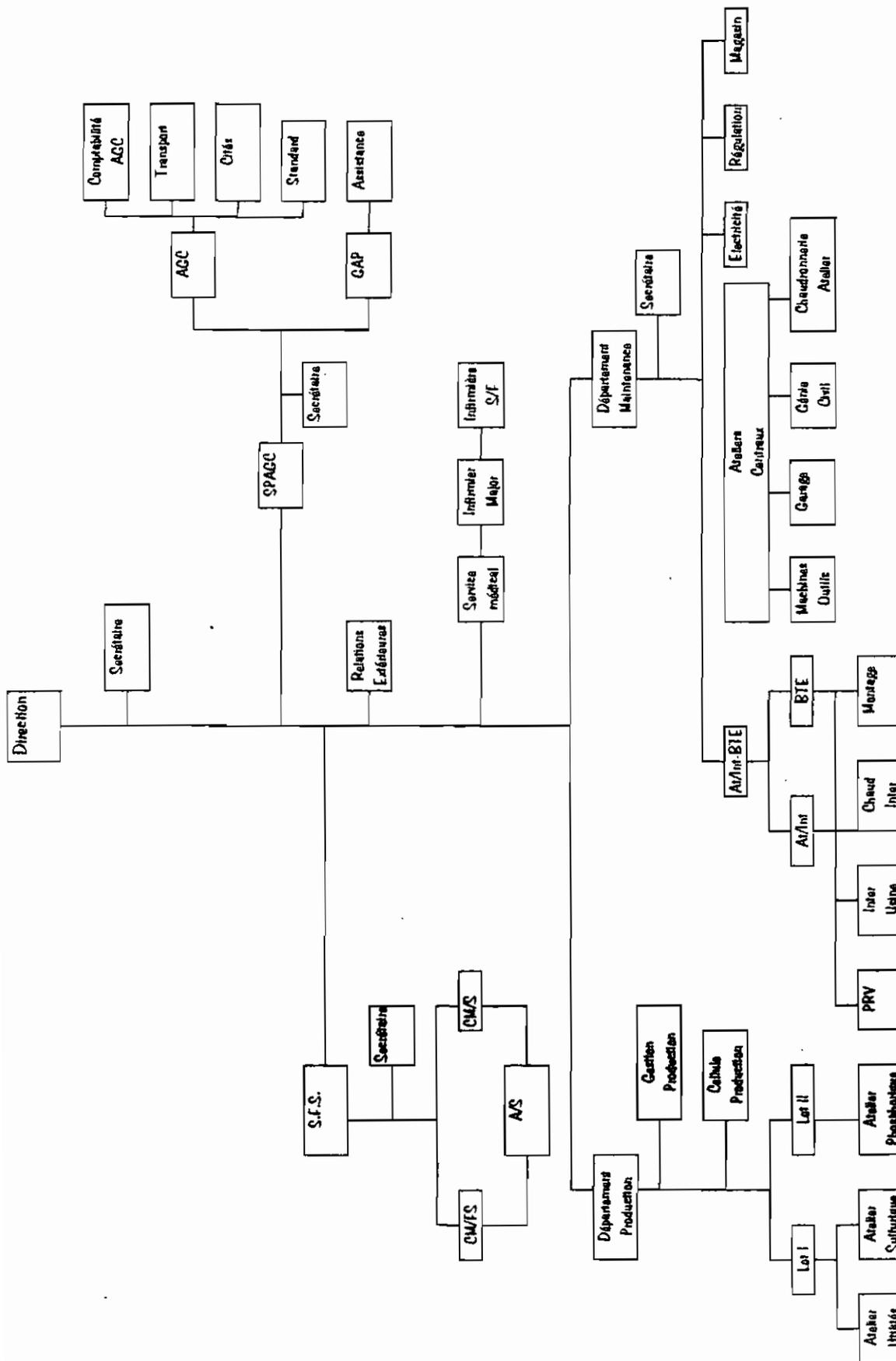


Figure 1.2 : Organigramme de la plate-forme de DAROU-KHOUDOUSS

Chapitre 2 **PRESENTATION DE L'EXISTANT****2.1 - Présentation de la section reprise fusion filtration
stockage du soufre****2.1.1. Conditionnement du soufre****2.1.1.1. Réception et manutention du soufre**

Le soufre est réceptionné au Port Autonome de Dakar (PAD) et envoyé à Darou par l'intermédiaire de la SEFICS. Le soufre a les caractéristiques suivantes :

- Phase solide
- aspect : jaune (qualité bright)
- pureté minimum : 99,5% sur base sec
- cendre : 0,2% maximum
- acidité : 0,02% maximum
- granulométrie : 50 mm maximum
- humidité : 0,2% maximum
- densité apparente : 1,1 à 1,25.

Le soufre est déchargé dans la trémie de réception par ouverture des trappes des wagons positionnés au dessus de la trémie (le treillis cabestan T6136 est abandonné)

Il est stocké à l'air libre à l'aide d'une série de transporteurs à bande : T6231, T6232, T6333, T6234...

L'alimentation de l'atelier fusion se fait par reprise du stock avec des engins.

L'installation comporte trois lignes de fusion. Le soufre repris est déversé dans deux trémies R1101 et R1152, de capacité 3 m³ environ pour alimenter deux transporteurs à bande de capacité 50t/h, T1102

PRESENTATION DE L'EXISTANT

et T1152 respectivement. Ces deux transporteurs à bande ignifuge doivent normalement être capotés et munis d'une rampe de pulvérisation d'eau du réseau incendie car le soufre est très inflammable. Le T1102 alimente les deux fondoirs F1104a et F1104b par l'intermédiaire des petits transporteurs T1103a et T1103b, tandis que le T1152 déverse dans le fondoir F1154 directement.

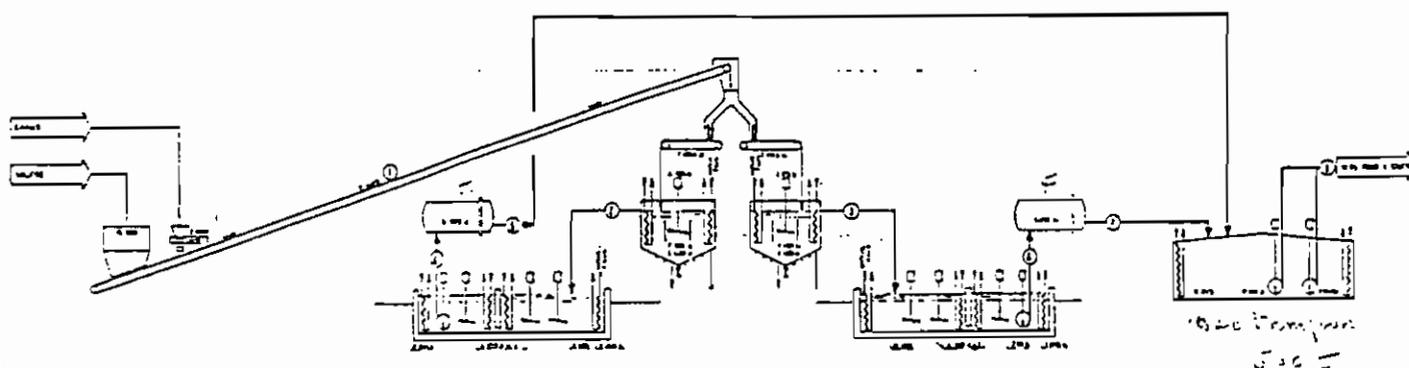


Figure 2.1 : Schéma de procédé reprise fusion filtration stockage

Se référer à l'**annexe A** pour l'ensemble des deux lignes.

2.1.1.2 Neutralisation du soufre

Deux doseurs à chaux Z1101 et Z1151 permettent d'ajouter de la chaux au soufre directement sur les transporteurs T1102 et T1152.

La chaux sert à neutraliser l'acidité résiduelle du soufre qui est néfaste pour le matériel employé, notamment les serpentins, les fondoirs, les bacs et les tuyauteries.

2.1.2 Fusion-Filtration

2.1.2.1 Fusion

Le soufre solide se déverse dans les trois fondoirs intensifs par l'intermédiaire d'une goulotte en culotte de gendarme équipé de volets réglables, de deux petits transporteurs T1103a et T1103b et enfin de goulottes déverseuses pour les fondoirs F1104a et F1104b et directement par l'intermédiaire d'une goulotte déverseuse pour le fondoir F1154.

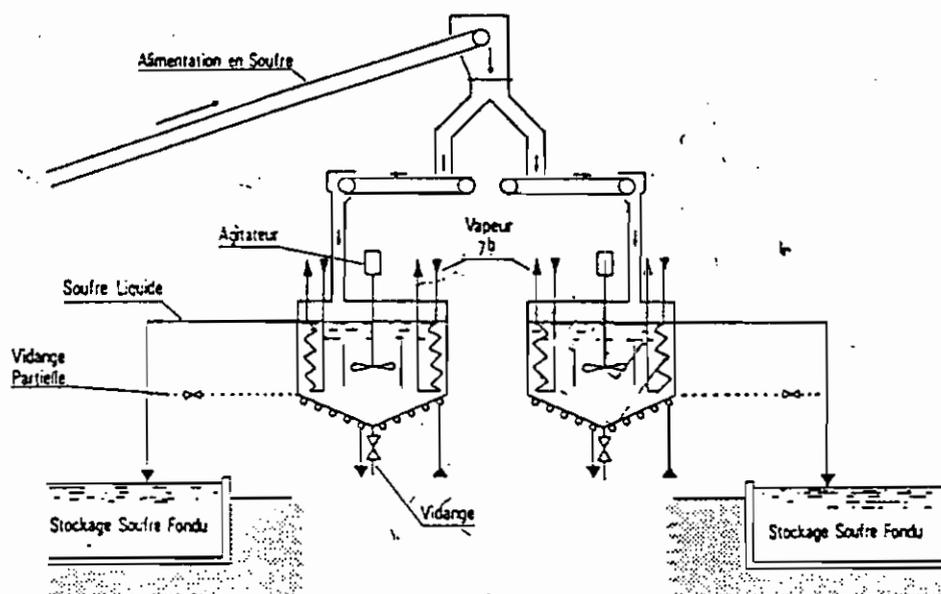


Figure 2.2 : *Schéma de procédé fusion du soufre*

Les fondoirs sont construits en acier avec un revêtement briqueté à la partie supérieure de la virole.

Pour chaque fondoir, 8 serpentins immergés dans lesquels circule de la vapeur saturée à 7 bars apportant les calories nécessaires à la fusion du soufre.

Les impuretés dans les compartiments à soufre brut sont maintenues en suspension grâce aux agitateurs.

Le compartiment de soufre brut est en communication par l'intermédiaire d'une bonde réchauffée avec le compartiment d'enduisage dans lequel on ajoute de la chaux et de l'adjuvant clarsel lors de la constitution de la précouche de filtration.

Cette addition s'effectue manuellement et l'adjuvant est mélangé au soufre grâce à un agitateur.

2.1.2.2. Filtration du soufre

Une fois fondu, le soufre est maintenu liquide jusqu'à sa combustion par chauffage à la vapeur 5 bars par :

- des serpentins immergés dans les bacs
- traçage à la vapeur dans des conduites
- utilisation de doubles enveloppes avec circulation de vapeur pour les appareils utilisés et certaines conduites.

La température du soufre est maintenue à 140-145°C. Elle ne doit en aucun cas descendre en dessous de 120°C pour éviter sa résolidification d'une part, d'autre part, pour permettre de réduire au minimum sa viscosité.

Les impuretés contenues dans le soufre sont essentiellement des bitumes et des cendres.

Pour les séparer, le soufre est passé sous pression à travers des panneaux filtrants dans des filtres Niagara (S1112a et b, S1163) de type horizontal à cadres.

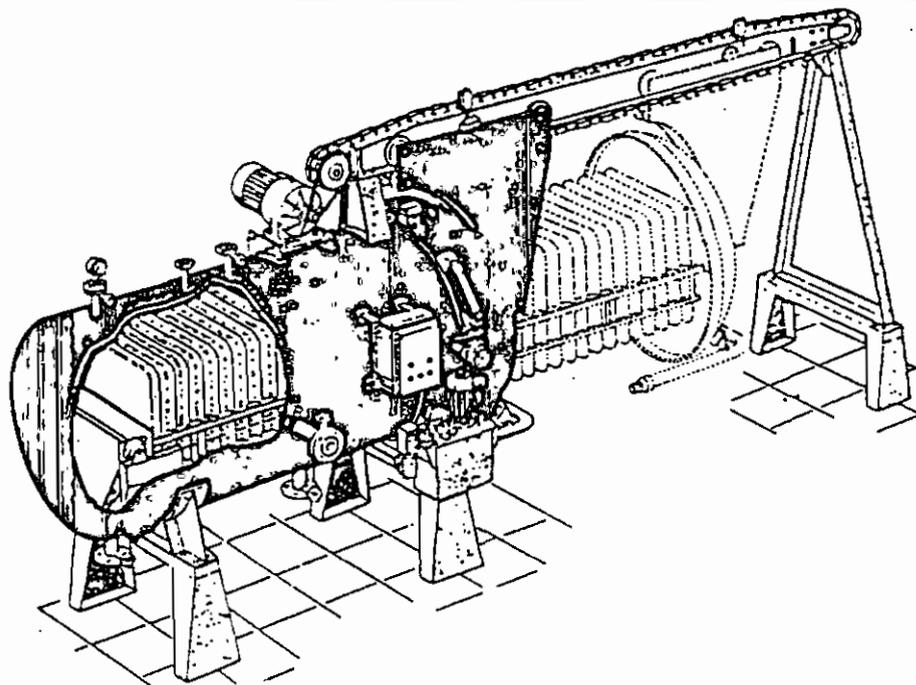
PRESENTATION DE L'EXISTANT

Figure 2.4 : *Filtre horizontal NIAGARA*

La capacité de filtration dépend de la surface totale et du nombre de plaques. Les filtres sont maintenus en température par une double enveloppe de vapeur 5 bars. Avant de commencer la filtration proprement dite, les plaques sont enduites de clarsel. Celui-ci sert de précouche pour arrêter les cendres et les bitumes.

Le soufre repris dans chaque compartiment d'enduisage par une pompe verticale immergée, traverse les plaques filtrantes de l'extérieur vers l'intérieur. Les impuretés se déposent sur la précouche. La filtration est suivie par l'évolution de la pression du circuit de refoulement du soufre filtré. Lorsque celle-ci atteint 4,5 bars, le gâteau filtrant est colmaté. Il faut alors décolmater le filtre en l'arrêtant et le nettoyant.

Le gâteau s'écoule dans une trémie, situé à un niveau tel qu'on puisse le recueillir et l'évacuer facilement.

PRESENTATION DE L'EXISTANT

Après avoir traversé les filtres S1112a ou b, le soufre est stocké soit dans le bac R1113 d'une capacité de 280 m³ ou d'environ 500 tonnes soit dans le bac R1163. Le soufre filtré dans le filtre S1162 est quant à lui stocké dans le bac R1163 identique au bac R1113.

Ces bacs calorifugés sont équipés de 4 échangeurs démontables alimentés en vapeur 5 bars.

L'alimentation de chaque filtre peut se faire à partir des tuyauteries de refoulement de n'importe laquelle des quatre pompes.

Le circuit est tel que les trois filtres peuvent fonctionner simultanément mais qu'une pompe ne peut alimenter qu'un seul filtre. Chaque bac de stockage de soufre filtré est équipé de deux pompes verticales d'expédition (1 en réserve) du soufre vers la boucle à soufre réchauffée en permanence. Les brûleurs de chaque four sont alimentés en soufre à partir de cette boucle.

2.2 Accessoires

Par accessoire, il faut comprendre toute la robinetterie et les accessoires de tuyauterie : purgeurs, filtres, vannes ...

Tous les piquages devraient se faire en pieds de biche, accompagnés ou non, excepté les piquages d'instrumentation qui sont en té droit.

2.2.1 Serpentins de fondoir

Le piquage d'alimentation vapeur des serpentins se fait à partir d'un collecteur en cerclant partiellement le fondoir. Il est en DN 20 muni d'une vanne DWA 50 (à passage direct, emmanchée soudée, corps et couvercle en acier avec bride plate).

PRESENTATION DE L'EXISTANT

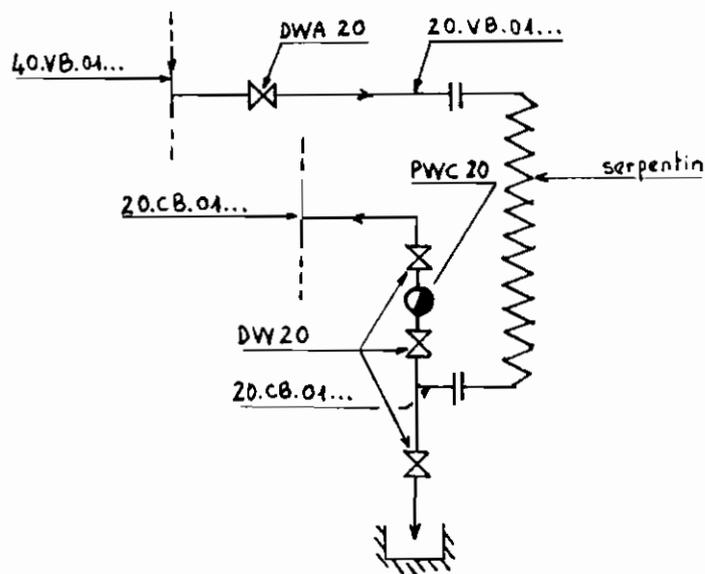


Figure 2.6 : Schéma de purge d'un serpentin de fosse

2.2.3 Réchauffeurs de masse de bac

Après piquage sur un collecteur DN 40, le réchauffage est alimenté à travers une vanne DWA 20 et un raccord union en DN 20 par une tuyauterie en DN 40, précédée d'un DN 20 et d'un manchon réducteur 40 x 20.

La sortie des condensats se fait par une conduite DN 20, raccordée au réchauffeur par raccord union DN 20.

PRESENTATION DE L'EXISTANT

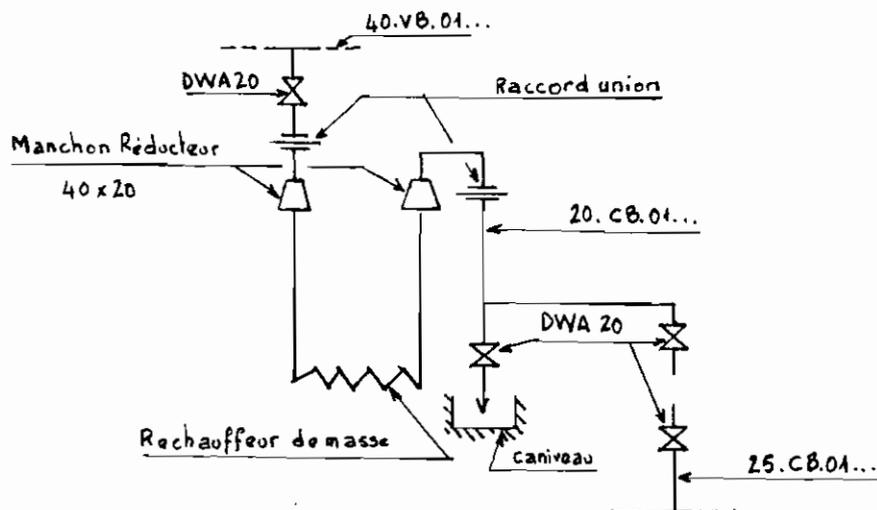


Figure 2.7 : Schéma de purge d'un rechauffeur de masse

2.2.4 Filtres

D'un collecteur DN 25, le couvercle est alimenté (entrée Id) par piquage en DN 20 à travers une vanne DWA 20, une réduction 25 x 20 et un flexible.

Quant à la double enveloppe du corps, son Ia est alimentée à partir d'un DN 65 ou 40, par piquage en DN 40 qui donne dans une nourrice.

A partir de la nourrice, en DN 40, un autre piquage en DN 20 va en Ia, à travers une vanne DWA une restreinte 25 x 20.

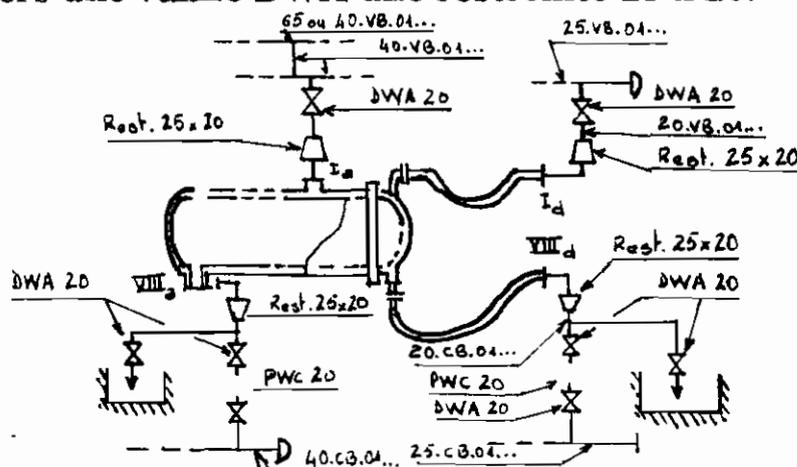


Figure 2.8 : Schéma de purge du double enveloppe d'un filtre NIAGARA

2.2.5 Purgeurs

Dans la zone soufre la purge des condensats est assurée par des purgeurs à flotteur inversé ouvert Spirax-Sarco, IB selon la notation du constructeur, dont le siège est en acier inoxydable Z 100 CD 17/AI81 440 C, le raccordement en embout soudé /ANSI B16 11.

Ce qui est primordial à ce niveau, c'est bien cerner les applications, leurs capacités de débit et leurs limites d'emploi.

Les avantages de ces purgeurs sont, qu'ils peuvent être utilisés en vapeur surchauffée, si l'on prend la précaution de placer un clapet de retenue à l'entrée.

Cependant, ces purgeurs ont l'inconvénient de n'évacuer l'air que lentement, bien qu'il ne puissent pas, normalement, se bloquer à l'air.

Si les conditions sont telles que le joint d'eau puisse se revaporiser, les purgeurs à flotteur inversé ouvert peuvent donner lieu à une fuite de vapeur, mais par une installation correcte, on peut éviter cet inconvénient.

Il existe une gamme très large de purgeurs de ce type avec des corps en fonte ou en acier forgé. Les types de la série HM, comme ceux sur site, ont un filtre incorporé. Les diamètres nominaux vont de 1/2 jusqu'à 2" (15 à 50 mm) avec connexions taraudés ou à brides suivant le type. Les limites d'emploi vont de 10 bars, 240°C, jusqu'à 62 bars, 450°C, ou 50 bars, 550°C.

Pour les débits, il faut se référer à l'annexe N.

2.3 Ligne de reprise du soufre : T1102, T1103a et b

C'est l'unique ligne qui était sur place avant dégoulotage. Elle est composée :

- de la trémie de déchargement R1101
- du dosomètre à chaux Z1107
- du convoyeur à bande T1102
- de la goulotte de jetée du T1102, en culotte de gendarme
- des 2 transporteurs à bande T1103a et b

Ces 2 convoyeurs pèsent chacun 1300 kg environ et sont munis chacun d'un moteur de 1,5 kW, 1500 rpm de marque LEROY-Somer, et d'un groupe de commande comprenant :

- 1 réducteur à arbre creux FLOTAX type 222
- 2 courroies de transmissions SPZ
- 2 poulies 90/95

Leur élimination entraînerait :

- une économie d'énergie due aux 2 moteurs
- une économie de pièce de rechange (courroies, bande, rouleaux,...)
- une économie en entretien en évitant 2 démontages par an suivies d'une révision générale à l'atelier
- une réduction des heures d'inspection des appareils de manutention

Il faut aussi noter les sources de pollutions dues au défaut d'étanchéité de leur goulotte, la corrosion et l'usure des goulottes déverseuses seraient évitées. La non commodité d'une jetée double ne serait plus de mise et en plus, il y aurait un gain d'espace lié à la réduction de l'encombrement qui nuit et n'est pas souhaitable en hauteur.

Ces raisons valident une souscription à la volonté du service maintenance de procéder à l'élimination des T1103a et b; d'autant plus que la nouvelle ligne avec jetée directe marche bien.

Chapitre 3 : ETUDE DE L'EXISTANT

3.1 - Détermination des débits de vapeurs nécessaires au process

Il s'agit ici de calculer les débits, compte non tenu des pertes. Ces dernières devant être quantifiées, estimées ultérieurement pour ajout. Donc ces débits, en quelque sorte théoriques, peuvent être comparés à ceux mesurés ou fournis par les exploitants.

3.1.1 Débit nécessaire pour la fusion

Température du soufre solide chargé : 20°C

Température de fusion du soufre : 119,5°C

Température du soufre après fusion : 145°C

Le soufre solide est très mauvais conducteur de chaleur. C'est même un isolant remarquable puisque sa conductivité thermique est de :

- 0,215 kcal/m.°C.h pour le soufre α , rhombique entre 20 et 95°C
- 0,145 kcal/m.°C.h pour le soufre β , monoclinique, entre 95 et 150°C

Le soufre solide a les mêmes qualités d'isolation que le carton d'amiante, le liège ou la paraffine. Cette faible conductivité explique les difficultés rencontrées pour fondre le soufre.

L'étude des propriétés thermiques du soufre est compliquée par suite des nombreuses transformations de la structure moléculaire d'autant plus que ces transformations ne sont pas franches et s'effectuent sur un certain intervalle de température qui varie selon la vitesse du chauffage.

ETUDE DE L'EXISTANT

Théoriquement, les valeurs de chaleur spécifiques et des chaleurs de transformation pour des températures de transformation de 95,5°C, 119,5°C et 160°C sont les suivantes :

Tableau 3.1 : Caractéristiques thermiques du soufre

Température (°C)	20° à 95°C	95°C	95° à 119°C	119°C	119 à 160°C	160°C	160 à 300°C
Nature	S _α solide		S _β solide		S liquide		S visqueux
Chaleur spécifique (kcal/kg.°C)	0,176		0,195		0,220		0,290
Chaleur de transformation (kcal/kg)		α → β 2,7		Fusion 9,3		liquide visqueux 2,8	

Pour les besoins de calculs industriels, il est plus simple d'utiliser le diagramme des enthalpies présenté à l'annexe B.

Néanmoins, nous utiliserons le calcul détaillé.

Soit m_S = débit massique du soufre solide par fondoir, en kg/h

Q_S = puissance nécessaire pour faire fondre m_S , en kJ/h

Il s'établit que :

$$Q_S = m_S \times 0,176 \times (95,5 - 20) + m_S \times 2,7 + m_S \times 0,195 (119,5 - 95,5) + m_S \times 9,3 + m_S \times 0,220 \times (145 - 119,5), \text{ en kcal/h}$$

Considérant qu'il n'y a pas d'accumulation de soufre dans le fondoir, avec

$m_S = 19939 \text{ kg/h}$, on a :

$$Q_S = 709\,389,74 \text{ kcal/h} = 2\,965\,249 \text{ kJ/h}$$

En régime permanent, Q_S est, aux pertes près, fournie par l'entière condensation de la vapeur saturée entrant dans les serpentins avec une enthalpie h_1 pour sortir sous forme de condensats purgés à l'enthalpie résiduelle h_2 . Donc si m_V est le débit de vapeur saturée 7 bars nécessaire pour la fusion :

$$Q_S = m_V (h_1 - h_2)$$

Sur les tables de vapeur ou table thermodynamique, les valeurs suivantes sont prises (voir annexe C):

$$h_1 = 2762,1 \text{ kJ/kg}$$

$$h_2 = 696,7 \text{ kJ/kg}$$

Il faudrait remarquer qu'aucune surchauffe de la vapeur ou un sous refroidissement éventuel des condensats n'est envisagé.

En isolant m_V , cela donne : $m_V = 1\,438,9 \text{ kg/h} = 1,44 \text{ T/h}$ pour un fondoir.

D'où un débit de $4,32 \text{ T/h}$ pour les trois fondoirs intensifs.

Il peut sembler que cette considération entraîne une augmentation du débit de vapeur en rapport aux cas occultés. Seulement, la vapeur saturée est utilisée pour la constance de sa température pendant toute la phase de condensation.

Et son coefficient d'échange de chaleur est plus élevé que celui de la vapeur surchauffée.

Donc à surface égale, l'utilisation de la vapeur saturée donne un échange thermique plus efficace qu'avec la vapeur surchauffée. De même, le sous refroidissement des condensats entraînerait une perte d'efficacité.

Au débit nécessaire précédemment calculé, il faut ajouter, celui dû aux pertes thermiques.

La formule générale de transmission de chaleur à travers une cloison plane composée de plusieurs plaques ayant une épaisseur e_p et un coefficient de conductibilité thermique λ_p est :

$$C = \frac{S(t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i} + \frac{e_1}{\lambda_1} + \dots + \frac{e_p}{\lambda_p} + \dots + \frac{e_n}{\lambda_n} + \frac{1}{h_e}}, \text{ p variant de 1 à n.}$$

C : en kJ/h ou en W (J/s)

S : surface d'échange en m²

t_i : température du fluide interne, soufre liquide, en °C

t_e : température du fluide externe, air ambiant, en °C

h_i : coefficient d'échange superficiel interne, kJ/m².°C.h si C en kJ/h

e₁, ..., e_p, ..., e_n : épaisseur des diverses plaques de la cloison, en m

λ₁, ..., λ_p, ..., λ_n : coefficient de conductivité des diverses plaques

constituant la cloison en kJ/m.°C.h si C en kJ/h

w/m.°C pour C en w

(voir annexe G)

h_e : coefficient d'échange superficiel externe,

kJ/m².°C.h si C en kJ/h

w/m².°C si C en w

Les coefficients :

h_i = pour échange superficiel interne, entre soufre liquide et paroi interne

h_e = pour échange superficiel externe, entre paroi externe et air ambiant

dépendent :

- des caractéristiques des fluides (conductivité, masse volumique, chaleur spécifique, viscosité ...)
- du mouvement des fluides (régime laminaire ou turbulent, sens du mouvement ...),
- du type de paroi (forme, orientation, rugosité),
- du coefficient de rayonnement de la paroi et éventuellement du fluide.

Ces coefficients tiennent compte aussi bien de l'échange par convection, que de l'échange par rayonnement :

$$h_i = h_{ic} + h_{ir} \quad \text{et} \quad h_e = h_{ec} + h_{er}$$

indice c pour convection

indice r pour rayonnement

Cependant, le rayonnement est souvent négligeable, de sorte que

$$h_i \approx h_{ic}.$$

- Parois verticales

$$h_i = 0,59 \left(\frac{\lambda_f \rho^2 g \beta C_p (t_i - t_{si})}{\mu h} \right)^{1/4}$$

$$h_i = 0,59 \left(\frac{\lambda_f^3 \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot C_p}{\mu} \right)^{1/4} \left(\frac{t_i - t_{si}}{H} \right)^{1/4}$$

formule de MAC ADAMS-NUSSELT

h_i en $\text{w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

λ_f : coefficient de conductivité du soufre liquide, en $\text{w/m} \cdot ^\circ\text{C}$

ρ : masse volumique du soufre liquide, en kg/m^3 (voir annexe D)

g : accélération de la pesanteur, $g = 9,81 \text{ m/s}^2$

β : coefficient de dilatation du soufre liquide rapporté au volume , en $^\circ\text{C}^{-1}$

$$\beta = \frac{v_2 - v_1}{v_1(t_2 - t_1)} , \quad \text{indice 1 pour état 1}$$

indice 2 pour état 2

v : volume massique

t : température

(voir annexe D)

C_p : chaleur massique à pression constante du soufre liquide, en $\text{J/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

t_{si} : température de surface de la paroi intérieure, en $^\circ\text{C}$

μ : viscosité dynamique du soufre liquide, en Poiseuille (annexe E)

H : hauteur de la paroi en contact avec le soufre liquide, donc du liquide, en m

Remarque : les valeurs λ_f , ρ , β , C_p , et μ du soufre liquide sont prises à :

$$t_m = \frac{t_i + t_{si}}{2}$$

==> Toutes les données relatives au soufre liquide sont dans le manuel IPEDEX.

$$h_e = h_{ec} + h_{er}$$

dans tous les cas : $h_{er} = R \left(\frac{T_{se}^4 - T_e^4}{T_{se} - T_e} \right)$ (attention température en K)

$$h_e = 0,59 \left(\frac{\lambda_f^3 \cdot \rho \cdot g \cdot \beta \cdot C_p}{\mu} \right)^{1/4} \times \left(\frac{t_{se} - t_e}{H} \right)^{1/4} + h_{er}$$

Formules empiriques :

Air ambiant

$$h_e = 6 + 4v \left(\frac{T_{se}}{T_e} \right) \text{ pour } v \leq 5 \text{ m/s}$$

$$h_e = 0 + 7,4 v^{0,78} \left(\frac{T_{se}}{T_e} \right) \text{ pour } v > 5 \text{ m/s}$$

formule de JURGENS-SCHACK

D'après météo de Thiès $v_{air} = 4 \text{ m/s}$

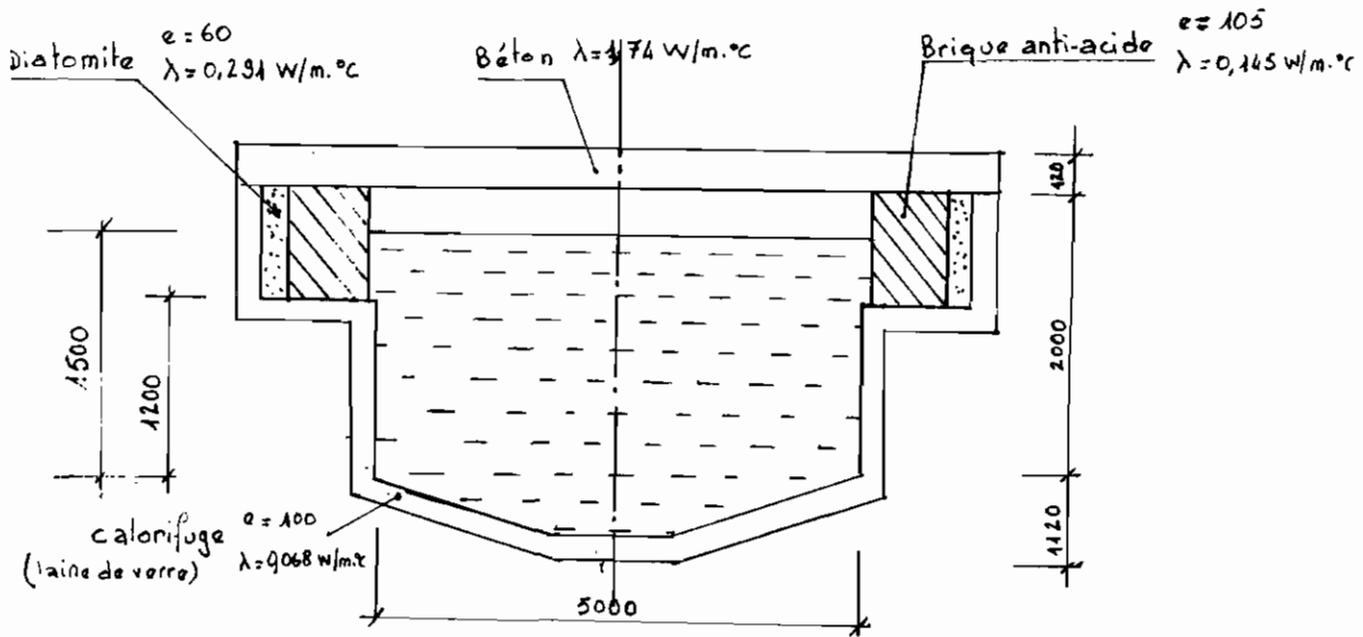
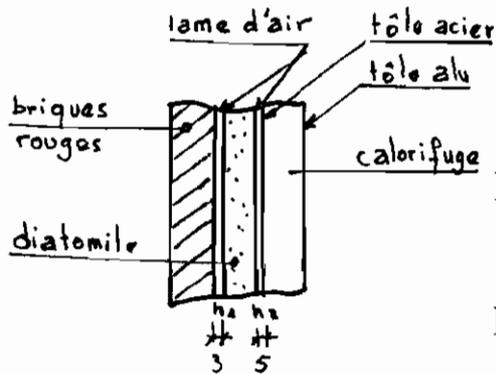


Figure 3.1 : Schéma de la structure des parois d'un fondoir

ETUDE DE L'EXISTANT



$$h_1 \quad \lambda_f = 0,0269 ; \rho = 1,192$$

$$C_p = 1,0078 ; \mu = 1,877 \cdot 10^{-5}$$

$$h_1 = 2,097 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C} \quad \beta = 0,00322$$

$$h_e \quad \lambda_f = 0,0288 ; \rho = 1,121$$

$$C_p = 101,6 ; \mu = 1,988 \cdot 10^{-5}$$

$$h_e = 2,070 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C} \quad \beta = 0,00297$$

Voir annexe F pour les valeurs utilisées dans le calcul de h_1 et h_2 .

Parois sans briquetage

$$H = 1220$$

$$t_i - t_{si} \cong 10^\circ \text{C}$$

$$S = 23,6 \text{ m}^3$$

$$\Rightarrow t_m = \frac{t_i - t_{si}}{2} = 137,5^\circ \text{C}$$

$$\rho = 1779,2 \text{ kg/m}^3, \beta = 5,086 \cdot 10^{-4}, C_p = 921,1 \text{ J/kg} \cdot \text{°C},$$

$$\mu = 8,12 \cdot 10^{-3} \text{ Pl}$$

$$\lambda_f = 0,1686 \text{ w/m} \cdot \text{°C}$$

$$h_i = 54,04 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$h_e = 6 + 4v \left(\frac{T_{\infty}}{T_e} \right) \text{ avec } T_{\infty} = t_e + \frac{t_i - t_e}{10} = 25 + \frac{145 - 25}{10} = 37^\circ \text{C}$$

$$h_e = 22,64 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$C = \frac{S(t_i - t_e)}{\frac{1}{54,04} + \frac{0,010}{53,1} + \frac{0,100}{0,068} + \frac{1}{22,64}} = 1847 \text{ w}$$

$$C = 1,847 \text{ kw}$$

Parois verticales avec briquetage

$$h_i = 54,04 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_e = 22,04 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad \text{idem que précédemment}$$

$$H = 280$$

$$S = 5,89 \text{ m}^2$$

$$C = \frac{S(t_i - t_e)}{\frac{1}{h_i} + \frac{0,105}{\lambda_{br}} + 2 \frac{1}{h_1} + \frac{0,003}{\lambda_{air}} + \frac{0,060}{\lambda_{diat}} + 2 \frac{1}{h_2} + \frac{0,010}{\lambda_{t\theta e}} + \frac{0,100}{\lambda_{cal}} + \frac{1}{h_e}}$$

* Parois en contact avec air (c'est à dire non mouillées) négligées en termes de flux calorifique.

$$C = \frac{5,89(145 \cdot 25)}{\frac{1}{54,04} + \frac{0,105}{0,145} + 2 \frac{1}{2,097} + \frac{0,003}{0,0288} + \frac{0,060}{0,291} + 2 \frac{1}{2,070} + \frac{0,010}{53,1} + \frac{0,100}{0,068} + \frac{1}{22,64}}$$

$C = 0,0787 \text{ kW}$, ce qui est négligeable.

Fond

$$S = 18,85 \text{ m}^2$$

$$h_e = 22,64 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C = \frac{S(t_i - t_e)}{\frac{0,100}{\lambda_{cal}} + \frac{1}{h_e}}$$

$$C = 1493 \text{ w}$$

$$C = 1,493 \text{ kw}$$

Toit

$$e = 500$$

$$\lambda = 0,0291 \text{ W/m} \cdot \text{°C}$$

$$h_i = 5,8 + 4v = 9,8 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$h_e = 6 + 4v \left(\frac{T_{\infty}}{T_e} \right) \quad \text{avec} \quad t_{\infty} = t_{air} + \frac{t_i - t_{air}}{10} = 75,93 \text{°C}$$

$$= 27,73 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C} \quad \text{et}$$

$$t_{air} \approx \Delta T \text{ LN}(t_e, t_i) = \frac{145 - 25}{\ln\left(\frac{145}{25}\right)} = 68,26 \text{°C}$$

$$S = 19,63 \text{ m}^2$$

$$C = \frac{S(145 - 25)}{\frac{1}{h_i} + \frac{0,500}{\lambda_{air}} + \frac{0,100}{\lambda_{b\acute{e}ton}} + \frac{1}{h_e}}$$

$$C = 135,5 \text{ w}$$

$$C = 0,136 \text{ kw}$$

Les parts, en pourcentages, des déperditions thermiques de chaque paroi par rapport au total sont les suivantes :

- Parois sans briquetage ---> 52%
- Parois avec briquetage ---> 3,8%
- Fond -----> 42%
- Couvercle -----> 2,2%

Le débit de vapeur correspondant aux pertes thermiques est calculé de la manière suivante :

$$Q_s = m_v (h_1 - h_2) = 3,5547 \text{ kw}$$

$$m_v = 0,00172 \text{ kg/h}$$

$$= 6,2 \text{ kg/h}$$

$$= 0,0062 \text{ T/h, par fondoir}$$

d'où $m_v = 18,6 \text{ kg/h}$

$$= 0,0186 \text{ T/h, pour les trois fondoirs.}$$

3.1.2 Débit nécessaire pour les fosses à soufre

La vapeur fournie ne sert qu'au maintien du soufre liquide à une température de 145°C. Donc la quantité de chaleur tirée de la vapeur ne compense que les pertes thermiques.

Les deux fosses sont modélisées comme des parallélépipèdes rectangles dont les faces sont composées de briques rouges et excepté les deux parois horizontales. Pour le haut, il s'agit d'un couvercle métallique d'épaisseur 4 mm et d'une lame d'air d'épaisseur 240 mm. Pour le bas, non seulement les briques sont présentes mais il y a en plus un béton de propreté d'épaisseur 50 mm.

Le schéma ci-dessous illustre la modélisation.

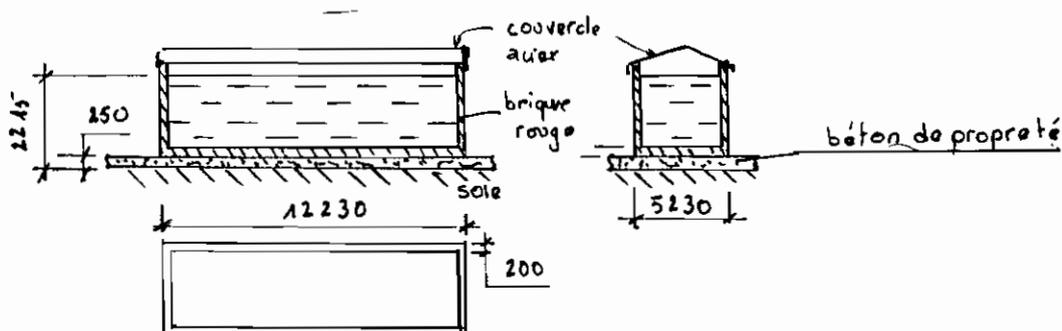
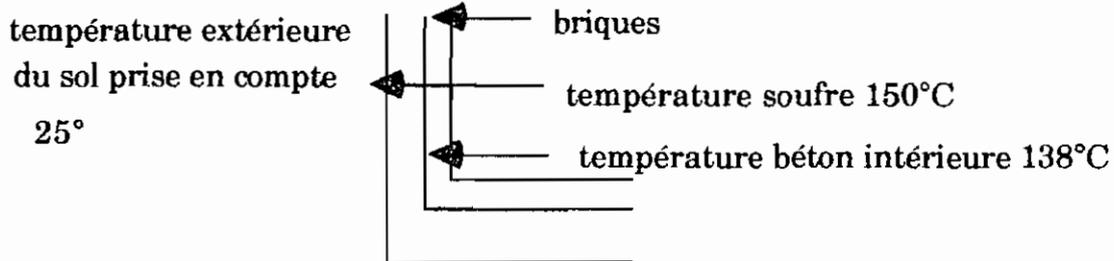


Figure 3.2 : Schéma de la structure des parois d'une fosse

Hypothèses de calcul à la température du constructeur**KREBS****Figure 3.3 : Détails pour hypothèses de calcul**

Le calcul de C établi pour une fosse et ensuite multiplié par deux pour obtenir la valeur nécessaire pour les deux fosses :

$$t_m = \frac{t_i + t_{si}}{2} = \frac{150 + 138}{2} = 144^\circ\text{C}$$

$$\rho = 1779,2 \text{ kg/m}^3, \quad \beta = 5,086 \cdot 10^{-4} ; \quad C_p = 921,1 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} ; \quad \mu = 7,3 \text{ cPo} \\ = 7,3 \cdot 10^{-3} \text{ PI}$$

$$\lambda_f = 0,145 \text{ kcal/m} \cdot ^\circ\text{C}. \quad h = 0,1626 \text{ w/m} \cdot ^\circ\text{C} ; \quad t_i = 150^\circ\text{C} ; \quad t_{si} = 138^\circ\text{C}$$

$$S = 2 \times (2215 \times 5230) + 2(2215 \times 12230) = 77\,347\,800 \text{ mm}^2 \\ = 77,3 \text{ m}^2$$

$$\lambda = 1,861 \text{ w/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t_{se} = t_e + \frac{t_i - t_e}{10} = 37,5^\circ\text{C}$$

Valeur empirique de T_{se} pour un tube moyennement calorifugé, formule permettant de calculer h_e avec une bonne approximation.

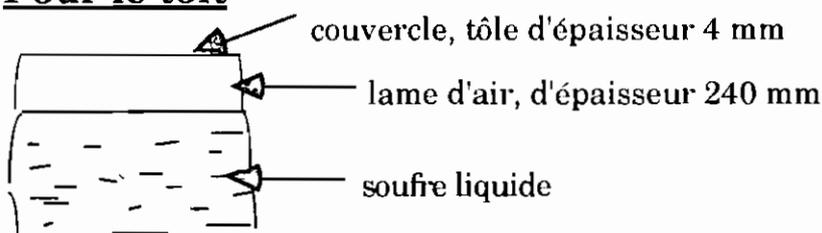
$$h_e = 6 + 4 \times 4 \left(\frac{37,5 + 273}{25 + 273} \right) = 22,671 \text{ w / m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$C = \frac{77,3(150 - 25)}{\frac{1}{50,040} + \frac{0,071}{0,349} + \frac{0,200}{1,861} + \frac{1}{22,671}}$$

$$C = 25\,766,6 \text{ w}$$

$$C = 25,767 \text{ kw}$$

- Pour le toit



$$t_m = \frac{25 + 69,76}{2} = 47,33 \text{ °C}$$

$$\lambda = 52,71 \text{ w / m} \cdot \text{°C}$$

$$t_{air} = \frac{150 - 25}{l_n \left(\frac{150}{25} \right)} = 69,76 \text{ °C}$$

$$\Rightarrow \lambda_{air} = 0,02925 \text{ w / m} \cdot \text{°C}$$

$$h_i = 5,8 + 4 v, \text{ en w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

On prend $v = 1 \text{ m/s}$, "air calme" Ce qui a tendance à diminuer la résistance donc entraîne des conditions plus sévères.

$$h_e = 6 + 4 v \left(\frac{T_{se}}{T_c} \right)$$

ETUDE DE L'EXISTANT

$$S \approx 12,230 \times 5,230 = 62,93 \approx 64 \text{ m}^2$$

$$h_{i} = 9,8 + 4 v, \text{ en } w/m^2 \cdot ^\circ C \quad t_{se} = t_e + \frac{t_{air} - t_e}{10} = 25 + \frac{69,76 - 25}{10} = 29,48^\circ C$$

$$h_e = 6 + 4 \times 4 \left(\frac{29,48 + 273}{25 + 273} \right)$$

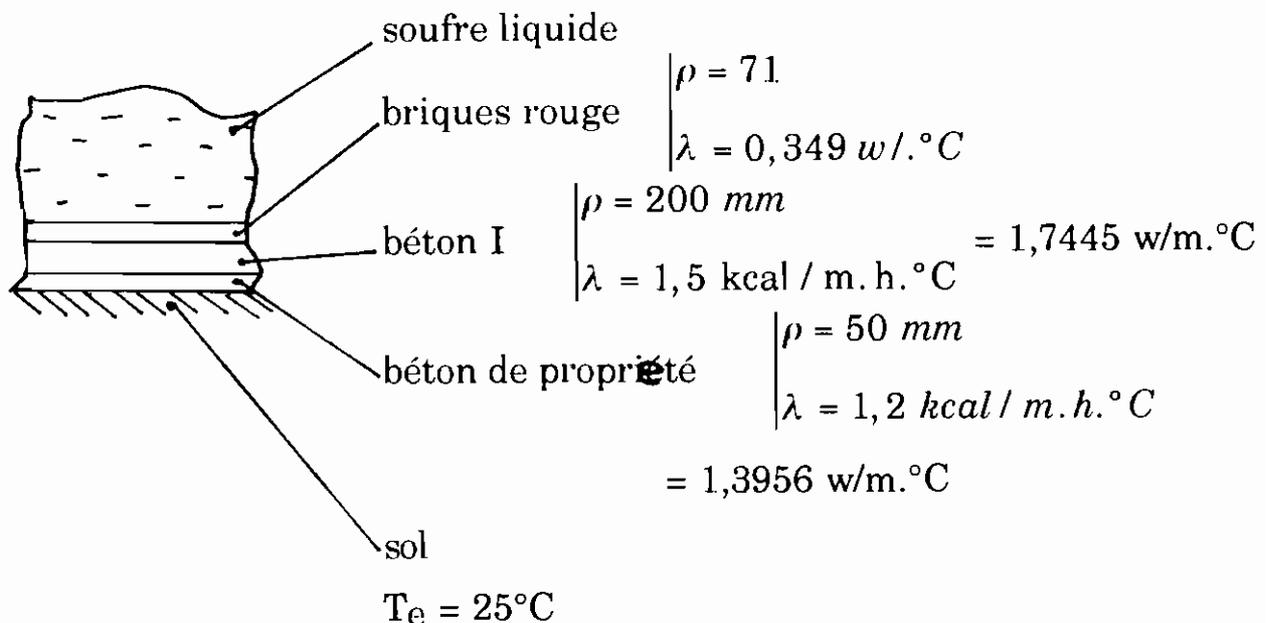
$$h_e = 22,24 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ C$$

$$C = \frac{62,93(150 - 25)}{\frac{1}{9,8} + \frac{0,240}{0,02925} + \frac{0,004}{52,71} + \frac{1}{22,24}}$$

$$C = 15\,352,4 \text{ w}$$

$$C = 15,352 \text{ kw}$$

- Pour le fond



$$S \approx 64 \text{ m}^2$$

N'ayant pas les moyen de calculer h_i , la formule simplifiée suivante est utilisée ;

$$C = \frac{S(t_i - t_c)}{\frac{\rho}{\lambda_c} + \frac{1}{h_e}} , \quad \frac{1}{h_e} \text{ négligeable et}$$

$$C = \frac{64(150 - 25)}{\frac{0,071}{0,349} + \frac{0,200}{1,7445} + \frac{0,050}{1,3956}}$$

$$\Rightarrow C = 22\,605,5 \text{ w}$$

$$C = 22,606 \text{ kw}$$

Les déperditions latérales entre l'air, qui occupe la hauteur non atteinte par le soufre liquide, et les parois verticales sont négligées.

$$\text{Pour l'ensemble de la fosse} \quad C = 22,606 + 15,352 + 25,767$$

$$C = 63,725$$

$$\text{D'où pour le deux fosses :} \quad C = 127,45 \text{ kw}$$

Les parts en pourcentages des déperditions thermiques de chaque paroi par rapport au total sont les suivantes :

toit = 15,352 kw	soit 24,1%	de la dissipation totale
fond = 22,606 kw	soit 35,7%	" " " "
parois = 25,767 kw	soit 40,2%	" " " "

Le débit vapeur nécessaire pour le réchauffage du soufre liquide dans une fosse est : $C = m_v(h_1 - h_2)$, $h_1 = 2746,8 \text{ kJ/kg}$

$$m_v = \frac{C}{h_1 - h_2} \quad h_2 = 639,9 \text{ kJ/kg}$$

$$m_v = 0,109 \text{ T/h pour une fosse ; ce qui fait}$$

$$m_v = 0,218 \text{ T/h pour les deux fosses}$$

3.1.3 Débit nécessaire pour la filtration

Les corps de filtre sont schématisés de la manière suivante :

$$\text{coque interne} \text{ ---> } S = 13,55 + 6,73 = 20,28 \text{ m}^2$$

$$\text{coque externe} \text{ ---> } S = 14,17 + 7,70 = 21,87 \text{ m}^2$$

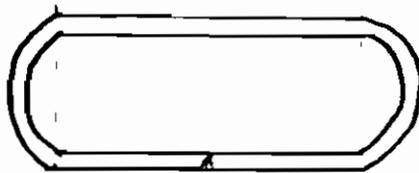
Les fonds en anse sont approximés par des segments sphériques



$$S = 2\pi R h = \frac{\pi}{4} (d^2 + 4h^2)$$

$$R_{\text{int}} = 1,700$$

$$R_{\text{ext}} = 1,702,5$$



Acier A 42
surépaisseur de
corrosion 4mm

Figure 3.4: Schéma de la structure des parois d'un filtre NIAGARA

$$h_{\text{air}} = 6 + 4v \left(\frac{T_{\text{se}}}{T_e} \right) = 6 + 4 \times 4 \left(\frac{273 + 88,18}{273 + 151,85} \right) = 19,602 \text{ w / m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Vapeur se condensant : $h_i \approx 12\,000 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$$h_s = 0,023 \frac{\lambda_f}{d_i} \left(\frac{\rho v d_i}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda_f} \right)^{0,4}$$

$\Delta TLM = 143,26 \text{ }^\circ\text{C}$, d'où:

$$\rho = 1787,5 \text{ kg/m}^3$$

$$\lambda_f = 0,169 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$

$$\mu = 7,37 \text{ cPo} = 7,37 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$C_p = 0,9211 \text{ J/kg}\cdot^\circ\text{C}$$

l/min.m² de surface filtrante

$$V \approx 30 \times 41,8 \times \frac{10^{-3}}{60} / \pi \frac{1,53^2}{4} \approx 40,92 \text{ m/s}$$

$$h_s = 9,59 \text{ w/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

réchauffage du soufre

par partie cylindrique

par anse

$$C = \frac{20,28(151,85 - 135)}{\frac{1}{12000} + \frac{0,020}{50,20} + \frac{1}{9,59}} + \frac{14,17(151,85 - 25)}{\frac{1}{12000} + \frac{0,020}{50,69} + \frac{1}{19,602}} + \frac{7,70(151,85 - 25)}{\frac{1}{12000} + \frac{0,020}{50,69} + \frac{1}{19,602}}$$

$$= 3216,97 (5,6\%) + 34906,91 (61,1\%) + 18968,47 (33,3\%)$$

$$C = 57,092 \text{ w}$$

$$94,4\%$$

$$C = 57,092 \text{ kw}$$

Le débit de vapeur correspond aux pertes thermiques est calculé de la manière suivante :

$$m_v(h_1 - h_2) = C$$

$$\Rightarrow m_v = \frac{57092,4}{2746,8 - 639} \times 10^{-3}$$

$$m_v = 0,0271 \text{ kg/s}$$

$$/ \text{ filtre}$$

$$m_v = 0,0976 \text{ T/h}$$

$$\Rightarrow m_v = 0,293 \text{ T/h pour les trois filtres}$$

3.1.4 Débit nécessaire pour le stockage du soufre filtré

Le même principe que les fosses s'applique, seulement les types de parois et les températures changent.

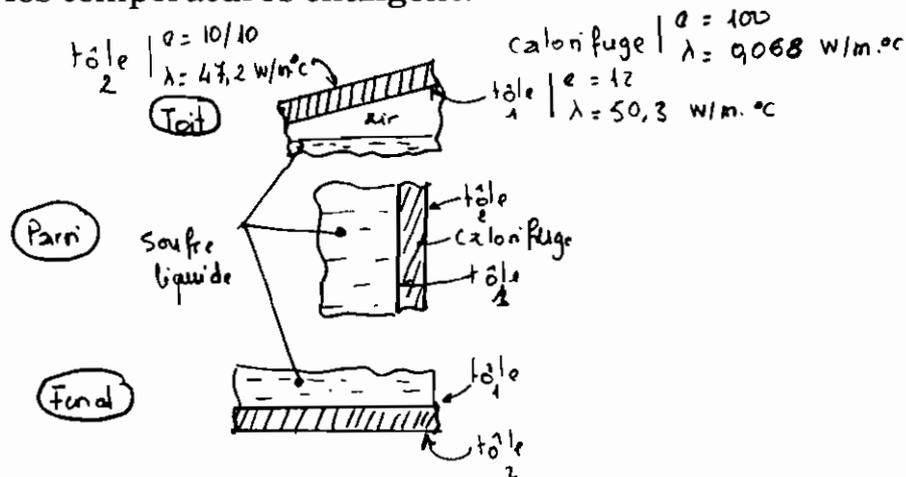


Figure 3.5 : Détails de la structure des parois d'un bac de stockage

$$S_{\text{fond}} = 145 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{paroi}} = 170 \text{ m}^2$$

$$S_{\text{couvercle}} = 152 \text{ m}^2$$

Parois

$$h_e = 6 + 4v \left(\frac{T_{se}}{T_e} \right), \quad t_{se} = t_e + \frac{t_i - t_e}{10} = 25 + \frac{140 - 25}{10} = 36,5^\circ \text{C}$$

$$h_e = 6 + 4 \times 4 \left(\frac{273 + 36,5}{273 + 25} \right)$$

$$h_e = 22,617 \text{ w/m} \cdot ^\circ \text{C}$$

$$h_i = 0,59 \left(\frac{\lambda_f^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot C_p \cdot (t_i - t_{si})}{\mu H} \right)^{1/4}$$

ETUDE DE L'EXISTANT

prenons $t_i - t_{si} = 10^\circ\text{C}$

$\beta = 5,086 \cdot 10^{-4}$ déjà calculé ; $\rho = 1,7875 \text{ kg}$; $\rho = 1787,5 \text{ kg} / \text{m}^3$;

$C_p = 921,1 \text{ J} / \text{kg} \cdot ^\circ\text{C} = \mu = 8,50 \text{ clo} = 8,50 \cdot 10^{-3} \text{ PI}$; $\lambda_f = 0,16286$

$\text{w} / \text{m} \cdot ^\circ\text{C}$;

$t_i = 140^\circ\text{C}$; $t_{si} = 130^\circ\text{C}$

$$t_m = \frac{t_i + t_{si}}{2} = 135^\circ\text{C} \quad , \quad H = 1,93 \text{ m}$$

$h_i = 47,749 \text{ w} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$$C = \frac{170(140 - 25)}{\frac{1}{47,749} + \frac{0,008}{50,3} + \frac{0,100}{0,068} + \frac{0,010}{47,2} + \frac{1}{22,617}}$$

$$C = 12727 \text{ w}$$

$$C = 12,727 \text{ kw}$$

Fond

$h_e = 22,617 \text{ w} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$h_i = 47,749 \text{ w} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$$C = \frac{170(140 - 25)}{\frac{1}{47,749} + \frac{0,008}{50,3} + \frac{0,100}{0,068} + \frac{0,010}{47,2} + \frac{1}{22,617}}$$

$$C = 10\ 855 \text{ w}$$

$$C = 10,855 \text{ kw}$$

Toit (couvercle)

$h_e = 22,617 \text{ w} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$$t_{air} = \frac{140 - 25}{\left(\frac{140}{25}\right)} = 69,65^\circ\text{C}$$

$$h_i = 5,8 + 4v$$

$$= 5,8 + 4 \times 1, \quad v = 1, \text{ air calme} \quad \Rightarrow \lambda_{air} = 0,0290$$

$$h_i = 9,8$$

$$C = \frac{152(140 - 25)}{\frac{1}{8,9} + \frac{1,075}{0,029} + \frac{0,012}{50,3} + \frac{0,100}{0,068} + \frac{0,010}{47,2} + \frac{1}{22,617}}$$

$$C = 453 \text{ w}$$

$$C = 0,453 \text{ kw}$$

Les parts ont en pourcentages des déperditions thermiques de chaque paroi par rapport au total sont les suivantes :

Parois -----> 53%

Couvercle ----> 45%

Fond -----> 2%

Le débit de vapeur correspondant aux pertes thermiques est calculé de la manière suivante :

$$m_v = \frac{Q_s}{h_2 - h_1} = \frac{24035}{2746,8 - 639,9} = 0,0114 \text{ kg/s} \quad / \quad \text{pour un bac à}$$

soufre filtré

$$= 0,041 \text{ T/h}$$

donc $m_v = 0,123 \text{ T/h}$ pour les trois bacs

3.2 Calculs des pertes de charges

3.2.1 Principes généraux de calcul

Les calculs de pertes de charges ne sont menés que sur les canalisations principales d'alimentation , communément appelées collecteurs et jusqu'à l'entrée des serpentins si possible.

La masse volumique d'un fluide compressible, tel que la vapeur, est fonction de la pression de ce fluide. Dans son cheminement, le fluide accuse des chutes de pression et sa masse volumique $\rho = \frac{1}{v}$ diminue.

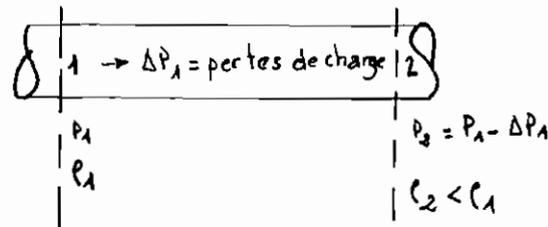


Figure 3.6 : Pertes de charge d'une tuyauterie

Dans la pratique, tant que $\Delta P < 0,05 \times P_1$ (c'est à dire 5% de P_1) 10% même pour les approximations, la valeur ρ peut être considérée comme constante : $\rho = \rho_1 = \rho_2$.

Dans tous les tronçons où il est trouvé $\Delta P > 5\%$ de P_1 , ces derniers seront divisés en autant de tronçons nécessaires de façon à avoir $\Delta P_i < 5\%$ de P_i , ΔP_i étant calculé à partir de ρ_i .

L'erreur engendrée par cette simplification est négligeable et cette méthode permet de calculer les pertes de charge des fluides compressibles comme celles de fluides incompressibles.

La formule de Colebrook, valable pour tous les fluides dans une conduite rectiligne s'écrit :

$$\Delta P = \lambda \frac{L}{D} \rho \frac{v^2}{2}$$

avec $v = \frac{I}{\rho S} = \frac{4I}{\pi \rho D^2}$, et :

ΔP en Pa

ETUDE DE L'EXISTANT

L : longueur de la conduite, en m

D : diamètre de la conduite, en m

S : section de passage de la conduite, en m²

ρ : masse volumique du fluide, en kg/m³

V : vitesse du fluide, la vapeur saturée présentement, en m/s

I : débit masse du fluide, en kg/s

λ : coefficient de perte de charge, différent de la conductivité thermique utilisée en §2.2

La valeur de λ est fonction :

- de la vitesse du fluide
- du diamètre de la conduite et de sa rugosité
- de la viscosité cinématique du fluide

Le coefficient de pertes de charges λ est donné par :

- pour un écoulement laminaire : $\lambda = \frac{64}{R_D}$

-pour un écoulement turbulent:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda'}} = -2 \log \left[\frac{K_r}{3,71xD} + \frac{2,51}{R_D \sqrt{\lambda'}} \right]$$

avec : $R_D = \frac{1000VD}{\nu}$ = nombre de Reynolds

Formules dans lesquelles :

V : vitesse du fluide, en m/s

D : diamètre de la conduite, en mm

ν : viscosité cinématique du fluide, en cSt

k_r : hauteur des aspérités du tube, en mm

Un diagramme $\lambda = f\left(R_D, \frac{K_r}{D}\right)$, annexe H, permet d'éviter le calcul fastidieux de λ , surtout pour le régime turbulent.

La viscosité cinématique de la vapeur, ν , est aussi donné par un diagramme, en annexe I.

La valeur de k_r , hauteur des aspérités internes du tube varie suivant la qualité et le type de tube en question.

Pour la vapeur k_r est de l'ordre de 0,1 à 0,2 mm. Cependant, si la vapeur est de bonne qualité, les dépôts et les incrustations dans les tubes (voir § 3.1) seront faibles ou inexistantes. Généralement, compte tenu des légères corrosions possibles, k_r sera toujours prise égale à 0,2 mm.

En pratique, pour tous les tronçons λ ne varie que très peu. C'est pourquoi, il est considéré constant et est calculé une fois pour toute à l'aide des valeurs ρ_1 , v_1 et ν_1 .

Pour chaque tronçon, seuls ρ et ν sont à redéterminer en fonction de la nouvelle pression P de la vapeur (l'enthalpie restant constante si la tuyauterie est parfaitement calorifugée).

Cependant, à ces pertes de charges linéaires s'ajoutent des pertes de charges singulières. Ces dernières sont dues aux accidents de tuyauterie, à savoir les coudes, tés, réductions et vannes (robinetterie en général).

Pour chaque accident, la perte s'exprime sous la forme :

$$\Delta P = K_\rho \frac{v^2}{2}$$

avec :

$$\Delta P \text{ en Pa}$$

K : coefficient de perte de charge

ρ : masse volumique, en kg/m^3

v : vitesse de la vapeur à travers l'élément, en m/s

Une similitude avec la formule de Colebrook permet d'assimiler l'accident à une longueur fictive de tuyauterie droite de même diamètre occasionnant la même perte de charge. Cela donne :

$$l = \frac{K}{\lambda} D$$

l : longueur fictive ou longueur équivalente, même unité que D

λ : coefficient de perte de charge de la conduite

D : diamètre de la conduite

Quelques valeurs moyennes de k sont données dans les traités de distribution de vapeur. Néanmoins, certains documents techniques des fournisseurs présentent des abaques donnant directement l'équivalence de perte de charge d'un accident en longueur fictive de conduite droite.

Dans cette étude c'est l'abaque de la Division Robinetterie Serseg de la Société SEREG, qui est utilisé.

Remarque pour la ligne 200 VM.01.101.03C01: selon les piquages, surtout vers la fin, le débit change dans le tronçon, compte tenu de cet élément qui ne change rien aux pertes qui doivent se cumuler.

3.2.2 Pertes de charges du réseau 7 bars

Le débit de départ pris est de 7T/h , ce qui correspond à $1,944\text{ kg/s}$.

Les pertes singulières sont déterminées dans le tableau ci-dessous :

ETUDE DE L'EXISTANT

Tableau 3.2 : Pertes singulières du réseau 7 bar

Lignes	Coudes à 90°	Coudes à 45°	Réduction	Tés	Vannes	Niveau P/r sol (m)	Léq (m)
150.VM.01.501.03C01	2	1	1	1	-	4,5	7,1
200.VM.01.101.03C01	6	2	1	2	-	4,5	11,6
100.VM.01.110.03C01	3	-	-	-	-	4,5	3,6

Les pertes de charges sont les suivants :

Tableau 3.3 : Pertes de charge du réseau 7 bar

Lignes	Longueur (m)	Longueur développée (m)	P_e (bar)	ΔP (bar)	P_s (bar)	V (m/s)
150.VM.01.501.03C01	16	22,1	7	0,0486	6,951	30
200.VM.01.101.03C01	111	122,6	6,951	0,0650	6,886	17,31
100.VM.01.110.03C01	18	21,6	6,886	0,0399	6,846	22,47

P_e : pression à l'entrée du tronçon

P_s : pression à la sortie du tronçon

Il est très utile de faire ressortir dès maintenant les pressions à l'origine des piquages d'alimentation des serpentins des fondoirs intensifs.

Tableau : 3.4 : Pression à l'entrée des serpentins de fondoir

Destination	Ligne	P_e (bar)	ΔP	P_s
F1103b	50.VM.01.10103C01	6,288	0,31	6,578
F1103a	50.VM.01.10103C01	6,886	0,31	6,576
F1153	50.VM.01.10103C01	6,845	0,31	6,535

ETUDE DE L'EXISTANT

Les pertes de charge et les vitesses sont raisonnables pour les tuyauteries du réseau 7 bars.

3.2.3 Pertes de charges dans le réseau 5 bars

Le débit total nécessaire est pris à 2T/h, soit 0,556 kg/s, pour le calcul.

Le tableau ci-dessous donne les pertes singulières :

Tableau 3.5 : Pertes singulières sur le réseau 5 bar

Ligne	Coudes à 90°	Coudes à 45°	Réduc- tions	Tés	Vannes	Niveau / sol (m)	Léq (m)	longue ur (m)
40.VB.01.101.03B01	3 (0,55)	2	-	2 (0,6)	6 (13)	4,5		37
40.VB.01.107.03B01	1	-	-	1	1			5
40.VB.01.110.03B01	-	-	-	3	-			7,5
20.VB.01.107.03B01	1 (0,25)	2 m (0,19)	- (0,3)	1 (1,20)	1 (8)	3,1		2
20.VB.01.101.03B01	3	-	1	1	1			3,5
20.VB.01.110.03B01	3	-	1	1	1			3,5
65.VB.01.137.03B01	3 (0,85)	2 (0,6)	-	- (1)	1 (25)			15
40.VB.01.102.03B01	5	-	-	3	1			7
40.VB.01.117.03B01	-	-	-	3	-			7,5
40.VB.01.116.03B01	-	-	-	3	-			7,5
40.VB.01.113.03B01	1	-	-	1	1			5
20.VB.01.113.03B01	1	2	-	1	1			2
25.VB.01.114.03B01	1	-	-	1	1	3,6		7,5
20.VB.01.141.03B01	1	-	-	-	1	6,6		0,5
20.VB.01.140.03B01	1	-	-	-	1			0,5
40.VB.01.151.03B01	2	-	-	1	-			12
20.VB.01.156.03B01 158 159 160	5	-	-	3	1			8 m
20.VB.01.172.03B01	1	-	-	1	1			2
20.VB.01.175.03B01	1	-	-	1	1			2

ETUDE DE L'EXISTANT

Les pertes de charges sont les suivantes :

Tableau 3.6 : Pertes de charge du le réseau 5 bar

Ligne	Longueur (m)	Longueur développé (m)	P_e (bar)	ΔP (bar)	P_s (bar)	V (m/s)	Q (kg/s)
40.VB.01.101.03B01	37	.	5	0,242	4,758	.	0,1603
40.VB.01.107.03B01	5	.	4,849	0,097	4,752	17,4	0,0583
40.VB.01.110.03B01	7,5	.	4,794	0,059	4,735	.	-0,0501
20.VB.01.107.03B01	2	.	4,752	1,632	3,312	69,5	0,0583
20.VB.01.101.03B01	3,5	.	4,758	0,018	4,740	15,2	0,01275
20.VB.01.110.03B01	3,5	"	4,735	0,018	4,717	"	0,01275
65.VB.01.137.03B01	15	.	5	0,316	4,484	.	0,3232
40.VB.01.102.03B01	7		4,796	0,033	4,763	11,5	0,0386
40.VB.01.117.03B01	7,5	.	4,648	0,059	4,589	.	0,0501
40.VB.01.116.03B01	7,5	.	4,541	0,059	4,482	.	0,0501
40.VB.01.113.03B01	5		4,484	0,098	4,386	17,4	0,0583
20.VB.01.113.03B01	2		4,380	1,44	2,946	69,5	0,0583
25.VB.01.114.03B01	7,5		4,484	2,27	2,214	50,4	0,0660
20.VB.01.141.03B01	0,5		2,214	1,8	0,014	39	0,0330
20.VB.01.140.03B01	0,5		2,214	1,971	0,234	39	0,0330
40.VB.01.151.03B01	12		5	0,671	4,329	.	0,1299
20.VB.01.156.03B01 158 159 160	8		4,628	0,451	4,177	46	0,00965
20.VB.01.172.03B01	2		4,329	0,618	4,177	69,5	0,0583
20.VB.01.175.03B01	2		4,353	0,060	4,293	39,3	0,0330

Les valeurs des pertes de charges et vitesses ne sont pas raisonnables pour les lignes :

- 20.VB.01.107.03B01
- 20.VB.01.113.03B01

ETUDE DE L'EXISTANT

- 25.VB.01.114.03B01
- 20.VB.01.141.03B01
- 20.VB.01.140.03B01

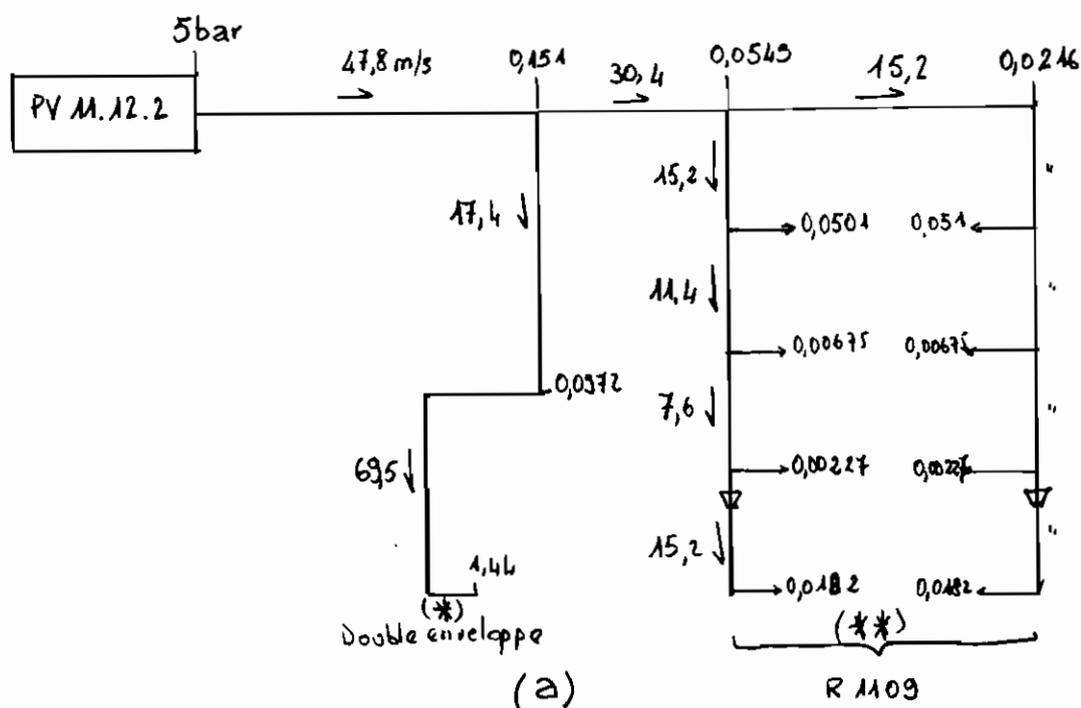
d'autant plus que pour certaines conduites d'autres débits secondaires devant y transiter ne sont pas tenus en compte.

Les débits inscrits au tableau 3.6 sont les débits à l'entrée des tuyauteries ; ils peuvent être différents des débits en bout de tuyauterie s'il y a justement des piquages intermédiaires.

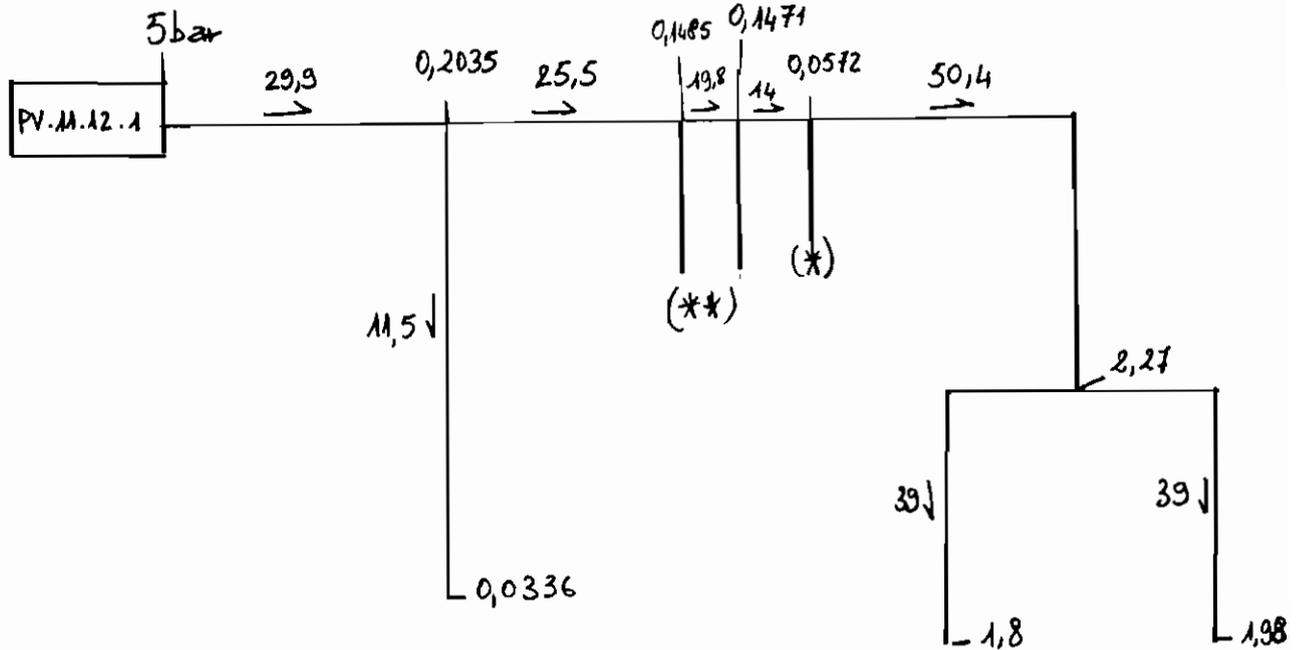
Ces débits se calculent sur la base d'un débit total de calcul de 2 T/h pour l'ensemble de la vapeur 5 bars au prorata des débits calculés au paragraphe 3.2.

Il serait utile de connaître la pression à ces piquages au lieu de s'arrêter aux pertes de charge globale entre l'origine et la fin de la tuyauterie.

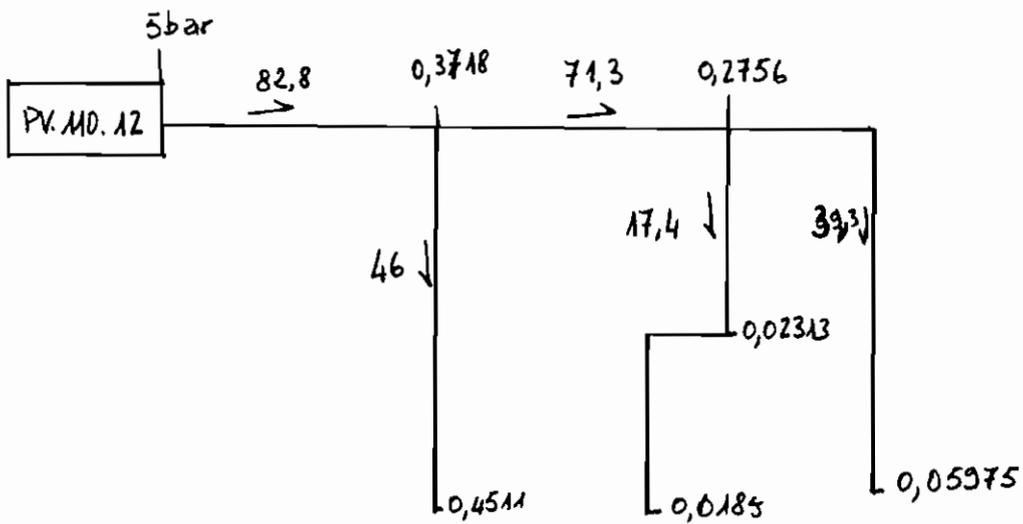
Les figures 3.7 a, b et c aident à cette fin.



ETUDE DE L'EXISTANT



(b)



(c)

3.2.4 Pertes de charges dans le réseau 3,5 bars

Le débit total de calcul est pris à 1 T/h soit un débit de 0,0347 kg/s par pompe

Le tableau suivant donne les pertes singulières

Tableau 3.7 : Pertes singulières du réseau 3,5 bar

Ligne	Coudes à 90°	Coudes à 45°	Réduc- tions	Tés	Vannes	Léq	L
40.VTB.01.101.03B01	7 (0,55)	2 (0,331)	-	1 (0,6)	1 (1,3)		63,5
15.VTB.01.104.03B01	-	-		1	1	6	7,5
15.VTB.01.105.03B01	1 (0,20)	-	-	1 (1)	1 (5)	6,2	9
20.VTB.01.101.03B01	1 (0,25)	2 (0,19)	1 (0,6)	1 (1,20)	1 (8)	10,24	3,5
20.VTB.01.110.03B01	1	-	-	1	1	9,45	3,5
15.VTB.01.101.03B01	1	-	1 (0,3)	1	1	10,24	3,5
20.VTB.01.103.03B01	1	-	-	1	1	0,45	3,5
20.VTB.01.112.03B01	1	-	-	1	1	9,45	3,5
25.VTB.01.115.03B01	4 (0,3)	-	-	1 (1,40)	1 (12)	11,7	20
15.VTB.01.113.03B01	-	-	-	1	1	6	7,5
15.VTB.01.114.03B01	1	-	-	1	1	6,2	9

ETUDE DE L'EXISTANT

Les pertes de charges sont les suivantes :

Tableau 3.8 : Pertes de charge du réseau 3,5 bar

Ligne	Longueur (m)	Longueur développé (m)	P_e (bar)	ΔP (bar)	PS (bar)	V (m/s)
40.VTB.01.101.03B01	63,5		3,5	1,4	2,097	
15.VTB.01.104.03B01	7,5	13,5	2,986	1,43	1,556	73,6
15.VTB.01.105.03B01	9	15,2	2,986	1,61	1,376	73,6
20.VTB.01.101.03B01	10,24	12,74	2,1	1,2	0,88	82,8
20.VTB.01.110.03B01	3,5	12,95	0,88	1,37	?	73,6
15.VTB.01.101.03B01	3,5	13,74	0,557	1,35	?	73,6
20.VTB.01.103.03B01	3,5	12,74	2,40	0,66	1,74	41,4
20.VTB.01.112.03B01	3,5	12,74	2,40	0,66	1,74	41,4
25.VTB.01.115.03B01	20	31,7	2,097	1,84	0,297	53
15.VTB.01.113.03B01	7,5	13,5	0,297	1,45	?	73,6
15.VTB.01.114.03B01	9	15,2	0,297	1,61	?	73,6

Les valeurs de pertes et vitesses sont trop élevées, voir aberrantes, pour les lignes :

40.VTB.01.101.03B01

15.VTB.01.104.03B01

15.VTB.01.105.03B01

20.VTB.01.101.03B01

20.VTB.01.110.03B01

ETUDE DE L'EXISTANT

15.VTB.01.101.03B01

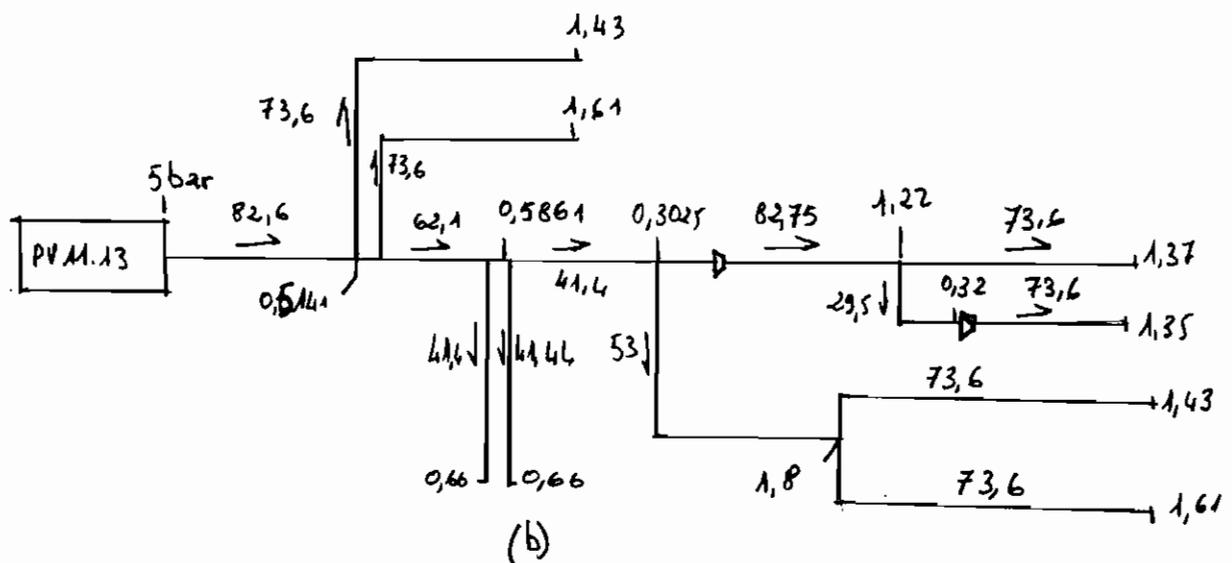
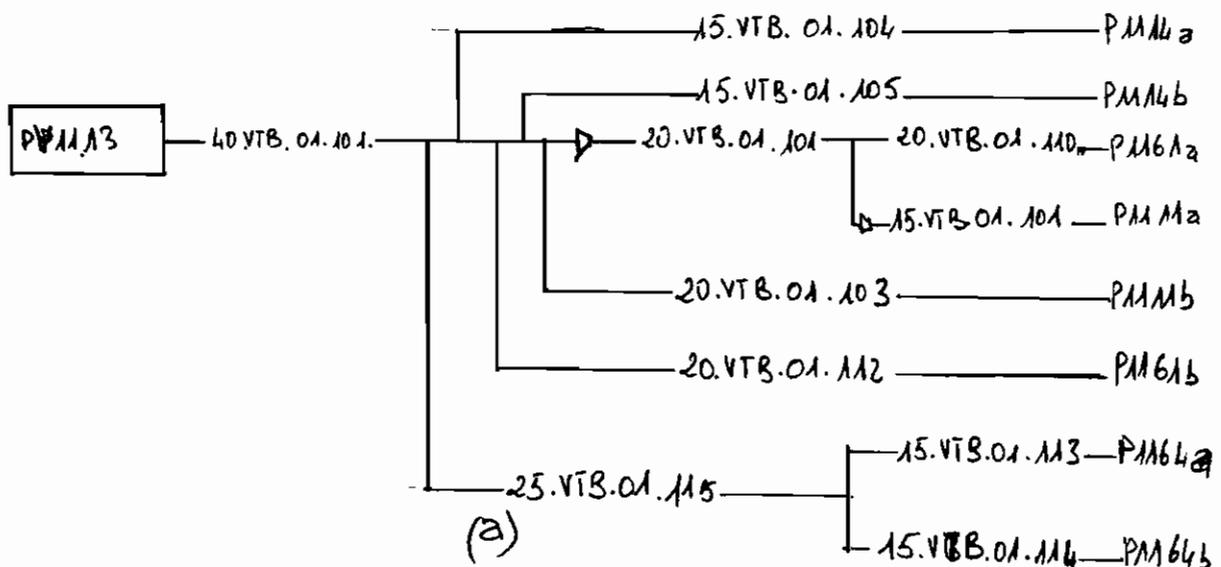
25.VTB.01.101.03B01

15.VTB.01.113.03B01

15.VTB.01.114.03B01

Il serait utile de connaître la pression à ces piquages au lieu de s'arrêter aux pertes de charge globale entre l'origine et la fin de la tuyauterie.

Les figures 3.8 a, b aident à cette fin



3.3 Éléments sur les pertes thermiques et les fuites de vapeur

3.3.1 Pertes thermiques

Les collecteurs (d'alimentation) de vapeur étant calorifugés, il peut être fait usage de la formule pratique ($t_i \approx t_{si}$) :

$$C = \frac{\pi \cdot L \cdot (t_i - t_e)}{\frac{1}{2\lambda_c} \ln\left(\frac{d_e}{d_{et}}\right) + \frac{1}{h_e d_e}}$$

C : perte de chaleur en w

L : longueur du tube, en m

t_i : température intérieure du tube, en °C

t_e : température extérieure, = 20°C

λ_c : coefficient de conductivité du calorifuge, en w/m.°C

d_e : diamètre extérieure du tube calorifugé, en m

d_{et} : diamètre extérieure du tube nu, en m

h_e : coefficient de transmission de chaleur entre la paroi extérieure et le fluide extérieur, en w/m².°C

$$h_e = 6 + 4v \left(\frac{T_\infty}{T_e} \right), \quad V = 4 \text{ m/s (d'après la météo de Thiès)}$$

$$t_\infty = t_e + \frac{t_i - t_e}{10}$$

Tableau 3.9 : *Déperditions thermiques aux collecteurs principaux sur le 7 bar*

Ligne	longueur (m)	d _e (mm)	d _{et} (mm)	C (w)	Épaisseur pratique du calorifuge d _{et}
150.VM.01.501.03C01	16	288,3	168,3	1239,5	60
200.VM.01.101.03C01	111	359,1	219,1	8699	70
100.VM.01.110.03C01	18	214,3	114,3	1189,4	50

Les déperditions sont calculées compte non tenu des organes non calorifugés des collecteurs.

On détermine toujours λ_C pour $t_m = \frac{t_{si} - t_{se}}{2} \approx \frac{t_{si} + t_{se}}{2} = 99,65^\circ\text{C}$

$$t_{se} = 20 + \frac{165 - 20}{10} = 34^\circ\text{C} ; h_e = 6 + 4 \times 4 \left(\frac{34,5 + 273}{25 + 275} \right) = 22,51 \text{ w / m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Ces pertes thermiques en lignes correspondent à la condensation d'une partie de la vapeur saturée. Le débit de condensats dans les collecteurs devrait être suppléé par un débit égal de vapeur qui est de :

$$m_v = \frac{C}{h_2 - h_i} = \frac{1,2395 + 8,599 - 1,1894}{2065,4}$$

$$m_v = 0,00534 \text{ kg/s} = 0,019 \text{ T/h}$$

ce qui est négligeable par rapport aux débits en jeu.

Pour les réseaux 5 bars et 3,5 bars, les déperditions sont aussi négligées, vu les petites distances (50 mètres maximum), les autres termes de l'équation de calcul des pertes thermiques étant sensiblement les mêmes. Aussi, plus la tuyauterie est petite, moindres sont les pertes thermiques.

3.3.2 Fuites de vapeur

Les fuites de vapeur, au niveau des raccordements et des vannes tiersées qu'on oublie de refermer, sont nombreuses.

Avec le démarrage après l'arrêt général annuel, il est facile de constater cela car certaines parties n'étaient pas encore calorifugées. Leur origine est aussi liée aux vitesses trop élevées.

Cependant, il serait souhaitable d'avoir une idée en pourcentage de ces pertes de vapeur pour en tenir compte dans les calculs.

3.4 Retour des condensats

La purge directe et la purge automatique ont des collecteurs de condensat distinctes. Pour chaque sortie de purge, un système de by-pass permet l'évacuation à l'égout ou dans les collecteurs.

Tableau 3.10 : *Pertes de charge aux collecteurs de purges des fendoirs intensifs*

	Purge directe			Purge automatique		
DN	50	40	65	40	50	80
Longueur	32	71	42	32	73	34
Coudes à 90%	5	5	-	5	4	3
Coudes à 45%	-	-	1	-	-	-
Réductions	1	1	-	1	1	-
Tés	1	-	-	1	1	-
Vannes	3	1	-	1	-	-
Niveau d'altitude	4,5	4,5	5,7	4,5	4,5	5,1
ΔP (bar)	0,391	0,469	0,1	0,489	0,375	0,081

Il est nécessaire ici de déterminer le titre x du condensat :

$$q_{A'} = 420 \text{ kJ / kg}$$

$$q_{B'} = 2680 \text{ kJ / kg} \quad x = \frac{q_R - q_{A'}}{q_{B'} - q_{A'}} = 0,124 \text{ (voir l'annexe M)}$$

$$q_R = q_{S'} = 696,7 \text{ kJ / kg}$$

Pour chaque kg de condensat, il y a :

0,124 kg de vapeur à 1 bar, du à la revaporisation

0,876 kg d'eau à $t_{A'} \approx 100^\circ\text{C}$

Puisqu'il n'y a pas d'accumulation, le débit de condensat est égal au débit de vapeur, aux pertes près.

Pour la purge directe, les serpentins d'une certaine longueur accusent une chute de pression bien marquée et on peut compter une pression moyenne dans le serpentin de l'ordre de 75% de la pression d'entrée.

Pour les serpentins très longs d'une section de passage relativement petit, la pression moyenne dans le serpentin peut tomber jusqu'à 40% de la pression d'admission.

Une pression (à la sortie des serpentins) de 65% de la pression à l'entrée est prise pour le calcul des pertes de charges de collecteur de purge directe, soit 4,2 bars environ. D'où un titre $x = 0,065$: 0,065 kg de vapeur et 0,935 kg d'eau de 1 kg de condensat au départ.

Concernant le purge automatique, les purgeurs HM 342/8 entraînent une pression différentielle ΔP de 3,1 bars. D'où une pression de 1,1 bar au départ du collecteur de purge automatique.

Les calculs de pertes de charges se font toujours à l'aide de la formule de Colebrook (voir § 3.3.1).

Une pression de 6,5 bars est considérée à l'entrée des serpentins des fondoirs.

Les pertes cumulées sur tout le parcours sont :

Tableau 3.11 : *Pertes cumulées sur les collecteurs de purge*

Purge	ΔP (bar)	Sortie purgeur (bar)
directe	0,960	4,2
automatique	0,945	1,1

Les pressions à la sortie des purgeurs sont suffisantes pour retourner les condensats, jusqu'au niveau des arrivées (bassin et réservoir) inspectées sur site.

Chapitre 4 MODIFICATIONS

4.1 Accessoires

Les seules accessoires que nous traiterons ici sont les purgeurs. La robinetterie est généralement bien maîtrisée.

4.1.1 Montage de purgeurs de ligne

Dans toute canalisation de vapeur, même bien calorifugée, une partie de la vapeur se condense : c'est le résultat des pertes par convection mais surtout rayonnement.

Par exemple la canalisation 200 VM.01.101.03B01, bien calorifugée, d'une longueur de 111 mètres, et véhiculant de la vapeur à 7 bars à la température ambiante de 20°C, verra se condenser approximativement $(8599 \cdot 3600) / 2065,4 \cdot 10^3 = 15$ kg de vapeur à l'heure.

Ceci ne représente que 0,22% du débit de cette canalisation (ou 0,35% du débit théorique), mais, néanmoins au bout d'une heure, la tuyauterie va contenir non seulement de la vapeur, mais aussi 15 litres d'eau ; au bout de dix heures, il y aura 150 litres et ainsi de suite.

Il faut donc prendre des dispositions pour évacuer cette eau.

Autant que possible, la canalisation sera posée avec une pente de 5 mm par mètre, en descente dans le sens du courant de la vapeur. Cette précaution est essentielle. Si la canalisation était en pente montante dans le sens du courant de la vapeur, le condensat qui s'y forme aurait tendance à refluer vers l'arrière.

MODIFICATIONS

Mais le courant de vapeur, qui a normalement une vitesse de l'ordre de 17,31 m/s (62,3 km/h) aurait pour effet de contrarier ce retour en arrière, il ramasserait ce courant d'eau et le véhiculerait à l'aval à une vitesse obéissant aux caprices de variations de vitesse de la vapeur. Des ondulations d'amplitude progressive pourraient s'y former, et ainsi provoquer des coups de bélier dangereux. Du reste, ce balaiement continu de l'eau par le courant de vapeur aurait pour effet d'humidifier la vapeur et, ainsi, diminuer sa qualité et son pouvoir de chauffage.

En tout état de cause, la collecte de ce condensat, pour son évacuation, s'avérerait précaire.

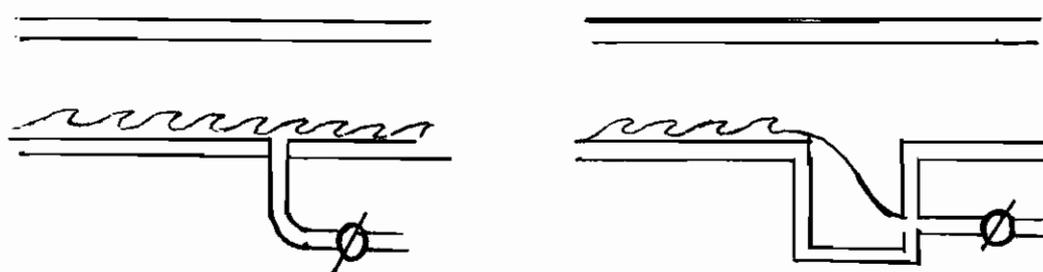
En donnant à la conduite une pente descendante dans le sens du courant de vapeur, le condensat qui s'y forme est continûment véhiculé vers les points de purge à aménager sur la tuyauterie.

De tels points de purge sont aménagés le long de la canalisation, à des intervalles variant de 30 à 50 mètres et chaque point bas que devrait présenter la tuyauterie, en vertu du profil imposé par la géométrie des lieux, sera aussi, bien sûr, pourvu d'un tel point de purge.

Mais la façon de disposer ces points de purge est importante pour leur efficacité.

Ce serait une erreur de souder simplement un tuyau de 1/2" ou 3/4" à la partie inférieure de la canalisation, comme indiqué figure 4.1.

MODIFICATIONS



a)

Mauvais montage d'un
purgeur de ligne

b)

Bon montage d'un
purgeur de ligne

Figure 4.1 : *Montage d'un purgeur de ligne*

Le montage de la figure 4.1 a) est absolument inefficace, parce qu'une faible partie seulement des condensats passe par l'orifice de sortie, trop étroit.

Par contre, les points de purge sont efficaces s'ils sont pourvus d'une grande ouverture sur une poche au même diamètre que la tuyauterie elle-même, comme à la figure 4.1 b). Il est pratique d'utiliser à cet effet un té de même diamètre que la tuyauterie jusqu'à DN 100. Mais pour des raisons d'économie, il est permis d'utiliser une poche DN 100 sur une conduite de DN 150 sur une conduite de DN 200.

Les purgeurs doivent être en aval, à des canalisations en condensats dûment dimensionnés se dirigeant en pente descendante vers un réservoir à l'air libre.

Du fait que les canalisations de retours de condensats suivent fréquemment les conduites principales de vapeur, il est tentant d'y connecter les purgeurs de ligne.

MODIFICATIONS

Si ces canalisations sont noyées, comme c'est souvent le cas, il peut en résulter des coups de bélier, d'autant plus prononcés que les purgeurs choisis sont à décharge.

Les coups de béliers sont dus à deux causes qui s'ajoutent :

- l'expansion provoquée par la vapeur de revaporisation doit trouver place dans la tuyauterie de retour. Mais comme celle-ci est noyée et sous une certaine pression, la vapeur ne peut y prendre place qu'en chassant l'eau à vive allure ;

- l'injection de vapeur dans du condensat déjà refroidi provoque non seulement un vacarme sérieux, mais le barbotage a aussi des effets dynamiques, à cause de la condensation rapide des bulles de vapeur.

Pour le choix du type de purgeur, le tableau à l'annexe N est utilisé. Comme premier choix, il y a le purgeur thermodynamique (TD) et comme variante un purgeur à flotteur inversé ouvert (IB). Mais vu les avantages, les inconvénients moindres (voir annexe N) et une large utilisation sur site, donc disponibilité de pièces de rechanges, les purgeurs IB sont préférés aux TD.

Le diamètre nominal d'un purgeur n'est jamais basé sur le diamètre de la tuyauterie sur laquelle il doit être placé, mais sur le débit qu'il doit assumer, lequel est proportionnel à la pression différentielle.

Tableau 4.1 : Purgeurs de ligne choisis

Ligne	Nombre	Lieu(x)	Type
200.VM.01.101.03C01	2	- avant piquage 40.VM.01.101.03C01 - avant piquage 40.VM ou au bout	HM 34/4 1/2"
100.VM.01.110.03C01	1	- au bout de ligne avant alimentation F 1153	HM 34/4 1/2"

MODIFICATIONS

Le 150.VM.01.501.03C01 peut en être dispensé du fait non seulement de sa faible longueur, mais aussi parce qu'aucune utilisation directe (chauffage) n'est à son bout.

Le HM 34/4 1/2" suffit largement, il peut même assurer le débit de démarrage qui est considéré comme le double, voir triple du nominal. Donc un by-pass n'est nécessaire que par sécurité.

4.1.2 Purgeurs de serpentins de fondoir

Pour le serpentin de fondoir, le premier choix est un purgeur thermodynamique (TD) et comme variante un purgeur à flotteur inversé ouvert (IB).

Pour les mêmes raisons qu'en 4.1.1, le purgeur IB est pris. Mais, il faudra le munir à son entrée d'un clapet de retenu, pour éviter le reflux du joint d'eau contenu dans le purgeur, voir annexeN.

Cependant, si au niveau de la maintenance, il est prévu le changement de ces purgeurs, il faudrait prendre le premier choix, c'est-à-dire, le purgeur TD. Ce dernier résiste en effet mieux que tout autre à une éventuelle contamination du condensat par infiltration du soufre liquide. Mais l'aspect coût est aussi à considérer. Le type est donc donné pour les deux choix voir annexe.N.

Actuellement	$Q = 291,7 \text{ kg/h}$	Modification	$Q = 291,7 \text{ kg/h}$
	$\Delta P \approx 3,6 \text{ bars}$		$\Delta P \approx 4 \text{ bars}$

Tableau 4.2 : Purgeurs de serpentins de fondoir choisis

Purgeur	Type/actuellement	Type (modification)
TD	3/4" TD 3-2	3/4" TD 3-2
IB	HM 34/8 3/4"	HM 34/8 3/4"

Ces purgeurs sont avec by-pass.

MODIFICATIONS

4.1.3 Purgeurs de fosse

Les caractéristiques sont les mêmes que précédemment, seuls la pression différentielle et le débit changent. Pour le choix voir annexe N.

Actuellement $Q = 45,9 \text{ kg/h}$

$\Delta P \approx 2,3 \text{ bars}$

Modification $Q = 45,9 \text{ kg/h}$

$\Delta P \approx 3 \text{ bars}$

Tableau 4.3 : Purgeurs de serpentins de fosse choisis

Purgeur	Type/actuellement	Type (modification)
ID	1/2" TD 651 ou 1/2" TD 3-2	HM 3/4 1/2"
IR	LC 1/2" TD 651 ou 1/2" TD 3-2 LC	HM 3/4 1/2"

4.1.4 Purgeurs de double enveloppe et couvercle de filtre

Le premier choix est un purgeur à flotteur fermé (FT) Spirax-Sarco et la variante un purgeur thermodynamique Spirax-Sarco (TD) avec purgeur d'air en by-pass, voir annexe N.

Double enveloppe $Q = 209,9 \text{ kg/h}$ Fond (couvercle) $Q = 118,8 \text{ kg/h}$

$\Delta P \approx 2,5 \text{ bars}$

$\Delta P \approx 2,5 \text{ bars}$

Tableau 4.4 : Purgeurs de double enveloppe de filtre choisis

Purgeur	Type actuellement /modification	
	Double enveloppe	Couvercle
FT	25 mm FT 20-32	20 mm FT 20-14
TD	1/2" TD 351	1/2" TD 351

MODIFICATIONS

4.1.5 Purgeurs de réchauffeurs de masse de réservoir de stockage du soufre filtré

Le premier choix est un purgeur à flotteur inversé ouvert (IB) un purgeur d'air by-pass ; la variante, un purgeur thermodynamique (TD) et un purgeur d'eau en by-pass aussi.

$$Q = 139 \text{ kg/h}$$

$$\Delta P \approx 2,5 \text{ bars}$$

Tableau 4.5 : Purgeur de rechauffeur de masse choisis

Purgeur	Type
IB	HM 34/7 1/2"
TD	1/2" TD 3-2

Remarque générale pour les purgeurs

Malgré les by-pass, tous les purgeurs sont dimensionnés pour supporter au moins 40% de leur débit nominal en plus car les vannes des by-pass sont souvent fermées avant la fin de la phase de démarrage pour éviter une perte de vapeur trop importante.

4.1.6 Montage de contrôleurs de purges

Les purgeurs sont généralement précédés d'un filtre protecteur (exceptés ceux qui sont dotés d'un filtre incorporé) et suivis d'un contrôleur de purge. Ce trio répond au meilleur montage standard.

A moins qu'un purgeur ne décharge à l'air libre, il est nécessaire de le faire suivre d'un contrôleur pour en permettre la surveillance rapide et permanente. Il peut faire économiser des heures dans la détection des déficiences, surtout dans le cas où plusieurs purgeurs déchargent dans un même collecteur de retour.

Les contrôleurs de purge sont placés à au moins 1 m des purgeurs à décharge brusque afin d'éviter l'action érosive de ces décharges.

Le contrôleur de purge étant un appareil simple et peu coûteux, il est recommandé son installation après chaque purgeur, sauf pour les purgeurs de ligne qui cracheront à l'air libre.

4.2 Collecteurs de vapeur

Certaines conduites de vapeur ont présenté de pertes des charge et des vitesses excessives, il s'agit ici, de proposer un remède à cela.

Pour le calcul des pertes de charge, il est fait usage de la formule de Colebrook :

$$\Delta P = \lambda \frac{C}{D} C \frac{V^2}{2}$$

$$\text{or } V = \frac{I}{\rho S} = \frac{4I}{\pi \rho D^2} \quad (\text{voir } \S 3.3.1)$$

$$\text{d'où } \Delta P = \lambda \cdot \frac{L}{D^5} \cdot \frac{8I^2}{\pi^2 \rho}$$

Pour influencer les pertes de charges, il est possible, théoriquement d'agir sur la longueur L des tuyauteries en question, le débit I transité et le diamètre D de la conduite. Quant à la vitesse V, elle est régie par le diamètre et le débit.

Mais pratiquement, les longueurs L sont imposées par l'aménagement du site et ne peuvent être modifiées aisément car cela reviendrait très cher.

Les débits quant à eux sont des débits appelés par le process (légèrement modifiés pour obtenir des débits de design), ils sont donc imposés.

MODIFICATIONS

Il ne reste plus que les diamètres D pour infléchir sur les pertes de charges et de vitesses. Cela est très heureux, car ils sont à la puissance 5 pour les pertes de charges et au carré pour les vitesses, d'où une légère variation diamètre pour d'importants changements. Néanmoins, une limitation imposée par les diamètres normalisés, fait qu'un choix de n'importe quel diamètre est impossible.

Le coefficient de pertes de charge est presque invariant pour un "léger" changement de diamètre et la masse volumique ρ ne dépend que de la vapeur.

$$\text{D'où : } V_e = V_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^2$$

$$\Delta P_2 \approx \Delta P_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^5$$

D'où le tableau suivant qui prend D_2 comme le diamètre normalisé immédiatement plus grand que D_1 qui est le diamètre actuel.

Tableau 4.6 : Nouveaux diamètres d'alimentation de vapeur

Conduites	D_2 (mm)	ΔP_2 (bar)	V_2 (m/s)
20.VB.01.107.03B01	25	0,535	44,5
20.VB.01.113.03B01	25	0,472	44,5
25.VB.01.140.03B01	32	0,661	30,5
20.VB.01.141.03B01	25	0,590	25,0
20.VB.01.140.03B01	25	0,646	25,0
40.VTB.01.101.03B01	50	0,459	.
15.VTB.01.104.03B01	20	0,332	41,4
15.VTB.01.115.03B01	20	0,382	41,4
20.VTB.01.101.03B01	25	0,392	53
20.VTB.01.110.03B01	25	0,449	47,1
15.VTB.01.101.03B01	20	0,320	41,4
25.VTB.01.101.03B01	32	0,524	32,3
15.VB.01.113.03B01	20	0,339	41,4
15.VB.01.114.03B01	20	0,382	41,4

4.3 Récupération des condensats

La récupération des condensats se justifie pour plusieurs raisons subdivisées en deux aspects : l'économie d'énergie et la sauvegarde de l'environnement.

4.3.1 Économie d'énergie

Pour produire de la vapeur saturée à 7 bars à partir d'une eau d'alimentation à 25°C, il faut :

- 697,5 kJ/kg en chaleur sensible
- 2066 kJ/kg en chaleur de vaporisation

Au total, il faut donc 2763, kJ/kg.

Toutefois, dans la plupart des appareils utilisateurs de vapeur, seule l'enthalpie de vaporisation est utilisée. Donc lors de l'évacuation des condensats du corps de chauffe, il reste encore 20 à 25% de chaleur fournie par la combustion dans la chaudière. Cette chaleur résiduelle dépend de la température initiale de l'eau d'alimentation de chaudière et de la pression de la vapeur.

De plus, l'eau d'alimentation subit un traitement chimique afin d'atténuer la formation de dépôts sur la paroi interne de la chaudière.

De par son contenu calorifique et ses caractéristiques chimiques, le condensat constitue donc une eau d'alimentation idéale pour la chaudière. Lors de la vaporisation de l'eau de chaudière, les sels en solution se déposent et ces dépôts doivent être évacués régulièrement, ce qui est assuré par la purge de la chaudière. Suivant le type et la grandeur de la chaudière, la qualité de l'eau de supplétion et la production de la vapeur, la chaudière sera purgée de façon continue ou intermittente.

MODIFICATIONS

Il est évident que la réalisation du condensat réduit la supplétion d'eau fraîche et par conséquent la quantité de sel susceptible de se précipiter dans la chaudière. Il s'en suit la que la purge est fortement réduite, ce qui économise l'eau, le traitement de l'eau et l'énergie.

La récupération et la réutilisation du condensat comme eau d'alimentation de chaudière assurent donc :

- une économie d'eau d'appoint,
- une économie du traitement d'eau et de ses produits chimiques
- une économie d'énergie : chaque tranche de 6°C d'élévation en température de l'eau d'alimentation peut constituer jusqu'à 1% de la consommation de combustible.

4.3.2 Sauvegarde de l'environnement

Ne pas récupérer et réutiliser les condensats requiert un appoint d'eau fraîche en quantité, son traitement chimique et son préchauffage. Or toute consommation d'eau, de produits chimiques et de combustibles constitue une pollution de l'environnement.

Tout condensat non réutilisé comme eau d'alimentation de chaudière est rejeté à l'égout comme eau usée. Toutefois, la réglementation sur le déchargement des eaux usées industrielles pourrait limiter la température de la décharge à une très basse valeur. Or après détente à la pression atmosphérique, la température du condensat se trouve à peu près à 100°C. Un refroidissement onéreux s'imposerait alors.

D'autre part, une coupe des condensats pourrait être requise afin de réduire la concentration en matières dangereuses, jusqu'à une limite admise.

La réduction de la consommation en combustibles, induite par la réutilisation des condensats, va de pair avec une diminution directement proportionnée du débit des fumées, ce qui réduit la pollution atmosphérique.

4.3.3 Restrictions à la réutilisation des condensats

Au moindre doute sur la contamination possible des condensats, ces derniers ne doivent en aucun cas être retournés à la chaufferie . Les condensats peuvent être contaminés s'il y a fissuration ou perforation d'un serpentin. A l'arrêt, la condensation crée un vide qui peut être éliminé par un système de casse-vide.

Il y a peu d'intérêt à retourner le condensat, par l'économie d'eau réalisée, si la chaleur est perdue avant d'atteindre la bache d'alimentation. C'est pourquoi il faudrait calorifuger les conduites de retour de condensat.

4.3.4 Dimensionnement de la tuyauterie de refoulement

Le Département Maintenance des ICS-DAROU impose l'utilisation de 2 pompes : une PPB DN25 et une PPB DN40. Si toutes les deux sont adéquates, l'une fonctionne pendant que l'autre est en réserve.

Le cycle de pompage de ce type de pompe comprend un temps de remplissage et un temps de refoulement répartis de telle sorte que le débit instantané lors de la décharge, ramené à un débit horaire, se situe à environ le triple du débit horaire de la pompe. Les débits instantanés en phase de décharge sont estimés approximativement par les valeurs suivantes :

Tableau 4.7 : Débits des types de pompes PPB préconisées

Types	Débit
PPB DN25	4600 kg/h
PPB DN40	7200 kg/h

4.3.4.1 Circuit d'évacuation du ballon de condensats

Débit maximal de condensat : 7330 kg/h (3 fondoirs, 2 fosses)

Fluide moteur disponible : vapeur saturée 7 bar

Refoulement : - hauteur géométrique : 5,1m

- longueur de la conduite : 111 m

comprenant 14 coudes à 90°, 1 vanne et 1 té

A partir de ces données la méthodologie à appliquer, une fois que les courbes des pompes PPB seraient disponibles, est la suivante :

- lire pour la pompe concernée le devis et les pertes de charges admises en aval
- choisir deux ou trois diamètres et vérifier si les pertes de charges données en annexe O cumulées le long de leur parcours sont inférieures à celle lue sur la courbe des pompes PPB.

4.3.4.2 Circuit arrivée au ballon de condensat

Les pertes de charge avant les ballons ne sont pas pertinents à calculer car il est certain que les condensats arrivent parce qu'ils accomplissaient avant un parcours de 139 m avec 9 coudes à 90°, 2 réductions, 2 tés et 1 vanne. Ce chemin est maintenant largement raccourci et présente moins d'accidents. Même les purgeurs ont des débits améliorés car la contre-pression est moins importante.

MODIFICATIONS

Le titre du condensat est $x= 0,124$. Donc pour chaque kilogramme de condensat, il ya 0,124 kg de vapeur à 1 bar absolu du à la revaporisation, qu'il faut essayer de condenser au maximum dans l'échangeur-cheminée.

4.4 Jetée directe du T1102

Deux solutions sont envisagées à partir de l'élimination des transporteurs à bande T1103a et b :

- rallongement du T1102 pour jeter ensuite, par l'intermédiaire d'une goulotte en culotte de gendarme, directement dans les 2 fondoirs F1104a et b.
- pose d'une goulotte inclinée vers l'avant, sans rallonge du T1102

Elles sont toutes deux examinées.

4.4.1 Rallonge du T1102

La structure de la rallonge, de 2m50 dans le prolongement l'inclinaison de 10° , est la même que celle déjà en place sur le T1102. La pose de nouveaux poteaux avec fondation au sol n'est pas envisagée, de sorte qu'une partie de la rallonge, 1m50 au maximum, sera en porte à faux; à moins d'installer des supports sur la plateforme qui supportait les T1103a et b ou sur des traverses fixées aux poutres existantes.

La décision de ne pas installer des poteaux avec dalles de béton n'est pas fortuite. A ce niveau, la méthode DELPHI est utilisée, par consultation du Professeur de Construction Métallique, Monsieur Moustapha SÈNE ingénieur, de notre Co-Directeur Monsieur Papa MBOUP ing., Ph.D et de quelques élèves de la 5^{ème} année Génie Civil.

Ces personnes confirment notre point de vue à savoir que l'ajout des 2m50 ne devrait avoir des conséquences fâcheuses au niveau de la structure métallique et des fondations, d'autant plus que les 2 transporteurs à déposer pèsent chacun 1300 kg environ.

Après rallonge, il est nécessaire de confectionner une nouvelle goulotte ayant les deux bras inclinés d'un angle de $44,14^\circ$ par rapport à l'horizontal (consulter le plan PFE-001); ce qui est satisfaisant car supérieur à l'angle de talus du soufre égal à 42° environ.

La goulotte est aussi supportée par la structure.

4.4.2 Goulotte inclinée

Cette deuxième solution est plus simple que la première et évite beaucoup d'à priori.

Sa difficulté principale réside dans la goulotte doublement inclinée (voir plan EPT-001). L'angle de la ligne de plus grande pente est de $35,4^\circ$. Mais en éloignant les trous de déversement des 2 fondoirs de 1,2m par rapport à l'axe des fondoir et dans la direction de la projection horthogonale des branches de la goulotte, cette angle devient de $43,8^\circ$, ce qui est satisfaisant.

Cette solution est sans aucun doute plus simple et moins onéreuse vu les éléments de coût à disposition.

Chapitre 5**EVALUATION ECONOMIQUE**

Les transactions des ICS se font en hors taxe.

Le tableau suivant donne le coût des différentes modifications suggérées.

Tableau 5.1 : Estimation des coûts

Désignation	Quantité	Prix unitaire	Total HT
1. Accessoires			
1.1 Purgeurs			
Purgeurs de lignes HM 34/4 1/2"	3	148 000	444 000
Purgeurs serpentins fondoirs HM 34/8 3/4"	24	190 000	4 560 000
Purgeurs serpentins fosses HM 34/4 1/2"	16	148 000	2 368 000
Purgeurs double enveloppe filtre Corps 1/2" TD 351	3	120 000	360 000
Couvercle 1/2" TD 35	3	120 000	360 000
Purgeurs réchauffeurs HM 34/7 1/2"	8	141 000	1 128 000
Total purgeurs			9 220 000
1.2 Contrôleurs de purge	54	100 000	5 400 000
Total contrôleurs			5 400 000
2. Tuyauteries			
2.1 Dépose DN 15 à 25	82,74 m	1/3 x 2000	55 160
2.2 Pose DN 20 à 32	82,74 m	2/3 x 2000	110 320
2.3 Dépose DN 40	63,5 m	1/3 x 2200	46 567
2.4 Pose DN 50	63,5 m	3/3 x 2200	91 133
Total tuyauteries			303 180

EVALUATIONS ECONOMIQUES

Désignation	Quantité	Prix unitaire	Total HT
3. Récupération condensats			
3.1 <u>Ballons de récupération condensats</u>	1 (double)	1 869 000	1 869 000
3.2 Dépose tuyauterie DN 40 , 50 et 60	42 m	1/3 x 2200	30 800
3.3 Pose tuyauterie DN 40 et 50	46 m	2/3 x 2200	67 467
3.4 Pose tuyauterie DN 25	52 m	2/3 x 2000	69 334
3.5 Pompe PPB DN 25	1	2 071 200	2 071 200
DN 40	1	2 342 100	2 342 100
<u>Total récupération condensats</u>			6 449 901
4. Jetée directe T102			
4.1 <u>Dépose T1103 a et b</u>	2	100 000	200 000
4.2 <u>Goulottes de gendarme</u>	1	400 000	400 000
4.3 <u>Transdalles fondoirs F1104 a et b</u>	2	100 000	200 000
<u>Total jetée directe T1102</u>			800 000
<u>Total modifications</u>			22 173 081

Les pompes PPB nécessitent pour leur entretien deux ouvriers à raisons de huit heures de travail par jour chaque mois, à un taux horaire de 2000 F/j, d'où le coût annuel d'entretien de :

$$2 \times 12 \times 2000 = 48\,000 \text{ F cfa/an}$$

Si 75% de la vapeur de revaporisation est récupère, cela correspond à un coût annuel économisé en eau de chaudière de :

$$0,75 \times (0,648 \times 0,065 \times 0,001003 \times 3 + 0,102 \times 0,040 \times 0,001003 \times 2) \times 37 \\ = 0,003744 \text{ Fcfa/s}$$

EVALUATIONS ECONOMIQUES

en un an (11 mois de marche continue) :

$$= 106\,749 \text{ F cfa/an}$$

donc nous avons un bénéfice net de 58 749 F cfa/an sans compter les avantages sur la propreté du site.

Les éléments de prix ont été fournis par les ICS-Darou.

Chapitre 6 : CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

D'abord pour ce qui est de la qualité de la vapeur dans le collecteur de distribution, des purgeurs de ligne sont préconisés.

A cela, il convient aussi d'attirer l'attention sur les points suivants :

- Les changements de diamètres devraient avoir une position excentrée afin d'éviter les retenues d'eau.
- Les piquages devraient se faire toujours par le haut pour éviter le passage du condensat dans le piquage.
- Si les robinets, surtout sub-sphériques, sont placés sur une conduite horizontale avec le volant de manoeuvre en haut, le condensat stagne au point bas. Pour y remédier, il faudrait coucher les robinets de côté, donc avec position latérale du volant.
- Pour les filtres, éventuellement, le même problème que les robinets se pose. De la qualité de la vapeur (gouttelettes d'eau, eau) dépend l'efficacité du chauffage.

C'est pour cela, que nous pensons que le "manque de vapeur" en direction de la zone soufre, souligné récemment serait dû en partie à la surchauffe de la vapeur et à une mauvaise purge des lignes.

Des estimations pratiques des débits de vapeur nécessaire devraient se faire par les méthodes suivantes à défaut de pouvoir installer des débitmètres :

- empôtement, en dirigeant les purges dans un réservoir avec un fond d'eau, pour éviter la revaporisation, et en pesant avant et après le réservoir
- mesure de la variation d'une température significative après arrêt pendant une durée donnée.

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Sans cela nous ne pouvons nous risquer à modifier encore certains diamètres pour rester dans la limite des vitesses prescrites.

Concernant les les tracers, il est impossible de fixer des règles immuables et rigides pour leur mise en oeuvre. Les principaux usagers doivent se référer à leur propre expérience pour déterminer ce qui convient le mieux aux processus particuliers.

L'effet de l'encrassement des serpentins devrait être étudié pour voir les conséquences sur les débits de vapeurs.

Au niveau de la récupération des condensats, il faudrait avoir les caractéristiques des pompes PPB, suivre la méthodologie indiquée et faire les calculs nécessaires.

Pour ce qui est de l'élimination des T1103 a et b, les solutions sont brossées pour montrer qu'elles sont dans l'ordre du possible. Donc lors de leur application, il conviendrait de faire tous les calculs (de structure, de fondation, ...) nécessaires et de concevoir la nouvelle goulotte. Concernant l'angle de talus du soufre que nous avons voulu dépasser pour chaque solution, il serait intéressant de voir si, avec l'effet dynamique du soufre lors de la jetée du T1102, la goulotte ne pourrait pas voir son inclinaison plus grande. C'est-à-dire avoir un angle par rapport à l'horizontal plus petit que l'angle de talus du soufre.

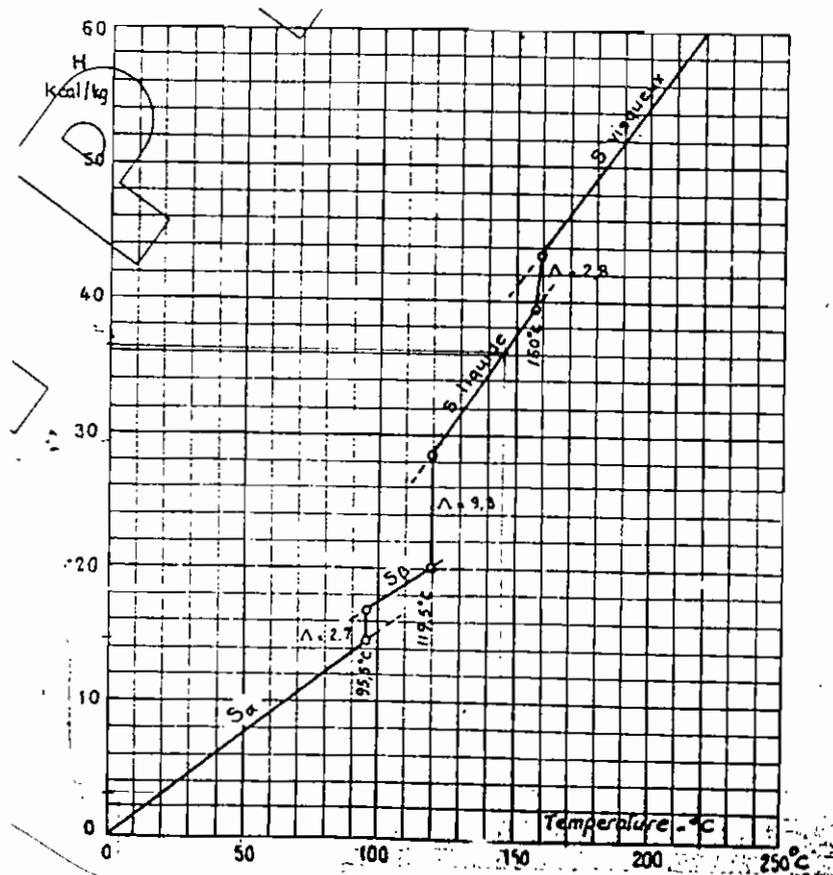
Les calculs économiques doivent être développés dans le sens du calcul des délais de récupération du capital, tenant compte des durées de vie maîtrisées de chaque type de modification. Donc, ce calcul au lieu d'être global est plutôt nécessaire pour chaque investissement à part.

Enfin, nous pouvons affirmer sans gêne, que ce projet nous a permis de rencontrer beaucoup de problèmes pratiques, industriels, de chercher leurs solutions et ainsi entrer de plein pieds dans notre futur rôle d'ingénieur.

ANNEXE A
**SCHEMA COMPLET DE PROCEDE : REPRISE FUSION
FILTRATION STOCKAGE**

ANNEXE B
DIAGRAMME DES ENTHALPIES DU SOUFRE ENTRE 0
ET 250°C

ANNEXES



ANNEXE C
TABLES THERMODYNAMIQUES DE L'EAU

ANNEXES

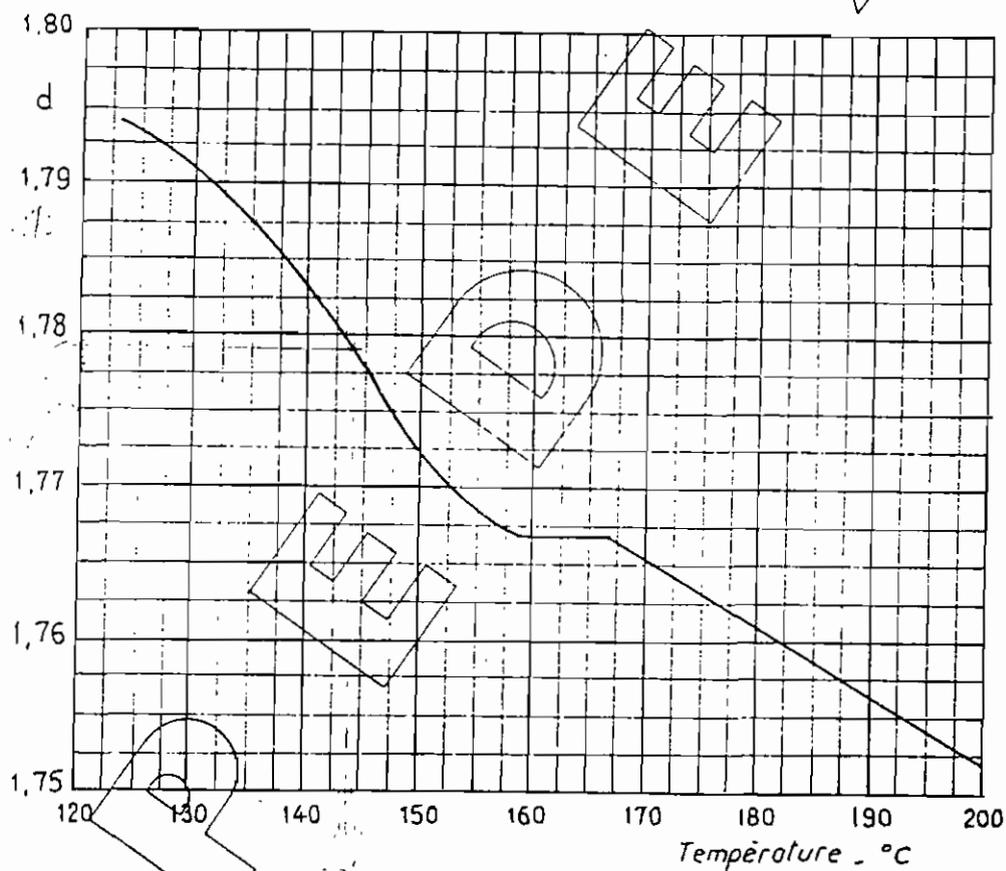
*Enthalpie et volume massique de la vapeur saturée
et de la vapeur surchauffée*
(extrait des tables VDI, 6ème édition 1963, avec autorisation)

Pression absolue p bar	Vapeur saturée					Vapeur surchauffée					
	Température °C	Enthalpie kJ/kg	Chaleur latente kJ/kg	Enthalpie de liquide kJ/kg	Volume massique m³/kg	250 °C		300 °C		350 °C	
						enthalpie kJ/kg	volume massique m³/kg	enthalpie kJ/kg	volume massique m³/kg	enthalpie kJ/kg	volume massique m³/kg
0,02	17,51	2532,7	2459,3	73,45	87,02	2976,9	120,7	3076,0	132,2	3176,7	143,8
0,04	28,98	2553,3	2432,3	121,36	34,81	2976,8	60,35	3078,0	66,12	3176,6	71,89
0,06	36,19	2566,7	2415,2	151,42	23,75	2976,7	40,23	3075,9	44,08	3176,5	47,92
0,08	41,54	2576,3	2402,5	173,78	18,11	2976,7	30,17	3075,9	33,06	3176,5	35,94
0,10	45,84	2583,9	2392,2	191,71	14,86	2976,6	24,13	3075,8	26,44	3176,5	28,75
0,16	65,34	2600,7	2369,2	231,44	9,437	2976,4	15,08	3075,7	16,52	3176,4	17,97
0,26	65,87	2618,9	2343,4	275,49	5,982	2976,1	9,277	3075,4	10,17	3176,2	11,06
0,50	81,35	2644,7	2304,4	340,37	3,241	2975,3	4,820	3074,6	5,283	3175,7	5,746
0,75	91,76	2681,5	2277,3	384,26	2,217	2974,5	3,210	3074,2	3,520	3175,2	3,829
1,00	99,63	2673,8	2256,5	417,33	1,694	2973,8	2,406	3073,5	2,838	3174,7	2,870
1,50	111,37	2691,6	2224,7	466,96	1,159	2972,0	1,601	3072,2	1,757	3173,7	1,912
2,00	120,33	2704,8	2200,1	504,52	0,8852	2970,3	1,198	3071,0	1,316	3172,7	1,433
3,00	133,54	2723,2	2161,9	561,2	0,6054	2967,0	0,7961	3068,4	0,8750	3170,6	0,9533
4,00	143,63	2736,5	2132,1	604,4	0,4821	2963,7	0,5949	3065,8	0,6545	3168,6	0,7136
5,00	151,85	2746,8	2107,0	639,9	0,3746	2960,3	0,4742	3063,3	0,5223	3166,6	0,5698
8,00	158,84	2755,2	2085,1	670,1	0,3155	2957,0	0,3937	3060,7	0,4341	3164,6	0,4740
7,00	164,96	2762,1	2065,4	696,7	0,2727	2953,6	0,3362	3058,1	0,3711	3162,5	0,4055
8,00	170,41	2768,0	2047,5	720,6	0,2403	2950,2	0,2930	3055,5	0,3239	3160,5	0,3542
9,00	175,36	2773,1	2030,8	742,2	0,2149	2946,7	0,2595	3053,0	0,2872	3158,5	0,3142
10,00	179,88	2777,5	2015,3	762,2	0,1944	2943,2	0,2326	3050,4	0,2578	3156,4	0,2823
11	184,06	2781,3	2000,6	780,7	0,1775	2939,7	0,2107	3047,7	0,2337	3154,4	0,2561
12	187,96	2784,7	1986,7	797,9	0,1633	2936,1	0,1923	3045,1	0,2137	3152,4	0,2343
13	191,60	2787,6	1973,4	814,2	0,1512	2932,5	0,1763	3042,5	0,1967	3150,3	0,2159
14	195,04	2790,2	1960,7	829,5	0,1408	2928,9	0,1635	3039,8	0,1822	3148,3	0,2001
15	198,28	2792,5	1948,5	844,1	0,1318	2925,1	0,1520	3037,2	0,1696	3146,2	0,1864
16	201,37	2794,6	1936,6	858,0	0,1238	2921,3	0,1419	3034,5	0,1585	3144,2	0,1744
17	204,30	2796,4	1925,1	871,3	0,1167	2917,5	0,1330	3031,8	0,1488	3142,1	0,1638
18	207,11	2798,0	1914,0	884,0	0,1104	2913,5	0,1251	3029,1	0,1401	3140,0	0,1544
19	209,79	2799,3	1903,2	896,2	0,1048	2909,5	0,1179	3026,4	0,1324	3138,0	0,1460
20	212,37	2800,6	1892,6	908,0	0,09964	2905,5	0,1115	3023,6	0,1254	3135,9	0,1385
22	217,24	2802,5	1872,2	930,3	0,09074	2897,0	0,1005	3018,1	0,1134	3131,7	0,1254
24	221,78	2803,9	1852,7	951,3	0,08328	2888,3	0,09120	3012,4	0,1033	3127,5	0,1145
26	226,03	2804,8	1833,8	971,0	0,07692	2879,1	0,08334	3006,7	0,09480	3123,3	0,1052
28	230,04	2805,4	1815,8	999,8	0,07144	2869,5	0,07656	3000,8	0,08750	3119,0	0,09733
30	233,84	2805,5	1797,9	1007,7	0,06667	2859,4	0,07067	2994,8	0,08116	3114,7	0,09047
32	237,44	2805,4	1780,7	1024,7	0,06247	2848,9	0,06548	2998,7	0,07561	3110,3	0,08447
34	240,88	2805,0	1763,9	1041,1	0,05874	2837,8	0,06087	2982,5	0,07071	3106,0	0,07917
36	244,16	2804,4	1747,5	1056,9	0,05542	2826,2	0,05675	2976,1	0,06634	3101,5	0,07446
38	247,31	2803,5	1731,4	1072,1	0,05243	2813,9	0,05303	2969,8	0,06242	3097,1	0,07024
40	250,33	2802,4	1715,7	1088,7	0,04973	2801,1	0,04967	2962,9	0,05889	3092,5	0,06644
42	253,24	2801,2	1700,2	1100,9	0,04728	2787,8	0,04615	2956,1	0,05568	3088,0	0,06300
44	256,05	2799,7	1685,0	1114,7	0,04504	2774,0	0,04296	2949,1	0,05276	3083,4	0,05987
46	258,76	2798,2	1670,1	1128,1	0,04299	2760,0	0,04000	2941,9	0,05009	3078,7	0,05701
48	261,38	2796,5	1655,3	1141,1	0,04111	2745,8	0,03726	2934,5	0,04763	3073,9	0,05438
50	263,92	2794,6	1640,0	1153,6	0,03937	2731,4	0,03476	2926,9	0,04538	3069,1	0,05197
52	266,36	2792,7	1626,5	1166,2	0,03776	2716,8	0,03240	2919,1	0,04325	3064,3	0,04973
54	268,77	2790,8	1612,3	1178,3	0,03626	2702,1	0,03016	2911,1	0,04130	3059,4	0,04766
56	271,09	2788,5	1698,3	1190,1	0,03487	2687,3	0,02802	2902,9	0,03947	3054,4	0,04574
58	273,36	2786,2	1684,5	1201,7	0,03357	2672,4	0,02597	2894,4	0,03777	3049,3	0,04394
60	275,56	2783,9	1570,8	1213,1	0,03236	2657,4	0,02400	2885,7	0,03617	3044,2	0,04227
P	t_s	J_s	r	q_s	$v_v = \frac{1}{\rho_v}$	J_{sur}	v_{sur}	J_{sur}	v_{sur}	J_{sur}	v_{sur}

ANNEXE D
DENSITE DU SOUFRE

ANNEXES

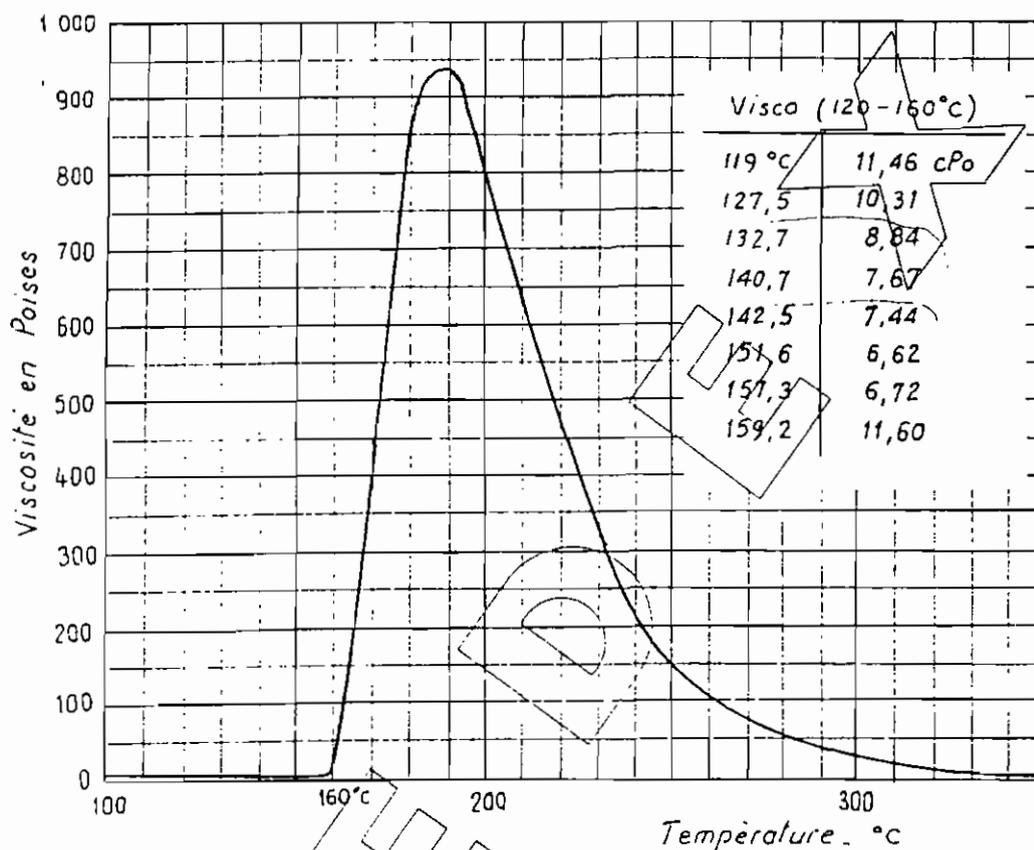
- Densité du soufre solide : 2,07 kg/litre à 20°C
- Densité du soufre en poudre : 1,22 à 1,39 kg/litre à 20°C selon la granulation
- Densité du soufre liquide :



On notera le palier horizontal de densité dans l'intervalle 160 - 170°C, correspondant à la transformation moléculaire du soufre liquide jaune en soufre pâteux rougeâtre.

ANNEXE E
VISCOSITE DU SOUFRE

ANNEXES



L'évolution anormale de la viscosité à partir de 160°C, liée à la transformation de la structure moléculaire du soufre, limite impérativement la température du soufre liquide à 140 - 145°C.

A cette température, la viscosité du soufre est de 7 centipoises soit encore : $7/1,78 = 4$ centistokes. Cette valeur est tout à fait compatible avec l'utilisation de brûleurs à pulvérisation mécanique pour lesquels la viscosité doit être inférieure à 10 centistokes pour obtenir une qualité de pulvérisation satisfaisante.

ANNEXE F
MASSE VOLUMIQUE ρ , CONDUCTIVITE THERMIQUE
 λ_f , CHALEUR MASSIQUE c_p ET VISCOSITE
DYNAMIQUE DE L'AIR

ANNEXES

Gas à la pression atmosphérique	Température (°C)	ρ kg/m ³	λ_f W/m, °C	C_p kJ/kg, °C	ν 10 ⁻⁵ m ² /s
Air	0	1,293	0,0242	1,004	1,72
	100	0,947		1,009	
	200	0,746	0,0387	1,025	2,57
	300	0,616		1,046	
	400	0,524	0,0509	1,067	3,25

ANNEXE G
CONDUCTIVITES THERMIQUES DE QUELQUES
MATERIAUX

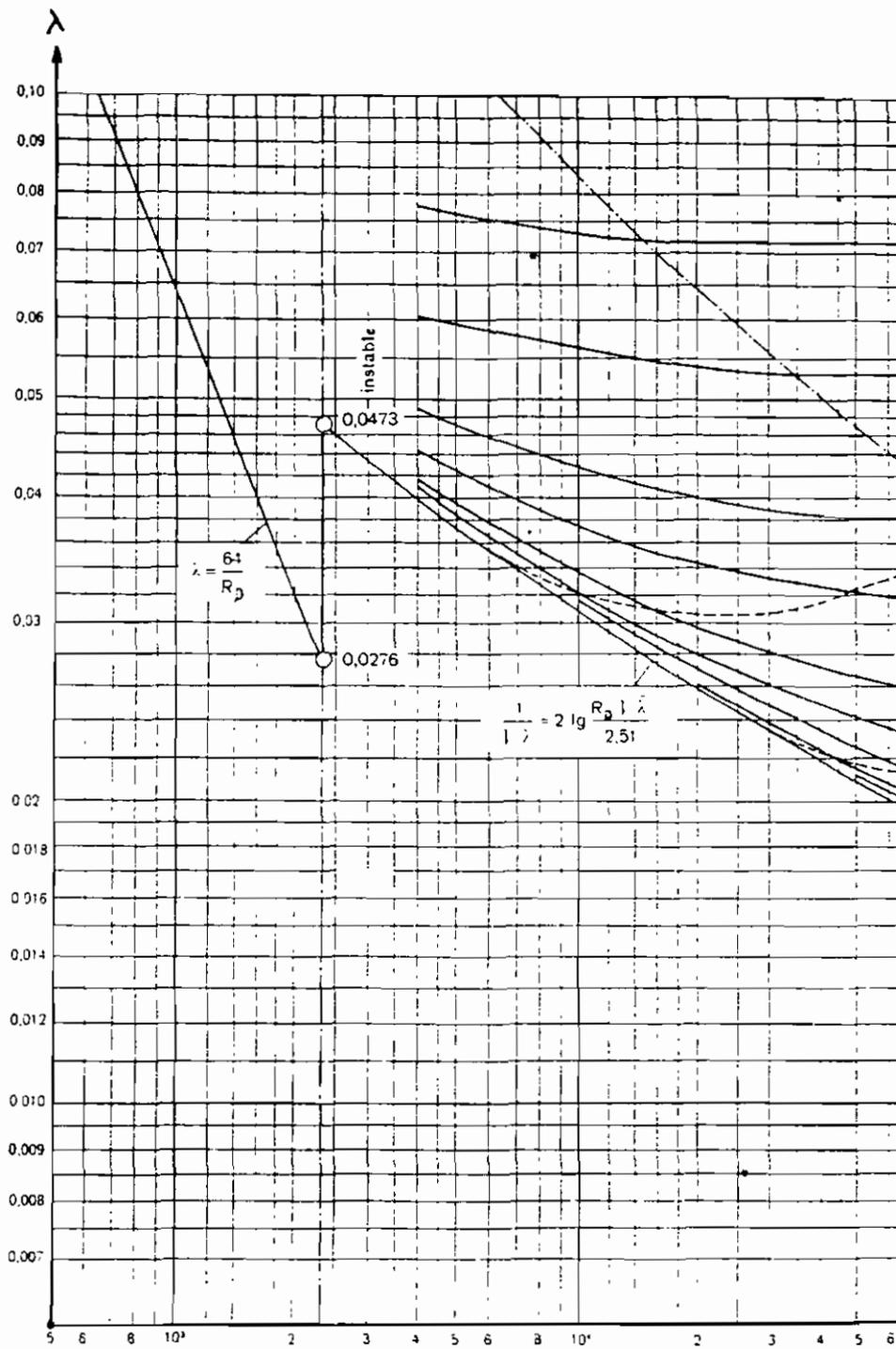
ANNEXES

Tableau 6-42
Masse volumique ρ , conductivité thermique λ et chaleur massique C_p
de quelques métaux et isolants utilisés en thermique

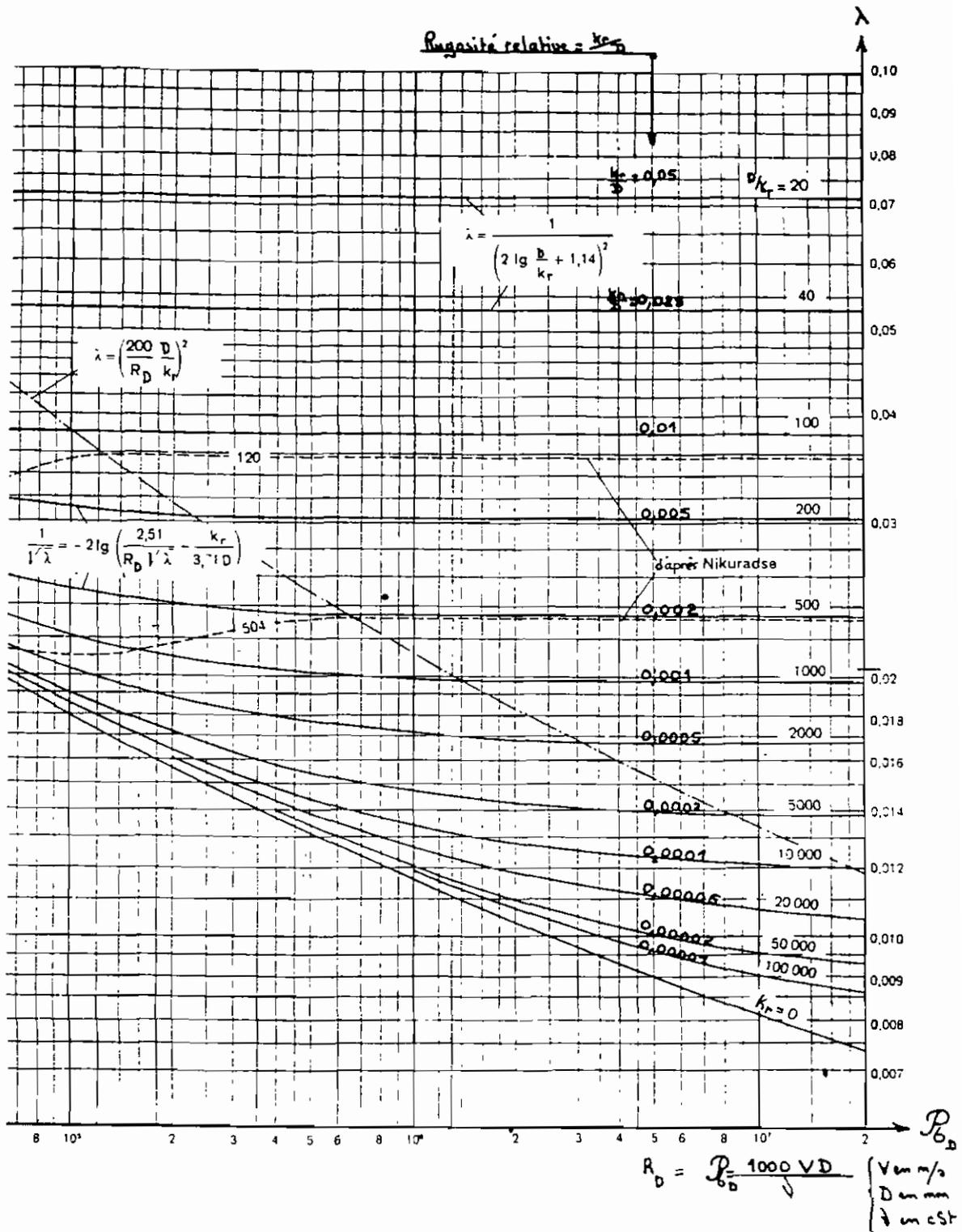
Métaux	Température (°C)	ρ kg/m ³	λ W/m. °C	C_p kJ/kg. °C
Aciers non alliés	20 400	7 800 7 800	53,5 42,5	0,460 0,627
Aciers alliés	20 500	7 800 7 800	47,6 36,0	0,460 0,627
Aluminium ..	20 300	2 700 2 700	204,0 233,0	0,879 1,025
Cuivre	20 300	8 900 8 900	384,0 366,0	0,398 0,419
<i>Cupronickel</i>				
70 Cu - 30Ni	20	8 900	29,1	0,38
90 Cu - 10Ni	20	8 900	44,7	0,38
<i>Monel</i>				
30 Cu - 70Ni	20 500	8 900 8 900	22,1 37,2	0,54 0,54
Isolants	Température (°C)	ρ kg/m ³	λ W/m. °C	C_D kJ/kg. °C
<i>Amiante</i>				
feutre léger	105	116	0,047	0,80
fibre ou	0	470	0,151	0,80
brique	350 0 400	470 700 700	0,180 0,232 0,291	0,80 0,80 0,80
<i>Laine de roche</i>	20 100 200 20 100 200	40 40 40 90 90 90	0,040 0,053 0,093 0,035 0,050 0,070	0,84 0,84 0,84 0,84 0,84 0,84
<i>Laine de ve verre</i>	20 100 200 20 100 200 20 100 200	20 20 20 40 40 40 70 70 70	0,040 0,058 0,093 0,036 0,050 0,074 0,040 0,048 0,065	0,84 0,84 0,84 0,84 0,84 0,84 0,84 0,84 0,84
<i>Vermiculite agglomérée .</i>	20	250	0,105	1,25
<i>Réfractaires</i>	500	1 000	0,345	1,05

ANNEXE H**DIAGRAMME $\lambda = f\left(R_D, \frac{K_r}{D}\right)$**

ANNEXES



ANNEXES



ANNEXE I
VISCOSITE CINEMATIQUE DE LA VAPEUR D'EAU
SURCHAUFFEE ET SATUREE

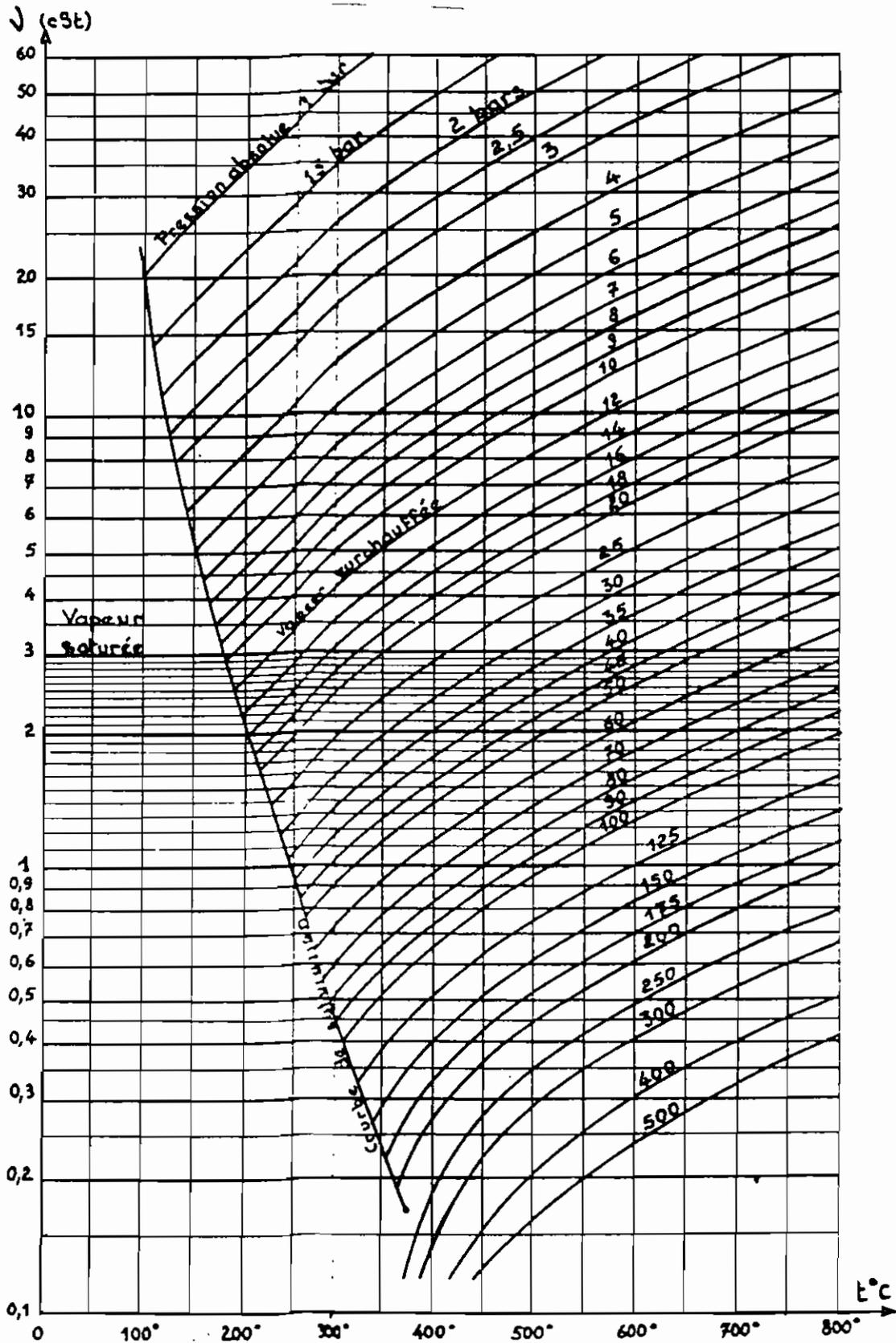
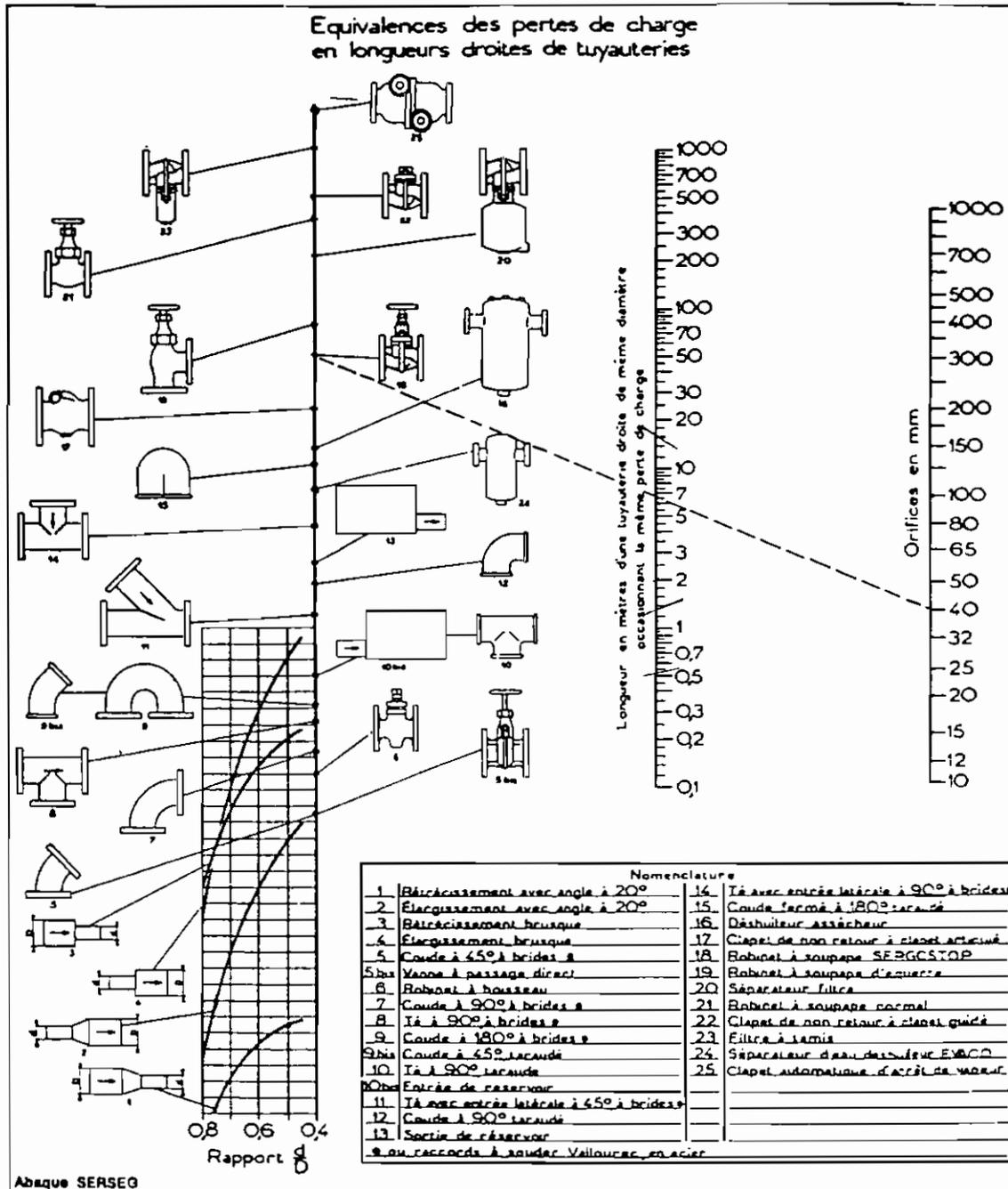


Figure 3-29
Viscosité cinématique de la vapeur d'eau surchauffée

ANNEXE J
EQUIVALENCES DES PERTES SINGULIERES EN
LONGUEURS DROITES DE TUYAUTERIES

ANNEXES



EXEMPLE D'APPLICATION

Soit un robinet à soupape du modèle « Sergostop », orifice 40 mm, dont on veut connaître la perte de charge évaluée en longueur fictive de tuyauterie. Du repère 18 correspondant au robinet considéré, sur l'échelle de gauche, on trace une ligne rejoignant l'orifice 40 mm de l'échelle de droite. A l'intersection de cette ligne avec l'échelle centrale, on lit directement le résultat : 6,5 m. On remarque qu'un robinet courant du commerce, repère 21, causerait une perte de charge équivalente à 16 m, soit plus du double. L'abaque ci-dessus s'applique aussi bien aux tuyauteries d'eau qu'à celles de vapeur ou d'air comprimé.

Figure 4-31

Equivalences des pertes de charge en longueurs droites de tuyauteries
 Reproduction faite avec l'autorisation de la Société SEREG
 Division Robinetterie Serseg

ANNEXE K
CARACTERISTIQUES DIMENSIONNELLES DES TUBES
D'USAGES GENERAUX

Tableau 2-25

NF.A.49.111. Tubes sans soudure, extrémités lisses. Usages généraux moyenne pression.

φ NOMINAUX		φ extérieur mm	Epaisseur mm	Masse vide Kg/m	Section passage cm ²	Section métal cm ²	Moment d'inertie I cm ⁴	Module résistance $\frac{I}{V}$ cm ³	Rayon giration cm
Pouces	mm								
3/4	② 20	26,9	2,3	1,410	3,91	1,78	1,355	1,007	0,873
	①	30,0	2,3	1,590	5,07	2,00	1,934	1,289	0,982
1	25	33,7	2,3	1,790	6,65	2,27	2,813	1,670	1,113
	①	38,0	2,6	2,290	8,45	2,89	4,552	2,396	1,254
1 1/4	32	42,4	2,6	2,570	10,87	3,25	6,466	3,050	1,410
	①	44,5	2,6	2,700	12,13	3,42	7,544	3,391	1,484
1 1/2	40	48,3	2,6	2,950	14,59	3,73	9,772	4,046	1,618
	①	54,0	2,6	3,320	18,70	4,20	13,910	5,152	1,819
	①	57,0	2,9	3,900	20,59	4,93	18,090	6,349	1,915
2	50	60,3	2,9	4,140	23,33	5,23	21,600	7,163	2,031
2 1/4	① 60	70,0	2,9	4,830	32,37	6,11	34,450	9,844	2,374
2 1/2	65	76,1	2,9	5,280	38,81	6,67	44,730	11,750	2,590
3	80	88,9	3,2	6,810	53,46	8,62	79,210	17,820	3,032
3 1/2	90	101,6	3,6	8,760	69,99	11,08	133,200	26,220	3,467
4	① 100	108,0	3,6	9,330	79,80	11,81	161,000	29,820	3,693

4	100	114,3	3,6	9,900	90,09	12,52	192,000	33,590	3,915
5	① 125	133,0	4,0	12,800	122,72	16,21	337,500	50,750	4,563
5	125	139,7	4,0	13,500	136,23	17,05	392,800	56,240	4,799
6	① 150	159,0	4,5	17,100	176,71	21,84	652,300	82,050	5,464
6	150	168,3	4,5	18,100	199,31	23,16	777,100	92,350	5,793
7	175	193,7	5,4	25,000	262,73	31,94	1 417,000	146,300	6,660
8	200	219,1	5,9	31,000	337,51	39,52	2 247,000	205,100	7,540
9	225	244,5	6,3	37,100	422,37	47,14	3 346,000	273,700	8,424
10	250	273,0	6,3	41,600	532,56	52,78	4 696,000	344,000	9,132
12	300	323,9	7,1	55,600	753,31	70,66	8,869,000	547,600	11,200
14	350	355,6	8,0	68,300	905,79	87,36	13 201,000	742,500	12,290
16	400	406,4	8,8	85,900	1 187,25	109,92	21 732,000	1 070,000	14,060
16 ①	② 400	419,0	10,0	101,000	1 250,36	128,49	26 884,000	1 283,000	14,460

Ancienne série dite "tarif : 10" suivant : NF. A. 48 00% annulée et remplacée par : NF. A. 49 111 du : 4-1972. Tubes sans soudure. Extrémités lisses. Usages généraux à moyenne pression. Ces tubes soudables et cintrables ne doivent pas être filetés. Diamètre et épaisseur correspondent également à : NF. A. 49112 (Tubes laminés à chaud).

① A éviter. Non en accord avec la recommandation ISO. R. 64.

② Non en accord avec la recommandation ISO. R. 164.

Température maxi d'utilisation : -10°C et $+200^{\circ}\text{C}$.

ANNEXE L
EPAISSEURS PRATIQUES DES CALORIFUGES

ANNEXES

Tableau 6-54
Épaisseurs pratiques des calorifuges

DN (mm)	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300
$50^\circ < t \leq 100^\circ$...	25	25	25	25	30	30	40	40	40	40	50	50	60	70
$100^\circ < t \leq 200^\circ$...	30	30	30	30	40	40	50	50	50	60	60	70	80	90
$200^\circ < t \leq 300^\circ$...	40	40	40	40	50	50	60	60	60	70	70	80	90	100

Pour les collecteurs situés à l'extérieur, ces épaisseurs seront à majorer de 10 à 20 mm suivant le DN du tube et suivant le climat (lieux ventilés, froids ...).

ANNEXE M
DIAGRAMME TEMPERATURE-ENTHALPIE DE LA
VAPEUR

ANNEXES

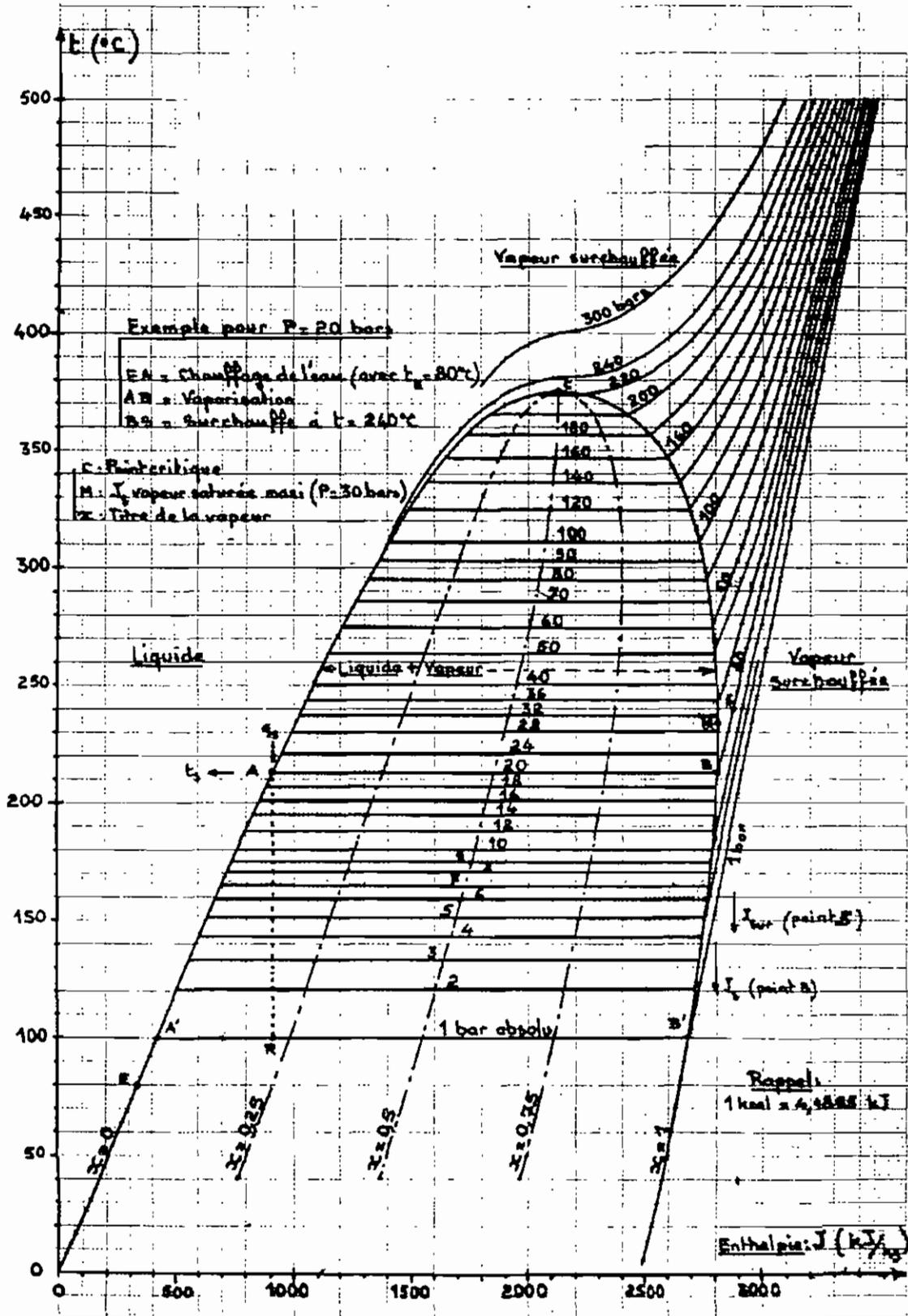


Figure 1-9
 Diagramme température-enthalpie de la vapeur d'eau

ANNEXE N
PARAMETRES DE CHOIX, AVANTAGES ET
INCONVENIENTS DES PURGEURS

APPLICATIONS	1er choix	Variante	Fig. No.
Cuves chauffantes à double fond pour processus industriels			
Cuves fixes	FT	TD + AV BP	23
Cuves fixes (variante)	FT (SLR + AV)	FT (SLR + AV)	24
Cuves basculantes	FT (SLR)	FT (SLR)	25
Cuves basculantes (cycle extra-rapide)	FT (SLR) avec BP	FT (SLR) avec BP	26
Evaporateurs			
Evaporateurs	FT	IB + AV	27
Cuves de brassage	FT	IB + AV	28
Sécheurs à air chaud (voir aussi batteries de chauffe)			
Batteries avec tube continu	IB	BP FT	29
Batteries avec grilles tubulaires	SM	IB + AV	30
Tunnel à tubes chauffants	IB	FT, BP	31
Cylindres sécheurs			
Cylindres sécheurs	FT (SLR + AV)	FT (SLR + AV)	32
Encolleuses à cylindres multiples	FT (SLR + AV)	FT (SLR + AV)	33
Sécheurs à cylindres multiples	FT (SLR + AV)	IB + AV	34
Blanchisseries et nettoyages à sec			
Repasseuses et calandres	FT (SLR + AV)	TD + AV IB + AV	35
Presses à habits	TD	IB, FT	36
Séchoirs rotatifs	FT	TD + AV IB + AV	
Tables de détachage	FT	IB, TD	
Récupérateurs de solvant	FT	IB, TD	37

APPLICATIONS	1er choix	Variante	Fig. No.
Cuves et réservoirs			
Cuves avec sortie des condensats à la partie supérieure	TD	FT, BP, IB	38
Cuves avec sortie des condensats à la partie inférieure	FT	TD, BP, IB	39
Stérilisateurs et autoclaves			
Stérilisateurs	FT	FT	42, 43
Autoclaves	FT	IB + AV TD + AV	44
Vulcanisation et presses à pneus			
Vulcanisation	IB + AV	FT	45
Presses à pneus	IB	FT, TD	46
Presses à plateaux multiples			
Presses à plateaux connectés en parallèle	TD	IB, FT	47
Presses à plateaux connectés en parallèle (variante)	TD + AV	IB + AV	48
Presses à plateaux connectés en série	TD + AV	IB + AV	49
Tables chauffantes	BP	TD	50

APPLICATIONS	1er choix	Variantes	Fig. No.
Réservoirs de stockage			
Serpentins des réservoirs de stockage	IB + AV	TD + AV	51
Réchauffeurs d'aspiration	IB + AV	FT	52
Réchauffeurs de ligne	FT	IB + AV	
Réchauffeurs de masse	IB + AV	TD + AV	53, 54
Réchauffage des conduites			
Tracers de ligne	SM	TD, BP	55
Conduites chemisées	SM	TD, BP	56, 57
Purge des enceintes sous vide	Pompe automatique Ogden		58
Relevage des condensats	Voir Figs. 38, 59 et 60		
Détente de la vapeur	Voir pages 41, 42 et 43		61
L'air comprimé			
Séparateurs	Purgeur pour air comprimé		62
Canalisations	Purgeur pour air comprimé		63, 64
Refroidisseurs finals	Purgeur pour air comprimé		65
Réservoirs	Purgeur pour air comprimé		66
Séchage et filtrage finals	Filtres automatiques	Voir	
Régulation de la pression	Régulateurs	dépliant	
Lubrification	Lubrificateurs	Spirax-Monnier	

Conduites de distribution de la vapeur

Cas général

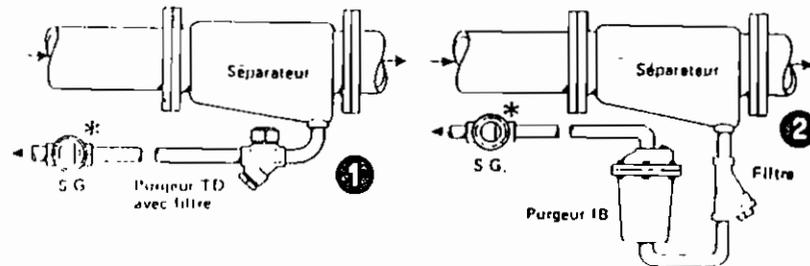
Le courant de vapeur entraîne des gouttelettes d'eau en suspension en même temps qu'un certain débit de condensat qui s'achemine sur la paroi inférieure de la tuyauterie et un certain pourcentage d'air. Ces trois éléments doivent être éliminés si l'on veut que l'installation ait un rendement convenable.

Les purgeurs devront être raccordés dans des canalisations de condensat dûment dimensionnées se dirigeant en pente descendante vers un réservoir à l'air libre.

Du fait que les canalisations de retour des condensats suivent fréquemment les conduites principales de vapeur, on est tenté d'y connecter les purgeurs de ligne. Si ces canalisations de retour de condensat sont noyées, comme c'est souvent le cas, il peut en résulter des coups de bélier. Ceux-ci seront d'ailleurs d'autant plus prononcés que les purgeurs de ligne auront un mode opératoire brusque et cette pratique devra donc être évitée.

Séparateurs

Un séparateur a pour mission de collecter les gouttelettes d'eau qui sont en suspension dans le courant de vapeur aussi bien que le condensat qui s'achemine sur la paroi de la conduite afin de distribuer aux récepteurs une vapeur sèche. Les Fig 1 et 2 montrent comment ces séparateurs doivent être purgés. Les purgeurs doivent pouvoir résister aux coups de bélier qui peuvent s'y présenter et le purgeur TD a, en outre, l'avantage de pouvoir résister au gel, ce qui est important quand les conduites sont situées à l'extérieur des bâtiments. S'il n'y a pas danger de gel, on peut aussi utiliser à cet effet le purgeur à flotteur inversé ouvert.



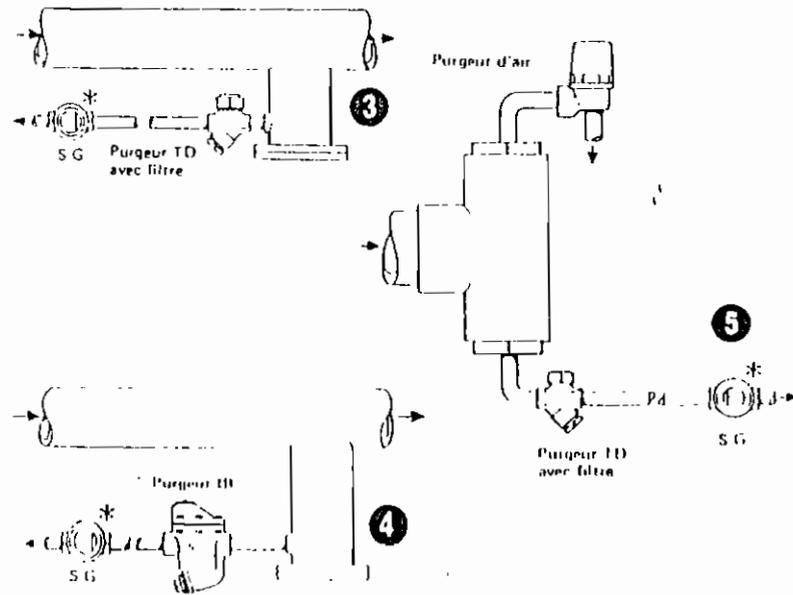
Conduites de distribution de la vapeur

Conduites horizontales

Il ne faut pas essayer de purger une conduite horizontale de vapeur en y soudant simplement, à la partie inférieure, une tuyauterie de diamètre réduit: le condensat n'aurait pas le temps de s'y précipiter et il poursuivrait son chemin. Il convient au contraire d'utiliser, à cet effet, un raccord en T du même diamètre que celui de la conduite, comme indiqué aux Fig 3 et 4.

Purge de l'air

La purge de l'air, en fin de ligne, contribue à accélérer la mise à température de l'installation et à augmenter la production (voir notre document technique intitulé "L'élimination de l'air dans les installations vapeur"). La Fig 5 montre un purgeur TD associé avec un purgeur d'air en by-pass. Un purgeur à flotteur inversé ouvert peut aussi bien convenir. Sur une conduite de grande longueur ou sur une installation dont la mise en route est quotidienne, il peut être nécessaire de placer des purgeurs d'air sur certains points de purge intermédiaires. Veiller à ne jamais raccorder un purgeur d'air dans une tuyauterie de retour de condensat qui serait noyée ou sensible à la corrosion.

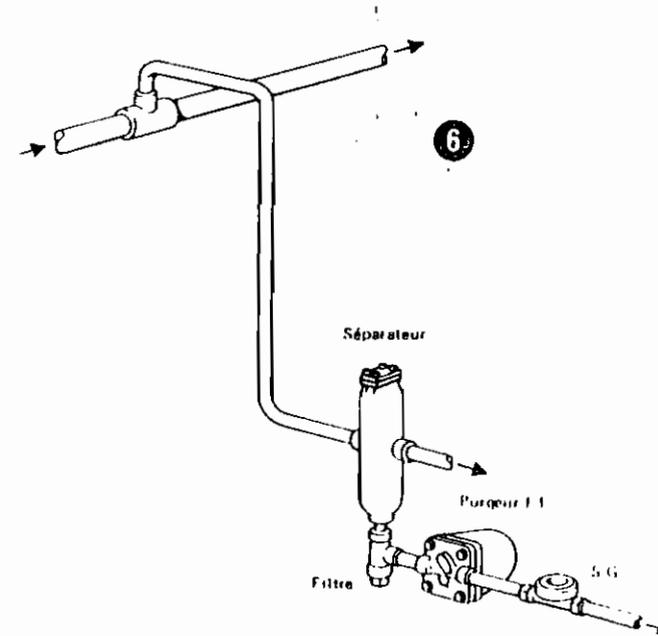


8

Conduites de distribution de la vapeur

Conduites de raccordement

Le rendement thermique d'un récepteur de vapeur sera d'autant meilleur que la vapeur d'alimentation sera sèche. Il faut donc faire les raccordements à partir de la génératrice supérieure de la conduite principale et il est utile de placer un petit séparateur d'eau en amont du récepteur. La Fig 6 montre un tel montage avec un séparateur muni d'un purgeur à flotteur fermé. Les purgeurs TD, à flotteur inversé ouvert ou thermostatiques à pression équilibrée peuvent également convenir. Dans le cas des purgeurs BP, il faut prévoir une tuyauterie de 1 m non calorifugée entre la sortie du séparateur et le purgeur.



9

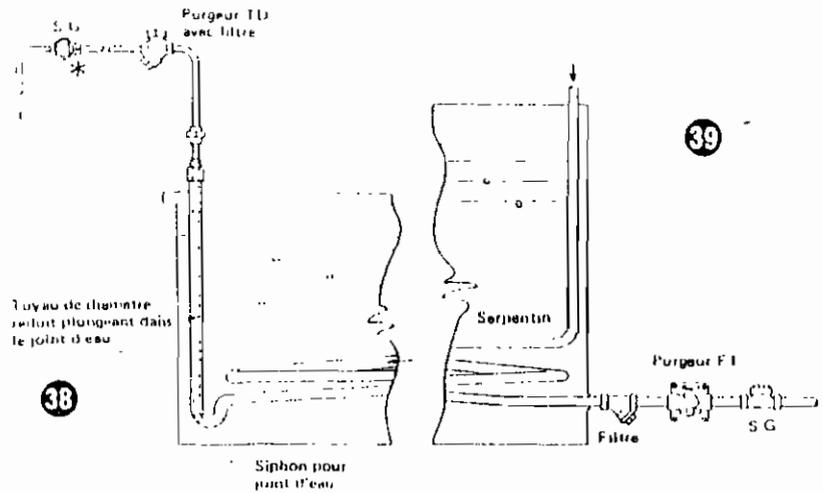
Cuves et réservoirs

Cuves avec sortie des condensats à la partie supérieure

La fig. 38 est très importante. Un serpentin situé dans une cuve contenant un liquide à traiter doit avoir une pente régulière et se terminer par une boucle formant joint d'eau, si le condensat doit remonter pour atteindre le purgeur. Le tuyau de remontée des condensats doit être de diamètre réduit. Il est bon de plonger l'extrémité inférieure du tuyau de passage réduit dans le fond de la boucle et de sceller celle-ci à son sommet de façon convenable. Le purgeur pourra être du type TD, ou à flotteur fermé avec purgeur d'air incorporé, ou à pression équilibrée, ou à flotteur inversé ouvert. Dans ce dernier cas, le purgeur sera muni à son entrée d'un clapet de retenue, pour éviter le reflux du joint d'eau contenu dans le purgeur. Le purgeur TD est recommandé dans le cas où le liquide traité est corrosif et pourrait s'introduire dans le condensat en cas de fuite au serpentin de chauffe. Ce purgeur résiste en effet mieux que tout autre à la corrosion.

Cuves avec sortie des condensats à la partie inférieure

Si la sortie du serpentin de chauffe peut traverser la paroi de la cuve, la fig. 39 montre le montage à réaliser, en utilisant un purgeur à flotteur fermé avec purgeur d'air incorporé. Les purgeurs TD, ou à flotteur inversé ouvert, ou à pression équilibrée, peuvent aussi être utilisés dans



Cuves et réservoirs

ce genre d'application. En cas de changement de section dans une tuyauterie d'évacuation des condensats placée horizontalement, il est important d'utiliser un raccord excentré (voir fig. 3), car un raccord concentrique laisserait inévitablement, sur le fond de la tuyauterie, une poche d'eau, qui non seulement réduirait le rendement, mais serait aussi susceptible de causer des coups de bélier destructeurs, particulièrement si le purgeur est du type à flotteur fermé avec purgeur d'air incorporé.

Notre document technique intitulé: "Le chauffage des bains de li- quides" traite en détail de l'évacuation des condensats des cuves chauffées à la vapeur.

Injection directe de la vapeur

Notre document technique intitulé "L'injection directe de la vapeur" traite des différents problèmes rencontrés dans cette forme de chauffage.

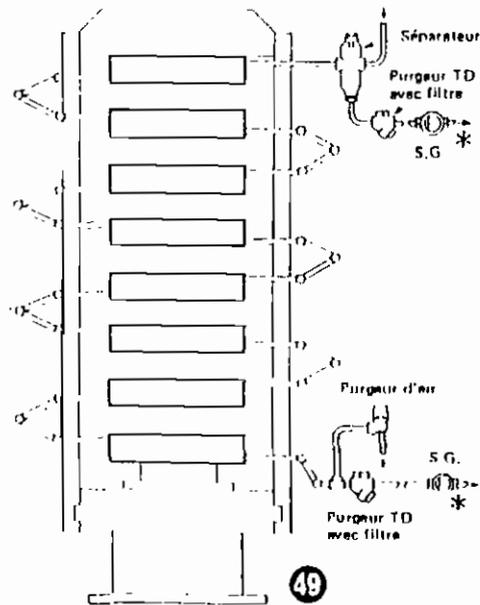
Il donne de façon claire et concise, les principes de base, les formules pour le dimensionnement et la perforation des tuyauteries d'injection, ainsi que tous autres conseils en rapport qui tracent la marche à suivre pour éviter les ennuis les plus couramment rencontrés dans ce genre de chauffage.

Presses à plateaux multiples

en by-pass, comme indiqué à la fig. 49. Les purgeurs doivent pouvoir résister aux coups de bélier qui peuvent couramment se produire dans une telle installation, à cause des boucles nécessaires dans les connexions d'entrée de la vapeur et de sortie du condensat.

Presses à plateaux connectés en série

Ce montage provoquera presque certainement des poches d'eau, à cause de l'agencement des tuyauteries et l'écoulement du condensat sur les plateaux sera relativement lent. Pour ces deux motifs, on utilisera un purgeur à décharge brusque (la fig. 49 représente un purgeur TD). Le purgeur à flotteur inversé ouvert peut aussi être utilisé, mais en tout cas un purgeur d'air sera monté en by-pass sur le purgeur de condensat. L'admission de la vapeur sera convenablement purgée, et il peut être avantageux d'y placer un séparateur d'eau.

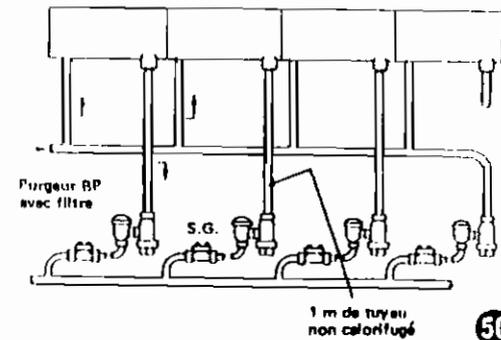


49

Tables chauffantes

Elles sont utilisées dans plusieurs industries et leurs conditions d'emploi peuvent être très variables. Il ne convient pas d'y prévoir l'alimentation en vapeur à une extrémité et la sortie du condensat à l'autre extrémité opposée; le condensat (et l'air) de chaque section auraient à parcourir les sections suivantes avant d'arriver au purgeur. Il en résulterait une mise à température assez lente et une température réduite à la section de sortie. La méthode correcte est de purger chaque section individuellement.

La fig. 50 montre un équipement réalisé avec des purgeurs à pression équilibrée assemblés à leur filtre protecteur, ce qui constitue généralement une bonne solution pour la purge de ces tables. Les purgeurs TD peuvent être valablement utilisés en variante.



50

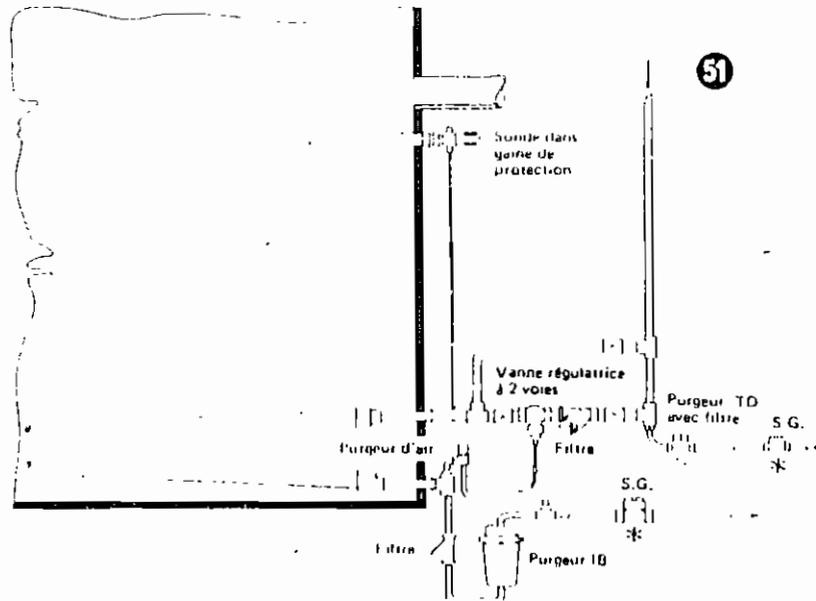
Réservoirs de stockage

Les huiles lourdes, ou d'autres liquides visqueux, sont stockés dans des réservoirs réchauffés par serpentins ou par toute autre forme de surface de chauffe, éventuellement complétés par un réchauffeur d'aspiration, afin d'assurer une température propice à leur pompage. En outre, des réchauffeurs de ligne ont pour mission d'augmenter la température des combustibles liquides jusqu'à une valeur propice à leur admission dans les brûleurs.

Serpentins des réservoirs de stockage

Chaque serpentin doit être purgé séparément, et même si toutes précautions ont été prises pour éviter les coups de bélier, il vaut mieux utiliser des purgeurs robustes, tel que le purgeur Spirax-Sarco à flotteur inversé ouvert (fig. 51) ou le purgeur TD. Un purgeur d'air séparé peut être monté en dérivation sur le purgeur de condensat.

Les purgeurs à flotteur devront être calorifugés pour les protéger contre les risques de gel, si le réservoir est situé à l'extérieur des bâtiments, alors que le corps des purgeurs TD peut résister au gel, sans dommage.



38

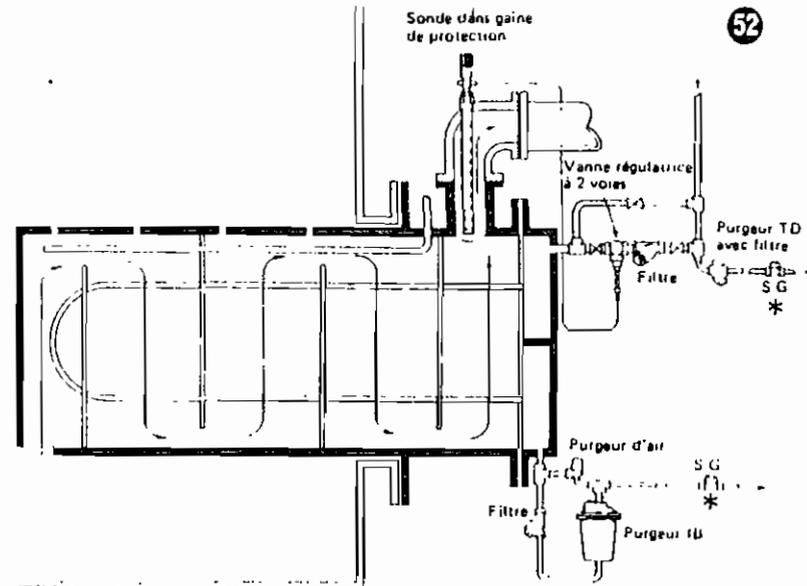
Réservoirs de stockage

Réchauffeurs d'aspiration

Un réchauffeur d'aspiration est un échangeur de chaleur tubulaire alimenté à partir d'un collecteur et opérant sous des conditions de débit continu, si bien que le premier choix devrait se porter sur l'usage d'un purgeur à flotteur fermé avec purgeur d'air incorporé.

Mais ces réchauffeurs d'aspiration sont parfois soumis à de dures conditions de fonctionnement, auxquels cas il vaut mieux utiliser un purgeur Spirax-Sarco à flotteur inversé ouvert (fig. 52) Ceux-ci peuvent particulièrement convenir dans le cas où un purgeur en acier est requis. Si ces purgeurs doivent être exposés au gel, il faut les calorifuger. Un purgeur d'air séparé, monté en dérivation, devra toujours être adjoit à ces purgeurs de condensat.

Les réchauffeurs d'aspiration sont normalement contrôlés par un régulateur de température et la fig. 52 montre un régulateur Spirax-Sarco dont la sonde, placée à la sortie du fluide chauffé, commande la vanne d'admission de vapeur.



39

Réservoirs de stockage

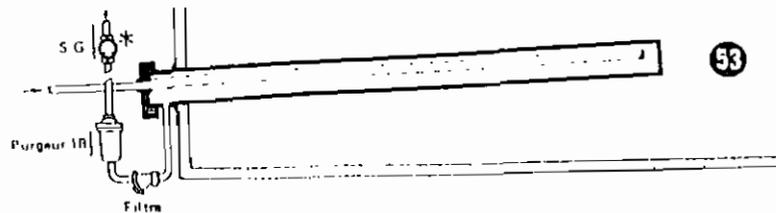
Réchauffeurs de ligne

Ce sont des échangeurs de chaleur, simples ou étagés, qui doivent être traités de la même façon que les réchauffeurs d'aspiration. Chacun des étages doit être purgé individuellement et, du fait qu'ils sont souvent montés à l'intérieur des bâtiments, où il n'y a guère de danger de gel, ils peuvent être équipés de purgeurs à flotteur fermé avec purgeur d'air incorporé.

Réchauffeurs de masse

Plusieurs moyens peuvent être utilisés pour le chauffage de masse des grands réservoirs de stockage: on peut faire usage de serpentins répartis au fond du réservoir, ou bien de réchauffeurs "en baïonnette" dans lesquels un tube largement dimensionné, fermé aux deux extrémités, est fixé à la paroi du réservoir. La vapeur y est introduite par une tuyauterie interne, et le condensat est éliminé à l'autre extrémité du circuit, comme indiqué à la fig. 53.

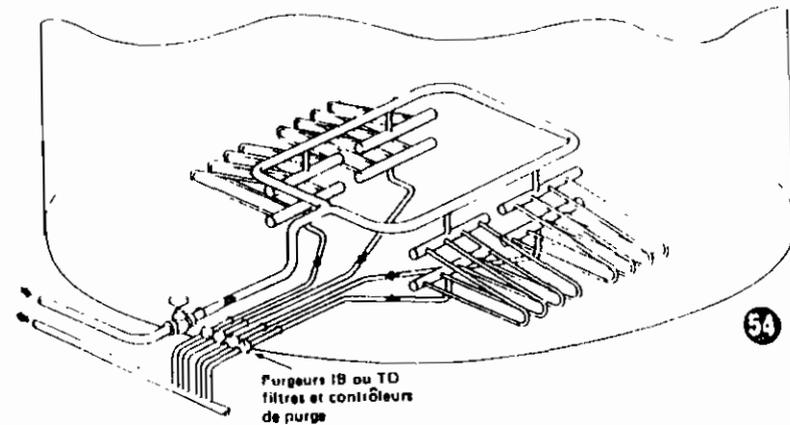
Mais la méthode la plus souvent utilisée de nos jours consiste à utiliser un certain nombre de réchauffeurs spéciaux desservis à partir d'une boucle principale située dans le réservoir, comme indiqué à la fig. 54.



53

Réservoirs de stockage

Dans tous les cas, il est essentiel que chacune des tuyauteries chauffantes ou chacun des réchauffeurs soit purgé séparément, soit par un purgeur à flotteur inversé ouvert, soit par un purgeur TD. Il peut être nécessaire de calorifuger les purgeurs à flotteur pour les protéger contre tout risque de gel, et les deux types de purgeurs précités seront utilement assemblés avec un purgeur d'air monté en dérivation pour assurer l'évacuation de l'air.



54

Type thermodynamique – TD

Avantages: Compact, simple, léger, robuste, pas de réglage, ni de diversité dans l'orifice du siège; convient pour toute l'étendue de la plage de pressions pour laquelle il est valable. Insensible aux coups de bélier, à la vapeur surchauffée, aux vibrations et résistant aux condensats corrosifs. Corps insensible au gel. Fonctionne dans toutes les positions, bien que la moins favorable soit celle où le disque est vertical. Une seule pièce mobile. Le disque fait office de clapet de retenue.

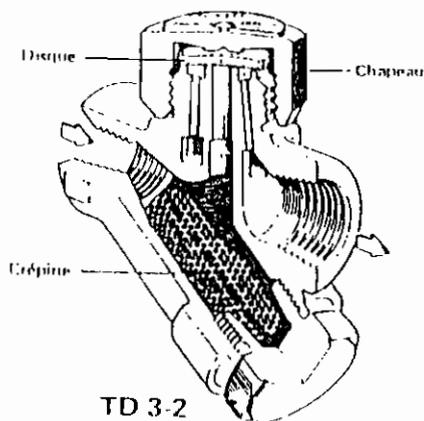
Inconvénients: Peut retenir l'air, si une masse d'air atteint rapidement le purgeur au démarrage. Peut ne pas se fermer si la contre-pression ou la pression d'admission sont en dehors des limites propres à chaque type de purgeur.

Précautions à prendre: Ne pas surdimensionner le purgeur. Eviter les chutes de pression excessives à l'entrée et les contre-pressions importantes à la sortie, en dimensionnant largement les tuyauteries à l'amont et à l'aval, et réduire au minimum les coudes et les raccords à proximité du purgeur.

Un "isotube" (chapeau calorifuge) peut être posé sur le couvercle de certains purgeurs quand ceux-ci sont exposés à la pluie, à la neige ou aux vents froids, pour éviter une usure anormale imputable à la cadence de fonctionnement trop rapide du purgeur.

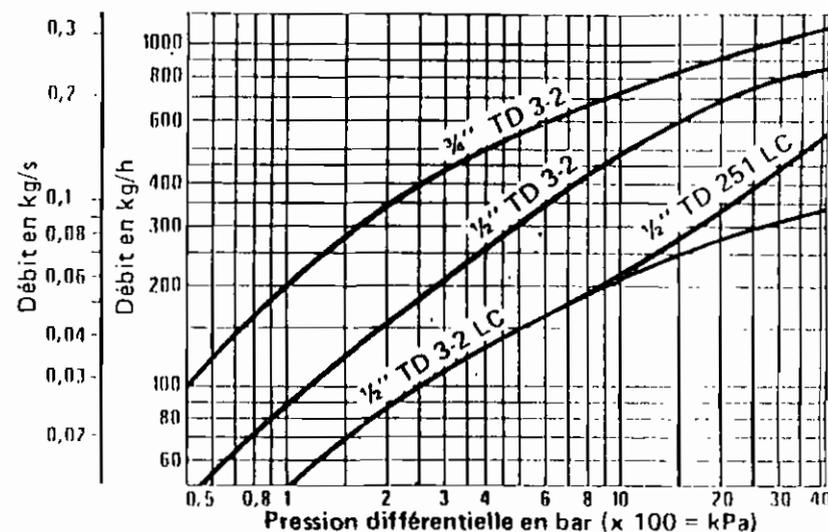
Diamètres nominaux, types et limites d'emploi: Le modèle standard, à connexions taraudées, est le TD 3-2, valable jusqu'à 42 bar et 400°C. D'autres types de purgeurs TD existent avec connexions taraudées, à brides, socket-weld et butt-weld, pouvant aller jusqu'à une pression de 69 bar et une température de 510°C.

Débits: Voir abaques ci-contre.

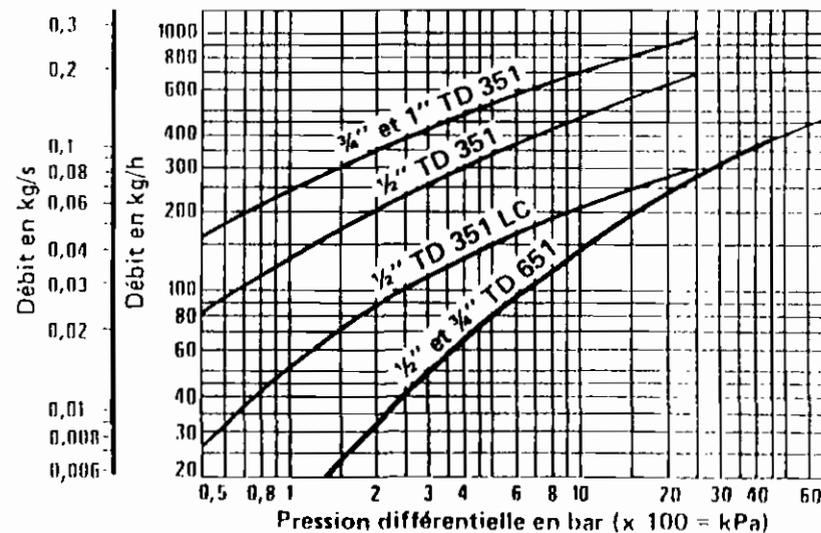


TD 3-2

Débits TD 251 et TD 3-2



TD 351, TD 351 LC, TD 651, TD 1000



Réchauffage des conduites

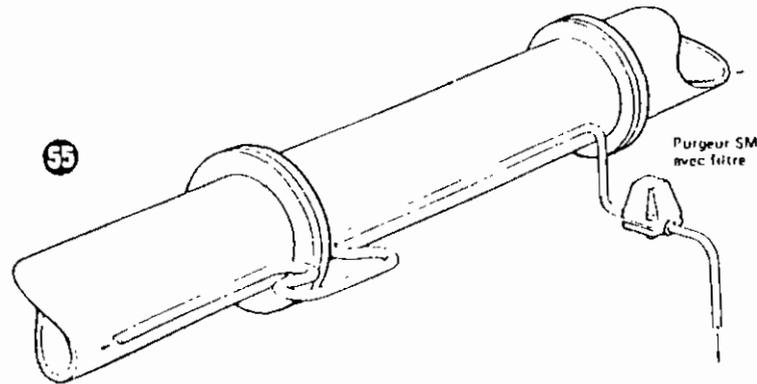
Tracers de ligne

Les tracers de ligne doivent être montés en pente descendante dans le sens du courant de vapeur, et chaque tronçon ne doit pas avoir une longueur supérieure à 18 m pour les tracers de 3/8" ou à 45 m pour les tracers de plus grandes dimensions, chaque section étant équipée à son extrémité d'un purgeur bimétallique (fig. 55).

Les tracers simples sont montés de préférence le long de la paroi inférieure de la conduite à réchauffer, et quand il est nécessaire de contourner des brides, il faut nécessairement les poser le long de la paroi latérale si l'on veut y maintenir une pente régulière vers le purgeur.

En variante au purgeur bimétallique on peut utiliser un purgeur à pression équilibrée du type BP avec corps en acier ou le purgeur TD; ces trois types de purgeurs sont particulièrement recommandés quand les tracers sont placés à l'extérieur des bâtiments, du fait que leur corps en acier peut supporter le gel sans dommage. S'il est fait usage de purgeurs TD, on prendra soin de choisir le plus petit modèle capable d'évacuer le débit-condensat; normalement le TD 259 ou bien le TD 3-2 en 1/2" LC avec filtre incorporé.

Pour plus de détails concernant les tracers de ligne, voir notre document technique intitulé "Réchauffage des conduites".



Réchauffage des conduites

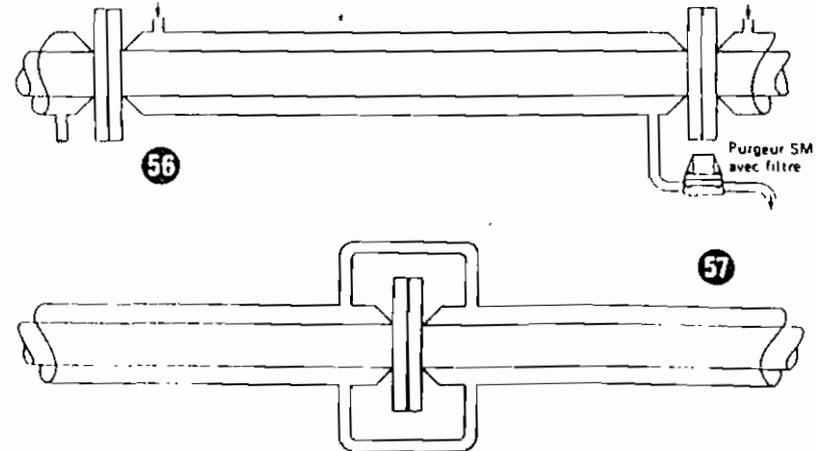
Conduites chemisées

Les conduites chemisées sont généralement construites en tronçons ne dépassant pas 6 m de longueur et l'idéal est d'équiper chaque tronçon d'un purgeur bimétallique, comme indiqué à la fig. 56.

Il est cependant assez pratique de raccorder ensemble jusqu'à 4 tronçons, mais il est important de les raccorder à la fois par le dessus et le dessous, comme indiqué à la fig. 57, de façon que la vapeur d'une part et le condensat d'autre part puissent s'écouler indépendamment l'un de l'autre.

Les purgeurs à pression équilibrée BP avec corps en acier et les purgeurs TD peuvent aussi être utilisés pour cette application. Il faut noter que, du fait que les conduites chemisées sont souvent placées à l'extérieur des bâtiments, il convient d'y adopter des purgeurs pouvant supporter le gel sans dommage, ce qui est le cas pour les purgeurs bimétalliques, certains types de purgeurs BP et les TD, qui ont un corps en acier.

Pour plus de détails concernant les conduites chemisées, voir notre document technique intitulé "Réchauffage des conduites".



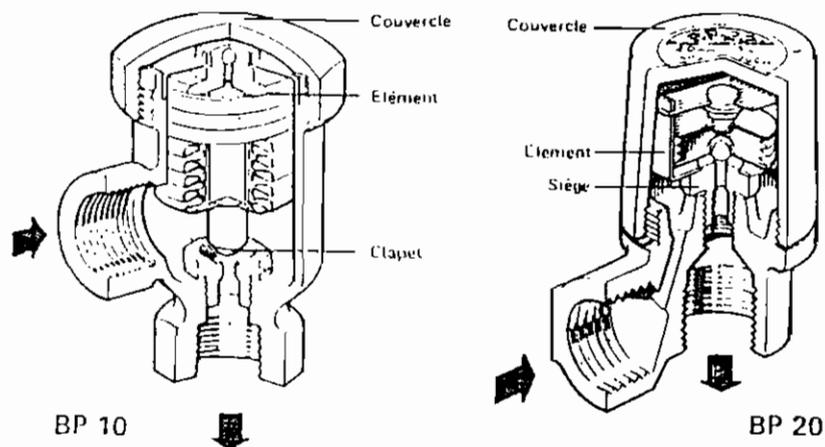
Type thermostatique à pression équilibrée – BP

Avantages: Pas de réglage pour les diverses conditions à l'intérieur de ses limites d'emploi. Léger et peu encombrant. Evacue l'air librement. Les modèles avec élément en acier inoxydable résistent aux condensats corrosifs, et ceux avec corps en acier sont insensibles au gel. Facile à entretenir.

Inconvénients: Décharge le condensat à une température inférieure à celle de la vapeur, si bien que, si l'on veut maintenir le corps de chauffe dégagé du condensat, il est nécessaire de placer le purgeur à une certaine distance, non calorifugée, du point de purge. Ne peut pas être soumis à la vapeur surchauffée. Les modèles BP 10 et BP 11 ne peuvent pas être utilisés là où il y a danger de coups de bélier ou si les condensats sont corrosifs.

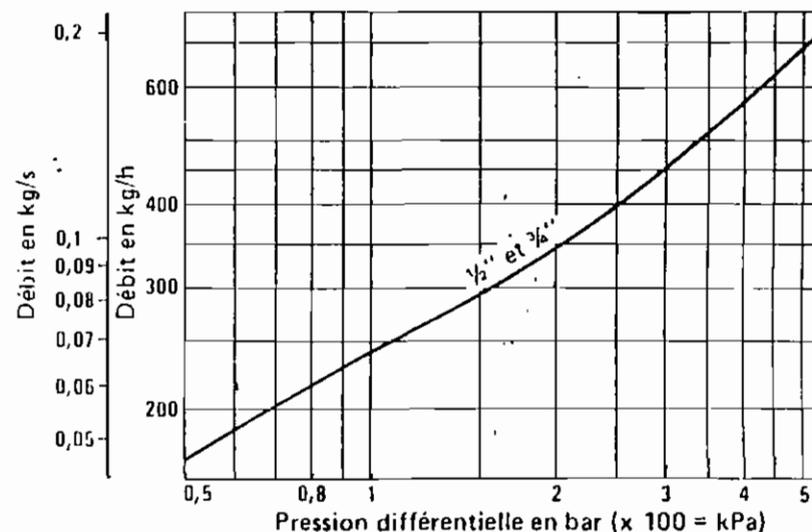
Diamètres nominaux, types et limites d'emploi: Les modèles BP 10 et BP 11 (Ces derniers avec raccords-union à l'entrée), en 1/2" et 3/4" sont valables jusqu'à une pression de 5,5 bar (vapeur saturée). Le modèle BP 20, en 1/2", 3/4" et 1", est valable jusqu'à 14 bar (vapeur saturée). Les modèles BP 10 et BP 20 peuvent être fournis accouplés à un filtre, sous la forme d'un "ensemble purgeur-filtre" (désignés par BP 10 TSU et BP 20 TSU). Ces ensembles simplifient le montage. Le modèle BP 43 est équipé d'un filtre incorporé. Toutes les connexions sont taraudées, mais le modèle BP 43 peut aussi être fourni avec connexions socket-weld ou à brides.

Débits: Voir abaques ci-contre.

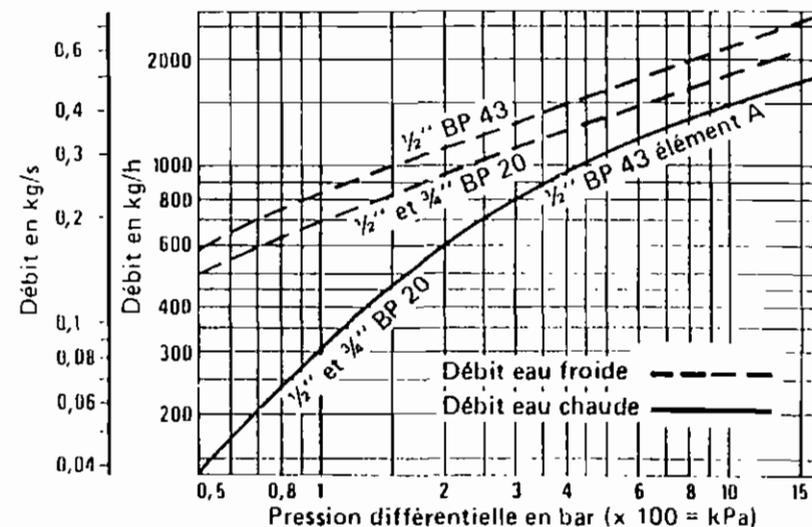


Débits

BP 10, BP 11 (élément en laiton)



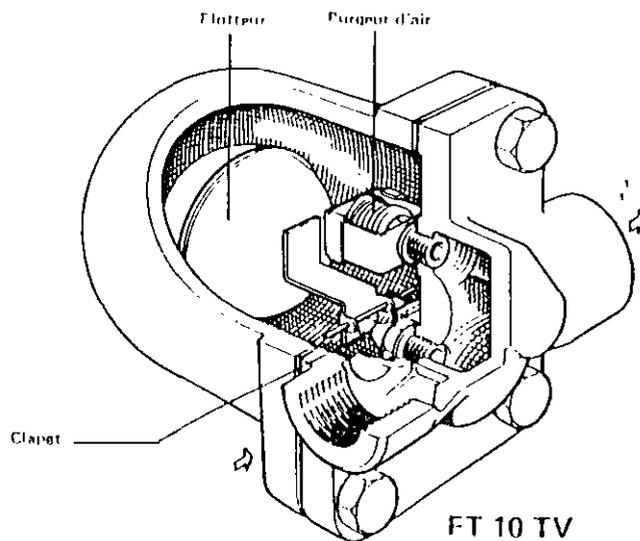
BP 20, BP 43 (élément en acier inoxydable)



Type à flotteur fermé – FT

Avantages: Ce purgeur fonctionne aussi bien sous débits élevés que sous faibles débits. Il n'est pas affecté par de larges fluctuations de la pression, si rapides soient elles. Il décharge l'air librement s'il est équipé d'un purgeur d'air thermostatique incorporé. Il constitue un premier choix pour la purge des corps de chauffe contrôlés par un régulateur de température. Les modèles équipés d'un dispositif anti-bouchon-vapeur sont les seuls qui soient valables en cas de risque de formation d'un bouchon-vapeur.

Inconvénients: Ne conviennent pas quand il y a danger de coups de bélier. Les modèles équipés d'un purgeur d'air thermostatique incorporé ne peuvent pas être utilisés en vapeur surchauffée. Sont sensibles au gel, mais peuvent être calorifugés.



64

Type à flotteur fermé --FT

Diamètres nominaux, types et limites d'emploi: Les purgeurs de la série FT 10 ont un corps en fonte et des connexions taraudées en ligne horizontale et existent en diamètres ½", ¾" et 1".

Les purgeurs de la série FT 11 ont un corps en fonte et des connexions à brides en ligne horizontale et existent en diamètres 15 à 50 mm. Cependant, les diamètres 15 à 25 sont aussi disponibles avec connexions en ligne verticale.

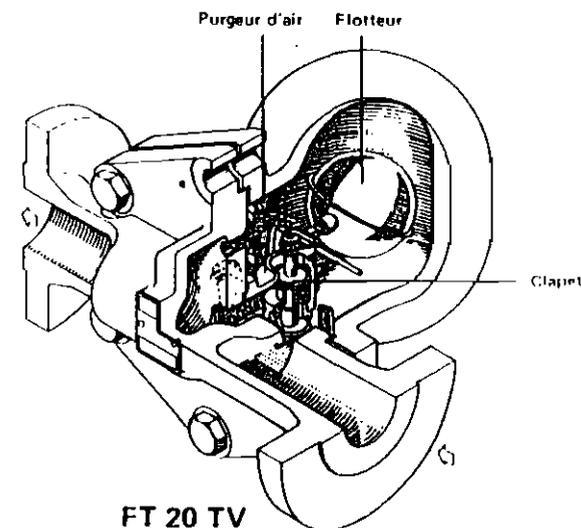
Les FT 10 et FT 11 peuvent être fournis suivant trois plages de pression, allant respectivement jusqu'à 4,5, 10 et 14 bar.

Les purgeurs de la série FT 20 ont un corps en acier et des connexions à brides en ligne horizontale et existent en diamètres 15 à 50.

Les FT 20 d'un diamètre nominal de 15, 20 ou 25 mm peuvent être fournis suivant cinq plages de pression allant respectivement jusqu'à 4,5, 10, 14, 21 et 32 bar, et les FT 20 d'un diamètre nominal de 40 et 50 mm peuvent être fournis suivant trois plages de pression allant respectivement jusqu'à 4,5, 10 et 21 bar.

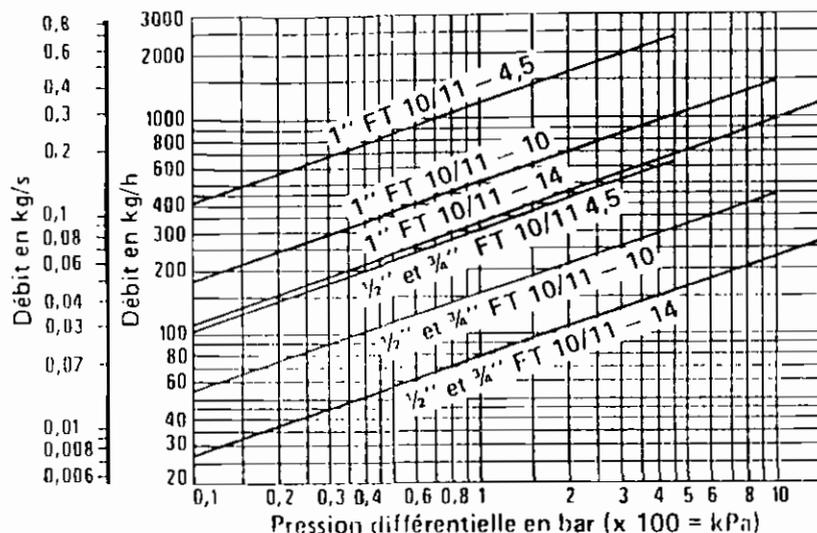
Tous les purgeurs des séries FT 10, FT 11 et FT 20 peuvent être équipés, soit d'un purgeur d'air thermostatique incorporé (TV), soit d'un dispositif anti-bouchon vapeur (SLR) et ceux des séries FT 10 et FT 11 en diamètres ½", ¾" ou 1" (15, 20 ou 25 mm) peuvent être équipés de ces deux dispositifs à la fois.

Débits: (voir abaques ci-après).

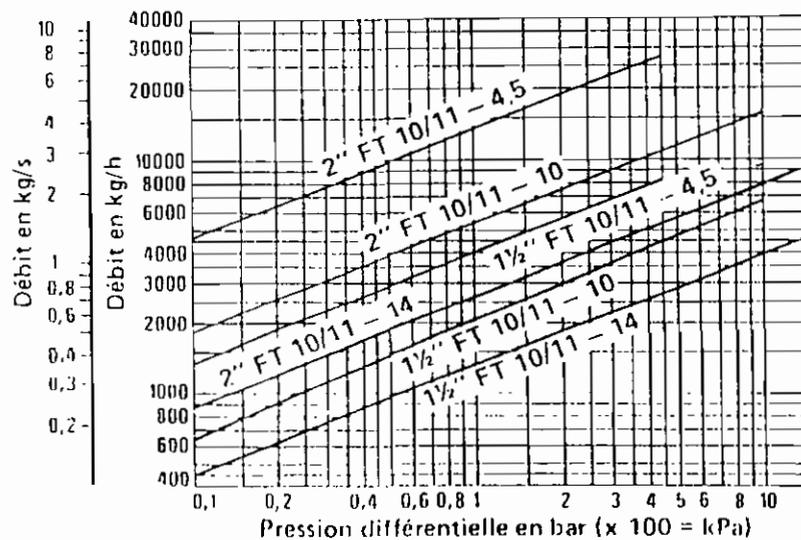


65

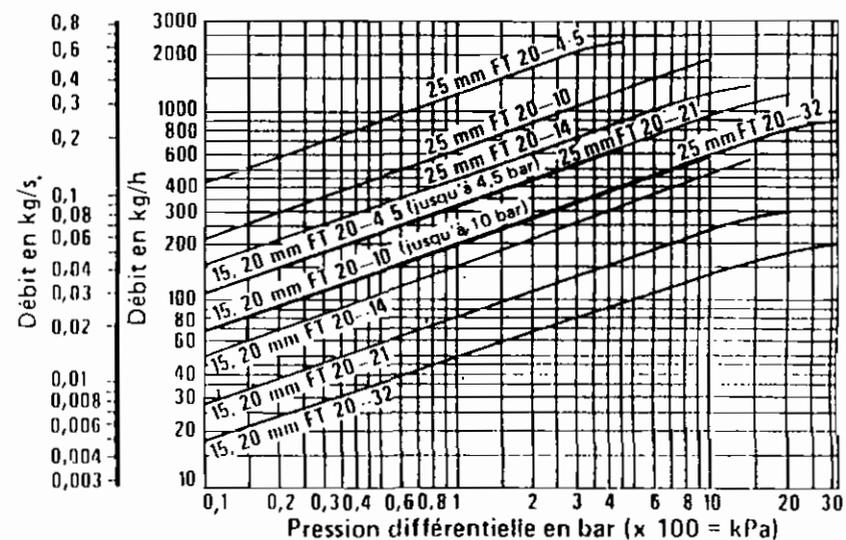
Débits
FT 10 FT 11 1/2", 3/4", 1"



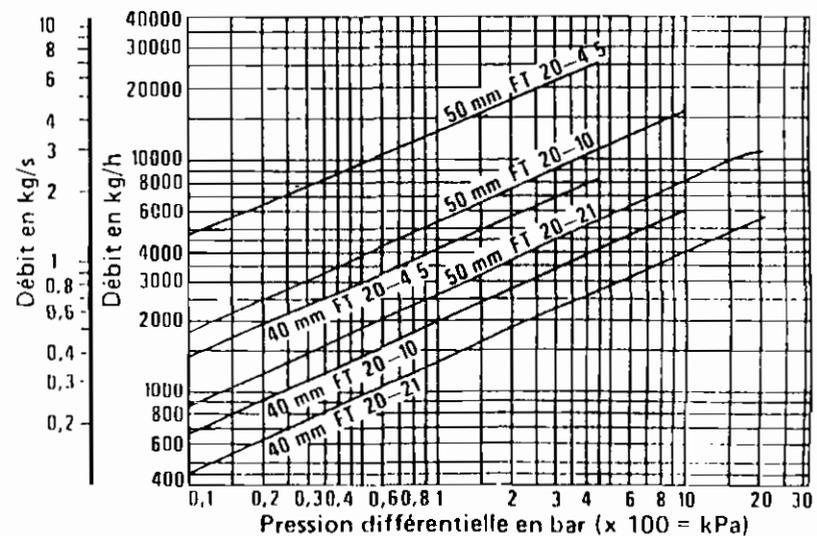
FT 10 FT 11 1 1/2", 2"



Débits
FT 20 15 mm, 20 mm, 25 mm



FT 20 40 mm, 50 mm



Type à flotteur inversé ouvert – IB

Avantages: Peuvent être utilisés en vapeur surchauffée, si l'on prend la précaution de placer un clapet de retenue à l'entrée. Peuvent résister raisonnablement aux coups de bélier.

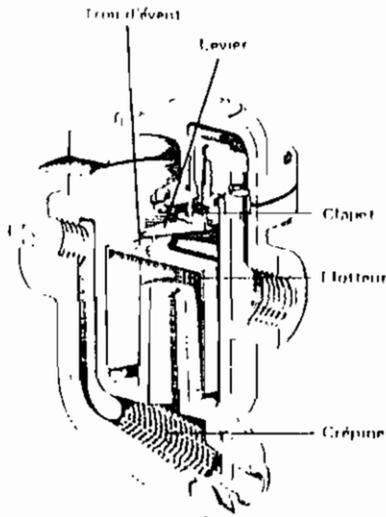
Inconvénients: Bien qu'ils ne puissent pas normalement se bloquer à l'air, ces purgeurs n'évacuent l'air que lentement.

Si les conditions sont telles que le joint d'eau puisse se revaporiser, ces purgeurs peuvent donner lieu à une fuite de vapeur, mais par une installation correcte, on peut éviter cet inconvénient.

Sont sensibles au gel, mais peuvent être calorifugés.

Diamètres nominaux, types et limites d'emploi: Il existe une gamme très large de purgeurs de ce type avec des corps en fonte ou en acier forgé. Les types de la série HM ont un filtre incorporé. Les diamètres nominaux vont de 1/2" jusqu'à 2" (15 mm à 50 mm) avec connexions taraudées ou à brides suivant le type. Les limites d'emploi vont de 10 bar, 204°C, jusqu'à 62 bar, 450°C, ou 50 bar, 550°C.

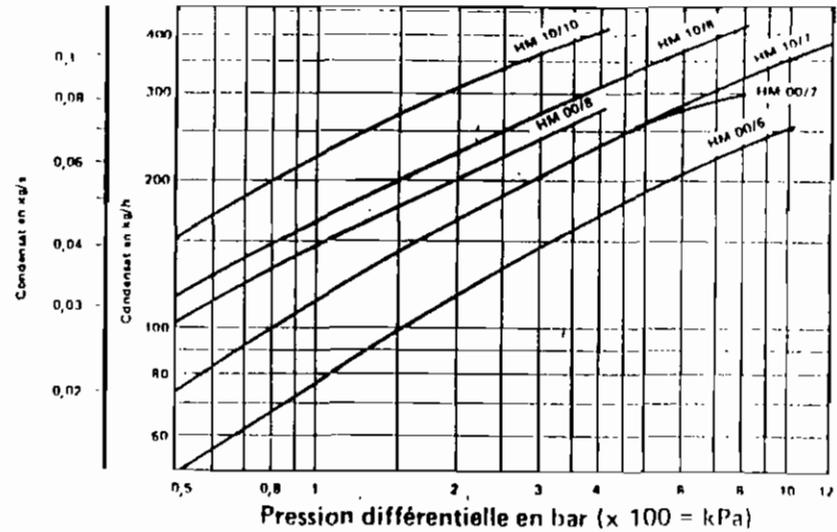
Débits: Voir abaques ci-après.



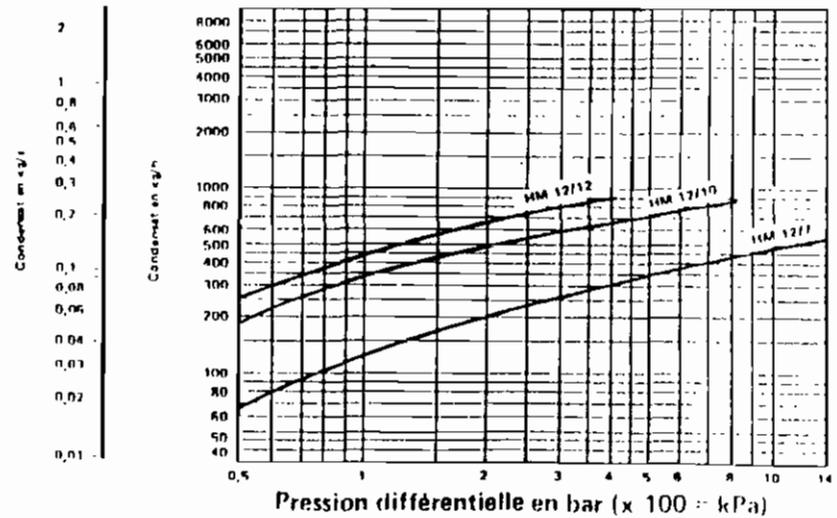
Série HM

Débits

HM 00, HM 10

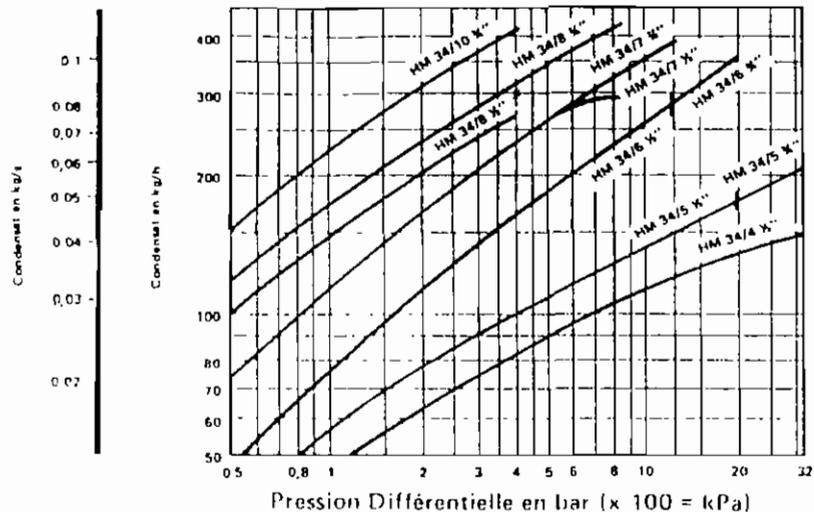


HM 12

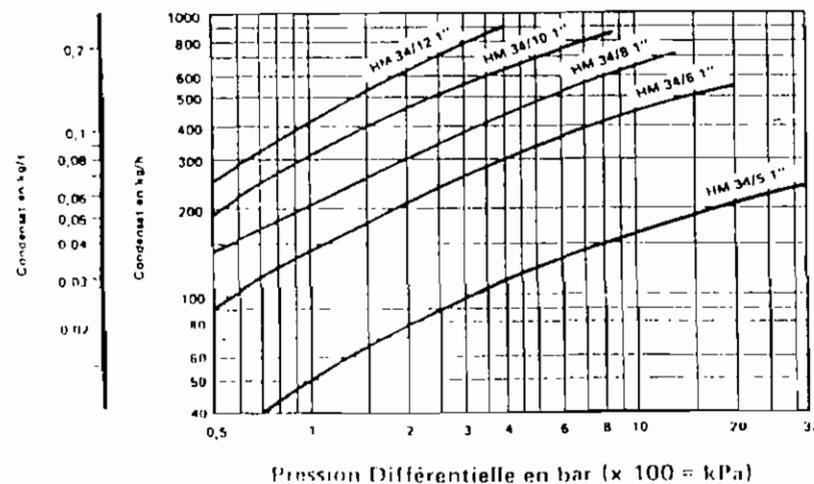


Débits

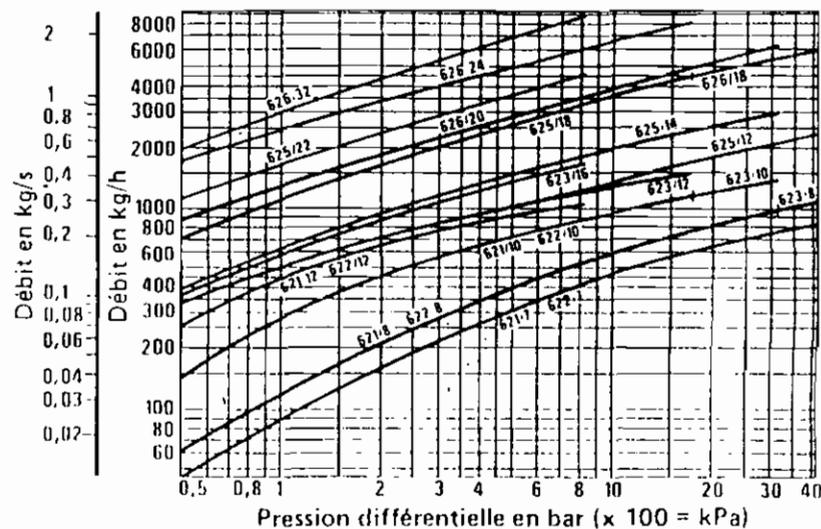
HM 34 - DN 15 et 20



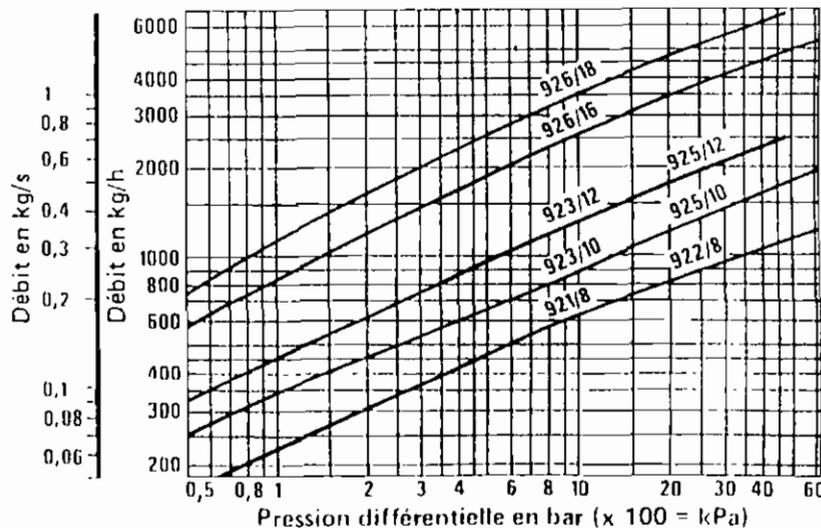
HM 34 - DN 25



Débits
Série 600

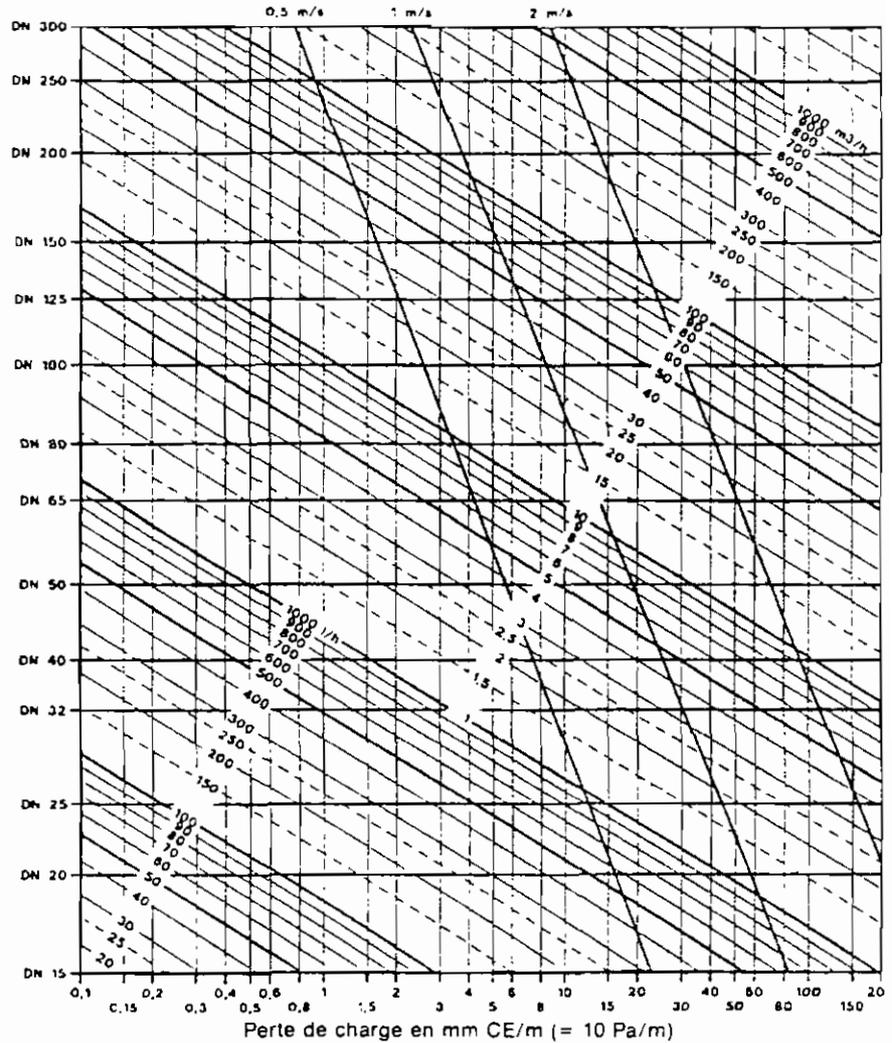


Série 900



ANNEXE O
PERTES DE CHARGES DANS LES CONDUITES DE
CONDENSATS ET LONGUEURS EQUIVALENTES DES
SINGULARITES

ANNEXES



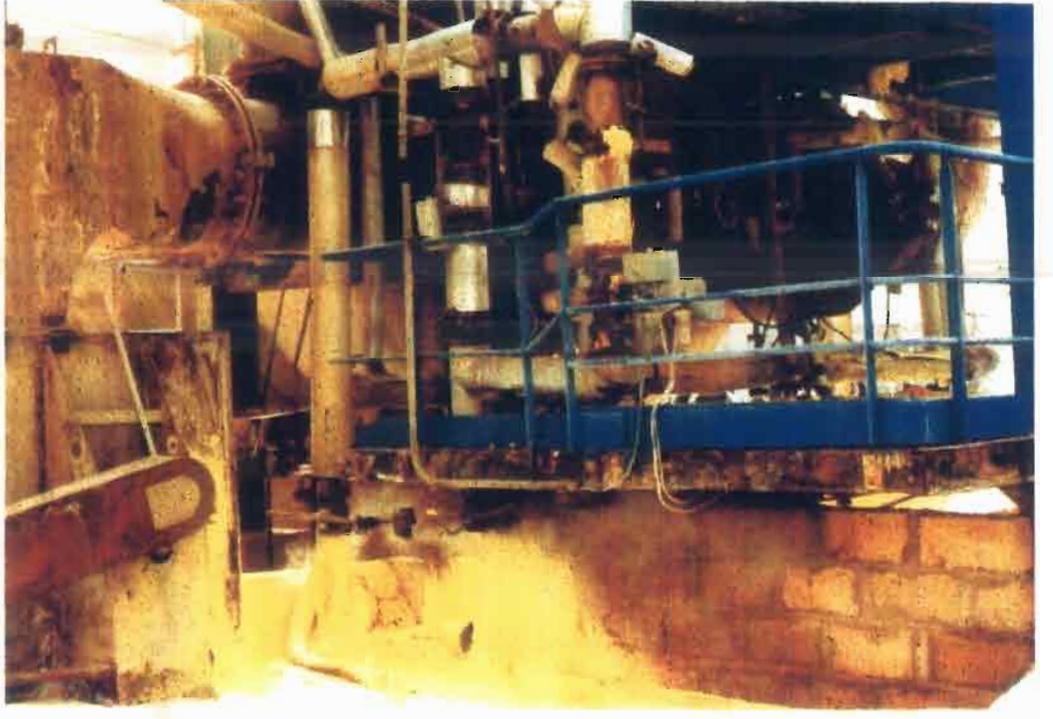
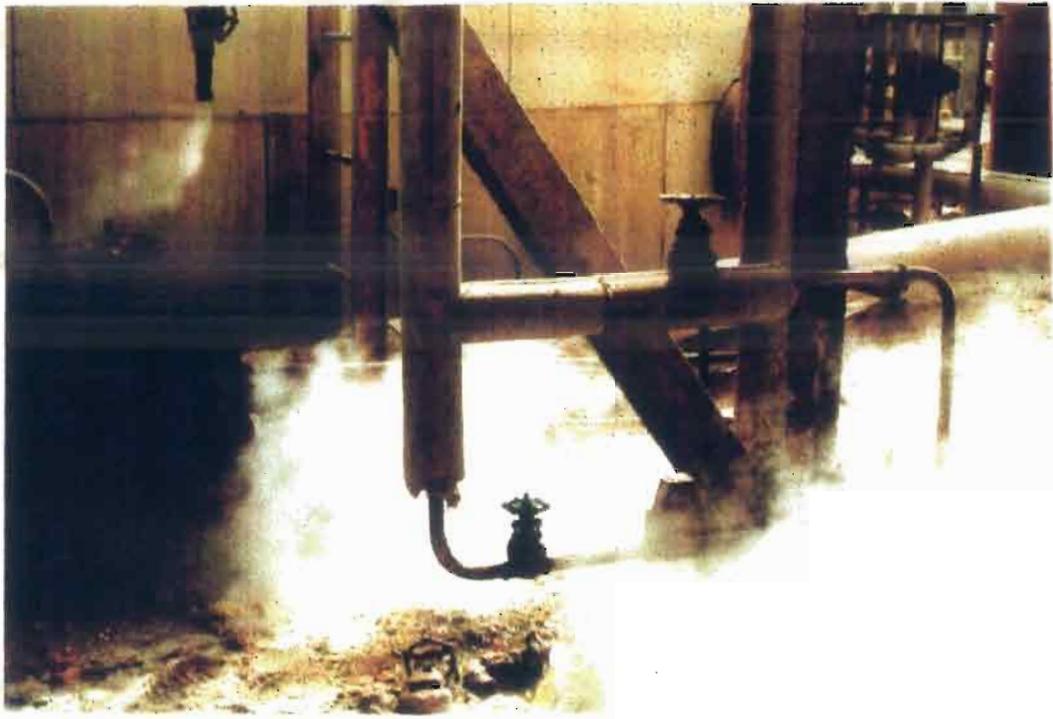
Abaque 1.
Pertes de charge dans les conduites
d'eau en tubes lourds sans soudure.
(DIN 2441)

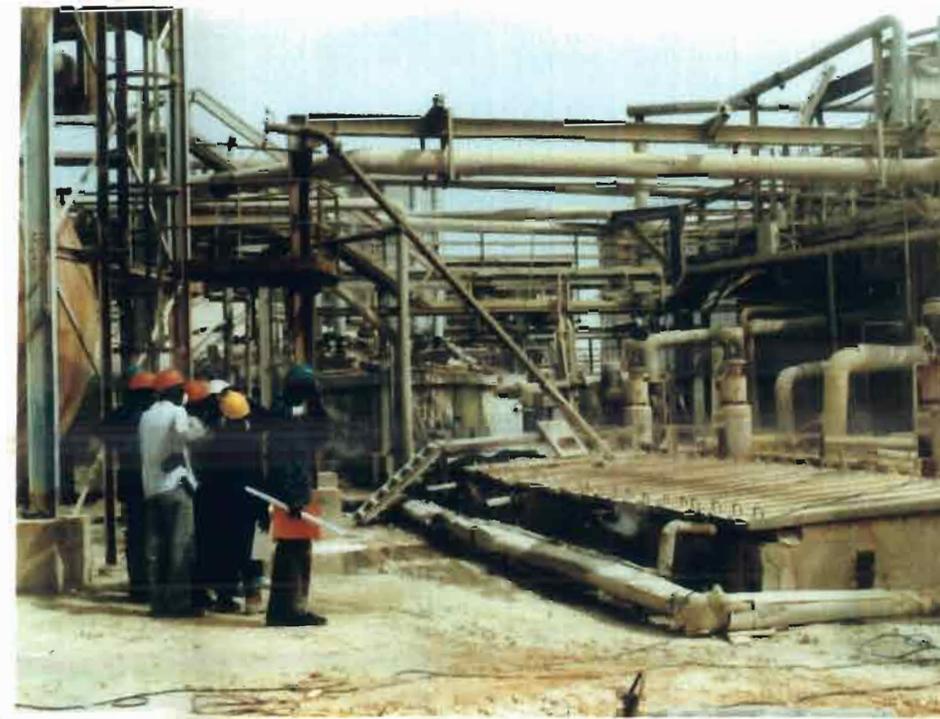
Longueurs équivalentes (en m)

DN	Coude 90°			Vanne à soupape à tige perpendiculaire	
	1D	3D	5D	1 m/s	2 m/s
15	0,35	0,25	0,30	3,00	3,50
20	0,40	0,30	0,35	4,00	5,00
25	0,53	0,40	0,45	5,25	6,25
32	0,68	0,50	0,55	7,50	8,50
40	0,80	0,60	0,65	8,65	10,00
50	1,00	0,75	0,80	12,00	13,50
65	1,40	1,00	1,10	15,00	18,00
80	1,80	1,25	1,40	17,00	22,00
100	2,00	1,50	1,65	26,00	29,00
125	2,60	1,75	1,95	32,00	36,00
150	3,15	2,20	2,45	40,00	45,00
200	4,20	3,00	3,40	55,00	60,00
250	5,50	3,75	4,20	70,00	75,00
300	6,50	4,50	4,90	85,00	92,00

Note
 En ce qui concerne la longueur
 équivalente
 Coude 45° = 0,5 coude 90°
 Coude 180° = 1,5 coude 90°

ANNEXE P
PHOTOGRAPHIES DU SITE





BIBLIOGRAPHIE

- FIVES-CAIL BABCOCK, Formulaire technique
- FRANK KREITH, Transmission de chaleur et thermodynamique,
Édition Masson et Cie ,1967
- ROBERT POSITELLO, Vapeur industrielle, Technique et
documentation-Lavasion, 1983
- SERSEG/SCLUMBERGER, Catalogue-formulaire N° 82/1,
1^{ère} édition, 1982
- LUCIEN BOREL, Thermodynamique énergétique, 2^{ème} édition,
1993
- SOURAX-SARCI, Formulaires et catalogues
- KREBS, Documents fournisseurs/Constructeur
- CENTRE DE FORMATION, Manuel du stagiaire IPEDEX,
Module 10 : le soufre
- Technique de l'ingénieur, B85 à B96 et J 23 32
- VAN WILLEN, SONNETAGE, DESROCHER, Thermodynamique
- PAUL DEMBA, Notes de cours MEC 5.11 : Plomberie et
application, 1996
- MASSAMBA THIOYE, Notes de cours THERMO 3.21 :
Thermodynamique appliquée, 1994
- Notes de cour de l'EPM, Centrales et machines thermiques 2.417,
Traitement des eaux de chaudière, N° 1392
- DEGREMONT-FRANCE, Mémento technique de l'eau, 1963,
page 320
- DOROTHE AZILINO, Notes de cours CHAL. 3.11 : Chaleur, 1994

BIBLIOGRAPHIE

- FADEL FALL, Rapport de stage effectué aux ICS-DAROU, 1996
- WILLIAM PEREIRA et ABDOU POULHO SOW, Gestion de la maintenance aux ICS, projet de fin d'études, 1995.
- IBRAHIMA NDIAYE, Dr., Notes de cours EXPRESS 5.11 : Techniques d'expression de l'ingénieur, 1996
- Manuel des projets de fin d'études à l'Ecole Polytechnique