

TD
888
F6
E21

EL 36013 94E

ÉTUDE DES SYSTÈMES DE RÉGULATION DE LA POLLUTION DE L'AIR DANS LES
FONDERIES INTERNATIONALES DE CUIVRE ET DE NICKEL

Division des minéraux et des métaux
Direction des évaluations techniques
Direction générale de l'assainissement de l'air



Mars 1982

* Le présent rapport a été préparé pour Environnement Canada par J.G. Eacott, Questor Engineering Limited, Toronto, Ontario, selon le contrat no.0SS80-00108 du ministère des Approvisionnements et Services.

RÉSUMÉ

Le présent rapport examine brièvement les principales sources de dioxyde de soufre (SO_2) et les effets de ce gaz sur l'environnement. En raison des effets nuisibles du SO_2 , de nombreux pays ont élaboré des règlements de lutte contre la pollution atmosphérique pour en limiter les émissions et établir certaines normes de qualité de l'air ambiant. Les grandes lignes de certains de ces règlements sont exposées dans le présent rapport.

Les diverses techniques métallurgiques utilisées dans l'industrie du cuivre et du nickel sont examinées en fonction de la qualité de la matte produite et de ses incidences sur la concentration, le volume et la continuité des principaux courants gazeux dans la fonderie.

Les diverses méthodes d'élimination des particules présentes dans les gaz avant le captage et la fixation du SO_2 sont décrites. Les techniques de lutte contre les émissions de dioxyde de soufre qui sont mises au point à l'heure actuelle ou ont atteint diverses étapes de leur commercialisation sont décrites pour les gaz de traitement concentrés et les gaz de faible concentration qui émanent des émissions fugitives, des gaz résiduels des installations de fabrication d'acide et des gaz de traitement dilués comme ceux provenant des fours à réverbère.

Les sous-produits de la fixation du soufre peuvent être transformés en d'autres produits à la fonderie même, vendus directement sur divers marchés ou éliminés sous forme de résidus stables après leur neutralisation. Ces diverses possibilités sont brièvement examinées.

Les désavantages de procédés métallurgiques primaires traditionnels sont examinés en fonction de leur incapacité d'utiliser de façon efficace l'énergie inhérente des concentrés et de la production de faibles concentrations gazeuses entraînant des coûts de traitement relativement élevés.

La mise au point de procédés plus efficaces sur le plan énergétique, ainsi que l'utilisation d'oxygène, a entraîné la production de concentrations gazeuses plus propices au captage et à la fixation du SO_2 . La mise en application de mesures de lutte plus strictes contre les émissions et leurs incidences sur les fonderies sont examinées par rapport aux changements des procédés, aux exigences techniques et aux coûts associés.

ABSTRACT

This report briefly examines the major sources of sulphur dioxide (SO_2) and its effects on the environment. Because of the harmful effects of SO_2 , many countries have formulated air pollution control regulations to limit emissions and provide for certain ambient air quality standards. These are given in outline for several countries.

Various smelting technologies used in the copper and nickel industries are discussed in terms of the matte grade produced and its implications on the strength, volume and continuity of the major gas streams in the smelter.

The various methods of removing particulate material from the gas streams prior to SO_2 capture and fixation are described. Sulphur dioxide emission control technology, either under development or in various stages of commercialization, is described, both for concentrated process gas streams and for the weak gas streams which emanate from fugitive emissions, acid plant tail gas and dilute process gas streams such as from the reverberatory furnace.

The by-products produced from fixation of sulphur may be used at the smelter site for conversion into other products, sold directly into various markets, or disposed of as stable waste materials after neutralization. The various alternatives are briefly reviewed.

The disadvantages in the traditional primary smelting processes are discussed in terms of their inability to utilize efficiently the inherent energy contained in the concentrate and the production of low gas strengths involving relatively high treatment costs.

The development of more energy-efficient processes, combined with the use of tonnage oxygen, coincidentally led to the production of gas strengths more suitable for capture and fixation of SO_2 . The imposition of more stringent emission controls and their impact on smelters is discussed in relation to process changes, engineering requirements and associated costs.

TABLE DES MATIÈRES

	Page
RÉSUMÉ	i
ABSTRACT	ii
LISTE DES FIGURES	vii
LISTE DES TABLEAUX	ix
CONCLUSIONS	xii
1 INTRODUCTION	1
2 ÉMISSIONS D'OXYDES DE SOUFRE	4
2.1 Généralités	4
2.2 Sources d'émissions de SO _x	4
2.3 Effets des émissions de SO ₂	6
2.3.1 Santé	7
2.3.2 Végétation	7
2.3.3 Matériaux	7
3 RÈGLEMENTS SUR LA LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE	9
3.1 Généralités	9
3.2 Définitions	9
3.3 Émissions gazeuses	11
3.3.1 États-Unis	11
3.3.1.1 Normes de la qualité de l'air ambiant relatives au SO ₂	12
3.3.1.2 Normes d'émission du soufre	12
3.3.2 Japon	14
3.3.2.1 Normes nationales de la qualité de l'air ambiant	14
3.3.2.2 Normes d'émission	19
3.3.3 Communauté économique européenne (C.E.E.)	25
3.3.4 République d'Afrique du Sud	25
3.3.5 République fédérale d'Allemagne	25
3.3.5.1 Normes de la qualité de l'air ambiant relatives au SO ₂	25
3.3.6 Autres régions	27
3.4 Émissions de particules	28
3.4.1 États-Unis	28
3.4.1.1 Normes pour l'air ambiant relatives aux particules en suspension	28
3.4.1.2 Normes régissant les émissions - particules	28
3.4.2 Japon	30

	Page
3.4.2.1 Normes nationales pour l'air ambiant régissant les particules en suspension	30
3.4.2.2 Normes d'émission	30
3.4.3 Communauté économique européenne (C.E.E.)	30
4 PRINCIPALES FONDERIES - EMBLACEMENT, CAPACITÉ ET CONTRÔLE DU SO ₂	34
5 MÉTHODES DE FUSION	42
5.1 Grillage	43
5.2 Agglomération	45
5.3 Haut fourneau	46
5.4 Four de fusion à réverbère	47
5.5 Four électrique de fusion pour matte	49
5.6 Fusion éclair	50
5.6.1 Procédé de fusion éclair Outokumpu	51
5.6.2 Fusion éclair à l'oxygène de l'Inco	52
5.6.3 Fusion éclair Furukawa	53
5.7 Fusion continue et convertissage Mitsubishi	53
5.8 Procédé de fusion Noranda	54
5.9 Convertisseur rotatif à tuyères supérieures (TDRC)	56
5.10 Procédé Kivcet	57
5.11 Convertisseur Peirce-Smith	58
5.12 Convertisseur Hoboken	60
5.13 Comparaison entre les concentrations des gaz	61
6 ÉMISSIONS PARTICULAIRES	63
6.1 Méthodes de contrôle des émissions particulières	63
6.1.1 Chambres de sédimentation	64
6.1.2 Cyclones	76
6.1.3 Sacs filtrants	77
6.1.4 Précipitateurs électrostatiques	79
6.1.5 Épurateurs par voie humide	81
7 ÉMISSIONS GAZEUSES	83
7.1 Méthodes de contrôle des émissions de dioxyde de soufre	83
7.2 Courants de gaz concentrés	83
7.2.1 Fabrication de soufre élémentaire	83
7.2.2 Fabrication de SO ₂ liquide	89
7.2.3 Fabrication d'acide sulfurique	93
7.3 Courants gazeux à faible teneur en SO ₂	101
7.3.1 Systèmes d'absorption régénérateurs	106
7.3.1.1 Système de concentration à l'oxyde de magnésium	106
7.3.1.2 Procédé au citrate USBM	108

	Page
7.3.1.3	Procédé au citrate Flakt-Boliden 111
7.3.1.4	Système de lavage à l'ammoniac Cominco 117
7.3.1.5	Procédé Wellman-Lord 120
7.3.2	Systèmes d'absorption (lavage) non régénérateurs 124
7.3.2.1	Système de lavage chaux-pierre à chaux d'Onahama 124
7.3.2.2	Système de lavage à la chaux Duval Sierrita 127
7.3.2.3	Système de lavage Palabora 129
7.3.2.4	Procédé au carbonate de sodium 132
7.3.2.5	Procédé au carbonate aqueux 132
7.3.2.6	Procédé double alcali 133
7.3.2.7	Le Chiyoda Thoroughbred 101 135
8	MARCHÉS, UTILISATION OU ÉLIMINATION DES PRODUITS DE LA FIXATION DU SOUFRE 136
8.1	Considérations générales 136
8.2	Soufre élémentaire 137
8.3	SO ₂ liquide 138
8.4	Acide sulfurique 146
8.4.1	Vente d'acide sulfurique 147
8.4.2	Neutralisation et élimination du gypse 150
8.4.2.1	Procédé par voie sèche 151
8.4.2.2	Procédé par voie humide 153
8.5	Fabrication de produits chimiques 153
8.5.1	Acide phosphorique 155
8.5.2	Engrais au phosphate d'ammonium 156
8.5.3	Sulfate de potassium 156
8.5.4	Produits chimiques divers 157
9	IMPOSITION DE CONTRÔLES PLUS SÉVÈRES SUR LES ÉMISSIONS 159
9.1	Lacunes des procédés de fusion classiques 159
9.2	Changements dans les méthodes de fusion 160
9.3	Exigences techniques 165
10	COÛTS DES IMMOBILISATIONS 167
10.1	Différentes techniques de fusion 167
10.2	Usines de confinement du soufre - Courants gazeux concentrés 169
10.2.1	Usine d'acide sulfurique 169
10.2.2	Neutralisation de l'acide sulfurique 171
10.2.3	Usine de soufre élémentaire 171
10.2.4	Usine de SO ₂ 173
10.2.5	Usines combinées de fixation de soufre 175
10.2.6	Résumé des coûts des immobilisations 177

	Page
10.3 Usines de confinement du soufre - Courants gazeux à faible teneur en SO_2	177
11 COÛTS DE PRODUCTION	182
11.1 Différentes techniques de fusion	182
11.2 Usines de confinement du soufre - Courants gazeux concentrés	182
11.2.1 Usine d'acide sulfurique	182
11.2.2 Neutralisation de l'acide sulfurique et mise en bassin du gypse	185
11.2.3 Usine de soufre élémentaire	185
11.2.4 Usine de SO_2 liquide	185
11.2.5 Résumé des coûts de production	185
11.2.6 Usines de confinement du soufre - Courants gazeux à faible teneur en SO_2	190
11.2.7 Coût du confinement du soufre par livre de métal extrait	191
RÉFÉRENCES	198

LISTE DES FIGURES

Figure		Page
1	EFFETS DES GAZ CONTENANT DU SO_2 SUR LA VÉGÉTATION	8
2	DIAGRAMME GÉNÉRAL DE FONCTIONNEMENT D'UNE FONDERIE DE CUIVRE	84
3	DIAGRAMME GÉNÉRAL DU FONCTIONNEMENT D'UNE FONDERIE DE NICKEL-CUIVRE	85
4	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE DES GAZ DE FUSION	88
5	PROCÉDÉ PAR ABSORPTION COMINCO	91
6	PROCÉDÉ DMA	92
7	SCHÉMA D'UNE INSTALLATION DE FABRICATION D'ACIDE SULFURIQUE PAR CONTACT SIMPLE ET DOUBLE	95
8	DIAGRAMME DE L'INSTALLATION MODIFIÉE DE FABRICATION D'ACIDE	105
9	DIAGRAMME DU SYSTÈME MgO DE LA FONDERIE D'ONAHAMA	107
10	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ AU CITRATE DU BUREAU OF MINES	110
11	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ AU CITRATE FLAKT-BOLIDEN	113
12	SYSTÈME FLAKT D'ÉLIMINATION AU CITRATE DU SO_2 CONTENU DANS LES GAZ DE SORTIE D'UN FOUR À RÉVERBÈRE ² CHARGÉ AVEC DU MINÉRAI BRUT	115
13	SYSTÈME FLAKT D'ÉLIMINATION AU CITRATE DU SO_2 CONTENU DANS LES GAZ DE SORTIE D'UN FOUR À RÉVERBÈRE ² CHARGÉ AVEC DU CALCINÉ	116
14	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ DE LAVAGE À L'AMMONIAC DE COMINCO	119
15	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ WELLMAN-LORD	122
16	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ ONAHAMA DE FABRICATION DE GYPSE À LA CHAUX/PIERRE À CHAUX	125

Figure		Page
17	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU LAVEUR-GRILLEUR DUVAL SIERRITA (UN CÔTÉ DU SYSTÈME DOUBLE)	128
18	DIAGRAMME SIMPLIFIÉ DE FONCTIONNEMENT DE L'INSTALLATION DE LAVAGE DES GAZ DE PALABORA	131
19	NEUTRALISATION DE L'ACIDE SULFURIQUE - PROCÉDÉ SEC	152
20	NEUTRALISATION DE L'ACIDE SULFURIQUE - PROCÉDÉ HUMIDE	154
21	FONDERIE DE CUIVRE - COÛT TOTAL MOYEN DES INSTALLATIONS (SUR TERRAIN NU)	168
22	USINES D'ACIDE À DOUBLE ABSORPTION - COÛT TOTAL DES INSTALLATIONS	170
23	COÛT TOTAL DES INVESTISSEMENTS POUR LE REFROIDISSEMENT ET LE CONDITIONNEMENT DU GAZ SO_2 , POUR LES SYSTÈMES RÉGÉNÉRABLES ET NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE)	179
24	COÛT TOTAL DES INVESTISSEMENTS POUR L'ÉLIMINATION DU SO_2 À L'AIDE DE SYSTÈMES RÉGÉNÉRABLES	180
25	COÛT TOTAL DES INVESTISSEMENTS POUR L'ÉLIMINATION DU SO_2 À L'AIDE DE SYSTÈMES NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE)	181
26	COÛTS TOTAUX DE FONCTIONNEMENT DU REFROIDISSEMENT ET DU CONDITIONNEMENT DU SO_2 GAZEUX POUR LES SYSTÈMES RÉGÉNÉRABLES ET NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE)	192
27	COÛTS TOTAUX DE FONCTIONNEMENT DE L'ÉLIMINATION DU SO_2 AVEC DES SYSTÈMES RÉGÉNÉRABLES	193
28	COÛTS TOTAUX DE FONCTIONNEMENT DE L'ÉLIMINATION DU SO_2 AVEC DES SYSTÈMES NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE)	194

LISTE DES TABLEAUX

Tableau		Page
1	ÉMISSIONS ACTUELLES NATIONALES DE SO_x ET DE NO_x AUX ÉTATS-UNIS ET AU CANADA	5
2	NORMES DES É.-U. RÉGISSANT LES TENEURS EN SO_2 DE L'AIR AMBIANT	13
3	NORMES DES É.-U. D'ÉMISSION DE SO_2	15
4	LIMITES D'ÉMISSION DE SOUFRE DE L'ARIZONA	19
5	RÈGLEMENTS SUR LES ÉMISSIONS D'OXYDES DE SOUFRE (VALEUR K) AU JAPON	20
6	TECHNOLOGIE DES FONDERIES DE CUIVRE ET PRATIQUES DE CONTRÔLE DES ÉMISSIONS DE SO_2 AU JAPON	22
7	NORMES DE PROTECTION DE LA SANTÉ CONTRE LE DIOXYDE DE SOUFRE ET LES PARTICULES EN SUSPENSION EN MILIEU URBAIN (C.E.E.)	26
8	CONCENTRATIONS EXCEPTIONNELLES DE DIOXYDE DE SOUFRE ET DE PARTICULES EN SUSPENSION EN MILIEU URBAIN (C.E.E.)	27
9	NORMES DES É.-U. RÉGISSANT LES PARTICULES EN SUSPENSION DANS L'AIR AMBIANT	29
10	NORMES DES É.-U. RÉGISSANT LES ÉMISSIONS DE PARTICULES	31
11	NORMES JAPONAISES RÉGISSANT LES ÉMISSIONS DE PARTICULES	33
12	PRINCIPALES FONDERIES - EMBLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO_2	35
13	COMPARAISON DES CONCENTRATIONS TYPQUES DES GAZ	62
14	MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE	65
15	LIMITES ESTIMATIVES MAXIMALES DE CERTAINES IMPURETÉS (BASE À SEC) POUR LE GAZ LAVÉ CONTENANT 7% DE SO_2	96
16	DONNÉES DE L'INSTALLATION DE LAVAGE DE PALABORA	130

Tableau		Page
17	ZONE OCCIDENTALE, PRODUCTION DE SOUFRE BRUT - PRÉVISIONS 1975-1990	139
18	PRODUCTION DE SOUFRE BRUT, PAR TYPE	140
19	ZONE OCCIDENTALE, PRODUCTION DE PYRITES, PRÉVISIONS 1975-1990	141
20	ZONE OCCIDENTALE, PRODUCTION DES AUTRES FORMES DU SOUFRE, PRÉVISIONS 1975-1990	142
21	ZONE OCCIDENTALE, APPROVISIONNEMENTS EN SOUFRE SOUS TOUTES LES FORMES, PRÉVISIONS 1975-1990	143
22	ZONE OCCIDENTALE, BILAN MONDIAL DU SOUFRE BRUT	144
23	UTILISATIONS FINALES DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE, É.-U.	145
24	UTILISATIONS FINALES DE L'ACIDE SULFURIQUE, É.-U.	148
25	SPÉCIFICATIONS ET ANALYSE TYPE D'ACIDE SULFURIQUE	150
26	COÛT DE LA FIXATION, À L'ÉTAT D'ACIDE SULFURIQUE, DU SOUFRE DES GAZ DE FUSION PAR UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR	172
27	COÛT DE LA NEUTRALISATION AU CALCAIRE DE L'ACIDE SULFURIQUE UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR, À L'EMPLACEMENT DE LA FONDERIE	173
28	COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE À PARTIR DES GAZ DE FUSION	174
29	COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU DIOXYDE DE SOUFRE LIQUIDE DES GAZ DE FUSION	175
30	COÛT TOTAL DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE DES FONDERIES. À COURANT GAZEUX INTERMITTENT DE FAIBLE CONCENTRATION	176

Tableau		Page
31	COÛTS TOTAUX ESTIMÉS DES IMMOBILISATIONS POUR DIFFÉRENTS PROCÉDÉS DE CONFINEMENT DU SOUFRE	178
32	COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE À L'ÉTAT D'ACIDE SULFURIQUE PRODUIT À PARTIR DE GAZ DE FUSION, DANS UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR	183
33	COÛT DE LA NEUTRALISATION PAR LE CALCAIRE DE L'ACIDE SULFURIQUE D'UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR, À L'EMPLACEMENT DE LA FONDERIE	186
34	COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE DES GAZ DE FUSION	187
35	COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU DIOXYDE DE SOUFRE LIQUIDE DES GAZ DE FUSION	188
36	COÛTS TOTAUX DE PRODUCTION DES SOUS-PRODUITS DU SOUFRE DES GAZ DE FUSION	189
37	COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE DE TOUS LES PRINCIPAUX COURANTS GAZEUX D'UNE FONDERIE	190
38	COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE AVEC NEUTRALISATION ET MISE EN BASSIN DU GYPSE	191
39	COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE, PAR LIVRE DE CUIVRE ET NICKEL PRODUITS	196

CONCLUSIONS

Les effets nuisibles du dioxyde de soufre (SO_2) sur l'environnement, c'est-à-dire sur la santé, la végétation et les matériaux, ont entraîné et continueront d'entraîner l'imposition de règlements plus stricts de lutte contre la pollution atmosphérique aux industries de transformation du cuivre et du nickel, notamment dans les pays développés et dans les pays en développement où des fonds internationaux sont nécessaires à des projets de fonderie. Un effet profond continuera de se faire sentir dans l'industrie, notamment dans les vieilles usines utilisant les techniques traditionnelles dépassées (fours de grillage à soles superposées et fours à réverbère) qui ne sont ni efficaces sur le plan énergétique ni propres à la récupération de plus de 70% du soufre contenu dans la charge d'alimentation de l'usine. Les futures normes d'émission exigeront vraisemblablement qu'au moins 90% du soufre soit capté, bien que ce pourcentage soit probablement supérieur à celui exigé pour répondre aux normes proposées de qualité de l'air ambiant. (Certaines régions du Japon exigent déjà que 99% du soufre des fonderies de cuivre soit récupéré.)

Les techniques métallurgiques modernes sont basées sur l'utilisation d'une partie de l'énergie intrinsèque des concentrés pour produire une matte de qualité supérieure dans les fours de fusion primaire. Dans la fusion à l'éclair, qui comporte comme principales variantes les procédés Outokumpu et Inco, des particules de minerais sulfurés sont simultanément grillées (oxydées) et fondues dans la cuve de réaction du four pour obtenir une matte améliorée, bien que dans le cas de l'Inco, ce phénomène soit limité. Le procédé Noranda améliore la matte "naturelle" en l'oxydant par soufflage d'air enrichi d'oxygène par des tuyères submergées. Le procédé de fusion continu Mitsubishi améliore la matte "naturelle" par soufflage d'air enrichi d'oxygène par une tuyère supérieure. La qualité des mattes produites est, dans tous les cas, fonction de l'oxygène, qu'il s'agisse de la concentration ou de la qualité du concentré. Le reste de l'énergie intrinsèque contenu dans les concentrés est utilisé pour oxyder la matte dans des convertisseurs. L'utilisation d'air enrichi d'oxygène comporte des avantages économiques et techniques car, en remplaçant une partie ou la totalité de l'azote inerte, le volume gazeux est réduit; sa teneur en SO_2 est augmentée et les besoins en combustible diminuent. L'utilisation d'oxygène dans l'industrie continuera donc d'augmenter.

L'industrie du cuivre a maintenant tendance à produire une qualité de matte aussi élevée qu'il est techniquement possible de le faire (c'est-à-dire qu'elle dépend de la teneur en impuretés) pour optimiser la production d'un volume et d'un débit gazeux continu et constant du four de fusion primaire, minimisant ainsi les débits gazeux intermittents et variables des convertisseurs. Toutefois, lors de la fusion du nickel, l'énergie intrinsèque du concentré ne peut être pleinement utilisée dans le four de fusion primaire car la production d'une matte de haute qualité entraînerait des pertes de nickel dans les scories élevées et inacceptables. Les effluents gazeux de ces procédés modernes ont une forte teneur en SO_2 et, associés aux gaz des convertisseurs, ils peuvent subir un traitement de récupération du soufre sous forme d'acide sulfurique, la méthode de lutte acceptée dans l'industrie, qui permet d'en récupérer plus de 90%. L'utilisation d'une usine d'acide à double absorption, le lavage des gaz résiduels d'une usine d'acide, ainsi que la collecte et le lavage des émissions fugitives (qui renferment de 1 à 2% de l'apport de soufre d'une fonderie), permettent de récupérer plus de 99% du soufre, comme c'est le cas dans plusieurs fonderies modernes de cuivre, notamment celles du Japon.

La production d'acide sulfurique devrait rester la méthode de lutte acceptée dans l'industrie. La production de SO_2 liquide est réalisable à partir de gaz de dégagement fortement concentrés comme ceux émanant du four à fusion à l'éclair à l'oxygène de l'Inco. La réduction du SO_2 en soufre élémentaire est techniquement réalisable mais ne sera probablement jamais proposée en raison des coûts élevés des réducteurs. Toutefois, la production du soufre élémentaire a ses avantages, car ce produit est stable et peut être stocké et transporté facilement et en toute sécurité pour des utilisations ultérieures.

La technologie de lutte contre les débits gazeux dilués, comme ceux des fours à réverbère, n'est pas avancée. Bien que ces procédés doivent vraisemblablement être de plus en plus utilisés pour éliminer les gaz dégagés par les centrales à combustibles fossiles, le remplacement des techniques dépassées par de nouveaux procédés plus efficaces sur le plan énergétique et pouvant produire des débits gazeux concentrés transformables en acide sulfurique est vraisemblablement une option plus intéressante.

En vue de satisfaire à la législation environnementale plus stricte dans les fonderies plus anciennes, il faudra remplacer les procédés de fusion primaire dépassés par l'un des procédés plus modernes déjà mentionnés ou apporter des modifications comme l'utilisation de la fusion par saupoudrage et l'installation de brûleurs à l'oxygène et installer simultanément de nouveaux dispositifs de lutte contre la pollution comme une

usine d'acide. Le coût de ces modifications et de ces ajouts pourrait être exorbitant et mettre la rentabilité économique de la fonderie en danger, car un tel investissement n'est pas souvent rentable, à moins qu'il ne soit accompagné d'une augmentation de la production. Il ne sera toutefois pas nécessaire d'installer des dispositifs de lutte contre la pollution dans les pays où la législation environnementale est inexistante. L'enrichissement en oxygène peut servir à augmenter le débit et à réduire les besoins en combustible plutôt qu'à augmenter la teneur en SO_2 des gaz à des fins de lutte contre la pollution. Les crédits, s'il en est, tirés de la vente des sous-produits soufrés, peuvent ne pas être suffisants pour couvrir l'augmentation des frais d'exploitation associés à leur production et pour amortir l'investissement. Le facteur clé permettant de déterminer la rentabilité des changements de procédés et de l'installation de dispositifs de lutte contre la pollution atmosphérique est vraisemblablement la disponibilité des marchés pour les sous-produits soufrés. Chaque fonderie étant unique quant à la technologie utilisée et à son emplacement par rapport aux débouchés des sous-produits, chaque cas devra être évalué en toute objectivité, tant sur le plan technique qu'économique, en tenant compte de tous les facteurs. L'accroissement de la production d'acide qui devrait accompagner les programmes de production de sous-produits soufrés sera l'un des principaux problèmes auxquels devra faire face l'industrie métallurgique. Dans bon nombre de cas, les fonderies qui sont éloignées des principaux marchés de l'acide devront neutraliser ces acides et éliminer le gypse résiduel, ce qui est une solution coûteuse. Dans certains cas extrêmes, il peut être plus avantageux de construire une nouvelle fonderie utilisant la technologie moderne à un endroit différent, plus près des marchés des sous-produits soufrés, que d'effectuer des modifications complètes et d'agrandir une fonderie existante.

1 INTRODUCTION

En raison des effets potentiellement nuisibles du dioxyde de soufre (SO_2) sur tous les aspects de l'environnement, à savoir la santé, la végétation et les matériaux, de nombreux pays, notamment les plus industrialisés, ont élaboré une législation pour limiter la quantité de SO_2 qui peut être libérée dans l'atmosphère. Bien que la principale source de pollution par le SO_2 à l'échelle internationale soit les centrales énergétiques à combustibles fossiles, la quantité totale de SO_2 libérée par les fonderies de cuivre et de nickel est également importante et peut être, dans certains pays (p. ex., Canada, Chili), une source majeure. À l'échelle d'une seule usine, l'effet des émissions non contrôlées de SO_2 sur le milieu avoisinant peut constituer un problème d'importance en raison de la quantité importante de soufre présente dans la charge d'alimentation d'une fonderie (de 25 à 35%).

Dans bon nombre de pays, des règlements de lutte contre la pollution atmosphérique ont été élaborés et comportent des normes de qualité de l'air ambiant (pour protéger la santé et le bien-être du public) et des normes d'émission (qui limitent la quantité absolue de polluants qui peut être libérée dans l'atmosphère).

Bon nombre des anciennes fonderies de cuivre et de nickel utilisent une technique de base dépassée (fours multicellulaires de grillage et fours à réverbère suivis de convertisseurs) et ne disposent souvent pas d'installations pour le captage et la fixation du SO_2 , tous les gaz étant libérés dans l'atmosphère. Ces usines sont souvent situées dans des régions arides et éloignées où les perturbations de l'environnement sont probablement moins graves et plus acceptables. Les fonderies ont été conçues pour satisfaire aux normes de l'époque où la dispersion des gaz dans l'atmosphère par une cheminée était une pratique acceptée. Il y avait donc peu de motivation à récupérer le soufre. Lorsque les gaz d'un four à grillage et (ou) de convertisseurs étaient transformés en acide sulfurique, la récupération du soufre variait de 50 à 70%.

Depuis les trente dernières années, des procédés de fusion plus efficaces sur le plan énergétique ont été mis au point; ils utilisent la valeur intrinsèque de combustible due à la teneur en soufre des concentrés. Ces innovations ont permis, fortuitement, de produire des débits gazeux concentrés dont la teneur en SO_2 peut varier d'environ 10% à 80% lorsque l'on utilise l'oxygène pur par opposition à de l'air enrichi d'oxygène. L'utilisation d'oxygène a joué un rôle important dans la mise au point d'une technologie nouvelle de fusion, allant jusqu'à réduire la consommation d'hydrocarbures pour la

production d'énergie thermique et à produire des débits gazeux concentrés propres au captage et à la fixation du SO_2 .

La production d'acide sulfurique est la méthode de contrôle acceptée dans l'industrie. D'autres possibilités sont la production de SO_2 liquide qui est réalisable à partir de débits gazeux fortement concentrés (80% de SO_2), comme dans le cas du procédé de fusion à l'éclair de l'Inco, et la production de soufre élémentaire. Cette dernière possibilité est plus compliquée sur le plan technique et, compte tenu du coût des réducteurs nécessaires, n'est de toute façon pas à l'heure actuelle une solution rentable. Bien que la production d'acide sulfurique à partir des gaz de fonderie soit une pratique bien établie et éprouvée sur le plan technique, la rentabilité de cette solution dépend de l'emplacement de la fonderie par rapport aux marchés de l'acide qui déterminent les coûts de transport, et aussi du prix que l'on peut en tirer, lequel est déterminé par les autres sources possibles d'approvisionnement du consommateur.

La régulation des courants gazeux faibles (contenant moins de 2% de SO_2) qui découle de la collecte des émissions fugitives, des gaz résiduels des usines d'acide ou des gaz des fours à réverbère est moins bien établie. Plusieurs procédés ont toutefois atteint divers degrés de commercialisation et de fiabilité; certains concentrent les courants gazeux à un niveau suffisamment élevé pour qu'ils puissent être utilisés par une usine d'acide et d'autres neutralisent les gaz en les lavant pour produire des sous-produits jetables ou vendables. Il est possible dans certains cas de mélanger les courants gazeux dilués avec des courants concentrés pour qu'ils soient transformés dans une usine d'acide.

En associant la technologie moderne de fusion (en général la fusion éclair) à la production d'acide sulfurique, de nombreuses fonderies de cuivre ont réussi à récupérer plus de 90% du soufre. Plusieurs fonderies japonaises qui utilisent des usines d'acide à double absorption et le lavage de courants gazeux pauvres, réussissent à capter plus de 99% du soufre (1). Comparativement à d'autres fonderies du monde, les fonderies de cuivre japonaises ont la chance d'être souvent situées dans un complexe industriel portuaire qui assure une bonne accessibilité aux fournisseurs et aux marchés. Les fonderies peuvent se procurer des combustibles et des produits chimiques liquides et gazeux d'une usine pétrochimique adjacente qui utilise elle-même de l'acide sulfurique. Les usines adjacentes d'engrais et de pigments peuvent également être des clients tout indiqués pour l'acide et les usines avoisinantes de panneaux muraux et les cimenteries peuvent être des clients pour les sous-produits de gypse et les scories. Un tel

emplacement présente toutefois une contrainte, car la fonderie devra capter au moins 90% du soufre de la charge d'alimentation, ce qui n'est pas un problème lorsque l'on utilise la technologie moderne. La nécessité d'installer des dispositifs de lutte contre la pollution augmentera les frais d'immobilisation et d'exploitation de la fonderie comparativement à ceux des fonderies qui ne doivent pas satisfaire à de telles exigences. Les fonderies japonaises de cuivre, qui sont des fonderies à façon, adoptent souvent une politique d'achat en vertu de laquelle ils achètent des concentrés relativement libres d'impuretés nocives et à forte teneur énergétique intrinsèque, c'est-à-dire à forte teneur en fer et en soufre. Cette politique leur permet de traiter des quantités plus petites de matières fortement contaminées s'il est possible de négocier des compensations avantageuses.

La mise en application de règlements de lutte contre la pollution atmosphérique dans les fonderies qui ne disposent pas d'installations de captage et de fixation du soufre nuira à leur situation économique et même à leur rentabilité. Toutefois, le caractère unique de chaque fonderie quant à son emplacement, à la technologie de fusion utilisée et aux marchés disponibles pour les sous-produits et récupération du soufre signifie que l'incidence des coûts de modification ou de remplacement des procédés par une nouvelle technologie et l'installation de dispositifs de lutte contre la pollution ne peuvent être évalués que cas par cas. Dans certains cas, si l'on tient compte de tous les facteurs, il pourrait être financièrement plus avantageux de construire une nouvelle fonderie, probablement à un emplacement différent, que d'apporter des modifications élaborées à une usine existante.

2 ÉMISSIONS D'OXYDES DE SOUFRE

2.1 Généralités

La régulation des émissions gazeuses, notamment du dioxyde de soufre (SO_2), est l'un des nombreux problèmes de pollution auxquels l'industrie en général doit faire face. Les effluents gazeux proviennent le plus souvent des procédés de combustion, y compris l'oxydation des minéraux sulfurés par les procédés de fusion, de même que des combustibles. Les principales impuretés des gaz brûlés incluent habituellement le dioxyde de soufre (SO_2), les oxydes d'azote (NO_x), le dioxyde de carbone (CO_2) et les particules en suspension.

Bien que le contrôle des effluents liquides soit important, le problème le plus grave auquel fait face l'industrie métallurgique du cuivre et du nickel est le contrôle des émissions gazeuses de SO_2 . Le soufre est un élément majeur des concentrés de la charge d'alimentation des procédés de fusion, leur teneur en S variant de 25 à 35%. Par rapport à la teneur métallique des concentrés, le rapport de masse soufre-cuivre varie de 0.8 à 1.6 dans les concentrés de cuivre et de 2.2 à 4.8 dans les concentrés de nickel (2). Pendant les diverses opérations, le soufre est oxydé en SO_2 , bien que de petites quantités de trioxyde de soufre (SO_3) puissent se former dans certaines conditions de températures et de pression partielle d'oxygène.

Dans de nombreux pays, notamment dans les pays industrialisés, il n'est plus acceptable de libérer les émissions gazeuses des procédés de fusion directement dans l'atmosphère via une cheminée sans qu'une certaine quantité de SO_2 ne soit captée et fixée, en raison des effets nocifs du SO_2 sur l'environnement.

2.2 Sources d'émission de SO_x

Près de 90 à 95% des émissions polluantes d'oxydes de soufre sont sous forme de SO_2 (3). Les émissions artificielles de SO_2 se dégageant dans l'environnement proviennent de diverses sources, leur distribution variant d'un pays à l'autre, selon le degré d'industrialisation et, notamment, l'importance de l'industrie des métaux non ferreux. Ces différences sont illustrées pour les États-Unis et le Canada au tableau 1 qui présente la répartition nationale actuelle des sources de dégagement de SO_x (4). Les dégagements de NO_x sont également présentés dans ce tableau et il est à noter qu'ils ne constituent pas un problème dans les fonderies de métaux non ferreux. La raison est que la quantité de SO_x

TABLEAU 1 ÉMISSIONS ACTUELLES NATIONALES DE SO_x ET DE NO_x AUX ÉTATS-UNIS ET AU CANADA (10^6 tonnes courtes par année) (4)

	É.U. (estimation de 1980)		Canada 1979*		Total	
	NO_x	SO_x	NO_x	SO_x	NO_x	SO_x
Centrales thermiques	6.2	19.5	0.3	0.8	6.5	20.3
Chaudières industrielles/ résidentielles/commerciales/ dispositifs de chauffage	7.1	7.3	0.6	1.1	7.7	8.4
Fonderies de métaux non ferreux	0.0	2.0	0.0	2.2	0.0	4.2
Transports	9.0	0.9	1.1	0.1	10.1	1.0
Traitement du minerai de fer	-	-	-	0.2	-	0.2
Autres	-	-	0.2	0.9	0.2	0.9
TOTAL	22.3	29.7	2.2	5.3	24.5	35.0

* Inco, Sudbury, selon le taux d'émission de 1980

et de NO_x dégagée par les combustibles brûlés dans les fours est très petite comparative-ment à la quantité de SO_2 dégagée par les concentrés sulfurés eux-mêmes.

Aux États-Unis, les centrales thermiques (la majorité d'entre eux utilisant du charbon et des hydrocarbures comme combustibles) sont responsables de 66% de l'ensem-ble des émissions de SO_x tandis qu'au Canada, cette source ne constitue que 15% du total. La concentration des populations dans de vastes milieux urbains et les besoins énergéti-ques, ainsi que les activités industrielles qui s'ensuivent, entraînent le regroupement de nombreuses petites sources d'émission dans ces régions qui, en elles-mêmes, finissent par devenir des sources importantes de SO_x (et de NO_x). Le tableau 1 indique que ces sources (comprenant les chaudières industrielles, les dispositifs chauffants de l'industrie de transformation, les propriétés résidentielles et commerciales) comptent pour 25% et 21% des émissions totales de SO_x aux États-Unis et au Canada respectivement. L'industrie

métallurgique non ferreuse américaine constitue près de 7% de l'ensemble des émissions de SO_x dans ce pays, tandis qu'au Canada, elle compte pour 42%. Plus de 97% des sources dues à l'activité humaine sont fixes, exception faite des transports (qui incluent les véhicules automobiles, les navires et les chemins de fer).

Le problème des fonderies est que presque tout le soufre de la charge d'alimentation se dégage dans la phase gazeuse, les produits de phase solide et la matière rejetée n'en contenant que des quantités relativement faibles. En outre, en raison de la forte teneur en soufre de la charge d'alimentation, une fonderie de cuivre ou de nickel est une source ponctuelle de fortes émissions de SO_2 et constituera par conséquent une source majeure de pollution atmosphérique en un endroit donné.

En vue de protéger l'environnement, il est donc nécessaire de capter et de fixer le SO_2 sous forme d'un produit commercialisable ou d'un produit qui peut être stocké de façon sûre dans une mesure déterminée par la législation environnementale et (ou) les facteurs économiques.

2.3 Effets des émissions de SO_2

Le dioxyde de soufre est l'une des nombreuses formes sous laquelle l'ensemble du soufre circule. Le cycle du soufre comporte également l'hydrogène sulfuré sous forme gazeuse, les aérosols d'acide sulfurique et plusieurs sulfates sous forme d'aérosols (3). Un aérosol peut être défini comme une suspension de gouttelettes liquides ou des particules solides dans un gaz.

Le soufre, à l'état pur ou combiné, se retrouve dans presque tous les combustibles fossiles, de même que dans les concentrés sulfurés de cuivre et de nickel qui sont fondus et affinés pour obtenir un métal pur. Les composés du soufre dégagés dans l'atmosphère finissent par donner naissance à de l'acide sulfureux ou sulfurique ou à du sulfate d'ammonium, selon les réactions. Les acides formés dans l'atmosphère retombent avec la pluie et nuisent aux cultures et aux plantes.

Le dioxyde de soufre peut également être oxydé dans l'atmosphère pour former des sulfates, des composés particuliers soufrés. Ces composés peuvent avoir des effets nuisibles sur la santé humaine et la propriété, selon la grosseur des particules, la forme particulière des sulfates présents, la dispersion modifiée par les conditions météorologiques et la présence d'autres polluants qui peuvent amplifier ces effets.

Les émissions de SO_2 , par la formation d'acides et d'autres composés dans l'atmosphère, peuvent nuire à la santé de l'homme, à la végétation et aux matériaux. Les grandes lignes de certains de ces effets sont données ci-dessous.

2.3.1 Santé. De fortes teneurs en sulfates sont censées aggraver l'asthme et les maladies pulmonaires et cardiaques (3). Il a été démontré que le SO_2 mis en présence d'oxydants photochimiques et de sous-produits comme l'acide sulfurique et l'hydrogène sulfuré affectait les voies respiratoires. On croit également fermement qu'une exposition à long terme aux sulfates peut augmenter les possibilités de maladies respiratoires comme la bronchite, l'emphysème et l'asthme. Il est plus probable que cet effet se fasse sentir en présence de fortes concentrations de particules en suspension.

2.3.2 Végétation. La végétation vulnérable peut être gravement touchée, même par de faibles teneurs en SO_2 (3). Ces teneurs sont inférieures à celles qui sont considérées comme causant des douleurs à des patients atteints de maladies pulmonaires. De tels effets proviennent de l'action cinergétique du SO_2 avec de faibles teneurs en ozone et en oxydes d'azote qui peuvent être présentes. Il a été signalé que le blé, l'orge, les avoines, le pin blanc, le coton, la luzerne, le sarrasin, la betterave à sucre et d'autres plantes cultivées ont été endommagés par des teneurs relativement faibles de retombées de SO_2 . Des études effectuées en URSS pendant la dernière décennie ont démontré que les pins croissant dans une atmosphère ayant des teneurs en SO_2 de 500 ug/m^3 subissaient une perte de croissance de 48% comparativement aux pins croissant dans une atmosphère sans SO_2 .

La figure 1 montre les effets nuisibles des gaz à teneur en SO_2 sur la végétation, qui s'accroissent en fonction de l'augmentation de la teneur en SO_2 et la période d'exposition (5). Ainsi, puisque les lichens emmagasinent l'acide dans leurs racines pour ensuite mourrir, ils sont quelques fois utilisés comme indicateurs des retombées de SO_2 . Dans certaines régions (p. ex. l'Ouest du Canada et des É.-U.), les sols sont déficients en soufre: dans un tel cas, les effets du SO_2 dans le sol peuvent être avantageux pour la végétation.

2.3.3 Matériaux. Les oxydes de soufre et leurs sous-produits acides attaqueront de nombreuses surfaces métalliques exposées (3). Des réactions se produiront également sur d'autres matériaux comme le marbre, la brique, la pierre et le granit. Les plastiques, le caoutchouc, le papier et de nombreux autres matériaux similaires se décoloreront et deviendront friables après exposition. Les bâtiments, les ponts, les poutres d'acier, les automobiles et les autoroutes sont tous touchés par des émissions excessives de SO_2 .

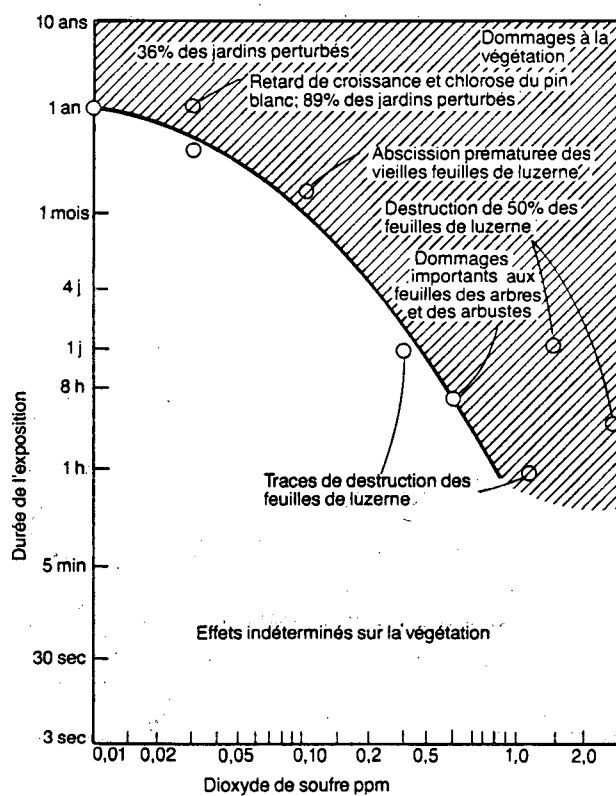


FIGURE 1 EFFETS DES GAZ CONTENANT DU SO₂ SUR LA VÉGÉTATION (5)

3 RÈGLEMENTS SUR LA LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE

3.1 Généralités

La croissance des activités industrielles a considérablement augmenté la pollution atmosphérique, les principaux facteurs étant les centrales énergétiques au charbon et au mazout. Ce phénomène a entraîné une demande générale pour un certain degré de contrôle de la pollution atmosphérique. Les émissions des fonderies ne sont qu'une petite partie de l'ensemble du problème, mais elles constituent, dans certaines régions, la principale source d'émissions de SO_2 qui a considérablement endommagé la végétation et la propriété.

Bien que les problèmes de pollution atmosphérique engendrés par le traitement des minerais et des concentrés sulfureux de cuivre et de nickel ne soient pas nouveau, ce n'est que pendant les 20 dernières années que des règlements de lutte contre la pollution atmosphérique ont été formulés et ont été appliqués dans certains pays. Par le passé, les poursuites en justice intentées par des personnes contre les exploitants de fonderies visaient habituellement à obtenir des dommages intérêts pour leur propriété. Ces poursuites étaient souvent réglées par l'achat des terres affectées ou par des paiements au comptant aux requérants. On a tenté de prévenir ces effets en construisant de hautes cheminées qui dispersent les dégagements de SO_2 et les particules de façon à prévenir tout dommage flagrant aux propriétés éloignées.

3.2 Définitions

Les règlements et la législation sur la lutte contre la pollution atmosphérique ont été principalement élaborés dans les pays industrialisés. Une terminologie particulière a été utilisée et les définitions suivantes (6,7), provenant surtout des États-Unis, permettront au lecteur de mieux comprendre et interpréter les divers règlements.

- i) Air ambiant. Air ambiant désigne la partie de l'atmosphère à l'extérieur des édifices à laquelle le public a accès.
- ii) Exigences relatives à l'air ambiant. Les exigences relatives à l'air ambiant ont trait à la pollution de l'air aux limites d'une fonderie, habituellement situées au niveau du sol. Elles sont habituellement désignées par des concentrations maximales de SO_2 pour diverses périodes.

- iii) Normes d'émission. Les normes d'émission limitent la quantité de soufre qui peut être libérée dans l'atmosphère et sont exprimées en pourcentage de la charge totale de soufre alimentant la fonderie ou comme la masse de soufre qui peut être libérée pendant une période donnée.
- iv) Dispositifs de lutte contre la pollution atmosphérique. Les dispositifs de lutte contre la pollution atmosphérique désigne tout dispositif servant à éliminer, à réduire ou à contrôler l'émission de contaminants dans l'air ambiant.
- v) Unités de mesure. Les concentrations de SO_2 dans l'air sont le plus souvent données en poids par unité de volume d'air, c.-à-d. en microgrammes de SO_2 par mètre cube d'air (ug/m^3). Lorsque les résultats d'analyses sont données en parties par million (ppm) de SO_2 , les données peuvent être converties grâce à la formule suivante:

$$1 \text{ ppm } \text{SO}_2 = 2\,850 \text{ ug}/\text{m}^3 \text{ (à température et pression normales)}$$

Ce facteur de conversion ne s'applique qu'au SO_2 et à aucune autre substance d'un poids moléculaire différent.

- vi) Opacité. L'opacité désigne le degré, en pourcentage, de réduction par les émissions de la transmission de lumière et de l'obscurcissement d'un objet à l'arrière-plan.
- vii) Émissions fugitives. Les émissions fugitives désignent les émissions qui s'échappent de divers endroits pendant un processus à cause de fuites, du chargement et de la manutention de matières, de leur transfert et de leur emmagasinement, ou dues à d'autres causes.
- viii) Pollution. La pollution peut être définie comme l'introduction, par une source naturelle ou humaine, de toute substance étrangère dans l'air, l'eau ou la terre en quantités telles que le milieu devient impropre à des utilisations particulières ou normales.
- ix) Système de captage. Un système de captage désigne les dispositifs (y compris les conduites, les hottes, les ventilateurs, les amortisseurs, etc.) utilisés pour capter des particules ou des gaz engendrés par un processus et acheminer vers un dispositif de lutte contre la pollution atmosphérique.
- x) Système de surveillance continue. Un système de surveillance continue désigne l'ensemble de l'équipement exigé par des règlements de surveillance des dégagements utilisé pour échantillonner, traiter (si nécessaire), analyser et obtenir un relevé permanent des dégagements ou des paramètres des procédés.

- xi) Poussières. Poussières désigne les particules solides finement divisées se retrouvant à l'état naturel ou ayant été engendrées par une transformation mécanique, la manutention ou l'emmagasinage de matières à l'état solide.
- xii) Effluent. Effluent désigne tout contaminant de l'air qui est dégagé et fini par s'échapper dans l'atmosphère.
- xiii) Émission. Émission désigne le passage dans l'atmosphère d'un contaminant de l'air, visible ou invisible.
- xiv) "Episode stage" (Indice de pollution atmosphérique). Teneur prescrite de contaminants de l'air ou de conditions météorologiques nécessitant certaines mesures de contrôle pour empêcher que les concentrations de polluants dans l'air ambiant n'atteignent des niveaux qui pourraient menacer de façon significative la santé de personnes. (Au Canada, on l'appelle l'indice de pollution atmosphérique).

3.3 Émissions gazeuses

Bons nombres des pays, surtout les pays industrialisés, où se trouvent des fonderies de cuivre et de nickel ont des normes strictes de pollution atmosphérique pour le SO_2 , tant pour la qualité de l'air que pour les émissions admissibles. La législation est destinée à réduire la pollution atmosphérique à des teneurs précises, bien que les politiques de récupération du soufre, comme nous le verrons par la suite, imposent quelque fois de sévères contraintes financières et pratiques aux fonderies existantes, ce qui peut parfois menacer leur rentabilité.

Les normes d'émission s'appliquent aux concentrations admissibles à la source, comme dans le cas des cheminées, des systèmes de ventilation, et autres points d'émission. Il est nécessaire de mesurer les quantités de polluants libérées pour identifier les sources particulières de pollution et prendre des mesures correctives (3).

3.3.1 États-Unis. Les fonderies primaires de cuivre sont situées dans les États de l'Arizona, de l'Utah, du Michigan, du Montana, du Nevada, du Nouveau Mexique, du Tennessee, du Texas et de Washington. Il n'y a aucune fonderie de sulfure de nickel aux États-Unis. Le Clean Air Act de 1970 établissait le principe que le gouvernement fédéral promulgait les normes de qualité de l'air ambiant et que les états avaient la responsabilité des plans de mise en application (7). Toutefois, dans tous les cas, tous les règlements des états doivent au moins garantir que les normes de qualité de l'air ambiant du fédéral soient respectées et maintenues en vigueur. Cette année-là, l'EPA était autorisée à s'attaquer aux problèmes nationaux de pollution atmosphérique. Cette responsabilité a

conduit à l'élaboration des normes fédérales primaires et secondaires de la qualité de l'air ambiant suivantes:

3.3.1.1 Normes de la qualité de l'air ambiant relatives au SO₂ (3,6,8)

Normes fédérales: National Ambient Air Quality Standards (NAAQS)

- 1) Normes primaires. Les normes primaires qui protègent la santé publique définissent le degré de pureté de l'air ambiant non nocif à la santé de l'homme.
 - a) moyenne arithmétique annuelle 80 ug/m³ (0.03 ppm)
 - b) concentration maximale quotidienne ne devant être dépassée plus d'une fois par année, 365 ug/m³ (0.14 ppm).
2. Normes secondaires. Les normes secondaires protègent le bien-être du public, définissent le degré de pureté de l'air pour protéger la propriété, les matériaux, le climat, les valeurs économiques et le confort personnel contre les effets connus ou prévisibles de la pollution atmosphérique.
 - a) moyenne arithmétique annuelle, 60 ug/m³ (0.02 ppm)
 - b) concentration maximale quotidienne ne devant être dépassée plus d'une fois par année, 260 ug/m³ (0.09 ppm)
 - c) concentration maximale de 3 heures ne devant être dépassée plus d'une fois par année, 1 300 ug/m³ (0.5 ppm).

Normes des États

Les divers états ont généralement adopté les mêmes normes de la qualité de l'air que le fédéral. Toutefois, quatre états ont adopté des normes plus strictes indiquées au tableau 2 (6,8).

3.3.1.2 Normes d'émission du soufre

Normes fédérales

Il n'existe à l'heure actuelle aucune norme fédérale s'appliquant aux fonderies existantes. Toutefois, la New Source Performance Standard (NSPS) pour les émissions d'oxydes de soufre des nouvelles fonderies primaires de cuivre, de zinc et de plomb est de 650 ppm (6,8).

TABLEAU 2 NORMES DES É.-U. RÉGISSANT LES TENEURS EN SO₂ DE L'AIR AMBIANT (ppm) (8)

	Norme primaire nationale	Norme secondaire nationale	Arizona	Missouri	Montana	Washington
Moyenne arithmétique annuelle	0.03	0.02	0.02		0.02	0.02
Moyenne maximale quotidienne (annuelle)	0.14		0.10			0.10
Moyenne maximale quotidienne (90 jours)		0.09		0.07		
Moyenne maximale quotidienne (1 % d'une période de 3 mois)					0.10	
Moyenne maximale de 3 heures		0.5				
Moyenne maximale d'une heure (annuelle)						0.4
Moyenne maximale d'une heure (deux fois en 7 jours)						0.25
Moyenne maximale d'une heure (4 jours)				0.25	0.25	

Normes des États

Certains États ont des règlements portant sur les fonderies existantes, tandis que d'autres ont établi des normes générales touchant toutes les installations de transformation émettant des oxydes de soufre. Dans certains cas, les États ont établi des normes touchant les nouvelles installations, outre la NSPS fédérale. Le tableau 3 présente les normes d'émission de SO_2 dans les divers États (8). Selon la juridiction, le contrôle des émissions est basé sur la régulation de la quantité totale de soufre dégagée, sur la concentration de soufre présente dans le gaz de cheminée ou sur le pourcentage d'élimination du soufre se trouvant à l'origine dans la charge d'alimentation. Les normes les plus strictes exigent l'élimination du soufre à 90%.

Les normes de qualité de l'air ambiant et de dégagement font souvent l'objet de révisions et les derniers suppléments de l'Environment Reporter, State Air Laws, publié par le Bureau of National Affairs, Inc., Washington, D.C., devraient être consultés pour les dernières modifications apportées aux règlements. Plusieurs fonderies de cuivre américaines sont actuellement devant les tribunaux. Un exemple des modifications apportées est présenté dans le tableau 4 qui donne les limites d'émission de soufre pour les fonderies de cuivre de l'Arizona, telles que publiées le 14 mai 1979 (6). Toutefois, puisqu'il a été démontré que les dernières limites d'émission étaient soit économiquement déraisonnables, soit technologiquement non fondées pour toutes les fonderies sauf deux,* (voir tableau 4), compte tenu du matériel de lutte contre la pollution déjà en place, des limites provisoires ont été établies, comme le montre le tableau. Le respect des dernières limites d'émission de soufre établies exige que le matériel d'élimination du soufre de chaque fonderie fonctionne à pleine efficacité de façon continue. Le respect des limites provisoires prévoit que tout le matériel d'élimination du soufre actuellement en place fonctionne à pleine efficacité et qu'un système de contrôle supplémentaire soit installé, de sorte que les normes de la qualité de l'air ambiant de l'État soient respectées.

3.3.2 Japon

3.3.2.1 Normes nationales de la qualité de l'air ambiant. Ces normes prévoient que la moyenne quotidienne des teneurs horaires en SO_2 soit de 0.04 ppm ou moins et que la concentration horaire maximale permise soit de 0.1 ppm (1,8). Les normes japonaises sont donc quelque peu plus strictes que celles des États-Unis, y compris celles des quatre États qui ont adopté des normes plus strictes que les NAAQS.

TABEAU 3 NORMES DES É.-U. D'ÉMISSION DE SO₂ (8)

État	Type d'installation	Normes
1. Arizona	Fonderie de cuivre (existante)	Conformité à la norme de l'État sur le SO ₂ dans l'air ambiant (0.02 ppm)
	Fonderie de cuivre (nouvelle)	Mesure la plus stricte des trois: émission d'au plus 10% du soufre contenu dans la charge d'alimentation, limite d'émission de 6 500 lb/heure ou réduction pour satisfaire à la norme de qualité de l'air ambiant
2. Idaho	Fonderie de plomb/zinc	Moyenne maximale horaire de 1 900 lb de SO ₂ avant le 31-07-77 et maximum de 1 200 tonnes de SO ₂ pour toute période de sept jours consécutifs.
3. Illinois	Toute source ^a	200 ppm de SO ₂
4. Michigan		Aucun règlement touchant le SO ₂ , sauf pour les centrales énergétiques
5. Missouri	Toute source ^a (existante)	2 000 ppm
	Toute source ^a (nouvelle)	500 ppm

TABEAU 3 NORMES DES É.-U. D'ÉMISSION DE SO₂ (8) (suite)

État	Type d'installation	Normes			
6. Montana	Fonderies de métaux non ferreux	Charge totale d'alimentation en soufre, lb/heure	Émission admissible de soufre, lb/heure		
			Cu	Pb	Zn
		1 000	100	100	100
		5 000	500	103	104
		10 000	1 000	500	700
		20 000	2 000	1 000	1 270
		40 000	4 000	1 000	2 000
		60 000	6 000	1 000	3 000
		80 000	8 000	1 000	4 000
		100 000	10 000	1 000	5 000
		>100 000	10 000	1 000	5 000
7. Nebraska	Toute source ^a	Émissions inférieures à celles de l'année civile 1971 pendant toute période de 12 mois consécutifs et pendant toute la période de 24 heures consécutives, émissions inférieures aux émissions maximales enregistrées en 1971 pour la même période.			
8. Nevada	Fonderie de cuivre (existante)	Émissions maximale de 40% du soufre présent dans la charge d'alimentation			
	Fonderies de métaux non ferreux (nouvelles)	Cuivre: $Y = 0.1 \times x$ Plomb: $Y = 0.49 \times 0.77$ Zinc: $Y = 0.282 \times 0.85$ où x = soufre total dans la source d'alimentation et y = émission de SO ₂			

TABEAU 3 NORMES DES É.-U. D'ÉMISSION DE SO₂ (8) (suite)

État	Type d'installation	Normes
9. Nouveau-Mexique	Fonderies de métaux non ferreux (existantes)	Émission maximale de 40% du soufre présent dans la charge d'alimentation
	Fonderies de métaux non ferreux (construites après le 12 décembre 1974)	Émission maximale de 10% du soufre contenu dans la charge d'alimentation
10. Ohio	Fonderies de métaux non ferreux	Cuivre: $Y = 0.2 x$ Plomb: $Y = 0.98 x 0.77$ Zinc: $Y = 0.564 x 0.85$ où x = soufre total dans la source d'alimentation et y = émission de SO ₂
11. Oklahoma	Fonderies de métaux non ferreux	Identiques à celles de l'Ohio
12. Pennsylvanie	Fonderies de zinc	Grillage: 500 ppm (moyenne mobile 2 heures) Frittage: $Y = 0.054 x$, où x = vitesse d'alimentation du minerai calciné à l'usine d'agglomération et y = émissions de SO ₂
13. Tennessee	Toute source ^a	500 ppm
14. Texas	Fonderies de métaux non ferreux	Cuivre: four à réverbère, 6 000 ppm; toutes les autres opérations, 650 ppm (moyenne de 6 heures chacune) Plomb: dispositif d'agglomération, 2 500 ppm; toutes les autres opérations, 650 ppm (moyenne de 2 heures chacune)

TABEAU 3 NORMES DES É.-U. D'ÉMISSION DE SO₂ (8) (suite)

État	Type d'installation	Normes
		Zinc: 100 ppm (moyenne de 2 heures)
15. Utah	Toute source ^a	Conformité aux normes de la qualité de l'air ambiant pour le SO ₂
16. Washington	Toute source ^a	1 000 ppm, à moins qu'il puisse être démontré que la norme de la qualité de l'air ambiant n'est pas dépassée

a "Toute source" désigne les sources dégageant des émissions de SO₂ traitées.

TABLEAU 4 LIMITES D'ÉMISSION DE SOUFRE DE L'ARIZONA (1979) (6)

Compagnie	Fonderie	Émission moyenne de S par jour pour tout mois de l'année civile (tonnes courtes par jour)	
		Définitive	Provisoire
Magma	San Manuel	148	448
ASARCO	Hayden	82	301
Phelps Dodge	Douglas	120	561
Phelps Dodge	Morenci	145	407
Phelps Dodge	New Cornelia	32	89
Kennecott*	Hayden	68	N / A
Inspiration*	Inspiration	85	N / A

Les administrations préfectorales et locales japonaises peuvent établir des normes relatives au SO_2 encore plus strictes qu'à l'échelle nationale.

Le gouvernement japonais lance un avertissement d'urgence recommandant une diminution de 30% des émissions de SO_x si l'une des concentrations de SO_x au sol suivante est atteinte: 0.2 ppm (3 heures), 0.3 ppm (2 heures), 0.5 ppm (1 heure), 0.15 ppm (48 heures). Une diminution de 60% des émissions est demandée si les concentrations de SO_x atteignent 0.5 ppm (2 heures). Un avertissement spécial est lancé ordonnant une diminution de 80% des émissions de SO_x si les concentrations au sol atteignent 0.5 ppm (3 heures) ou 0.7 ppm (2 heures) (8).

3.3.2.2 Normes d'émission. La norme nationale japonaise d'émission de SO_2 pour chaque installation est déterminée par la formule suivante (7,8):

$$q = K \cdot 10^{-3} \cdot H^2$$

où q = le débit gazeux volumétrique (Nm^3/h de SO_x)

H = la hauteur d'ascension de la fumée (c.-à-d. la hauteur de la cheminée + l'ascension du panache au-dessus de la cheminée), en mètres.

K = une constante, établie par décret gouvernemental pour chacune des régions de contrôle atmosphérique au Japon.

La norme applicable dans une fonderie donnée en fonction de la région où la fonderie est située (la valeur K) et de la hauteur réelle de la cheminée. La valeur K détermine le degré de contrôle, les régions plus industrialisées et davantage polluées ayant une valeur K plus faible. La valeur K va de 17.5 dans les régions éloignées de 3.0 dans les principaux centres industriels. Des normes spéciales s'appliquant aux nouvelles constructions dans les zones très industrialisées ont des valeurs K allant de 2.34 à 1.17. Les valeurs K des diverses régions du Japon apparaissent dans le tableau 5 (9).

TABLEAU 5 RÈGLEMENTS SUR LES ÉMISSIONS D'OXYDES DE SOUFRE
(VALEUR K) AU JAPON (9)

Région			Valeur K
a) Normes générales			
1	6 régions:	Central Tokyo, Yokohama, Kawasaki, Nagoya, Yokhaichi, Osaka, Sakai, Kobe-Amagasaki	3.0
2	21 régions:	Chiba, Fuji, Kyoto, Himeji, Mizushima, Kita-Kyushu et autres	3.5
3	1 région:	Sapporo	4.0
4	4 régions:	Hitachi, Kashima et autres	4.5
5	3 régions:	Toyama, Kure, Tohyo	5.0
6	9 régions:	Annaka, Nijgata, Okayama, Shimonoseki et autres	6.0
7	3 régions:	Tomakomai, Hachioji, Kasaoka	6.42
8	6 régions:	Sendai, Fukui, Hiroshima et autres	7.0
9	8 régions:	Asahikawa, Utsunomiya, Mihara, Tokushima et autres	8.0
10	8 régions:	Akita, Kanazawa, Ohtsu, Fukuoka, Nagasaki et autres	8.76
11	6 régions:	Takasaki, Urawa, Narita, Naha et autres	9.0
12	4 régions:	Shizuoka, Sasebo et autres	10.0
13	15 régions:	Hakodate, Gifu, Takamatsu, Minamata et autres	11.5
14	6 régions:	Mishima, Kurume et autres	13.0
15	20 régions:	Aomori, Morioka, Yamagata, Nagano, Kagoshima et autres	14.5
16	autres régions		17.5

TABLEAU 5 RÈGLEMENTS SUR LES ÉMISSIONS D'OXYDES DE SOUFRE
(VALEUR K) AU JAPON (9) (suite)

	Région	Valeur K
b) normes spéciales		
6 régions:	Central Tokyo, Osaka, Sakai, Yokohama Kawasaki, Kobe-Amagasaki, Yokkaichi, Nagoya	K = 1.17
8 régions:	Chiba, Fuji, Himeji, Mizushima, Kitakyushi et autres	K = 1.75
14 régions:	Kashima, Toyama, Kyoto, Fukuyama, Ohmuta, Ohita et autres	K = 2.34

Remarque: Les normes spéciales ne s'appliquent qu'aux nouvelles installations.

Comme dans le cas des normes de la qualité de l'air ambiant, les normes touchant les émissions au Japon sont plus strictes qu'aux États-Unis. Toutes les grandes fonderies japonaises doivent capter au moins 90% du soufre présent dans la charge d'alimentation et plusieurs d'entre elles doivent en capter 99% (1). Ces taux de contrôle de SO_2 élevés sont habituellement obtenus en utilisant la technique de fusion éclair associée à la fabrication d'acide sulfurique pour la plus grande partie du SO_2 , avec lavage des gaz résiduaux des usines d'acide permettant d'obtenir des sous-produits de gypse et de sels sodiques vendables. Des concentrations de SO_2 de 50 ppm ou moins dans les gaz résiduaux finals ont été relevées dans certaines usines (8). De plus, des hottes spéciales ont été installées sur les convertisseurs, les dispositifs de coulée, et d'autres points de transfert pour capter les émissions fugitives qui sont ensuite purifiées par lavage dans certaines fonderies qui atteignent le degré de contrôle le plus élevé. Le tableau 6 présente des données sur les techniques de fonderie et les méthodes de contrôle des émissions dans huit fonderies de cuivre japonaises importantes (10).

En plus de satisfaire à une norme d'émissions, toutes les sources doivent également verser une indemnité pour toute émission d'oxyde de soufre, même si elles se conforment aux normes d'émission appropriées (8). Les taux des contributions sont calculés annuellement à partir des coûts des primes d'indemnisation versées aux victimes de maladies respiratoires et du volume national d'émission. Ils correspondent ainsi aux conditions de pollution qui se retrouvent dans certaines régions. Toutefois, en vue d'encourager la lutte contre la pollution, le gouvernement offre diverses formes de primes

TABLEAU 6 TECHNOLOGIE DES FONDERIES DE CUIVRE ET PRATIQUES DE CONTRÔLE DES ÉMISSIONS DE SO₂ AU JAPON (10)

Fonderie	Capacité de traitement du cuivre, milliers de tonnes métriques par année	Procédé de fusion	SO ₂ gazeux libéré, %	Traitement des gaz de four	Laveur des gaz résiduels d'une usine d'acide	Captage du soufre, %
Ashio: Furukawa Mining Co.	40	Four de grillage Convertisseurs P-S	- (1)	Usine d'acides à train simple	-	91
Hitachi: Nippon Smelting Co.	150	Four de grillage à l'éclair à l'oxygène Convertisseurs P-S	10-12 4-6	Usine d'acides à train double Usine d'acides à train simple	Aucun Aucun	97
Kosaka: Down Mining Co.	60	Four de grillage Convertisseurs P-S	8-10 4-6	Idem Idem	Bouillie de CaO Bouillie de CaO	99
Naoshima: Mitsubishi	150	Four de grillage à lit fluidisé Four à réverbère	11 2	Usine d'acides à train double -	Aucun -	98
Smelter Co. (2 systèmes)	50	Convertisseurs P-S Four continu	(3) 10	- Usine d'acides à train simple	- Bouillie de CaO	

TABLEAU 6 TECHNOLOGIE DES FONDERIES DE CUIVRE ET PRATIQUES DE CONTRÔLE DES ÉMISSIONS DE SO₂ AU JAPON (10) (suite)

Fonderie	Capacité de traitement du cuivre, milliers de tonnes métriques par année	Procédé de fusion	SO ₂ gazeux libéré, %	Traitement des gaz de four	Laveur des gaz résiduels d'une usine d'acide	Captage du soufre, %
Onahama: Onahama Smelting & Refining Co.	240	Four Four à réverbère Convertisseurs P-S	2-2.5 7-9	La moitié dans un laveur à MgO, puis le gaz riche en SO ₂ est acheminé vers une usine d'acide à train double, l'autre moitié passant dans un laveur à CaO et une usine à train simple Usines d'acides à train simple	Bouillie de CaO	99
Saganoseki: Nippon Mining Co.	150	Four de grillage à l'éclair à l'oxygène Convertisseurs P-S	10-12 4-6	Usine d'acides à train double Usine d'acides à train simple	aucun Solution de NaOH	97
Tamano: Hibi Kyodo Smelting Co.	80	Four de grillage Convertisseurs P-S	7-8 (1)	Usine d'acides à train double	Aucun	99

TABLEAU 6 TECHNOLOGIE DES FONDERIES DE CUIVRE ET PRATIQUES DE CONTRÔLE DES ÉMISSIONS DE SO₂ AU JAPON (10) (suite)

Fonderie	Capacité de traitement du cuivre, milliers de tonnes métriques par année	Procédé de fusion	SO ₂ gazeux libéré, %	Traitement des gaz de four	Laveur des gaz résiduels d'une usine d'acide	Captage du soufre, %
Toyo: Somitoino Metal Mining Co.	120	Four de grillage Convertisseurs P-S	7-8 (1)	Usine d'acides à train simple	Solution de NaOH	99

a DT = train double, P-S = Peirce-Smith, ST = train simple

- (1) Combiné à des gaz de four à l'éclair
- (2) Combiné à des gaz de four continu
- (3) Combiné à des gaz de four de grillage

dont des prêts et des subventions à la construction, un amortissement accéléré et des réductions d'impôt pour les équipements non polluants (8).

Au Japon, le contrôle des émissions est basé sur la régulation de la quantité de soufre totale libérée.

3.3.3 Communauté économique européenne (C.E.E.). Le 19 mars 1976, la C.E.E. proposait une directive portant sur des normes de protection de la santé contre les concentrations de SO_2 associées à des particules en suspension dans les milieux urbains d'Europe. Les règlements couvrent les normes de protection de la santé et les concentrations exceptionnelles et sont présentés dans les tableaux 7 et 8 (9). De 1982 à 1987, dans des conditions météorologiques défavorables, les teneurs journalières données dans le tableau 7 peuvent être dépassées pendant 3 jours consécutifs avant que des mesures ne soient prises pour réduire les émissions, pourvu que les valeurs du tableau 8 ne soient pas dépassées.

3.3.4 République d'Afrique du Sud. La fonderie de cuivre de Palabora est située dans la République d'Afrique du Sud, tout comme les fonderies de cuivre-nickel de Rustenburg, d'Impala et de Marikana.

Les normes d'émission à la fonderie Palabora exigent que 70% du soufre alimentant le four à réverbère soit récupéré. Palabora fixe à 72% la quantité totale de soufre alimentant la fonderie en traitant les gaz de convertisseurs dans deux usines d'acides à simple absorption (récupération de 51.5% sous forme d'acide) et en lavant le surplus de gaz avec des résidus miniers alcalins (fixation de 19.5% du S). Les scories évacuées contiennent encore 1% de plus de soufre tandis que 28% du soufre de la charge d'alimentation est libérée dans l'atmosphère.

3.3.5 République fédérale d'Allemagne. La fonderie de cuivre (procédé de fusion éclair) Norddeutsche Affinerie est située à Hambourg.

3.3.5.1 Normes de la qualité de l'air ambiant relatives au SO_2 . La norme fédérale annuelle moyenne de la qualité de l'air ambiant (9) est de 140 ug de SO_2/Nm^3 et de 400 ug de SO_2/Nm^3 pour exposition à court terme (non définie).

Le gouvernement local a accordé à la Norddeutsche Affinerie la permission de construire et d'exploiter la fonderie sans se baser sur les normes en vigueur relatives à la qualité de l'air ambiant et aux émissions. Il a fallu ériger une cheminée de 150 mètres de hauteur en aval de l'usine d'acide à double absorption pour disperser les émissions, qui

TABLEAU 7 NORMES DE PROTECTION DE LA SANTÉ CONTRE LE DIOXYDE DE SOUFRE ET LES PARTICULES EN SUSPENSION EN MILIEU URBAIN (C.E.E.) (9)

Période de référence	Concentrations maximales	Concentrations associées de particules en suspension
DIOXYDE DE SOUFRE		
Année	Médiane des moyennes quotidiennes, 80 ug/m ³	Médiane annuelle des moyennes quotidiennes >40 ug/m ³
Année	Médiane des moyennes quotidiennes, 120 ug/m ³	Médiane annuelle des moyennes quotidiennes 40 ug/m ³
Hiver (octobre à mars)	Médiane des moyennes quotidiennes, 130 ug/m ³	Médiane hivernale des moyennes quotidiennes >60 ug/m ³
Hiver (octobre à mars)	Médiane des moyennes quotidiennes, 180 ug/m ³	Médiane hivernale des moyennes quotidiennes <60 ug/m ³
24 heures	Moyenne arithmétique, 250 ug/m ³	Moyenne arithmétique des concentrations de plus de 24 heures >100 ug/m ³
24 heures	Moyenne arithmétique, 350 ug/m ³	Moyenne arithmétique des concentrations de plus de 24 heures <100 ug/m ³
PARTICULES EN SUSPENSION		
Année	Médiane des moyennes annuelles, 80 ug/m ³	
Hiver (octobre à mars)	Médiane des moyennes quotidiennes, 130 ug/m ³	
24 heures	Moyenne arithmétique, 250 ug/m ³	

doivent être inférieures à 200 kilogrammes/heure. La cheminée est plus haute que ne l'exigent les normes fédérales. Près de 99.45% du soufre total alimentant la fonderie est capté sous forme d'acide (95.3%), de scories (1.7%), de poussières de cheminée et de sous-produits (1.3%) et dans l'acide de lavage de l'usine de neutralisation (1.15%). On estime que 0.40% du soufre est libéré dans les gaz d'échappement de la cheminée et que 0.15% se perd dans les fuites à l'intérieur de l'usine.

TABEAU 8 CONCENTRATIONS EXCEPTIONNELLES DE DIOXYDE DE SOUFRE ET DE PARTICULES EN SUSPENSION EN MILIEU URBAIN (C.E.E.) (9)

Période de référence	Concentrations maximales	Concentrations associées de particules en suspension
24 heures	Moyenne arithmétique, 350 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	Moyenne arithmétique des concentrations pendant 24 heures >100 $\mu\text{g}/\text{m}^3$
24 heures	Moyenne arithmétique, 500 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	Moyenne arithmétique des concentrations pendant 24 heures <100 $\mu\text{g}/\text{m}^3$
PARTICULES EN SUSPENSION		
24 heures	Moyenne arithmétique de 300 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	

3.3.6 Autres régions. Des pays comme le Chili, le Pérou, le Zambie et le Zaïre ont une industrie métallurgique du cuivre bien établie utilisant en général la technologie traditionnelle. Certaines usines sont toutefois équipées de fours à grillage éclair ou de fours électriques. Bien que ces pays soient d'importants producteurs de cuivre, des règlements de lutte contre la pollution atmosphérique n'ont pas été élaborés. Toutefois, lorsque des projets de construction de fonderies entièrement nouvelles ou d'expansion de fonderies existantes sont financés par des organismes internationaux comme la Banque mondiale, il est probable qu'ils se voient imposer des conditions les obligeant à respecter des règlements semblables à ceux en vigueur aux États-Unis.

Le Canada produit la majeure partie des stocks mondiaux de nickel à partir de concentrés sulfurés de cuivre-nickel. L'étude des fonderies canadiennes dépasse la portée du présent rapport. D'autres fonderies de nickel-cuivre sont situées en Australie, en République d'Afrique du Sud, au Botswana et au Zimbabwe.

Les règlements en vigueur dans ces pays, lorsqu'ils existent, ne sont pas aussi sévères que ceux des États-Unis ou du Japon. Certaines de ces fonderies traitent les gaz d'échappement dans une usine d'acide tandis que d'autres libèrent tous les gaz dans l'atmosphère.

3.4 Émissions de particules

Comme dans le cas des émissions gazeuses, plusieurs pays ont élaboré des normes régissant les concentrations et les émissions de particules dans l'air ambiant en vue de protéger le milieu de travail et l'environnement. Les règlements de certaines des régions les plus importantes sont décrits brièvement dans les sections suivantes.

3.4.1 États-Unis. Aux États-Unis, les normes suivantes ont été élaborées:

3.4.1.1 Normes pour l'air ambiant relatives aux particules en suspension (6,8)

Norme fédérale

Le ministère des É.-U. de la Santé, de l'Éducation et du Bien-être (HEW) estime que des teneurs en poussières supérieures à 80 ug/m^3 ont des effets nuisibles sur la santé, tandis que les matériaux et la végétation sont affectés à 60 ug/m^3 (11). Les lignes directrices de L'EPA se fondent sur les normes ci-dessous:

1. Primaire:

- (a) Moyenne géométrique annuelle des concentrations de 24 heures, 75 ug/m^3
- (b) Maximum annuel des concentrations de 24 heures, 260 ug/m^3

2. Secondaire:

- (a) Concentration maximale de 24 heures ne devant être dépassée plus d'une fois par année, 150 ug/m^3
- (b) Moyenne géométrique annuelle, 60 ug/m^3 (doit servir de ligne directrice lors de l'évaluation des plans de mise en oeuvre pour atteindre la norme de 24 heures).

Norme des États

En règle générale, les divers États ont adopté les mêmes normes de l'air ambiant qu'à l'échelle nationale. Trois États ont adopté des normes plus strictes comme le montre le tableau 9 (8). L'Arizona a les normes les plus sévères.

3.4.1.2 Normes régissant les émissions - particules (6,8)

Norme fédérale

Comme dans le cas des émissions gazeuses, le gouvernement fédéral fixe la norme pour les nouvelles sources et divers États réglementent les sources existantes. La

TABLEAU 9 NORMES DES É.-U. RÉGISSANT LES PARTICULES EN SUSPENSION DANS L'AIR AMBIANT ($\mu\text{g}/\text{m}^3$) (8)

	Norme nationale primaire	Norme nationale secondaire	Arizona	Montana	Nouveau-Mexique
Moyenne géométrique maximale de 24 heures	260	150	100		
Moyenne maximale de 24 heures (annuelle)	75	60			
Moyenne maximale de 24 heures ne devant être dépassée plus d'un pour cent du temps dans l'année				200	
Moyenne maximale de 30 jours					90
Moyenne maximale de 7 jours					110

norme de rendement des nouvelles sources (NSPS) pour les fonderies de cuivre est de $0.50 \text{ g}/\text{m}^3$.

Normes des États

Les États ont adopté différentes façon de réglementer les émissions de particules. Quelques États ont des normes destinées directement aux fonderies mais, dans la plupart des cas, ces dernières font partie d'une catégorie générale d'établissements industriels. Onze des seize États où se trouvent des fonderies de métaux non ferreux établissent les normes pour les établissements industriels existants à partir des formules suivantes:

$$E = 4.10 (P^{0.67}) \quad (\text{vitesse de transformation atteignant jusqu'à 30 tonnes courtes/heures})$$

$$E = 55.0 (P^{0.11}) - 40.0 \quad (\text{vitesse de transformation supérieure à 30 tonnes courtes/heure})$$

où E = vitesse d'émission admissible (lb/heure)
P = vitesse de transformation (tonne courte/heure)

Le tableau 10(8) présente les normes d'émission de particules pour les cinq États où se trouvent des fonderies n'utilisant pas les formules ci-dessus. Les règlements américains sont habituellement basés sur la vitesse de production et non pas le volume de particules présentes dans les gaz d'échappement. Le Nouveau-Mexique et l'État de Washington ont établi leurs normes d'émission d'une façon semblable à celle des Japonais, c'est-à-dire basées sur la teneur en particules des gaz d'échappement et les deux États ont des normes plus strictes que les normes nationales japonaises.

3.4.2 Japon

3.4.2.1 Normes nationales pour l'air ambiant régissant les particules en suspension (8).

Les normes nationales japonaises pour les particules en suspension sont les suivantes:

- (a) La moyenne des valeurs horaires telle que mesurées pendant 24 heures consécutives doit être de 100 ug/m^3 ou moins;
- (b) Toute valeur horaire devrait être inférieure ou égale à 200 ug/m^3 .

Les normes japonaises sont plus strictes que celles des États-Unis, comme dans le cas des NAAQS pour le SO_2 . Au niveau des administrations locales et préfectorales, il peut y avoir des normes plus strictes qu'au niveau national.

3.4.2.2 Normes d'émission. Les normes nationales japonaises d'émission de particules sont présentées dans le tableau 11 (8). Les normes dépendent des débits d'émissions gazeuses et sont les suivantes pour les procédés de fonderie:

0.40 g/Nm^3 pour moins de $40,000 \text{ Nm}^3/\text{heure de gaz}$
 0.30 g/Nm^3 pour plus de $40,000 \text{ Nm}^3/\text{heure de gaz}$

Les nouvelles sources situées dans les districts très pollués doivent se conformer à la norme spéciale d'émission de 0.20 g/Nm^3 . Ces normes pour les sources ne correspondent probablement pas aux normes actuelles de l'air ambiant, bien que la réglementation au niveau préfectoral et local soit plus sévère.

3.4.3 Communauté économique européenne (C.E.E.). Les normes régissant la concentration des particules en suspension ont été examinées à la section 3.3.3 et sont présentées dans les tableaux 7 et 8 (9).

TABLEAU 10 NORMES DES É.-U. RÉGISSANT LES ÉMISSIONS DE PARTICULES (8)

Illinois

Les nouvelles sources sont réglementées à partir des formules suivantes:

$$\begin{aligned} E &= 2.54 (P^{0.534}) \text{ (vitesse de transformation atteignant jusqu'à} \\ &\quad 450 \text{ tonnes/heure)} \\ E &= 24.8 (P^{0.16}) \text{ (vitesse de transformation supérieure à} \\ &\quad 450 \text{ tonnes/heure)} \\ \text{où } E &= \text{vitesse d'émission admissible (livre/heure) et} \\ P &= \text{vitesse de transformation en poids (tonnes/heure)} \end{aligned}$$

Nouveau-Mexique

Les émissions de particules de fonderies de métaux non ferreux ne peuvent dépasser 0.03 grain par pied cube standard (0.074 g/m^3)

Pennsylvanie

Toutes les sources industrielles sont réglementées à partir de la formule suivante:

$$\begin{aligned} \text{où } A &= 0.16 E^{0.42} \\ A &= \text{émission admissible} \\ E &= \text{indice d'émission (F x W lb/heure)} \\ F &= \text{facteur de transformation (lb/unité)} \\ W &= \text{production ou vitesse d'alimentation (unités/heure)} \end{aligned}$$

Les facteurs de transformation (F) sont les suivants pour les fonderies primaires de plomb et de zinc:

Procédé	Transformation primaire du plomb	Transformation primaire du zinc
Grillage	Alimentation et minéral de 0.004 livre/tonne	Alimentation en minéral de 3 livres/tonne
Frittage - boîte à vent	0.02 livre/tonne de produit fritté	2 livres/tonne de produit
Réduction	0.5 livre/tonne de produit	10 livres/tonne de produit

Tennessee

Les nouvelles sources sont réglementées à partir des formules suivantes:

$$\begin{aligned} E &= 3.59 (P^{0.62}) \text{ (vitesse de transformation atteignant jusqu'à} \\ &\quad 30 \text{ tonnes/heure)} \\ E &= 17.31 (P^{0.16}) \text{ (vitesse de transformation supérieure à} \\ &\quad 30 \text{ tonnes/heure)} \end{aligned}$$

TABLEAU 10 NORMES DES É.-U. RÉGISSANT LES ÉMISSIONS DE PARTICULES (8)
(suite)

Texas

Toutes les sources non visées par d'autres normes sont réglementées par les formules suivantes:

$$E = 3.12 (P^{0.985}) \text{ (vitesse de transformation atteignant jusqu'à 20 tonnes/heure)}$$

$$E = 25.4 (P^{0.287}) \text{ (vitesse de transformation supérieure à 20 tonnes/heure)}$$

Utha

Un contrôle à 85 pour cent des particules est exigé pour toute les unités ou systèmes de transformation libérant une tonne ou plus de particules par année, en se basant sur un contrôle zéro.

Washington

Les émissions de particules par des sources industrielles ne peuvent dépasser 0.10 grain par pied cube standard (0.25 g/m^3).

TABLEAU 11 NORMES JAPONAISES RÉGISSANT LES ÉMISSIONS DE PARTICULES (8) (24 juin 1973)
(en grammes/Nm³)

Installation	Nouvelle norme				
	Norme ordinaire d'émission		Norme spéciale d'émission		
	Grande échelle	Petite échelle	Grande échelle	Petite échelle	
Chaudière (combustible: huile lourde) (combustible: charbon)	0.10	0.20 0.40	0.30	0.05 0.20	0.20
Haut-Fourneau		0.10		0.05	
Convertisseur (four à combustion)					
Four Martin-Siemens	0.30		0.40	0.20	
Four de grillage, four de frittage, four à calciner					
Chaufferie					
Four de frittage à ciment, four de fusion	0.20		0.40	0.10	0.20
Four électrique d'aciérie					
Four à feu continu, four à réaction, four de séchage					
Incinérateur à déchets (à chauffage continu)	0.20		0.70	0.10	0.20
Incinérateur à déchets (autres)		0.7		0.40	

Remarques:

- (1) Nm³ signifie mètre cube normal (à 0°C et à une pression atmosphérique de 1)
- (2) Les nouvelles normes précisent les valeurs normalisées de chaque échelle. Les installations sont classées selon deux échelles (3 échelles pour les chaudières à pétrole lourd). Des normes strictes sont appliquées aux installations de grande taille.
- (3) Le débit d'émission gazeuse de 40,000 Nm³/h est le critère utilisé pour la classification selon l'échelle. Toutefois, les chaudières à pétrole lourd à elles seules sont classées selon trois échelles, le critère de 200,000 Nm³/h et de 40,000 Nm³/h visant les normes ordinaires d'émission.
- (4) Les normes spéciales d'émission s'appliquent aux installations qui sont nouvellement établies dans les districts pollués.

4 PRINCIPALES FONDERIES - EMBLACEMENT, CAPACITÉ ET CONTRÔLE DU SO_2

L'emplacement, la capacité (supérieure à 25,000 tpa) et les méthodes d'élimination du SO_2 d'un grand nombre de fonderies de cuivre dans le monde sont donnés au tableau 12 (5,8). Les caractéristiques des fonderies de nickel et de nickel-cuivre apparaissent également dans ce tableau. Seules les fonderies qui traitent les concentrés sulfurés sont recensées.

C'est au Japon, ainsi qu'en Arizona et dans les environs immédiats de cet État que l'on trouve la plus forte concentration de fonderies de cuivre. Parmi les autres pays où l'on trouve de nombreuses fonderies de cuivre, mentionnons le Chili, le Pérou, le Zambie et le Zaïre. Le Canada et l'URSS comptent également de grosses fonderies de cuivre. Les autres fonderies, d'une capacité généralement inférieure, sont disséminées dans le monde.

C'est le Canada qui possède la plus grande capacité de fusion de minerais sulfurés de nickel et de nickel-cuivre. Les autres grandes fonderies de nickel se trouvent en Afrique du Sud, en URSS et en Australie.

Il apparaît, au tableau 12, que la production d'acide sulfurique est la méthode la plus courante pour la récupération du SO_2 des gaz de fusion. Dans les vieilles fonderies, comportant des fours à réverbère et des convertisseurs Pierce-Smith, il est possible d'intercepter entre 50 et 70% du soufre qui pénètre dans le four de fusion dans les concentrés lorsque les gaz du convertisseur sont traités dans une usine d'acide. Dans les fonderies modernes avec fours à grillage éclair, il est possible de capter au-delà de 99% du soufre contenu dans les matières d'alimentation lorsque les gaz du four et du convertisseur sont traités dans les usines d'acide et que les gaz résiduels provenant de cette dernière sont épurés.

TABLEAU 12 PRINCIPALES FONDERIES - EMPLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO₂ (5)

FONDERIES DE CUIVRE	EMPLACEMENT	TPY Cu	PROCÉDÉ DE FUSION			TYPE DE CONTRÔLE		% Interception du S
<u>AMÉRIQUE DU NORD</u>								
<u>États-Unis:</u>								
Asarco	El Paso, Tezas	100,000	MHR	R	PSC	acide		75
Asarco	Hayden, Arizona	170,000	MHR	R	PSC	acide		55
Asarco	Tacoma, Washington	100,000	MHR	R	PSC	acid	liq SO ₂	45
Cities Service	Copperhill, Tennessee	82,000	FBR	EF	PSC	acide		93
Copper Range	White Pine, Michigan	80,000		R	PSC		-	-
Inspiration Cons.	Inspiration, Arizona	140,000		EF	HC	acide		87
Kennecott Copper	Garfield, Utah	250,000		N	PSC	acide		88
Kennecott Copper	Hayden, Arizona	70,000	FBR	R	PSC	acide		91
Kennecott Copper	Hurley, New Mexico	80,000		R	PSC	acide		65
Kennecott Copper	McGill, Nevada	50,000		R	PSC		-	-
Magma Copper	San Manuel, Arizona	180,000		R	PSC	acide		60
Phelps Dodge	Ajo, Arizona	60,000		R	PSC	acide		60
Phelps Dodge	Douglas, Arizona	100,000	MHR	R	PSC	-		-
Phelps Dodge	Morenci, Arizona	180,000		R	PSC	acide		60
Phelps Dodge	Playas, New Mexico	150,000		FF	PSC	acide		90
<u>Canada:</u>								
Falconbridge	Falconbridge, Ontario	30,000	FBR	EF	PSC	acide		64
INCO	Copper Cliff, Ontario	180,000		IFF	PSC		liq SO ₂	70
Noranda Mines	Noranda, Québec	220,000		N/R	PSC		-	-
Gaspe Copper	Murdochville, Québec	80,000	FBR	R	PSC	acide		64
Hudson Bay	Flin Flon, Manitoba	60,000	MHR	R	PSC		-	-
Afton Mines	Kamloops,							
	Columbie-Britannique	27,000			TBRC		d. alk	95
Kidd Creek Mines*	Timmins, Ontario	59,000		M		acide		99

* commandé pour le milieu de 1981

TABLEAU 12 PRINCIPALES FONDERIES - EMPLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO₂ (5) (suite)

FONDERIES DE CUIVRE	EMPLACEMENT	TPY Cu	PROCÉDÉ DE FUSION		TYPE DE CONTRÔLE		% Interception du S
<u>Mexique:</u>							
Industrial Minera	San Luis Potosi	40,000		BF	PSC	acide	-
Min. de Cananea	Cananea	70,000		R	PSC		
<u>SUD DE L'AMÉRIQUE:</u>							
<u>Chili:</u>							
Compania de Cobre	Potrerrillos	60,000	ELT	R	PSC	-	-
Compania de Cobre	Chuquicamata	250,000		R	PSC	acide	
Minera de Teniente	(y compris e.w.)						
Empresa Nacional	Caletones	180,000		R	PSC		
Empresa Nacional	Las Ventanas	70,000		R	PSC		
	Paipote	60,000	R	HC	acide		
<u>Pérou:</u>							
Southern Peru Copper	Ilo	100,000	MHR	R	PSC	-	-
Centromin	La Oroya	57,000		R	PSC	-	-
<u>AUSTRALIE:</u>							
Mt. Isa Mines	Mt. Isa	160,000	FBR	R	PSC	-	-
Elect. Ref. & Smelting	Port Kembla	30,000	S	BF	PSC	-	-
Peko Wallsend	ennant Creek	35,000		FF	PSC	-	-

* commandé pour le milieu de 1981

TABLEAU 12 PRINCIPALES FONDERIES - EMPLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO₂ (5) (suite)

FONDERIES DE CUIVRE	EMPLACEMENT	TPY Cu	PROCÉDÉ DE FUSION		TYPE DE CONTRÔLE		% Interception du S
<u>Asie:</u>							
<u>Japon:</u>							
Dowa Mining	Kosaka	50,000		FF	PSC	acide	99
Furukawa Mining	Ashio	40,000		FF	PSC	acide	91
Mitsui Mining	Tamano	60,000		BF	PSC	acide	
Hibi Kyodo	Tamano	122,000		FF	PSC	acide	99
Mitsubishi Metal	Naoshima	160,000	FBR	R/M	PSC	acide	98
Nippon Mining	Hitachi	80,000		FF	PSC	acide	
Nippon Mining	Saganoseki	170,000		FF	PSC	acide	97
Onahama Smelting	Onahama	190,000		R	PSC	acide	99
Rasa Industry	Miyako	30,000					
Sumitomo	Toyo	180,000		FF	PSC	acide	99
<u>Inde:</u>							
Hindustan Copper	Khetri	30,000		FF	PSC	acide	
<u>Corée:</u>							
Korea Min. & Smelting	Chang Hang	50,000		BF	PSC	-	-
<u>Turquie:</u>							
Black Sea Copper	Samsun	40,000		FF	PSC	acide	
<u>UNION SOVIÉTIQUE (Sutulov 1973)</u>							
Balkhash Dzhezkazgan Karsakpai	Kazakhstan	400,000					

TABLEAU 12 PRINCIPALES FONDERIES - EMPLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO₂ (5) (suite)

FONDERIES DE CUIVRE	EMPLACEMENT	TPY Cu	PROCÉDÉ DE FUSION		TYPE DE CONTRÔLE		% Interception du S
Irtysk Almalyk Krasnouralski Kirovgradski Sredneuralski Karabanhski Mednogorski Alaverdi Norylsk Pechenga	Uzbekstan Urals Armenia Siberia Kola Peninsula	120,000 350,000 100,000 120,000					
<u>EUROPE:</u>							
<u>Austriche:</u>							
Montanwerke Brixlegg	Brixlegg	30,000	FBR	EF		acide	
<u>Belgique:</u>							
Metallurgie Hoboken	Hoboken	30,000		BF	HC	acide	
<u>Finlande:</u>							
Outokumpu Oy	Harjavalta	50,000		FF	PSC	acide	95
<u>Pologne:</u>							
Kombinat GMHL	Glogow	300,000		BF/FF	HC	acide	96
Kombinat GMHL	Lignica	100,000		BF	HC		

TABLEAU 12 PRINCIPALES FONDERIES - EMLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO₂ (5) (suite)

FONDERIES DE CUIVRE	EMPLACEMENT	TPY Cu	PROCÉDÉ DE FUSION		TYPE DE CONTRÔLE		% Interception du S
<u>Espagne:</u>							
Rio Tinto Patino	Huelva	90,000	BF	FF	PSC	acide	90+
<u>Suède:</u>							
Boliden Aktiebolag	Ronnskar	60,000	MHR	EF	PSC TBRC	acide	liq SO ₂
<u>Allemagne de l'Ouest:</u>							
Norddeutsche Affinerie Duisburger Kupferhutte	Hamburg Duisburg	80,000 30,000		FF	PSC	acide	99
<u>Yougoslavie:</u>							
Rudarsko-Topionicarski	Bor	150,000	MHR	R	PSC	acide	70
<u>AFRIQUE:</u>							
<u>République d'Afrique du Sud:</u>							
O'Okiep Copper	Nababeep	40,000		R	PSC		
Palabora Mining	Phalaborwa	140,000		R	PSC	acide,	tgs 72
<u>Zimbabwe:</u>							
Lomagundi Smelting	Alaska	40,000		R	PSC		

TABLEAU 12 PRINCIPALES FONDERIES - EMPLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO₂ (5) (suite)

FONDERIES DE CUIVRE	EMPLACEMENT	TPY Cu	PROCÉDÉ DE FUSION		TYPE DE CONTRÔLE		% Interception du S
<u>Afrique du Sud-Ouest:</u>							
Tsumeb Corp.	Tsumeb	70,000	R	PSC			
<u>Zaire:</u>							
Gecamines	Lubumbashi	160,000	BF	PSC	-	-	
<u>Zambie:</u>							
Nchanga Consolidated	Kitwe	300,000	R	PSC	acide		-
Roan Consolidated	Luanshya	120,000	R	PSC	-		-
Roan Consolidated	Mufulira	200,000	EF	PSC	-		-
<u>AMÉRIQUE DU NORD:</u>							
<u>Canada:</u>							
Falconbridge	Falconbridge, Ontario	70,000	FBR	EF	PSC	acide	64
INCO	Copper Cliff, Ontario	250,000	MHR	R	PSC	-	-
INCO	Thompson, Manitoba	46,000	FBR	EF	PSC	-	-
<u>AUSTRALIE:</u>							
Western Mining	Kalgoorlie, W.A.	60,000		FF	PSC	-	-
<u>UNION SOVIÉTIQUE:</u>							
Norilsk	Norilsk	160,000		FF	PSC		

TABLEAU 12 PRINCIPALES FONDERIES - EMPLACEMENT, CAPACITÉ, CONTRÔLE DU SO₂ (5) (suite)

FONDERIES DE CUIVRE	EMPLACEMENT	TPY Cu	PROCÉDÉ DE FUSION		TYPE DE CONTRÔLE	% Interception du S
<u>EUROPE:</u>						
<u>Finlande:</u>						
Outokumpu Oy	Harjavalta	10,000	FF	PSC	acide	95
<u>AFRIQUE:</u>						
<u>République sud-africaine:</u>						
Impala Platinum	Impala	10,000	FF	PSC	-	-
Rustenburg Platinum	Rustenburg	9,000	EF	PSC	acide	90+
Western Platinum	Marikana	3,000	EF	PSC	-	-
<u>Zimbabwe:</u>						
Empress Nickel	Gatooma	5,000	R	PSC	-	-
Bindura Nickel	Bindura	7,000	EF	PSC	-	-
<u>Botswana:</u>						
BCL	Selebi-Pikwe	32,000	FF	PSC	-	-

Légende:

FBR	-	Four de grillage par lit fluidisé
MHR	-	Four multicellulaire de grillage
S	-	Installation d'agglomération
BF	-	Haut fourneau
R	-	Four à réverbère
EF	-	Four électrique
FF	-	Four à grillage éclair Outokumpu
IFF	-	Four à grillage éclair INCO (avec oxygène)
N	-	Réacteur Noranda
EIT	-	Réacteur El Teniente
M	-	Procédé de fusion en continu Mitsubishi
PSC	-	Convertisseur Pierce-Smith
HC	-	Convertisseur Hoboken
TBRC	-	Convertisseur rotatif à lance verticale
tgs	-	Épuration des gaz d'échappement

5 MÉTHODES DE FUSION

En général, les procédés et la technique pyrométallurgiques utilisés pour l'extraction du nickel à partir des concentrés sulfurés sont semblables à ceux utilisés dans la fusion du cuivre, bien que dans ce dernier cas, une gamme beaucoup plus vaste de procédés de fusion soient utilisés, du fait, surtout, de la structure de l'industrie et du nombre de donneurs de licences de procédés vendant la technologie. Les procédés de fusion en continu n'ont pas encore été appliqués dans l'industrie du nickel.

Les principes de thermodynamique courants s'appliquent à la fusion des concentrés de cuivre en cuivre blister, quel que soit le procédé de fusion employé. La principale différence entre les divers procédés relève de l'ingénierie, c.-à-d. de la conception et des caractéristiques des fours utilisés. Dans son ensemble, le procédé de la fusion comporte un certain nombre d'opérations distinctes.

Sauf pour le grillage et l'agglomération, où la désulfuration du concentré se fait à l'état solide, le concentré est d'abord fondu en une matte de sulfure de cuivre-fer liquide dont la teneur varie selon la composition du concentré et les caractéristiques du procédé utilisé. Dans certains cas, la qualité de la matte est déterminée par des contraintes métallurgiques comme la teneur en impuretés. La matte ainsi obtenue est ensuite oxydée en cuivre à soufflures, généralement dans un autre four ou un convertisseur. Les deux procédés de la fusion et du convertissage consistent essentiellement en l'extraction du fer et en une désulfuration. Dans la fusion, le soufre qui se trouve dans le concentré à l'état de sulfures minéraux complexes (et, à l'occasion, à l'état de soufre labile) est oxydé en SO_2 ; dans le convertissage, le soufre, présent à l'état de constituant dans la matte de sulfure liquide, est également converti en SO_2 . En même temps qu'a lieu la désulfuration, le sulfure de fer est oxydé en FeO (et, en partie, en magnétite), qui passe à l'état de scorie avec l'addition de fondants. Dans certains procédés de fusion, la quantité de fer contenue dans la matte peut être contrôlée en ajustant le degré d'oxydation de la charge. Après l'oxydation de tout le soufre labile présent dans la matte, la quantité de soufre extrait à l'état de SO_2 est proportionnelle à la quantité de fer oxydé.

Dans le cas de la fusion du nickel, le métal se trouve également associé au fer et au soufre; du cuivre et du cobalt sont aussi habituellement présents dans des teneurs variables, mais moindres. Les propriétés thermodynamiques des sulfures et des oxydes de ces métaux sont telles qu'en présence d'oxygène, chaque sulfure devient instable par rapport à son oxyde correspondant (13). En outre, le fer offre la meilleure affinité avec

l'oxygène, suivi par le cobalt, le nickel et le cuivre. Ce rapport thermodynamique rend compte des différences mineures qui existent entre les techniques de fusion du cuivre et du nickel. Les fours utilisés pour la fusion en matte des concentrés de nickel sont semblables à ceux qui sont utilisés dans l'industrie du cuivre. Toutefois, à cause de l'affinité relativement élevée du nickel pour l'oxygène, après soufflage des scories, le nickel métallique ne peut être produit à partir du sulfure de nickel restant qu'à des températures élevées (1500°C), et en présence d'une atmosphère d'oxygène et d'un contact étroit entre les réactifs. Ces conditions sont très difficiles à obtenir dans le convertisseur classique (Pierce-Smith) utilisé dans l'industrie du cuivre. Les conditions de réaction dans ce genre de convertisseur favorisent la formation d'oxyde de nickel, qui passerait à l'état de scories et ne pourrait alors être réduit qu'avec beaucoup de difficulté en nickel métallique, le point final étant difficile à contrôler. Le traitement favori dans une fonderie de nickel consiste à produire une matte bessemer de haute qualité (essentiellement un sulfure de nickel contenant du cuivre et du cobalt à l'état de sulfure et une quantité résiduelle de fer) dans un convertisseur Pierce-Smith. Cette matte est ensuite traitée et affinée afin de produire du nickel métallique. Le nickel métallique peut être produit directement à partir du sulfure de nickel dans un convertisseur rotatif à lance verticale (TBRC) fonctionnant dans une atmosphère d'oxygène et à une température de réaction située aux alentours de 1 500°C.

Cette revue des techniques de fusion insiste sur les principales différences entre les divers procédés en termes de qualité de la matte produite, de la teneur qui en résulte (% SO_2), du volume et de la continuité de l'écoulement gazeux émis par les réactions d'oxydation qui ont lieu dans les divers fours, et de l'effet de ces émissions sur les méthodes de lutte contre la pollution par le SO_2 .

5.1 Grillage

Dans l'extraction pyrométallurgique du cuivre, les concentrés pauvres (c.-à-d. les concentrés contenant moins de 20% du Cu et, proportionnellement, d'importantes quantités de pyrites) sont en général partiellement grillés jusqu'à formation de calciné, avant d'être fondus dans un four à réverbère ou un four électrique. Le grillage, qui consiste en l'oxydation de tout soufre labile présent dans le minerai et en l'oxydation partielle des sulfures de fer, augmente davantage la teneur en cuivre de la matte lorsque celle-ci résulte de la fusion de calciné que lorsqu'elle résulte de la fusion de concentrés "verts", qui produit une matte "naturelle". Un autre des avantages du grillage réside dans

le fait que la charge est séchée et pré-chauffée avant la fusion, ce qui réduit les besoins en combustible ou en énergie du procédé. Normalement, entre 40 et 50% du soufre présent dans le concentré sont oxydés au cours du grillage partiel par le réglage du rapport air: concentré. Le grillage peut se faire dans un four multicellulaire ou dans un four à lit fluidisé, ce dernier étant le plus récent, à des températures variant entre 500 et 700°C. Ce procédé est souvent autogène, selon le degré d'oxydation et la qualité de matte désirée, il peut toutefois arriver que le bilan thermique nécessite l'emploi d'hydrocarbures comme combustible dans le four de grillage, afin de compenser un déficit de chaleur.

Le grillage des concentrés de cuivre sulfurés est également effectué avant l'extraction du cuivre au moyen de méthodes hydrométallurgiques. Les minerais de cuivre sulfurés ne sont pas facilement lessivables, mais leurs sulfates (grillage partiel) sont solubles dans l'eau et leurs oxydes (grillage à mort) sont solubles dans l'acide sulfurique dilué. Ainsi, le grillage contrôlé des sulfures peut produire un calciné facilement lessivable. La concentration de gaz atteint normalement entre 3 et 7% de SO_2 dans les procédés de grillage par lit fluidisé.

A cause de la faible utilisation d'oxygène et de l'entrée d'air de dilution dans leurs fours multicellulaires de grillage, phénomène en grande partie provoqué afin de contrôler les conditions de grillage, la concentration des gaz de sortie est habituellement inférieure à 5% de SO_2 , tandis que dans les fours à lit fluidisé, dans lesquels les conditions d'oxydation sont contrôlées plus étroitement à cause de la grande efficacité du contact gaz-solides, les gaz de sortie peuvent contenir de 10 à 15% de SO_2 . À une concentration supérieure à 5% de SO_2 , le gaz est suffisamment concentré pour justifier, du point de vue économique, sa conversion en acide sulfurique. Le volume de gaz est essentiellement constant et continu.

À cause de nombreuses ouvertures qui comportent, au niveau de chaque cellule, les fours de grillage multicellulaires, les émissions fugitives de poussière et de gaz peuvent devenir particulièrement importantes dans l'usine, notamment lorsque des accré- tions de sulfates collants adhèrent aux carneaux, entraînant une contre-pression dans le système. Ce phénomène, allié à la faible capacité unitaire du four, a poussé l'industrie à remplacer graduellement les fours multicellulaires par les fours de grillage à lit fluidisé dont le bâti est entièrement fermé et les gaz de sortie plus concentrés. Les progrès accomplis au cours des dernières années dans le traitement du minerai ont permis d'améliorer considérablement la qualité des concentrés grâce au rejet de la pyrite.

L'introduction de la technique de grillage éclair et d'autres nouvelles techniques à faible consommation d'énergie, incorporant le stade du grillage dans le processus de fusion primaire, a réduit la nécessité de séparer les unités de grillage. Dans quelques cas, lorsque l'énergie est disponible à peu de frais, le grillage suivi d'une fusion au four électrique peut se révéler concurrentiel face aux autres procédés de fusion modernes et doit donc être envisagé sérieusement. En outre, lorsque les concentrés contiennent des quantités appréciables d'impuretés volatiles (p. ex. Bi, As), la phase de grillage est normalement nécessaire. Ces impuretés sont volatilisées et s'agglutinent dans les poussières de carneaux qui ne sont pas recyclées dans le procédé de fusion. (Bi et As se dissolvent facilement dans la matte au cours de la fusion et sont par la suite difficiles à éliminer par volatilisation dans le convertisseur, une fois commencée la formation du cuivre.)

Le four multicellulaire de grillage est alimenté avec des gâteaux de filtres, tandis que le four à lit fluidisé peut être alimenté soit avec des gâteaux, soit avec du laitier. Dans ce dernier cas, à cause de l'important volume de vapeur d'eau contenu dans les gaz, la concentration du SO_2 est inférieure sur une base humide.

Le grillage des concentrés de nickel se fait dans des conditions semblables, bien que l'on ait parfois recours à un léger enrichissement à l'oxygène de l'air de réaction, ce qui a pour effet de produire des gaz de sortie dont la concentration se situe en haut de la gamme déjà mentionnée. Dans le grillage partiel des concentrés de nickel, c'est surtout la pyrrhotine (Fe_7S_8) qui est oxydée.

5.2 Agglomération

L'agglomération consiste essentiellement en un grillage partiel et une agglomération, effectués sur des grilles roulantes; elle sert à préparer les charges destinées à la fusion dans un haut fourneau. Ce procédé est aujourd'hui pratiquement désuet dans les industries de fusion du cuivre et du nickel et ne peut guère être envisagé pour aucune nouvelle fonderie à cause des problèmes environnementaux associés à ses émissions de gaz et de poussière et de la difficulté d'intercepter les gaz très concentrés dégagés par le dispositif de frittage en vue d'une fixation du soufre. En outre, comme les hauts fourneaux ont en grande partie été remplacés par des procédés de fusion plus efficaces, plus économiques et moins dangereux pour l'environnement, l'agglomération se révèle dépassée pour ce genre d'application.

Dans certains cas, il était d'usage de désulfurer les minerais mixtes sulfurés-oxydés (d'une granulométrie d'environ 1 cm et moins) par agglomération avant de les fondre dans le haut fourneau. Les concentrés de flottation doivent être mis en boulettes avant d'être agglomérés afin de prévenir les dégagements de poussière sur le four de frittage et dans le haut fourneau et de maintenir la charge de ce dernier ouverte. Le taux de désulfuration est habituellement de 40 à 50%; les matières trop petites sortant du dispositif de frittage sont recyclées afin de contrôler la température et la teneur en soufre du produit aggloméré final. L'important volume d'air qui pénètre autour du four de frittage entraîne un dégagement de gaz chargé de poussières contenant environ 2% de SO_2 , teneur trop pauvre pour justifier économiquement la récupération et la fixation du soufre. Les quelques fours de frittage qui existent encore se trouvent généralement dans les petites entreprises de pays peu industrialisés où n'existe aucune réglementation pour la protection de l'environnement.

5.3 Haut fourneau

Comme nous l'avons mentionné dans la section précédente, la fusion en haut fourneau tant dans l'industrie du cuivre que dans celle du nickel a en grande partie été remplacée par des procédés plus efficaces du point de vue énergétique, plus économiques et plus acceptables du point de vue écologique. Les minerais en morceaux à teneur élevée, qui se prêtent à la fusion directe en haut fourneau se font également de plus en plus rares; la mise au point de la technique par flottation pour les minerais sulfurés, a également joué en faveur du remplacement des hauts fourneaux par des procédés de fusion plus modernes, consommant moins d'énergie et capables de traiter des concentrés de fine granulométrie. À cause de leurs émissions beaucoup trop élevées de poussière et de gaz, la plupart des fours à frittage utilisés pour le grillage partiel et l'agglomération de la charge des hauts fourneaux, ainsi que la plupart des hauts fourneaux eux-mêmes ont été fermés. Le prix élevé du coke métallurgique, qui constitue normalement environ 10% de la charge des hauts fourneaux, a également rendu ce procédé beaucoup moins économique. La productivité des hauts fourneaux est faible par rapport à celle des procédés de fusion moderne.

La combustion du coke est assurée par une injection d'air par des tuyères situées au-dessus du creuset du haut fourneau fournissant ainsi la chaleur nécessaire à la fusion de la charge. Une certaine désulfuration des sulfures de fer a également lieu, augmentant ainsi la teneur de la matte légèrement au-dessus de sa teneur "naturelle".

Toutefois, le taux de désulfuration n'est que modéré; à cause du large volume d'air insufflé dans le haut fourneau par les tuyères et des quantités importantes d'air de dilution introduites au sommet du four par le gueulard, ainsi que dans le carneau d'évacuation des gaz, la concentration de ces derniers est faible, variant généralement entre 2 et 5% de SO_2 . L'enrichissement en oxygène de l'air arrivant par les tuyères jusqu'à environ 26% de O_2 , permet, compte tenu d'un apport minimal d'air de dilution, d'obtenir un gaz dont la concentration se situe à la limite supérieure de cette gamme. Les gaz dégagés contiennent de grandes quantités de poussières qui sont récupérées dans des précipitateurs à cyclone et des précipitateurs électrostatiques. En général, ces gaz ne permettent ni la récupération ni la fixation du soufre et leur faible température empêche également de récupérer la chaleur perdue. Les hauts fourneaux de type Momoda, hauts fourneaux auxquels on a apporté des modifications tant au niveau de la conception que du chargement, permettent de récupérer le SO_2 sous forme d'acide sulfurique.

Les hauts fourneaux peuvent être de section circulaire ou rectangulaire. Dans la fusion du cuivre, la matte et les scories sont soutirées séparément de l'avant-creuset, tandis que dans la fusion du cuivre-nickel, il est plus courant d'employer un avant-creuset externe, qui permet d'accroître le temps de séjour et d'améliorer les conditions de bain tranquille et donc de favoriser la décantation des scories contenues dans la matte et de réduire en conséquence les pertes de métal dans les scories. Comme l'avant-creuset nécessite un chauffage externe, il faut prévoir de bonnes installations de ventilation et de traitement des gaz d'échappement.

5.4 Four de fusion à réverbère

Pendant de nombreuses années, avant la commercialisation complète de la technologie de grillage éclair, les fours à réverbère ont été les principaux fours utilisés dans l'industrie de la fusion du cuivre. Beaucoup de ces vieux fours sont encore utilisés aujourd'hui et sont en grande partie responsables des infractions aux normes sur la qualité de l'air ambiant et sur les émissions. C'est pourquoi de nombreuses usines se voient pressées d'adopter la technologie moderne ou de diminuer leur production.

Les fours à réverbère sont alimentés soit avec des gâteaux de filtres de concentrés de flottation (charge "verts") soit avec du calciné provenant des fours de grillage (charge chaude). La fusion de la charge mélangée se fait par allumage aux hydrocarbures, séparément de la matière qui est fondue. Une désulfuration minime (10-15%) de la charge a lieu dans le laboratoire du four et dans le bain par suite de la

réduction de la magnétite; de cette façon, une matte de qualité "naturelle" est effectivement produite. Comme ce procédé n'utilise pas l'énergie contenue dans les concentrés en oxydant les sulfures de fer, comme c'est le cas dans les procédés modernes, les gaz affichent une faible teneur en SO_2 (0.5-2%). Les gaz de sortie sont essentiellement produits par la combustion du fuel et par l'apport d'air de dilution, qui peut être considérable. Un réglage minutieux du tirage du four et le scellement des carnaux et des dispositifs de collecte des poussières permettent de réduire l'infiltration d'air de dilution, mais sans vraiment avoir d'effet sur la concentration des gaz. Le courant gazeux est continu; son volume important et sa température élevée (1 250°C) permettent de récupérer la chaleur perdue, mais sa concentration est cependant trop faible pour permettre une récupération économique du SO_2 sous forme d'acide sulfurique. C'est pourquoi les gaz sont généralement évacués directement dans l'atmosphère après avoir été dépoussiérés. Au lieu de cette évacuation directe dans l'atmosphère, il est parfois possible, lorsque l'air de combustion est considérablement enrichi en oxygène, de combiner les gaz du four à réverbère à ceux du convertisseur ou du four de grillage afin d'obtenir une concentration globale d'environ 5% de SO_2 , ce qui est suffisant pour permettre la fabrication d'acide sulfurique. Toutefois, l'arrivée d'un important volume de gaz dilué provenant du four à réverbère nécessiterait une augmentation considérable des dimensions de l'usine d'acide. L'enrichissement en oxygène de l'air de combustion (jusqu'à concurrence d'environ 30% de O_2) est courant, mais n'entraîne qu'une faible augmentation de la teneur des gaz. Le four à réverbère de la fonderie de Onahama au Japon, qui fait appel à cette technique, rejette des gaz contenant 2 1/2% de SO_2 , qui sont ensuite récupérés sous forme d'acide sulfurique dans une usine d'acide modifiée; toutefois l'opération n'est pas économique (14).

Dans le cas de la fusion de concentrés de nickel, la charge est habituellement d'abord grillée pour produire un calciné, mais la concentration des gaz est semblable à celle des fonderies de cuivre.

Le procédé est inefficace du point de vue thermique, car la teneur en énergie du concentré n'est pas utilisée, malgré la récupération de la chaleur perdue contenue dans les gaz dégagés, qui représente jusqu'à 50% de la valeur calorifique du combustible à l'état de chaleur sensible.

Dans la fusion du cuivre, la teneur de la matte varie entre 25 et 60% du Cu; une grande partie de l'oxydation en blister doit donc se faire dans les convertisseurs, qui fonctionnent en discontinu et produisent un courant gazeux variable et intermittent. Dans

le cas du nickel, la fusion donne une matte dont la teneur varie entre 15 et 20% de Ni + Cu.

Il est peu probable que des fours à réverbère soient installés dans une nouvelle fonderie ou même dans une usine déjà existante en expansion, étant donné les graves problèmes de pollution qu'ils entraînent. En outre, comme ce procédé utilise des hydrocarbures comme combustible, il se révèle peu économique. La seule exception à ce chapitre pourrait être les fonderies de très faible capacité (environ 20,000 tonnes de Cu par année) situées dans les pays où n'existe aucun règlement sur la protection de l'environnement et où le prix du combustible est abordable et n'est pas fixé en fonction des prix mondiaux.

5.5 Four électrique de fusion pour matte

Les fours électriques traitent soit des concentrés, soit du calciné, et remplissent à peu près la même fonction que les fours à réverbère; ils produisent une matte dont la teneur "naturelle" se situe entre 35 et 60% de Cu, ou, dans l'industrie de fusion du nickel, entre 15 et 30% de Ni + Cu. L'énergie nécessaire à la fusion est produite par un échauffement de résistance produit par le passage d'un courant électrique entre des électrodes submergées dans la couche de scories. Comme le combustible n'est pas brûlé dans le four, le volume de gaz produits devrait être inférieur à celui des fours à réverbère et autres procédés de fusion. Toutefois, afin de maintenir un tirage suffisant dans le four, une certaine quantité d'air de dilution y est introduite par des ouvertures prévues à cette fin. La quantité d'air d'infiltration détermine la teneur en SO_2 des gaz de sortie, puisque le SO_2 est dérivé de la désulfuration de la charge du laboratoire, ainsi que de la réduction de la magnétite dans le bain. La teneur en SO_2 des gaz de sortie peut varier entre 0.5 et 5%, selon la quantité d'air d'infiltration et selon que le chargement est fait avec du calciné ou des concentrés. Les gaz les plus concentrés peuvent être combinés au gaz de sortie du four de grillage ou du convertisseur en vue d'en récupérer le SO_2 sous forme d'acide sulfurique. Les fours électriques utilisés en Afrique du Sud pour la fusion de concentrés de faible teneur en nickel-cuivre produisent typiquement des gaz d'une concentration d'environ 0.5% de SO_2 (5).

La fusion électrique continuera de constituer une option attrayante dans les endroits où les coûts de l'énergie sont peu élevés et où le facteur prévu pour l'escalade des coûts est faible par rapport aux coûts des combustibles fossiles, ainsi que dans les cas où la fusion nécessite des températures élevées, comme c'est le cas pour les concentrés

contenant des quantités importantes de MgO ou de Al_2O_3 . La fusion pour matte par four électrique est un procédé très polyvalent en ce qu'elle permet de fondre toutes les matières.

Le four électrique est alimenté par le sommet avec une charge à sec de façon à obtenir un état de "couvercle noir", c.-à-d. de façon que la couche de scories soit complètement recouverte afin que les gaz du four demeurent à faible température (400°C) et que le transfert de chaleur entre les scories et la charge soient maximales. Ces conditions sont généralement faciles à atteindre avec du calciné; toutefois, lorsque le chargement est fait avec des concentrés à sec, il peut se révéler difficile de maintenir les conditions de "couvercle noir", notamment si les concentrés présentent des propriétés pyrophoriques. Dans ce dernier cas, la température des gaz peut monter jusqu'à 800°C à cause du grillage des sulfures contenus dans la charge du laboratoire du four. L'introduction d'air de dilution favorise le grillage et l'effet "de cheminée" produit par les longues conduites de chargement et les gaz chauds peut entraîner de sérieux problèmes d'émission de poussière et de gaz dans le bâtiment où se trouve le four. En outre, comme les gaz produits par les fours électriques sont un faible volume et une basse température, il n'y a sur les lieux aucune installation de refroidissement et de récupération de la chaleur perdue. Il peut donc y avoir combustion dans les précipitateurs électrostatiques si la température des gaz s'élève trop.

Le principal inconvénient technique de la fusion électrique, comme dans le cas du four à réverbère, vient du fait qu'elle ne récupère pas l'énergie produite par l'oxydation des minerais sulfurés contenus dans la charge. Le fait qu'une matte de teneur "naturelle" soit produite signifie également que la majeure partie de l'oxydation, et par conséquent de la libération de SO_2 , a lieu dans les convertisseurs, qui fonctionnent en discontinu et produisent un courant gazeux variable et intermittent. Par rapport aux autres procédés modernes, la fusion en four électrique n'est pas celle qui se prête le mieux au captage du SO_2 et à sa récupération sous forme d'acide sulfurique. L'adoption éventuelle d'un tel procédé se fondera donc probablement sur des considérations d'ordre économique plutôt que technique.

5.6 Fusion éclair

Deux grands procédés de fusion éclair ont été mis au point parallèlement par Outokumpu, en Finlande, et par l'Inco, au Canada. Le procédé Outokumpu est utilisé pour la fusion des concentrés du Cu, de Ni et de Cu - Ni en divers endroits dans le monde. Des

variations du procédé de base sont utilisées au Japon (à Furukawa) ainsi qu'en Australie (par Western Mining). Le procédé de l'Inco n'est utilisé que pour la fusion des concentrés de Cu, bien qu'un essai de fusion de concentrés de Ni ait été couronné de succès.

Ces deux procédés possèdent toutefois une caractéristique commune: chacun utilise l'énergie produite par l'oxydation des minerais sulfurés contenus dans les concentrés. Cette récupération permet d'obtenir une matte de qualité supérieure à celle de la matte dite "naturelle", ainsi qu'un courant gazeux continu à la sortie, qui permet la récupération du SO_2 sous forme d'acide sulfurique, de soufre élémentaire ou de SO_2 liquide. Les coûts énergétiques de ces procédés sont donc considérablement inférieurs à ceux des fours à réverbère ou des fours électriques. La quantité de fer contenue dans la matte (et donc la qualité de cette matte) peut être contrôlée grâce à l'ajustement du degré d'oxydation de la charge (c.-à-d. du rapport oxygène: concentrés). La quantité de soufre extrait sous forme de SO_2 est proportionnelle à la quantité de fer oxydé. Il est possible, grâce à l'ajustement approprié du rapport oxygène: concentrés, de rendre les réactions de fusion autogènes, c.-à-d. d'amener l'oxydation au point où la fusion se poursuit sans addition de combustible dans le four. La fusion autogène est obtenue par enrichissement à l'oxygène de l'air de combustion; la concentration des gaz s'en trouve donc proportionnellement accrue, du fait de la réduction de l'apport en azote dans l'air qui pénètre dans le four.

5.6.1 Procédé de fusion éclair Outokumpu. La compagnie Outokumpu n'a cessé de perfectionner, depuis 1949, soit depuis la construction de son premier four commercial en Finlande, sa méthode de fusion éclair. Ce procédé est généralement considéré de nos jours comme la norme par rapport à laquelle les autres procédés sont comparés. Les fours éclair sont ceux qui ont le plus contribué à l'augmentation de la capacité de fusion depuis 1965.

Dans ce procédé, les concentrés sont fondus dans le réacteur du four en présence d'air (parfois préalablement chauffé) ou d'air enrichi à l'oxygène. La matte et les scories se séparent dans le décanteur du four. Selon les conditions d'oxydation, la teneur de la matte varie entre 45 et 65% de Cu, les procédés modernes tendant à se maintenir au haut de cette gamme. Des combustibles peuvent être brûlés dans le réacteur et dans le décanteur, selon leurs besoins en chaleur, déterminés en fonction de leur bilan thermique respectif. Le point autogène est atteint lorsque l'air de combustion contient environ 35% de O_2 pendant la fusion d'un concentré de cuivre chalcopyrétique. Dans la

fusion de concentrés de nickel, la fusion devient autogène lorsque l'air contient environ 55% de O_2 .

Les gaz de sortie chargés de poussières sont évacués du four par une cheminée raccordée à une chaudière de récupération de la chaleur perdue, où les gaz sont refroidis et une partie de la chaleur sensible récupérée. Des précipitateurs électrostatiques captent les poussières en vue de les recycler vers le four.

Du point de vue du contrôle des émissions, il est souhaitable de procéder à une oxydation produisant la meilleure qualité de matte possible dans le four de fusion éclair, compte tenu des contraintes d'élimination des impuretés, de la formation de magnétite et du bon fonctionnement du convertisseur. La quantité maximale de SO_2 est produite pendant la fusion primaire, qui donne un courant gazeux continu d'une teneur relativement élevée. Les gaz de sortie produits par le procédé de fusion éclair Outokumpu contiennent entre 10 et 15% de SO_2 , et jusqu'à 30% lorsque l'air de combustion est enrichi à l'oxygène. Ces gaz se prêtent donc parfaitement à la récupération et la fixation du SO_2 .

5.6.2 Fusion éclair à l'oxygène de l'Inco. Le procédé de fusion éclair à l'oxygène de l'Inco est légèrement différent de celui de l'Outokumpu. En effet, dans celui-ci, l'oxygène est utilisé afin d'obtenir une certaine qualité de matte, tandis que dans le procédé de l'Inco, la qualité de la matte résulte de l'utilisation d'oxygène pur (98% de O_2) et de la composition des concentrés. Ce procédé n'utilise que de l'oxygène pur au lieu d'air pour obtenir l'oxydation. Les concentrés et l'oxygène sont pulsés horizontalement au-dessus du bain de fusion à chaque extrémité du four tandis que les gaz dégagés sont expulsés par une cheminée centrale. Les réactions de fusion sont autogènes. Comme tout l'azote de l'air est remplacé par de l'oxygène et qu'il n'y a, dans le système, aucun produit de combustion de fuel, les gaz dégagés (par tonne de charge) ont un volume beaucoup plus faible et une teneur plus élevée (70-80% de SO_2) que dans le procédé Outokumpu.

Le four de fusion éclair de l'Inco est encastré dans l'acier et est ainsi pratiquement étanche aux gaz. Cela empêche l'air d'infiltration de refroidir les gaz et permet d'obtenir des gaz de sortie très concentrés. Bien que la température des gaz de sortie soit élevée (1 250°C), leur volume réduit et, donc, leur faible teneur en chaleur sensible rendent pratiquement inutiles leur refroidissement et la récupération de leur chaleur dans une chaudière.

Comme l'azote de l'air de combustion est remplacé par de l'oxygène, il n'y a pas d'azote dans les gaz évacués. Par conséquent, le four éclair de l'Inco ne peut pas

dissiper dans les gaz perdus la chaleur produite par la réaction d'oxydation comme c'est le cas dans le four de l'Outokumpu. L'enthalpie totale des gaz y étant de beaucoup inférieure, le point de fusion autogène est atteint lorsque la matte affiche une teneur de 45-50% de Cu, au lieu de 60-65%, comme c'est le cas dans le four de l'Outokumpu, en présence d'environ 35% de O_2 dans l'air, selon la composition des concentrés. Par conséquent, dans le four de l'Inco, une plus grande partie de l'oxydation s'effectue dans les convertisseurs. Selon la quantité d'air de dilution introduite dans la hotte du convertisseur, il peut arriver que le volume total de gaz soit plus important dans le four de l'Inco que dans celui d'Outokumpu. Toutefois, la forte concentration de ces gaz permet, après conditionnement et dilution, la récupération du SO_2 liquide ou la fabrication d'acide sulfurique. Le faible volume des gaz se traduit par une réduction de la quantité de poussières passant dans les précipitateurs électrostatiques; ceux-ci peuvent, par conséquent, être plus petits.

5.6.3 Fusion éclair Furukawa. Le four de fusion éclair Furukawa se fonde sur des principes très semblables à ceux du four Outokumpu, sauf qu'il y a trois électrodes dans le décanteur. Cette modification peut permettre d'éliminer le four de nettoyage des scories, dans le traitement d'une matte de qualité moyenne, puisque des conditions de réduction peuvent être maintenues dans le décanteur. La température et la viscosité des scories sont contrôlées au moyen du courant électrique, ce qui évite d'avoir à brûler des combustibles dans le décanteur pour maintenir la température du bain. Toutefois, des quantités considérables de combustibles sont utilisées dans le réacteur et pour le pré-chauffage de l'air de combustion à $450^\circ C$. La teneur de la matte produite à la fonderie de Tamano, au Japon, qui utilise le procédé Furukawa, atteint en moyenne 50% de Cu. La teneur des gaz en SO_2 se situe environ à 10%. Un four à électrodes semblable, installé dans un décanteur à séjour prolongé, est utilisé pour la fusion de concentrés de Ni à la fonderie Western Mining en Australie.

5.7 Fusion continue et convertissage Mitsubishi

La plupart des procédés de fusion du cuivre comprennent plusieurs opérations, dont certaines sont par nature discontinues, afin de produire du cuivre à soufflures à partir de concentrés sulfurés. Certains écoulements de gaz sont donc discontinus et le volume et la concentration des gaz dégagés au cours de diverses étapes sont variables. Cela n'est guère propice à la récupération et à la fixation du SO_2 .

Le procédé Mitsubishi est un procédé continu en plusieurs étapes qui produit un effluent gazeux continu et de concentration uniforme tout à fait propice à la récupération du SO_2 . Les fours de fusion, le lavage des scories et de convertissage sont reliés entre eux par des rigoles chauffées et fermées, ce qui permet d'éliminer la coulée et le transfert de la matte, à l'aide de grues, ainsi que les émissions qui résultent de ces opérations. Les produits liquéfiés s'écoulent par gravité d'un four à l'autre par les rigoles en question.

Le procédé Mitsubishi est utilisé à petite échelle au Japon; la première usine de grande envergure (65 000 tonnes/année) fut ouverte en 1981 à Timmins par Texasgulf.

Les concentrés séchés sont fondus par un courant d'air enrichi d'oxygène (35% de O_2), dans un four de forme ovale qui peut également être allumé au fuel-oil pour compenser le déficit calorifique. La charge et l'air enrichi d'oxygène sont tous deux insufflés verticalement au-dessus du bain au moyen de lances. L'émulsion matte (65% du Cu) - scories s'écoule par gravité dans un four électrique de lavage des scories de forme elliptique où les scories en excès sont extraites et granulées. Après décantation, la matte s'écoule dans un four convertisseur pour y être oxydée en continu en cuivre à soufflures. Dans ce dernier four, de l'air enrichi d'oxygène (26% de O_2) est insufflé verticalement au-dessus du bain par des lances.

La teneur en SO_2 des gaz produits par les fours de fusion et de convertissage est respectivement d'environ 17% et 19%; comme l'écoulement des gaz est continu, il est possible d'en récupérer le SO_2 sous forme d'acide sulfurique. La teneur en SO_2 des gaz qui pénètrent dans l'usine d'acide après dilution est normalement de 14%, mais peut varier entre 10 et 16%. Comme le transfert de la matte à l'aide de grues est éliminé, le procédé Mitsubishi semble constituer l'une des meilleures solutions pour éliminer les émissions associées au procédé et aux fuites diverses.

Le procédé de fusion en continu de Mitsubishi a été mis au point pour la fusion des concentrés de cuivre. La teneur en impuretés des concentrés peut limiter son application à grande échelle.

5.8 Procédé de fusion Noranda

Le procédé Noranda a été conçu à l'origine comme un procédé en une seule étape pour la production de cuivre à soufflures à partir de concentrés de flottation. Ce procédé est actuellement utilisé à la fonderie Horne de Noranda, ainsi qu'à celle de la

compagnie Kennecott à Garfield, mais dans chaque cas, une matte à teneur élevée (70-75%) de Cu) est produite en vue d'une oxydation ultérieure en cuivre à soufflures dans des convertisseurs. A la fonderie Horne, le procédé est encore utilisé parallèlement aux fours à réverbère et aux convertisseurs qui existaient avant l'installation du réacteur. Le procédé Noranda peut être exploité pour produire de la matte de cuivre ou du cuivre à soufflures (si les concentrés sont relativement libres d'impuretés délétères); toutefois, à l'heure actuelle, à cause de la teneur en impuretés des concentrés, il n'est utilisé que pour produire de la matte.

Les concentrés contenant environ 9% de H_2O sont chargés par un convoyeur à courroie à l'une des extrémités du réacteur, où ils sont séchés et fondus dans le laboratoire du four. Les particules fondues se séparent en matte et en scories dans le bain; la matte est alors oxydée en matte de haute teneur (73% de Cu à Noranda, 70% de Cu à Kennecott) au moyen d'air enrichi d'oxygène (23.5% de O_2 à Noranda, 34% de O_2 à Kennecott) insufflé par des tuyères. La matte ainsi produite est soutirée de façon intermittente sans que le réacteur soit interrompu, puis est transférée dans les convertisseurs dans des poches de coulée. Les scories sont écumées à l'autre bout du réacteur et sont lentement refroidies avant d'être retraitées en vue de produire des concentrés de flottation dont on pourra récupérer le cuivre résiduel.

Comme dans tous les procédés de fusion qui récupèrent en partie la teneur énergétique des concentrés, le paramètre de contrôle du procédé Noranda est le rapport oxygène:concentrés; ce rapport peut être fixé pour produire une matte d'une teneur donnée, ou du cuivre. Des combustibles sont ajoutés au besoin au processus pour compenser le déficit calorifique. Selon la composition des concentrés, les réactions de fusion deviennent autogènes lorsque l'enrichissement à l'oxygène se situe aux environs de 40%.

Les gaz sont évacués du réacteur par une hotte ajustée; leur concentration est fonction du degré d'enrichissement à l'oxygène. A Noranda, ils contiennent environ 10% de SO_2 avant dilution; à Kennecott, ils en contiennent environ 21%, étant donné le taux plus élevé d'enrichissement à l'oxygène. L'infiltration d'air autour de la calotte est inévitable et représente environ 75 à 100% du volume des gaz de traitement. À la fonderie de Noranda, les gaz du réacteur sont refroidis dans un refroidisseur à évaporation avant d'être combinés à ceux du convertisseur. Après dilution, ces gaz, contenant environ 4% de SO_2 , sont évacués dans l'atmosphère. À la fonderie Kennecott à Garfield, les gaz du réacteur sont refroidis dans une chaudière à chaleur perdue, puis combinés aux gaz du

convertisseur. Le courant du gaz, environ 8% de SO_2 , passe ensuite dans une usine d'acide sulfurique. Les gaz sont dépoussiérés dans des précipitateurs électrostatiques. Une conception soignée du réacteur et des hottes du convertisseur permet de minimiser la dilution provoquée par l'infiltration d'air et, ainsi, de récupérer sous forme d'acide sulfurique, le SO_2 contenu dans leurs courants gazeux combinés.

5.9 Convertisseur rotatif à tuyères supérieures (TBRC)

Le convertisseur rotatif à tuyères supérieures (TBRC) a été mis au point dans l'industrie du nickel afin d'obtenir les températures élevées (1500°C) nécessaires à la production du nickel brut par oxydation de la matte de sulfure de nickel fondue à l'aide d'oxygène pur. Ces températures élevées sont nécessaires pour réduire au minimum la formation d'oxyde de nickel; elles ne sont pas nécessaires pour la fusion du cuivre, comme nous l'avons déjà souligné.

Le TBRC est constitué d'un bac cylindrique semblable au BOF utilisé dans les aciéries et tournant autour de son axe longitudinal. Un courant d'air ou d'oxygène est soufflé sur la surface des liquides par une lance suspendue refroidie à l'eau. Comme le convertissage du cuivre est autogène sans qu'il soit nécessaire d'enrichir l'air en oxygène, le TBRC est peu susceptible d'être employé à grande échelle dans l'industrie du cuivre. Il a trouvé des applications dans la fusion de la ferraille et dans le convertissage des mattes contaminées par le bismuth.

Un TBRC a été installé à la fonderie de Peko-Wallsend en Australie pour faciliter l'élimination des impuretés (Bi, As) contenues dans la matte de cuivre. Les gaz dégagés contenaient environ 15% de SO_2 . Après avoir été fermée pendant un certain temps, la fonderie doit rouvrir, équipée cette fois de convertisseurs Peirce-Smith.

Le TBRC a trouvé une application unique dans la fusion des concentrés chalcocitiques riches associés au cuivre natif, selon le procédé utilisé par Afton Mines, en Colombie-Britannique. Le convertisseur sert d'unité de fusion primaire; toutefois, comme l'apport de soufre dans le procédé est très faible, les gaz de sortie ne contiennent qu'environ 7% de SO_2 pendant la phase d'oxydation. Ils sont donc évacués directement dans l'atmosphère après épuration.

A Boliden, en Suède, le TBRC est utilisé dans la fusion de concentrés de cuivre complexes pour maximiser l'élimination, pendant la phase d'évaporation, des nombreuses impuretés délétères (Bi, As, Sb, Zn, Pb) qu'ils contiennent. A l'origine, le convertisseur avait été installé pour le traitement des scories du convertisseur, afin d'éviter d'avoir à

retourner celles-ci dans le four électrique pour en récupérer le cuivre. Par la suite, le procédé a été étendu au traitement des concentrés (15). La concentration des gaz de sortie est variable, selon l'apport en soufre et la phase du cycle de convertissage. Après nettoyage, les gaz passent dans une usine d'acide sulfurique.

Le TBRC est utilisé par l'Inco pour traiter les résidus de sulfure de nickel dans une atmosphère d'oxygène en vue de produire du nickel métallique brut. Les gaz de sortie contiennent jusqu'à 15% de SO_2 , selon la phase du cycle de soufflage, l'apport en soufre et la quantité d'air de dilution.

5.10 Procédé Kivcet

Le procédé Kivcet a été mis au point en U.R.S.S. pour la fusion des concentrés de cuivre. Ce four à double compartiment a été conçu afin de permettre la fusion de concentrés de cuivre riches en plomb et en zinc. Deux fours de ce type sont utilisés actuellement en U.R.S.S. et traitent respectivement quelques 600 tonnes/jour (à Irtysh) et 1,000 tonnes/jour de concentrés de cuivre; une troisième installation d'une capacité de 2,000 tonnes/jour est semble-t-il, en train d'être construite.

La fusion des concentrés a lieu dans un cyclone situé au-dessus du bain du four, dans une atmosphère d'oxygène à 100%. L'effluent gazeux est donc riche en SO_2 (environ 80-85%) comme dans le cas du four de fusion éclair à l'oxygène de l'Inco (16). Les gaz sont évacués du four par une grosse cheminée située à l'une de ses extrémités. A cause de la forte teneur en zinc du concentré, la teneur en Cu de la matte est limitée à 50%, mais peut normalement varier entre 45 et 60%, selon les conditions de traitement. Comme dans le cas du four éclair de l'Inco, la teneur de la matte produite et, donc, la proportion de soufre éliminée pendant la phase de fusion sont reliées à la capacité d'élimination calorifique du four.

Un mur de séparation refroidi à l'eau, adjacent au cyclone situé face à la sortie des gaz, sépare la zone de réduction du reste du four. Dans cette zone, les scories sont réduites par trois électrodes avant d'être évacuées et tout zinc présent peut être extrait sous forme de vapeur.

Le procédé Kivcet, comme les autres procédés modernes, semble offrir une solution valable aux problèmes environnementaux. Il produit un gaz très concentré, de volume particulièrement faible, qui peut être converti en SO_2 liquide, en acide sulfurique ou en soufre élémentaire. Toutefois, ce procédé présente un dossier d'exploitation limité et sa construction est complexe par rapport à celle des autres options.

5.11 Convertisseur Peirce-Smith

Le convertisseur Peirce-Smith est un appareil reconnu qui a fait ses preuves dans le convertissage des mattes de cuivre et de nickel-cuivre, respectivement en cuivre à soufflures (blister) et en matte Bessemer. Il a été mis au point à une époque où les émissions de SO_2 soulevaient moins de préoccupations.

Ce convertisseur est constitué d'un bac cylindrique généralement de 4 à 4.3 m de diamètre et de 9 à 10.5 m de longueur, dans lequel de l'air ou de l'air enrichi en oxygène (jusqu'à 30% de O_2) est insufflé par des tuyères disposées horizontalement le long de la coquille. La matte de cuivre, dont la teneur peut varier (25-65% de Cu) selon le procédé de fusion primaire employé, est convertie en cuivre à soufflures. Le sulfure de fer qu'elle contient est d'abord oxydé en scorie au moyen d'une addition de fondant siliceux. La scorie fondue du convertisseur peut ou non, selon le procédé de fusion utilisé, être retournée dans le four de fusion primaire en vue d'en récupérer le cuivre.

Dans la fusion au four à réverbère et au four électrique, la scorie fondue du convertisseur est retournée dans le four de fusion. Dans la fusion éclair Outokumpu, la scorie du convertisseur est soit retournée en fusion dans un four électrique de lavage des scories, soit refroidie lentement, broyée, laminée et renvoyée dans le four de fusion éclair sous forme de concentré de scories. Dans le procédé Noranda, la scorie du convertisseur est également retournée au réacteur sous forme de concentré de scories. Après extraction du fer, le sulfure de cuivre ou "métal blanc" restant est oxydé en cuivre à soufflures d'une teneur en Cu variant entre 98.5 et 99.5%, le restant étant constitué d'oxygène, de soufre et d'une quantité minime d'impuretés. Le cuivre à soufflures est ensuite transféré dans des fours à anodes en vue d'être affiné au feu pour être transformé en cuivre anodique, qui lui-même, est, par la suite affiné par électrolyse. La réaction d'oxydation a lieu à des températures variant entre 1 150 et 1 250°C et est autogène en présence d'oxygène atmosphérique.

Les gaz sortant du convertisseur après dilution par l'air infiltré autour de la hotte contiennent normalement de 5 à 12% de SO_2 , selon la phase du cycle du soufflage, le taux d'enrichissement en oxygène et la quantité d'air de dilution introduite. Une fois le soufflage en cuivre terminé, la teneur en SO_2 tombe graduellement à zéro par convertisseur. Les opérations de convertissage sont programmées et le mélange des gaz dans des carneaux communs permet de minimiser les fluctuations dans le volume des gaz et dans la teneur en SO_2 , cette dernière demeurant stable à environ 5%.

Il peut arriver que les hottes du convertisseur se détériorent et que, progressivement, des quantités accrues d'air de dilution s'infiltrant dans le courant gazeux du traitement principal. Grâce aux hottes ajustées et refroidies à l'eau telles qu'installées dans les fonderies modernes, la dilution peut être maintenue en deçà de 100%; toutefois, lorsqu'une importante fuite interne survient, notamment dans les vieilles fonderies où de l'air est introduit pour refroidir les gaz, cette dilution peut s'élever jusqu'à 300 ou 400%. Lorsque les gaz doivent être traités dans une usine d'acide sulfurique, la dilution doit être maintenue au minimum, de façon à maximiser leur concentration; de cette façon, les dimensions et le coût de l'usine d'acide peuvent être réduits au minimum. La poussière de carneau est d'abord extraite des gaz par décantation dans un carneau sphérique, une chambre de décantation ou des cyclones, puis par précipitation électrostatique.

Les convertisseurs Peirce-Smith utilisés dans l'industrie du nickel font appel à un procédé équivalent au soufflage de la scorie (c.-à-d. pour l'extraction du fer) dans l'industrie du cuivre, le point final étant atteint juste avant que tout le fer soit extrait. La teneur typique des gaz en SO_2 varie également entre 5 et 12%, selon la quantité d'air de dilution et la phase du soufflage.

Dans les fonderies où la teneur de la matte produite par le four de fusion primaire est faible, l'oxydation de la matte en cuivre à soufflures se fait avant tout dans les convertisseurs. D'un point de vue écologique, cela constitue indéniablement un inconvénient. Le convertissage est un procédé en discontinu, c'est-à-dire que l'écoulement des gaz y est intermittent. L'écoulement volumétrique des gaz et particulièrement leur concentration varient selon la phase du cycle de soufflage. La programmation des opérations de convertissage est donc critique lorsque les gaz doivent passer dans une usine d'acide, car le bon fonctionnement de celle-ci dépend de la constance du volume et de la concentration des gaz. Dans un tel cas, les opérations de fusion peuvent sembler orientées davantage en fonction de la production d'acide qu'en fonction de la production de cuivre. La dilution inévitable de la concentration des gaz attribuable à l'infiltration d'air autour des hottes du convertisseur et dans les carneaux constitue un autre inconvénient; elle oblige en effet à accroître les dimensions et le coût des installations de fixation du soufre. Il semble avantageux de choisir un procédé de fusion primaire qui produise une matte d'une teneur aussi élevée que possible, et d'enrichir en oxygène l'air de réaction afin d'obtenir un courant gazeux concentré et continu de volume minimal comme principal apport de SO_2 dans les installations de fixation du soufre. De cette façon, les problèmes de pollution associés à l'exploitation du convertisseur sont réduits au minimum.

Dans plusieurs fonderies modernes, la programmation des opérations de convertissage est informatisée afin d'obtenir un courant gazeux continu à l'entrée de l'usine d'acide.

Comme les convertisseurs doivent être basculés pour le chargement de la matte et la coulée de la scorie et du cuivre à soufflures, la production d'une matte pauvre augmente le nombre de fois où cette opération doit être effectuée. L'utilisation de grosses poches de coulée, compte tenu de la capacité du pont roulant, peut toutefois aider à réduire les mouvements de ce dernier. Comme l'exploitation du convertisseur constitue la principale source d'émissions fugitives à l'intérieur de l'usine, la production d'une matte riche dans le four de fusion primaire représente certes un avantage en ce qu'elle permet de réduire le nombre de coulées de matte et des déplacements du pont roulant.

5.12 Convertisseur Hoboken

Le convertisseur à siphon Hoboken a été mis au point en Belgique à titre de solution au problème des émissions fugitives et de la dilution du gaz de traitement dans le convertisseur Peirce-Smith.

De forme semblable à ce dernier, mais de dimensions différentes, le convertisseur Hoboken évacue les gaz par un carneau raccordé longitudinalement au moyen d'un siphon. Ce dernier permet au gaz de passer du convertisseur au carneau pendant toutes les phases des opérations, tout en réduisant au minimum les éclaboussures de liquide dans le système de collecte des gaz. Ce convertisseur ne comporte aucune hotte au-dessus de son gueulard, comme cela est le cas pour le convertisseur Peirce-Smith. Le système de collecte des gaz est réglé de façon qu'une pression zéro soit maintenue à l'entrée du convertisseur. Cela permet d'empêcher les émissions fugitives de SO_2 et de minimiser la dilution des gaz du convertisseur par l'air d'infiltration. Le chargement de la matte, des matières recyclées et des déchets de cuivre peut être effectué pendant le soufflage, ce qui augmente la disponibilité du convertisseur et réduit les interruptions de l'écoulement du gaz vers l'usine d'acide. Toutefois, la coulée des produits nécessite toujours le basculement du bac et, donc, une interruption du soufflage. Le bon fonctionnement du convertisseur Hoboken (c.-à-d. avec un minimum d'éclaboussures) dépend de la vitesse critique de la tuyère, vitesse atteinte à un taux de soufflage plus faible (et, par conséquent, à une productivité plus faible) que celui du convertisseur traditionnel. En somme, pour des unités de dimensions semblables, les capacités de production des convertisseurs Hoboken et Peirce-Smith sont comparables.

Bien que le petit convertisseur Hoboken qui se trouve en Belgique fonctionne généralement sans ennui, les convertisseurs plus gros qui se trouvent à Inspiration (É.U.) et à Glogow (Pologne) ont posé certains problèmes d'exploitation dus à des éclaboussures de matière fondue dans le siphon et les joints d'étanchéité. L'accumulation d'accrétions dans le siphon nuit au tirage dans le système de carneau et dans le convertisseur; elle peut résulter en émissions fugitives et perturber le fonctionnement de l'usine d'acide. Les ennuis apparus à Inspiration ont entraîné les administrateurs à enlever le siphon et à le remplacer par un système de cheminée et de hotte. La teneur du gaz en SO_2 avant refroidissement se situe normalement entre 7 et 11% (Inspiration) et 13 et 17% (Glogow); le refroidissement se fait dans des tours par rayonnement.

Le convertisseur à siphon Hoboken semble offrir une meilleure solution à la lutte contre la pollution que le convertisseur Peirce-Smith. Toutefois, d'importantes différences dans ses principes de conception font qu'il doit être exploité d'une façon différente du convertisseur Peirce-Smith pour être rentable.

5.13 Comparaison entre les concentrations des gaz

On trouvera au tableau 13 les concentrations typiques des gaz (en % de SO_2) produits par les divers procédés de fusion utilisés dans les industries du cuivre et du nickel.

La teneur en SO_2 des gaz de sortie se situe au haut de la gamme dans les procédés où l'air de réaction est enrichi en oxygène. Les teneurs situées au bas de la gamme représentent le pire cas d'infiltration d'air de dilution. Les procédés faisant appel à la fusion à l'oxygène produisent des gaz dont la teneur en SO_2 se situe environ à 80%. Comme le convertissage est un procédé en discontinu effectué en deux cycles distincts de soufflage, l'écoulement du gaz est discontinu et varie en concentration à l'intérieur de la gamme qui apparaît dans le tableau. A mesure que les procédés pour l'extraction du soufre dans le bain de fusion évoluent, la teneur en SO_2 des gaz chute et approche de zéro pour chaque convertisseur. Dans une exploitation à plusieurs unités, les variations dans la concentration des gaz s'égalisent; une programmation soigneuse des opérations de convertissage permet de produire un gaz dont le volume et la concentration sont pratiquement constants et qui, par conséquent, peut être traité dans une usine d'acide.

TABLEAU 13. COMPARAISON DES CONCENTRATIONS TYPQUES DES GAZ

	% de SO ₂ PAR VOLUME	
	Fusion de cuivre	Fusion de nickel
Grillage - multicellulaire	2.0 - 5.0	2.0 - 5.0
Grillage - lit fluidisé	3.0 - 15.0	3.0 - 15.0
Agglomération	1.0 - 2.0	1.0 - 2.0
Haut fourneau	2.0 - 5.0	2.0 - 5.0
Four à réverbère	0.5 - 2.5	0.5 - 2.0
Four électrique	0.5 - 5.0	0.5 - 2.0
Fusion éclair - Outokumpu	10.0 - 30.0	10.0 - 15.0
Fusion éclair - Inco	80	N/A
Fusion éclair - Furukawa	10	N/A
Procédé Mitsubishi	15.0 - 20.0	N/A
Procédé Noranda	10.0 - 20.0	N/A
TBRC	1.0 - 15.0	1.0 - 15.0
Procédé Kivcet	80.0 - 85.0	N/A
Convertisseur Peirce-Smith	5.0 - 12.0	5.0 - 12.0
Convertisseur Hoboken	7.0 - 17.0	N/A

6 ÉMISSIONS PARTICULAIRES

6.1 Méthodes de contrôle des émissions particulières

Avant que les gaz chargés de SO_2 produits par les procédés de fusion du cuivre et du nickel puissent voir leur teneur en SO_2 fixée à l'état de produit stable, il est d'abord nécessaire, après les avoir interceptés, d'en extraire aussi complètement et efficacement que possible la poussière ou les matières particulaires. Les méthodes de contrôle des émissions particulières jouent également un rôle important dans l'effort global de lutte contre la pollution atmosphérique, comme en témoignent les émissions admissibles prescrites dans les règlements.

Tout mécanisme de collecte des particules fait appel soit à la force gravitaire, soit à une force appliquée, la plus simple étant la première; c'est celle-ci qui est utilisée dans les chambres de décantation (17). Si cette force se révèle insuffisante, une force centrifuge peut être exercée sur les particules dans des cyclones. Dans la filtration, trois grands effets reliés à la force entrent en jeu: l'impact, l'interception et la diffusion. Les mêmes mécanismes se retrouvent également dans les laveurs de gaz par voie humide.

La façon dont fonctionnent les trois mécanismes de collecte qui entrent en jeu dans la filtration peut être illustrée en considérant une fibre particulière d'une toile filtrante. Lorsqu'une particule est grosse au point de ne pas pouvoir suivre le courant gazeux autour de la barrière que forme la fibre, elle vient heurter (l'impact) la barrière en question. L'interception est le mécanisme par lequel les petites particules, après avoir effleuré la barrière, entrent dans la couche limite laminaire qui entoure chaque élément de la barrière, perdent leur énergie cinétique et sont ainsi retirées de la phase gazeuse. La diffusion capte généralement les particules de moins de $1 \mu\text{m}$ de diamètre aérodynamique. Ce mécanisme entre en jeu dans l'extraction des particules petites au point de pouvoir être perturbées par le mouvement des molécules dans le courant gazeux. Son rôle n'est donc pas très important dans le captage de la grande majorité des particules.

Un autre important mécanisme d'extraction des particules fait appel à la force électrostatique. Les particules, qu'elles soient solides ou à l'état d'aérosol liquide, sont d'abord chargées puis immédiatement recueillies dans le même dispositif, après migration vers une électrode de charge opposée. C'est là le principe fondamental tant des précipitateurs électrostatiques que des épurateurs à gouttelettes chargées. Dans les premiers, les particules sont recueillies strictement par application d'un champ électrique.

Dans les seconds, l'extraction se fait grâce à l'effet combiné de l'impact, de l'interception, de la diffusion et du courant électrique. La charge des gouttelettes d'eau augmente leur aptitude à capter les particules fines en les attirant à l'interface, de façon que la diffusion et l'interception s'effectuent plus efficacement.

Les méthodes et appareils utilisés dans la lutte contre la pollution atmosphérique sont présentés sommairement au tableau 14 (17). Les appareils décrits dans la présente étude sont présentés en fonction des contaminants de l'air: poussière, fumée, vapeur, buée.

6.1.1 Chambres de sédimentation. Pour que les chambres de sédimentation gravitaires (p. ex. les silos de dépôt) soient efficaces, il faut que le temps pendant lequel y séjourne les gaz soit assez long pour que les particules puissent décanter. Dans de tels appareils, l'écoulement du gaz doit être essentiellement laminaire. Toute turbulence provoque un nouvel entraînement des particules. Cette méthode est limitée aux particules de diamètre supérieur à 50 μm . La décantation gravitaire est une méthode très simple; lorsqu'il s'agit de capter des quantités importantes de particules de grosse taille (p. ex. une charge de 100 à 1,500 gm/m^3), elle est tout indiquée pour une première séparation, pourvu que l'on dispose de l'espace nécessaire et que les pertes de température le permettent. Les chambres de sédimentation ne comportent aucun élément mobile. Un nettoyage périodique ou l'installation, au fond de l'appareil, d'une trémie permettent d'en extraire les particules au moyen d'un convoyeur à vis ou d'un convoyeur à raclettes, ou même l'installation d'une simple trémie basculante suffisent à son entretien, pourvu qu'il soit bien dimensionné.

L'utilisation d'une chambre de sédimentation à chicanes permet d'améliorer l'efficacité de la collecte des particules sans qu'il en coûte beaucoup plus cher. Cette méthode permet d'augmenter les occasions d'impact des particules qui doivent être extraites. Les grosses particules frappent les chicanes et perdent ainsi suffisamment d'énergie cinétique pour se séparer de la veine gazeuse. Ces appareils conviennent davantage à l'extraction de particules de granulométrie supérieure à 20 ou 30 μm . L'avantage de la chambre à chicanes sur la chambre de sédimentation ordinaire est d'être plus petite par suite de l'augmentation du nombre de surfaces d'impact. Il n'y a pratiquement aucune différence de perte de pression entre les deux appareils.

Le silo de dépôt est le type le plus courant de chambre de sédimentation utilisé dans l'industrie du cuivre et du nickel et constitue le premier élément dans

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE (17)

Nom de l'appareil		Description	Contaminants atmosphé- riques	Taille opti- male des particules- microns	Concentra- tions optimales gr/pi	Limites de tempéra- tures F	Besoins en énergie HP, eau, KW, BTU	Vitesse frontale	Empla- cement
Générique	Spécifique							pi/min	
Filtres Industriels	Sac de toile	Sacs faits de toile de fibres synthétiques ou naturelles		>0.3	>0.1	0-180-500		1-30	Toile
	Enveloppe de toile	Enveloppes faites de fibres natu- relles ou synthétiques, toile placée autour de cages filtran- tes		>0.3	>0.1	0-180-500		1-30	Toile
Précipita- teurs électro- statiques (haute ten- sion)	Un étage (plaque)	Fils ionisants (-) entre des plaques collec- trices (+) parallèles		>0.3	>0.1	0-850	0.2-0.6 kw/ 1 000 pi ² /min	180-600	Plaques
	Un étage (tube)	Fils ionisants (-) à l'intérieur de tubes collec- teurs (+) concen- triques		>0.3	>0.1	0-1200	0.2-0.6 kw/ 1 000 pi ² /min	180-600	Tubes

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHERIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil			Contaminants atmosphé- riques	Taille opti- male des particules- microns	Concentra- tions optimales gr/pi ³	Limites de tempéra- tures F	Besoins en énergie HP, eau, KW, BTU	Vitesse frontale	Empla- cement
Générique	Spécifique	Description						pi/min	
Collecteurs par iner- tie par voie sèche	Chambre de sédimentation	Expansion en chambre rectiligne (sans chicane)		>50	>5	0-700		60-600	Chambre
	Chambre avec chicanes	Expansion en chambre rectiligne (avec chicanes)		>30	>5	0-700		1 000-2 000	Entrée
	Chambre d'écumage	Chambre en forme de spirale avec fentes périphé- riques		<20	>1	0-700		2 000-4 000	Entrée
	Cyclone	Chambre à écoule- ment en spirale		>10	>1	0-700		2 000-4 000	Entrée
	Multi-clones	Petits cyclones en parallèle		>5	>1	0-700		2 000-4 000	Entrée
	Contact	Étages alternés de chicanes et de buses		>10	>1	0-700		3 000-6 000	Buses
	Dynamique			>10	>1	0-700	1/2hp/1 000 pi ³ /min	2 000-4 000	Entrée

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Description	Contaminants atmosphériques	Taille optimale des particules-microns	Concentrations optimales gr/pi	Limites de températures F	Besoins en énergie HP, eau, KW, BTU	Vitesse frontale	Emplacement
Générique	Spécifique							PPM	
Épurateurs	Cyclone	Cyclone collecteur semblable au type par inertie par voie sèche, avec pulvérisation grossière		>10	>1	40-700	2-10 gal/min/ 1 000 pi ³ /min	1 500-3 000	Entrée
	Contact	Collecteur par contact avec chicanes humides		>2.10	>1	40-700	3-5 gal/min et 2-4 hp/1 000 pi ³ /min	4 000-6 000	Buses
	Submergé	Collecteur dynamique avec pulvérisation grossière		>1	>1	40-700	1 gal/min/ 1 000 pi ³ /min	2 000-4 000	Entrée
	par pulvérisation	Cyclone collecteur avec pulvérisation tangentielle fine		<2	>1	40-700	3-5 gal/min/ 1 000 pi ³ /min Pulvérisation 350 psig	3 000-400	Entrée
	Couche de galets	Tour avec garnissage grossier humidifié à contre-courant		>5	>0.1		3-5 gal/min/ 1 000 pi ³ /min	500-1 000	Lit
	Multi-dynamique	Étages de ventilation automatique à débit normal et inversé, avec pulvérisation grossière		<0.5	>0.1	40-700	10-30 gal/min/ 1 000 pi ³ /min	2 000-3 000	Entrée
	Venturi	Venturi avec pulvérisation grossière à l'embouchure		<2	>0.1	40-700	10-20 hp/ 1 000 pi ³ /min 3-5 gal/min/ 1 000 pi ³ /min	12 000-24 000	Guelard

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Description	Contaminants atmosphériques	Taille optimale des particules-microns	Concentrations optimales gr/pi	Limites de températures F	Besoins en énergie HP, eau, KW, BTU	Vitesse frontale	Emplacement
Générique	Spécifique							pi/min	
Brûleurs à post-combustion	Débit transversal	Lit à garnissage, écoulements liquide et gazeux à 90°		>3	>0.1	40-250		1 500-3 000	Lit
	Par injection	Pompe à injection actionnée à l'eau		>2	>0.1	40-700	50-100 gal/min/ 1 000 pi ³ /min	2 000-3 000	Entrée
	Direct	Chambre de combustion avec allumage d'appoint au fuel		Toutes tailles	Combustible uniquement	2 000	1.1 Btu/pi ³ /min/ΔT	500-1 000	Chambre
	Catalytique	Chambre de combustion à catalyseur avec allumage d'appoint au fuel		Toutes tailles	Combustible uniquement	1 500		500-1 000	Chambre
Absorbeurs de gaz	Tour de pulvérisation	Chambre à débit vertical montant avec pulvérisation vers le bas		Moléculaire	>0.001	40-100	2-10 gal/min/ 1,000 pi ³ /min	120	(superficiel)
	Tour à garnissage	Tour avec anneau Rashig mouillé à contre-courant, selles de Berl, etc., garnissage		Moléculaire	>0.001	40-100	3-6 gal/min/ 1,000 pi ³ /min	60	(superficiel)

TABEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Description	Contaminants atmosphé- riques	Taille opti- male des particules- microns	Concentra- tions optimales gr/pi ³	Limites des tempéra- tures F	Besoins en énergie HP, eau, KW, BTU	Vitesse frontale	Empla- cement
Générique	Spécifique							pi/min	
Adsorbours des gaz	Cellule de fibre	Un étage ou plus de cellules de fibre mouillées à contre-courant		Moléculaire	>0.001	40-100	5-15 gal/min /1,000 pi ³ /min	200	(super- ficiel)
	Lit profond (1-3 pi)	Lit de charbon actif dans un équipement de récupération régénérateur		Moléculaire	>0.001	125		30-100	Lit
	Lit super- ficiel (3/4-4 po)	Lits de charbon actif dans des cellules ou des cartouches		Moléculaire	<0.001	125		50-120	Lit

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHERIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Résistance atmosphé- rique WG	Efficacité % par poids	Dimensions	Description des polluants captés	Application	Limites
Générique	Spécifique						
Filtres industriels	Sac de toile	>4	>99	Type inversé gros	Déchargés dans des trémies lorsque dé- logés des sacs	Possibilité de col- lecte à sec	Sensible à la vitesse de filtration
	Enveloppe de toile	>4	>99	Type pulsé modéré gros	Déchargés dans une trémie lorsque dé- logés de la surface de la toile	Diminution notoire du rendement Possibilité de cap- tage de petites particules Possibilité de haut rendement	Les gaz de tempé- ratures élevées doivent être refroidis à entre 200 et 550°F Perturbé par l'humidité relative (condensation) Vulnérabilité de la toile aux produits chimiques
Précipita- teurs électro- statique (haute tension)	Un étage (plaque)	<1	>99	Importantes	Poussière sèche sur les plaques - Déchargée sur une trémie Poussière sèche dans les tubes - Déchargée dans une trémie	Possibilité de rendement à 99% et plus Possibilité de capter de très petites parti- cules Possibilité de capter les particules à l'état humide ou sec	Frais initiaux relati- vement élevés Les précipitateurs sont sensibles aux variations des charges de poussière ou des vitesses d'écoulement
	Un étage (tube)	<1	>99	Importantes	Poussière sèche sur les plaques - Déchargée sur une trémie Poussière sèche dans les tubes - Déchargée dans une trémie	Baisse de pres- sion et besoins en énergie in- férieurs à ceux des autres col- lecteurs à haut rendement Entretien mini- me, sauf dans	La résistivité fait que certaines matières ne sont pas captables de façon économique Des précautions doivent être prises pour protéger le personnel des lignes de haute tension Le rendement du captage peut baisser graduelle- ment et

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHERIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Résistance atmosphé- que WG	Efficacité % par poids	Dimensions	Description des polluants captés	Application	Limites
Générique	Spécifique						
						le cas du traitement de matières corrosives ou adhésives Peu de pièces mobiles	imperceptiblement
Collecteurs par inertie par voie sèche	Chambre de sédimentation	<0.1	<50	Importantes	Poussière sèche ou liquide déchargée dans une trémie	Faible perte de, pression, conception et entretien simples	Beaucoup d'espace nécessaire
	Chambre avec chicanes	<0.5	<50	Importantes	Poussière sèche ou liquide déchargée dans une trémie	Conception et entre- tien simples	Faible rendement du captage
	Chambre d'écumage	<1.0	<70	Modérées	Poussière sèche ou liquide déchargée dans une trémie	Peu d'espace de passage nécessaire	Grande hauteur de passage nécessaire
	Cyclone	<20	<80	Modérées	Poussière sèche ou liquide déchargée dans une trémie	Rejet continu à sec des poussières captées	Faible rendement du captage des petites particules
	Multi-clones	46	<90	Modérées	Poussière sèche déchargée dans une trémie	Perte de pression de faible à modérée	Sensible aux variations des charges de pous- sière et de la vitesse d'écou- lement
	Contact	46	<80	Petites	Poussière sèche ou liquide déchargée dans une trémie	Traite les grosses particules	
						Traite les charges à forte teneur en poussières indépendant de la température	

TABEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Résistance atmosphé- rique WG	Efficacité % par poids	Dimensions	Description des polluants captés	Application	Limites
Générique	Spécifique						
	Dynamique	-8 Développé	<80	Modérées	Poussière sèche ou liquide déchargé dans une trémie		
Épurateurs	Cyclone	1.5.3	<90	Importantes	Boue liquide avec eau	Absorption des des gaz et extraction des particules ef- fectuées simul- tanément	Problèmes de corrosion et d'érosion Frais supplé- mentaires de traitement et de recyclage des eaux usées
	Contact	2 Étages	<95	Importantes	Boue liquide avec eau		
	Submergé par pulvé- risation	3.6	<95	Petites	Boue liquide avec eau		
		>2.0	<99	Modérées	Boue liquide avec eau	Possibilité de refroidir et de laver des gaz à température élevée et chargés d'hum- idité Possibilité de récupération et de neutralisa- tion des gaz et brumes cor- rosifs Réduction des risques d'ex- plosion de poussières Possibilité de rendements variés	Faible rende- ment de cap- tage des par- ticules de taille infé- rieure au micron Contamination de l'effluent par entraîne- ment liquide Problème de gel par temps froid Réduction de la flottabilité et de l'élé-
	Couche de galets	>4.0	<90	Importantes	Boue liquide avec eau		
	Multi- dynamique	2.4	<99	Petites	Boue liquide avec eau		

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHERIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Résistance atmosphé- rique WG	Efficacité % par poids	Dimensions	Description des polluants captés	Application	Limites
Générique	Spécifique						
Brûleurs à post- combustion	Venturi	>10	<99	Petites	Boue liquide avec eau	Élimination des gaz et des parti- cules	vation du pana- che La vapeur con- tribue à l'appa- rition d'un pa- nache visible en présence de certaines condi- tions atmosphé- riques
	Débit transversal		<99 <95	Petites	Boue liquide avec eau		
	Par injec- tion	-8 Développé	<90	Petites	Boue liquide avec eau		
	Direct	<1	<95	Modérées	Gaz de car- neau inoffen- sifs sortant de la cheminée	Rendement élevé dans l'élimi- nation des matières par- ticulaires	Frais d'ex- ploitation élevés Risque d'in- cendie
	Catalytique	>1	<95	Modérées	Gaz de car- neau inoffen- sifs sortant de la cheminée	dégageant des odeurs nau- séabondes Élimination	Extraction des seuls combus- tibles Catalyseur sujet

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHERIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Résistance atmosphé- rique WG	Efficacité % par poids	Dimensions	Description des polluants captés	Application	Limites
Générique	Spécifique						
						simultanée de matières gazeu- ses et particu- laires du com- bustible Évacuation di- recte des gaz et déchets non toxiques dans l'atmosphère après combus- tion Possibilité de récupérer la chaleur Occupation d'es- pace relative- ment restreinte Peu d'entretien	à l'empoison- nement Le catalyseur doit être réactivé
Absorbeurs de gaz	Tour de pulvérisa- tion	<1	<95	Importantes	Solution aqueuse		
	Tour à garnissage	1.5-4mWG/pi de garnissage	>98	Compactes	Solution aqueuse		
	Cellule de fibre	<4	<95	Modérées	Solution aqueuse		
Adsorbants de gaz	Lit profond (1-3 pi)	.10	100	Importantes	Adsorbés sur charbon de bois	Récupération des solvants	

TABLEAU 14 MÉTHODES ET APPAREILS DE LUTTE CONTRE LA POLLUTION ATMOSPHÉRIQUE (17) (suite)

Nom de l'appareil		Résistance atmosphé- que WG	Efficacité % par poids	Dimensions	Description des polluants captés	Application	Limites
Générique	Spécifique						
	Lit super- ficiel (3/4-4 po)	0 57	95	Petites	Déchargés avec charbon de bois	Extraction des matières orga- niques toxiques et dégageant des odeurs	

* 2 (garnissage de surface étendue)
20 30 (garnissages filamenteux)

Poussières, fumées, vapeurs, buées

Gaz, vapeurs, mauvaises odeurs

l'installation de lavage des gaz, parfois situé à la sortie du four à réverbère, mais le plus souvent placé à la sortie des convertisseurs, où la taille des particules de poussière est comparativement plus importante. Il arrive que des tuyères d'injection soient installées à l'entrée de la chambre de sédimentation pour refroidir les gaz par pulvérisation. La chambre de rayonnement d'une chaudière à chaleur perdue agit comme chambre de sédimentation: en effet, sa large section transversale permet une diminution suffisante de la vitesse des gaz pour provoquer la décantation des particules les plus grosses. Les chambres de sédimentation peuvent intercepter jusqu'à 50% de la charge totale en poussières d'un courant gazeux. Dans certaines fonderies, on a remplacé les silos de dépôt par des carneaux à grande vitesse (sans décantation) et des cyclones, à cause des problèmes provoqués par la corrosion et la manipulation des poussières fugitives et de leurs frais d'entretien élevés. À cause de leur grande superficie, les silos de dépôt provoquent fréquemment une importante chute dans la température des gaz. Les fonderies modernes sont habituellement équipées de carneaux à haute vitesse.

6.1.2 Cyclones. Dans les cyclones, le captage se fait avant tout au moyen de l'accélération centrifuge de la veine gazeuse, accélération qui propulse les particules sur les parois de l'appareil. La vitesse augmente continuellement à mesure que le gaz descend dans le corps cylindrique pour passer dans la section conique du cyclone. La force centrifuge croissante pousse les petites particules dans la zone fluide visqueuse des parois, diminuant ainsi également leur énergie cinétique. Ces particules, ainsi que celles qui tombent de la paroi interne, sont incapables de suivre le mouvement interne en spirale du courant gazeux et se rassemblent dans la pointe du cône situé à la base du cyclone, d'où elles sont extraites.

Les cyclones sont peu efficaces pour l'extraction des petites particules. Leur rendement est beaucoup supérieur pour les grosses particules. Le diamètre moyen des particules extraites efficacement est d'environ 10 μm , mais peut varier entre 5 et 15 μm , selon le type d'appareil utilisé, son diamètre, la longueur de son corps, sa conicité, la vitesse d'entrée des gaz, etc. Le diamètre moyen est défini comme le diamètre qui permet une élimination de 50% des particules.

Les cyclones peuvent fonctionner soit par voie humide, soit par voie sèche, bien que cette dernière façon prévale dans les industries de fusion du cuivre et du nickel. Le fonctionnement par voie humide peut constituer une façon pratique d'extraire les grosses particules hygroscopiques, à condition qu'aucun grave problème de pollution des

eaux n'en résulte. En effet, dans une exploitation par voie humide, de l'eau est injectée à l'entrée du cyclone. La vitesse d'entrée des gaz diffuse les gouttelettes d'eau sur toute la surface interne de l'appareil. La paroi est continuellement nettoyée de façon qu'un dépôt de particules collantes ne se forme.

En général, les cyclones sont exploités en séries parallèles constituées d'appareils identiques, de préférence à un seul gros collecteur permettant de traiter de gros courants gazeux. Si la chute de pression peut être supérieure dans un groupe de petits cyclones, la vitesse locale y est cependant supérieure, ce qui permet d'extraire des particules d'un diamètre moyen plus petit. L'efficacité de l'extraction de petites particules dans les cyclones augmente en fonction de la vitesse de passage dans le collecteur. Si le volume occupé d'un cyclone donné est accru, la rotation du gaz sera plus élevée et il y aura perte d'énergie visqueuse (chute de pression).

Comme les chambres de sédimentation, les cyclones sont habituellement le premier élément de l'installation d'épuration des gaz et peuvent remplacer la chambre de sédimentation ou le silo de dépôt. Un seul appareil peut permettre de capter jusqu'à 80% des poussières et un groupe de cyclones peut atteindre un rendement allant jusqu'à 90%, selon la taille des particules. Dans les fonderies utilisant des fours de grillage à lit fluidisé, quelque 80% du calciné produit sont évacués du lit comme trop-plein et sont recueillis dans un groupe de cyclones. Les poussières sont extraites continuellement par un convoyeur à vis à raclettes, ou lorsque la quantité de matières collectées est peu importante, simplement placées dans une caisse.

6.1.3 Sacs filtrants. Les sacs filtrants sont des dispositifs qui permettent d'extraire les particules d'une veine gazeuse par rétention dans ou sur une surface poreuse à travers laquelle les gaz s'écoulent. Les filtres de tissu ont l'avantage de constituer des collecteurs positifs, c.-à-d. que les fibres du milieu filtrant s'interposent entre les particules et l'environnement et forment ainsi une barrière physique qui empêche le passage des poussières. Les mécanismes de captage qui entrent en jeu sont l'impact, l'interception et la diffusion. Des tissus de fibres naturelles ou synthétiques sont habituellement utilisés, mais il arrive que des barrières de métal tissé, percé ou fritté soient nécessaires lorsque les températures de travail sont très élevées. Des lits profonds constitués de fibres ou de particules solides placées au hasard peuvent également se révéler efficaces dans des circonstances spéciales. La perte de pression attribuable au passage dans le milieu filtrant dépend de la vitesse de filtration (et notamment du rapport

entre la vitesse de l'écoulement gazeux volumétrique et de la superficie brute du milieu filtrant), de la charge en particules à l'entrée, des caractéristiques du milieu filtrant, ainsi que de la fréquence et de l'efficacité de la méthode de nettoyage des filtres.

Neuf, le tissu filtrant n'est pas très efficace, car la vraie surface filtrante n'est formée que lorsque les particules commencent à colmater les espaces libres entre les fibres. Il est impossible d'enlever toutes les particules qui se sont déposées sur le filtre et, par conséquent, même lorsque le gros de la masse des particules (98 pour cent) est enlevé lors du nettoyage, la plupart des interstices demeurent reliés entre eux par les particules qui s'y sont agglutinées antérieurement.

La résistance à l'écoulement du gaz augmente progressivement avec le temps jusqu'à ce qu'une certaine perte de pression prédéterminée soit atteinte. À ce moment, le cycle de nettoyage commence, ce qui provoque une soudaine diminution de la résistance du filtre, mesurée en termes de baisse de pression. Un point est atteint où la baisse de pression est très faible, indiquant que le gâteau n'est pas complètement formé. Certains espaces interstitiels sont ouverts par lesquels les particules fines peuvent passer. La période séparant la fin du cycle de nettoyage et la formation d'une nouvelle surface filtrante efficace constitue la période de reconstitution du gâteau, période pendant laquelle le rendement du captage est faible. Une façon de pallier cette éventuelle baisse de rendement consiste à diviser le courant gazeux non filtré entre un certain nombre de compartiments filtrants. Ceux-ci peuvent ainsi être nettoyés un à un, de façon que jamais plus d'un d'entre eux n'ait une mauvaise performance par suite d'un nettoyage. Le nettoyage des sacs filtrants peut être effectué par agitation mécanique ou par soufflage d'air à contre-courant (à haute pression ou à basse pression). Une façon d'éviter la chute de pression accompagnant l'amorçage du cycle de nettoyage consiste à utiliser une minuterie. La méthode de nettoyage par baisse de pression peut entraîner une usure inégale de sacs et peut, lorsqu'une déchirure dans un des sacs reste inaperçue, se révéler tout à fait inefficace. Cette méthode est plus compliquée que la méthode avec minuterie et dépend des conditions de triage.

Les filtres peuvent être faits de tissu tissé ou feutré. Ces deux genres de tissu ont des caractéristiques très différentes. Pour capter des particules très abrasives, un tissu tissé lisse doit être choisi afin de réduire l'usure au minimum. Si les émissions contiennent des particules goudroneuses, (situation peu probable dans les fonderies de cuivre et de nickel), un tissu feutré (non tissé) est plus indiqué. Les tissus feutrés présentent un autre avantage en ce qu'ils sont recouverts d'un duvet (petites fibres faisant

saillies à la surface du tissu épais par rapport aux tissus tissés. Les particules goudronneuses peuvent être captées par ce duvet sans colmater l'ensemble de la surface même du milieu filtrant. Bien que d'autres types de milieux filtrants soient aussi utilisés, les filtres de tissu sont les plus communs. Les concentrés de cuivre et de nickel, qui contiennent des quantités importantes de plomb et de zinc, favorisent la formation de particules d'oxyde et de sulfate collantes qui peuvent "colmater" le tissu filtrant.

Les sacs filtrants n'ont pas de nombreuses applications dans l'industrie de fusion du cuivre et du nickel. Ils conviennent mieux au captage des poussières et des fumées des courants gazeux contenant des impuretés très volatiles comme le Pb, le Zn, le As, le Bi, etc. Les chambres à sacs sont plus souvent utilisées pour l'extraction des poussières contenues dans les émissions gazeuses fugitives à l'intérieur de l'usine; la charge en poussières de celles-ci est peu importante et la taille des particules qu'elles contiennent est très fine. Ces chambres à sacs sont également installées sur les caissons de stockage des concentrés et du flux, lorsque ces matières sont transportées par un dispositif à air comprimé. La poussière est extraite des trémies situées à l'extrémité inférieure des chambres, au moyen d'un convoyeur à vis, d'un convoyeur à raclettes ou d'une simple caisse de collecte. Le rendement de captage des sacs filtrants peut atteindre 99% et même 99.9%. Selon le type de tissu employé, la température de travail est limitée à environ 260°C. Il est donc nécessaire de refroidir les gaz avant de les laisser pénétrer dans le filtre.

6.1.4 Précipitateurs électrostatiques. Les précipitateurs électrostatiques sont des appareils dans lesquels un champ électrique intense charge les particules contenues dans le courant gazeux et les projette sur des surfaces collectrices où leur charge électrique est neutralisée. Le champ électrique charge également un grand nombre des molécules d'oxygène contenues dans les gaz. Une fraction des "ions gazeux", en passant de l'électrode émissive (cathode) à l'électrode réceptrice (anode), se fixe aux particules contenues dans le courant gazeux. La plupart des poussières finissent par se charger négativement pour atteindre une valeur d'équilibre.

À mesure que la charge des particules s'accroît, celles-ci commencent à repousser les "ions gazeux", étant donné l'identité de leur charge. Il y a donc une limite à la quantité de charge qui peut être transférée aux particules. Les particules sont projetées dans le champ électrique vers une électrode (plaque) collectrice de polarité

inverse. En termes simples, lorsque les particules chargées atteignent l'électrode réceptrice, la charge est neutralisée et les particules tombent dans une trémie collectrice située sous l'installation.

Les particules sont attirées continuellement par l'électrode réceptrice. Si le taux de neutralisation de la charge est trop faible, l'arrivée d'autres particules sur la plaque peut créer un effet d'"écran". La seconde vague de particules peut alors être attirée si fortement par l'électrode réceptrice qu'elle tende à empêcher le premier groupe de particules de tomber dans la trémie collectrice. Des couches de particules commencent ainsi à s'accumuler sur la surface réceptrice. Dans un tel cas, la puissance de neutralisation de la charge diminue à cause de la quantité d'énergie nécessaire au transfert de la charge à travers les particules retenues à la surface. Le potentiel de collecte réel décroît à mesure que l'épaisseur de la couche de poussière qui se forme sur les plaques augmente. Il s'ensuit une perte de puissance de plus en plus grande, ce qui est inacceptable du point de vue exploitation, ou une efficacité de collecte pratiquement nulle pour les particules fines. Afin d'éviter ce genre de problème, les plaques réceptrices et les fils de décharge doivent être agités périodiquement à l'aide de marteaux mécaniques ou pneumatiques appelés impacteurs. L'intensité et la fréquence de cette dernière opération est ajustée en fonction des caractéristiques des particules (l'hygroscopicité, la densité, la résistivité, etc.).

Les précipitateurs électrostatiques se prêtent à de nombreuses applications dans l'industrie de la fusion du cuivre et du nickel et on en trouve pratiquement dans toutes les fonderies. Ils constituent l'avant-dernier élément de dépoussiérage des courants gazeux sortant du four de grillage, du four de fusion primaire et du convertisseur, lorsque de l'acide sulfurique ou des produits de fixation du soufre doivent être produits. Les précipitateurs électrostatiques permettent de récupérer les particules de poussières et de fumées très fines contenues dans de grandes quantités de gaz avec un taux élevé d'efficacité allant de 98 à 99.9%. La poussière est constamment extraite du fond de la trémie, généralement en vue d'une recirculation dans le four de fusion primaire, selon sa teneur en impuretés volatiles. Comme la température de travail typique est de 350°C, il est nécessaire de refroidir les gaz à cette température par pulvérisation d'eau ou par rayonnement dans les carneaux. La pulvérisation d'eau est souvent utilisée car elle rend les particules plus faciles à capter.

6.1.5 Épurateurs par voie humide. Enfin, le dernier type important de dépoussiéreurs est l'épurateur par voie humide. Cet appareil permet de capter les poussières grâce à un liquide pulvérisé en gouttelettes dans l'unité. La transformation du liquide en aérosol assure une grande superficie de captage pour tous les contaminants solubles et constitue un grand nombre de surfaces d'impact contre lesquelles les particules en phase gazeuse peuvent venir se frapper. Une variable très importante pour ce procédé est la vitesse relative des particules en fonction de celle des gouttelettes. En effet, les particules doivent avoir une vitesse supérieure afin d'augmenter la probabilité de captage. Lorsque les particules se déplacent assez rapidement, les gouttelettes demeurent relativement stables, tout comme les filtres dans un filtre de tissu. De cette façon, même les petites particules sont incapables de suivre le courant gazeux autour des gouttelettes et viennent s'y frapper (impact) ou sont captées par interception.

Les épurateurs par voie humide sont basés sur le principe du pouvoir de contact selon lequel plus les particules à extraire sont petites, plus il faut utiliser d'énergie. Lorsque des particules très petites (inférieures à 1.0 micron) doivent être extraites, leur vitesse doit être élevée en conséquence, ce qui nécessite l'accélération de tout le courant gazeux. Dans tout appareil de dimensions fixes, la perte de pression augmente considérablement avec l'augmentation de la vitesse. La proportion de l'énergie fluide disponible (baisse de pression) réellement utilisée pour faire entrer en contact les particules et les gouttelettes a donc une importance capitale. Lorsque le mouvement des particules et du courant gazeux est accéléré, une partie de la puissance disponible (baisse de pression) est perdue dans les pertes de viscosité associées au passage du courant gazeux dans le dispositif d'épuration. Cette puissance est perdue pour ce qui est du captage des particules. Seule cette partie de la perte de pression qui est convertie en énergie fluide pour obtenir l'augmentation relative dans la vitesse des particules est applicable à l'extraction de ces particules.

Il existe plusieurs sortes d'épurateurs humides comme, par exemple, les tours à garnissage, les tours à plaque, les chambres de pulvérisation, les venturis, les dispositifs à écoulement transversal, etc. Lorsqu'une chambre de pulvérisation simple ou à chicanes est utilisée pour l'extraction des particules de granulométrie supérieures à 25 μm , la pulvérisation remplit deux fonctions. Elle conditionne le courant gazeux en ajustant son degré d'humidité afin de favoriser l'agglomération et en le refroidissant. En même temps, elle empêche l'accumulation des particules sur les parois intérieures de la chambre. Ce

type d'épurateurs humides se montre passablement efficace pour l'élimination des grosses particules, mais est inefficace pour ce qui est des petites particules.

D'autres types d'épurateurs ont été mis au point afin d'atteindre un haut rendement d'élimination, selon la granulométrie des particules. Pour les particules de 10 à 20 μm , un dispositif plus efficace qu'une chambre à pulvérisation est nécessaire; on peut alors avoir recours, par exemple, à un cyclone par voie humide. Cet appareil combine les caractéristiques du cyclone et de la chambre à pulvérisation. Le captage est ainsi amélioré grâce à l'addition d'un mouvement centrifuge. Pour les particules de 5 à 10 μm , un dispositif à faible énergie fonctionnant à une perte de pression de 25 à 50 cmH_2O est nécessaire. Pour les particules de granulométrie inférieure (p. ex. de 1 à 5 μ), des épurateurs à auto-induction ou autres dépoussiéreurs à consommation d'énergie moyenne sont nécessaires. Pour les particules de 1 μm et moins, les appareils à forte consommation d'énergie, comme les venturis, sont nécessaires. La baisse de pression dans ce genre d'appareil peut atteindre 150 à 200 cmH_2O .

Les épurateurs par voie humide sont généralement suivis d'un séparateur à brouillard ou par entraînement afin de prévenir tout déversement du liquide de l'épurateur dans l'effluent. Plus la vitesse du gaz augmente, plus il est difficile d'empêcher l'entraînement de liquide; il peut alors devenir nécessaire de faire appel à un désembueur. Tous les épurateurs par voie humide et les séparateurs ou désembueurs doivent être munis d'un bac destiné à recevoir le liquide et les particules interceptés. Ce bac doit être vidé à des intervalles réguliers ou, de préférence, continuellement au moyen d'une pompe à boue. Les particules doivent être extraites et le liquide recyclé, notamment lorsque des réactifs ont été ajoutés en vue d'améliorer le rendement du captage des particules.

Les épurateurs par voie humide trouvent de nombreuses applications dans l'industrie de fusion du cuivre et du nickel, où ils sont utilisés pour l'épuration et le refroidissement finals des gaz, avant la conversion du SO_2 en acide sulfurique ou en un autre produit de la fixation du soufre. Le gaz lavé passe ensuite dans un précipitateur à brouillard avant d'entrer dans l'usine d'acide (ou autre). L'efficacité du captage dans un épurateur par voie humide peut varier entre 90 et 99%, selon le type d'épurateurs et son application précise. Ces épurateurs sont également utilisés pour l'épuration des gaz résiduels et pour la récupération des poussières contenues dans les émissions fugitives.

7 ÉMISSIONS GAZEUSES

7.1 Méthodes de contrôle des émissions de dioxyde de soufre

Les méthodes de contrôle des émissions de dioxyde de soufre des industries de fusion du cuivre et du nickel ont essentiellement été mises au point pour traiter deux types de courants gazeux: les courants concentrés produits par les fours de fusion primaires et les convertisseurs, dont la concentration en SO_2 est supérieure à environ 4.5%; et les courants dilués (contenant généralement moins de 2% de SO_2), produits par les fours multicellulaires de grillage, les fours à réverbère, les émissions fugitives et les gaz résiduels.

7.2 Courants de gaz concentrés

C'est pour le traitement des courants gazeux concentrés que les méthodes de contrôle des émissions du dioxyde de soufre sont à la fois les plus aptes techniquement et économiquement, et les plus largement utilisées. Le dioxyde de soufre peut être capté et fixé à l'état de soufre élémentaire (bien que cela soit techniquement compliqué et peu attrayant économiquement), ou encore servir à la fabrication de SO_2 liquide ou d'acide sulfurique. La fabrication d'acide sulfurique est l'approche la plus largement adoptée dans l'industrie. Les figures 2 et 3 (2), qui sont des diagrammes simplifiés des procédés de fusion du cuivre et du nickel-cuivre, montrent l'emplacement des installations de fixation du soufre par rapport aux principaux courants gazeux contenant du SO_2 . Dans ces deux diagrammes, un grillage des concentrés antérieur à la fusion peut être effectué à titre d'option, selon le procédé de fusion utilisé. Le traitement de la scorie peut s'avérer nécessaire avant l'évacuation, encore une fois selon le procédé de fusion utilisé et selon la teneur de la matte produite.

7.2.1 Fabrication de soufre élémentaire

La réduction en soufre élémentaire du SO_2 contenu dans les gaz de fusion est à la fois techniquement difficile à réaliser et coûteuse, du fait du prix élevé des agents de réduction (habituellement le naphthé). C'est pourquoi cette méthode n'est pas très répandue dans l'industrie métallurgique. Il existe des installations de ce genre à la fonderie de cuivre de la compagnie Phelps Dodge à Hidalgo au Nouveau-Mexique, à la fonderie de cuivre-nickel de la BCL au Botswana et aux fours de grillage de la pyrite de la compagnie Outokumpu à Kokkola, en Finlande. Cette dernière usine a été fermée il y a

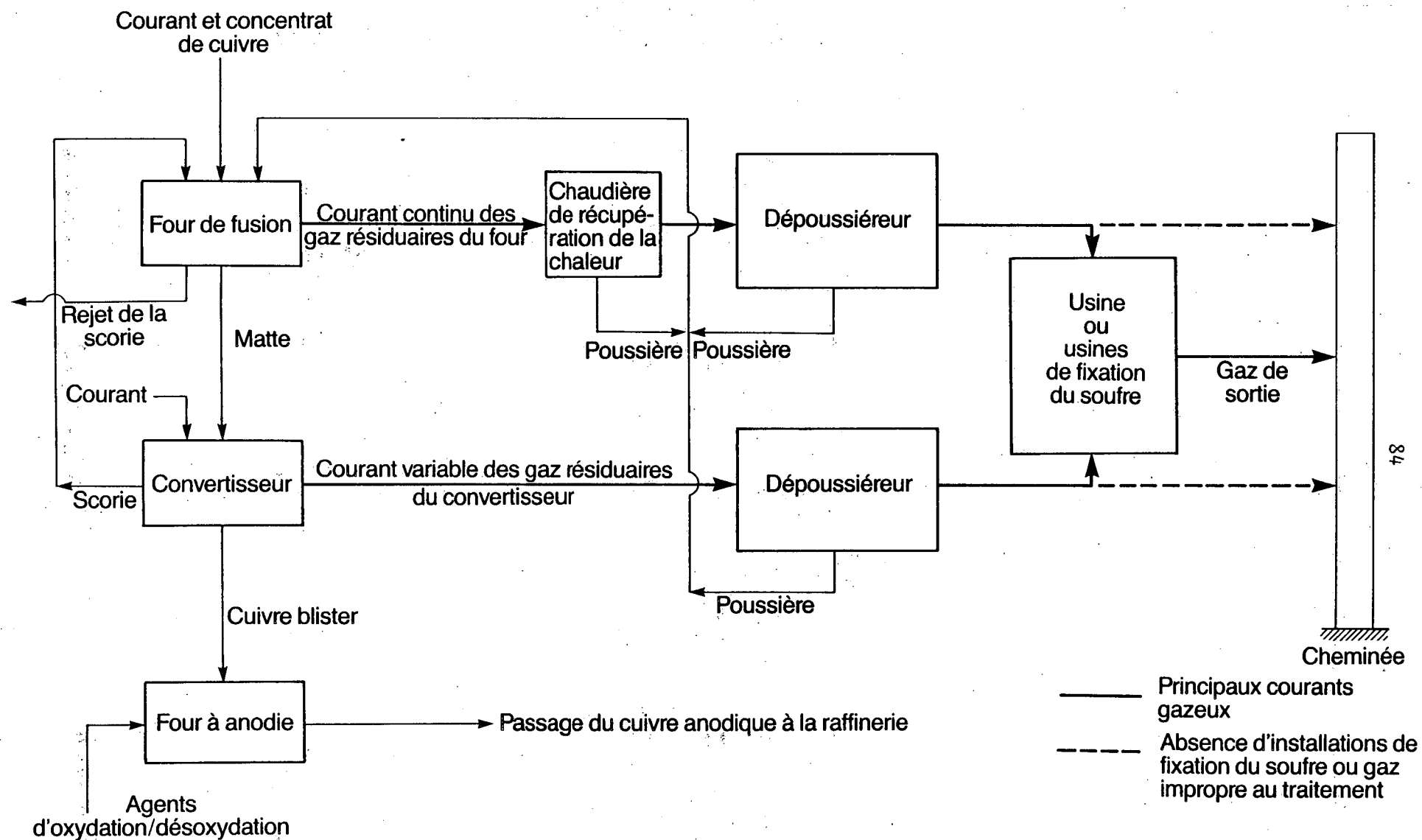


FIGURE 2 DIAGRAMME GÉNÉRAL DE FONCTIONNEMENT D'UNE FONDERIE DE CUIVRE (2)

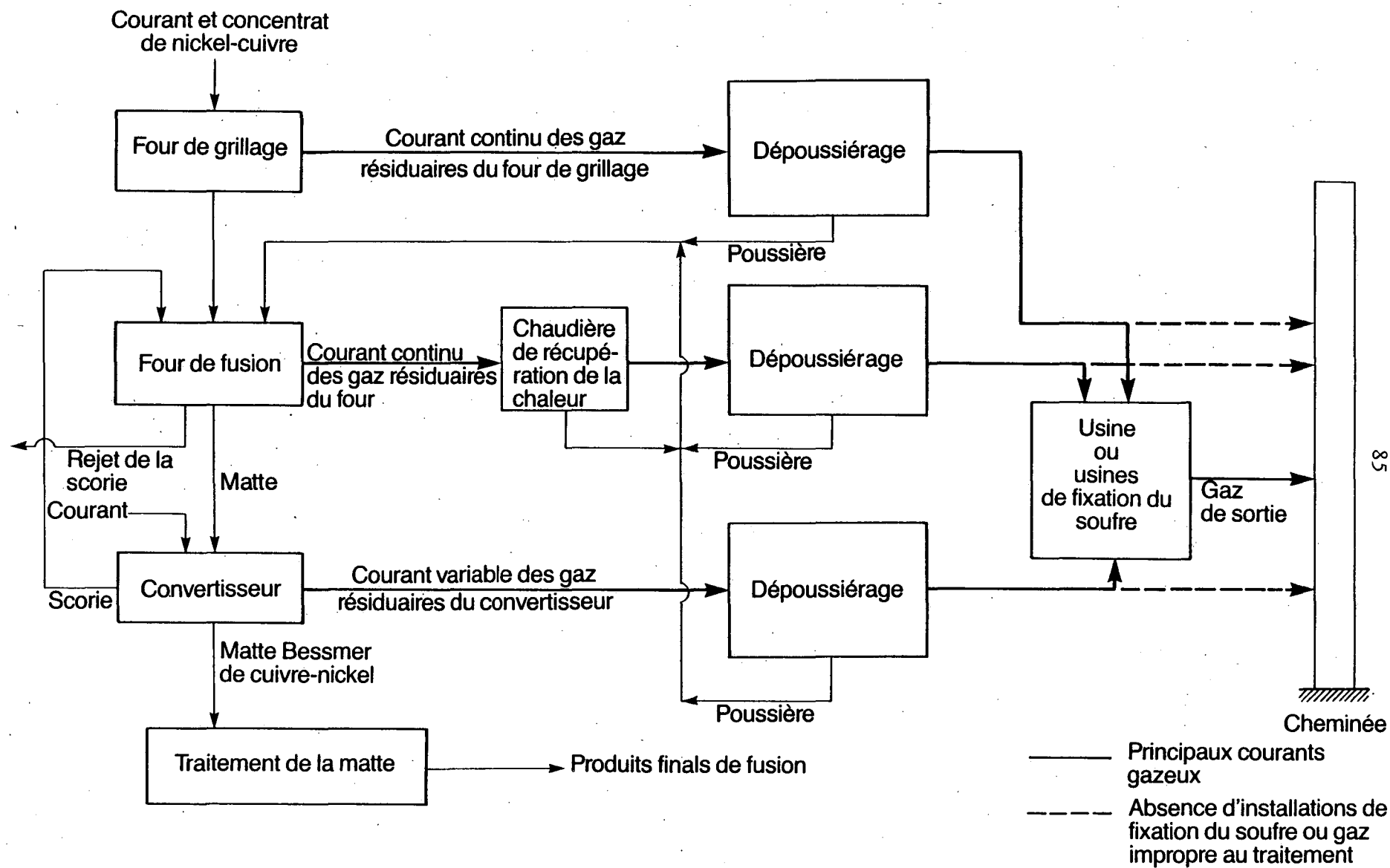


FIGURE 3 DIAGRAMME GÉNÉRAL DE FONCTIONNEMENT D'UNE FONDERIE DE NICKEL-CUIVRE (2)

plusieurs années à cause du prix élevé du naphthe; la concurrence des autres procédés permettant de produire du soufre à un coût moins élevé a affecté le rendement économique du grillage de la pyrite. L'usine de la Phelps Dodge n'a jamais atteint la phase de production à cause du prix élevé des agents de réduction; elle a été remplacée par une usine d'acide sulfurique. Cette installation de fixation du soufre élémentaire aurait eu à entrer en concurrence avec les stocks de soufre Frasch sur le marché. A cause des ennuis techniques survenus dans son four de fusion éclair et des difficultés qui en ont résulté dans la fabrication d'un soufre qui réponde aux normes commercialement acceptables, l'installation de fabrication de soufre élémentaire du Botswana n'a pas été exploitée de façon continue et est fermée à l'heure actuelle. De la même façon, les ennuis dans le procédé métallurgique et le coût élevé des agents de réduction ont entraîné la fermeture de l'usine de la compagnie Allied Chemical près de Falconbridge en Ontario, usine qui était conçue pour traiter des gaz de four de grillage.

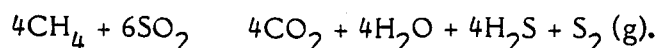
Pour produire du soufre élémentaire, il faut un courant gazeux continu et concentré (de préférence au moins 12% de SO_2) (2,18). Les gaz produits par les convertisseurs ne s'y prêtent donc pas. En outre, pour des raisons économiques, il est nécessaire d'obtenir un gaz dont la teneur en oxygène soit la plus faible possible (inférieure à 1% de O_2), car l'oxygène augmente la consommation des agents de réduction. Habituellement, les fours de fusion primaire fonctionnent sous une pression légèrement négative qui entraîne la pénétration de quantités variables d'air de dilution (contenant de l'oxygène) dans le courant gazeux. C'est pourquoi, lorsque la production de soufre élémentaire est prévue, le four doit être conçu de façon à être totalement étanche au gaz afin de pouvoir fonctionner sous une pression légèrement positive et d'éviter toute pénétration d'air. L'étanchéisation du four grâce à un caisson d'acier est alors nécessaire pour empêcher les gaz de traitement concentrés de s'échapper dans l'usine. Cela complique un peu la conception du four.

La teneur en dioxyde de soufre des gaz de fusion peut être réduite en faisant passer le courant gazeux dans un lit de coke incandescent. Des procédés de ce genre étaient utilisés par Boliden (Suède), Cominco (Canada) et Orkla (Norvège), mais l'augmentation des prix du coke les a rendus trop coûteux; les installations ont été fermées et démontées il y a plusieurs années.

Des hydrocarbures comme le gaz naturel, le fuel-oil, le charbon pulvérisé de haute qualité (utilisé à la fonderie BCL au Botswana) et le naphthe (utilisé à Kokkola) sont communément utilisés comme agents de réduction.

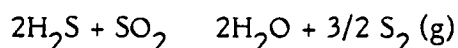
Lorsque des hydrocarbures sont utilisés comme réducteurs, la fabrication du soufre élémentaire se fait en trois grandes étapes (5);

- a) Purification du gaz à 150°C, comme dans la fabrication d'acide sulfurique;
- b) Réduction catalytique du SO₂ à 500°C à l'aide d'hydrocarbures, par des réactions du genre:



Le soufre élémentaire liquide (30-40% de celui qui se trouvait dans le gaz original) est alors condensé par refroidissement à 170°C;

- c) Réaction catalytique Claus à 240°C (un ou deux étages) au cours de laquelle le soufre élémentaire est produit à partir du SO₂ restant, en vertu de la réaction:



puis condensé par refroidissement.

La conversion en soufre élémentaire n'est complète qu'à environ 90%, ce qui signifie que le procédé de base doit être amélioré lorsqu'il s'agit de satisfaire aux normes les plus strictes concernant les émissions et la qualité de l'air ambiant. D'autres composantes gazeuses sont formées lors des réactions secondaires qui résultent en la production d'un gaz résiduaire contenant du sulfure d'hydrogène (H₂S) et de l'oxysulfure de carbone (COS), en plus d'environ 1% de SO₂. Ce mélange gazeux peut être passé à une température inférieure dans des lits catalyseurs additionnels, où le H₂S et le COS réagissent avec le SO₂ restant, lorsqu'il est nécessaire d'augmenter la production globale de soufre. Cela permet également d'éliminer la majeure partie des gaz de réactions secondaires dangereux, plus toxiques que le SO₂. Dans l'industrie métallurgique, afin de réduire encore ces émissions, on procède habituellement à l'oxydation du H₂S et du COS dans un incinérateur avant de rejeter les gaz résiduaire dans l'atmosphère; cela se traduit cependant par des frais supplémentaires en combustibles. Dans les industries du gaz naturel et du pétrole, la méthode Claus est bien au point; divers procédés permettent de réduire en H₂S les composés sulfurés qui n'ont pas réagi, puis de les absorber dans des solutions de carbonate de sodium et de les oxyder en soufre élémentaire au moyen de vanadate de sodium. On estime que ces procédés peuvent réduire la concentration en SO₂ à 0.03% (5). Le figure 4 présente un diagramme de fonctionnement typique de la récupération de soufre élémentaire contenu dans les gaz de fusion par réduction du SO₂ (5).

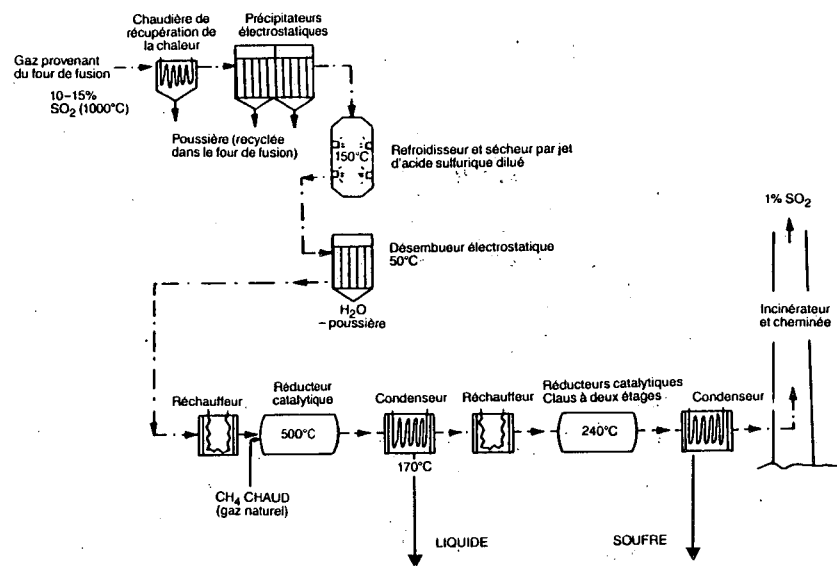


FIGURE 4

DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE DES GAZ DE FUSION (5)

Dans les fours de fusion éclair Outokumpu, la réduction partielle du SO_2 s'effectue à 1 350°C dans la cheminée d'évacuation, par addition de réducteur en amont de l'installation de récupération du soufre.

La complexité des méthodes utilisées, de même que le coût élevé de l'énergie nécessaire (environ $500 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4$ /tonne de S) pour la réduction du SO_2 a empêché la production de soufre élémentaire à partir des gaz de fusion de devenir très populaire. Toutefois, dans certains cas, cette option devrait être envisagée sérieusement, compte tenu de l'emplacement de la fonderie par rapport au marché de l'acide, des frais de transport et de la facilité de stockage du soufre élémentaire.

7.2.2 Fabrication de SO_2 liquide. La récupération économique du soufre sous forme de SO_2 liquide nécessite l'obtention d'un gaz dont la teneur en SO_2 est la plus haute possible; le courant gazeux doit également être continu et présenter le moins de variations possible dans sa concentration. Il y a deux grands types de procédé de récupération du SO_2 liquide (2, 18):

a) Procédés de récupération physiques.

Les procédés de récupération physiques comprennent l'absorption sous pression dans l'eau et la compression-réfrigération à sec. Comme le gaz doit être comprimé, sa teneur en SO_2 constitue le principal facteur économique, du fait des besoins énergétiques importants et des coûts élevés de la compression. Les gaz produits par les fours de grillage à lit fluidisé et par les fours de fusion éclair se prêtent à un traitement économique par absorption sous pression dans l'eau, tel qu'effectué par Boliden en Suède. Les gaz produits par la fusion éclair à l'oxygène peuvent être traités de façon économique directement par une compression et une réfrigération à sec, comme cela a été démontré à l'usine CIL de Copper Cliff, où sont traités des gaz contenant 80% de SO_2 provenant du four éclair à l'oxygène de l'Inco pour la fusion des concentrés de cuivre.

Un point important doit être pris en considération dans ces procédés: les gaz propres doivent être soigneusement séchés avant la compression et la réfrigération. Le seul agent de séchage pratique et économique à cette fin est l'acide sulfurique concentré. C'est pourquoi, il est fortement recommandé de combiner la production du SO_2 liquide par procédé de récupération physique avec une usine d'acide sulfurique. Avec une telle formule, l'humidité du gaz de fusion fournit l'eau de

dilution nécessaire à l'usine d'acide sulfurique, tandis que les gaz résiduaux de l'installation de fabrication de SO_2 liquide sont traités dans l'usine d'acide.

b) Procédés d'absorption chimiques

Ces procédés sont exploités sous pression atmosphérique et font appel à l'absorption chimique pour extraire le SO_2 contenu dans le courant gazeux. Parmi les procédés existants, les deux plus connus sont celui de la Cominco et le procédé au DMA (diméthyl aniline). Le procédé Cominco utilise comme absorbant une solution de bisulfite d'ammonium et extrait le SO_2 sous forme de gaz concentré (25% de SO_2) par acidification à l'acide sulfurique. Le sulfate d'ammonium est obtenu à titre de sous produit. On trouvera à la figure 5 un diagramme de fonctionnement simplifié de ce procédé (7). Les gaz contenant du dioxyde de soufre, libres de tout trioxyde et particules de soufre, sont absorbés par une solution de sulfite-bisulfite d'ammonium. Le SO_2 qu'ils contiennent réagit avec le sulfite d'ammonium pour former du bisulfite. De l'ammoniac est ajouté pour convertir une partie du bisulfite en sulfite, puis retourné aux épurateurs par absorption. Le reste de la solution de bisulfite passe dans la tour de rectification, est acidifié à l'acide sulfurique, puis extrait à l'air pour produire un gaz contenant environ 25% de SO_2 et une solution de sulfate d'ammonium contenant environ 10% du soufre d'alimentation. Ce procédé permet de récupérer environ 80% du SO_2 des gaz de carneau dilués, même à des concentrations aussi faibles que 0.5%. Les gaz résiduaux contiennent aussi peu que 0.03% de SO_2 . Un inconvénient sérieux de ce procédé est le coût élevé de l'ammoniac d'appoint puisque de grandes quantités de sulfate d'ammonium sont produites. De ce fait, ce procédé n'est pas une méthode économique de production du sulfate d'ammonium.

Le procédé DMA a été mis au point par ASARCO et est utilisé à Tacoma, Washington, dans une fonderie de cuivre. Il était également utilisé à la fonderie de plomb de Selby en Californie et est encore exploité par la compagnie Cities Service au Tennessee, ainsi que par la compagnie Asturiana de Zinc en Espagne et à la raffinerie de nickel de la Falconbridge en Norvège.

Le procédé DMA est utilisé pour la récupération du SO_2 contenu dans les gaz de fusion; ceux-ci affichent des teneurs en SO_2 variant entre 4 et 10%. Les principales étapes de ce procédé sont présentées à la figure 6 (7). Une fois le gaz lavé, le dioxyde de soufre est absorbé par du diméthyl aniline dans une tour à calotte comportant une section d'absorption, un laveur à soda et un laveur à l'acide. Les gaz

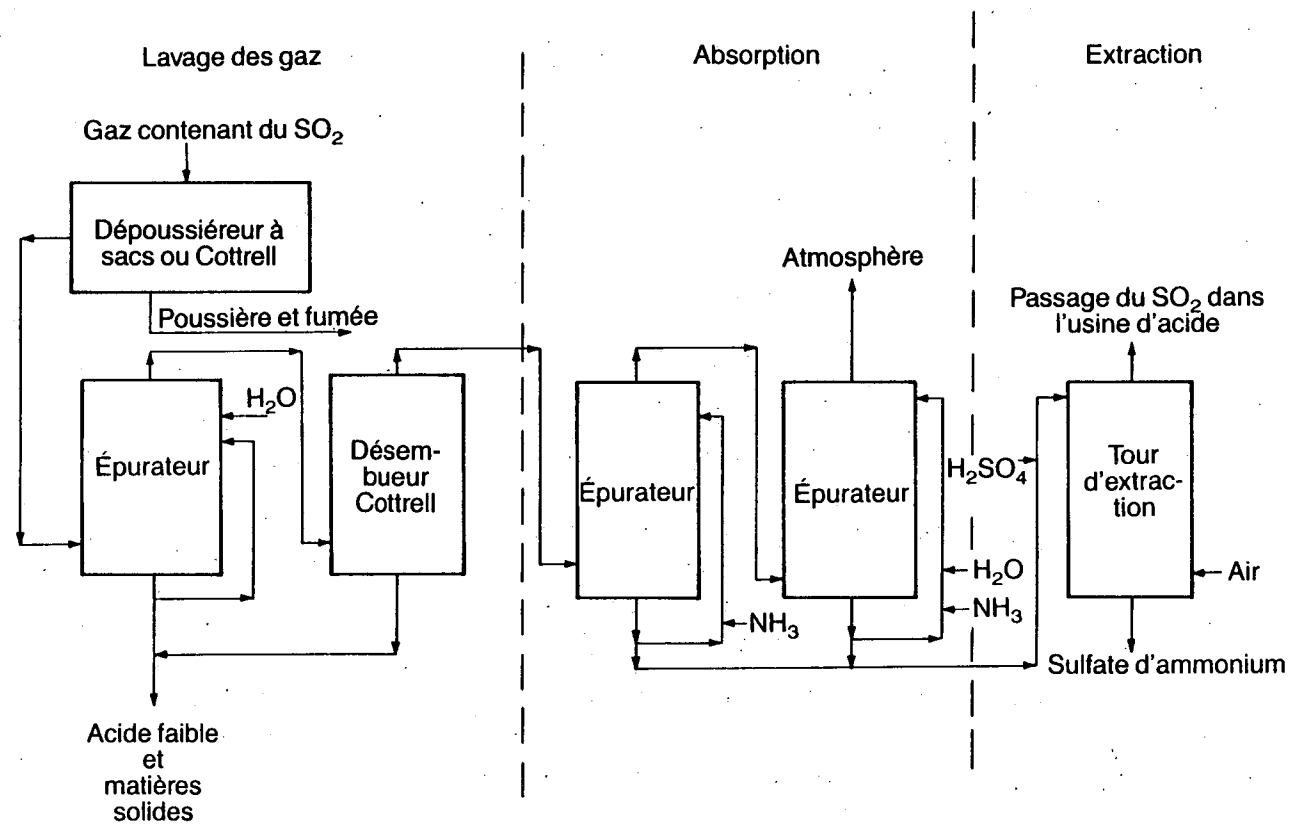


FIGURE 5 PROCÉDÉ PAR ABSORPTION COMINCO (7)

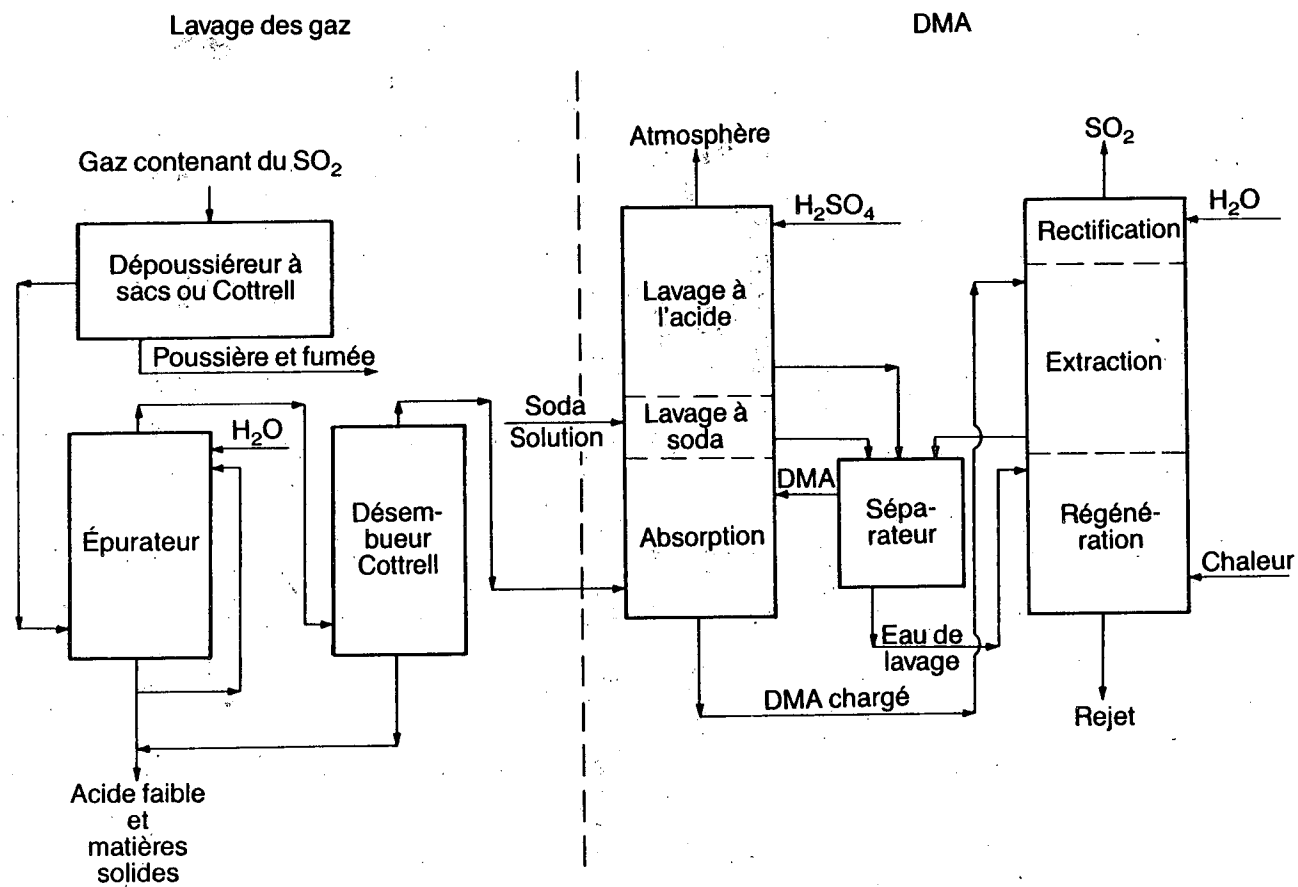


FIGURE 6 PROCÉDÉ DMA (7)

résiduaire de la section d'absorption au DMA, située à la base de la tour, sont lavés dans une solution de carbonate de sodium dilué, située dans la section médiane, assurant ainsi la récupération du SO_2 résiduel du courant gazeux. La principale fonction du carbonate de sodium est cependant de neutraliser l'acide sulfurique utilisé pour la récupération de la vapeur de DMA, ainsi que tout acide formé pendant l'oxydation du SO_2 . La neutralisation de cet acide est essentielle à la récupération du diméthyl aniline, qui autrement serait rejeté à l'état de sulfate de DMA hydro-soluble dans les eaux usées évacuées de la colonne d'extraction. Dans la section supérieure de la tour d'absorption, les gaz résiduaire sont lavés à l'acide sulfurique dilué et les vapeurs de DMA, qui, autrement, s'échapperaient dans l'atmosphère, sont récupérées.

La solution chargée de DMA est épurée à la vapeur dans la section d'extraction de la colonne d'extraction. Le diméthyl aniline et le SO_2 sont d'abord extraits des solutions aqueuses combinées dans la section inférieure de la colonne par distillation à la vapeur. Le courant de gaz chaud sortant de la section d'extraction proprement dite et contenant du SO_2 , de la vapeur d'eau et de la vapeur de diméthyl aniline est ensuite refroidi dans la section supérieure (rectification) de la colonne. En présence de SO_2 , les vapeurs de DMA sont récupérées sous forme de sulfate de diméthyl aniline hydro-soluble. Il reste donc essentiellement du SO_2 pur qui peut être liquéfié.

Les procédés d'absorption chimiques sont considérablement plus dispendieux que les procédés de récupération physiques tant du point de vue des coûts de premier établissement que des frais d'exploitation; ils offrent cependant l'avantage de pouvoir être appliqués à des gaz dont la teneur en SO_2 est plus faible et de donner des rendements d'extraction de beaucoup supérieurs. Il est, par exemple, possible d'extraire 98% du SO_2 par absorption chimique, tandis qu'il n'est possible d'en récupérer économiquement que 90% avec les procédés de récupération physiques.

7.2.3 Fabrication d'acide sulfurique. L'acide sulfurique est le produit sulfuré le plus communément récupéré des gaz métallurgiques; sa récupération est d'ailleurs la méthode de contrôle du SO_2 reconnue dans l'industrie. La méthode utilisée dans les installations classiques de fabrication d'acide par contact a fait ses preuves et les gaz à partir desquels l'acide peut être produit présentent des caractéristiques moins restrictives que les autres. L'acide sulfurique est généralement la forme sous laquelle le soufre est le plus couram-

ment consommé par l'industrie et sa fabrication constitue la méthode la moins chère d'extraire efficacement le SO_2 contenu dans les gaz de fusion. Comparée au brûlage du soufre, la fabrication d'acide sulfurique à partir des gaz métallurgiques est toutefois plus complexe et plus coûteuse.

Pour que la fabrication d'acide sulfurique par contact soit économique, la teneur en SO_2 des gaz d'alimentation ne doit pas normalement être inférieure à environ 4%; en deçà de cette concentration, la réaction d'oxydation n'est pas autothermique. Au Japon, l'acide sulfurique est fabriqué à partir de gaz de faible teneur (environ 2,2% de SO_2) provenant des fours à réverbère, mais le préchauffement, puis la réfrigération du gaz, qui demandent beaucoup d'énergie, rendent le procédé non économique (14). Normalement, les gaz contiennent en tout environ 2 ou 3% d'oxydes de soufre à l'état de SO_3 ; à l'occasion, les gaz de convertisseur de cuivre peuvent en contenir jusqu'à 5%, selon le volume d'air de diffusion et les méthodes de refroidissement utilisées (19). Il est important de réduire le plus possible la formation de SO_3 dans les gaz avant leur entrée dans l'usine d'acide et la meilleure façon d'y arriver consiste à les refroidir rapidement à environ 350°C et à éviter toute infiltration d'air. L'installation, sur les convertisseurs, de hottes ajustées refroidies à l'eau permet généralement d'obtenir ces conditions.

La fabrication d'acide sulfurique à partir des gaz de fusion au moyen du procédé par contact comporte trois grandes étapes décrites ci-dessous (2, 5, 14, 18, 19). On trouvera à la figure 7 un diagramme schématique d'une installation de fabrication d'acide par contact simple ou double (14).

1. Purification du gaz - les gaz sont d'abord dépoussiérés dans des précipitateurs électrostatiques. Cette première étape est essentielle, car la poussière peut colmater les lits des catalyseurs du convertisseur et les impuretés peuvent provoquer un empoisonnement du catalyseur et contaminer l'acide. Le tableau 15 présente les limites maximales estimatives (en termes de charge totale et sans référence à la distribution granulométrique) qui s'appliquent à diverses impuretés indésirables et que l'usine d'acide ne doit pas dépasser (20). Ces limites correspondent aux quantités maximales qui peuvent être admises avant l'encrassement du catalyseur dans une installation fermée une fois par année pour fin d'entretien et de réparations. L'adjonction d'un nouveau catalyseur pour compenser les pertes attribuables au nettoyage compense normalement toute désactivation légère du catalyseur qui peut se produire.

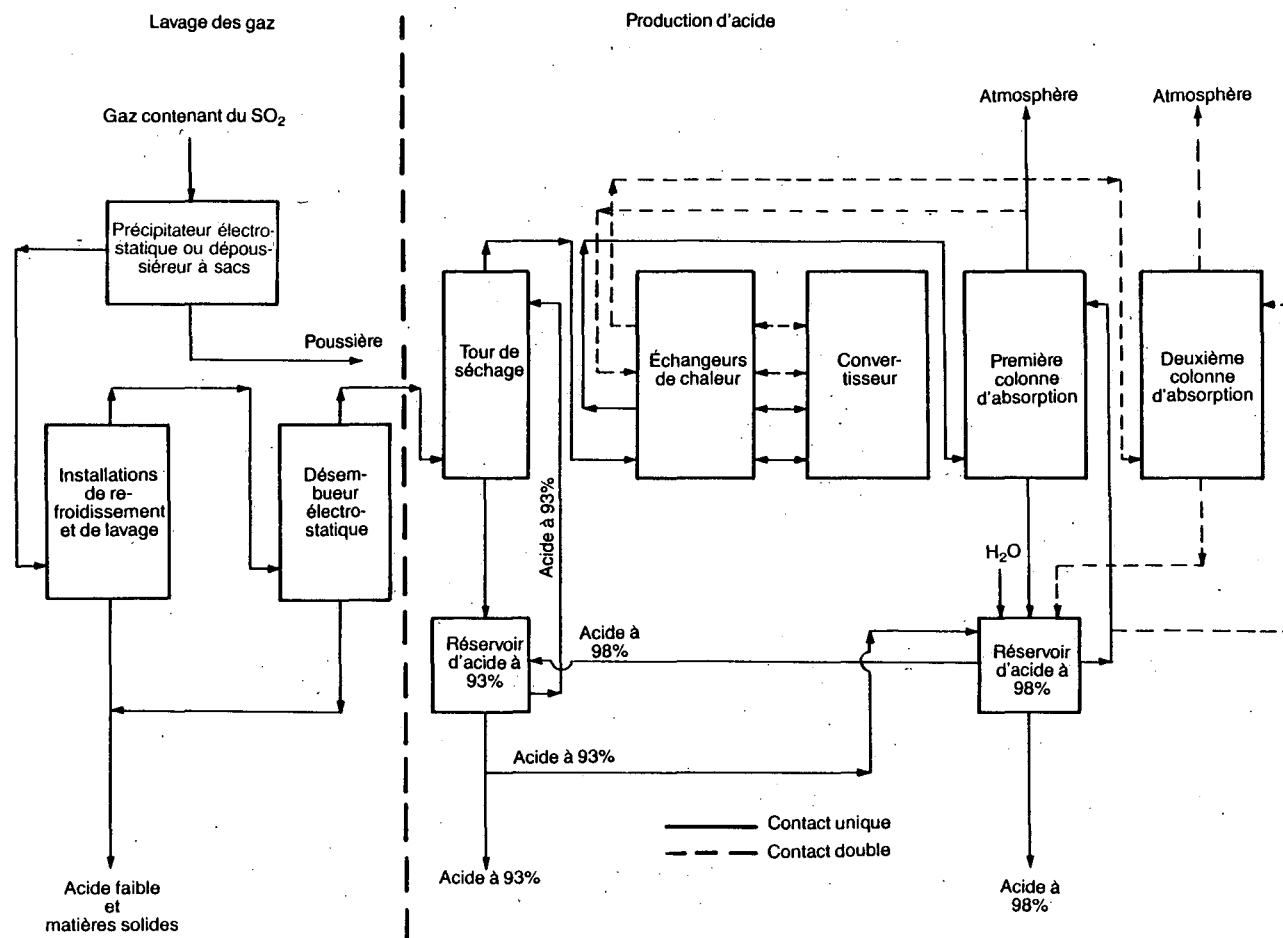


FIGURE 7 SCHEMA D'UNE INSTALLATION DE FABRICATION D'ACIDE SULFURIQUE PAR CONTACT SIMPLE ET DOUBLE (14)

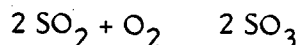
TABLEAU 15 LIMITES ESTIMATIVES MAXIMALES DE CERTAINES IMPURETÉS
(BASE À SEC) POUR LE GAZ LAVÉ CONTENANT 7% DE SO₂ (20)

	Mg/Nm ³
Chlorures (à l'état de Cl)	1.20
Fluorures (à l'état de F)	0.25
Arsenic (à l'état de As ₂ O ₃)	1.20
Pb	1.20
Hg	0.25
Se	50.00
Matières solides (poussière)	1.20
H ₂ SO ₄ (brouillard à 100%)	50.00

À cause des effets nocifs du mercure et du sélénium en agriculture, les limites fixées pour ces deux éléments sont extrêmement basses lorsque l'acide doit être utilisé pour la fabrication de fertilisants.

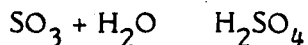
Après un lavage préliminaire, les gaz sont refroidis et nettoyés dans des épurateurs humides. Le gaz doit être refroidi afin de réduire sa teneur en humidité. La température finale est déterminée par la teneur en SO₂, la concentration désirée de l'acide produit, la température de l'eau de refroidissement et l'altitude de l'installation par rapport au niveau de la mer. Le gaz pénètre ensuite dans les précipitateurs à brouillard pour un lavage final et un désembuage en vue de produire un gaz transparent. Une faible purge d'acide peut s'avérer nécessaire pour maintenir les impuretés à des niveaux tolérables. Les gaz sont séchés par un lavage au H₂SO₄ entre 93 et 96%. La chaleur produite par l'absorption d'eau dans l'acide en circulation est extraite dans des échangeurs de chaleur refroidis à l'eau, qui réduisent la température de l'acide à environ 40°C. La principale soufflante de gaz se trouve généralement après la tour de séchage afin d'assurer une aspiration suffisante pour aspirer l'air nécessaire dans le système de purification et une pression suffisante pour pousser le gaz dans le système d'échange de chaleur du convertisseur et la tour d'absorption. Le gaz sort de la soufflante à environ 55°C.

2. Conversion - Le SO_2 est oxydé en SO_3 au contact du catalyseur (habituellement V_2O_5) par la réaction exothermique



La conversion s'effectue normalement dans un courant gazeux continu dont la température moyenne varie entre 425° et 625°C en présence d'oxygène excédentaire. À des températures inférieures à environ 400° à 425°C , le catalyseur est, à toute fin pratique, inefficace et la réaction ne se fait pour ainsi dire pas. À des températures de 600°C et plus, la conversion a tendance à être moins efficace à cause des limites d'équilibre chimique. Les convertisseurs catalytiques sont donc conçus pour contenir un certain nombre de lits catalyseurs adiabatiques en série comportant, entre eux, un dispositif de refroidissement des gaz et d'échange de chaleur afin d'éliminer la chaleur de la réaction. De cette façon, la conversion se fait progressivement. La conversion est habituellement complète à environ 97% à 450°C . Avec le temps, le catalyseur se détériore; l'usine d'acide doit donc être fermée périodiquement pour permettre de nettoyer ou de remplacer le catalyseur. À mesure que l'efficacité de la conversion décroît, la teneur en SO_2 des gaz résiduels augmente. Le catalyseur est remplacé lorsque les émissions de SO_2 sont environ 30% au-dessus de la normale. Les gaz très dilués doivent être chauffés avant la conversion.

3. Absorption - Le SO_3 est absorbé dans un courant de H_2SO_4 à 98.5%, auquel est ajouté de l'eau ou de l'acide faible qui réagit avec le SO_3 , et produit du H_2SO_4 à 99.6%, conformément à la réaction exothermique suivante:



Cette réaction a lieu presque à fond à des températures inférieures à environ 260°C à 300°C . Cette opération est normalement effectuée dans des tours à garnissage à écoulement à contre-courant.

La raison pour laquelle on utilise du H_2SO_4 à 98.5% comme milieu absorbant est que cette concentration constitue un azéotrope à température d'ébullition maximale (c.-à-d. un mélange qui présente une pression de vapeur minimale de SO_3 et de H_2O). Lorsqu'il est prévu d'utiliser de l'eau ou un acide faible, la vapeur d'eau qui s'accumule au-dessus de ces solutions entre en réaction avec la vapeur de SO_3 entrante pour former des particules de H_2SO_4 en phase gazeuse dont la granulomé-

trie est de l'ordre du micron et du sous-micron. Ces particules ne sont pas facilement absorbées et peuvent sortir du traitement sous forme d'aérosol ou de brouillard nuisible. La fonte et les alliages d'acier ne sont pas corrodés par cet acide très concentré, ce qui simplifie la conception de l'équipement de pompage et de recirculation. Le réglage des teneurs en acide se fait automatiquement, la conductivité électrique servant de paramètre de contrôle. Les gaz qui sortent de la tour d'absorption contiennent un brouillard d'acide sulfurique qui doit être extrait par un désembueur. Les gaz résiduels d'une installation de fabrication d'acide par contact unique contiennent généralement environ 0.16% de SO_2 ; le rendement global d'élimination du SO_2 peut donc atteindre jusqu'à 98%. Pour atteindre des rendements de conversion supérieurs, on fait appel à des installations d'absorption par double contact, qui peuvent donner un rendement global supérieur à 99% et dont les gaz résiduels contiennent aussi peu que 0.05% de SO_2 . De telles installations de fabrication d'acide par double absorption sont nécessaires lorsqu'il faut satisfaire aux règlements les plus rigoureux de lutte contre la pollution atmosphérique. Dans ce type d'installation, les gaz qui ont été partiellement convertis en SO_3 dans 2 ou 3 lits catalyseurs sont refroidis, puis passent par une tour intermédiaire d'absorption du SO_3 , sont réchauffés et passent enfin par un ou deux autres lits catalyseurs avant que la conversion totale soit achevée. Les gaz passent ensuite dans une dernière tour d'absorption pour éliminer tout SO_3 présent. La neutralisation à la chaux des gaz résiduels de l'usine d'acide peut réduire encore davantage les dernières traces de SO_2 pour atteindre une teneur de 0.01%, mais cette méthode de fixation du soufre peut se révéler très coûteuse. Les installations à double absorption sont environ 10 à 20% plus coûteuses que les installations à contact unique, consomment plus d'énergie et peuvent afficher une plus faible disponibilité en canalisation. L'acide concentré (H_2SO_4 jusqu'à 99.6%) est vidé du système d'absorption et dilué dans l'eau jusqu'à ce que sa concentration passe à 93%, concentration habituelle du produit sur le marché.

À cause des caractéristiques de fonctionnement propres aux fonderies de cuivre et de nickel, plusieurs points importants doivent être pris en considération lors de la conception d'une usine d'acide destinée à traiter les gaz métallurgiques. En effet, par rapport aux gaz produits par une usine de brûlage du soufre, les gaz provenant d'une fonderie peuvent présenter des concentrations et des vitesses d'écoulement variables. La

concentration des gaz est également différente selon le procédé de fusion; les paramètres de conception doivent donc varier en conséquence. Ainsi, la conception d'une usine d'acide est particulière à chaque fonderie. Un écoulement continu de gaz contenant entre 5 et 8% de SO_2 et de 30 à 50% de plus d'oxygène que de SO_2 constitue la situation normale pour une installation de fabrication d'acide classique par contact (2). Des concentrations élevées de SO_2 sont souhaitables, car elles permettent de maintenir les dimensions et les frais de l'usine d'acide au minimum. Dans les installations classiques, la limite supérieure est fixée à environ 9-11% de SO_2 , selon la concentration d'oxygène. Les principaux facteurs restreignant le traitement de gaz de teneurs plus élevées sont le comportement et la durée de vie du catalyseur, ainsi que la nécessité de recourir à des matériaux de construction spéciaux capables de supporter des températures élevées dans un milieu corrosif. Un gaz, dont l'écoulement est intermittent ou dont la teneur en SO_2 est faible, nécessite l'utilisation de gros échangeurs de chaleur spécialement conçus à cette fin et, dans certains cas, un supplément de chaleur provenant d'une source extérieure. En outre, comme l'usine d'acide doit être conçue en fonction d'un débit maximal ou de pointe, le traitement d'un courant gazeux intermittent nécessite l'adoption d'une capacité nominale supérieure pour une production quotidienne donnée d'acide.

Les usines d'acide traitant les gaz de fusion sont habituellement alimentées par deux courants gazeux; l'un provient du four de grillage ou d'un four de fusion primaire moderne (c.-à-d. autre qu'un four à réverbère) et le second provient des convertisseurs. Les gaz de sortie des fours à réverbère ne se prêtent normalement pas à la récupération du SO_2 dans une usine d'acide à cause de leur faible teneur en SO_2 et en O_2 . Toutefois, certains des gaz de sortie de four à réverbère peuvent être traitables lorsqu'ils sont mélangés à d'autres gaz, si ces derniers sont anormalement riches en SO_2 . Le facteur déterminant doit être le maintien d'une composition gazeuse satisfaisante dans l'usine d'acide, composition qui normalement ne devrait pas être inférieure à 4.0% de SO_2 , en présence d'une concentration en oxygène au moins aussi élevée (soit une teneur d'environ 7 à 11% pour le SO_2 et le O_2 combinés) (19). Dans le cas des usines d'acide à contact unique, le rapport O_2 : SO_2 doit être d'au moins 1.25 à 1.3:1. Les usines à contact double nécessitent un rapport d'au moins 1.18 à 1.22:1 (14). Les deux courants gazeux mentionnés ci-dessus affichent habituellement des teneurs et un débit différents. Le courant gazeux provenant du four de fusion primaire présente habituellement une composition et un débit constants, tandis que celui des convertisseurs présente généralement une concentration et un débit variables du fait de la nature discontinue en deux étapes de l'opération. Dans

la conception d'une usine d'acide, il faut tenir compte de plusieurs paramètres de fonctionnement du four de fusion. L'exploitation d'un tel four, particulièrement en ce qui a trait à la programmation des opérations du convertisseur sur une base décalée, est, dans une certaine mesure, limitée par les paramètres de conception et les conditions de marche de l'usine d'acide. Lorsqu'il n'est pas possible de programmer les opérations de convertissage de façon à obtenir un débit et une concentration des gaz presque uniformes à l'entrée de l'usine d'acide, il est nécessaire soit d'interrompre le fonctionnement de cette dernière pour la remettre en marche lorsque le courant gazeux est suffisant (ce qui n'est vraiment pas une solution viable dans l'industrie métallurgique), soit d'installer un réchauffeur à fonctionnement continu dans l'usine afin de maintenir le courant gazeux (ou l'air) à température élevée.

Les spécifications de conception définissent, pour l'usine d'acide, de nombreux paramètres qui peuvent influencer sur son exploitation une fois en marche. La conception doit se faire sur une base réaliste et prévoir des variations normales dans l'opération du four de fusion. Par exemple, le dimensionnement de l'équipement, notamment de la soufflante de l'usine d'acide, doit être établi en fonction du volume nominal maximal.

La teneur en SO_2 et en O_2 des gaz d'alimentation influe aussi sur la conception du convertisseur et des échangeurs de chaleur annexes dans l'usine. L'entrée d'un gaz d'une teneur inférieure à la teneur nominale minimale, que cela soit dû à une fuite importante dans l'usine ou à des ennuis d'exploitation, peut mettre fin à l'autothermie de l'installation et obliger à recourir à l'allumage au fuel. Lorsque la teneur du gaz est trop faible, il peut se révéler difficile de produire un acide assez concentré. Comme les paramètres de base utilisés pour la conception d'une usine d'acide président à l'exploitation subséquente du four de fusion, il est prudent d'employer des paramètres de conception raisonnables.

L'efficacité de la conversion dans une usine d'acide est habituellement inférieure à la normale pendant la période de démarrage. Il est essentiel que l'exploitation du four de fusion soit stabilisée de façon à produire un gaz de sortie qui réponde aux spécifications de conception de l'usine d'acide. Selon le procédé de fusion utilisé, il faut entre 4 et 16 heures pour produire un gaz qui convienne à la fabrication d'acide. Huit heures supplémentaires sont alors requises pour stabiliser l'usine d'acide et atteindre le taux de conversion nominal. Par conséquent, pendant la période de 12 à 24 heures suivant le démarrage de l'installation, les émissions de gaz de sortie peuvent dépasser de deux à quatre fois le seuil nominal. L'installation d'un brûleur de soufre auxiliaire peut

être utilisée pour contrôler la composition du gaz d'alimentation du four de fusion en vue de maintenir la composition des gaz résiduels dans les limites de conception (2).

7.3 Courants gazeux à faible teneur en SO_2

Dans les fours de fusion du cuivre et du nickel, les courants gazeux à faible teneur en SO_2 proviennent des sources suivantes:

1. Courants de gaz de traitement dont la teneur en SO_2 se situe en général entre 0.5 et 2.0%, p. ex. à la sortie des machines d'agglomération, des hauts fourneaux, des fours multicellulaires de grillage, des fours à réverbère, des fours électriques et des fours d'affinage au feu.
2. Émission de gaz résiduels provenant des installations de fixation du soufre traitant, en général, les courants de gaz concentré.
3. Émissions fugitives provenant:
 - du transfert du calciné chaud des fours multicellulaires de grillage aux fours de fusion;
 - de fuites dans le matériau réfractaire du four;
 - des poches et des trous de coulée non couverts pendant la coulée de la matte et le transport de cette dernière dans le convertisseur;
 - des convertisseurs, lorsqu'ils sont basculés en position d'amenée puis remis en position de soufflage pour le chargement et la coulée des matières.

Les émissions fugitives ont lieu dans la fonderie elle-même. Il en résulte non seulement des conditions de travail désagréables, mais aussi des émissions de SO_2 dans l'atmosphère extérieure au niveau du sol, émissions qui peuvent avoir des effets dangereux dans le voisinage immédiat de la fonderie. La quantité de soufre perdue sous forme d'émissions fugitives représente environ 1-2% de l'apport total en S dans la fonderie (5). Les émissions internes peuvent être réduites au moyen des pratiques d'ingénierie et d'exploitation suivantes:

- scellement complet des chariots de calciné et du système de chargement;
- scellement du revêtement réfractaire du four et exploitation des fours à une pression légèrement négative, ou encoffrement du four dans l'acier (p. ex. le four de fusion éclair de l'Inco);
- ventilation suffisante autour des trous et des poches de coulée au moyen de l'installation de hottes, couvercles, conduites et ventilateurs de collecte des gaz;

- maintien de conditions de fort tirage dans les hottes du convertisseur et entretien suivi de ces hottes et des carneaux. Dans certaines fonderies (en Australie et au Japon), des hottes secondaires ont été installées autour des convertisseurs afin de ventiler les émissions pendant la coulée. On peut aussi installer des hottes ajustées;
- entourer suffisamment les bâtiments de façon à permettre le captage des fuites de gaz au moyen de hottes installées en divers endroits du four de fusion, comme cela se fait dans certaines usines au Japon. Ces gaz peuvent être lavés à l'eau puis neutralisés à la chaux.

Les méthodes de contrôle des courants gazeux pauvres en SO_2 ont, en grande partie, été mises au point pour les centrales thermiques. Dans certains cas, certains de ces procédés peuvent s'appliquer à l'industrie métallurgique. Bien que quelques systèmes aient été mis au point spécifiquement pour ce genre d'industrie, ils ne sont pas largement reconnus, ni appliqués pour le traitement des gaz de traitement et des gaz résiduels de faible teneur; cela tient en partie au fait que beaucoup de systèmes de désulfuration du gaz de carneau proposés n'ont pas encore fait leurs preuves sur le marché, et en partie au fait qu'aucun produit vendable n'a pu encore être produit de façon économique. Ces systèmes sont généralement coûteux à installer, compte tenu notamment des quantités croissantes de soufre récupéré dans les gaz métallurgiques, une fois la plus grande partie du soufre extraite sous forme d'acide sulfurique. En outre, dans plusieurs pays (à l'exception du Japon), les règlements contrôlant la pollution atmosphérique ne sont pas assez sévères pour nécessiter l'installation de tels systèmes de désulfuration des gaz de carneaux. Ainsi, à l'extérieur du Japon, sauf quelques exceptions qui tiennent souvent à l'existence de conditions spéciales, les courants gazeux de faible teneur en SO_2 , c.-à-d. ceux qui ne se prêtent pas au traitement direct dans les usines d'acide sulfurique, sont actuellement non contrôlés.

Deux approches globales, utilisées indépendamment ou de concert, ont été adoptées dans le cadre de l'élaboration d'une technique applicable au contrôle des émissions de courant gazeux de faible teneur en SO_2 (14). Ce sont les suivantes:

1. l'augmentation de la teneur des gaz en SO_2 au moyen d'un système d'absorption régénérateur jusqu'à l'obtention d'une teneur qui permette la fabrication d'acide sulfurique ou d'autres sous-produits utilisables;

2. la neutralisation de l'effluent à l'état de rejet stable au moyen d'un système de lavage ou d'absorption non régénérateur.

La principale source d'émissions non contrôlées de faible teneur en SO_2 dans les fonderies est le gaz de sortie des fours à réverbère. Pour les raisons déjà mentionnées, les machines à agglomérer, les hauts fourneaux et les fours multicellulaires de grillage sont aujourd'hui pratiquement dépassés dans l'industrie et il est peu probable que l'on envisage de les utiliser dans les nouvelles fonderies. Toutefois, le four à réverbère est encore l'un des fours de fusion primaire les plus courants et c'est en fonction du contrôle de ses courants gazeux que les développements technologiques sont orientés. Aux États-Unis, environ 22% (en moyenne) des apports en soufre dans les fonderies de cuivre sont produits par les fours à réverbère sous forme de courants gazeux incontrôlés de faible teneur. Pour une usine donnée, les émissions peuvent varier respectivement entre 9 et 34% selon que le four est chargé avec du calciné ou des concentrés (14).

La construction, l'exploitation et l'entretien du four à réverbère sont des facteurs importants dans le processus de concentration de la teneur en SO_2 des gaz. La réduction des effets de dilution au moyen du scellement de toutes les ouvertures du four, des carnaux et des canalisations, le contrôle minutieux des conditions de tirage, la réduction de tout air excédentaire dans le brûleur, ainsi que l'enrichissement en oxygène de l'air de combustion et l'emploi de méthodes de chargement plus uniformes sont tous des moyens d'augmenter la concentration du gaz à environ 2.5%. Bien qu'en général un gaz d'une telle concentration soit trop pauvre pour être directement transformé en acide sulfurique, il présente cependant, par rapport aux gaz sortant du procédé classique, une teneur suffisante pour permettre une réduction importante de la taille et de la complexité des systèmes de concentration ou de neutralisation qui seront améliorés par la suite.

L'enrichissement à 60% de O_2 de l'air au moyen de brûleurs à cloche spéciaux à l'oxy-fuel tel que cela se fait à la fonderie de El Teniente au Chili a permis d'augmenter la concentration du gaz jusqu'à 5.8-7.3% (14). Comme cela a été le cas pour les fours à réverbère de fusion du Ni-Cu de la fonderie Copper Cliff de l'Inco, où des résultats similaires ont été obtenus, cette technique a été adoptée en premier lieu pour augmenter la production et réduire la consommation de fuel, plutôt que pour protéger l'environnement.

De 1971 à 1973, à la fonderie de Onahama au Japon, on a fait appel à l'enrichissement en oxygène pour augmenter la teneur en SO_2 des gaz à 2.5% en vue d'un

traitement direct, sans augmentation de la concentration, dans une installation modifiée de fabrication d'acide sulfurique par contact unique. Toutefois, le réchauffement du gaz en vue de faciliter la réaction catalytique, puis sa réfrigération nécessaire au bilan hydrique représentaient une consommation considérable d'énergie, au point de rendre l'installation non rentable. L'installation atteignait un rendement à 96% pour la conversion du SO_2 en SO_3 , même à des concentrations faibles (1.5%) de SO_2 . La concentration de l'acide produit variait entre 93 et 94% H_2SO_4 . Un diagramme simplifié de l'installation modifiée est présenté à la figure 8 (14).

Dans certains cas, les gaz provenant du four à réverbère peuvent être suffisamment concentrés pour produire, une fois combinés avec les gaz du convertisseur, une concentration totale (supérieure à 4% de SO_2) qui les rend aptes à être traités dans une usine d'acide.

La technologie mise au point pour le traitement des courants gazeux de faible teneur provenant des fours à réverbère est également applicable au traitement des courants gazeux provenant des fours multicellulaires de grillage. La concentration de ces gaz en SO_2 varie entre environ 2 et 5%, selon le volume d'air de dilution qui pénètre dans le procédé. Le four multicellulaire de grillage a aujourd'hui en grande partie été remplacé par le four de grillage à lit fluidisé, tout comme la combinaison four de grillage-four à réverbère l'a été par un procédé de fusion primaire plus moderne et plus acceptable d'un point de vue environnemental, comme la fusion éclair.

L'adjonction d'un système de désulfuration des gaz de carneau à l'usine d'acide, même si la concentration des gaz est suffisante pour un traitement direct dans cette dernière, a tendance à réduire les exigences globales pour ce qui est de la charge et de la conception de l'usage. La réduction du débit volumétrique des gaz permet de réduire les dimensions de l'équipement de fabrication d'acide et l'augmentation de leur concentration en SO_2 améliore le rendement de la conversion. Par exemple, lorsqu'un système de désulfuration des gaz de carneau à l'oxyde de magnésium est utilisé sur des gaz de sortie d'une teneur en SO_2 de 10 à 13%, les dimensions totales du système de contrôle sont supérieures à celles d'un système au citrate traitant un gaz de 90% de SO_2 (14).

Plusieurs systèmes de désulfuration des gaz de carneau mis au point spécialement pour le contrôle des gaz de faible teneur provenant des fours à réverbère ou des gaz provenant des installations auxiliaires se sont révélés techniquement faisables. Moyennant certains ajustements dans les conditions d'opération, il semble n'y avoir aucune raison technique sérieuse empêchant l'application de l'expérience acquise sur les gaz de sortie des chaudières auxiliaires aux gaz de sortie des fours à réverbère (14).

Les procédés mis au point pour contrôler les émissions de faible teneur en SO_2 conformément aux deux approches globales dont nous venons de parler, ainsi que leur application dans les fonderies, sont décrits ci-dessous (14).

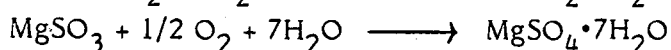
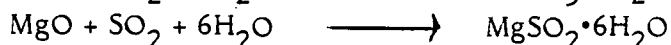
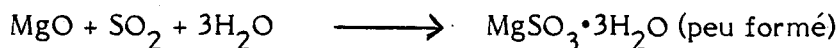
7.3.1 Systèmes d'absorption régénérateurs. Plusieurs systèmes d'absorption régénérateurs ont été mis au point:

7.3.1.1 Système de concentration à l'oxyde de magnésium. Le système mis au point à la fonderie de cuivre de Onahama au Japon est utilisé depuis 1973 et est présenté dans un diagramme quantifié à la figure 9 (14).

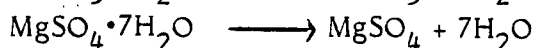
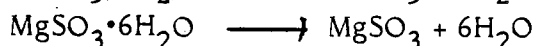
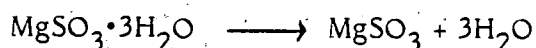
Le procédé MgO a été choisi pour concentrer le SO_2 contenu dans les gaz de sortie du four à réverbère en vue de son traitement direct dans l'usine d'acide, parce qu'à l'époque, il nécessitait moins d'énergie que les autres procédés.

Ce procédé se sert du MgO en coulis aqueux comme milieu de lavage. Les trois grandes étapes du procédé sont l'absorption, le séchage et la calcination.

Dans l'absorbeur, le MgO est converti en sulfure de magnésium par le SO_2 contenu dans les gaz de carneau, en vertu des réactions suivantes:



Le sulfite de magnésium et une petite quantité de sulfate produit sont ensuite séchés afin de libérer l'eau de cristallisation comme suit:



Le sulfite est ensuite calciné, ce qui le reconvertit en MgO , puis en hydroxyde, en vue d'une réutilisation. Le SO_2 est produit sous une forme plus concentrée (en

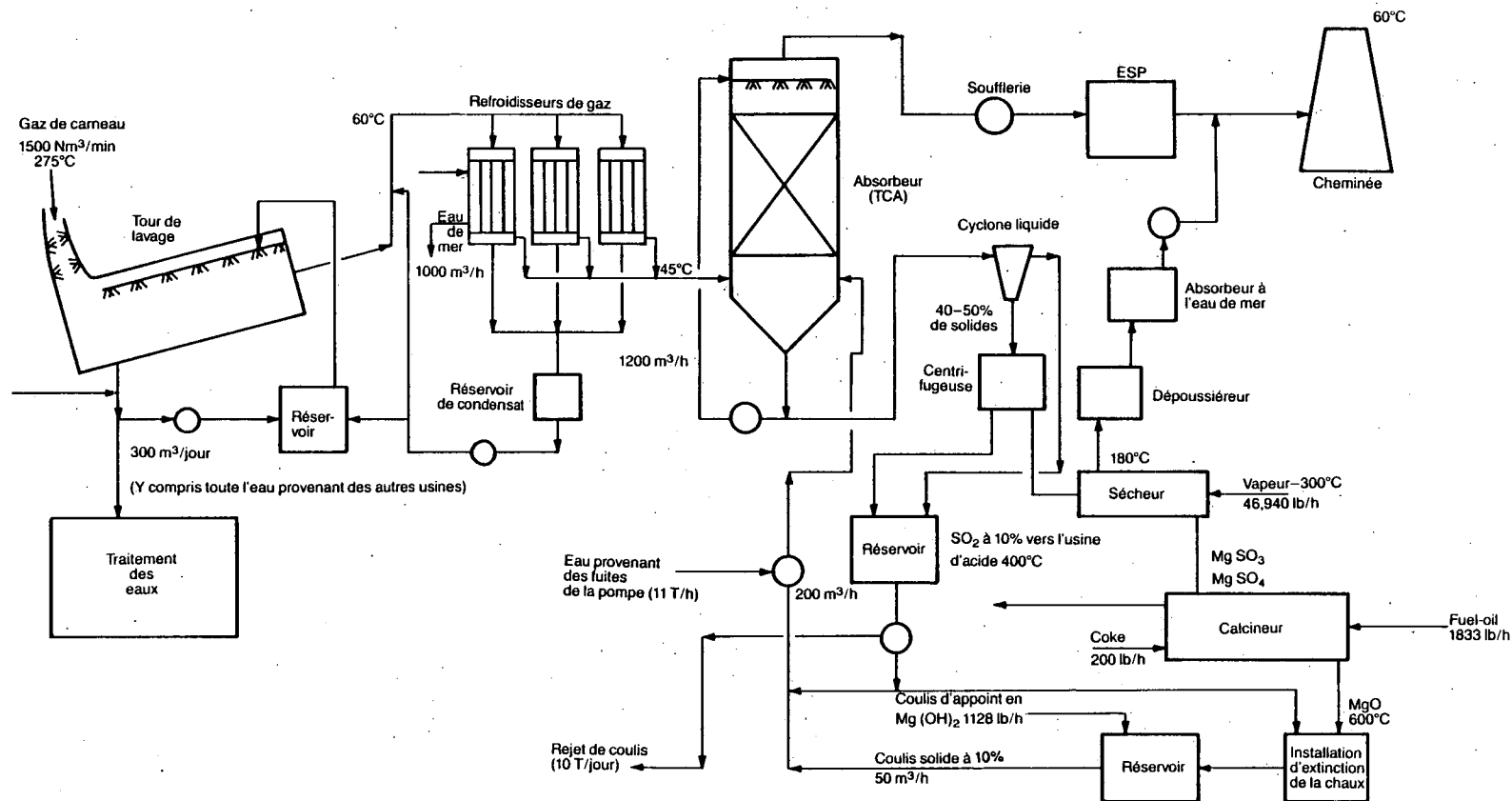
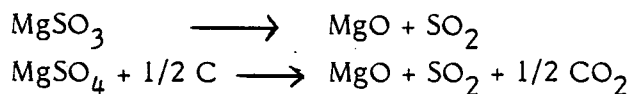


FIGURE 9 DIAGRAMME DU SYSTÈME MgO DE LA FONDERIE D'ONAHAMA (14)

moyenne 10% de SO₂, avec un maximum de 13%) en vue d'une conversion en acide sulfurique. On fait appel au coke pour réduire tout sulfate de magnésium qui se forme.



La première tour de lavage et les refroidisseurs de gaz secondaires refroidis à l'eau de mer situés avant la tour d'absorption sont utilisés dans le système au gypse à la fonderie de Onahama. L'effluent gazeux de l'absorbeur, une fois lavé, contient environ 20 ppm de SO₂ et est évacué dans l'atmosphère.

Ce système semble particulièrement apte à absorber les fluctuations dans la teneur en SO₂ des gaz provenant des fours à réverbère. Cette caractéristique est inhérente à cause de la capacité de l'absorbant, de l'approvisionnement en absorbant et du fait que le pH est maintenu constant. À un pH inférieur à 6, du bisulfite de magnésium commence à se former et doit être purgé du système, car il n'est pas régénérable.

Aux États-Unis, aucun système d'absorption au MgO n'a jamais été utilisé pour le traitement des courants gazeux provenant des fours de fusion, bien que cette méthode ait été appliquée au courant gazeux des centrales électriques. La fonderie de Onahama utilise un absorbeur TCA; les usines américaines ont recours à un venturi. Il est préférable d'acheter le MgO sous forme de coulis d'hydroxyde de magnésium préfabriqué plutôt que de le manipuler et de le mélanger à l'usine même; il semble, par ailleurs, que le coulis de MgO recyclé permette d'atteindre une élimination supérieure du SO₂.

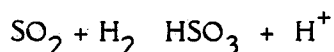
Il semble n'y avoir aucune raison technique sérieuse empêchant l'application universelle du système au MgO à l'enrichissement des gaz de sortie pauvres provenant des fours à réverbère.

7.3.1.2 Procédé au citrate USBM. Le procédé USBM fait appel à une solution "tamponnée" d'acide citrique et de citrate de sodium, à cause de la stabilité chimique, de la faible pression de vapeur et de la bonne capacité tampon pour le pH de celui-ci.(14). À l'origine, ce système a été conçu en laboratoire pour produire du soufre avec du H₂S commercial comme agent de réduction. Bien que les essais en unité-pilote sur les gaz du four à réverbère de la fonderie de San Manuel aient soulevé certains problèmes, la capacité d'absorption du SO₂ par la solution au citrate a été démontré; en effet, le système a obtenu un taux d'élimination variant entre 93 et 99% sur un courant gazeux contenant entre 1.0 et 1.5% de SO₂. La plupart des ennuis se sont manifestés dans le

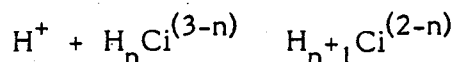
circuit de conversion du SO_2 en soufre, c.-à-d. en aval des sections d'absorption et de régénération de l'installation.

Deux autres essais en unité-pilote ont été effectués avec le procédé au citrate USBM (14). Les gaz de combustion contenant entre 0.1 et 0.2% de SO_2 provenant d'une centrale à la vapeur alimenté au charbon ont ainsi été traités et de 95 à 97% du SO_2 ont pu être éliminés. D'autre part, le traitement des gaz provenant d'une machine à agglomérer et contenant 0.5% de SO_2 à la fonderie de plomb de Bunker Hill s'est révélé peu concluant. Dans les deux cas, les conditions de régime permanent n'ont pas été atteintes à cause soit d'une panne d'équipement, soit de difficultés avec le système de réduction du SO_2 .

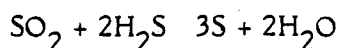
On trouvera à la figure 10 le diagramme général de fonctionnement du procédé au citrate USBM (14). Les matières particulaires et le brouillard acide sont d'abord extraits des gaz, puis ceux-ci sont refroidis à entre 46° et 65°C avant de passer dans la tour d'absorption à contre-courant. Le liquide utilisé est une solution aqueuse de citrate de sodium et d'acide citrique. L'absorption du SO_2 dans la solution aqueuse est fonction du pH; plus celui-ci est élevé et plus celle-là augmente. La dissolution du SO_2 entraîne la formation d'ions de bisulfite, une diminution de pH s'ensuivant, en vertu de la réaction suivante:



Toutefois, en incorporant un agent-tampon dans la solution en vue d'empêcher la diminution du pH, il est possible de traiter une charge élevée et d'obtenir une élimination presque complète du SO_2 contenu dans les gaz résiduels. La réaction suivante illustre l'action-tampon de l'ion de citrate:



Le gaz lavé sortant de la tour d'absorption est évacué dans l'atmosphère par une cheminée. La solution de citrate riche en SO_2 qui se trouve dans le fond de la tour est dirigée vers un réacteur où le SO_2 est réduit en soufre au moyen de H_2S en solution aqueuse, en vertu de la réaction suivante:



La solution de citrate est régénérée. Le soufre est extrait par flottation dans l'huile, fondu à 125°C et décanté sous pression. La solution de citrate (couche supérieure) est déversée dans un ballon de détente sous pression réduite. Le sulfate de sodium est

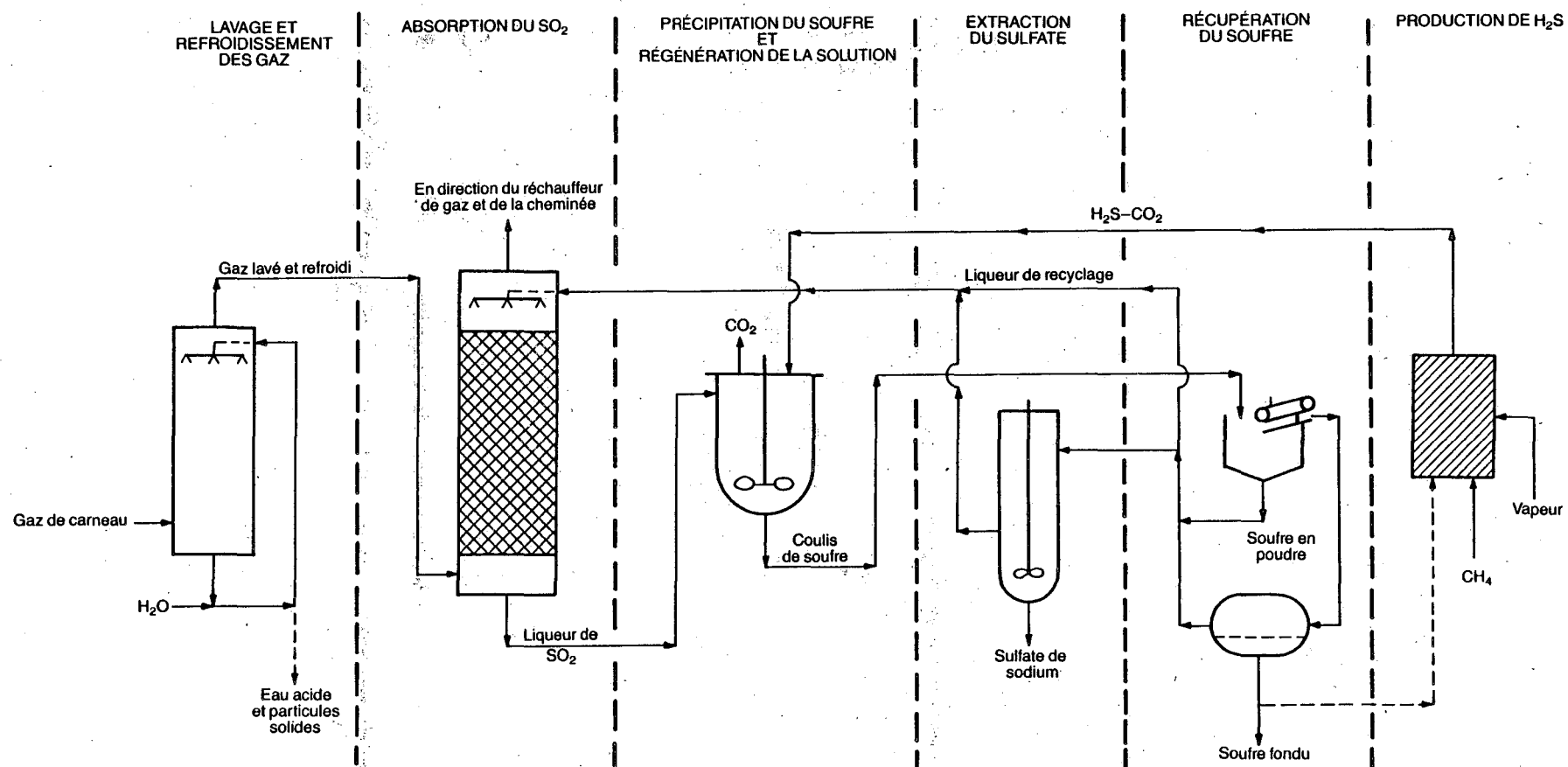
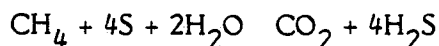


FIGURE 10 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ AU CITRATE DU BUREAU OF MINES (14)

extrait de la solution de citrate dans un cristalliseur sous vide par refroidissement à une température bien supérieure au point de congélation de l'eau.

Le H_2S destiné à régénérer l'agent d'absorption et à précipiter le soufre élémentaire peut être produit en faisant réagir le soufre avec du méthane et de la vapeur à environ $630^\circ C$, en vertu de la réaction suivante:



Plusieurs ennuis sont apparus pendant les essais en unité-pilote:

1. La complexité du procédé nuit à sa fiabilité;
2. L'approvisionnement en méthane est incertain;
3. Près de 2-3% du SO_2 sont oxydés;
4. Consommation élevée de kérosène;
5. Développement insuffisant du système de régénération au H_2S et du système de manutention du soufre.

A titre de solution de rechange à la précipitation du soufre au moyen de H_2S , le USBM étudie à l'heure actuelle un procédé d'étêtage "stripping" à la vapeur de la solution d'absorption afin de produire du SO_2 gazeux concentré pour alimenter une usine d'acide sulfurique. Cette solution simplifierait le traitement et éliminerait probablement la plupart des ennuis rencontrés jusqu'à maintenant. L'intérêt du procédé du point de vue économique et son adoption dépendront avant tout de son coût et de la disponibilité de l'acide citrique.

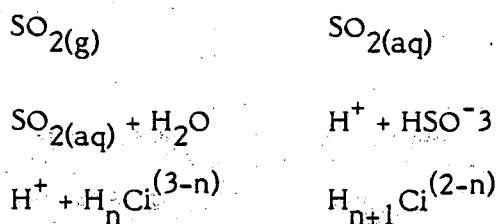
7.3.1.3 Procédé au citrate Flakt-Boliden. Depuis 1970, la compagnie Boliden utilise avec succès un système de contrôle du SO_2 faisant uniquement appel à de l'eau à faible température comme absorbant pour traiter un mélange de gaz de carneau dont la concentration en SO_2 varie de 0.5 à 3%; ces gaz proviennent de fours multicellulaires de grillage, de deux fours électriques, de convertisseurs et d'un four de fusion du plomb (14). Le SO_2 absorbé est étêté par chauffage à la vapeur pour produire du SO_2 liquide (6 t/h). En 1976, une deuxième installation plus importante pour la fabrication de SO_2 liquide (16 t/h) a été mise en marche. Pour donner plus de souplesse au système, le SO_2 liquide peut également être évaporé et dirigé vers une usine d'acide existante, lorsque cela est nécessaire pour maintenir la concentration des gaz d'alimentation de l'installation à peu près constante.

Dans les endroits où il est impossible de disposer d'eau froide pendant toute l'année, il est souhaitable d'améliorer la capacité d'absorption du SO_2 de l'eau. On a donc mis au point un autre absorbant - une solution de saumure d'acide citrique et de citrate de sodium qui a permis d'améliorer la souplesse du système par rapport au fonctionnement à l'eau froide. La composition exacte de l'absorbant dépend d'un certain nombre de facteurs, comme la concentration de SO_2 à l'entrée, la température du gaz et la teneur en SO_2 requise à la sortie, ainsi que la température de l'absorbant. L'acide citrique affiche une très faible pression de vapeur et présente une très grande stabilité chimique.

Le procédé au citrate Flakt-Boliden est basé sur une méthode d'étêtage "stripping" par absorption. L'absorbant porteur (saumure d'acide citrique et de citrate de sodium) passe dans un "stripper" dans lequel un mélange de SO_2 et de vapeur d'eau est extrait. Après condensation de la majeure partie de l'eau, le SO_2 peut être mis en marché de différentes façons. Comme l'absorbant est une solution plutôt qu'un coulis, l'encrassement et le colmatage s'en trouvent réduits et sont de beaucoup inférieurs à ceux du procédé au citrate de l'USBM.

On trouvera à la figure 11 un diagramme simplifié du procédé au citrate Flakt-Boliden (14). À l'entrée, le gaz est lavé puis refroidi jusqu'à saturation par une injection directe d'eau. Il est ensuite dépoussiéré et débarrassé du brouillard acide dans un désembueur avant de passer à la phase d'absorption, afin de minimiser la formation de sulfate de sodium dans l'absorbeur, phénomène qui nécessiterait des purges plus fréquentes du système.

Les réactions en jeu dans l'étêtage par absorption sont les suivantes:



Ces réactions ont lieu pendant l'absorption et les réactions inverses, pendant le "stripping".

L'absorption du SO_2 dans une solution aqueuse est fonction du pH, augmentant avec l'augmentation du pH. Comme la dissolution du SO_2 forme un ion bisulfite (HSO_3^-) ayant pour résultat une diminution du pH pendant la deuxième réaction, l'absorption du SO_2 dans une solution aqueuse est limitée. Toutefois, en incorporant dans la solution un

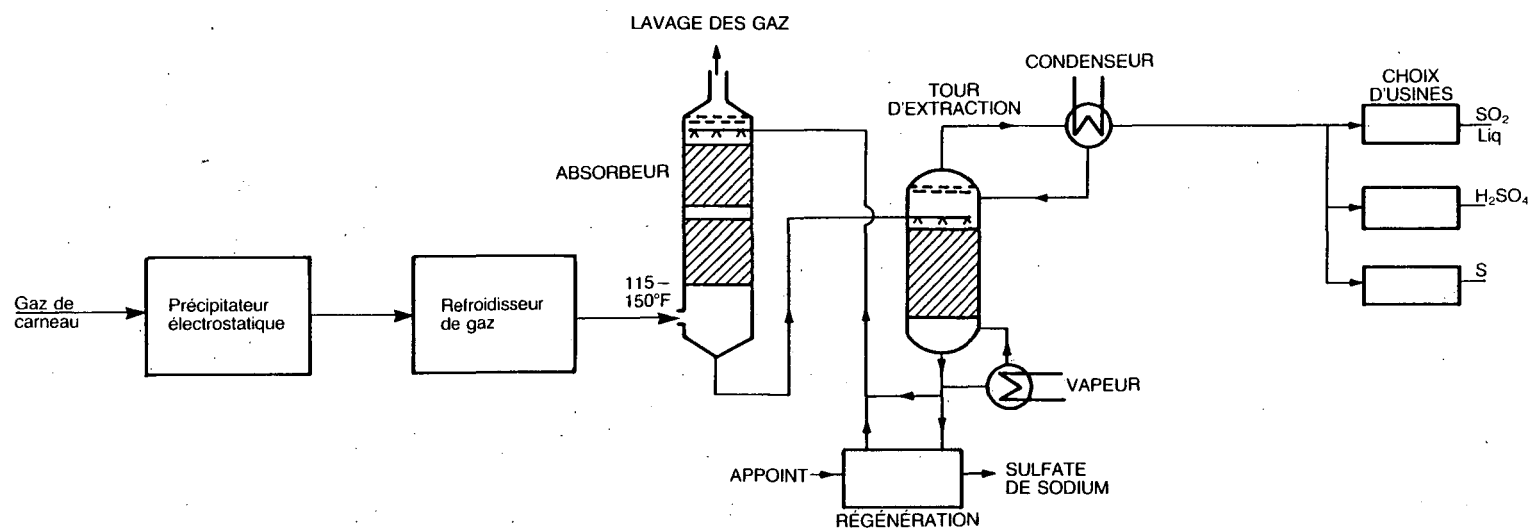


FIGURE 11 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ AU CITRATE FLAKT-BOLIDEN (14)

agent-tampon qui ralentit la diminution du pH (extrait les ions d'hydrogène formés dans la seconde réaction), il est possible de traiter de fortes charges de SO_2 et d'obtenir une extraction passablement complète du SO_2 . Dans le procédé au citrate, cet effet-tampon est obtenu au moyen des diverses espèces de citrates au moment de la troisième réaction. La capacité-tampon est fonction de la concentration de l'acide citrique et de l'hydroxyde de sodium, ainsi que du rapport entre ces deux produits. Ce rapport est fonction de la composition des gaz bruts et, en général, le pH de l'absorbant se situe entre 4 et 5.

Parmi les variables importantes du procédé à la phase d'absorption, mentionnons les suivantes:

1. Rapport liquide - écoulement gazeux dans l'absorbeur;
2. Teneur en SO_2 du gaz à l'entrée;
3. Composition de la solution;
4. Température du procédé.

L'absorption du SO_2 se fait sous pression atmosphérique et près du point d'équilibre entre la concentration en SO_2 du gaz et celle de la solution. L'efficacité de l'absorption se situe entre 95 et 99%. Le gaz lavé, après passage dans un désembueur, est évacué dans l'atmosphère par une cheminée.

L'étêtage se fait par traitement à la vapeur à pression réduite à contre-courant de l'écoulement du liquide. L'absorbant extrait, contenant une quantité résiduelle de SO_2 , est recirculé dans l'absorbeur. Le SO_2 gazeux concentré, dont la teneur peut s'élever jusqu'à 95%, peut être utilisé pour la fabrication d'acide sulfurique, de soufre élémentaire ou de SO_2 liquide. La principale impureté qui s'accumule dans la boucle fermée d'absorption est le sulfate de sodium, qui, bien qu'en quantité infime, est extrait au moyen d'un courant de purge.

Des gaz provenant de diverses sources dans les fonderies de cuivre et de plomb ont été traités dans l'unité pilote de traitement au citrate à Boliden. Leur teneur en SO_2 variait donc entre 0.2 et 6.0%, à cause de la nature discontinue des opérations.

Le procédé-type de récupération du SO_2 Flakt-Boliden pour les gaz de fours à réverbère chargés avec du minerai brut ou du calciné est illustré aux figures 12 et 13 (14). La teneur en SO_2 des gaz à l'entrée est de 1,5 dans le cas du minerai brut et de 0.8% dans le cas du calciné; le produit obtenu est du SO_2 liquide et 90% du SO_2 contenu dans les gaz d'entrée sont éliminés.

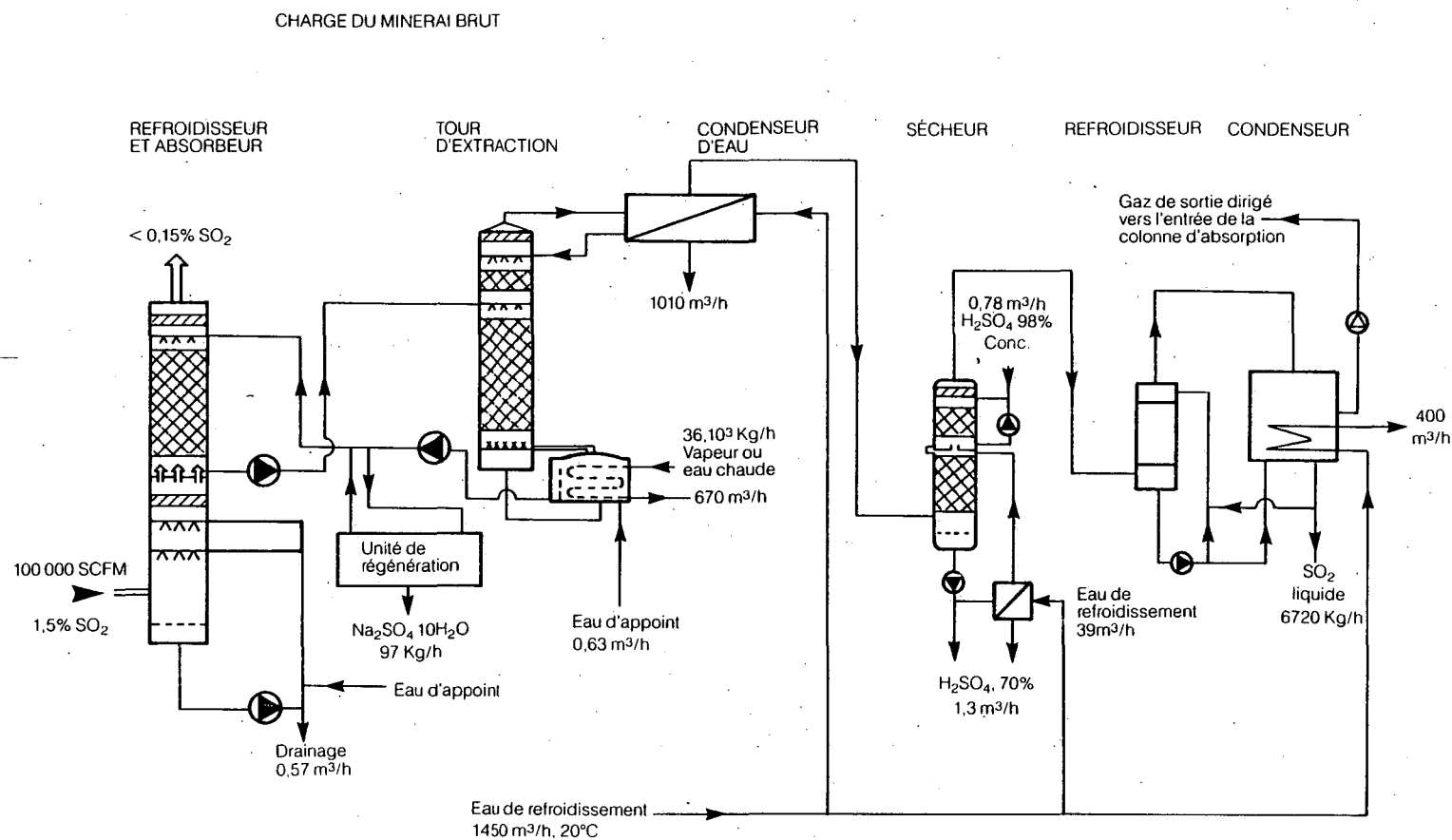


FIGURE 12

SYSTÈME FLAKT D'ÉLIMINATION AU CITRATE DU SO₂ CONTENU DANS LES GAZ DE SORTIE D'UN FOUR À RÉVERBÈRE CHARGÉ AVEC DU MINÉRAI BRUT (14)

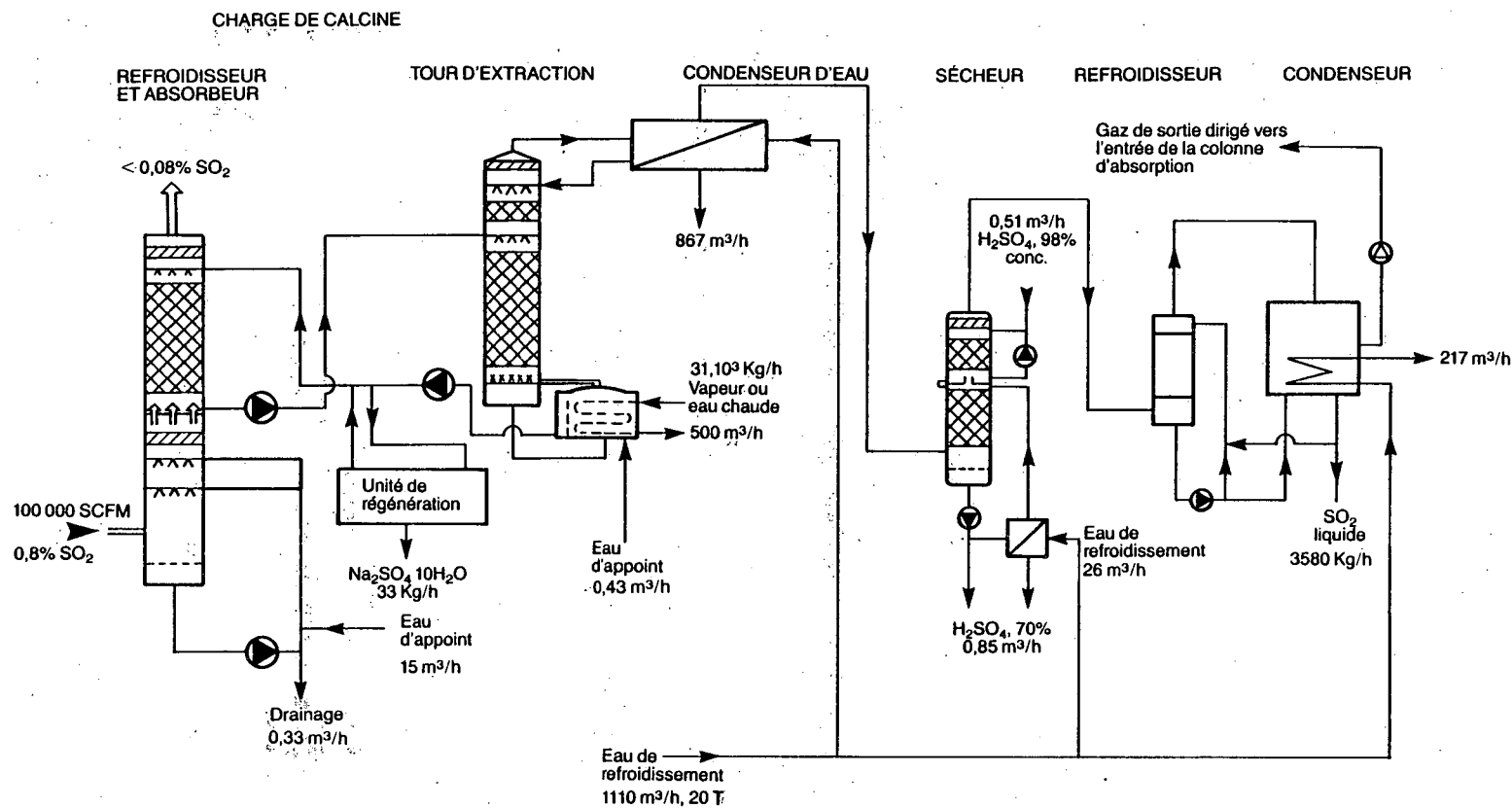


FIGURE 13 SYSTÈME FLAKT D'ÉLIMINATION AU CITRATE DU SO₂ CONTENU DANS LES GAZ DE SORTIE D'UN FOUR À RÉVERBÈRE CHARGÉ AVEC DU CALCINÉ (14)

L'expérience acquise dans le traitement des gaz métallurgiques à grande échelle et, notamment, en unités pilotes, semble démontrer la faisabilité de l'absorption au citrate. Bien qu'il reste encore à démontrer la faisabilité du traitement en installation réelle des gaz des fours à réverbère pour des périodes prolongées, les ennuis rencontrés pendant les essais ne sont pas assez importants pour ne pas prendre ce système en considération. Des sels autres que les citrates (p. ex. des solutions-tampon au phosphate) peuvent également être utilisés.

La différence essentielle entre les procédés USBM et Flakt-Boliden réside dans la façon de récupérer le SO_2 absorbé. Celui-ci est absorbé à l'état de soufre dans le procédé USBM et à l'état concentré dans le procédé Flakt-Boliden.

7.3.1.4 Système de lavage à l'ammoniac Cominco. Les procédés de lavage à base d'ammoniac, bien qu'ils aient été étudiés pendant longtemps, ne peuvent être exploités de façon à rejeter directement les gaz à cause du coût de l'ammoniac, ainsi que de la solubilité et de la valeur en azote (et de la demande chimique en oxygène) des sels d'ammonium.

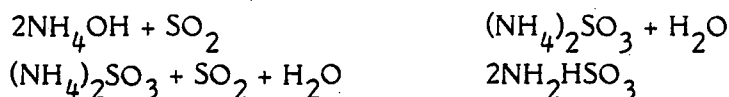
Le procédé Cominco permet d'atteindre une bonne élimination du SO_2 pour une vaste gamme de concentrations bien en deçà de celles auxquelles nous avons affaire dans les fours à réverbère pour la fusion du cuivre (14). Comme l'agent absorbant est une solution plutôt qu'un coulis, aucun problème d'encrassement ou de colmatage ne se manifeste. Le procédé produit un courant de SO_2 concentré qui peut être utilisé pour la fabrication d'acide sulfurique, de soufre élémentaire ou de SO_2 liquide. Le principal ennui de ce procédé réside dans ses pertes d'ammoniac. La volatilité de l'ammoniac peut en pratique réduire le seuil minimal d'émission de SO_2 jusqu'à 200 à 300 ppm et engendrer des coûts qui peuvent causer certains problèmes économiques.

En 1936, une usine semi-commerciale d'absorption à base d'ammoniac destinée au traitement des gaz produits par un four de grillage du zinc et un dispositif de réduction fonctionnant à raison de 40 t/j ont été mis en exploitation. À ces premières installations sont venues s'ajouter une usine d'absorption plus importante qui traite des gaz produits par des fours de grillage du zinc et affichant une teneur en SO_2 de 5.5% et qui produit des gaz résiduels d'une teneur en SO_2 inférieure à 0.2%, ainsi qu'une autre usine qui traite les gaz produits par une machine d'agglomération du plomb et affichant une teneur en SO_2 de 0.75% et qui produit des gaz résiduels d'une teneur en SO_2 de 0.10%, et deux autres unités de réduction, ce qui a porté la capacité nominale totale à 150 t de soufre/j.

En 1943, un certain nombre de modifications ont été apportées à ces installations pour répondre aux exigences en matière de fabrication de fertilisants. Les installations de réduction du SO_2 ont été fermées cette même année et le SO_2 à 100% a été utilisé pour enrichir les gaz entrant dans les installations de fabrication d'acide par contact et augmenter la production. A l'heure actuelle, la compagnie Cominco convertit une partie du SO_2 en acide sulfurique et une autre partie en sulfate d'ammonium.

Le diagramme d'exploitation du procédé de lavage à l'ammoniac destinée à éliminer le SO_2 d'une installation d'agglomération du plomb situé à Trail est donné à la figure 14 (14).

Ce procédé consiste à absorber dans de l'ammoniaque le SO_2 contenu dans les gaz de carneau, pour former une solution consistant essentiellement en bisulfite d'ammonium, en vertu des réactions suivantes:



Une petite quantité de sulfate d'ammonium est également formée à cette occasion.

Les gaz contenant 0.75% de SO_2 passent dans une colonne d'humidification et un dépoussiéreur avant d'entrer dans l'usine d'absorption, qui consiste en deux systèmes parallèles. Les gaz sont d'abord refroidis dans une colonne de refroidissement dans laquelle les courants d'eau et de gaz sont inversés. L'écoulement du gaz et de la solution dans les colonnes d'absorption est illustré à la figure 14. De l'ammoniaque contenant environ 30% de N_2 est ajoutée dans les colonnes d'absorption. Les principaux paramètres de fonctionnement pendant la phase d'absorption sont les suivants:

1. Température de la solution;
2. Concentration totale en SO_2 et en NH_3 dans la solution;
3. Concentration de chaque sel ammoniacé (sulfite, bisulfite et sulfate) qui détermine également le pH;
4. Rapport écoulement liquide/courant gazeux;
5. Type de construction à l'intérieur de la colonne.

La réduction de la température et de la concentration totale en SO_2 de la solution permet d'améliorer l'absorption du SO_2 à l'équilibre. Les pertes d'ammoniac

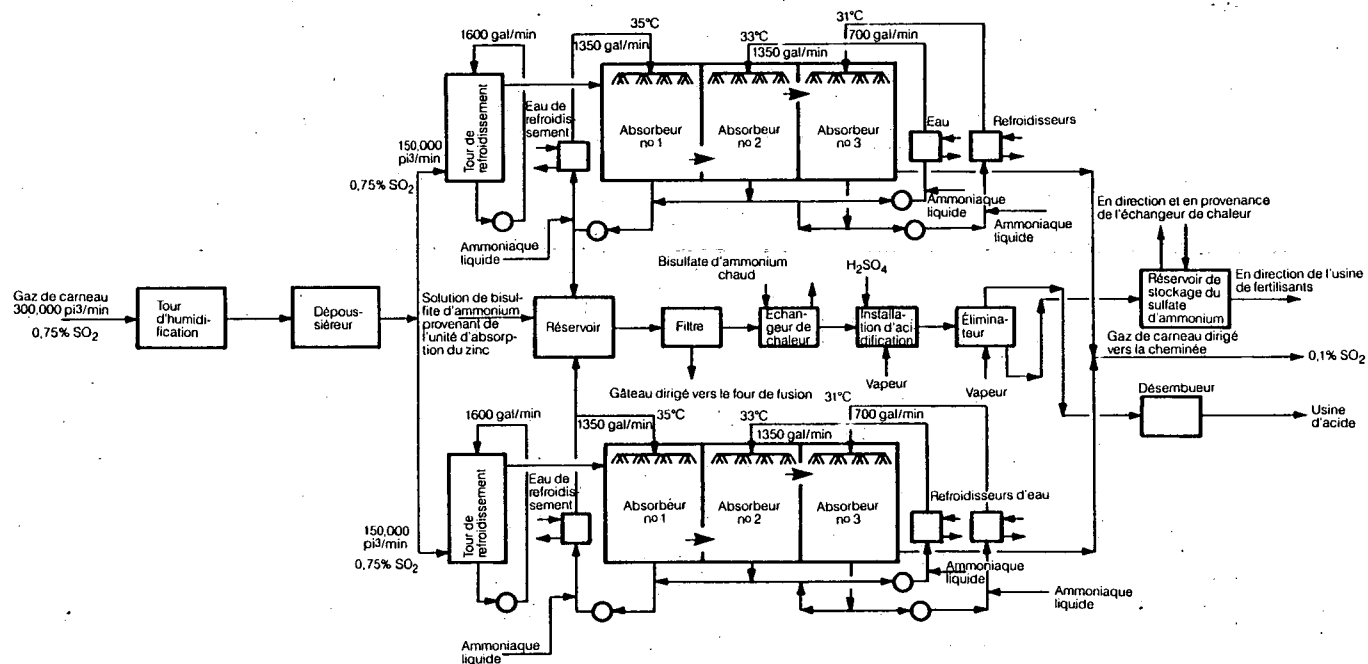


FIGURE 14 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ DE LAVAGE À L'AMMONIAC DE COMINCO (14)

peuvent être réduites en diminuant la température de la solution et en minimisant sa teneur totale en NH_3 .

Les solutions mixtes de bisulfite d'ammonium provenant des installations d'absorption des gaz de machines à agglomérer le plomb et des fours de grillage du zinc sont filtrées, le gâteau de filtration étant retourné au four de fusion et le filtrat étant chauffé dans une solution de sulfate d'ammonium dans un échangeur de chaleur, puis chauffé à la vapeur et mélangé à de l'acide sulfurique dans une unité d'acidification. Le SO_2 formé et le trop-plein de solution sont déversés dans un dispositif d'élimination où le reste du gaz est extrait par ébullition de la solution de sulfate d'ammonium au moyen d'une injection de vapeur directe. Les réactions en jeu sont les suivantes:



La solution de sulfate d'ammonium, pratiquement libre de tout SO_2 , est ensuite traitée dans une solution d'ammoniaque afin de neutraliser l'acide libre et de produire une solution légèrement ammoniacale pour minimiser la corrosion de l'équipement. La solution de sulfate d'ammonium est ensuite transportée par pompage à l'installation de fabrication de fertilisants. Les gaz provenant de l'éliminateur sont dirigés vers une usine d'acide. Les gaz de carneau évacués par la cheminée contiennent 0.1% de SO_2 .

Bien que le procédé d'épuration à l'ammoniac de Cominco ait été utilisé à grande échelle pour traiter les gaz métallurgiques provenant d'une fonderie de plomb et de zinc, il n'a jamais servi à concentrer les gaz produits par un four à réverbère pour la fusion du cuivre. Toutefois, il semble que cela soit techniquement faisable. La plupart des procédés d'épuration à l'ammoniac présentent cependant un grave ennui, soit la formation d'une fumée opaque dans l'effluent gazeux. Cette fumée est attribuable en partie aux réactions en phase gazeuse du NH_3 , du SO_2 et du sulfite d'ammonium, ce dernier produisant de l'eau; cette fumée, à cause de sa fine granulométrie n'est pas efficacement éliminée par les désembueurs classiques. L'établissement du pH critique et de la gamme de températures dans l'épurateur primaire peut minimiser cet ennui.

7.3.1.5 Procédé Wellman-Lord. Le procédé de récupération du SO_2 Wellman-Lord a été mis au point par la compagnie Davy Powergas à la fin des années 1960 en vue d'une application aux centrales thermiques. Il y a, dans le monde, trente de ces installations commerciales qui fonctionnent effectivement ou en sont à l'étape de la conception ou de

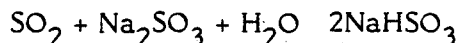
la construction; la moitié d'entre elles se trouvent au Japon. Ce procédé a été appliqué avec succès à l'absorption du SO_2 produit par les usines d'acide sulfurique, au traitement des gaz résiduels des unités de Claus, ainsi qu'au traitement des gaz produits par les chaudières allumées à l'huile ou au charbon. Toutefois, il n'a jamais été appliqué à l'industrie métallurgique.

Les installations exploitées aux États-Unis obtiennent un rendement d'élimination du SO_2 supérieur à 90% et affichent une période de marche effective supérieure à 97% pendant la phase d'absorption. Ces chiffres sont respectivement de 95% et de 98% pour les installations japonaises (14).

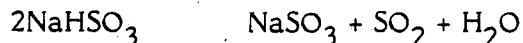
Ce procédé permet d'absorber le SO_2 contenu dans un courant gazeux pauvre par une réaction chimique avec une liqueur de lavage alcaline. Le SO_2 est ensuite désorbé dans un dispositif de réchauffement d'où il sort sous forme concentrée; la solution absorbante est régénérée en vue de son recyclage dans le laveur. Le SO_2 concentré ainsi obtenu peut ensuite être transformé en acide sulfurique, en soufre élémentaire ou en SO_2 liquide.

Bien que le procédé Wellman-Lord ait été largement expérimenté à grande échelle dans les centrales électriques et les raffineries, son applicabilité au traitement des gaz de sortie des fours à réverbère n'a pas été démontrée. D'autres essais devraient donc être effectués pour confirmer cette possibilité.

On trouvera à la figure 15 le diagramme de fonctionnement du procédé, qui est basé sur les propriétés chimiques du système au sulfite/bisulfite de sodium (14). Les gaz de carneau contenant du SO_2 sont lavés dans une solution consistant en Na_2SO_3 , NaHSO_3 , Na_2SO_4 solubles. Le SO_2 réagit avec le sulfite de sodium pour former du bisulfite de sodium conformément à la réaction suivante:



Dans le cycle de régénération, la réaction donnée ci-dessus est inversée par une application de chaleur, qui libère le SO_2 et régénère le sulfite de sodium:



Après refroidissement et dépoussiérage, les gaz de carneau entrent dans l'absorbeur de SO_2 , qui consiste en un simple dispositif de contact gaz-liquide comportant deux étages d'absorption ou plus. L'absorbeur peut être conçu pour réduire la concentration en SO_2 au niveau requis et peut être modifié pour traiter une vaste gamme de débits

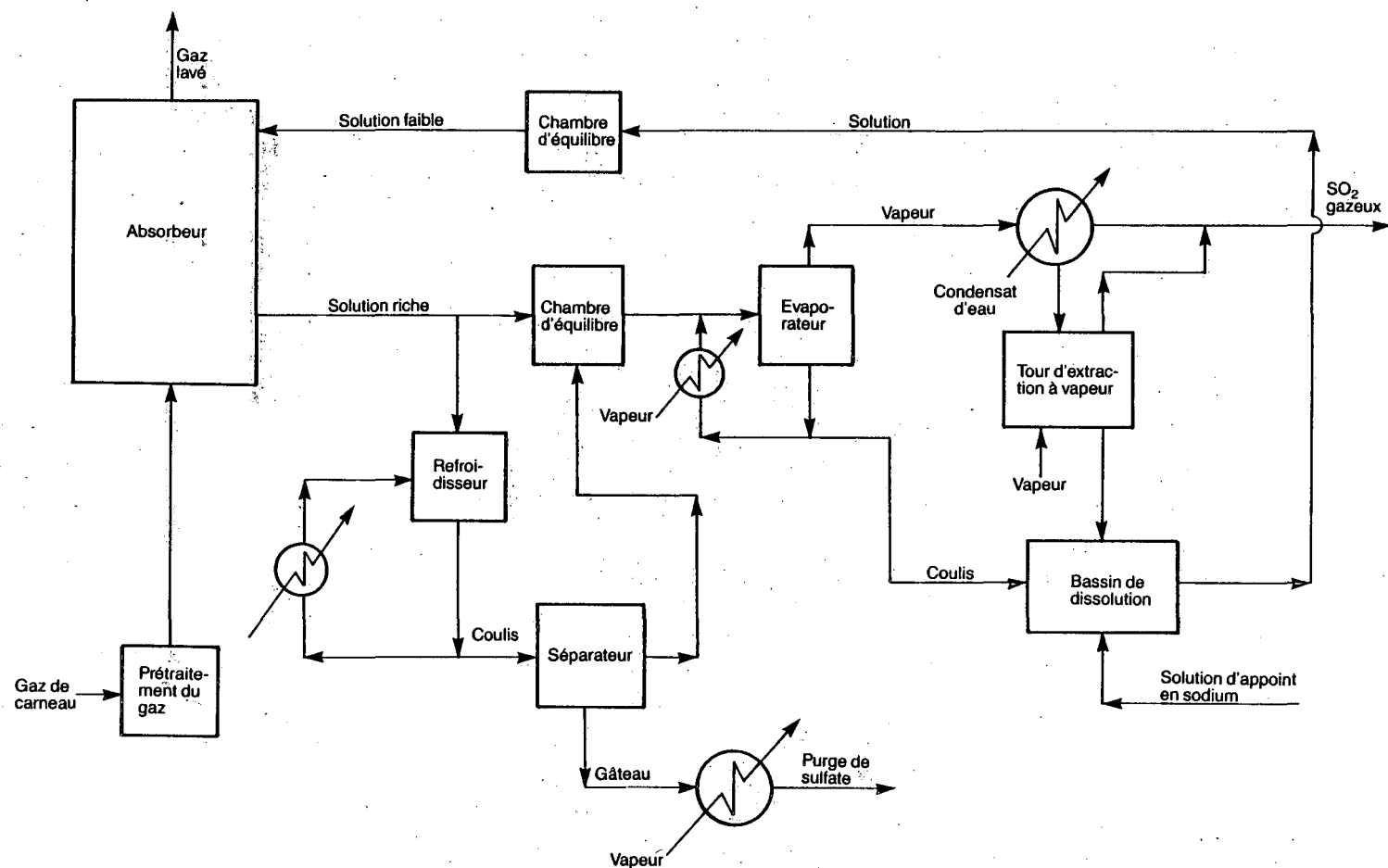


FIGURE 15 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ WELLMAN-LORD (14)

moyens. L'absorption peut également entraîner la formation de certains produits d'oxydation non régénérables et par conséquent indésirables. Au contact de la solution de lavage, l'oxygène contenu dans les gaz de carneau produit du sulfate de sodium, comme le ferait tout SO_3 présent, qui doit être purgé du système.

La solution de bisulfite de sodium provenant de l'absorbeur passe dans un évaporateur-cristalliseur à circulation sous pression, chauffé par une injection de vapeur à faible pression. Là, le SO_2 est libéré du bisulfite, qui est régénéré en sulfite. Un mélange de SO_2 et de vapeur s'échappe par le sommet de la cuve. Ce gaz est refroidi à environ 50°C . L'eau condensée est saturée de SO_2 qui est extrait à la vapeur. Le SO_2 ainsi produit se mélange à celui qui sort de l'évaporateur et peut être dirigé vers une usine d'acide sulfurique, de soufre élémentaire ou de SO_2 liquide pour un traitement ultérieur. Le coulis de sulfite de sodium produit dans l'évaporateur est recyclé dans l'absorbeur.

L'efficacité de l'absorption du SO_2 peut être réglée par des paramètres de traitement au niveau de l'absorbeur; la plupart des systèmes en fonction permettent de récupérer le SO_2 à raison de 90-92%. La teneur en oxygène des courants gazeux pauvres provenant des fours de fusion est considérablement supérieure à celle des gaz produits par les centrales électriques; cette caractéristique, à laquelle s'ajoute la présence de SO_3 , entraîne la formation d'un volume supérieur de sulfate de sodium. Bien que son applicabilité à des courants gazeux pauvres n'ait été démontrée commercialement, le procédé Wellman-Lord semble pouvoir présenter les avantages suivants:

1. Sa capacité d'absorption du SO_2 est excellente et il ne soulève aucun problème sérieux d'exploitation ou d'entretien;
2. Le procédé produit un courant de SO_2 très pur, d'une teneur d'environ 85% ou plus, lorsque des installations de séchage appropriées sont ajoutées au système. Cette caractéristique permet de choisir entre la fabrication d'acide, de soufre élémentaire ou de SO_2 liquide;
3. Le procédé a fait ses preuves commercialement pour le traitement des courants gazeux produits par les centrales électriques;
4. Le procédé permet de traiter une vaste gamme de concentrations de SO_2 .

Ses principaux inconvénients sont les suivants:

1. L'oxydation de l'absorbant (Na_2SO_4) nécessite une purge et, dont, la perte d'ions de sodium coûteux.
2. Les besoins en énergie pour la régénération du SO_2 sont élevés.

7.3.2 Systèmes d'absorption (lavage) non régénérateurs. Les procédés que nous venons de décrire étaient basés sur l'absorption régénératrice, qui concentre le SO_2 en vue d'une transformation subséquente en acide sulfurique, en soufre élémentaire ou en SO_2 liquide. Le présent type de procédés est basé sur la neutralisation du SO_2 au moyen d'un lavage (scrubbing) en vue de produire un résidu stable. Ces procédés sont généralement plus simples, techniquement plus au point et plus économiques que les procédés d'absorption régénérateurs. Les systèmes de lavage à la chaux/pierre à chaux sont notamment très perfectionnés et leur utilisation est généralisée pour le lavage des gaz produits par les centrales thermiques, particulièrement au Japon.

Il existe plusieurs systèmes de lavage dont certains ont été spécialement mis au point pour l'industrie de la fusion du cuivre (14):

7.3.2.1 Système de lavage chaux/pierre à chaux de Onahama. C'est à la fonderie de Onahama au Japon que le système d'élimination du SO_2 à la chaux/pierre à chaux a été perfectionné au cours des vingt dernières années, pour produire du gypse à partir des gaz sortant des fours à réverbère pour la fusion du cuivre. Environ 76% de l'apport en soufre entrant dans la fonderie sont captés sous forme d'acide sulfurique et 21% sous forme de gypse. Les problèmes d'entartrage qui nuisaient au fonctionnement des laveurs et des désembueurs ont été en grande partie surmontés grâce au contrôle minutieux des conditions d'opération de l'absorbant, c.-à-d. le pH, la température et la concentration.

Le diagramme de fonctionnement du procédé à la chaux/pierre à chaux pour la production de gypse de la fonderie de Onahama est présenté à la figure 16 (14). Bien que les réactions qui ont lieu dans le laveur ne soient pas entièrement comprises et soient très complexes, l'effet global peut être simplifié par les réactions suivantes:

1. Formation d'acide sulfureux



2. Formation de sulfite de calcium

(a) lavage à la chaux



(b) lavage à la pierre à chaux



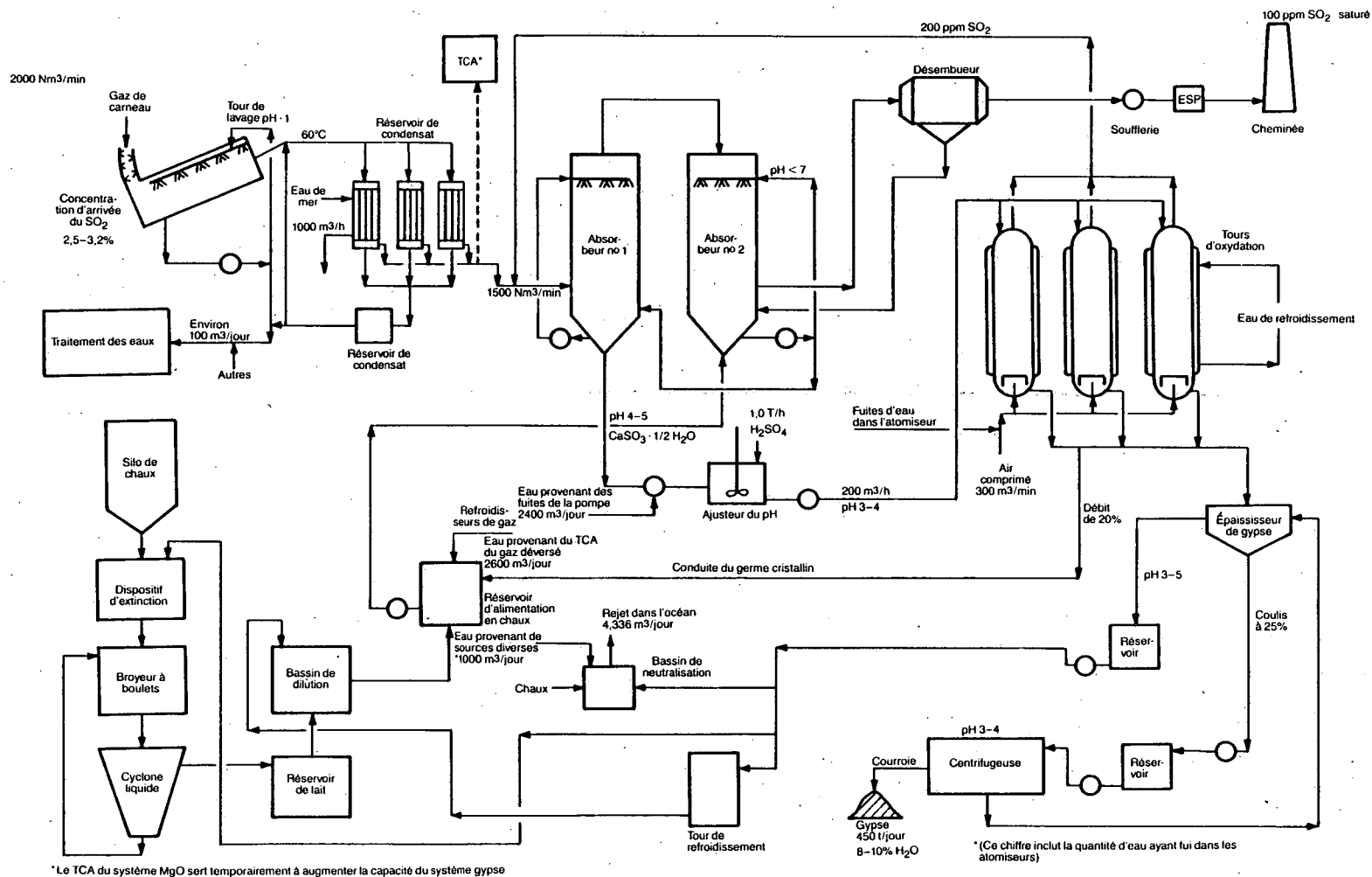
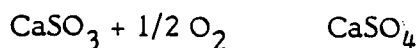


FIGURE 16

DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU PROCÉDÉ ONAHAMA DE FABRICATION DE GYPSE À LA CHAUX/PIERRE À CHAUX (14)

3. Formation de sulfate de calcium en présence d'oxygène



À moins que cette dernière réaction ne soit provoquée par une oxydation délibérée, la teneur en sulfate de calcium de la boue (de sulfite) ne se situera qu'aux environs de 5-7%.

Les gaz d'entrée, contenant entre 2.5 et 3.2% de SO_2 , sont lavés et refroidis à 60°C, puis passent dans cinq refroidisseurs de gaz alimentés à l'eau de mer, afin de maintenir l'efficacité de l'absorption. L'installation a été conçue de telle façon qu'après cette étape, les gaz puissent être séparés, une partie étant dirigée vers le système d'absorption au MgO (décrit dans la section 7.1.2.1) et l'autre partie vers le système de lavage à la chaux/pierre à chaux. Le premier de ces deux systèmes n'est pas utilisé actuellement à cause de l'absence de demande pour l'acide, mais son absorbant TCA est utilisé dans le système à la chaux/pierre à chaux. À la sortie des deux absorbeurs, installés en série et absorbant chacun environ 50% du SO_2 entrant dans le système, les gaz passent par un désembueur, une soufflante et un précipitateur avant d'être finalement évacués dans l'atmosphère par une cheminée. Ils contiennent alors entre 40 et 60 ppm de SO_2 .

Le coulis de sulfite de calcium est extrait du premier absorbeur à un pH de 4-5 et pompé dans un dispositif d'ajustement du pH où une addition d'acide réduit le pH à 3 ou 4. Le coulis est ensuite mélangé à de l'air comprimé dans des colonnes d'oxydation à refroidissement indirect, puis est dirigé vers un épaisseur. Environ 20% du débit sont alors dirigés vers un bassin de chaux pour former un approvisionnement en germes cristallins destinés au second des deux absorbeurs. Le gaz évacué par le sommet des colonnes d'oxydation contient moins de 200 ppm de SO_2 et est retourné à l'entrée du premier absorbeur.

Le sous-écoulement provenant de l'épaisseur de gypse s'écoule sous forme d'un laitier à 25% vers les centrifugeuses à un pH de 3-4. Après centrifugation, le gypse est stocké en vue de son expédition. Le trop-plein de l'épaisseur passe soit directement, soit indirectement après passage dans une colonne de refroidissement, dans le système d'extinction.

Toute chaux vive (CaO), chaux éteinte (Ca(OH)_2) ou carbonate de chaux (CaCO_3) peut être utilisé comme absorbant, la réactivité de chacun allant respectivement décroissant. La vitesse de réaction de l'absorption du SO_2 par le coulis de chaux dépend

du taux de dissolution de la chaux. Lorsque l'on utilise de la pierre à chaux, celle-ci doit être broyée jusqu'à une granulométrie de 300 mailles. Une combinaison de matières absorbantes peut être utilisée, leur réactivité et leur coût dépendant des proportions relatives de chacune d'elles. Un phénomène de corrosion tend à avoir lieu lorsque des chlorures pénètrent dans le système, mais une concentration d'ions chlorures pouvant aller jusqu'à 1 000 ppm en phase liquide du refroidisseur peut être tolérée.

La taille, la forme et la couleur des cristaux de gypse sont contrôlées en fonction de leur utilisation finale. Au Japon, ils servent habituellement à la fabrication de panneaux muraux ou comme matière première dans la fabrication du ciment.

Le système de lavage à la chaux/pierre à chaux est suffisamment au point, au Japon, pour être généralement applicable à la neutralisation des courants gazeux faibles provenant des fours à réverbère. Les gaz de faible teneur en SO_2 évacués d'un four chargé avec du calciné devraient mieux convenir à ce genre de procédé que ceux d'un four chargé avec des minerais bruts. Toutefois, les expériences n'ont été faites que sur ce dernier type de gaz. La popularité du procédé dépendra de la position des produits de gypse sur le marché ainsi que des coûts de production. D'autres systèmes de lavage à la chaux/pierre à chaux ont été mis au point et sont largement utilisés dans les centrales thermiques pour laver les gaz contenant du SO_2 .

7.3.2.2 Système de lavage à la chaux Duval Sierrita. Ce système de lavage du SO_2 au coulis de chaux sert actuellement au contrôle des gaz de sortie provenant de deux fours multicellulaires de grillage traitant des minerais de Mo-Cu à l'usine de Duval Sierrita en Arizona (14). Ce système traite des gaz contenant entre 0.35 et 0.75% de SO_2 émis par le grillage du MoS_2 et évacue dans l'atmosphère des gaz résiduels contenant moins de 200 ppm de SO_2 . La disponibilité de l'usine est de 95% et l'efficacité de l'extraction du SO_2 varie entre 92 et 96%. Ce système est à l'essai depuis 1968.

Le diagramme de fonctionnement de ce procédé de lavage est donné à la figure 17 (14). Les gaz provenant des fours de grillage sont lavés dans des cyclones et des précipitateurs électrostatiques avant de passer directement dans un laveur de type TCA. La température est réduite par pulvérisation d'eau afin d'assurer la stabilité dimensionnelle des boules de polypropylène utilisées pour le mélange dans le laveur. Le coulis de chaux est pulvérisé de haut en bas à contre-courant de l'écoulement gazeux.

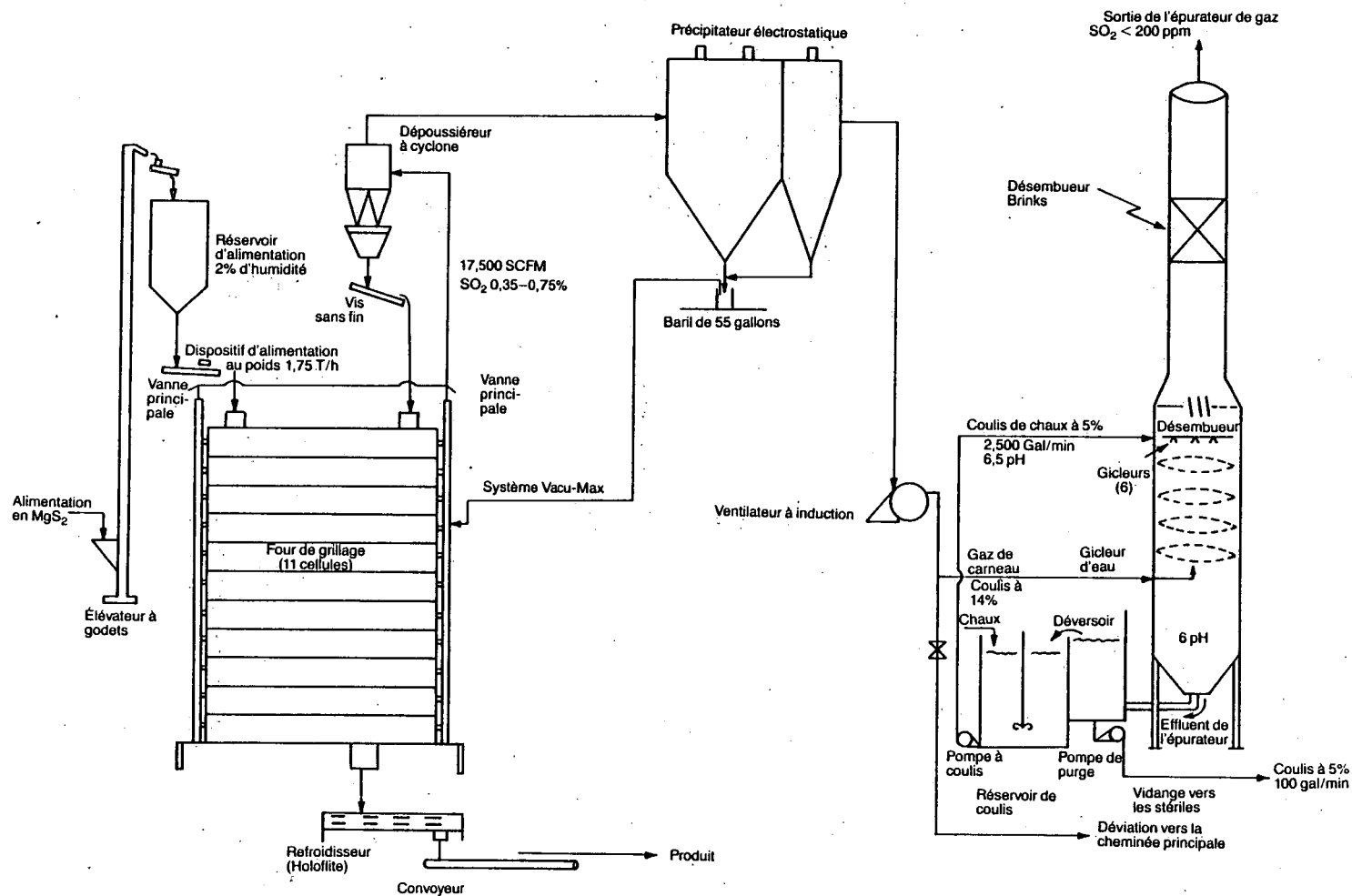


FIGURE 17 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DU LAVEUR-GRILLEUR DUVAL SIERRITA (UN CÔTÉ DU SYSTÈME DOUBLE) (14)

Une fois le coulis de chaux à 5% de solides pulvérisé dans le laveur et entré en contact avec les gaz, il est évacué par le fond de l'appareil à un pH de 6. L'effluent du laveur est évacué dans les étangs de stériles.

Avant d'être évacués du laveur, les gaz passent par un désembueur de type à vannes. L'utilisation d'un désembueur Brinks améliore le rendement de l'extraction des vapeurs acides. Les gaz sortent du système par une cheminée, à une température de 45°C; ils contiennent alors entre 100 et 200 ppm de SO_2 .

Le fonctionnement du système est avant tout contrôlé au moyen du pH du coulis évacué par le fond du laveur. Toutefois, le nombre des boules et leur poids exercent également une influence sur le système. Un pH faible (d'environ 4) ne permet pas d'atteindre un bon rendement de lavage tandis qu'un pH élevé (7) crée des conditions instables. Les variations de la teneur du gaz en SO_2 à l'intérieur d'une plage normale ne perturbent pas le fonctionnement du procédé.

Les gaz évacués par les fours à réverbère présentent des teneurs semblables à celles des gaz évacués par les fours multicellulaires de grillage. Comme le système de lavage Duval Sierrita a donné des résultats satisfaisants sur ces derniers, il devrait bien fonctionner dans le traitement des gaz des fours à réverbère.

7.3.2.3 Système de lavage Palabora. Les gaz sortant du four à réverbère de Palabora contiennent entre 15 et 20% du soufre entré dans le four de fusion; leur teneur variant entre 0.5 et 1.0% de SO_2 les rend impropres à la fabrication d'acide (21).

Le trop-plein de l'hydroséparateur du concentrateur contient une grande quantité de carbonates de calcium et de magnésium alcalins à l'état de particules fines. Au lieu de construire une deuxième usine d'acide, il a été établi qu'il serait plus économique du point de vue des frais de premier établissement d'utiliser cette pâte pour laver les gaz excédant la capacité de traitement de l'usine d'acide. Cette décision a par ailleurs eu l'avantage additionnel d'accroître la récupération du cuivre, rendant ainsi ce procédé de lavage tout à fait unique. C'est sous forme de vallériite, une matière molle de type en plaque, que la plus grande partie des pertes de cuivre avaient lieu dans les stériles du concentrateur. La récupération de la vallériite (contenant 22.9% du Cu à Palabora), en présence de conditions normales, est inférieure à 20%. Bien que le minerai flotte plus facilement en conditions acides, il était impossible de les récupérer dans le circuit principal. À cause de sa mollesse, la plupart de la vallériite est évacuée avec la pâte fine dans le trop-plein de l'hydroséparateur. L'utilisation de cette pâte pour laver les gaz de

fusion permet d'accroître la récupération du cuivre, car des conditions acides temporaires apparaissent immédiatement après l'absorption du SO_2 , améliorant ainsi les caractéristiques de flottation de la vallériite, qui est retournée dans les épaisseurs du concentré.

En 1971, des essais en unité-pilote ont été effectués afin de déterminer les caractéristiques d'absorption et de flottation du procédé proposé. La conclusion de ces essais a été qu'il était faisable d'utiliser la pâte du trop-plein de l'hydroséparateur pour neutraliser les gaz de fusion excédentaires et que la teneur en SO_2 des gaz ainsi obtenus pouvant être réduite à moins de 0.05% grâce à un contact à contre-courant sur deux étages dans des colonnes garnies de grilles. La récupération du cuivre contenu dans la pâte, bien qu'elle ne s'élève en moyenne qu'à 25%, s'est révélée rentable.

On trouvera à la figure 18 un diagramme simplifié du fonctionnement de l'installation de Palabora, construite en 1974 (21). Les gaz provenant du four à réverbère (0.5 - 1.0% de SO_2) et du convertisseur (4 - 8% du SO_2) que ne peut absorber l'usine d'acide sont dirigés vers l'installation de lavage où ils sont humidifiés et refroidis, pour passer d'environ 300°C à 85°C, dans une tour de pulvérisation, au moyen d'un courant circulant d'acide sulfureux. Les données typiques pour les gaz entrant et sortant de l'installation de lavage sont données au tableau 16.

TABLEAU 16 DONNÉES DE L'INSTALLATION DE LAVAGE DE PALABORA

	Gaz du four à réverbère uniquement	Gaz réverb. + convertisseur
Écoulement du gaz (Nm^3/h)	150 000	171 000
entrée - % SO_2	0.3	2.0
sortie - % SO_2	0.01	0.14
entrée - °C	230	270
sortie - °C	35	45

Les gaz humidifiés passent dans une colonne de lavage, une partie d'entre eux étant dérivée dans une colonne d'activation, leur quantité étant contrôlée au moyen du pH de la pâte sortant du fond de cette dernière.

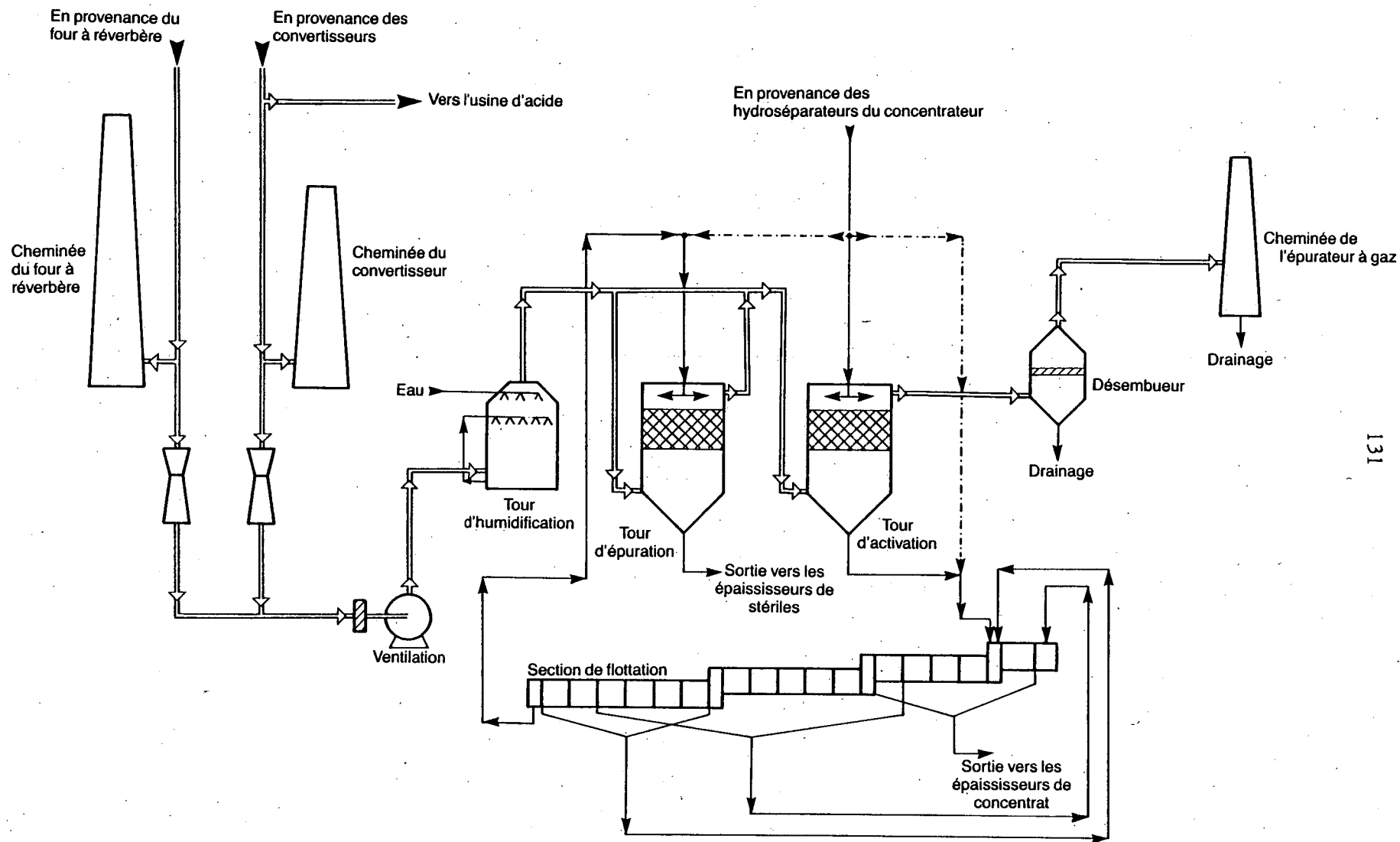


FIGURE 18

DIAGRAMME SIMPLIFIÉ DE FONCTIONNEMENT DE L'INSTALLATION DE LAVAGE DES GAZ DE PALABORA (21)

Les courants gazeux sont remélangés et mis en contact, dans la colonne d'activation, avec la pâte venant du concentrateur. La pâte est distribuée au moyen d'une tuyauterie et d'une plaque perforée située au-dessus des conduites de sortie des gaz. Un garnissage de type à grille est utilisé dans les deux colonnes.

Le tartre qui se forme dans le garnissage de la colonne est enlevé au moyen d'une dissolution partielle à l'acide sulfureux. Les gaz qui sortent de la colonne d'activation passent par un désembueur avant d'être rejetés dans l'atmosphère par une cheminée de 70 m doublée en caoutchouc. La pâte s'écoule à contre-courant de l'écoulement gazeux et passe d'abord dans la colonne d'activation, puis dans la section de flottation et dans la colonne de lavage, avant d'être retournée dans les épaisseurs de stériles du concentrateur. Différentes sections de l'installation peuvent être contournées au besoin.

En vertu des règlements sur la protection de l'environnement régissant la fonderie de Palabora, 70% du soufre entrant dans la fonderie doivent être récupérés. En fait, 72% sont récupérés, notamment 51.5% sous forme d'acide, 19.5% sous forme de stériles à l'aide du système de lavage, et 1% sous forme de scorie.

7.3.2.4 Procédé au carbonate de sodium. Dans ce procédé, une solution de carbonate de sodium sert à absorber le SO_2 contenu dans les gaz de carneau après extraction du poussier dans un laveur distinct (22). La liqueur perdue est pompée dans des étangs de décantation, où l'eau peut s'évaporer. Rien n'est fait pour régénérer l'agent de lavage ou récupérer un sous-produit quelconque.

Dans sa forme actuelle, ce procédé n'est utilisable que dans les emplacements arides où les taux d'évaporation naturels dépassent les taux combinés de la production de liqueur perdue et des précipitations. Les seuls laveurs au carbonate de sodium opérationnels sont les unités n° 1, 2 et 3 de Reid Gardner de la Nevada Power, dont la capacité respective est de 120 MW. Ces installations se trouvent près de Moapa, au Nevada, environ 80 kilomètres au nord de Las Vegas. Elles ont été conçues et construites par ADL/Combustion Equipment Associate.

Ce procédé n'a pas été appliqué au traitement des courants gazeux pauvres provenant des fonderies de cuivre ou de nickel.

7.3.2.5 Procédé au carbonate aqueux. La plus grande différence entre le procédé au carbonate aqueux et le procédé au carbonate de sodium réside dans le fait que le premier est un procédé régénérateur, tandis que le second est du type gaspilleur (22). Dans le

système au carbonate aqueux, le gaz de carneau sortant du laveur de poussier et la solution aqueuse de carbonate de sodium sont introduits dans un séchoir à pulvérisation, qui tient le rôle d'un laveur de SO_2 . Le produit ainsi obtenu consiste en gaz de carneau lavé et en un mélange sec de carbonate de sodium, de sulfite de sodium et de sulfate de sodium. Ce mélange de sels secs est soufflé sur un étang de sels fondus avec du coke de pétrole ou du charbon. Le carbone réduit le sulfite-sulfate de sodium en sulfure de sodium, avec dégagement de CO_2 . Le courant liquide riche en sulfure entre alors en réaction avec le CO_2 pour produire du Na_2CO_3 et du H_2S , le premier servant à fabriquer de la nouvelle solution de lavage, et le second étant transporté dans des conduites jusqu'à une unité de Claus, où il est oxydé en soufre élémentaire.

Il n'y a aucune installation commerciale au carbonate aqueux en Amérique du Nord, mais on prévoit en construire une pour avril 1982 à la centrale n° 6 Charles R. Huntely de la Niagara Mohawk Power Co-op à Tonawanda, New York. Le procédé de lavage et de reconversion prévu pour cette installation d'une capacité de 100 MW a été mis au point par Atomics International Limited, une division de Rockwell International Corporation, et produira du soufre élémentaire. La compagnie possède également une version modifiée de ce procédé sans récupération, et l'utilise pour le charbon à faible teneur en soufre dans les régions semi-arides. Dans le Dakota du Nord, où l'on prévoit construire une installation de ce genre d'une capacité de 440 MW, les précipitations sont insuffisantes pour provoquer un déversement du bassin.

Le procédé au carbonate aqueux n'a trouvé aucune application dans l'industrie métallurgique.

7.3.2.6 Procédé double alcali. Plusieurs méthodes sont désignées sous le nom de procédé double alcali (22). L'une d'elles est ledit procédé "double alcali concentré" de la FMC Corporation, installé dans diverses petites centrales industrielles à la vapeur aux États-Unis. Ce procédé se sert du sulfite de sodium comme milieu de lavage: le sulfite est converti en bisulfite de sodium par réaction avec le SO_2 . Il entre ensuite en réaction avec de la chaux éteinte pour produire du sulfite de calcium, qui est centrifugé en un gâteau ferme contenant entre 60 et 70% de solides. La forme du cristal de sulfite de calcium est différente de celle du procédé à la chaux/pierre à chaux, car il n'y a aucun problème de déshydratation.

Un autre type de procédé double alcali a été mis au point par General Motors. Ce procédé est connu sous le nom de "procédé double alcali sodium-chaux fonctionnant en

mode dilué". Il utilise la chaux pour régénérer la matière de lavage et produit ainsi comme résidu un gâteau de sulfite de calcium.

Un troisième procédé double alcali utilise une solution d'hydroxyde de sodium comme milieu de lavage. Cet hydroxyde est converti en Na_2SO_3 , en NaHSO_3 et en Na_2SO_4 dans le laveur. La solution de lavage est régénérée par réaction des sels de sodium avec le $\text{Ca}(\text{OH})_2$, produisant comme résidu un gâteau de sulfite-sulfate de calcium. Ce système a été envisagé pour une unité de 20 MW à la centrale Scholz de la Guld Power, près de Tallahassee, en Floride, mais, à ce que nous sachions, n'a pas encore été installé.

Un système double alcali a été installé à la fonderie de cuivre Afton à Kamloops, C.-B., pour traiter les gaz de sortie du convertisseur rotatif à lance verticale (TBRC) effectuant la fusion de concentrés d'une teneur anormalement élevée en cuivre et d'une teneur par conséquent très faible en soufre. Le système de lavage en question consiste en trois laveurs humides conçus pour extraire les poussières résiduelles, les particules à faible point d'évaporation (As_2O_3), le SO_2 gazeux et le mercure élémentaire (23, 24). Ce système de lavage du SO_2 et de régénération de la liqueur est un procédé double alcali, puisqu'il fait appel à une solution alcaline (Na_2SO_3) pour laver le SO_2 contenu dans le gaz de traitement et, ensuite, à un second alcali ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) pour régénérer la liqueur de lavage perdue. Dans le premier laveur venturi, la plupart des matières particulaires résiduelles (notamment le As_2O_3), et des brouillards de SO_3 et de H_2SO_3 sont extraits par une solution circulante de liqueur de lavage. Un deuxième laveur consistant en une colonne à plateau de faible intensité est ensuite utilisé pour extraire le SO_2 par absorption dans une solution de sulfite de sodium (Na_2SO_3) en vue de former du bisulfite de sodium. Les gaz de traitement lavés passent ensuite dans un laveur de mercure ou sont dirigés vers une cheminée, selon la phase du cycle de traitement en cours dans le TBRC. La solution de bisulfite de sodium est régénérée par réaction avec de la chaux éteinte, qui forme du sulfite de calcium ($\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$); celui-ci fixe le soufre en un état évacuable. Des conditions de régime permanent n'ont pas encore pu être atteintes dans le laveur. La corrosion des matériaux constitue également un problème dans tous les systèmes de lavage double alcali, à cause des concentrations de SO_3 plus élevées que prévu dans le système en question.

Les systèmes de lavage double alcali peuvent être installés lorsque le rapport $\text{O}_2:\text{SO}_3$ dans les gaz est inférieur à 15:1. Au-delà de ce rapport, il est préférable

d'utiliser un procédé de lavage à la chaux. Ce rapport $O_2: SO_2$ influe sur le taux d'oxydation du SO_3 en SO_4 , qui en retour augmente les occasions d'entartrage (24).

7.3.2.7 Le Chiyoda Thoroughbred 101. Dans ce procédé, le SO_2 est absorbé dans une solution aqueuse diluée d'acide sulfurique contenant un catalyseur de sulfate ferrique (22). Le H_2SO_3 obtenu est oxydé dans la boucle de lavage en H_2SO_4 , et celui-ci entre enfin en réaction avec du carbonate de chaux pour donner du $CaSO_4 \cdot 2H_2O$. Ce procédé est spécialement conçu pour la production d'un sous-produit de gypse. Dans la centrale électrique de la Hokuriku Power Company au Japon, deux installations de ce genre produisent 3,800 tonnes de gypse par mois. Une installation expérimentale, installée pour traiter le courant de gaz de carneau à la centrale Scholz de 20 MW de la Gulf Power en Floride, a fonctionné de mars 1975 à mars 1977.

Ce procédé n'a trouvé aucune application dans l'industrie métallurgique.

8 MARCHÉS, UTILISATION OU ÉLIMINATION DES PRODUITS DE LA FIXATION DU SOUFRE

8.1 Considérations générales

En plus d'autres facteurs, les règlements sur la lutte contre la pollution de l'air applicables à l'emplacement de toute fonderie déterminent les degrés nécessaires de capture et de fixation du SO_2 . Le choix du sous-produit obtenu, soufre élémentaire, SO_2 liquide ou acide sulfurique, est déterminé en grande partie par l'état de leur marché et les conditions économiques de leur production. Le soufre est l'élément commun de chaque matériau et c'est pourquoi, jusqu'à un certain degré, tous ses sous-produits se font concurrence et subissent celle du soufre provenant des autres sources pour les différentes utilisations finales.

Il est évidemment souhaitable de commercialiser et de vendre un sous-produit pour compenser au moins une partie des coûts de la lutte contre la pollution. La production d'un sous-produit qui dépasse la demande locale doit être éliminée d'une manière compatible avec l'environnement. Toutefois, selon l'emplacement, l'état des marchés et celui de la concurrence économique imposée par les autres sources de soufre, certains cas peuvent se produire où l'application des règlements oblige la fonderie à subir une perte nette sur la vente de ses sous-produits. La solution consistant à produire et éliminer un résidu inerte peut toutefois provoquer une perte plus grande. Si, en particulier, du SO_2 était récupéré par les génératrices thermiques brûlant des combustibles fossiles contenant du soufre, ce dioxyde de soufre ferait une forte concurrence aux sous-produits de la fixation du soufre des fonderies de cuivre, particulièrement aux États-Unis. À mesure que les règlements qui protègent l'environnement deviennent plus rigoureux, la production et la vente des sous-produits de ces deux types de producteur augmentent et se font concurrence entre elles et avec le soufre Frasch, qui est la plus importante source de soufre. Les centrales thermiques étant habituellement situées plus près que les fonderies des utilisateurs industriels et souvent dans des régions fortement peuplées, cette source de soufre peut bénéficier d'un avantage par rapport aux fonderies qui sont généralement situées dans des emplacements qui en sont éloignés. Les coûts de transport constituent un facteur important dans la détermination des conditions économiques, de la compétitivité et de la commercialisation des sous-produits. Il est également vraisemblable que la neutralisation par lavage à la chaux ou à la pierre à chaux du SO_2 des courants gazeux des génératrices d'électricité pour produire un matériau éliminable.

constitue, pour des conditions techniques et économiques, une méthode préférable en raison de la concentration relativement faible de SO_2 dans ces gaz.

L'application de mesures plus rigoureuses de protection de l'environnement peut obliger à produire du soufre en trop grandes quantités, particulièrement sous forme d'acide sous-produit, au moins dans une région, sinon internationalement, ce qui permettrait de satisfaire les besoins des consommateurs en ce qui concerne les quantités et les prix. Cela crée toutefois des problèmes pour les producteurs primaires de soufre et ses sous-produits. L'industrie métallurgique affectée par les règlements environnementaux demande que soient développées des techniques qui lui permettront de couvrir les coûts de ses immobilisations et de son fonctionnement causés par la récupération des sous-produits du soufre à des prix qui lui permettront de faire concurrence aux autres sources. Le prix du cuivre étant déterminé par les conditions du marché international, les coûts de la récupération du soufre ne peuvent, au début, être imputés aux consommateurs et doivent être absorbés par la fonderie ou imputés à la mine. Ces coûts pourront éventuellement être imputés aux consommateurs sous forme de prix plus élevés pour le métal lorsque toutes les fonderies confineront le SO_2 . En dehors de ces considérations économiques, si des mesures plus rigoureuses de protection de l'environnement obligent à produire un excédent de sous-produits du soufre, certains problèmes d'élimination seront soulevés. Cette situation pourrait toutefois être compensée dans une certaine mesure si les coûts plus élevés de l'énergie nécessaire pour convertir l'eau en vapeur limitaient la production du soufre élémentaire (procédé Frasch).

8.2 Soufre élémentaire

Les difficultés techniques rencontrées dans la production du soufre élémentaire à partir du SO_2 contenu dans les gaz métallurgiques et les coûts élevés de production dus au coût élevé des réducteurs découragent les fonderies de produire du soufre élémentaire. De plus, le soufre produit à partir des gaz métallurgiques contient souvent des impuretés peu souhaitables comme As, Se et Hg qui doivent être éliminées par des procédés spéciaux avant qu'il soit généralement acceptable en qualité et compétitif avec le soufre des autres sources (2). Près de 85% du soufre produit sont consommés sous forme d'acide sulfurique, qui est lui-même un produit intermédiaire et cette relation étroite exige que ces deux produits soient considérés simultanément lorsque l'offre et la demande potentielles sont étudiées (14). Pendant plusieurs années, les industries du charbon, du pétrole, du gaz naturel et métallurgiques ont produit plus de sous-produits du

soufre que les consommateurs industriels ou agricoles ne pouvaient en utiliser (5). Toutefois, une étude récente (25) indique que le surplus de soufre va disparaître, que l'offre et la demande s'équilibreront à peu près et que les prix augmenteront. Du point de vue des fonderies, la décision de produire ou non du soufre sous-produit doit être basée sur des prévisions commerciales à long terme. Parce que le soufre élémentaire serait un sous-produit d'un procédé métallurgique, il n'est pas possible de diminuer la production du soufre aux époques où la demande est faible.

Les tableaux 17 et 22 contiennent différentes statistiques de production du soufre élémentaire dans le monde occidental (25). Une augmentation cumulative annuelle de production de 3.1% est prévue entre 1980 et 1984; elle est de 2.7% pour la période 1985-1990. Pour les mêmes périodes, il est prévu que la consommation augmentera respectivement de près de 4% et 3.3%. À partir des données du tableau 18, il est évident que les principales sources de soufre sont le soufre Frasch, qui est extrait des mines et le soufre produit à partir du gaz naturel et dans les raffineries de pétrole. Selon ces prévisions, le soufre produit à partir des gaz métallurgiques, notamment par les fonderies de pyrites, n'est pas significatif. Le tableau 23 donne les caractéristiques ordinaires de l'utilisation finale et soufre élémentaire, aux États-Unis, en 1977 (26).

Du point de vue de l'expédition ou de l'entreposage, le soufre élémentaire est le produit le plus souhaitable parce qu'il peut être transporté économiquement sur des distances bien plus grandes que l'acide sulfurique ou le SO_2 liquide par unité de soufre contenu. Ce produit possède de bonnes caractéristiques d'entreposage et peut être facilement empilé lorsqu'il n'y a pas d'acheteur. Si la demande se fait sentir ultérieurement, il peut être récupéré facilement et expédié sans aucune précaution inhabituelle. Le soufre élémentaire est peu coûteux à convertir en acide sulfurique à destination. Le facteur important est le coût final de l'acide livré.

En résumé, la réduction du SO_2 contenu dans les gaz des fonderies de cuivre et de nickel pour produire du soufre élémentaire est techniquement complexe et ne constitue pas actuellement une solution économique.

8.3 SO_2 liquide

La demande de SO_2 liquide est très limitée, même aux États-Unis dont la capacité actuelle de production est d'environ 177,000 t/an (14). La plus importante utilisation du SO_2 est la production d'hydrosulfite de sodium qui est utilisé comme agent

TABLEAU 17 ZONE OCCIDENTALE, PRODUCTION DE SOUFRE BRUT - PRÉVISIONS
1975-1990 (25)

	(En milliers de tonnes)							
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1985	1990
Zone occidentale								
Total	24,427	23,602	24,183	24,172	25,229	27,004	31,614	36,218
Europe de l'Ouest	2,732	2,826	3,292	3,271	3,494	3,547	3,751	4,293
Afrique	31	35	36	38	44	51	88	120
Asie	2,072	2,115	2,328	2,399	2,701	3,264	5,350	6,865
Océanie	10	11	7	10	10	10	15	25
Amérique du Nord	16,972	15,987	16,201	16,061	16,355	16,990	18,750	20,915
Amérique centrale	2,393	2,396	2,074	2,136	2,355	2,850	3,280	3,530
Amérique du Sud	217	232	245	257	270	292	380	470

TABLEAU 18 PRODUCTION DE SOUFRE BRUT, PAR TYPE (23)

(En milliers de tonnes)								
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1985	1990
Soufre Frasch	10,049	9,026	8,246	8,160	8,460	9,600	10,400	12,150
Soufre récupéré	14,217	14,417	15,777	15,847	16,599	17,229	21,034	23,873
Gas naturel	10,537	10,190	11,018	10,895	11,073	11,150	12,738	12,563
Raffineries de pétrole	3,476	3,996	4,600	4,824	5,293	5,774	7,321	8,933
Gaz de four à coke	35	37	31	30	25	15	5	5
Fonderies de pyrites	82	88	28	-	-	-	130	280
Génératrices d'électricité	2	2	2	18	28	40	40	42
Sables bitumineux, etc.	85	104	98	120	180	250	700	1,050
Gazéification du charbon	-	-	-	-	-	-	100	1,000
Natif, raffiné	161	159	160	165	170	175	180	195
Totaux	24,427	23,602	24,183	24,172	25,229	27,004	31,614	36,218

TABLEAU 19 ZONE OCCIDENTALE, PRODUCTION DE PYRITES, PRÉVISIONS 1975-1990 (25)

	(En milliers de tonnes)							
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1985	1990
Zone occidentale								
Totaux	4,940	4,619	4,336	4,415	4,565	4,685	5,120	5,745
Europe de l'Ouest	3,266	2,908	2,742	2,700	2,700	2,750	3,090	3,575
Afrique	424	376	447	550	645	695	770	850
Asie	598	611	529	550	550	550	570	590
Océanie	106	108	104	110	110	110	110	130
Amérique du Nord	541	611	509	500	500	500	480	500
Amérique centrale	-	-	-	-	-	-	-	-
Amérique du Sud	5	5	5	5	60	80	100	100

TABLEAU 20 ZONE OCCIDENTALE, PRODUCTION DES AUTRES FORMES DU SOUFRE,
PRÉVISIONS 1975-1990 (25)

(En milliers de tonnes)								
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1985	1990
Zone occidentale								
Totaux	5,208	5,802	5,999	5,950	6,205	6,465	7,815	8,875
Europe de l'Ouest	1,579	1,639	1,735	1,725	1,750	1,800	1,920	2,015
Afrique	217	246	244	245	260	285	335	395
Asie	1,311	1,380	1,472	1,465	1,480	1,505	685	800
Océanie	117	143	150	150	150	155	185	225
Amérique du Nord	1,841	2,213	2,208	2,170	2,365	2,510	3,365	3,865
Amérique centrale	76	113	116	120	120	125	180	250
Amérique du Sud	67	68	74	75	80	85	145	325

TABLEAU 21 ZONE OCCIDENTALE, APPROVISIONNEMENTS EN SOUFRE SOUS TOUTES LES FORMES, PRÉVISIONS 1975-1990 (25)

(En milliers de tonnes)								
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1985	1990
Zone occidentale								
Totaux	34,574	34,023	34,538	34,537	35,999	38,154	44,549	50,838
Europe de l'Ouest	7,577	7,373	7,769	7,696	7,944	8,097	8,761	9,883
Afrique	682	657	727	833	949	1,031	1,193	1,365
Asie	3,981	4,106	4,349	4,414	4,731	5,319	7,605	9,255
Océanie	233	262	261	270	270	275	310	380
Amérique du Nord	19,354	18,811	18,918	18,731	19,220	20,000	22,595	25,280
Amérique centrale	2,757	2,814	2,514	2,593	2,885	3,432	4,085	4,675

TABLEAU 22 ZONE OCCIDENTALE, BILAN MONDIAL DU SOUFRE BRUT, (25)

(En milliers de tonnes)								
	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1985	1990
Soufre Frasch	10,049	9,026	8,246	8,160	8,460	9,600	10,400	12,150
Soufre récupéré	14,217	14,417	15,771	15,847	16,599	17,229	21,034	23,873
Soufre natif	161	159	160	165	170	175	180	195
Production de soufre brut	24,427	23,602	24,183	24,172	25,229	27,004	31,614	36,218
Importations	1,588	1,985	2,633	2,570	2,220	2,320	4,070	5,070
Soufre de papeterie	-	-	70	380	530	1,250	1,720	2,780
OFFRE NETTE	26,015	25,587	26,886	27,122	27,979	30,574	37,404	44,068
Consommation	20,719	21,277	24,340	25,687	27,079	28,956	34,695	40,928
Exportations	181	139	380	400	430	460	505	700
Augmentation de stocks								
Iran	-	-	-	-	100	120	250	400
Irak	345	165	55	-	-	-	-	-
Arabie Séoudite	-	-	-	-	-	90	500	500
Canada	2,857	2,281	1,560	1,300	850	850	800	550
DEMANDE NETTE	24,102	23,862	26,335	26,987	28,459	30,476	36,750	43,078
Surplus commercialisable	1,913	1,725	551	135		98	654	990
(déficit)					(480)			

TABLEAU 23 UTILISATIONS FINALES DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE, É.-U., 1977 (26)

Utilisation	En milliers de tonnes	%
Acide sulfurique	9,598	84.5
Produits chimiques organiques (peintures explosifs, composés organiques industriels)	275	2.4
Produits chimiques agricoles	257	2.3
Produits chimiques inorganiques industriels	220	1.9
Produits de l'industrie de la pâte et du papier	147	1.3
Raffinage du pétrole et produits du pétrole et du charbon	111	1.0
Caoutchouc synthétique, fibres cellulosiques et autres produits plastiques	65	0.6
Produits alimentaires	5	
Divers	678	6.0
Totaux	11,356	100.0

Source: USBM

de blanchiment dans la production des textiles, du papier et de l'argile. L'utilisation du SO_2 dans la fabrication de la pâte et du papier diminue parce que le procédé au sulfite disparaît et qu'il existe des contrôles plus sévères pour les émissions de SO_2 . Il est prévu que les autres utilisations du SO_2 liquide, notamment le recyclage et le traitement des produits alimentaires compenseront la diminution de la demande de l'industrie des pâtes et papiers et que, par conséquent, la demande de SO_2 liquide augmentera annuellement à un taux d'environ 4 à 5% pendant les cinq prochaines années.

Étant donné que les prix par unité de poids du SO_2 liquide sont relativement élevés parce qu'il est utilisé pour fabriquer des produits très spéciaux, ce produit, contrairement à l'acide sulfurique, peut être expédié sur de longues distances pour atteindre les différents marchés. Toutefois, le SO_2 liquide est néanmoins coûteux à transporter parce qu'il exige des wagons-citernes pressurisés spéciaux qui doivent retourner vides à la source d'approvisionnement. De plus, les utilisateurs sont très

dispersés et les quantités transportées sont trop petites pour justifier l'utilisation de trains-blocs pour augmenter la distance de transport économique par voie ferrée ou pour utiliser des navires-citernes pressurisés spéciaux pour les expéditions en vrac par la voie maritime. Les conditions favorables de commercialisation du SO_2 liquide sont par conséquent limitées. Aux États-Unis, l'offre et la demande de SO_2 liquide s'équilibrent en raison de la stabilité des marchés. Une augmentation ou une diminution de production de 10,000 à 20,000 t/an, constituant entre 6 et 12% de la consommation estimée de 1975, perturberait significativement le marché de ce produit chimique.

Parce qu'aux États-Unis le marché de ce produit est très petit et précaire, il est douteux qu'une fonderie de cuivre ou de nickel installe un système pour produire du SO_2 liquide destiné exclusivement à la vente. On pourrait toutefois étudier l'utilisation du SO_2 liquide pour uniformiser l'alimentation d'une usine d'acide afin de compenser les fluctuations de la production de gaz de la fonderie. Cette technique peut également être utilisée pour diminuer la dimension et le coût des usines d'acide installées dans les fonderies.

Idéalement, la production de SO_2 liquide exige un courant gazeux très fortement concentré comme celui qui est produit dans le four à l'oxygène Inco ou le procédé Kivcet (environ 80% de SO_2). Actuellement, le nombre des affineries qui emploient ces procédés est très petit, de sorte que le potentiel de production de SO_2 liquide est très limité.

8.4 Acide sulfurique

L'acide sulfurique est le sous-produit le plus commun récupéré des gaz de métallurgie et cette production constitue la méthode de contrôle acceptée des courants gazeux concentrés dans les fonderies de cuivre et de nickel.

Comme nous l'avons mentionné précédemment, près de 85% du soufre sont consommés sous forme d'acide sulfurique, qui est considéré comme étant le moins coûteux et le plus utile des acides minéraux et pour lequel il n'existe pas de produit de remplacement satisfaisant dans la plupart des applications. L'acide sulfurique est généralement vendu sous forme de différentes solutions de H_2SO_4 dans l'eau ou de SO_3 dans le H_2SO_4 , appelées oléums. L'acide sulfurique sous-produit de qualité commerciale produit par le procédé de contact est généralement pur à 93-98%. La concentration de l'acide utilisé varie très fortement selon l'utilisation finale.

Une fonderie qui produit de l'acide sulfurique sous-produit à partir des courants gazeux concentrés dispose des options suivantes pour l'éliminer (26):

- vente à l'état d'acide sulfurique
- neutralisation et élimination à l'état de gypse
- fabrication de produits chimiques
 - acide phosphorique
 - engrais phosphatés
 - sulfate de potassium
- autre utilisations

Le tableau 24 montre les différentes utilisations de l'acide sulfurique aux États-Unis en 1977 (26).

8.4.1 Vente d'acide sulfurique. En tout endroit donné, le prix obtainable pour l'acide sulfurique est généralement celui de l'acide de la source la moins coûteuse et équivaut habituellement au coût de l'achat du soufre et de la production locale de l'acide (2). Les fonderies sont désavantagées parce qu'elles sont généralement situées dans des endroits éloignés. Le coût élevé du transport de l'acide jusqu'aux marchés, généralement dans des centres industriels, oblige souvent les fonderies à vendre ce sous-produit avec une perte nette. Le transport de l'acide sulfurique est coûteux parce que celui-ci est expédié dans des wagons-citernes spéciaux qui reviennent à vide à la source d'approvisionnement. Il est plus avantageux de transporter du soufre jusqu'aux marchés pour le convertir en acide parce que le transport du soufre coûte moins cher que celui de l'acide qu'il sert à produire. De plus, la conversion du soufre élémentaire en acide est relativement peu coûteuse et la chaleur produite par la combustion du soufre donne de la vapeur comme sous-produit. Par conséquent, l'acide sous-produit des fonderies est généralement consommé près de l'endroit où il est fabriqué, sauf lorsque l'échelle des quantités transportées jusqu'à des marchés éloignés permet de consentir des tarifs peu élevés ou lorsque les fonderies acceptent d'assumer une partie des frais de transport pour éviter un problème de neutralisation et d'élimination plus coûteux (26).

Un grand nombre des usines classiques existantes qui brûlent du soufre sont anciennes et devront finalement être remplacées ou risquent d'être fermées si de l'acide sous-produit est disponible. Les autres pourraient être obligées d'installer des systèmes de confinement pour diminuer les émissions de gaz résiduaire. Ces circonstances donneront un avantage aux producteurs d'acide sous-produit des fonderies si son coût de

TABLEAU 24 UTILISATIONS FINALES DE L'ACIDE SULFURIQUE, É.-U., 1977 (26)

(En milliers de tonnes de H ₂ SO ₄ 100%)		
Utilisation	Quantité	%
Engrais phosphatés	20,278	59.0
Fabrication de produits chimiques		
Produits chimiques inorganiques, notamment pigments	2,635)	7.7)
Sulfate d'ammonium et autres produits chimiques agricoles	988)	2.9)
Produits chimiques organiques, notamment médicaments	987)	2.9)
Caoutchouc et plastiques	669)	2.0)
Fibres cellulosiques (rayonne)	538)	1.6)
Savons et détergents	453)	1.3)
Produits chimiques pour le traitement de l'eau (aluminium)	270)	0.8)
Explosifs	62)	0.1)
Autres produits chimiques	<u>900</u>	<u>2.5)</u>
Raffinage du pétrole	2,351	6.8
Lessivage des minerais (cuivre, uranium)	2,099	6.1
Pâtes et papiers	608	1.8
Décapage de l'acier	398	1.2
Batteries d'accumulateurs	135	0.4
Traitement des métaux	47	0.1
Divers	<u>951</u>	<u>2.8</u>
Totaux	34,369	100.0

Source: USBM

production est moins élevé que les coûts de la construction et de l'exploitation des nouvelles usines d'acide brûlant du soufre.

Il arrive parfois que l'acide sulfurique soit écoulé sur les marchés mondiaux mais, en général, ce n'est que pour compenser un déséquilibre temporaire causé par les variations de l'offre et de la demande des produits finals comme les engrais phosphatés ou par un changement des procédés utilisés pour fabriquer l'acide (par exemple, conversion du grillage des pyrites à l'utilisation du soufre élémentaire) (26).

En raison de l'importance des quantités en cause, la plus grande partie de l'acide produit dans les fonderies doit être vendue selon des contrats à long terme à des prix considérablement moins élevés que les prix par lots livrables immédiatement par wagon-citerne. Afin d'assurer un fonctionnement continu, les usines métallurgiques doivent obtenir des contrats à long terme pour éliminer l'acide et sont par conséquent obligées de consentir des prix peu élevés (2). Il se peut qu'une fonderie soit temporairement obligée de diminuer sa production de métal parce que le marché de l'acide diminue. Un acheteur d'acide sous-produit, que ce soit pour la consommation ou la revente, est motivé par le prix avantageux qu'il peut obtenir par rapport à celui de la fabrication de l'acide comme produit principal et il n'attend pas du producteur d'acide sous-produit les garanties qu'il demande à un marchand d'acide sulfurique. Pour les mêmes raisons, un producteur accepte que les produits d'une vente directe soient inférieurs à ceux qu'il obtiendrait en vendant l'acide sur le marché, parce qu'il prend moins d'engagement ou même n'en prend pas du tout. En règle générale, un producteur d'acide sous-produit vend à un prix établi départ usine.

La qualité de l'acide sulfurique a une importance particulière au point de vue commercialisation et certaines étapes complémentaires de nettoyage des gaz peuvent être requises à la fonderie pour éliminer des éléments volatiles comme As, Se, Hg, etc., en amont de l'usine d'acide. Le sélénium est susceptible de décolorer l'acide et la plupart des consommateurs (utilisations finales agricoles) insistent pour que la concentration de mercure soit inférieure à 0.5 ppm. Le tableau 25 montre une analyse ordinaire de l'acide sulfurique du commerce (2). Pour être commercialisable, l'acide sulfurique des usines métallurgiques doit être conforme à des spécifications données et son analyse doit correspondre le plus possible à l'analyse type. Certains marchés peuvent être fermés à l'acide sous-produit non conforme aux spécifications les plus rigoureuses.

TABLEAU 25 SPÉCIFICATIONS ET ANALYSE TYPE D'ACIDE SULFURIQUE (2)

Élément	Spécification-ppm	Analyse Type-ppm
Cl		< 0.10
NO ₃		< 0.20
N ₂		< 0.10
SO ₂	50 max.	40
As		< 0.05
Fe	50 max.	30
Cu		0.20
Mn		0.25
Cr		0.40
Ni		0.50
Pb		< 0.10
Hg		< 0.50
Concentration (% de H ₂ SO ₄)	92.2 min.	93.50
Couleur (APHA)	40 max.	30
Matières non volatiles (%)		0.01

8.4.2 Neutralisation et élimination du gypse. À défaut d'utiliser elle-même ou de vendre une partie ou la totalité de la production d'acide sulfurique, une fonderie doit neutraliser celui-ci avec du calcaire pour former du gypse, matériau solide, inerte et éliminable. Cette solution est coûteuse, principalement à cause des coûts du calcaire et de son transport, qui dépend de la distance entre la source d'approvisionnement et la fonderie. L'entreposage d'importantes quantités d'acide ne constitue pas une solution économique ni pratique.

Le calcaire est habituellement le produit chimique le moins coûteux utilisé pour neutraliser l'acide mais pour que la réaction soit complète, il est possible qu'il faille ajouter une certaine quantité de chaux hydratée ou qu'il soit nécessaire de broyer très finement le calcaire; cette dernière solution comporte toutefois des limites économiques parce que son coût augmente rapidement en fonction inverse de la dimension des particules (14). L'utilisation de la chaux seule permettrait d'utiliser des réacteurs plus petits et des temps de retenue moins longs à cause de la plus forte réactivité de celle-ci.

La chaux est toutefois plus coûteuse que le calcaire. Si le calcaire utilisé est de bonne qualité, le gypse produit devrait être commercialisable, mais il subit éventuellement la concurrence du gypse provenant d'autres sources, en particulier du gypse extrait des mines. Le gypse non calciné est utilisé dans la fabrication du ciment Portland et du placoplâtre, et en agriculture. Le calcaire qui contient des impuretés, en particulier du magnésium, réagit plus lentement que le carbonate de calcium très pur. Si le calcaire utilisé pour neutraliser l'acide contient des quantités appréciables de magnésium, il peut être difficile de lessiver les déchets pour en extraire les sels de magnésium.

En étudiant les installations de neutralisation, le facteur le plus important est la méthode d'élimination du sulfate de calcium produit. Les problèmes de transport, les répercussions de la dureté de l'eau, celles des sels dissous sur les eaux souterraines, celles des étangs de résidus, les problèmes dus à la poussière, les besoins d'eau, l'entartrage des tuyaux et la stabilité du matériau sec doivent tous être étudiés.

Il existe deux types de procédés de neutralisation pour éliminer l'acide sulfurique. Dans les procédés "humides", la réaction de neutralisation s'effectue dans une solution d'acide dilué dans l'eau et produit une boue de sulfate de calcium qui doit être éliminée. Dans les procédés "secs", la réaction de neutralisation s'effectue directement entre l'acide sulfurique concentré et le calcaire et produit une masse plastique qui se transforme ensuite en masse solide sèche avant d'être éliminée.

La neutralisation d'une tonne d'acide sulfurique consomme 1.14 tonne de calcaire et produit 1.71 tonne de gypse (26).

8.4.2.1 Procédé par voie sèche. La figure 19 montre un diagramme simplifié de la neutralisation de l'acide par le procédé "sec" (14). Le calcaire concassé à la mine est broyé sous pression, en circuit fermé, dans un broyeur à boulets de façon à passer à 80% dans un tamis de 100 mesh, puis est acheminé à une vitesse contrôlée dans un broyeur à meules ou un délayeur. L'acide est également acheminé dans le broyeur à meules à une vitesse contrôlée par un débitmètre. Dans le broyeur à meules, la réaction est exothermique et de l'eau froide est ajoutée pour régler la température et la consistance du produit à la sortie.

La masse obtenue est déchargée du broyeur à meules sur un convoyeur lent où elle vieillit pour compléter la réaction. Ce transporteur achemine en continu la masse solide presque sèche jusqu'à un concasseur qui la brise en fragments granulaires pour faciliter la manutention. La masse brisée est acheminée ensuite jusqu'à une station

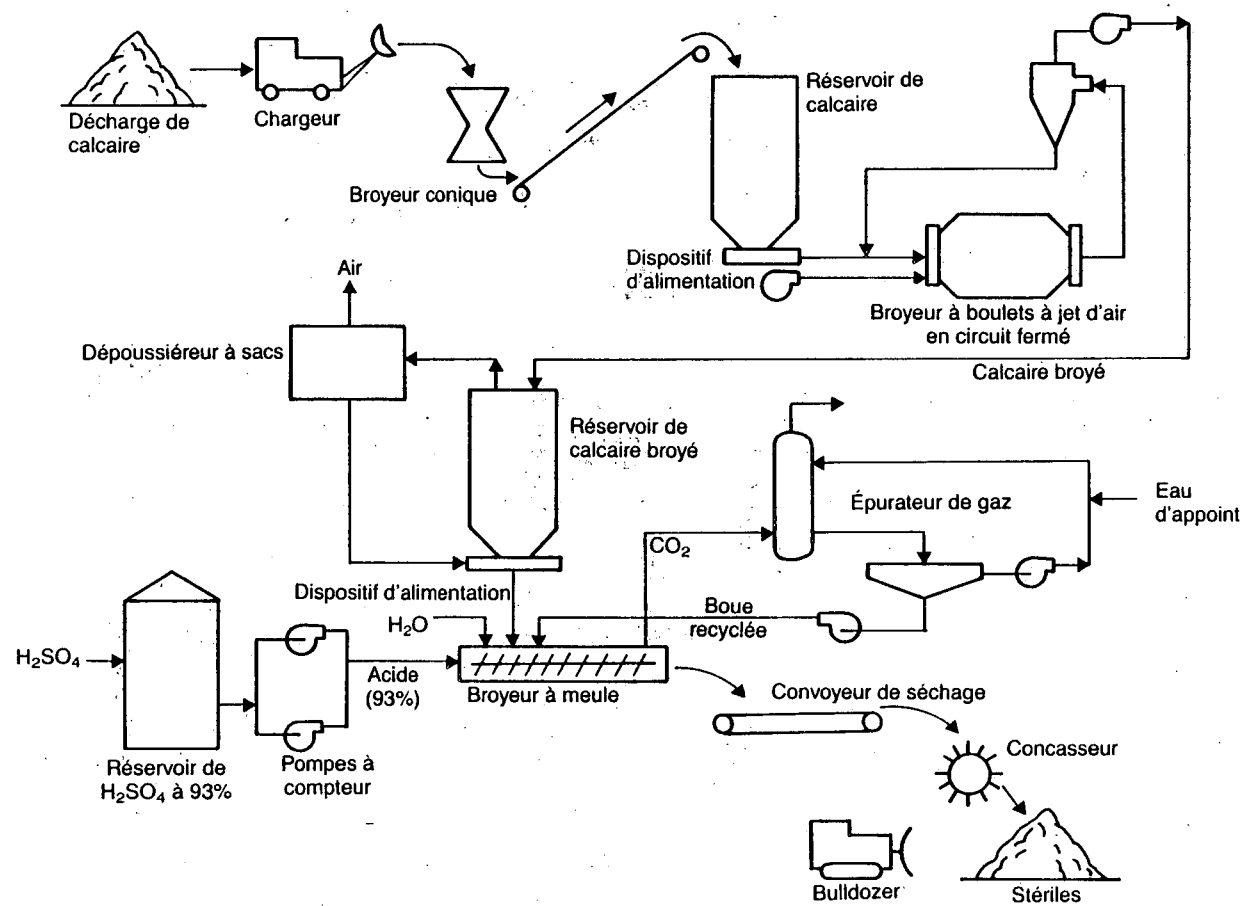


FIGURE 19 NEUTRALISATION DE L'ACIDE SULFURIQUE - PROCÉDÉ SEC (14)

mobile de transport avant d'être finalement éliminée à l'état sec. Les gaz du broyeur à meules, qui contiennent principalement du CO_2 , sont lavés avant d'être évacués dans l'atmosphère.

Le procédé "sec" produit principalement de l'anhydrite, CaSO_4 , et du semi-hydrate, $\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$. La chaleur de la réaction est suffisante pour chauffer les produits finals à une température supérieure à la température de déshydratation du gypse ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). Les produits de la réaction s'hydratent au moins partiellement en gypse ou en semi-hydrate lorsqu'ils sont exposés à l'humidité atmosphérique.

8.4.2.2 Procédé par voie humide. La figure 20 montre un diagramme simplifié du procédé "humide" (14). Le calcaire concassé est broyé jusqu'à l'obtention d'une boue (80% - maille de 100) dans un broyeur à boulets, la boue est pompée jusqu'à la station des réacteurs de neutralisation qui comporte deux ou plusieurs réacteurs raccordés en série.

L'acide est pompé à un débit contrôlé jusqu'au premier réacteur pour maintenir la concentration appropriée de sulfate (0.2 - 0.5%) dans la sortie du deuxième ou du dernier réacteur. Environ 50% de la boue sont constamment recyclés pour contrôler l'entartrage et faciliter la croissance des cristaux de gypse.

La température du réacteur est maintenue à 71°C par addition d'eau froide et d'eau d'évaporation récupérée et refroidie provenant du bassin à résidus. La réaction de neutralisation est très exothermique et exige un refroidissement ou une importante quantité d'eau en excès pour contrôler la température. Le système de réacteurs est conçu pour un temps de retenue de deux heures.

La boue de gypse est déchargée par gravité jusqu'au bassin à résidus où elle est refroidie par évaporation superficielle et dans lequel l'eau est retenue. Dans le cas de ce procédé, il est présumé que les résidus conserveront 40% d'humidité et que le reste de l'eau est recyclée dans le système de réacteurs.

8.5 Fabrication de produits chimiques

Comme le montrent les tableaux 23 et 24, près de 90% de la consommation totale de soufre sert à fabriquer de l'acide sulfurique dont 60% sont utilisés dans la fabrication des engrais phosphatés. Bien que ces chiffres soient valables pour les États-Unis, ils sont considérés comme étant représentatifs de la situation mondiale (26). Environ 20% de l'acide sulfurique sont utilisés pour la fabrication de différents produits chimiques.

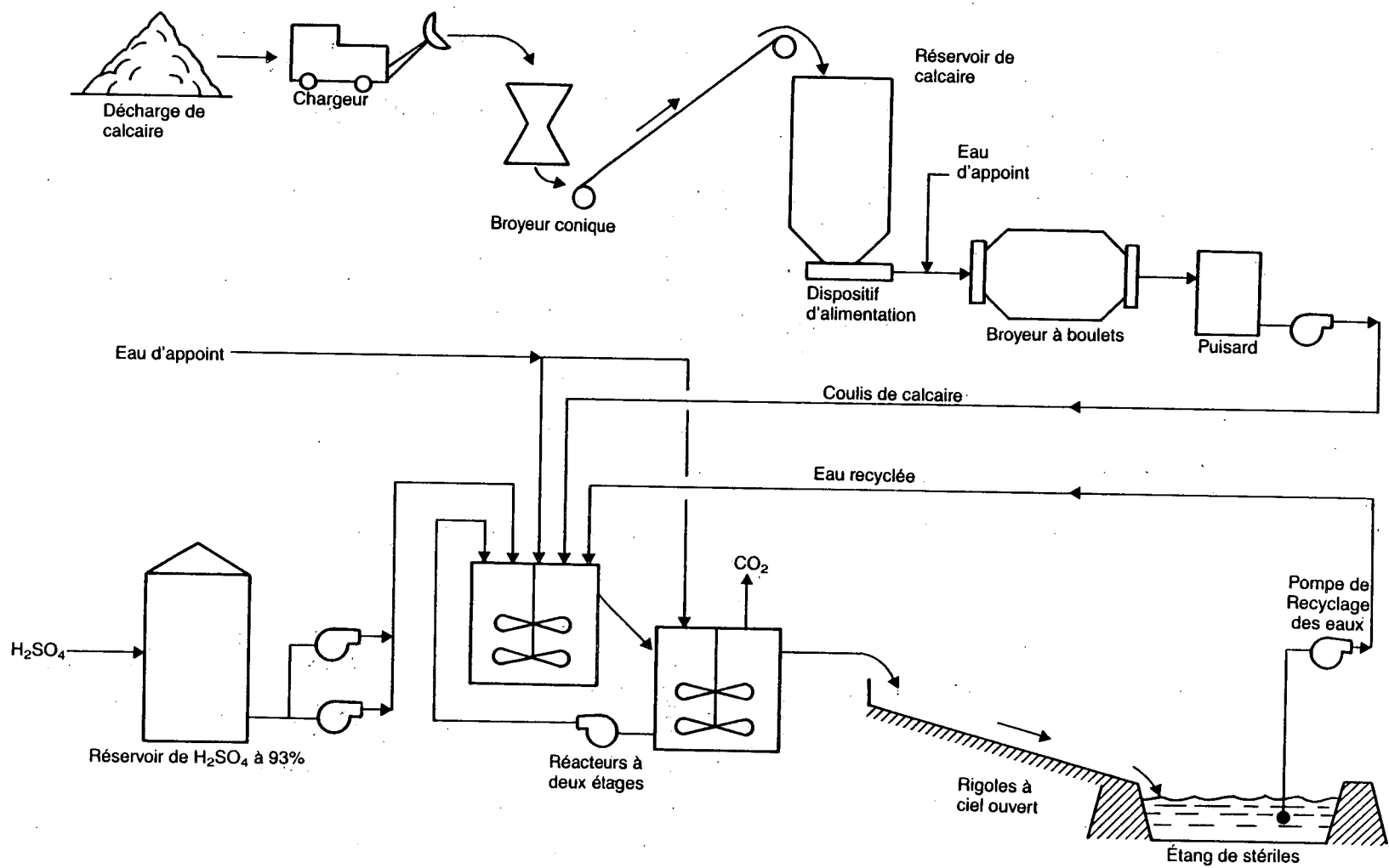


FIGURE 20 NEUTRALISATION DE L'ACIDE SULFURIQUE - PROCÉDÉ HUMIDE (14)

Selon l'emplacement des fonderies existantes de cuivre et de nickel par rapport aux dépôts de phosphate, la fabrication de l'acide phosphorique, des engrais phosphatés ou des produits chimiques à l'emplacement de la fonderie peut constituer une méthode plus avantageuse que la vente ou la neutralisation de l'acide sulfurique. Certaines réglementations rigoureuses de protection de l'environnement peuvent obliger à situer les nouvelles fonderies près des marchés de l'acide ou dans un endroit où l'acide peut être utilisé localement pour fabriquer des engrais ou des produits chimiques. Dans ces cas, les concentrés doivent être transportés de la mine à la fonderie, qui peut devenir une fonderie traitant de façon spéciale plusieurs concentrés différents. Pour évaluer le choix de l'emplacement d'une fonderie dans ce cas, certains des autres facteurs à considérer sont l'emplacement des marchés des produits finals et les coûts de l'énergie à l'emplacement considéré.

Certaines autres utilisations de l'acide sulfurique, comme le raffinage du pétrole, le lessivage des minerais de cuivre et d'uranium et l'industrie des pâtes et papiers occupent une place relativement mineure dans les statistiques mondiales. Toutefois, les utilisations de l'acide sulfurique varient pour chaque emplacement d'affinerie et exigent l'évaluation de tous les facteurs dans chaque cas, notamment la découverte de nouveaux débouchés pour l'acide.

8.5.1 Acide phosphorique. Il faut en moyenne une tonne d'acide sulfurique et 1.22 tonne de minerai de phosphate pour produire 0.34 tonne de P_2O_5 à 100%, sous forme d'acide phosphorique (26). L'industrie des engrais consomme de l'acide phosphorique contenant 54% de P_2O_5 pour la fabrication des engrais phosphatés. Le minerai de phosphate est transporté sur de grandes distances pour la fabrication de l'acide phosphorique; en Amérique du Nord, par exemple, on le transporte de la Floride à la Saskatchewan par navire et de l'ouest des États-Unis jusqu'en Alberta par chemin de fer. Les phosphates de la côte est des États-Unis sont expédiés au Japon. L'acide phosphorique est une marchandise qui fait l'objet de transactions importantes. Il est estimé que 6 millions de tonnes de ce produit seront transportées par la voie maritime en 1980 (26). Dans des conditions économiques favorables, particulièrement si les coûts de transport sont peu élevés et si des marchés existent, la production d'acide sulfurique et son utilisation pour produire de l'acide phosphorique sur place peut constituer une solution avantageuse pour une fonderie.

8.5.2 Engrais au phosphate d'ammonium. La plus importante utilisation de l'acide phosphorique est la fabrication d'engrais au phosphate d'ammonium. La production d'acide sulfurique à partir des gaz de fonderie, sa réaction avec du minerai de phosphate pour produire de l'acide phosphorique converti ensuite en engrais phosphatés à l'emplacement de la fonderie ou près de celui-ci peut constituer une solution avantageuse.

Il existe de très nombreux engrais au phosphate d'ammonium et différents mélanges d'engrais comportent des phosphates d'ammonium avec de l'urée, du nitrate d'ammonium, de la potasse et du sulfate d'ammonium. Les types d'engrais et leur composition dépendent des possibilités du marché, qui ne peuvent être déterminées qu'à l'aide d'une étude détaillée. Le phosphate de diammonium $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ ou 18-46-0 constitue un engrais commun. La production d'une tonne de cet engrais consomme 0.87 tonne d'acide phosphorique et 0.23 tonne d'ammoniac (26).

Du point de vue de la fonderie, la solution la moins souhaitable pour éliminer l'acide sulfurique consiste vraisemblablement à fabriquer des phosphates d'ammonium. Le fait que les engrais ne sont utilisés, au moins dans les zones tempérées, que pendant quelques mois de l'année exige que la fonderie constitue des stocks importants de ces produits et immobilise d'importants fonds de roulement. Les besoins d'engrais sont immense dans les pays en voie de développement; c'est pourquoi cette contrainte peut être moins onéreuse à certains emplacements de fonderie. L'ammoniac coûte très cher par rapport à l'acide sulfurique qu'on cherche à éliminer. Si l'acide sulfurique ou l'acide phosphorique peuvent être vendus, ils sont vendus en quantités constantes toute l'année, ce qui réduit au minimum les fonds immobilisés. Le client absorbe ensuite les coûts des fonds de roulement utilisés pour la production des engrais.

8.5.3 Sulfate de potassium. Pour certaines plantes exigeant une quantité importante de potassium (tabac, agrumes, betteraves à sucre, pommes de terre) un engrais contenant du chlorure est peu souhaitable, ce qui crée une demande pour le sulfate de potassium, produit chimique dont la fabrication consomme une quantité considérable d'acide sulfurique. En 1976, les échanges mondiaux de sulfates de potassium, sous la forme soit de sulfate de potassium, soit de sulfate de potasssium et de magnésium, ont atteint 716,000 tonnes d'équivalent de K_2O (26). Bien que le marché du sulfate de potassium soit tout à fait spécial, il est assez important à l'échelle mondiale. Les composés sulfatés du potassium constituent pour environ 6% du commerce mondial total de la potasse.

La production d'une tonne de sulfate de potassium consomme 0.91 tonne de chlorure de potassium (KCl) et 0.61 tonne d'acide sulfurique. Elle produit également 1.27 tonne d'acide chlorhydrique (HCl à 33%) pour laquelle il faut trouver un marché (26). Les conditions économiques de cette solution dépendent en grande partie du coût du minerai de potassium qui peut représenter jusqu'à 90% du coût total du produit final.

Le sulfate de potassium est formé selon la réaction suivante:



Deux procédés sont généralement utilisés pour la production du sulfate de potassium: le procédé Mannheim et le procédé Climax, plus récent. Dans le procédé Mannheim, un produit très pur est obtenu en mélangeant du KCl et de l'acide sulfurique avant de les faire réagir dans un four à moufle à fonctionnement continu. Il y a production de sulfate de potassium sec ainsi que de vapeur d'eau et du chlorure d'hydrogène qui est barboté dans l'eau pour donner de l'acide chlorhydrique. Dans le procédé Climax plus récent, un réacteur à lit fluidisé remplace le four à moufle Mannheim; les problèmes de corrosion s'en trouvent diminués.

8.5.4 Produits chimiques divers. La fabrication du fluorure d'aluminium, produit chimique essentiel pour la fabrication de l'aluminium métallique peut être avantageuse. La méthode de production consiste à faire digérer de la fluorine par de l'acide sulfurique. L'acide fluorhydrique produit réagit avec de l'alumine pour former du fluorure d'aluminium. Les conditions économiques de cette option dépendent de l'accès aux installations de production d'aluminium et de l'emplacement de la source de fluorine (26).

Dans la plus grande partie du monde, le lessivage des minerais pauvres de cuivre et d'uranium constitue une utilisation importante de l'acide sulfurique. L'acide sulfurique dilué est pompé à travers le minerai en place, le minerai concassé placé sur des lits de drainage préparés, des résidus de flottation ou des résidus d'extraction minière. Des quantités de cuivre et d'uranium sont lessivées du minerai et extraites de la solution par des solvants, par échange d'ions ou par cémentation avec le fer. De façon générale, les oxydes sont traités de cette façon. La consommation d'acide dépend d'un certain nombre de facteurs et notamment du degré de minéralisation du minerai. D'après l'expérience acquise aux États-Unis, la consommation d'acide sulfurique varie entre 0 et 5 kg par kilo de cuivre extrait (26). Cette solution est avantageuse lorsque l'affinerie et l'usine d'acide sont situées sur l'emplacement d'une mine qui procède à des opérations de lessivage. Une partie de l'acide produit est utilisée sur place ce qui évite d'avoir à

chercher des marchés extérieurs pour la totalité de l'acide, de financer des coûts élevés de transport et d'être forcé d'accepter un prix insuffisant. Toute la production d'acide, en particulier dans une grande fonderie, n'est vraisemblablement pas utilisée pour le lessivage, qui crée également un problème de pollution de l'environnement parce que les effluents liquides contenant des ions sulfate doivent être éliminés.

9 IMPOSITION DE CONTRÔLES PLUS SÉVÈRES SUR LES ÉMISSIONS

9.1 Lacunes des procédés de fusion classiques

Les fours multicellulaires de grillage, ainsi que les fours d'agglomération et les hauts fourneaux sont aujourd'hui pratiquement désuets dans l'industrie de la fusion du cuivre et du nickel; ils sont en effet inefficaces du point de vue énergétique dans le contexte global de la fusion et comptent aussi parmi les procédés les plus inacceptables du point de vue écologique. Par rapport aux procédés de fusion modernes, ces procédés produisent des courants gazeux pauvres en SO_2 . Leurs émissions fugitives sont également plus difficiles à contrôler.

Pendant de nombreuses années, le four à réverbère de fusion pour matte a été le principal procédé employé dans les industries de la fusion du cuivre et du nickel. De nombreux fours de ce genre sont encore en opération de nos jours. Les grands inconvénients de ce procédé sont: sa consommation élevée d'énergie - il faut de grandes quantités d'hydrocarbures pour fondre la charge - et le volume important de ses gaz de sortie (à cause de la dilution et de la grande quantité d'air requise pour brûler les combustibles) dont l'enthalpie est élevée, et la teneur en SO_2 généralement trop faible pour rendre le captage et la fixation du soufre intéressants du point de vue économique. La fusion au four à réverbère produit une matte de teneur "naturelle", une petite fraction des sulfures de fer seulement étant oxydée. Par conséquent, peu des sulfures contenus dans la charge (sauf pour les quelques 10 à 15% d'oxydation qui ont lieu dans le laboratoire du four) entre en phase gazeuse, limitant ainsi la teneur en SO_2 de cette dernière. L'utilisation de brûleurs verticaux à oxy-fuel, tels qu'on en trouve à la fonderie de cuivre de El Teniente au Chili et dans les fours à réverbère de fusion du nickel de Copper Cliff de l'Inco, permet d'augmenter la teneur en SO_2 des gaz de sortie à environ 7%. Cette teneur est suffisante pour permettre le traitement direct des gaz dans une usine d'acide sulfurique, bien qu'il n'y ait, dans ces deux fonderies, aucune installation de ce genre. Comme la matte produite est de faible teneur ou de teneur "naturelle", la majeure partie de l'oxydation des sulfures (sulfures ferreux suivis de sulfures cuivreux) a lieu dans les convertisseurs, appareils fonctionnant en discontinu, de façon cyclique, et qui produisent des courants gazeux intermittents dont la vitesse d'écoulement volumétrique et la concentration sont variables. Comme le convertisseur doit être basculé en position d'amenée pour être chargé, il est difficile techniquement de mettre au point des hottes

qui permettent de minimiser l'infiltration d'air de dilution. Les gaz de sortie du convertisseur affichent donc des concentrations diluées, généralement d'au moins 75 à 100%, dans le cas de convertisseur à hottes ajustées, et jusqu'à 400% lorsque la hotte est détériorée. Cette dilution oblige à augmenter les dimensions de l'usine d'acide sulfurique (approche reconnue pour le contrôle des émissions dans l'industrie) et en augmente également les coûts.

Lorsque le volume des gaz produits dans le four de fusion primaire est important, de grandes quantités des poussières de carneau sont généralement entraînées avec eux, bien que cela soit également fonction de leur vitesse de sortie.

La fusion pour matte au four électrique produit également une matte de teneur "naturelle", puisque ce four ne fait que fondre la charge (calciné ou concentrés). Toutefois, comme aucun hydrocarbure n'est brûlé pour effectuer la fusion, le volume des gaz dégagés est généralement faible par rapport à ceux des fours à réverbère. Leur teneur en SO_2 est cependant également faible puisqu'il y a peu d'oxydation (à l'exception de la désulfuration à environ 10 - 15% qui a lieu dans le laboratoire du four) et peu d'enrichissement de la teneur de la matte. Dans certaines applications de la fusion du cuivre, les gaz de sortie peuvent contenir jusqu'à 5% de SO_2 ; cela est effectivement le cas lorsque les concentrés présentent des propriétés pyrophoriques et que de l'air est introduit dans le four pour compléter l'oxydation du soufre. La fusion des concentrés de nickel au four électrique se fait parfois dans des conditions non oxydantes, dans quel cas les gaz de la sortie ne contiennent qu'environ 0.5% de SO_2 .

Les émissions fugitives, provenant surtout de la coulée de la matte et de son transport dans des poches de coulée au moyen de ponts roulants jusque dans l'aile du convertisseur, ainsi que du basculement des convertisseurs en vue de leur chargement, posent de plus graves problèmes dans les fonderies qui produisent une matte de faible teneur dans leur four de fusion primaire, à cause des nombreux déplacements du pont roulant.

9.2 Changements dans les méthodes de fusion

Les lacunes des procédés de fusion classiques, c.-à-d. leur incapacité d'utiliser efficacement l'énergie inhérente contenue dans les concentrés pendant la phase de fusion, ainsi que la teneur trop faible des gaz qu'ils produisent, ont conduit à la mise au point et à la mise en marché de diverses nouvelles méthodes de fusion visant à surmonter ces problèmes.

C'est ainsi que le principe de la fusion "éclair" a été élaboré. Ce type de fusion consiste essentiellement en une combinaison du grillage et de la fusion des concentrés dans le laboratoire du four. Une partie de l'énergie inhérente contenue dans les concentrés est libérée par l'oxydation exothermique du sulfure ferreux, ce qui aide au maintien des réactions de fusion. Ce phénomène entraîne un enrichissement de la qualité de la matte au-dessus de sa teneur "naturelle" (obtenue lorsque seule la fusion a lieu). Le degré d'enrichissement de la matte est réglé par l'ajustement du rapport air: concentrés de la réaction; il est également fonction de la composition des concentrés. L'enrichissement de la matte permet en même temps d'obtenir un gaz de sortie dont la teneur en SO_2 est suffisante pour justifier sa récupération sous forme d'acide sulfurique, méthode reconnue de contrôle des émissions dans l'industrie, tant du point de vue technique qu'économique, à l'aide du procédé de contact. Les deux variantes de la fusion éclair (les procédés Outokumpu et Inco) font toutes deux appel au principe de la fusion "éclair", quoique de différente façon. Le procédé Kivcet fonctionne également selon le principe de la fusion "éclair". Les procédés Inco et Kivcet sont tous les deux des procédés de fusion éclair à l'oxygène.

Dans le procédé Noranda, l'accroissement de la teneur "naturelle" de la matte est effectuée par oxydation, réalisée par le soufflage d'un courant d'air enrichi d'oxygène par des tuyères submergées. Ce procédé peut produire du cuivre blister directement à partir des concentrés, selon la teneur de ces derniers (c.-à-d. leur teneur en impuretés); mais, à cause justement de la présence d'impuretés, il produit actuellement une matte de forte teneur (70-75% de Cu) aux fonderies Horne et Garfield.

Dans le procédé de fusion en continu Mitsubishi, l'accroissement de la teneur "naturelle" de la matte est obtenue par le soufflage vertical d'air enrichi d'oxygène sur le bain du four de fusion en vue de produire une émulsion matte (65% de Cu) - scorie; celle-ci est par la suite oxydée en cuivre blister dans le four de convertissage.

La qualité de la matte, le degré d'enrichissement en oxygène de l'air de réaction et la teneur en SO_2 des gaz de sortie sont tous interreliés. Le choix de la qualité de matte est basé sur des facteurs tels que la composition des concentrés et leur teneur en impuretés, ainsi que sur la capacité du four de dissiper la chaleur de réaction dans les gaz. La tendance générale, dans les fonderies modernes, est de tenter d'obtenir une matte concentrée (65% de Cu dans le four Outokumpu, 70-75% de Cu dans le procédé Noranda) dans le four de fusion primaire, afin de produire un courant gazeux continu, de volume constant et d'une teneur en SO_2 relativement élevée (10-15%) qui puisse servir de charge

d'alimentation pour une usine d'acide sulfurique. Les procédés Inco et Kivcet font cependant exception; tous deux, du fait qu'ils fonctionnent selon le principe de la fusion éclair à l'oxygène, produisent une matte dont la teneur varie entre 45 et 50% de Cu au point de fusion autogène, compte tenu de la teneur des concentrés couramment traités. Le gaz de sortie obtenu à un faible volume et contient environ 80% de SO_2 . La qualité de la matte au point de fusion autogène est fonction de la composition des concentrés et de la capacité du système de dissiper la chaleur, particulièrement dans les gaz. Ce phénomène est limité lorsque de l'oxygène techniquement pur est utilisé, à cause de l'absence d'azote. L'augmentation de la teneur de la matte au moyen d'une dilution de l'oxygène technique dans l'air en vue de dissiper dans les gaz la chaleur excédentaire libérée par la réaction de fusion abolirait les avantages économiques qu'apporte l'utilisation de l'oxygène. La teneur des gaz en SO_2 serait également diminuée par la présence de l'azote contenu dans l'air. La présence de nickel dans la matte de cuivre produite à la fonderie de Copper Cliff de l'Inco impose également une limite supérieure à la teneur de la matte, si l'on veut optimiser la récupération du nickel qu'elle contient. La production d'une matte concentrée dans le procédé de fusion primaire permet de réduire l'oxydation qui a lieu dans les convertisseurs et d'atténuer les problèmes associés au fonctionnement en discontinu de ces derniers (courant gazeux intermittent, de volume et de teneur variables). Du fait de la faible teneur de la matte produite dans les procédés Inco et Kivcet, le volume des gaz dégagés par les convertisseurs est quelque peu supérieur à celui qui est produit lorsque d'autres des procédés mentionnés sont utilisés. En outre, le volume global des gaz de fusion peut être légèrement supérieur à cause de la difficulté du réglage de l'infiltration de l'air de dilution par les hottes du convertisseur.

La production de mattes concentrées, quel que soit le procédé utilisé, nécessite une phase de traitement de la scorie, soit dans un four électrique distinct ou au moyen du broyage et de la flottation, afin de maintenir les pertes métalliques à un niveau acceptable. Un lavage intégral de la scorie est effectué dans le four éclair Furukawa au moyen d'électrodes placées dans le décanteur; la matte obtenue se situe dans la moyenne (50% de Cu).

Dans tous les procédés, l'enrichissement en oxygène de l'air de réaction permet d'accroître la concentration des gaz, tout en réduisant leur volume, grâce au remplacement partiel de la teneur de l'air en azote. En utilisant l'énergie inhérente contenue dans les concentrés parallèlement à un enrichissement à l'oxygène, les procédés modernes ont

un rendement énergétique satisfaisant, dans la mesure où l'utilisation d'hydrocarbures est ainsi réduite et même éliminée lorsque le point de fusion autogène est atteint.

Les différences entre les divers procédés de fusion primaire peuvent être envisagées en termes techniques - conception du four, incluant les méthodes de chargement des concentrés - et en termes métallurgiques - degré d'enrichissement en oxygène, teneur de la matte ou du cuivre blister produit, continuité du procédé et le point où, dans le procédé global de fusion, l'énergie inhérente est libérée.

Le procédé Noranda, bien qu'il produise une matte concentrée (75% de Cu), dégage des gaz (par l'assemblage des hottes) semblables à ceux produits par le convertisseur Peirce-Smith. Il a par conséquent tendance à laisser entrer de l'air de dilution, facteur qui, à moins d'être contrôlé, fait accroître les dimensions et les coûts de l'usine d'acide. Toutefois, lorsqu'il s'agit de produire du cuivre blister, il n'est pas nécessaire d'employer des convertisseurs. Dans ces conditions, le procédé Noranda peut constituer le procédé qui produit le volume de gaz de fusion total le plus faible.

La fusion des concentrés en vue de produire une matte de meilleure qualité réduit le nombre et la fréquence des coulées et des manipulations de la matte par les grues, dans l'aile du convertisseur. Les émissions fugitives s'en trouvent donc quelque peu réduites. Le procédé de fusion en continu de Mitsubishi semble donc offrir une meilleure solution aux problèmes des émissions, car il permet de les réduire ou même de les éliminer. En plaçant les trois fours (fusion, convertissage et lavage des scories) à des hauteurs différentes, la matte et les scories peuvent s'écouler entre eux par gravité dans des poches de coulée chauffées et fermées, ce qui élimine l'utilité de l'aile classique de convertisseur. Une matte contenant environ 65% de Cu est produite en vue du convertissage dans un four encastré stationnaire faisant appel à de l'air enrichi d'oxygène, et muni de lances verticales au lieu des tuyères utilisées dans le convertisseur rotatif Peirce-Smith. Le procédé Mitsubishi peut être considéré comme le plus perfectionné des procédés de fusion; il demande qu'une attention minutieuse soit portée aux détails techniques et d'exploitation.

Un convertisseur à siphon Hoboken a été installé dans certaines fonderies de cuivre pour remplacer le convertisseur Peirce-Smith. Tel que décrit plus tôt, ce convertisseur à siphon permet de mieux contrôler les émissions de SO_2 grâce à son système de carneau spécialement conçu, qui permet de contrôler le tirage. Toutefois, les méthodes particulières d'exploitation qui les distinguent du convertisseur Peirce-Smith n'ont pas toujours été suivies; comme d'autres appareils techniquement plus perfectionnés,

les convertisseurs à siphon, notamment les plus gros d'entre eux, ne sont pas encore largement répandus dans l'industrie.

Il est possible de combiner diverses opérations. L'une de ces combinaisons, expérimentée dans plusieurs fonderies de cuivre aux États-Unis, consiste à réunir un four de fusion éclair et un convertisseur de type Mitsubishi pour remplacer la combinaison classique four à réverbère-convertisseur Peirce-Smith.

Des applications spéciales du convertisseur rotatif à tuyères supérieures peuvent être envisagées. La compagnie Afton Mines, par exemple, s'en sert pour fondre des concentrés chalcocitiques de forte teneur, contenant peu de soufre, mais d'importantes quantités de cuivre natif. Une autre application consiste à se servir de ce convertisseur pour traiter les concentrés contenant des impuretés délétères, tel que le fait la compagnie Boliden.

Plusieurs autres procédés, comme la fusion au cyclone, la fusion par pulvérisation d'oxygène, le grillage à mort Amax, le procédé à l'oxygène Q-S, et la fusion en continu Worcra, en sont à divers stades de développement. Ces procédés visent à obtenir un meilleur rendement énergétique et à permettre la production d'un courant gazeux concentré, qui se prête à la récupération du SO_2 sous forme d'acide sulfurique. Toutefois, ils n'ont pas encore fait leurs preuves commercialement.

Dans la fusion du nickel, ce sont généralement le four à réverbère, le four de fusion éclair Outokumpu et le four électrique qui sont employés. Les fours à réverbère utilisés à la fonderie Copper Cliff de l'Inco traitent le calciné produit par les fours de grillage multicellulaires, tandis que les fours électriques, plus modernes, fondent le calciné produit dans les fours de grillage à lit fluidisé à la fonderie Thompson de l'Inco et à celle de Falconbridge, près de Sudbury. Les caractéristiques des courants gazeux produits par ces fours sont semblables à celles des procédés de fusion du cuivre correspondant, compte tenu d'un apport en soufre semblable. Une application spéciale du four électrique est utilisée en Afrique du Sud pour fondre les concentrés réfractaires dont la teneur en métaux appartenant aux groupes nickels et platines est comparativement faible. Ces concentrés sont donc également pauvres en soufre et les gaz émis par leur fusion contiennent au maximum environ 0.5% de SO_2 . Le four électrique permet d'obtenir facilement les hautes températures de scorie nécessaires à la fusion de ces concentrés.

L'Inco effectue actuellement des essais sur un four de grillage à lit fluidisé et un four électrique à sa fonderie de Thompson, en vue de produire une matte pauvre en soufre qui n'aurait à subir qu'une extraction du fer (finissage) par soufflage dans les

convertisseurs. Les conditions de grillage doivent être réglées de façon à éliminer 80% du soufre contenu dans les concentrés, tout en produisant une source continue de SO_2 gazeux concentré apte à la fabrication d'acide sulfurique. Ce procédé permettrait de réduire les émissions dans l'atmosphère.

A la fonderie de Copper Cliff, l'Inco a réussi à fondre des concentrés de nickel à l'aide de la méthode de fusion éclair à l'oxygène, pour produire une matte relativement concentrée contenant 32% de Ni et une scorie atteignant 0.47% de Ni. La consommation d'oxygène du procédé varie entre 25 et 30% du poids des concentrés à sec. Des essais en unité-pilote ont également été entrepris pour examiner la faisabilité technique d'un procédé de fusion du nickel en continu. Un dispositif de séparation de la pyrrhotite destiné à réduire de 25% les émissions de SO_2 à l'usine de l'Inco à Sudbury sera installé dans le concentrateur et devrait fonctionner au milieu de 1983. Cette méthode permettra de réduire davantage l'apport en soufre dans la fonderie.

9.3 Exigences techniques

L'adoption de nouveaux règlements sur l'environnement obligera d'apporter des modifications aux fours de fusion dont la technologie est dépassée. L'expérience acquise au Japon, où des méthodes de fusion moderne (généralement la fusion éclair) sont employées, indiquent qu'une élimination supérieure à 90% du soufre total peut être obtenue. Certaines usines prétendent pouvoir capter et fixer 99% du soufre à l'aide d'usines d'acide à double absorption et d'un lavage des gaz résiduels (1).

Les vieilles fonderies utilisent habituellement le procédé qui était en vigueur à l'époque de leur construction. Celles d'entre elles qui sont encore en exploitation sont généralement équipées de fours à réverbère et de convertisseurs dont les hottes permettent l'infiltration de grandes quantités d'air, en vue de refroidir les gaz de sortie. Ces fonderies répondaient, à l'époque, aux normes de pollution atmosphérique, lorsque, toutefois, de telles normes existaient. L'élimination du soufre n'était alors guère de rigueur. Ces fonderies doivent donc subir aujourd'hui d'importantes modifications techniques; leur procédé doit être changé à grand frais de capitaux pour pouvoir satisfaire aux lois actuelles et proposées sur la pollution atmosphérique. Ces vieilles fonderies peuvent certes être modifiées afin d'obtenir une meilleure élimination du soufre, mais leur avenir, bien qu'il varie d'une fonderie à l'autre, est invariablement limité. Il est toujours possible d'installer des fours de grillage à lit fluidisé en amont des fours à réverbère ou des fours électriques et d'équiper les convertisseurs de hottes ajustées et refroidies à

l'eau, lorsque l'espace nécessaire à cet équipement supplémentaire est suffisant. Toutefois, le captage du soufre ainsi obtenu demeure partiel; souvent, les gaz produits dans ces vieilles fonderies réaménagées sont loin d'afficher la concentration idéale pour la fabrication d'acide sulfurique; les usines d'acide doivent en conséquence être très importantes et coûtent donc cher à construire et à exploiter (2).

Des modifications plus fondamentales, telles que le remplacement des appareils, p. ex. le remplacement du four à réverbère par un four de fusion éclair, peuvent nécessiter des transformations considérables au bâtiment et aux installations annexes telles que systèmes de stockage et de convoyage, système électrique et systèmes de circulation d'eau et de vapeur. En outre, l'adjonction d'une usine d'acide et, dans certains cas, d'une installation de fabrication d'oxygène, se révèle nécessaire. Des modifications aussi importantes nécessitent donc une interruption prolongée de la production. Les coûts de tels travaux sont très élevés; dans certains cas, ils le sont presque autant que ceux qu'entraîneraient la construction d'une nouvelle fonderie. Ces modifications en profondeur entraînent inévitablement des complications au niveau des caractéristiques de conception, ce qui, par la suite, peut amener des ennuis d'exploitation.

Même dans une vieille fonderie totalement rénovée, il est toujours difficile d'obtenir un bon rendement de captage du soufre, compte tenu des contraintes économiques actuelles. Cela est dû au fait qu'une proportion importante du soufre est contenue dans les gaz du convertisseur, dont la vitesse d'écoulement volumétrique et la teneur en SO_2 sont variables.

10 COÛTS DES IMMOBILISATIONS

10.1 Différentes techniques de fusion

Comme nous l'avons mentionné précédemment, chaque fonderie diffère des autres par son emplacement, les techniques de confinement des gaz et du soufre éventuellement utilisées et la nécessité de se conformer aux règlements qui protègent l'environnement, qui varient également selon l'emplacement. Ces facteurs signifient qu'il est difficile de quantifier les coûts des modifications ou ajouts apportés à une fonderie existante, si ce n'est que d'une façon très générale. Chaque fonderie doit être évaluée en tenant compte de ce qui peut être techniquement et économiquement faisable pour contenir le soufre.

Les immobilisations requises pour obtenir un degré significatif (90% et plus) de confinement du soufre dans les fonderies anciennes sont importantes. Certains investissements sont nécessaires pour construire des installations de fixation du soufre (habituellement des usines d'acide sulfurique) et pour reconditionner et moderniser l'usine métallurgique proprement dite. Ces dépenses doivent fréquemment être engagées sans que la production de métal augmente et en procurent par conséquent aucune recette. Elle doivent être amorties sur une période comprise entre 10 et 20 ans et exigent par conséquent des réserves correspondantes de minerai ou des approvisionnements en concentrés suffisants pour assurer le fonctionnement économique de la fonderie pendant cette période. La vie utile d'un gisement peut par conséquent constituer une contrainte pour la disponibilité des capitaux nécessaires pour construire les installations de confinement du soufre (2).

Dans le cas des fonderies nouvelles, le besoin de confiner le soufre influence les critères qui régissent l'emplacement économique optimal. Pour les raisons déjà mentionnées dans la section 8, il est probable que les fonderies nouvelles seront situées dans une région consommatrice d'acide et que les concentrés seront transportés à l'affinerie.

La figure 21 montre l'ordre de grandeur des coûts moyens (en dollars canadiens, au milieu de 1980, avec une précision de $\pm 30\%$) de quatre fonderies de cuivre de capacités différentes, construites sur terrain nu (27). Les fonderies comprennent les usines d'acide sulfurique et d'oxygène appropriée pour la technique employée. Les coûts représentent la moyenne de quatre procédés (fusion éclair Inco et Outokumpu, procédé

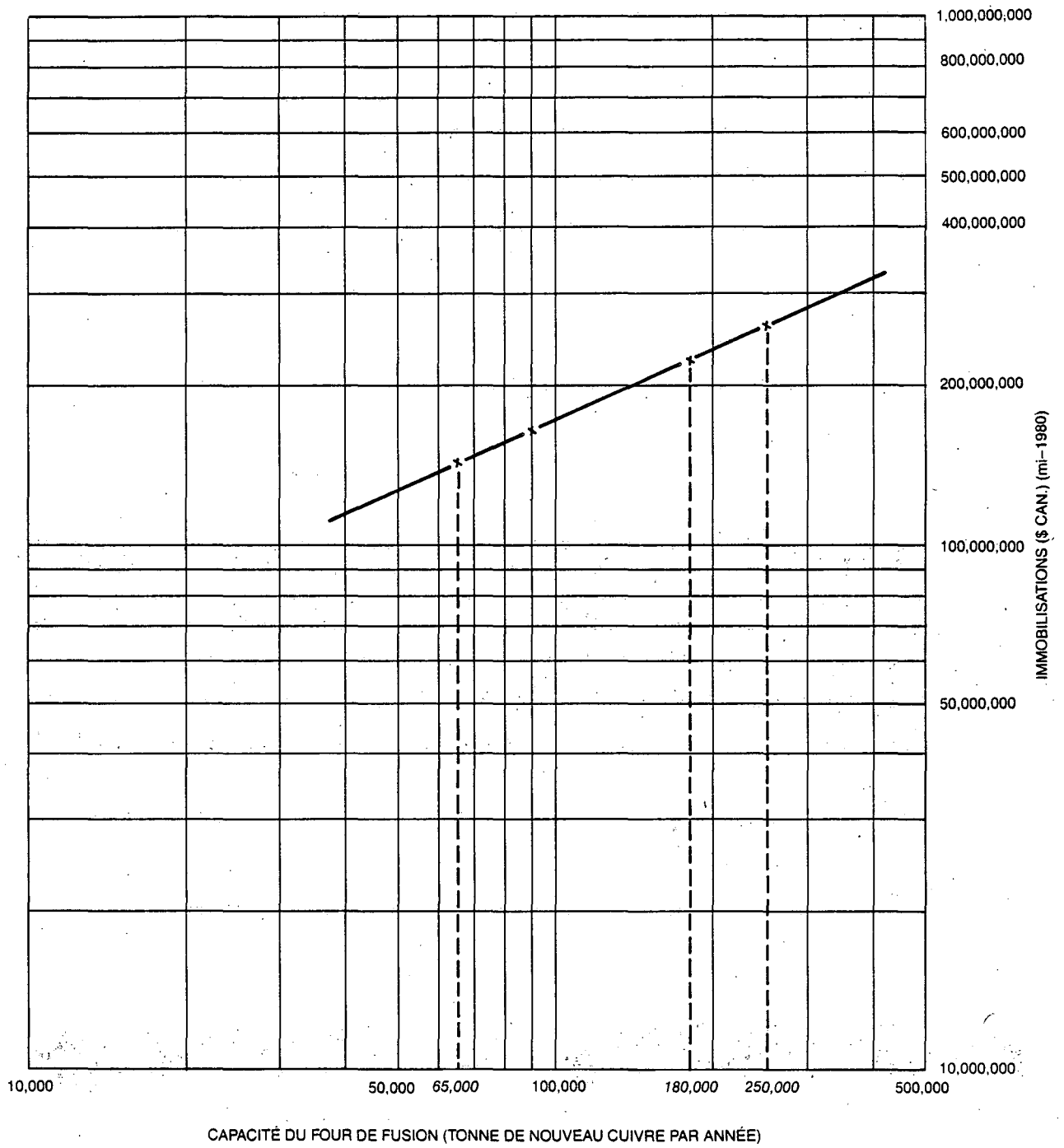


FIGURE 21 FONDERIE DE CUIVRE - COÛT TOTAL MOYEN DES INSTALLATIONS (SUR TERRAIN NU) (27)

Noranda et fusion par grillage au four électrique), chaque procédé s'écartant de $\pm 25\%$ de la moyenne. Ces coûts représentent également les "coûts totaux de l'installation", mais ne comprennent pas les coûts qui varient selon l'emplacement comme le fret, les droits de douane et les taxes, les coûts indirects de construction, la préparation de l'emplacement et les stocks initiaux qui, au total, pourraient représenter un supplément compris entre 20 et 30% à ajouter au coût indiqué sur le graphique. Ces coûts pourraient également être considérés comme étant représentatifs pour des fonderies de nickel utilisant la technique de fusion à l'éclair d'Outokumpu ou la fusion par grillage en four électrique.

10.2 Usines de confinement du soufre - Courants gazeux concentrés

L'ordre de grandeur des coûts des immobilisations est donné dans cette section pour différentes usines de confinement du soufre comme des usines d'acide sulfurique, de SO_2 liquide ou de soufre élémentaire. Ces coûts ne comprennent pas le coût de l'adaptation de l'usine métallurgique à la technique de fixation du soufre. Les modifications importantes à apporter à la fonderie, comme les changements de procédés et la construction d'installations de nettoyage des gaz chauds varient dans chaque cas et leurs coûts pourraient être supérieurs à celui de l'usine de fixation du soufre. Une certaine marge est comprise pour couvrir une partie du coût de l'équipement auxiliaire et des services qui peut être raisonnablement assignée à l'usine de récupération des produits du soufre.

10.2.1 Usine d'acide sulfurique. Les coûts d'une usine d'acide sulfurique varient selon le débit du gaz qui détermine la dimension des ventilateurs et des autres équipements et selon la richesse du gaz. Les gaz de fonderie ne doivent pas contenir moins de 4% de SO_2 pour que l'usine d'acide puisse fonctionner autothermiquement. Les coûts de l'usine d'acide augmentent rapidement pour des concentrations inférieures à celle-ci et pourraient être supérieures de 50 à 80% à ceux qui sont indiqués pour la courbe de concentration la plus faible sur la figure 22, qui indique les coûts totaux ordinaires des installations pour des usines d'acide à double absorption et pour différents débits et concentrations de SO_2 (27). Lorsqu'il existe un prix de constructeur pour une usine d'acide complète (équipement franco-à-bord, conception technique et droits de licence) le coût total des installations peut être calculé en appliquant un facteur d'environ 3.1 pour financer les travaux de génie civil, les services d'interconnexion, les réservoirs d'acide, le stockage du pétrole, l'élimination de l'effluent, les pièces détachées, le fret et la

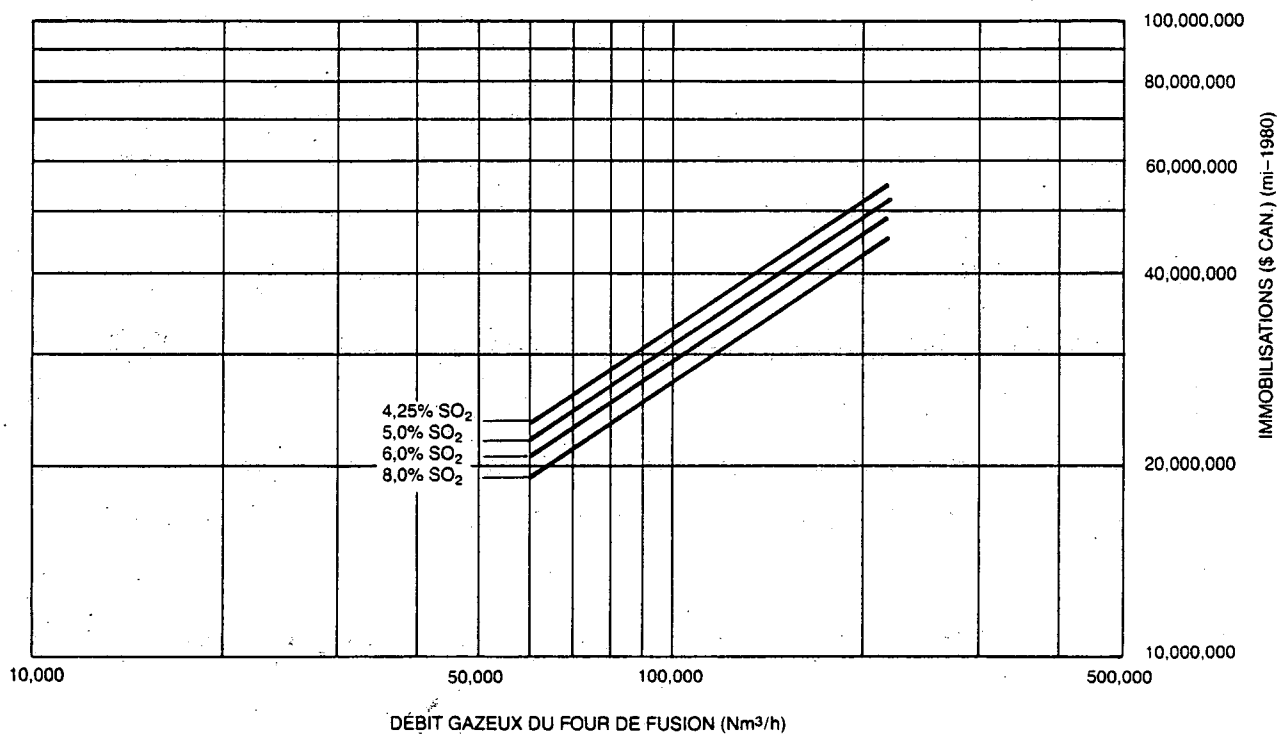


FIGURE 22

USINES D'ACIDE À DOUBLE ABSORPTION - COÛT TOTAL DES
INSTALLATIONS (27)

construction. Les coûts de la figure 22 sont exprimés en dollars canadiens, aux prix de l'été de 1980. Les droits de douanes sont exclus.

Le coût d'une usine d'acide varie également selon qu'elle utilise une technique de simple ou de double absorption et selon qu'elle ne traite qu'un courant continu de gaz, qu'un courant intermittent de gaz ou une combinaison des deux. Une usine d'acide à double contact dont les émissions de gaz résiduaire sont moins fortes est de 10 à 15% plus coûteuse qu'une usine à simple contact (2,19). Certaines données indiquent que le supplément d'acide récupéré ou de soufre fixé dans une usine à double absorption ne compense pas le supplément de coûts des immobilisations et du fonctionnement de l'usine, particulièrement dans les régions où les coûts de l'énergie sont élevés (2). Le tableau 26 indique l'ordre de grandeur des coûts ordinaires d'une usine d'acide (été 1979, en dollars canadiens) et montre la relation qui existe entre ces coûts et les caractéristiques des courants gazeux indiquées ci-dessus (2).

La capacité d'une usine d'acide varie également selon les dimensions de la fonderie et la quantité de soufre à récupérer. Dans les fonderies de cuivre, la capacité des installations des plus grandes usines à un seul courant dépasse 2 000 t/j. La production d'acide d'une fonderie de dimension économique atteint communément 500 - 1 000 t/j, selon le nombre des courants gazeux traités.

10.2.2 Neutralisation de l'acide sulfurique. Si des règlements environnementaux et d'autres facteurs déterminent que la méthode à utiliser pour confiner le soufre doit être la production d'acide sulfurique, cet acide peut être utilisé sur place ou vendu sur différents marchés. S'il n'existe pas de marchés ou si ceux-ci sont saturés, l'acide doit être neutralisé en tout ou en partie par la chaux ou le calcaire pour former du gypse, matériau stable qui peut être éliminé. La tableau 27 indique l'ordre de grandeur des coûts de la neutralisation et de la mise en bassin de 540 et 1 100 t/j d'acide sulfurique à l'emplacement d'une fonderie (2).

10.2.3 Usine de soufre élémentaire. Comme nous l'avons mentionné précédemment, la production du soufre élémentaire à partir des gaz de fonderie est à la fois techniquement et économiquement moins avantageuse que la production d'acide sulfurique, qui est la méthode de confinement acceptée dans l'industrie. La production du soufre élémentaire nécessite le traitement d'un courant continu de gaz SO_2 relativement concentré, à très faible teneur en oxygène. Ce gaz peut être produit par certaines unités comme les fours de fusion à l'éclair, mais les gaz de convertisseur à débit et à teneur en SO_2

TABLEAU 26 COÛT DE LA FIXATION, À L'ÉTAT D'ACIDE SULFURIQUE, DU SOUFRE DES GAZ DE FUSION PAR UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR (2)

Base des estimations	Courant gazeux continu seulement	Courant gazeux intermittent seulement	Courants gazeux continus Courants gazeux continus et intermittents	
Production: en t/j de H_2SO_4 à 100%	540	540	540	1,100
Gaz:				
Courant gazeux continu de fours de grillage et de fours de fusion à l'éclair, % de SO_2	12	-	12	12
Courant gazeux intermittent de convertisseurs, % de SO_2	-	5-8	5-8	5-8
Immobilisation (\$, aux prix de juin 1979)				
Usine d'acide sulfurique à deux lits de catalyseur ¹	13,200,000	21,665,000	16,443,000	24,848,000
Divers, 25%	3,288,000	5,416,000	4,110,000	6,212,000
Équipement auxiliaire et services	<u>1,649,000</u>	<u>2,708,000</u>	<u>2,055,000</u>	<u>3,106,000</u>
Coût total des immobilisations	18,137,000	29,789,000	22,608,000	34,166,000

1 Comprend les frais généraux d'ingénierie et de construction

TABLEAU 27 COÛT DE LA NEUTRALISATION AU CALCAIRE DE L'ACIDE SULFURIQUE D'UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR, À L'EMPLACEMENT DE LA FONDERIE (2)

Base des estimations		
Production par l'usine d'acide à neutraliser		
en t/an de H_2SO_4 à 100%	190,000	380,000
en t/j de H_2SO_4 à 100%	540	1,100
Immobilisations (en \$, aux prix de juin 1979)		
Usine de neutralisation ¹	5,818,000	2,318,000
Imprévus, 25%	<u>1,454,000</u>	<u>2,318,000</u>
	7,272,000	11,590,000
Équipement auxiliaire et services, y compris la mise en bassin du gypse	<u>1,257,000</u>	<u>2,000,000</u>
Coût total des immobilisations	8,529,000	13,590,000

1 Comprend les frais généraux d'ingénierie et de construction

variables doivent être transformés en acide sulfurique. Le tableau 28 indique l'ordre de grandeur des coûts (été 1979, en dollars canadiens) d'une usine de récupération du soufre d'une capacité de production de 270 t/j de soufre élémentaire (2) correspondant à la production d'environ 820 t/j d'acide sulfurique à partir des mêmes gaz et à une installation de fusion raisonnablement importante. Il existe peu de données fiables sur ces coûts parce que peu d'usines de soufre élémentaire traitant des gaz d'affinerie ont été construites.

10.2.4 Usine de SO_2 . Comme dans le cas des usines de soufre élémentaire, peu d'usines ont été construites pour récupérer sous forme de SO_2 liquide le SO_2 gazeux contenu dans les gaz. L'usine de Copper Cliff traite des gaz contenant approximativement 80% de SO_2 provenant d'un four de fusion à l'éclair d'oxygène conçu par l'Inco. Le tableau 29 indique l'ordre de grandeur des coûts (été 1979, en dollars canadiens) basé sur la production de 160 t/j de SO_2 liquide à partir de gaz de four de grillage ou de four de fusion à l'éclair contenant 12% de SO_2 (2). Comme dans le cas de la production du soufre élémentaire, seul un courant continu de gaz relativement

TABLEAU 28 COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE À PARTIR DES GAZ DE FUSION (2)

Base des estimations	
Production:	270 t/j de soufre élémentaire correspondant à 89 000 t/an (en supposant 330 jours de fonctionnement)
Gaz traité:	gaz de four de fusion à l'éclair, réduit par le gaz naturel, purifié dans un précipitateur électrostatique chauffé et contenant 8.4% de gaz sulfurés (mélange de vapeurs de S, SO ₂ , H ₂ S et COS)
Gaz résiduaire:	l'estimation comprend l'incinération du gaz résiduaire de l'usine de traitement, en utilisant du gaz naturel comme combustible pour oxyder en SO ₂ l'excès de H ₂ S et de COS
Procédé:	l'estimation est basée sur le procédé Outokumpu de récupération du soufre, en utilisant la méthode Orkla pour la conversion catalytique du gaz réduit de four de fusion
Coût des immobilisations (en \$, aux coûts de juin 1979)	
Usine de soufre élémentaire ¹	\$21 275 000
Installations auxiliaires supplémentaires pour le four de fusion ²	5 936 000
Sous-total	27 211 000
Imprévis, 25% ³	6 803 000
	34 014 000
Cheminée pour le gaz résiduaire de l'usine de soufre	3 321 000
Imprévis, 25% ⁴	830 000
	4 151 000
Coût total de la récupération du soufre	38 165 000

- 1 Basé sur la récupération de 91% du soufre de gaz de four de fusion à l'éclair, correspondant à la récupération d'environ 50% du soufre contenu dans les concentrés de cuivre ou de nickel.
- 2 L'usine de soufre exige des agrandissements considérables des installations auxiliaires du four de fusion comme les systèmes d'alimentation en électricité, en vapeurs et en eau, les ateliers d'entretien, les laboratoires, etc.
- 3 Comprend les frais généraux d'ingénierie et de construction.
- 4 Rejet par la cheminée du gaz résiduaire brûlé de l'usine de soufre.

TABEAU 29 COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU DIOXYDE DE SOUFRE LIQUIDE DES GAZ DE FUSION (2)

Base des estimations

Production: 160 t/j de SO₂ liquide, correspondant à 56,000 t/an (en supposant 350 jours de fonctionnement)

Gaz traité: Gaz contenant 12% de SO₂, nettoyés dans un précipitateur électrostatique chauffé

	Procédé d'absorption chimique (Procédé à la diméthylaniline d'Asarco)	Procédé physique de de récupération (Compression et réfrigération)
Coût des immobilisations (en \$, aux prix de juin 1979)		
Usine de SO ₂ ¹	7,103,000	6,314,000
Imprévus, 25%	<u>1,778,000</u>	<u>1,578,000</u>
Coût des immobilisations	8,881,000	7,892,000

1 Comprend les frais généraux d'ingénierie et de construction

riche convient pour produire du SO₂ liquide. Les gaz de convertisseurs à débit variable et de qualité inférieure doivent être transformés en acide sulfurique pour qu'il soit possible d'atteindre un taux global élevé de fixation du soufre.

10.2.5 Usines combinées de fixation de soufre. Comme nous l'avons mentionné précédemment, seuls les gaz riches de fonderie à débit continu conviennent pour produire du SO₂ liquide ou du soufre élémentaire. Dans le cas où il faut atteindre le plus fort degré de fixation du soufre, les gaz pauvres de convertisseur doivent être traités séparément pour produire de l'acide sulfurique. Ce traitement supplémentaire ajoute au coût des immobilisations nécessaires pour récupérer le soufre celui de l'usine d'acide nécessaire. Ces coûts totaux, basés sur les coûts de l'usine précédente indiqués dans les tableaux 26 à 29, sont indiqués dans le tableau 30 (2). Il faut remarquer toutefois que ces coûts ne sont pas directement comparables parce qu'approximativement 65% plus de soufre sont fixés dans le cas du soufre élémentaire que dans le cas de la fabrication du SO₂.

TABLEAU 30 COÛT TOTAL DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE DES FONDERIES
À COURANT GAZEUX INTERMITTENT DE FAIBLE CONCENTRATION
(2)

	En \$, aux prix de juin 1979	
	Absorption chimique	Récupération physique
(1) Usine de SO ₂ liquide 160 t/j de SO ₂ liquide, récupérées de courants continus	8,881,000	7,892,000
	<u>À deux lits de catalyseur</u>	<u>À deux lits de catalyseur</u>
Usine d'acide sulfurique de 540 t/j de H ₂ SO ₄ récupérées des courants gazeux intermittents	<u>29,789,000</u>	<u>29,789,000</u>
Coût total des immobilisations	38,670,000	37,681,000
(2) Usine de soufre élémentaire 270 t/j de soufre élémentaire récupérées des courants gazeux continus	38,165,000	
Usine d'acide sulfurique 540 t/j de H ₂ SO ₄ récupérées des courants gazeux intermittents	<u>29,789,000</u>	
	67,954,000	
Usine d'acide sulfurique t/j de H ₂ SO ₄ récupérées des courants gazeux continus et intermittents	540	
Usine d'acide	22,608,000	
Usine de neutralisation	<u>8,529,000</u>	
	31,137,000	

Dans le cas où la fonderie produit à la fois des gaz continus riches et des gaz intermittents pauvres, ce qui est normalement le cas des fonderies de cuivre et de nickel, la transformation de tous les gaz en acide sulfurique exige des immobilisations moins coûteuses et est techniquement moins complexe. Dans la plupart des cas, l'acide produit peut être neutralisé et éliminé à l'état de boues de gypse à un coût semblable ou à un coût

inférieur en immobilisations par tonne de soufre fixé à celui obtenu par l'une des deux méthodes décrites dans le tableau 30.

10.2.6 Résumé des coûts des immobilisations. Le tableau 31 résume les coûts totaux estimés en immobilisations des différents procédés de confinement du soufre décrits précédemment (2). Une provision de 25% pour les imprévus et une provision pour l'équipement et les services auxiliaires y sont incluses. De plus, les intérêts sur les immobilisations amortis à 10% par année sur 15 ans sont indiqués en dollars par tonne de soufre fixé à l'état d'acide, de SO_2 liquide ou de soufre élémentaire.

10.3 Usines de confinement du soufre - Courants gazeux à faible teneur en SO_2

Le SO_2 peut être éliminé des courants gazeux pauvres en utilisant soit des systèmes d'absorption régénérables, soit des systèmes d'absorption non régénérables (lavage). Les coûts ordinaires estimés des immobilisations (en dollars américains de 1980) pour le refroidissement et le conditionnement des gaz (humidification) et l'élimination des particules résiduelles avant l'étape d'absorption du SO_2 (qui est commune aux deux systèmes) sont indiqués dans la figure 23 pour les deux systèmes, en fonction du volume du courant gazeux à traiter (28). Le degré de refroidissement et de conditionnement dépend des caractéristiques du courant gazeux et des limites du système d'extraction du SO_2 . Les exigences de conditionnement des systèmes de lavage sont respectées en refroidissant et en humidifiant seulement les gaz. Les systèmes régénérables peuvent exiger un refroidissement supplémentaire et une augmentation du degré d'élimination des particules. Les coûts de l'élimination de la boue produite dans les systèmes non régénérables sont inclus. L'étape de régénération ou l'étape d'élimination (si le système n'est pas régénérable) sont propres au procédé employé pour éliminer le SO_2 .

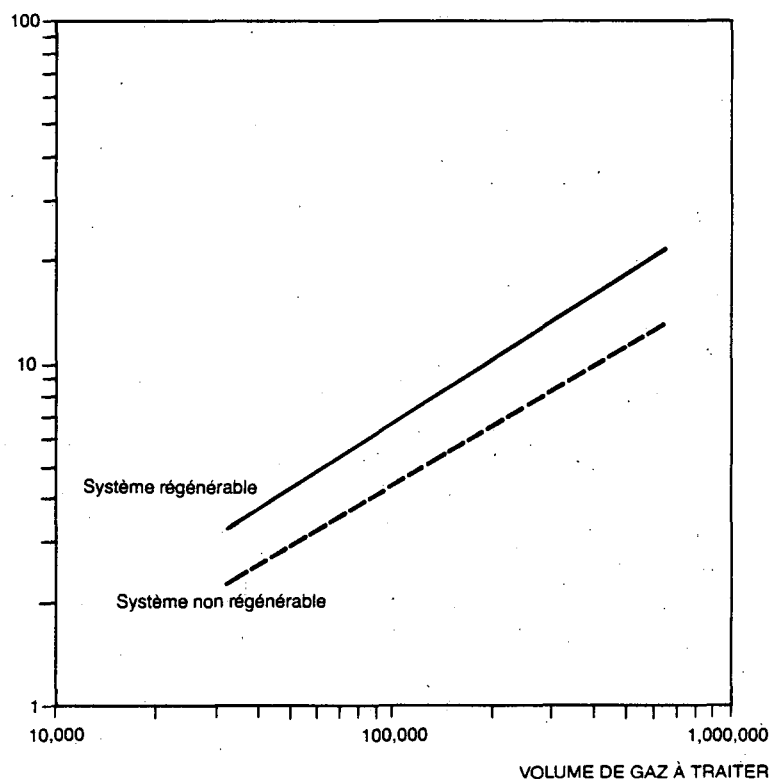
Les figures 24 et 25 montrent les coûts estimés des immobilisations respectives pour les systèmes régénérables et non régénérables en fonction du volume du courant gazeux et de la concentration de SO_2 (28). Les zones ombrées représentent la gamme des coûts possibles selon la concentration de SO_2 des gaz et le type de procédé d'élimination du SO_2 .

Pour obtenir le coût total des immobilisations pour ces deux systèmes d'élimination du SO_2 , les coûts du refroidissement et du conditionnement des gaz indiqués dans la figure 23 doivent être ajoutés aux coûts indiqués dans les figures 24 et 25.

TABLEAU 31 COÛTS TOTAUX ESTIMÉS DES IMMOBILISATIONS POUR DIFFÉRENTS PROCÉDÉS DE CONFINEMENT DU SOUFRE (2)

		En \$, aux prix de juin 1979	
		Deux lits de catalyseur	
		Frais financiers	
		Coût des immobilisations	En \$/t de S fixée
<u>Usines d'acide sulfurique</u>			
540 t/j de H_2SO_4			
Courant gazeux continu		18,137,000	38
Courant gazeux intermittent		29,789,000	63
Courants gazeux continus et intermittents combinés		22,608,000	48
1,100 t/j de H_2SO_4			
Courants gazeux continus et intermittents combinés		34,166,000	36
<u>Neutralisation de l'acide sulfurique</u>			
540 t/j de H_2SO_4			
		8,529,000	18
1,100 t/j de H_2SO_4			
		13,529,000	14
		Absorption chimique	
		Coût des immobilisations	Frais financiers
		Récupération physique	
		Coût des immobilisations	Frais financiers
<u>Usine de SO_2 liquide</u>			
160 t/j de SO_2 liquide			
		8,881,000	41
<u>Usine de soufre élémentaire</u>			
270 t/j de soufre élémentaire			
		-	38,165,000
			56

INVESTISSEMENTS TOTAUX (Limites de la batterie)
(Millions de dollars 1980)

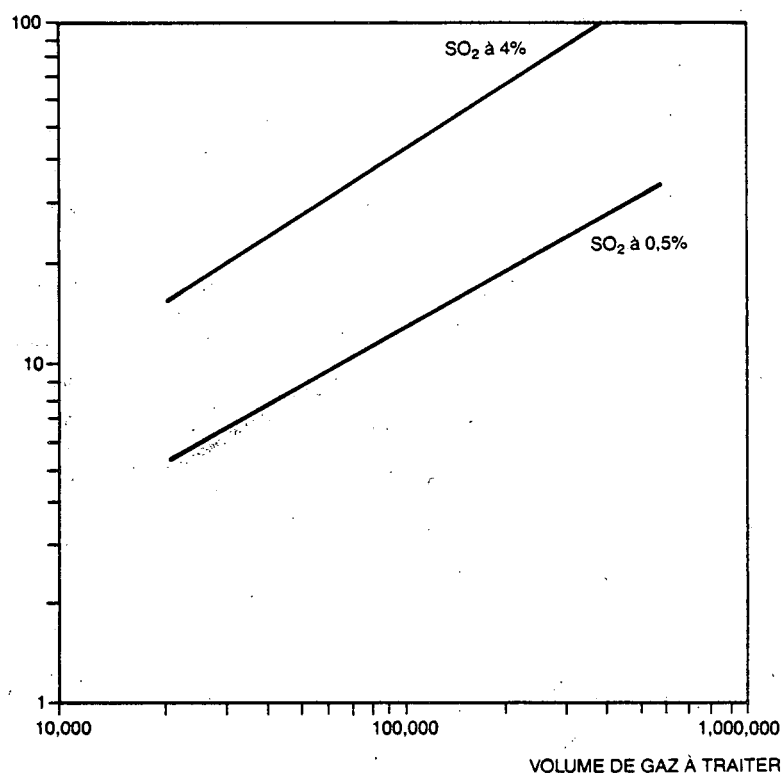


- 1) Les systèmes régénérables comprennent: l'épuration au sodium (procédé Wellman-Lord), le procédé diméthylaniline (DMA)/xylidine; et le procédé au citrate de sodium.
- 2) Les systèmes non régénérables comprennent: l'épuration à la chaux et au calcaire et l'épuration au sodium (procédé double-alcali).

FIGURE 23

COÛT TOTAL DES INVESTISSEMENTS POUR LE REFROIDISSEMENT ET LE CONDITIONNEMENT DU GAZ SO_2 , POUR LES SYSTÈMES RÉGÉNÉRABLES ET NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE) (28).

INVESTISSEMENTS TOTAUX (Limites de la batterie)
(Millions de dollars 1980)

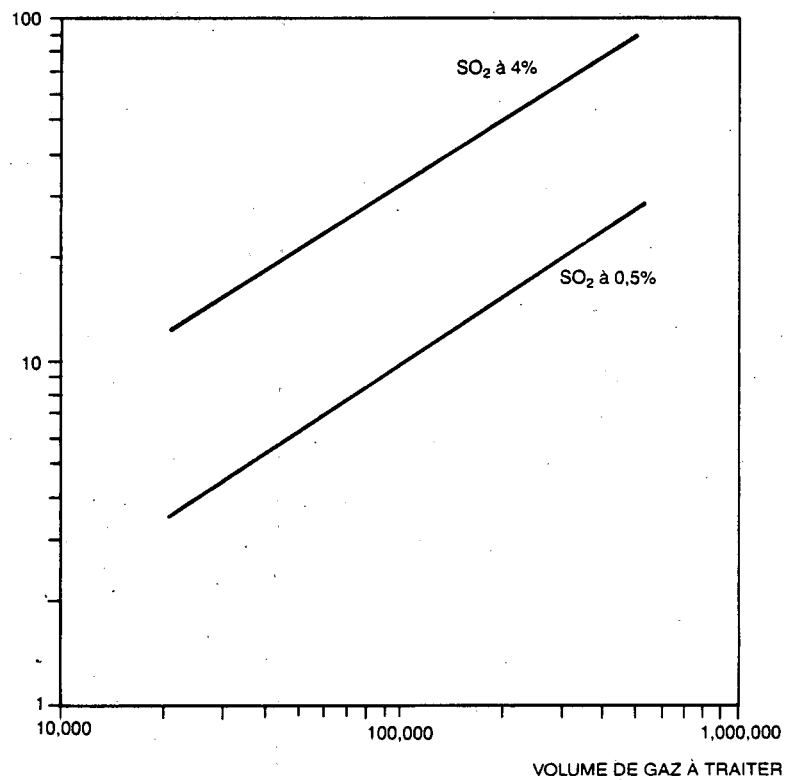


REMARQUE: 1) Refroidissement et conditionnement du gaz non inclus.
2) Les systèmes régénérables comprennent: l'épuration au sodium (procédé Wellman-Lord). Le procédé diméthylaniline (DMA)/xylidine; et le procédé au citrate de sodium:

FIGURE 24.

COÛT TOTAL DES INVESTISSEMENTS POUR L'ÉLIMINATION DU SO₂
À L'AIDE DE SYSTÈMES RÉGÉNÉRABLES (28).

INVESTISSEMENTS TOTAUX (Limites de la batterie)
(Millions de dollars 1980)



REMARQUE: 1) Refroidissement et conditionnement du gaz non inclus.
2) Les systèmes non régénérables comprennent: l'épuration à la chaux et au calcaire et l'épuration au sodium (procédé double-alcali).

FIGURE 25 COÛT TOTAL DES INVESTISSEMENTS POUR L'ÉLIMINATION DU SO₂
À L'AIDE DE SYSTÈMES NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE) (28).

11 COÛTS DE PRODUCTION

11.1 Différentes techniques de fusion

Les coûts de production des fonderies varient beaucoup selon l'emplacement à cause de la différence des coûts unitaires du carburant, de l'électricité et de la main-d'oeuvre et du coût des matériaux réfractaires livrés à l'emplacement. Les coûts de fonctionnement varient également selon la technique de fusion utilisée. Les coûts directs de fonctionnement (amortissement et frais financiers exclus) des fonderies américaines sont compris entre U.S. \$0.16 et 0.20/lb Cu (été 1979). Toutefois, les coûts de fonctionnement d'une fonderie neuve seraient beaucoup plus élevés parce que les frais financiers et l'amortissement le seraient aussi.

Les coûts directs de fonctionnement des fonderies de nickel sont compris entre environ U.S. \$2.00 et 2.50 par lb de nickel contenu à l'état de produit raffiné. Le produit final de la fonderie, la matte du procédé Bessemer, contient encore environ 21% de S qui doivent être fixés. Pour pouvoir comparer ces coûts de fonctionnement, il est par conséquent plus significatif de comparer les coûts de production du cuivre électrolytique et ceux du nickel raffiné qui sont tous deux essentiellement exempts de soufre.

Les coûts de fonctionnement direct des fonderies qui comprendraient les coûts de fixation du soufre permettent de replacer dans leur contexte les coûts de celle-ci (indiqués dans les sections suivantes).

11.2 Usines de confinement du soufre - Courants gazeux concentrés

Les estimations des coûts de la production sont basées sur les coûts unitaires ordinaires prévalant au Canada au milieu de 1979. Ces coûts unitaires varient pour chaque emplacement. Les estimations sont établies en prenant pour hypothèse que le SO_2 des gaz de fonderie est livré gratuitement jusqu'à l'usine de fixation du soufre et elles ne représentent par conséquent que le coût de fonctionnement de l'usine de récupération du soufre. Ces coûts augmenteraient si une valeur était donnée au soufre contenu dans les gaz alimentant l'usine. Les éléments significatifs de coût sont l'énergie, le carburant et l'entretien de l'usine.

11.2.1 Usine d'acide sulfurique. Les coûts de la fixation du soufre à l'état d'acide sulfurique dans une usine à double absorption sont indiqués dans le tableau 32 (2). Ces estimations sont établies pour le traitement des courants gazeux continus, celui des

TABLEAU 32 COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE À L'ÉTAT D'ACIDE SULFURIQUE PRODUIT À PARTIR DE GAZ DE FUSION, DANS UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR (2)

Base des estimations	Courant gazeux continu seulement	Courant gazeux intermittent seulement	Courants gazeux continus avec courants intermittents	
Production: en t/j de H_2SO_4 à 100%	540	540	540	1,100
Gaz:				
Courant gazeux continu de four de grillage, de four de fusion à l'éclair, % de SO_2	12	-	12	12
Courant gazeux intermittent, p. ex. de convertisseurs, % de SO_2	-	5-8	5-8	5-8
Coûts de production (en \$/t de H_2SO_4)				
Coût de fonctionnement				
Supervision	0.53	0.53	0.53	0.26
Main-d'oeuvre directe	1.04	1.04	1.04	0.58
Services publics ¹	1.73	3.09	2.17	2.13
Matières consommées ²	0.28	0.28	0.28	0.28
Entretien ³	3.14	5.16	3.91	2.93
Coûts indirects ⁴	<u>0.69</u>	<u>0.69</u>	<u>0.69</u>	<u>0.37</u>
Sous-totaux	7.41	10.79	8.62	6.55
Imprévus, 10%	<u>0.74</u>	<u>1.08</u>	<u>0.86</u>	<u>0.66</u>
Coût total de fonctionnement	8.15	11.87	9.48	7.21

TABLEAU 32 COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE À L'ÉTAT D'ACIDE SULFURIQUE PRODUIT À PARTIR DE GAZ DE FUSION, DANS UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR (2) (suite)

Base des estimations	Courant gazeux continu seulement	Courant gazeux intermittent seulement	Courants gazeux continus avec courants intermittents	
Frais financiers:				
Amortissement sur 15 ans et intérêts, soit 10%/an	<u>12.51</u>	<u>20.56</u>	<u>15.60</u>	<u>11.79</u>
Coût total de production	20.66	32.43	25.08	19.00

- 1 Comprend le gaz naturel, l'eau et l'électricité
- 2 Comprend le calcaire pour la neutralisation de l'acide faible et les autres matières consommables
- 3 3.3%/an du coût total des immobilisations
- 4 Comprend les taxes immobilières, assurances, services juridiques et de consultants, etc.

courants gazeux intermittents et une charge de courants gazeux continus pour des courants intermittents. En utilisant une usine à absorption simple, les coûts par tonne d'acide seraient d'environ 8% inférieurs aux coûts indiqués dans le tableau 32 (2). Dans le cas où de la vapeur perdue du procédé de fusion est disponible, il est possible de faire des économies sur l'énergie requises pour la production de l'acide en actionnant les ventilateurs de l'usine d'acide par une turbine à vapeur à entraînement direct.

11.2.2 Neutralisation de l'acide sulfurique et mise en bassin du gypse. Dans les fonderies où il n'est ni possible ni économique de commercialiser l'acide sulfurique à cause de l'éloignement de leur emplacement ou de la saturation du marché, il est nécessaire de la neutraliser par la chaux ou le calcaire pour produire du gypse qui peut être mis en bassin à l'état de résidus. Ces coûts de production sont indiqués dans le tableau 33 en dollars par tonne d'acide neutralisé pour les cas précédemment décrit, c.-à-d. de 540 et 1,100 t/j d'acide (2). Le principal facteur influençant le coût de la neutralisation de l'acide, à l'exclusion de l'élimination des résidus, est le coût de l'extraction, du concassage, du broyage et du transport du calcaire jusqu'à l'emplacement de l'usine. Ce coût peut varier considérablement selon la distance entre la carrière et la fonderie.

11.2.3 Usine de soufre élémentaire. Les coûts de la récupération du soufre élémentaire à partir du SO_2 contenu dans les gaz de fonderie sont indiqués dans le tableau 34 (2). Le principal élément de ces coûts est celui du gaz naturel utilisé comme réducteur.

11.2.4 Usine de SO_2 liquide. Les coûts de la récupération du SO_2 liquide à partir des gaz de fonderie sont indiqués dans le tableau 35 (2).

11.2.5 Résumé des coûts de production. Les coûts de production comprenant les coûts de fonctionnement et les frais financiers pour les trois méthodes de récupération du soufre sont indiqués dans le tableau 36 (2). Ces coûts sont indiqués en dollars par tonne de soufre fixé afin de faciliter la comparaison.

Les fonderies de cuivre et de nickel produisent un mélange de courants gazeux continus et intermittents. Le coût de la fixation du soufre de tous les courants gazeux importants d'une fonderie est résumé dans le tableau 37, en dollars par tonne de soufre fixé (2).

TABLEAU 33 COÛTS DE LA NEUTRALISATION PAR LE CALCAIRE DE L'ACIDE SULFURIQUE D'UNE USINE D'ACIDE À DEUX LITS DE CATALYSEUR À L'EMPLACEMENT DE LA FONDERIE (2)

Base des estimations		
Production d'acide à neutraliser		
t/an de H_2SO_4 à 100%	190,000	380,000
t/j de H_2SO_4 à 100%	540	1,100
Coûts de production (en \$/t de H_2SO_4 neutralisé)		
Coûts de fonctionnement		
Supervision	fait normalement partie de la supervision de l'usine d'acide	
Main d'oeuvre directe	0.77	0.39
Services publics ¹	0.67	0.67
Matières consommables (notamment calcaire) ²	19.06	19.03
Entretien ³	0.99	0.79
Coûts indirects ⁴	<u>0.64</u>	<u>0.32</u>
Sous-totaux	22.13	21.10
Imprévus, 10%	<u>2.21</u>	<u>2.12</u>
Coût total de fonctionnement	24.34	23.32
Frais financiers:		
Amortissement sur 15 ans et intérêts, soit 10%/an	<u>5.89</u>	<u>4.68</u>
Coût total de production	30.23	28.00

1 Comprend le gaz naturel, l'eau et l'électricité.

2 Comprend le calcaire (49% de CaO) pour neutraliser l'acide et les autres matières consommables.

3 2.2%/an du coût total des immobilisations.

4 Comprend les taxes immobilières, assurances, services juridiques et de consultants, etc.

TABLEAU 34 COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU SOUFRE ÉLÉMENTAIRE DES GAZ DE FUSION (2)

Base des estimations	
Production:	270 t/j de soufre élémentaire, soit 89 000 t/an (en supposant 330 jours de fonctionnement)
Gaz traité:	gaz de four de grillage superficiel au gaz naturel, nettoyé dans un précipitateur électrostatique chauffé et contenant 8.4% de gaz sulfureux (mélange de vapeurs de S, SO ₂ , H ₂ S et COS).
Gaz résiduaire:	les estimations comprennent l'incinération du gaz résiduaire de l'usine de traitement en utilisant comme combustible du gaz naturel pour oxyder en SO ₂ l'excès de H ₂ S et le COS.
Procédé:	les estimations sont basées sur le procédé Outokumpu de récupération du soufre et sur la méthode Orkla pour la conversion catalytique des gaz réduits de fours de fusion.

COÛTS DE PRODUCTION

(en \$/t de soufre récupéré)

Coût de fonctionnement

Supervision	1.51
Main d'oeuvre directe	5.93
Services publics ¹	39.48
Matières consommables ²	3.25
Entretien ³	13.96
Coûts indirects ⁴	<u>2.26</u>
Sous-total	66.75
Imprévus, 10%	<u>6.68</u>
Coût total de fonctionnement	73.43

Frais financiers

Amortissement sur 15 ans et intérêts, soit 10%/an	<u>55.86</u>
Coût total de production	129.29

- 1 Comprend le gaz naturel, la vapeur, l'eau et l'électricité.
- 2 Comprend les produits chimiques, le catalyseur consommé et les autres matières consommables.
- 3 Aux pourcentages annuels suivants du coût total des immobilisations:
3.5%/an pour l'usine de soufre et des installations auxiliaires supplémentaires de l'affinerie;
1.5%/an pour la cheminée du gaz résiduaire.
- 4 Comprend les taxes immobilières, assurances, services juridiques et de consultants, etc.

TABLEAU 35 COÛT DE LA RÉCUPÉRATION DU DIOXYDE DE SOUFRE LIQUIDE DES GAZ DE FUSION (2)

Base des estimations		
Production:	160 t/j de SO ₂ liquide, soit 56,000 t/an (en supposant 350 jours de fonctionnement)	
Gaz traité:	Gaz contenant 12% de SO ₂ , nettoyés dans un précipitateur électrostatique chauffé	
	Procédé d'absorption chimique (Procédé à la diméthylaniline d'Asarco)	Procédé physique de récupération (Compression et réfrigération)
COÛTS DE PRODUCTION	En \$/t de SO ₂	En \$/t de SO ₂
Coût de fonctionnement		
Supervision	0.75	0.75
Main-d'oeuvre directe	3.45	3.45
Services publics ¹	9.85	9.04
Matières consommables ²	3.83	0.98
Entretien ³	7.13	6.34
Coûts indirects ⁴	1.36	1.36
Droits de licence ⁵	0.63	-
Sous-totaux	27.00	21.92
Imprévus, 10%	2.70	2.19
Coût total de fonctionnement	29.70	24.11
Frais financiers, amortissement sur 15 ans et intérêts, soit 10%/an	20.43	18.15
COÛT TOTAL DE PRODUCTION	50.13	42.26

1. Comprend la vapeur, l'eau et l'électricité.

2. Comprend les produits chimiques et les autres matières consommables.

3. 4.6%/an du coût total des immobilisations

4. Comprend les taxes immobilières, assurances, services juridiques et de consultants, etc.

5. Droits de licence pour utilisation de brevets.

TABLEAU 36 COÛTS TOTAUX DE PRODUCTION DES SOUS-PRODUITS DU SOUFRE
DES GAZ DE FUSION (2)

En \$, de soufre fixé		
<u>Usine d'acide sulfurique</u>		
Production nominale en t/j de H_2SO_4	540	1,100
	<u>À deux lits de catalyseur</u>	<u>À deux lits de catalyseur</u>
À partir de		
courants gazeux continus	63	-
courants gazeux intermittents	99	-
courants gazeux continus et inter- mittents	77	58
Neutralisation de l'acide sulfurique	92	86
<u>Usine de SO_2 liquide</u>		
Production nominale en t/j de SO_2		160
	<u>Absorption chimique</u>	<u>Récupération physique</u>
courants gazeux continus	100	85
<u>Usine de soufre élémentaire</u>		
Production nominale en t/j de soufre		270
courants gazeux continus		129

Dans le cas où l'acide ne peut être vendu, les coûts de sa neutralisation et la mise en bassin du gypse doivent être ajoutés aux coûts indiqués dans le tableau 37. Les coûts de fonctionnement de la fixation totale du soufre des gaz de fonderie deviennent alors ceux qui sont indiqués dans le tableau 38 (2).

TABLEAU 37 COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE DE TOUS LES PRINCIPAUX COURANTS GAZEUX D'UNE FONDERIE (2)

		En \$/t de soufre fixé
		À deux lits de catalyseur
Tous les gaz convertis en acide sulfurique		
(1)	540 t/j de H_2SO_4	77
(2)	1,100 t/j de H_2SO_4	58
SO ₂ liquide et acide sulfurique		
(1)	160 t/j de SO ₂ liquide	85 à 100
(2)	540 t/j de H_2SO_4	99
Gamme des coûts de récupération du soufre		95 à 99
Soufre élémentaire et acide sulfurique		
(1)	270 t/j de soufre élémentaire	129
(2)	540 t/j de H_2SO_4	99
Coût moyen de la récupération du soufre		177

11.2.6 Usines de confinement du soufre - Courants gazeux à faible teneur en SO₂. La figure 26 indique les coûts totaux annuels estimés de fonctionnement (en dollars américains de 1980), en fonction du volume de gaz traité, pour les étapes refroidissement et conditionnement du gaz des systèmes régénérables et de lavage (28). Les coûts de fonctionnement de la figure 26 correspondent aux coûts des immobilisations indiqués dans la figure 23.

Les figures 27 et 28 montrent les coûts annuels estimés de fonctionnement pour les systèmes d'absorption régénérables et non régénérables en fonction du volume du gaz à traiter et de sa concentration de SO₂ (28). Les zones ombrées représentent la gamme des coûts possibles selon la concentration en SO₂ du gaz et le type de procédé d'élimination du SO₂. Dans le système régénérable, les produits obtenus (soufre élémentaire, SO₂ liquide et acide sulfurique) ont une valeur commerciale et peuvent constituer une source de recettes qui modifient les coûts associés aux systèmes de confinement. Toutefois, parce que les facteurs reliés à la commercialisation de ces produits sont très variables, les recettes obtenues pour ces produits ou les coûts reliés à la

TABLEAU 38 COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE AVEC NEUTRALISATION ET MISE EN BASSIN DU GYPSE (2)

	En \$/t de soufre fixé
	À deux lits de catalyseur
Tous les gaz convertis en acide sulfurique et neutralisation de l'acide	
(1) 540 t/j de H_2SO_4	169
(2) 1,100 t/j de H_2SO_4	144
SO_2 liquide, production et neutralisation de l'acide	
(1) 160 t/j de SO_2	169
540 t/j de H_2SO_4 et neutralisation	158 à 163
Soufre élémentaire, production et neutralisation de l'acide	
(1) 270 t/j de soufre élémentaire	
540 t/j de H_2SO_4 et neutralisation	155

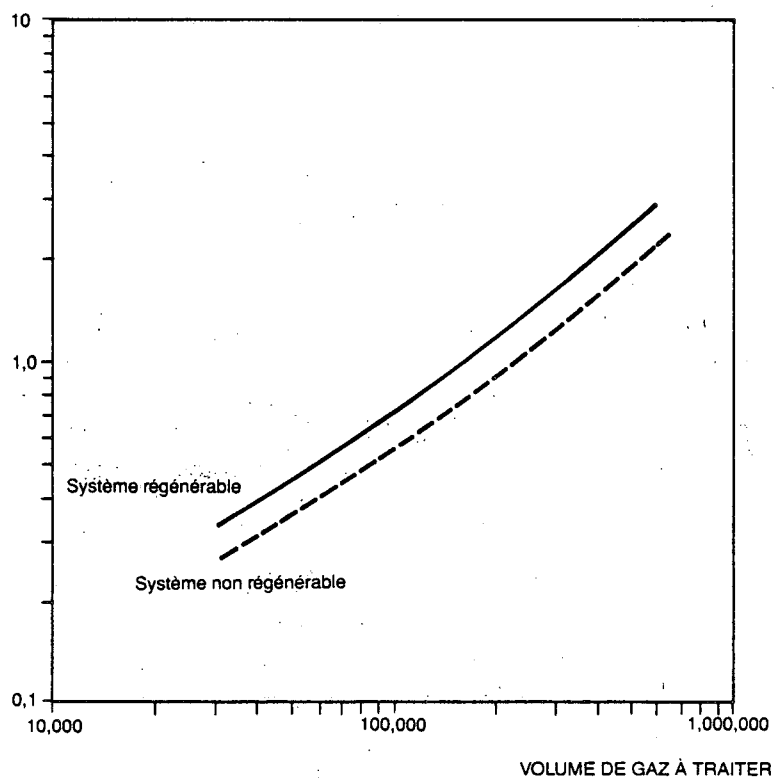
Remarque: Le SO_2 liquide et le soufre élémentaire sont produits à partir de courants gazeux continus riches. Les gaz de convertisseurs plus pauvres et de richesses variables sont transformés en acide sulfurique.

neutralisation ou à l'élimination de ces produits ne sont pas inclus dans les courbes des coûts des systèmes régénérables indiquées dans les figures 24 et 17.

Pour obtenir les coûts totaux de fonctionnement des divers systèmes d'élimination du SO_2 , les coûts du refroidissement et du conditionnement du gaz indiqués dans la figure 26 doivent être ajoutés aux coûts indiqués dans les figures 27 et 28.

11.2.7 Coût du confinement du soufre par livre de métal extrait. Le rapport du soufre au métal varie fortement selon le degré de minéralisation des concentrés de cuivre et de nickel. Pour cette raison et parce que les coûts unitaires varient selon l'emplacement de la fonderie, la gamme des coûts du confinement du soufre par livre et de métal extrait des concentrés de cuivre et de nickel varie fortement. Les types de procédés de fusion et de confinement du soufre constituent d'autres variables qui influencent les coûts de production.

INVESTISSEMENTS TOTAUX (Limites de la batterie)
(Millions de dollars 1980)

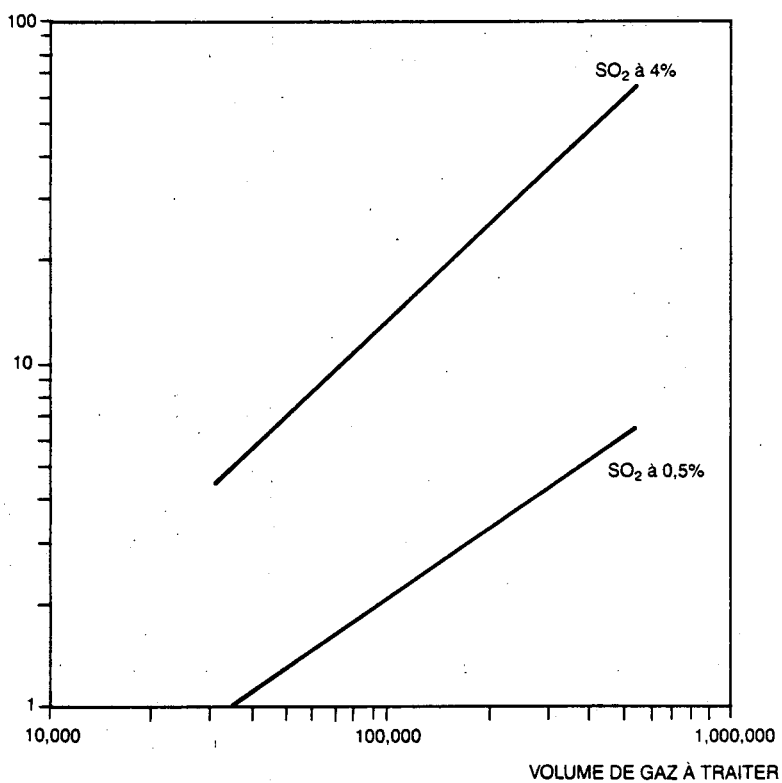


- 1) Les systèmes régénérables comprennent: l'épuration au sodium (procédé Wellman-Lord); le procédé diméthylaniline (DMA)/xylydine; et le procédé au citrate de sodium.
- 2) Les systèmes non régénérables comprennent: l'épuration à la chaux et au calcaire et l'épuration au sodium (procédé double-alcali).

FIGURE 26

COÛTS TOTAUX DE FONCTIONNEMENT DU REFROIDISSEMENT ET
DU CONDITIONNEMENT DU SO_2 GAZEUX POUR LES SYSTÈMES
RÉGÉNÉRABLES ET NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE) (28)

INVESTISSEMENTS TOTAUX (Limites de la batterie)
(Millions de dollars 1980)

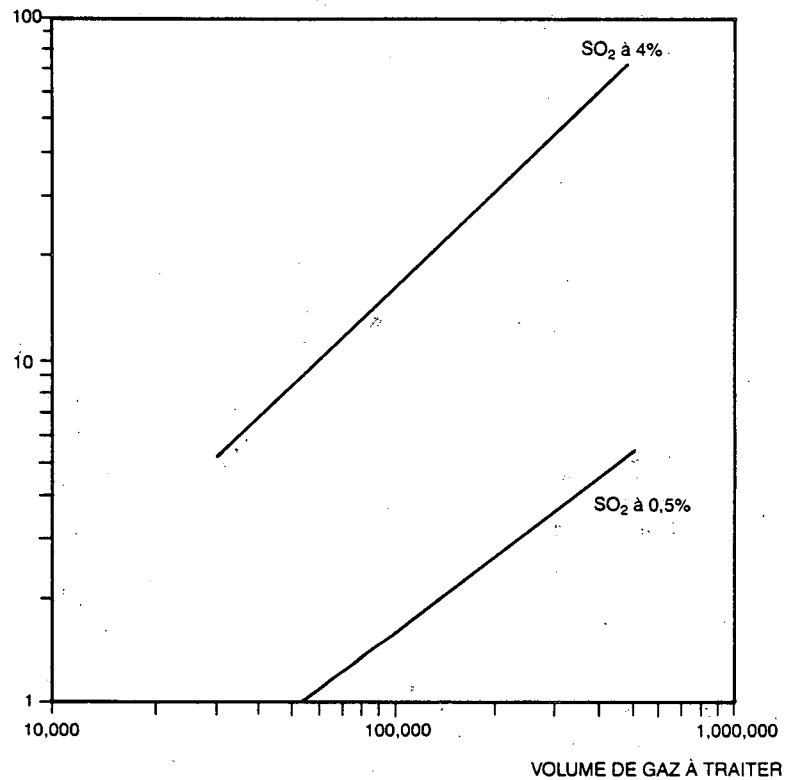


REMARQUE: 1) Refroidissement et conditionnement du gaz non inclus.
2) Les systèmes régénérables comprennent: l'épuration au sodium (procédé Wellman-Lord). Le procédé diméthylaniline (DMA)/xylydine; et le procédé au citrate de sodium.

FIGURE 27

COÛTS TOTAUX DE FONCTIONNEMENT DE L'ÉLIMINATION DU SO₂
AVEC DES SYSTÈMES RÉGÉNÉRABLES (28)

INVESTISSEMENTS TOTAUX (Limites de la batterie)
(Millions de dollars 1980)



REMARQUE: 1) Refroidissement et conditionnement du gaz non inclus.

2) Les systèmes non régénérables comprennent: l'épuration à la chaux et au calcaire et l'épuration au sodium (procédé double-alcali).

FIGURE 28

COÛTS TOTAUX DE FONCTIONNEMENT DE L'ÉLIMINATION DU SO₂
AVEC DES SYSTÈMES NON RÉGÉNÉRABLES (LAVAGE) (28)

Le tableau 39 montre la gamme ordinaire de l'ordre de grandeur des coûts (en dollars canadiens, mi-1979) du confinement du soufre à l'état d'acide sulfurique (pour les usines à simple et à double absorption), par livre de métal produit, pour différents courants gazeux et divers degrés de fixation du soufre (2). Ces coûts sont basés sur les coûts indiqués dans les tableaux précédents pour la production et la neutralisation de l'acide sulfurique et comprennent l'amortissement et les coûts directs de fonctionnement. Les recettes provenant de la vente de l'acide ne sont pas incluses. On suppose une production de 360 t/j de concentré de soufre. Le degré de fixation du soufre tient compte du soufre contenu dans les scories et les autres produits solides qui quittent la fonderie et du soufre contenu dans l'acide sulfurique.

En 1978, on a tenté d'évaluer les coûts de la lutte contre la pollution subis respectivement par l'industrie américaine du cuivre et par les producteurs de cuivre d'outre-mer. Les comparaisons significatives sont difficiles à faire parce que les circonstances varient fortement. En 1978, il était estimé que les affineurs américains de cuivre subissaient des coûts directs de fonctionnement supplémentaires d'environ U.S. \$0.04/lb Cu en essayant de respecter les normes d'émission du SO_2 et des particules imposées par l'EPA. Ce coût passe à U.S. \$0.09/lb Cu lorsqu'on y ajoute l'amortissement, les frais financiers et les frais généraux divers. Ces coûts sont supérieurs à ceux de tout autre pays producteur important. Il a été indiqué de plus que seulement la moitié des producteurs du monde occidental, y compris les États-Unis et le Japon, subissent des coûts de lutte contre la pollution atmosphérique supérieurs à U.S. \$0.04/lb Cu. Tous ces pays sont de grandes nations industrielles, mais seulement le Canada et l'Allemagne exportent du cuivre aux États-Unis. Par contre, 40 pour cent des producteurs de cuivre du monde occidental ne subissent pas de coûts significatifs de lutte contre la pollution atmosphérique. Il a été indiqué que les fonderies canadiennes subissaient des coûts totaux compris entre U.S. \$0.05 et 0.07/lb, les fonderies d'Europe et des autres pays développés, des coûts compris entre U.S. \$0.02 et 0.04/lb et que la plupart des fonderies dans des pays comme le Chili, le Pérou, la Zambie et le Zaïre, où peu de mesures de lutte contre la pollution atmosphérique sont en vigueur, subissaient au total des coûts inférieurs à U.S. \$0.01/lb.

Il a été récemment signalé qu'il en coûte à l'industrie du cuivre américaine entre U.S. \$0.10 et 0.15/lb de cuivre pour respecter les normes actuelles d'émission du SO_2 de l'EPA (30).

TABLEAU 39 COÛT DE LA FIXATION DU SOUFRE, PAR LIVRE DE CUIVRE ET NICKEL PRODUITS (2)

	Usine d'acide à un lit de catalyseur				À deux lits de catalyseur			
	Courant gazeux continu seulement		Courant gazeux intermittent seulement		Courants gazeux continus intermittents		Courants gazeux continus et intermittents	
Fixation du soufre, en %	50		45		95		97	
Coût de production en \$/t de S	59		92		54		58	
Coût de la neutralisation \$/t de S	92		92		86		86	
Rapport soufre/métal dans le concentré ³	Faible	Fort	Faible	Fort	Faible	Fort	Faible	Fort
Coût de la fixation du soufre								
Cuivre, en ¢/lb de Cu	1.07	2.14	1.50	3.01	1.86	3.73	2.05	4.10
Nickel, en ¢/lb de Ni	2.95	6.43	4.14	9.02	5.12	11.18	5.64	12.31
Neutralisation								
- coût total de production et de neutralisation de l'acide								
Cuivre, en ¢/lb de Cu	2.75	5.50	3.02	6.03	4.67	9.64	5.07	10.14
Nickel, en ¢/lb de Ni	7.57	16.51	8.29	18.09	13.25	28.91	13.94	30.42

- 1 Émission de gaz résiduaire, 1 500 - 1 700 ppm de SO₂
 2 Émission de gaz résiduaire, 500 - 650 ppm de SO₂
 3 Conc. de cuivre, 20 - 35% Cu, 26 - 33% S, S/Cu 0.8 - 1.6
 Conc. de nickel, 6 - 12% Ni, 26 - 29%, S/Ni 2.2 - 4.8

Certaines estimations non corroborées (8) des coûts de la lutte contre la pollution de l'air et de l'eau dans des fonderies japonaises de métaux non ferreux ont été faites en 1977. Basé sur des coûts de fonctionnement pour la lutte contre la pollution représentent environ 10 pour cent du prix de vente du métal (Pb -Zn) dans une fonderie et compris entre 10 et 20 pour cent des coûts totaux pour deux autres fonderies, le coût de la lutte contre la pollution des fonderies japonaises était considéré comme représentant entre 10 et 20 pour cent des coûts totaux de production, y compris les frais d'administration. À la même époque, il était estimé que des coûts de fonctionnement compris entre U.S. \$0.04 et 0.06/lb Cu étaient encourus par l'affinerie d'Onahama de la compagnie Mitsubishi pour le système au MgO qui concentre le SO_2 contenu dans les gaz de sortie des fours à réverbère.

RÉFÉRENCES

1. Rosenbaum, J.B., Hayashi, M., and Potter, G.M., "Sulphur Dioxide Emission Control in Japanese Copper Smelters", USBM Information Circular 8701 (1976)
2. Division des mines, des minéraux et de la métallurgie, Direction de la dépollution et du contrôle, Direction générale de l'assainissement de l'air, "Étude des procédés de désulfuration dans l'industrie des métaux non ferreux", Report EPS 3-AP-79-8F (avril 1980)
3. The World Bank, Office of Environmental and Health Affairs, "Sulphur Dioxide Emissions - Guidelines" (décembre 1979)
4. "Évaluation des répercussions - Rapport provisoire, fév. 1981". Mémoire déclaratif d'intention concernant la pollution atmosphérique transfrontière
5. Biswas, A.K., and Davenport, W.G., "Extractive Metallurgy of Copper", 2nd Edition, Pergamon Press, Chapter 18 (1980)
6. Environment Reporter, Published by the Bureau of National Affairs, Inc., Washington, D.C. 20037 (Latest State Air Law Standards - as appropriate)
7. The Staff, "Control of Sulphur Oxide Emissions in Copper, Lead, and Zinc Smelting", USBM Information Circular 8527 (1971)
8. PED Co. Environmental, Inc., "Evaluation of the Status of Pollution Control and Process Technology - Japanese Primary Non-ferrous Metals Industry", Contract No. 68-02-1375, Task No. 36 (juillet 1977)
9. International Environment Reporter, Published by The Bureau of National Affairs, Inc., Washington, D.C. 20037 (Latest Standards by Country as appropriate)
10. United Nations Economic Commission for Europe, "Guidelines for the Control of Emissions from the Non-ferrous Metallurgical Industries" (déc. 1979)
11. The World Bank, Office of Environmental and Health Affairs, "Dust Emissions - General Pollution Guidelines" (avril 1979)
12. The World Bank, Office of Environmental and Health Affairs, "Disposal of Industrial Effluents - General Guidelines" (oct. 1978)
13. Boldt, J.R., and Queneau, P., "The Winning of Nickel", Longmans Canada Limited (nov. 1966)
14. Weisenberg, I.J., et al, Pacific Environmental Services, Inc., "Feasibility of Primary Copper Smelter Weak Sulphur Dioxide Stream Control", EPA Contract No. 68-03-2398 (juillet 1980)
15. "Boliden Adopts the TBRC for Pb and Now Cu Smelter", World Mining, p. 47 (mai 1978)

16. Melcher, G., Muller, E., Weigel, H., "The Kivcet Cyclone Smelting Process for Impure Copper Concentrates", Journal of Metals (juillet 1976)
17. Bethea, R.M., "Control of Industrial Air Pollution", Pollution Engineering, Yearbook & Product Reference Guide, p. 51-57 (janv. 1977)
18. Mills, L.A., "Collection and Treatment of Copper Smelter Effluent Gases", Extractive Metallurgy of Copper Seminar, McGill University (nov. 1979)
19. Donovan, J.R., "Sulphuric Acid Production from Smelter Gases", Monsanto Environ-Chem Systems, Inc.
20. Donovan, J.R., and Stuber, P.J., "Sulphuric Acid Production from Ore Roaster Gases", Journal of Metals (nov. 1967)
21. Edge, D.A., and Adams, J.S., "Palabora Mining Company's Gas Scrubbing Plant", Journal of the South African Inst. of Mining and Metallurgy (oct. 1975)
22. Brown, W.D., and Brown, E.C. "The Removal of SO₂ from Stack Gases - A review of Technology and Waste By-product Disposal", CIMM-Bulletin (juillet 1978)
23. Nickel, W.P.T., Siewert, P., Thornton, G.W., "Commissioning the Afton Copper Smelter", Paper presented at the 109th AIME Annual Meeting, Las Vegas, Nevada (fév. 1980)
24. Daniele, R.A., and Selmeczi, J.G., "Selection of SO₂ Control for Non-Steady States Operating Conditions", Conference Proceedings TMS-AIME, "Sulphur Dioxide Control in Pyrometallurgy", edited by T.D. Chatwin and N. Kikumoto (fév. 1981)
25. The British Sulphur Corporation Ltd., Étude du marché de l'acide sulfurique produit par les fonderies canadiennes de métaux non-ferreux, Contrat No. OSQ77-00279
26. Province of British Columbia, Ministry of Economic Development, "Evaluation of a Metallurgical Complex in British Columbia", A Study by Wright Engineers Ltd. and H.R. Halvorson Consultants Ltd. (mars 1979)
27. Seltrust Engineering Limited, In-house cost data
28. Agarwal, J.C., and Loreth, M.J., "Preliminary Economic Analysis of SO₂ Abatement Technologies", Conference Proceedings TMS-AIME, "Sulphur Dioxide Control in Pyrometallurgy", edited by T.D. Chatwin and N. Kikumoto (fév. 1981)
29. Brook Hunt & Associates, Ltd., "Comparison of Pollution Control Costs of Domestic and Foreign Copper Producers", Confidential Memorandum submitted to the International Trade Commission in Unwrought Unalloyed Copper, TA-201-32 (juin 1978). (The Summary was used for this report and is available. The Confidential Memorandum is not available.)
30. Mining Journal, p. 129, Feb. 20, 1981