

**Institut Royal Colonial Belge**

SECTION  
DES SCIENCES TECHNIQUES

Mémoires. — Collection in-8°.  
Tome IV, fasc. 3.

**Koninklijk Belgisch Koloniaal Instituut**

AFDEELING  
DER TECHNISCHE WETENSCHAPPEN

Verhandelingen. — Verzameling  
in-8°. — T. IV, afl. 3.

# LA PRATIQUE

DU

# TRAITEMENT ÉLECTROCHIMIQUE

DES MINÉRAIS DE CUIVRE DU KATANGA

PAR

**E. ROGER**

INGÉNIEUR-CONSEIL DE L'UNION MINIÈRE DU HAUT-KATANGA.  
MEMBRE ASSOCIÉ DE L'INSTITUT ROYAL COLONIAL BELGE.



**BRUXELLES**

Librairie Falk fils.

GEORGES VAN CAMPENHOUT, Successeur,  
22, rue des Paroissiens, 22.

**BRUSSEL**

Boekhandel Falk zoon,

GEORGES VAN CAMPENHOUT, Opvolger,  
22, Parochianenstraat, 22.

1946

En vente à la Librairie FALK Fils, G. VAN CAMPENHOUT, Succ<sup>r</sup>.

Téléph. : 12.99.70 22, rue des Paroissiens, Bruxelles C. C. P. n° 142.90

Te koop in den Boekhandel FALK Zoon, G. VAN CAMPENHOUT, Opvolger.

Telief. : 12.99.70 22, Parochianenstraat, te Brussel. Postrekening : 142.90

LISTE DES MÉMOIRES PUBLIÉS AU 1<sup>er</sup> MAI 1946 <sup>(1)</sup>.

COLLECTION IN-8°

SECTION DES SCIENCES MORALES ET POLITIQUES

Tome I.

PAGES, le R. P., *Au Ruanda, sur les bords du lac Kivu (Congo Belge). Un royaume hamite au centre de l'Afrique* (703 pages, 29 planches, 1 carte, 1933) . . . fr. 250 »

Tome II.

LAMAN, K.-E., *Dictionnaire kikongo-français* (XCIV-1183 pages, 1 carte, 1936) . . . fr. 600 »

Tome III.

1. PLANQUAERT, le R. P. M., *Les Jaga et les Bayaka du Kirango* (184 pages, 18 planches, 1 carte, 1932) . . . fr. 90 »

2. LOUWERS, O., *Le problème financier et le problème économique au Congo Belge en 1932* (69 pages, 1933) . . . fr. 25 »

3. MOTTOULLE, le Dr L., *Contribution à l'étude du déterminisme fonctionnel de l'industrie dans l'éducation de l'indigène congolais* (48 p., 16 pl., 1934) . . . fr. 60 »

Tome IV.

MERTENS, le R. P. J., *Les Ba dzing de la Kamtsha :*

1. Première partie : *Ethnographie* (381 pages, 3 cartes, 42 figures, 10 planches, 1935) . . . fr. 120 »

2. Deuxième partie : *Grammaire de l'Idzing de la Kamtsha* (XXXI-388 pages, 1938) . . . fr. 230 »

3. Troisième partie : *Dictionnaire Idzing-Français suivi d'un aide-mémoire Français-Idzing* (240 pages, 1 carte, 1939) . . . fr. 140 »

Tome V.

1. VAN REETH, de E. P., *De Rol van den moederlijken oom in de inlandsche familie* (Verhandeling bekroond in den jaarlijkschen Wedstrijd voor 1935) (35 blz., 1935) . . . fr. 10 »

2. LOUWERS, O., *Le problème colonial du point de vue international* (130 pages, 1936) . . . fr. 50 »

3. BITREMIEUX, le R. P. L., *La Société secrète des Bakhimba au Mayombe* (327 pages, 1 carte, 8 planches, 1936) . . . fr. 110 »

Tome VI.

MOELLER, A., *Les grandes lignes des migrations des Bantous de la Province Orientale du Congo belge* (578 pages, 2 cartes, 6 planches, 1936) . . . fr. 200 »

(1) Vu les circonstances, l'I.R.C.B. a décidé d'appliquer à la présente liste de ses publications, de sensibles réductions de prix.



LA PRATIQUE  
DU  
TRAITEMENT ÉLECTROCHIMIQUE  
DES MINÉRAIS DE CUIVRE DU KATANGA

PAR

**E. ROGER**

INGÉNIEUR-CONSEIL DE L'UNION MINIÈRE DU HAUT-KATANGA.  
MEMBRE ASSOCIÉ DE L'INSTITUT ROYAL COLONIAL BELGE.

---

Mémoire présenté à la séance du 28 janvier 1944

---

LA PRATIQUE  
DU  
TRAITEMENT ÉLECTROCHIMIQUE  
DES MINÉRAIS DE CUIVRE DU KATANGA

---

**I. — INTRODUCTION.**

Parmi les procédés métallurgiques utilisés au Katanga, pour retirer le cuivre des minerais, la méthode électrolytique a pris un grand développement. Elle y représente un des cas peu nombreux dans le monde où ce moyen est employé avantageusement. Cela est dû à la nature des minerais de cette région et à diverses circonstances locales.

Avant d'exposer ces motifs, nous devons rappeler que la méthode électrolytique fut longtemps en retard par rapport aux autres techniques de la métallurgie du cuivre. Bien que ses principes fussent connus depuis longtemps, leur utilisation ne put s'imposer au cours de la seconde moitié du XIX<sup>e</sup> siècle, période pendant laquelle la métallurgie du cuivre prenait un essor de plus en plus grand. Les raisons en sont de deux sortes.

La production facile et à bon marché des grandes quantités d'énergie électrique nécessaires ne fut chose courante que vers le début du XX<sup>e</sup> siècle et seulement dans des régions fortement industrialisées et privilégiées, soit en charbon, soit en chutes d'eau, ce qui n'était pas le cas des régions où l'on exploitait les minerais de cuivre. Avant

cette époque, il n'eût donc guère été possible d'employer en grand le procédé électrolytique. Aussi, les tentatives restèrent plutôt réduites. Elles furent faites à l'échelle semi-industrielle sans doute, mais étaient insuffisantes pour parvenir à résoudre les difficultés qui se révélèrent, et les progrès accomplis ultérieurement dans la production de l'énergie électrique ne pouvaient pas provoquer une extension immédiate de la méthode électrolytique.

Les autres raisons qui retardèrent son développement, et qui actuellement encore le limitent, tiennent à la variété des minerais de cuivre. On sait qu'on peut les classer en deux catégories principales : les minerais où le métal existe en combinaisons sulfurées et ceux où il est en combinaisons oxydées. Les premiers sont de beaucoup les plus répandus et exploités depuis les temps modernes. Leur traitement se fait presque exclusivement par les méthodes classiques de fusion, le plus souvent oxydante, qui donnent un sulfure complexe dénommé « matte »; par le convertissage de celui-ci on en obtient le cuivre brut, qui doit enfin être soumis au raffinage. Les détails de ces méthodes ont été perfectionnés presque sans interruption : aussi sont-elles restées applicables avec profit. On connaît, en outre, des méthodes de traitement dites par voie humide, qui évitent la fusion des minerais sulfurés. Quoique très anciennes, elles sont encore utilisées pour des pyrites pauvres en cuivre (en Espagne, par exemple). A la suite de l'essor de l'industrie chimique, on imagina un certain nombre de moyens pour la mise en solution du cuivre des minerais sulfurés et la séparation du métal des solutions obtenues. Ces procédés sont plus rapides que les anciens, mais plus compliqués. Sauf dans des cas spéciaux tels que le traitement des résidus du grillage des pyrites pauvres, ils ne sont pas développés. Vers la fin du dernier siècle, les espérances que permettait la production de grandes quantités d'énergie électrique amenèrent les chercheurs à vouloir utiliser cette énergie à

l'extraction du cuivre des solutions obtenues par le traitement chimique des minerais sulfurés. Dans ce sens, de nombreux procédés furent suggérés et certains expérimentés industriellement; malgré leur ingéniosité il ne sont pas non plus parvenus à remplacer économiquement la méthode par fusion. Les motifs en sont que pour faire la séparation du cuivre par électrolyse, il est nécessaire que les solutions répondent à des conditions de composition qu'il serait trop coûteux de réaliser par les procédés chimiques industriellement applicables aux minerais sulfurés impurs, tout au moins dans les districts miniers. (Le traitement électrochimique des sulfures de cuivre impurs pourrait se faire plus avantageusement dans les régions très industrialisées où la grosse industrie chimique est très développée, grâce aux possibilités qu'on a dans cette industrie de lier entre elles plusieurs fabrications, en abaissant les frais de chacune d'elles. Malheureusement, les régions où ces industries peuvent prendre de l'extension sont dépourvues de minerais de cuivre ou sont trop éloignées de leurs gisements.) Enfin, les minerais sulfurés contiennent fréquemment de petites quantités d'or et d'argent qu'il y a avantage à récupérer en même temps que le cuivre. Cela entraînerait de sérieuses complications des procédés électrochimiques, alors que par la fusion suivie du raffinage électrolytique cette récupération est aisée.

Les minerais oxydés sont plus coûteux à fondre que ceux de la première catégorie. En effet, l'opération ne bénéficie pas des quantités de chaleur produites par la combustion du soufre dans le cas des minerais sulfurés. En outre, l'absence de soufre permet bien d'obtenir directement du cuivre brut sans avoir à faire une opération de convertissage, mais la fusion doit être nettement réductrice, ce qui ne permet pas une très bonne utilisation du pouvoir calorifique du combustible employé. Enfin, pour que le métal brut ne contienne pas une trop forte propor-

tion de métaux simultanément réduits avec le cuivre (fer principalement), il faut limiter la réduction à un degré modéré, ce qui conduit à la production de scories assez riches en cuivre, c'est-à-dire à une perte de rendement. Le traitement par fusion des minerais oxydés est donc relativement coûteux; seuls ceux à teneur élevée et ne donnant pas trop de scories peuvent être employés avantageusement par cette méthode.

Or, jusqu'à la mise en exploitation des mines du Katanga, des minerais riches de ce type étaient fort rares. Après l'épuisement en minerais riches de quelques couches superficielles de l'Arizona (ils furent fondus entre les années 1880-1900) on ne connaissait plus que des gisements de minerais beaucoup trop pauvres pour être fondus directement. D'autre part, les méthodes alors connues de concentration préalable (lavage, tablage, etc.) ne donnaient que des résultats médiocres avec ces minerais. Aussi, on comprend que malgré l'importance des tonnages de ces gîtes ils restèrent longtemps méprisés, faute de la connaissance précise d'un procédé économique pour le traitement. Comme ces grands gisements, toujours superficiels, peuvent être exploités facilement et à bon marché, les métallurgistes étudièrent de nouveau les méthodes autres que la fusion. Elles ne pouvaient être que les méthodes de la voie humide, c'est-à-dire celles dans lesquelles on effectue tout d'abord la mise en solution du cuivre par un dissolvant approprié, ensuite une séparation du cuivre ou d'un de ses composés riches et purs, soit par la chaleur, soit par des agents chimiques, soit par l'électrolyse. En raison des grands progrès accomplis après 1900 dans la production de l'électricité, ce dernier moyen de séparation, qui donne le cuivre le plus pur, reçut une attention particulière. C'était d'autant plus justifié, qu'entretemps le procédé de raffinage électrolytique des cuivres bruts avait acquis une réputation méritée, qu'il était bien au point et que l'expérience

acquise à cette occasion faisait moins craindre de ne pouvoir résoudre heureusement les problèmes du matériel nécessaire à de grandes installations d'électrolyse.

Nous ne ferons pas l'histoire des nombreuses modalités qui furent proposées par les inventeurs quant au choix du dissolvant, aux moyens de purifier les solutions, ou à ceux ayant pour but d'obtenir un rendement aussi élevé que possible de l'énergie électrique nécessaire. Il suffit de signaler que le dissolvant qui présente actuellement le plus d'avantages pratiques est l'acide sulfurique, qui doit être régénéré en majeure partie, et que les anodes en plomb antimonieux sont d'un emploi général lorsque la solution d'électrolyse ne contient pas de nitrates ou de chlorures.

Après quelques applications dans de petites installations en Europe et aux États-Unis, le procédé électrolytique prit, vers 1915, un grand essor par la mise en exploitation rendue enfin possible des grands gisements de minerais oxydés auxquels nous avons fait allusion. Les deux exemples qui font époque dans cette branche de la métallurgie du cuivre sont les suivants :

1° L'usine de Chuquicamata (Chile Copper C<sup>o</sup>), située dans une région désertique, à 260 km de la côte du Pacifique. Elle fut construite pour traiter les minerais du plus grand gisement connu dans le monde (il fut évalué à 350 millions de tonnes de minerais oxydés et 360 millions de tonnes de minerais sulfurés ou mixtes, le tout ayant un peu plus de 2 % de cuivre). Dans les couches oxydées, le cuivre existe principalement sous forme de brochantite  $\text{SO}^4\text{Cu} \cdot 3\text{Cu}(\text{OH})^2$ , de chalcantite  $\text{SO}^4\text{Cu} \cdot 5\text{H}^2\text{O}$  avec un peu d'atacamite  $\text{CuCl}^2 \cdot 3\text{Cu}(\text{OH})^2$  et de cuprite  $\text{Cu}^2\text{O}$ . Le procédé apparaissait très simple dans ce cas, puisque la majeure partie du cuivre est présente sous forme de sulfate facilement soluble dans l'acide sulfurique dilué provenant du minerai lui-même par suite de l'électrolyse de la solution. Cependant, la présence de

petites quantités de chlorures et de nitrates, ainsi que de traces de molybdène, amenait quelques difficultés techniques. Celles-ci furent habilement résolues par des essais qui commencèrent en 1912. Entreprise au début de 1913, la construction de l'usine fut achevée en mai 1915 pour un traitement de 10.000 tonnes de minerais par jour. Les bons résultats obtenus au début et des perfectionnements ultérieurs incitèrent à développer les installations; actuellement on peut traiter 35.000 tonnes par jour. Cette gigantesque installation est devenue la plus grande productrice de cuivre du monde.

2° L'usine d'Ajo (New Cornelia Copper C°), dans l'Arizona. Elle fut construite pour traiter les minerais d'un gisement évalué à 40 millions de tonnes, dont un peu plus d'un quart de minerais oxydés à 1,5 % de cuivre, principalement sous forme de cuprite. Les essais commencèrent vers le milieu de 1912; ils durèrent plusieurs années, car la quantité de fer entrant en solution était assez forte et différents moyens d'élimination devaient être essayés. L'usine, ayant une capacité de 5.000 tonnes de minerais par jour, fut mise en service en mai 1917. Elle fut la première application, aux États-Unis, sur une grande échelle, de l'extraction électrochimique du cuivre. Cette usine fonctionna avec satisfaction, puis le passage aux minerais sulfurés conduisit à adopter la concentration par flottage de ces sulfures et la fusion des concentrés.

Bien qu'elles ne furent construites que peu de temps avant celle du Katanga, nous citons encore deux autres grandes usines américaines où le procédé électrolytique est utilisé :

1° L'usine de l'Inspiration Consolidated Copper C°, dans l'Arizona, mise en service en octobre 1926; elle peut traiter par jour 9.000 tonnes de minerais à 1,15 % de cuivre. Il s'agit là de minerais mixtes (sulfures et oxydes), ce qui a rendu le problème très difficile.

2° L'usine de l'Andes Copper C°, à Potrerillos, au

Chili, mise en service en mai 1928 pour traiter par jour 7.500 tonnes de minerais oxydés à 1,30 % de cuivre.

Les usines qui viennent d'être citées avaient prouvé les mérites du procédé électrochimique. On remarque qu'avant d'ériger ces installations, toutes les sociétés minières avaient dû faire avec persévérance des essais semi-industriels pour déterminer les meilleures conditions opératoires. C'est qu'en effet aucune méthode de lixiviation et d'électrolyse n'est universellement applicable; chaque minerai diffère par quelques particularités de ceux apparemment similaires et les conditions locales ne sont jamais semblables. C'est pourquoi dans ces usines on fut conduit à adopter des systèmes différents, tant pour le mode de lixiviation que pour le conditionnement des solutions à électrolyser (purification).

## **II. — APERÇU HISTORIQUE SUR L'EVOLUTION DU TRAITEMENT DES MINERAIS DU KATANGA.**

L'Union Minière du Haut-Katanga, concessionnaire des mines de cuivre du Katanga, dont les minerais sont en majeure partie du type oxydé, s'intéressa à ces procédés dès 1914. Cependant, ce n'est que depuis 1929 qu'elle put appliquer en grand une métallurgie analogue. Cette date relativement récente pourrait surprendre. Elle trouve son explication dans les conditions régnant dans la région lorsque purent être commencées les opérations métallurgiques, et dans l'évolution de celles-ci. Aussi n'est-il pas sans intérêt d'indiquer ici les étapes de cette évolution; ainsi qu'on le verra plus loin, cela permettra également d'expliquer les changements qui furent apportés au procédé électrolytique après quelque temps d'utilisation.

Lorsqu'en 1911 l'Union Minière commença la fabrication du cuivre, à Lubumbashi, près d'Élisabethville, le procédé choisi fut celui de la fusion modérément réductrice dans des fours à water-jacket, sorte de petits hauts

fourneaux spéciaux à la métallurgie du cuivre et du plomb. Cette opération demande des combustibles de qualité, le meilleur étant le coke métallurgique. Aucun charbon n'étant alors connu sur place, le procédé conduisait à l'importation du combustible. Comme nous l'avons signalé, la fusion des minerais oxydés requiert un assez fort pourcentage de coke. Ceci, joint à l'éloignement des sources d'approvisionnement, entraînait de ce chef à des dépenses importantes. Pour les diminuer, on était conduit à ne fondre que des minerais en teneurs élevées en métal, ce qui compliquait le problème minier sans résoudre entièrement le problème métallurgique, car l'extraction de tels minerais ne pouvait être faite sans en donner simultanément d'autres moins riches qu'on ne pourrait pas toujours abandonner. A ceux-ci il faudrait donc appliquer soit un procédé d'enrichissement préalable à la fusion (procédé de lavage ou de concentration), soit un procédé entièrement différent de la fusion au coke.

L'Union Minière possédant, en vertu des conventions passées lors de sa constitution, des droits à l'utilisation des importantes chutes d'eau de la région, on avait bien songé à faire la fusion électrique au lieu de celle au coke. Des essais encourageants avaient été faits dans une usine française sur de petites quantités exportées dans ce but. Mais en ce temps la construction et la marche des grands fours électriques pour minerais étaient encore trop peu connues pour qu'on pût les adopter sans risque. En outre, la fusion électrique demande, elle aussi, une certaine quantité de carbone pour la réduction des oxydes, de sorte que le problème du combustible n'eût pas été entièrement résolu. Et surtout la fusion électrique des minerais à teneur moyenne eût exigé des quantités considérables d'énergie; il eût fallu des capitaux trop importants pour l'époque pour effectuer les travaux de captage des chutes dans une région encore à l'état primitif et construire les transports de force, en supposant que la technique élec-

trique eût déjà été à même de les réaliser dans cette région tropicale où de grandes perturbations atmosphériques sont fréquentes.

L'étude du traitement à appliquer aux minerais à teneur moyenne commença dès 1911. Les idées s'orientaient principalement sur les méthodes d'enrichissement par lavage à l'eau, à l'aide des appareils classiques, trommels, jigs, tables à secousses. Mais étant alors dans les débuts de la mise en exploitation du district, des difficultés de tout genre, comme seuls peuvent se les représenter aujourd'hui les anciens coloniaux, absorbaient l'activité des ingénieurs d'exploitation. En 1914, on chargea une mission dirigée par un ingénieur américain spécialisé et de grande expérience, M. A. E. Wheeler, d'examiner l'ensemble des problèmes d'avenir. Après un examen de surfaces des différentes mines reconnues, cette mission entreprit des essais plus précis sur les méthodes de concentration, et aussi sur le procédé électrochimique qui venait d'être mis en vedette en Amérique.

Les expériences de concentration furent effectuées dans un concentrateur de 100 tonnes de capacité journalière, spécialement construit, comprenant tous les appareils connus et supposés utilisables pour le cas envisagé. Dans ce concentrateur on traita des lots de minerais présentant des caractéristiques de structures différentes. Les résultats de ces essais ne furent pas tout à fait satisfaisants. On obtenait bien des concentrés à 22-25 % de cuivre; ces teneurs permettaient de réduire les frais de fusion, mais les rejets étaient trop riches en cuivre. En traitant des minerais à 7-8 % de cuivre, les rejets tenaient encore 5 à 5,50 %, de sorte que le rendement dépassait rarement 55 % du métal pour la moyenne des minerais dont l'exploitation était envisagée.

Par contre, les essais de lixiviation à l'acide sulfurique furent plus prometteurs. L'extraction par la mise en solution atteignait 97 à 98 %; la consommation d'acide par les

gangues (c'est-à-dire la partie de l'acide employé qui n'est pas régénérée par l'électrolyse des solutions) ne dépassait pas 600 kg par tonne de cuivre pour des minerais à 7-8 % de cuivre et ne contenant pas des quantités anormales de dolomie, soit pour la grande majorité des minerais en vue. Les problèmes particuliers à résoudre étaient ceux relatifs au meilleur système de lixiviation à adopter, à la décantation des boues et à leur lavage, dont dépendrait le rendement final; à l'élimination du fer entrant en solution, seul élément indésirable rencontré, et à la clarification des solutions. Ces points firent l'objet de recherches pendant deux années environ. Les enseignements obtenus permirent de bien préjuger de l'avenir des méthodes préconisées. Cependant, on se rendait compte qu'avant de pouvoir faire les projets définitifs d'installations susceptibles de traiter des tonnages très importants et d'établir toutes les données économiques, il faudrait encore faire des expériences à plus grande échelle dans une installation ayant déjà un caractère industriel; il fallait en effet définir les meilleurs types et les dimensions du matériel à adopter pour une technique encore jeune et pour des minerais différents des minerais américains. Dans l'état où se trouvait le pays durant la première guerre mondiale, une telle installation était irréalisable. D'autre part, des calculs préliminaires indiquaient que les capitaux à investir pour employer en grand le procédé électrolytique (usine très spéciale, usine pour la fabrication de l'acide sulfurique, captage et équipement des chutes d'eau, transport d'énergie) seraient si importants qu'il était prudent d'attendre pour juger comment se présenteraient les problèmes financiers après la guerre. Ces considérations incitaient à prendre le temps de réfléchir longuement. La construction de l'usine semi-industrielle, décidée en principe, fut ajournée.

Dans l'intervalle, les fours à water-jackets, dont le nombre avait été accru pendant les premières années de

la guerre, continuèrent seuls à servir à la fabrication. La production s'étant développée, le problème de leur alimentation en matériaux riches allait devenir difficile si des mesures n'étaient pas prises à bref délai. La connaissance plus complète des gisements venait en outre de renforcer la conviction que la Société allait prendre rapidement un très grand essor et qu'on devrait s'outiller pour faire des productions plus importantes. Le procédé électrolytique n'étant pas définitivement au point pour les minerais envisagés, l'élaboration des projets et leur exécution nécessiteraient encore plusieurs années de travail. Enfin, les projets prévoyaient l'équipement des Chutes Cornet, sur la Lufira, et comme on concevait les choses à ce moment, ces chutes n'étaient pas suffisamment puissantes pour donner toute l'énergie nécessaire à la fabrication électrolytique du tonnage de cuivre que l'Union Minière pourrait réaliser. Pour ce tonnage, il eût fallu capter les chutes de N'Zilo, sur le Lualaba, beaucoup plus éloignées des gisements à exploiter en premier lieu et trop distantes des chemins de fer existant alors. Le procédé de fusion amélioré devrait donc continuer longtemps encore à participer au programme de production envisagé. Pour ces motifs, on décida, au début de 1919, l'érection, plus rapidement faisable et moins coûteuse, d'un grand concentrateur qui emploierait les méthodes imparfaites du lavage par gravité et aurait pour but de traiter des minerais à teneur moyenne, afin de donner des concentrés à la fonderie; les tailings trop riches en cuivre seraient mis en réserve et traités plus tard par le procédé électrolytique. Ce concentrateur fut construit à 150 km d'Élisabethville, près de la localité de Likasi, dénommée depuis Jadotville, et à peu de distance de la rivière Panda, où l'on disposait des quantités d'eau nécessaires. Sa capacité de traitement est de 3.000 tonnes de minerais par jour; il fut mis en service en juillet 1921. Dans les années suivantes les méthodes initiales de con-

centration y furent perfectionnées, puis complétées par l'adoption d'un nouveau procédé de concentration par flottage des minéraux cuprifères restant dans les tailings des appareils de lavage. Réalisée durant les années de 1925 à 1928, d'après des résultats d'essais commencés en 1923, cette adjonction constitua un progrès considérable. Après les appareils de flottation, les rejets ne tiennent plus qu'environ 1,5 % de cuivre et le rendement total de la concentration est porté à 85 %, taux élevé pour ces minerais oxydés, beaucoup moins aptes au flottage que les sulfurés. La technique utilisée au concentrateur de la Panda est tout à fait particulière aux minerais et conditions du district minier et constitue un cas unique.

Tout imparfaite qu'elle apparut en 1919, la décision de construire ce concentrateur avait donc été sage. Non seulement elle permit de continuer et d'augmenter avantageusement les opérations de fusion, mais en outre, comme nous le montrerons plus loin, il en découla bien plus tard d'heureuses répercussions sur l'application du traitement électrolytique.

Car entretemps les intentions concernant le nouveau procédé n'avaient pas été abandonnées. L'installation semi-industrielle pour la poursuite des expériences fut construite pour une capacité de 60 tonnes de minerais par jour; elle fut mise en service à la fin de l'année 1921. Les connaissances qui y furent acquises permirent de faire des projets, dont la réalisation fut décidée en 1925 et la construction achevée en 1929. L'usine est bâtie au lieu dit Shituru, à quelques kilomètres du concentrateur de la Panda. Avant d'exposer en quoi consiste cette importante installation métallurgique, nous signalons qu'elle nécessita pour son alimentation en énergie électrique la construction d'une centrale hydroélectrique aux Chutes Cornet et d'une ligne de transport de force à haute tension de 73 km. La Société des Forces Hydroélectriques du Katanga (Sogefor) exécuta ces travaux au sujet desquels

notre collègue M. R. Bette a présenté un mémoire complet à l'Institut Royal Colonial (voir *Bulletin*, t. II, 1931-1933). A l'origine, cette centrale pouvait distribuer une puissance de 30.000 kW. aux centres de consommation; elle fut agrandie en 1938, pour être portée à 53.000 kW. de puissance (voir *Mémoires de l'Institut Royal Colonial*, t. III, fasc. 2, par M. R. Bette). L'approvisionnement en acide sulfurique devant être assuré par une fabrication sur place, une usine spéciale fut construite aux abords de l'usine électrolytique par la Société Générale Industrielle et Chimique du Katanga (Sogechim).

### III. — METHODES ET DESCRIPTION SOMMAIRE DE L'USINE DE SHITURU. — RESULTATS.

L'usine électrolytique fut construite pour traiter 1.500 tonnes par jour de minerais bruts à 6-9 % de cuivre, teneurs que pouvaient facilement donner les mines de la région. La production annuelle prévue était de 30.000 tonnes de cuivre électrolytique. Le procédé employé consiste simplement à dissoudre le cuivre dans l'acide sulfurique dilué et à extraire ce métal par électrolyse des solutions obtenues. Pour cela diverses opérations sont nécessaires. Voici les différentes étapes : 1° broyage grossier et homogénéisation des lots de minerais; 2° séchage des minerais broyés; 3° mouture des minerais séchés; 4° lixiviation par des solutions sulfuriques; 5° purification des solutions; 6° séparation et lavage des rejets; 7° clarification des solutions; 8° électrolyse donnant des cathodes de cuivre; 9° fusion des cathodes pour mettre le métal sous les formes marchandes. Nous allons indiquer quels sont les systèmes et les machineries qui ont été adoptés pour remplir les conditions indispensables à la réussite et à l'économie.

Auparavant nous devons signaler une différence très importante entre les minerais du Katanga et ceux qui

sont traités dans les usines américaines employant une méthode de lixiviation. Même lorsqu'on a affaire à des minerais poreux, tous les systèmes de lixiviation rapides exigent que les minerais soient préalablement broyés, afin de multiplier les surfaces présentées à l'attaque par l'acide. Les minerais américains sont relativement poreux et ne contiennent guère de slimes primaires; ils sont relativement durs, de sorte que leur broyage ne donne pas de slimes secondaires. Avec de tels caractères, on a pu pratiquer la lixiviation par le système simple de la percolation. Ce système n'impose pas un broyage fin, et même il l'exclut, car la percolation s'arrêterait fatalement dans les tanks où l'on fait cette opération si des particules fines remplissaient les espaces laissés par les plus grosses. Ces minerais présentent donc de gros avantages à ce point de vue : économie sur le broyage, qui peut rester grossier, économie dans le matériel de lixiviation, puisque le tank de percolation est bien l'appareil le plus simple; enfin, lorsqu'elle est faite avec soin, la percolation permet souvent d'obtenir des solutions suffisamment claires pour l'électrolyse. Au Katanga, on s'est trouvé dans un cas bien différent. Les minerais se présentent sous forme de dimensions très variables, allant de celles des poussières à celles de blocs d'un demi-mètre cube; les quantités de poussières et de slimes primaires à caractère plus ou moins colloïdal sont parfois très grandes. Suivant les mines et les couches dont ils proviennent, les minéraux cuprifères sont disséminés dans les gangues en multiples veinules, en petits grains isolés, parfois même ils imprègnent la masse de façon très intime. Les essais avaient rapidement prouvé qu'avec ces minerais il ne serait pas possible d'obtenir une circulation normale dans les tanks de percolation ayant une profondeur pratique; la circulation y serait extrêmement lente et l'extraction du cuivre dans la masse en lessivage serait irrégulière. Dans le but de conserver au moins partiellement les avantages de ce système, on avait songé

à tamiser les produits du broyage, à lixivier par percolation les parties grossières, les fines étant traitées séparément dans des bacs à agitation mécanique. Les essais montrèrent que ce serait peu avantageux; les proportions des deux catégories pouvaient beaucoup varier avec l'origine des minerais, et surtout la complication du matériel pour deux circuits de composition différente eût été très grande. Il fallut donc éliminer le système de percolation et adopter un système unique de lixiviation des minerais préalablement moulus, afin d'obtenir des pulpes agitées mécaniquement.

Avec un tel système, les conditions suivantes doivent être remplies : le calibre des particules doit être assez petit pour qu'on obtienne dans un temps minimum un taux élevé de l'extraction du cuivre des minéraux utiles; cela permet une réduction du volume des coûteux appareils à agitation mécanique. D'autre part, ce calibre ne doit pas être trop petit, car le broyage deviendrait très onéreux et il provoquerait la production de slimes secondaires abondants empêchant d'obtenir des solutions claires après la décantation des pulpes. A ces conditions contradictoires s'ajoutent d'autres considérations touchant le lavage des rejets. Compte tenu de tous ces facteurs et des possibilités qu'offraient les machineries exécutables au moment où l'on faisait les projets, on décida d'adopter un système de broyage donnant avec ces minerais les calibres inférieurs à 20 mailles ( $0^{\text{mm}}833$ ), mais avec le minimum possible de moins 200 mailles ( $0^{\text{mm}}074$ ). On voit que le système adopté pour la lixiviation a quelques analogies avec celui employé dans les usines pratiquant l'extraction de l'or par la cyanuration; par cet aspect, ainsi que par les systèmes que cela entraîne pour la décantation et le lavage des rejets, certaines sections de l'usine de Shituru ressemblent davantage à celles des usines à or qu'à celle des usines à cuivre américaines.

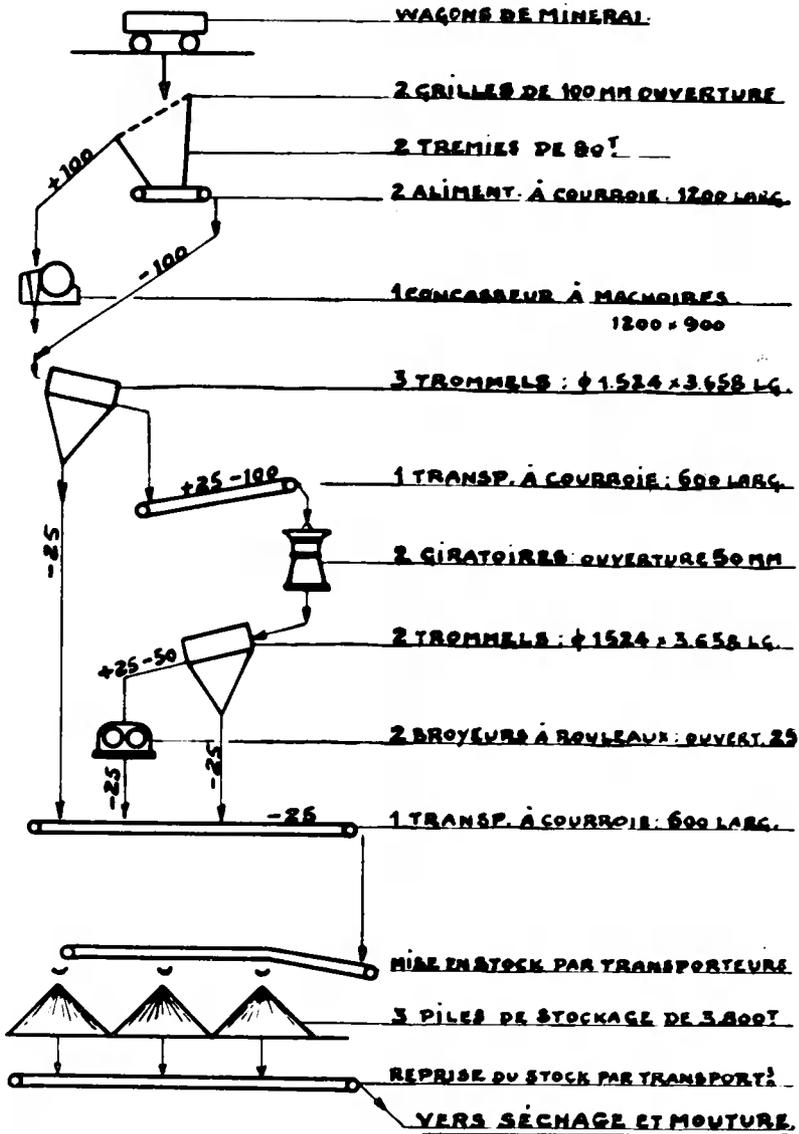
### 1. Broyage et homogénéisation des minerais reçus.

Les installations comprennent une section de broyage primaire, une section de broyage secondaire et 3 aires de stockage à reprise mécanique.

La section du broyage primaire comprend les éléments suivants : deux fortes grilles de 4 pouces d'ouverture sur lesquelles sont déversés les minerais. Les refus passent dans un broyeur à mâchoires de 48" × 36" d'ouverture, actionné par un moteur de 150 chevaux, d'où ils sortent réduits à 4 pouces. Ils passent ensuite dans un trommel de 60" × 12" à perforations de 1 pouce, tournant à 12 tours par minute. Les — 1" sont conduits par de longs transporteurs à courroie sur les aires de stockage dont il sera question; ils évitent donc le passage par le broyage secondaire. Quant aux parties passées sous les grosses grilles de tête, elles tombent dans les deux trémies de 80 m<sup>3</sup> qui alimentent deux trommels identiques au premier. Les — 1" qui en sortent rejoignent ceux du premier trommel pour être conduits avec eux sur les aires de stockage. Tous les — 4" à +1" des trois trommels tombent réunis sur un même convoyeur qui les amène à la section de broyage secondaire. Celle-ci comporte deux broyeurs giratoires de 2" d'ouverture, qui réduisent la matière à — 2". La décharge passe dans deux trommels identiques à ceux du broyage primaire. Leurs refus à +1" sont rebroyés dans deux broyeurs à meules de 54" × 16" pouvant les réduire à — 1". Les tamis des deux trommels et la décharge des broyeurs à meules tombent alors sur le convoyeur à courroie qui a déjà reçu le tamisé des trois trommels du broyage primaire, comme indiqué plus haut. Dans cette division, les appareils sont répartis en deux séries comprenant chacune un giratoire, un trommel, un broyeur à meule; chaque groupement est actionné par un

PL. I.

SCHEMA DES SECTIONS :  
BROYAGE PRIMAIRE, BROYAGE SECONDAIRE ET STOCKAGE.



moteur de 100 chevaux. La planche I représente le schéma de ces installations de broyage et de stockage.

Pour le choix des machines de ces sections de broyage et leurs dispositions, il a dû être tenu compte de ce que les minerais à traiter sont parfois très humides et qu'ils collent facilement aux parois. Les difficultés que cela peut entraîner ont eu également pour conséquence qu'on renonça à mettre en trémies les produits broyés. Avec une consommation journalière de 1.600 tonnes il fallait avoir toujours à l'usine plusieurs milliers de tonnes de minerais pour parer aux irrégularités d'arrivage. Il eût été souvent difficile, en saison des pluies particulièrement, de sortir les minerais du Katanga de trémies de telle capacité. D'autre part, la conduite des opérations d'électrolyse exige la plus grande régularité dans la composition des solutions qui y sont soumises; les variations admissibles ne peuvent être tolérées que si elles se manifestent lentement et progressivement. Cette condition ne pouvait être respectée que si l'alimentation en minerais à traiter variait de la même façon, ce qui ne pouvait être assuré sans disposition spéciale, car plusieurs mines, donnant des minerais différents en composition et tonnage, devaient fournir cette alimentation. Afin de réaliser ces desiderata, on a admis qu'il convenait d'avoir à l'usine un très gros tonnage de minerais de diverses origines et d'en constituer des tas homogènes. Le mélange satisfaisant n'eût pas été réalisable avec les minerais tout venant, par suite de la variété de leur calibre, mais il pouvait l'être après leur broyage.

Le dispositif choisi consiste en trois convoyeurs horizontaux et parallèles, établis à hauteur convenable et munis de déverseurs latéraux mobiles à avance automatique. Chaque convoyeur sert à la formation sur le sol d'un tas allongé de section triangulaire d'un volume correspondant à 3.800 tonnes de minerais. Le tas est formé de minerais broyés qui tombent de façon continue du

déverseur, lequel fait constamment des parcours aller-retour au-dessus de la longueur de l'aire. Il en résulte qu'il est constitué de couches superposées. La composition d'une couche est très sensiblement la même sur toute la longueur, car le temps d'un voyage est restreint; les couches suivantes seront éventuellement de composition différente si le minerai a varié, mais chaque section transversale du tas aura reçu les différentes matières dans les mêmes proportions. Pour le prélèvement en vue du traitement, on reprend donc les minerais par tranches faites suivant la section transversale. Cette reprise se fait à l'aide de machines Messiter, sorte de herse gratteuse inclinée, montée sur chariot mobile, portant un petit convoyeur horizontal. Celui-ci déverse à son tour le minerai enlevé par la herse sur des convoyeurs qui le conduisent à la section de séchage. Un seul tas est constitué à la fois; un de ceux antérieurement constitués est en reprise. Il n'y a que deux machines de reprise pour les trois aires. Cette installation de près de 11.500 tonnes de minerais, soit l'alimentation d'une semaine, est entièrement sous hangar. Elle a donné toute satisfaction. Des appareils peseurs et enregistreurs automatiques Merrick sont placés à l'arrivée et à la sortie du stockage, afin de connaître les tonnages transportés par les convoyeurs.

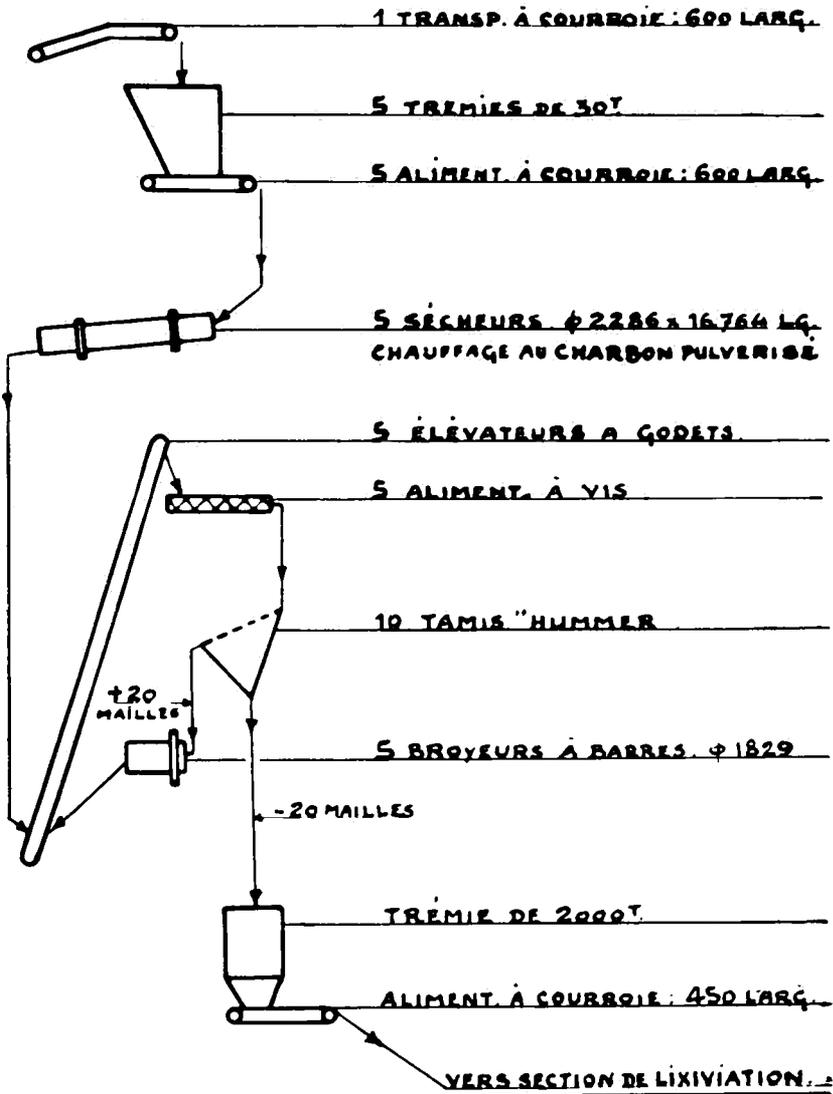
## 2. Séchage des minerais broyés.

D'après ce que nous avons indiqué, le minerai broyé à — 1" doit encore être moulu à — 20 mailles. Cette mouture ne pourrait être faite sur le minerai tel qu'il vient du stockage, car, en raison de son humidité et de son caractère collant, aucun appareil n'y parviendrait. On ne pourrait pas non plus lui ajouter une grande quantité d'eau pour faire la mouture en pulpe, ce qui est très facile avec les broyeurs à boulets, etc., car la lixiviation ultérieure ne peut accepter cette eau. Elle ne peut même pas accepter l'eau que les minerais contiennent à leur arrivée,

qui est l'humidité de carrière plus l'eau des pluies, et atteint de 5 à 12 % suivant les saisons. Pour exposer les raisons qui justifient l'opération de séchage, nous devons ici anticiper et donner des explications relatives à des opérations suivantes.

La lixiviation et l'électrolyse consécutive doivent former un ensemble d'opérations en cycle fermé, puisque le bain sortant de l'électrolyse renferme l'acide régénéré par elle (acide qu'il faut remployer par économie) et qu'en outre il contient encore du cuivre. Le volume de l'ensemble des solutions aux diverses étapes de l'usine doit donc être constant; il ne peut être augmenté. D'autre part, les rejets pulpeux de la lixiviation doivent être lavés, afin de récupérer la solution riche qui les imprègne; ce lavage sera d'autant plus efficace que la quantité d'eau avec laquelle on le fera sera plus grande. Puisqu'on ne peut pas gonfler le volume total en circuit, la quantité maxima d'eau admissible pour le lavage ne pourra jamais dépasser celle correspondant au volume de solution appauvrie par lavage que les rejets évacuent avec eux, majorée des pertes d'eau provoquées par l'évaporation au-dessus de tous les réservoirs de l'usine (cette dernière partie est relativement peu importante et assez constante). Si les minerais alimentés n'étaient pas préalablement séchés, ils apporteraient dans le circuit une quantité d'eau non négligeable : 163 m<sup>3</sup> par jour pour une humidité de 10 %. Cette eau y serait admise au détriment de la quantité d'eau qu'on pourrait introduire pour effectuer le lavage des rejets; celui-ci serait moins poussé, c'est-à-dire que les pertes en cuivre entraîné avec les boues augmenteraient. Les raisons de sécher les minerais étaient donc impérieuses et il fallait faire la mouture à sec (la mouture en pulpe aqueuse avec séchage ultérieur conduirait à une consommation trop grande de combustible). Ce séchage est accompli dans une division comprenant cinq sècheurs rotatifs Ruggles-Cole à double enveloppe de 2<sup>m</sup>30 de diamètre et de 16<sup>m</sup>70

## SCHEMA DES SECTIONS : SECHAGE ET MOUTURE.



de longueur, tournant à 6 tours par minute. Chacun est alimenté par une trémie de 30 tonnes de capacité. Les foyers, primitivement construits pour brûler du bois, ont été aménagés ensuite pour employer du charbon.

### 3. Mouture des minerais séchés.

Les cinq séchoirs correspondent à cinq sections de mouture. La composition de chacune est la suivante :

Un élévateur à godets, suivi d'une vis transporteuse, amène le minerai séché sur deux tamis vibrants type Hummer, à ouverture de 20 mailles. Ces tamis sont inclinés de 30°. Les tamisés (— 20 mailles) tombent directement dans une trémie de 2.000 tonnes qui alimente les sections de lixiviation qui suivent.

Une chute amène les refus des tamis dans un broyeur rotatif à barres de 6" × 12" tournant à 18 tours — moteur synchrone de 150 HP à 375 tours — embrayage magnétique. Ces broyeurs ont un garnissage en acier au manganèse. La charge de barres est de 22 tonnes (acier dur au carbone). La consommation des barres est d'environ 0,240 kg par tonne de minerai; celle de garnissage de 0,100 kg, déchets compris. Le minerai sortant du broyeur est repris par le même élévateur que la décharge du séchoir et va ainsi aux tamis vibrants. La planche II indique le schéma des installations de séchage et de mouture.

Chaque section de mouture est équipée d'une unité de dépoussiérage, comportant un ventilateur et un cyclone suivi d'une chambre d'arrosage. Le dépoussiérage des cages des élévateurs se fait par un exhausteur et un cyclone commun aux cinq sections. Les poussières collectées par les cyclones retournent aux séchoirs, tandis que les boues des chambres d'arrosage sont rejetées.

Ces installations de séchage et de mouture forment un ensemble relativement coûteux. Leur mise au point fut assez délicate à obtenir, et elles conduisent à des dépenses pour entretien assez importantes. Nous donnons, ci-

dessous, un exemple de la composition granulométrique du minerai voulu (cet exemple correspond à la période pour laquelle nous donnerons plus loin les résultats de marche de l'usine) :

+ 35 mailles (+ 0 <sup>mm</sup> 417)	. . . . .	21,45 %
+ 100 mailles (+ 0 <sup>mm</sup> 147)	. . . . .	42,35 %
+ 200 mailles (+ 0 <sup>mm</sup> 074)	. . . . .	52,30 %
		100,00 %

#### 4. Lixiviation par des solutions sulfuriques.

Le rôle de cette section est de préparer la solution de sulfate de cuivre qui sera soumise à l'électrolyse pour obtenir les cathodes de cuivre. Cette solution s'obtient en attaquant les minerais avec celle qui a servi précédemment à l'électrolyse du cuivre. On sait que la séparation du cuivre dans les cellules d'électrolyse est un phénomène qui s'explique de la façon suivante :

Le sulfate de cuivre en solution est partiellement ionisé en ions  $\text{Cu}^{++}$  et  $\text{SO}_4^{--}$ . Le passage du courant électrique entre deux électrodes produit la migration de ces ions vers ces électrodes; le cuivre est déposé à l'état métallique à la cathode, et le radical ( $\text{SO}_4$ ) se transforme à l'anode en acide ( $\text{SO}_3\text{H}^2$ ) par sa combinaison avec l'hydrogène de l'eau qui a été également décomposée en hydrogène et oxygène par le courant. On voit que pour chaque unité de cuivre déposé une quantité d'acide correspondante est régénérée dans la solution. Après le dépôt du cuivre la solution est donc bien plus acide qu'avant; elle peut servir à nouveau pour dissoudre des minerais frais, s'enrichir en cuivre et reprendre le cycle des opérations. Cette réutilisation de la solution d'électrolyse est avantageuse, puisqu'elle diminue la quantité d'acide qu'il faut employer pour le traitement. Et d'autant plus que l'acide régénéré n'est pas le seul présent; la solution contient aussi un

supplément d'acide qu'il a fallu admettre dans la solution avant son électrolyse, pour des raisons de conductibilité électrique de l'électrolyte.

Une autre raison du remplissage de la solution retour d'électrolyse est qu'elle contient encore beaucoup de sulfate de cuivre non décomposé. On ne pourrait électrolyser tout le cuivre de la solution amenée aux cellules, car au fur et à mesure que le cuivre y est déposé, c'est-à-dire à mesure que la teneur en cuivre diminue, le rendement du courant électrique s'abaisse rapidement et, simultanément aussi, la production de métal pour une surface donnée d'électrode. Enfin, dans certaines circonstances, la qualité du métal des cathodes formées est mal influencée par l'abaissement de teneur en cuivre du bain. Pour rester dans des limites acceptables de dépenses en courant, en frais de construction, etc. on est donc obligé de ne pas pousser l'électrolyse au-dessous d'une certaine teneur en cuivre. En pratique, la limite à laquelle il convient de descendre est assez variable, car elle dépend de très nombreux facteurs. En résumé, on peut dire que vers le bas la limite doit tenir compte du rendement de l'énergie électrique, de la qualité du métal et de la surface d'électrodes dont on dispose; vers le haut, elle doit tenir compte des pertes au lavage des rejets de lixiviation (teneurs des solutions entraînées par les rejets et qui dépendent aussi de l'équipement de lavage dont on dispose). Un compromis entre ces conditions est indispensable. Cependant, la limite choisie pourra être modifiée suivant les circonstances momentanées et notamment pour s'adapter à la réalisation des programmes variables de production qu'on désire obtenir dans une usine existante.

La force en acide de la solution retour d'électrolyse est suffisante pour dissoudre le cuivre des minerais du Katanga. Pour fixer les idées, nous dirons que lorsqu'ils sont broyés assez finement on peut en dissoudre de 96 à 97 % du cuivre dans un temps très court avec des solutions

n'ayant pas plus de 25 g d'acide libre par litre, chiffre auquel il ne serait d'ailleurs pas intéressant de descendre pour des considérations en rapport avec l'électrolyse.

Cette faible acidité provient de ce que les minéraux cuprifères y sont, en majorité, la malachite et l'azurite (carbonates basiques hydratés de cuivre), du chrysocolle et autres silicates de cuivre facilement décomposables, un peu de cuprite et très peu de sulfures plus difficilement attaquables. Les résidus d'attaque parfaitement lavés ne contiennent sous forme insoluble que 0,3 à 0,5 % de Cu, qui est presque entièrement à l'état de sulfures réfractaires.

La régénération d'acide par l'électrolyse n'est toutefois pas suffisante aux besoins du procédé. Il y a en effet deux sources de perte d'acide.

La première, dite la perte chimique, provient de la solubilité partielle des gangues. Celles-ci sont des grès, des quartzites et des schistes argilo-talqueux qu'accompagnent parfois des dolomies impures, et un peu d'oxydes de fer, de manganèse et de cobalt. Sauf dans le cas où la dolomie est largement présente, l'attaque de ces gangues est relativement faible par les solutions peu acides. Il en résulte néanmoins une neutralisation par les gangues qui est de l'ordre de 25 à 50 kg d'acide par tonne de minerais. Cette quantité d'acide est transformée en sulfates d'alumine, de chaux, de magnésie, de manganèse, de cobalt et de fer, et elle n'est pas récupérable à l'électrolyse; elle constitue une perte qu'il faut compenser par des additions d'acide frais. La seconde source de perte, dite perte mécanique, est celle correspondant au radical  $\text{SO}_4$  du sulfate de cuivre et à l'acide libre encore contenu dans la solution faible qui accompagne les rejets, car on ne saurait laver ceux-ci à fond.

Les sulfures de fer ou de zinc avec lesquels on fabrique généralement l'acide sulfurique n'étaient pas connus dans la région. Il fallait se résoudre à importer soit de tels

sulfures, soit du soufre natif. En raison des frais élevés du transport, le soufre était le plus avantageux. Néanmoins avec lui, l'acide sulfurique ne pouvait qu'être coûteux. Pour l'économie du procédé il était donc avantageux de réduire autant que possible les pertes en acide. La perte chimique ne pouvait être réduite qu'en excluant de l'alimentation les minerais trop dolomitiques; la perte mécanique devait être limitée en adoptant un système de lavage des rejets aussi efficace que possible, sans qu'il conduisît à des dépenses d'installation trop élevées. (La façon dont a été réalisée cette condition est indiquée plus loin.)

Dans les tableaux annexés, on trouvera des exemples des variations de la teneur en cuivre des solutions d'électrolyse qui ont été nécessaires à l'usine de Shituru pour la réalisation de différents programmes de production, en tenant compte des répercussions économiques de ces variations aux diverses étapes des opérations. On y trouvera aussi les résultats des consommations d'acide qui servirent à compenser les pertes.

Avant de poursuivre la description du matériel de l'usine nous signalons une fois pour toutes que les solutions à manipuler à partir de la section de lixiviation sont particulièrement corrosives pour les matériaux de construction. Les essais avaient montré qu'elles sont beaucoup plus actives que celles rencontrées dans les raffineries électrolytiques à cuivre. Les pièces en cuivre ou en bronze divers, par exemple, ne résistent pas. L'absence de chlorures et de nitrates aurait pu laisser espérer le contraire, vu que les teneurs en fer ferrique ne sont pas particulièrement fortes. Les matériaux tolérables pour les parties en contact avec les solutions sont le plomb, antimonieux pour certaines pièces, le caoutchouc, les asphaltes, les matières céramiques et les verres, certains bois et des alliages ferreux de la série nickel-chrome ou des siliciures.

D'après les résultats des essais qui avaient été exécutés à l'usine expérimentale pour faire la lixiviation en milieu turbulent, on a adopté pour l'usine de Shituru les tanks à agitation pneumatique du modèle dit « Pachuca », bien connu dans la métallurgie de l'or, de préférence aux cuves à agitateurs mécaniques. La division comporte 5 sections de 4 pachucas chacune. Les appareils ont 3<sup>m</sup>35 de diamètre et 8<sup>m</sup>20 de hauteur. Ils sont en tôle d'acier recouverte de feuilles de plomb, mais la cheminée centrale est en bois. Dans une section les pulpes circulent en série dans les 4 appareils. L'alimentation en minerais se fait par l'intermédiaire de 5 transporteurs à vis partant de la trémie de 2.000 tonnes à minerai moulu et suivis chacun d'un petit convoyeur passant sur une bascule enregistreuse Merrick. La solution pour l'attaque arrive par l'intermédiaire d'une boîte de mélange. L'alimentation et la circulation dans les pachucas sont continues; le traitement intermittent par lots, quoique contrôlable avec plus de précision, eût nécessité des complications d'installation, surtout dans la suite du processus.

L'air comprimé nécessaire au fonctionnement des pachucas est fourni par trois compresseurs de 125 m<sup>3</sup> par minute, pouvant donner 3,5 kg de pression; ils sont installés dans la sous-station d'électricité. (Ils servent aussi à tous les autres besoins de l'usine et notamment à ceux de la fonderie des cathodes.)

La pulpe sortant des pachucas est composée d'une solution encore acide et des résidus de minerai. Ceux-ci doivent être séparés. C'est le rôle des opérations de décantation et de lavage que nous pourrions exposer maintenant. Cependant, la solution acide n'a pas la composition chimique convenant aux meilleures conditions dans lesquelles l'électrolyse peut s'accomplir avantageusement. Il faut modifier cette composition par une opération dite de « purification ». Celle-ci donne un autre résidu dont une partie devra être retraitée parce que trop riche en

cuivre. Son élimination ultérieure se faisant par un système analogue à celui employé pour les résidus de la lixiviation acide, il est préférable de dire tout d'abord en quoi consiste cette opération de purification.

### 5. Purification des solutions acides.

En principe, l'électrolyse du sulfate de cuivre est facile. Il faut cependant que la solution ne contienne pas de corps très nocifs tels que les nitrates, les chlorures et certains métaux. L'élimination de ceux-ci entraîne parfois de sérieuses complications; le cas s'est présenté avec certains minerais américains. Les minerais oxydés du Katanga ne donnent pas ces corps dans les solutions. Une purification de celles-ci est cependant nécessaire, car l'attaque des gangues donne des sulfates de métaux présentant plusieurs degrés d'oxydation, tels le fer, le manganèse, le cobalt. Ils sont alternativement réduits à la cathode et oxydés à l'anode, ce qui entraîne la diminution du rendement de courant. En pratique, ce sont les sulfates de fer qui ont le plus d'influence, principalement le sulfate ferrique, car même sans l'influence du courant électrique, il corrode le cuivre déposé. Le sulfate ferreux serait moins dangereux s'il ne se transformait pas aussi facilement en ferrique à l'anode; il pourrait même être utile à certains points de vue en adoptant des dispositions qui sont assez compliquées.

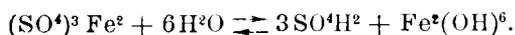
La solubilité du fer des minerais du Katanga n'est pas très élevée. Elle est beaucoup moindre que celle des minerais d'Ajo, par exemple. Cependant, comme le procédé de Shituru est cyclique, on comprend que les petites quantités de fer dissoutes à chaque cycle finiraient, en s'accumulant, par élever la teneur en fer au-dessus de la quantité souhaitable pour une électrolyse économique. En effet, sans un moyen spécial, le seul exutoire des sels de fer serait l'entraînement par la solution qui imprègne les rejets. Or, par cette voie l'élimination ne pourrait être

que faible, car afin de réduire les pertes en cuivre on doit laver ces rejets, ce qui diminue aussi la teneur en fer des solutions entraînées. On a donc été conduit à faire à Shituru, comme ailleurs, une opération de purification, mais elle ne vise que le fer.

Le principe sur lequel on s'est basé est le suivant : En neutralisant une solution acide, on peut amener cette acidité au point où l'hydrolyse du sel se produit. On sait que l'hydrolyse est le phénomène par lequel un sel se combine avec l'eau et se décompose en son acide et en l'hydrate de son métal. Pour un sel du radical acide A et du métal B, on a



Pour le sulfate ferrique, par exemple, on a



Nous n'entrerons pas dans les détails physico-chimiques à ce sujet. Il suffira de rappeler que la précipitation de l'hydrate se produit lorsque le potentiel d'hydrogène de la solution atteint un certain degré qui est variable avec la nature du sel. En réglant ce pH on peut donc provoquer l'hydrolyse des sels des métaux dont on veut se débarrasser, tout en ne modifiant pas les sels des métaux qu'on désire conserver, si pour ceux-ci les pH à partir desquels ils s'hydrolysent sont supérieurs à ceux des premiers. C'est ce qui se présente dans le cas du fer et du cuivre. Pour le cuivre, il faut un pH un peu plus élevé que pour le fer, de sorte qu'en neutralisant progressivement la solution on pourra précipiter de l'hydrate de fer sans toucher au sulfate de cuivre. En fait, les choses ne se passent pas d'une façon aussi parfaite, parce que les deux pH sont assez voisins et que fatalement il en résulte des entraînements. De même, ce ne sont pas exclusivement des hydrates qui précipitent, mais des mélanges d'hydrates et de sulfates basiques faiblement solubles dans le milieu obtenu.

Pour utiliser ce principe au déferrage des solutions on a profité du caractère basique des minerais du Katanga, qui tient à la présence du carbonate basique de cuivre. On ajoute à la solution acide du minerai moulu; cette ajoute est faite avec excès, c'est-à-dire en quantité plus forte que celle qui serait théoriquement nécessaire pour neutraliser l'acidité libre de la solution. Les raisons de cet excès sont : 1° que les solutions devenant progressivement très peu acides, les éléments cuprifères actifs les plus gros du minerai n'entrent pas en jeu dans les réactions; seules les parties très fines y peuvent participer; 2° l'hydrolyse donne de l'acide qu'il faut neutraliser également afin que le pH désirable se maintienne dans le milieu pour que la réaction se continue. Le fait qu'un excès de minerai pouvait servir à la précipitation du fer était connu depuis longtemps des métallurgistes; mais les pertes de cuivre dans l'excès et la redissolution du précipité dans les étapes subséquentes de leurs procédés leur avaient fait repousser ce moyen de déferrage.

A Shituru, le premier inconvénient a été éliminé par une classification des résidus de l'opération et l'envoi de leurs sables riches en cuivre dans le circuit des pachucas acides dont il été question précédemment et où le cuivre en excès est enfin dissous. Le second inconvénient a été éliminé en envoyant les pulpes désablées, contenant les slimes ferrugineux, dans un circuit de décantation à fer toujours maintenu à neutralité, c'est-à-dire dans un circuit différent de celui qui est employé pour la décantation des pulpes des pachucas acides (voir plus loin).

Tous comme la lixiviation, l'opération de déferrage est faite de façon continue et non pas par cuvées séparées. Il va sans dire que cette continuité demande de l'habileté pour le réglage des débits de solution et de minerai réagissants. Mais comme il n'est pas indispensable de déferrer à fond, une certaine latitude est permise et il était préférable de ne pas perdre les avantages de la continuité

adoptée dans les autres sections de l'usine. L'opération se fait dans une section dite « section neutre ». On n'y déferre pas tout le volume des solutions acide obtenues à la lixiviation, puis clarifiées comme nous l'indiquerons plus loin. Puisque l'électrolyse tolère un peu de sulfates de fer dans le circuit général au-dessous d'une teneur n'entraînant pas des conséquences économiques fâcheuses. Pour cela il suffit de déferre une fraction des solutions, soit un dixième environ. Cette proportion est d'ailleurs très variable avec le caractère plus ou moins ferrugineux des minerais reçus et avec les sacrifices en courant qu'on peut consentir à l'électrolyse, etc. Cette question est souvent liée au programme de production.

Durant les périodes où l'on travaille à allure réduite on peut même arrêter le déferrage pendant quelques jours, quitte à utiliser plus de courant, puisqu'on en dispose très largement dans ces moments. Dans ce cas on économise du minerai, car, comme on le conçoit, les résidus slimeux de la section neutre sortent plus riches en cuivre que ceux sortant de la section acide; de plus leur lavage étant très difficile, le rendement des minerais à la section neutre est moindre qu'à l'autre. Or le tonnage de minerais nécessaire pour la purification est de 15 à 20 % du total des minerais traités. On économise également de l'acide, puisque les pertes au lavage sont plus petites.

La section neutre est installée à côté de la section acide. Elle est composée de 2 rangées de 4 pachucas (au lieu de 5); ils sont un peu plus hauts que ceux de l'autre section (hauteur 10<sup>m</sup>90, diamètre 3<sup>m</sup>35) et sont alimentés par des mécanismes semblables. Dans une rangée les pulpes circulent aussi en série.

Dans les tableaux annexés on observera les modifications de composition des solutions que donne cette opération de déferrage. On remarque que les éliminations ne portent pas seulement sur le fer, mais aussi sur l'alumine et l'acide phosphorique. L'origine de ce dernier est la

présence dans les minerais de petites quantités de pseudo-malachite et de libéthénite (phosphates de cuivre). Les phosphates de fer et d'alumine étant très facilement hydrolysables, il y a lieu de penser que cette présence contribue sensiblement aux bons résultats qui sont obtenus.

Les inconvénients de cette méthode de déferrage sont que la décantation des pulpes de la section neutre et la clarification des solutions obtenues sont très difficiles et que cela a des répercussions non seulement sur le lavage des résidus, mais aussi sur la qualité des cathodes — points dont il sera question plus loin. Toutefois les méthodes qui sont employées ailleurs eussent présenté d'autres désavantages ou eussent été trop coûteuses à utiliser au Katanga. Un moyen de réduire une partie des inconvénients de la méthode de Shituru est d'utiliser comme matière de neutralisation des minerais différents de ceux traités à la section acide, des minerais riches en cuivre, par exemple, ou même des concentrés de cuivre; mais, naturellement, cela ne modifie pas la quantité du précipité de fer et, par suite, les aptitudes des boues à la décantation et au lavage sont peu améliorées.

#### **6 et 7. Séparation et lavage des résidus. Clarification.**

Il s'agit de séparer les résidus solides et les solutions des deux espèces de pulpes qui sortent de façon continue des sections acide et neutre, et de laver ces résidus humides pour qu'ils n'entraînent avec eux que le moins de cuivre et d'acide possible. Pour faire cette séparation on pouvait songer à opérer soit par filtrage mécanique, soit par décantation de ces pulpes. La filtration aurait eu pour avantage de conduire à des immobilisations moins coûteuses et aussi à un lavage plus complet que la décantation, si le caractère des pulpes l'avait permis; car, même avec des pulpes très difficiles, la teneur en liquide des gâteaux de filtrage dépasse rarement 25 %. Malheureusement

ment les essais exécutés à l'usine expérimentale avaient montré rapidement que cet espoir était vain, ce qui est dû au caractère argileux des résidus du minerai et aux propriétés colloïdales des précipités ferrugineux. Différents types de filtres furent envisagés, aucun ne réunit toutes les conditions voulues. Il fallut donc adopter le système par décantation (gravité) avec lavage des dépôts par contre-courant, selon le principe bien connu.

Cette séparation des résidus est un problème important au double point de vue du matériel à employer et des pertes en cuivre et en acide. On est en présence de sables fins se déposant rapidement et de boues ou slimes dont la séparation par gravité est, au contraire, lente. Il faut donc deux types d'appareils placés en série : les classificateurs, puis les décanteurs proprement dits. Les premiers permettent d'éliminer les plus grosses particules de la pulpe, pratiquement tout le refus au tamis de 180 mailles. Vouloir séparer des boues plus fines dans des classificateurs entraînerait à des dimensions d'appareils de réalisation non économique. On peut évidemment faire varier la grosseur des résidus rejetés par les classificateurs en modifiant les conditions de travail de ceux-ci (vitesse des mécanismes, quantités horaires alimentées, etc.); en pratique, on s'efforcera d'éliminer le plus possible de solides par ces appareils. Ils donnent en effet une décharge plus épaisse ( $\pm 25$  % de solution en poids) que les décanteurs ( $\pm 50$  %), et de ce fait, le lavage par contre-courant y est beaucoup plus efficace qu'avec les décanteurs. D'autre part, il faut éviter l'arrivée de sables dans les décanteurs qui suivent, où leur présence provoquerait rapidement les calages du mécanisme des rateaux et l'obstruction des tuyauteries. Ajoutons enfin que le lavage à contre-courant est limité dans son efficacité par deux facteurs : la quantité d'eau qu'on peut ajouter en queue et la dilution des pulpes passant d'un appareil à l'autre; ceci est important surtout pour les décanteurs-laveurs, puisque la dilution

y est plus grande. On voit donc que pour avoir la meilleure efficacité de l'ensemble il faut réaliser une répartition des matières solides appropriée aux possibilités respectives des deux genres de machines. Lorsqu'on fit les projets de l'usine de Shituru il apparaissait que les types de machines qui rempliraient le mieux les conditions étaient les classificateurs à rateaux de Dorr et les décanteurs à rateaux du même nom; ils sont trop connus pour qu'il soit besoin de les décrire ici.

On a vu dans les paragraphes qui précèdent qu'il y a deux sortes de pulpes à traiter. Elles doivent l'être séparément, car il est évident qu'en les réunissant, l'acide libre de la pulpe acide redissoudrait le précipité ferrugineux de la pulpe neutre, détruisant ainsi le résultat du déferage partiel. Il y a donc deux sections de classification : décantation, lavage; elles sont de capacités différentes, puisque les quantités à traiter n'y sont pas les mêmes et qu'en outre leurs caractères de décantabilité ne sont pas identiques. Les deux pulpes ne présentent guère de différences pour la classification, mais il en est tout autrement pour la décantation et le lavage. La pulpe acide décante relativement bien; par contre, la pulpe neutre le fait beaucoup plus mal. Nous ne pouvons entrer ici dans les détails des causes ni des recherches faites pour améliorer ces faits; on verra plus loin, à propos des résultats, à quoi ces différences conduisent.

En partant de la composition des solutions, du taux de dilution des pulpes épaissies, du but à atteindre par le lavage (rendement en cuivre), on a calculé que 3 lavages successifs à contre-courant seraient suffisants. Le coefficient de lavage obtenu (rapport des teneurs des solutions à l'entrée et à la sortie) varierait alors de 3 à 4 — suivant les volumes mis en jeu, la densité des pulpes, leur fluidité, etc. Certes, les pertes de cuivre par les solutions diluées entraînées resteraient assez importantes encore malgré ces trois lavages; on pourrait donc penser qu'il y

aurait eu intérêt à pousser le lavage plus loin. (En pratique ces pertes ont atteint 10 à 12 % du cuivre total du minerai, ce qui fait que malgré un taux d'extraction à la lixiviation de 96 à 97 % on n'obtient qu'un rendement total de 84-85 %.)

Malheureusement, d'autres considérations intervenaient. Comme nous l'avons indiqué à propos du séchage, la quantité d'eau fraîche admissible dans le circuit est strictement limitée; la récupération ne pourrait être améliorée que par un quatrième lavage à contre-courant. Or, non seulement les appareils sont assez coûteux, mais ce quatrième passage présenterait un assez grave inconvénient. En retenant, dans un but économique, plus de cuivre et d'acide dans le circuit, on y retiendrait également plus des autres sulfates qui ont été formés à la lixiviation (sulfate de Ca, Mg, Mn, Co). Or ces sulfates dissous ne peuvent sortir du circuit que par les solutions faibles entraînées avec les rejets solides. Au bout d'un certain nombre de cycles il se produit toujours un équilibre entre les apports nouveaux de ces sels et les évacuations par les solutions entraînées, équilibre qui fixe les teneurs en sulfates dans le circuit. Mais ces teneurs seront d'autant plus élevées qu'on aura augmenté davantage le coefficient de lavage. Il arriverait même qu'avec un coefficient très élevé les sulfates retenus amèneraient la solution à être saturée de ces sels, circonstance qui serait inacceptable (cristallisation dans les bacs et tuyauteries). Même avant d'atteindre ce point, des teneurs trop élevées donneraient des solutions très denses avec lesquelles la décantation et la clarification, déjà si difficiles, deviendraient encore plus mauvaises. On voit donc qu'on fut obligé de limiter les lavages, quitte à examiner si le cuivre perdu ne pourrait être récupéré par un procédé auxiliaire.

Dans le traitement des minerais bruts et avec l'équipement de l'usine l'équilibre des sels entrants et sortants a déjà porté à 1,25-1,30 la densité des solutions. Compte

tenu du fait que la majorité des solutions sont acides (ce qui est défavorable à la floculation des slimes), il est naturel que la décantation des pulpes et surtout la clarification des solutions ne peuvent être aussi bonnes que si l'on était en milieu exclusivement aqueux.

L'installation a été réalisée comme suit :

a) *Pour les pulpes acides.* — A chaque rangée (5) des pachucas acides fait suite un classificateur Dorr à bol, dans lequel arrive la pulpe sortant du pachuca. Cet appareil élimine les sables, qui passent dans un autre classificateur Dorr, plus long, à trois ponts de lavage arrangés à contre-courant. Une partie de l'eau de lavage est introduite dans le dernier, dont la décharge constitue les sables pouvant alors être rejetés. L'eau cuivreuse du lavage arrive dans le bol du premier appareil, où elle se mélange avec la pulpe désablée, qui est conduite par chenal à un décanteur circulaire, type Dorr de 21<sup>m</sup>30 de diamètre et 1<sup>m</sup>60 de profondeur, situé à un niveau assez bas. Il remplit la fonction de décanteur primaire. Les boues décantées obtenues passent ensuite successivement dans trois autres décanteurs de même diamètre, situés à des niveaux supérieurs, servant de laveurs primaire, secondaire et tertiaire. Le reste de l'eau de lavage tolérable est introduite dans le dernier.

Par des pompes à diaphragme les boues épaissies du décanteur primaire passent dans le premier laveur, puis dans le second et dans le troisième, d'où elles sont enfin rejetées.

Quant au débordé du troisième laveur, il passe par gravité dans le deuxième, celui du deuxième dans le premier et celui du premier arrive dans le décanteur primaire du bas. Le débordé de cet appareil est conduit par chenal dans deux tanks de stockage de 21<sup>m</sup>30 de diamètre qui sont communs aux cinq sections acides et aussi à la rangée

neutre dont il va être question. Ces débordés constitueront l'alimentation de la salle d'électrolyse.

b) *Pour les pulpes neutres.* — Pour les deux rangées de pachucas neutres il n'y a qu'un seul classificateur Dorr, car ces deux rangées ne reçoivent pas plus de minerais qu'une des rangées acides. Il est vrai cependant que ce classificateur unique est un peu plus large que les autres. Il n'est pas suivi de classificateur-laveur. Cela n'était pas nécessaire, car, ainsi que nous l'avons indiqué précédemment, les sables de la section neutre ne sont pas suffisamment épuisés de leur cuivre par le traitement neutralisant qui est fait à la section de déferrage; ils doivent être retraités à la section acide. Dans ces conditions il n'importe pas qu'ils soient lavés avant d'être envoyés dans les pachucas acides. La décharge du classificateur tombe donc directement dans une des rangées acides voisines dont le régime doit être réglé en conséquence. (C'est aussi la raison pour laquelle la section neutre est située à un niveau légèrement plus élevé que les autres et que ses pachucas ont plus de hauteur.)

La pulpe neutre désablée est conduite à une rangée de décantation-lavage identique à celles employées pour les pulpes acides. Cependant, en raison des caractéristiques plus mauvaises de la pulpe neutre, le débordé du décantateur primaire y est beaucoup plus sale. Avant de l'envoyer dans les tanks de stockage on le fait passer par un décantateur Dorr supplémentaire qui fait fonction de clarificateur.

La planche III représente le schéma des installations de décantation et de lavage ainsi que celui des pachucas de lixiviation. La planche IV montre une coupe de ces installations.

Les chiffres figurant dans les tableaux permettent de se rendre compte des résultats de lavage qui ont été obtenus.

nus avec l'équipement qui vient d'être décrit brièvement. En ce qui concerne l'élimination des solides nous devons donner des informations à part.

La production de bonnes cathodes exige que les solutions soumises à l'électrolyse soient aussi dépouillées que possible de solides en suspension. Or, en raison de la composition minéralogique des minerais du Katanga et du caractère des pulpes qui en résulte, ce desiderata n'est pas facile à réaliser. En fait les solutions sortant des décanteurs tiennent encore trop de solides.

Voici des exemples :

Solution de la section acide : 2,5-3,20 g par litre.

Solution de la section neutre : 15-30 g par litre.

L'écart entre les deux est révélateur des différences qu'il y a entre les deux pulpes. La clarification complémentaire qui s'opère dans les tanks de stockage modifie peu ces résultats. Le volume de solution neutre étant bien plus petit que celui de la solution acide, leur mélange allant à l'électrolyse ne tient que 2,10 à 3 g de solides. C'est encore trop pour obtenir des cathodes tout à fait satisfaisantes au point de vue de la facilité de leur fusion. Ce point n'avait pas été perdu de vue; mais n'ayant pas trouvé de filtres susceptibles de faire économiquement l'élimination de ces solides résiduels, on avait estimé préférable de consentir à des frais de fusion plus élevés plutôt que d'installer des équipements supplémentaires très coûteux pour des résultats encore incertains. Nous reviendrons plus loin sur les conséquences auxquelles cela a conduit dans l'évolution de l'usine de Shituru.

### 8. Electrolyse des solutions.

La salle d'électrolyse comprend 160 cellules où se fait le dépôt du métal. On sait que les cellules d'électrolyse sont des cuves dans lesquelles plongent des électrodes. Le

courant y est amené par des barres reposant sur le bord des cuves, de telle sorte que les électrodes d'ordre impair, appelées anodes, sont reliées au pôle positif, tandis que celles d'ordre pair, appelées cathodes, sont reliées au pôle négatif de la source d'énergie continue. Cette disposition nécessite évidemment un isolement particulier des électrodes, puisqu'elles sont suspendues à des supports conducteurs reposant sur les barres d'arrivée et de sortie du courant. Le cuivre est libéré sous forme métallique à la cathode, tandis que les ions  $\text{SO}_4$  provenant de la dissociation du sulfate de cuivre régénèrent à l'anode une quantité d'acide équivalente.

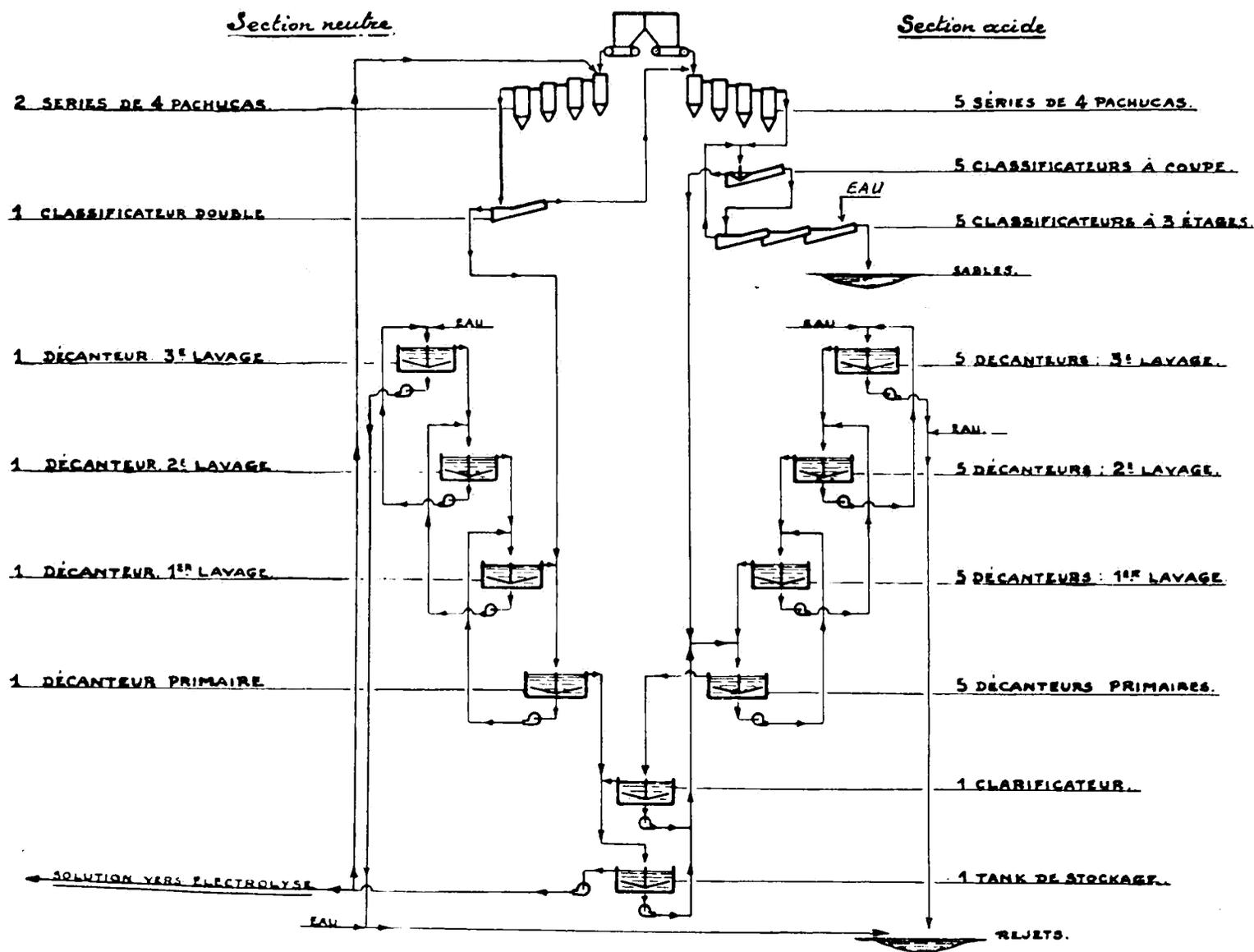
A Shituru, les anodes sont constituées de plaques en plomb antimonieux; elles sont donc insolubles. De sorte que dans ce cas, le cuivre déposé provient de la solution cuivreuse alimentée, et non d'une anode de cuivre brut, comme c'est le cas dans l'opération de raffinage électrolytique.

Les plaques cathodes sur lesquelles se fait le dépôt de cuivre sont de minces feuilles de cuivre, dites feuilles mères. Celles-ci sont également produites dans la salle d'électrolyse, dont 1/10 environ des cuves sont utilisées à cet effet. Il y a ainsi de 145 à 155 cuves réservées à la production commerciale proprement dite. Dans des cuves spéciales, le cuivre qui servira de feuille mère est déposé sur des cathodes d'un type particulier, constituées de plaques de cuivre laminées. Lorsque le dépôt a pris l'épaisseur d'une feuille mince, celle-ci est arrachée de la plaque-support et placée dans les cuves normales, où elle sert de cathode de départ. Bien que ces feuilles de départ puissent s'obtenir en partant des solutions provenant de la lixiviation de minerais, ainsi que cela fut pratiqué au cours des travaux préliminaires dans l'usine d'essai, la fabrication de bonnes feuilles de départ est moins sujette à aléas lorsqu'elles sont obtenues à partir de plaques de cuivre coulé, utilisées comme anodes solubles. Comme l'usine

disposait de fours de fusion de cathodes, c'est la dernière pratique qui a prévalu. Une partie du métal est coulée sous forme d'anodes solubles pour la fabrication de feuilles mères. Néanmoins, quelques années après le démarrage de l'usine, de bonnes feuilles mères ont été couramment obtenues en employant, au lieu d'anodes coulées, les grosses cathodes retirées des cuves de production commerciale.

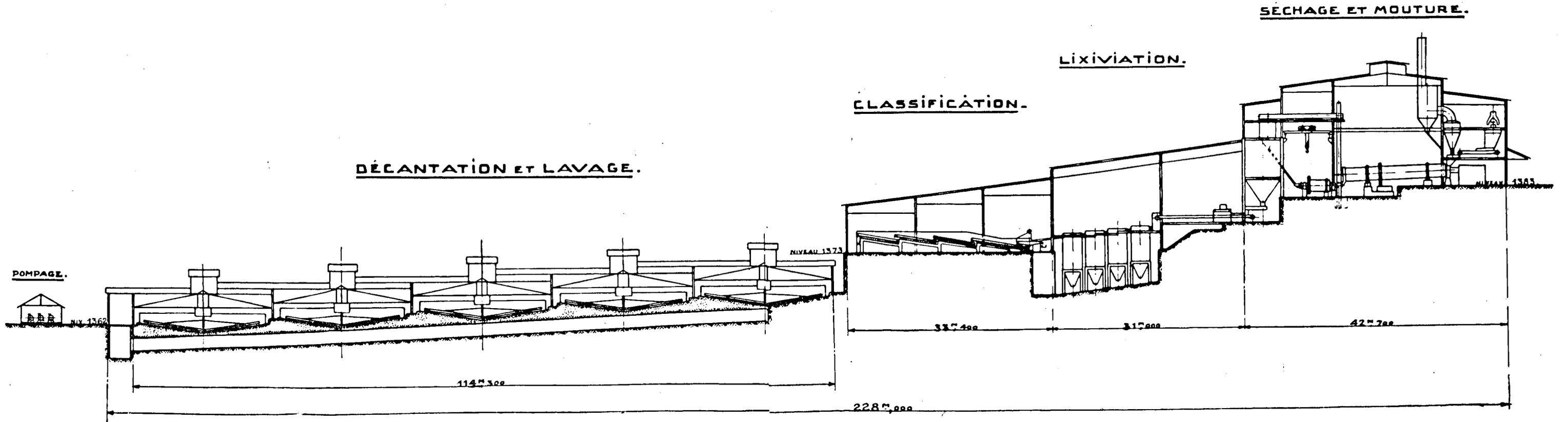
Les cuves de la salle d'électrolyse sont en béton, garnies intérieurement d'un revêtement en mastic d'asphalte. Il convient d'insister ici sur une caractéristique particulière du type de cuve adopté à Shituru. Elles sont beaucoup plus longues que les cuves utilisées dans les usines américaines similaires. Elles ont, en effet, 20 m de long, 1<sup>m</sup>20 de large et 1<sup>m</sup>30 de profondeur; elles sont 3 à 4 fois plus longues que dans les autres installations. Les électrodes, au nombre de 150 anodes et 150 cathodes par cuve, sont disposées en trois groupes de 50 anodes et 50 cathodes en parallèle, ces groupes étant eux-mêmes en série dans le circuit électrique de la cuve. L'adoption de ces longues cellules était une innovation qui passait outre à diverses objections présentées par les spécialistes de cette technique.

On objectait que les longues cuves entraîneraient une hétérogénéité dans la composition de l'électrolyte pendant l'électrolyse. Or, cette composition de l'électrolyte influence les résultats par l'effet de la conductibilité, par le rapport entre les concentrations en cuivre et en acide, tous facteurs sur lesquels nous reviendrons brièvement plus loin. On craignait donc que dans une cuve longue les diverses électrodes fussent soumises à des conditions de travail différentes, de par l'hétérogénéité longitudinale, et qu'une même cathode subirait l'influence de l'hétérogénéité transversale de l'électrolyte. Il en résulterait que les conditions optima ne seraient réalisées qu'en quelques points et qu'on aurait des dépôts irréguliers, des



SCHEMA DES SECTIONS : LIXIVIATION ET DECANTATION.







rendements de courant peu favorables, etc. Dans l'usine d'essai, à laquelle il a été fait allusion, les cuves longues n'avaient présenté aucun de ces effets défavorables. Le fait d'une homogénéité pratiquement satisfaisante a été bien mis en évidence. Il a donné lieu à de multiples explications, dont nous ne citerons que le brassage par l'agitation violente que créent les dégagements inévitables de gaz près des électrodes, ainsi que par la circulation de convection entre la nappe de fond où arrive la solution alimentée et le restant du bain qui est à température plus élevée.

Ces longues cellules présentent des avantages évidents, dont l'un est le coût plus avantageux d'une salle à longues cuves, puisque dans chaque cuve on a groupé un nombre d'électrodes équivalant à celui de 3 cuves plus petites. En outre, la puissance utilisée dans ces longues cuves est plus élevée que dans les unités plus petites; de ce fait, pour une même alimentation, l'épuisement en Cu de la solution est plus prononcé. L'électrolyte, qui a la même composition que la solution épuisée, a donc une acidité uniforme dans toute la cuve, plus élevée en moyenne que si cette même solution avait été épuisée dans 3 cuves plus petites se succédant en série. Il en résulte une bien meilleure conductibilité générale des solutions, une moindre quantité d'énergie transformée en chaleur, donc des solutions à température moins élevée. La circulation, c'est-à-dire le débit de solution alimentée, est beaucoup plus faible que dans les cellules courtes.

Les 160 cellules électrolytiques sont disposées dans la salle d'électrolyse de façon telle qu'elles constituent deux circuits électriques distincts, de 80 cellules mises en série. Comme la tension requise pour un groupe de dépôt est d'environ 2 V à 2,2 V, chaque cellule prend environ 6 V à 6,5 V et l'ensemble d'une section est alimenté sous 480-520 V. Cette tension de 2 V à 2,2 V comprend, en plus de la tension de dissociation du sulfate de cuivre, celle

requis à vaincre la résistance de l'électrolyte, ainsi que les résistances aux contacts des cathodes avec les barres d'amenée de courant, la tension de polarisation aux électrodes, etc. Au point de vue de la dépense d'énergie, il y a donc lieu de chercher à réduire le plus possible ces résistances, en agissant sur la composition de l'électrolyte, sur la nature des électrodes, notamment sur la composition des anodes, et en apportant une attention particulière aux contacts nombreux d'un tel circuit.

La résistance électrique de la cellule dépend de nombreux facteurs, dont l'étude est complexe. Parmi ces facteurs nous citerons en premier lieu l'écartement des électrodes dont l'influence est évidente. Les conditions d'exploitation, telles les manipulations de mise en place et d'enlèvement des cathodes, la nécessité d'éviter des contacts intempestifs après la pose de celles-ci, ont conduit à adopter des écartements de 120 mm d'axe en axe des cathodes. Ultérieurement, de meilleures conditions opératoires dans l'usine ont permis de réaliser un gain appréciable d'énergie en ramenant cet écartement à 110 mm.

La conductibilité de l'électrolyte est également importante. Les teneurs en cuivre et en acide de la solution influencent plus particulièrement la conductibilité de celle-ci. La teneur en cuivre ne peut cependant être relevée hors de certaines limites, puisque la solution quittant les cellules est la solution épuisée qui doit retourner à la lixiviation. Mais l'électrolyse enrichit la solution en acide dans la mesure où elle l'épuise en cuivre, et l'influence de l'acidité est de loin dominante sur celle de la teneur en cuivre. On aurait donc avantage, à ce point de vue, à épuiser le plus possible la solution de son cuivre, mais la concentration en ce métal doit cependant rester telle qu'il n'y ait pas libération d'autres éléments, notamment d'hydrogène, provoquée par une décomposition de l'eau. Si l'on veut utiliser au mieux le courant, il est

normal que celui-ci devra par priorité déposer du cuivre aux électrodes. C'est pourquoi, indépendamment de la conductibilité qui affecte la tension requise, les solutions doivent aussi permettre un bon rendement en cuivre.

Nous venons d'attirer l'attention sur la nécessité d'une concentration minimum en cuivre, mais nous avons aussi signalé la nécessité de devoir maintenir la teneur en fer, notamment celle en fer ferrique, au-dessous d'une certaine limite.

En effet, le cuivre déposé à la cathode est aisément attaqué par le sulfate ferrique qui le remet en solution. Ce fait s'explique par la réaction



Le courant, ayant déposé cette partie de cuivre remise ainsi en solution, aurait donc été utilisé en pure perte pour le but cherché. D'autre part, on voit que le fer ferrique correspondant a été réduit à l'état ferreux. Or, au voisinage de l'anode, le milieu est fortement oxydant et le sulfate ferreux dans ce voisinage est rapidement réoxydé, régénérant ainsi à nouveau du sulfate ferrique allant redissoudre ainsi de façon continue du cuivre déposé. Dans de telles conditions, on se rend compte que l'utilisation du courant peut devenir très mauvaise.

Cette corrosion du cuivre est favorisée par l'élévation de température du bain. Bien qu'elle agisse favorablement sur la conductibilité de la solution, la température ne peut donc être trop élevée lorsqu'il y a du fer dans l'électrolyte. A Shituru, on tient la teneur en fer au-dessous de 6 g/l par l'intervention de la section de purification et la température du bain ne dépasse pas 45°-50° C. Avec des teneurs en fer plus basses, la température peut cependant être légèrement plus élevée.

Nous ne venons de citer que les points les plus élémentaires des influences diverses agissant sur les résultats de

l'électrolyse. En raison de la composition de l'électrolyte, de nombreuses autres influences entrent aussi en jeu, par exemple la teneur en sels divers, tels les sels de manganèse, de cobalt, d'alumine. Mais l'étude de leurs influences combinées relève du domaine délicat du laboratoire; les recherches à cet égard font l'objet d'une abondante littérature fort spécialisée, dont l'ampleur et la complexité peuvent seules faire l'objet de mention.

On trouvera dans les tableaux annexés les compositions de l'électrolyte alimenté à la salle de Shituru. Ces compositions ne sont pas immuables. Leurs éléments sont l'aboutissement normal des mises en solution et de l'élimination d'impuretés, soit par la purification pour Fe, Al et  $P_2O_5$ , soit par entraînement de liquide avec les rejets. Seules les teneurs en cuivre et en acide font l'objet d'adaptations à l'occasion des variations demandées à la production journalière, variations imposées par le plus ou moins grand épuisement en cuivre des solutions et par le fait que la circulation de solution doit rester à un taux raisonnable, afin d'assurer un séjour suffisant à la décantation-clarification. On peut aussi être amené à modifier ces teneurs, soit pour ajuster une conductibilité momentanément déficiente, soit pour combattre une teneur trop élevée en fer ferrique.

A propos de l'électrolyse il nous faut encore signaler un facteur important : c'est celui de la densité du courant électrique employé.

Théoriquement, un ampère-heure dépose un poids déterminé de cuivre de 1,18 g. Mais l'intensité traversant les électrodes ne donne qu'une idée imparfaite de la rapidité avec laquelle croît l'épaisseur du dépôt. Or, cette rapidité joue un rôle sur la formation des grains qui se superposent, s'imbriquent pour constituer un dépôt continu, qu'il est souhaitable d'obtenir aussi compact que possible. Comme la quantité de cuivre déposée est fonction de l'intensité utilisée, on voit que la formation du

dépôt est liée à l'intensité du courant par unité de surface d'électrode, c'est-à-dire de la densité de courant.

La densité de courant adoptée au début à Shituru pour l'électrolyse des solutions provenant de minerais était modérée (environ  $100 \text{ A/m}^2$ ). On se rend compte qu'une densité de courant élevée conduit à une concentration de la chaleur dégagée dans des espaces restreints et que si les solutions contiennent du fer ferrique, le rendement de courant en est affecté. On avait songé à porter remède à cette situation en refroidissant les solutions destinées à l'électrolyse, mais il a été démontré que cela serait peu avantageux, étant donné le coût favorable de l'énergie au Katanga. D'autre part, nous avons signalé que les solutions provenant de l'attaque des minerais n'étaient pas exemptes de boues légères en suspension. Il en résulte que la compacité du dépôt est affectée par les inclusions de solides dans la texture du métal déposé; ce défaut des cathodes serait aggravé par une densité de courant plus élevée, d'autant plus que les corrosions dues à la présence du fer et à l'élévation de température seraient beaucoup accélérées.

Dans les tableaux annexés sont données les caractéristiques opératoires d'ordre électrique du travail des cellules d'électrolyse de Shituru.

La solution provenant de la lixiviation est alimentée dans chaque cellule individuellement, avec un débit d'environ 20 litres par minute. Elles y perdent de 15 à 30 g de cuivre au litre, selon la production à réaliser.

Une partie de l'acide perdu au cours des opérations de lixiviation est remplacée dans le circuit par une addition d'acide frais, en partie dans les cellules qui servent à la fabrication des feuilles mères, où une haute acidité est requise pour l'obtention de bons dépôts minces.

Les anodes de plomb à 6 % d'antimoine se couvrent graduellement d'une couche d'oxydes de manganèse provenant de la solution et d'oxydes de plomb provenant de

l'oxydation anodique. Ce dépôt tend à augmenter la polarisation anodique. On y remédie en grattant les anodes périodiquement, tous les 2 à 4 mois, par exemple. Il n'y a pas intérêt à le faire trop tôt, car une couche peu épaisse est avantageuse, en ce sens qu'elle diminue l'oxydation du fer ferreux en fer ferrique au contact de l'anode. Enfin le passage du courant dans le métal de l'anode modifie à la longue la structure du plomb et la feuille se gondole. Cela, joint à l'usure par l'oxydation, oblige à refondre les anodes au bout de 2 ou 3 ans.

Les cathodes produites pèsent en moyenne 45 kg. La durée de décomposition est variable, puisqu'elle est fonction de la densité de courant utilisée. Dans le traitement des solutions de minerais bruts elle est de 12 à 14 jours pour une densité de 100 ampères par mètre carré.

La qualité des cathodes est assez variable avec les fluctuations qui se produisent dans l'exploitation quant à la composition des solutions, la densité de courant, etc. Dans les conditions régnant à Shituru il a été nettement démontré que le facteur dominant était la quantité de solides encore en suspension dans le bain. Pour une production journalière fixée, tous les autres facteurs, tels que la concentration en cuivre au-dessus d'un certain minima, la densité de courant, la circulation dans les limites imposées par la lixiviation, sont d'une importance beaucoup plus faible. Une moyenne portant sur une longue période donne le résultat ci-après pour les cathodes provenant du traitement des minerais bruts :

Teneur en cuivre 96 à 97,5 % sur cathodes sèches;

Humidité 3 à 6 %.

Cela pour des solutions contenant 2,5 à 3 g de solides par litre. Le métal proprement dit est évidemment très pur, probablement 99, 98 %; mais ce sont les solides interposés et la structure poreuse qui provoquent une forte humidité et aussi un manque de rigidité.

L'énergie nécessaire à la salle d'électrolyse est fournie

par une sous-station recevant le courant de la Centrale des Chutes Cornet. Cette sous-station comprenait au début 3 groupes moteur-générateurs, chacun d'une puissance nominale de 4.000 kW, débitant sous 500 V-8.000 A par deux générateurs accouplés sur le même axe. Un groupe de 8.000 A alimentait un des deux circuits d'électrolyse de 80 cellules. Les deux circuits permettaient ainsi de produire 2.500 à 3.000 tonnes de cathodes par mois. Un des groupes était en réserve.

Le volume total des solutions corrosives et cuivreuses dans l'usine donne une idée de la grandeur des installations qui viennent d'être décrites. Dans l'ensemble des 20 pachucas acides, 8 pachucas neutres, 6 classificateurs, 26 décanteurs, 2 tanks clarificateurs et 160 cellules d'électrolyse il y a plus de 22.000 m<sup>3</sup> de solutions.

### 9. Fusion des cathodes.

Les cathodes retirées des cellules sont rincées à l'eau, chargées par machine spéciale sur des trucks qui les conduisent à l'atelier de fusion. Cette opération a pour but de mettre le cuivre électro sous les formes variées de barres de tréfilerie et blocs par laminage. Elle est faite par la méthode employée dans toutes les raffineries qui traitent électrolytiquement des cuivres bruts, c'est-à-dire dans les fours à sole, où l'on peut mettre le métal au point après qu'il est devenu liquide. Nous ne décrirons pas ce travail classique. En raison de la sévérité des conditions à remplir pour obtenir des lingots exempts des moindres défauts physiques, tout en gardant la haute pureté chimique et la conductibilité du cuivre électro, ce travail est très délicat. Il exige un personnel très expérimenté et de bonnes cathodes de départ.

A Shituru il y a 2 fours de 130 tonnes de capacité ayant 14 m de longueur et 4<sup>m</sup>60 de largeur. Ils sont chauffés au charbon pulvérisé. L'enfournement des paquets de

cathodes se fait par une machine Wellman. La coulée du cuivre mis au point se fait sur deux machines automatiques à plateau rotatif du type Clark.

#### IV. RESULTATS ET MODIFICATIONS DU TRAVAIL ET DES INSTALLATIONS.

Les chiffres qui sont donnés à titre d'exemple dans la première colonne du tableau ci-joint sont les moyennes mensuelles pour la période allant d'août à novembre 1930 inclus, soit une année après la mise en service de l'usine. Nous ne pouvons faire ici le long commentaire de tous ces chiffres. On verra qu'en ce qui concerne la production réalisée (2.633 tonnes Cu), les prévisions étaient atteintes. L'extraction à la lixiviation (96.40) était bonne, la récupération du cuivre (85,81 %) un peu faible, par suite des difficultés de décantation à la section neutre. La consommation d'acide (45,31 kg par tonne de minerai, ou 0,658 kg par kilo de cuivre récupéré) était de l'ordre de celle prévue pour les minerais traités à ce moment. Le rendement des ampères (78,97 %) et celui de l'énergie (47,34 %) sont aussi un peu faibles, ce qui était dû à ce que le déferrage n'était pas poussé suffisamment loin, et peut-être aussi à l'état des anodes après une année de service, etc. Dans l'ensemble ces résultats étaient satisfaisants, vu le peu de temps écoulé depuis la mise en service de cette grande et complexe installation.

Le plus sérieux inconvénient rencontré était la qualité seulement passable des cathodes, en raison des quantités de solides en suspension dans l'électrolyte. Les cathodes humides étaient effectivement difficiles à fondre, puis à travailler dans les fours de fusion. Aussi les wire-bars obtenues n'étaient-elles pas toujours parfaites; une quantité trop importante devait être fondue à nouveau.

Pour améliorer cette situation sans sacrifier d'autres points on pouvait soit alimenter l'usine avec des minerais

plus sélectionnés, soit faire quelques additions aux installations. Le premier moyen aurait conduit à une situation minière gênante dans l'avenir. Le second, plus technique, demandait quelque temps d'étude. On pouvait, par exemple, ajouter des clarificateurs ou, mieux, installer des filtres à électrolyte (et non plus à pulpe), si des essais à faire donnaient des résultats favorables. Les espoirs dans cette dernière voie paraissaient pourtant assez faibles; aucun filtre industriel connu et résistant à ces solutions ne permettrait, semblait-il, d'atteindre économiquement le but. On essaya cependant la centrifugation. Quoique donnant un résultat appréciable, il ne parut pas possible, en raison du coût des appareils, d'installer le nombre de centrifugeuses spéciales qui eût été nécessaire pour clarifier environ 6.000 m<sup>3</sup> par jour.

Pendant qu'on poursuivait ces essais, on modifia un peu le schéma de décantation en groupant différemment les 26 décanteurs Dorr, chose facile par des arrangements de chenaux. Cela apporta une amélioration à une situation qui n'était d'ailleurs pas tellement mauvaise. Vers ce moment aussi la crise économique commencée en 1930 s'aggrava et provoqua une grande perturbation dans le marché du cuivre. Non seulement l'époque n'était plus favorable pour faire de nouvelles immobilisations, mais en outre l'Union Minière fut obligée, comme les autres producteurs, de réduire son programme de fabrication. De ce fait elle disposait de tonnages de concentrés (qu'elle traitait par fusion), car il n'eût pas été de bonne politique de diminuer beaucoup les opérations de concentration. D'autre part, il y avait un avantage évident à continuer de consommer toute l'énergie hydro-électrique disponible sans dépense. Pour absorber ces concentrés, on décida donc de les introduire en partie dans l'alimentation de l'usine d'électrolyse.

De cette alimentation mixte en minerais et concentrés il découlait naturellement des facilités de travail. La

teneur en cuivre des concentrés étant de 26 à 32 %, il ne faut plus traiter qu'un poids de matière plus faible pour obtenir le même poids de cathodes. La solubilité du cuivre des concentrés est aussi bonne que celle du cuivre des minerais, meilleure même, car la concentration a rejeté quelques minéraux réfractaires. La récupération au lavage est plus forte, puisqu'on a beaucoup moins de boues à laver. Enfin les concentrés apportent moins de fer par tonne de cuivre, ce qui fait que, tout en poussant le déferrage plus loin, on n'est pas obligé de faire passer par la section de déferrage une aussi forte proportion de la solution; on obtient moins de ces pulpes ferrugineuses dont nous avons signalé les difficultés de décantation et de lavage. Tout cela permet d'obtenir un électrolyte moins riche en fer et en solides en suspension qui donne de meilleures cathodes. En dehors de ces avantages techniques, la nouvelle alimentation en donnait un autre.

A la salle d'électrolyse on n'avait travaillé jusque-là qu'avec une densité de courant de 100 ampères par mètre carré; une densité sensiblement plus élevée n'eût pas été permise avec les solutions sales. En accroissant la densité de courant on pouvait déposer plus rapidement le cuivre dans les cellules, c'est-à-dire augmenter la production journalière de la salle d'électrolyse. C'est ce qui fut fait, car il était intéressant d'augmenter la production congolaise de cuivre électrolytique par l'utilisation du maximum possible de l'énergie hydro-électrique que pouvait fournir la Sogefor, et ceci d'autant plus que le prix du kilowatt diminue avec l'importance des quantités employées. Progressivement on arriva à ne plus traiter que des concentrés.

Dans la deuxième colonne du tableau nous donnons les moyennes mensuelles des résultats du traitement des concentrés pour la période d'avril à juin 1939. Nous avons choisi cette période, parce qu'elle est bien caractéristique des possibilités : non seulement les étapes intermédiaires

et la mise au point du nouveau régime étaient terminées, mais en outre la situation du marché permettait de ne plus considérer que les avantages techniques pour régler le travail de l'usine. Comme pour l'exemple de marche en minerais bruts, nous ne pouvons faire ici un commentaire de tous les chiffres donnés. On remarquera les points suivants :

La consommation d'acide sulfurique par tonne de cuivre tombe de 638 kg à 244 kg. La récupération du cuivre s'élève de 85,81 % à 93,60 %. Cela par amélioration de l'extraction (98,40 % contre 96,40 %) et surtout par la diminution des pertes de solution entraînée par les rejets (4,72 contre 10,59). Cette augmentation du rendement en cuivre est compréhensible, car si la teneur en cuivre des solutions entraînées est plus forte (19,95 g/l à la section acide contre 10,02 g), le volume perdu est bien plus faible, puisque les concentrés donnent moins de résidus. Cette augmentation du rendement permet de compenser les inconvénients de la concentration préalable des minerais: la perte à la concentration est ici compensée par rapport à celle que donne la lixiviation directe.

Au point de vue de l'énergie électrique les résultats sont également très favorables. Le rendement de courant est fortement amélioré (93,67 % contre 78,97 %), notamment par suite de la présence de moins de fer ferrique dans l'électrolyte (1,66 g par litre contre 6,36 g). Malgré la forte densité de courant le rendement de l'énergie est monté de 47,34 % à 48,67 %. Cela provient pour une part des modifications qu'il a fallu apporter à la composition de la solution pour fournir, dans le même temps et avec le même volume, plus de cuivre aux cellules et y réaliser un épuisement plus fort (entrée à 63,98 g-sortie à 33,06 g. contre entrée à 37,54 g-sortie à 22 g); simultanément l'acidité de sortie est montée de 34,96 g à 54,50 g. On travaille donc avec un électrolyte ayant une résistance électrique plus faible et, d'autre part, la température du

bain est devenue plus élevée avec la forte densité de courant.

C'est cet enrichissement en cuivre de la solution, obligatoire pour atteindre une forte production, qui est cause que le rendement final en cuivre n'est pas plus élevé encore. Avec les trois lavages dont on dispose il est naturel que la teneur des solutions entraînées se soit élevée de 10,02 g à 19,75 g lorsque la lixiviation a dû fournir des solutions plus riches. (D'ailleurs, durant certaines périodes il a paru favorable de réduire les lavages à deux à la section acide, pour permettre des modifications momentanément intéressantes du schéma de décantation. Quoi qu'il en soit, on conçoit que l'installation d'un quatrième lavage permettrait d'améliorer encore le rendement en cuivre.)

La consommation de courant alternatif (donc arrivant à la sous-station) a été abaissée de 2.652 kW par tonne de cuivre à 2.498 kW. C'est la conséquence de l'amélioration du rendement de l'énergie et aussi de quelques perfectionnements du travail opératoire à la salle d'électrolyse, et de l'arrêt de nombreux moteurs des sections de broyage et mouture.

La production de cathodes a atteint 4.330,9 tonnes par mois contre 2.672 tonnes dans le premier exemple. De ce fait la consommation totale d'électricité pour toute l'usine a augmenté de 6.885.910 kWh à 10.819.866 kWh. Cette augmentation de consommation a permis d'obtenir un prix moyen inférieur pour le kilowatt-heure. Quant aux autres frais, il va sans dire qu'ils ont aussi suivi une marche descendante avec l'accroissement de la production.

On pourrait s'étonner qu'avec une salle d'électrolyse qui avait été conçue pour produire 2.500 tonnes de cuivre par mois on soit parvenu à atteindre une telle production (laquelle a encore été accrue par la suite, ainsi qu'on le verra plus loin). Les raisons en sont que 1° les conduc-

teurs (bus bars) avaient été très largement dimensionnés pour réduire leur perte par effet Joule. Or avec le coût de l'électricité au Katanga il n'y avait plus lieu de considérer cette perte en regard des avantages découlant de la réalisation d'une plus forte production. 2° Les électrodes supportent presque aussi bien une densité de courant de 150 ampères que celle de 100 ampères. Au début du travail à forte densité qui entraîne un relèvement de la température du bain, on avait pu craindre pour la tenue du mastic d'asphalte constituant le revêtement des cuves. Cette crainte a disparu lorsqu'on eut constaté que même des températures de 51-52° n'avaient pas d'influences fâcheuses sur ce produit.

Des résultats aussi satisfaisants ne pouvaient qu'amener l'intention d'augmenter encore, si possible, la fabrication de cuivre électrolytique en partant des concentrés. Mais un problème restait à résoudre : les concentrés faits à Panda sont de deux catégories : ceux de gravité, ayant une granulométrie sableuse, et ceux des opérations de flottage, qui sont de calibres inférieurs à 200 mailles. En raison des difficultés de décantation et aussi de leur composition minéralogique, les seconds sont moins favorables à la lixiviation que les autres, lesquels, malheureusement, ne peuvent être produits qu'en quantité limitée. Toute augmentation de production de cuivre électro devait donc provenir de concentrés de flottage. En augmentant ceux-ci dans l'alimentation de l'usine on risquait d'avoir de nouveau des solutions mal clarifiées et des cathodes mauvaises. Depuis longtemps on était parvenu à avoir des solutions n'ayant plus que 0,7 g à 0,8 g de solides en suspension et des cathodes à 99,50-99,70 % de cuivre sur sec, et 1 % d'humidité. Avant de songer à augmenter encore la production d'électro, il fallait être certain de maintenir ces résultats, ou même d'en avoir de meilleurs. Dès le milieu de l'année 1937, on avait repris des recherches dans ce but.

Ne pouvant plus compter sur des progrès dans la décantation des particules très fines que donnent les concentrés flottés après le traitement par l'acide, on renonça pour ces essais à étudier l'addition de clarificateurs supplémentaires. On songea à la filtration des solutions décantées. L'idée n'était pas nouvelle, mais jusque-là on n'avait guère eu de succès dans la recherche de filtres adéquats. Finalement, on entreprit l'étude de la filtration sur lit filtrant en sable ou gravier. On connaît les applications de ces lits filtrants dans les installations de purification d'eau potable notamment. Cependant, le problème était ici plus difficile à résoudre, surtout pour le faire sans de grandes installations, toujours coûteuses en raison du caractère corrosif des solutions. On construisit un petit filtre à lit de gravier pour obtenir des données industriellement applicables. L'expérience confirma que le principe était bon, mais la mise au point fut très délicate; les essais durèrent près d'une année. Finalement, on parvint à un type convenable qui fut adopté. Le procédé consiste à faire circuler la solution à clarifier de haut en bas à travers un lit de gravier dont les dimensions sont plus grosses que celles qu'on aurait pu croire nécessaires pour retenir des particules aussi petites et colloïdales. Les graviers ont une composition granulométrique comprise entre 7 et 3 mm. Il ne s'agit donc pas ici d'une filtration à proprement parler, puisque les pores du lit ont des dimensions qui sont des centaines de fois plus grandes que celles des particules à retenir. L'explication du phénomène n'est pas éclaircie complètement; il pourrait s'agir d'une décantation caractérisée par le fait que le chemin à parcourir par chaque particule avant de rencontrer un support est extrêmement faible et que ce support exerce une attraction de nature gravimétrique ou électrostatique sur les solides en question. Quoi qu'il en soit, on constate qu'au cours du passage les solides sont retenus dans toute la masse du gravier, ce qui évite le

colmatage immédiat, qui a toujours constitué la grosse objection contre des filtres à éléments de faibles dimensions tels que les toiles, etc.

L'installation qui a été réalisée comprend 6 filtres de ce type. Ils ont 9<sup>m</sup>20 de diamètre. La couche de gravier a 1<sup>m</sup>80 de hauteur. En service les lits sont constamment submergés. Sous un plancher qui soutient la couche de gravier il y a un faux fond dans lequel se trouve un tuyau collecteur pour la solution clarifiée et un réseau de tubes formant jeu d'orgue, servant à faire une aération du gravier lorsqu'il est finalement colmaté. Cette aération, ou soufflage, a pour but de remettre en suspension les boues retenues dans le lit. Après cette remise en suspension, il reste à déplacer les boues en faisant arriver, par le collecteur, de la solution acide, claire mais non filtrée, ou de l'acide dilué. Cette solution emporte les boues de bas en haut et en même temps dissout les incrustations et cristallisations de sels complexes (phosphates, etc.) qui se sont formées dans les pores. La solution trouble de régénération du filtre est dirigée vers un décanteur dont le débordé resservira au même usage et dont l'épaissi est centrifugé dans la centrifugeuse qu'on avait essayée plusieurs années auparavant. Nous ne pouvons donner qu'une description sommaire de l'ensemble de cette adjonction à l'usine. Mise en service à la fin de septembre 1939, elle a permis un nouvel accroissement de la production de cathodes, grâce au fait que de 0,7 g à 0,8 g de solides par litre avant filtrage, la solution a été amenée à ne plus contenir que 0,3 g à 0,5 g.

Pour arriver, par simple clarification dans des décanteurs, à n'avoir que 0,7-0,8 g on avait été conduit antérieurement à modifier le schéma de la section décantation-lavage dans le sens de rendre disponible un nombre maximum de décanteurs et leur faire remplir les fonctions de clarificateurs. C'est ainsi qu'on avait disposé les chenaux de telle sorte que sur les 26 décanteurs et laveurs de la



## ANALYSES SOLUTIONS :

a) *Après Pachucas acides :*

H <sub>2</sub> S O <sub>4</sub>	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	9,81	5,1	4,5
Cu.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	37,37	62,35	66,00
Fe total	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	7,83	3,48	2,83
Fe"	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	6,89	1,73	1,64
Fe"	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0,94	1,75	1,19
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	14,24	4,47	4,50
Co.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	11,49	23,45	24,37
Mn	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	11,65	4,45	5,02
Mgo	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	18,90	24,28	22,56
Si O <sub>2</sub>	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	1,35	0,44	0,43
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	2,28	6,39	7,67
Ca O	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .		0,57	0,59

b) *Après purification :*

H <sub>2</sub> S O <sub>4</sub>	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	hydr.	hydr.	hydr.
Cu.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	54,90	75,78	80,11
Fe total	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	2,03	1,82	1,14
Fe"	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	1,87	0,92	0,63
Fe"	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0,16	0,90	0,51
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	8,86	4,00	3,56
Co.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	11,62	24,07	24,28
Ma	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	11,69	4,56	5,16
Mgo	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	13,73	24,95	23,64
Si O <sub>2</sub>	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0,48	0,40	0,41
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	1,28	4,10	4,48
Ca O	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .		0,48	0,66

TABLEAU (suite).

Résultats du traitement électrochimique des minerais et des concentrés de cuivre à l'usine de Shituru

	TRAITEMENT DE MINERAIS		TRAITEMENT DE CONCENTRES	
	Moyennes mensuelles août à novembre 1930.	Moyennes mensuelles avril à juin 1939.	Moyennes mensuelles déc. 1939 à mars 1940.	
	g/l.	g/l.	g/l.	
c) Mélange vers électrolyse :				
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	7,48	3,73	6,70	
Cu.	37,54	63,98	66,44	
Solides en suspension	2,25	0,78	0,37	
Fe total	7,13	3,20	2,54	
Fe <sup>++</sup>	6,36	1,66	1,52	
Fe <sup>+++</sup>	0,77	1,54	1,02	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	13,93	4,50	4,46	
Co.	11,10	23,52	24,02	
Mn	11,59	4,46	5,23	
Mgo	18,60	24,34	22,60	
SiO <sub>2</sub>	1,31	0,44	0,44	
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	2,15	5,75	6,63	
CaO		0,54	0,71	
d) Retour de l'électrolyse vers lixiviation :				
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	34,96	54,50	62,16	
Cu.	22,00	33,06	30,39	
Fe total	7,10	3,19	2,51	
Fe <sup>++</sup>	5,32	1,59	1,40	
Fe <sup>+++</sup>	1,78	1,60	1,11	
REJETS DE LIXIVIATION :				
a) Tonnage de rejets secs	32,325	8,229	10,786	
sable	40,92	10,52	9,47	
boues acides	38,72	37,13	38,81	
boues neutres	5,87	3,14	3,01	

sur tonnage sec alimenté . . . . . %  
 sur tonnage sec alimenté . . . . . %  
 sur tonnage sec alimenté . . . . . %

b) *Teneur en cuivre :*

Des sables . . . . .	%	0,34	1,47	1,62
Des boues acides . . . . .	%	0,22	0,68	0,57
Des boues neutres . . . . .	%	1,07	2,24	2,57

SOLUTIONS ENTRAÎNÉES AVEC LES REJETS :

∫ Avec les sables . . . . .	m <sup>3</sup>	5,820	463	596
{ Teneur en Cu . . . . .	g/l.	8,24	9,30	13,03
∫ Avec les boues acides . . . . .	m <sup>3</sup>	14,480	6,673	11,287
{ Teneur en Cu . . . . .	g/l.	10,02	19,95	21,55
∫ Avec les boues neutres . . . . .	m <sup>3</sup>	2,215	558	709
{ Teneur en Cu . . . . .	g/l.	15,36	19,74	23,26
Volume total de solution entraînée . . . . .	m <sup>3</sup>	22,515	7,694	12,593

ELECTROLYSE :

Cuivre déposé . . . . .	T.	2,633,517	4,330,962	5,729,080
Feuilles nourries dans les cathodes . . . . .	T.	193,932	225,300	341,154
Poids de cathodes . . . . .	T.	2,827,440	4,556,261	6,070,234
Courant total pour toute l'usine. . . . .	KwH	6 885,910	10,819,866	14,795,880
Courant continu pour les cuves. . . . .	KwH	5,741,000	9,262,305	12,495,700
Courant alternatif total pour la salle d'électrolyse . . . . .	KwH	6,254,694	10,401,430	14,260,180
KwH alternatif par tonne de Cu déposé . . . . .		2,614	2,498	2,582
Rendement de courant . . . . .	%	78,97	93,67	93,29
Rendement d'énergie . . . . .	%	47,34	48,67	47,96
Densité de courant . . . . .	A/m <sup>2</sup>	100,2	148,3	171
Ampérage par circuit . . . . .	A.	8,514	12,600	15,978

section il n'y en avait plus que 14 ayant conservé leur rôle primitif, les 12 autres étant employés comme clarificateurs. Près de 50 %, soit environ 4.800 m<sup>2</sup>, servaient à clarifier les débordés des décanteurs primaires. Cela représentait seulement environ 40 litres de solution par mètre carré et par heure. La clarification sur lit de gravier a donné une clarification plus grande avec des débits unitaires très élevés de 600 à 800 litres par mètre carré. En présence de ce résultat, une partie des classificateurs qu'on avait ajoutés au schéma purent être réutilisés dans leur fonction primitive de laveurs, c'est-à-dire qu'on a pu améliorer le coefficient de lavage et au moins maintenir le rendement de récupération du cuivre pour des tonnages traités supérieurs.

Il n'est pas possible d'entrer ici dans tous les détails des conséquences que cette nouvelle installation a eues pour la marche générale de l'usine. Les chiffres de la troisième colonne du tableau sont ceux des moyennes mensuelles de décembre 1939, janvier et mars 1940, période durant laquelle le filtrage a été en service. Les cathodes obtenues ont été de meilleure qualité encore (0,8 % d'humidité), malgré une production portée à 5.729 tonnes (contre 4.330 tonnes) et une proportion de concentrés de flottage accrue dans l'alimentation. Pour atteindre cette production du plus du double de la capacité initialement prévue de la salle d'électrolyse, la densité de courant a été portée à 171 amp/m<sup>2</sup>, sans conséquences fâcheuses pour les cellules. Les rendements de courant et d'énergie ont seulement un peu baissé par rapport à la période de marche correspondant à la deuxième colonne du tableau. Cela est compréhensible, et l'on pouvait craindre de plus grands écarts. De ce fait la consommation totale de courant alternatif n'est passée que de 2.498 à 2.582 kWh par tonne de cathodes.

En terminant cette partie relative à l'évolution du travail à Shituru nous soulignons que la réalisation d'une

production plus que doublée a été possible en ne faisant que des dépenses d'immobilisations nouvelles relativement faibles en regard du coût initial d'une telle usine. En dehors de la construction peu coûteuse de la section de six filtres, la seule dépense un peu importante qui a été nécessaire fut celle relative à l'extension de la sous-station. Deux nouveaux groupes électriques de 8.000 amp ont été installés, portant à cinq le nombre de ces machines. Chacun des deux circuits de la salle d'électrolyse peut maintenant être alimenté par deux groupes de 8.000 amp; le cinquième groupe est en réserve.

La production réalisée place l'usine de Shituru au deuxième rang des quelques usines utilisant le procédé électrolytique pour le traitement des minerais de cuivre. La production annuelle de l'ensemble de ces usines est de l'ordre de 340.000 tonnes de métal. La première place reste à l'usine chilienne de Chuquicamata, dont la production est d'un peu plus de 200.000 tonnes, record qui paraît ne devoir être jamais dépassé dans une seule installation.

\*  
\*\*

Dans l'exposé des méthodes employées et à propos des résultats il y a un point que nous n'avons pas encore abordé : c'est celui de la récupération de la perte en cuivre par les solutions qu'entraînent les rejets, perte qui est due à l'imperfection du lavage et qu'il faut subir, puisqu'on ne peut pas fermer toute porte de sortie aux sels provenant de l'attaque des gangues. Cette perte de cuivre pourrait être récupérée par un traitement séparé des eaux résiduaires. A première vue la récupération pourrait se faire suivant le moyen classique de la cémentation sur des mitrilles de fer. Au Katanga, cependant, cette méthode n'était pas applicable; jamais on n'aurait pu disposer des quantités de mitrilles nécessaires; quant à en importer ou à fabriquer du fer sur place, les prix auraient rendu la chose trop peu intéressante.

D'autre part, la question se complique par la présence, tout à fait particulière aux minerais du Katanga, d'une petite quantité de cobalt dans l'alimentation. Ce cobalt se dissout dans une assez bonne proportion (65-75 %) pendant la lixiviation, de sorte que les solutions en contiennent des quantités qu'il serait très intéressant de récupérer. Les teneurs indiquées dans les tableaux le montrent bien.

Un procédé de traitement pour cuivre des eaux résiduaires devait donc permettre la récupération de ce cobalt, et non pas l'entraver, comme ce serait le cas en employant la cémentation par le fer. Des recherches ont été faites dans ce sens, et depuis plusieurs années on a mis au point une méthode économique de précipitation sélective du cuivre, puis du cobalt par la chaux, méthode qui donnera ces deux métaux sous la forme d'oxydes presque purs.

En dehors de l'accroissement du rendement en cuivre de l'usine et d'une contribution à la production du cobalt par la Société, l'application de cette méthode présenterait les avantages suivants :

Disposant d'un moyen de récupérer le cuivre, on pourrait restreindre les lavages en tolérant une perte non définitive plus importante. Cela provoquerait en même temps une sortie plus abondante des sels qui alourdissent les solutions en circuit. La densité de celles-ci est devenue très élevée, surtout depuis l'accroissement de la production. En 1939 cette densité était d'environ 1,36-1,38, ce qui est évidemment une mauvaise circonstance pour la décantation et surtout la clarification. Un peu de fer s'éliminerait aussi par cette voie. Enfin le départ d'une partie des sels de Mg, Mn, Al améliorerait les qualités électriques de l'électrolyte. Le seul inconvénient de laver moins serait d'augmenter un peu les pertes en acide libre. Mais ce point est devenu moins important depuis la marche en concentrés et par ailleurs le coût de l'acide

sulfurique a beaucoup baissé depuis 1938, grâce au remplacement du soufre importé pour l'usine de la Sogechim, par les blendes de la mine de Kipushi (U.M.).

Diverses circonstances avaient fait retardé l'application de cette méthode. Les projets étaient toutefois achevés et l'installation allait être construite lorsque la guerre actuelle a commencé; nous ne savons pas si les travaux ont pu être poursuivis.

\*  
\* \*

Dans ce mémoire, nous avons voulu exposer surtout les grandes lignes du procédé électrochimique tel qu'il est employé au Katanga. Nous n'avons pas fait de comparaison avec les méthodes utilisées ailleurs, parce que les conditions y sont trop différentes. Nous avons évité, autant qu'il était possible, les descriptions de l'important matériel qui sert à ce procédé et ses particularités constructives. Par suite des masses et du caractère des matières manipulées, ces questions sont cependant très intéressantes. A beaucoup d'étapes du processus se posent des questions délicates pour lesquelles les solutions purement scientifiques, isolément plus parfaites peut-être, ne seraient pas les meilleures pour l'ensemble des opérations. C'est pourquoi nous nous sommes abstenu de faire de longs développements à leur propos.

Malgré ces insuffisances techniques, nous pensons que ce que nous avons écrit permet de juger l'importance qu'a eue le procédé pour le développement du Katanga. Il contribue en effet pour une part importante à la production du cuivre de l'Union Minière en ne nécessitant que de faibles importations. Depuis que l'acide sulfurique est fabriqué avec des sulfures trouvés sur place, la seule importation restée indispensable à cette partie de la production est celle du peu de combustible de choix nécessaire à la fusion des cathodes. De plus, il a été la base durable de la forte consommation d'énergie électrique

dont il fallait être assuré avant d'entreprendre l'aménagement des chutes d'eau du pays, aménagement qui eut pour conséquence de diminuer beaucoup le coût de la force motrice, au plus grand profit non seulement des autres activités de l'Union Minière, mais aussi de la colonisation, par l'essor, devenu possible, de diverses petites industries. On peut également ajouter au crédit du procédé une notable diminution du nombre de travailleurs indigènes nécessaires à l'industrie minière de la région.

Bruxelles, janvier 1944

---

## TABLE DES MATIERES.

	Pages.
I. INTRODUCTION .....	3
II. APERÇU HISTORIQUE SUR L'ÉVOLUTION DU TRAITEMENT DES MINERAIS OXYDES DU KATANGA .....	9
III. MÉTHODES ET DESCRIPTION SOMMAIRE DE L'USINE DE SHITURU. ....	15
Caractère des minerais à traiter .....	15
1° Broyage et homogénéisation des minerais .....	18
2° Séchage des minerais broyés .....	21
3° Mouture des minerais séchés .....	24
4° Lixiviation par des solutions sulfuriques .....	25
5° Purification des solutions acides .....	30
6° et 7° Séparation et lavage des résidus. — Clarification.	34
8° Electrolyse des solutions .....	40
9° Fusion des cathodes . ....	49
IV. RÉSULTATS ET MODIFICATIONS DU TRAVAIL ET DES INSTALLATIONS .....	50

---



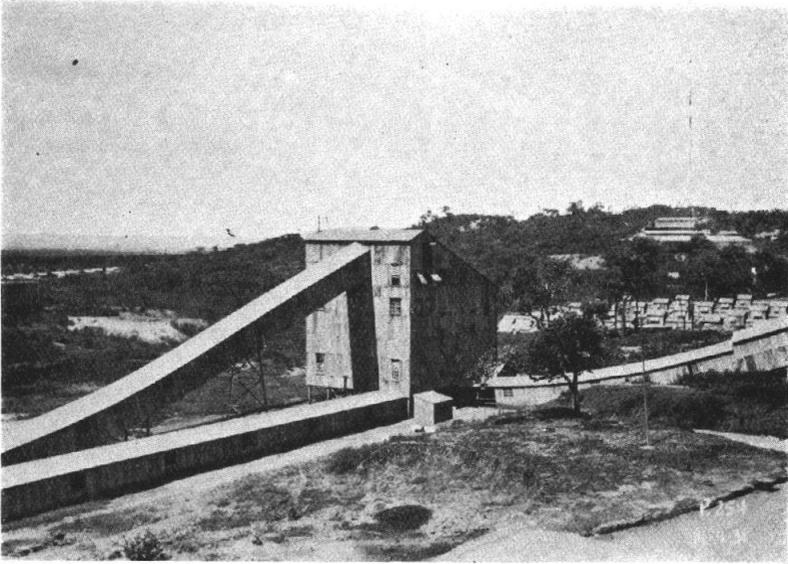


PHOTO 1. — Bâtiment du broyage secondaire et convoyeurs à minerais.



PHOTO 2.

Vue d'ensemble des trois halls de stockage des minerais broyés.

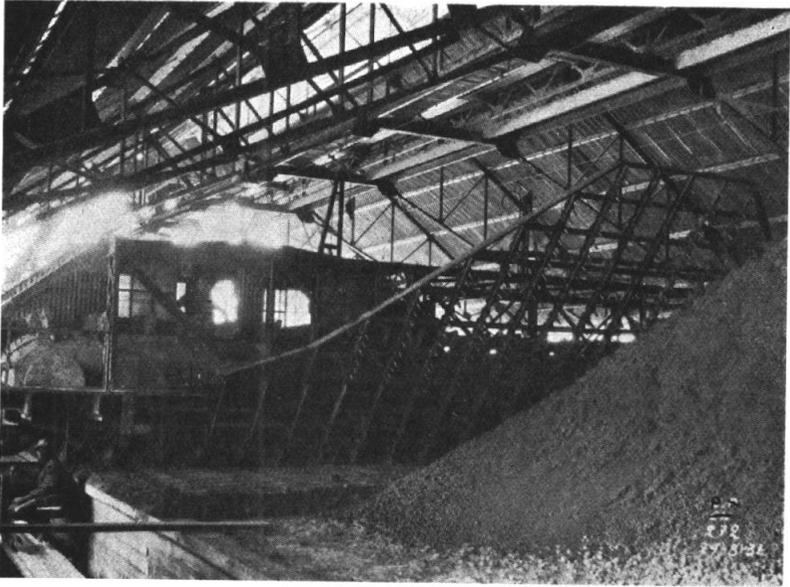


PHOTO 3. — Intérieur d'un hall de stockage et machine de reprise au tas.



PHOTO 4. — Hall des sécheurs des minerais broyés.

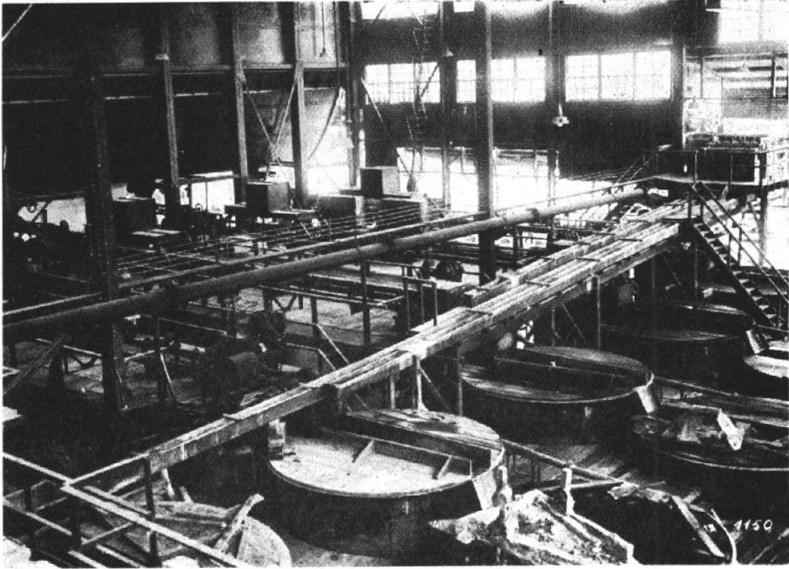


PHOTO 5.

Vue partielle de la section des tanks Pachucas pour la lixiviation.

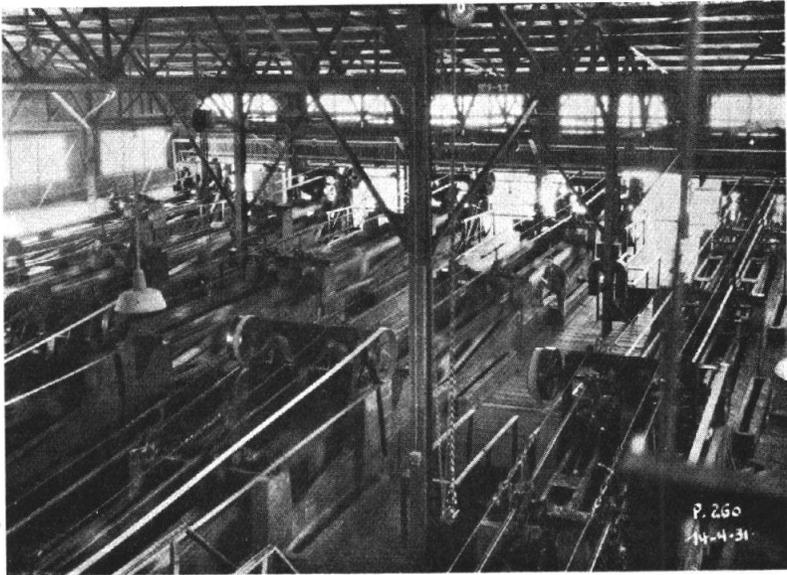


PHOTO 6. — Section des classificateurs-laveurs éliminant les sables.

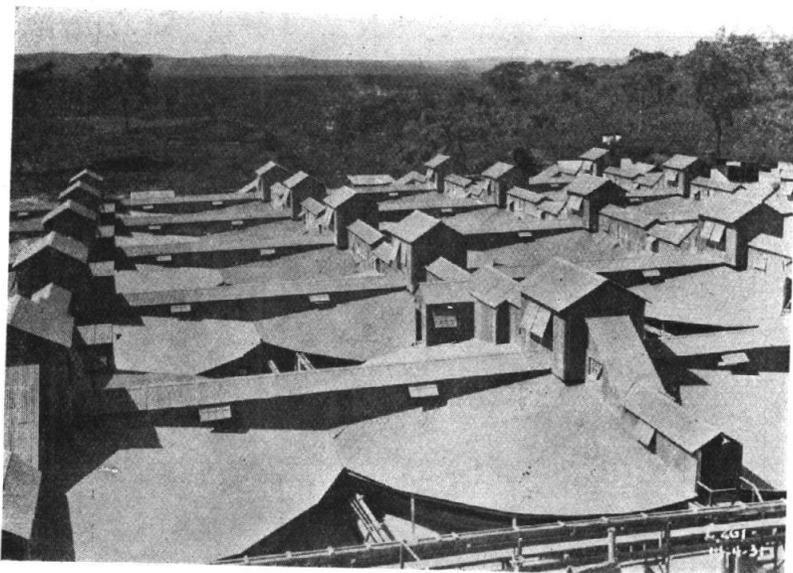


PHOTO 7. — Panorama de l'installation  
des décanteurs-laveurs pour l'élimination des slimes.  
(Voir aussi les photos 13 à 15.)

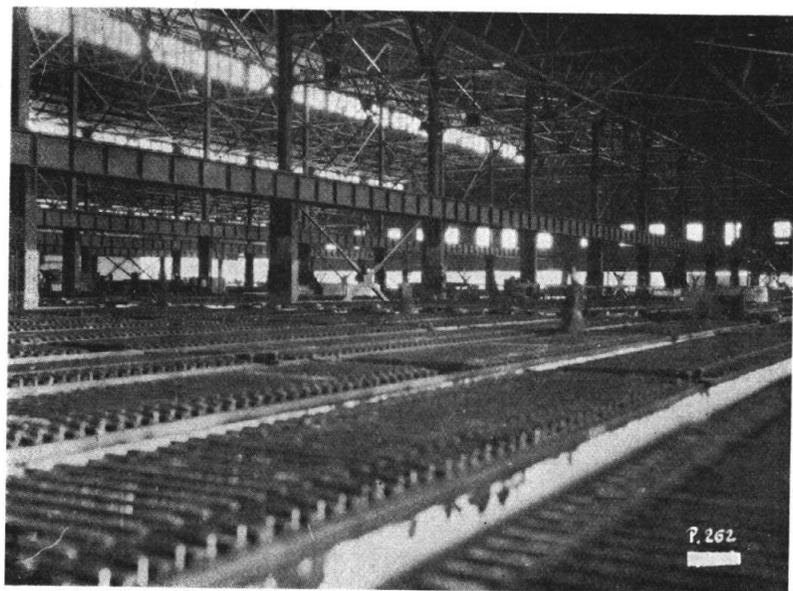


PHOTO 8. — Vue intérieure de la salle d'électrolyse.

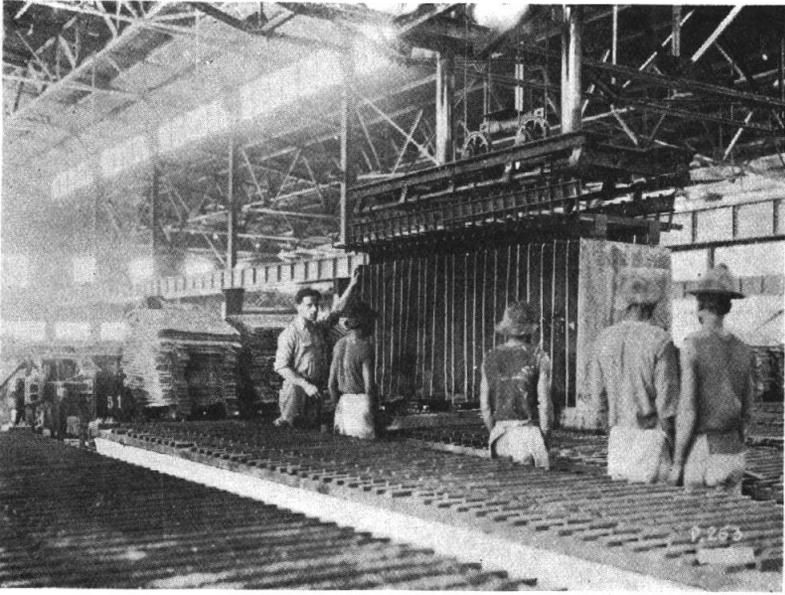


PHOTO 9. — Salle d'électrolyse.  
Relèvement des cathodes par un dispositif porté par un pont roulant.

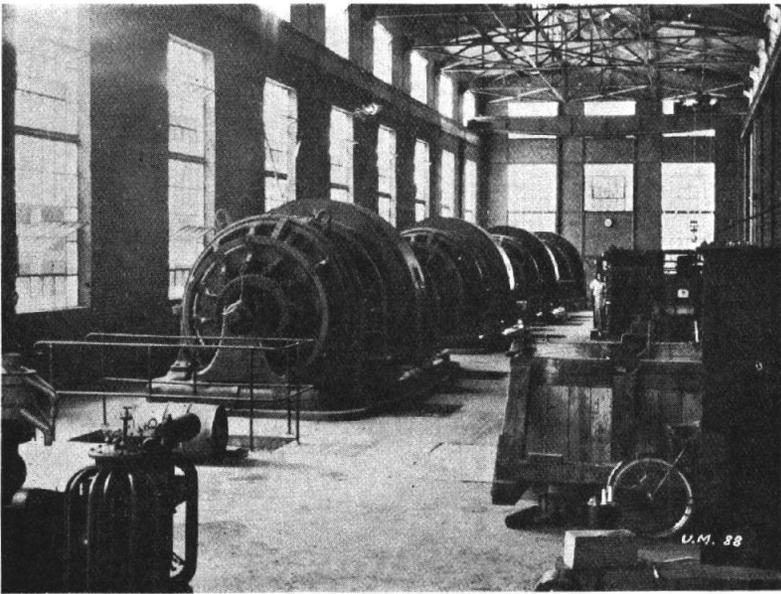


PHOTO 10. — Intérieur de la salle des machines  
avant l'installation du cinquième groupe.

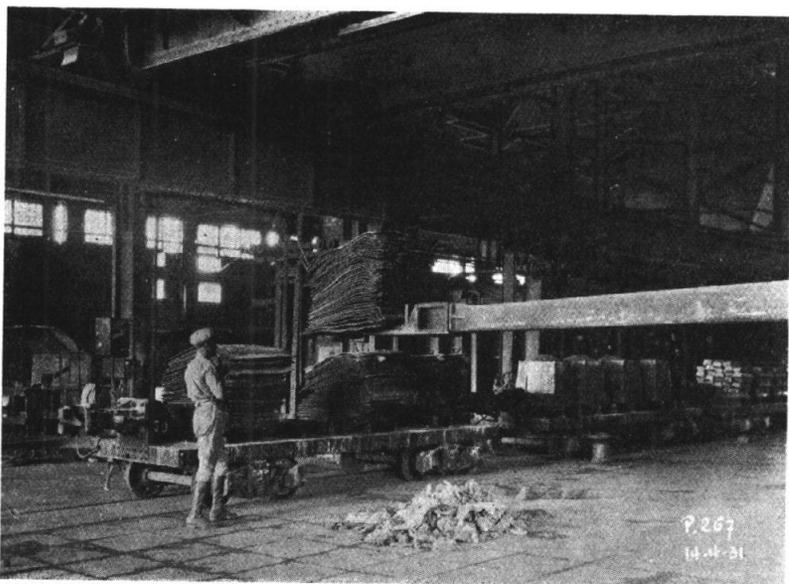


PHOTO 11. — Fonderie des cathodes. Enfourneuse électrique.

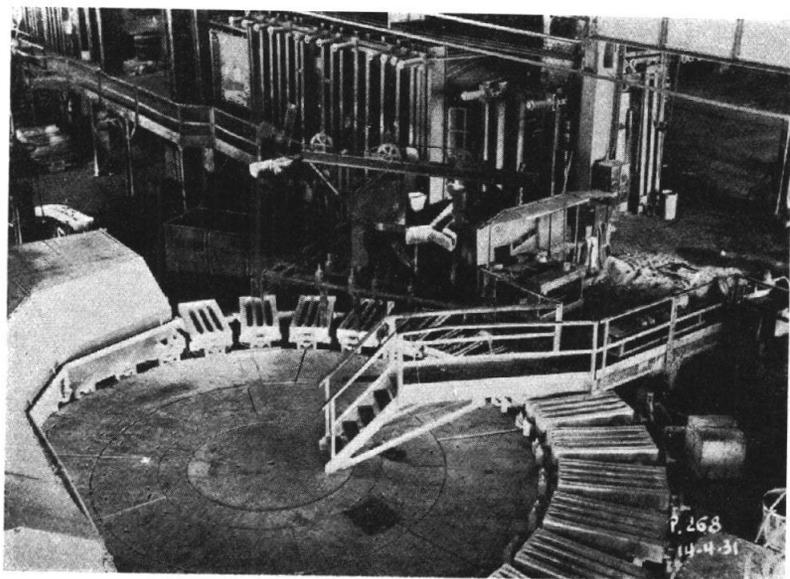


PHOTO 12.

Vue d'un four de raffinage des cathodes et de sa machine à couler.

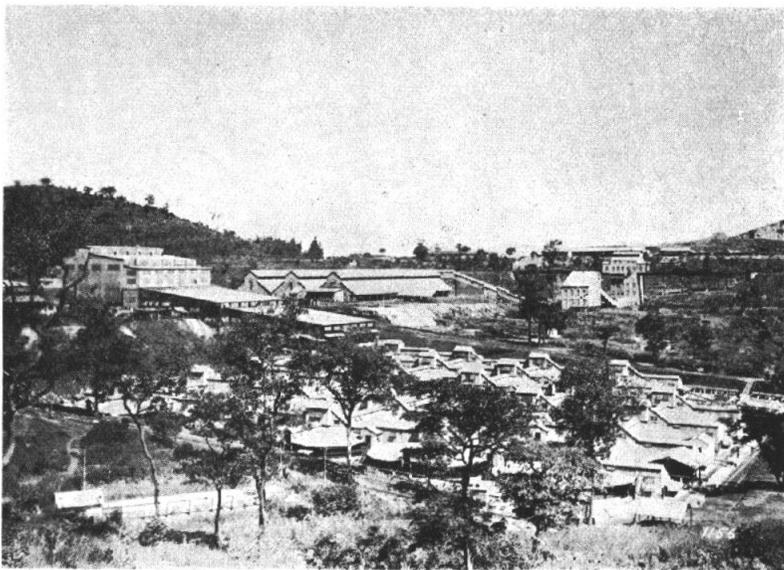


PHOTO 13. — Vue panoramique.

A droite, au fond : Estacade d'arrivée des minerais et bâtiments du broyage primaire et du broyage secondaire.

Au centre : Les halls de stockage des minerais broyés.

A gauche : Bâtiment du séchage et de la mouture, suivi de celui de la lixiviation et des classificateurs.

Au premier plan : Vue sur les décanteurs-laveurs.

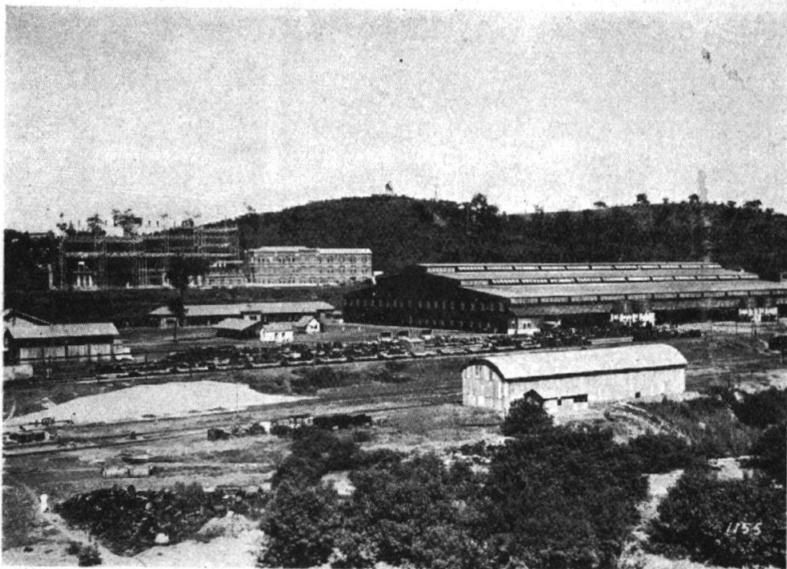


PHOTO 14. — Vue panoramique.

A droite : La salle d'électrolyse.

Au centre : La salle des machines électriques et des compresseurs.

A gauche, au fond : La station d'arrivée du courant de la Sogefor.

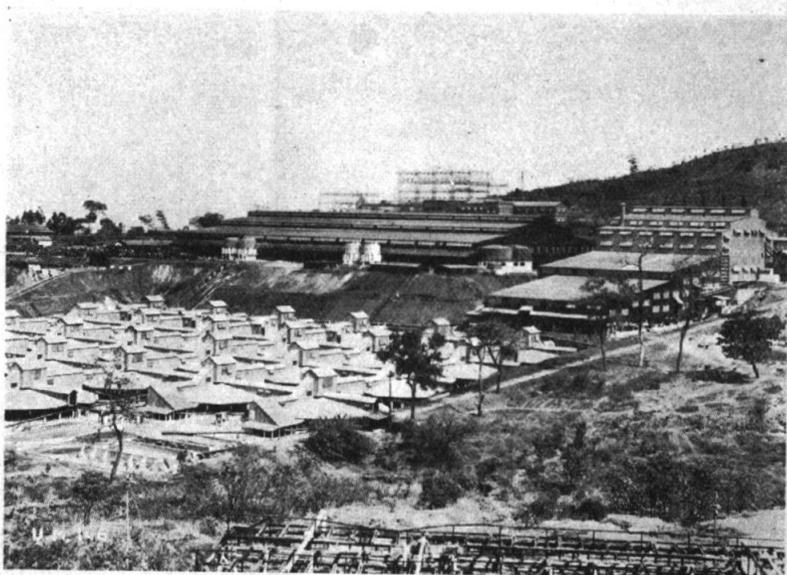


PHOTO 15. — Vue panoramique de l'usine  
(sauf les sections de broyage et de stockage).



**Sous presse.**

VAN DER KERKEN, G., *L'Ethnie Mongo* :

Vol. II et III. Deuxième partie : Visions, Représentations et Explications du monde.

Dr PETER SCHUMACHER, M. A., *Expedition zu den zentralafrikanischen Kivu-Pygmäen* (in-4°) :

I. Die physische und soziale Umwelt der Kivu-Pygmäen;

II. Die Kivu-Pygmäen.

DEBOIS, A., *Chimiothérapie des Trypanosomiases* (in-8°).

VAN DE PUTTE, M., *Le Congo belge et la politique de conjoncture* (in-8°).

SCHWETZ, le Dr J., *Sur la classification et la nomenclature des Planorbidae (Planorbinae et Buliniinae) de l'Afrique centrale et surtout du Congo belge* (in-8°).

SCHWETZ, le Dr J. et DARTEVELLE, E., *Synopsis des Planorbidae africains, principalement au Congo belge, contenus dans les collections du Musée de Tervueren en 1943* (in-4°).

PASSAU, G., *Gisements sous basalte au Kivu (Congo belge)* (in-8°).

DE WILDEMAN, E., *J. Gillet (S. J.) et le Jardin d'essais de Kisantu (1866-1893-1943)* (in-8°).

LOTAR, le K. P. I., *La grande Chronique de l'Uele* (in-8°).

DE WILDEMAN, E., *A propos de médicaments antilépreux d'origine végétale. IV. Des Strophanthus et de leur utilisation en médecine* (in-8°).

SCHWETZ, le Dr J. et DARTEVELLE, E., *Contribution à l'étude de la faune malacologique des grands lacs africains (1<sup>re</sup> étude : Les lacs Albert, Edouard et Kivu)* (in-8°).

SCHWETZ, le Dr J. et DARTEVELLE, E., *Sur l'origine des mollusques thalassoïdes du lac Tanganika* (in-8°).

SCHWETZ, le Dr J. et DARTEVELLE, E., *Contribution à l'étude de la faune malacologique des grands lacs africains (2<sup>e</sup> étude : Le lac Tanganika)* (in-8°).

SCHWETZ, le Dr J. et DARTEVELLE, E., *Contribution à l'étude de la faune malacologique des grands lacs africains (3<sup>e</sup> étude : Sur la faune malacologique du lac Moero, principalement d'après les récoltes de L. Stappers et les relations de cette faune avec celle de la rivière Luapula et du lac Bangwelo)* (in-8°).

DE CLEENE, N., *Le clan matrilinéal dans la société indigène. Hier, aujourd'hui, demain* (in-8°).

DUREN, le Dr A., *Les serpents venimeux du Congo belge* (in-8°).

POLINARD, E., *Le minerai de manganèse à polianite et hollandite de la Haute-Lulua* (in-8°).

**BULLETIN DES SÉANCES DE L'INSTITUT ROYAL COLONIAL BELGE**

	Belgique.	Congo belge.	Union postale universelle.
Abonnement annuel. . . . .	fr. 180.—	fr. 240.—	fr. 225.—
Prix par fascicule . . . . .	fr. 75.—	fr. 90.—	fr. 90.—

Tome I (1929-1930) . . . . .	608 pages	Tome IX (1938) . . . . .	871 pages
Tome II (1931) . . . . .	694 »	Tome X (1939) . . . . .	473 »
Tome III (1932) . . . . .	680 »	Tome XI (1940) . . . . .	598 »
Tome IV (1933) . . . . .	884 »	Tome XII (1941) . . . . .	592 »
Tome V (1934) . . . . .	738 »	Tome XIII (1942) . . . . .	510 »
Tome VI (1935) . . . . .	765 »	Tome XIV (1943) . . . . .	632 »
Tome VII (1936) . . . . .	626 »	Tome XV (1944) . . . . .	442 »
Tome VIII (1937) . . . . .	895 »		

*Table décennale du Bulletin des Séances 1930-1939*, par E. DEVROEY . . . . . fr. 60 »  
*Tienjarige inhoudstafel van het Bulletin der Zittingen 1930-1939*, door  
 E. DEVROEY . . . . . fr. 60 »