

Record Number:

Author, Monographic: Pineau, M./Villeneuve, J. P.

Author Role:

Title, Monographic: Fonctions économiques de différents systèmes de traitement, coûts de construction et d'exploitation

Translated Title:

Reprint Status:

Edition:

Author, Subsidiary:

Author Role:

Place of Publication: Québec

Publisher Name: INRS-Eau

Date of Publication: 1984

Original Publication Date: Septembre 1984

Volume Identification:

Extent of Work: iii, 77

Packaging Method: pages incluant 3 annexes

Series Editor:

Series Editor Role:

Series Title: INRS-Eau, Rapport de recherche

Series Volume ID: 170

Location/URL:

ISBN: 2-89146-168-1

Notes: Rapport annuel 1984-1985

Abstract: 15.00\$

Call Number: R000170

Keywords: rapport/ ok/ dl

FONCTIONS ÉCONOMIQUES
DE DIFFÉRENTS SYSTÈMES DE TRAITEMENT
COÛTS DE CONSTRUCTION ET D'EXPLOITATION

INRS-Eau

Rapport scientifique no 170

M. Pineau et J.P. Villeneuve

Septembre 1984

FONCTIONS ÉCONOMIQUES
DE DIFFÉRENTS SYSTÈMES DE TRAITEMENT
CÔÛTS DE CONSTRUCTION ET D'EXPLOITATION

INRS-Eau

Rapport scientifique no 170

M. Pineau et J.P. Villeneuve

Septembre 1984

TABLE DES MATIÈRES

| | |
|---|-----|
| TABLE DES MATIÈRES | i |
| LISTE DES TABLEAUX | ii |
| LISTE DES FIGURES | iii |
| INTRODUCTION | 1 |
| Partie I - Représentation des coûts des systèmes de traitement dans les modèles d'optimisation | 4 |
| 1. Limites des fonctions-coûts existantes | 5 |
| 2. Nécessité de fonctions à grande résolution pour les modèles d'optimisation | 8 |
| Partie II - Coûts de construction | 11 |
| 1. Éléments de coût considérés | 12 |
| 2. Systèmes secondaires | 12 |
| 2.1 Procédés mélange complet et aération prolongée | 15 |
| 2.2 Effets des charges à traiter sur les coûts des systèmes secondaires | 16 |
| 2.3 Effets des MLVSS | 18 |
| 2.4 Chaînes de traitement secondaires définies dans le modèle d'optimisation | 19 |
| 3. Systèmes secondaires avec filtration | 23 |
| 4. Étangs aérés facultatifs | 23 |
| 5. Coût de traitement pour le phosphore | 24 |
| 6. Nitrification | 26 |
| 7. Usine de traitement primaire | 28 |
| 8. Résultats | 29 |
| Partie III - Coûts d'exploitation (opération et entretien) | 31 |
| 1. Importance des coûts d'exploitation | 32 |
| 2. Éléments de coûts considérés | 33 |
| 3. Résultats | 34 |
| CONCLUSION | 36 |

LISTE DES TABLEAUX

- 1 Composantes de coût du modèle CAPDET
- 2 Comparaison des caractéristiques de design de deux procédés aux boues activées
- 3 Fonctions économiques - Coûts de construction
- 4 Fonctions économiques - Coûts d'exploitation

LISTE DES FIGURES

- 1 Fonction empirique du coût total de construction d'une usine de traitement secondaire
- 2a Comparaison de deux fonctions empiriques du coût total de construction d'une usine secondaire
- 2b Comparaison de deux fonctions empiriques du coût total de construction d'un procédé de filtration
- 3a Coût de construction simulé pour deux types d'usines de traitement secondaire
- 3b Coût de construction simulé pour deux types d'usines secondaires - Le traitement des boues comme facteur de coût
- 4 Effet de la charge en substrat sur le coût d'une usine secondaire (procédé mélange complet)
- 5 Effet des MLVSS sur le coût du réacteur aux boues activées (mélange complet)
- 6a Coût de construction simulé. Chaîne de traitement secondaire n° 1
- 6b Coût de construction simulé. Chaîne de traitement secondaire n° 2
- 6c Coût de construction simulé. Chaîne de traitement secondaire n° 3
- 7 Coûts de construction simulés. Procédé unitaire de filtration
- 8 Coûts de construction simulés. Étangs aérés facultatifs
- 9 Coûts de contrôle du phosphore
- 10 Coûts de nitrification
- 11 Coûts de construction simulés - Usine primaire
- 12 Coûts d'opération et d'entretien simulés - Chaîne secondaire
- 13 Coûts d'exploitation simulés - Nitrification
- 14 Coûts d'exploitation simulés - Usine primaire
- 15 Coûts d'exploitation simulés - Filtration

INTRODUCTION

Les coûts des usines de traitement (capital, entretien et opération) constituent une donnée de base essentielle dans la planification d'un programme d'assainissement des eaux. Les coûts interviennent de façon déterminante pour évaluer, comparer et sélectionner les nombreuses possibilités technologiques applicables à l'épuration des eaux usées.

Les usines d'épuration sont des ouvrages complexes et l'estimation de leurs coûts, même au stade préliminaire de design, représente une tâche considérable qui nécessite le calcul du dimensionnement des équipements, des bâtiments, des quantités de matériaux, de la main-d'oeuvre requise, de l'électrification, des raccordements, etc. Afin qu'il soit possible de disposer, dès l'étape de la planification, des données de coûts préliminaires nécessaires pour évaluer et analyser différentes solutions de traitement, des fonctions économiques empiriques ont été proposées pour représenter les coûts de certains systèmes de traitement (USEPA, 1978; Klemetson et Grenney 1976; Tihansky, 1974). Pour obtenir ces fonctions, l'approche suivie a consisté essentiellement à établir une relation entre les capacités (débits de design) et les coûts observés de différentes usines d'épuration construites aux États-Unis au cours des récentes années. En plus de servir à des fins de planification, de telles fonctions-coûts sont également utilisées dans tous les modèles d'optimisation qui ont été développés dans les domaines de la gestion des ressources en eau.

On montrera, cependant, que ces fonctions ont une valeur limitée et plus particulièrement encore en regard des besoins d'un modèle d'optimisation conçu pour l'assainissement des eaux. Afin de répondre aux exigences de conception d'un tel modèle d'optimisation (Pineau, 1984), on propose dans cette étude de nouvelles fonctions économiques qui sont générées à l'aide d'un modèle de simulation des ouvrages de traitement. Il s'agit du modèle CAPDET, "Computer Assistance Procedure for the Design and Evaluation of Wastewater Treatment Systems" (USEPA, 1981; USEPA, 1983). L'utilisation de cet outil permet en effet de développer des fonctions-coûts qui tiennent compte (1) des conditions locales de construction des usines (coûts des matériaux, pratiques de construction, coûts de main-d'oeuvre, d'énergie, etc.), (2) des caractéristiques de conception des procédés, (3) des variables d'opération des procédés, (4) de la composition spécifique des chaînes de traitement et (5) des caractéristiques des eaux usées. Bien que conçu aux États-Unis, la validité du modèle CAPDET pour nos conditions a été démontrée par les travaux de Côté (1981) et de Pineau et al. (1985). Une description du modèle est également présentée dans ces travaux. Essentiellement, rappelons ici que le modèle CAPDET permet d'effectuer le design préliminaire des procédés de traitement et qu'il calcule sur cette base l'estimation des coûts des ouvrages.

Dans cette étude, des fonctions économiques ont été générées pour différentes chaînes de traitement applicables aux fins du programme d'assainissement des eaux dans le bassin de la rivière Yamaska (Pineau et Villeneuve, 1984). Avec le développement de ces fonctions, on présente également les effets de certaines variables importantes sur les coûts des systèmes ou des

procédés considérés. Des fonctions-coûts distinctes sont développées pour les coûts de capital (construction) et les coûts d'entretien et d'opération. Dans cette étude, tous les coûts sont en dollars canadiens 1981. Les paramètres de design et les données de coût unitaire utilisées pour simuler les ouvrages sont présentés en annexe. Mentionnons finalement que le modèle CAPDET (USEPA, 1981) n'étant pas disponible en version métrique, tous les résultats produits dans ces travaux sont présentés dans le système d'unités Anglais.

PARTIE 1

REPRÉSENTATION DES COÛTS DES SYSTÈMES
DE TRAITEMENT DANS LES MODÈLES D'OPTIMISATION

1. LIMITES DES FONCTIONS-COÛTS EXISTANTES

De façon typique, les modèles d'optimisation utilisent des fonctions paramétriques qui représentent le coût total de construction d'une usine de traitement (qu'il s'agisse d'usines d'épuration ou de traitement de l'eau potable). Ces fonctions sont généralement de la forme:

$$C = aQ^b \quad [1]$$

où "C" est le coût de capital, "a" un coefficient de coût, "Q" le débit de l'usine et "b" un facteur d'économie d'échelle. Ces fonctions ont été établies de façon empirique à partir des coûts de construction observés pour des usines de différentes capacités (USEPA, 1978; Klemetson et Grenney, 1976; Tihansky, 1974).

Un exemple type d'une telle fonction est donné par la figure 1. Celle-ci met en relation (sur échelle log-log) les coûts de construction observés avec les capacités (débit de design) de différentes usines secondaires construites aux États-Unis durant la période 1973-1977 (USEPA, 1978). Un premier fait à noter est que les usines secondaires représentées par les points de cette figure ne sont pas précisées quant à la composition de leur chaîne de traitement, quant au type de procédé secondaire et quant à leur caractéristiques de conception. S'agit-il d'usines avec procédés conventionnels (écoulement en piston), aération étagée, mélange complet, filtre biologique, etc. ? Quels sont les procédés unitaires de traitement des boues ? Quels types de traitement préliminaires sont inclus ? Outre ces

facteurs, les caractéristiques de charge des eaux usées traitées et les variables d'opération affectent également la conception des systèmes et, par conséquent, leurs coûts. Il en résulte qu'une usine secondaire peut coûter à peu près n'importe quoi et ceci est clairement illustré par la dispersion des points de la figure 1. On peut constater, à titre d'exemple, que le coût de construction observé d'une usine de 1 MGUSD varie entre 0.75 et 3.5 \$ millions de dollars. À cet effet, un autre exemple choisi au Canada, nous est fourni avec la construction récente des usines d'épuration de Port Darlington et Port Colborne, Ontario: le coût de cette dernière, par 1000 m³/j, est en effet près de quatre fois plus élevé que pour la première et dans les deux cas il s'agit d'une usine dite "secondaire" (Côté, 1981).

La figure 1 présente aussi l'ajustement de courbe obtenue par USEPA (1978) à partir des coûts observés. L'utilisation de cette fonction (ligne pleine) comporte de réelles limites puisqu'elle conduit à unifier les coûts de différentes catégories d'usines secondaires (type de procédé aux boues activées, type de traitement des boues, etc.). En fait, les points présentés à la figure 1 suggèrent sans équivoque qu'il peut exister une famille de fonctions (lignes pointillées) correspondant chacune à des catégories distinctes d'usines secondaires. En pratique toutefois, la définition des usines représentées par ces points est inconnue ou non disponible si bien que des fonctions plus précises ne peuvent être reconstituées.

D'autres raisons doivent également être mentionnées pour expliquer les faiblesses des fonctions empiriques existantes.

- (1) Les données recueillies sur les usines échantillonnées proviennent de sources très diverses et les éléments de coûts inclus dans les fonctions sont alors soit inconnus, soit différents, soit incompatibles. En conséquence, plusieurs fonctions économiques existantes produiront des estimations de coûts très variables pour une même chaîne de traitement ou un même procédé unitaire. Ceci est illustré par les figures 2a et 2b. Dans la figure 2a, les fonctions décrivent toutes deux les coûts d'une usine de traitement secondaire. Elles sont tirées respectivement de Klemetson et Grenney (1976) et USEPA (1978). Dans la figure 2b, on considère cette fois un procédé unitaire particulier, en l'occurrence la filtration. Deux fonctions empiriques sont présentées et on constate que chacune donne lieu à des écarts appréciables dans l'estimation des coûts de ce procédé unitaire. Evidemment, ces différences sont imputables aux éléments de coûts considérés par la fonction, aux caractéristiques de conception et au type de filtration (multi-media, dual-media, anthracite, etc.).
- (2) Les données de coûts recueillies pour établir les fonctions proviennent d'usines qui ont été construites à des époques différentes et dans des régions différentes. Il s'ensuit des variations nombreuses dans les pratiques de design, de construction et dans la conception des systèmes (e.g. température, normes de traitement), ce qui introduit un bruit important dans les données de coût, en plus de limiter l'étendue d'application des fonctions proposées sur la base de ces données. C'est notamment le cas lorsqu'on désire transférer l'application de telles fonctions sous des conditions canadiennes.

- (3) La fiabilité des fonctions dépend aussi du nombre d'usines comprises dans l'échantillon qui a servi à développer les relations coûts-débits.

2. NÉCESSITÉ DE FONCTIONS ÉCONOMIQUES À GRANDE RÉOLUTION POUR LES MODÈLES D'OPTIMISATION

L'utilisation de fonctions économiques à faible résolution, c'est-à-dire qui ne peuvent exprimer une technologie précise, impose une limitation majeure au niveau de la capacité d'un modèle d'optimisation à effectuer la sélection de systèmes de traitement. Or, cette sélection est à la base de l'élaboration d'une solution optimale par le modèle. À l'heure actuelle, des fonctions empiriques du type de celles illustrées ici sont utilisées dans les modèles d'optimisation existants. Invariablement, on constate alors que ces modèles n'effectuent pas de sélection, que leur application est réduite à un seul type de système de traitement (ou au plus deux) et que la définition des systèmes, qui sont précisément au centre du processus d'optimisation, est faible quand elle n'est pas complètement ignorée faute de pouvoir disposer de fonctions économiques adéquates pour les représenter.

Les fonctions économiques des systèmes de traitement sont un élément clé dans le développement d'un modèle d'optimisation applicable à l'assainissement des eaux. La tâche d'un tel modèle est de sélectionner des systèmes d'épuration, ceci dans le but de composer des scénarios de traitement optimaux pour l'ensemble des municipalités d'un bassin. Plusieurs systèmes

de traitement étant définis dans le modèle, une condition nécessaire pour permettre d'effectuer une sélection est que chaque système puisse être représenté par une fonction économiques capable de rendre compte de ses procédés, de sa conception et de son efficacité.

Il a été montré (Pineau, 1984) que le coût des systèmes de traitement (e.g. usine secondaire avec procédé en aération prolongée versus usine secondaire avec procédé en mélange complet) peut être déterminant de la configuration d'une solution de traitement optimale, voire même de son existence pour le modèle. Dès lors, le degré de résolution des fonctions économiques doit donc être suffisamment élevé pour permettre qu'une sélection de systèmes soit possible pour le modèle. Sur un autre point, on peut montrer que l'efficacité des usines d'épuration est un facteur déterminant pour le respect des contraintes de qualité, donc aussi de la solution optimale elle-même. Or, l'efficacité est le résultat direct de la composition d'une chaîne de traitement et de la conception de ses procédés. Il en résulte que des fonctions économiques précises doivent être établies afin de rendre compte du contenu technologique des systèmes de traitement (composition des chaînes, type de procédés, caractéristiques de conception, etc.). Autrement, le modèle d'optimisation conduit à satisfaire des contraintes avec des usines qui, dans les faits, ne correspondent pas aux choix technologiques qui permettraient de les satisfaire.

En somme, une adéquation doit exister entre les fonctions économiques et les technologies qu'elles représentent. En utilisant un modèle de simulation des ouvrages d'épuration (eg. CAPDET), il devient possible d'avoir

suffisamment de contrôle sur le développement des fonctions (éléments de coûts inclus, conception des systèmes, composition des chaînes de traitement) pour s'assurer de réaliser cette adéquation.

PARTIE 2

COÛTS DE CONSTRUCTION

1. ÉLÉMENTS DE COÛT CONSIDÉRÉS

Dans cette étude, l'établissement des fonctions économiques est basé sur deux composantes principales de coûts: (1) les coûts de construction de chaque procédé unitaire qui compose la chaîne de traitement et (2) les coûts connexes, construction de l'usine (exemple: électrification, raccordements de procédés, etc.). Ces composantes sont détaillées dans la structure de coûts du modèle CAPDET, tel que présentée au tableau 1. Notons que les coûts indirects de construction (composante 3, tableau 1) ont été exclus des fonctions économiques, ceci dans le but de maintenir les relations de coûts au niveau des seuls aspects technologiques des systèmes de traitement. Notons aussi que les fonctions économiques excluent les éléments qui sont non déterminants de la technologie des systèmes de traitements, soit le pompage des eaux usées, le pompage des effluents traités et les conduites pour le rejet en milieu récepteur.

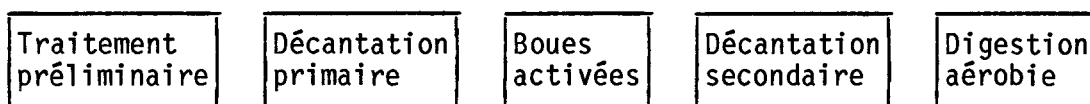
Les coûts unitaires utilisés dans le modèle CAPDET sont présentés à l'annexe II et les paramètres de design utilisés pour la simulation des différentes chaînes de traitement considérées dans cette étude sont donnés à l'annexe III.

2. SYSTÈMES SECONDAIRES

Outre la capacité (débit de design), différents facteurs affectent les coûts d'une usine secondaire, notamment (1) la composition de la chaîne de

traitement, (2) le type de procédé secondaire, (3) la charge à traiter (substrat) et (4) les variables d'opération (e.g. MLVSS). Dans un premier temps, nous convenons d'illustrer le rôle de ces facteurs sur l'estimation des coûts préliminaires d'une usine de traitement secondaire. Nous nous limiterons à utiliser des applications basées sur les systèmes aux boues activées ("suspended growth systems") sans étendre l'exercice aux systèmes secondaires en croissance attachée, tel les filtres biologiques.

Pour simuler les coûts d'un système secondaire aux boues activées, on a défini la chaîne de base suivante:



Dans cette chaîne, le type de procédé aux boues activées constitue un facteur déterminant du coût de construction. Il en existe plusieurs variantes, dont principalement les procédés mélange complet, aération prolongée, conventionnel (écoulement en piston), aération étagée, stabilisation par contact, oxygène pur (ASCE, 1979; McCarty, 1983). Chacune de ces variantes de procédé entraîne des différences de coût significatives dues à leurs caractéristiques respectives de conception et d'opération. Dans un premier temps, ces différences de coût seront mises en évidence en comparant les procédés en mélange complet et en aération prolongée. Ces deux variantes ont été choisies comme base pour le développement des fonctions-coûts des usines d'épuration aux boues activées. Les principales raisons de ce choix

sont que ces deux types de procédés ont des applications importantes dans la pratique du génie sanitaire et qu'ils sont les plus susceptibles d'être appliqués pour répondre aux exigences et aux conditions de traitement rencontrées dans le bassin de la rivière Yamaska (MEQ, 1984). Toutefois, il importe de rappeler que le choix de l'un ou l'autre type de procédé aux boues activées ne saurait dépendre uniquement du critère de coût. D'autres considérations d'ingénierie doivent être placées devant ce critère, notamment quant aux caractéristiques de conception, aux objectifs de traitement, aux conditions de charges à traiter et à la composition de la chaîne de traitement.

Les deux chaînes de traitement secondaires étudiées se présentent donc comme suit:

Chaîne 1



Chaîne 2



Notons que le procédé d'aération prolongée dans la chaîne 1 est simulé dans sa variante des fossés d'oxydation. Dans les deux cas, la décantation

primaire demeure un procédé unitaire optionnel applicable selon les conditions de charges à traiter.

2.1 PROCÉDÉS MÉLANGE COMPLET ET AÉRATION PROLONGÉE

Tel que montré par la figure 3a, on constate que les coûts d'une usine d'épuration aux boues activées sont plus élevés pour un procédé en mélange complet que pour un procédé en aération prolongée. Dans les deux cas, les simulations ont été effectuées en assumant une concentration dans l'affluent de 150 mg/l en DBO et de 100 mg/l en SS à l'entrée du réacteur biologique.

Les différences de coût entre ces deux systèmes sont le résultat direct de leurs caractéristiques de conception respectives. Le procédé d'aération prolongée est conçu pour minimiser la production de boues (digestion aérobie), ce qui présente des avantages réels vis-à-vis le coût de traitement des boues et leur élimination finale. Par contre, cet avantage doit être obtenu au prix d'un plus grand volume d'aération et d'une plus grande consommation d'oxygène et d'énergie (en diminuant le taux de purge des boues, le temps de rétention des solides, θ_c , augmente; le système est alors amené à opérer en phase endogène, résultant en une demande élevée en oxygène; compte tenu des limitations sur les équipements d'aération, l'obtention de taux de transfert satisfaisant nécessite alors un volume d'aération accru). À l'opposé, le procédé en mélange complet a un volume d'aération moins grand mais produit davantage de boues. Les résultats de design présentés au tableau 2 illustre clairement ces différences de conception entre les deux procédés.

Une analyse des coûts de ces deux types de procédés se pose donc dans les termes d'un compromis entre le volume à l'aération, les quantités de boues produites et la consommation d'énergie (aération). À cet égard, la figure 3a peut suggérer que les boues sont un facteur de coût plus critique, puisque le système en mélange complet demeure plus dispendieux en dépit d'un volume de réacteur plus petit. Il est intéressant toutefois d'examiner ici le rôle du type de traitement des boues dans le coût total des ouvrages. Dans la figure 3a, rappelons que les deux chaînes de traitement ont été simulées assumant un procédé de digestion aérobie pour le traitement des boues. Toute autre chose demeurant inchangée, une deuxième simulation a été effectuée en considérant l'introduction d'un procédé d'épaississement gravitaire devant la digestion aérobie, ceci pour le cas uniquement de la chaîne 2 (procédé en mélange complet). La figure 3b présente les résultats. La ligne pointillée représente la chaîne 2 à laquelle on a ajouté un procédé d'épaississement des boues. Pour ces conditions, les coûts des deux chaînes (mélange complet / aération prolongée) sont alors comparables. En diminuant le volume des boues, le procédé d'épaississement a permis de réduire le dimensionnement du digesteur aérobie. On constate, dès lors, qu'à partir d'un tel niveau de design, ce sont l'analyse d'ingénierie, l'expérience et d'autres facteurs, tels l'opération et l'élimination finale des boues, qui deviennent tout aussi déterminants de l'évaluation des deux chaînes de traitement.

2.2 Effet des charges à traiter sur les coûts des systèmes secondaires

Dans le bassin de la rivière Yamaska, les concentrations en DBO totale des eaux usées municipales peuvent varier entre 100 et 175 mg/l selon les

cas (MEQ, 1984). Il s'agit donc d'eaux usées faiblement chargées, ce qui s'explique en raison de l'infiltration dans les réseaux municipaux. Dans le cas des eaux usées industrielles, principalement l'industrie de transformation alimentaire et des textiles, les concentrations en DBO totale peuvent varier entre 250 et 700 mg/l, atteignant plus de 1000 mg/l dans certains cas (MEQ, 1984). Si l'on désire considérer un traitement séparé de certains effluents industriels, dès lors les systèmes secondaires doivent être conçus en fonction d'eaux usées fortement chargées. Assumant une application adéquate des procédés de traitement primaire (e.g. décantation, flottation), les concentrations en DBO à l'entrée du réacteur pourront alors être de l'ordre de 200 à 350 mg/l pour les situations les plus courantes.

La concentration du substrat est l'une des variables majeures dans le design d'un système aux boues activées (McCarty, 1983). Elle affecte le temps de rétention des solides (θ_c), les quantités d'oxygène requises à l'aération, la production des boues, etc. Pour illustrer ces effets sur les coûts d'une chaîne de traitement secondaire, trois simulations ont été effectuées sous des conditions de substrat de 100, 200 et 300 mg/l. La chaîne simulée est basée sur un procédé en mélange complet et est telle que décrite précédemment (traitements préliminaires - boues activées mélange complet - décantation secondaire - digestion aérobie).

Les résultats sont présentés par la figure 4 et indiquent un effet significatif sur les coûts du système. On observe que cet effet devient plus particulièrement marqué pour les débits supérieurs à 5 MGUSD. Par ailleurs, l'examen détaillé des composantes de coûts de cette chaîne met en

évidence que ce sont, dans l'ordre, le digesteur aérobie, le réacteur aux boues activées et les soufflantes dont proviennent l'augmentation de coût imputable aux charges à traiter.

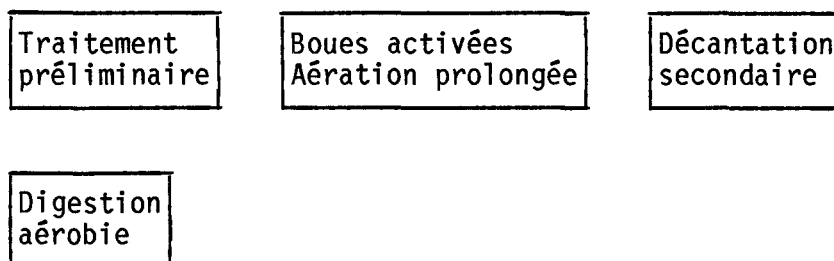
2.3 Effet des MLVSS

Les conditions d'opération du réacteur aux boues activées constituent un autre facteur de coût. Toutefois, on peut considérer que ce facteur intervient surtout à un niveau de design avancé et il serait vain de vouloir accroître la résolution d'un modèle d'optimisation jusqu'à ces niveaux de conception finale des ouvrages. La masse des solides biologiques dans le réacteur (MLVSS) a une incidence sur le volume du réacteur et sur le dimensionnement du décanteur secondaire. La figure 5 présente les résultats des simulations du coût du réacteur en fonction des concentrations en MLVSS. Conformément aux équations de design utilisées dans le modèle (Harris et al., 1982), et selon lesquelles le volume à l'aération diminue avec l'augmentation des MLVSS, on constate à la figure 5 que les coûts du réacteur suivent cette même relation. Au contraire, le dimensionnement du décanteur secondaire étant gouverné par le flux de solides, son coût augmente avec l'augmentation de la masse des solides dans le réacteur. En conséquence, il est généralement accepté que le régime d'opération optimal correspond à la concentration des MLVSS pour laquelle le bilan des coûts du réacteur et du décanteur secondaire est minimum.

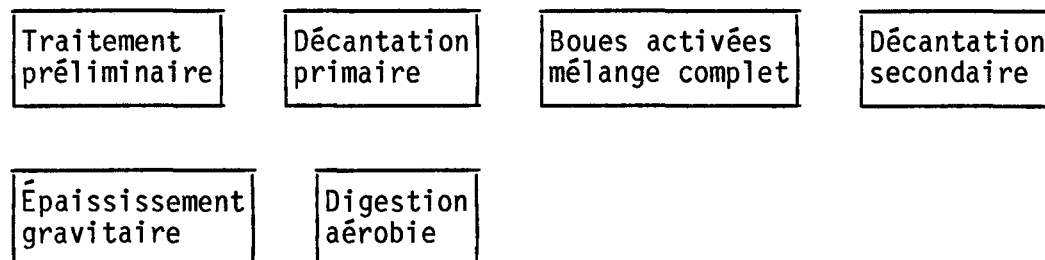
2.4 Chaînes de traitement secondaire définies dans le modèle d'optimisation

Pour les besoins des conditions de traitement rencontrées dans le bassin de la rivière Yamaska (cf.: Pineau et Villeneuve, 1984), trois chaînes secondaires de base ont été définies dans le modèle d'optimisation. Deux de ces chaînes sont basées sur des procédés secondaires en croissance suspendue (boues activées) et une troisième implique un procédé en croissance attachée (filtre biologique).

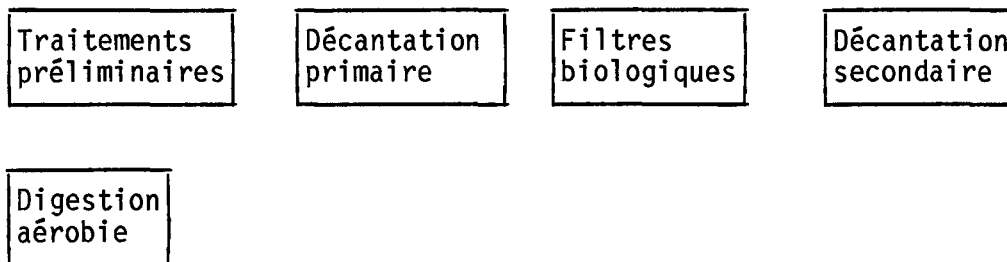
Chaîne 1



Chaîne 2



Chaîne 3



La composition des chaînes a été établie en fonction des conditions de traitement rencontrées (conjoint/séparé, eaux usées urbaines diluées, industriel à forte charge organique, petites communautés, etc.) et les paramètres de design utilisés pour la conception des procédés sont ceux généralement acceptés en pratique au niveau d'un design préliminaire. Ces paramètres de design sont présentés à l'annexe III.

Les figures 6a, 6b et 6c présentent les simulations de coût pour ces deux chaînes de traitement. Un premier fait observé est que les coûts sont non linéaires, obéissant à l'économie d'échelle qui gouverne la construction de ces ouvrages. Dans le cas des deux chaînes aux boues activées (croissance suspendue) (fig. 6a et 6b), un second fait doit être tiré des considérations suivantes:

1. Les coûts des pièces d'équipement d'un procédé unitaire ne sont pas une fonction continue de leur capacité. En pratique, ces coûts suivent une fonction escalier dans laquelle chaque pallier correspond à une capacité commerciale disponible sur le marché. Afin que le modèle CAPDET tienne

compte de cette structure de coût qui est imposée par le marché, des fonctions escaliers ont été incorporées au modèle et les coûts des équipements sont donc déterminés en fonction des différentes gammes de capacités manufacturées (Côté, 1981).

2. D'autre part, le nombre d'unités de procédés (ex.: digesteurs, décanteurs, etc.) est établi pour différentes classes de débits d'usine, sur la base des pratiques de design acceptées (Harris et al., 1982).

L'effet combiné de ces deux facteurs (gammes de capacités, nombre d'unités d'un procédé par classe de débits) se traduit de façon sensible sur la relation coût-débit d'une chaîne de traitement. On peut vérifier avec les figures 6a et 6b que les coûts tendent à être gouvernés par des fonctions différentes selon le registre de débits considéré. Des points de rupture peuvent être identifiés, suggérant un changement dans les gammes de capacité des équipements et dans le nombre d'unités d'un procédé. Si l'on considère, à titre d'exemple, qu'à partir de 6 MGUSD, on passe de 1 à 2 décanteurs, dès lors il est clair que l'économie d'échelle évoluera différemment.

Ces observations nous amènent à soulever cet autre point. Dans la littérature, les fonctions empiriques qui sont développées sur la base des données de coûts observés prennent généralement la forme de fonction puissance du débit ($C = aQ^b$). Les résultats de coûts qui ont été obtenus ici tendent cependant à montrer que cette forme peut être inappropriée en regard de l'évolution réelle des coûts de construction d'une usine en fonction de

sa capacité. Dans cette étude, des ajustements ont été effectués sur les coûts simulés avec différents modèles de fonctions et les résidus les plus satisfaisants ont été obtenus avec des fonctions économiques de type paraboliques (cf.: section 8).

La chaîne de traitement 1 (aération prolongée) a été simulée pour des conditions de concentration dans l'affluent de 150 mg/l en DBO (totale) et de 125 mg/l en SS, ce qui demeure représentatif d'eaux usées municipales moyennement diluées. Les chaînes 2 et 3 ont été simulées pour des conditions d'eaux usées à forte charge organique (cas d'effluents d'industries de transformation alimentaire, en traitement séparé ou conjoint). Dans ces cas, nous avons utilisé des valeurs de substrat de 350 mg/l en DBO (totale) et de 250 mg/l en SS avant décantation primaire. Les coûts de ces trois chaînes de traitement sont représentés aux figures 6a, 6b et 6c. Nous devons rappeler que ces résultats demeurent liés aux conditions de charges en substrat pour lesquelles les trois systèmes ont été simulés. En effet, nous avons déjà mis en évidence à la section 2.2, que la charge à traiter constitue une variable importante du coût d'une chaîne secondaire donnée. Des fonctions économiques utilisant la charge comme deuxième variable explicative du coût pourraient donc être développées pour chaque chaîne secondaire. Ceci permettrait évidemment d'accroître la résolution des fonctions économiques sur toute la gamme des conditions de traitement rencontrées. Toutefois, pour les besoins du modèle d'optimisation, nous avons convenu de nous limiter à des fonctions comportant une seule variable explicative (soit la capacité) et générées sur la base de conditions de charges moyennes.

3. SYSTÈMES DE TRAITEMENTS SECONDAIRES AVEC FILTRATION

L'ajout d'un procédé unitaire de filtration à une chaîne secondaire constitue un investissement additionnel important. Les coûts de capital pour la filtration ont été générés en simulant un procédé de filtration rapide avec lit filtrant de type "dual media" (anthracite et sable). Pour simuler le procédé, nous nous sommes limités aux critères de design types qui sont généralement utilisés au niveau préliminaire de conception (annexe III).

La figure 7 présente les résultats obtenus. Comme dans les cas précédents, on constate que les coûts évoluent différemment selon les gammes de débits en raison des pièces d'équipement et des pratiques de construction.

4. ÉTANGS AÉRÉS FACULTATIFS

Les différentes considérations techniques relatives à ce type de système de traitement biologique ont déjà été présentées dans Pineau et Ville-neuve (1984).

Le volume des étangs constitue la variable maîtresse du coût de ce système. Cette variable est elle-même gouvernée par la charge en DBO (substrat) et par la température. L'effet de la température s'exerce au niveau de la constante de biodégradation. Sous nos conditions, les basses températures d'hiver réduisent la cinétique de biodégradation, ce qui

entraîne théoriquement de grands volumes de rétention (et par conséquent, des coûts plus élevés).

Les aspects théoriques de cette question sont loin d'être tranchés (notamment quant aux critères de design d'un système d'étangs pour les conditions d'hiver). Plutôt de tenter d'établir une fonction-coût sur la base des équations théoriques de conception, nous avons donc choisi de la développer sur la base des règles de pratique. À cet effet, le ministère de l'Environnement du Québec a effectué un suivi de quelques systèmes d'étangs en fonctionnement et il propose, à partir de ses observations, qu'un temps de rétention hydraulique de 22 jours peut constituer une hypothèse de design valable pour différentes conditions de traitement rencontrées au Québec (Bodineau, 1984).

Assumant cette hypothèse de travail, nous avons contraint la conception des étangs aérés facultatifs à un temps de rétention de 22 jours et nous avons procédé aux simulations de coûts. Les résultats sont présentés à la figure 9.

5. COÛT DE TRAITEMENT POUR LE PHOSPHORE

Les technologies disponibles pour effectuer le contrôle du phosphore ont déjà été discutées dans une autre publication (Pineau et Villeneuve, 1984). Dans le cas du programme d'assainissement des eaux pour le bassin de la rivière Yamaska, la méthode de traitement retenue consiste dans une précipitation physico-chimique du phosphore au niveau du décanteur secondai-

re ou de la dernière cellule d'aération des systèmes d'étangs aérés facultatifs.

Nonobstant les coûts en capital reliés au système doseur, à la chambre de mélange rapide et au système d'entreposage, les coûts de cette méthode sont essentiellement dus aux produits chimiques, en l'occurrence ici l'alun. L'établissement d'une fonction-coût pour représenter les coûts de traitement du phosphore est alors soumis aux conditions suivantes:

1. Les coûts de l'alun sont une fonction du dosage et du débit à traiter.
2. Le dosage est une fonction de la concentration en phosphore dans l'affluent, du pH, de l'alcalinité et de l'efficacité d'enlèvement désirée.

Sur cette base, deux approches pouvaient être considérées pour permettre au modèle d'optimisation de générer les coûts de traitement associés à la précipitation du phosphore:

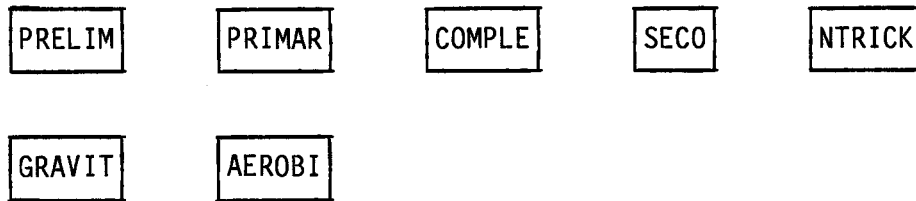
1. Incorporer au modèle un algorithme de calcul pour déterminer stochiométriquement les dosages d'alun en fonction des caractéristiques d'eaux usées et de l'efficacité désirée; appliquer ensuite un coût unitaire aux quantités d'alun ainsi calculées.
2. Développer une fonction-coût en assumant une concentration type de 150 mg/l d'alun comme valeur de dosage, ce qui constitue alors une

approximation utilitaire des coûts impliqués pour effectuer un contrôle du phosphore.

Pour les besoins du modèle d'optimisation, nous avons choisi de retenir la seconde approche. L'hypothèse est simplificatrice, certes, mais son application demeure valable si l'on ne perd pas de vue que le but du modèle d'optimisation est non pas de calculer des dosages d'alun, mais d'imputer un coût distinct à la décision d'effectuer un contrôle du phosphore. Et plutôt que d'imputer n'importe quel coût, cette hypothèse permet d'utiliser une fonction qui, tout en étant simple, demeure attachée à la réalité par une valeur typique de dosage (Prested et al., 1977).

6. NITRIFICATION

Les coûts de nitrification ont été représentés à la figure 10, sur la base d'une chaîne de traitement constituée d'un réacteur aux boues activées en série avec un filtre biologique. Il s'agit ici d'une chaîne typique pour la production d'un effluent nitrifié (Metcalf & Eddy Inc., 1979; McCarty, 1983). De façon plus précise, elle se compose des procédés unitaires suivants:



Rappelons que dans cette chaîne, le réacteur aux boues activées (COMPLE) réalise l'oxydation de la matière organique (DBO_5) alors que la nitrification est assurée par un procédé de filtre biologique. Les coûts représentés à la figure 10 s'appliquent uniquement au procédé de nitrification et comprennent deux éléments principaux, soit les coûts du filtre biologique nitrifiant et des pompes de recirculation (Harris et al., 1983). Les coûts des autres éléments de cette chaîne (incluant les coûts connexes de construction) demeurent identiques à ceux de la chaîne secondaire déjà simulée à la figure 6b.

Notons que les coûts de nitrification peuvent également être représentés sur la base de d'autres procédés, tel que déjà discuté par Pineau et Villeneuve (1984). Cependant, pour les fins du présent modèle d'optimisation, nous convenons de prendre en compte et d'imputer les coûts de nitrification sur la base de cette chaîne de traitement, laquelle constitue d'ailleurs une solution classique au contrôle de l'azote ammoniacale. Ce système

peut être remplacé par tout autre dans le modèle, à condition que les implications qui en résultent sur le design et les coûts soient correctement prises en compte.

7. USINE DE TRAITEMENT PRIMAIRE

Les coûts d'une usine de traitement primaire sont représentés à la figure 11 sur la base de la chaîne suivante:



Des usines primaires de ce type se retrouvent dans plusieurs villes au Canada (Rupkee & Ass., 1982). Évidemment, il s'agit d'une solution de traitement minimale. L'existence de ce type de traitement correspond à un choix technique et environnemental qui pouvait paraître adéquat (et satisfaisant) voilà 15 ans, c'est-à-dire à une époque où l'on assistait aux premières mesures de contrôle de la pollution. Aujourd'hui, le choix d'une telle solution ne recevra aucune faveur a priori, ne serait-ce qu'en vertu du raisonnement simple qu'une telle solution ne peut permettre de rencontrer les normes de traitement qui sont maintenant imposées. Notre position cependant, est que les normes actuelles n'ont souvent aucune relation valable avec la dynamique et la sensibilité du milieu récepteur, si bien qu'il nous apparaît injustifié d'exclure a priori cette solution (Pineau et Ville-

neuve, 1984). Nous avons tenu à inclure cette option dans le modèle d'optimisation, ne serait-ce uniquement dans le but de mettre en évidence les implications économiques qui peuvent résulter d'un scénario d'assainissement dans lequel la solution d'une usine primaire n'a pas place. Car un fait demeure, à savoir que dans certaines conditions, on peut démontrer que le choix d'une usine primaire constitue une solution acceptable pour le milieu récepteur en même temps que la plus économique.

Cette solution fut donc incluse au modèle afin de permettre d'en évaluer l'intérêt comme facteur d'optimisation des coûts d'assainissement. Le modèle conserve néanmoins la souplesse de considérer ou non cette solution dans l'élaboration d'un scénario optimal d'assainissement.

8. RÉSULTATS

Le tableau 4 présente les fonctions économiques qui permettent d'exprimer les coûts en capital de différentes chaînes de traitement. Ces fonctions sont étroitement reliées au contenu technologique spécifique de chaque chaîne de traitement. Elles sont conformes aux types de procédés qui composent une chaîne donnée. De plus, elles traduisent aussi leurs principales caractéristiques de conception, car ces fonctions demeurent, au premier titre, basées sur un design préliminaire des procédés.

Ces fonctions ont été établies à partir des résultats de coûts obtenus aux sections précédentes. Par la méthode des moindres carrés, différents modèles d'équation ont été ajustés aux données de coûts simulées. Les équations

tions résultant en un résidu minimum furent retenues pour constituer les fonctions présentées au tableau 4.

PARTIE 3

COÛTS D'EXPLOITATION
(OPÉRATION ET ENTRETIEN)

1. IMPORTANCE DES COÛTS D'EXPLOITATION

Beck (1981) pose le constat suivant. Avant 1973, on admettait généralement comme règle que les coûts d'opération et d'entretien des usines d'épuration étaient négligeables, tout au moins en regard du capital investi pour la conception et la construction de l'ouvrage. Vers la fin des années 70 cependant, cette situation eut tôt fait de changer radicalement. L'auteur cite à l'appui une étude publiée par Engineering News Record en 1977 et qui établissait à 6,1 ans, en moyenne, le nombre d'années nécessaires pour que les coûts d'opération et d'entretien d'une usine d'épuration totalisent plus que l'investissement en capital.

À défaut de pouvoir valider ce résultat, nous avons tout au moins vérifié la tendance qu'il exprime en utilisant des données actuelles et en contexte canadien. Pour ce faire, nous avons considéré une usine secondaire de type aération prolongée, telle que déjà décrite à la section 2.4. L'estimation préliminaire des coûts de construction d'une telle usine (capacité 10 MGUSD) a été établie par simulation avec le modèle CAPDET à 9 millions \$ (dollars canadiens, 1981) (cf.: figure 6a). CAPDET fournit également une estimation des coûts d'opération et d'entretien qui s'élèvent, pour cette usine, à 580 000 \$ / an. Dans l'hypothèse d'un taux d'intérêt de 10 %, on peut montrer que cette annuité totalisera le coût d'investissement en capital de l'usine après 9,8 ans (et après 12,9 ans si l'on assume un taux d'intérêt de 3 % au lieu de 10 %).

Les coûts d'exploitation sont donc très importants. D'aucuns attribueront cette croissance rapide des frais d'opération et d'entretien à l'augmentation du prix de l'énergie (Middlebrooks et al., 1981). Toutefois, à la lumière des résultats fournis par CAPDET dans d'autres travaux, on constate aussi que le personnel constitue une variable maîtresse des coûts d'exploitation (Pineau et al., 1985).

Qualifiés de négligeables voilà quelques années à peine, les coûts d'opération et d'entretien suscitent aujourd'hui une préoccupation majeure dans la planification des ouvrages de traitement. Leur importance en font désormais un facteur important de la sélection des systèmes de traitement et, du fait même, un facteur d'optimisation des solutions d'assainissement. Afin d'intégrer ce facteur au développement d'un modèle d'optimisation, nous présentons dans cette section les fonctions économiques qui ont été développées pour représenter les coûts d'opération et d'entretien des principales chaînes de traitement considérées dans la section précédente.

2. ÉLÉMENTS DE COÛT CONSIDÉRÉS

Les fonctions de coûts d'opération et d'entretien ont été générées avec le modèle CAPDET sur la base des données de conception et de coûts unitaires présentés aux annexes II et III. Les procédures de calcul de ces coûts par CAPDET sont présentées et discutées dans les travaux de Pineau et al. (1985).

CAPDET établit le coût d'opération et d'entretien d'une usine de traitement d'après sept composantes: (1) main-d'oeuvre à l'opération, (2) main-d'oeuvre à l'entretien, (3) électricité, (4) produits chimiques, (5) pièces de rechange / matériel d'entretien, (6) laboratoire et (7) administration. Le coût total d'exploitation constitue la somme de ces éléments. Toutefois, aux fins de développer les fonctions économiques, nous avons dû exclure deux composantes du coût total d'exploitation, soit laboratoire et administration. Dans ces cas, en effet, CAPDET utilise des fonctions paramétriques qui traduisent des standards de pratique américaine qui sont sans équivalent au Canada. Il en résulte que les coûts estimés sur cette base n'ont pas de signification en contexte canadien. Mentionnons aussi que CAPDET fournit des estimations imprécises de la consommation d'électricité des systèmes de traitement. Les travaux de Pineau et al. (1985) ont mis en évidence que le modèle surestime généralement la consommation d'électricité, souvent jusqu'à plus de 50 % de la consommation réelle observée. En dépit de cette source d'erreur, nous avons convenu de ne pas exclure les coûts d'électricité des données utilisées pour générer les fonctions économiques. L'énergie constitue une composante trop importante des frais d'exploitation et nous avons considéré qu'elle devait être présente dans les fonctions.

3. RÉSULTATS

Les résultats des coûts d'exploitation simulés sont présentés aux figures 12 à 15 pour les principales chaînes de traitement précédemment considérées.

Dans le cas de la figure 12, on peut observer des écarts importants dans les frais d'exploitation des trois types de chaînes secondaires. Ces différences s'expliquent principalement par la composition respective des chaînes de traitement (qui, rappelons-le, a été établie en fonction de différentes conditions de traitement rencontrées dans le bassin de la rivière Yamaska - conjoint / séparé - industriel à forte charge - petites communautés, etc.).

Différents modèles d'équations ont été ajustés sur ces données et les fonctions résultantes pour les coûts d'exploitation sont présentées au tableau 5.

CONCLUSION

Cette étude avait pour but de proposer des fonctions économiques capables de réaliser une adéquation entre le contenu technologique des chaînes de traitement et les coûts de construction et d'exploitation. Cette adéquation constitue une condition essentielle du développement d'un modèle d'optimisation applicable à l'assainissement des eaux et, de façon plus large, à la gestion des ressources en eau.

Jusqu'à maintenant, les modèles d'optimisation ont été basés sur des fonctions-coût théoriques ou empiriques. L'utilisation d'un modèle de simulation des systèmes de traitement pour générer des fonctions à grande résolution technologique constitue à cet égard une approche nouvelle, qui ouvre la voie à d'importants progrès dans le domaine de l'application des techniques d'optimisation à la gestion des ressources en eau.

Dans cette étude, nous avons utilisé le modèle CAPDET. Cet outil permet de véritablement intégrer aux fonctions économiques les principales caractéristiques de conception des procédés de traitement et d'exprimer les coûts réels du contrôle de différents polluants. Outre la capacité, c'est-à-dire le débit de conception, plusieurs facteurs peuvent affecter les coûts d'une usine d'épuration. Les fonctions économiques que nous avons proposées tiennent compte des facteurs les plus importants, soit la composition des chaînes de traitement, les types de réacteur biologique, les équipements et les caractéristiques de conception des procédés. On a mis en évidence l'importance d'autres facteurs, tels les charges en substrat et les

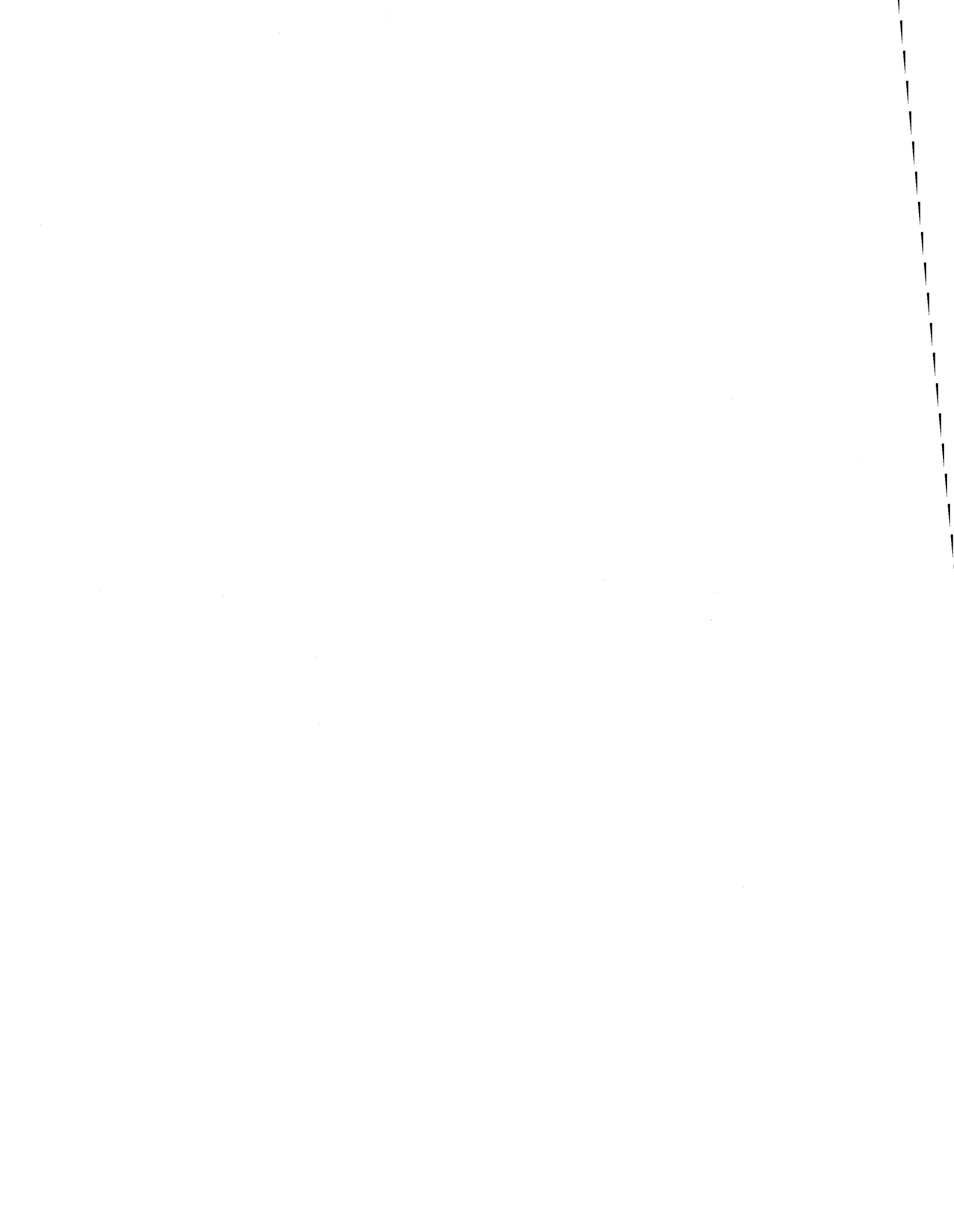
concentrations de biomasse active dans le réacteur (MLVSS). Toutefois, nous avons convenu de ne pas inclure ces derniers en tant que variables explicites des fonctions-coûts. Le traitement des boues constitue aussi un autre facteur de coût important. Bien qu'il ait été dûment pris en compte dans les simulations, nous nous sommes limités dans cette étude à considérer une ligne minimale de traitement des boues, constituée du seul procédé unitaire de digestion aérobie (dans un autre cas seulement, nous avons également considéré l'épaississement gravitaire). Or, il existe de nombreuses possibilités technologiques pour le traitement des boues. Celles-ci n'ont pas été exploitées dans le cadre de cette étude, non plus que l'effet des caractéristiques des boues sur les coûts de ces procédés de traitement.

Au plan pratique, il importe d'insister sur le fait que l'utilisation des fonctions obtenues ici doit toujours être reliée aux éléments de coûts qu'elles incluent et au type de chaîne de traitement qu'elles représentent. Sous cette condition, les fonctions présentées dans ce document permettent de fournir une estimation préliminaire des coûts des ouvrages des traitements à l'intérieur d'une marge d'erreur de 20 % des coûts réels.

RÉFÉRENCES

- ASCE (American Society of Civil Engineers) (1979).
Secondary treatment alternatives: suspended growth. Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE, 106(EE3): 473-503.
- BECK, M.B. (1981).
Operational water quality management: beyond planning and design. Executive report # 7, International Institute for Applied Systems Analysis (IIASA), Vienne, 1981, 74 p.
- BODINEAU, R. (1984).
Communication personnelle. Chargé de projet à l'implantation des usines d'épuration, ministère de l'Environnement du Québec, Assainissement urbain, Montréal.
- CÔTÉ, P.L. (1981).
Évaluation de CAPDET - Estimation des coûts de construction. Dans: Compte rendus du 4^e Colloque sur le traitement des eaux usées. Environnement Canada, Association québécoise des techniques de l'eau et Société québécoise d'assainissement des eaux, Montréal, 16-17 novembre.
- HARRIS, R.W., CULLINANE, Jr. M.J. et P.T. SUN (1982).
Process design and cost estimating algorithms for the Computer Assisted Procedure for Design and Evaluation of Wastewater Treatment Systems (CAPDET). Prepared for U.S. Environmental Protection Agency by the Environmental Engineering Division of the U.S. Army Engineer Waterways Experiment Station, Vicksburg, Mississippi.
- KARAZIVAN, K. (1982).
Communication personnelle - Chargé de projet, ministère de l'Environnement du Québec à Montréal.
- KLEMETSON, S.L. et W.J. GRENNEY (1976).
Physical and economic parameter for planning regional wastewater treatment systems. Journal of the Water Pollution Control Federation, 48(12): 2690-2699.
- LAWRENCE, A.W. et P.L. McCARTY (1970).
A unified basis for biological treatment design and operation. Journal of the Sanitary engineering division, ASCE, vol. 96.
- McCARTY, P.L. (1983).
Course notes. Water Quality Control II. Stanford University, Department of Civil Engineering, Spring.
- MEQ (1984).
Ministère de l'Environnement du Québec. Données obtenues auprès du Service de l'Assainissement urbain, Montréal.

- METCALF & EDDY INC. (1979).
Wastewater engineering-treatment, disposal and reuse. McGraw-Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering, second edition.
- MIDDLEBROOKS, E.J, MIDDLEBROOKS, C.H. and S.C. REED (1981).
Energy requirement for small wastewater treatment systems. Journal of Water Pollution Control Federation, 53(7): 1172-1197.
- PINEAU, M. (1984).
Modèle mathématique d'optimisation pour la construction d'un réseau d'usines d'épuration à l'échelle d'un bassin versant. Thèse de doctorat, INRS-Eau.
- PINEAU, M. et J.P. VILLENEUVE (1984).
Solutions de traitement applicables aux municipalités du bassin de la rivière Yamaska. Institut national de la recherche scientifique, INRS-Eau, rapport scientifique n° 167.
- PINEAU, M., CÔTÉ, P. et J.P. VILLENEUVE (1985).
Evaluation of the CAPDET model for the design and cost estimation of wastewater treatment plants under canadian conditions (accepté pour publication dans la Revue canadienne de génie civil).
- PINEAU, M., VILLENEUVE, J.P. et P. BOUDREAU (1984).
Wastewater treatment alternatives for municipalities along a stream system (soumis à la Revue canadienne de génie civil).
- PRESTED, B.P., SHANNON, E.E. et R.J. RUSH (1977).
Development of predictions models for chemical phosphorous removal - Volume 1. Wastewater Technology Centre (Burlington). Pêche et Environnement Canada, Research Report = 68, Ottawa, 1977, 52 p.
- RUPKE & ASSOCIATES (1982).
Pollution control plants regional differences in operating cost data base. Technical report n° VP-R-129, prepared for Environment Canada.
- THIANSKY, D.P. (1974).
Historical development of water pollution control cost functions. Journal of Water Pollution Control Federation, 46: 813-846.
- USEPA (United States Environmental Protection Agency) (1981, 1983).
Computer assisted procedure for the design and evaluation of wastewater treatment systems (CAPDET) - Program user's guide. U.S. Army Engineer Waterways Experiment Station, Environmental Engineering Division, Vicksburg, Mississippi, EM 1110-2-501.
- USEPA (United States Environmental Protection Agency) (1978).
Environmental costs for municipal wastewater treatment plants: 1973-1977. Technical report # EPA 430/9-77-013, MCD-37.



ANNEXE I
Liste des abréviations

PRELIM: Traitements préliminaires (dégrillage - désablage)
PRIMAR: Décantation primaire
COMPLE: Boues activées mélange complet
EXTEND: Boues activées aération prolongée (variante fossé d'oxydation)
TRICKL: Filtre biologique
AERA : Etangs aérés facultatifs
SECO : Décantation secondaire
COAGUL: Précipitation physico-chimique du phosphore par addition d'alun à l'entrée du décanteur secondaire
NITRI : Nitrification sur filtre biologique
FILTRA: Filtration rapide "dual-media"
GRAVIT: Épaississement gravitaire
AEROBI: Digestion aérobie

ANNEXE II
Données de coûts unitaires généraux

Coûts unitaires généraux et indices économiques¹

UNIT PRICES AND COSTS INDICES (2-3-4)

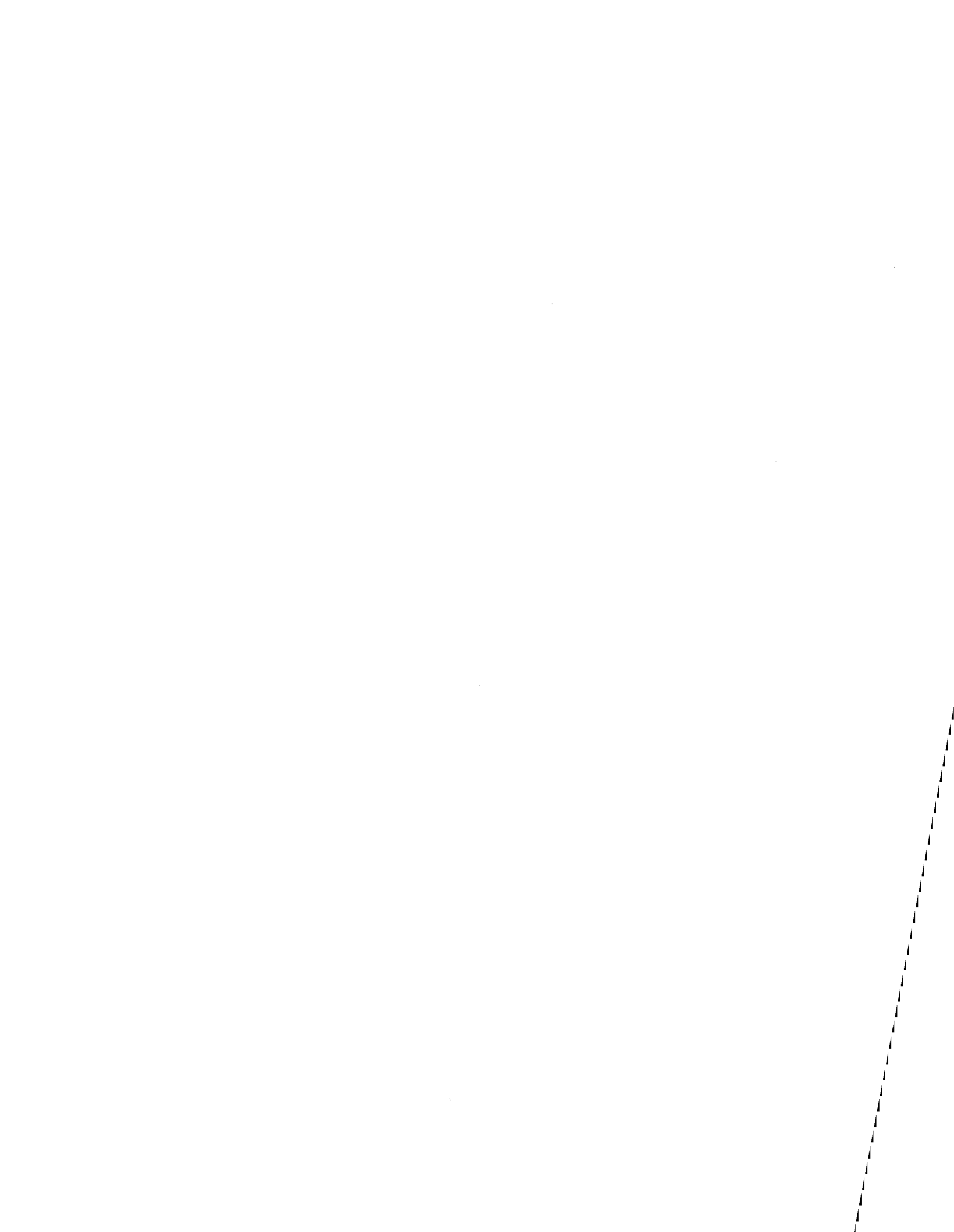
| | | |
|--------------------------------------|---------|---------|
| I BUILDING | 120.00 | \$/SQFT |
| I EXCAVATION | 4.00 | \$/CUYD |
| I WALL CONCRETE | 325.00 | \$/CUYD |
| I SLAB CONCRETE | 210.00 | \$/CUYD |
| I MARSHALL AND SWIFT INDEX | 736.40 | |
| I CRANE RENTAL | 100.00 | \$/HR |
| I EPA CONSTRUCTION COST INDEX | 180.00 | |
| I CANOPY ROOF | 17.00 | \$/SQFT |
| I LABOR RATE | 15.00 | \$/HR |
| I OPERATOR CLASS II | 13.00 | \$/HR |
| I ELECTRICITY | .03 | \$/KWHR |
| I CHEMICAL COSTS | | |
| LIME | .08 | \$/LB |
| ALUM | .10 | \$/LB |
| IRON SALTS | .50 | \$/LB |
| POLYMER | 3.00 | \$/LB |
| I ENGINEERING NEWS RECORD COST INDEX | 3735.00 | |
| I HANDRAIL | 30.00 | \$/FT |
| I PIPE COST INDEX | 365.00 | |
| I PIPE INSTALLATION LABOR RATE | 15.00 | \$/HR |
| I EIGHT INCH PIPE | 11.07 | \$/FT |
| I EIGHT INCH PIPE BEND | 106.00 | \$/UNIT |
| I EIGHT INCH PIPE TEE | 157.00 | \$/UNIT |
| I EIGHT INCH PIPE VALVE | 1642.00 | \$/UNIT |
| LARGE CITY EPA INDEX | 198.0 | |
| SMALL CITY EPA INDEX | 180.0 | |

¹ Dollars canadiens et indices, base 1981

² Côté (1984)

³ Karazivan (1982)

⁴ Harris et al. (1983)



ANNEXE III
Données de design

FLOTATION

AIR PRESSURE 50. PSIG
 DETENTION TIME 0.4 HR
 SOLID LOADING 15. LB/SQFT/D
 HYDRAULIC LOADING 3. GPM/SQFT
 RECYCLE TIME IN PRESSURE TANK 3. MIN
 PERCENT SOLID REMOVAL 60.
 AIR/SOLID RATIO 0.02
 FLOAT CONCENTRATION 3.
 REMOVAL BOD=40 COD=40 TKN=5

END

PRIMARY CLARIFICATION

SURFACE OVERFLOW RATE 800.
 SIDEWATER DEPTH 12.0
 SPECIFIC GRAV 1.04
 UNDERFLOW 4.0
 REMOVAL SOLIDS=60 BOD= 45 COD=30 TKN=5 P=2

CIRCULAR

END

AERATED LAGOON

MOD 1

SUMMER TEMP 30
 WINTER TEMP 30
 EFFLUENT SBOD 20
 CONSTANT K=0.40 A=.73 AP=.52 B=.075 BP=.15 THETA=1.065 P=1.0
 DETENTION TIME 25
 LINER UPILL=0.44 RSLL=15
 FACULTATIVE AERATED LAGOON
 MIXED LIQUOR SS=150 VSS=100

END

AERATED LAGOON

MOD 2

SUMMER TEMP 30
 WINTER TEMP 30
 EFFLUENT SBOD 20
 CONSTANT K=0.40 A=.73 AP=.52 B=.075 BP=.15 THETA=1.065 P=1.0
 DETENTION TIME 10
 LINER UPILL=0.44 RSLL=15
 FACULTATIVE AERATED LAGOON
 MIXED LIQUOR SS=150 VSS=100

END

COMPLETE MIX ACTIVATED SLUDGE

CONSTANT K=0.0015 A=0.73 AP=.52 B=.075 BP=.15 F=40. FP=.53
 F/M RATIO 0.4
 MIXED LIQUOR SS=4500 VS=3200
 TEMPERATURE COEFF 1.03

EFFLUENT BODS 10. MG/L
 DIFFUSED AERATION ALFA=0.9 BETA=0.9 AF=20.0 STE=6.0

END

EXTENDED AERATION

CONSTANTS K=0.0015 A=.73 AP=.52 B=.075 BP=.15 F=40. FP=.53 AO=.6

MIXED LIQUOR MLSS=3000 MLVSS=2400
 TEMPERATURE COEFF 1.03
 EFFLUENT BODS 15.
 END
 OXIDATION DITCH
 CONSTANT K=0.0015 A=0.73 AP=.52 B=.075 BP=.15 F=40. FP=.53 AO=.56
 F/M RATIO 0.1
 MIXED LIQUOR SS=6000 VS=4000
 EFFLUENT BODS 15. MG/L
 END
 TRICKLING FILTER
 SOLID PRODUC RATE 0.55
 EFFLUENT BOD (TOT) 30.
 HYDRAULIC LOADING 0.75 GPM/SQFT
 SURFPAC SPECIFIC SURF 26. SQFT/CUFT
 END
 N TRICKLING FILTER *****NITRIFICATION*****
 TEMPERATURE SUM=18 WIN=18.
 EFFLUENT AMMONIA SUM=3. WIN=3.
 SPECIFIC SURFACE 41.5
 SURFACE LOADING RATE 0.75
 ALKALINITY 300.
 END
 A SECO
 SOLID LOADING RATE 20
 SURFACE OVERFLOW RATE 500
 SPECIFIC GRAV 1.005 *****FOR COMPLEMIX *****
 UNDERFLOW CONC 0.9
 SIDE WATER DEPTH 12.0
 EFFLUENT SUSPENDED 30. MG/L
 CIRCULAR
 END
 O SECO
 SOLID LOADING RATE 20
 SURFACE OVERFLOW RATE 400 *****
 SPECIFIC GRAV 1.015
 UNDERFLOW CONC 0.9
 SIDE WATER DEPTH 12.0
 EFFLUENT SUSPENDED 30. MG/L
 CIRCULAR
 END
 T SECO (TRICKLING FILTERS)
 SOLID LOADING RATE (MAX) 20. LB/SQFT/D
 SURFACE OVERFLOW RATE 500. GAL/SQFT/D
 SPECIFIC GRAVITY OF SLUDGE 1.03
 UNDERFLOW CONCENTRATION 3.
 WEIR OVERFLOW RATE 15000. GAL/FT/D
 SIDE WATER DEPTH 9.
 EFFLUENT SUSP SOLIDS 30.
 FILTER UNDERFLOW SOLIDS 1800. MG/L
 CIRCULAR
 END
 COAGUL
 ALUM DOSAGE 150.
 REMOVAL SS=40. BOD=20. COD=0.01 TKN=0.01 PO=90.
 END
 FILTRATION *****DUAL MEDIA*****
 LOADING RATE 6.
 APPROACH VELOCITY 0.005
 LAYERS NUMBER= 2
 D=1.0 K=6 POR=0.5 DIA=.0046 SF=7.0 SG=1.4 ***ANTHRA***
 D=1.0 K=5 POR=.40 DIA=0.0020 SF=8.5 SG=2.65 *****SAND***
 END
 GRAVITY THICKENING
 UNDERFLOW 2.

MASS LOADING 12.

DEPTH

9.

END

AEROBIC DIGESTION

RETENTION TIME 30

VOLATIL SOLIDS DESTROY 35

MIXED LIQUOR SOLIDS 10000.

TEMPERATURE 10.

END

ANAEROBIC DIGESTION

NORTHERN

END

SOURCES

Rupke & Associated (1982)

USEPA (1981)

Metcalf & Eddy Inc. (1979)

Karazivan (1982)

BPR Consultants (1984)

Tableau 1

Composantes de coût du modèle CAPDET¹

| Composantes | Éléments inclus | Méthode d'estimation |
|---|---|---|
| 1- Coût de construction des procédés unitaires | <ul style="list-style-type: none"> • excavation • béton • bâtiment • main-d'oeuvre • équipements des procédés (ex.: soufflantes, diffuseurs, etc.) • installation | Calculé par le modèle pour chaque procédé par une méthode de coût unitaire |
| 2- Coûts connexes associés à la construction de l'usine | <ul style="list-style-type: none"> • préparation du site • électrification • instrumentation et contrôle • raccordement des procédés • bâtiments | Calculé pour l'ensemble de l'usine sur la base de fonctions paramétriques empiriques et indicées |
| 3- Coûts indirects | <ul style="list-style-type: none"> • contingences • administration • inspection • conception technique • design | Calculé comme un % du coût total de construction de l'usine (les % utilisés demeurant sous le contrôle de l'usager) |

¹ Tiré de Pineau et al., (1985)

Tableau 2

Comparaison des caractéristiques
de design de deux procédés aux boues activées¹

| Caractéristiques de design | Aération prolongée | Mélange complet |
|---------------------------------------|-----------------------|--------------------|
| Volume à l'aération (MGUS) | 1.27 | 0.39 |
| Temps de rétention (hr) | 15. | 4.6 |
| Oxygène requis à l'aération (1g/j) | 8 430 | 3 340 |
| Production boues (gal.US/j) | 11 215 | 40 040 |

¹ Les deux procédés ont été simulés pour les conditions suivantes:
(1) $Q = 1$ MGUSD, (2) BOD = 150 mg/l, (3) SS = 100 mg/l. Les autres données de design sont détaillées à l'annexe I.

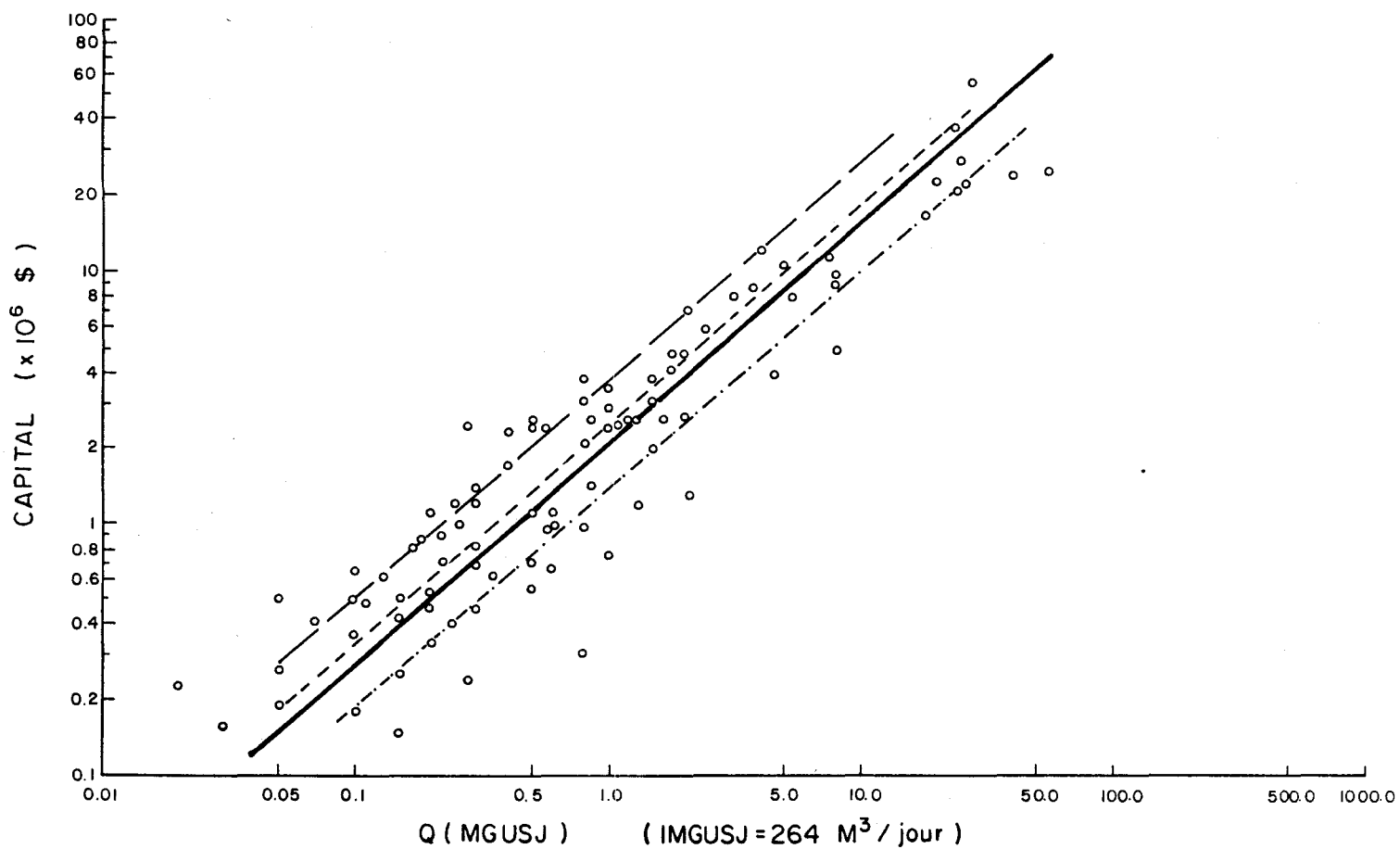
Tableau 3: Fonctions économiques - Coûts de construction

| TYPE D'USINE | CHAÎNE DE TRAITEMENT | COÛT TOTAL DE CONSTRUCTION (x 10 ⁶ \$/an) |
|--|--|---|
| Boues activées (mélange complet) | PRIMAR-COMPLE-SECO-GRAVIT-AEROBI | $C = (1,49 Q^{,1617} + 1,007 Q) p$ |
| Boues activées (mélange complet) / filtration | PRIMAR-COMPLE-SECO-FILTRA-GRAVIT AEROBI | $C = (1,49 Q^{,1617} + 1,199 Q - 0,0084 Q^2 + 0,00023 Q^3)p$ |
| Boues activées (mélange complet) / controle du phosphore | PRIMAR-COMPLE-COAGUL-SECO-GRAVIT AEROBI | $C = (1,49 Q^{,1617} + 1,007 Q)p + 0,0001 Q^3 - 0,0033 Q^2 + 0,128 Q$ |
| Boues activées (mélange complet) / contrôle du phosphore / filtration | PRIMAR-COMPLE-COAGUL-SECO-FILTRA GRAVIT-AEROBI | $C = 1,49 Q^{,1617} + 1,119 Q - 0,0084 Q^2 + 0,00023 Q^3)p + 0,0001 Q^3 - 0,0033 Q^2 + 0,128 Q + 0,128 Q$ |
| Boues activées (mélange complet) / nitrification | PRIMAR-COMPLE-SECO-NITRI-GRAVIT AEROBI | $C = 1,49 Q^{,1617} + 1,1468 Q + 0,2043 Q^{,2858})p$ |
| Boues activées (aération prolongée) | PRELIM-EXTEND-SECO-AEROBI | $C = (1,41 Q^{,547} + 0,4024 Q)p$ |
| Boues activées (aération prolongée) / Filtration | PRELIM-EXTEND-SECO-FILTRA-AEROBI | $C = (1,41 Q^{,547} + 0,594 Q - 0,0084 Q^2 + 0,00023 Q^3)p$ |
| Boues activées (aération prolongée) / contrôle du phosphore | PRELIM-EXTEND-COAGUL-SECO-AEROBI | $C = (1,41 Q^{,547} + 0,4024 Q)p + 0,0001 Q^3 - 0,0033 Q^2 + ,128 Q$ |
| Boues activées (aération prolongée) / contrôle du phosphore / filtration | PRELIM-EXTEND-COAGUL-SECO-FILTRA AEROBI | $C = (1,41 Q^{,547} + 0,594 Q - 0,0084 Q^2 + 0,00023 Q^3)p + 0,0001 Q^3 + 0,0033 Q^2 + 0,0033 Q^2 + ,128 Q$ |
| Filtre biologique | PRELIM-EXTEND-COAGUL-SECO-FILTRA AEROBI | $C = (0,121 Q^3 - 0,215 Q^2 + 1,98 Q)p$ |
| Filtre biologique / contrôle du phosphore | PRELIM-PRIMAR-TRICKL-COAGUL-SECO AEROBI | $C = (0,0121 Q^3 - 0,215 Q^2 + 1,98 Q)p + 0,0001 Q^3 - 0,0033 Q^2 + 1,28 Q$ |
| Étangs aérés facultatifs | AERA | $C = (0,5946 Q^{,3783} + 0,4717 Q)p$ |
| Étangs aérés facultatifs / contrôle du phosphore | AERA-COAGUL | $C = (0,5946 Q^{,3783} + 0,4717 Q)p + 0,0001 Q^3 - 0,0033 Q^2 + ,128 Q$ |
| Usine primaire | PRELIM-PRIMAR-AEROBI | $C = (0,6346 Q^{,2952} + 0,2024 Q)p$ |

Tableau 4: Fonctions économiques - Coûts d'exploitation

| TYPE D'USINE | CHAÎNE DE TRAITEMENT | COÛT D'EXPLOITATION (\$ / AN) |
|--|--|---|
| Système secondaire aux boues activées | PRELIM-EXTEND-SECO-AEROBI | $C = 49,68 Q^3 - 1,879 Q^2 + 51,032 Q$ |
| Système secondaire / boues activées avec filtration | PRELIM-EXTEND-SECO-FILTRA-AEROBI | $C = 57,5 Q^3 - 2204,6 Q^2 + 57,032 Q$ |
| Boues activées / nitrification | PRIMAR-COMPLE-SECO-NITRI-GRAVIT- AEROBI | $C = 63,5 Q^3 - 2356 Q^2 + 57036 Q$ |
| Étangs aérés facultatifs | AERA | $C = 126,9 Q^3 - 2318,8 Q^2 + 15,984 Q$ |
| Usine primaire | PRELIM-PRIMAR-AEROBI | $C = 59,7 Q^3 - 1627,5 Q^2 + 18808 Q$ |

Figure 1: Fonction empirique du coût total de construction d'une usine de traitement secondaire



Tiré et adapté de USEPA (1978). Éléments de coûts non définis par les auteurs.

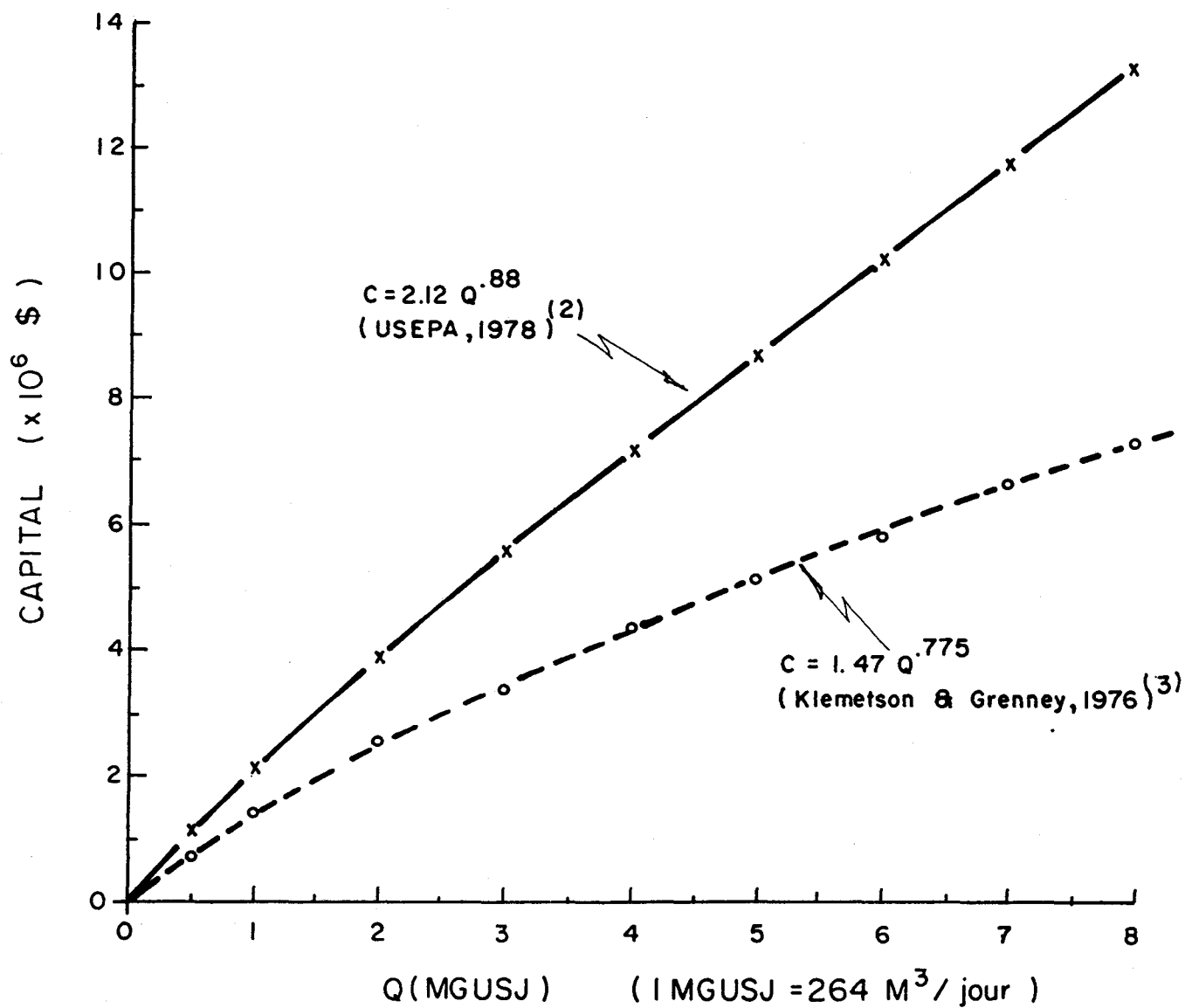


Figure 2a: Comparaison de deux fonctions empiriques du coût total de construction d'une usine secondaire⁴

¹ Dollars américains, 1977.

² Fonction originale en dollars américains, 1977.

³ Fonction originale en dollars américains 1974 ramenée à une base 1977 par l'indice ENR-B (Engineering News Record Building Cost Index).

⁴ Éléments de coûts inclus non définis par les auteurs

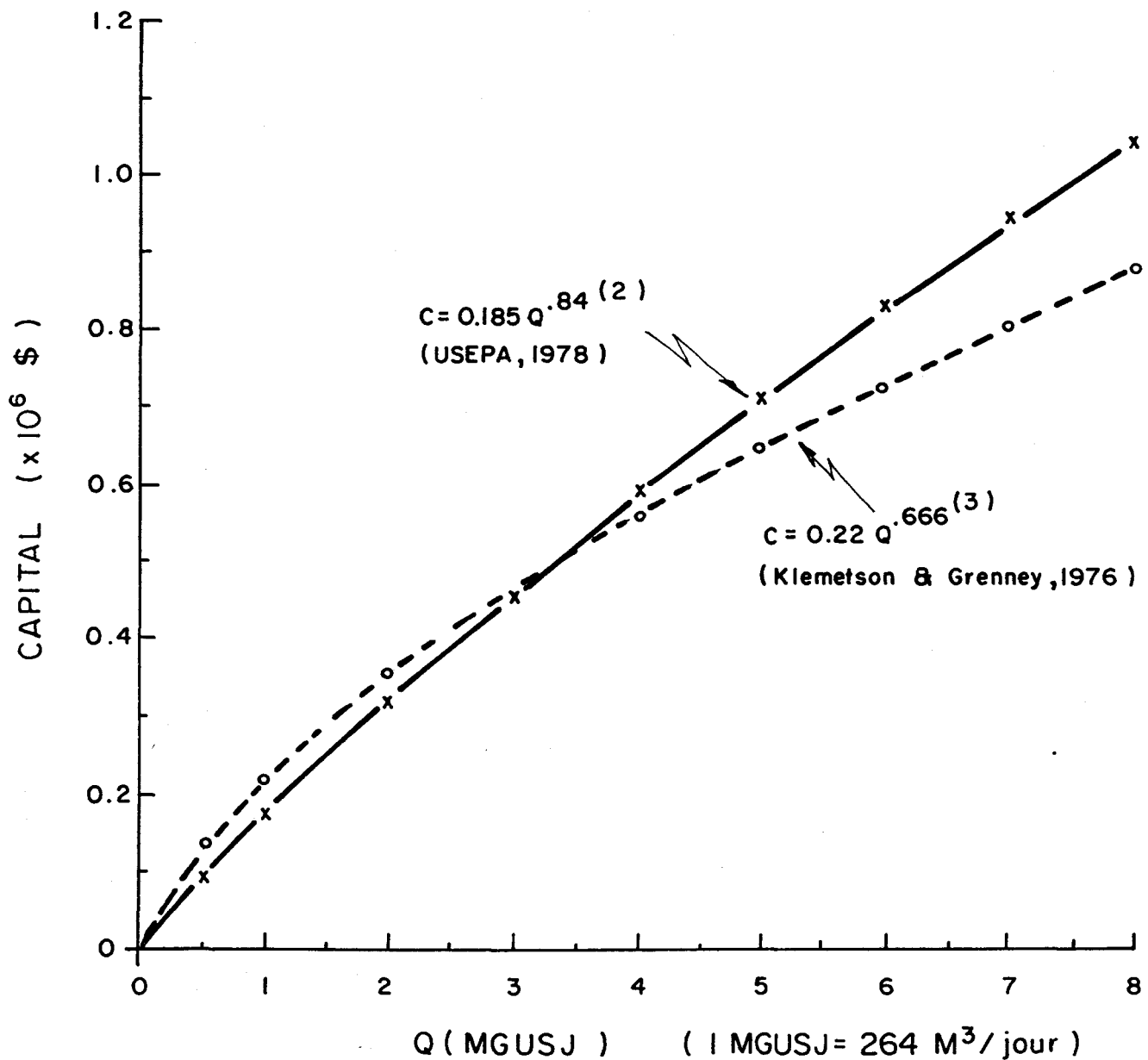


Figure 2b: Comparaison de deux fonctions empiriques du coût total¹ de construction d'un procédé de filtration⁴

¹ Dollars américains, 1977.

² Fonction originale en dollars américains, 1977.

³ Fonction originale en dollars américains 1974 ramenée à une base 1977 par l'indice ENR-B (Engineering News Record Building Cost Index).

⁴ Eléments de coûts inclus non définis par les auteurs

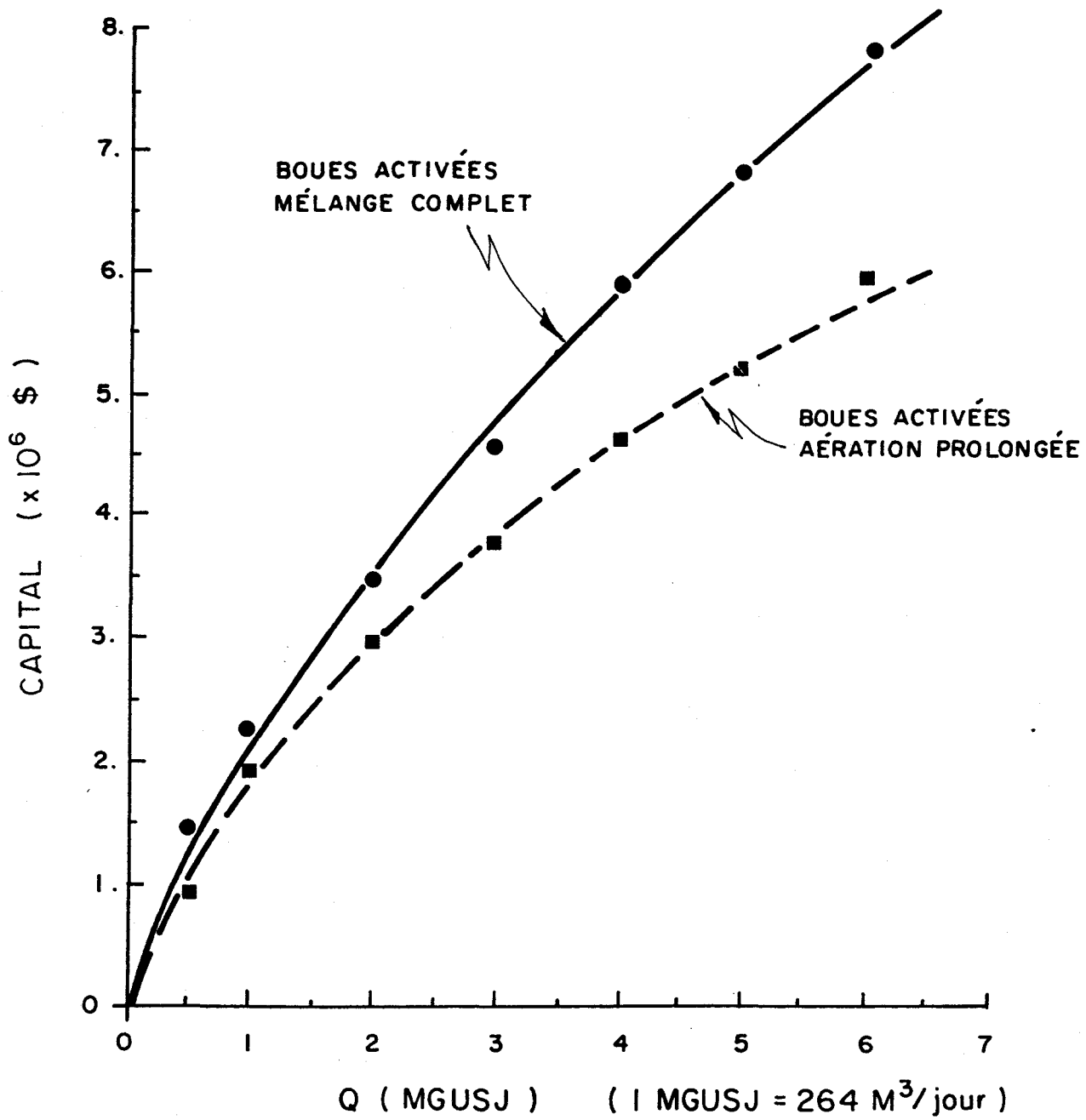


Figure 3a: Coût de construction¹ simulé pour deux types d'usines de traitement secondaire²

¹ Eléments de coûts inclus définis au tableau 1

² Chaîne de traitement telle que définie à la section 2.0

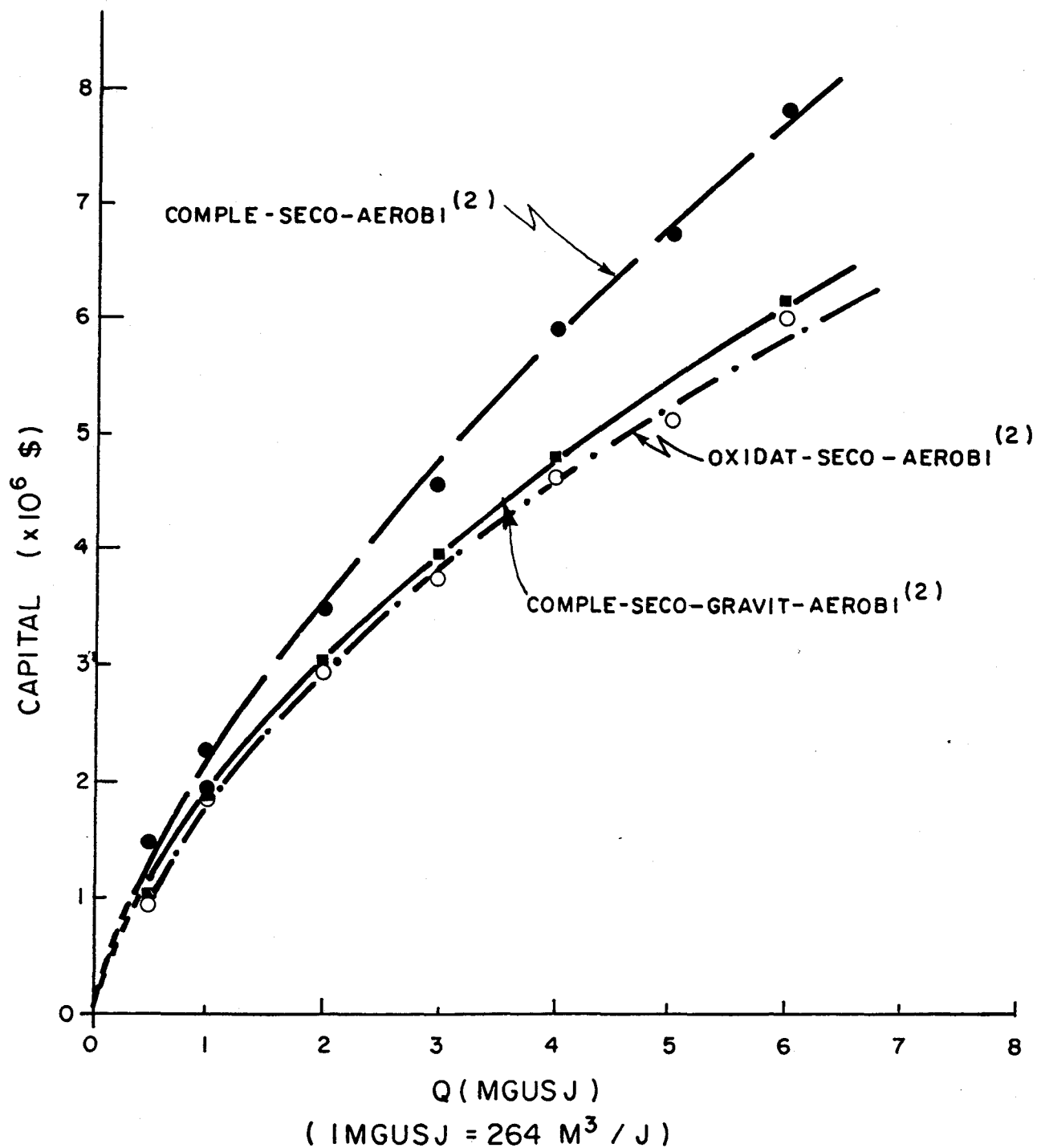


Figure 3b: Coût de construction¹ simulé pour deux types d'usines secondaires - Le traitement des boues comme facteur de coût

¹ Eléments de coûts définis au tableau 1

² Liste des abréviations - Annexe I

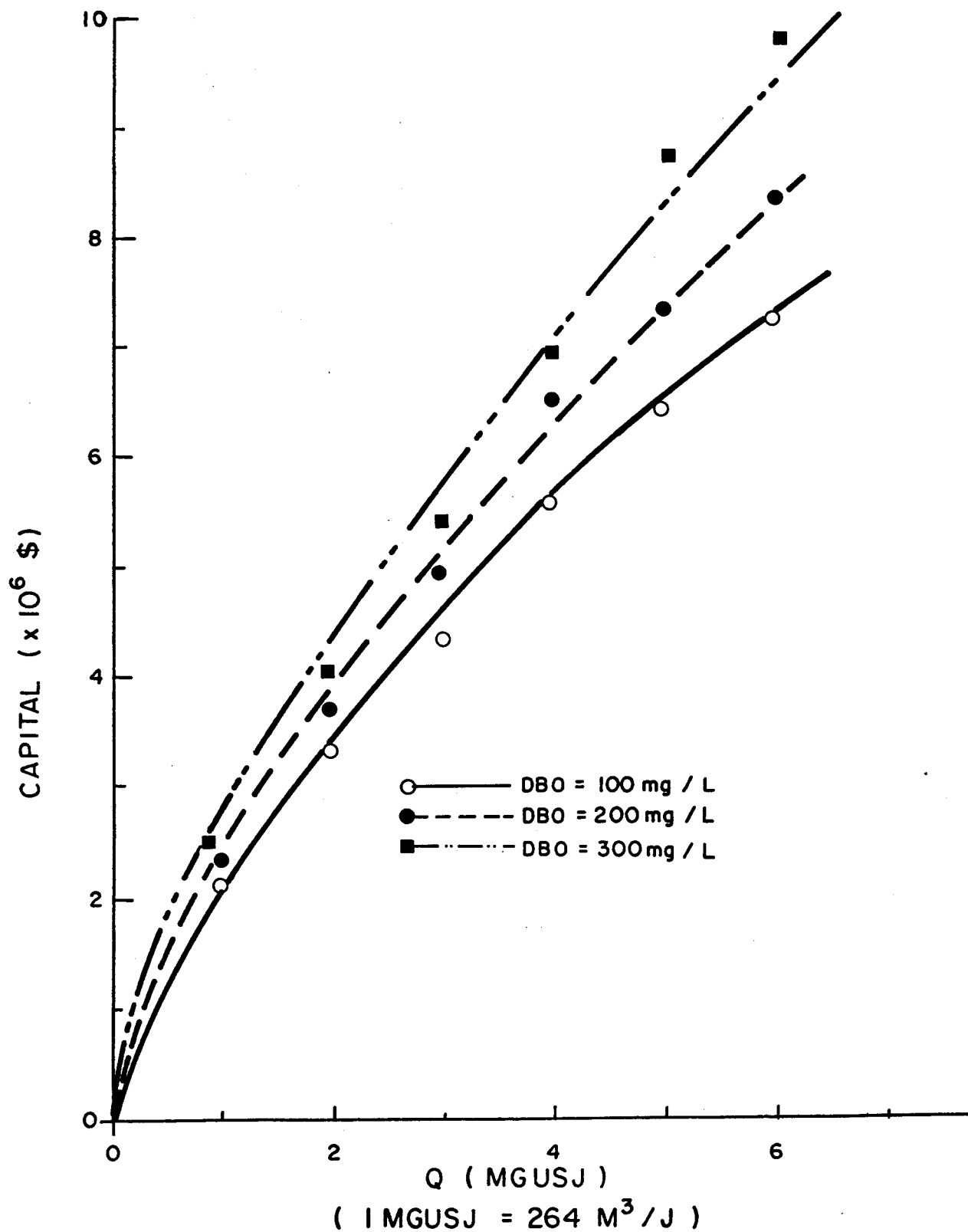


Figure 4: Effet de la charge en substrat sur le coût¹ d'une usine secondaire².

¹ Eléments de coûts inclus définis au tableau 1

² Chaîne de traitement: PRELIM - COMPLE - SECO - AEROBI

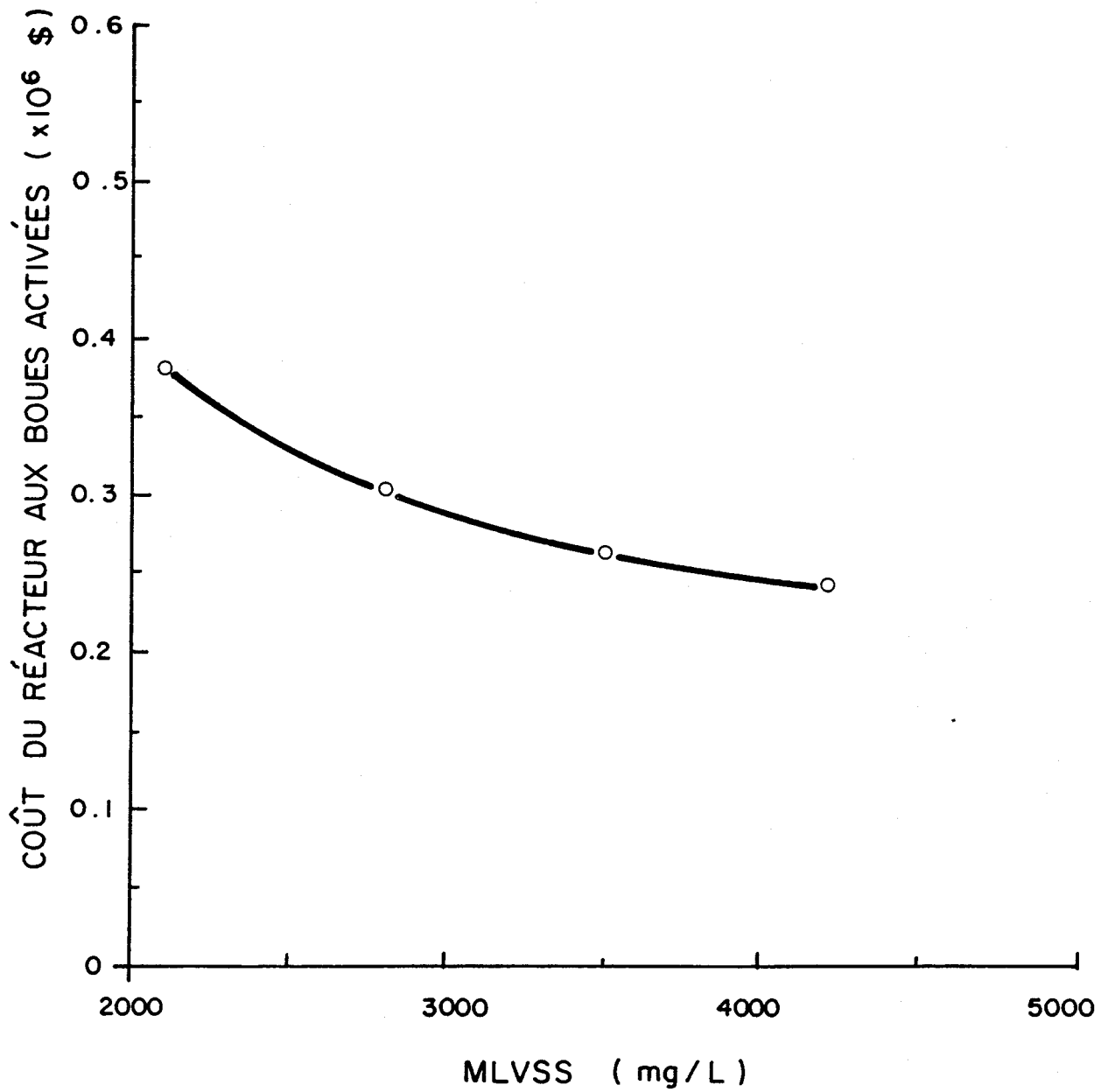


Figure 5: Effet des MLVSS sur le coût¹ du réacteur aux boues activées²
¹ Coût de construction et des équipements excluant les soufflantes
² Procédé mélange complet

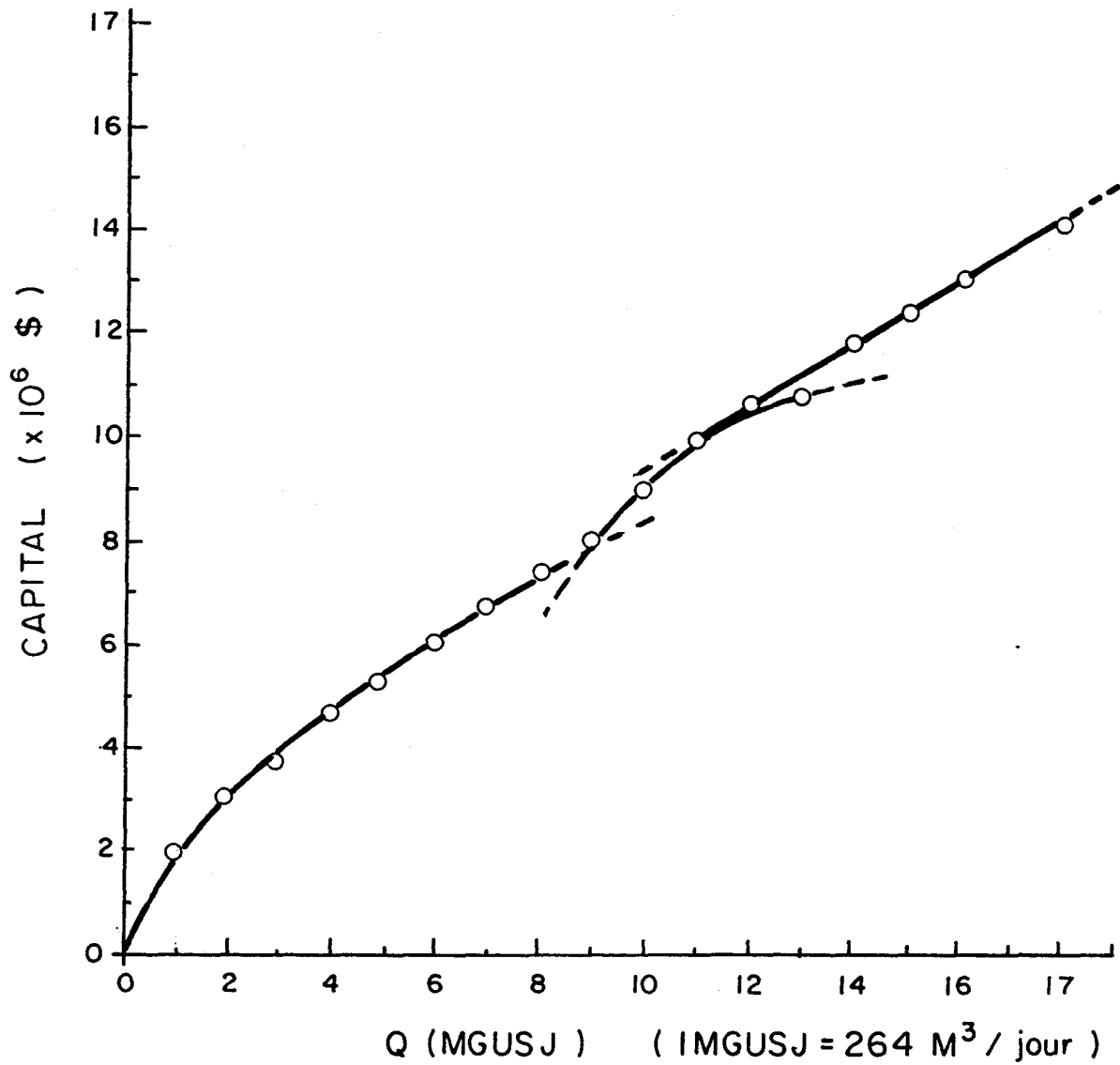


Figure 6a: Coût de construction simulé¹. Chaîne de traitement secondaire n° 1¹.

¹ Eléments de coûts inclus définis au tableau 1

² Chaîne de traitement définie section 2.4

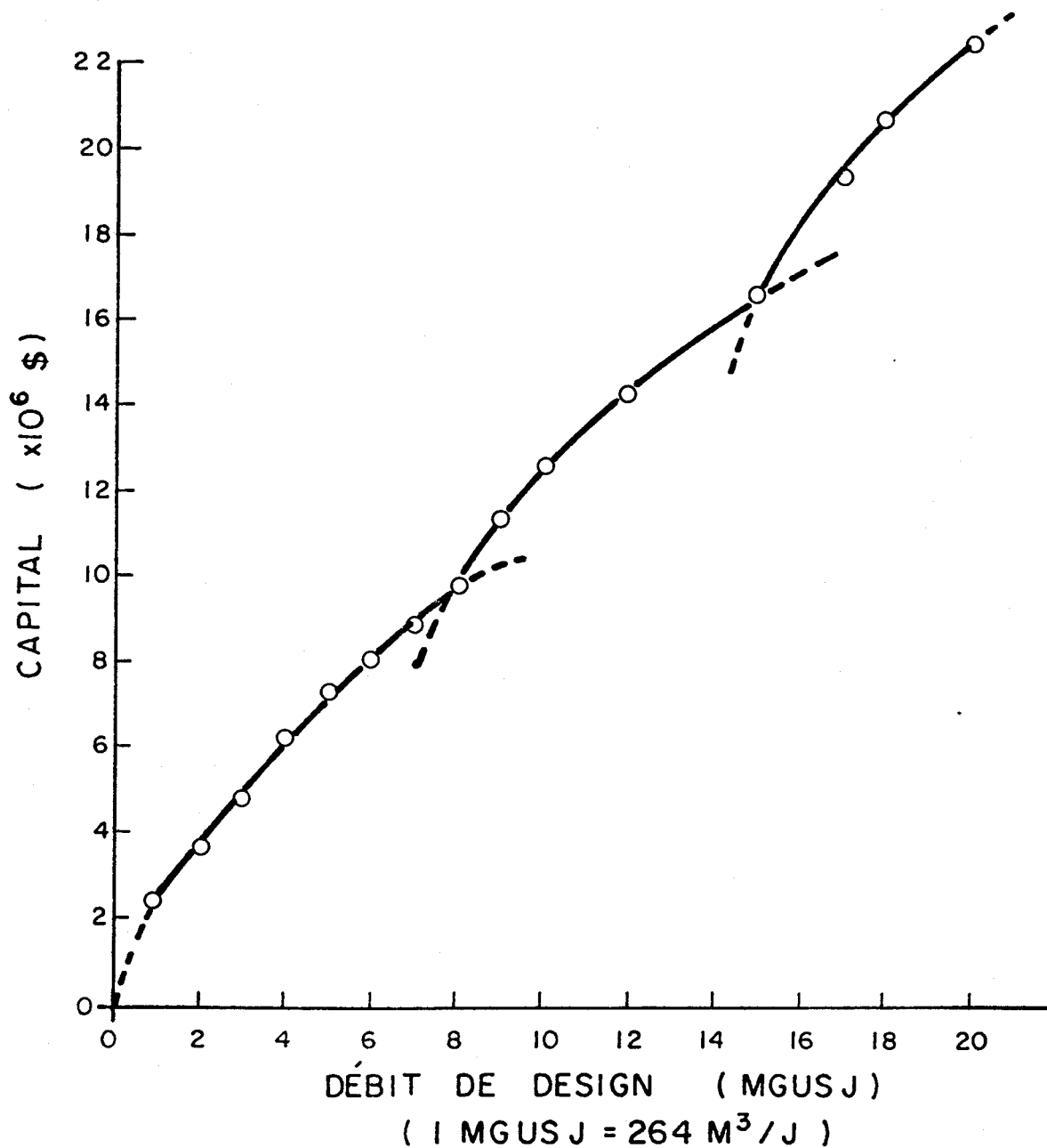


Figure 6b: Coût de construction simulé¹. Chaîne de traitement secondaire n° 2¹.

¹ Eléments de coûts inclus sont donnés au tableau 1

² Chaîne de traitement définie section 2.4

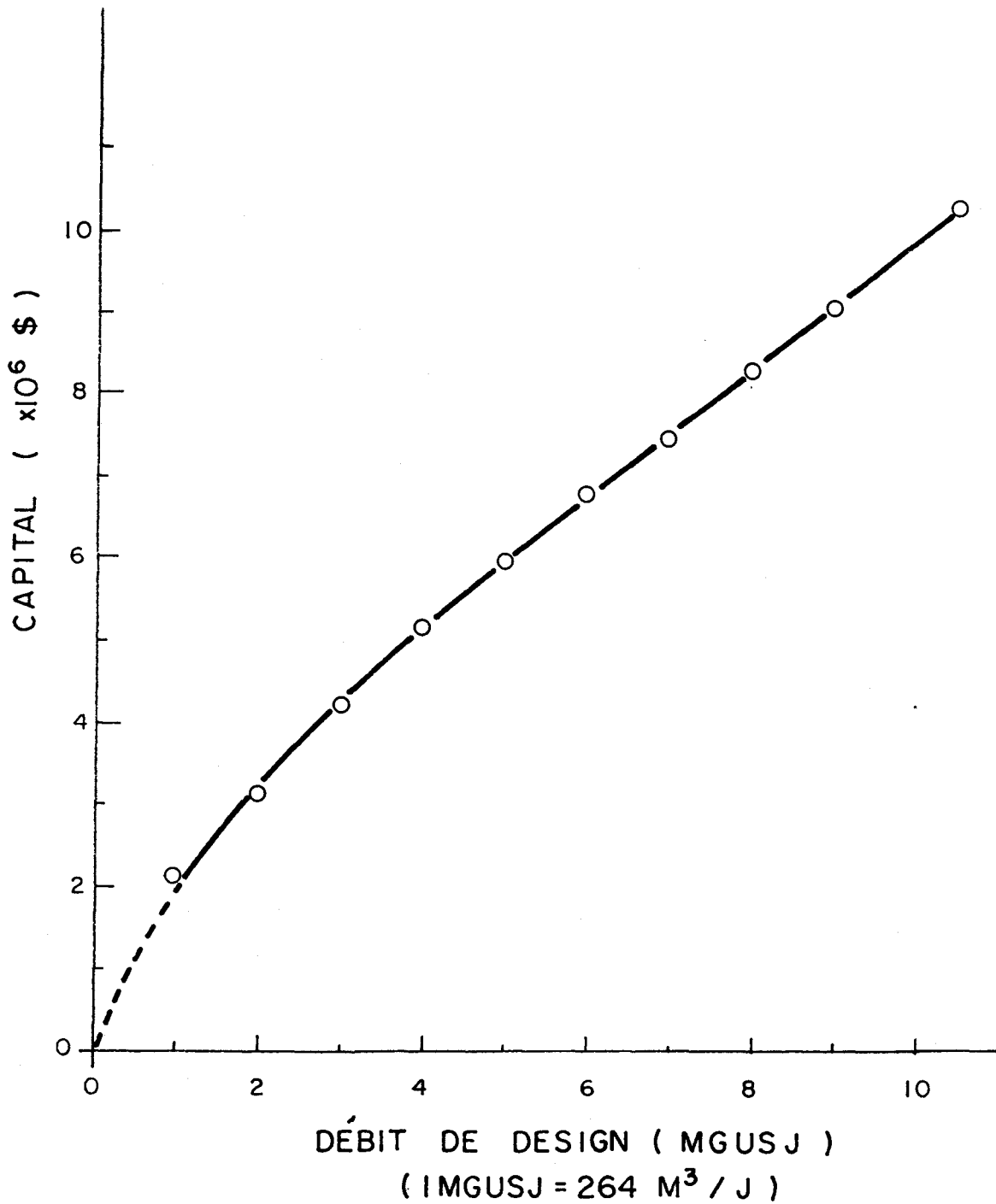


Figure 6c: Coût de construction simulé¹. Chaîne de traitement secondaire n° 3².

¹ Eléments de coûts inclus sont donnés au tableau 1

² Chaîne de traitement définie section 2.4

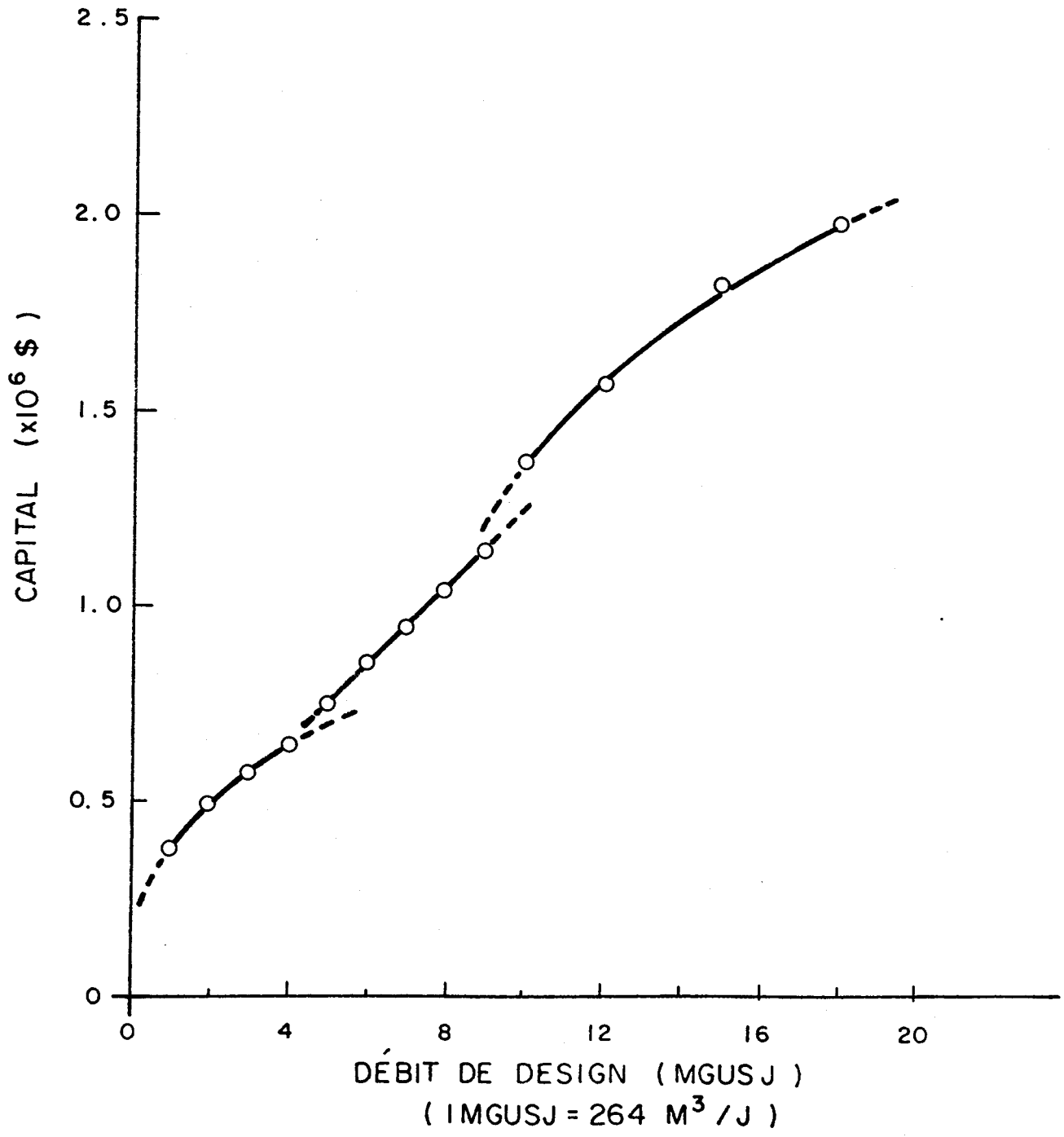


Figure 7: Coûts de construction simulés. Procédé unitaire de filtration¹
¹ Procédé défini section 3

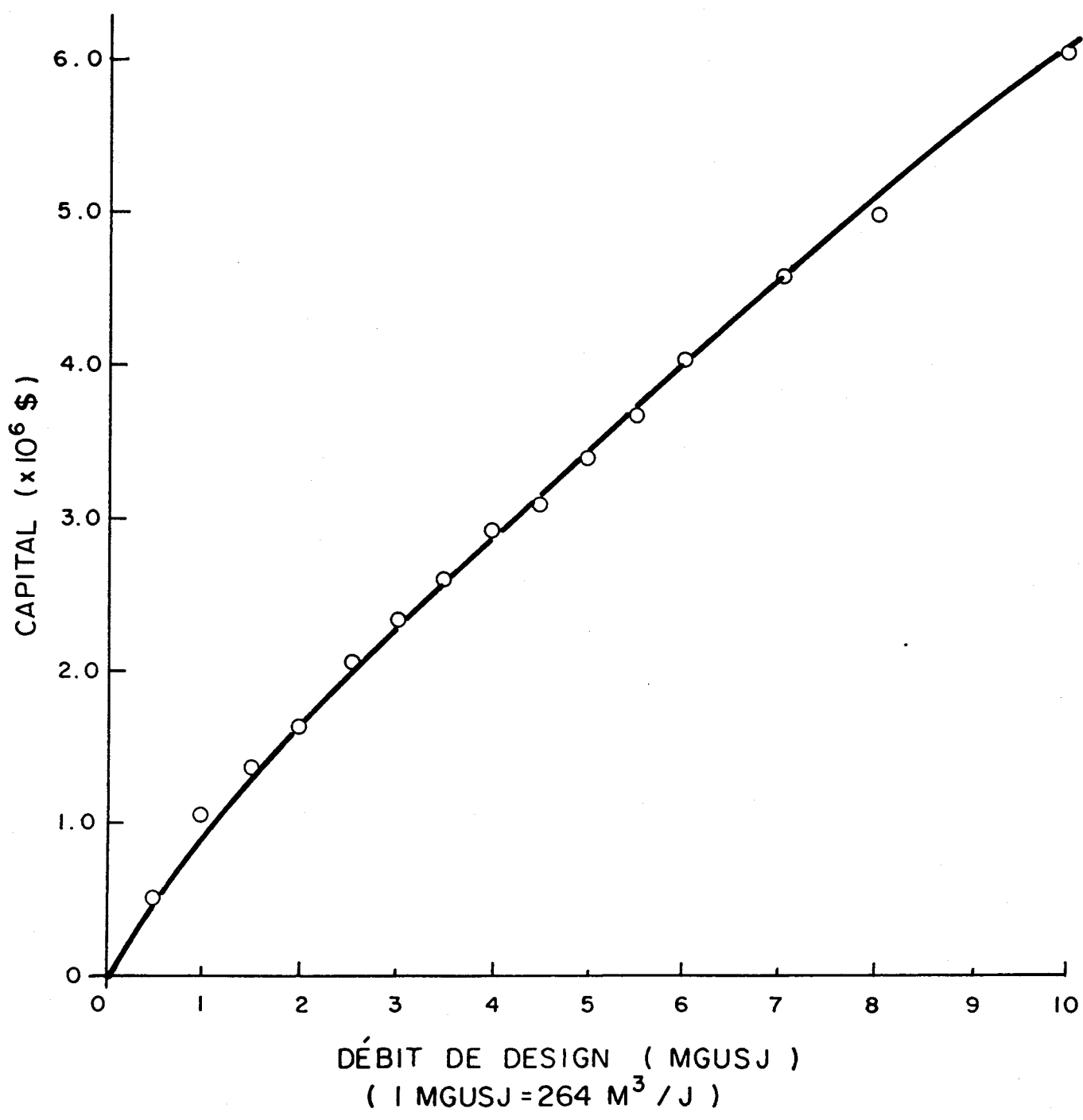


Figure 8: Coûts de construction simulés. Étangs aérés facultatifs¹.
¹ Éléments de coûts inclus tels que données au tableau 1

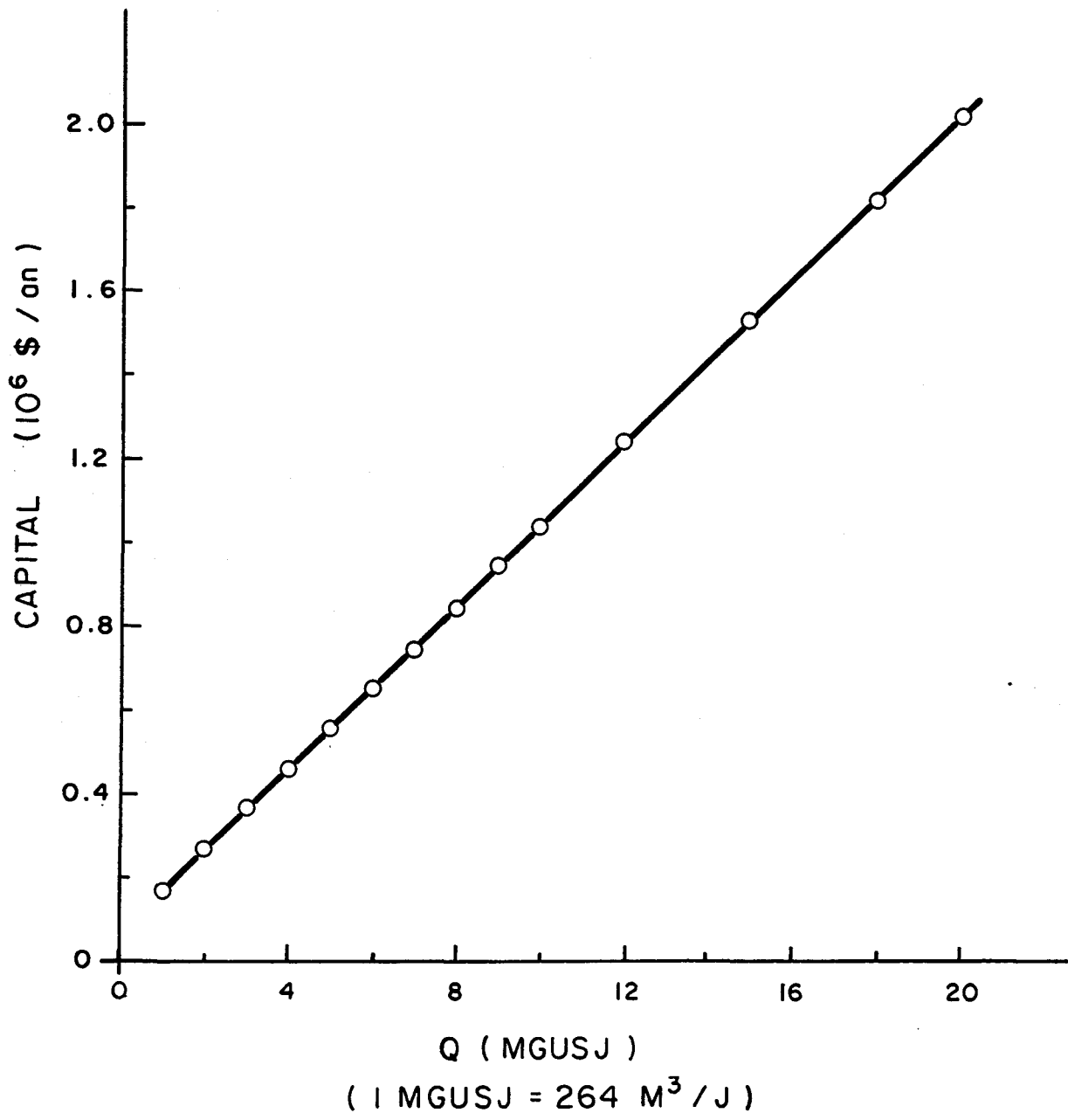


Figure 9: Coûts de contrôle du phosphore¹.
¹ Procédé: précipitation physico-chimique à l'alun / cf. section 5

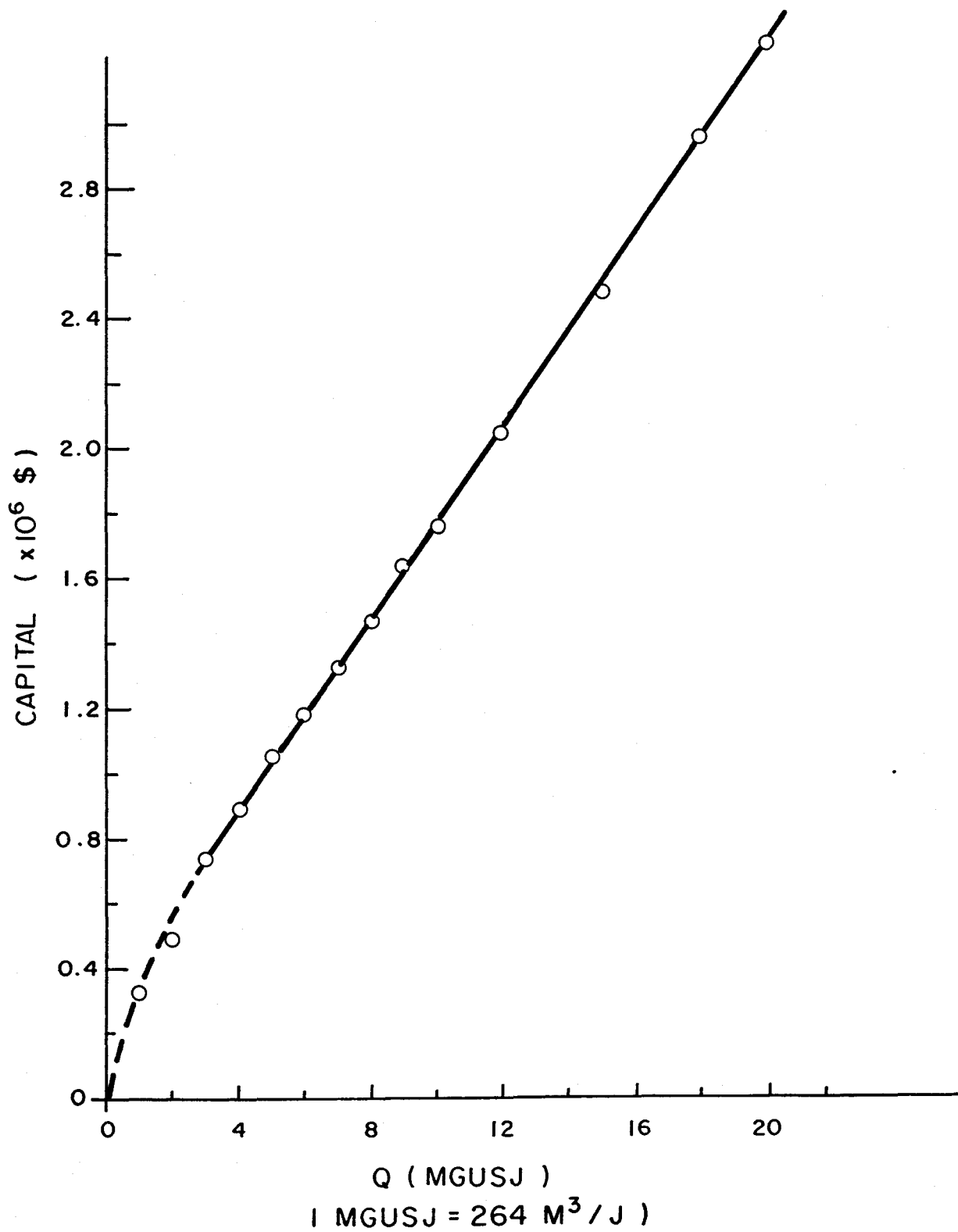


Figure 10: Coûts de nitrification¹
¹ Chaîne de traitement définie section 7

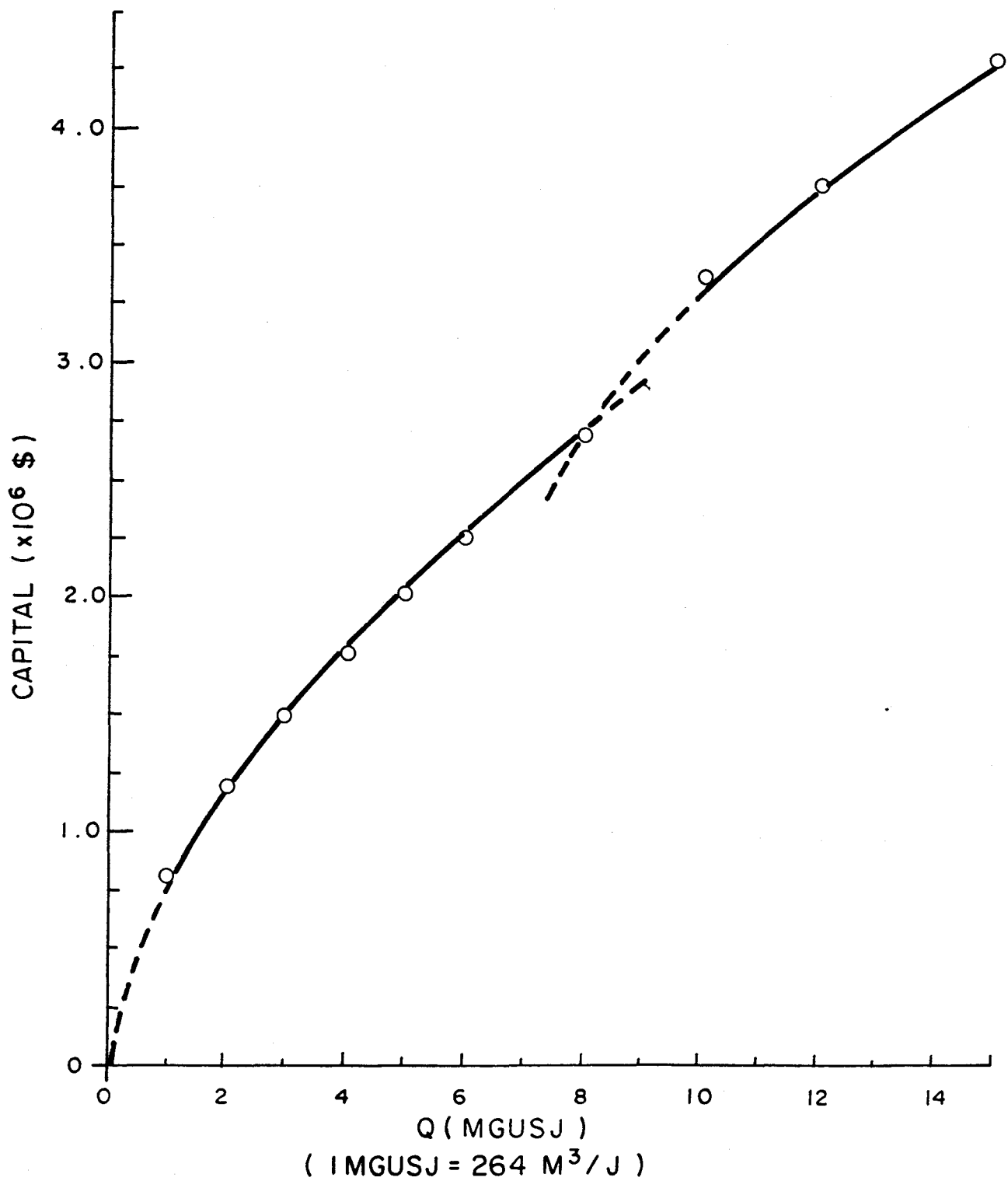
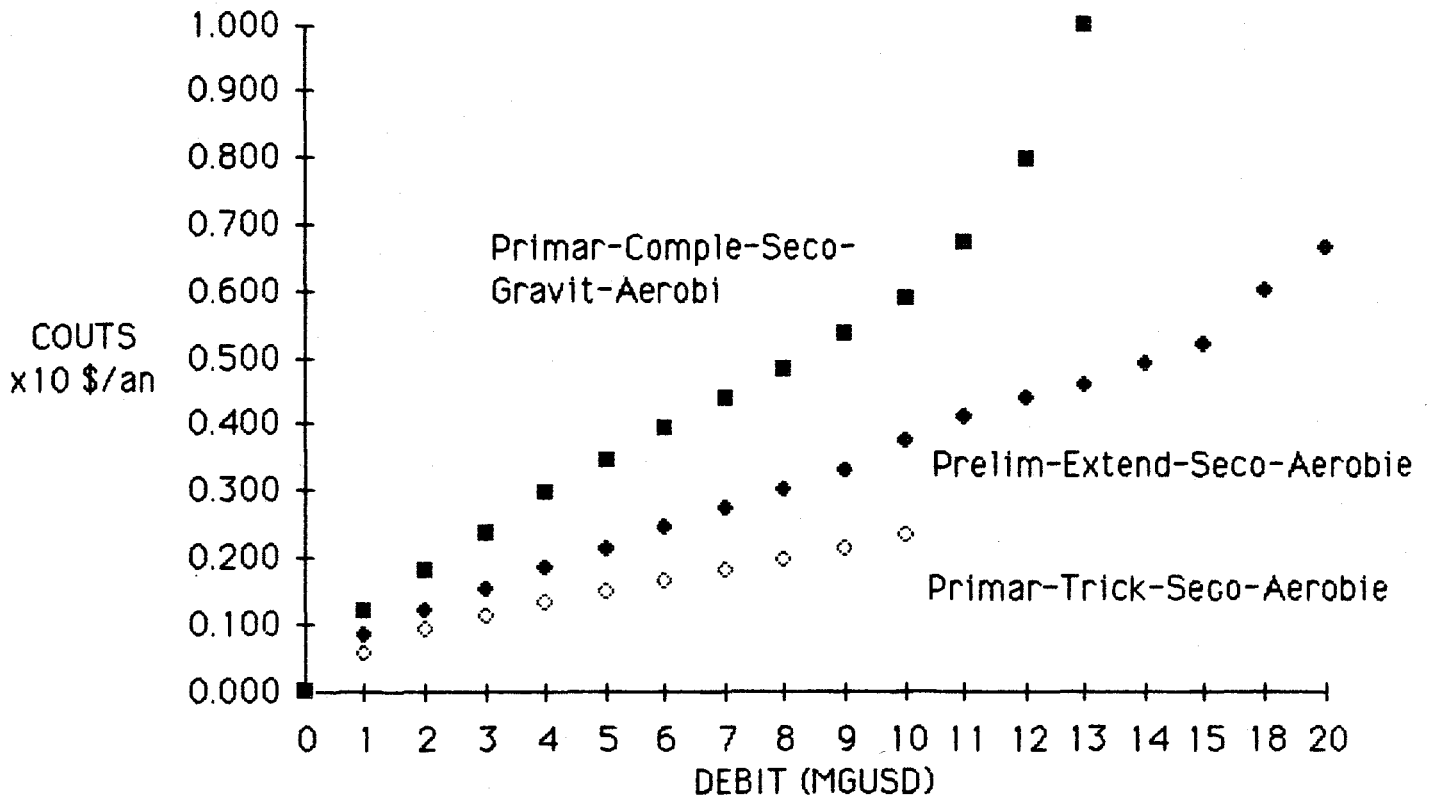


Figure 11: Coûts de construction simulés. Usine primaire¹
¹ Référencer au texte pour la composition de la chaîne de traitement



(1) Liste des abréviations Annexe 1

Figure 12: Coûts d'opération et d'entretien simulés - Chaîne secondaire

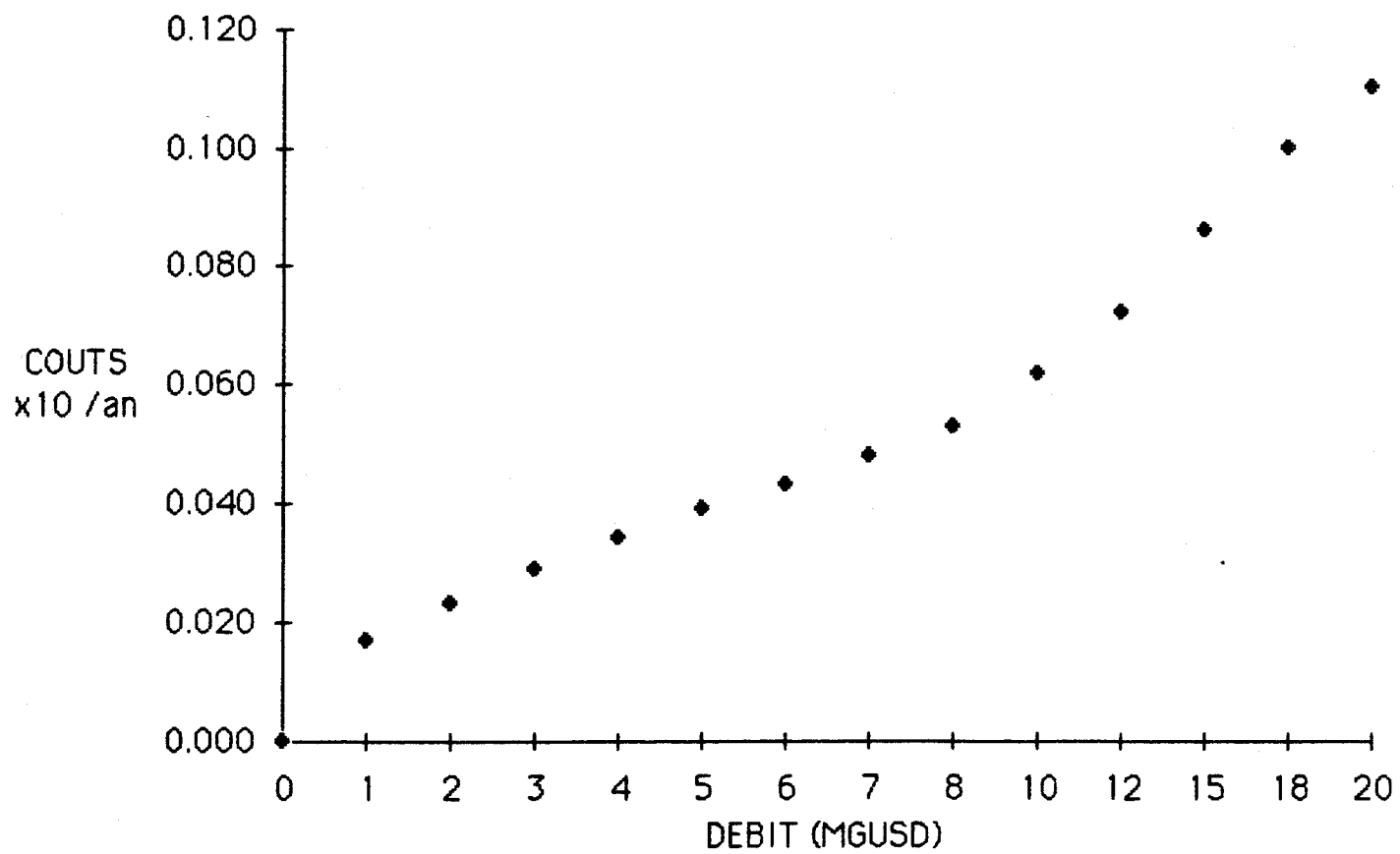


Figure 13: Coûts d'exploitation simulés - Nitrification

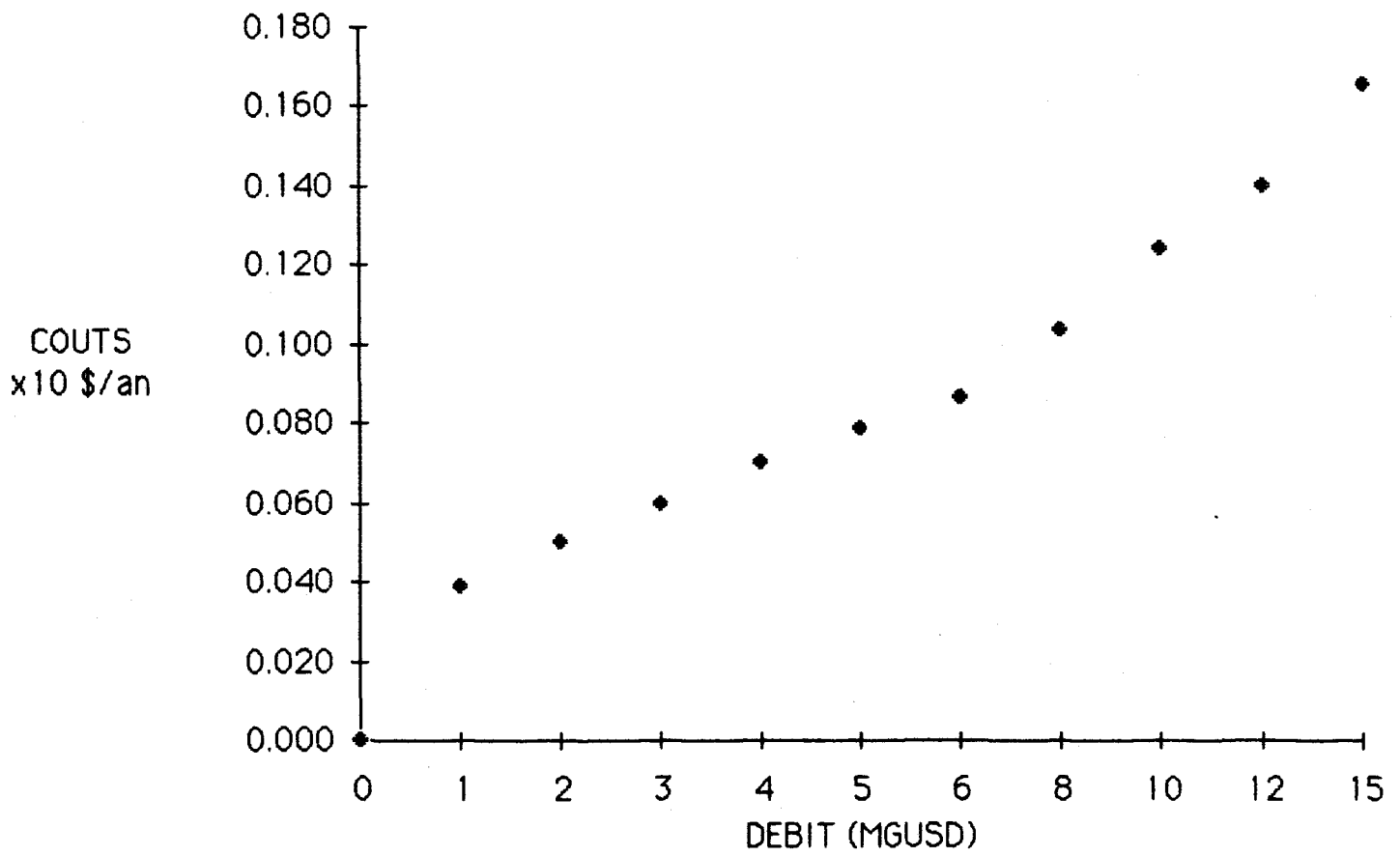


Figure 14: Coûts d'exploitation simulés - Usine primaire

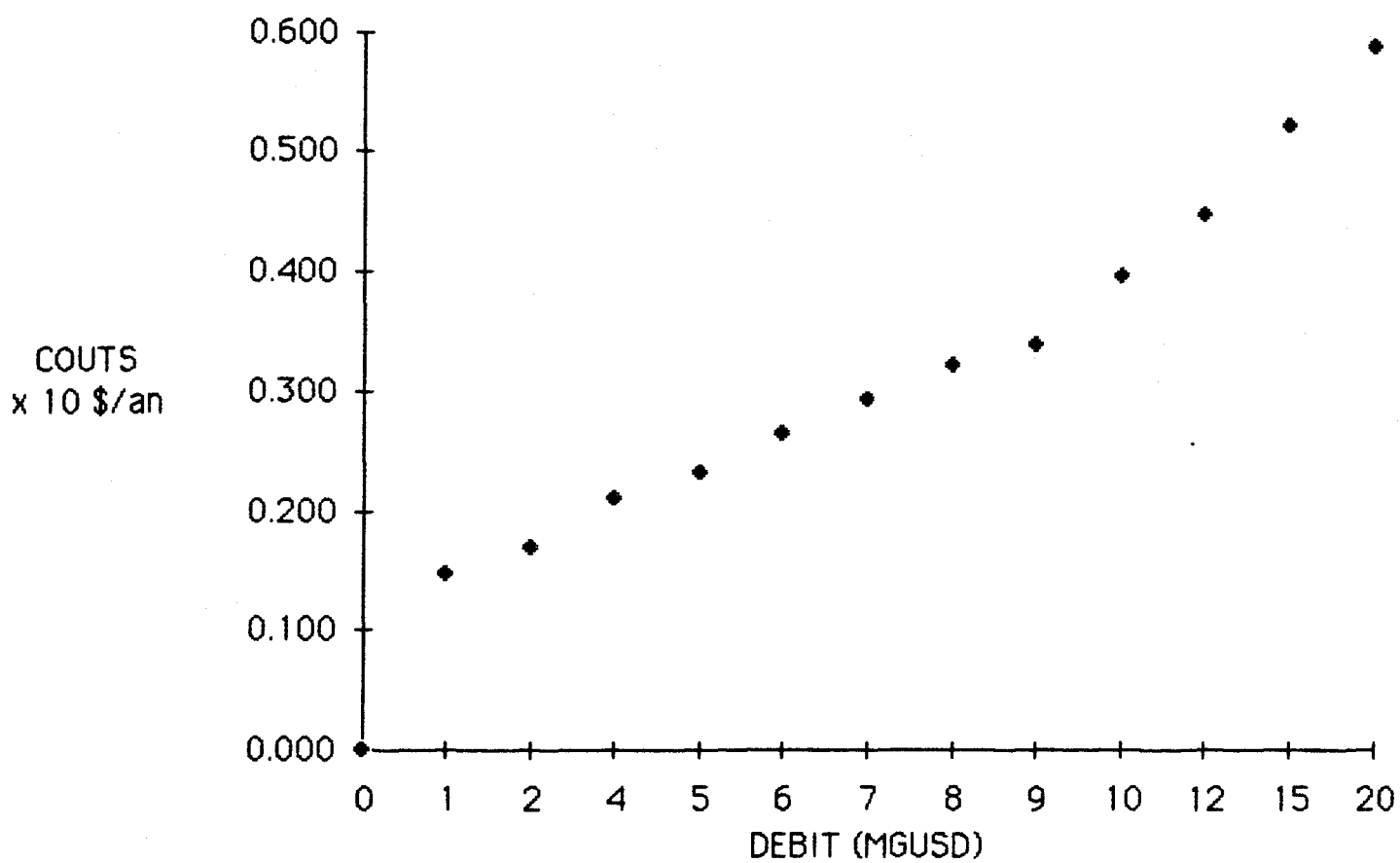


Figure 15: Coûts d'exploitation simulés - Filtration