WIENER MITTEILUNGEN

WASSER · ABWASSER · GEWÄSSER

Universitätsbibliothek der
Technischen Universität Wien

ENTLEHNBAR

ENTFERNUNG VON PHOSPHORVERBINDUNGEN BEI DER ABWASSERREINIGUNG

BAND 97 – WIEN 1991

WIENER MITTEILUNGEN

WASSER · ABWASSER · GEWÄSSER

BAND 97

ENTFERNUNG VON PHOSPHORVERBINDUNGEN BEI DER ABWASSERREINIGUNG

FORTBILDUNGSKURS DES ÖWWV
WIEN, 27. 2. 1991

HERAUSGEBER :
UNIV. DOZ. DIPL. - ING. DR. N. MATSCHÉ
TECHNISCHE UNIVERSITÄT WIEN
INSTITUT FÜR WASSERGÜTE
UND LANDSCHAFTSWASSERBAU

V O R W O R T

Die Anforderungen an die Nährstoffentfernung aus Abwasser mußten wegen Eutrophierungsproblemen der europäischen Binnenmeere in den letzten Jahren wesentlich verschärft werden. Die Wirksamkeit einer Verminderung des Phosphoreintrages in Seen ist mit vielen Beispielen belegt und für das Fremdenverkehrsland Österreich von größter Bedeutung. Mit dem demnächst zu erwartenden Inkrafttreten der Emissionsverordnung für kommunales Abwasser wird künftig für die Mehrzahl der österreichischen Abwasserreinigungsanlagen die Entfernung von Phosphor zwingend vorgeschrieben, wobei die Maßnahmen innerhalb von 4 Jahren durchgeführt werden müssen. Der Planung und dem Betrieb von Einrichtungen zur P-Entfernung kommen daher in nächster Zukunft große Bedeutung zu.

Im vorliegenden Band 97 der Wiener Mitteilungen sind die Vorträge des ÖWWV Fortbildungskurses "Entfernung von Phosphorverbindungen bei der Abwasserreinigung" zusammengefaßt. Ziel der von der TU-Wien durchgeführten Veranstaltung war das derzeitige Wissen und die neuesten Erfahrungen auf den Gebieten der chemischen und der biologischen Phosphorentfernung zu dokumentieren. Bei der Erstellung des Programmes wurde versucht, nach einer Einführung in die theoretischen Grundlagen, die österreichischen Erfahrungen den ausländischen Betriebsergebnissen gegenüberzustellen.

Mit der Veröffentlichung in den Wiener Mitteilungen sind die Vorträge auch über den Fortbildungskurs hinaus einem größeren Kreis von interessierten Fachleuten zugänglich. Allen Vortragenden sei an dieser Stelle nochmals ganz herzlich für die Mithilfe bei der Ausarbeitung der Manuskripte gedankt.

Dem ÖWWV und den beteiligten Institutskollegen danke ich für die Mithilfe bei der Organisation und bei der Durchführung der Veranstaltung.

Wien, im Februar 1991 N. Matsché

I N H A L T S V E R Z E I C H N I S

N. MATSCHÉ

Chemische Grundlagen der Fällungsverfahren zur Entfernung von Phosphorverbindungen bei der Abwasserreinigung A - 1

G. SPATZIERER

Erfahrungen mit der Phosphor-Entfernung im Burgenland B - 1

H. DÜNSER

Erfahrungen mit der Phosphor-Entfernung in Vorarlberg C - 1

M. KOCH, J. KAPPLER, B. JOST

Erfahrungen mit der Flockungsfiltration in der Schweiz D - 1

L. PRENDL

Phosphor-Entfernung mittels Magnetabscheidung E - 1

N. MATSCHÉ

Grundlagen der biologischen
Phosphor-Entfernung F - 1

E. MAYR

Die Anwendung der biologischen
Phosphor-Entfernung auf Kläranlagen
in Oberösterreich G - 1

A. PETER, F. SARFERT

Betriebserfahrungen mit der biologischen
Phosphor- und Stickstoffentfernung im Klärwerk
Berlin-Ruhleben und Marienfelde H - 1

S. SCHLEGEL

Maßnahmen zur biologischen Phosphatentfernung
auf der Kläranlage Schermbeck I - 1

N. MATSCHÉ

Biologische Phosphor-Entfernung auf der
Kläranlage Tel Aviv J - 1

CHEMISCHE GRUNDLAGEN DER FÄLLUNGSVERFAHREN ZUR ENTFERNUNG VON PHOSPHORVERBINDUNGEN BEI DER ABWASSERREINIGUNG

N. Matsché

1. EINFÜHRUNG

Phosphorverbindungen sind in verschiedenen Nahrungsmitteln und in Wasch- und Reinigungsmitteln enthalten. In großen Mengen werden sie in Form von Mineraldünger und in Futtermitteln in der Landwirtschaft eingesetzt. Aus allen diesen Anwendungsbereichen gelangen Phosphate über das Abwasser in die Gewässer. Phosphorverbindungen stellen an sich keine Schadstoffe dar. In den Gewässern können sie aber durch Auslösung von Sekundärprozessen zu einer wesentlichen Verschlechterung der Gewässergüte führen (Eutrophierung).

Die Entfernung von Phosphorverbindungen aus Abwässern stellt eine wichtige Möglichkeit im Kampf gegen die Eutrophierung unserer Gewässer dar.

Von entscheidendem Interesse für den abwassertechnischen Bereich ist eine möglichst genaue Kenntnis der Phosphormengen, die der Kanalisation aus dem Teilsystem Mensch und Haushalt zufließen. Eine wertvolle Hilfe bietet in dieser Hinsicht das Zahlenmaterial der umfangreichen Phosphatstudie über Wege und Verbleib des Phosphors in der Bundesrepublik Deutschland. Hiernach beträgt der Phosphoreintrag - der dem Phosphoraustrag gleichgesetzt wird - in den menschlichen Haushalten 145.800 t/a P, welcher sich aus den Beträgen der Waschmittel (60.000 t/a P), Spül- und

Reinigungsmittel (9.000 t/a P), Nahrungsmittel (76.300 t/a P) und denen der Trinkwasserkonditionierung (500 t/a P) zusammensetzt. 1,9 g P/(E.d) entfallen auf die natürlichen Ausscheidungsprodukte des Menschen. Ein etwa ebenso großer Anteil war auf die im Haushalt benutzten Waschmittelprodukte zurückzuführen. Hier ist allerdings ein stark fallender Trend zu beobachten; denn der Gesetzgeber hat den Anteil des Phosphors in der Waschlauge limitiert.

Aufgrund dessen hat die Industrie durch den Einsatz phosphatfreier Ersatzstoffe (Phosphatsubstitute) die Phosphate aus den Textilwaschmitteln weitgehend ersetzt.

Aus sonstigen Einträgen, z.B. aus verschiedenen Bereichen von Gewerbe und Industrie stammen nach einer Abschätzung von FLECKSEDER (1987) ca. 0,9 g P/(E.d). Als flächenbürtiger Eintrag wird aus Messungen im Einzugsgebiet des Neusiedlersees, des Genfersees und der Bregenzer Ache für Österreich ein Wert von 100 kg P/(km^2.a) abgeschätzt (v.d. EMDE et al. 1986; FLECKSEDER, 1987).

Eine Phosphorbilanz für Österreich für das Jahr 1985 (Inkrafttreten des Waschmittelgesetzes mit 50 %iger Verminderung der Waschmittelphosphate A) für das Jahr 1990 (Annahme Simultanfällung für 80 % der Zulauffrachten zu Abwasserreinigungsanlagen mit den P-Frachten von 1987 B) und für das Jahr 1990 (Annahme "Nullvariante" bei Waschmitteln, Simultanfällung für 80 % der Zulauffrachten zu Abwasserreinigungsanlagen C) zeigt, daß eine wesentliche Verminderung des Abstoßes von Phosphor mit dem Abwasser nur durch eine Fällung erreicht werden kann.

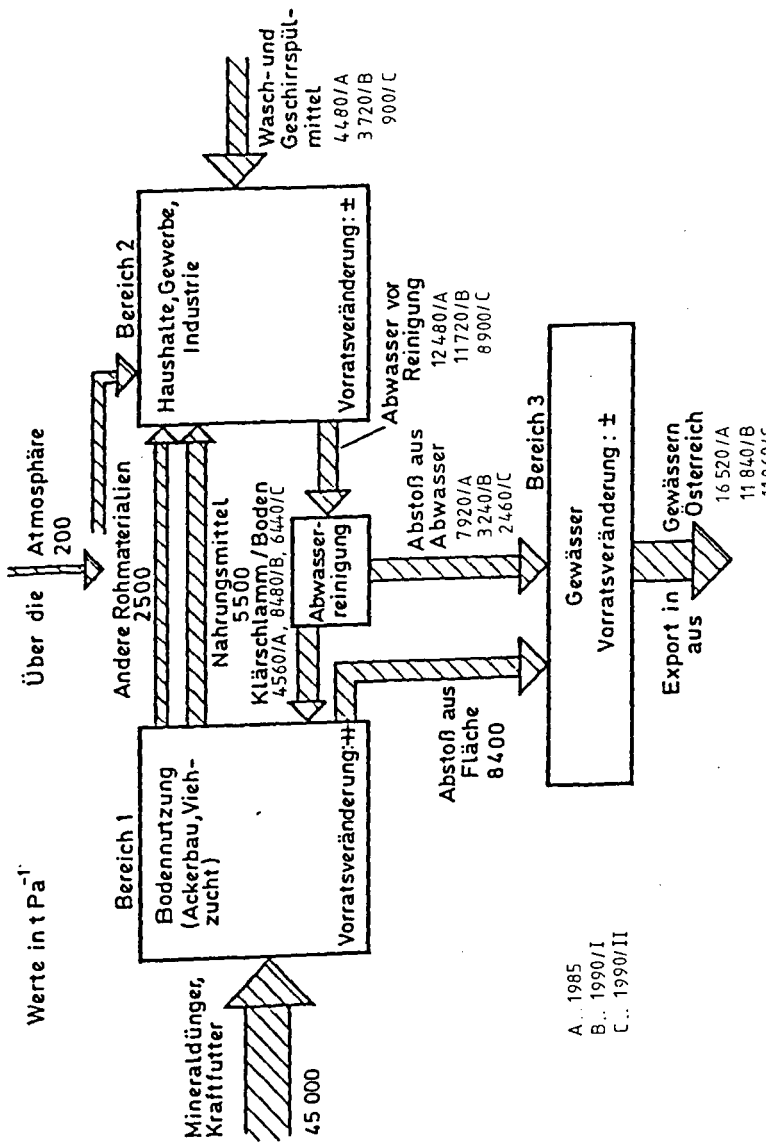


Abb. 1 Phosphorbilanz für Österreich
(nach v.d. EMDE et al. 1986, FLECKSEDER 1987)

Dieser Tatsache Rechnung tragend wurde in der neuen Emissionsverordnung für Siedlungsabwasser (Entwurf Okt. 1990) auch eine entsprechende Entfernung von Phosphorverbindungen vorgesehen.

Ablaufkonzentrationen bzw. Mindestwirkungsgrade der Stickstoffentfernung:

Parameter	>50-500	>500-5000	>5000-50000	>50000
mg/l bzw. %	EGW_{60}	EGW_{60}	EGW_{60}	EGW_{60}
BSB_5	25	20	20	15
CSB	90	75	75	75
TOC	30	25	25	25
NH_4-N a)	10	5	5	5
Gesamt-N-Entfernung a)	c)	c)	mind. 70%	mind. 70%
Gesamt-N-Entfernung b)	c)	c)	mind. 60%	mind. 60%
Gesamt-P	c)	1,5 d)	1,0 e)	1,0 e)
PO_4-P	c)	1,0 d)	0,8 e)	0,8 e)

a) Bei Wassertemperaturen größer/gleich 12°C im Ablauf der biologischen Stufe
b) Bei Wassertemperaturen zwischen 8°C und 12°C im Ablauf der biologischen Stufe
c) Keine Festlegung erforderlich
d) Ab einer maximalen Rohzulauffracht entsprechend 1000 EGW_{60}; für max. Rohzulauffrachten bis 1000 EGW_{60} gilt Fußnote c)
e) In Einzugsgebieten von inländischen oder zwischenstaatlichen Seen gilt für Abwasserreinigungsanlagen mit Rohzulauffrachten größer 30.000 EGW_{60} (gemessen als arithmetisches Mittel der Tagesfrachten eines Jahres) folgende Vorschreibung:
   Gesamtphosphor 0,3 mg P/l
   Phosphatphosphor 0,2 mg P/l
   Wirkungsgrad der P-Elimination > 95%

2. CHEMISCHE FÄLLUNG VON PHOSPHAT

In der Mehrzahl der Fälle, in denen eine Phosphorentfernung angestrebt wird, werden heute chemische Fällungsverfahren eingesetzt. Dabei wird die Bildung schwer löslicher Metall-Phosphat-Verbindungen durch die Zugabe von Eisen-, Aluminium- oder Kalziumverbindungen angestrebt. Diese schwer löslichen Verbindungen können jedoch nur gebildet werden, wenn Phosphor in der Form von ortho-Phosphat (PO_4-P) vorliegt. Phosphor kommt jedoch im Wasser und Abwasser in drei verschiedenen Formen vor:

ortho-Phosphat (o-PO_4)	)
kondensiertes Phosphat (poly-PO_4)	) Ges P
organische Phosphorverbindungen (org P)	)

Polyphosphate und organische Phosphorverbindungen bilden mit den genannten Metallen keine schwer löslichen Verbindungen und werden in der Regel nur durch Adsorption an oberflächenreichen Niederschlägen entfernt.

Der Übergang der Polyphosphate und organischen Phosphorverbindungen in PO_4-P (Hydrolyse) wird jedoch schon durch Mikroorganismen, die im rohen Abwasser vorhanden sind, aber vor allem auch bei der biologischen Abwasserreinigung in relativ kurzer Zeit erreicht.

Einige wichtige Phosphorverbindungen sind in Abb. 2 zusammengestellt.

Als Hilfsstoffe werden technisch hergestellte kondensierte Phosphate u.a. als Peptisier- und kolloidstabilisierende Mittel in bestimmten Nahrungsmitteln (z.B. Brühwurst und Schmelzkäsezubereitung) eingesetzt. Darüber hinaus spielen

sie aber wegen ihres Calcium-Bindevermögens eine wichtige Rolle in Wasch- und Reinigungsmittel aller Art sowie bei der Wasserkonditionierung, da sie in unterstöchiometrischer Dosierung die Abscheidung festhaftender Calciumcarbonat-Verkrustungen an den Rohrwandungen aus z.B. durch Erhitzen kalkübersättigten Wässern verhindern können ("Threshold-Effekt").

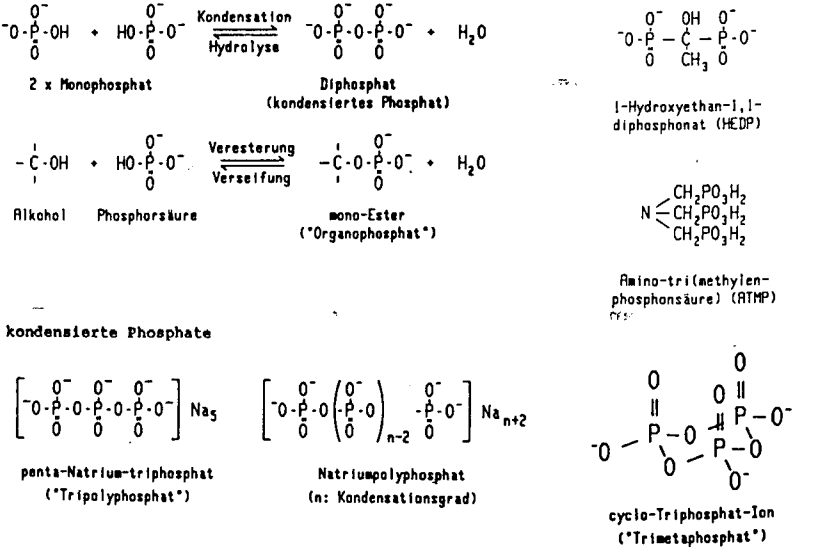


Abb. 2 Wichtige Phosphorverbindungen

Eine zunehmende Bedeutung haben heute auch Phosphonsäuren (z.B. 1-Hydroxyethan - 1,1 Diphosphonsäure (HEDP), Aminotrimethylenphosphonsäure (ATMP), die zu verschiedenen Zwecken eingesetzt werden und die nicht ausgefällt werden können.

Phosphor tritt in der Natur fast ausschließlich in der Oxidationsstufe +V auf, in Organismen beispielsweise als Nukleinsäure oder als gelöstes Glucose-I-Phosphat. Beim Abbau entstehen lösliche Orthophosphate ($H_2PO_4^-$, HPO_4^{2-}, PO_4^{3-}), welche mit Mineralien im Gleichgewicht stehen (diverse Eisen-Phosphat-Verbindungen und an Eisenhydroxiden adsorbierte Phosphate). Waschmittel enthalten bzw. enthielten polymere Phosphate (z.B. Pentanatriumtriphosphat), welche in Gewässern zu Phosphaten hydrolysieren. Die Geschwindigkeit dieser Umwandlung hängt von der Temperatur, dem pH-Wert und der enzymatischen Reaktivität ab: in Gewässern beträgt die Halbwertszeit 1 bis 20 Tage, in Abwasserreinigungsanlagen ist sie wesentlich kürzer

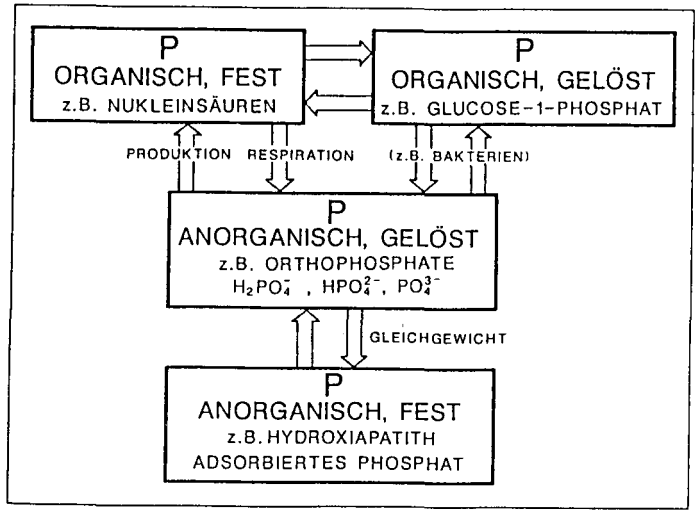


Abb. 3 Erscheinungsformen des Phosphors (nach STUMM 1989)

Zur Entfernung von gelösten ionischen Stoffen wird das zu behandelnde Wasser durch Zugabe von Fällungsmitteln, pH-Änderung, Temperaturveränderung etc. bezüglich der zu eliminierenden Salze übersättigt. Die schwerlöslichen Salze können auskristallisieren und als Feststoffe aus dem Wasser entfernt werden.

Fällungsreaktionen sind sehr komplizierte Prozesse. Für die technische Anwendung müssen viele Faktoren bekannt sein:

- Die stöchiometrischen Gleichungen wie z.B.

$$HPO_4^{2-} + Fe^{3+} \rightarrow FePO_{4(fest)} + H^+$$

- Die Löslichkeit der Produkte in Abhängigkeit von Variablen wie Temperatur, pH, Überschuß an Fällungsmittel.
- Kinetische Angaben, d.h. Kenntnisse über die Geschwindigkeit der verschiedenen Prozesse, die zur Ausfällung führen. Insbesondere ist es wichtig, den langsamsten, d.h. den geschwindigkeitsbestimmenden Schritt zu kennen.

Je nach Salz kann eine übersättigte Lösung labil sein und spontan Keime bilden (Nukleierung), die dann nach weiterem Wachstum zu Kristallen werden. Sie kann aber auch metastabil sein und trotz zehn bis hundertfacher Übersättigung keine Keime bilden. Im letzteren Fall kann die Kristallbildung durch Impfen mit Kristallen, aber auch auf kristallfremden Teilchen (Tonpartikel, Algen), erfolgen. Für jedes Fällungsprodukt sollten die Art der Fällungsprozesse und deren Geschwindigkeitsgesetze bekannt sein.

Zur Entfernung sind besonders die Eigenschaften der gebildeten Fällungsprodukte in Abhängigkeit der Fällungsbedingungen wichtig.

Falls die entstandenen Fällungsprodukte kolloidal sind (kleine Durchmesser der Kristalle, elektrisch geladen), setzen sie sich nicht ab und müssen mit Hilfe von Flockungen und/oder Filtration aus dem Wasser entfernt werden.

Am Beispiel der Phosphatfällung sollen diese Faktoren noch etwas eingehender erläutert werden: Abwasser enthält Phosphor (P) in verschiedenen Fraktionen, vor allem organisch gebundenen P, Polyphosphat als Bestandteil der Wasch- und Abwaschmittel (z.B. $Na_5P_3O_{10}$) und Orthophosphat (H_3PO_4, $H_2PO_4^-$, HPO_4^{2-}, PO_4^{3-}, je nach pH-Wert des Wassers).

Sowohl organisch gebundener Phosphor wie auch Polyphosphate können durch Mikroorganismen zu Orthophosphat mineralisiert und hydrolisiert werden. Je intensiver die biologische Abwasserreinigung ist, desto größer wird der Orthophosphatanteil der Gesamtphosphorkonzentration sein.

Die Zusammensetzung und die Vorgeschichte eines Abwassers spielen eine große Rolle beim Erfolg der Phosphorelimination. Über die Eliminationsmechanismen für die einzelnen P-Fraktionen ist heute nur wenig bekannt, je nach Wasserqualität sollten daher Pilotversuche durchgeführt werden.

Die Vorgänge bei der Fällung können in 4 Verfahrensschritte unterteilt werden:

- Dosierung eines Fällmittels in das Abwasser
- Intensive Durchmischung von Fällmittel und Abwasser, Mischdauer ca. 1-3 Min. Dabei entstehen unlösliche Verbindungen von Fällmittelkationen und Phosphationen sowie anderen Anionen im Abwasser. (chemische Fällung). Zusätzlich werden im Abwasser enthaltene Kolloide entstabilisiert (Koagulation). Es entstehen nicht abscheidbare Mikroflocken.

- Flockenwachstum durch Aggregation der Mikroflocken, unterstützt durch geringe Turbulenz. Mischdauer ca. 10-20 Min. Dabei bilden sich abtrennbare Makroflocken.
- Abscheiden der Flocken, üblicherweise durch Sedimentation oder Flotation.

Die bei der Phosphatfällung gebräuchlichen Fällmittel lassen sich wie folgt aufteilen:

Sauer reagierend:

- dreiwertige Eisen- und Aluminiumsalze (Chloride, Sulfate) in wässriger Lösung.
- Metallsalz-Granulat wie z.B. ferri-Floc, AVR, etc.

Alkalisch reagierend:

- Kalkhydrat
- Natriumaluminat (Alton)

"Fällung ist, vereinfacht dargestellt, die Bildung einer unlöslichen festen Phase aus zwei oder mehr gelösten, in der Regel ionischen Komponenten. Es handelt sich also um einen Phasenübergangsprozeß" (HAHN, 1987)

Angewandt auf die P-Elimination:

$$Fe^{3+} + PO_4^{3-} \rightarrow FePO_4\downarrow$$

"Flockung hingegen ist in dem Sinne kein Phasenübergangsprozeß; hier werden kleinere, ungelöste Feststoffe in größere Verbände übergeführt" (HAHN, 1987). Diese ungelösten Feststoffe können originär im Abwasser vorhanden, aber auch durch Fällungsprozesse entstanden sein. Chemisch

sind beide Reaktionen unterschiedlich und strikt zu unterscheiden, in der Praxis verlaufen aber beide zusammen ab. Bei der Phosphorelimination durch die Zugabe gelöster Metallsalze entstehen zu gleicher Zeit ungelöste Metallphosphatverbindungen und ungelöste Hydroxidflocken.

Darüber hinaus wachsen durch physikalische und verfahrenstechnische Einflüsse die Fällungs- ($FePO_4$) und die Flockungsprodukte ($Fe(OH)_3$) unter Einschluß im Abwasser enthaltener ungelöster, suspendierter Stoffe zu größeren Partikeln, die durch die herkömmlichen physikalischen Verfahren der Phasentrennung, z.B. Sedimentation, Flotation oder Filtration, von der flüssigen Phase (gereinigtes Abwasser) abgeschieden werden können.

Bei der Phosphatfällung unter Verwendung von gelösten Metallsalzen oder auch von Kalk als Fällmittel spielen Löslichkeit der Fällungsprodukte, Stöchiometrie und Reaktionsgeschwindigkeiten eine wesentliche Rolle.

Das Löslichkeitsprodukt gibt die Zusammenhänge zwischen den Konzentrationen der Ausgangssubstanzen (Ionen) und dem Reaktionsprodukt (Fällungsprodukt) an und bestimmt letztlich die erreichbare Restkonzentration des zu eliminierenden Stoffes, in diesem Fall Phosphat.

Das Löslichkeitsprodukt ist folgendermaßen definiert:

$$[Fe^{3+}] \cdot [PO_4^{3-}] = K_{L,FePO4}$$

Einige Löslichkeitsprodukte seien beispielhaft angeführt:

$FePO_4 \cdot 2H_2O$ (Strengit)	10^{-26}
$AlPO_4 \cdot 2H_2O$ (Variscit)	10^{-21}

$Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$	10^{-114}
$MgNH_4PO_4$	10^{-13}
$Fe_3(PO_4)_2$	10^{-32}

Als dreibasische Säure H_3PO_4 liegen die Salze der Phosphorsäure anhängig vom pH-Wert der Lösung in verschiedener Form vor. Diese pH-Abhängigkeit ist auch für die Reaktion mit Metallsalzen von großer Bedeutung. Wie man aus dem Diagramm entnehmen kann, liegt PO_4^{-3} erst bei relativ hohen pH-Werten vor. Im Neutralbereich überwiegen H PO_4^{-2} und $H_2PO_4^-$. Die undissoziierte Säure H_3PO_4 liegt hingegen erst bei sehr niedrigen pH-Werten vor. Ebenfalls ist die Löslichkeit der verschiedenen in Frage kommenden Fällungsprodukte vom pH-Wert beeinflußt.

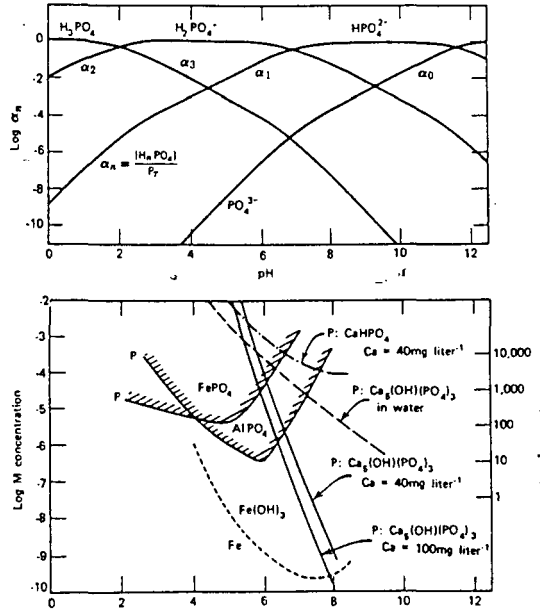


Abb. 4 Dissoziationsstufen der Phosphorsäure und PO_4-Fällungsprodukte als Funktion des pH-Wertes (nach STUMM, 1980)

Die Phosphate des dreiwertigen Eisens und des Aluminiums zeigen ein deutliches Löslichkeitsminimum (pH 4 für $FePO_4$ und pH 6 für $AlPO_4$). Nach diesen Kurven wäre z.B. die mit Eisenfällung zu erreichende minimale Konzentration ca. 0,1 mg PO_4-P/l bei pH 5, bei pH 7 aber bereits 10 mg PO_4-P/l. Da dies den Ergebnissen der Praxis widerspricht, müssen auch andere Umsetzungen zur Erniedrigung der PO_4-P-Konzentration stattfinden. Neben den rein stöchiometrischen Umsetzungen bei der Behandlung von PO_4-Lösungen mit Eisen- oder Aluminiumsalzen erscheinen auch Adsorptionsvorgänge eine wesentliche Rolle zu spielen.

Die Stöchiometrie gibt an, wieviel Atome oder Moleküle eines Stoffes mit wieviel Atomen oder Molekülen eines anderen Stoffes reagieren. Beispielsweise reagiert 1 Atom Fe^{3+} mit einem Phosphatmolekül PO_4^{3-}:

$$Fe^{3+} + PO_4^{3-} = FePO_4$$

56 g Eisen 31 g Phosphor
1 Mol 1 Mol

Mol = Molekulargewicht in g

Um bei gegebenem Löslichkeitsprodukt die Fällung zu verbessern, erhöht man die Konzentration des Fällungsmittels. Durch überstöchiometrische Zugabe von Fällungsmitteln kann die Phosphatkonzentration verringert werden. In der Praxis muß überstöchiometrisch dosiert werden, d.h. das Molverhältnis des Fällmittels, z.B. Fe^{3+} zum Phosphat

$$\beta = \frac{(Fe^{3+})}{(PO_4^{3-})} \quad \text{ist größer als 1}$$

Man sollte jedoch trachten, den ß-Wert zwischen 1 und 1,5 zu halten, um Fällmittel zu sparen und um die Bildung des Hydroxids $Fe(OH)_3$ möglichst einzuschränken, da das Eisenhydroxid wesentlich zum erhöhten Schlammanfall beiträgt.

Mit erhöhten ß-Werten kann nur bei zweistufigen Fällverfahren gearbeitet werden. In einer ersten Stufe wird mit niedrigem ß-Wert die Hauptmenge des Phosphors gefällt; in der zweiten Stufe (z.B. Flockungsfiltration, Nachfällung) kann dann für den verbliebenen Restphosphor ein entsprechender Fällmittelüberschuß zugegeben werden, um möglichst niedrige Ablaufwerte zu erzielen.

3. FÄLLMITTEL

Sehr viele mehrwertige Metallionen bilden nach Zugabe zum Abwasser mit den darin gelösten Phosphationen unlösliche Verbindungen. Zur Phosphatfällung werden aus wirtschaftlichen Gründen Fe, Al und Ca eingesetzt. Diese werden als Salze, Lösungen oder Suspensionen solcher Salze angewandt.

Werden zunächst Eisensalze betrachtet, so kommen sowohl Verbindungen des zweiwertigen und des dreiwertigen Eisens in Betracht. Wegen der größeren Löslichkeit von Eisen-II-Phosphat sollen Eisen-II-Salze jedoch vorher zu dreiwertigem Eisen oxidiert werden. Diese Oxidation erfolgt meist mit Luft (Vorbelüftung, belüfteter Sand- oder Fettfang, Belebungsbecken), selten mit Chlor und erfolgt nach der Gleichung:

$$\underset{112}{2\ Fe^{2+}} + \underset{16}{1/2\ O_2} + H_2O \rightarrow 2\ Fe^{3+} + 2\ OH^-$$

Dies bedeutet, daß die Oxidation einer Ferrosulfatlösung die z.B. 20 mg Fe^{2+}/l enthält, 2,86 mg O_2/l an zusätzlichem Sauerstoff erfordert. Im Reinwaser geht diese Reaktion bei Sauerstoffzufuhr durch Belüftung sehr langsam vor sich.

Bei Anwesenheit von Bakterien, wie sie im rohen Abwasser vorhanden sind, aber besonders in Gegenwart von Belebtschlamm, ist sie bereits nach einigen Minuten abgeschlossen. Die Ionen des dreiwertigen Eisens können nun zwei Reaktionen eingehen:

$$Fe^{3+} + PO_4^{3-} \rightarrow Fe\ PO_4$$

$$Fe^{3+} + 3\ OH^- \rightarrow Fe\ (OH)_3$$

Da für die Bildung von schwer löslichem Eisenphosphatniederschlag ein Mol Eisen-Ionen (56 g) mit einem Mol Phosphatphosphor (31 g) reagieren, sind bei stöchiometrischer Umsetzung für 1 g Phosphor ca. 1,8 g Eisen erforderlich. Da aber neben Eisenphosphat auch Eisenhydroxid gebildet wird, ist ein größerer Zusatz von Fällmittel erforderlich, um Phosphor weitgehend zu entfernen. Phosphat kann auch an Eisenhydroxidniederschlägen adsorbiert werden. Diese Adsorption von Phosphat an Eisen- oder Aluminiumatomen kommt auch bei der Bindung von Phosphat in natürlichen Böden zur Auswirkung. Untersuchungen von WUHRMANN, 1964 konnten zeigen, daß erst bei einer Konzentration von etwa 40 mg PO_4-P/l stöchiometrisches $FePO_4$ ausfällt. Bei tieferen Konzentrationen wird Phosphat an Eisenhydroxidschlämmen adsorbiert. Erst nach längerer Kontaktzeit wird das am Eisenhydroxid adsorbierte Phosphat auch chemisch zu Eisenphosphat gebunden. Eine längere Kontaktzeit zwischen Eisenhydroxidschlämmen und Phosphat ist daher für die Ausnutzung der Chemikalien zur Phosphorfällung förderlich und wird beim später noch zu besprechenden Simultanfällungsverfahren auch in der Praxis ausgenützt.

Die Reaktion des Aluminiumions im Wasser verläuft sehr ähnlich wie die des dreiwertigen Eisens:

$$Al^{3+} + PO_4^{3-} \rightarrow Al\ PO_4$$

$$Al^{3+} + 3\ OH^- \rightarrow Al\ (OH)_3$$

In Summe bildet sich auch hier wieder über mehrere Zwischenreaktionen eine Mischverbindung aus Aluminiumhydroxid und Aluminiumphosphat, deren Phosphorgehalt mit zunehmendem Fällungsmittelüberschuß abnimmt. Bei niedrigen Konzentrationen wird Phosphat an Aluminiumhydroxidschlämmen adsorbiert. Unter der Annahme der stöchiometrischen Reaktion von Aluminium mit Phosphat reagiert ein Mol Al^{3+} (27 g) mit einem Mol PO_4-P (31 g P). Pro g Phosphor sind also mindestens 0,87 g Al erforderlich. In der Praxis ist jedoch ebenfalls ein Fällungsmittelüberschuß erforderlich, um eine niedrige Phosphorrestkonzentration zu erreichen.

Bei der alkalischen Fällung reagiert des Alumination mit Phosphat zu Aluminiumphosphat, bei Überdosierung entstehen Aluminium- Hydroxophosphat- Komplexe, die jedoch wiederum ausgezeichnete Adsorptionsmittel für Phosphate sind. Aluminiumhydroxoverbindungen sind hervorragende "Phosphatfixierer". Die zusätzliche Alkalität (Natronlauge) sorgt hierbei für eine Erhöhung der Säurekapazität und des pH-Wertes.

$$Na_2Al_2O_4 + 2PO_4^{3-} + 6H^+ \rightarrow 2AlPO_4 + 2NaOH + 2H_2O$$

Wie die Reaktionsgleichung zeigt, bilden sich gegenüber dem Einsatz von sauren Eisensalzen keine zusätzlichen Chloride oder Sulfate.

Weiterhin entsteht weniger Phosphatschlamm, was letztlich auch geringere Entsorgungskosten bedeutet.

1 g Phosphor bilden 4,87 g $FePO_4$ bzw. 3,94 g $AlPO_4$

Im Hinblick auf eine landwirtschaftliche Verwertung von Abwasserschlämmen muß jedoch auf die Möglichkeit der Remobilisierung von Aluminium vor allem bei sauren Böden hingewiesen werden.

Bei der Fällung mit Kalzium kommen als Reaktionspartner das Phosphat, das Karbonat und erst bei sehr hohen pH-Werten über 12 die Hydroxylionen in Frage. Die Fällung des Phosphats durch die Bildung von Kalziumphosphat $Ca_3(PO_4)_2$ ist dabei sehr zweifelhaft. Im alkalischen Bereich ist hingegen Hydroxylapatit $Ca_5(PO_4)_3OH$ die einzige stabile Kalziumphosphatform. Es ist dabei jedoch zu berücksichtigen, daß bei den hohen pH-Werten, die für die Bildung des Hydroxylapatites erforderlich sind, das Kalzium auch mit dem im Abwasser vorhandenen Karbonat als Kalziumkarbonat und bei sehr hohen pH-Werten auch als Kalziumhydroxid ausfällt.

$$Ca(HCO_3)_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow 2\ CaCO_3 + 2\ H_2O$$

Bei einer Karbonathärte von z.B. 10° deutscher Härte (entsprechend 71 mg Kalzium/l) würde der Kalziumgehalt des Wassers bereits zu Apatitbildung mit 10 mg P/l ausreichen. Zusätzliche Mengen von $Ca(OH)_2$ werden aber benötigt, um den pH-Wert von 10,5 auf billigem Wege zu erreichen. Die benötigte Menge an Zusatz von Branntkalk ist abhängig von der Karbonathärte des zu behandelnden Wassers und beträgt etwa 30 g $Ca(OH)_2/°dH \cdot m^3$. Die gebildeten Kalziumkarbonat- und Apatitniederschläge adsorbiert auch organische

Phosphorverbindungen und Polyphosphate, haben aber die Eigenschaft, ziemlich schlecht quantitativ zu sedimentieren. Mit einem geringen Zusatz eines Flockungshilfsmittels ist aber leicht ein klarer Abfluß erzielbar. Durch zusätzliche Zugabe von etwa 1-2 mg Fe^{3+} wurden die Ergebnisse noch verbessert.

Zur praktischen Ermittlung der erforderlichen Fällmittelmengen kann davon ausgegangen werden, daß zur wirkungsvollen Phosphorelimination (<1 g/m^3 P) ß-Werte von 1,5 erforderlich sind.

Dies bedeutet, daß für 1 kg Phosphor

$$1{,}5 \cdot \frac{56}{31} = 2{,}7 \text{ kg Eisen}$$

bzw.

$$1{,}5 \cdot \frac{27}{31} = 1{,}3 \text{ kg Aluminium}$$

zugegeben werden müssen.

Die zu dosierende Fällmittelmenge F_Z in g/m^3 kann mit Hilfe eines gewählten ß-Wertes, des P-Gehaltes des zu behandelnden Abwassers P_Z in g/m^3 und eines Umrechnungsfaktors y wie folgt berechnet werden (BEVER, TEICHMANN, 1990).

$$F_Z = ß \cdot P_Z/y \quad \text{in} \quad g/m^3$$

mit

$$y = 0{,}555 \cdot GFe + 1{,}148 \cdot GAl$$

Hierin ist: GFe der Fe-Gehalt des Fällmittels in kg/kg
GAl der Al-Gehalt des Fällmittels in kg/kg

Bei der Lösung von Fällmittel kann für GFe und GAl auch die Konzentration in g/m^3 eingesetzt werden. Dann erhält man F_Z in m^3 Fällungsmittellösung je m^3 Abwasser

Tab. 1 Metallgehalt von chemischen Fällmitteln

Eisen-II-Chlorid	$FeCl_2$	GFe = 44,1 %
Eisen-II-Sulfat	$FeSO_4 \cdot 7\ H_2O$	GFe = 20,1 %
Eisen-III-Chlorid	$FeCl_3 \cdot 6\ H_2O$	GFe = 20,7 %
Eisen-III-Sulfat	$Fe_2(SO_4)_3 \cdot 2\ H_2O$ $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 3\ H_2O$	GFe = 25,6 % Gfe = 2,46 %
Aluminiumsulfat	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14\ H_2O$ $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18\ H_2O$	GAl = 9,08 % GAl = 8,10 %
Aluminiumchlorid	$AlCl_3 \cdot 6\ H_2O$	GAl = 22,4 %
Natriumaluminat	$Na_2Al_2O_4 \cdot 3\ H_2O$	GAl = 24,8 %

GFe- und GAl-Werte sind vom Fällmittellieferanten anzugeben und zu garantieren. Regelmäßige Kontrolle wird empfohlen, insbesondere wenn Fällmittel aufbereitete Abfallprodukte sind, die in ihrer Zusammensetzung naturgemäß schwanken. Die Tabelle 1 gibt Fe- und Al-Gehalte chemisch reiner Fällmittel an. Die Faktoren y und 1/y für verschiedene Fällmittel sind in Tabelle 2 zusammengestellt.

Die Relation der reziproken Werte 1/y erlauben einen Gewichtsvergleich stöchiometrisch gleichwertiger Fällmittel im Hinblick auf Transport und Lagerung. Die relative Fällmittelmenge bezieht sich auf die Phosphatzulaufkonzentration der Fällungsstufe. Wird mit $\beta = 0{,}6$ eine 80%ige Phosphatelimination bei der Vor- oder Simultanfällung erzielt, so bedeutet das nicht einen unterstöchiometrischen Fällmittelverbrauch für die Fällung. Der tatsächliche relative Fällmittelverbrauch müßte auf die eliminierten Phosphate bezogen werden. Dabei wäre theoretisch auch der durch die mechanisch-biologische Abbauleistung entfernte Phosphatanteil zu substrahieren.

Tab. 2 Faktoren y und 1/y für verschiedene Fällmittel

Fällmittel	y	1/y
Fe^{2+}	0,555	1,803
$FeCl_2$	0,244	4,092
$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	0,111	8,976
Fe^{3+}	0,555	1,803
$FeCl_3$	0,191	5,237
$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	0,115	8,727
$Fe_2(SO_4)_3 \cdot 3H_2O$	0,136	7,328
$FeClSO_4$	0,165	6,049
Al^{3+}	1,148	0,871
$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	0,093	10,758
$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	0,104	9,595
$AlCl_3 \cdot 6H_2O$	0,128	7,795
$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 3H_2O$	0,284	3,519
AVR, 0,175 g Fe^{3+}/g AVR	0,097	10,303
Ferri Floc, 0,151 g Fe^{3+}/l	0,084	11,941
0,111 g Fe^{3+}/l	0,062	16,244

4. FÄLLUNGSVERFAHREN

Abbildung 5 gibt einen Überblick über die verschiedenen Verfahrensmöglichkeiten zur Entfernung von Phosphorverbindungen durch chemische Fällung und deren Wirkungsgrad (nach BOLLER, 1977)

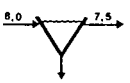
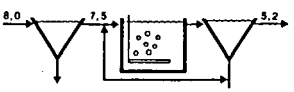
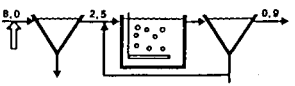
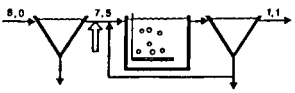
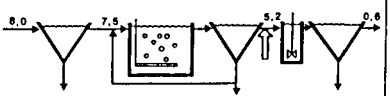
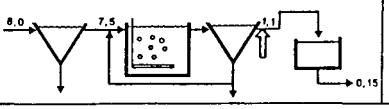
ELIMINATION VON PHOSPHOR		
VERFAHRENSFÜHRUNG UND KONZENTRATIONSRICHTWERTE IN mg GESAMT-P·l^{-1}		MITTLERER ZU ERWARTENDER WIRKUNGSGRAD
MECHANISCHE REINIGUNG		η ~ 6%
MECHANISCH-BIOLOGISCHE REINIGUNG		η ~ 35%
MECHANISCH-BIOLOGISCHE REINIGUNG MIT VORFÄLLUNG		η ~ 89%
MECHANISCH-BIOLOGISCHE REINIGUNG MIT SIMULTAN-FÄLLUNG		η ~ 86%
MECHANISCH-BIOLOGISCHE REINIGUNG MIT NACHFÄLLUNG		η ~ 92%
SIMULTAN-FÄLLUNG UND FLOCKUNGS-FILTRATION		η ~ 98%

Abb. 5 Verfahrenskombinationen zur Elimination von Phosphor (BOLLER, 1977)

4.1 Vorfällung

Charakteristisch für die Vorfällung ist die Flockungsmitteldosierung in den Sandfang, den Zulauf zum Vorklärbecken oder in das Venturi-Gerinne (Turbulenz). Gegebenenfalls ist durch den Einbau von Schikanen oder künstliche Energiezufuhr für ausreichende Turbulenz zu sorgen. Die entstandenen Fällungsprodukte (Makroflocken) werden im Vorklärbecken mit abgeschieden. Dienen Tropfkörper als biologische Stufe, so darf kein zweiwertiges Eisen eingesetzt werden, da die Gefahr von Verockerung besteht.

Die Vorteile der Vorfällung sind folgende:

- Entlastung der biologischen Stufe einschließlich Ausgleich von Belastungsschwankungen. Daraus resultiert eine bessere Energiebilanz.
- In Gegenüberstellung zur Simultanfällung kein Zuwachs des organischen Anteils des Belebtschlammes.
- Nachrüstung von Altanlagen leicht möglich.

Die Nachteile lassen sich wie folgt beschreiben:

- Erhöhter Gesamtschlammanfall
- Erschwerte Denitrifikation (zu hoher Substratabbau)
- Mögliche Verschlechterung des Schlammindex

Die Vorfällung eignet sich besonders für die Sanierung bestehender Anlagen, da durch diesen Verfahrensschritt nicht nur Phosphor eliminiert wird, sondern auch die Belastung der biologischen Stufe verringert wird.

Als Fällungsmittel werden üblicherweise Kalk oder Metallsalze eingesetzt.

Der Restphosphatgehalt nach der Vorfällung sollte 1,5 bis 2,5 mg/l betragen um den Phosphatbedarf (Substrat) der nachfolgenden Biologie zu garantieren.

4.2 Simultanfällung

Das am weitesten verbreitete Verfahren zur Phosphatfällung ist die sogenannte Simultanfällung. Die Fällmittelzugabe erfolgt im Auslauf der Belebung oder im Zulauf zur Nachklärung, seltener im Zulauf zur Belebung oder in das Rücklaufschlammgerinne.

Die Vorteile des Verfahrens lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Durch die Rezirkulation der Metallsalze mit dem Rücklaufschlamm wird eine sehr gute Ausnutzung der Fällmittel erreicht.
- Wird das Fällmittel im Belebungsbecken zugegeben, kann billiges zweiwertiges Eisen eingesetzt werden.
- Metallsalze führen zu einer Beschwerung des Belebtschlammes und verhindern dadurch die Blähschlammproduktion.
- Zur Einrichtung der Simultanfällung sind nur geringe bauliche Veränderungen notwendig.

Als Nachteile sind zu nennen:

- Der erhöhte Schlammanfall bei der Simultanfällung
- Die sauren Metallsalze in nitrifizierenden Belebungsstufen können zu einer unzulässigen pH-Absenkung führen.
- Phosphatschlamm und biologischer Überschußschlamm fallen als Mischschlamm an. Eine Phosphatrückgewinnung ist nicht möglich, darüber hinaus muß die Phosphatrücklösung bei anaerob gelagertem Schlamm berücksichtigt werden.
- Die Flockenstruktur kann durch Rücklaufschlammpumpen zerstört werden; es kommt zu Schlammabtrieb im Nachklärbecken. Durch eine Dosierung von polymeren Flockungshilfsmittel kann dies verhindert werden.

Beim Scheibentauchkörper herrschen ähnliche Verhältnisse wie eim Belebungsverfahren. Beim Tropfkörper kommt nur die Zugabe der Fällmittel in den Zulauf des Nachklärbeckens in Frage.

4.3 Nachfällung

Bei der Nachfällung werden Fällung und Flockung sowie die Abscheidung der geflockten Substanzen in einer getrennten Stufe nach der biologischen Reinigungsstufe vorgenommen. Bei der Nachfällung werden die Fällmittel hinter der Nachklärung in ein Mischbecken dosiert, dem ein Flockungsbecken und ein zusätzliches Absetz- oder Flotationsbecken nachgeschaltet ist. Die geringe Verbreitung von Nachfällanlagen beruht hauptsächlich auf den hohen Investitionskosten die beim Bau der zusätzlich erforderlichen Becken entstehen. Beim Neubau einer Kläranlage kann jedoch das Nachklärbecken der biologischen Stufe kleiner ausgelegt werden.

Der Hauptvorteil der Nachfällung sind die definierten Bedingungen bei der Dosierung. Die Phosphatfällung erfolgt losgelöst vom eigentlichen biologischen Reinigungsprozeß und kann diesen nicht beeinflussen. Die Fällmitteldosierung kann phosphatfrachtabhängig gesteuert werden. Der anfallende Phosphatschlamm kann getrennt abgezogen und wiederverwendet werden, z.B. zur Düngung.

Bei unkritischen Vorflutern kann die Nachfällung durch Kalkmilchdosierung erfolgen. Muß ein pH-Grenzwert für den Ablauf eingehalten werden, so ist eine Neutralisation z.B. mit CO_2 des Faulgases angezeigt.

4.4 Flockungsfiltration

Dieses in der Schweiz entwickelte Verfahren stellt eine Erweiterung der Fällungsverfahren durch eine Nachschaltung von Flockungs- und Filtrationsstufen dar. Dabei werden ca. 80% des Phosphors im Vor- oder Simultanfällungsverfahren

durch Sedimentation und der Rest durch nochmalige Fällmittelzugabe und Filtration abgetrennt.

Die bei der Flockungsfiltration einzusetzenden Dosiermengen von Fe(III) oder Al(III) richten sich nach der im NKB-Ablauf vorhandenen Konzentration an gelöstem Phosphor. Um eine Feststoffüberbelastung der Filtration zu vermeiden, muß die P-Konzentration durch vorangehende Fällungsstufen (Vorfällung, Simultanfällung) auf ca. 1,0 mg gelöst-P/l eingestellt werden.

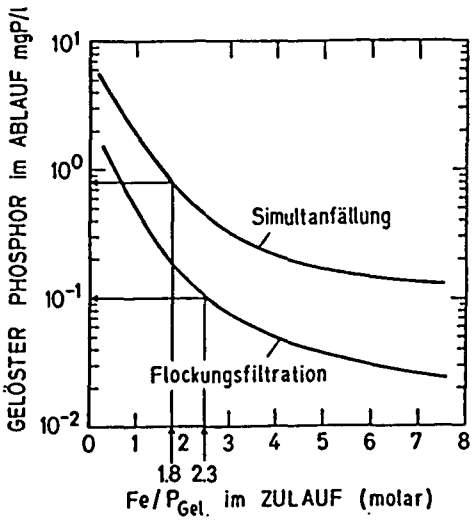


Abb. 6 Erreichbare P-Restkonzentration in Simultanfällung und Flockenfiltration in Abhängigkeit der Fe(III)-Dosierung dargestellt als molares Verhältnis von Fe/P im Zulauf der jeweiligen Verfahrensstufe (nach BOLLER, 1988)

Das Fällmittel wird in das biologisch gereinigte Abwasser intensiv eingemischt und vorgeflockt, wobei der eigentliche Flockungsprozeß sowohl im Überstand des Filters als auch im Filterbett selbst stattfindet. Gegebenenfalls läßt sich durch die Kombination von Metallsalzen und organischen Flockungshilfsmitteln die Effizienz steigern.

5. KOSTEN

Gegenüber mechanisch-biologischer Kläranlagen ergeben sich bei zusätzlicher Anwendung eines Fällungsverfahrens Mehrinvestitionen. Diese bestehen bei der Vor- und Simultanfällung im wesentlichen aus den Kosten für die Einrichtungen zur Speicherung, Lösung und Dosierung der Chemikalien. Bei der Nachfällung kommen noch die Baukosten für die Flockungs- und Sedimentationsstufe hinzu. Da sich Vor- und Simultanfällungsanlagen abgesehen von möglichen Größenunterschieden der Lagerbehälter nur hinsichtlich der Zugabestelle der Chemikalien unterscheiden, kann hier praktisch von gleich hohen Investitionskosten ausgegangen werden. Die Errichtung eines Gebäudes zur Unterbringung von Lagerbehältern und Dosiereinrichtungen führt zu deutlich höheren Investitionskosten.

Die Investition für eine kombinierte Vorfällung mit Kalk und Simultanfällung mit Eisensulfat resultieren im wesentlichen aus dem Aufwand für die Speicherung, Lösung und Dosierung beider Fällmittel. Mit dem Kostenstand 1980 betragen sie nach BISCHOFSBERGER (ohne Kosten für Gebäude):

für	10.000 E	13,50 DM/E
	50.000 E	2,75 DM/E
	100.000 E	2,15 DM/E
	500.000 E	1,35 DM/E

Der Betrieb von Einrichtungen zur chemischen Fällung führt gegenüber mechanisch-biologischen Kläranlagen zu einer Erhöhung der Betriebskosten. Einzelfaktoren dieser Erhöhung sind:

- Fällmittelkosten,
- zusätzliche Sachkosten (Schmiermittel, Reinwasser, Instandhaltung, Reparaturen),
- zusätzlicher Energieaufwand,
- Personalkosten und
- zusätzliche Schlammbehandlungskosten.

Die relativen Kosten für verschiedene Verfahren und unterschiedliche Kläranlagengrößen wurden von SCHÜSSLER und SEYFRIED (1980) abgeschätzt.

Relative Größen der Betriebskostengruppen in %

	Vorfällung			
	Me^{3+}		Fe^{2+}	
	4.500 E	180.000 E	4.500 E	180.000 E
Fällmittelkosten	53,0	85,0	16,2	49,0
Schlammbeh.-K.	41,4	13,5	65,9	43,7
Sonst. Kosten	5,6	1,5	17,9	7,3
	Simultanfällung			
Fällmittelkosten	46,3	81,6	12,6	42,5
Schlammbeh.-K.	45,7	16,1	64,8	47,2
Sonst. Kosten	8,0	2,3	22,6	10,3

Eine relativ einfache Abschätzung der Kosten kann für den Fällmittelaufwand durchgeführt werden.

Bei Verwendung von techn. Eisensulfat und einem derzeit geltenden Preis von ca. ÖS 750,-/t frei Kläranlagen ergaben sich Kosten von ca. ÖS 45,-/d für 1000 EGW (3g Fe/g P ß = 1,66, 4g P/EGW.d). Bei kleineren Kläranlagen und Verwendung von Sackware (ca. ÖS 1.250,-/t) erhöhen sich die Aufwendungen entsprechend. Bei Verwendung von $FeClSO_4$ (40% Lösg., 12,3 % Fe) mit einem Preis von ÖS 1.800,-/t liegen die spezifischen Kosten bei ca. ÖS 175,-/d für 1000 EGW (3g Fe/g P, 4g P/EGW.d).

6. MESS-, STEUER- UND REGELTECHNIK

Die Schwankungen der P-Zulaufkonzentration und der stündlichen P-Frachten werden bei den heute üblichen großen Volumina in Belebungsanlagen bei Trockenwetter stärker als bei Regenwetter ausgeglichen. Eine Anpassung der Fällmitteldosierung an den Zulaufvolumenstrom ist daher bei der Simultanfällung in Belebungsanlagen nur bedingt sinnvoll. Bei der Vorfällung und bei Tropfkörperanlagen kann eine Anpassung der Fällmitteldosierung an die P-Zulauffracht zweckmäßig sein.

Grundsätzlich ist ein kontinuierliche Bestimmung der Phosphatfracht als Produkt aus Zulaufsvolumenstrom und ständig gemessener P-Konzentration möglich. Bei sehr großen Anlagen mit entsprechender Prozeßleittechnik und entsprechendem Personal mit chemischen Kenntnissen kann diese aufwendige Dosiertechnik mit kontinuierlicher Volumenstrom- und P-Konzentrationsmessung angebracht sein.

Um eine sinnvolle Anpassung der Fällmitteldosierung auch für kleinere Anschlußgrößen vornehmen zu können, bietet sich die Vorgabe von Phosphat-Frachtganglinien an. Diese sind mit Hilfe speicherprogrammierbarer Steuerungen (SPS) kostengünstig in Steuerbefehle für die Fällmitteldosierung umzusetzen.

Die Ganglinien können mit Hilfe der Betriebsanalytik ermittelt werden. Zweckmäßig ist eine Abstufung der Dosierung nach Tagesabschnitten (mindestens eine Tag/Nachtschaltung) und ggf. nach Wochentagen.

Bei phosphatfrachtabhängiger Dosierung kann die überstöchiometrische Fällmitteldosierung mit einem kleineren Sicherheitsfaktor und daher mit geringerem Fällmittelverbrauch erfolgen. (LWA, 1989)

7. AUSWIRKUNGEN DER FÄLLVERFAHREN

7.1 Metallgehalt im Ablauf von Kläranlagen

Die mit dem Fällmittel dem Abwasser zugegebenen Metalle (Me) sind je nach Art des Fällmittels hauptsächlich Eisen und/oder Aluminium. Die übrigen Metalle (Verunreinigungen des Fällmittels) spielen, sofern die Anforderungen an die Reinheit der Fällmittel eingehalten werden, keine Rolle.

Die in den Kläranlagenablauf gelangenden Fällmittel- bzw. Metallanteile hängen im wesentlichen ab von der Effektivität der Abtrennung der suspendierten Stoffe aus dem Abwasser. Eine Rolle spielen auch die Fällmitteldosierung bzw. der ß-Wert, der pH-Wert bzw. die Alkalität des Abwassers sowie die Prozeß- einschl. Dosiertechnik.

Eisen oder Aluminium im Ablauf von Kläranlagen liegt i.a. als schwer lösliches Phosphat und Hydroxid und damit in suspendierter Form vor.

Bei einer üblichen Fällmitteldosis (z.B. ß-Wert = 1,5 bei Simultanfällung), bei pH-Werten um den Neutralpunkt und bei Vorhandensein ausreichend bemessener Nachklär- bzw. Absetzbecken werden Eisen- oder Aluminiumgehalte von 1,0 mg/l im Ablauf i.a. nicht überschritten, selbst wenn, wie oftmals festgestellt wird, im Zulauf der Kläranlage höhere Eisengehalte als 1,0 mg/l gemessen werden. Im Ablauf von Flockungsfiltrationsanlagen liegt der Eisen- bzw. Aluminiumgehalt i.a. unter 0,5 mg/l. (LWA, 1989).

7.2 Salzgehalt im Ablauf von Kläranlagen

Die Fällung von Phosphor mit Metallsalzen bedingt zwangsläufig eine Aufsalzung des Kläranlagenablaufs mit Chlorid (Cl^-) und/oder Sulfat (SO_4^{2-}). Die durch die Fällmittelzugabe hervorgerufenen zusätzlichen Chlorid- oder Sulfat-Gehalte können anhand folgender Beispielrechnungen im Einzelfall errechnet werden.

1. Beispiel: Simultanfällung mit Eisen (III)-Chlorid $FeCl_3$

Annahme:
- P_{ges}-Konzentration im Zulauf der Kläranlage 13 mg/l im Mittel
- 3 mg/l P_{ges} wird durch normale mechanische Behandlung eliminiert
- P_{ges}-Konzentration im Zulauf zur Biologie 10 mg/l
- ß-Wert = 1,5

Rechnung:

$$\text{Fe-Dosis} = P_{ges} \cdot \frac{\text{Atomgewicht Fe}}{\text{Atomgewicht P}} \cdot ß$$

$$\text{Fe-Dosis} = 10 \text{ mg/l} \cdot \frac{55{,}85}{30{,}97} \cdot 1{,}5 = 27{,}1 \text{ mg/l}$$

1 mg Fe III entspricht 1,9 mg Cl^-
Die Aufsalzung beträgt somit:
$Cl^- = 27{,}1 \cdot 1{,}9 = 51{,}5$ mg/l

2. Beispiel: Simultanfällung mit Eisen (II)-sulfat $FeSO_4 \cdot 7\ H_2O$

Annahme: wie Beispiel 1

Rechnung:

$$\text{Fe-Dosis} = P_{ges} \cdot \frac{\text{Atomgewicht Fe}}{\text{Atomgewicht P}} \cdot ß$$

Fe-Dosis = 27,1 mg/l

1 mg Fe^{2+} entspricht 1,7 mg SO_4^{2-}
Die Aufsalzung beträgt somit
$SO_4^{2-} = 27{,}1 \cdot 1{,}7 = 46{,}1$ mg/l

Die normalen Ablaufkonzentrationen von kommunalen Kläranlagen mit geringen Industrieanteilen betragen Cl^- ≤ 100 mg/l bzw. SO_4^{2-} ≤ 200 mg/l. Das heißt: infolge der Anwendung von Metallsalzen steigt der Salzgehalt im Ablauf von Kläranlagen bezogen auf Cl^- um ca. 50%, bezogen auf SO_4^{2-} um ca. 25%. Bei Vorflutern mit besonderen Anforderungen an die Nutzung ist im Einzelfall zu prüfen, ob diese Aufsalzung toleriert werden kann.

Da bei der Fällung Phosphat und Hydrogenkarbonat eliminiert werden, bleibt der Gesamt- Salzgehalt (Leitfähigkeit) im Ablauf der Kläranlage nahezu gleich (LWA, 1989)

7.3 Säurekapazität

Bei der Phosphatfällung bilden Eisen- und Aluminiumionen, sobald sie in eine wäßrige Lösung gelangen, Komplexe die abhängig vom pH-Wert der Lösung, wie eine Säure reagieren.

$$Me\ (H_2O)_6^{3+} \rightarrow 3H^+ + Me\ (OH)_3 + 3H_2O$$

Dabei wird die Säurekapazität des Wassers verringert. Die Hydroxide fallen als schwerlösliche Komplexe aus und tragen nicht zur Säurekapazität bei. Für die Fällung als Metallhydroxide müssen somit Säureäquivalente angesetzt werden, genauso für die Fällung von Metallphosphaten. Das bei der Simultanfällung entfernte Phosphat erhöht geringfügig die Alkalität des Abwassers.

Die Abnahme der Säurekapazität im Belebungsbecken durch Fällung ergibt sich zu:

$$SK_o - SK_e = \Delta SK = 0{,}06\ Fe^{3+} + 0{,}04\ Fe^{2+} + 0{,}11\ Al^{3+} - 0{,}03\ (P_o - P_e)\ \text{in mmol/l}$$

Die Gesamtabnahme der Säurekapazität unter Berücksichtigung von Nitrifikation und Denitrifikation ergibt sich zu:

$$\Delta SK = 0{,}07\ (NH_4\text{-}N_o - NH_4\text{-}N_e + NO_3\text{-}N_o) + 0{,}06\ Fe^{3+} + 0{,}04\ Fe^{2+} + 0{,}11\ Al^{3+} - 0{,}03\ (P_o\text{-}P_e)$$

Alle Werte werden dabei in mg/l angegeben. NH_4-N und NO_3-N ergeben sich aus der Stickstoffbilanz. (ATV, A131).

7.4 Schlammanfall

Die Überschußschlammproduktion ist ein wichtiger Parameter für die Dimensionierung der Schlammbehandlung sowie für den Betrieb der Anlage. Die spezifische Schlammproduktion $ÜS_B$ (kg TS/kg BSB_5) setzt sich aus dem Anteil $ÜS_{BSB5}$ bei der Elimination des BSB_5 und aus dem Anteil $ÜS_P$ der möglichen Fällungsprodukte bei der Entfernung des Phosphors mittels Simultanfällung zusammen.

$$ÜS_B = ÜS_{BSB5} + ÜS_P$$

Bestimmend für die Schlammproduktion aus der Elimination des BSB_5 sind das Schlammalter, das Verhältnis TSo/BSB_5 sowie die Temperaturen.

Bestimmend für die Schlammproduktion $ÜS_P$ aus der Simultanfällung ist die Art des Fällungsmittels und das molare Verhältnis der zudosierten Metallionen zum Phosphor, der gefällt werden soll. Für ein molares Verhältnis von 1,5 Mol Metall pro 1 Mol Phosphor im Zulauf muß mit einer Schlammproduktion von 2,5 kg TS pro kg zudosiertes Eisen respektive 4 kg TS pro kg zudosiertes Aluminium gerechnet werden. Der Wert $ÜS_P$ ergibt sich dadurch zu:

$$ÜS_P = 6{,}8\ \frac{P_{ges,\ Zulauf}}{BSB_{5,\ Zulauf}}$$ in kg TS/kg BSB_5 bei Fällung mit Eisensalzen

$$\ddot{U}S_P = 5{,}3 \frac{P_{ges},\ Zulauf}{BSB_5,\ Zulauf}$$ in kg TS/kg BSB_5 bei Fällung mit Aluminiumsalzen

(ATV, A131)

7.5 Nitrifikation

Gesicherte großtechnische Erfahrungen zu dieser Thematik liegen bislang noch nicht vor. Die bisherigen Veröffentlichungen auf der Basis von Laboruntersuchungen können folgendermaßen zusammengefaßt werden:

- Eine Beeinflussung der Aktivität der Nitrifikanten durch Aluminiumsalze konnte nicht festgestellt werden.
- Eine gewisse Hemmung (ca. 10%) des Stoffumsatzes bei der Zugabe von Eisen(II)-sulfat wurde von mehreren Autoren beobachtet.
- Bei der Zugabe von Eisenchloriden wurde mehrfach eine gewisse Stimulanz der Stoffwechselaktivität der Nitrifikanten festgestellt.

Um den Hemmeffekt von Eisensulfat auszugleichen, wird empfohlen, das Schlammalter um 10% zu erhöhen.

Die Vorfällung kann sich negativ auf eine Stickstoff-Eliminierung auswirken, da mit der Vorfällung gleichzeitig auch ungelöste Kohlenstoffverbindungen ausgefällt werden. Dadurch kann die für die Stabilisierung des Prozesses der Stickstoffoxidation erforderliche Denitrifikation nicht ausreichend mit Kohlenstoffverbindungen versorgt werden. Das häufig auftretende Problem einer hohen Substratentfernung durch eine Vorklärung, wodurch eine weitergehende Denitrifikation nicht mehr möglich ist, wird durch eine Vorfällung noch verschärft. (LWA 1989, ATV, A131).

8. VERWENDETE LITERATUR

ATV FACHAUSSCHUSS 2.8:
Phosphorelimination, Dritter Arbeitsbericht des ATV-Fachausschusses 2.8,
Korrespondenz Abwasser, 30, Heft 3, S 191 (1983)

ATV ARBEITSGRUPPE 2.6.6:
Arbeitsbericht Biologische Phosphorentfernung
Korrespondenz Abwasser 36, 337 (1989)

BEVER J. u. TEICHMANN H.:
Weitgehende Abwasserreinigung - Lehrbriefsammlung Oldenburg, München, Wien (1990)

BISCHOFSBERGER W., RUF M., HEGEMANN W. u. HRSCHKA H.:
Anwendung von Fällungsverfahren zur Verbesserung der Leistungsfähigkeit biologischer Anlagen
Berichte aus Wassergütewirtschaft und Gesundheitsingenieurwesen, H.2, München (1980)

BOLLER M.:
EAWAG Studie Gewässerschutz 2000
EAWAG, Dübendorf (1977)

BOLLER M.:
Flockungsfiltration
ATV Fortbildungskurs Fulda (1988)

BUNDESMINISTERIUM f. LAND- u. FORSTWIRTSCHAFT
Emissionsverordnung für kommunales Abwasser
Entwurf (Okt. 1990)

v.d. EMDE W., FLECKSEDER H. u. MATSCHÉ N.:
Auswirkungen der Herabsetzung des Phosphatgehaltes in Waschmitteln
Gutachten für Umweltbundesamt Wien (1986)

FLECKSEDER H.:
Woher kann der Phosphor in unsere Gewässer gelangen?
Wasser und Abwasser, Band 31 (1987)

FIRK W.:
Praktische Anwendung der Fällung/Flockung
Techn. Akademie Esslingen (1990)

HAHN H.H.:
Wassertechnologische Fällung, Flockung, Separation
Springer Verlag (1987)

HEGEMANN W., BISCHOFSBERGER W.:
Verfahren zur Elimination von Phosphor
Themenkreis: Abwasserreinigung
ATV Fortbildung F/2 (1985)

HESSE G., SEYFRIED C.F.:
Literaturstudie zur Phosphatelimination mit Schwerpunkt Fällungsreinigung
Veröffentlichung des Inst. f. Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Univ. Hannover, Heft 73 (1989)

LANDESAMT F. WASSER U. ABFALL NR-WF:
Technischer Leitfaden zur Elimination von Phosphor in kommunalen Kläranlagen
LWA Merkblätter, Landesamt f. Wasser u. Abfall Nordrhein-Westfalen(1989)

LEHMKUHL U. u. NIKESCH U.:
Phosphor-Elimination durch alkalische Tonerde-Lösung
KA 37, 45 - 53 (1990)

PHOSPHATE U. WASSER, Hauptausschuß, Ges. Deut. Chemiker
Phosphor - Wege und Verbleib in der BRD
Verlag Chemie, Weinheim (1978)

SCHÜSSLER H.:
Phosphatelimination in kommunalen Kläranlagen - Technik und Kosten
Veröffentlichung des Inst. f. Siedlungswasserwirtschaft der Univ. Hannover, Heft 49 (1980)

SPATZIERER G.:
Phosphorentfernung mit dem Belebungsverfahren
ÖWWV Fortbildungskurs Biolog. Abwasser (1979)

STUMM W. u. MORGAN J.J.:
Aquatic Chemistry
Wiley - Interscience, New York (1980)

STUMM W. u. KUMMERT R.:
Gewässer als Ökosysteme
Verlag der Fachvereine, Zürich (1988)

WAGNER R.:
Grenzen und Probleme bei der Verminderung von Phosphorverbindungen im Abwasser
Stuttgarter Berichte, Band 90 (1986)

WUHRMANN K.:
Stickstoff und Phosphorelimination, Ergebnisse von Versuchen im techn. Maßstab
Schweiz. Z. f. Hydrologie 26, 520 - 558 (1964)

ERFAHRUNGEN MIT DER PHOSPHOR-ENTFERNUNG IM BURGENLAND

Gerhard Spatzierer

1. AUSGANGSSITUATION

Im Einzugsgebiet des Neusiedler Sees wurde etwa Mitte der 60-er Jahre mit dem Bau und Betrieb von Abwasserreinigungsanlagen begonnen. Bis zum Jahre 1969 wurden die Kläranlagen vorwiegend für vollbiologische Reinigung mit gleichzeitiger Schlammstabilisierung, ab 1969 zum Teil aber auch als Kompaktanlagen mit getrennter aerober Stabilisierung ausgelegt. Der Belastung durch den Fremdenverkehr und durch Winzereibetriebe wurde dabei aber aus heutiger Sicht noch nicht entsprechend Rechnung getragen. Ab 1977 wurden aber bereits fast sämtliche Anlagen als Langzeitbelebungsanlagen ausgeführt. Der Bau von Kanalisations- und Abwasserreinigungsanlagen ist nunmehr in diesem Gebiet mit Ausnahme von kleinen Bereichen fast vollständig abgeschlossen. Derzeit werden vor allem die Anlagen der ersten Bauphase entsprechend dem Stand der Technik erweitert bzw. stillgelegt und an bestehende größere Kläranlagen angeschlossen.

Mit Jänner 1991 standen im Einzugsgebiet des Neusiedler Sees insgesamt 30 biologische Abwasserreinigungsanlagen mit einer Bemessungskapazität von 357.500 EGW in Betrieb. Diese gliedern sich größenmäßig wie folgt auf:

Bemessungs-EGW	Anzahl der Anlagen
10 - 300	4
301 - 2000	6
2001 - 5000	6
5001 - 10000	8
10001 - 50000	5
größer 50000	1

Aus der Zusammenstellung ist bereits ersichtlich, daß 80 % aller Kläranlagen unter 10.000 EGW liegen. Auf die restlichen 20 % entfallen jedoch 74,3 % der Kläranlagenkapazität.

Neben den häuslichen Abwässern der Bewohner des Einzugsgebietes ist vor allem der Abwasseranfall aus der Nahrungsmittelindustrie (Konservenfabriken in Mattersburg und Neusiedl) sowie die saisonal begrenzte Abwasserbelastung durch Winzereibetriebe und durch den Fremdenverkehr anzuführen. Sonstige Industrie- und Gewerbebetriebe sind hinsichtlich der Abwasserbelastung eher als geringfügig einzustufen. Beachtenswert ist aber, daß die Abwässer der Nahrungsmittelindustrie und aus der Kellerwirtschaft wohl stärker organisch belastet, dafür aber relativ nährstoffarm sind. Durch die gemeinsame Reinigung mit häuslichen Abwässern kann dadurch ein gewisser Nährstoffausgleich erzielt werden.

Da in den 70-er Jahren eine zunehmende Eutrophierung des Neusiedler Sees speziell durch Phosphorverbindungen festgestellt wurde, beauftragte das Amt der Bgld. Landesregierung Herrn Prof.Dr.v.d.Emde mit der Ausarbeitung einer "Studie über Lösungsmöglichkeiten zur fortgeschrittenen Abwasserreinigung im Einzugsgebiet des Neusiedler Sees" (v.d.EMDE u.a., 1979). Die wesentlichen Ergebnisse dieser Studie für den Bereich der Abwasserreinigung waren dabei:

- Sofortige Einführung der Simultanfällung auf allen Kläranlagen mit 3-4 g Fe/g Ges-P im Zulauf.
- Zusätzlich Errichtung von Kontaktfiltrationsanlagen bei den beiden Verbandskläranlagen.
- Aufbau einer verläßlichen Kläranlagenbetreuung und Kläranlagenbetriebskontrolle durch die Abt. XIII/3-Gewässeraufsicht gemäß der Studie "Systematische Wasseruntersuchung - Abwasseranlagen" (v.d.EMDE u.a., 1978).

Aufbauend auf den im Zuge der Erarbeitung der Studie gewonnenen Erfahrungen mit der Simultanfällung mit Eisen-II-sulfat auf den Kläranlagen Rust und Neusiedl wurde sodann im Oktober 1978 allen Gemeinden und Verbänden die Einführung der Simultanfällung mit Einzelbescheiden gemäß § 33 Abs. 2 WRG 1959 vorgeschrieben. Als Ablaufgrenzwert wurde dabei generell 1,0 mg Ges-P/l festgesetzt (entspricht ca. 0,8 mg PO_4-P/l).

Unter Bezug auf die "Emissionsrichtlinien 1981" (BMfLuF, 1981) sowie die "Vorläufige Immissionsrichtlinie 1987" (BMfLuF, 1987) wurden daraufhin zusätzlich bei der Neuerrichtung von Kläranlagen auch außerhalb des Einzugsgebietes des Neusiedler Sees speziell bei Vorflutern mit geringer Wasserführung Vorschreibungen zur Phosphor-Entfernung vorgenommen, die gegenständlichen Anlagen sind bis dato aber erst zum Teil in Betrieb. Durch die WRG-Novelle 1990 sowie die darauf basierenden Emissions- und Immissionsverordnungen ist aber zu erwarten, daß zukünftig auf fast allen burgenländischen Kläranlagen Maßnahmen zur P-Entfernung zu treffen sein werden. Im folgenden wird über die bisher getätigten Erfahrungen mit der Simultanfällung in den letzten 15 Jahren berichtet.

2. AUFBAU UND BETRIEB

2.1 Vorversuche - Information der Betreiber

Bereits vor Erlassung der wasserrechtlichen Bescheide wurde die anstehende Problematik eingegehend mit den Gemeindevertretern diskutiert. Gleichzeitig wurden auch in Zusammenarbeit mit der TU Wien großtechnische Vorversuche bei mehreren Kläranlagen durchgeführt, wobei festgestellt wurde, daß

- bei Einsatz von Eisensulfat als Fällmittel die geforderte Ablaufqualität (kleiner als 1 mg Ges-P/l) problemlos bei Trockenwetter erreicht werden kann und

- bei den bereits bestehenden Langzeitbelebungsanlagen zufolge des hohen Schlammalters auch eine intermittierende Dosierung keine Nachteile bringt.

Darauf aufbauend wurde ein Informationsseminar für die Kläranlagenbetreiber (Bürgermeister, Amtmänner) mit der Ausgabe von Unterlagen über die Seenreinhaltung, die Phosphorentfernung mittels Simultanfällung, Fällungschemikalien, Dosierung und Kontrollmöglichkeiten abgehalten. Weiters wurden die Klärwärter im Rahmen von "Klärwärterausprachetagen" sowie durch persönliche Beratungen vor Ort eingeschult. Zusätzlich erfolgte auch ein Unterstützung und Beratung der Gemeinden bei den erforderlichen Adaptierungsarbeiten auf den Kläranlagen (Lagerung und Dosierung der Fällungsmittel).

Die Wahl des Fällungsmittels wurde den Gemeinden grundsätzlich freigelassen. Auf Grund des niedrigen Preises entschieden sich aber alle Betreiber für Ferrosulfat ($FeSO_4 . 7H_2O$). Anfangsschwierigkeiten konnten relativ rasch durch entsprechende Beratung überwunden werden.

2.2 Fällungsmittel

Als Fällungsmittel wurde grundsätzlich Ferrosulfat ($FeSO_4 . 7H_2O$) eingesetzt, welches in fester Form von der VÖEST in Linz (vorerst nur lose) bzw. von der Fa. Kronos Titan (Quickfloc, lose bzw. in 50 kg Polyäthylen-Säcken) bezogen wurde (Ausnahme Kläranlage Fa. Römerquelle: Ferrogranul). Die Fällungsmittel unterscheiden sich nur relativ geringfügig hinsichtlich des Gehaltes an Eisen (SPATZIERER, 1979).

	techn.Eisensulfat (VÖEST) grobkristallin	Quickfloc (Kronos Titan) feinkristallin
Eisen	19,5 %	17 - 18 %
Nickel	20 mg/kg	30 mg/kg
Zink	3 mg/kg	20 mg/kg
$MgSO_4.7H_2O$	-	6 - 7 %
$TiOSO_4$	-	0,6-0,8 %

Das VÖEST-Produkt ist grobkristallin, wodurch laut Auskunft der Lieferfirma ein rasches Festwerden des Produktes hintangehalten wird. Dadurch ergeben sich Vorteile beim Abladen losen Fällmittels sowie bei der späteren Zugabe in fester Form. Seit mehreren Jahren erfolgt nunmehr der Vertrieb von Ferrosulfat durch eine österreichische Lieferfirma sowohl in loser als auch abgesackter Form (vor allem VÖEST-Produkte, z.T. fallweise auch Produkte der Fa. Kronos Titan). Im Jahre 1990 wurden insgesamt ca. 1500 t Ferrosulfat im Burgenland eingesetzt, wobei ca. 2/3 der Gesamtmenge (14 Kläranlagen) in loser Form, 1/3 als Sackware (11 Kläranlagen) angeliefert wurde.

2.3 Transport - Entladung

Aus wirtschaftlichen Gründen umfaßt das Transportvolumen bei Anlieferung als Schüttgut 20 - 28 t Fällmittel, welches jeweils zu einer Kläranlage bzw. auch zu 2 Anlagen (Zugfahrzeug/Anhänger) angeliefert wird. Die Transportabwicklung erfolgt durch die Lieferfirma über private Transportunternehmungen. Probleme bei der Anlieferung traten fallweise speziell bei Lieferungen aus der BRD auf, da die Frächter zum Teil in den frühen Morgenstunden bzw. Abendstunden auf der Kläranlage einlangten (Anlagen nur tagsüber besetzt). In Einzelfällen wurde auch festgestellt, daß die

Ladeflächen der Fahrzeuge vor dem Transport des Fällungsmittels nur unzureichend gereinigt werden, wodurch beim Abladen auch geringe Anteile an Schotter, Sand udgl. in die Lösebecken gelangen.

Voraussetzung für die wirtschaftliche Anlieferung des Fällungsmittels per LKW (Sattelzug, etc.) ist nach Möglichkeit eine entsprechend befestigte Zufahrtsstraße zur Kläranlage (Gewichtsbeschränkungen!) sowie eine ausreichende Zufahrtsmöglichkeit zur Lagerfläche bzw. zum Lösebecken. Hier ist bereits bei der Planung der Fahrwege bzw. der Situierung der Lagerflächen im Kläranlagengelände Vorsorge zu treffen. Bei unzureichenden Platzverhältnissen ist es sonst erforderlich, nach dem Abkippen das Fällungsmittel per Radlader bzw. händisch mit Schiebetruhe auf die vorgesehene Lagerfläche aufzubringen. Radabweiseborde bei Lösebecken ermöglichen eine knappe Zufahrt zu diesen, sollten aber nach Möglichkeit nur 25-30 cm hoch ausgeführt werden, um Beschädigungen der Beschichtung bzw. des Beckens selbst durch die Bordwände hintanhalten zu können. Die Länge der Schüttkante sollte mindestens 7-8 m Länge aufweisen, sodaß das gesamte Ladegut ohne Verluste (zusätzliche Manipulation) auf die vorgesehene Lagerfläche bzw. in das Lösebecken gelangt. Geringe Schüttverluste werden dennoch immer wieder auftreten und sollten umgehend entfernt werden, um eine Braunfärbung des Bereiches gering zu halten. Zum Schutz der Flächen hat sich auch das Aufbreiten einer Kunststofffolie im Abladebereich bewährt.

Eisensulfat, das sich bereits mehrere Tage auf dem Transportfahrzeug befunden hat, kann in geringem Umfang auch auf der Ladefläche festbacken. Zur Ablösung hat sich das Abspritzen mit Wasser (Wasseranschluß!) bewährt. In unmittelbarer Nähe der Abkippstelle sollte daher auch ein Bodenablauf vorhanden sein.

Bei Lösebecken muß die restliche Flüssigkeit vor dem Abladen abgepumpt werden, da sonst eine Verunreinigung

des umgebenden Bereiches beim Abkippen eintritt (Achtung: gesättigte Lösung ist ätzend!). Eine Verunreinigung der Arbeitskleidung bei der Manipulation ist erfahrungsgemäß kaum auszuschließen. Braune Flecken können laut Auskunft der Lieferfirma mit Oxalsäure beseitigt werden.

Ungeschützte starre Lösewasserrohre am Beckenboden bzw. ungeschützte starre Dosierleitungen werden im Regelfall beim Abkippen beschädigt und sollten daher nicht verwendet werden. Verflieste Becken haben sich ebenfalls wegen der Beschädigung beim Abkippen nicht bewährt. Kunstharzbeschichtungen wurden in Einzelfällen beim Abkippen durch Anfahren bzw. die Bordwand beschädigt.

Bei der Lagerung von losem Eisensulfat in einer Halle sollte auch die Höhe des Einfahrtstores (mind. 3,5 m) bzw. die lichte Höhe eines Flugdaches bereits großzügig ausgelegt werden, um ein Abkippen am vorgesehenen Lagerplatz zu ermöglichen.

Die Anlieferung von abgesackten Fällungsmitteln erfolgt auf Paletten, wobei jeweils zwischen 10 bis 25 t angeliefert werden. Da auch hier die Transportkosten eine wesentliche Rolle spielen, sollte getrachtet werden, nach Möglichkeit jeweils 20 - 25 t zu ordern. Bei der Bestellung von Fällungsmitteln ist eine Lieferzeit von mind. 1 Woche einzukalkulieren.

2.4 Lagern und Lösen

Das Fällungsmittel wurde zu Beginn der Einführung der Simultanfällung fast ausschließlich als Schüttgut angeliefert und zumeist in einem Schlammtrockenbeet, abgedeckt mit einer Kunststoffplane, im Freien gelagert. In weiterer Folge wurden auf den Anlagen aber auch spezielle Lager- und Lösebehälter geschaffen. Derzeit bestehen insgesamt 8 Lösebecken, auf weiteren 8 Anlagen wird das feste Eisensulfat lose im Freien bzw. in speziellen Lagerräumen gelagert. Bei 11 Anlagen wird das abgesackte Fällungsmittel unge-

schützt im Freien bzw. zum Teil auch unter einem Flugdach oder in einer Garage gelagert.

Generell ist es erforderlich, daß die Lagerkapazität das Transportvolumen übersteigt. Den geringsten Investitionsaufwand erfordert die Lagerung von Sackware bzw. die Lagerung in mit Bitumen ausgekleideten Lagermulden. Im letzteren Fall sollte die Mulde mit einem Gefälle zu einem Bodenablauf ausgestattet sein. Als Abdeckung werden Kunststoffplanen (Windsicherung!), Flugdächer bzw. einseitig offene einfache Verbauungen (Holz) verwendet. Von den Klärwärtern wurde dabei aber zumeist eine vollständige Umhausung (Wind- und Wetterschutz) gefordert. Bituanstriche für Lagerflächen haben sich längerfristig nur teilweise bewährt (Wandflächen). Anstriche auf den Bodenflächen werden durch die mechanische Beanspruchung zumeist längerfristig zerstört. Der Bau von abgedeckten Lagerboxen in Betonbauweise mit säurefester Beschichtung hat sich bis dato wenig bewährt. Beim Bau derartiger Anlagen muß unbedingt auf eine einfache Manipulation durch den Klärwärter Bedacht genommen werden.

Als Lösebecken haben sich unteridisch angeordnete Rechteckbecken mit einer Schüttlänge von mind. 4 m (bis zu 8 m bei seitlichem Abkippen) in Ortsbetonbauweise bewährt (siehe Abb. 1). Das Volumen sollte hiebei 50-80 m³ betragen, die abdeckbare (Holzpfosten, Dach) Schüttgosse sollte eine Breite von 1,3 - 1,5 m aufweisen. Die Anordnung eines Rigols vor dem Radabweiser mit Ablauf ins Lösebecken ermöglicht hiebei eine leichte Reinigung von Schüttverlusten. Quadratische (z.B. 3 x 3 m), tiefe Becken ermöglichen ohne Einsatz von Rührgeräten höhere gelöste Fällmittelkonzentrationen als flache Rechteckbecken. Unbedingt erforderlich ist eine mechanisch widerstandsfähige und säurebeständige Beschichtung, z.B. mit glasfaserverstärktem Polyesterharz. Eine fachgerechte Vorbehandlung des Betons ist dabei

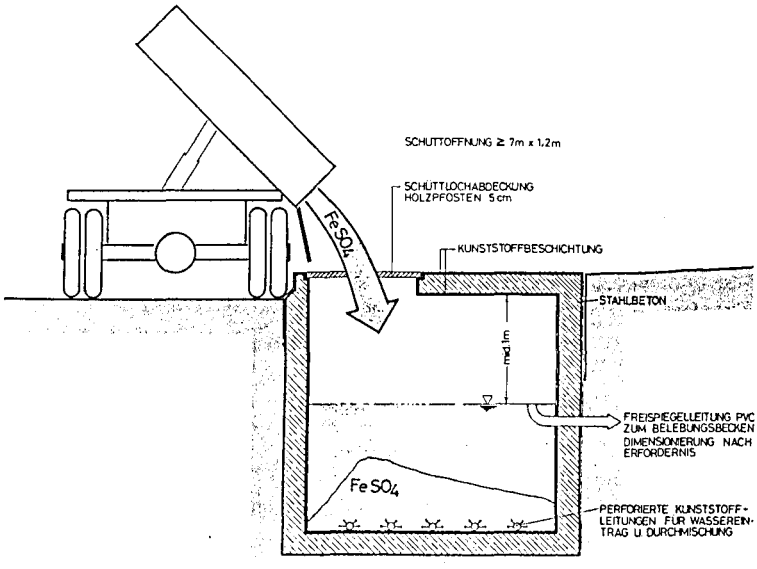


Abb. 1: Lösebecken für die Eisensulfatdosierung

notwendig, da sonst die Beschichtung abplatzt. Auch sonstige säurebeständige Beschichtungen haben sich bewährt. Ein Lösebecken wurde vorerst mit Fliesen ausgekleidet, mußte aber zwischenzeitlich bereits neu beschichtet werden.

Lösewasserrohre am Beckenboden werden in Form von flexiblen Schläuchen, die mit Hohlblocksteinen lagemäßig fixiert werden, bzw. mit starren PVC-Leitungen, die ca. 20-30 cm hoch mit Kies überschüttet sind, eingesetzt. Als Lösewasser wird Trink- bzw. Nutzwasser eingesetzt. Rühr- oder Umwälzaggregate wurden bis dato nicht eingesetzt. Auf der Kläranlage Jois wird das Fällmittel jedoch ca. alle 2-3 Wochen beim Auffüllen mit einem starken Wasserstrahl händisch aufgelockert. Ohne derartige Maßnahmen wird je nach Temperatur und Vorrat an Fällungsmittel im Regelfall in der Lösung nur eine $FeSO_4$-Konzentration von 50-70 kg $FeSO_4 \cdot 7H_2O/m^3$ erzielt. Dichte- bzw. pH- oder Leitfähigkeitsmes-

sungen geben daher auch kaum Hinweise über den Vorrat an Eisensulfat. Bei intermittierend befüllten Becken empfiehlt sich eine Füllstandsmeßanzeige. Die Entnahme der Eisensulfatlösung erfolgt entweder als Überlauf im freien Gefälle direkt zur Dosierstelle oder wird in 60-100 cm Höhe über dem Beckenboden bzw. mit Schwimmer knapp unter der Oberfläche mittels Dosierpumpe entnommen. Die Entnahmeleitung muß für den Abkippvorgang gegebenfalls geschützt werden. Alle 1-2 Jahre werden bei den Abwasserverbandsanlagen geringe Ablagerungen vom Beckenboden entfernt. In Einzelfällen kam es durch diese Störstoffe bereits auch zu Verstopfungen der Dosierleitungen. Eine Entleermöglichkeit des Beckens (Gefälle der Beckensohle!) ist vorteilhaft.

Wesentlich für den Winterbetrieb ist eine frostsichere Verlegung der Zu- und Ableitungen bzw. eine einfache Entleermöglichkeit der Dosierleitung (z.B. ohne Rückschlagventil). Da der Gefrierpunkt der Eisensulfatlösung je nach Konzentration zwischen 0° und -2°C liegt, kommt es in den Lösebecken fallweise auch zur Ausbildung einer dünnen Eisschicht an der Oberfläche. Bei Entnahme der Lösung unterhalb dieser Schicht treten keine Probleme auf. Eine Abdeckung des Beckens ist aber dennoch empfehlenswert.

2.5 Zugabe - Dosierung

Je nach Anlagengröße und Belastung wurden im Vorjahr im Mittel 50-750 kg $FeSO_4.7H_2O$/d.Kläranlage zugesetzt. Bei steigenden Belastungen (z.B. Sommermonate) wird die Zugabe auf Grund der Ergebnisse der Eigenüberwachung bei PO_4-P-Gehalten im Ablauf von 0,6-0,7 mg/l erhöht.

Der Fällmitteleinsatz liegt zwischen 0,7 und 4 kg Fe/kg Ges-P im Rohabwasser. Die extrem niedrigen Werte von 0,64 kg Fe pro kg Ges-P treten bei den Kläranlagen Neusiedl und Wulkatal, wo jeweils große Konservenbetriebe mit nährstoffarmen Abwässern eingeleitet werden, sowie bei der

Kläranlage Eisenstadt auf, bei welcher bereits seit Jahren erfolgreich die biologische Phosphorentfernung mit unterstützender Simultanfällung betrieben wird (LUDWIG u.a., 1985). Bei den sonstigen Kläranlagen ergibt sich auf Grund der Ergebnisse der Fremdüberwachung und des Fällmitteleinsatzes eine Zugabe von mind. 1,9 kg Fe/kg Ges-P. Auch hier ist zu berücksichtigen, daß saisonal anfallende nährstoffarme Winzereiabwässer eine Reduktion des Fällmittelaufwandes bewirken.

	AWV Eisenstadt,Neusiedl WV Wulkatal	Sonst.Kläranl.
kg Fe/kg Ges-P_Z	0,64	1,87
kg Fe/EGW.a	0,70	2,05
g Fe/m³ Abwasser	9,6	33,9

Da die Kläranlagen durchwegs nur eine geringe Schlammbelastung bzw. ein hohes Schlammalter aufweisen, ist infolge des im Schlamm gespeicherten Überschusses an Eisenhydroxid eine intermittierende Fällmittelzugabe (ein- bis zweimal pro Tag) ausreichend. Voraussetzung ist aber, daß eine ausreichende Sauerstoffversorgung gegeben ist, sodaß das fällaktive 3-wertige Eisenion gebildet wird. Unzureichende O_2-Versorgung bzw. Überlastungen der Anlage führen zu einer Schwarzfärbung von Belebtschlamm und Ablauf.

Festes Eisensulfat wird zumeist in den Zulauf (Pumpenschacht, Zulaufgerinne, Sandfang) sowie direkt ins Belebungsbecken zugegeben (Abb. 2). Kleinlösebehälter wie z.B. Waschmaschinentrommeln haben sich vor allem bei Anlagen, die keine oder nur eine unzureichende Grobstoffentfernung (Rechenanlage) besitzen, wegen Verstopfung nicht bewährt. Bei der Zugabe in Pumpenschächte muß mit Korrosionen (Halterungen, Steigeisen, Abdeckungen, etc.) gerechnet werden. Bei der Zugabe im Zulaufgerinne treten an den Wandungen deutliche Betonkorrosionen auf. Ein Schutzan-

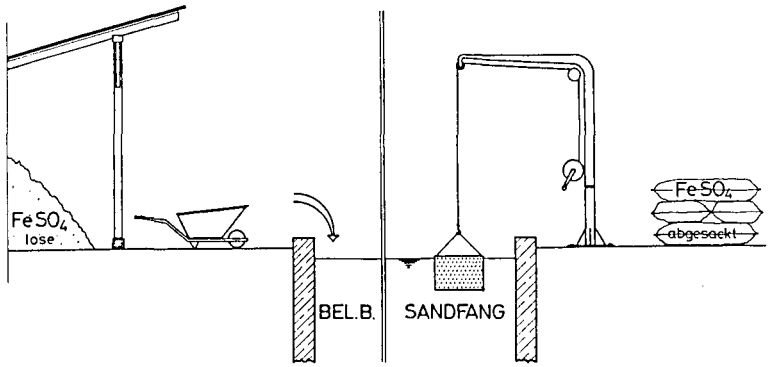


Abb. 2: Fällmittelzugabe bei kleinen Kläranlagen

strich wäre in diesem Bereiche empfehlenswert.

Gelöstes Eisensulfat wird in den Zulauf zum Belebungsbecken, ins Belebungsbecken bzw. in den Rücklaufschlamm zugegeben. Signifikante Auswirkungen des Zugabeortes auf die P-Entfernung konnten bis dato nicht festgestellt werden. Die Lösebecken arbeiten hiebei nach dem Verdrängerprinzip mit freiem Ablauf oder es wird die Eisensulfatlösung mittels säurefester Pumpe zudosiert. Zur Ermittlung der Wassermenge ist der Einbau einer Wasseruhr beim Lösewasser erforderlich. Die tatsächliche Zugabemenge kann bei Pumpbetrieb aus den Betriebsstunden und der Fördermenge ermittelt werden. Bei der Auslegung der Pumpe ist darauf zu achten, daß im Regelfall keine gesättigte Fällmittellösung hergestellt wird. Eine frostsichere Aufstellung ist jedenfalls erforderlich. Die Dosierung erfolgt kontinuierlich bzw. intermittierend über Zeitschaltuhr bzw. Handsteuerung. Eine Steuerung auf Grund der Abwassermenge oder des Gesamt-P-Gehaltes im Zulauf wird nicht durchgeführt. Fallweise kam es bereits zu Verstopfungen bei der Ansaugleitung (Sieb verlegt), wodurch die Pumpe trocken lief. Derartige Siebe wurden daher bereits zum Teil ent-

fernt.

2.6 Eigenüberwachung

Bereits im Jahre 1978 wurde auf allen Kläranlagen eine tägliche Ablaufkontrolle mit Hilfe von Schnellanalysesätzen (Testkits) für die Parameter NH_4-N, NO_3-N und PO_4-P eingeführt. Über die PO_4-P-Ablaufbestimmung kann sodann der optimale Fällmitteleinsatz gesteuert werden. Im Regelfall wird die Zugabe an Eisensulfat bei PO_4-P-Ablaufwerten über 0,6-0,7 mg/l vom Klärwärter selbsttätig erhöht. Generell wird getrachtet, Werte zwischen 0,3-0,4 mg/l einzuhalten. Die Genauigkeit dieser Meßmethode ist für den angeführten Zweck völlig ausreichend. Probleme ergaben sich fallweise durch Fehlanzeigen bedingt durch abgelaufene bzw. fehlerhafte Bestimmungschemikalien. Da zusätzlich im Rahmen der Fremdüberwachung aber auch Zu- und Ablaufproben an die Gewässeraufsicht übersandt werden, können derartige Fehlmessungen relativ rasch erkannt werden. Sukzessive werden nunmehr auf den größeren Kläranlagen einfache Photometer angeschafft, wodurch eine weitere Verbesserung der Überwachung und Steuerung erzielt wird.

2.7 Kosten

Für die Lagerung und Zugabe von festem Eisensulfat treten im Regelfall keine (z.B. Sackware) bzw. nur geringe Investitionskosten auf. Bei Bau eines Lösebeckens samt Dosierpumpe ist je nach Ausstattung und Anlagengröße mit Kosten in der Höhe von 0,2 - 1,5 Mio. S zu rechnen (20,- bis 40,- S/EGW).

Die Fällmittelkosten betragen per Stand Jänner 1991 frei Kläranlage lose 1.020,- S/t bzw. abgesackt ca. 1.680,- S/t. Sackware ist daher längerfristig nur bei Kläranlagen <3000 EGW wirtschaftlich günstiger als der Bau eines Lösebeckens. Die spezifischen Fällmittelkosten im Jahre 1990 (inkl. MWSt.) sind in der folgenden Tabelle

angeführt:

	Eisenstadt, Wulkatal Neusiedl	Sonstige Kläranlagen lose	abgesackt
S/EGw.a	3,60	10,46	17,22
S/m³ Abwasser	0,05	0,17	0,28

3. BETRIEBSERGEBNISSE

3.1 Kläranlagen - Fremdüberwachung

Mit Einführung der Simultanfällung auf den Kläranlagen wurde gleichzeitig auch mit einer intensiven Fremdüberwachung durch die Gewässeraufsicht begonnen. Die Kläranlagenbetreiber wurden dabei verpflichtet, an allen Werktagen bzw. täglich (Verbandsanlagen) Ablaufproben an das Zentrallabor in Wulkaprodersdorf zu übersenden. Zusätzlich sind einmal wöchentlich bzw. täglich (Verbandsanlagen) auch Zulaufmischproben anzuschließen. Die Proben werden sodann hinsichtlich NH_4-N, NO_3-N, PO_4-P sowie CSB bzw. TOC (fallweise auch Gesamt-P) untersucht, die Meßwerte gemeinsam mit der jeweiligen Abwassermenge EDV-mäßig abgespeichert. Die Ergebnisse der Untersuchungen werden periodisch mit entsprechender Beurteilung an die Klärwärter bzw. Kläranlagenbetreiber in Form von Wochen-, Monats- und Jahresberichten übermittelt. Bei Überschreitung von Grenzwerten erfolgt sofort eine telefonische Information, in Problemfällen eine Untersuchung vor Ort. Insgesamt wurden dabei im Jahre 1990 ca. 14.000 Abwasserproben untersucht.

3.2 Ablaufqualität - Restbelastung

Generell kann auf Grund der Ergebnisse der Fremdüberwachung festgestellt werden, daß bei ordnungsgemäßer Betriebsführung und ohne Anlagenüberlastung die vorgeschriebenen Ablaufgrenzwerte hinsichtlich des gelösten Phosphors im Mittel problemlos eingehalten werden können.

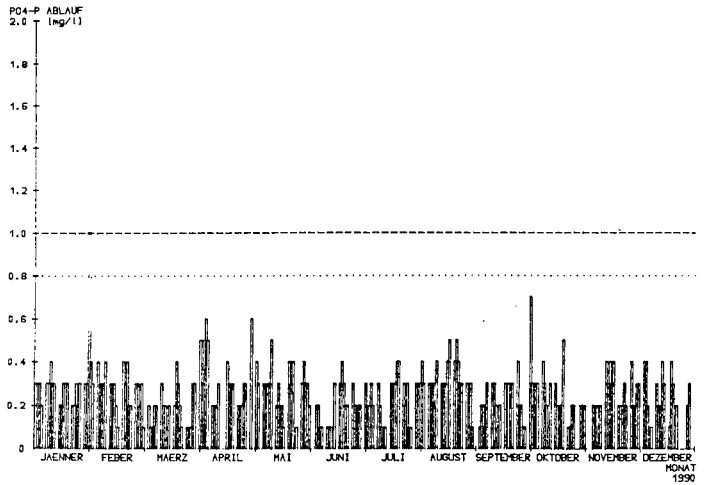


Abb.3: PO_4-P im Ablauf bei ordnungsgemäßer Fällmittelzugabe

Im Jahresmittel kann dabei ein Gehalt von ca. 0,3 mg PO_4-P/l erreicht werden (Abb. 3). Nur in Einzelfällen steigt der Gehalt über 0,5 mg/l an, worauf vom Klärwärter die Fällmittelzugabe selbstständig erhöht wird. Bei weniger exakter Eigenüberwachung bzw. durch Stoßbelastungen (Fremdenverkehr) kann es jedoch an Einzeltagen zu einer Überschreitung des Grenzwertes kommen. Kläranlagen mit Mischwasserkanalisation erreichen im Regelfall im Jahresmittel Ablaufwerte zwischen 0,3 - 0,4 mg PO_4-P/l, Anlagen mit Trennsystem liegen im Bereich von 0,5 - 0,7 mg PO_4-P/l. Die abgeleitete Phosphor-Restfracht ist bei Anlagen mit Mischwasserkanalisation trotz geringer Phosphat-Konzentrationen aber um ca. 20 - 50 % größer als bei Anlagen mit Trennkanalisation.

Die Jahresmittelwerte 1990 der Fremdüberwachung sind im Detail in Tab. 1 zusammengestellt. Aus den darin angeführten Standardabweichungen sind auch Rückschlüsse auf die Prozeßstabilität möglich. Im Regelfall ist auch hier nur ein Schwankungsbereich von 0,1 - 0,3 mg PO_4-P/l gege-

Kläranlage	Jahresab-wassermenge	TOC			NH_4-N			NO_3-N			PO_4-P		
		x	s	x+s	x	s	x+s	x	s	x+s	x	s	x+s
	m^3/a	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
AWV Eisbachtal	2870798	6,0	1,6	7,6	1,0	1,5	2,5	6,6	1,9	8,5	0,3	0,2	0,5
WV Wulkatal	4739452	6,9	2,1	9,0	0,9	1,5	2,4	3,5	3,9	7,4	0,3	0,2	0,5
Breitenbrunn	681272	15,6	8,0	23,6	11,1	9,2	20,3	2,4	4,4	6,8	0,4	0,1	0,5
Donnerskirchen	168776	8,6	2,7	11,3	3,3	4,7	8,0	12,4	10,1	22,5	0,3	0,1	0,4
Forchtenstein	186843	9,9	5,7	15,6	13,4	6,6	20,0	2,6	3,3	5,9	0,3	0,3	0,6
Friedrichshof	18870	7,6	5,5	13,1	3,4	7,8	11,2	10,1	8,7	18,8	0,5	1,7	2,2
Gols	1412404	7,3	2,8	10,1	0,6	1,5	2,1	4,4	3,5	7,9	0,4	0,2	0,6
Jois	202064	6,1	2,9	9,0	2,2	4,9	7,1	3,8	6,0	9,8	0,4	0,2	0,6
Mörbisch	290978	7,9	2,0	9,9	3,0	4,6	7,6	4,4	5,6	10,0	0,3	0,2	0,5
Neusiedl	1029628	9,5	4,4	13,9	1,9	3,7	5,6	2,4	4,9	7,3	0,4	0,2	0,6
Oggau	293022	10,1	9,4	19,5	2,0	3,5	5,5	10,6	7,6	18,2	0,3	0,2	0,5
Oslip	160162	18,2	13,4	21,6	31,3	9,9	41,2	0,3	0,7	1,0	0,3	0,1	0,4
Parndorf(Jän-Juni)	62465	18,7	1,0	19,7	28,6	3,3	31,9	0,8	0,4	1,2	0,4	0,1	0,5
Podersdorf	549690	7,6	3,9	11,5	0,3	0,6	0,9	8,3	5,1	13,4	0,3	0,2	0,5
Purbach	380366	6,2	2,0	8,2	1,4	2,5	3,9	7,8	6,5	14,3	0,3	0,2	0,5
Rust	312951	8,2	2,8	11,0	2,8	3,5	6,3	6,6	5,2	11,8	0,3	0,2	0,5
St.Andrä	81687	10,3	2,9	13,2	1,5	2,3	3,8	13,5	6,3	19,8	0,5	0,2	0,7
St.Margarethen	293350	42,3	57,5	99,8	24,2	7,5	31,7	0,2	0,2	0,4	1,2	1,8	3,0
Bad Sauerbrunn	215605	18,4	12,7	21,1	23,1	7,1	30,2	0,1	0,1	0,2	0,3	0,5	0,8
Schützen/Geb.	108660	11,2	17,9	29,1	5,8	7,3	13,1	10,9	8,0	18,9	0,3	0,2	0,5
Siegendorf	153738	26,5	11,2	37,7	38,5	8,1	46,6	0,7	1,1	1,8	0,5	0,4	0,9
Weiden	315980	6,2	2,2	8,4	1,1	3,0	4,1	2,6	1,9	4,5	0,3	0,2	0,5
Wiesen	263968	6,9	5,0	11,9	6,7	5,4	12,1	5,4	4,1	9,5	0,4	0,2	0,6
Winden	133736	10,6	6,2	16,8	13,3	10,9	24,2	4,8	5,2	10,0	0,3	0,1	0,4
BAAA Römerquelle	172937	23,2	6,2	29,4	0,5	0,8	1,3	10,9	2,6	13,5	0,7	0,2	0,9
Gesamtabwassermenge	15099402												

Tab.1: Kläranlagen mit Phosphorfällung im Burgenland; Emissionskontrolle 1990; Jahresmittelwerte und Standardabweichung von 240 bzw. 360 Tagesmittelwerten.

ben, d.h. daß in 85 % aller Fälle Ablaufkonzentrationen von 0,5 - 0,7 mg PO_4-P/l nicht überschritten werden.

Höhere Ablaufwerte sind auf unzureichende Fällmittelzugabe (zu späte Nachbestellung von Fällungsmittel, Ausfall des Klärwärters durch Krankheit bzw. Urlaub, siehe Abb. 4) sowie auf Betriebsstörungen (Ausbildung von Blähschlamm vor allem des Typs Nocardia z.B. bei der Kläranlage Friedrichshof mit gleichzeitig stark erhöhtem Überschußschlammabzug zur Blähschlammbekämpfung; Überlastung der Anlage (siehe Abb. 5) vor allem durch Winzereiabwässer und daraus resultierende unzureichende Sauerstoffzufuhr) zurückzuführen. Bei Überlastung der Anlage sollte daher anstelle von Eisensulfat Kalk als Fällungsmittel eingesetzt werden. Anlagen mit nur teilweiser Nitrifikation (d.h. geringerem Schlammalter) aber ausreichender Sauerstoffversorgung erreichen aber dennoch PO_4-P-Restgehalte von 0,3 - 0,4 mg PO_4-P/l im Jahresmittel.

Entscheidend für die Gesamt-P-Belastung des Kläranlagenablaufes ist die hydraulische Belastung der Nachklärbecken insbesondere bei Regenereignissen. Eine detaillierte Auswertung für Trockenwettertage ist in Tabelle 2 angeführt. Bei niedrigem Gehalt an ungelösten Feststoffen im Ablauf (5 - 10 mg/l) entfallen auf den partikulären Anteil lediglich 0,02 - 0,09 mg P/l. Dabei wird eine Gesamt-P-Elimination von 95 - 98 % erzielt. Bei stärkeren hydraulischen Belastungen muß im Mittel mit einem partikulären Anteil von 0,2 - 0,3 mg P/l gerechnet werden, bei Schlammabtrieb aber mit deutlich höheren Werten. Eine großzügige Bemessung der Nachklärbecken ist daher Grundvoraussetzung, daß auch bei Regenereignissen nicht massive Phosphorfrachten mit dem Klärschlamm in den Vorfluter gelangen.

Die Auswertung der Meßergebnisse der Jahre 1986 - 1989 (Tab. 3) zeigt deutlich, daß langjährig im Mittel bei Simultanfällung PO_4-P-Ablaufkonzentrationen zwischen

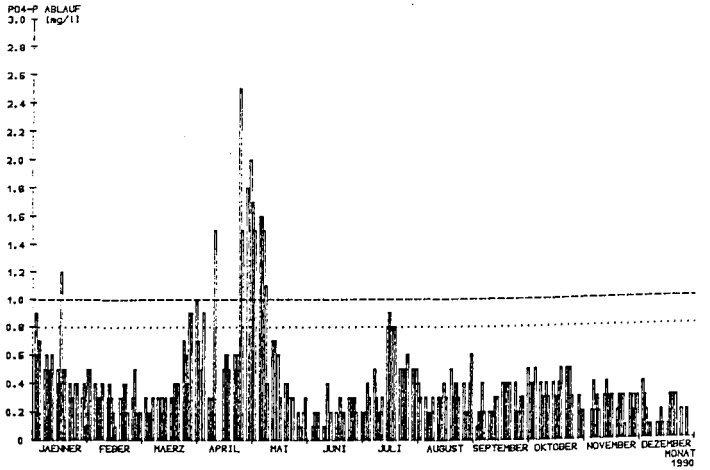


Abb.4: PO_4-P im Ablauf bei zeitweise unzureichender Fällmittelzugabe.

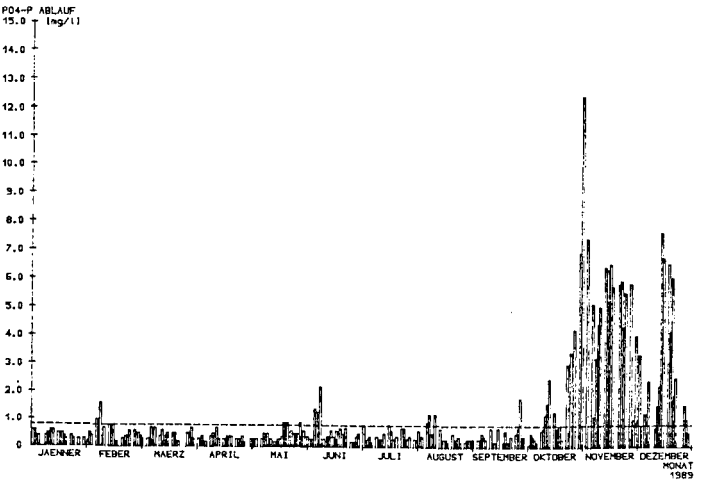


Abb.5: PO_4-P im Ablauf bei unzureichender Sauerstoffversorgung (Überlastung durch Winzereiabwässer).

Kläranlage	Ges-P -Zulauf (mg/l)	PO_4-P-Ablauf (mg/l)			Ges-P-Ablauf (mg/l)			η-Ges-P (%)
	$\bar{x}$	$\bar{x}$	s	x+s	$\bar{x}$	s	x+s	
Gols	4,07	0,20	0,09	0,29	0,29	0,21	0,50	92,8
Jois	5,04	0,20	0,07	0,27	0,27	0,15	0,42	94,6
Podersdorf	7,55	0,14	0,06	0,20	0,16	0,09	0,25	97,9
St.Andrä	11,76	0,18	0,05	0,23	0,21	0,08	0,29	98,2
Weiden	7,10	0,13	0,05	0,18	0,15	0,07	0,22	97,9
AWV Eisenstadt	6,22	0,20	0,06	0,26	0,26	0,17	0,43	95,9
WV Wulkatal	5,56	0,19	0,10	0,29	0,24	0,16	0,40	95,7

Tab.2: Gelöst-P und Gesamt-P-Gehalt im Ablauf sowie Gesamt-P-Elimination bei Trockenwetter; Mittelwerte aus 30 - 40 Tagesmischproben, Dezember 1990/Jänner 1991.

0,4 - 0,5 mg/l erreicht werden können. Die gesamte abgeleitete Phosphorfracht wird dabei deutlich durch die Niederschlagsmenge beeinflußt (geringste Restfracht im Trockenjahr 1989). Weiters ist aber auch klar erkennbar, daß Anlagen mit Simultanfällung gegenüber sonstigen biologischen Kläranlagen eine um ca. 12 % geringere organische Restbelastung aufweisen. Dies ist im wesentlichen auf die verbesserten Schlammabsetzeigenschaften und den geringeren Gehalt an ungelösten Stoffen zurückzuführen.

Jahr	Kläranlagen Neusiedler See				Sonstige Kläranlagen	
	PO_4-P-Ablauf (mg/l)	(t/a)	CSB (mg/l)	TOC (mg/l)	CSB (mg/l)	TOC (mg/l)
1986	0,49	8,5	26,1	9,6	29,7	10,9
1987	0,45	8,9	23,8	9,1	28,7	11,5
1988	0,48	8,4	25,1	9,8	26,9	10,0
1989	0,40	6,1	23,8	8,7	26,9	9,6
Mittelwert 1986-1989	0,46	8,0	24,7	9,3	28,1	10,5

Tab. 3: Langjährige mittlere PO_4-P, CSB und TOC Ablaufkonzentrationen und PO_4-P-Ablauffrachten bei Anlagen ohne Simultanfällung (Sonstige Kläranlagen) bzw. mit zusätzlicher Simultanfällung (Einzugsgebiet Neusiedler See)

Bezüglich des Fällmitteleinsatzes darf auf das Kapitel 2.5 verwiesen werden. Bei Anlagen mit biologischer Phosphorentfernung können dabei zusätzlich bei gleicher Ablaufqualität langfristig mehr als 60 % an Fällmittel eingespart werden, wodurch auch die Salzbelastung des Vorfluters (SO_4) herabgesetzt wird. Bei der Bewertung des Fällmitteleinsatzes ist im Bereich des Neusiedler Sees aber zusätzlich zu berück-

sichtigen, daß durch nährstoffarme Abwässer (Konservenfabriken, Winzereibetriebe) a priori niedrige P-Belastungen im Rohabwasser vorliegen. In den Wintermonaten wurde hiebei z.B. ein relativ niedriger spezifischer Phosphorgehalt von 1,3 - 2,1 g P/EGW.d registriert. Vergleichsweise liegt der spezifische P-Gehalt bei rein kommunalen Abwässern bei ca. 3 g P/EGW.d.

4. AUSWIRKUNGEN AUF DIE SCHLAMMBESCHAFFENHEIT

Generell ist festzustellen, daß durch die Simultanfällung mit Ferrosulfat eine Verringerung des Schlammindexes eintritt. Während bei sonstigen Kläranlagen im Burgenland der Schlammindex zwischen 70 - 150 ml/g liegt, resultieren bei geringen Fällmittelgaben (WV Wulkatal, AWV Eisenstadt) ganzjährig Schlammindices um 60 ml/g, bei höheren Fällmittelgaben zwischen 30 - 50 ml/g. Daraus resultieren sehr gute Absetz- und Eindickeigenschaften des Schlammes. Weiters werden auch die Entwässerungseigenschaften des Schlammes bei maschineller Entwässerung positiv beeinflußt. Eine volumsmäßige Zunahme des Schlammanfalles tritt infolge der verbesserten Eindickeigenschaften im Regelfall nicht auf. Hinsichtlich der anfallenden Feststoffmenge ist aber ein zusätzlicher Anfall von 10 - 15 % zu verzeichnen.

Eine Blähschlammbildung konnte nur in Einzelfällen festgestellt werden (Nocardia, 021 N), wobei die Blähschlammentwicklung zumeist durch erhöhten Fettgehalt Abwasser bzw. durch Abwässer aus der Konservenfabrikation verursacht wurde. Darüber hinaus wird aber auch Eisensulfat fallweise auf den sonstigen Kläranlagen zur Blähschlammbekämpfung eingesetzt.

Bedingt durch die P-Fällung steigt auch der P-Gehalt im Klärschlamm deutlich an. So wurden im Klärschlamm von Anlagen ohne P-Fällung 2,6 - 3,7 % Ges.-P_2O_5 (im Mittel 5,6 - 7,3 %) festgestellt. Ebenso liegt auch der Eisenge-

halt mit 40000 - 75000 mg/kg TS deutlich höher als bei sonstigen Kläranlagen (20000 - 30000 mg/kgTS). Eine Schwermetallanreicherung im Klärschlamm durch das Fällmittel konnte nicht festgestellt werden.

Da der Großteil der anfallenden Klärschlämme derzeit noch landwirtschaftlich verwertet wird soll auch dieser Aspekt noch kurz beleuchtet werden. Der erhöhte Eisengehalt im Klärschlamm ist bei der landwirtschaftlichen Verwertung im Weinbau als Positivfaktor anzusehen, da hiedurch die Chlorose bekämpft werden kann. Eisensulfat wird darüber hinaus auch direkt im Weinbau zur Chlorosebekämpfung eingesetzt.

Der erhöhte P-Gehalt im Klärschlamm ist vorerst als zusätzlicher Düngestoff (Wertstoff) anzusehen. Zur Feststellung des tatsächlichen Nährstoffbedarfes der Böden sowie zur Beweissicherung und zur Prüfung hinsichtlich der Bodeneignung für die landwirtschaftliche Klärschlammverwertung wurden im Vorjahr in 8 Gemeinden insgesamt 47 Böden untersucht. Dabei zeigte sich folgende P_2O_5 - Belastung der Böden (vor Klärschlammaufbringung):

Flächen		P_2O_5-Gehalt	Gehaltsstufe
Anzahl	Anteil(%)	(mg/100g Boden)	
3	6,4	kleiner 6	sehr niedrig
12	25,5	6 - 10	niedrig
24	51,1	11 - 25	ausreichend
5	10,6	26 - 40	hoch
3	6,4	größer 40	sehr hoch

Tab.4: P_2O_5 - Gehalt in landwirtschaftlich genutzten Böden. Bewertung gemäß den Richtlinien für die sachgerechte Düngung (BMfLuF, 1991).

Demnach wiesen 17% aller untersuchten Flächen einen hohen bzw. sehr hohen P_2O_5-Gehalt auf, bei welchem eine zusätz-

liche P-Düngung nur in geringem Ausmaße bzw. nicht mehr erforderlich ist. Ein höherer P-Bedarf ist nur bei 32% aller Flächen gegeben. Daraus resultiert, daß der im Klärschlamm enthaltene Phosphor nur zum Teil als Nährstoff für das Pflanzenwachstum benötigt wird. Neben der Beschränkung der Aufbringungsmenge infolge des N-Gehaltes gemäß WRG-Novelle 1990 kann es daher auch zukünftig speziell bei Kläranlagen mit P-Entfernung zu einer gewissen Beschränkung der Aufbringungsmenge auf Grund des P-Gehaltes des Bodens und des Klärschlammes kommen.

5. LITERATURHINWEISE

BMfLuF: Richtlinien für die Begrenzung von Abwasseremissionen. 1981.

BMfLuF: Vorläufige Richtlinie für die Begrenzung von Immissionen in Fließgewässern. 1987.

BMfLuF: Richtlinien für die sachgerechte Düngung. 2.Auflage, 1991.

v.d.EMDE, W.: "Systematische Wasseruntersuchung - Abwasseranlagen"; Wasserwirtschaft-Wasservorsorge, BMfLuF, 1978.

v.d.EMDE, W.: "Studie über Lösungsmöglichkeiten zur fortgeschrittenen Abwasserreinigung im Einzugsgebiet des Neusiedler Sees". Gutachten, unveröffentlicht, Wien, 1979.

LUDWIG, CH., SPATZIERER, G., MATSCHE, N.: Praktische Anwendung der biologischen Phosphorentfernung in Kombination mit der Simultanfällung, gwf-Wasser/ Abwasser 126 (1985), H.5, 257-263.

SPATZIERER, G.: Die Entfernung von Phosphor mit dem Belebungsverfahren ÖWWV-Fortbildungs-

kurs Biologische Abwasserreinigung,
E-1 - E-38, 1979.

STALZER, W.: Betriebsergebnisse bei kleineren Kläranlagen unter besonderer Berücksichtigung der Phosphorentfernung. Wiener Mitteilungen, Band 47, Y-1 - Y-18, 1982.

SPATZIERER Gerhard, Dipl.Ing.
Amt der Burgenländischen Landesregierung
Abt. XIII/3-Gewässeraufsicht
7041 Wulkaprodersdorf

ERFAHRUNGEN MIT DER PHOSPHOR-ENTFERNUNG IN VORARLBERG

Ing. HTL H. Dünser

EINLEITUNG:

Für Vorarlberg als Anliegerland des Bodensees gelten die Empfehlungen und Richtlinien, entsprechend Vorgabe der "Internationalen Bodenseeschutzkommission".
Hoher Industrialisierungsgrad mit ausgeprägten Fremdenverkehrsschwerpunkten im Bodensee-Einzugsgebiet blieben nicht ohne Folgen auf die Wasserqualität des "Schwäbischen Meeres" und der Zubringergewässer. Trinkwasserentnahme für ca. 4,5 Mio. Menschen, speziell nach Baden-Württemberg zwangen zu frühzeitiger Reaktion auf zunehmende Eutrophierung mit beängstigend ansteigender Schadstoff-Frachtzunahme in den See.

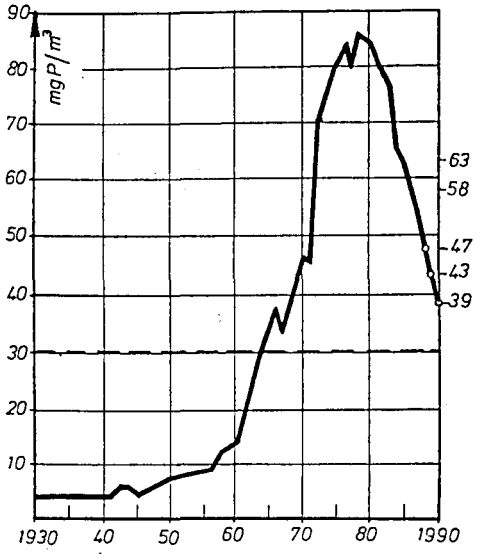


Abb. 1: P-Konzentration im Bodensee 1930 bis 1990

Bereits Anfang der 60-iger Jahre ergingen Empfehlungen an die Anrainerstaaten für den forcierten Ausbau von Abwasserreinigungsanlagen und Belange des Siedlungswasserbaues. Die ca. 300 000 Einwohner in Vorarlberg sind heute an 33 Kläranlagen zu ca. 80 % angeschlossen. Für Handel, Gewerbe, Fremdenverkehr und Industrie beträgt die erforderliche Ausbaugröße ca. 850 000 Einwohnergleichwerte . Alle Anlagen betreiben mechanische und biologische Reinigungsstufen.

Alle größeren Kläranlagen arbeiten mit zusätzlicher Simultanfällung zur Phosphor-Eliminierung.
Die mit Abstand größte Anlage des Landes in Dornbirn (286 000 E + EGW) weist aufgrund ihres hohen Industrieabwasseranteiles aus der Textilindustrie als Novum in Österreich drei baulich getrennte Reinigungsstufen auf.

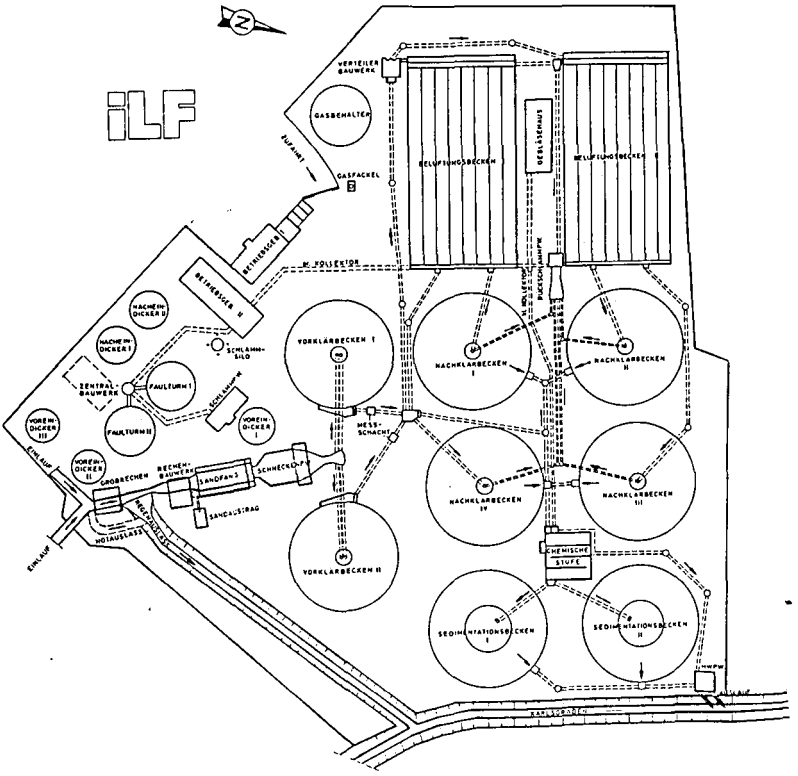


Abb. 2 ARA-Dornbirn-Lageplan
Ausbaugröße 286.000 E + EGW

1. LEISTUNGSANFORDERUNGEN:

Am 27. Mai 1987 beschloß die "Bodenseeschutzkommission" weitreichende Maßnahmen, die in ihren Folgen für Klärwerksbetreiber eine Herausforderung ersten Ranges bedeuten.

Benennung	derzeitiger Grenzwert	künftiger Grenzwert	Leistungsstand ARA-Dornbirn 1990
CSB	100 mg/l	60 mg/l	45 mg/l
BSB_5	20 mg/l /90 %	15 mg/l 93 %	2 mg/l 98 %
gesP	1 mg/l /85 %	0,3 mg/l /95 %	0,32 mgP/l 93 %
ungel.filtrierbare Stoffe	30 mg/l	15 mg/l	5 mg/l

Geforderte Klärwerksleistung laut Vorgabe der internationalen Bodenseeschutzkommission vom 27. Mai 1987 für Anlagen nach Kategorie IV.

Der international hohe geforderte Standard in Vorarlberg gilt abgestuft auf die Ausbaugröße der Kläranlagen.

Einzuhaltende Grenzwerte, entsprechend Empfehlung der internationalen Gewässerschutzkommission für den Bodensee.

Phosphorelimination
Ab einer Ausbaugröße der Abwasserreinigungsanlage von 600 E + EGW ist
eine Phosphorelimination einzurichten und ganzjährig zu betreiben. Mit zunehmender Anlagengröße bzw. Phosphorbelastung sind höhere Phosphorelimationen zu erreichen, wozu entsprechend leistungsfähige Verfahren (z.B. bei Kat.IV: Flockungsfiltration oder ein in der Wirkung gleichwertiges Verfahren) anzuwenden sind.

Kategorie		*Anlagengröße*
I	<	*600 E + EGW*
II		*600 E + EGW bis*
	<	*3.000 E + EGW*
III		*3.000 E + EGW bis*
	<	*30.000 E + EGW*
IV	>	*30.000 E + EGW*

1.1. Gesamte ungelöste/abfiltrierbare Stoffe

< 600 E + EGW	20 mg/l (Filter 0,45 µm) im 24-h-Mittel
≥ 600 E + EGW	15 mg/l (Filter 0,45 µm) im 24-h-Mittel

1.2. Organische Summenparameter

- Biochemischer Sauerstoffbedarf (BSB_5):

< 600 E + EGW	20 mg/l O_2 im 24-h-Mittel, Probe nicht abgesetzt, und 90 % Reinigungseffekt, bezogen auf das in zwei Stunden abgesetzte Rohabwasser
≥ 600 E + EGW	15 mg/l O_2 im 24-h-Mittel, Probe nicht abgesetzt, und 93 % Reinigungseffekt, bezogen auf das in zwei Stunden abgesetzte Rohabwasser

- Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)[1]:

< 600 E + EGW	90 mg/l O_2 im 24-h-Mittel
≥ 600 E + EGW	60 mg/l O_2 im 24-h-Mittel

- Gelöster organischer Kohlenstoff (DOC)[1]:

< 600 E + EGW	15 mg/l (Filter 0,45 µm) im 24-h-Mittel
≥ 600 E + EGW	10 mg/l (Filter 0,45 µm) im 24-h-Mittel

[1] Als Anforderung gilt entweder der CSB oder der DOC

1.3. Gesamtphosphor

< 600 E + EGW	kein Grenzwert
600 E + EGW < 3.000 E + EGW	1,5 mg/l P im 24-h-Mittel und 85 % Reinigungseffekt, bezogen auf das in zwei Stunden abgesetzte Rohabwasser
3.000 E + EGW < 30.000 E + EGW	1,0 mg/l P im 24-h-Mittel und 87 % Reinigungseffekt, bezogen auf das in zwei Stunden abgesetzte Rohabwasser
≥ 30.000 E + EGW	0,3 mg/l P im 24-h-Mittel und 95 % Reinigungseffekt, bezogen auf das in zwei Stunden abgesetzte Rohabwasser

1.4. pH-Wert — *6,0 - 9,0*

1.5. Toxische Wirkung — *Die abgeleiteten Abwässer dürfen auf Organismen im Gewässer nicht toxisch wirken, die Zusammensetzung der aquatischen Lebensgemeinschaften und die Nutzung der Gewässer nicht nachteilig beeinflussen*

2. FORSCHUNGSPROJEKT - FLOCKUNGSFILTRATION:

Die ARA-Dornbirn beauftragte 1988 die Universität Stuttgart im Rahmen eines Forschungsprojektes festzustellen, ob und unter welchen Bedingungen und Kosten eine 4. Reinigungsstufe - einer Flockungsfiltration, die zu erfüllenden neuen Grenzwerte eingehalten werden können. Die Projektleitung oblag Ord.Prof.Dr.Ing.B.Hanisch.
Die Ergebnisse zeigten, daß das primär angestrebte Ziel einer P-Reduktion auf unter 0,3 mg P/l im ARA-Ablauf erreicht werden kann. Aufgrund des hohen Industrieabwasseranteiles jedoch mit überproportionalem Fällmitteleinsatz und höchsten technischen Anforderungen an die Filterstufe.
Um 0,3 mg P/l am Ablauf zu erreichen, ist im speziellen Falle der ARA-Dornbirn ein Mol-Verhältnis (Me/P) bei einer Zulaufkonzentration in die 3. Reinigungsstufe bis zu ca. 1,0 mg P/l von ca 6 einzuhalten!
Während des Versuchszeitraumes (März/April 1989) stellte sich die Abhängigkeit von Pgel im Ablauf zum Molverhältnis in der chemischen Stufe nach folgendem Diagramm dar:

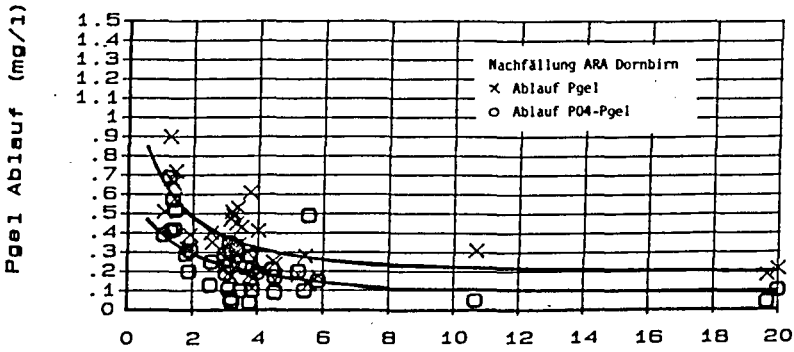


Abb. 3: Molverhältnis chem. Stufe (mol/mol)

3. ANLAGENOPTIMIERUNG - INTERNE MASSNAHMEN:

Unabhängig der Untersuchungen durch die UNI-Stuttgart erfolgten einige wesentliche interne Optimierungen und Änderungen der Verfahrenstechnik.

3.1 Biologische P-Eliminierung:

Die Jahresdurchschnittswerte der P-Abbauleistung der Belebungsanlage mit Simultanfällung stellen sich wie folgt dar:

Jahr	% P-Abbauleistung		Mol FM / MolP Belebung	Ablauf VKB mg P/l	Ablauf NKB mg P/l	Ablauf ARA mg P/l
	Belebung	ges ARA				
1986	-	85,30 %	1,82	3,80	1,12	0,79
1987	73,30 %	84,96 %	1,56	3,576	0,975	0,74
1988	75,21 %	85,42 %	1,62	4,09	1,015	0,82
1989	79,75 %	88,05 %	1,95	4,04	0,791	0,58
1990	84,66 %	92,86 %	1,89	4,54	0,85	0,32

Ab Oktober 1989 wurde im Versuchsbetrieb das erste Drittel der Belebungsanlage (V_{ges} = 32.000 m^3) quasi anox gefahren.
Die P-Ablaufkonzentration im Quartal IV/89 nach NKB konnte auf 0,56 mg P/l reduziert, die Abbauleistung ηP_{BB} auf 86,24 % gesteigert werden. Der Versuchsbetrieb wurde 1990 ganzjährig fortgesetzt.

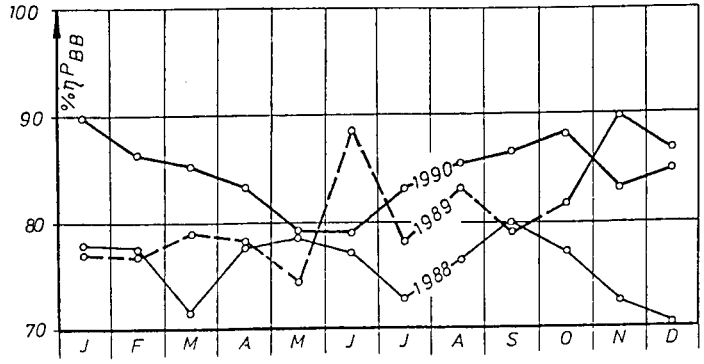


Abb. 4: ARA-Dornbirn - Phosphoreliminierungsgrad der Belebungsanlage (1988-1990)

Die Verfahrensänderung in der Belebung mit anoxer Zone, Umstellung von Längs- auf Kopfbeschickung, Erhöhung des Schlammalters und Optimierung der Fe-II-Sulfat-Dosierstelle, erbrachte im Vergleich zu den Vorjahren folgende Verbesserungen:

- η P_{BB} Leistungssteigerung von ø ca 75 % auf 85 %
- Verminderung des Fe-II-Sulfateinsatzes um ca. 20 %
- Verbesserung des Schlammindexes von ca. ø 150 ml/l auf 100 ml/l
- Erhöhung des Denitrifikationsgrades von ø ca. 35 % auf 65 %
- Verminderung der P-Ablaufkonzentration nach NKB von ca. 1 mg P/l auf 0,8 mg P/l.
- Verbesserung des CSB-Ablaufwertes von ca. 70 mg CSB/l auf ca. 45 mg/l.

3.2 Nitrifikation - Denitrifikation:

Die biologische Reinigungsstufe, dimensioniert als Schwachlastbelbung, erbrachte stets Nitrifikationsgrade um 95 %.
Höheres Temperaturniveau, bedingt durch hohen Industrieabwasseranteil und steter leichter Alkalität (pH 7,5 - 8,5) begünstigen die Nitrifikation.
Ab der Verfahrensänderung mit forciertem biologischen P-Abbau, beginnend mit Oktober 1989, verdoppelt sich der Denitrifikationsgrad von ca. 35 % auf 65 % bis 70 %.

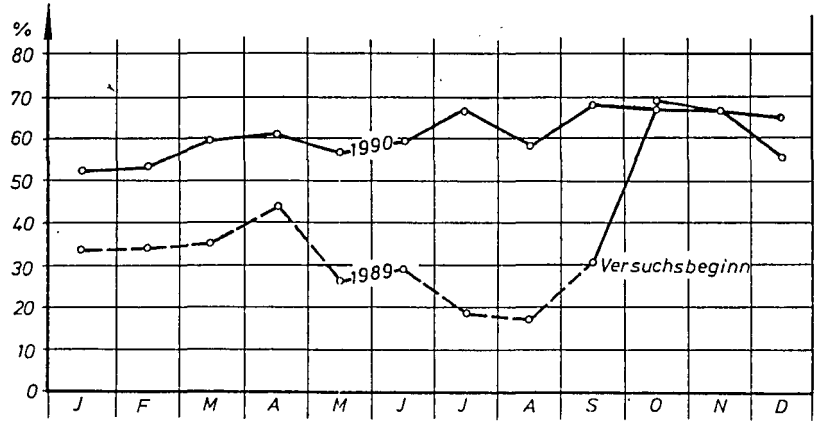


Abb. 5: ARA-Dornbirn Denitrifikationsgrad 1989/1990

3.3 Chemische Stufe - Nachfällung:

Die Optimierung der P-Fällung in der dritten Reinigungsstufe erfolgte im Test diverser Fällmittel. Weiters war festzustellen, daß die Entnahmewirkung bezüglich des Phosphors mit der Wahl der Dosierstelle beeinflußt werden kann. Unterschiedlicher Energieeintrag in der Fällmitteleinmischung in das Abwasser stellt einen weiteren Parameter zur Optimierung und Leistungsanhebung der P-Fällung dar.

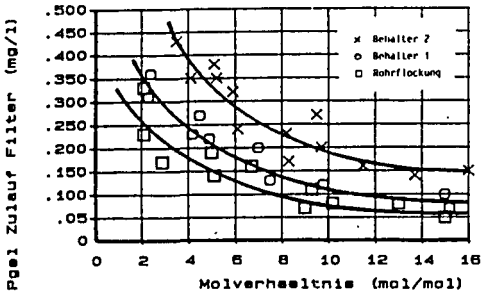


Abb. 6: gel. P-Gehalt in Abhängigkeit von Molverhältnis und Dosierstelle am Zulauf zur Filterstufe

In Abb. 6 dargestellt sind Verlaufkurven mit unterschiedlicher Rührwerks-Eintragsenergie dargestellt.

Behälter 1 - 1,25 kWh/m^3
Behälter 2 - 0,23 kWh/m^3

Die deutlich beste Art der Fällmitteldosierung zeigt sich in der Rohrflockung (Berliner Modell). Für 1991 ist ein großtechnischer Versuch vorgesehen, der die Ergebnisse des halbtechnischen Versuches im praktischen Betrieb bestätigen soll. Eine Verbesserung von 15 bis 20 % wird erwartet.

Aus der Palette von möglichen Fällmitteln erfolgten Untersuchungen auf Effizienz bei nachfolgenden Produkten:

Fällmittel	NFB	NKB	NFB	NKB
	mg TSe/mg Me^{3+}		g TSe/mol Me^{3+}	
$FeCl_3$	2,3	-	130	-
$Al_2(SO_4)_3$	4,2	-	115	-
$AlCl_3$	4,0	4,6	110	125
$FeClSO_4$	2,0	2,2	110	125
Lufloc	2,2	-	80	-

Abb. 7: spez. Feststoffanteil (bei div. Fällmitteln)

Der für jedes Fällmittel spezifische Feststoffanfall ist in Tabelle 7 aufgezeigt. Er beträgt mit Ausnahme von Lufloc zwischen 110 bis 130 g TSe/mol Me^{3+}.
Bei Verwendung von Lufloc fallen nur 80 g TSe/mol Me^{3+} an.

Der Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen betrug während der Versuchsperiode aus dem Ablauf der Nachklärung ca. 2 mg/l und aus dem Ablauf der Nachfällung ca. 5 mg/l. Die abfiltrierbaren Stoffe im Ablauf der Nachklärung bestehen aus biologischen Flocken, im Ablauf der Nachfällung jedoch aus chemischen Flocken.

Durch die Zugabe der Fällungschemikalien werden zusätzliche Feststoffe erzeugt. der Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen nimmt mit zunehmender Fällmittelmenge und damit steigendem molarem Verhältnis, wie in Abb. 8 dargestellt, zu.

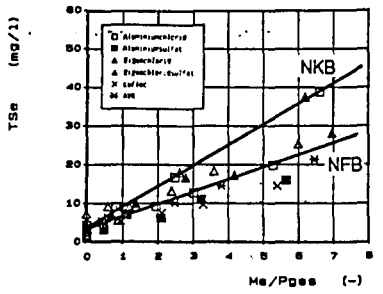


Abb. 8:
abfiltrierbare Stoffe,
Rührversuche
Ablauf NKB
Ablauf Nachfällung

3.4 Vergleich Al-Sulfat - Eisenchloridsulfat [$Al_2(SO_4)_3$ - $FeClSO_4$]

Unbefriedigende Ergebnisse im P-Abbau und instabiles Verhalten des Schlammes aus der dritten Reinigungsstufe führten zu Vergleichen infragekommender Fällmittel. Filigrane Schlammstruktur mit geringer Stabilität und erhöhter Schlammabtrieb bei Zunahme der hydraulischen Last wurden beim Einsatz von $Al_2(SO_4)_3$ festgestellt.

Aus allen getesteten Fällmitteln konnten mit $FeClSO_4$ die besten Resultate erzielt werden. Eine deutliche Verbesserung der Schlammeigenschaften war neben höherem P-Abbau Grund zur Umstellung und Umrüstung auf Eisenchloridsulfat-Dosierung.

Im Durchschnitt lag der P-Abbauwirkungsgrad bei $Al_2(SO_4)_3$ zwischen 20 und 40 %. Mit $FeClSO_4$ werden Wirkungsgrade zwischen 40 und 60 % erreicht.
Die deutliche Leistungssteigerung zeigt sich in Abb. 9. Seit Feber 1990 erfolgt der Einsatz von $FeClSO_4$ anstelle von $Al_2(SO_4)_3$. Die Kostenentwicklung der vergangenen Jahre bringt zusätzliche Vorteile für Eisenchloridsulfat.

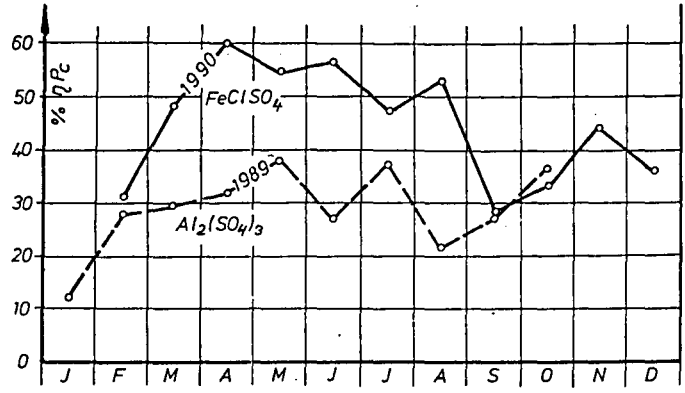


Abb. 9: ARA-Dornbirn - Phosphoreliminierungsgrad der chemischen Stufe (1989/1990)

3.5. Prozeßstabilität

Mit Anwendung des forcierten biologischen P-Abbaus durch Schaffung einer anoxen Zone mit ca 1/3 des Volumens der Belebungsanlage ab Oktober 1989 konnten einige Verbesserungen erreicht werden.
Der Ganglinienvergleich der P-Abbauleistung zeigt für den Vergleichszeitraum (Okt.-Dez. 1988/89) ein deutlich stabileres Prozeßverhalten.
Geringere Streuung der Analyseergebnisse sind ab Oktober 1989 eindeutig feststellbar.
Durchwegs höhere P-Abbauleistung nach erfolgter Verfahrensumstellung bestätigen den Erfolg der Verfahrensänderung.

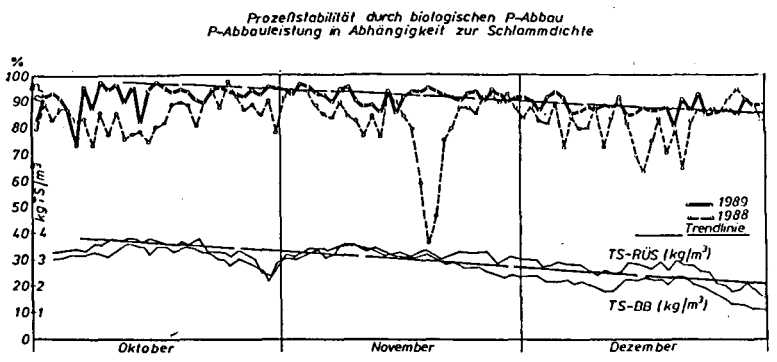


Abb. 10: Verbesserung der Prozeßstabilität durch forcierten biologischen P-Abbau.

Im Zeitraum Nov./Dez. 1989 konnte auf den Einsatz der Nachfällung verzichtet werden. Die Simultanfällung wurde aufrechterhalten.

Monat	P-Abbauleistung		Ablauf NKB		ARA - Ablauf	
	1988	1989	1988	1989	1988	1989
Okt.	86,32 %	92,04 %	1,23	0,69	1,14	0,36
Nov.	83,93 %	92,15 %	1,48	0,37	1,30	0,37*
Dez.	88,48 %	87,57 %	0,76	0,63	0,70	0,63*
ø	86,24 %	90,58 %	1,15	0,56	1,04	0,45

* ohne Nachfällung

Die absoluten Zahlenwerte, im Vergleichszeitraum gegenübergestellt, erbringen im Ablauf der NKB einen Durchschnittswert vor Versuchsbeginn mit 1,15 mg P/l, während der Versuchsdauer ab Okt. 1989 einen Wert von 0,56 mg P/l (ohne Nachfällung).
Ganzjährige Versuchsfortsetzung im Jahre 1990 bestätigen diese Ergebnisse mit Jahresdurchschnittswerten von

Ablauf VKB	0,57 mg P/l
ARA-Ablauf	0,32 mg P/l

3.5.1. P-Abbauleistung in Abhängigkeit zur Schlammdichte

In Abb. 10 mit dargestellt sind die Schlammdichte des Rücklaufschlammes und jene der Belebung.
Bewußt erfolgte über den Zeitraum von 3 Monaten die sukzesive Reduktion der Schlammdichte von anfgangs ca. 3,5 kg TS/m^3 auf ca 2 kg TS/m^3.
Der Trendverlauf hinsichtlich Abnahme der Schlammdichte verläuft parallel und ident zum Trendverlauf der Abnahme der P-Abbauleistung. Der ursprüngliche gesP-Abbauwirkungsgrad von ca. 95 % reduziert sich auf ca 85 %. Erhöhte Schlammdichte, verbunden mit entsprechendem Schlammalter erbrachte im Durchschnitt eine um ca. 10 % höhere P-Abbauleistung.
Ähnlich verläuft die Reduzierung des Denitrifikationsgrades (s. Kap. 3.2.) im gleichen Versuchszeitraum (Okt.-Dez. 1989).

Der anoxe Bereich im Belebungsbecken kann derzeit noch nicht optimal ausgenützt werden. Aus betriebstechnischen Gründen muß quasi anox

gefahren werden, dies zur Aufrechterhaltung der erforderlichen Umwälzung. Weitere Optimierung erscheint durchaus realisierbar. Bezogen auf die spezielle Abwassersituation der ARA-Dornbirn erscheint durch erhöhten biologischen P-Abbau gemeinsam mit der Simultanfällung ein Ablaufwert nach NKB von 0,5 bis 0,8 mg P/l als realisierbar. Mit zusätzlicher Nachfällung unter optimalen Betriebsbedingungen dürfte der Ablaufwert von 0,3 mg P/l knapp erreicht werden können.

4. FRAKTION DER PHOSPHORFRACHT:

Weitergehende Abwasserreinigung mit einer noch zulässigen Ablaufkonzentration von 0,3 mg ges P/l sowie einer Abbauleistung von 95 % und damit einer allenfalls erforderlichen 4. Reinigungsstufe (Flockungsfiltration) zwingt zu genauerer Kenntnis der Phosphor-Fraktionen im Ablauf.
Die Gliederung der P-Ablauffracht in :

- noch fällbare
- noch filtrierbare
- nicht eliminierbare

P-Anteile, erlaubt Aussagen über zu erwartende Filterleistung und auch über noch zusätzlichen Chemikalieneinsatz.

Eine Beurteilung der Verhältnismäßigkeit des erforderlichen Investitionsvolumens für eine oder gegen eine Flockungsfiltration wird erleichtert, durch die Kenntnis der damit möglichen weiteren P-Frachtelimination.
Tägliche Detailanalysen aus 1989/90 erlauben die Gliederung der P-Ablauffracht in Fraktionen. Die Größenordnung weiterer Phosphorreduktion wird damit definiert. Besonderes Augenmerk ist dem nicht oder nur schwer eliminierbaren P-Anteil zu schenken. Derartige P-Verbindungen werden vorallem im Phosphonaten usw. vermutet.

Ob und wie Teilreaktionen, Zwischenabbauprodukte, besondere Betriebsbedingungen oder spezifische Abwasserzusammensetzungen den nicht abbaubaren Phophor beeinflussen, kann nicht mit Sicherheit beantwortet werden.

Bedingt durch den hohen Industrieabwasseranteil in Dornbirn sind überaus hohe, nicht eliminierbare P-Verbindungen festzustellen. Betriebsbedingte Unterbrechungen durch Service und Wartung im Bereich der Simultan- und Nachfällung zeigen eindeutig auf, daß durch

den Einsatz von Fällungschemikalien Einfluß auf den Anteil derartiger P-Verbindungen genommen werden kann.

P-Fraktion im Ablauf - Übersicht 1990:

Monat	ARA-Ablauf mg P/l	noch fällb. P mg/l	noch filtrierbarer P mg/l	nicht eliminierb. P mg/l
Jän.	0,48	0,20	0,12 *	0,16
Feb.	0,48	0,16	0,13	0,19
März	0,34	0,08	0,11	0,15
April	0,27	0,07	0,12	0,08
Mai	0,40	0,12	0,12	0,16
Juni	0,24	0,08	0,07	0,09
Juli	0,20	0,05	0,06	0,09
Aug.	0,18	0,06	0,05	0,07
Sep.	0,34	0,08	0,10	0,16
Okt.	0,27	0,05	0,05	0,17
Nov.	0,29	0,05	0,10	0,14
Dez.	0,56	0,10	0,15	0,31
ø	0,324	0,085	0,096	0,143

* filtriert mit Laborfilter 0,45 µm

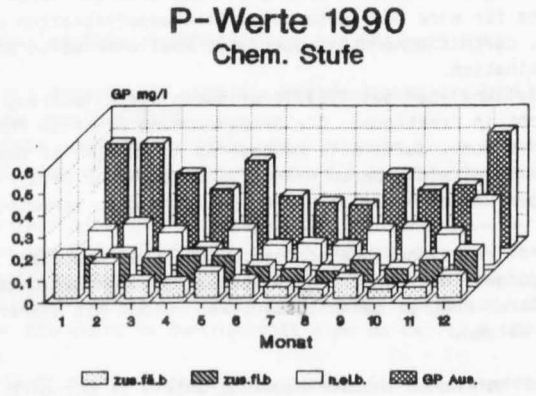


Abb. 11: P-Ablauffracht gegliedert nach Fraktionen

Phosphor-Abbaugrad 1990 (ARA-Dornbirn):

ARA-Zulauf	: 61 381 kg P/a	=	100	%
Ablauf VKB	: 50 395 kg P/a	=	82,10	%
Ablauf NKB	: 7 739 kg P/a	=	12,61	%
ARA-Ablauf	: 4 390 kg P/a	=	5,29	%

ARA-Ablauf	: 4 390 kg P/a	=	100	%
zus. fällbar	: 1 146 kg P/a	=	26,10	%
zus. filtrb.	: 1 288 kg P/a	=	29,34	%
nicht elbar	: 1 922 kg P/a	=	43,78	%
Filterverlust*:	34	=	0,78	%

Laborfilter 0,45 µm

Die Filterleistung des Laborfilters mit 0,45 µm kann eine großtechnische Filteranlage nicht erreichen.
Je geringer der Anteil ungelöster Stoffe im Ablauf, umso vorsichtiger und niedriger ist der Filterwirkungsgrad anzusetzen. Eine Filtration zu 100 % ist nicht erreichbar.

Pro filtriertem mg ungelöster Stoffe kann im Mittel etwa 0,01 mg P mit ausfiltriert werden.
Im Jahresdurchschnitt wurden für 1990 5,15 mg/l an ungelösten Feststoffen im ARA-Ablauf gemessen. D.h. bei einer angenommenen theoretischen (praktisch nicht erreichbaren) Filterleistung von 100 % wären noch ca. 6923 kg ungelöste Feststoffe und somit etwa 692 kg P durch eine Filterstufe zu eliminieren gewesen.
Umgelegt auf den Praxisbetrieb könnten bei realistischer Einschätzung tatsächlich noch zusätzlich ca. 400 - 500 kg P pro Jahr ausfiltriert werden. Die Investition für eine derartige Filterstufe wäre mit ca. S 150 Mio. anzusetzen.
Besteht hier noch eine vertretbare Verhältnismäßigkeit?

4.1. Jahresganglinie - Phosphorfracht

Die Einlauf P-Fracht zeigt den typischen produktionsbedingten Wochenrhythmus. Im Durchschnitt betragen Tages-P-Frachten an Wochenenden etwa 50 % der Fracht von Werktagen. Beim nicht oder schwer abbaubaren P-Anteil ist festzustellen, daß die Industrie nicht ausschließlich als Lieferant derartiger Stoffe gesehen werden darf.
In der Ablauf-P-Fracht zeigt sich deutlich der Einfluß bei erhöhter hydraulischer Last (s. Pfeilmarkierung).

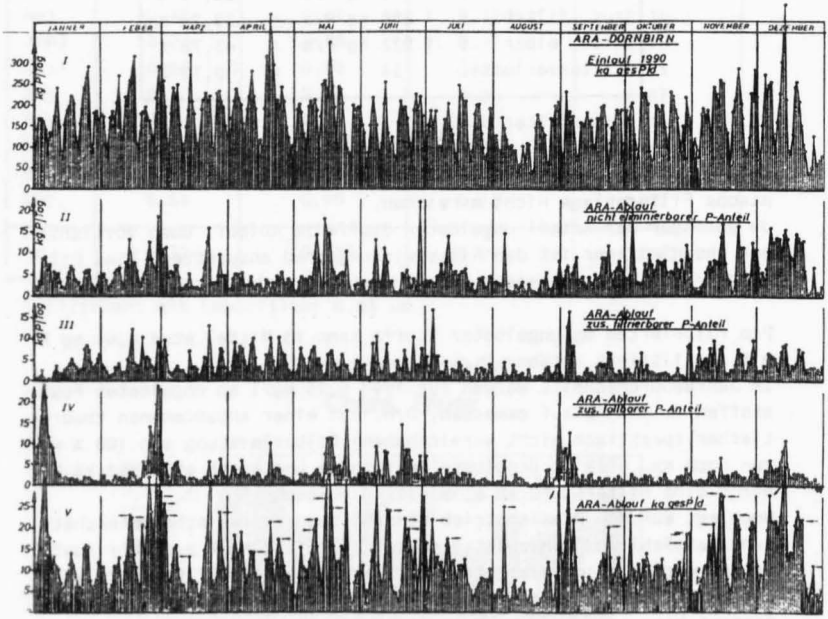


Abb. 12: Jahresganglinie - Phosphorfracht

4.2. Jahresganglinie - Phosphorkonzentration:

Markant zeigt sich, daß Ablaufkonzentrationen über 0,3 mg P/l nahezu ident mit entsprechend hohem nicht eliminierbaren P-Anteil zusammenhängen. Die Überschreitungen im Jänner und Feber 1990 sind mit dem kurzzeitigen Ausfall der Simultan- bzw. Nachfällung zu begründen. Auch mit einer Filterstufe können nicht ganzjährig Monatsdurchschnittswerte unter 0,3 mg P/l gewährleistet werden. Im Dezember 1990 betrug der nicht eliminierbare Anteil 0,31 mg P/l. Im Jahresdurchschnitt liegt der nicht abbaubare Phosphor um ca. 50 % höher als der noch filtrierbare Anteil.

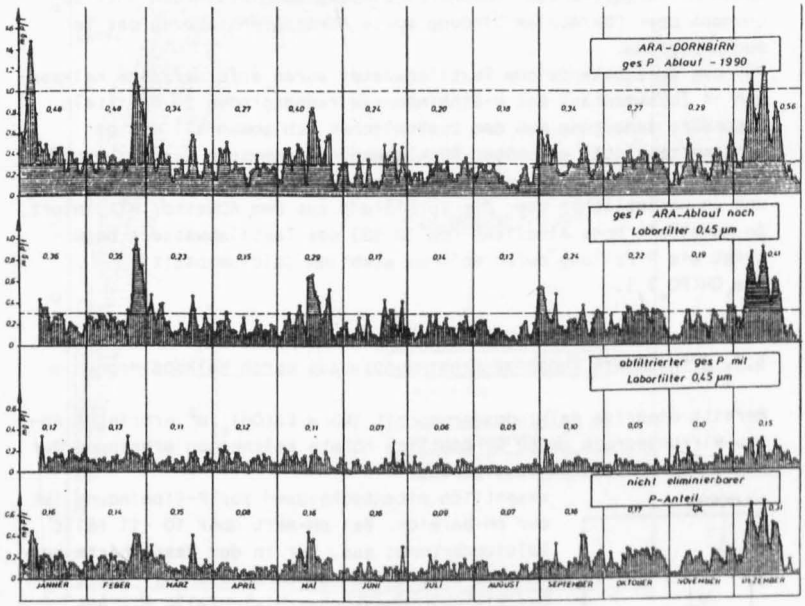


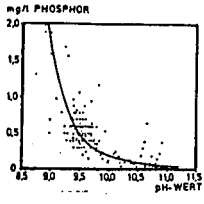
Abb. 13: Jahresganglinie - Phosphorkonzentration

5. PHOSPHORELIMINATION MIT KALKHYDRAT [$Ca(OH)_2$]:

Bedingt durch den bereits hohen Leistungsgrad der Kläranlage in Dornbirn und zu erwartende hohe überproportionale Kosten durch eine allenfalls zu errichtende 4. Reinigungsstufe wird nunmehr versucht, durch Vorortmaßnahmen in diversen Textilbetrieben die noch erforderliche weitere P-Reduktion zu erreichen.
Eingehende eigene Vorversuche und umfangreiche bestehende Praxis-Erfahrungen (BRD) über Einsatz von Kalkhydrat [$Ca(OH)_2$] zur Phosphoreliminierung waren Anlaß, vorab im halbtechnischen und in weiterer Folge im großtechnischen Einsatz die Anwendung von [$Ca(OH)_2$] zu testen.
Neben der angestrebten Phosphoreinbindung komplettierten Untersuchungen über CSB/AOX/SM-Bindung sowie Abwasserentfärbung das Versuchsprogramm.
Für das vorzubehandelnde Textilabwasser waren erforderliche Kalkmengen in Zusammenhang mit P-Einbindungswirkungsgraden zu ermitteln. Besondere Bedeutung muß dem zusätzlichen Schlammanfall und der Schlammstabilität gegenüber Rücklösungen zugemessen werden. Der vorort anfallende Schlamm wird über das Kanalnetz der ARA zugeleitet und im wesentlichen über die Vorklärung aus dem Abwasser eliminiert. Im Regelfall hohe Alkalität (pH 10-12) des Textilabwassers begünstigt die P-Fällung durch Kalk zu stabilem Calciumapatit [$Ca_5OH(PO_4)_3$].

5.1. Erreichbare Phosphor-Einbindungsgrade durch Kalkdosierung

Bereits niedrige Kalkzudosierung mit 100 g $Ca(OH)_2/m^3$ erbringen Abbau-Wirkungsgrade um 80 %. Deutlich höhere Kalkmengen erbringen nur unbedeutende Leistungssteigerung.



Wesentlich mitentscheidend zur P-Einbindung ist der pH-Bereich. Bei pH-Wert über 10 -11 fällt Calciumcarbonat aus. Der in der Wasserhärte enthaltene Calciumhydrogencarbonatanteil fällt dabei als Calciumcarbonat gleichfalls mit aus. Vorgegebener hoher pH-Wert der Textilabwässer begünstigt die P-Reduktion durch Kalkfällung.

Ergänzende Versuche mit Dosierung von Kalkhydrat und zusätzlich Fe-II-Sulfat zeigen nur geringfügig höhere P-Einbindungsgrade. In ausschließlicher Betrachtung der P-Bindung kann die Kombination aufgrund höherer Kosten und höherem Schlammanfall nicht empfohlen werden. Hinsichtlich der Abwasserentfärbung gewinnt Fe-II-Sulfat als Reduktionsmittel jedoch stark an Bedeutung.

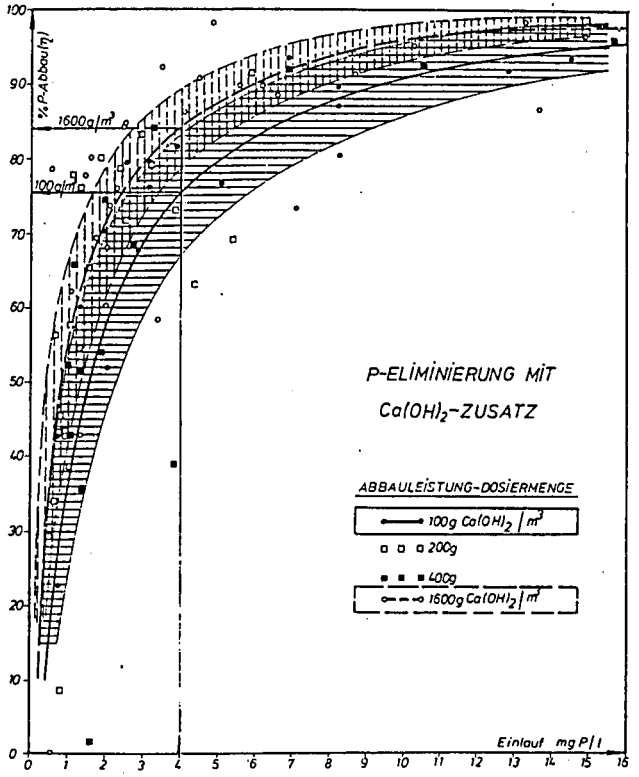


Abb. 14: Mengen-Leistungsvernältnis

Mit minimaler Kalkzugabe (100 mg/m³) könnte bei Vorbehandlung des gesamten Textilabwassers (ca 50 % der Gesamtabwassermenge) etwa 40 % der P-Zulauffracht vorort in der Textilindustrie bereits eingebunden werden.

5.1.1. Vorbehandlung Textilabwasser mit Kalk

Um praxisgerechte und realisierbare Werte über mögliche Frachteinbindungen mit Abwasservorbehandlung in den diversen Betrieben zu erhalten, sind den tatsächlichen Betriebs- und Produktionsabläufen gerechtwerdende Vorversuche zu empfehlen.
In einem Pilotversuch erfolgte über den Zeitraum von 12 Wochen eine permanente Probenentnahme (4-Stunden-Mischproben). Die Ganglinie über Ein- und Auslauf-P-Gehalt zeigt Abb. 15.

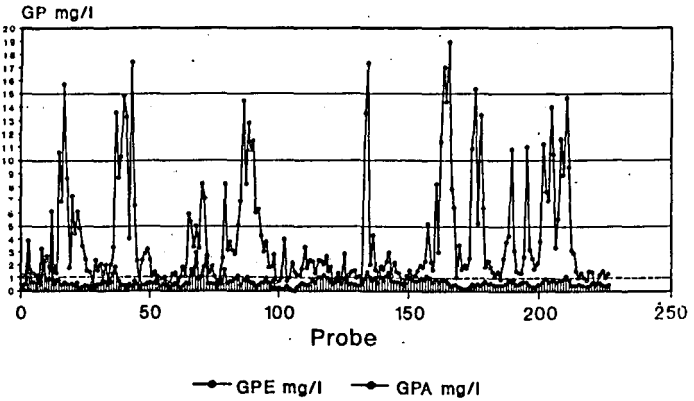


Abb. 15: P-Reduktion im Pilotversuch

Unabhängig von der jeweiligen Kalk-Dosiermenge zeigen sich über die geamte Versuchsdauer P-Ablaufwerte unter 1,0 mg P/l. Selbst bei geringer Kalkdosierung (100 g/m^3) wird praktisch jede hohe P-Zulaufkonzentration auf unter 1,0 mg P/l reduziert.
Mit steigender P-Zulaufkonzentration steigt der P-Einbindungsgrad (s. Abb. 14).

Ing. HTL. Harald DÜNSER
Abwasserreinigung Region Dornbirn-Schwarzach
Gesellschaft.m.b.H.
6850 Dornbirn, Foracheck 1

LITERATUR

ARA-DORNBIRN: Gemeinsamer Bericht der ARA-Dornbirn und dem Hochschulinstitut für Textilchemie und Textilphysik in Dornbirn "Vorbehandlung von Textilabwasser mit Kalk" (Jänner 1991)
Dr.E.Burtscher, Mag.M.Grünwald, Ing.HTL H.Dünser

ARA-DORNBIRN: Jahresberichte mit Betriebsdatenauswertung 1984 - 1990

BÖHNKE B.: "Neue Technologie zur weitergehenen Abwasserreinigung VDI-Seminar Nr. 43-53-01, 30.11/1.12.1988, Düsseldorf

FUNKE B.: Entfärbung von textilem Abwasser mit Eisen (II) - Salz und Calcium Hydroxid
Prof.Dr.B. Funke, Prof.Dr.M. Kolb, Dipl.-Ing.(FH) A. Bauer und Dipl.-Ing.(FH) W. Schulz
Vom Wasser, 65. Band 1985

GEWÄSSERSCHUTZKOMMISSION: Internationale Gewässerschutzkommission für den Bodensee "Richtlinien für die Reinhaltung des Bodensees" vom 27.5.1987

HANISCH B.: Gutachten zur Einführung der Flockungsfiltration in der Abwasserreinigung Dornbirn
Ord.Prof.Dr.Ing.B.Hanisch - Stuttgart (Juni 1990)

HANSICH B.: Bericht über die Ergebnisse der Untersuchung zur weitergehenden Phosphorelimination und Abwasserentfärbung auf der Kläranlage Region Dornbirn-Schwarzch G.m.b.H. Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte und Abfallwirtschaft der Universität Stuttgart.
Ord.Prof.Dr.Ing.B.Hanisch (April 1990)

JEDELE K.: Industrieabwasserreinigung "Neue Anforderungen, Probleme und Lösungsansätze"
Seminar TÜV-Südwest Nr. S 242-90 am 27/28.9.1990
Biologische Behandlungsverfahren
Dr.Ing.K. Jedele, TÜV-Südwest - Stuttgart

MATSCHÉ: Biologische P-Elimination
Lehrgang "Weitergehende Abwasserreinigung "Technische Akademie Esslingen 15/16.6.1988
Unvi.Doz. Dipl.-Ing.N. Matschè

NALCO-CHEMIE: "Phosphor-Eliminierung durch alkalische Simultanfällung Theorien, Erkenntnisse, Betriebsresultate".
Sonderdruck 11D-Deutsche Nalco-Chemie GmbH (Aug. 1989)

PESCHEN N.: "Steigerung der Reinigungsleistung und Stabilisierung des Klärprozesses bei mechanisch-biologischen Kläranlagen durch Kalkfällung"
N.Peschen-Köln und G.Schuster-Regensburg
Korrespondenz Abwasser 30 Jg., Heft 1-1983/ Heft2-1983

ERFAHRUNGEN MIT DER FLOCKUNGSFILTRATION IN DER SCHWEIZ

Koch M., Kappler J., Jost B.

1. AUSGANGSLAGE

In der Schweiz basiert der Vollzug des Gewässerschutzes auf dem Eidgenössischen Gewässerschutzgesetz aus dem Jahr 1971 und der Eidgenössischen Verordnung über Abwassereinleitungen von 1975. Diese Rechtsgrundlagen werden laufend den Bedürfnissen angepasst und zur Zeit einer umfassenden Revision unterzogen. Als Vollzugsorgane sind die 26 schweizerischen Kantone zuständig. Diese delegieren mit wenigen Ausnahmen den Bau, Betrieb und Unterhalt der Kanalsysteme und Kläranlagen an die Gemeinden (Kommunen).

Bezüglich dem Nährstoff Phosphor gelten zur Zeit für die Kläranlagen folgende Grenzwerte für die Einleitung in ein öffentliches Gewässer:

a) Im Einzugsgebiet von Seen:

- Anlagen > 600 EGW : 0,8 mg P/l und mindestens 80 % P-Elimination.*
- Anlagen > 30'000 EGW : 0,3 mg P/l und mindestens 90 % P-Elimination, wenn für den See erforderlich.

b) An Fliessgewässern, die nicht in einen See münden, wenn für Fliessgewässer, unterliegendes Gewässer, einschliesslich Meer, notwendig:

- Anlagen > 20'000 EGW : 0,8 mg P/l und mindestens 80 % P-Elimination.

* Bezogen auf abgesetztes Rohwasser im 24-Stunden-Mittel.

2. AUSBAUSTAND DER KLÄRANLAGEN IN DER SCHWEIZ

Die Schweiz mit rund 6,7 Mio Einwohnern und einer Fläche von 42'000 km² verfügt zur Zeit über 930 kommunale Kläranlagen. Der Anschlussgrad beträgt ca. 88 %.

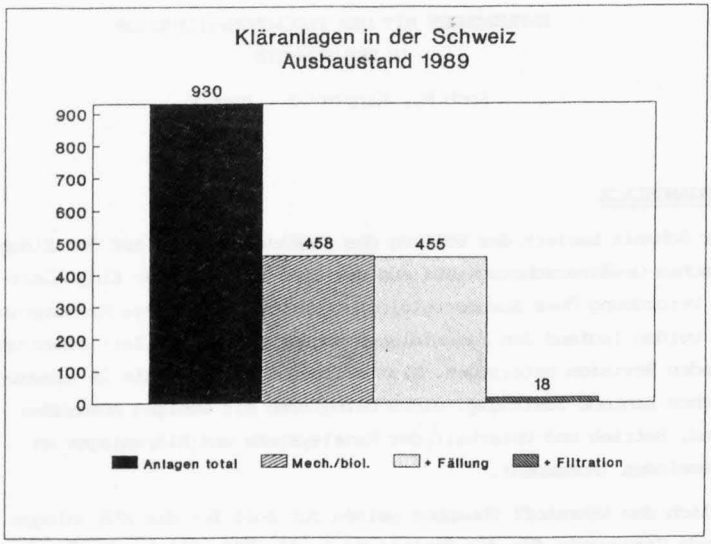


Abbildung 1: Ausbaustand der schweizerischen Kläranlagen (1989)

3. AUSBAUGRÖSSE DER SCHWEIZERISCHEN KLÄRANLAGEN

Die Topographie der Schweiz und die Tatsache, dass die Abwasserbewirtschaftung grundsätzlich Sache der Gemeinden ist, führte dazu, dass zahlreiche auch kleinere Gemeinden eine eigene Kläranlage erstellten. Häufig kam es zur Gründung von Zweckverbänden mit einer gemeinsamen regionalen Kläranlage, deren Grösse aber 20'000 EGW nur in wenigen Fällen überschreitet. Dies erklärt den hohen Anteil an kleinen und mittelgrossen Kläranlagen in der Schweiz. Diese Tatsache ergibt heute beim Ausbau der bestehenden Kläranlagen oft Probleme, da die Erweiterung dieser Anlagen zur weitergehenden Reinigung den kleinen Gemeinden und kleinen Zweckverbänden oft ausserordentlich hohe finanzielle Aufwendungen abfordert und das bereits vorhandene Betriebspersonal fachlich überfordert.

4. ABWASSERZUSAMMENSETZUNG IN DER SCHWEIZ

Die meisten Kanalisationen in der Schweiz werden im Mischsystem betrieben, was sich in einem relativ dünnen Abwasser äussert. Der Anteil des Fremdwassers am totalen Abwasserzufluss in der Schweiz beträgt rund 40 %. Tabelle 1 gibt Aufschluss über die durchschnittlichen Konzentrationen der wichtigsten Parameter bei Trockenwetter im Auslauf des Vorklärbeckens.

Parameter		Bereich	Mittel
Biochemischer Sauerstoffbedarf BSB5	mg O2/l	73 - 126	100
Chemischer Sauerstoffbedarf CSB	mg O2/l	150 - 300	225
Kaliumpermanganat-Verbrauch	mg/l	185 - 285	250
Ortho-Phosphat	mg P/l	2,0 - 3,1	2,5
Gesamt-Phosphor	mg P/l	3,1 - 5,5	5
Ammonium/Ammoniak	mg N/l	13 - 23	20
Kjeldahl-Stickstoff	mg N/l	18 - 30	27

Tabelle 1: Chemische Zusammensetzung des schweizerischen Abwassers (Ablauf Vorklärbecken)

5. SITUATION IM KANTON ZÜRICH

Der Kanton Zürich mit einer Fläche von 1730 km² (rund 4 % der Schweiz) wies 1989 eine Bevölkerung von 1'145'000 Einwohnern auf (17 % der Schweizerbevölkerung).

1989 wurden in 83 kommunalen Kläranlagen mit mehr als 500 Einwohnern sowie in 74 Kleinkläranlagen total 236 Mio. m³ Abwasser mechanisch-biologisch gereinigt. Rund 190 Mio m³ (81 %) fielen auf Kläranlagen mit einer simultanen Phosphatfällung an.

Der Zürichsee, diverse Kleinseen und Fliessgewässer im Kanton Zürich sind infolge der dichten Besiedelung in ihrem Einzugsgebiet und wegen der teilweise intensiven Landwirtschaft einer enormen Belastung ausgesetzt, die sich in einer starken Eutrophierung dieser Gewässer äussert.

Wie aus der Abbildung 2 hervorgeht, wies der Zürichsee in den Siebzigerjahren mittlere Phosphorkonzentrationen von über 100 mg P/m³ auf. Der Greifensee erreichte Werte von bis zu 470 mg P/m³. Auch der Pfäffikersee wies bei Beginn der Untersuchungen im Jahre 1972 mittlere Phosphorkonzentrationen von 260 mg P/m³ auf. Der Erholungswert dieser Seen ist für die Bevölkerung einer weiten Region des Kantons Zürich von grosser Bedeutung. Durch konsequente Förderung des Anschlusses an die Kanalisation (heute über 95 %) und durch die Einführung der Simultanfällung konnte der Eintrag von Phosphor in die erwähnten Seen stark reduziert werden. Diese Reduktion genügte aber nicht, um die Qualitätsziele der eidgenössischen Verordnung über Abwassereinleitungen zu erfüllen, die einen Sauerstoffgehalt von 4 mg O2/l zu jeder Zeit in der gesamten Seetiefe (mesotropher Produktionsseetypus) anstrebt.

Die in den Siebzigerjahren durchgeführten Abklärungen am Greifensee, Pfäffikersee- und Zürichsee zeigten, dass trotz Simultanfällung nach wie vor die Kläranlagen der wichtigste Ansatzpunkt für weitere Massnahmen zur Verbesserung des Zustandes dieser Seen waren (BÜHRER UND AMBÜHL, 1986). Die Regierung des Kantons Zürich verfügte deshalb 1978 mit Wirkung ab spätestens 1. Januar 1984 für das gesamte Einzugsgebiet des Greifen- und Pfäffikersees eine Verschärfung der Einleitungsbedingungen für Gesamtphosphor von 1,0 auf 0,2 mg P/l. Als Konsequenz wurden alle Kläranlagen mit einer Flockungsfiltration ausgerüstet.

Bis 1994 sind sämtliche Kläranlagen, die ihre gereinigten Abwässer in den Zürichsee leiten und jährlich mehr als 1 Mio. m³ Abwasser reinigen, ebenfalls mit Flockungsfiltrationsanlagen zu versehen.

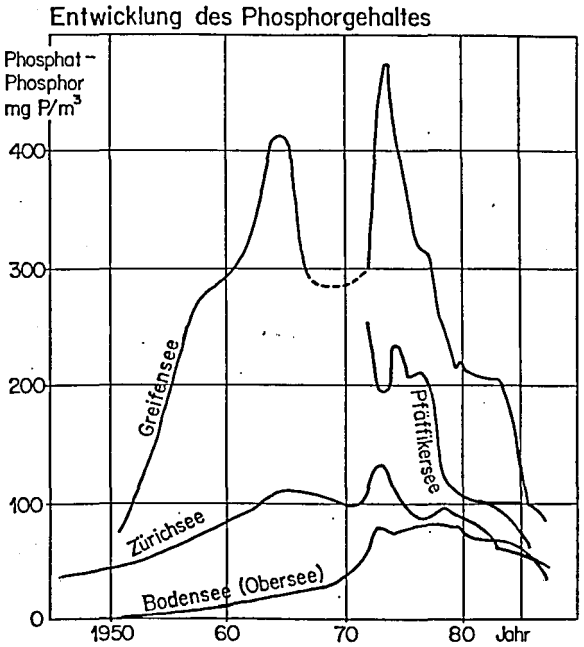


Abbildung 2: Phosphorgehalte diverser Schweizerseen

Für die grösseren Kläranlagen, deren gereinigte Abwässer der stark belasteten Glatt (Kanton Zürich) (Q347 4 m³/sec) zufliessen, wurden mit Regierungsratsbeschluss Massnahmen zur weitergehenden Reinigung in diesen Anlagen beschlossen. Zur weiteren Reduktion der suspendierten Stoffe im gereinigten Abwasser werden die Kläranlagen mit Filtrationsanlagen ausgestattet. Diese werden so konzipiert, dass sie auch für die weitergehende Phosphoreliminiation verwendet werden können. Die Kläranlage Zürich-Werdhölzli (620'000 Einwohnergleichwerte) an der Limmat (Q347 40 m³/sec) sowie die Kläranlage Winterthur (180'000 Einwohnergleichwerte) an der Töss (Q347 1,8 m³/sec) verfügen ebenfalls über Filtrationsanlagen zur Reduktion der suspendierten Stoffe.

Abwasserfiltrationsanlage	in Betrieb	im Bau oder geplant
Reduktion suspendierte Stoffe und Phosphor	●	○
Reduktion suspendierte Stoffe	■	□

Abbildung 3: Bestehende und geplante Filtrationsanlagen im Kanton Zürich

Als Einleitungsbedingung wurde für sämtliche mit einer Filtration ausgerüstete Kläranlagen für den Gehalt an suspendierten Stoffen, auch gesamte ungelöste Stoffe genannt, ein Wert von 5 mg/l (0,45 Micrometer filtriert) festgelegt. Die Kläranlagen, deren Filtrationsanlage primär der Reduktion des Phosphors dient, haben zusätzlich einen Grenzwert von 0,2 mg Gesamtphosphor/l einzuhalten. Diese Grenzwerte beziehen sich auf 24h-Mischproben und müssen in 4 von 5 vergleichbaren Proben eingehalten werden können.

1989 wurden im Kanton Zürich in 16 Kläranlagen bereits 82 Mio. m³ Abwasser (35 % des gesamten Abwasseranfalls) zusätzlich über eine Flokkungsfiltration geleitet. Einen Ueberblick über die bestehenden und geplanten Filtrationsanlagen gibt Abbildung 3.

Die folgenden Ausführungen zur weitergehenden Phosphatelimination beschränken sich auf die Erfahrungen in zürcherischen Kläranlagen.

6. FLOCKUNGSFILTRATION ZUR REDUKTION DER PHOSPHOR-BELASTUNG

6.1 Verwendete Filtrationsverfahren

In der Schweiz werden gegenwärtig die folgenden Verfahren zur Flokkungsfiltration verwendet:

- klassischer Raumfilter
- kontinuierlich betriebener Upflow-Filter
- Oberflächenfilter
- tuchbespannter Trommel- oder Scheibenfilter

Im folgenden werden die seit Ende 1981 im Kanton Zürich sukzessive in Betrieb genommenen Filtertypen kurz vorgestellt.

Klassische Raumfilter (Mehrschichtfilter)

Zur Zeit sind fünf Anlagen in Betrieb, zwei davon seit Ende 1981. Bei drei Anlagen war die Firma Gebrüder Sulzer AG, Winterthur, in Seegräben die Firma Degrémont SA, Vevey, und in Stäfa die Aqua System AG, Winterthur, Lieferant der elektromechanischen Ausrüstung. Die technischen Daten zeigt Tabelle 2.

ARA		Uster	Richterswil am Zürichsee	Seegräben	Stäfa am Zürichsee	Zürich Werdhölzli Limmat
Trockenwetteranfall (QT)	l/s	440	120	20	100	4500
Regenwetteranfall	l/s	880	240	40	200	9000
Filtergeschwindigkeit bei QT	m/h	7.3	6	ca. 6	7	10
Anzahl Einheiten		8	4	5	6	22
Filterfläche total	m2	216	72	12.5	51	1850
Typ		Ueberstau – Gravitationsfilter				
Stärke des Mediums	m	2	2	1.4	1.2	1.7

Tabelle 2: Technische Daten diverser Raumfilter

Bei diesen Anlagen handelt es sich um rechteckige Betonkonstruktionen mit einer Sandbettiefe von bis zu 2 m, wie sie als "Schnellfilter" aus der Trinkwasseraufbereitung seit langem bekannt sind. Die Filter werden in der Regel mindestens einmal pro Tag mit Druckluft und Druckwasser rückgespült (Abbildung 4).

Kontinuierlich betriebene Upflow-Filter

Diese originelle Bauart wurde von der Firma Häny & Cie AG, Meilen, aus Schweden in Lizenz übernommen. Dieser Filtertyp ist in der Kläranlage Stadel (ca. 1500 E) zum Schutz eines fischereilich bedeutsamen Baches seit 1981 in Betrieb. Zwei weitere Anlagen sind im Einzugsgebiet des Greifensees und eine Anlage am Zürichsee in Betrieb (Tabelle 3).

ARA		Mönchaltorf	Maur	Meilen
Trockenwetteranfall (QT)	l/s	35	40	250
Regenwetteranfall	l/s	70	80	500
Filtergeschwindigkeit bei QT	m/h	7	8	7,5
Anzahl Einheiten		2 x 3	ca. 6	4 x 6
Filterfläche total	m2	18	18	120
Stärke des Mediums	m	1	1	1
Bauart		Beton (Waben-konstruktion)	Stahl-behälter	Beton (Waben-konstruktion)

Tabelle 3: Technische Daten von Upflow-Filtern

Die Filtereinheiten werden von unten nach oben durchströmt. Der verschmutzte Sand wird mit einer Mammutpumpe in einem Zentralrohr kontinuierlich nach oben abgezogen. Sieht man von der Drucklufterzeugung ab, weist das System keinerlei beweglichen Teile wie Schieber etc. auf (Abbildung 5).

Oberflächenfilter

Das zum Einsatz gelangende quasikontinuierliche System wurde von der von Roll AG, Zürich, geliefert. Gegenwärtig sind vier Anlagen in Betrieb (Tabelle 4).

ARA		Egg-Oetwil	Gossau	Pfäffikon	Bäretswil
Trockenwetteranfall (QT)	l/s	122	63	80	40
Regenwetteranfall	l/s	244	126	150	80
Filtergeschwindigkeit bei QT	m/h	4.7	4.8	5.0	4.95
Anzahl Einheiten		2	2	2	2
Filterfläche total	m2	93	46.8	56.8	29
Stärke des Mediums	m	0.30	0.30	0.30	0.30

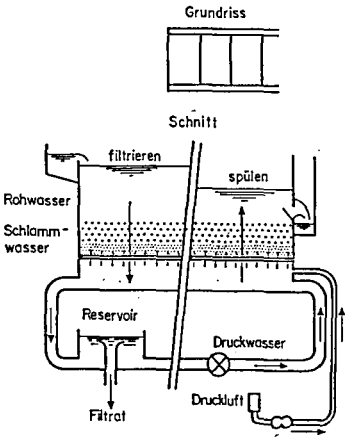
Tabelle 4: Technische Daten von Oberflächenfiltern

Die Filtereinheiten sind durch vertikale Trennwände in schmale Zellen unterteilt. Das Filtermedium besteht aus Quarzsand mit sehr feiner Körnung, wobei die Schichtstärke lediglich 0,3 mg beträgt (Abbildung 6).

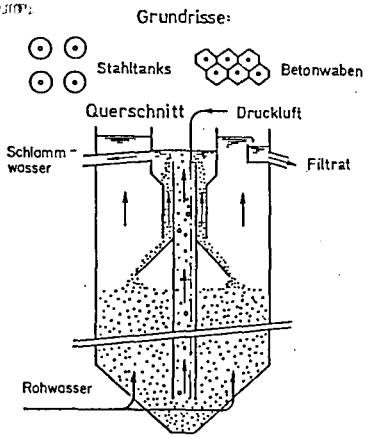
Trommelfilter

Dieser Filtertyp wurde von der Firma Mecana SA, Schmerikon, geliefert. Derzeit sind drei Anlagen in Betrieb.

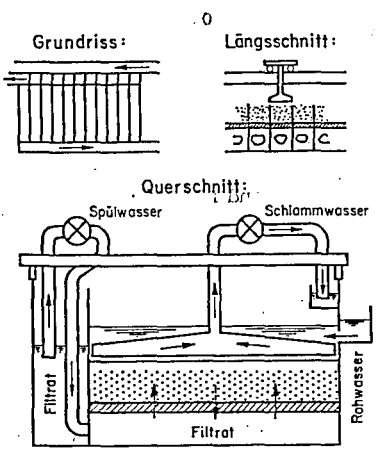
Prinzipschema Raumfilter



Prinzipschema Upflow-Filter



Prinzipschema Oberflächenfilter



Abbildungen 4 - 6:
Prinzipschematas von Raum-, Upflow- und Oberflächenfilter

ARA		Hittnau	Hinwil	Wetzikon
Trockenwetteranfall (QT)	l/s	20	120	190
Regenwetteranfall	l/s	40	165	380
Filtergeschwindigkeit bei QT	m/h	6.0	7.2	6.84
Anzahl Einheiten		2	3	6
Filterfläche total	m2	12	60	100
Filtermedium		Nadelfilz	Nadelfilz	Nadelfilz

Tabelle 5: Technische Daten von Trommelfiltern

Die mit einem Nadelfilz bespannten Trommeln werden von aussen nach innen durchströmt. Eine Einheit besteht aus fünf solchen Trommeln, die an den Enden von zwei sternförmigen Elementen gehalten werden. Ein fest montierter Saugbalken saugt die auf dem Nadelfilz abgelagerte Flockenschicht weg. Seit kurzem ist eine Weiterentwicklung dieses Filters, ebenfalls von der Firma Mecana, in Betrieb. Bei diesem Filtertyp sind mit Filtertuch bespannte Scheiben auf einer Hohlwelle angeordnet. Letztere dient der Ableitung des filtrierten Abwassers (Abbildung 7).

Ein genauer Beschrieb der Funktionsweise der diversen Filtertypen ist in (JOST, 1987) zu finden.

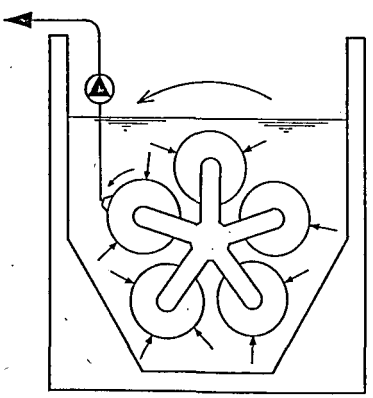


Abbildung 7:
Prinzipschema des
Trommelfilters

6.2 Allgemeine Erfahrungen

Bauliche Aspekte

Besonderer Beachtung bedürfen die Filterböden. Beim Raumfilter stehen statische Fragen und die gleichmässige Verteilung von Spülluft und Spülwasser im Vordergrund.

Der Upflow-Filter verlangt ein genaues Nivellement der Verteileinrichtung für die Sandrückgabe, da sonst nicht das gesamte Sandbett umgewälzt wird.

Sämtliche Anlagen, mit Ausnahme der Filter in Seegräben und Zürich Werdhölzli, wurden überdacht (Winterbetrieb, Laubfall, Algenwachstum etc.). Die Ablaufkanäle der Nachklärbecken sind so zu gestalten, dass kein Laub in den Filter gelangen kann. Besonders Upflow-Filter sind diesbezüglich empfindlich, da in den Filterraum gelangtes Laub nicht herausgespült werden kann. Im weiteren ist die oft recht erhebliche Mückenplage zu beachten. Diese kann so gravierend sein, dass Schwierigkeiten mit der Raumbelüftung auftreten. Für übermässiges Auftreten von Mücken sind besonders die Ueberstaufilter anfällig, da bei diesen das Rohwasser längere Zeit im Filtergebäude verweilt. Im Gegensatz dazu wird bei den Upflow-Filtern das Filtrat dem Zutritt von Mücken ausgesetzt. Das filtrierte Abwasser ist offensichtlich für Mücken ein weniger geeignetes Medium für deren Vermehrung. Als Gegenmassnahmen wurden die Filterräume verdunkelt, elektrische Fallen eingerichtet oder eine räumliche Trennung von Wasserflächen und Betriebsgebäude vorgenommen. Nach unseren Beobachtungen scheinen sich die Mücken mit Vorliebe in den Ablagerungen an den Beckenwänden anzusiedeln. Ablagerungen sind vor allem dort anzutreffen, wo der Rohwasserspiegel in den Becken schwankt. Ein häufiges Abspritzen dieser Ablagerungen hat sich als nützlich erwiesen.

Wegen der Gefahr der Kondenswasserbildung in geschlossenen Filtergebäuden muss der Raumbelüftung besondere Aufmerksamkeit geschenkt werden. Bereits bei der Planung empfiehlt sich der Beizug eines Lüftungsfachmannes.

Den Erfordernissen bezüglich Reaktionszeit und Vermischung für die einzusetzenden Chemikalien muss gebührend Beachtung geschenkt werden. Die

Dosiereinrichtungen müssen so geplant werden, dass mit einfachen Massnahmen die Dosierstellen verlegt werden können. Der optimale Chemikalieneinsatzort kann meist erst im länger dauernden Betrieb ermittelt werden.

Die Fällung setzt bereits im Rohwasserkanal vor den Filtern ein. Der entstehende Schlamm lagert sich zum Teil am Kanalboden ab und beginnt zu faulen. Bei Regenwetter und der damit verbundenen Erhöhung der Wassermenge wird der Bodenschlamm aufgewirbelt und auf die Filter gespült, wo er die Filtersandoberfläche versiegelt. Durch entsprechendes Massnahmen müssen solche Schlammablagerungen verhindert werden.

Leistungsfähigkeit der Filter

Die beschriebenen Filtertypen können nur partikuläre Stoffe zurückhalten. Es ist daher offensichtlich, dass ein (mehrschichtiger) Raumfilter mit einer gesamten Medienstärke von über 1,50 m pro Filterfläche mehr zu leisten vermag als ein Oberflächenfilter mit weniger als 0,50 m Medienstärke oder ein tuchbespannter Trommelfilter.

Die klassischen Raumfilter und die Upflow-Filter waren von Betriebsbeginn an in der Lage, die Forderungen bezüglich Durchsatz und Abflussqualität zu erfüllen. Letztere Forderungen konnte auch bei den andern beiden Verfahren prinzipiell eingehalten werden. Hingegen war der Durchsatz im Bereich über dem Trockenwetteranfall in unterschiedlichem Mass nicht mehr gewährleistet. Es waren deshalb langwierige Nachbesserungsarbeiten an den ungenügenden Filtertypen notwendig. Diese führten aber nicht zum vollen Erfolg. Es ist daraus zu schliessen, dass beide Verfahren zu optimistisch bemessen wurden.

Nach bisherigen Erkenntnissen neigen bei Ueberlastung mit Schwebstoffen die klassischen Raumfilter, die Oberflächenfilter und die Trommelfilter eher zu Verstopfungen, der Upflow-Filter hingegen zum Durchbruch der Feststoffe (andere Körnungen der Filtermedien führen zu andern Ergebnissen).

Generell wurde bei sämtlichen Filtertypen die erforderliche Spülwassermenge unterschätzt. Speziell bei den Upflow-Filtern ist sie sehr hoch, was einen zusätzlichen Energieaufwand und eine erhöhte hydraulische Belastung der Vor- und Nachklärbecken zur Folge hat (Tabelle 6).

ARA	Filtertyp	Trockenwetter-Wassermenge m3/Tag	Spülwassermenge in Prozent des Trockenwetteranfalls
Bäretswil	Oberflächenfilter	1'100	7
Egg-Oetwil	Oberflächenfilter	3'700	3.2
Gossau	Oberflächenfilter	3'000	5.3
Pfäffikon	Oberflächenfilter	5'500	3.2
Uster	Raumfilter	15'000	2 - 6
Stäfa	Raumfilter	3'000	6.5
Wetzikon	Trommelfilter	10'000	16 - 35
Hinwil	Trommelfilter	3'000	6.25
Maur	Upflowfilter	2'100	29
Mönchaltorf	Upflowfilter	1'200	36
Meilen	Upflowfilter	12'000	17

Tabelle 6: Spülwassermengen verschiedener Filtertypen

Bedienung, Wartung

Die Anlagen der Firma Häny, Von Roll und Mecana enthalten keine Elemente, die nicht von jedem Klärwärter selbst bedient und gewartet werden können. Die Raumfilter dagegen sind anspruchsvoller. Um die betrieblichen Möglichkeiten eines Raumfilters vollumfänglich ausnützen zu können, ist gut qualifiziertes Kläranlagepersonal notwendig. Die elektronische Steuerung des Filtrationsprozesses lässt bei einigen Anlagen noch Wünsche offen. Der Eingriff in die Steuerung, speziell was die Spülprogramme betrifft, sollte im Hinblick auf die Betriebsoptimierung und bei Störungen unbedingt möglich sein.

Chemikalienverbrauch

Nach Inbetriebnahme der Flockungsfiltration war bei den meisten Kläranlagen kein wesentlicher Mehrverbrauch an Fällmittel festzustellen. Diese Tatsache ist nicht zuletzt auf den Umstand zurückzuführen, dass zahlreiche Kläranlagen bereits vor Inbetriebnahme der Filtration durch Erhöhung der Fällmitteldosierung Gesamtphosphorwerte von 0,5 mg P/l im Ablauf der Nachklärung anstrebten respektive erreichten (Tabelle 7 und 8).

ARA	Filter-Typ	Gereinigte Abwassermenge 1989 m3/Jahr	Fällmittel-Verbrauch 1989 Tonnen Metall pro Jahr	Spezifischer Verbrauch Gramm Metall pro m3 Abwasser
Bäretswil	OF	923'600	11,3	12,2
Egg-Oetwil	OF	1'653'953	23,2	14
Pfäffikon	OF	2'854'309	28,5	10
Uster	RF	5'898'800	47	8
Stäfa	RF	1'391'702	13,9	10
Richterswil	RF	2'060'204	39,1	19
Wetzikon	TF	4'444'932	53,3	12
Hinwil	TF	2'138'525	12,8	6
Hittnau	TF	90'929	1,9	20,5
Maur	UF	999'669	14	6
Mönchaltorf	UF	400'320	6,4	16
Meilen	UF	6'253'600	56,3	9
Durchschnitt				11,9

Tabelle 7: Totaler und Spezifischer Fällmittelverbrauch bei diversen Kläranlagen mit Filtration

Datum	Q 24h Fracht m3	RW (ges. P) Konz. mg/l	RW (ges. P) Fracht kg/24h	AV (ges. P) Konz. mg/l	AV (ges. P) Fracht kg/24h	AN (ges. P) Konz. mg/l	AN (ges. P) Fracht kg/24h	AF (ges. P) Konz. mg/l	AF (ges. P) Fracht kg/24h
25.6.86	3300	10.8	35.6	4.6	15.2	0.80	2.64	0.12	0.40
26.6.86	3400	8.4	28.6	4.4	15.0	0.60	2.04	0.14	0.48
27.6.86	3350	9.0	30.2	4.4	14.7	0.92	3.1	0.18	0.60

Datum	Q 24h Fracht m3	Fällmittelverbrauch (FeSO4Cl) BB kg Fe	Fällmittelverbrauch (FeSO4Cl) FI kg Fe	Molverhältnis BB Me/P	Molverhältnis AF Me/P	Molverhältnis gesamte Anlage Me/P
25.6.86	3300	37.4	10.6	1.36	2.22	1.75
26.6.86	3400	30.8	10.8	1.14	2.93	1.54
27.6.86	3350	30.8	10.6	1.16	1.89	1.56

Legende:
Rw : Rohwasser
AV : Ablauf Vorklärung
BB : Belüftungsbecken
AN : Ablauf Nachklärung
AF : Ablauf Filter

Tabelle 8: Fällmittelverbrauch und Molverhältnisse in der Kläranlage Stäfa-Oetikon (vorwiegend häusliches Abwasser)

Wie die längerfristigen Betriebserfahrungen zeigen, können die geforderten Abflusskonzentrationen bei allen Verfahren auch ohne Zugabe von Polyelektrolyt erreicht werden. Die Verwendung von Polyelektrolyt führte nicht zu einer Einsparung von Fällmittel. Es ist aber möglich, dass diese Beobachtung nur für wenig konzentrierte Abwässer zutrifft.

In der Regel werden für die Flockungsfiltration dreiwertige Eisensalze ($FeSO_4Cl$) eingesetzt. Ausnahmen bilden die Kläranlagen Zürich und Uster, wo zweiwertiges Eisen verwendet wird. Die Erstellerin der Filter hat der Anwendung dieses Fällmittels unter der Bedingung zugestimmt, dass auch dauernd Polyelektrolyt zudosiert werde. Versuche haben aber ergeben, dass die Polyelektrolytzugabe nicht notwendig ist. In Uster zeigte es sich, dass aus bisher nicht gänzlich erklärbaren Gründen in regelmässigen Abständen die Aufoxidierung des zweiwertigen Eisens vor dem Filter nicht vollständig ist, was eine erhöhte Phosphor-Konzentration im Filterablauf zur Folge hatte. Durch periodische Zudosierung von Wasserstoffperoxyd in unterstöchiometrischen Mengen konnte dieses Problem gelöst werden.

Gravierende Verklumpungen im Filtemedium ("mud balls") sind bisher nicht festgestellt worden. Die Spülungsart und -intensität scheint bei den Raum- und Upflow-Filtern in der Regel auch langfristig zu genügen. Bei einem Raumfilter wurden dagegen auf dem Filtersand langsam zunehmende Ablagerungen festgestellt, die halbjährlich von Hand entfernt werden müssen. Bei einigen Raum- und Oberflächenfiltern musste bereits die Filterkerzen wegen Verstopfung ausgewechselt werden, was erhebliche Kosten zur Folge hatte.

Betriebskosten

Nach Untersuchungen von zürcherischen Kläranlagen mit Filtration weisen die Filteranlagen sehr unterschiedliche Betriebskosten auf. Sie bewegen sich zwischen 5 und 25 % der gesamten Betriebskosten und sind im wesentlichen abhängig von der Anlagengrösse, dem Filtersystem, der Anlagestruktur, der Personalsituation etc. (KISSELEFF und SCHILD, 1987). Die Kosten der Filtration in Bezug auf die Abwassermengen ergeben eindeutigere Zahlen:

Für Anlagen zwischen 40'000-4'000 EG ca. 2 - 4 Rp/m³
Für kleinere Anlagen ca. 5 - 15 Rp/m³

Besondere Feststellungen bei einzelnen Kläranlagen und Filtern

In der Kläranlage Uster musste wegen Fällschlammablagerungen im Zulaufkanal zu den Filtern eine Belüftung eingebaut werden. Eine jährliche Entschlammung des Kanals ist aber nach wie vor notwendig. Nachteilig wirkt sich dabei aus, dass keine Entleerungsleitung zum Schlammwasserbecken erstellt wurde. Bei Ueberlastung des Filters durch abfliessenden Belebtschlamm aus dem Nachklärbecken kann die Betriebsbereitschaft durch ein speziell dafür vorgesehenes Kurzspülprogramm rasch wieder hergestellt werden.

Die beiden Upflow-Filter mit einer Filterfläche von 18 m² funktionierten von Anfang an ohne Probleme. Die Schwachstelle, das zentrale Stahlrohr für die Filterspülung (Mammutpumpe), wurde durch ein widerstandsfähigeres Hartgummirohr ersetzt. Bei den Sandbehältern, die bei einer Anlage aus gewöhnlichem Stahl bestehen, zeigten sich nach einigen Jahren erhebliche Erosionsspuren, verursacht durch Sandabrieb. Es empfiehlt sich daher, Behälter aus Edelstahl zu verwenden.

Grobe Verunreinigungen wie Laub etc. müssen bei diesem Filtertyp unbedingt ferngehalten werden, z.B. durch ein Sieb im Filterzulauf. Schwimmstoffe, Laub und Belebtschlamm aus dem Nachklärbecken führen zu Ablagerungen im Polsterraum unter den Filterzellen. Die Entfernung der Ablagerungen erfordert mühsame Handarbeit. Ein Schmutzwasserablauf aus dem Polsterraum wäre in diesem Fall sehr nützlich.

Bei den stark belasteten Oberflächenfiltern Gossau und Pfäffikon zeigte sich sehr bald eine Abnahme der Durchsatzleistung. Als Grund für die verminderte Leistung wurde eine zunehmende Verschmutzung der porösen Filterplatten vermutet. Der Ersatz durch ein feinmaschiges Metall- und Kunststoffsieb ergab aber keinen dauernden Erfolg. Eine regelmässige Untersuchung des Filtersandes zeigte eine stete Zunahme seiner Verschmutzung. Die vorhandene Wasserspülung genügte offensichtlich nicht. Mit dem Einbau einer zusätzlichen Luftspülung, mit der der Sand in den Zellen aufgewirbelt werden konnte, glaubte der Filterhersteller

dieses Problem lösen zu können. Obwohl, dank der Intensivspülung, die Sandverschmutzung nicht anstieg, sank die Durchsatzleistung trotzdem wieder drastisch ab. Die Siebböden wurden darauf durch sogenannte JOHNSONS SCREENS ersetzt. Diese brachten eine deutlich bessere Durchsatzleistung. Erfahrungen über mehrere Jahre liegen jedoch noch nicht vor.

Bei den in Betrieb stehenden Von Roll-Filtern wurden ständig Sandverluste festgestellt. Bei genauerer Untersuchung verloren gegangenen Sandes wurde festgestellt, dass einzelne Sandkörner von einer dicken Biomasseschicht umschlossen und spezifisch leichter waren als der unverschmutzte Sand. Sie wurden daher bei der Filterspülung ausgewaschen.

Auch der Trommelfilter zeigte zu Beginn des Routinebetriebs "Kinderkrankheiten", die nur mit aufwendigen Aenderungen behoben werden konnten. Die Weiterentwicklung dieses Systems zum Scheibenfilter ergab wesentliche Verbesserungen.

Die Filtertuchabsaugbalken waren ursprünglich zu schwach dimensioniert und mussten verstärkt werden. Der Antrieb mit Kettentaschenrädern aus Guss und Stahlketten erwies sich als ungünstige Materialkombination. Die Gussteile wurden stark abgenützt und mussten durch widerstandsfähigere Kunststoffteile ersetzt werden. Auch die Stahlketten hielten der Belastung nicht lange stand und mussten häufig repariert werden. Die neuen Kunststoffketten scheinen dagegen die Erwartungen zu erfüllen.

Infolge der ungenügenden Filtertuchreinigung nahm die Durchsatzleistung rasch ab. Zuerst wurde versucht, mit einer Beschallungseinrichtung die Schmutzstoffe zu entfernen. Diese Massnahme brachte aber nicht die erhoffte Wirkung. Erst mit dem Einbau einer Filtertuch-Abspritzvorrichtung und regelmässiger Filtertuchreinigung von aussen nach innen und dem Einsatz von querkonvektionierten, silikonierten Filtertüchern wurde eine stabile Durchsatzleistung und gleichzeitig eine befriedigende Standzeit erreicht.

Beim Auswechseln der Filtertücher wurden auf der Tuchinnenseite schleimige Ablagerungen festgestellt, die das Tuch versiegelten.

Da man die Ablagerungen auf den Einsatz von Flockungshilfsmitteln zurückführte, wurden diese versuchsweise weggelassen. Danach blieben die erwähnten Ablagerungen aus. Der Verzicht auf Polyelektrolyt hatte keinen Einfluss auf die Abflussqualität.

6.3 Messresultate und Schlussfolgerungen für Filteranlagen

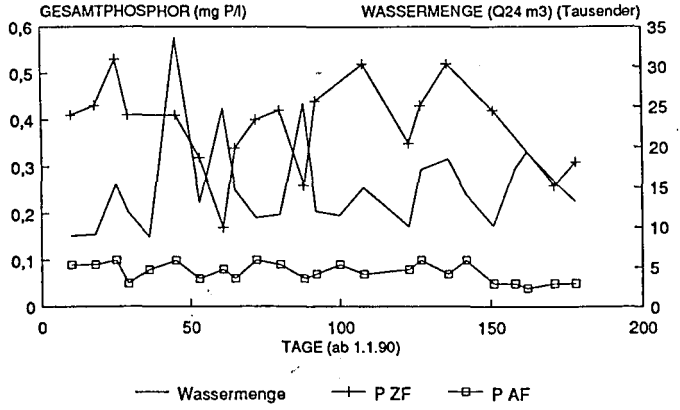
Im folgenden sind Messergebnisse (Abbildungen 8 - 10) diverser Filtertypen über einen grösseren Zeitraum dargestellt. Abbildung 11 zeigt die Messungen des kantonalen Gewässerschutzlabors im Jahre 1989. Wie die bisherigen Erfahrungen zeigen, vermögen grundsätzlich alle vier Filtertypen den Phosphor und die suspendierten Stoffe auf die geforderten Werte zu reduzieren. Die Verfahren sind jedoch bezüglich Leistung und Flexibilität, insbesondere wenn es nicht einzig um Suspensa-Entnahme geht, keineswegs gleichwertig.

Der in Fachkreisen geäusserte Hinweis, Raumfilter könnten wesentlich zur Nitrifikation beitragen, hat sich nur beschränkt als richtig erwiesen. Die Nitrifikation hängt im wesentlichen vom Sauerstoffgehalt des Abwassers beim Passieren des Filterbetts als auch vom biologischen Bewuchs des Sandes ab. Wie Messungen ergaben, ist unter Umständen mit einer gewissen Reduktion von Ammonium und Nitrit auf dem Filter zu rechnen. Diese setzt jedoch neben einem hohen Sauerstoffgehalt im zulaufenden Abwasser einen biologischen Bewuchs im Filterbett voraus, was grundsätzlich aber nicht erwünscht ist.

Die Filterleistung ist generell auf "normale" Betriebsbedingungen ausgelegt. Das heisst, Filter sind in der Regel nicht dazu bestimmt, die Folgen von Bläh- und Schwimmschlammproblemen zu beseitigen. Immerhin hat sich aber gezeigt, dass die suspendierten Stoffe bei kurzfristigem Schlammabtrieb aus dem Nachklärbecken (z.B. infolge eines Giftstosses) dank der Filtration sehr tief gehalten werden können (Abbildung 12).

KOCH Markus, Dr. sc. nat. ETH
Amt für Gewässerschutz und Wasserbau
Walchetor, 8090 Zürich/Schweiz

KLÄRANLAGE USTER (Raumfilter)
Phosphor im Zulauf und Auslauf
der Filtration (24h-Mischproben)



Ges. ungelöste Stoffe im Zulauf und Auslauf der Filtration (24h-Mischprobe)

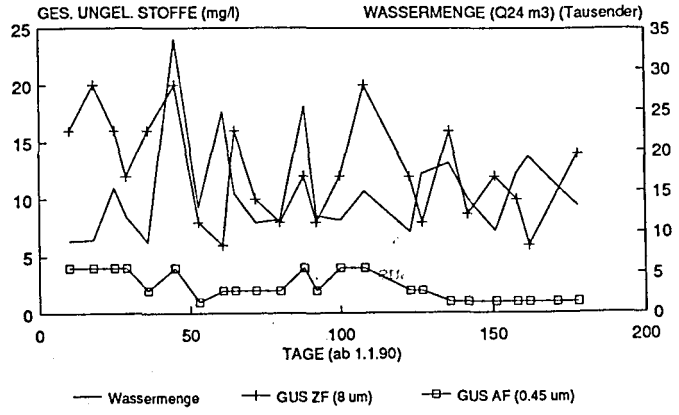
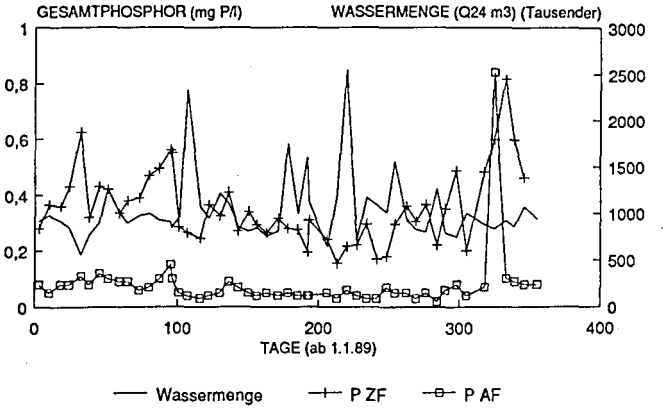


Abbildung 8: Gesamt-Phosphor und gesamte ungelöste Stoffe im Auslauf eines Raumfilters

KLÄRANLAGE MÖNCHALTORF (Upflow-Filter)
Phosphor im Zulauf und Auslauf
der Filtration (24h-Mischproben)



Ges. ungelöste Stoffe im Zulauf und Auslauf der Filtration (24h-Mischproben)

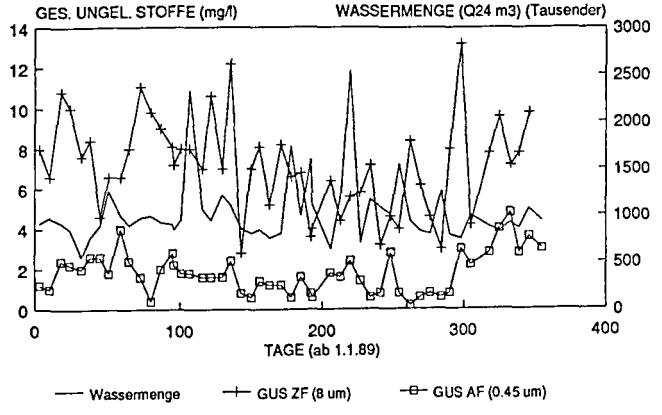
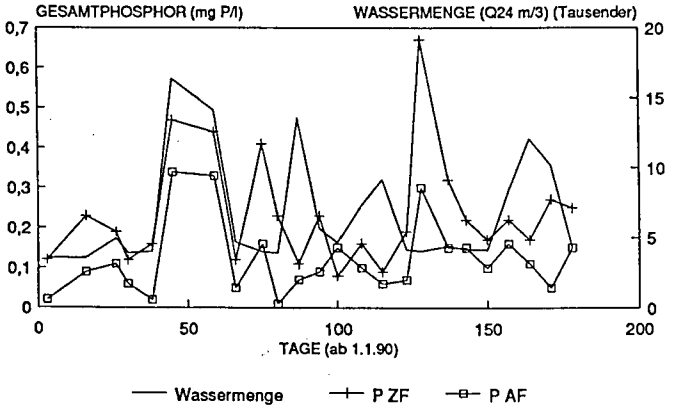


Abbildung 9: Gesamt-Phosphor und gesamte ungelöste Stoffe im Auslauf eines Upflow-Filters

KLÄRANLAGE EGG (Oberflächenfilter)
Phosphor im Zulauf und Auslauf
der Filtration (24h-Mischproben)



Ges. ungelöste Stoffe im Zulauf und Auslauf der Filtration (24h-Mischproben)

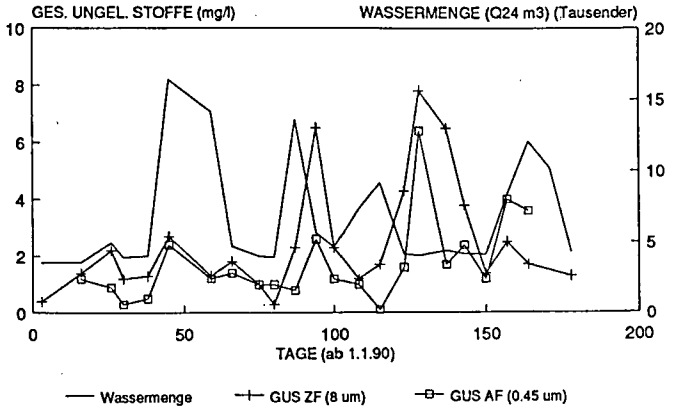
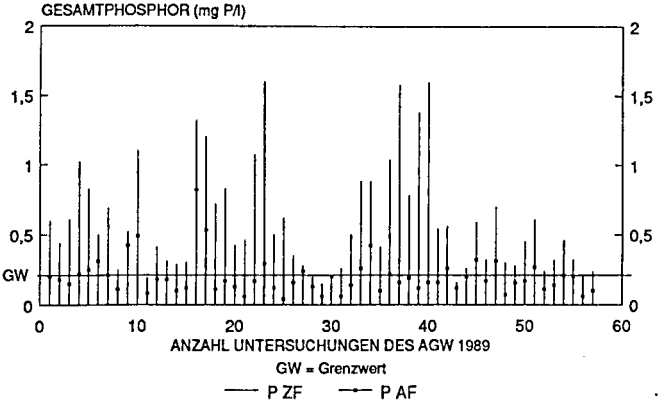


Abbildung 10: Gesamt-Phosphor und gesamte ungelöste Stoffe im Auslauf eines Oberflächenfilters

ALLE FILTERANLAGEN (Messungen 1989)
Phosphor im Zulauf und Auslauf
der Filtration (24h-Mischproben)



Ka1990/Alle Filter/ZF/AF/Q

ALLE FILTERANLAGEN
Ges. ungelöste Stoffe im Zulauf und Auslauf der Filtration (24h-Mischproben)

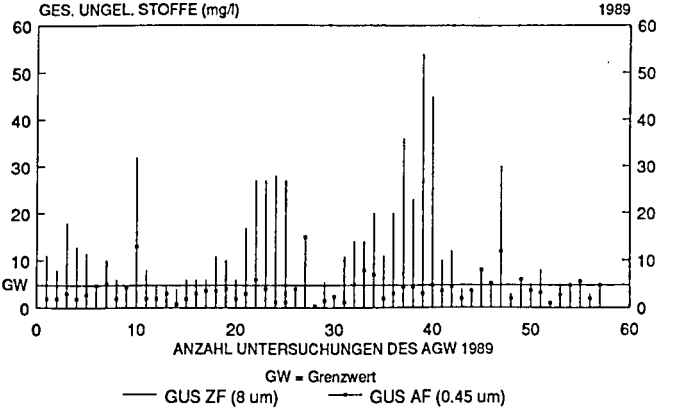


Abbildung 11: Messergebnisse 1989 sämtlicher Filteranlagen des Kantons Zürich chronologisch geordnet. Untersuchungen durch das kantonale Gewässerschutzlabor (je 4 Messungen bei Q < 2 Trockenwetter-Anfälle).

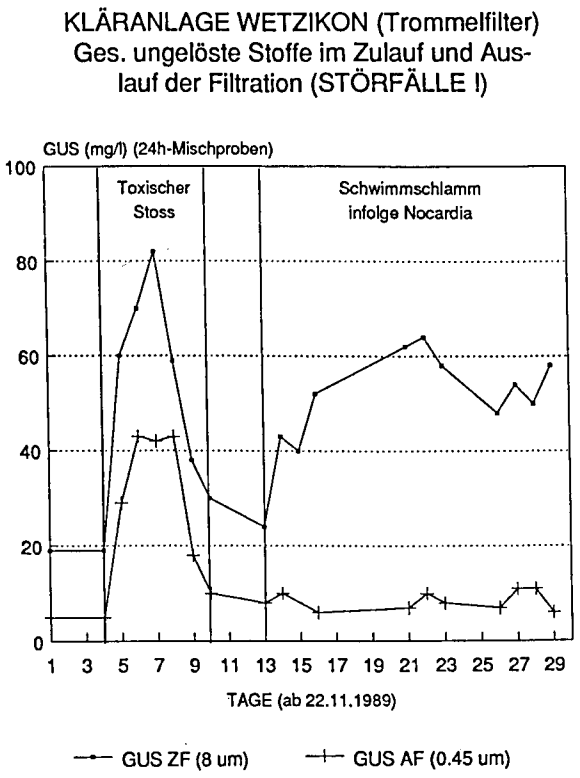


Abbildung 12: Reduktion der gesamten ungelösten Stoffe mit einem Trommelfilter bei hoher Feststoff-Belastung (Schlammabtrieb)

7. LITERATUR

BÜHRER H. und AMBÜHL H.:
Die Möglichkeiten einer Sanierung des Greifensee.
wasser energie luft, 3/4 1986

JOST B.: Filtrationsverfahren in der weitergehenden Abwasserreinigung.
Gas-Wasser-Abwasser 11/1986

KISSELEFF W. und SCHILD H.:
Betriebskosten von Kläranlagen mit Filtration im Kanton Zürich.
Gas-Wasser-Abwasser 11/1987

Dank: Der Dank des Hauptautors geht an seine geschätzten Mitarbeiter für Ihre Hilfsbereitschaft beim Zusammenstellen des Datenmaterials.

PHOSPHORENTFERNUNG MITTELS MAGNETABSCHEIDUNG

L. Prendl

1. EINLEITUNG

Die Anforderungen an die Abwasserreinigung sind heute in vielen Fällen bereits so hoch, daß mit biologischen Reinigungsverfahren nicht mehr das Auslangen gefunden werden kann. So manches innovative Unternehmen hat den steigenden Bedarf erkannt und Verfahren zur Nachbehandlung von biologisch gereinigtem Abwasser entwickelt. Eines dieser neuen Verfahren ist die Phosphorentfernung mittels Magnetabscheidung. Dieses Verfahren zur weitestgehenden Phosphorentfernung wurde im Oktober 1990 auf der Kläranlage Wien Blumental mit einer halbtechnischen Versuchsanlage erprobt. Die Versuche wurden vom niederländischen Erfinder (Patentinhaber des Verfahrens) in Zusammenarbeit mit einem österreichischen Kläranlagenausrüster durchgeführt. Die wissenschaftliche Betreuung und Überwachung oblag dem Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau der Technischen Universität Wien. Im gegenständlichen Beitrag wird das Verfahren generell vorgestellt und über die durchgeführten Untersuchungen berichtet.

2. FUNKTIONSPRINZIP DER MAGNET-ABSCHEIDEANLAGE

Der gelöste Phosphor wird mit den bekannten Fällungsreaktionen zu unlöslichen Fällungsprodukten übergeführt. Als Fällmittel kommen Kalk, sowie Eisen- und Aluminiumsalze in Frage. Um eine gute Flockenbildung zu erreichen wird noch ein anionisches Flockungsmittel zugesetzt. Dem zu behandelnden Wasser, in der Regel biologisch gereinigtes Abwasser, wird noch ein Magnetitpulver beigegeben. Der Magnetit wird so wie die Fällungsprodukte in die Schlammflocken eingelagert und verleiht diesen magne-

tische Eigenschaften. Das Wasser wird dann durch das Hochgradienten-Magnetabscheidesystem geleitet, wobei die Flocken im Magneten zurückgehalten werden. Nach einer bestimmten Laufzeit wird der Elektromagnet ausgeschaltet und der am Magnet angelagerte Schlamm abgelassen. In der Magnetitrückgewinnungsanlage werden die Flocken mechanisch zerstört und der Magnetit mit einem weiteren Magneten vom Schlamm getrennt.

3. BESCHREIBUNG DER VERSUCHSANLAGE

Die halbtechnische Versuchsanlage ist in einem Container untergebracht. Ein nur im Versuchsbetrieb erforderliches Absetzbecken und ein Schlammeindicker sind außerhalb des Containers aufgestellt und mit einer Schlauchleitung verbunden. Die Versuchsanlage ist im Container fertig installiert und braucht am jeweiligen Einsatzort nur an die erforderliche Strom- und Abwasserversorgung angeschlossen werden.

Der Container ist in drei Räume aufgeteilt. Im vorderen Raum befindet sich das zentrale Schaltpult für sämtliche Aggregate sowie der zentrale Stromanschluß und die Stromverteilung. Daneben ist noch ein Arbeitsplatz für die Bedienungsperson und ein Photometer vorhanden, daher können einfache Analysen an Ort und Stelle durchgeführt werden. Im mittleren Raum ist die Flockungsstation untergebracht. Es sind Misch- und Vorratsbehälter für Magnetitsuspension, Polymer, Kalk und Metallsalz vorhanden, wobei aber nur die für Kalk und Magnetit mit einen Rührwerk ausgestattet sind. Auf jeden Behälter ist eine Dosierpumpe mit fix installierter Leitung zum Flockungsrohr aufgesetzt. Sämtliche Dosierleitungen können umschaltbar über ein Durchflußmeßgerät geführt werden. Der Flockungsreaktor ist ein Rohr mit einem Innendurchmesser von 110 mm und einer Länge von etwa 39 m, gemessen von der ersten Dosierstelle bis zum Einlauf in den Magneten. Die Anlage ist auf einen Durchsatz von 10 bis 20 m^3/h konzipiert. Bei einem Durchsatz von 15 m^3/h ergibt sich eine theoretische Aufenthaltszeit von 90 Sekunden. Das Flockungsrohr besitzt kurz vor dem Einlauf in den Magneten

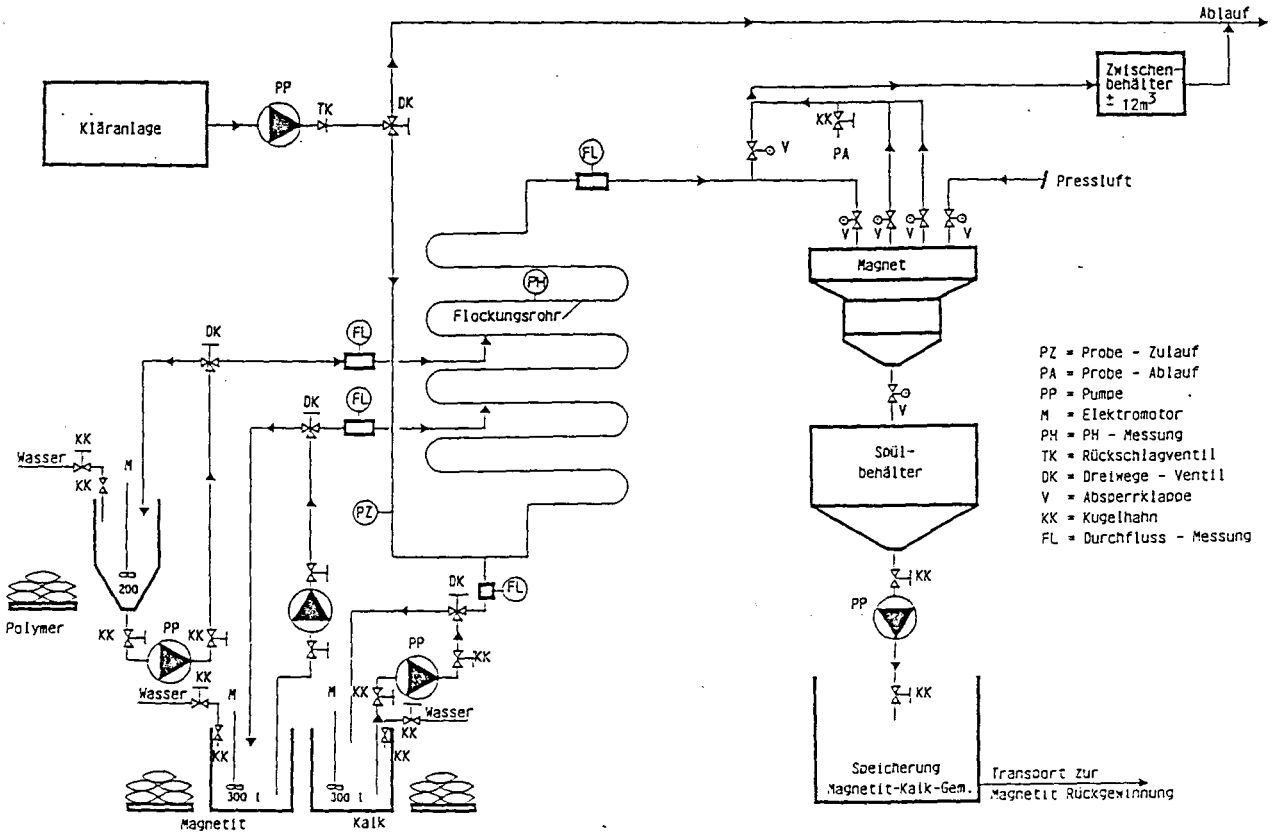


Abb. 1: Fließschema der Versuchsanlage

ein durchsichtiges Rohrstück damit die Flockenbildung beobachtet werden kann und ist außerdem mit einer Durchflußmessung ausgestattet. Im hinteren Abteil ist neben dem Herzstück der Anlage, dem Magnetseperator, ein Kompressor angebracht. Die Druckluft wird zum Spülen des Magnetseperators benötigt.

Der Hochgradientenmagnet wurde von der Firma SMIT, Nymegen, extra für die Abwasserreinigung entwickelt. Die Besonderheit an diesem Magnetabscheider ist, daß der eigentliche Trennraum außerhalb der Erregerspule liegt. Um den Kern ist, in einem Metallgehäuse gekapselt, die Erregerspule angeordnet. Ein Teil des erzeugten magnetischen Flusses wird vom Kern über das äußere Gehäuse geleitet. Der Hauptteil des magnetischen Flusses passiert den Trennraum über den Stabmatrixfilter. Der Stabmatrixfilter ist kein Filter im herkömmlichen Sinn, sondern er dient zur Erzeugung eines Feldgradienten und zur Anlagerung der magnetischen Teilchen.

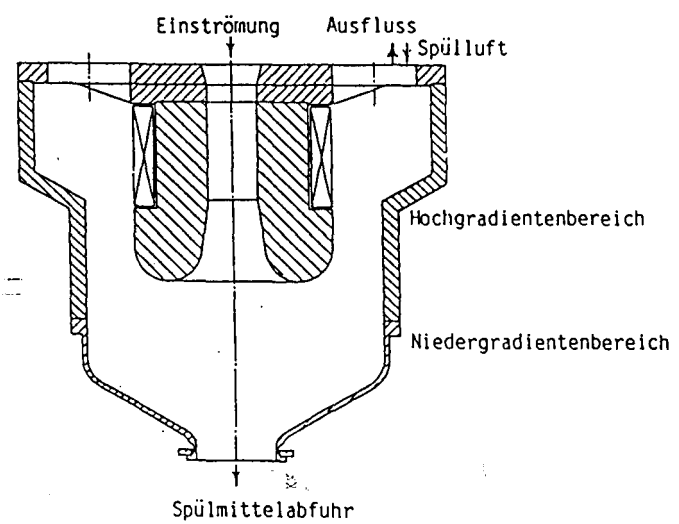


Abb. 2: Schematischer Querschnitt durch den Magneten

Das Abwasser wird von oben durch den Kern zentral zugeleitet und fließt von unten nach oben durch den ausserhalb des Kernes und der Erregerspule liegenden Stabmatrixfilter, dem eigentlichen Trennraum. Nach einer bestimmten Laufzeit ist die Stabmatrix so weit mit Schlamm belegt, daß es zu einem unzulässig hohen Austrag von Schwebstoffen kommt. Dann wird der Magnet ausgeschaltet und das Zulaufventil geschlossen. Mit dem oberhalb des Filters befindlichen Wasser und mit Druckluft wird dieser gespült, der Schlamm durch die am Boden befindliche Ablaßöffnung abgelassen und in den Eindickbehälter gepumpt.

4. VERSUCHSDURCHFÜHRUNG

4.1 Allgemeines

Die Magnetabscheideanlage wurde auf dem Gelände der Kläranlage Wien Blumental aufgestellt. Die Beschickung der Anlage erfolgte mit dem Ablauf der Nachklärbecken der Kläranlage Blumental. Die Kläranlage Blumental liegt im Süden von Wien und behandelt ca 10% des in Wien anfallenden Abwassers. Sie ist als Belebungsanlage ohne Vorklärung ausgeführt. Das Abwasser (ca. 60.000 m^3/d) wird nach Rechen und Sandfang direkt der Belebung zugeführt. Die Belebungsbecken haben ein Volumen von 12.000 m^3. Die Sauerstoffzufuhr erfolgt mit Mammutrotoren. Derzeit erfolgt keine Chemikalienzugabe zur Phosphorfällung. Der anfallende Überschußschlamm wird zur weiteren Behandlung der Hauptkläran-

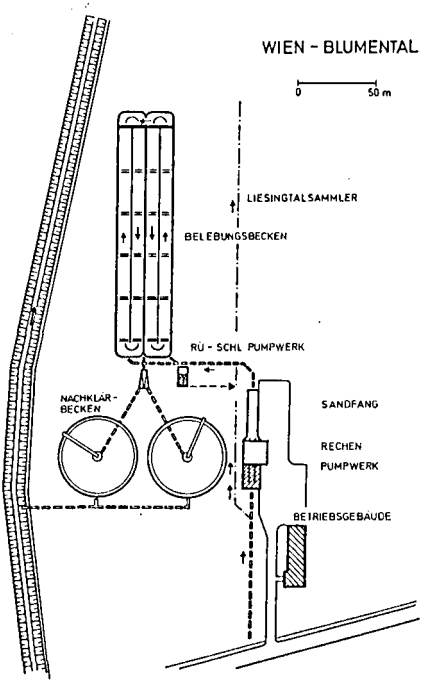


Abb. 3: Lageplan der KA Blumental

lage zugeleitet. Im Einzugsgebiet der Kläranlage liegen eine Reihe von abwasserintensiven Industriebetrieben (Konservenindustrie, Speisefetterzeugung, Textilbetriebe, Färbereien, Druckereien und andere). Nach einer groben Abschätzung dürfte etwa 50% des in der Kläranlage gereinigten Abwassers industriellen Ursprunges sein. Die Phosphorkonzentration in den Industrieabwässern ist zum Teil sehr niedrig. Dies ist auch die Ursache, warum die Phosphorkonzentrationen im Ablauf der Kläranlage während der Versuche nur zwischen 1,5 und 5,0 mg/l lagen.

Die Versuchsdurchführung erfolgte chargenweise in sogenannten Zyklen, wobei ein Zyklus der Laufzeit bis zum erforderlichen Abschalten des Magneten und Ablassen des Schlammes entspricht. Die erforderlichen Schaltungen können auf der Pilotanlage nur von Hand erfolgen. Da während der Versuche ständig eine Bedienungsperson erforderlich ist, wurden sie ausschließlich in der Zeit von 8^{00} bis 17^{00} durchgeführt.

Die Untersuchungen gliedern sich in zwei Abschnitte. Bei den sogenannten Vorversuchen wurden die Chemikalienmengen variiert, um abzuschätzen, bei welchen Einsatzmengen die günstigsten Ablaufergebnisse erzielt werden können. Bei den Dauerversuchen wurden an einem Tag mehrere Versuchsläufe mit annähernd den selben Bedingungen durchgeführt. Von jedem Versuchslauf wurden PO_4-P im Zulauf und Ablauf der Magnetseperationsanlage sowie der Magnetitgehalt im Ablauf gemessen.

4.2 Probenahme

Die Zulaufprobe für den jeweiligen Zyklus wurde etwa in der halben Laufzeit aus dem Ablauf der Kläranlage entnommen. Bei den aus mehreren Zyklen bestehenden Dauerversuchen wurden bei jedem Lauf eine konstante Probemenge in ein Sammelgefäß gefüllt und daraus am Abend des jeweiligen Versuchstages die Zulaufmischprobe entnommen.
Ein Teilstrom des Ablaufes aus der Versuchsanlage wurde ständig zur Probenahmestelle in den mittleren Raum des Containers gepumpt. Während jedes Versuchslaufes wurden nach 5, 10, 15 und

20 Minuten Laufzeit eine Probe konstanter Menge entnommen und zu einer Mischprobe für den entsprechenden Zyklus vereinigt. Für die Dauerversuche wurde ein Teil der Zyklusmischproben zu einer Tagesmischprobe vereinigt.

4.3 Eingesetzte Chemikalien

Für die Posphorentfernung mit Magnetseperation ist der Einsatz von Fällungs- und Flockungsmittel sowie Magnetit erforderlich. Als Fällmittel wurden Kalk ($Ca(OH)_2$), Eisenchlorid ($FeCl_3$), und Aluminiumsulfat ($Al_2(SO_4)_3$. 18 H_2O) eingesetzt. Als Flockungsmittel wurde ein anionisches Polymer (PRAESTOL 2540) verwendet. Als magnetischer Träger wurde ein Magnetit mit einer Mahlfeinheit von 0 - 0,063 mm verwendet, dieser wird vom Lieferanten als Schweißzusatzstoff deklariert.

5. VORVERSUCHE

Zur Ermittlung der günstigsten Reaktionsbedingungen bei der gegebenen Wasserqualität wurde eine Reihe von Vorversuchen durchgeführt. Im Speziellen sollten die optimalen Dosiermengen von Polyelektrolyt und Fällmittel ausgelotet werden.

5.1 Vorversuche mit Kalkfällung

In Tabelle 1 sind die Daten der Vorversuche mit Kalkfällung zusammengefaßt. Die Laufzeit für den Zyklus 1 betrug 35 Minuten, die Versuchsläufe 8 und 12 wurden nach 42 Minuten beendet. Die übrigen Zyklen wurden nach jeweils 20 Minuten beendet. Die Beschickung der Versuchsanlage war bei Zyklus 23 20 m^3/h sonst immer 15 m^3/h. Die Magnetitdosierung betrug bei allen Versuchen 1,0 g/l. Eine Variation der Magnetitmenge wurde vom Betreiber der Versuchsanlage als nicht notwendig angesehen, da es zurückgewonnen werden kann.

Tabelle 1: Daten der Vorversuche mit Kalkfällung *)

Datum	Zyklus	Polymer mg/l	$Ca(OH)_2$ mg/l	pH	PO_4-Pzu mg/l	PO_4-Pab mg/l
1. 10	1	2,0	300	10,0	3,70	0,20
1. 10	2	2,0	207	9,4	4,10	0,64
2. 10	3	2,0	150	9,6	1,60	0,80
2. 10	4	2,0	200	10,0	1,60	0,34
2. 10	5	2,0	250	10,3	1,60	0,21
2. 10	6	2,0	300	10,7	1,90	0,15
2. 10	7	2,0	150	9,6	1,90	0,78
2. 10	8	2,0	250	10,1	2,60	0,23
2. 10	9	1,0	250	10,0	2,60	0,35
2. 10	10	0,5	273	10,1	3,30	0,46
4. 10	22	1,0	350	10,1	3,60	0,28
4. 10	23	1,0	320	9,9	3,60	0,40
5. 10	24	1,0	300	10,1	1,40	0,27

*) PO_4-P Werte wurden mit einem photometrischen Verfahren auf der Versuchsanlage bestimmt.

Zur Ermittlung der günstigsten Reaktionsbedingungen wurde eine Reihe von Vorversuchen durchgeführt. Es war das Hauptziel der Vorversuche, die bei der in Blumental gegebenen Wasserqualität (besonders Karbonathärte) erforderliche Kalkdosierung für die Einstellung bestimmter pH-Werte zu ermitteln. Daneben sollte auch die optimale Dosiermenge des Polyelektrolyten ermittelt werden.

Bei den Vorversuchen wurde die Kalkdosierung so gewählt, daß pH-Werte von 9,4 bis 10,7 erreicht wurden. Die Polymerdosierung wurde zwischen 0,5 und 2,0 mg/l variiert. Der Zusammenhang zwischen pH-Wert und PO_4-P Ablaufwerten ist in Abbildung 4 deutlich erkennbar. Bei einem pH-Wert von 10,7 liegt der PO_4-P Ablaufwert bei 0,15 mg/l und steigt bei einem pH-Wert von 9,4 auf 0,8 mg/l an.

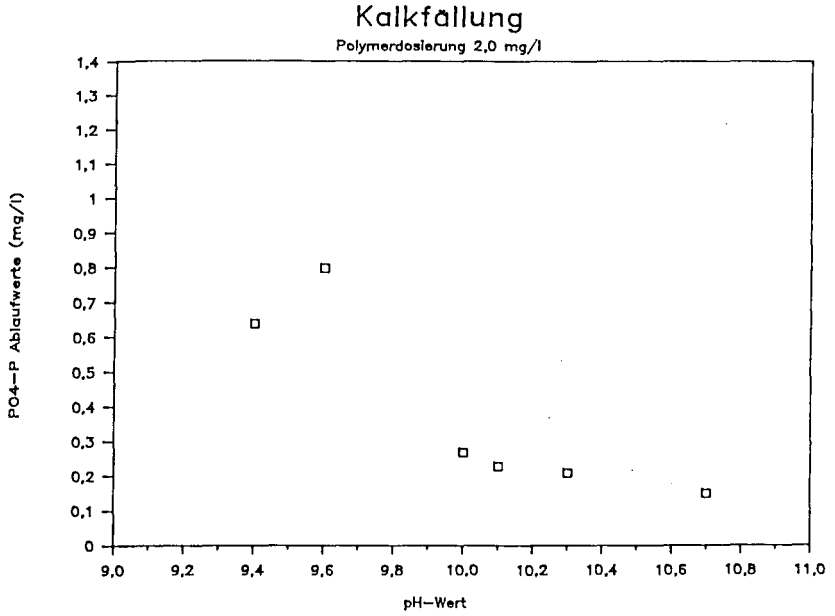


Abb. 4: Po_4-P Ablaufwerte bei verschiedenen pH- Werten und sonst gleichen Vesuchsbedingungen

Bei den Versuchsläufen 8-10 wurde die Polymerdosierung zwischen 0,5 und 2,9 mg/l variiert und der pH-Wert etwa bei 10,1 konstant gehalten. Auch hier ist ein deutlicher Zusammenhang zwischen Dosiermenge und PO_4-P Ablaufwerten erkennbar (Abbildung 5). Bei 0,5 mg/l lag der PO_4-P Ablaufwert bei 0,46 mg/l und bei 2,0 mg/l Polymer wurde ein PO_4-P Ablaufwert von 0,23 mg/l erreicht.

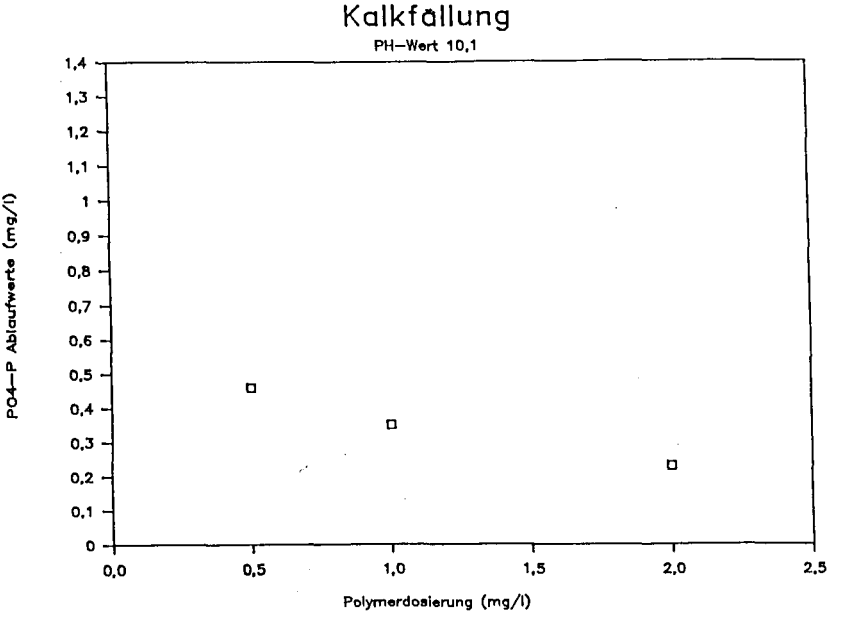


Abb. 5: PO_4-P Ablaufwerte in Abhängigkeit von der Polyelektrolytdosierung bei sonst gleichen Versuchsbedingungen

5.2 Vorversuche mit Eisenchloridfällung

In Tabelle 2 sind die Daten der Vorversuche mit Eisenchloridfällung zusammengefaßt. Die Laufzeit für den Zyklus 12 betrug 42 Minuten, die übrigen Versuchsläufe wurden nach 20 Minuten beendet. Die Beschickung der Versuchsanlage war immer 15 m^3/h. Die Magnetitdosierung beträgt bei allen Versuchen 1,0 g/l.

Tabelle 2: Daten der Vorversuche mit Eisenfällung*)

Datum	Zyklus	Polymer mg/l	Fe^{3+} mg/l	Fe/PO^4-P mol/mol	PO_4-Pzu mg/l	PO_4-Pab mg/l
3. 10	11	1,0	10	3,2	1,80	0,45
3. 10	12	1,0	22	4,7	2,60	0,15
3. 10	13	1,0	8	1,7	2,80	1,25
3. 10	14	1,0	19	3,0	3,50	0,40
3. 10	15	2,0	20	3,0	3,70	0,31
4. 10	16	2,0	8	3,0	1,50	0,28
4. 10	17	1,0	8	3,0	1,50	0,37
4. 10	18	0,5	9	3,0	1,60	0,50
4. 10	19	1,0	14	4,0	2,00	0,19
4. 10	20	1,0	8	2,0	2,20	0,77
4. 10	21	1,0	14	3,0	2,60	0,35

*) PO_4-P Werte wurden mit einem Photometrischen Verfahren auf der Versuchsanlage bestimmt.

In einer Serie von Vorversuchen mit Eisenchlorid als Fällmittel wurden ebenfalls die Fällungs- und Flockungsmittelmengen variiert. Wie zu erwarten war, hatte die spezifische Eisendosierung (mol Eisen pro mol P) einen signifikanten Einfluß auf die Konzentration von gelöstem Phosphor im Ablauf, was durch den Chemismus der Fällung bzw. durch die Beeinflussung des Löslichkeitsproduktes durch eine Überdosierung eines Fällungspartners, erklärt werden kann. Die niedrigste Ablaufkonzentration von 0,15 mg/l PO_4-P konnte bei einem Molverhältnis von 4,7 erzielt werden. Bei einem Molverhältnis von 1,7 stieg der PO_4-P Wert im Ablauf auf 1,25 mg/l (Abbildung 6). Ebenso deutlich konnte der Einfluß der Polyelektrolytzugabe demonstriert werden. Bei sonst gleichen Fällungsbedingungen mit einem Molverhältnis von 3 wurden bei 2 mg Polyelektrolyt 0,28 mg/l PO_4-P gemessen, bei 1 mg/l Polyelektrolyt ergab sich 0,37 und bei 0,5 mg Polyelektrolyt 0,50 mg/l gelöster Phosphor im Ablauf (Abbildung 7). Auch in diesem Fall müssen die optimalen

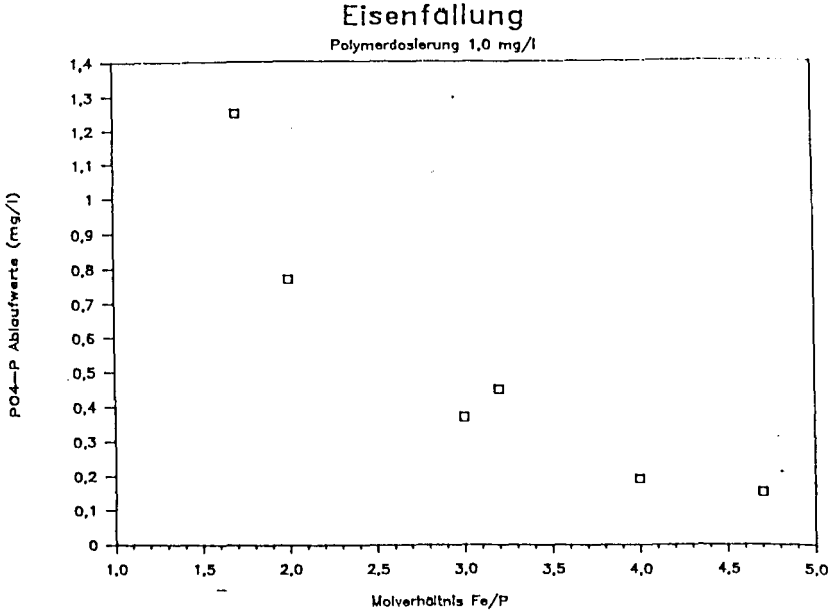


Abb. 6: PO_4-P Ablaufwerte in Abhängigkeit vom molaren Fe/P Verhältnis bei sonst gleichen Versuchsbedingungen

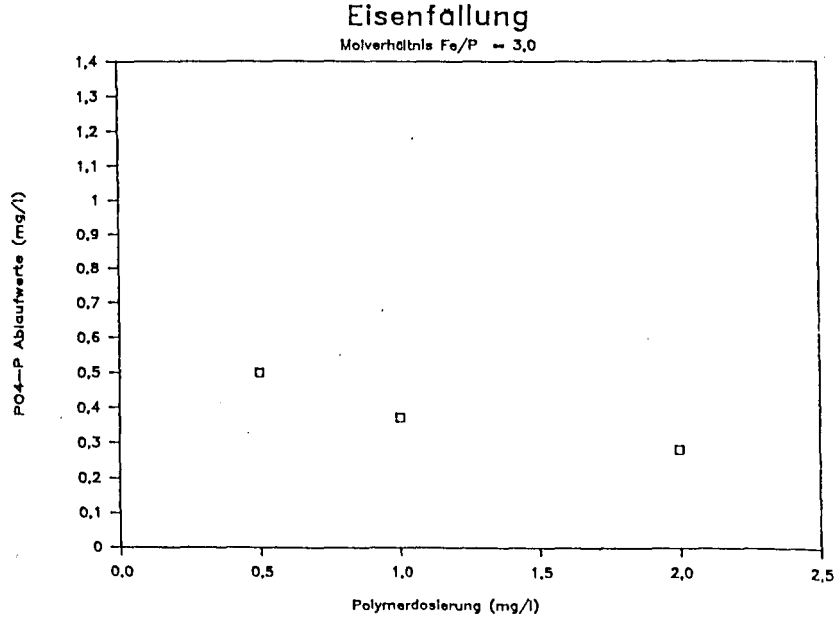


Abb. 7: PO_4-P Ablaufwerte in Abhängigkeit von der Polymerdosierung bei sonst gleichen Versuchsbedingungen

Fällungsbedingungen bzw. die minimalen Kosten für die Fällung im einzelnen Anwendungsfall gegeneinander abgewogen werden.

5.3 Vorversuche mit Aluminiumsulfatfällung

In Tabelle 4 sind die Daten der Vorversuche mit Aluminiumsulfatfällung zusammengefaßt. Die Versuchslaufzeiten betrugen 15 - 20 Minuten. Die Beschickung der Versuchsanlage war immer 15 m^3/h. Die Magnetitdosierung beträgt bei allen Versuchen 1,0 g/l.

Tabelle 3: Daten der Vorversuche mit Aluminiumsulfatfällung*)

Datum	Zyklus	Polymer mg/l	Al^{3+} mg/l	Al/PO^4-P mol/mol	PO_4-Pzu mg/l	PO_4-Pab mg/l
23. 10	85	1,0	6,5	2,6	2,50	0,18
23. 10	86	1,0	4,4	1,8	2,50	0,43
23. 10	87	1,0	2,4	0,9	2,70	1,28
23. 10	88	1,0	6,3	2,2	2,90	0,28
23. 10	89	0,5	6,7	2,2	3,10	0,37

*) PO_4-P Werte wurden mit einem photometrischen Verfahren auf der Versuchsanlage bestimmt.

Aus Zeitmangel wurde bei der Zugabe von Aluminiumsulfat nur eine Serie von Vorversuchen durchgeführt. Auch bei diesen Versuchen wurde die Zugabemenge von Aluminium und Polymer variiert. Die Ergebnisse zeigen auch im Falle der Fällung mit Aluminium den erwarteten Zusammenhang, die Erhöhung des molaren Verhältnisses Aluminium zu Phosphor erbrachte eine deutliche Verbesserung der Ablaufergebnisse. So wurden bei einem molaren Verhältnis von 2,6 0,18 mg/l gelöster Phosphor im Ablauf erhalten. Bei einem molaren Verhältnis von 0,9 stieg dieser Wert auf 1,28 mg/l PO_4-P. Ebenso konnte der Effekt der Flockungsmittelzugabe verdeutlicht werden. Bei sonst gleichen Fällungsbedingungen wurde mit 1 mg/l Polymer 0,28 mg/l gelöster Phosphor erhalten, bei 0,5 mg Polyelektrolyt stieg dieser Wert auf 0,37 mg/l an. Auch im Falle der Aluminiumsulfatzugabe muß also im jeweiligen Fall entschieden werden, wie für die Einhaltung von

optimalen Ablaufergebnissen und minimalen Kosten hinsichtlich der Dosierung von Fällungs- bzw. Flockungschemikalien vorgegangen werden soll.

6. DIE VERÄNDERUNG DER ABLAUFGÜTE INNERHALB EINES VERSUCHSLAUFES

Beim Zyklus 8 und 12 wurden in kurzen Zeitabständen Ablaufproben gezogen und davon die Magnetit- und PO_4-P -Gehalte bestimmt, um die Ablaufgüte innerhalb eines Versuchslaufes beurteilen zu können.

Zyklus 8:	Datum	2. 10. 1990
	Durchsatzmenge	15 m^3/h
	Laufzeit	48 min
	Magnetitdosierung	1 g/l
	Kalkdosierung	250 mg/l
	Polymerdosierung	2 mg/l
	PO_4-P_{zu}	2,98 mg/l
	pH-Wert Zulauf	7,7
	pH-Wert Ablauf	10,1

Beim Versuchszyklus 8 wurden in kurzen Zeitabständen Ablaufproben gezogen und deren Gehalt an Magnetit und PO_4-P bestimmt. Aus Abbildung 8 ist ersichtlich, daß der Gehalt an gelöstem Phosphor im Ablauf der Versuchsanlage während des ganzen Versuchslaufes 8 unter 0,1 mg/l lag. In Abbildung 9 ist der Verlauf des Magnetitverlustes dargestellt. Die Ablaufwerte betrugen in den ersten 15 Minuten etwa 20 bis 25 mg/l, um danach auf 10 mg/l zurückzugehen. Erst nach etwa 45 Minuten stiegen die Werte über 50 mg/l an. Zu diesem Zeitpunkt war also das Rückhaltevermögen des Magneten erschöpft.
Bei diesen Bedingungen wäre eine Zykluslaufzeit von etwa 35 bis 40 Minuten möglich. Um jedoch in der gegebenen Zeit möglichst viele Versuche unterzubringen, wurde die Laufzeit der meisten Versuche mit 20 Minuten festgelegt.

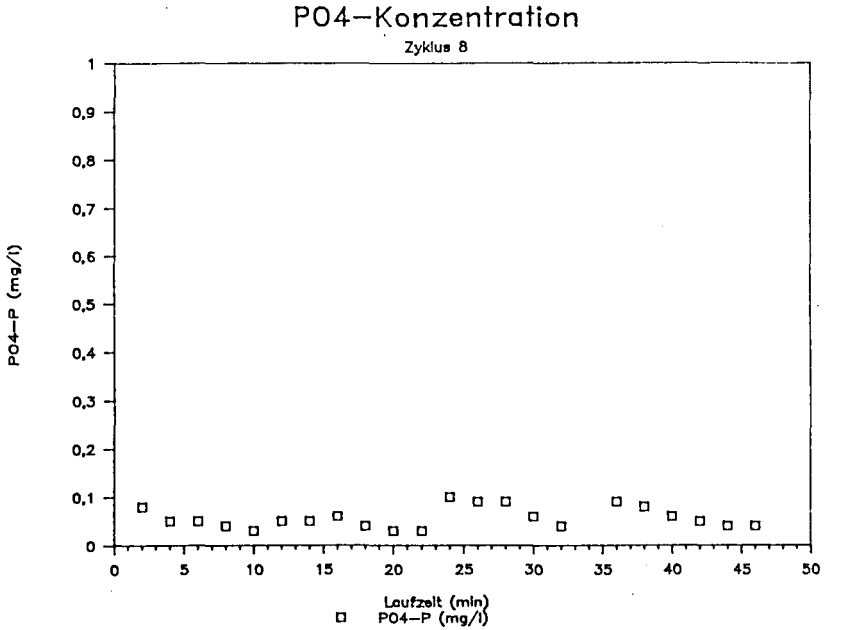


Abb. 8: Veränderung des Po_4-P Ablaufwertes innerhalb des Versuchslaufes 8

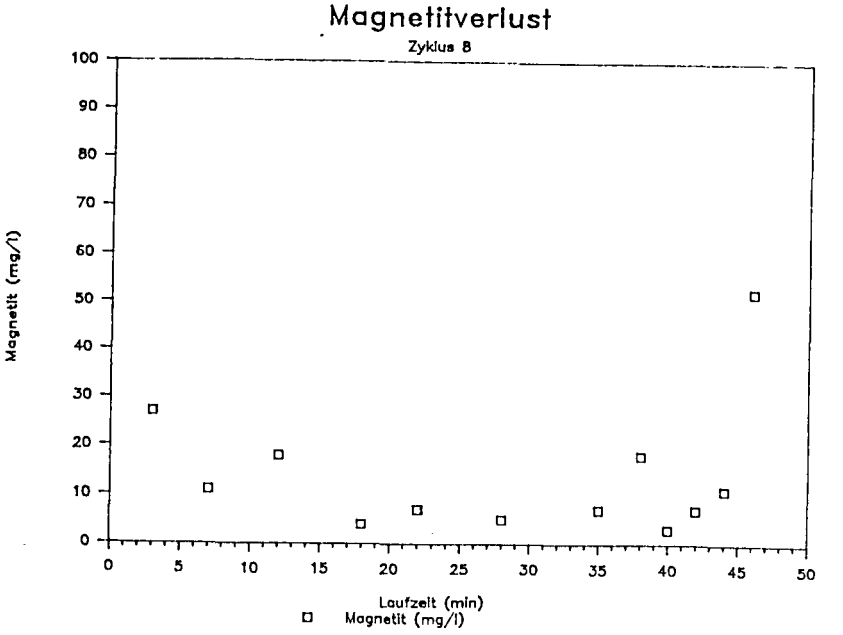


Abb. 9: Verlauf des Magnetitaustrages bei Zyklus 8

Zyklus 12:

Datum	3.10. 1990
Durchsatzmenge	15 m^3/h
Laufzeit	40 min
Magnetitdosierung	1 g/l
Eisenchloriddosierung	64 mg/l
Polymerdosierung	1 mg/l
PO_4-P_{zu}	2,98 mg/l
pH-Wert Zulauf	7,7
pH-Wert Ablauf	7,1

Die Abbildung 10 zeigt den Verlauf der PO_4-P Ablaufkonzentration. Der Verlauf der Magnetitablaufkonzentration von Zyklus 12 ist in Abbildung 11 zu sehen.

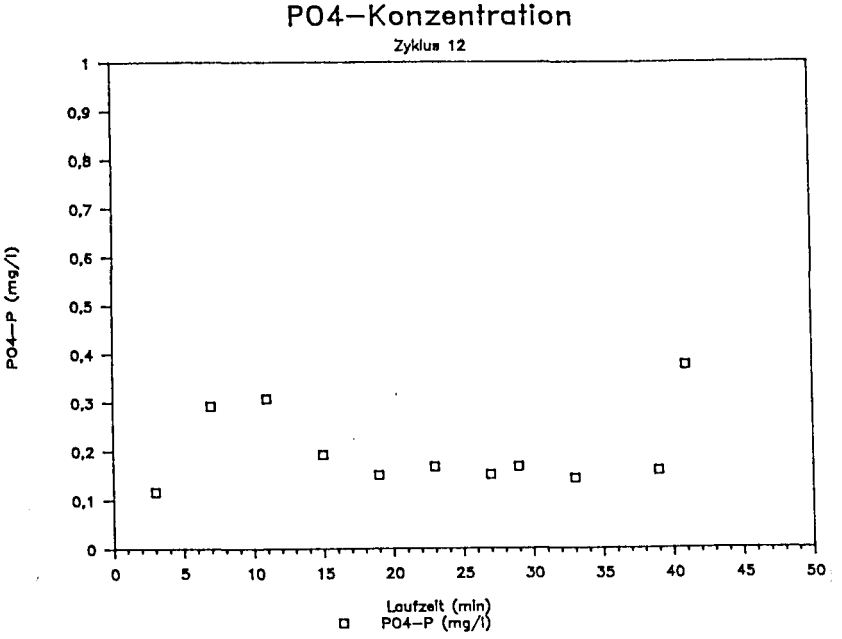


Abb. 10: Veränderung des Po_4-P Ablaufwertes innerhalb des Versuchslaufes 12

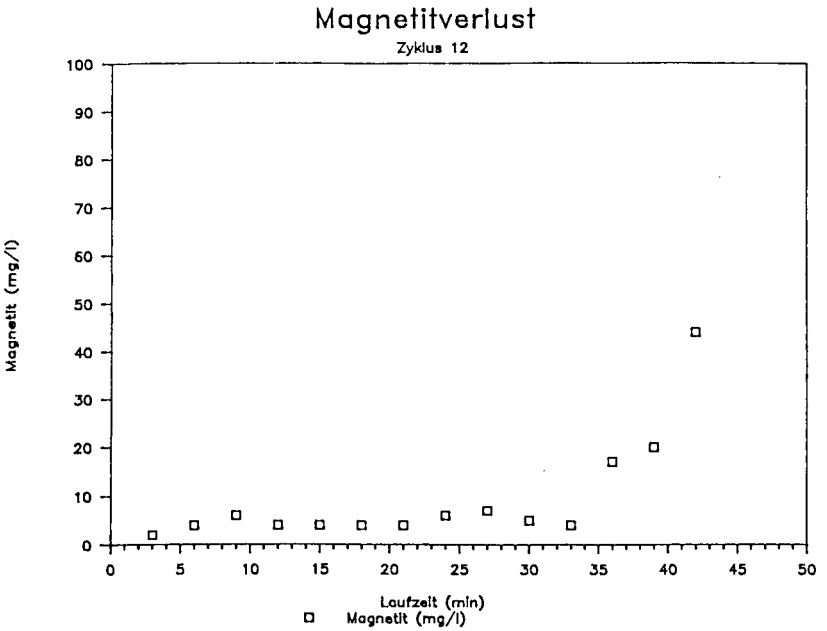


Abb. 11: Verlauf des Magnetitaustrages bei Zyklus 12

7. DAUERVERSUCHE

Um zu überprüfen, ob die Versuchsergebnisse reproduzierbar sind, wurden Dauerversuche durchgeführt. Dabei wurden an einem Tag mehrere Versuchsläufe mit annähernd denselben Versuchsbedingungen, d.h. bei Kalkfällung mit gleichem pH-Wert und gleicher Polymerdosierung, bei Fällung mit Metallsalzen mit gleichem Molverhältnis von Metallsalz zu gelöstem Phosphor und gleicher Polyelektrolytdosierung, durchgeführt.

Insgesamt wurden fünf Dauerversuche mit Kalkfällung und vier Dauerversuche mit Eisenchloridfällung durchgeführt. Beispielhaft werden die detaillierten Daten für je einen Dauerversuch mit Kalkfällung und Eisenfällung angeführt.

7.1 Dauerversuche mit Kalkfällung

Dauerversuch 1:

Datum: Montag, 8. 10. 1990
Zyklen: 25 - 32
Zyklendauer: Zyklus 25, 26, 27 und 29 20 Minuten
Zyklus 28, 30, 31 und 32 19 Minuten

Angestrebter pH-Wert: 10,5
Kalkdosierung: 357 - 400 mg/l
Polymerdosierung: 1 mg/l
Magnetitdosierung: 1 g/l
Durchfluß: 15 m^3/h

Tabelle 4: Zyklendaten Dauerversuch 1

Zyklus	$Ca(OH)_2$ mg/l	pH -	TOCzu mg/l	TOCab mg/l	PO_4-Pzu mg/l	PO_4-Pab mg/l
25	398	10,5	19	12	2,02[1)] 2,10	0,02[1)] 0,12
26	391	10,6	20	15	2,02 -	0,02 0,14
27	374	10,5	18	-	2,23 2,30	0,02 0,15
28	377	10,5	19	17	2,64 2,30	0,02 0,15
29	377	10,6	20	-	2,95 -	0,02 0,12
30	368	10,5	19	13	2,86 -	0,02 0,13
31	368	10,5	20	13	3,33 3,50	0,02 0,13
32	357	10,4	20	15	3,71 3,90	0,02 0,12

1) Der jeweils obere Wert wurde im Labor, der jeweils untere auf der Versuchsanlage bestimmt.

In Tabelle 4 sind die Daten des Dauerversuches 1 zusammengestellt. Bei jedem Versuchslauf wurde die PO_4-P Konzentration im Zulauf und Ablauf der Versuchsanlage sowohl vorort, wenige Minuten nach der Probenahme, als auch am nächsten Tag im Labor bestimmt. Wie aus Tabelle 4 ersichtlich, stimmen die Analysewerte der Zulaufproben recht gut überein. Bei den Ablaufproben liegen die im Labor ermittelten PO_4-P Werte deutlich unter den sofort vorort bestimmten. Eine Erklärung hiefür hängt mit dem Meßzeitpunkt für diese Proben zusammen. Bei den für die Dauerversuche eingestellten Versuchsbedingungen mit pH-Werten um ca. 10 kam es im Verlauf der Lagerungszeit bis zur Analyse zu weiteren Ausfällungsreaktionen. Die Fällungsreaktion war demnach bei der Messung vorort noch nicht gänzlich abgeschlossen, wogegen sie bei der Messung im Labor weitgehend zu Ende geführt war. Eine wesentlich bessere Übereinstimmung mit den vorort gemessenen PO_4-P Werten ergaben die Ges-P Werte, die ebenfalls im Labor gemessen wurden. Bei diesen Werten sind neben den partikulär- bzw. gelöst vorliegenden organischen Phosphorverbindungen auch die zwischenzeitlich aufgetretenen Ausfällungen an Kalziumphosphat mitenthalten.
Nach Bereinigung dieser scheinbaren Unstimmigkeiten bei den Analyseergebnissen kann aus den Dauerversuchen eindeutig geschlossen werden, daß bei gleichem pH-Wert und gleicher Polyelektrolytdosierung annähernd gleiche Phosphorablaufwerte erreicht werden (z.B. Dauerversuch 1: pH-Wert von 10,5, Polymerdosierung 1,0 mg/l, PO_4-Ablaufwert 0,12 bis 0,15 mg/l). Auch bei Versuchen, die an verschiedenen Tagen mit gleichen Randbedingungen durchgeführt wurden, war diese Übereinstimmung gegeben.

Der für die Kalkfällung entscheidende Parameter ist der pH-Wert. Die zur Erreichung eines bestimmten pH-Wertes erforderliche Kalkmenge hängt im wesentlichen von der Karbonathärte des Wassers ab. Die im Ablauf einer biolgischen Kläranlage üblicherweise vorhandene PO_4-P Konzentration von etwa 3 bis 10 mg/l hat auf die erfordeliche Kalkdosierung nur einen unwesentlichen Einfluß. Durch die Zugabe von Kalkhydrat kommt es zu einer Ausfällung von Kalziumkarbonat mit dem im Wasser vorhandenen

Tabelle 5, Teil a: Zusammenstellung der Dauerversuche

Dauer vers. Nr.	Datum	$Ca(OH)_2$ (mg/l)	Fe^{3+} (mg/l)	Poly-mer (mg/l)	pH	Fe/P mol/ mol	SS (mg/l)		COD (mg/l)		TOC (mg/l)		BSB_5 (mg/l)	
							ZUL	ABL	ZUL	ABL	ZUL	ABL	ZUL	ABL
1	8. 10.	376		1,0	10,5		8	152	47	30	28	13	5	2
2	9. 10.		6,9	1,0		3,0	8	14	52	41	27	24	4	2
3	10. 10.	314		1,0	10,1		7	108	57	50	37	37	4	2
4	11. 10.	231		1,0	9,7		14	55	59	47	28	24	4	2
5	12. 10.	255		0,5	10,1		11	136	56	44	27	23	5	1
6	13. 10.	242		1,0	10,1		15	107	54	43	33	19	3	1
7	14. 10.		12,7	1,0		3,0	7	10	49	36	22	20	4	1
8	15. 10.		15,2	1,0		4,0	9	11	56	45	32	19	3	-
9	16. 10.		10,1	1,0		2,5	-	11	66	52	29	22	3	6

Tabelle 5, Teil b:

Dauer vers. Nr.	Datum	PO_4-P (mg/l)		Ges-P (mg/l)		NH_4-N(mg/l)		NO_3-N (mg/)		TKN (mg/l)		Ext. 260 nm		Ext.400 nm	
		ZU	ABL	ZUL	ABL	ZUL	ABL	ZUL	ABL	ZUL	ABL	ZU	ABL	ZUL	ABL
1	8. 10.	2,69	0,03	2,95	0,21	22,7	19,3	0,4	0,4	26,3	23,7	1,08	0,84	0,19	0,12
2	9. 10.	1,17	0,31	1,56	0,38	12,9	12,9	2,4	2,4	15,8	14,7	1,24	1,18	0,21	0,19
3	10. 10.	2,16	0,11	2,43	0,21	12,9	11,5	3,2	3,2	16,2	13,9	1,08	0,84	0,19	0,12
4	11. 10.	1,98	0,09	2,45	0,21	9,3	7,8	7,1	7,4	12,7	11,0	1,45	1,21	0,25	0,19
5	12. 10.	2,41	0,05	2,74	0,27	6,4	5,5	8,4	8,4	-	-	1,41	1,15	0,25	0,18
6	13. 10.	2,37	0,04	2,67	0,18	4,5	4,0	9,8	10,0	-	-	1,49	1,10	0,27	0,16
7	14. 10.	2,41	0,27	2,63	0,40	1,7	1,5	16,7	16,1	-	-	1,35	1,18	0,23	0,15
8	15. 10.	1,91	0,10	2,39	0,30	8,9	8,7	15,3	14,5	-	-	1,53	1,29	0,27	0,17
9	16. 10.	2,11	0,49	2,52	0,73	6,8	6,5	6,2	6,0	-	-	1,66	1,51	0,30	0,23

Kalziumbikarbonat (Karbonathärte). Erst nachdem diese Reaktion weitgehend zum Abschluß gekommen ist, kann die Alkalität des zugegebenen Kalkhydrates voll wirksam werden. Die bei den verschiedenen Versuchen gemessene Karbonathärte lag zwischen 15 und 17° deutscher Härte (etwa 5 - 6 mmol/l HCO_3^-). Der Verbrauch an Fällmittel (Kalk) und die damit anfallenden Kosten sind zum überwiegenden Teil von der Karbonathärte, aber kaum von der Phosphatkonzentration abhängig. Als Beispiel kann der Dauerversuch 1 (Tabelle 4) genannt werden, wo eindeutig eine gegenläufige Tendenz zwichen PO_4-P Zulaufkonzentration und Kalkverbrauch bei gleichem pH-Wert und annähernd gleicher PO_4-P Ablaufkonzentration, zu erkennen ist.

Bei allen Dauerversuchen mit Kalkfällung wurde ein Ges-P Ablaufwert unter 0,3 mg/l erreicht (Tabelle 5), wobei mit höherem Einsatz an Fällungs- und Flockungsmitteln noch niedrigere Werte möglich sind.

Bei den organischen Parametern CSB, TOC und BSB_5 tritt durch die Kalkbehandlung eine deutliche Verbesserung der Ablaufergebnisse ein. Die Verbesserung der Ablaufqualität lag beim COD bei ca. 20%, beim TOC tritt eine relativ große Streuung der Verbesserung auf, bei einzelnen Versuchsläufen ist im Ablauf nur mehr 50% der im Zulauf der Anlage vorhandenen organischen Verunreinigung vorhanden. Ebenso deutlich ist auch die Verbesserung des BSB_5, wo im Ablauf Werte zwischen 1,0 und 2,0 mg/l festgestellt wurden. Zum Teil dürften diese niedrigen BSB_5-Werte auch mit der desinfizierenden Wirkung des während der Behandlung vorherrschenden hohen pH-Wertes in Zusammenhang stehen.

Mit der Verminderung an organischen Stoffen kommt es auch zu einer Verringerung der Farbstoffe. Sowohl im UV-Bereich bei einer Wellenlänge von 260 nm als auch im sichtbaren Bereich bei einer Wellenlänge von 400 nm tritt eine deutliche Verminderung der Lichtabsorption, gemessen als Extinktion, ein. Nach diesen Ergebnissen kann geschlossen werden, daß ca. 20 - 30% der bei den angegebenen Wellenlängen absorbierenden chemischen Verbin-

dungen aus dem Abwasser entfernt werden. Bei diesem Verfahren tritt wie erwartet nur eine geringfügige Reduzierung der Stickstoffverbindungen ein (siehe auch Tabelle 5).

Die Fällungsreaktion ist nach Verlassen der Abscheideanlage noch nicht vollständig abgeschlossen. Dadurch kommt es zur Ausfällung vorwiegend anorganischer Stoffe, was eine Erhöhung der Schwebstoffe bis zu 150 mg/l bewirkt.

Der Ablauf aus der Versuchsanlage hatte je nach Kalkdosierung einen pH-Wert von 9,5 bis 10,5. Vor der Einleitung in ein Gewässer muß neutralisiert werden.

7.2 Dauerversuche mit Eisenchloridfällung

Dauerversuch 2

Datum:	Dienstag, 9. 10. 1990
Zyklen:	33 - 38
Zyklendauer:	jeweils 20 Minuten
Angestrebtes Fe/P Verhältnis:	3,0
Eisendosierung:	4,8 - 8,7 mg Fe^{3+}/l
Polymerdosierung:	1 mg/l
Magnetitdosierung:	1 g/l
Durchfluß:	15 m^3/h

Tabelle 6: Zyklendaten Dauerversuch 2

Zyklus	Eisen mg/l	Fe/P[2] mol/mol	TOCzu mg/l	TOCab mg/l	PO_4-Pzu mg/l	PO_4-Pab mg/l
33	4,8	3,0	22	26	0,82[1] 0,88	0,31[1] 0,35
34	5,8	3,2	23	-	1,44 1,00	0,33 0,35
35	6,2	3,1	23	23	1,23 1,10	0,35 0,40
36	7,4	2,9	25	25	1,44 1,40	0,34 0,35
37	8,5	2,9	25	-	1,61 1,60	0,34 0,37
38	8,7	3,0	24	31	1,75 1,60	0,37 0,39

1) Der jeweils obere Wert wurde im Labor, der jeweils untere auf der Versuchsanlage bestimmt.
2) Die Werte beziehen sich auf die, auf der Versuchsanlage bestimmten PO_4-P Konzentrationen.

Auch bei den Dauerversuchen mit Eisenchloridfällung war es gelungen, die Reproduzierbarkeit der Ergebnisse (Tabellen 5 und 6) zu demonstrieren. Wie bei den Dauerversuchen mit Kalkfällung wurden bei jedem Versuchslauf die PO_4-P Konzentration im Zulauf und Ablauf der Versuchsanlage sowohl vorort, wenige Minuten nach der Probenahme, als auch am nächsten Tag im Labor bestimmt. In diesem Fall stimmten die Analyseergebnisse beider Messungen sehr gut überein. Daraus kann geschlossen werden, daß die Fällungsreaktion im Reaktor bereits weitgehend abgeschlossen war.

Wie zu erwarten war, hatte die spezifische Eisendosierung (mol Eisen pro mol P im Zulauf) einen signifikanten Einfluß auf die Konzentration von gelöstem Phosphor im Ablauf, was durch den Chemismus der Fällung bzw. durch die Beeinflussung des Löslichkeitsproduktes durch eine Überdosierung eines Fällungspartners erklärt werden kann. Bei den Dauerversuchen konnten die niedrigsten Ablaufkonzentrationen von 0,10 bis 0,15 mg/l PO_4-P bei einem Molverhältnis von 4,0 erzielt werden. Bei einem Mol-

hältnis von 2,5 stieg der PO_4-P-Wert im Ablauf auf 0,49 mg/l. Die Ges-P Ablaufwerte lagen etwa 0,1 bis 0,2 mg/l über den PO_4-P Werten.
Bei etwa gleichbleibender Ablaufgüte besteht ein nahezu linearer Zusammenhang zwischen gelöstem Phosphor im Zulauf und Fällmittelverbrauch. Um niedrige Phosphor-Ablaufwerte zu erhalten, sind hier vergleichsweise hohe Molverhältnisse erforderlich. Um die Kosten für Fällmittel niedrig zu halten ist es notwendig, den Hauptteil des Phosphors bereits in der Belebungsanlage, z.B. durch Simultanfällung, zu entfernen.

Bezüglich der Verminderung an organischen Stoffen, Farbstoffentfernung und Veränderung der Stickstoffparameter treffen die gleichen Aussagen wie bei den Versuchen mit Kalkfällung zu. Die Zunahme an Schwebstoffen ist im Gegensatz zur Kalkfällung nur geringfügig und dürfte im wesentlichen auf den Magnetitaustrag zurückzuführen sein. Die Schwebstoffwerte waren bei allen Versuchen kleiner als 15 mg/l.

Der pH-Wert wird durch die Eisenchloriddosierung nur geringfügig verändert, eine Neutralisation ist daher nicht erforderlich.

Dipl.-Ing Leopold Prendl
Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau
Technische Universität Wien
Karlsplatz 13
A-1040 Wien.

GRUNDLAGEN DER BIOLOGISCHEN PHOSPHOR - ENTFERNUNG

N. Matsché

1. Einleitung

Die heutige Aufgabe eines planenden Ingenieur liegt in der Regel darin, eine bestehende Kläranlage so zu erweitern, daß diese wirtschaftlich und sicher Stickstoff und Phosphor aus dem Abwasser entfernen kann.

Im Gegensatz zur Entfernung von Stickstoffverbindungen, bei denen die Möglichkeit besteht, Stickstoff gasförmig in die Atmosphäre abzugeben, ist eine gleichartige Entfernung für Phosphorverbindungen nicht möglich. Phosphorverbindungen können aus dem Wasser nur entfernt werden, wenn sie auf Grund von chemischen bzw. biochemischen Reaktionen in den festen Aggregatzustand übergeführt und hernach als Feststoffe aus dem Wasser abgeschieden werden können. Die Überführung von Phosphaten aus dem Wasser in den festen Aggregatzustand kann auf 2 Arten erfolgen:

- Inkorporation des Phosphors
- Chemische Fällung des Phosphors

Zu diesen beiden grundlegenden Prozessen kommt noch die in letzter Zeit entwickelte biologische Phosphorentfernung.

Ein Teil der Phosphorverbindungen wird von den Mikroorganismen bei der Abwasserbehandlung zum Zweck des Aufbaues ihrer Körpersubstanz aufgenommen. Die gebildete Biomasse wird in Form des Überschußschlammes aus dem System entfernt. Bei konstanter Zusammensetzung der Bakterienmasse ist zu erwarten, daß die Phosphatentnahme proportional zur Produktion von biologischem Schlamm steigt. Die prozentu-

elle Phosphorelimination ist dabei abhängig von C/P- Verhältnis des Abwassers und des biologischen Schlammes. Nach einem Faustwert ist für die Erhaltung eines gesunden Schlammes bei der biologischen Reinigung ein Verhältnis von BSB_5 : P = 100 : 1 erforderlich. Bei diesem Verhältnis von organischen Schmutzstoffen und Phosphor wird Phosphor vollständig zum Zellaufbau verwendet. Rechnet man mit einem BSB_5 des abgesetzten Abwassers von 200 mg/l und einem BSB-Abbau von 90%, so werden 200 · 0,9/100 = 1,80 mg P/l eliminiert. Bei einem mittleren Phosphatgehalt des mechanisch gereinigten Abwassers von 10 mg P/l entspricht dies nur einem Abbau von etwa 18%. Hierzu käme noch der Anteil des in den Feststoffen des Abwassers enthaltenen Phosphors. Als grobe Näherung kann abgeschätzt werden, daß bei der biologischen Reinigung von kommunalen Abwässern mit einer Phosphorentfernung von 20 - 30% gerechnet werden kann.

Bei einer Untersuchung über den Mechanismus der Phosphorentfernung beim Belebungsverfahren (MORGAN, 1972), bei der Laboranlagen mit Abwässern von verschiedenen C-P-Verhältnissen betrieben wurden, konnten folgende Ergenisse erhalten werden:

Um einen konstanten Abbau von 90% TOC zu erhalten, ist ein Phosphorgehalt des Schlammes von mindestens 1% erforderlich, der mit einem COD : P Verhältnis von 100 : 0,15 im Zulauf eingehalten werden kann. Ist im Zulauf ein höherer Phosphorgehalt vorhanden, so ergibt sich ein höherer Phosphorgehalt im Belebtschlamm. Bei den Untersuchungen konnte gezeigt werden, daß bis zu einem Phosphorgehalt des belebten Schlammes von 1,6 % der gesamte Phosphor des Zulaufes in den Schlamm eingelagert wurde und im Ablauf kein Phosphor nachgewiesen werden konnte. Dieser Phosphorgehalt von 1,6 % im Belebtschlamm stellt sich ein, wenn das COD : P Verhältnis des Zulaufes 100 : 0,45 betrug. Ein weiteres Ansteigen des Phosphors im Zulauf über dieses Verhältnis

führte zwar noch zu einem weiteren Anstieg des Phosphorgehaltes im Belebtschlamm, die Aufnahme aus dem Wasser war jedoch nicht mehr vollständig un es konnte Phosphor im Ablauf der Anlage nachgewiesen werden.

Der maximale Phosphorgehalt des Schlammes bei den beschriebenen Versuchen betrug etwa 3 %. Eine graphische Darstellung der beschriebenen Versuche ist in Abb. 1 gegeben.

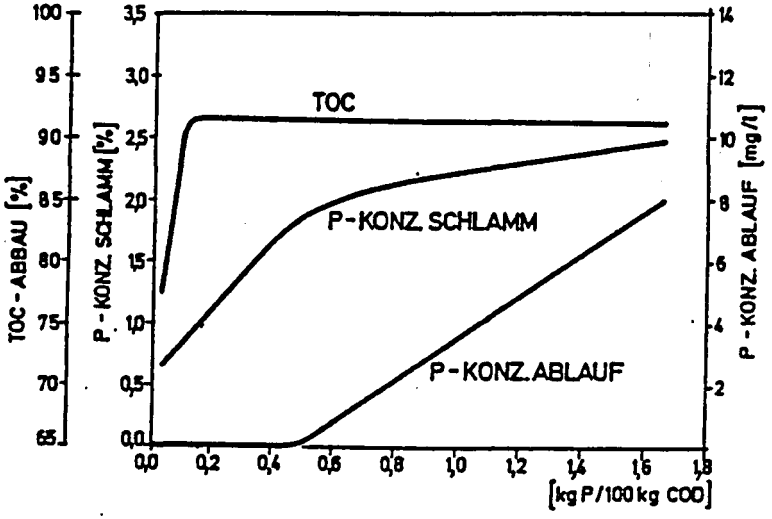


Abb. 1 Reinigungsleistung, Phosphorgehalt im Schlamm und im Ablauf als Funktion des Phosphatgehaltes im Zulauf

Man erkennt deutlich, daß bei sehr niedrigen Phosphorwerten (COD : P ≤ 100 : 0,15) eine deutliche Verschlechterung des Abbaues der Kohlenstoffverbindungen eintritt, was mit einer Limitierung des Phosphorgehaltes erklärt werden kann und in der Praxis bei nährstoffarmen Industrieabwässern häufig erhalten wird.

2. Historische Entwicklung der vermehrten biologischen Phosphorentfernung

Erste Erfahrungen mit einer über das zum Zellaufbau notwendige Maß hinausgehenden, vermehrten Phosphorentfernung beim Belebungsverfahren teilten verschiedene Autoren bereits zu Beginn der 60er Jahre mit.

Die vermehrte Aufnahme von Phosphor durch den belebten Schlamm wurde durch umfangreiche Versuche zur Phosphoraufnahme und -rücklösung nachvollzogen und als biochemischer Vorgang gedeutet (LEVIN u. SHAPIRO, 1965). Auf der Grundlage der Versuchsergebnisse entwickelten die Autoren das Fließbild einer modifizierten Belebungsanlage, aus dem der "PHOSTRIP" - Prozeß entstand.

Im Jahre 1967 wurde über hohe Wirkungsgrade der Phosphorentfernung bei Belebungsanlagen in San Antonio, Texas, berichtet (VACKER et al., 1967). Frachtschwankungen im Zulauf, niedrige Sauerstoffkonzentrationen, Rückführung von phosphathaltigem Faulwasser, eine stattfindende Nitrifikation und eine Teilstabilisierung des Schlammes wurden als Einflußparameter der Phosphorentfernung genannt.

In den 70er Jahren wurden vor allem in Südafrika intensive Untersuchungen zur Erforschung von Grundlagen und Verfahren zur vermehrten biologischen Phosphorentfernung durchgeführt. Hervorzuheben sind hier die Arbeiten von BARNARD, der 1972 ein Verfahren zur gleichzeitigen Entfernung von Stickstoff- und Phosphatverbindungen aus einem Verfahren zur Stickstoffelimination entwickelte (BARNARD, 1974). Er nannte dieses Verfahren BARDENPHO, eine Kombination der Abkürzungen für BAR-nard, DEN-itrifikation und PHOsphorelimination. Den Ausschlag für die Suche nach einem derartigen Verfahren gaben die strengen Auflagen bezüglich der Einleitungsbedingungen in Südafrike im Jahre 1971. Ausgehend von diesen Arbeiten beschäftigten sich südafrikanische Forscher in der Folge sehr intensiv mit dieser Thematik.

Erste Beobachtungen über biologische P-Entfernung wurden in Österreich auf der Anlage des Abwasserverbandes Zellerbecken gemacht (v.d. EMDE, SPAZIERER, 1978).

Aus Österreich wurden ebenfalls Ergebnisse über Standversuche zur Rücklösung bzw. Wiederaufnahme von Phosphor durch belebten Schlamm veröffentlicht (SPAZIERER, 1979). In den folgenden Jahren wurde aus Österreich auch über großtechnische Versuche zur biologischen Phosphorentfernung berichtet (MATSCHÉ, 1981, LUDWIG et al., 1984). Im selben Zeitraum fanden auch in Israel Versuche zur biologischen Phosphorentfernung statt (ARUESTE, 1979).

Nach der "Entdeckung" einer vermehrten Phosphorentfernung in Belebungsanlagen stellte sich die Frage nach den Mechanismen der beobachteten Prozesse. Verschiedene Arbeitsgruppen widmeten sich diesem Thema. Sie gingen von zwei grundsätzlich unterschiedlichen Hypothesen aus:

1. Die beobachteten Phänomene sind chemisch-physikalischer Natur, d.h. im belebten Schlamm wird Phosphor durch Fällungsreaktion festgelegt.

2. Die beobachteten Phänomene sind biologischer Natur, d.h. die Inkorporation des Phosphors erfolgt durch enzymgeregelte Vorgänge in den Bakterienzellen.

Das Hauptaugenmerk bei der Annahme einer Entfernung des Phosphors durch Fällung wurde auf die Bildung von Calcium-Phosphat-Verbindungen gelegt. Grundlage dieser Überlegungen war der in längsdurchströmten Becken beobachtete Anstieg des pH-Wertes infolge CO_2-Ausstrippung. Durch verschiedene analytische Methoden und Modellrechnungen wurde diese Annahme belegt. Eingehende Untersuchungen zeigten allerdings keine Übereinstimmung der Fällungsprodukte mit den Ergebnissen der Berechnungen. (FERGUSON u. McCARTY, 1971; FERGUSON et al., 1973).

Die Untersuchungen mit der Hypothese eines biologischen Vorganges der Phosphoraufnahme basierten auf den in Abschnitt 3 beschriebenen Grundlagen. Die Speicherung von Phosphaten weit über das zum Zellwachstum notwendige Maß hinaus wurde von verschiedenen Arbeitsgruppen als möglicher Mechanismus der vermehrten biologischen Phosphorentfernung aus dem Abwasser vermutet. Grundlegende mikrobiologische Untersuchungen führten zur Isolation und Bestimmung von Acinetobacter Bakterien aus polyphosphatspeicherndem Schlamm (FUHS u. CHEN, 1975). Bakterien dieser Gattung werden seither als hauptsächlich verantwortlich für die vermehrte biologische Phosphorentfernung angesehen. Mit Hilfe der Elektronenmikroskopie und weiteren physikalisch-chemischen Untersuchungsverfahren gelang es, die Polyphosphat-Einschlüsse in den Bakterienzellen der belebten Schlämme nachzuweisen. (BUCHAN, 1983). Es konnten verschiedene Phosphatverbindungen in der aktiven Biomasse identifiziert werden (FLORENTZ et al., 1984). Die Zunahme kondensierter Phosphate unter aeroben Bedingungen und die Abnahme unter anaeroben Bedingungen wurden nachgewiesen. Andere Arbeitsgruppen untersuchten mit einer modifizierten naßchemischen Fraktionierung die intrazellulären Phosphatverbindungen (MINO et al., 1984; ARVIN, 1985). Auch mit dieser Methodik konnte die Rücklösung und Wiederaufnahme von Phosphat durch den belebten Schlamm in unterschiedlichen Milieubedingungen verfolgt werden.

In Anschluß an die IAWPRC-Conferenc 1982 in Südafrika fand eine erste internationale Konferenz zum Thema "Phosphate Removal In Biological Treatment Processes" statt, bei der die vermehrte biologische Phosphorentfernung eindeutig im Vordergrund stand (WIECHERS, 1983). Bei dieser Konferenz bildete sich eine Specialist Group der IAWPRC mit dem gleichen Namen. Ein zweites spezielles Seminar fand im September 1984 in Paris mit dem Thema "Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater" statt (FLORENTZ, 1986). Damals zählte die Specialist Group bereits 91 Mitglieder aus verschiedenen Ländern der Erde.

Nahezu auf der ganzen Welt wurde mittlerweile an den Grundlagen und an der Einführung der vermehrten biologischen Phosphorentfernung in großtechnischen Anlagen gearbeitet. Das dritte Seminar der IAWPRC im September 1987 in Rom stand unter dem Titel "Biological Phosphate Removal from Wastewater" (RAMADORI, 1987).

Im Rahmen des ATV-Fachausschußes "Aerobe biologische Reinigungsverfahren" wurde eine Arbeitsgruppe "biologische Phosphorentfernung" gegründet, der auch der Autor dieser Zusammenfassung angehörte. Der Arbeitsbericht dieser Arbeitsgruppe wurde 1990 veröffentlicht (ATV, 1990).

Trotz dieser intensiven Bemühungen von Arbeitsgruppen verschiedener Fachrichtungen sind die Einflußfaktoren und der Mechanismus der vermehrten biologischen Phosphatentfernung bislang nicht vollständig aufgeklärt. Aus Beobachtungen und grundlegenden Überlegungen wurden lediglich Hypothesen entwickelt. Trotz diesem Mangel an Kenntnissen wurden zahlreiche Anlagen zur biologischen Phosphorentfernung verschiedener Größenordnungen in aller Welt erstellt. Die zum Teil widersprüchlichen Ergebnisse zeigen den derzeit vorhandenen, noch lückenhaften Wissensstand.

3. Mikrobiologische und biochemische Grundlagen

Die Fähigkeit gewisser Mikroorganismen zu einer vermehrten Phosphoraufnahme, wobei in Inneren der Zelle Polyphosphate in Form von Volutin-Granula abgelagert werden, ist seit langem bekannt. Die gezielte Verwendung dieser biochemischen Reaktion zur vermehrten biologischen Phosphorentfernung aus Abwässern wurde in den letzten Jahren intensiv untersucht. Bei Bakterien, die aus Anlagen mit vermehrter biologischer Phosphoraufnahme isoliert wurden, konnte die Bildung und das Verschwinden von in der Zelle abgelagertem Polyphosphat nachgewiesen werden. Die Bildung und das Verschwinden von Polyphosphat wird durch den Wechsel von aeroben und anaeroben Bedingungen, denen der Schlamm alternierend unterworfen wird, induziert.

Unter aeroben Bedingungen enrfernen die Mikroorganismen Phosphate aus der Lösung und lagern Polyphosphate (Volutin) ein. Unter anaeroben Bedingungen geben diese Bakterien dann wieder Phosphat in die Lösung ab.

In verschiedenen Untersuchungen wurden diese Bakterien als Acinetobacter sp. identifiziert. Es handelt sich dabei um obligat aerobe Organismen, die imstande sind, mit den fakultativen Bakterien, die sowohl aerob als auch anaerob leben können, in einer Belebungsanlage mit langen anaeroben Aufenthaltszeiten des belebten Schlammes zu konkurrieren.

Das gebildete Polyphosphat kann als Phosphatreserve bzw. als Energiequelle dienen. Die Anlage einer Phosphatreserve ermöglicht es den Zellen, den Stoffwechsel auch in Perioden mit zu geringer Phosphorzufuhr aufrecht zu erhalten. Im Abwasser tritt dies jedoch meist nicht auf, da Phosphor in den meisten Fällen im Überschuß vorhanden ist. Die Verwendung des Polyphosphates als Energiespeicher ist eher zutreffend. Durch die Verwendung von Polyphosphat als Energiequelle können obligat aerobe Mikroorganismen eine anaerobe Phase überstehen, indem sie die im Polyphosphat gespeicherte Energie zur Aufrechterhaltung ihres Stoffwechsels verwenden. Durch diese "anaerobe Energieversorgung" erfolgt jedoch ein Abbau des gebildeten Polyphosphats und damit eine Rücklösung von ortho-Phosphat in die Lösung. Werden die Organismen nach der anaeroben Phase wieder aeroben Bedingungen ausgesetzt, so können sie das abgebaute Polyphosphat erneut in die Zelle einlagern. Dieses Phosphat wird aus der umgebenden Lösung in vermehrtem Ausmaß aufgenomen.

Die Rücklösung von Phosphat unter aneroben Bedingungen wird durch die Anwesenheit von niederen organischen Fettsäuren (vor allem Essigsäure) begünstigt. Die beschriebenen Vorgänge sind schematisch in Abb. 2 dargestellt.

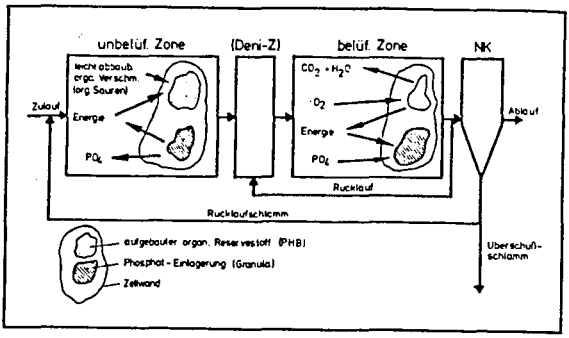


Abb. 2 Umsatz von Phosphor und organischen Stoffen durch Polyphosphat akkumulierende Bakterien (nach ARVIN, 1985)

Zur Verdeutlichung sind die Begriffe anaerob, anoxisch und aerob in Tabelle 1 zusammengestellt.

Tabelle 1 Zusammenhänge zwischen verschiedenen Milieubedingungen, der Art des Energiegewinns und dem Stoffwechsel der Bakteriengruppen in Kläranlagen mit biologischer Phosphorentfernung

Begriffe	Milieubedingungen	Energie-stoff-wechsel	Wachstum	Stoffwechsel-aktivitäten
aerob (oxisch)	gelöst. O_2 vorhanden	O_2-Atmung	obligate Aerobier (mit u. ohne Poly-P-Speicherung) fakultative Anaerobier Nitrifikanten	Um- u. Abbau v. organischen Substraten (BSB/CSB) Nitrifikation P-Aufnahme
	NO_3/NO_2 kann vorhanden sein			
anoxisch	NO_3/NO_2 vorhanden	Nitrat-atmung (Denitrifikation)	fakultative Anaerobier, besonders mit Nitrat-atmung (Denitrifikanten)	Um- u. Abbau v. organischen Substraten (BSB/CSB) P-Aufnahme oder keine P-Veränderung oder P-Rücklösung
	kein gelöstes O_2			
anaerob	kein gelöstes O_2	Gärungen	fakultative Anaerobier mit Gärungs-stoffwechsel	Umbau organischer Substrate (BSB/CSB) P-Rücklösung
	kein NO_3/No_2			

Das Ausmaß der Phosphataufnahme unter aeroben Bedingungen ist stets höher als das Ausmaß der vorangegangenen Rücklösung im anaeroben Bereich. Da die Trennung des gereinigten Abwassers vom Belebtschlamm im Anschluß an eine aerobe Phase erfolgt, verbleibt eine Netto-Elimination, d.h. eine erniedrigte Gesamtphosphorkonzentration im Ablauf und eine erhöhte Phosphorkonzentration im Überschußschlamm.

In der anaeroben Phase der Belebungsanlage finden verschiedene Stoffwechselvorgänge statt, die für die vermehrte Phosphorelimination von Bedeutung sind (SCHÖN, STREICHAN, 1987,1989). Fakultative anaerobe Bakterien bilden im Gärungsstoffwechsel kurzkettige organische Säuren, z.B. Essigsäure und Propionsäure.

Die polyphosphatspeichernden Bakterien können diese Endprodukte der Gärung als organische Reservestoffe (Substrate) speichern (z.B. Poly-ß-hydroxybuttersäure, PHB). Dabei wird die Energie aus den gespeicherten Polyphosphaten verwendet und Phosphat aus den Zellen freigesetzt. Hieraus resultiert ein Konkurrenzvorteil gegenüber anderen obligat aeroben Organismen, die ohne Sauerstoff kein Substrat aufnehmen können.

Speicherstoffe, wie z.B. Poly-ß-hydroxybuttersäure (PHB), werden in der anaeroben Phase synthetisiert. Da anaerob der Atmungsstoffwechsel nicht funktionsfähig ist, dient bei den obligat aeroben, polyphosphatspeichernden Bakterien, wie Acinetobacter, ein Teil des eingelagerten Polyphosphats als Energiequelle für die Aufnahme von Substrat und die Synthese organischer Speicherstoffe. Dabei wird Phosphat rückgelöst. Die Phosphatabgabe ist bis zu einem Grenzwert direkt mit der Substrataufnahme in die Biomasse korreliert. Als Substrate (Kohlenstoffquellen) für die Speicherstoffbildung werden leicht abbaubare Stoffe (vor allem niedere Fettsäuren wie z.B. Essigsäure) genutzt.

Schlamm mit polyphosphatspeichernden Bakterien, die durch die anaerobe Substratzugabe Speicherstoffe gebildet haben, zeigt eine viel höhere Phosphataufnahme als der Schlamm, dem anaerob kein Substrat zur Verfügung stand.

Bei einer Umstellung auf anaerobe Bedingungen beginnt eine Phosphatrücklösung und damit verbunden eine Substrataufnahme. Wird kein Substrat zugegeben, ist die Phosphatabgabe aus dem belebten Schlamm meist sehr gering. Die anaerob gespeicherten organischen Reservestoffe werden in der folgenden aeroben Phase als Kohlenstoff- und Energiequelle verwertet. Die Schlüsselrolle für die aerobe Phosphataufnahme spielen daher die Bedingungen in der anaeroben Phase, in der ein hohes Angebot leicht abbaubarer Substrate besonders wichtig ist.

Je höher die Rücklösung von Phosphat und damit die Einlagerung organischer Speicherstoffe, um so höher ist die folgende Phosphataufnahme unter aeroben Bedingungen. Dabei wird das rückgelöste Phosphat und zusätzliches Phosphat aus dem Abwasser entfernt.

In Abb. 3 ist der Verlauf der Phosphorkonzentration in Anlagen mit biologischer P-Entfernung dargestellt.

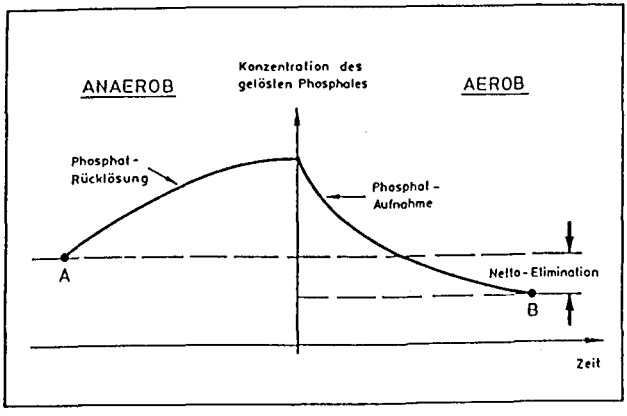


Abb. 3 Zeitlicher Verlauf der Phosphatkonzentration bei der biologischen P-Elimination

Die biologischen Umsetzungen wurden von verschiedenen Autoren untersucht. Die Modellvorstellungen von COMEAU (1986) und WENTZEL et al. (1986) kommen dabei den Beobachtungen in der Praxis am nächsten in den Abb. 4 und 5 sind die biochemischen Umsetzungen unter anaeroben und aeroben Bedingungen dargestellt.

Der Gehalt an leicht abbaubarem Substrat im Abwasser ist ein wichtiger Faktor für die Phosphatelimination. Besonders kurzkettige organische Säuren und Alkohole fördern Wachstum und Phosphataufnahme der polyphosphatspeichernden Bakterien. Eine Substratzugabe unter aeroben Bedingungen verbessert die Phosphataufnahme durch belebten Schlamm erheblich.

Alle phosphatspeichernde Bakterien können während anoxischer oder aerober Bedingungen nach anaeroben Bedingungen ihren Stoffwechsel mit dem gespeicherten, organischen Substrat betreiben, ohne mit den übrigen heterotrophen Bakterien zu konkurrieren.

Unter aeroben Bedingungen können die Organismen mit vollem Lipidspeicher (PHB) die Energie aus der Speicherstoffoxidation als Energie- und Kohlenstoffquelle zur Vermehrung nutzen. Dadurch können sich die Organismen schnell wieder an das aerobe Milieu anpassen und sofort mit Atmungsstoffwechsel und Wachstum beginnen. Die gewonnene Energie wird zum Teil zur Aufnahme von Phosphat und zur Speicherung von energiereichem Polyphosphat genutzt.

Die polyphosphatspeichernden Bakterien haben einen Konkurrenzvorteil gegenüber anderen Organismen, welche völlig auf exogene (externe) Substrate angewiesen sind.

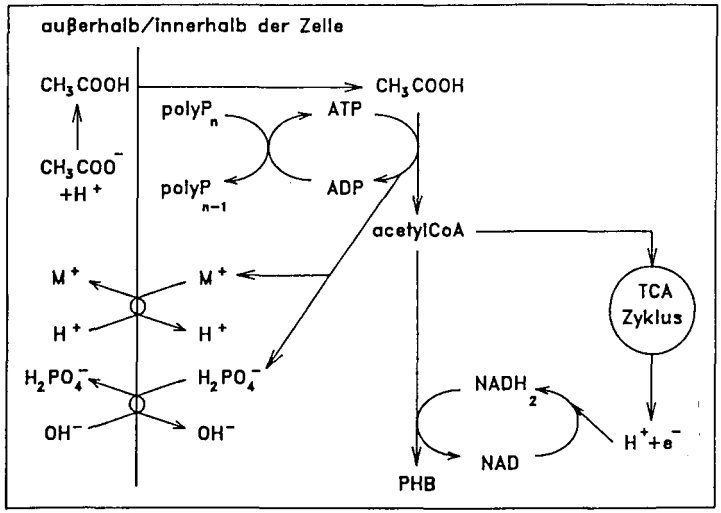


Abb. 4 Schematische Darstellung der biochemischen Umsetzung von Poly-P-Bakterien unter anaeroben Bedingungen (nach COMEAU/WENTZEL)

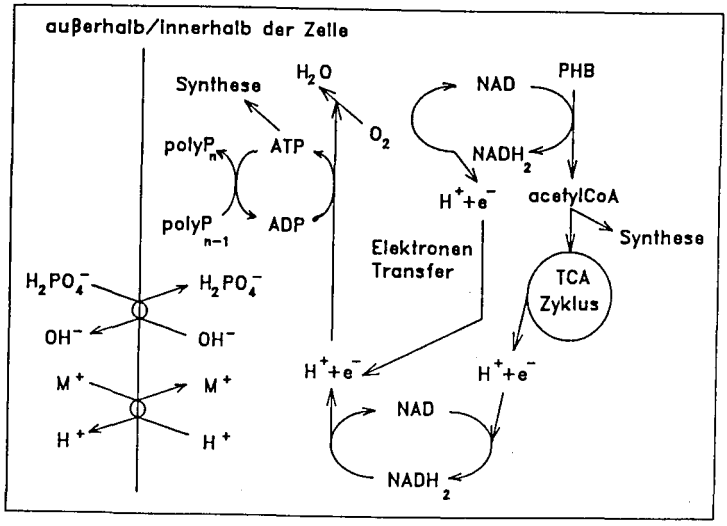


Abb. 5 Schematische Darstellung der biochemischen Umsetzung von Poly-P-Bakterien unter aeroben Bedingungen (nach COMEAU/WENTZEL).

4. Betriebsweisen zur biologischen Phosphorentfernung

Eine geeignete Kombination von aneroben, anoxischen und aeroben Bedingungen, denen der belebte Schlamm abwechselnd ausgesetzt ist, erlaubt eine Anreicherung von Bakterien, die zur biologischen P-Entfernung befähigt sind.

Die verschiedenen Verfahren unterscheiden sich in Anordnung und Gestaltung der einzelnen Becken sowie in der unterschiedlichen Führung der einzelnen Schlammströme. Einzelne, z.T. patentrechtlich geschützte Verfahren, kommen sich dabei sehr nahe und unterscheiden sich z.B. nur durch Unterteilung der Becken in Form einer Beckenkaskade.

Alle Verfahren zur Biologischen Phosphorentfernung sind hinsichtlich der gesicherten Einhaltung von P-Ablaufwerten gewissen Schwankungen unterworfen. Deshalb können niedrige Ablaufwerte nicht garantiert werden. Eine Kombination von biologischer P-Entfernung mit chemischer Fällung sollte vorgesehen werden, wobei die Chemikalienzugabe für die Fällung nur auf den von der biologischen Entfernung nicht erfaßten Rest an Phosphor abgestimmt werden muß. In der Regel ergibt sich durch diese Betriebsweise ein gegenüber der alleinigen chemischen Fällung deutlich verminderter Fällmittelbedarf.

Hauptstromverfahren:
Bei den Hauptstromverfahren findet die Phosphorentfernung in dem vom Hauptstrom des Abwassers durchflossenen Belebungsbecken durch biologische Anreicherung im belebten Schlamm und alleinigen Abzug mit dem Überschußschlamm statt.

Bardenpho-Verfahren
Bei den Untersuchungen von BARNARD zur biologischen Stickstoffentfernung (Beckenfolge: Anoxisches Becken, in dem Rücklaufschlamm und nitrathaltiger Rücklauf aus dem Nitrifikationsbecken mit dem Abwasserzulauf gemischt werden;

Nitrifikationsbecken, nachgeschaltetes anoxisches Becken und Nachbelüftungsbecken) wurde zeitweise auch eine weitgehende Verminderung der Phosphatverbindungen festgestellt. Die Phosphor-entfernung konnte jedoch nur bei möglichst vollständiger Denitrifikation erreicht werden, wenn das Volumen des anoxischen Beckens größer als das für den Denitrifikationsvorgang benötigte war und damit zwangsläufig ein gewisser Anteil des Beckens anaerobe Bedingungen aufwies (4-stufiges Bardenpho-Verfahren).Eine deutliche Verbesserung der Phosphor-Entfernung wurde durch die Vorschaltung eines anaeroben Beckens, in dem Zulauf und Rücklaufschlamm gemischt wurden und damit gesichert anaerobe Bedingungen eingehalten werden konnten, erzielt. Nach diesem Verfahren arbeiten zahlreiche Anlagen in Südafrika, USA und Canada.

Phoredox-Verfahren

Da im zweiten anoxischen Becken und dem Nachbelüftungsbecken beim Bardenpho-Verfahren nur unwesentliche Umsetzungen auftraten, wurden sie beim Phoredox-Verfahren nicht mehr eingesetzt. Das Verfahren besteht demnach aus einer Kaskade von drei Becken (daher manchmal auch die Bezeichnung drei-stufiges Bardenpho-Verfahren). Im anaeroben Becken wird der Abwasserzulauf mit dem Rücklaufschlamm gemischt. Im nachfolgenden anoxischen Becken wird der Ablauf des ersten Beckens mit dem Kreislauf aus dem Nitrifikationsbecken nach dem Prinzip der vorgeschalteten Denitrifikation in Kontakt gebracht. Das dritte Becken ist aerob. Hier erfolgen BSB_5-Abbau, Nitrifikation und aerober Einbau von Phosphat. Auch nach diesem Verfahren sind Anlagen in Südafrika und USA in Betrieb.

UCT-Verfahren

Beim Bardenpho- und Phoredox-Verfahren kann es durch Restnitratgehalte im Rücklaufschlamm zu einer Beeinträchtigung der Phosphatrücklösung im vorgeschalteten anaeroben Becken kommen. Um den Verbrauch von leicht verwertbarem Substrat aus dem Zulauf für die Denitrifikation einzuschränken und für die anaerobe Phosphor-Rücklösung zur Verfügung zu

haben, wurde beim UCT-Verfahren folgende Leitungsführung gewählt: Rücklaufschlamm und Kreislauf aus dem aeroben Nitrifikationsbecken werden dem anoxischen Denitrifikationsbecken zugeleitet. Das vorgeschaltete Anaerobbecken wird mit Abwasserzulauf und mit einem nitratfreien Kreislauf aus dem anoxischen Becken beschickt. Dieses Verfahren wird derzeit nur im Versuchsmaßstab betrieben.

Modifiziertes UCT-Verfahren
Eine Aufteilung des anoxischen Beckens in zwei Teilbecken soll zu einer größeren Sicherheit gegen unerwünschten Nitrateintrag in das anaerobe Becken führen. Dem ersten der beiden anoxischen Becken wird nur der Rücklaufschlamm zugeleitet, der unter diesen Bedingungen seinen Nitratgehalt rascher abbaut. Aus diesem Becken erfolgt dann der Kreislauf von nitratfreiem belebten Schlamm in das vorgeschaltete Anaerobbecken. Dem zweiten anoxischen Becken wird nur der Kreislauf aus dem Nitrifikationsbecken zugeführt. Es handelt sich demnach um eine getrennte Denitrifikation von nitrathaltigem belebten Schlamm und Rücklaufschlamm. Auch mit diesem Verfahren liegen erst Untersuchungen im Versuchsmaßstab vor.

Johannesburg (JHB)-Verfahren
Hierbei handelt es sich ebenfalls um eine Veränderung des Phoredox-Verfahrens durch ein zweites anoxisches Becken. Der Rücklaufschlamm wird vor der Einleitung in das Anaerobbecken durch ein anoxisches Becken geführt, in dem durch endogene Umsetzung Nitrat verbraucht wird. Dem vorgeschalteten Anaerobbecken werden demnach der Abwasserzulauf und der nitratfreie Rücklaufschlamm zugeleitet. Dieses Verfahren wird im großtechnischen Maßstab auf einer Kläranlage in Johannesburg angewendet.

A/O-Verfahren
Mit diesem Verfahren wird eine biologische Phosphor-Entfernung ohne Nitrifikation-Denitrifikation angestrebt. Einem als Beckenkaskade ausgeführten Anaerobbecken wird

Abwasserzulauf und Rücklaufschlamm zugeleitet. Das nachgeschaltete aerobe Becken ist ebenfalls als mehrstufige Kaskade ausgeführt. Mehrere Anlagen nach dieser Verfahrensweise sind in den USA in Betrieb.

A^2/O-Verfahren
Dieses Verfahren ist eine Erweiterung des A/O-Verfahrens mit Nitrifikation und Denitrifikation und entspricht in seiner Beckenanordnung und Leitungsführung dem Phoredox-Verfahren. Alle Becken sind jedoch durch entsprechende Unterteilungen als Kaskaden ausgeführt, um eine Pfropfenströmung zu gewährleisten. Auch nach diesem Verfahren sind einige Anlagen in den USA in Betrieb.

Extended Anaerobic Sludge Contact (EASC)-Verfahren
Zur Intensivierung der anaeroben Umsetzung ist ein vorgeschaltetes Absetzbecken in den Prozeß miteinbezogen. Bei dem an der TU München entwickelten Verfahrenskonzept wird der Rücklaufschlamm zum Zulauf des Absetzbeckens gepumpt. Durch das Absetzen des Schlammes wird dessen Verweilzeit im Anaerobbecken gegenüber der des Wassers wesentlich verlängert. Der Ablauf des Absetzbeckens und der abgesetzte Schlamm werden dem anoxischen Becken zugeführt und dort mit dem Kreislauf aus dem Nitrifikationsbecken vermischt. Derzeit liegen für dieses Verfahren nur Ergebnisse von technischen Versuchen vor.

Biodenpho-Verfahren
Ähnlich wie beim Doppeloxidationsgraben werden zwei Umlaufbecken wechselweise mit Abwasser beschickt und belüftet. Dabei wird z.B. im BB I denitrifiziert (Abwasser und nitrathaltiger belebter Schlamm werden ohne Belüftung nur gemischt), während Belebungsbecken II belüftet wird (Nitrifikation). Wenn das Nitrat entfernt ist, wird die Abwasserzufuhr umgeschaltet, das Belebungsbecken II wird zur Denitrifikation benützt und zwar in der gleichen Weise wie vorher Becken I. Durch Vorschaltung eines Anaerobbeckens, in das Zulauf und Rücklaufschlamm eingeleitet werden, wird

das System für die biologische Phosphor-Entfernung geeignet. Nach diesem Verfahren arbeiten mehrere Anlagen in Dänemark.

Simultanverfahren
Durch Vorschaltung eines Anaerobbeckens in das Zulauf und Rücklaufschlamm eingeleitet werden, werden die zur simultanen Denitrifikation verwendeten Anlagen für die biologische Phosphor-Entfernung geeignet. Bei sehr langen Fließzeiten in einem Umlaufbecken ist die Ausbildung der anaeroben, anoxischen und aeroben Zonen auch in einem Becken möglich. Ergebnisse mit dieser Betriebsweise liegen im Betriebsmaßstab aus Anlagen in Österreich und Israel vor.

SBR-Verfahren (Sequencing Batch Reactor)
Bei Anlagen mit intermittierender Beschickung kann ebenfalls eine biologische Phosphor-Entfernung erzielt werden. Die anaerobe, anoxische und aerobe Phase und die Sedimentation erfolgen dabei in einem Becken in zeitlicher Abfolge. Neben einer Betriebsanlage in den USA liegen vor allem Ergebnisse von Versuchsanlagen vor.

Weitere Verfahren im Betriebsmaßstab
Durch Änderung der Betriebsweise bestehender Anlagen, die ursprünglich nicht für die biologische Phosphor-Entfernung geplant waren, ist unter bestimmten Umständen ebenfalls eine biologische Phosphor-Entfernung erzielbar. Beispielsweise kann die Änderung der Beschickung eines Längsbeckens mit verteilter Abwasserzuführ in eine "vor Kopf"-Beschickung und starke Verminderung der Belüftung im ersten Beckenabschnitt (nur mehr ausreichend für Durchmischung) zur Ausbildung einer anaeroben Zone führen, die eine biologische Phosphor-Entfernung ermöglicht. Betriebliche Erfahrungen mit diesem Ruhlebener Verfahren liegen aus einer Berliner Anlage vor. Bei einer anderen Berliner Kläranlage wurde ein vorhandenes Vorklärbecken durch Einbau einer Zwischenwand so umgebaut, daß eine Pfropfenströmung gewährleistet ist. Diesem anaeroben Becken werden

Zulauf und Rücklaufschlamm zugeleitet. Das nachfolgende aerobe Becken ist als volldurchmischtes Umlaufbecken ausgebildet. (Marienfelder Verfahren).

Nebenstromverfahren

Phostrip-Verfahren
Beim Phostrip-Verfahren wird zusätzlich zur Entnahme mit dem Überschußschlamm aus einem Teilstrom des phosphorhaltigen Schlammes Phosphat unter anaeroben Bedingungen im P-Stripper in die flüssige Phase rückgelöst und mit Hilfe von Chemikalien ausgefällt. Es kommt daher eine Kombination von biologischer Phosphor-Entfernung mit chemischer Fällung zur Anwendung. Ein Teilstrom des Rücklaufschlammes wird über ein anaerobes Becken mit Aufenthaltszeiten zwischen 10 und 24 Stunden geleitet, in dem der aufgenommene Phosphor rückgelöst und in einem getrennten Fällungsbecken durch Zugabe von Kalk ausgefällt wird. Zur Verbesserung des Wirkungsgrades wird im allgemeinen ein zusätzlicher Kreislauf zur Auswaschung des rückgelösten Phosphates benötigt. Der von der phosphathaltigen Lösung abgetrennte belebte Schlamm wird dem Aerobbecken zur weiteren Phosphor-Aufnahme wieder zugeführt. Wird der Rücklaufschlamm über ein anoxisches Becken geführt, ist in nitrifizierenden Anlagen auch eine Stickstoff-Entfernung möglich. Nach diesem Verfahren arbeiten zahlreiche Anlagen ohne Nitrifikation in den USA. Ebenfalls liegen Ergebnisse von Versuchen im technischen Maßstab aus der Bundesrepublik Deutschland vor.

Hauptstromverfahren

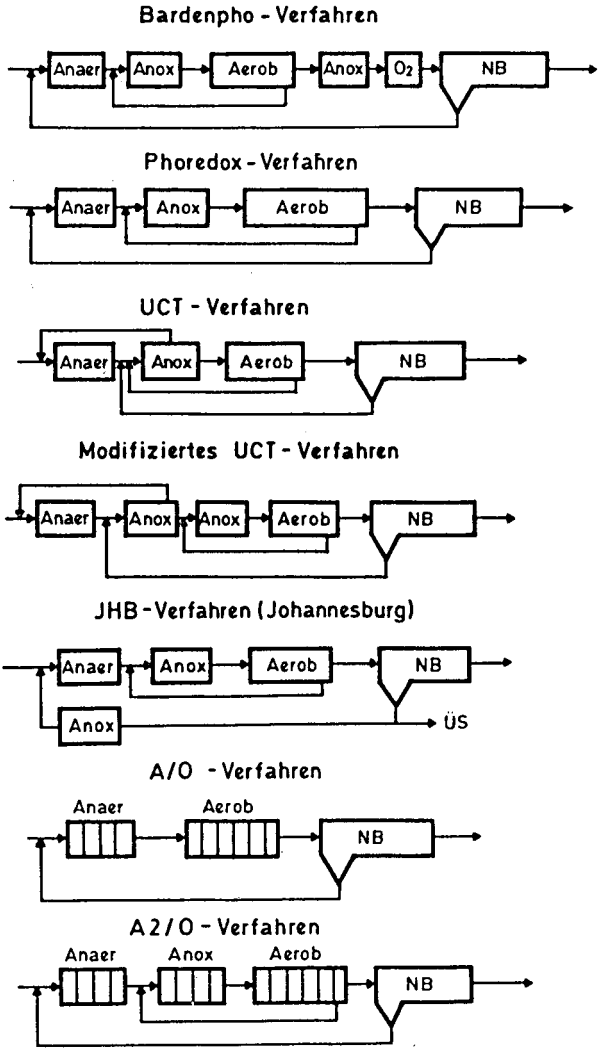
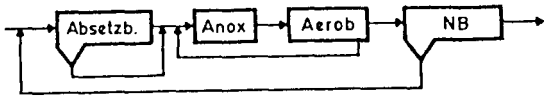
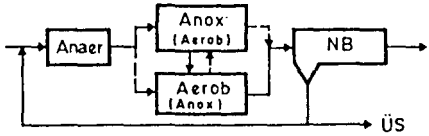


Abb. 6/1 Verfahren zur biologischen Phosphorentfernung

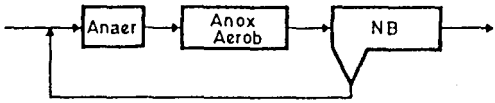
Extended Anaerobic Sludge Contact (EASC)-Verf.



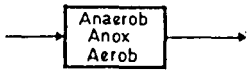
Biodenipho-Verfahren



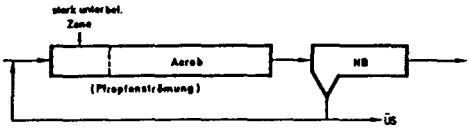
Simultanverfahren



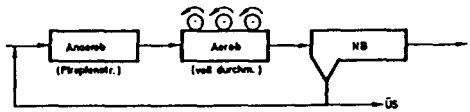
Sequencing-Batch-Reactor (SBR)-Verfahren



Ruhlebener Verfahren



Marienfelder Verfahren



Nebenstromverfahren

Phostrip-Verfahren

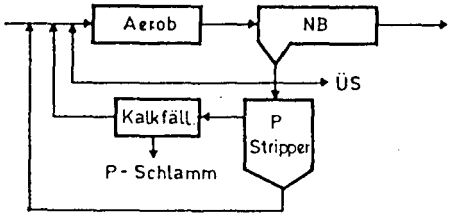


Abb. 6/2 Verfahren zur biologischen Phosphorentfernug

5. Bemessung

Mit den nachfolgend angeführten Bemessungsangaben und den erforderlichen Randbedingungen lassen sich bei Betriebsanlagen je g zugeführtem BSB_5 0,03 bis 0,05 g Phosphor mit dem Überschußschlamm entnehmen. Nur bei solchen P/BSB_5-Verhältnissen können somit niedrige P-Werte im Ablauf erreicht werden.

Eine abgesicherte Bemessung ist heute noch nicht möglich. Vor einer Bemessung sind umfangreiche Messungen durchzuführen und Festlegungen zu treffen. Unerläßlich sind gesicherte Kenntnisse über die BSB_5-, P- und N-Fracht im 24-h-Mittel. Mindestens genauso wichtig sind Angaben über die Rückbelastung durch die Schlammbehandlung und die Belastung durch Fäkalschlämme. Vorversuche sind empfehlenswert.

Die Ermittlung des Volumens der Nitrifikations- und Denitrifikationszone und der Nachklärung erfolgt nach dem ATV-Arbeitsblatt (A 131 neu). Abweichend hiervon ist jedoch eine gezielte Denitrifikation auch bei Temperaturen $\leq 12^{\circ}C$ notwendig. Als Bemessungsgröße für die anaerobe Zone wird die Aufenthaltszeit bei Trockenwetterabfluß (Q_t) für zweckmäßig erachtet.

Je weniger Stickstoff das Abwasser im Verhältnis zum CSB bzw. BSB_5 enthält und je leichter es sich versäurern läßt, umso kleiner kann die anaerobe Zone werden.

Als günstige Randbedingungen sind zu nennen:

- P/BSB_5-Werte zwischen 0,01 und 0,03
- Hoher Gehalt an organischen Säuren
- Trennverfahren mit wenig Fremdwasser
- Mischverfahren mit Regenüberlaufbecken mit einem Volumen $\leq 15\ m^3/ha$ und mit wenig Fremdwasser
- keine oder kleine Vorklärung

- Industrieabwasser mit hohem Anteil leicht abbaubarer Verbindungen
- maschinelle Eindickung des Primär- und Überschußschlammes
- geringe Rückbelastung aus der Schlammbehandlung
- N/BSB_5-Verhältnis im Zulauf zur Belebungsanlage $\leq 0{,}25$
- minimales zulässiges Schlammalter für Nitrifikation

Sind diese günstigen Bedingungen nicht gegeben, sind folgende gezielte Maßnahmen zur Verbesserung der Randbedingungen empfehlenswert:

- Versäuerung des Primärschlammes, vor allem bei wenig organischen Säuren im Zulauf zur AN-Zone
- Kaskadenbauweise oder Pfropfenströmung in der gesamten Belebungsanlage
- wenig gelöster Sauerstoff in allen Volumenströmen zur AN- und DN-Zone durch zweckmäßige Wahl der Pumpen, Vermeidung von Abstürzen u.ä.
- wenig Nitrat im Rücklaufschlamm durch eine gezielte hohe Denitrifikation
- Bekämpfung von Blähschlamm, um trotz geringem Rücklauf ($\leq$ 100 %) keine Schlammstapelung im Nachklärbecken zu bekommen.

Bei sehr günstigen Randbedingungen oder vielen durchführbaren Maßnahmen zur Verbesserung der Randbedingungen, sollte die AN-Zone ca. 25% des Volumens der aeroben und anoxischen Zone aufweisen. Bei weniger günstigen Randbedingungen sollte die AN-Zone ca. 35% des Volumens der aeroben und anoxischen Zone aufweisen.

Bei überwiegend ungünstigen Randbedingungen sollte von gezielten Maßnahmen zur biologischen Phosphor-Entfernung abgesehen werden.

Bei einer in Südafrika entwickelten Modellrechnung für die Phosphorentnahme des "modifizierten PHOREDOX-Verfahrens"

wurde als Kenngröße ein Faktor errechnet, der sowohl die Substrateigenschaften, die Gehalte an oxidiertem Stickstoff im Ablauf, und damit im Zulauf zum "anaeroben" Becken, sowie anlagenspezifische Parameter berücksichtigt (EKAMA et al., 1982). Mit diesem sogenannten "Propensity-Factor" (P_F) kann angegeben werden, ob mit einem bestimmten Abwasser und unter bestimmten Verfahrensbedingungen eine vermehrte Phosphorelimination zu erwarten ist oder nicht (MAIER, 1990).

Die Berechnung des P_F-Wertes erfolgt nach der Gleichung:

$$P_F = \left[\frac{C_{o,BSB5} * a - C_{e,Nox} * 2,9 * R}{1 + R} \right] * f_{xa}$$

$C_{o,BSB5}$: BSB_5 im Zulauf

$C_{e,Nox}$: Konzentration des oxidierten Stickstoffs im Ablauf der Nachklärung

R : Rücklaufverhältnis ($R = Q_{RS}/Q_{ZU}$)

a : Faktor für den Anteil des leicht abbaubaren BSB_5 im Zulauf (für das häusliche Abwasser mit a = 0,3 angenommen)

2,9 : Faktor für die bei der Denitrifikation von 1 mg NO_3^--N zu N_2 rechnerisch zu Verfügung stehende äquivalente Sauerstoffmenge von 2,9 mg O_2

f_{xa} : Anteil des unter "anaeroben" Milieubedingungen stehenden belebten Schlammes an der Gesamtschlammenge im Belebungsbecken

Der Wert in der Klammer gibt die Konzentration an leicht abbaubarem Substrat im Zulauf, d.h. hier nach der Mischung mit dem Rücklaufschlamm, zum "anaeroben" Becken an, wobei die Verminderung dieses Substratanteils durch die im Rücklaufschlamm enthaltene Fracht an oxidiertem Stickstoff berücksichtigt wird.

Es wird angenommen, daß die bei der Denitrifikation von einem mg Nitratstickstoff zur Verfügung stehende Oxidationsleistung vollständig für die Elimination des BSB_5 verbraucht wird.

Da für den tatsächlichen Gehalt an oxidiertem Stickstoff im Rücklaufschlamm nur wenige Meßwerte vorliegen, wird die im Ablauf des Nachklärbeckens gemessene Konzentration eingesetzt. Durch den Ansatz der Konzentrationen im Ablauf der Nachklärung für den oxidierten Stickstoff und nicht der tatsächlichen Konzentration im Rücklaufschlamm sind die P_F-Werte etwas zu niedrig.

Der resultierende Wert der Klammer wird multipliziert mit dem unter "anaeroben" Bedingungen stehenden Anteil des belebten Schlammes an der gesamten Schlammenge im Belebungsbecken:

$$f_{xa} = \frac{V_{AN} * TS_{AN}}{V_{AN} * TS_{AN} + V_{DN} * TS_{DN} + V_{BB} * TS_B}$$

V_{AN}, V_{DN}, V_{BB}: Volumen des "anaeroben" Beckens bzw. des Denitrifikationsbeckens bzw. des Belüftungsbeckens

TS_{AN}, TS_{DN}, TS_B : Trockensubstanzgehalte im jeweiligen Becken

Um eine möglichst hohe Phosphoraufnahmerate zu erzielen, muß der P_F-Wert gesteigert werden. Um diese Steigerung zu erzielen, kann entweder

- das Rücklaufverhältnis R gesenkt werden (die Fracht an oxidiertem Stickstoff im Zulauf zum "anaeroben"Becken wird ermäßigt)

oder

- der unter "anaeroben" Bedingungen stehende Anteil des belebten Schlammes erhöht werden. Dies kann natürlich nur bis zu einem "anaeroben" Anteil gehen, der zu keiner Schädigung des Schlammes führt, vor allem im Hinblick auf die gewünschte Nitrifikation in der nachfolgenden aeroben Zone.

Die den P_F-Wert beeinflussenden Kennwerte des zu behandelnden Abwassers sind der BSB_5 und die leicht abbaubaren Fraktionen hiervon, sowie der Gehalt an Gesamtstickstoff. In Abb. 5 ist zur Verdeutlichung der geschilderten Zusammenhänge der P_F-Wert gegen die Differenz der mittleren Zulauf- und Ablaufwerte P_{ges} verschiedener Versuche aufgetragen.

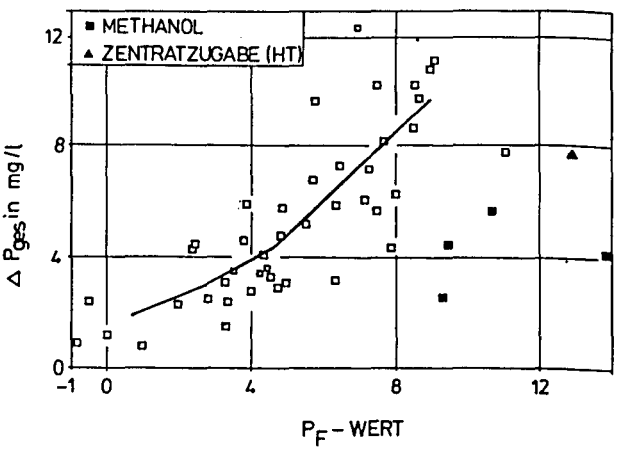


Abb. 5 Zusammenhang zwischen der Differenz der Zu- und Ablaufwerte (P_{ges}) und den P_F-Werten (nach MAIER, 1990)

Die Ausgleichskurve in Bild 5 kann mit der folgenden Funktion

$$P_{ges} = 1{,}55 * e^{0{,}2038 * PF} \quad \text{in mg/l} \quad (r = 0{,}822)$$

Gültigkeitsbereich: $-1 \leq P_F \leq 9$ beschrieben werden.

Mit steigendem P_F-Wert kann ein Anstieg der eliminierbaren Phosphormenge aus dem zu behandelnden Abwasser erwartet werden.

Diese Auswertung zeigt, daß mit Kenntnis einiger weniger Parameter über die Zu- und Ablaufwerte der Belebungsanlage sowie der Größe der "anaeroben" Zone bereits eine Abschätzung über die zu erwartende Phosphorelimination möglich ist (MAIER, 1990).

Als zusätzliche Maßnahme zur Verbesserung der Bedingungen für die biologische P-Entfernung kommen folgende Verbesserungen in Frage:

Versäuerung des Abwassers

Die Leistungsfähigkeit der biologischen Phosphatentfernung wird häufig durch zu niedrige Konzentrationen an organischen Säuren im Abwasser limitiert. Es ist dann vorteilhaft, Rohabwasser oder Primärschlamm vorzuversäuern, d.h. bereits vor dem Kontakt mit Rücklaufschlamm einer erhöhten Aufenthaltszeit unter anaeroben Bedingungen zu unterziehen. Bei der Versäuerung des Abwassers sind Geruchsbelästigungen nicht auszuschließen.

Zusätzliche Dosierung von Fällmitteln

Mit der biologischen P-Entfernung kann in der Regel ein Ablaufwert für P <1 mg/l garantiert werden. Aus diesem Grund sollte zur Sicherheit die Möglichkeit einer zusätzlichen Fällmitteldosierung vorgesehen werden. Um diese regeln zu können ist am Ende des Belebungsbeckens eine kontinuierliche photometrische Messung des Ortho- Phosphat-Gehaltes durchzuführen (BOLL, PETER, SARFERT, 1987). Der für jedes photometrische Meßgerät unerläßliche schwebstofffreihe Probenstrom wird mit einem Ultrafilter gewonnen. Sobald die Phosphatkonzentration einen vorgegebenen Grenzwert übersteigt, wird über einen Grenzwertregler solange Fällmittel oberhalb der Meßstelle dosiert, bis der Grenzwert wieder eingehalten wird. Die optimale Dosierstelle muß durch Versuche ermittelt werden.

Vermeidung von P-Rückbelastungen

In Prozeßschritten üblicher Schlammbehandlungsverfahren ist mit einer Phosphatrücklösung in folgenden Behandlungseinheiten zu rechnen:

- Vorklärbecken mit gemeinsamer Eindickung von Primär- und Überschußschlamm
- Schlammspeicherbehälter, Voreindicker, Nacheindicker
- Schlammfaulung

Über folgende Volumenströme kann deshalb eine Phosphat-Rückbelastung erfolgen:

- Trübwasser aus statischen Voreindickern und Nacheindickern
- Faulwasser
- Zentrat oder Filtrat aus der maschinellen Entwässerung

Diese Volumenströme müssen einer Fällungsbehandlung unterzogen werden. Unter günstigen Bedingungen bei geringer Rückbelastung kann, insbesondere bei Anlagen ohne Schlammfaulung, auf eine Behandlung dieser Volumenströme verzichtet werden.

Folgende Maßnahmen sind geeignet, um die P-Rückbelastung bzw. die zu behandelnde Trübwassermenge zu reduzieren:

- Eindickung des Überschußschlammes getrennt vom Primärschlamm. Bei günstigen Absetzeigenschaften (SVI $\leq$ 80 ml/g) und Entnahme des Überschußschlammes aus dem Belebungsbecken ist der Eindickerüberstand gering phosphatbelastet.
- Maschinelle Eindickung des frischen Überschußschlammes
- Konditionierung des Schlammes mit Kalk vor der maschinellen Entwässerung.

Eine Fällmittelbehandlung von Trübwasser kann durch alle gängigen Fällmittel erfolgen. Die Konzentration von

Phosphat in Trübwässern ist in der Regel sehr hoch. Der zu behandelnde Volumenstrom allerdings gering. Bei Schlammfaulung kann z.B. die zu bindende Phosphorrückbelastung 30% der Gesamtphosphorfracht betragen. Im Vergleich mit der konventionellen Fällung führt dies ohne biologische Phosphorentfernung zu einer Fällmitteleinsparung von mindestens 70%.

6. Verwendete Literatur

ATV Arbeitsgruppe 2.6.6:
Arbeitsbericht Biologische Phosphorentfernung
KA 36, 327 -348 (1989)

ARVIN, E:
Phosphatfällung durch biologische Phosphorentfernung
GWF 126, 250 - 256 (1985)

ARUESTE G:
Advanced Municipal Wastewater Treatment by a Single Stage Activated Sludge System
Progress in Water Technology 12, 5, 533 - 550 (1979)

BARNARD J.L.:
Cut P and N without chemicals.
Water and Wasters Eng. 33 - 36 (1974)

BEVER J., TEICHMANN H.:
Weitgehende Abwasserreinigung, Lehrbriefsammlung,
Oldenburg, München, Wien (1990)

BUCHAN L.:
Possible Biological Mechanismen of Phosphorus Removal
Wat. Sci. Tech. 15, 87 - (1983)

COMEAU Y. et al.
Biochemical modell for enhanced biol. P - Removal
Wat. Res. 20, 1511 - (1986)

v.d. EMDE, SPATZIERER, G.:
Das Klärwerk Zellerbecken
Österr. Wasserwirtschaft, 30, 85 - 94 (1978)

v.d. EMDE W. u. MATSCHÉ N.:
Kombinierte biologisch-chemische Phosphatelimination, Verfahren, Erfahrungen, Beurteilung, Planungsvorschläge.
Schriftenreihe des Fachgebietes Siedlungswasserwirtschaft Universität-Gesamthochschule Kassel/Band 2 (1988)

FERGUSON J.F. u. McCARTY P.L.:
Effects of Carbonate and Magnesium on Calcium Phosphate Precipitation.
Environ Sci. Technol. 5, 534 - 540 (1971)

FERGUSON J.F. u. JENKINS D. u. EASTMAN J.:
Calcium Phosphate Precipitation at Slightly Alkaline pH-Values
JWPCF 39, 750 - 771 (1973)

FLORENTZ M. u. GRANGER P. u. HARTEMANN P.:
Use of 31-P Nuclear Magnetic Resonance Spectroscopy and Electron Microscopy to Study Phosphorus Metabolism. of Microorganisms. from Wastewater
Appl. Environ. Microbiol. 47, 519 - 525 (1984)

FLORENTZ M. (ed):
Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater
Wat. Sci. Techn. 17, N. 11 - 12 Pergamon Press. (1986)

FUHS G.W. u. CHEN M.:
Microbiological Basis of Phosphate Removal in the Activated Sludge Process for the Treatment of Wastewater
Microbiol. Ecology. 2, 119 - 138 (1975)

LEVIN G.V. u. SHAPIRO J.:
Metabolic Uptake of Phosphorus by Wastewater Organisms.
JWPCF 37, 800 - 821 (1965)

LUDWIG CH., SPATZIERER G. u. MATSCHÉ N.:
Praktische Anwendung der biologischen P-Entfernung in Kombination mit der Simultanfällung
GWF 126, 257 - 263 (1985)

MAIER W.:
Vermehrte biologische Phosphorelimination beim einstufigen Belebungsverfahren
Stuttgarter Berichte, Band 108, Oldenburg, München (1990)

MATSCHÉ N.:
Phosphorentfernung aus Abwasser durch die vermehrte biologische Phosphoraufnahme des belebten Schlammes
Wasserwirtschaft 71, 170 - 174 (1981)

MINO T., KAWAKAM T. u. MATSUO T.:
Location of Phosphorus in Activated Sludge and Function of Intracellular Phosphates in Biol. P - Removal Process
Wat. Sci. Techn. 17, 93 - 106 (1984)

MORGAN W.E., FRUH E.G.:
An investigation of phosphorus removal mechanism in activated sludge systems.
Report US-EPA R 2 - 72 - 031 (1972)

RAMADORI R.:
Biological phosphate removal from wastewater
Pergamon Press. Oxford (1987)

SCHÖN G. u. STREICHAN M.:
Mikrobiologische Grundlagen der biologischen Phosphatentfernung aus Abwasser
Veröffentlichungen des Inst. f. Stadtbauwesen, TU Braunschweig, Heft 42, 334 - 348 (1987)

SCHÖN G. u. STREICHAN M.:
Anoxische Phosphataufnahme und Phosphatabgabe durch belebten Schlamm aus Kläranlagen mit biol. Phosphorentfernung
GWF-Wasser/Abwasser, 130, H 2 (1989)

SPATZIERER G.:
Die Entfernung von Phosphor mit dem Belebungsverfahren
Fortbildungskurs biol. Abwasserreinigung Inst. f. Wassergüte, TU Wien (1979)

VACKER D., CONNEL C.H. u. WELLS W.N.:
Phosphate Removal Througth Municipal Wastewater Treatment at San Antonio, Texas
JWPCF 39, 750 - 771 (1967)

WENTZEL M.C. et al.
Metabolic behaviour of Acinetobacter in enhanced biological phosphorus removal - a biochemical model
Water S.A. 12, 209 - 224 (1986)

WIECHERS H.N.S.:
Phosphate removal in biological treatment prosesses
Wat. Sci. Techn. 15/3 (1983)

Die Anwendung der biologischen Phosphorentfernung auf Kläranlagen in Oberösterreich

W. Hofrat Dipl.-Ing. E. M A Y R

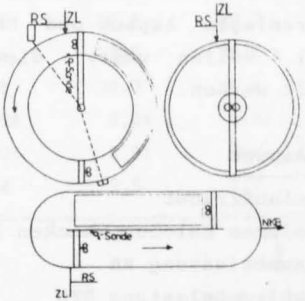
1. Einleitung

In Oberösterreich wird eine große Anzahl von Belebungsanlagen mit intermittierender Belüftung zur Stickstoffentfernung betrieben. Grundsätzlich sind zwei Verfahrensvarianten zu unterscheiden:

- volldurchmischtes Becken mit intermittierendem Betrieb der Belüftung

- Umlaufbecken mit Überlagerung von simultaner Denitrifikation und intermittierendem Betrieb

Volldurchmischte Becken werden im wesentlichen nur für kleinere Anlagen bzw. bei eingeschränktem Platzangebot ausgeführt, da die Praxis gezeigt hat, daß der Betireb von Umlaufbecken wesentliche Vorteile bietet. Durch einseitige Anordnung der Belüfter werden ausreichend große anoxische Zonen zur zumindest teilweisen simultanen Denitrifikation geschaffen, welche durch den intermittierenden Betrieb überlagert wird.



Diese Entwicklung hat in Oberösterreich im Jahre 1982 ihren Ausgang genommen. Zu diesem Zeitpunkt stand die Einsparung von Belüftungsenergie zur Senkung der Betriebskosten im Vordergrund. Die Auswertung der Betriebsergebnisse der Kläranlage des Reinhaltungsverbandes Hallstättersee hat gezeigt, daß nicht nur etwa 60 % an Energie eingespart werden konnte sondern auch eine weitgehende Denitrifikation und Stickstoffentfernung erzielt wurde. Auf Grund dieser Ergebnisse wurden mehrere Kläranlagen umgerüstet bzw. entsprechende Neuprojektierungen vorgenommen. Im Rahmen des Seminars Nitrifikation - Denitrifikation 1987 konnte über die vorliegenden Betriebserfahrungen berichtet (Wiener Mitteilungen 1987, Band 69) und hohe Eliminationsraten bei BSB5, CSB und Stickstoff nachgewiesen werden.

2. Biologische Phosphorentfernung

2.1. Bisherige Erfahrungen

Um die Grenzen des Systems und die optimale Betriebsweise bezüglich Auflüftungsgrenzwert und Pausenzeiten für die Belüftung wurden an einigen Anlagen eingehendere Untersuchungen durchgeführt. Das überraschende Ergebnis dabei war, daß unter bestimmten Betriebsbedingungen teilweise hohe Phosphorelimination zu verzeichnen war, ohne daß Fällungschemikalien zudosiert wurden.
Die Daten der Kläranlagen Aspach und Reinhaltungsverband Mittleres Rodltal sollen unter diesem Gesichtspunkt nochmals dargestellt werden.

2.1.1. Kläranlage Aspach

Bemessungswerte:	Zulauffracht	660 kg BSB5/d
	Volumen Belebungsbecken	2.800 m3
	Raumbelastung BR	0,25
	Schlammbelastung BTS	0,05

Konzeption: Umlaufbecken, einseitige Druckluftbelüftung, 2 Umwälzaggregate, Zulauf und Rücklaufschlamm am Beginn der Denitrifikationszone, 2 Schlammsilos

Im Herbst 1983 und 1984 wurden zwei unterschiedliche Betriebsweisen untersucht

- niedriger Auflüftungsgrenzwert von 1,2 mg/l O2, Pausenzeit 45 min
  keine Trübwassereinleitung aus den Silos

- erhöhter Auflüftungsgrenzwert von 2,0 mg/l O2
  etwas verkürzte Pausenzeit von 40 min
  Trübwasserabzug aus dem Schlammsilo

Tabelle 1 für die Perioden 1983 zeigt Phosphoreliminationen von 90,3 bis 96,9 Prozent und Ablaufkonzentrationen von 0,2 bis 0,4 mg/l ges.P. Zu beachten sind die teilweise erhöhten BSB5- und CSB-Werte im Ablauf.

1983		10.-16.11.	17.-23.11.	24.-30.11.	1.-7.12.	8.-14.12.	∅
BSB5	El %	96,3	95,9	96,0	97,7	96,0	96,4
CSB	El %	87,1	84,8	89,7	92,1	88,0	88,3
gel.N	El %	90,3	94,5	95,5	95,8	87,6	92,7
ges.P	El %	94,8	96,2	90,3	96,9	95,9	94,8
BR	kg/m3.d	0,04	0,04	0,04	0,04	0,05	0,04
BTS	kg/kg.d	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
EBiol.	KWh/kg	2,4	2,5	1,7	2,3	1,3	2,1
O2 Biol.	mg/l			0 - 1,2			
Pause	min			45			

Ablauf							⌀
BSB5	mg/l	9	10	6	7	15	9
CSB	mg/l	110	108	41	54	100	83
NH4-N	mg/l	1,6	1,4	0,4	0,6	1,8	1,2
NO3-N	mg/l	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
ges.P	mg/l	0,4	0,2	0,4	0,3	0,4	0,4

Tabelle 2 für die Periode 1984 zeigt wesentlich verminderte Werte für die Phosphorelimination mit üblichen Konzentrationen an ges.P. im Ablauf mit Werten von 5,0 bis 6,0 mg/l. Reduziert waren hingegen die Ablaufkonzentrationen von BSB5 und CSB. Mehrfach durchgeführte Analysen des Trübwassers ergaben Phosphorkonzentrationen um 150 mg/l.

1984		4.-10.10.	11.-17.10.	18.-24.10.	25.-31.10.	1.-7.11.	⌀
BSB5	El %	97,9	98,9	98,3	98,1	98,0	98,2
CSB	El %	95,6	95,8	96,1	95,4	94,2	95,4
gel.N	El %	83,9	94,4	93,2	92,8	69,6	86,8
ges.P	El %	25,9	26,4	47,0	42,7	22,6	32,9
BR	kg/m3.d	0,02	0,03	0,02	0,03	0,03	0,03
BTS	kg/kg.d						<0,01
EBiol.	KWh/kg	5,2	3,3	5,0	5,8	3,6	4,5
O2 Biol.	mg/l			0 - 2,0			
Pause	min			40			

Ablauf							⌀
BSB5	mg/l	6	4	6	7	4	5
CSB	mg/l	27	26	26	27	26	26
NH4-N	mg/l	1,3	0,6	0,5	0,5	4,4	1,5

NO3-N	mg/l	2,3	1,0	1,0	1,2	0,6	1,2
ges.P	mg/l	6,0	5,4	5,0	5,0	6,0	5,5

Die Ergebnisse der ersten Untersuchungsperioden zeigen eindeutig, daß unter den Bedingungen einer knappen Sauerstoffversorgung und dem Verzicht des Trübwasserabzuges eine sehr hohe biologische Phosphorelimination erzielbar ist. Diese Elimination muß zum Teil mit einer geringeren Reinigungsleistung erkauft werden.

Die zweite Untersuchungsperiode bringt im wesentlichen keine erhöhte Phosphorelimination, dafür aber verbesserte Reinigungsleistung. Der erhöhte Ammoniumwert im Ablauf in der 5. Woche resultiert aus der Einleitung von Senkgrubeninhalt im Zusammenhang mit der Herstellung von Hausanschlüssen.

Die Analyse des Trübwassers auf den Gehalt an Phosphor beweist die starken Rücklöseprozesse im Schlammsilo, welche verbunden mit der stoßweisen Einleitung keine erhöhte biologische Phosphorelimination zuläßt.

2.1.2. Kläranlage Reinhaltungsverband Mittleres Rodltal

Bemessungswerte:	Zulauffracht	kg BSB5/d
	Volumen Belebungsbecken je	m3
	Raumbelastung BR	0,25
	Schlammbelastung BTS	0,05
Konzeption:	2 Umlaufbecken (parallel und in Serie zu betreiben), einseitige Druckbelüftung, je 1 Umwälzaggregat, Zulauf und Rücklaufschlamm am Beginn der Denitrifikationszone, Schlammsilo	

Im Jahre 1986 wurden über eien längeren Zeitraum verschiedene Betriebsweisen mit in Serie geschalteten

Belebungsbecken gefahren und untersucht. (Tabelle 3)

Periode		I			II	III	IV	V		
1986		22.-24.9.	25.9.-1.10.	2.-8.10.	9.-21.10.	28.10.-6.11.	7.-13.11.	14.-20.11	21.-27.11	28.11.-4.12.
BSB_5	El %	97,6	98,1	98,2	88,7	95,7	93,6	94,1	95,3	94,4
CSB	El %	93,4	94,7	93,0	87,9	92,4	87,2	89,9	89,7	89,2
gel.N	El %	86,4	89,4	83,5	81,6	89,4	66,1	58,1	76,4	59,5
ges.P	El %	5,6	19,9	16,9	0	37,2	23,3	49,5	54,6	28,7
BR BSB	kg/m3.d	0,03	0,046	0,045	0,024	0,07	0,02	0,03	0,026	0,023
B_{TS} BSB	kg/kg.d	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	< 0,01	0,01	0,01	<0,01
$E_{Biol.}$	kWh/kg	6,3	4,35	5,62		4,75	7,3	5,2	7,0	6,3
O_2 Biol.	mg/l	0-2,5			0-2,5	0-2,0	0-1,0	0-1,5		
Pause	ein	45			45	45	60	60		
Ablauf										
BSB_5	mg/l	2	2	2	5	2	4	5	3	4
CSB	mg/l	13	15	19	21	14	19	20	19	19
NH_4-N	mg/l	2,3	1,7	3,0	0,7	0,4	6,4	9,9	3,7	7,7
NO_3-N	mg/l	0,6	0,7	1,0	3,5	1,4	0,8	0,7	1,2	0,7
ges.P	mg/l	5,6	5,6	5,7	7,0	3,0	5,1	3,5	2,8	4,4

- Periode I: BB1 Auflüftungsgrenzwert 2,5 mg/l O2,
  Pausenzeit 45 min
  BB2 nur Umwälzung
  Trübwasserabzug

- Periode II: BB1 nur Umwälzung
  BB2 Auflüftungsgrenzwert 2,5 mg/l O2,
  Pausenzeit 45 min
  Trübwasserabzug

- Periode III: BB1 nur Umwälzung
  BB2 Auflüftungsgrenzwert 2,0 mg/l O2,
  Pausenzeit 45 min
  Trübwasserabzug

- Periode IV: BB1 nur Umwälzung
  BB2 Auflüftungsgrenzwert 1,0 mg/l O2,
  Pausenzeit 60 min
  Trübwasserabzug

- Periode V: BB1 nur Umwälzung
  BB2 Auflüftungsgrenzwert 1,5 mg/l O2,
  Pausenzeit 60 min
  Trübwasserabzug nur in der 3. Woche

Die Daten können wie folgt interpretiert werden:

- Die nachgeschaltete Umwälzung bringt negative Auswirkungen auf die Elimination von BSB5, CSB, Strickstoff und Phosphor. Die Phosphorelimination von 5,6 bis 19,9 Prozent ist sehr gering, die Ablaufkonzentration von rd. 5,6 mg/l ges.P. im üblichen Bereich. Die Ammoniumkonzentration im Ablauf ist etwas erhöht.

- Die vorgeschaltete Umwälzung mit erhöhtem Auflüftungsgrenzwert von 2,5 mg/l O2 und üblicher Pausenzeit von 45 min bringt zusammen mit dem Trübwasserabzug keine Phosphorelimination. Die Ammoniumkonzentration von 0,7 mg/l zeigt vollständige Nitrifikation.

- Die vorgeschaltete Umwälzung mit einem "üblichen" Auflüftungsgrenzwert von 2,0 mg/l O2 und einer Pausenzeit von 45 min bringt zusammen mit dem Trinkwasserabzug eine durchschnittlich bis leicht erhöhte Phosphorelimination. Die Ammoniumkonzentration von 0,4 mg/l zeigt vollständige Nitrifikation.

- Die vorgeschaltete Umwälzung mit stark reduziertem Auflüftungsgrenzwert von 1,0 mg/l O2 und einer verlängerten Pausenzeit von 60 min bringt zusammen mit dem Trübwasserabzug eine reduzierte Phosphoremimination mit erhöhten Ammoniumkonzentrationen im Ablauf von 6,4 mg/l.

- Die vorgeschaltete Umwälzung mit etwas reduziertem

Auflüftungsgrenzwert von 1,5 mg/l O2 und verlängerter Pausenzeit von 60 min bringt ohne Trübwasserabzug eine erhöhten Phosphorelimination von 50 - 55 % bei teilweise erhöhte Ammoniumkonzentrationen im Ablauf. Mit der Aufnahme des Trübwasserabzuges in der 3. Woche der Periode V ging die Phosphorelimination auf 28,7 % stark zurück.

2.1.3.

Diese Ergebnisse wurden durch Messungen und Betriebsdaten anderer vergleichbarer Kläranlagen bestätigt. Eine Verbesserung konnte durch die atmungsabhängige Steuerung der Pausenzeit, welche in ihrer Länge zusätzlich frei einstellbar ist, erzielt werden. Dadurch ist es möglich, die anoxische und die anaerobe Phase in Abhängigkeit von der Belastung zu fahren, wobei in Umlaufbecken die intermittierende Belüftung durch die simultane Denitrifikation überlagert wird. Als Beispiel kann die Kläranlage des Reinhaltungsverbandes Vöckla-Redl genannt werden, in welcher die Phosphatkonzentrationen im Ablauf gegenüber früher ab September 1990 praktisch ständig und zum Teil erheblich unter 1 mg/l lagen.

2.2. Untersuchung und Ergebnisse der Kläranlage Reinhaltungsverband Wolfgangsee-Ischl

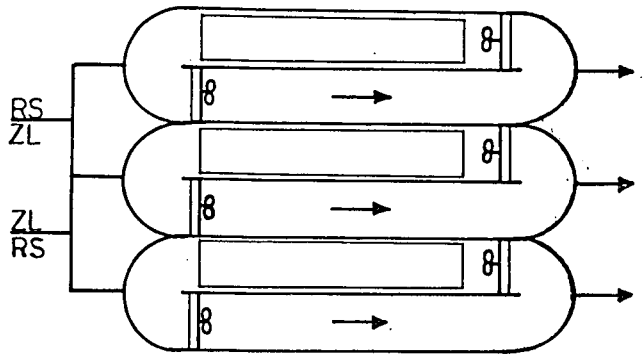
Die bisherigen Daten lagen vor allem von Anlagen mit Simultanstabilisierung (ohne Vorklärung und Faulung) vor. Mit der Inbetriebnahme der Kläranlage des Reinhaltungsverbandes Wolfgangsee-Ischl war die Möglichkeit gegeben eingehendere Untersuchungen auch an solchen Anlagen durchzuführen.

Konzeption: Vorklärung, Belebung als Umlaufbecken, Nachklärbecken (dreistraßige Ausführung) Faulung, Phosphorfällung, Gasverwertung,

Kammerfilterpresse (Polyelektrolyt bzw. Eisen/Kalk), Fäkalienübernahmestation.

Bemessung:	Vorklärbecken	3 x 400 m3
	Belebung	3 x 1730 m3
	BR, BSB5	0,77 kg/m3.d
	BTS, BSB5	0,23 kg/kg.d
	Nachklärbecken	3 x 1930 m3
	QTW	17.500 m3/d
	QRW	540 l/s
	BSB5	6.000 kg/d

Die Belebungsbecken können sowohl parallel als auch in Serie betrieben werden. Eine Verbindung zwischen den Belebungsbecken erlaubt eine Rückführung für den Serienbetrieb (Abb. 2)



Von 1. Oktober bis 31. Dezember wurden im wesentlichen 2 unterschiedliche Fahrweisen untersucht (Tab. 4 - 6)

- Periode 1: 1.10. - 5.12.1990
  Zulauf und Rücklaufschlamm wurden in das mittlere Belebungsbecken eingeleitet die beiden äußeren Becken wurden in Serie betrieben. Das mittlere Becken wurde nur umgewälzt, die beiden anderen Becken wurden mit

November 1990

Tag	Q m3/d	ZULAUF mg/l	ZULAUF kg/d	ABLAUF mg/l	ABLAUF kg/d	ELIMINATION kg/d	ELIMINATION %	Fe kg/d	Fe/P	TW m3/d	FS m3/d	SE m3/d
1	16365	2,6	42,5	0,6	9,8	32,7	77,0	19	0,59			
2	10608	3,8	40,3	0,8	8,5	31,8	78,9	6	0,19		34,6	
3	13150	3,6	47,4	1,0	13,1	34,3	72,4		0,00		96,6	
4	12344	2,8	34,6	1,2	14,8	19,8	57,2	6	0,31			
5	11625	4,2	48,8	1,2	13,9	34,9	71,5	13	0,38		18,6	12,9
6	8973	3,8	34,1	1,2	10,7	23,4	68,6	13	0,56	20	60,7	6,6
7	8101	5,2	42,1	1,0	8,1	34,0	80,8	13	0,39		15,7	22,5
			289,8	O 1,0	78,9	210,9		70	0,34	20	262,2	42,0
8	7208	6,0	43,3	1,2	8,6	34,7	80,1	13	0,38	35	45,3	32,7
9	6722	6,4	43,0	1,2	8,1	34,9	81,2	13	0,38		3,3	
10	6458	5,6	36,2	1,4	9,0	27,2	75,1	13	0,48		11,6	
11	7706	4,6	35,5	1,2	9,2	26,3	74,1	19	0,73			
12	7563	5,2	39,3	1,2	9,1	30,2	76,9	19	0,63		47,6	28,9
13	6799	5,8	39,4	1,2	8,2	31,2	79,2	17	0,55		3,5	23,7
14	7061	7,0	49,4	1,2	8,4	41,0	83,0	12	0,30		2,3	
			286,1	O 1,2	60,6	225,5	78,8	106	0,48	35	113,6	52,6
15	8129	5,8	47,2	1,2	9,8	37,4	79,2	10	0,27		29,6	
16	6909	6,0	41,5	1,0	6,9	34,6	83,4	60	1,74		15,3	
17	10321	4,0	41,3	0,8	8,3	33,0	79,9	66	2,00			
18	16930	2,2	37,3	0,8	13,5	23,8	63,8	40	1,69			
19	35041	1,2	42,1	0,8	28,0	14,1	33,5	10	0,71	50	23,8	28,9
20	19970	1,4	28,0	0,6	11,9	16,1	57,5	20	1,25		38,5	23,7
21	14438	2,2	31,8	0,6	8,7	23,1	72,7	35	1,52	53	37,2	38,4
			269,2	O 0,83	87,1	182,1	67,6	241	1,33	103	144,4	91,0
22	10725	2,8	30,0	0,6	6,4	23,6	78,7	15	0,64	59	23,7	
23	9094	3,4	30,8	1,0	9,1	21,7	70,5	15	0,70	58	23,8	8,9
24	8214	3,4	27,9	1,4	11,5	16,4	58,8	25	1,53	57	25,0	
25	8453	3,6	28,7	1,6	13,5	15,2	53,0	30	1,98	61		
26	8426	4,2	35,4	1,6	13,5	21,9	61,9	35	1,60	62	52,9	
27	10054	3,4	34,2	1,8	18,1	16,1	47,1	25	1,56		52,2	
28	8282	4,2	34,8	1,8	14,9	19,9	57,2	30	1,51	50	234,6	
			221,8		87,0	134,8	60,8	175	1,30	347	412,2	8,9
29	7594	4,8	36,5	1,6	12,1	24,4	66,9	60	2,46	57	231,4	
30	8207	4,2	34,5	1,6	13,1	21,4	62,0	30	1,41	56	93,5	

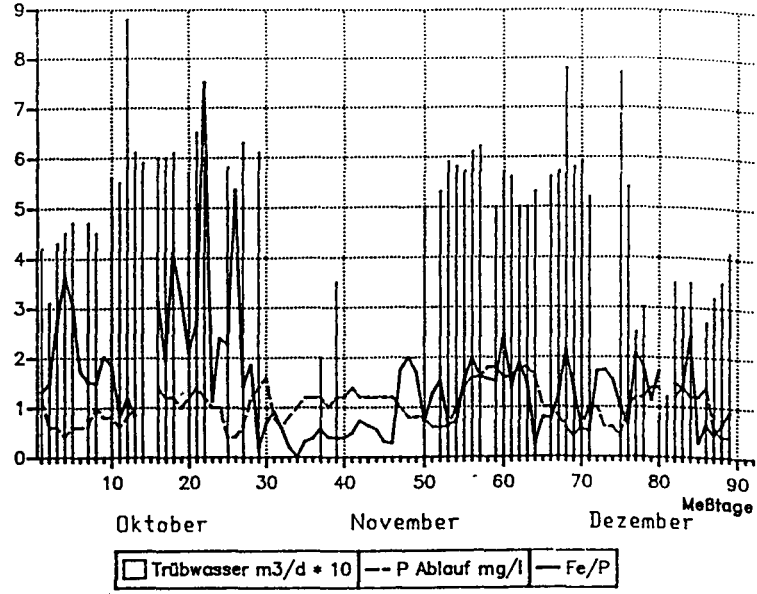
Oktober 1990

Tag	Q m3/d	ZULAUF mg/l	ZULAUF kg/d	ABLAUF mg/l	ABLAUF kg/d	ELIMINATION kg/d	ELIMINATION %	Fe kg/d	Fe/P	TW m3/d	FS m3/d	SE m3/d
1	13919	4,4	61,2	1,2	16,7	44,5	72,7	58	1,31	42	10,2	
2	10310	4,4	45,4	0,6	6,2	39,2	86,4	58	1,48	31	6,9	
3	9144	4,0	36,6	0,6	5,5	31,1	85,0	84	2,71	43	5,8	
4	12851	2,2	28,3	0,4	5,1	23,2	82,0	84	3,63	45	16,4	
5	9441	2,6	24,6	0,6	5,6	19,0	77,2	58	3,06	47		
6	8396	2,6	21,8	0,6	5,0	16,8	77,1	29	1,73			
7	8028	3,0	24,1	0,6	4,8	19,3	80,1	29	1,51	47		
			242,0	O 0,66	48,9	193,1	79,8	400	2,08	255	39,3	
8	15180	3,6	54,6	1,0	15,2	39,4	72,7	58	1,48	45	35,5	14,2
9	8922	2,4	21,4	0,8	7,1	14,3	66,8	29	2,03		12,3	17,9
10	8778	4,4	38,6	0,8	7,0	31,6	81,9	58	1,84	56	10,6	18,1
11	9501	4,4	41,8	0,6	5,7	36,1	86,4	29	0,81	55	89,1	18,4
12	7563	5,2	39,3	0,8	6,1	33,2	84,5	39	1,18	88		
13	7444	7,4	55,1	1,0	7,4	47,7	86,6	39	0,82	61	5,1	
14	6908							(39)		59		
			250,8	O 0,84	48,5	202,3	80,7	252	1,25	364	152,6	68,6
15	8103							(32)				17,9
16	7551	3,6	27,2	1,4	10,6	16,6	61,0	52	3,14	60		
17	7333	4,2	30,8	1,2	8,8	22,0	71,4	52	1,93	60	33,5	17,4
18	7345	4,2	30,9	1,2	8,8	22,1	71,5	91	4,12	61	44,2	
19	6669	5,0	33,0	1,0	6,7	26,3	79,7	84	3,20		31,0	
20	8520	5,2	44,3	1,2	10,2	34,1	77,0	71	2,09	57		
21	6233	5,4	33,7	1,4	8,7	25,0	74,2	68	2,72	65		
			199,9	O 1,24	53,8	146,1	73,1	418	2,87	303	108,7	34,4
22	6429	3,2	20,6	1,2	7,7	12,9	62,6	97	7,52	60	28,8	
23	6126	7,6	46,6	1,0	6,1	40,5	86,9	45	1,12		6,9	
24	6058	4,4	26,7	1,0	6,1	20,6	77,2	49	2,38		20,4	
25	6163	5,8	35,7	0,4	2,5	33,2	93,0	75	2,26	58		
26	5581	4,4	24,6	0,4	2,2	22,4	91,1	120	5,36			
27	12601	4,4	55,4	0,6	7,6	47,8	86,3	68	1,43	63	10,9	
28	8096	4,2	34,0	1,2	9,7	24,3	71,5	45	1,86			
			243,6	O 0,83	41,9	201,7	82,8	499	2,48	181	67,9	
29	10033	5,4	54,2	1,4	14,0	40,2	74,2	7	0,18	61	32,3	
30	11538	5,0	57,7	1,6	18,5	39,2	67,9	26	0,67		13,6	
31	9246	5,4	49,9	0,8	7,4	42,5	85,2	39	0,92		13,9	13,9
			161,8	O 1,27	39,9	121,9	75,3	72	0,60		50,8	

Tag	Q m3/d	ZULAUF mg/l	ZULAUF kg/d	ABLAUF mg/l	ABLAUF kg/d	ELIMINATION kg/d	ELIMINATION %	Fe kg/d	Fe/P	TW m3/d	FS m3/d	SE m3/d
1	7077	4,2	29,8	1,8	12,8	17,0	57,1	32	1,89	50	5,4	
2	7084	4,4	31,2	1,8	12,8	18,4	59,0	27	1,47	50		
3	7375	4,6	34,6	1,6	11,8	22,2	65,3	5	0,23	53	6,8	
4	6785	6,8	46,2	1,0	6,8	39,4	85,3	31	0,79		58,0	
5	6904	6,6	45,6	1,0	7,0	38,6	84,7	29	0,76	56	51,9	
6	7760	5,8	45,0	0,8	6,2	38,8	75,2	23	1,23	57	85,3	
7	6501	6,0	39,0	0,6	4,0	35,0	89,8	75	2,15	78	37,3	
			250,8	O 1,23	61,4	189,4	75,5	222	1,17	344	244,7	
8	6450	5,4	37,4	0,4	2,6	34,8	93,1	46	1,33	58		
9	7273	5,6	40,8	0,6	4,4	36,4	89,2	20	0,55	59		
10	11129	3,6	40,0	1,0	5,6	34,4	86,0	17	0,50	52	74,2	
11	7870	4,4	34,6	1,0	7,8	26,8	77,5	46	1,72		5,2	
12	7281	5,2	37,8	0,6	4,4	33,4	88,4	58	1,74		39,0	
13	7082	3,8	27,0	0,6	4,2	22,8	84,5	35	1,54		9,7	
14	6990	4,2	29,4	0,4	2,8	26,6	90,5	26	0,98	77	17,7	
			247,0	O 0,66	31,8	215,2	87,1	248	1,16	246	145,8	
15	6713	3,8	25,6	1,0	6,8	18,8	73,4	12	0,64	54		
16	6440	3,6	23,2	1,2	7,8	15,4	66,4	32	2,08	25		
17	6650	4,6	30,6	1,2	8,0	22,6	73,9	41	1,82	30	61,2	
18	6518	7,8	50,8	1,4	9,2	41,6	81,9	47	1,13		33,0	
19	6898	5,8	40,0	1,4	9,6	30,4	76,0	52	1,72	8	16,7	
20	6469	6,2	(40,2)					(52)		12	11,8	
21	6747	5,8	39,2	1,2	8,0	31,2	79,3	46	1,48	35	28,3	
			209,4	O 1,24	48,4	160,0	76,4	230	1,44	164	151,0	
22	13337	3,6	48,0	1,4	18,6	29,4	61,3	40	1,37	30		
23	13570	2,4	32,6	1,2	16,2	16,4	50,3	40	2,44	35		
24	10234	3,4	34,8	1,2	12,2	22,6	65,0	6	0,27			
25	8393	4,6	38,6	1,4	11,8	26,8	69,4	17	0,64	27		
26	7908	5,6	44,2	0,6	4,8	39,4	89,2	17	0,44	32		
27	10161	6,0	61,0	0,4	4,0	57,0	93,5	35	0,62	35		
28	8909	6,0	53,4	0,4	3,6	49,8	93,4	45	0,91	41	22,5	
			312,6	O 0,95	71,2	241,4	77,2	200	0,83	200	22,5	

unterschiedlicher Pausenzeit intermittierend betrieben. Die Sauerstoffversorgung erfolgte über zwei Elektrogebläse und getrennte Steuerung. Im Oktober wurde die Kammerfilterpresse (SE) mit Polyelektrolyt, im November mit Eisen/Kalk betrieben. Die Fremdschlammübernahme (FS) erfolgt über eine gesonderte Übernahmestation über den Eindicker in den Faulturm und war an den einzelnen Tagen stark schwankend.
Vergleicht man die Monate Oktober und November liegen die wesentlichen Unterschiede in der Trübwassermenge (TW) und der Schlammentwässerung, welche von entscheidendem Einfluß auf die biologische Phosphorelimination sind. Werte für Fe/P kleiner eins konnten nur bei geringen Trübwassermengen und Entwässerung mit Eisen/Kalk erreicht werden.

- Periode 2: 5.12. - 31.12.1990
  Ab 5. Dezember wurde die Betriebsweise auf 3 parallele Straßen mit Pausenfaktor und intermittierendem Betrieb umgestellt. Trotz erhöhter Trübwassermengen konnten Werte für Fe/P von 0,83 bis 1,44 kg/kg erzielt werden.



Problematisch war die stark schwankende Eisendosierung über den gesamten Zeitraum, welche technisch bedingt war. Die Lösung von Eisenchloridsulfat führte zu unterschiedlichen Dichten und damit zu wechselndem Eisengehalt. Darüberhinaus sind die Dosierpumpen schwierig einzustellen.

3. Zusammenfassung:

Die biologische Phosphorentfernung durch den Betrieb von Umlaufbecken mit anoxischen und anaeroben Zonen überlagert durch intermittierenden Betrieb lassen eine weitgehende biologische Phosphorentfernung zu. Die Rücklösung von Phosphor im Trübwasser aus Schlammsilo und Faulturm sind von wesentlichem Einfluß. Die Verlängerung der anaeroben Phase bringt eine erhöhte Elimination, eine eventuelle Minderung der Ablaufqualität muß beachtet werden.

Entscheidend ist jedoch die Vermeidung der Rückbelastung durch Trübwasser. Hiefür sind eine Reihe von Maßnahmen bekannt. Derzeit laufen Versuche, das Filtrat der Kammerfilterpresse (Eisen/Kalk-Konditionierung) zur Behandlung des Trübwassers einzusetzen und den Schlamm laufend regelmäßig maschinell zu entwässern.

Herrn W. Hofrat
Dipl.-Ing. E. Mayr
c/o Amt der OÖ Landesregierung

Kärntnerstraße 12
4020 Linz

BETRIEBSERFAHRUNGEN MIT DER BIOLOGISCHEN PHOSPHOR- UND STICKSTOFFENTFERNUNG IM KLÄRWERK BERLIN-RUHLEBEN UND -MARIENFELDE

A. Peter*, F. Sarfert*

KURZFASSUNG

Bei Untersuchungen zur Verhinderung von Blähschlamm im Klärwerk Berlin-Ruhleben wurde als "Nebeneffekt" eine vermehrte biologische P-Entfernung beobachtet. Da seit 1986/87 im Ablauf der Berliner Klärwerke (Ost und West) ein Wert für Gesamt-P von ≤ 2 mg/l eingehalten werden muß, - in den Klärwerken von ehemals Berlin (West) muß gemäß der Rahmen-AbwasserVwV Anhang 1 (Gemeinden) zu § 7a WHG ein Überwachungswert von 1 mg/l Gesamt-P seit 1.1.1990 eingehalten werden - wird die biologische P-Entfernung in den beiden Klärwerken Berlin-Ruhleben (240.000 m^3/d) und Marienfelde (100.000 m^3/d) unter den jeweils spezifischen Verhältnissen nach dem "Ruhlebener bzw. Marienfelder Verfahren" erprobt bzw. wurde sie inzwischen betrieblich eingeführt. Dazu wurden in vorhandenen Beckengruppen jeweils anaerobe Zonen eingerichtet. Im Klärwerk Ruhleben, das aus zwei parallelen Ausbaustufen besteht, wurde in der 1. Ausbaustufe ein Forschungsvorhaben begonnen, bei dem neben der biol. P-Entfernung inklusive einer unterstützenden Simultanfällung zusätzlich eine Nitrifikation und eine Denitrifikation erfolgt. Über die Forschungsaktivitäten und die erzielten Ergebnisse in beiden Klärwerken wird berichtet. So wurden Entfernungsraten für Gesamt-P von 3,3 - 5,5 mg pro 100 mg entfernten BSB_5 erreicht. Der o.a. Auflagenwert für Gesamt-P von 2 mg/l im Ablauf kann in beiden Anlagen ohne zusätzliche Fällmitteldosierung eingehalten werden. Im Klärwerk Ruhleben liegt der Ablaufwert überwiegend bei 0,5 mg/l Gesamt-P und darunter, so daß auch der Überwachungswert von 1 mg/l eingehalten werden kann. Im Klärwerk Marienfelde schwankt der Ablaufwert in den 24h-Proben um 1 mg/l. Damit kann in der 2h-Mischprobe oder in der qualifizierten Stichprobe der Überwachungswert von 1 mg/l nicht immer eingehalten werden (s. dazu auch Diskussion und Folgerungen). Es muß besonders betont werden, daß die Versuche ausschließlich im Betriebsmaßstab durchgeführt wurden bzw. noch werden.

Berliner Wasser-Betriebe, Abt. Laboratorien,
Freiheit 17A, D-1000 Berlin 20

EINFÜHRUNG

Seit Jahrzehnten wird gereinigtes Abwasser, das noch Nährstoffe wie Phosphor und Stickstoff enthält, in die Berliner Flüsse mit ihren seeartigen Ausbildungen geleitet. Für die Vermeidung einer starken Eutrophierung ist eine weitergehende P-Entfernung aus dem Abwasser sowohl im ehemaligen Berlin (West) als auch im ehemaligen Berlin (Ost) erforderlich. Aus diesem Grund erfolgte 1982 eine Gewässerschutzvereinbarung zwischen der DDR und der Bundesrepublik Deutschland, wonach der Gehalt an Gesamt-P im Ablauf aller Berliner Klärwerke seit 1986/87 $\leq$ 2 mg/l betragen muß. In den Klärwerken vom ehemaligen Berlin (West) muß gemäß der Rahmen-AbwasserVwV Anhang 1 (Gemeinden) zu § 7a WHG ein Überwachungswert von 1 mg/l Gesamt-P seit 1.1.1990 eingehalten werden.

Das ehemalige Berlin (West) hat zwei Klärwerke, das Klärwerk Ruhleben (240.000 m^3/d) im Norden und das Klärwerk Marienfelde (100.000 m^3/d) im Süden. Im gesamten Klärwerk Marienfelde wurde ursprünglich die Simultanfällung für die Einhaltung des o.a. P-Ablaufwertes angewendet. Inzwischen erfolgt die P-Entfernung wie im Klärwerk Ruhleben biologisch.

Bei der Anwendung der chemischen P-Entfernungsverfahren entstehen Nachteile wie erhebliche zusätzliche Schlammenge praktisch ohne Heizwert, Aufstockung der Anionen in den Vorflutern und zusätzliche Kosten. Die zusätzliche Schlammenge wirkt sich vor allem durch den niedrigen Heizwert besonders dann negativ aus, wenn der Schlamm wie in Berlin verbrannt wird. Eine Reduzierung dieser Nachteile ist möglich, indem das Fällmittel nicht zulaufabhängig, sondern P-frachtabhängig dosiert wird [1]. Eine deutlich weitere Verringerung dieser Nachteile ergibt sich jedoch durch die Anwendung der biol. P-Entfernung.

In Berlin wurde erstmals im Zusammenhang mit Versuchen zur Blähschlammverhinderung im Klärwerk Ruhleben unerwartet das Phänomen der intensivierten biologischen P-Entfernung festgestellt. Bei diesen Versuchen wurde in Übereinstimmung mit der "Selektor-Theorie" [2,3] die längsverteilte Abwasserbeschik-

kung auf Vor-Kopf-Beschickung umgestellt und ein Bereich am Beckenanfang stark unterbelüftet. Durch diese Beschickungsart konnte nicht nur Blähschlamm verhindert werden, sondern es zeigte sich auch eine deutliche Abnahme der P-Ablaufkonzentration. Diese Ergebnisse führten zu weiteren Prozeßmodifikationen und speziellen Forschungsaktivitäten in beiden Klärwerken.

Auf die theoretischen Zusammenhänge der biologischen P-Entfernung wird in diesem Bericht nicht eingegangen. Informationen dazu können z.B. aus [4] entnommen werden.

KLÄRWERK RUHLEBEN

Das Klärwerk Ruhleben (Abb. 1) besteht aus zwei parallelen Ausbaustufen, mit denen 240.000 m^3/d Abwasser gereinigt werden. Die 1. Ausbaustufe (z.Z. 30.000 m^3/d) wurde 1963 und die 2. Ausbaustufe (z.Z. 210.000 m^3/d) 1983 in Betrieb genommen.

Das Abwasser durchfließt zunächst den Rechen und Sandfang und wird dann auf die beiden Reinigungsstufen verteilt.

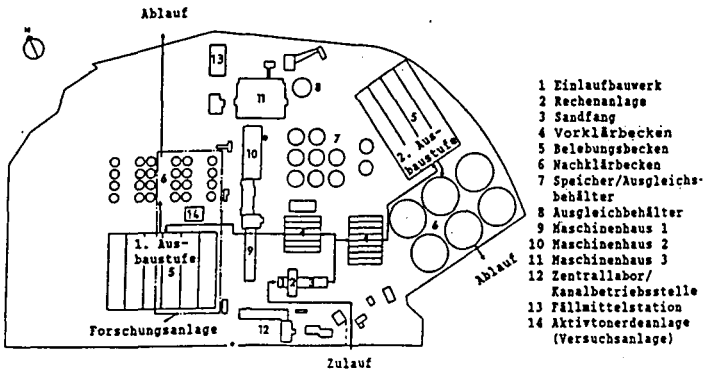


Abb. 1: Klärwerk Ruhleben

Der Überschußschlamm wird in den Klärwerkszulauf geleitet und setzt sich in den Vorklärbecken zusammen mit dem Primärschlamm

ab. Dieser Mischschlamm wird in Ausgleichsbehälter gepumpt, unter Zugabe von Flokungshilfsmittel mit Zentrifugen entwässert und in Wirbelschichtöfen verbrannt [5]. Das Zentrat wird zusammen mit dem übrigen Eigenabwasser in den Klärwerkszulauf geleitet.

Ausbaustufe 2

Da das Phänomen der intensivierten biologischen P-Entfernung zuerst in der 2. Ausbaustufe festgestellt wurde, wird erst über diese und anschließend über die 1. Ausbaustufe berichtet.

Beschreibung ("Ruhlebener Verfahren")

Die 2. Ausbaustufe besteht aus acht Vorklärbecken, vier zweizügigen Belebungsbecken mit feinblasigen Flächenbelüftungen und sechs horizontal durchströmten, runden Nachklärbecken (Abb.2). Der Ablauf von zwei Belebungsbecken wird jeweils auf drei Nachklärbecken verteilt.

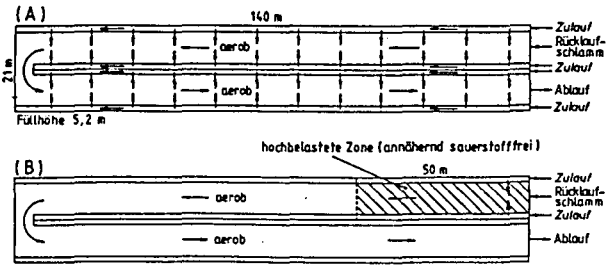


Abb. 2: Belebungsbecken der 2. Ausbaustufe vor (A) und nach (B) der Umrüstung

Das Abwasser wurde ursprünglich den Belebungsbecken längsverteilt zugeführt (Abb. 2A). Bei dieser Betriebsweise trat jedoch Blähschlamm auf. Die Schlammindizes lagen häufig weit

über 200 ml/g. Dies war der Anlaß, ein Becken versuchsweise auf die in der Literatur beschriebene Verfahrensweise der Vor-Kopf-Beschickung und Einrichtung einer hochbelasteten, anaeroben Zone zur Verhinderung von Blähschlammbildung umzustellen (Abb. 2 B). In dieser Zone wurde die Belüftung so stark gedrosselt, daß einerseits kein Sauerstoff im Abwasser/Schlammgemisch nachweisbar war und andererseits eine Sedimentation des belebten Schlammes vermieden wurde. Eine Trennung zwischen dieser stark unterbelüfteten Zone und des aeroben Beckenteiles mit einer Wand erfolgte nicht.

Durch diese Maßnahmen konnte eine Blähschlammbildung verhindert werden und die Schlammindizes lagen zwischen 50 bis 100 ml/g. Weiterhin sank dadurch unerwartet auch die P-Ablaufkonzentration. Aufgrund dieser positiven Ergebnisse wurden 1985 auch die übrigen drei Belebungsbecken entsprechend umgerüstet [6].

Probenahme und Analytik

Im Ablauf der Vorklärung (Zulauf Belebung) und Nachklärung wurden jeweils 24h-Mischproben mit automatischen, kühlbaren Probenehmern entnommen. Alle anderen Proben sind Stichproben. Die meisten Proben wurden jeden zweiten Tag entnommen.

Alle Proben wurden nach den "Deutschen Einheitsverfahren" bzw. nach DIN analysiert. Der BSB_5 und CSB wurde jeweils vom Zulauf in der Originalprobe und vom Ablauf in der abgesetzten Probe bestimmt. Der ges. N bezieht sich jeweils auf die Originalprobe. Die Abkürzungen für Phosphor bedeuten im einzelnen: P_T = Gesamtphosphat-P, P_{Tf} = gelöstes Gesamtphosphat-P, PO_4-P_f = gelöstes Orthophosphat-P.

Die gleiche Vorgehensweise erfolgte auch bei der 1. Ausbaustufe des Klärwerks Ruhleben und beim Klärwerk Marienfelde.

Versuchsbedingungen und Ergebnisse

Seit der o.a. Umrüstung (1985) der übrigen drei Belebungsbekken trat in dieser Ausbaustufe kein Blähschlamm mehr auf. Die Schlammindizes lagen seither zwischen 40 und 90 ml/g und der Gehalt an Gesamt-P im Ablauf sank auf ca. 1 mg/l.

In Tab. 1 und Tab. 2 sind die Versuchsbedingungen bzw. Ergebnisse einer Beckengruppe von 1987 aufgeführt. Dieser Zeitraum ist repräsentativ für die 2. Ausbaustufe. Neben den Daten für das gesamte Jahr sind außerdem die Daten von einer Periode ohne Nitrifikation (Winter) und mit teilweiser Nitrifikation (Sommer) desselben Jahres aufgeführt.

Tab. 1: Versuchsbedingungen von einer repräsentativen Beckengruppe der 2. Ausbaustufe von 1987.

Zeitraum		1.1.-31.12.87 (gesamtes Jahr)	20.1.-20.5.87 (ohne Nitrifikation)	1.6.-31.10.87 (mit Nitrifikation)
$Q_{zul.}$	[m³/d]	54.925	52.373	51.702
RV	[%]	47	49	50
$V_{an.Teilbel.zone}$	[m³]	≈2.800	≈2.800	≈2.800
$t_{an.Teilbel.zone}$*	[h]	≈1,2	≈1,3	≈1,3
V_{aerob}	[m³]	≈12.330	≈12.330	≈12.330
t_{aerob}*	[h]	≈5,4	≈5,6	≈5,7
TS_{BB}	[g/l]	4,62	4,88	4,48
B_{TS}**	[kg BSB_5/kg·d]	0,23	0,26	0,21
B_R**	[kg BSB_5/m³·d]	1,06	1,23	0,94
t_{TS}**	[d]	4,2	4,9	4,5

* = bezogen auf Zulauf
** = bezogen auf aerobes Volumen

Die Ergebnisse in Tab. 2 zeigen, daß allein mit der biologischen P-Entfernung im Mittel ein Gesamtphosphatgehalt im Ablauf von 0,90 mg/l P erzielt wurde, bzw. eine P-Entfernung von 90 %.

Eine vergleichbare P-Entfernung erfolgte auch in der Periode mit teilweiser Nitrifikation, in der Nitrat mittels Rücklaufschlamm in die anaerobe Zone zugeführt wurde. Dies ist bemerkenswert, da laut Literatur (z.B. [7]) eine Nitratzufuhr in die anaerobe Zone die biol. P-Entfernung stört.

Tab. 2: Mittlere Ergebnisse von einer repräsentativen Beckengruppe der 2. Ausbaustufe von 1987.

		Zul. unterbelüftete Zone	Abl.** Nachklärung	Zul. unterbelüftete Zone	Abl.** Nachklärung	Zul. unterbelüftete Zone	Abl.** Nachklärung
Zeitraum		1.1. - (gesamtes Jahr)	31.12.87	20.1. - (ohne Nitrifikation)	20.5.87	1.6. - (mit Nitrifikation)	31.10.87
BSB$_5$	[mg/l]	240	12	266	14	213	11
CSB	[mg/l]	473	55	519	60	415	50
org.Säu.	[mgAc/l]	56	-	52	-	51	-
ges.N	[mg/l]	56,2	32,7	59,0	35,6	52	29,8
NH_4-N	[mg/l]	37,0	18,2	37,0	29,0	35	8,0
NO_2-N	[mg/l]	-	9,8	-	2,2	-	17,0
NO_3-N	[mg/l]	-	0,6	-	0,6	-	1,2
HCO_3	[mg/l]	430	-	460	-	429	-
P_T	[mg/l]	9,3	0,90	9,4	0,83	8,9	1,00
P_{Tf}*	[mg/l]	-	0,48	-	0,41	-	0,61
abf.Stoffe	[mg/l]	210	14,0	254	14	185	13
ISV	[ml/g]	-	58	-	60	-	53
Temp.	[°C]	-	17,0	-	14,0	-	20,0
η P_T	[%]	-	90	-	91	-	89
η ges.N	[%]	-	42	-	40	-	43

* berechnet: $P_{Tf} = P_T - P_{Part.}$; $P_{Part} = 0{,}03 \cdot$ abf.Stoffe
** Ausnahme ISV

Neben den Ergebnissen bezüglich P ist weiterhin der ISV von 58 ml/g bemerkenswert. Die Werte schwankten zwischen 40 und 70 ml/g.

In Abb. 3 sind die P- und N-Ganglinien von 1987 und 1988 aufgetragen. Die P-Ganglinie vom Ablauf zeigt, daß sich die

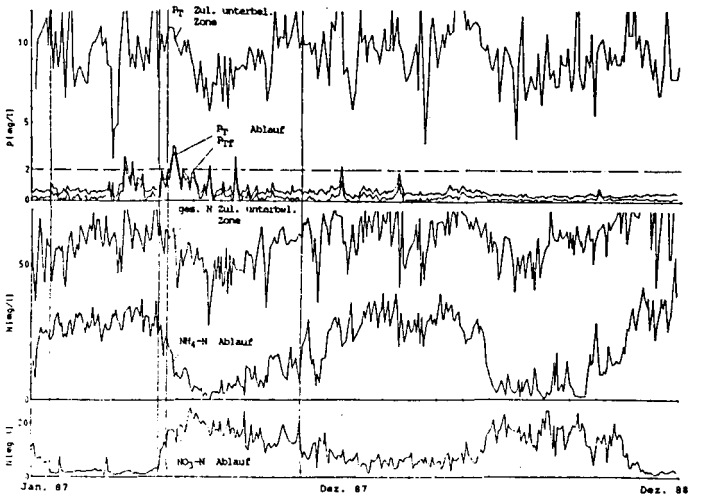


Abb. 3: P- und N- Ganglinien der 2. Ausbaustufe von 1987 und 1988

Wirksamkeit der biologischen P-Entfernung ab der zweiten Jahreshälfte 1987 stabilisierte. Der Auflagenwert von 2 mg/l wurde nicht mehr überschritten. Die Werte lagen überwiegend unter 1 mg/l.

Anfang 1988 wurden die hochbelasteten Zonen (Abb. 2) um ca. die Hälfte verkleinert, indem eine entsprechende Anzahl von Belüftungssträngen wieder voll mit Luft beaufschlagt wurden. Dies hat sich, wie Abb. 3 zeigt, auf die biologische P-Entfernung nicht negativ ausgewirkt.

Bei den Schlammindizes ist jedoch eine geringfügige Erhöhung feststellbar. So betrug der Jahresmittelwert 1987 58 ml/g (Schwankungsbereich: 40-70 ml/g) und 1988 67 ml/g (Schwankungsbereich: 50-90 ml/g).

Bezüglich des Stickstoffs läßt sich an den N-Ganglinien erkennen, daß aufgrund des geringen Schlammalters von ca. 4 Tagen (Tab. 1) jeweils nur in den Sommermonaten eine teilweise Nitrifikation erfolgte.

Ausbaustufe 1

Ausgehend von den Erfahrungen der 2. Ausbaustufe wurde beschlossen, die biologische P-Entfernung in die notwendigen zukünftigen Erweiterungen des Klärwerks Ruhleben von Anfang an einzuplanen. Da außerdem ab 1990 für das Klärwerk Ruhleben eine Nitrifikation zur Auflage gemacht wurde und Nitrat die P-Entfernung negativ beeinflussen kann [7], mußte eine Stickstoffentfernung durch Nitrifikation und Denitrifikation ebenfalls in das Behandlungskonzept integriert werden [8]. Aufgrund damals fehlender, abgesicherter Bemessungsgrundlagen für dieses Behandlungskonzept wurde beschlossen, ein entsprechendes Forschungsvorhaben im Betriebsmaßstab durchzuführen.

Da davon auszugehen war, daß ein vorgegebener P-Grenzwert im Ablauf auf biologische Weise nicht garantiert werden kann, sollte eine Kombination von biologischer P-Entfernung und un-

terstützender chemischer P-Entfernung ebenfalls in das Vorhaben eingeschlossen werden. Außerdem sollte die Möglichkeit der weitergehenden Reinigung auf Gesamtphosphatwerte im Ablauf von ≤ 0,5 mg/l P im halbtechnischen Maßstab mit dem Aktivtonerdeverfahren [9] untersucht werden. Erläuterungen zu diesem Verfahren sind jedoch nicht Bestandteil dieses Berichtes.

Beschreibung

Mit Beginn des Forschungsvorhabens 1985, wurde die 1. Ausbaustufe vollständig außer Betrieb genommen und drei der sechs vorhandenen Belebungsbecken (je 8.800 m^3) umgebaut.

Wie Abb. 4 zeigt, wurden anaerobe Zonen für die biologische P-Entfernung, anoxische Zonen für die vorgeschaltete Denitrifikation und aerobe Zonen für die Nitrifikation und den Kohlen-

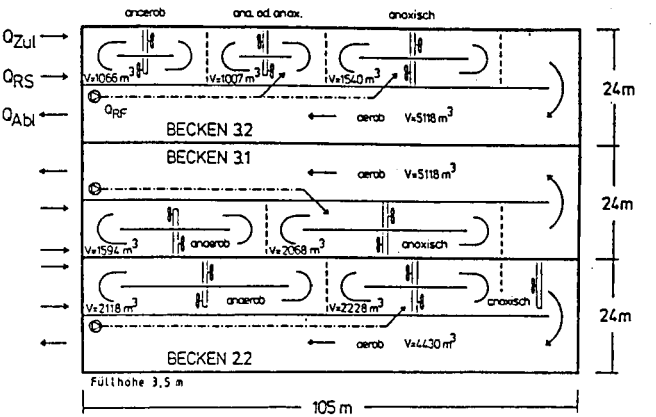


Abb. 4: Umgerüstete Belebungsbecken der 1. Ausbaustufe für das Forschungsvorhaben

stoffabbau mit unterschiedlichen Volumenverhältnissen in den drei Becken eingerichtet. Die Beschickung der Anlagen mit vorgeklärtem Zulauf und Rücklaufschlamm erfolgt vor Kopf in die anaeroben Zonen. Alle anaeroben und anoxischen Zonen sind als Umlaufbecken konzipiert und werden durch je zwei horizontal

angeordnete Rührwerke umgewälzt. Zur Trennung der Zonen untereinander sind feste Stahlbetonwände angeordnet. Sie werden in Fließrichtung vom belebten Schlamm überströmt und verhindern somit Rückvermischungen. Die aeroben Zonen sind längsdurchströmt und werden mit feinblasigen Flächenbelüftungen belüftet. Die Rückführung des internen Denitrifikationskreislaufes erfolgt mit konstanter Fördermenge über Unterwasserkreiselpumpen. Jedem Belebungsbecken sind vier Nachklärbeken (Dortmundbrunnen, je 1.000 m^3) zugeordnet. Die Rücklaufschlammförderung erfolgt bei den beiden Nachklärbekengruppen 2.2 und 3.1 mit Druckluftheben (Mammutpumpenprinzip) und bei 3.2 mit Unterwasserkreiselpumpen. Da der Rückförderstrom für die Denitrifikation von Anlage 3.2 entweder der zweiten oder dritten Zone zugeführt werden kann, können an der Versuchsanlage vier grundsätzliche Betriebseinstellungen erprobt und miteinander verglichen werden.

Regelungsschema für die unterstützende Simultanfällung

Wie bereits erwähnt, kann nicht mit Sicherheit davon ausgegangen werden, daß mit der biologischen P-Entfernung allein ein vorgegebener P-Ablaufwert garantiert werden kann. Dies sollte durch eine unterstützende Simultanfällung gewährleistet werden. Zu diesem Zweck wurde ein im halbtechnischen Maßstab getestetes Regelungsschema [10] installiert, das in Abbildung 5 dargestellt ist.

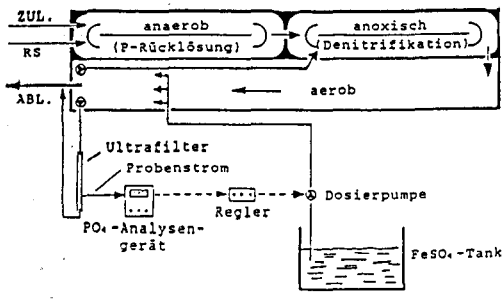


Abb. 5: Regelungsschema für eine ergänzende Simultanfällung zur biol. P-Entfernung [11]

Es basiert im wesentlichen auf einer am Ende des Belebungsbeckens durchgeführten, kontinuierlichen photometrischen Messung des Ortho-Phosphatgehaltes. Der für jedes photometrische Meßgerät unerläßliche, schwebstofffreie Probenstrom wird mit einem Ultrafilter gewonnen [12]. Sobald die Phosphatkonzentration einen vorgegebenen Grenzwert übersteigt, wird über einen Grenzwertregler solange Fällmittel ($FeSO_4$) oberhalb der Meßstelle dosiert, bis der Grenzwert wieder eingehalten wird. Da die optimale Dosierstelle während des Versuchsbetriebes erst noch ermittelt werden muß, erfolgt die Fällmittelzugabe über ein örtlich versetzbares, auf den Beckenboden absenkbares Schlauchsystem. Alle drei Beckenzüge sind mit dem beschriebenen Regelungsschema ausgerüstet worden.

Versuchsbedingungen und Ergebnisse

Zwischen Juli (Becken 3.2) und Ende September 1986 (Becken 2.2) wurden die drei Beckengruppen nacheinander in Betrieb genommen. Die Einrichtung für die zusätzliche Simultanfällung ist seit Sommer 1987 betriebsbereit. Seit dieser Zeit liegen die P-Ablaufwerte allein durch die biologische P-Entfernung deutlich unter 2 mg/l. Damit jedoch die zusätzliche Fällmitteldosierung erprobt werden konnte, wurde von Mai bis Juli 1988 Phosphat in den Zulauf von Becken 3.2 dosiert.

In der vergangenen Versuchszeit von rund 4 Jahren erfolgten diverse Betriebsänderungen. So wurden z.B. bei Becken 2.2 und 3.2 die Schlammbelastungen verändert. Bei Becken 3.2 wurde weiterhin das anaerobe/anoxische Volumenverhältnis variiert und der Volumenstrom des Rücklaufschlammes deutlich verringert. In der anaeroben Zone von Becken 3.1 wurde der Rührbetrieb für ca. ein Jahr von kontinuierlich auf intermittierend umgestellt.

Diese Betriebsänderungen machen eine Einteilung der Versuche in verschiedene Phasen erforderlich. In den Tabellen 3 und 4 werden jedoch für jedes Becken lediglich Daten von je einer Phase aufgeführt, die jeweils den aktuellen Stand der Versu-

che repräsentieren (Becken 2.2 ist seit Ende September 1988 wegen Baumaßnahmen außer Betrieb). Über die Versuchszeit davor wurde bereits an anderer Stelle berichtet [13,14].

Tab. 3: Betriebsdaten der 1. Ausbaustufe

		Becken 2.2	Becken 3.1	Becken 3.2
Zeitraum		15.04.88 - 25.09.88	10.09.88 - 31.12.88	01.08.88 - 31.12.88
Parameter				
Q_{Zul}	[m^3/d]	11.721	12.439	12.593
RV	[%]	103	91	38
Q_{RF}	[%]	384	322	318
$V_{anaerob}$	[m^3]	2.118	1.594	1.066
$t_{anaerob}$*	[h]	4,6	3,1	2,1
$V_{anoxisch}$	[m^3]	2.228	2.068	2.547
$t_{anoxisch}$*	[h]	4,8	4,1	5,0
V_{aerob}	[m^3]	4.430	5.118	5.118
t_{aerob}*	[h]	9,6	10,1	10,0
TS_{BB}	[g/l]	3,00	3,14	3,08
B_{TS}**	[kgBSB_5/kg·d]	0,13	0,14	0,14
B_R**	[kgBSB_5/m^3·d]	0,37	0,41	0,37
t_{TS}**	[d]	9,8	8,4	7,8

* = bezogen auf Q_{Zul}
** = bezogen auf anoxisches und aerobes Volumen

Tab. 4: Ergebnisse der 1. Ausbaustufe

		Becken 2.2		Becken 3.1		Becken 3.2	
Zeitraum		15.04.88 - 25.09.88		10.09.88 - 31.12.88		01.08.88 - 31.12.88	
Parameter		ZUL	ABL	ZUL	ABL	ZUL	ABL
BSB_5	[mg/l]	209	5	232	6	226	8
CSB	[mg/l]	469	50	483	54	480	69
org. Säure	[mg Ess./l]	78	-	83	-	88	-
ges.N	[mg/l]	57	10,3	63	13,8	61,7	16,2
NH_4-N	[mg/l]	38,4	0,71	43,7	0,68	42,4	0,89
NO_3-N	[mg/l]	-	6,3	-	8,95	-	9,4
NO_2-N	[mg/l]	-	0,06	-	0,19	-	0,31
HCO_3^-	[mg/l]	486	279	501	285	500	287
P_T	[mg/l]	7,8	0,36	7,4	0,41	7,3	1,06
P_{Tf}	[mg/l]	5,2	0,21	5,6	0,16	5,5	0,16
PO_4-P_f	[mg/l]	4,2	0,11	4,6	0,05	4,4	0,05
abf. Stoffe	[mg/l]	161	8,3	144	15,1	146	44,2
ISV	[ml/g]	-	84	-	102	-	86
Temperatur	[°C]	-	20,7	-	18,2	-	19,3
ηP_T	[%]	-	96	-	94	-	86
ηP_{Tf}*	[%]	-	97	-	98	-	98
η ges.N	[%]	-	82	-	78	-	74

* = bezogen auf ($P_{T,Zul.}$ - $P_{Tf,Abl.}$) · 100 / $P_{T,Zul.}$

Einen Überblick über die P- und N- Ganglinien ab Oktober 1986 gibt Abb. 6.

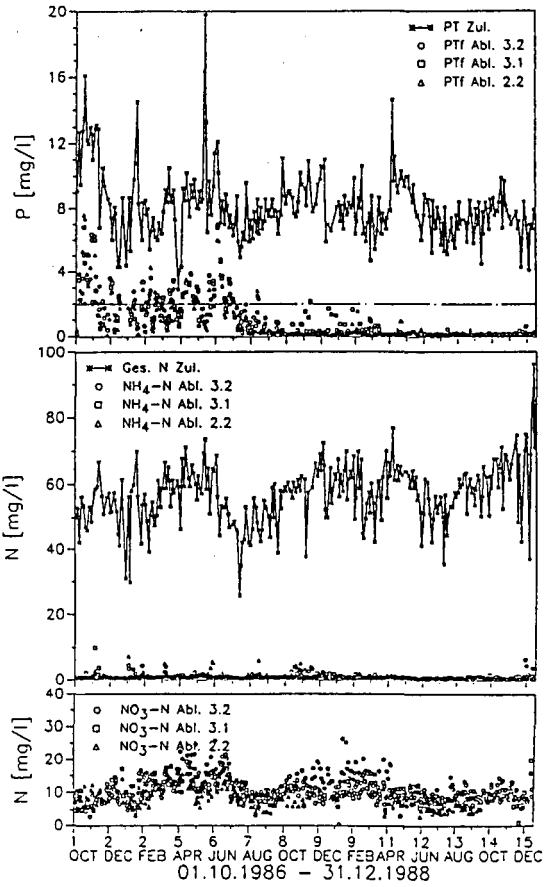


Abb. 6: P- und N- Ganglinien von der 1. Ausbaustufe

Die P-Konzentrationsverläufe in dieser Abbildung zeigen, daß die P-Ablaufwerte bei allen drei Becken im ersten Versuchsjahr stark streuten. Danach erfolgte eine deutliche Verbesserung und Stabilisierung. Die Ursache für diese deutliche Verbesserung ließ sich bis zum gegenwärtigen Zeitpunkt nicht ermit-

teln. Ursprünglich [13,14] wurde vermutet, daß die im folgenden beschriebenen Faktoren dafür maßgeblich sind: Bei den Becken 2.2 und 3.2 wurde im Sommer 1987 die Schlammbelastung jeweils von ca. 0,10 auf ca. 0,17 kg/kg*d erhöht. Damit nahm die Überschußschlammproduktion zu. Da der P-Gehalt in der Bakterienmasse sich kaum veränderte, war damit eine größere Entnahme an P-Fracht möglich. Bei Becken 3.1 wurde die Schlammbelastung von ca. 0,10 kg/kg*d nicht verändert, jedoch erfolgte ab Sommer 1987 wie bereits oben erwähnt, ein intermittierender Rührbetrieb in der anaeroben Zone. Dadurch wurde die Biomasse angereichert und es erhöhte sich deren Verweilzeit in dieser Zone. Mit dieser Methode wurde an anderer Stelle [15] ebenfalls eine deutliche Verbesserung der biologischen P-Entfernung erreicht. Seit Sommer 1988 wurde aber der intermittierende Rührbetrieb wieder auf konstantes Rühren umgestellt, jedoch haben sich dadurch die P-Ablaufwerte nicht wieder erhöht, wie aus Abb. 6 ersichtlich ist.

Bei den Becken 2.2 und 3.2 mußte bereits im Dezember 1987 die Schlammbelastung wieder auf ungefähr den ursprünglichen o.a. Wert gesenkt werden, da durch die tieferen Temperaturen im Winter die Nitrifikation nicht mehr vollständig erfolgt wäre. Diese Veränderung auf den ursprünglichen Betrieb machte ebenfalls die stabile P-Entfernungsrate nicht rückgängig. Die Ablaufkonzentrationen für P_T liegen nach wie vor weit unter 1 mg/l (Abb. 6).

Bezüglich des Stickstoffs zeigt Abb. 6, daß mit allen drei Becken ein NH_4-N-Ablaufwert von ca. 1 mg/l erreichbar ist, d.h. es erfolgt praktisch eine vollständige Nitrifikation, sowohl im Sommer als auch im Winter. Mit der Denitrifikation werden NO_3-N-Ablaufwerte von ca. 10 mg/l erzielt. Damit beträgt die Stickstoffelimination ca. 75 - 85 % (Tab. 4).

In Abb. 7 sind die Ergebnisse von der o.a. Betriebsphase von Becken 3.2 mit der zusätzlichen P-Dosierung in den Zulauf aufgeführt.

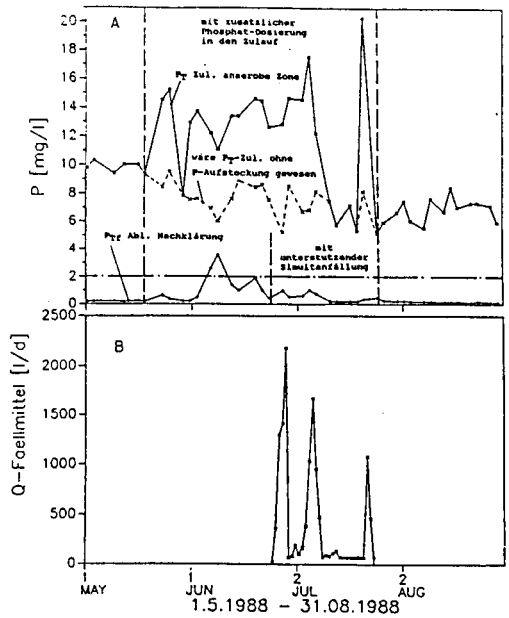


Abb. 7: P-Ganglinien von Becken 3.2 mit P-Aufstockung im Zulauf (A) und Eisen(II)-sulfatmenge (74 g Fe/l) bei unterstützender Simultanfällung (B)

In dieser Abbildung ist zu erkennen, daß die P-Ablaufwerte durch die P-Aufstockung zwar ansteigen, jedoch ist die Zunahme deutlich geringer als die Aufstockung. Obwohl die Phase mit der P-Dosierung ohne Fällmittelzugabe nur vier Wochen betrug, zeigen die P-Daten, daß der belebte Schlamm noch Reserven für eine höhere P-Entfernung hat.

Im anschließenden Zeitraum von vier Wochen wurde erstmals die zusätzliche Simultanfällung erprobt. Wie die P-Ablaufwerte zeigen, konnte damit das Überschreiten des P-Auflagenwertes von 2 mg/l problemlos verhindert werden. Aus der kurzen Versuchsphase lassen sich allerdings keine zuverlässigen Angaben über einen eventuell erforderlichen Fällmittelbedarf bei diesen deutlich höheren P-Zulaufwerten machen. Wie die Phase davor allerdings zeigte, ist zu vermuten, daß bei einer um 3 - 5 mg/l höheren P-Zulaufkonzentration im Klärwerk Ruhleben kein oder nur geringfügig Fällmittel benötigt wird.

P-Rücklösung bei der Schlammbehandlung

Da der gesamte Überschußschlamm und das durch die Zentrifugen abgetrennte Schlammwasser vor dem Sandfang in den Zulauf gegeben wird, ist davon auszugehen, daß ein Teil des biologisch gebundenen Phosphats rückgelöst wird und erneut den Prozeß durchläuft.

Eine Bilanzierung der Werte von 1988 ergab, daß sich zwischen Klärwerkszulauf und Ablauf Vorklärung eine P-Aufstokung von rund 1 mg/l ergab. Davon sind 0,4 mg/l aus dem Zentrat und der Rest aus Rücklösungen des Überschußschlammes.

Wie die erzielten P-Restkonzentrationen in den Abläufen der Nachklärungen deutlich zeigen, ist die biologische P-Entfernungsleistung des belebten Schlammes jedoch ausreichend, diesen Anstieg vollständig zu kompensieren.

Da die aus dem Abwasser entfernte Netto-Phosphatfracht den Prozeß letztlich nur über die bei der Schlammverbrennung zurückbleibende Asche verlassen kann (Rauchgas kann vernachlässigt werden), wurden diese beiden Mengen gegeneinander bilanziert. Auf der Basis von 1988 wurde für die Schlammasche eine Jahresfracht von etwa 890 t/a P ermittelt. Diese Menge ist nahezu identisch mit der aus dem Abwasser entfernten Jahresmenge, die sich auf etwa 840 t/a P belief. Da dieser Anteil im entwässerten Schlamm gehalten werden kann, ist es unter den gegenwärtigen Verhältnissen nicht erforderlich, das Schlammwasser des Klärwerks Ruhleben chemisch zu fällen. Bei der Bewertung dieser Ergebnisse ist jedoch zu berücksichtigen, daß auf dem Klärwerk Ruhleben keine anaerobe Schlammfaulung durchgeführt wird, das zu anderen Ergebnissen führen könnte.

KLÄRWERK MARIENFELDE

Basierend auf den Versuchen im Klärwerk Ruhleben bezüglich der Verhinderung von Blähschlamm und der biologischen P-Entfernung wurde versuchsweise 1986 im Klärwerk Marienfelde eine der vier

parallelen Einheiten ebenfalls mit einer anaeroben Vorzone ausgerüstet.

Beschreibung ("Marienfelder Verfahren")

Das Klärwerk Marienfelde (100.000 m^3/d), das seit 1974 in Betrieb ist, besteht aus vier voneinander unabhängigen parallelen Einheiten (Abb. 8).

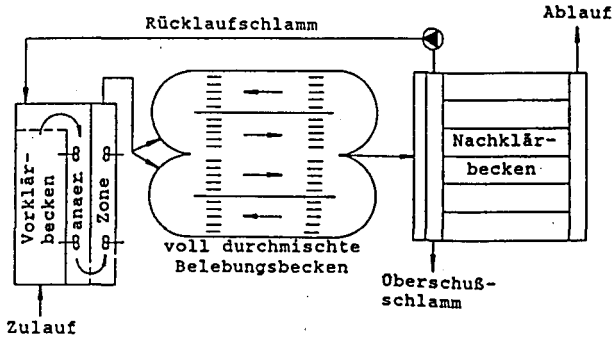


Abb. 8.: Einheit 1 des Klärwerks Marienfelde - umgerüstet auf Betrieb mit einer anaeroben Zone

Die Belebungsbecken sind volldurchmischt und werden mit Mammutrotoren belüftet. Die Nachklärung erfolgt jeweils in sechs rechteckigen, horizontal durchströmten Becken.

Der Primärschlamm wird in einem Schwerkrafteindicker und der Überschußschlamm mit Hilfe einer Entspannungsflotation eingedickt. Beide Schlämme werden in ein Mischschlammausgleichsbehälter gefördert und mit Zentrifugen entwässert, wobei ein Teil des Schlammes zuvor thermisch konditioniert wird. Der Zentrifugenkuchen wird wie im Klärwerk Ruhleben in Wirbelschichtöfen verbrannt. Das Schlammwasser wird in den Zulauf des Klärwerks geleitet.

Die Einrichtung der anaeroben Zone bei Einheit 1 erfolgte in einem von jeweils zwei parallelen Vorklärbecken. Im wesentli-

chen wurde dazu das Becken mit einer Wand längsgeteilt und Rührer seitlich installiert, so daß eine gewünschte Pfropfenströmung gewährleistet ist (Abb. 8). Die Zuführung des Rücklaufschlammes in die anaerobe Zone erfolgt über eine freiverlegte Rohrleitung.

Versuchsbedingungen und Ergebnisse

Der Versuchsbetrieb mit Einheit 1 erfolgte vom Juli 1986 bis 15. Dezember 1987. In diesem Zeitraum wurde die Simultanfällung, die seit Anfang 1986 bis Ende 1987 im gesamten Klärwerk angewendet wurde, bei dieser Einheit eingestellt. Die mittleren Werte der wesentlichen Betriebsparameter und Ergebnisse sind in Tab. 5 bzw. Tab. 6 zusammengestellt.

Tab. 5: Mittlere Versuchsbedingungen von Einheit 1 des Klärwerks Marienfelde vom 01.08.1986 - 15.12.1987

Zeitraum		1.8.86-15.12.87
$Q_{z=1}$	[m³/d]	23.696
RV	[%]	63
$V_{anaerob}$	[m³]	1.500
$t_{anaerob}$*	[h]	1,5
V_{aerob}	[m³]	6.500
t_{aerob}*	[h]	6,6
TS_{BB}	[g/l]	3,4
B_{TS}**	[kg BSB_6/kg·d]	0,28
B_{R}**	[kg BSB_6/m³·d]	0,92
t_{TS}**	[d]	3,6

* = bezogen auf $Q_{z=1}$
** = bezogen auf aerobes Volumen

Tab. 6: Versuchsergebnisse von Einheit 1 des Klärwerks Marienfelde vom 01.08.1986 - 15.12.1987

		Zulauf anaerobe Zone		Ablauf* Nachklärung
Zeitraum		1.8.86	-	15.12.87
BSB_5	[mg/l]	251		9
CSB	[mg/l]	498		63
org.Säu.	[mg Ac/l]	74		-
ges.N	[mg/l]	60,9		41,9
NH_4-N	[mg/l]	43,2		36,1
NO_3-N	[mg/l]	-		0,9
NO_2-N	[mg/l]	-		0,3
P_T	[mg/l]	10,0		1,37
P_{Tf}	[mg/l]	7,9		1,11
PO_4-P_f	[mg/l]	-		0,84
abf.Stoffe	[mg/l]	133		9
ISV	[ml/g]	-		160
Temp.	[°C]	-		16,8
η P_T	[%]	-		86
η P_{Tf}**	[%]	-		89
η ges.N	[%]	-		31

* Ausnahme ISV

**$P_{Tf} = (P_{T,zul.} - P_{Tf,abl.}) \cdot 100/P_{T,zul.}$

Die Ergebnisse bezüglich P zeigen, daß im Mittel der Auflagenwert für Gesamtphosphat im Ablauf von ≤ 2 mg/l P allein mit der biologischen P-Entfernung eingehalten werden konnte, obwohl der Zulaufwert etwas höher lag als im Klärwerk Ruhleben. Der ISV mit 160 ml/g ist relativ hoch. Er schwankte zwischen 140 und 180 ml/g. Worauf der höhere Index gegenüber denen des Klärwerks Ruhleben zurückzuführen ist, kann derzeit noch nicht eindeutig erklärt werden. Ein Grund könnte das volldurchmischte Belebungsbecken sein. Die Sedimentation des belebten Schlammes war aber trotzdem deutlich besser als vor der Umrüstung.

In Abb. 9 ist der Verlauf der P-Konzentrationen während des Untersuchungszeitraumes dargestellt.

Diese Ganglinien zeigen, daß die biologische P-Entfernung stabil wirkte. Der Auflagenwert von 2 mg/l wurde zu Beginn der Versuche noch häufig überschritten. Im weiteren Verlauf lagen die Werte jedoch überwiegend deutlich darunter.

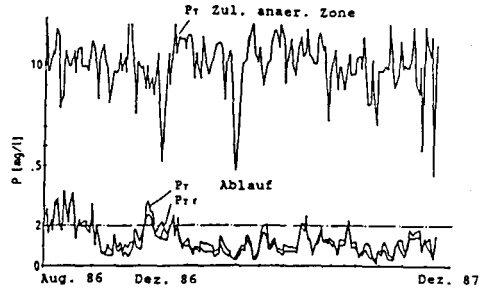


Abb. 9: P-Ganglinien von Einheit 1 des Klärwerks Marienfelde vom 01.08.1986 - 15.12.1987

Aufgrund dieser sehr positiven Ergebnisse wurde beschlossen, die anderen drei Einheiten des Klärwerks Marienfelde ebenfalls entsprechend umzurüsten. Dies erfolgte schrittweise von Herbst 1987 bis Herbst 1988.

Eine gezielte Durchmischung mit Rührern in den anaeroben Zonen erfolgt allerdings nicht mehr. Durch das Einleiten des Rücklaufschlammes in die anaeroben Zonen und der sich dadurch ergebenden höheren Fließgeschwindigkeit wird eine Durchmischung des belebten Schlammes mit dem vorgeklärten Abwasser bewirkt und ein Absetzen weitgehend verhindert. Eventuell abgesetzter Schlamm wird mit Balkenräumern in die Schlammtrichter gefördert und dort wieder aufgewirbelt, da jeweils das gesamte Abwasser/Schlammgemisch unter der Trennwand durch den Schlammtrichter strömen muß (Abb. 8). Die Balkenräumer wurden derart installiert, daß sie auch eventuell auftretenden Schwimmschlamm auf der Wasseroberfläche räumen.

Die Ergebnisse seit der Umrüstung des gesamten Klärwerks auf biologische P-Entfernung sind in Abb. 10 dargestellt.

Diese Abbildung zeigt, daß die P_T-Ablaufwerte unter dem Auflagenwert von 2 mg/l liegen, jedoch sind sie höher als im Klärwerk Ruhleben. Der Grund dafür liegt nicht an den höheren Zulaufwerten, sondern in einer P-Rücklösung in den Nachklärbekken. Dies zeigt sich deutlich aus On-line-Messungen in den

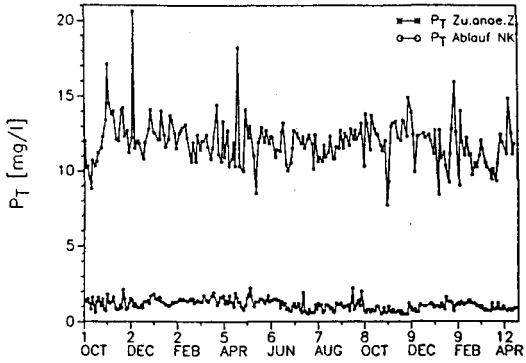


Abb. 10: P-Ganglinien des Klärwerks Marienfelde seit Umrüstung auf biologische P-Entfernung (1.10.88 - 30.4.90)

einzelnen Belebungsbecken und im Ablauf der Nachklärung. Danach verursacht die P-Rücklösung in den Nachklärbecken eine P-Erhöhung im Klärwerksablauf um ca. 0,5 - 1 mg/l P. Aufgrund dieser P-Rücklösung läßt sich der gemäß der Rahmen-AbwasserVwV Anhang 1 (Gemeinden) zu § 7a WHG seit 1.1.1990 gültige Überwachungswert von 1 mg/l P_T nicht immer einhalten.

P-Rücklösung bei der Schlammbehandlung

Eine Betrachtung der P-Konzentration des in den Klärwerkszulauf rückgeführten Zentrats zeigt, daß sie sich seit Einführung der biologischen P-Entfernung im gesamten Klärwerk um ca. das 2,5-fache, von ca. 100 auf ca. 250 mg/l P_{Tr} erhöht hat. Da rund 1.000 m^3/d Zentrat anfallen, ergibt sich daraus bei 100.000 m^3/d Abwasser eine P-Aufstockung von 2,5 mg/l. Beim Vergleich der P-Zulaufkurven von Abb. 9 und 10 läßt sich eine Konzentrationserhöhung in dieser Größenordnung erkennen. Die P-Ablaufkonzentration erhöht sich dadurch allerdings nicht. Wie die o.a. On-line-Messungen in den Belebungsbecken zeigen, sind die Bakterien in der Lage, dieses zusätzliche Phosphat biologisch zu entfernen.

DISKUSSION UND FOLGERUNGEN

Die erzielten Ergebnisse mit allen drei beschriebenen Anlagen zeigen, daß nach einer Einarbeitungsphase der Auflagenwert für Gesamtphosphat von ≤ 2 mg/l P sowohl im Sommer als auch im Winter (Wassertemperatur > 10 °C) allein mit der biologischen P-Entfernung eingehalten werden kann, obwohl sie in sehr unterschiedlichen Belastungsbereichen und unter verschiedenen Betriebsbedingungen betrieben werden (Tab. 7 und Abb. 3, 6, 9 u. 10).

Tab. 7: Vergleich der Ergebnisse von allen drei Anlagen

Klärwerk		anaerobe Kont.Z.* h	B_{TS}*** kg/kg·d	TS_{BB} g/l	GV_{BB} %	ISV ml/g	P_{Tf}** %	P_T Abl. mg/l	P_{Tf} Abl. mg/l	P_T/BSB_5 Zul. %	P_T-Geh. im TS_{BB} %	$\Delta P/\Delta BSB_5$ %
Ruhleben,	ohne Nitrif.	0,9	0,26	4,9	72	60	91	0,83	0,41	3,5	2,7	2,56
2. Ausbaustufe	mit Nitrif.	0,9	0,21	4,5	69	53	93	1,00	0,61	4,2	2,7	4,10
Ruhleben,	2.2	2,3	0,13	3,0	75	84	97	0,36	0,21	3,8	3,2	3,77
1. Ausbaustufe	3.1	1,7	0,14	3,1	78	102	98	0,41	0,16	3,3	3,0	3,31
	3.2	1,5	0,14	3,1	76	86	98	1,06	0,16	3,4	3,2	3,42
Marienfelde	Einheit 1	0,9	0,28	3,4	75	160	89	1,37	1,11	4,0	3,2	3,70

* = bezogen auf Q_{Zul} plus Q_{RS}
** = bezogen auf $(P_{T,Zul.}-P_{Tf,Abl.}) \cdot 100 / P_{T,Zul.}$
*** = bezogen auf aerobes und anoxisches Volumen

Die P-Entfernungsraten zwischen Ablauf Vor- und Nachklärung, bezogen auf den entfernten BSB_5 ($\Delta P/\Delta BSB_5$), liegen zwischen 3,3 und 4,1 %. Im "Normalbetrieb", d.h. ohne biologische P-Entfernung liegt die P-Entfernungsrate bei ca. 1,5 %.

In den beiden Ausbaustufen des Klärwerks Ruhleben hat sich die biologische P-Entfernung inzwischen derart stabilisiert, daß die P_{Tf}-Werte deutlich unter 0,5 mg/l liegen. Auch im Klärwerk Marienfelde, das seit Herbst 1988 komplett auf biologische P-Entfernung umgestellt ist, liegen in den volldurchmischten Belebungsbecken die P_{Tf}-Werte unter 0,5 mg/l, jedoch ergeben sich in den Nachklärbecken P-Rücklösungen, die die Ablaufwerte um 0,5 bis 1 mg/l aufstocken. Diese Rücklösungen werden durch die im Vergleich zum Klärwerk Ruhleben längere Schlammaufenthaltszeit in den Nachklärbecken hervorgerufen. Die Ursachen für die längere Schlammaufenthaltszeit ist der Schlammvolumenindex von ca. 160 ml/g und der maximal 60 m lange Schlammräumweg.

Bei der ersten Ausbaustufe des Klärwerks Ruhleben ergeben sich in den Wintermonaten ebenfalls Aufstockungen der P-Ablaufwerte. Sie werden jedoch nicht durch Rücklösungen verursacht, sondern durch Schwimmschlamm, der in den Ablauf gelangt, da die 25 Jahre alten Dortmundbrunnen z.Z. noch nicht mit Schwimmschlammräumern ausgestattet sind. Dieser Sachverhalt erklärt auch den relativ hohen Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen bzw. P_T bei Becken 3.2 (Tab. 4).

Die Schwimmschlammbildung erfolgt teilweise bereits auf den anoxischen und aeroben Zonen und wird durch an den Schlammflocken anhaftenden Bläschen verursacht. Bis jetzt konnte noch nicht eindeutig nachgewiesen werden, ob diese Bläschen von einer Denitrifikation in der Nachklärung oder von der Belüftung der Belebungsbecken herrühren.

Abgesehen von den o.a. Schwierigkeiten hat sich die Absetzeigenschaft der belebten Schlämme in allen drei Anlagen durch Einführung der vorgeschalteten anaeroben Zonen deutlich verbessert.

Generell ist es nicht möglich, für jedes Abwasser bzw. jede Kläranlage eine exakte Größe bzw. Kontaktzeit für eine anaerobe Zone anzugeben. Dazu sind jeweils Versuche erforderlich. Für den Erfolg einer biologischen P-Entfernung sind neben der Kontaktzeit vor allem die Konzentration von biologisch leicht abbaubaren organischen Säuren und das P/BSB_5-Verhältnis im Zulauf von Bedeutung. Bei den drei beschriebenen Anlagen lag die Konzentration der org. Säuren zwischen 30 und 130 mg/l (umgerechnet auf Essigsäure) und das P_T/BSB_5-Verhältnis zwischen 3 und 5%. Wie die Ergebnisse in Tab. 7 zeigen, scheinen unter diesen Randbedingungen beim Betrieb ohne Nitrifikation und Denitrifikation und Schlammbelastungen von ca. 0,3 kg/kg*d Kontaktzeiten von rund 1 h ausreichend zu sein. Bei der 1. Ausbaustufe, die mit Nitrifikation und Denitrifikation betrieben wird, führten Kontaktzeiten von 1,5 bis 2,3 h und Schlammbelastungen von 0,14 kg/kg d zu ähnlich guten Ergebnissen. Bei Becken 3.2 wurde sogar unter o.a. Randbedingungen in der Phase mit P-Dosierung (Abb. 7) eine beachtlich hohe P-Entfernung von

$\Delta P/\Delta BSB_5$ = 5,5% bei einem mittleren P-Ablaufwert von ca. 1 mg/l erzielt.

Bei Anlagen mit Nitrifikation sind größere Kontaktzeiten als bei Anlagen ohne Nitrifikation erforderlich, da Nitrat mit dem Rücklaufschlamm in die anaerobe Zone gelangt, welches die Wirksamkeit der biologischen P-Entfernung - wie bereits erwähnt - negativ beeinflussen kann [7].

Grundsätzlich muß darauf hingewiesen werden, daß die erzielten Ergebnisse nicht ohne weiteres auf andere Anwendungsfälle übertragbar sind, da die Berliner Abwasserbedingungen für die biologische P-Entfernung besonders geeignet zu sein scheinen. Aufgrund der relativ langen Fließzeiten im Kanalsystem wird ein Teil der organischen Schmutzstoffe bereits dort in organische Säuren umgewandelt, die von den "Bio-P-Bakterien" (überwiegend der Gattung Acinetobacter [4]) bevorzugt als Substrat genutzt werden können.

Bei allen weiteren Umbau- und Ausbaumaßnahmen in beiden Klärwerken, die z.Z. erfolgen bzw. für das Klärwerk Marienfelde in Planung sind, kommt die mit der 1. Ausbaustufe erprobte Verfahrenskombination "Biologische P-Elimination, Nitrifikation und Denitrifikation" zur Anwendung.

In Bezug auf die Überwachungswerte ist im Zusammenhang gerade mit der biologischen P-Entfernung an die Überwachungsbehörden der dringende Apell zu richten, daß für Phosphat nicht wie vorgesehen eine qualifizierte Stichprobe oder eine 2h-Mischprobe herangezogen wird, sondern mindestens eine 24h-Mischprobe, die z.B. mit einem plombierten automatischen Probenehmer entnommen werden kann. Da es sich hier um einen biologischen Prozeß handelt, können z.B. stundenweise die P-Werte über 1 - 2 mg/l liegen, jedoch im 24h-Mittel deutlich darunter, wie die o.a. Ergebnisse zeigen. Aus Gewässerschutzgründen ist nicht einsichtig, daß derartige Phosphatspitzenwerte mit einer ergänzenden Fällung verhindert werden sollen. Für Gewässer sind nicht derartige Stundenspitzenwerte entscheidend, sondern P-Frachten über größere Zeiträume. Dieser Sachverhalt gilt nicht

nur für Phosphat, sondern auch für viele andere Parameter.

Die Versuche mit der 1. Ausbaustufe des Klärwerks Ruhleben werden mit Mitteln des BMFT unter dem Förderungskennzeichen 02-WA 85497 gefördert.

Literatur

[1] Donnert, D., Luther, K., Peter, A. und Sarfert, F.: Betriebsversuche zur phosphatfrachtgesteuerten Simultanfällung im Klärwerk Berlin-Marienfelde. KA, H. 1 (1987), S. 51-58.

[2] Chudoba, J. und Grau, P.: Praktische Möglichkeiten der Bekämpfung fadenförmiger Blähschlammbildner. Wiener Mitteilungen, TU Wien, Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau, Bd. 56 (1985).

[3] Verminderung und Bekämpfung von Blähschlamm und Schwimmschlamm. Arbeitsbericht der ATV-Arbeitsgruppe 2.6.1. "Blähschlammbehandlung und -bekämpfung" des ATV-Fachausschusses 2.6 (Aerobe biologische Abwasserreinigungsverfahren), KA H 2 (1988) S. 152 - 163

[4] Biologische Phosphorentfernung. Arbeitsbericht der ATV Arbeitsgruppe 2.6.6 im Fachauschuß 2.6 (Aerobe biologische Abwasserreinigungsverfahren), KA H 3 (1989), S. 337-347

[5] Siefert, F.: Die Klärschlammverbrennung - Emission, Energierückgewinnung, Kosten. Vortrag auf der ATV-Jahreshauptversammlung in Stuttgart vom 6.-10.10.1986. Berichte der ATV, H. 37 (1987), S. 367-385.

[6] Peter, A. und Sarfert, F.: Umrüstung des Klärwerkes Berlin-Ruhleben mit dem Ziel der weitergehenden Phosphor- und Stickstoffelimination. Stuttg. Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft, Bd. 90 (1986), S. 235-251.

[7] Hascoet, M. und Florentz, M.: Influence of nitrates on biological phosphorus removal from wastewater. Water SA Vol. 11, No. 1 (1985), S. 1-8.

[8] Kayser, R.: Ein Ansatz zur Bemessung einstufiger Belebungsanlagen für Nitrifikation-Denitrifikation. GWF 124, (1983), S. 419-427.

[9] Donnert, D. und Eberle, S.H.: Die praktische Erprobung und Optimierung des Aktivtonerde-Verfahrens zur Nachreinigung von Abwässern. Hoechst Symp. "Weitergehende Abwasserreinigung kommunaler Abwässer insbesondere zur Phosphatelimination". Frankfurt (1982), S. 80-92.

[10] Kayser, R., Boll, R. und Teichgraeber, B.: Development of a Control Scheme for Simultaneous Phosphorus precipitation. Proc. of the 4th IAWPRC Workshop on Instrumentation and Control, Houston Texas (1985), S. 715-719.

[11] Boll, R., Kayser, R., Peter, A. und Sarfert, F.: Biological Phosphorus and Nitrogen Removal at the Ruhleben-Treatment Works in West-Berlin. Proc. of the IAWPRC-Workshop on Design and Operation of Large Wastewater Treatment Plants, Budapest, 14.-18.Sept.(1987).

[12] Kayser, R. und Ermel, G.: Control of Simultaneous Nitrification- Denitrification. Proc. of the 4th IAWPRC-Workshop on Instrumentation and Control, Houston Texas (1985), S. 481-488.

[13] Sarfert, F., Boll, R., Kayser, R., Peter, A. : Biologische Phosphorentfernung in den Klärwerken Berlin-Ruhleben und -Marienfelde. GWF, H3 (1989), S. 121-130

[14] Boll,R., Kayser, R., Peter, A., Sarfert, F.: Full Scale Experiences with Biological Phosphorus Removal at the Wastewater Treatment Plants of West-Berlin. Water Science and Technology, Volume 21, Pergamon Press Oxford-/New York (1989), 1373-1387

[15] Rensink, J.H., Donker, H.J.G.W. und Simons, T.S.J.: Biologische Phosphorelimination bei niedrigen Schlammbelastungen. GWF, H9 (1986), S. 449-453.

MAßNAHMEN ZUR BIOLOGISCHEN PHOSPHATENTFERNUNG AUF DER KLÄRANLAGE SCHERMBECK

Schlegel, S.

1. VORBEMERKUNGEN

Bei der Kläranlage Schermbeck handelt es sich um eine Anlage, an die derzeit 12.700 EW angeschlossen sind. Aufgrund der Tatsache, daß diese Anlage ursprünglich für eine Anschlußgröße von 20.000 EW mit einer BSB_5-Schlammbelastung von 0,15 kg/(kg . d) ausgelegt worden ist, weist das in Betrieb befindliche Belebungsbecken ein Volumen auf, das sich ergeben würde, hätte man diese Anlage für die derzeitige Einwohnerzahl nach dem neuen Arbeitsblatt A 131 bemessen.

Für die im Mai 1988 in Betrieb genommene Kläranlage war zunächst nur die Nitrifikation und Denitrifikation vorgesehen, wobei die Denitrifikation mehr zur Stabilisierung der biologischen Reinigung als zur weitergehenden Stickstoffelimination geplant war.

Da auf der Kläranlage Schermbeck zudem die meisten der für eine biologische P-Elimination erforderlichen baulichen Voraussetzungen, d.h. zusätzliches Beckenvolumen aus der Altanlage, vorlagen, wurde der Entschluß gefaßt, auf dieser Anlage entsprechende Untersuchungen im technischen Maßstab unter Betriebsbedingungen durchzuführen. Die Anlage wurde daher, entsprechend den dafür erforderlichen verfahrenstechnischen Bedingungen, provisorisch nachgerüstet.

2. ZIELVORGABEN UND ÜBERLEGUNGEN ZUR WAHL DER VERFAHRENSKONZEPTION

Daß mit einer chemischen P-Elimination in Form einer Simultanfällung eine P-Konzentraion von 2 mg/l einzuhalten ist, kann als gesichert vorausgesetzt werden, zumal wenn die Fällmittelzugabe in Abhängigkeit von der P-Konzentration im Ablauf des Belebungsbeckens erfolgt. Für

eine rein chemische Fällung sind jedoch erhebliche Fällmittelmengen erforderlich. Der Bedarf kann vermindert werden, wenn es gelingt, die biologische P-Entfernung zu intensivieren.

Die wesentlichen Voraussetzungen, unter denen eine verstärkte P-Aufnahme erfolgt, sind (1, 2, 3):

- Wechsel zwischen anaeroben und aeroben Zonen, wobei in der anaeroben Betriebsphase weder Sauerstoff in gelöster Form noch als Nitrat-Sauerstoff vorliegen darf,

und

- ein möglichst hoher Gehalt des Abwassers an leicht abbaubaren organischen Substanzen, insbesondere an organischen Säuren.

Die meisten der derzeit existierenden Verfahren sind so gestaltet, daß sie vornehmlich die erste Forderung verfahrenstechnisch umsetzen, den unabdingbaren Wechsel zwischen aeroben und anaeroben Phasen. Obwohl auch der Einfluß des organischen Substrates auf den P-Rückhalt bekannt ist, wird diese Tatsache bislang nur wenig bei der Gestaltung des Verfahrens genutzt.

Aus der Reihe der unterschiedlichen Vorschläge für die Durchführung der biologischen P-Elimination hat vor allem die unter dem Namen UCT-Prozeß bekannte Variante Aussicht auf Erfolg, weil hier die Verfahrensabfolgen und die bei den einzelnen Schritten erforderlichen Randbedingungen am konsequentesten berücksichtigt sind. Das Anaerobbecken wird dabei nicht gleich mit Rücklaufschlamm beaufschlagt, denn in diesem ist noch Nitrat enthalten, sondern in einem zweiten Kreislauf mit dem zuvor denitrifizierten Abwasser aus dem anoxischen Becken. Eine Kaskadenlösung hat noch den Vorteil, daß infolge einer höheren Belebtschlammkonzentration ein höheres Zehrungspotential vorhanden ist (4).

Die einfachste Methode, den organischen Substratanteil zu erhöhen, besteht darin, auf eine Vorklärung zu verzichten (5). Beim EASC-Verfahren wird der Rücklaufschlamm mit dem Vorklärschlamm in ein dem Belebungsbecken vorgeschaltetes Sedimentationsbecken eingeleitet (6). Der

eingedickte Schlamm wird dabei, ebenso wie das Überstandswasser, jedoch nach einer sehr viel längeren Verweilzeit, in das Belebungsbecken weitergeleitet. Bei dieser Behandlungsmethode sind Nachteile bei der Durchführung der Nitrifikation, bedingt durch die in der Regel sehr langen Verweilzeiten im anaeroben Bereich, nicht auszuschließen.

Da eine vermehrte Bildung organischer Säuren vornehmlich aus dem Vorklärschlamm und weniger aus dem Belebtschlamm zu erwarten ist, erscheint es unnötig, den Belebtschlamm in einer solchen Ansäuerungsstufe mitzubehandeln. Untersuchungen über die Auswirkungen, eine Versäuerungsstufe mit Vorklärschlamm zu betreiben, wurden bereits in Johannesburg mit Erfolg durchgeführt (7). Die Stapelung des Schlammes kann dabei im Vorklärbecken selbst oder auch in einem separaten Speichertank durchgeführt werden.

3. MAßNAHMEN ZUR REALISIERUNG DER P-ELIMINATION AUF DER KLÄRANLAGE SCHERMBECK

3.1 Verbesserung der Denitrifikation

Die Abb. 1 zeigt das Verfahrensschema der Kläranlage Schermbeck. Die Belebungsstufe besteht aus einer zweistufigen Kaskadendenitrifikation, eine Variante der vorgeschalteten Denitrifikation. Hierbei wird der Rücklaufschlamm geschlossen in das erste Denitrifikationsbecken eingeleitet. Das Rohwasser kann aufgeteilt werden auf das Anaerobbecken und die beiden Denitrifikationsstufen. Die Nitrifikation findet in den jeweils nachfolgenden belüfteten Beckenbereichen statt.

Die Kaskadenbauweise vereint eine ganze Reihe von Vorzügen in sich: Im Durchschnitt höhere Belebtschlammkonzentrationen und damit ein geringeres erforderliches Beckenvolumen; ein höheres Zehrungspotential und geringerer Sauerstoffeintrag in die D-Stufen ermöglichen eine bessere Denitrifikationsleistung; es ist kein zusätzliches Rezirkulationspumpwerk erforderlich und damit auch kein zusätzlicher Regelaufwand.

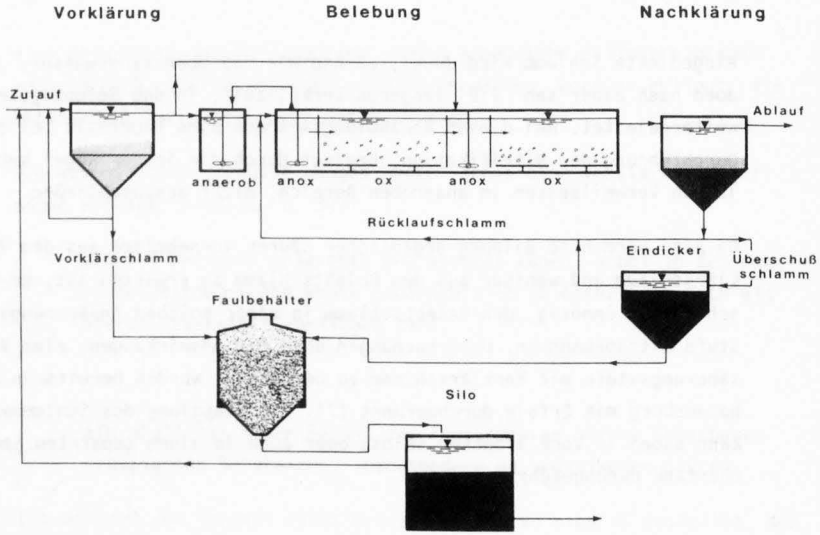


Abb. 1: Verfahrensschema zur biologischen P-Elimination auf der Kläranlage Schermbeck

Da die biologische P-Elimination bei nitrifizierenden Belebungsanlagen eine weitgehende Denitrifikation voraussetzt, wurde zunächst die Denitrifikation optimiert. Erste Anlaysenergebnisse ließen erkennen, daß die Denitrifikation noch nicht zufriedenstellend verlief. Vor allem aber wurde noch zu viel Sauerstoff in die Denitrifikationsstufen eingetragen. Es wurden daher alle Überfälle, die einen solchen bewirkten, so weit wie möglich reduziert: Der Wasserspiegel im Belebungsbecken wurde angehoben, die Rücklaufschlammschnecke abgedeckt, gekürzt und die Überfallhöhe im Oberwasser vermindert. Allein diese Maßnahmen bewirkten nahezu eine Verdoppelung des Denitrifikationsgrades, der von ca. 40 % auf etwa 75 % anstieg.

Einfluß auf den Denitrifikationsgrad hat darüber hinaus auch die Sauerstoffkonzentration in den aeroben Beckenabschnitten. Je niedriger diese gewählt werden kann, um so höher stellt sich der Denitrifikationsgrad ein.

3.2 Versäuerung des Vorklärschlammes

Zur Verbesserung der biologischen P-Elimination wurde zunächst, gemäß den unter Punkt 2. diskutierten Möglichkeiten, das Vorklärbecken als Schlammspeicherbecken bzw. als Versäuerungsstufe umgerüstet und betrieben, zumal der Gehalt an organischen Säuren im Zulauf mit rd. 30 mg/l relativ gering war.

Hierfür wurde eine der vorhandenen Schlammabzugspumpen mit einem Abzweigrohr versehen, das es ermöglichte, den eingedickten Vorklärschlamm, wie das in Abbildung 1 dargestellte Verfahrensfließbild zeigt, wieder in den Zulauf und damit im Kreislauf zu pumpen. Dieser Vorgang hat den Zweck, die durch die längere Stapelung des Schlammes hervorgerufene Lösung organischer Inhaltsstoffe aus dem eingedickten Schlamm in den Ablauf der Vorklärung gelangen zu lassen.

Mit der Inbetriebnahme dieses Schlammkreislaufes traten zunächst betriebliche Probleme auf, die darin bestanden, daß der Vorklärschlamm sich nicht richtig im Kreislauf pumpen ließ, weil im Schlammtrichter des rechteckigen Vorklärbeckens Verbackungen und Verstopfungen auftraten. Der Schlamm mußte zum Teil mehrmals täglich von den Seitenwänden des Schlammtrichters abgeschoben werden. Gelöst wurde dieses Problem schließlich dadurch, daß dem Vorklärschlamm ein Teilstrom des Überschußschlammes (ca. 20 %), der ansonsten in einem gesonderten Eindikker aufkonzentriert wird, zugegeben wurde. Durch Dosierung des Überschußschlammes zum Vorklärschlamm können dessen Fließeigenschaften verbessert werden.

Dieser Prozeß kann sicherlich noch weiter optimiert werden, wenn die Vorklärschlammversäuerung nicht mehr in der Vorklärung, sondern in einem gesonderten Reaktor vorgenommen und dessen Ablauf direkt in die

Anaerobstufe eingeleitet wird. Hierdurch kann auch vermieden werden, daß bei stärkeren Regenwetterzuflüssen ein Teil des Vorklärschlammes in die Belebung geschwemmt wird, was zu einem Anstieg des Sauerstoffbedarfes und zu Ammoniumspitzenwerten im Ablauf führt.

3.3 Betrieb einer Anaerobstufe

Nach 6-monatiger Betriebszeit der Versäuerungsstufe wurde die Anaerobstufe in Betrieb genommen. Die ursprüngliche Konzeption dieser Kläranlage sah vor, die Altanlage, ein Essener Becken, als Belebungsbecken in die neue Anlage zu integrieren. Aufgrund der vorhandenen Belastungsreserve bot es sich jedoch an, dieses Becken zunächst für Versuche zur biologioschen P-Elimination einzusetzen und es als Anaerobbecken zu betreiben.

Genutzt wurde ein Volumen, wie es für die Durchführung der Denitrifikation zur Verfügung steht. Bezogen auf den maximalen Tageszufluß von Q/14 = 200 m^3/h liegt das Anaerobvolumen damit beim 2-fachen dieses Stundenwertes. Der Inhalt des Beckens wird, wie auch die Denitrifikationsstufen, mit einem Sohlrührwerk umgewälzt. Die tatsächliche Verweilzeit in diesem Becken kann durch die Höhe des Rezirkulationsstromes beeinflußt werden.

3.4 Chemische Zusatzfällung

Die zusätzliche chemische Fällung wurde mit dem Ziel durchgeführt, zu ermitteln, ob durch eine kombinierte biologisch/chemische P-Elimination mittels einer Simultanfällung P-Konzentrationen von < 1 mg/l einzuhalten sind.

Als Regelstrategien gelangten zur Anwendung:
- konstante Dosierung über den gesamten Tag
- Dosierung nach der Zulauffrachtganglinie
- Fällmitteldosierung mit Hilfe einer kontinuierlichen P-Konzentrationsmessung

Als Fällmittel wurden Fe Cl SO_4 und das alkalisch wirkende Produkt "Alton" verwendet.

4. BETRIEBSERGEBNISSE

4.1 Nitrifikation/Denitrifikation

Auf die Nitrifikation und Denitrifikation wird deshalb gesondert eingegangen, weil die Höhe des Denitrifikationsgrades die biologische P-Elimination in starkem Maße beeinflussen kann.

Für Nitrifikation und Denitrifikation sind zwei gegenläufige Tendenzen erkennbar:

Die Nitrifikation erfordert einen ausreichend hohen Sauerstoffeintrag. Sind mehrere belüftete Becken vorhanden, können erhöhte Ammoniumwerte auftreten, wenn bei den Becken nicht getrennt, dem Bedarf entsprechend, die Luftzufuhr geregelt wird. Vor allem sind dann höhere Werte zu erwarten, wenn bei zweistufigen Kaskadenanlagen die Sauerstoffzufuhr nach dem O_2-Gehalt des ersten Nitrifikationsbeckens geregelt wird und das zweite Becken nicht genügend Sauerstoff erhält. Die Regelung des O_2-Eintrages nach dem O_2-Gehalt des zweiten Beckens ist besser. Anzustreben ist jedoch, jedes Becken für sich zu regeln.

Für die Denitrifikation sollte hingegen der Sauerstoffgehalt im Belebungsbecken so gering wie möglich gehalten werden. Dabei kann man sich am Ammoniumgehalt im Ablauf der Belebung orientieren. Solange der NH_4-N-Gehalt niedrig bleibt, kann die Sauerstoffzufuhr weiter gedrosselt werden.

Hingegen hat die Verteilung des Rohwassers auf die anoxischen und anaeroben Zonen keinen spürbaren Einfluß auf die Denitrifikation. Die Aufteilung kann somit fast nach Belieben erfolgen, da der BSB_5 und nicht das NO_3 der begrenzende Faktor ist und durch die BSB_5-Fracht vorgegeben wird, wie viel NO_3 denitrifiziert werden kann. Die Zufuhr von Rohwasser zu einer Deni-Stufe kann somit solange noch gesteigert

werden, solange der Nitratgehalt in dieser Stufe über 0 mg/l liegt.

4.2 Biologische P-Elimination

Durch die Vielzahl der vorgenommenen Veränderungen im Hinblick auf die Verbesserung der Denitrifikation und die aufgetretenen Störungen beim Betrieb der Vorklärung konnte natürlich nicht mit einem sofortigen Anstieg der P-Elimination gerechnet werden. Die auf Abbildung 2 aufgetragenen Ergebnisse lassen daher nur eine allmähliche Steigerung der P-Elimination nach Inbetriebnahme der Versäuerungsstufe erkennen. Dabei betrug die durchschnittliche Verweilzeit des Schlammes in der Vorklärung ca. 3 Tage. Immerhin hat sich aber durch diese Maßnahme die Phosphorelimination fast verdoppelt und einen mittleren Prozentsatz von etwa 45 v.H. erreicht (Abb. 3).

Die angegebenen Eliminationsgrade beziehen sich alle auf den Ablauf der Vorklärung und wurden aus 24-h Mischproben ermittelt. Die Eliminationsleistung in Bezug auf den Zulauf zur Kläranlage war somit noch höher, weil ein Teil der P-Konzentration, i.M. waren es 0,9 mg/l und damit 15 % mehr als im Ablauf der Vorklärung, durch Sedimentaion in der Vorklärung reduziert wurde.

Anhand der Ganglinien ist zu erkennen, daß dieser Eliminationsgrad nahezu unabhängig von der Zulaufkonzentration erzielt wurde. So konnte bei relativ geringer Zulaufwassermenge und höherer P-Konzentration im November ein nahezu gleicher Abnahmegrad wie im regenreichen Monat Dezember 1988 erreicht werden. Die Inbetriebnahme der Versäuerungsstufe hat damit zwar schon zu einer spürbaren Verminderung der P-Konzentrationen geführt, doch wurden die erforderlichen 2 mg/l nicht erreicht. Es ist daher zusätzlich eine chemische Fällung durchzuführen oder bzw. und die biologische P-Entfernung zu intensivieren.

Um die Wirkung einer biologischen P-Elimination durch Hinzufügen einer weiteren anaeroben Stufe zu untersuchen, wurde Anfang Januar 1989 die Anaerobstufe in Betrieb genommen. Die Förderleistung der Rezirkulationspumpe aus der ersten D-Stufe wurde zunächst so gewählt, daß sich

eine Verweilzeit von 1 h ergab. Die Ergebnisse der viermonatigen Betriebszeit auf den Abb. 4 und 5 lassen erkennen, daß hierdurch zwar eine leichte Verbesserung des Eliminationsgrades mit ansteigender Tendenz zu verzeichnen war, daß aber niederschlagsbedingt immer wieder Einbrüche zu verzeichnen waren. Anfang Mai wurde daher die Förderleistung der Pumpe soweit reduziert, daß sich nunmehr eine Verweilzeit von 2 h einstellte. Der Verlauf der Konzentrationsganglinie und des Abbaugrades zeigen, daß hierdurch der Prozeß ganz wesentlich stabilisiert wurde, und daß nach einer Einarbeitungszeit von etwa einem Monat in der Regel 2 mg P/l in der 24-h Mischprobe unterschritten werden konnten. Der Eliminationsgrad lag relativ stabil zwischen 70 und 80 %.

Um der Frage nachzugehen, ob unter diesen Umständen ggfs. auf die Versäuerung verzichtet werden kann, wurde im August und September die Vorklärung wieder normal betrieben. Die Ganglinie zeigt in dieser Zeit einen erheblichen Rückgang bei der P-Elimination: 2 mg P/l konnten nicht mehr eingehalten werden. Daraufhin wurde ab Oktober die alte Betriebsweise wieder hergestellt. Der Erfolg davon war, daß sich der gleiche Eliminationsgrad wie vorher, 70 bis 80 %, wieder einstellte.

Abfall und Anstieg spielten sich in einem Zeitraum ab, der dem durchschnittlichen Schlammalter entsprach. Dieser relativ gleichbleibende P-Eliminationsgrad konnte auch bei Regenwetterzuflüssen eingehalten werden. Es kam nicht, wie häufig bei anderen Anlagen beobachtet, zu einem Rückgang des Eliminationsgrades und einem Anstieg des P-Wertes, sondern es ging die P-Konzentration bei sinkender Zulaufkonzentration zurück. Dieser Erfolg ist möglicherweise auf den Kaskadenbetrieb zurückzuführen, bei dem nur ein Teilstrom des Rohwassers und damit weniger sauerstoffhaltiges Wasser in die Anaerobstufe gelangt und über eine erhöhte Belebtschlammkonzentration ein ebenso erhöhtes Zehrungspotential vorhanden ist.

Der Abfall des Eliminationsgrades Ende Dezember/Anfang Januar 1989 ist auf einen zu hohen Schlammabzug während der Feiertage zum Jahresende zurückzuführen. Anschließend wurde jedoch das alte Niveau wieder erreicht (Abb. 6 u. 7).

Die Konzentrationsganglinien lassen jedoch erkennen, daß insbesondere im Winter bei einem reduzierten Denitrifikationsgrad ein Grenzwert von 2 mg/l mit der biologischen P-Elimination allein in nicht ausreichenden Umfang sicherzustellen ist, zumal es sich hierbei um Tagesmischproben handelt und 2 mg/l auch in der qualifizierten Stichprobe nicht überschritten werden sollen. Es muß also zusätzlich eine chemische Fällung durchgeführt werden.

4.3 biologisch/chemische P-Elimination

Anfang Feburar 1990 wurde begonnen, kontinuierlich, über den gesamten Tag verteilt, Fällmittel (Fe Cl SO_4) zuzugeben. Die Dosierung erfolgte in den Rücklaufschlamm. Begonnen wurde mit einer Durchschnittsmenge von 0,19 mol Fe / mol P, bezogen auf den Zulauf zur Belebung. Da sich kein wesentlicher Effekt der Fällmitteldosierung erkennen ließ, wurde Ende März die Dosiermenge auf 0,4 mol/mol gesteigert. Die Abb. 6 läßt erkennen, daß mit einer solchen Dosiermenge 2 mg/l in keinem Fall überschritten und daß sogar eine Konzentration von i.M. etwas weniger als 1 mg/l erreicht wurde.

Von Anfang Juli bis Mitte September 1990 wurde das Al-haltige "Alton" zur Fällung verwendet. Die Darstellungen zeigen, daß sich mit den eingesetzten Mengen nicht der gewünschte Effekt einstellte. Da zudem eine verstärkte Schwimmschlammbildung einsetzte, wurde ab Oktober wieder Eisenchloridsulfat verwendet.

Im Zeitraum Oktober bis Mitte Dezember wurden gezielte Untersuchungen angestellt, um die Fällmittelzugabe zu reduzieren, wobei versucht wurde, eine Ablaufkonzentration von 1 mg P/l nicht zu überschreiten. Dabei hat sich nicht bewährt, das Fällmittel nach einer vorgegebenen Zulauffracht gesteuert zuzudosieren, da hydraulisch und biologisch eine erhebliche Pufferwirkung vorhanden ist. Zu empfehlen wäre ggf. die Dosierung nach der Ablauffracht.

Optimal ist es jedoch, den Fällmitteleinsatz mit Hilfe einer P-Konzentrationsmessung im Ablauf der Belebung vorzunehmen. Dabei konnten bei

einem vorgegebenen Regelbereich für die Fällmittelzugabe von 0,55 mg/l (ein) und 0,6 mg/l (aus) PO_4-P-Konzentrationen von 0,7 mg/l sicher eingehalten werden. Die hierfür eingesetzte Fällmittelmenge ergab einen ß-Wert von 0,22 mol/mol. Bezogen auf den sonst üblichen ß-Wert von 1,5 bedeutet dies Fällmitteleinsparungen von 85 %, die auf die biologische Eliminationsleistung zurückzuführen sind.

Damit dürfte durchaus der Beweis erbracht sein, daß bei Kläranlagen mit Anschlußgrößen von 100.000 EW und mehr mit einer biologischen Elimination und einer nach dem P-Gehalt im Ablauf der Belebung geregelten, simultanen Fällung P-Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage von unter 1 mg/l sicher zu erreichen sind, ohne daß eine zusätzliche Filtration erforderlich ist.

4.4 P-Belastung aus der Schlammbehandlung

Wie der Abb. 1 zu entnehmen ist, wird der Überschußschlamm in einem separaten Eindicker aufkonzentriert. Die P-Konzentrationen im Ablauf des Eindickers lagen nur wenig über den P-Werten im Ablauf der Kläranlage. Beim Betrieb der Vorklärschlammversäuerung und bei 2 h Verweilzeit in der Anaerobstufe waren es nur 3 bis 4 mg/l, bei zusätzlicher chemischer P-Entfernung sogar weniger als 1 mg/l.

Die P-Konzentrationen im Trübwasser des ausgefaulten Schlammes waren hingegen sehr viel höher. Dabei hat sich jedoch nicht die Annahme bestätigt, daß durch die biologische P-Elimination der P-Gehalt im Trübwasser ansteigen wird, sondern es ist das Gegenteil eingetreten. Während 1988 ohne den Betrieb der Anaerobstufe bei mäßigem Eliminationsgrad die P-Konzentrationen im Trübwasser bei 30 bis 50 mg/l lagen, sind diese, mit abnehmender P-Konzentration im Abwasser, im Trübwasser ebenfalls rückläufig. Es wurden nunmehr nur 20 bis 25 mg P/l, was fast einer Halbierung gleichkommt, erreicht, wobei keine Auswirkung der chemischen Fällung auf den P-Gehalt des Trübwassers zu erkennen war. Die Reduzierung ist somit allein auf die Fixierung von P in der Bakterienzelle zurückzuführen.

Der Anteil der über das Trübwasser und den Eindickerablauf eingeleiteten P-Fracht lag damit insgesamt nur bei maximal 5 % der Zulauffracht zur biologischen Stufe. Eine gesonderte Behandlung dieser Teilströme erscheint daher nicht erforderlich.

4.5. Übrige Werte

Die übrigen im Jahre 1989 und 1990 erzielten Abbauresultate sind der Tab. 1 zu entnehmen. Insgesamt wies die Anlage eine hohe Betriebsstabilität auf, was nicht zuletzt eine Folge des günstigen Schlammindex von i.M. 70 ml/g war. Hervorzuheben ist der außerordentlich hohe CSB-Abbau von 93,5 %, die über die Jahre durchgehend verlaufene Nitrifikation mit einem Abbaugrad des TKN von 88,9 % und einer NH_4-N-Konzentration von i.M. 0,7 mg/l im Ablauf. Die Abnahme von anorganisch-N lag bei 85,4 %. Die Summenhäufigkeitsermittlung zeigt, daß ein anorg. N im Ablauf von $\leq$ 10 mg/l zu etwa 85 % eingehalten werden konnte bei einem Mittelwert von 5,7 mg/l. Damit wurden i.M. etwa 0,2 kg N/kg BSB_5 eliminiert.

Als günstig muß auch der Energieverbrauch der biologischen Stufe angesehen werden. Dieser lag i.M. bei 661 kWh/d, was einen spezifischen Verbrauch von 1,76 kWh/kg BSB_5 bzw. 19,0 kWh/(E . a) ergibt. Hiervon wurden für die Belüftung 78,8 %, für die Denitrifikation und die biologische P-Elimination jeweils 10,6 % des Stromverbrauches der Belebungsstufe aufgewendet.

5. ZUSAMMENFASSUNG

Voraussetzung für eine wirkungsvolle biologische P-Entfernung ist bei nitrifizierenden Kläranlagen eine möglichst weitgehende Denitrifikation.

Zur Durchführung der biologischen Phosphorelimination ist ein Wechsel zwischen aeroben und anaeroben Betriebszuständen erforderlich. Darüber

hinaus muß genügend organisches Substrat, möglichst in Form organischer Säuren, vorhanden sein. Bei Anlagen mit Vorklärung können daher Probleme auftreten, wenn das ankommende Wasser zu frisch ist und keine ausreichend hohen organischen Säurekonzentrationen enthält.

Eine Steigerung der P-Elimination ist durch die Versäuerung des Vorklärschlammes zu erzielen. Versuche, die Vorklärung als Versäuerungsstufe zu betreiben, ergaben eine erhebliche Verbesserung der biologischen P-Aufnahme. Die Versäuerung des Vorklärschlammes sollte jedoch aus betrieblichen Gründen in einem separaten Reaktor erfolgen. Um den Grenzwert von 2 mg P/l einzuhalten, kann dennoch auf eine Anaerobstufe und eine chemische Fällung nicht verzichtet werden.

Um eine hohe Betriebssicherheit bei der biologischen P-Elimination zu erreichen, war eine Verweilzeit in der Anaerobstufe von etwa 2 h erforderlich. Als erfolgversprechend hat sich dabei der Kaskadenbetrieb herausgestellt, bei dem im Vergleich zur konventionellen Verfahrensweise höhere Belebtschlammkonzentrationen und geringere Rohwassermengen auch im Regenwetterfall den Anaerobzustand sicherstellen.

Obwohl mit der biologischen P-Elimination allein eine durchschnittliche Ablaufkonzentration von 1,8 mg/l eingehalten werden konnte, ist dennoch zur Sicherstellung des Grenzwertes von 2 mg/l ein zusätzlicher, wenn auch geringer, Fällmittelbedarf vorhanden. In Verbindung mit einer nach der P-Konzentration im Ablauf der Belebung gesteuerten Fällmittelzugabe konnte bei simultaner Dosierung sogar eine P-Konzentration von unter 1 mg/l mit einer Fe (III)-Dosierung von nur 0,22 mol Fe / mol P erzielt werden. Dies bedeutet, daß durch die biologische P-Entfernung Fällmitteleinsparungen von über 80 % möglich sind.

Eine solche Anlage mit Nitrifikation, Denitrifikation und biologischer Phosphorelimination weist nicht nur einen guten Eliminationsgrad hinsichtlich P, sondern auch in Bezug auf alle anderen Parameter auf.

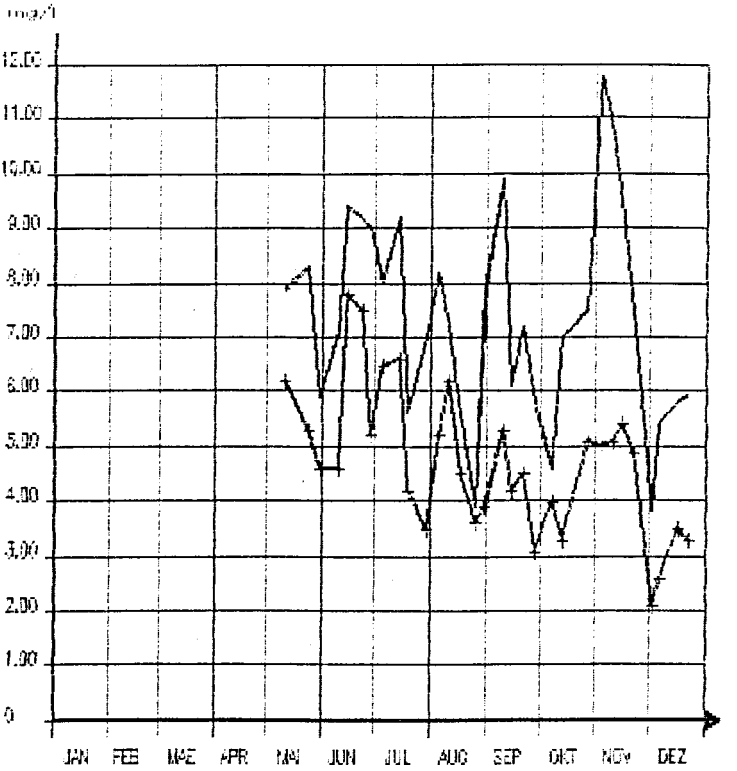


Abb. 2 : Ganglinien der P-Konzentrationen von Zu- und Ablauf der Belebungsstufe der Kläranlage Schermbeck im Jahre 1988
- Mai/Juni ohne Einrichtungen zur biol. P-Elimination
- Juli/Dezember mit Vorklärschlammversäuerung

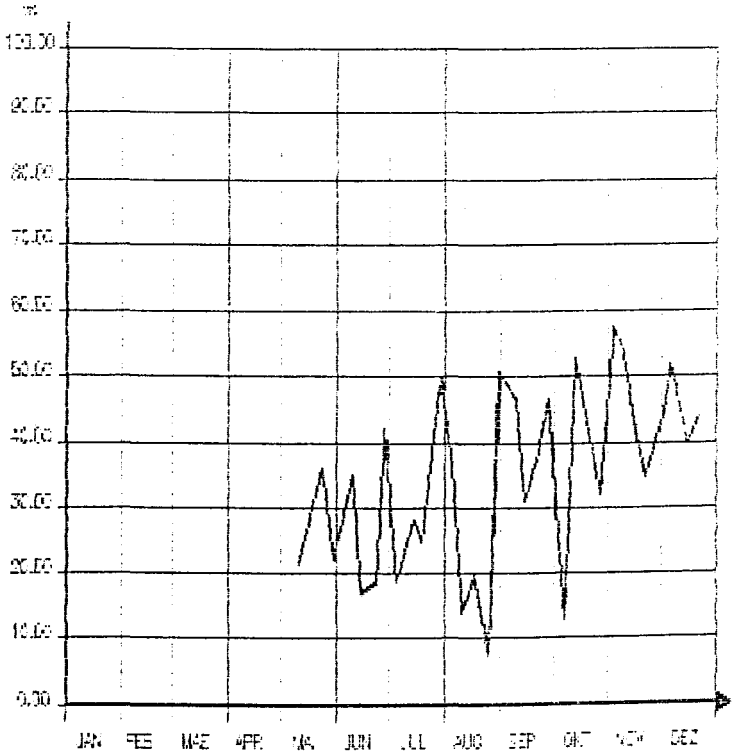


Abb. 3: P-Elimination der Kläranlage Schermbeck in %
im Jahre 1988

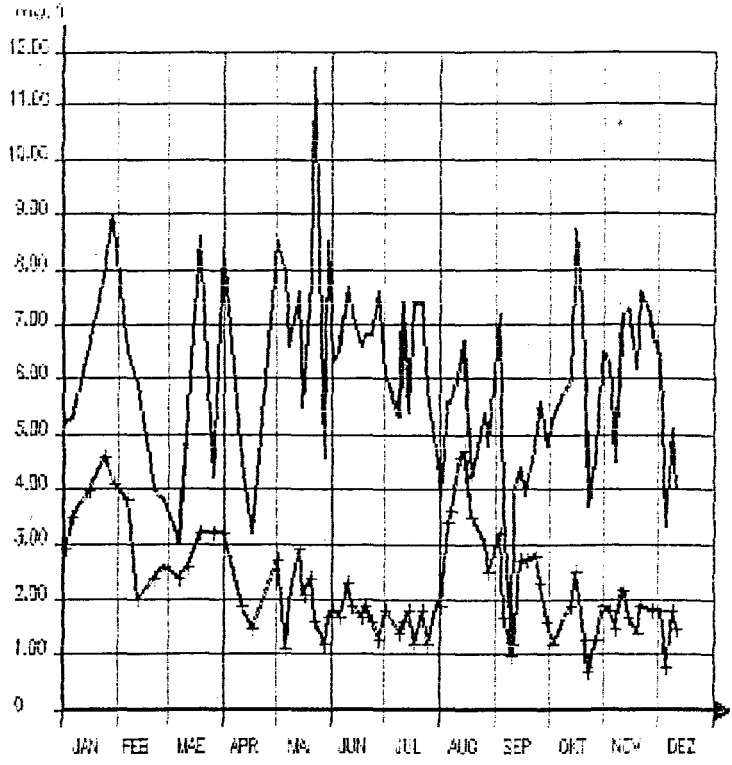


Abb. 4: Ganglinien der P-Konzentrationen von Zu- und Ablauf der Belebungsstufe der Kläranlage Schermbeck im Jahre 1989

- Januar/April mit Vorklärschlammversäuerung und 1 h Verweilzeit in der Anaerobstufe
- Mai/Juli und Oktober/Dezember mit Vorklärschlammversäuerung und 2 h Verweilzeit in der Anaerobstufe
- August/September mit 2 h Verweilzeit in der Anaerobstufe

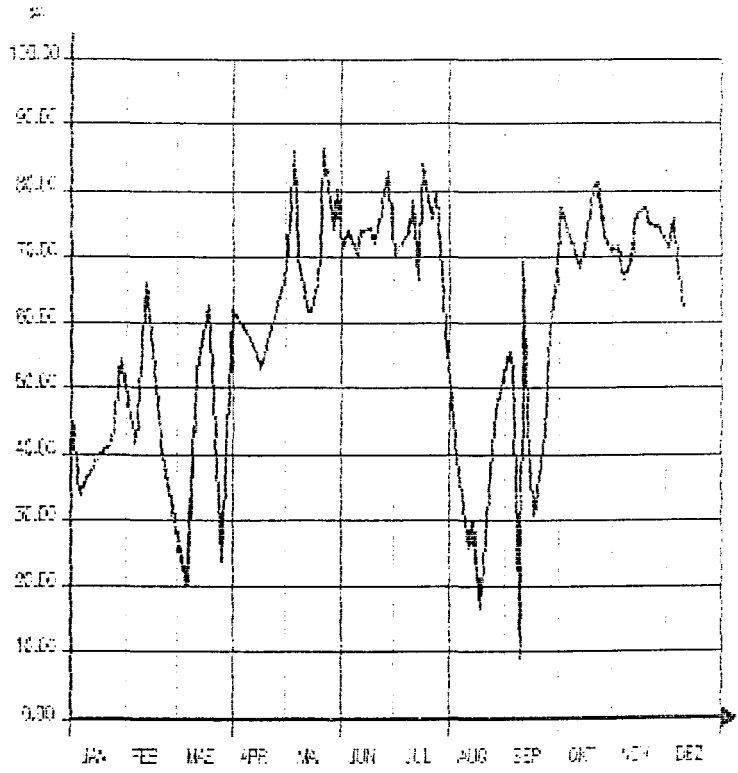


Abb. 5: P-Elimination der Kläranlage Schermbeck in %
im Jahre 1989

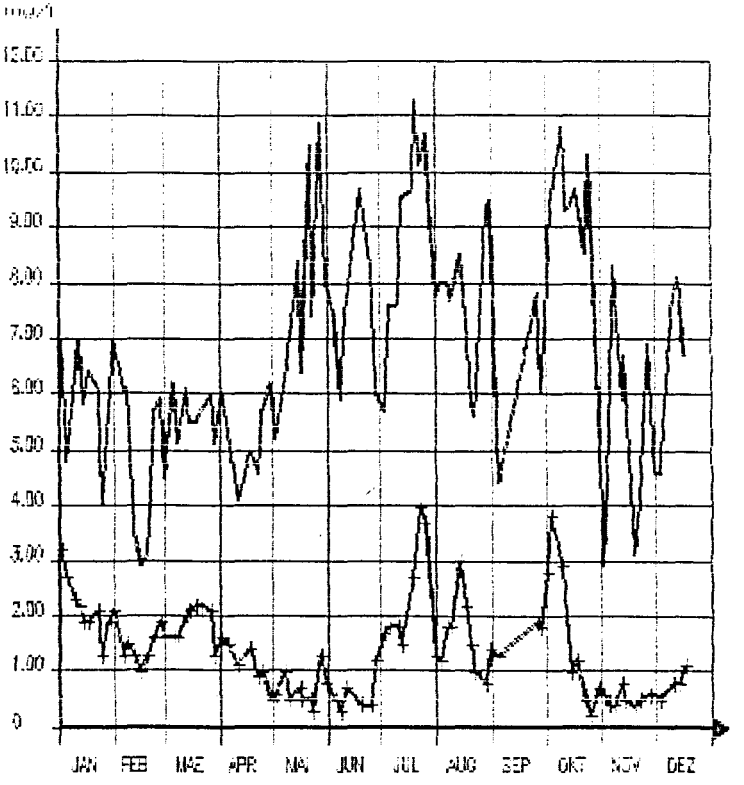


Abb. 6: Ganglinien der P-Konzentration von Zu- und Ablauf der Belebungsstufe der Kläranlage Schermbeck im Jahre 1990

- 31.1. bis 30.6. und 5.10. bis 12.12. Dosierung Fe CL SO_4; hiervon vom 5.4. bis 30.6. 0,4 mol Fe/mol P konstant in den Rücklaufschlamm und vom 15.11. bis 12.12. 0,22 mol Fe/mol P gesteuert in den Ablauf der Belebung
- 1.8. bis 18.9.Dosierung von Natriumaluminat (Alton)

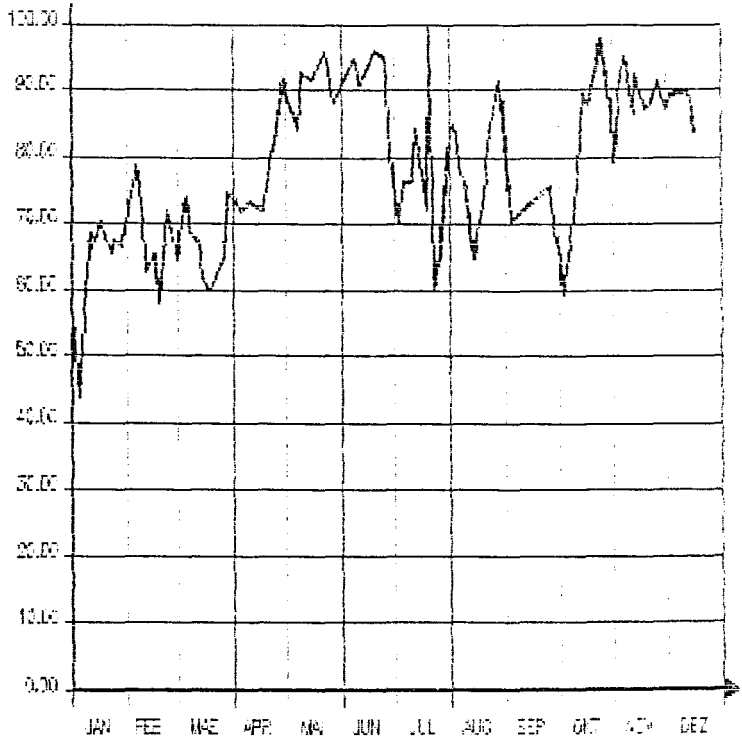


Abb. 7: P-Elimination der Kläranlage Schermbeck in %
im Jahre 1990

Tabelle 1: Mittelwerte der Betriebsergebnisse der Kläranlage Schermbeck in den Jahren 1989 und 1990

V_{BB}		m^3	1560
V_D		m^3	456
V_D/V_{BB}		%	29
t_{BB}		h	16
TS_{BB}		kg/m^3	4,6
B_R		$kg/(m^3 \cdot d)$	0,26
B_{TS}		$kg/(kg \cdot d)$	0,056
SA		d	11,9
RV		%	186
BSB_5/TKN		-	4,5
BSB_5	Zulauf	mg/l	164
	Ablauf	mg/l	4,7
	Abbau	%	97,1
CSB	Zulauf	mg/l	369
	Ablauf	mg/l	24
	Abbau	%	93,5
TKN	Zulauf	mg/l	41,3
	Ablauf	mg/l	4,6
	Abbau	%	88,9
NH_4-N	Ablauf	mg/l	0,7
Nges.	Zulauf	mg/l	42,3
	Ablauf	mg/l	9,6
	Abbau	%	77,3
N_{anorg}	Ablauf	mg/l	5,7
	Abbau	%	85,4
ISV		ml/g	70

6. Literatur

(1) Bischofsberger, W. : Stand der biologischen Phosphatelination. Wasser + Boden (1988) 5, S. 240/243

(2) Boller, M. : Biologische Phosphorelimination im Belebtschlammverfahren. Gas-Wasser-Abwasser 68 (1988) 3, S. 110/119

(3) Rensink, H.H., u.a. : Biologische Phosphorelimination bei niedrigen Schlammbelastungen. gwf-wasser/abwasser 127 (1986) 9, S. 449/453

(4) Schlegel, S. : Mehrstufige Nitrifikations- und Denitrifikationsanlagen. Entsorgungspraxis Spezial No.5 (1989), S. 22/26

(5) Kayser, R. : Betriebserfahrungen mit biologischer P-Elimination. Vortrag auf dem Wasserwirtsch. Kolloquium der Universität Hannover am 20.01.1989

(6) Schönberger, R. : Biologische Phosphorelimination nach dem EASC-Verfahren. Abwassertechnik (1988) 3, S. 22/24

(7) Pitmann, A.R.,u.a. : Operating Experience with Biological Nutrient Removal at the Johannesburg Bushkoppie Works., Wat.Sci.Tech. 20 (1988) 4/5, S. 51/62

Schlegel, Sigurd, Dr.-Ing.
Emschergenossenschaft/Lippeverband
Kronprinzenstraße 24
4300 Essen 1

BIOLOGISCHE PHOSPHORENTFERNUNG AUF DER KLÄRANLAGE TEL AVIV (ISRAEL)

N. MATSCHÉ

1. Einleitung

Das Dargebot an Wasser ist in Israel äußerst limitiert. Von den 1.500 Mio. m^3/Jahr (MCM/a) die das Gesamtdargebot an Süßwasser darstellen werden ca. 1.100 MCM/a in der Landwirtschaft verwendet. Die verbleibenden 400 MCM/a m^3/Jahr stehen für Haushalte und Industrien zur Verfügung. Um dem steigenden Wasserbedarf gerecht zu werden, entschloß man sich schon frühzeitig zur Wiederverwendung von gereinigtem Abwasser für landwirtschaftliche Zwecke. Das größte dieser Wasserwiederverwendungsprojekte wurde für die DAN-Region geplant. Die DAN-Region umfaßt ein Gebiet von 200 km^2 und schließt die Stadt Tel Aviv und einige Nachbarstädte mit ein. (Abb. 1) 1985 betrug die Einwohnerzahl in der Region 1,3 Mio. für das Jahr 2000 ist eine Einwohnerzahl von 1,7 Mio. anzunehmen. Mit Hilfe dieses Wiederverwendungskonzeptes hofft man ca. 120 MCM/a bzw. 160 MCM/a im Jahre 2000 wiederverwerten zu können. Diese Menge stellt ca. 10% des Gesamtwasserverbrauches der Landwirtschaft dar und stellt damit einen wichtigen Beitrag für die Entwicklung der Wasserressourcen des Landes dar.

In einer ersten Stufe des Projektes wurden Oxidationsteiche gebaut, die jedoch auf Grund der riesigen benötigten Wasseroberflächen entsprechende Verdunstungsverluste aufwiesen, sodaß man andere Verfahren zur Abwasserreinigung suchen mußte. Für die Wiederverwendung von Abwasser

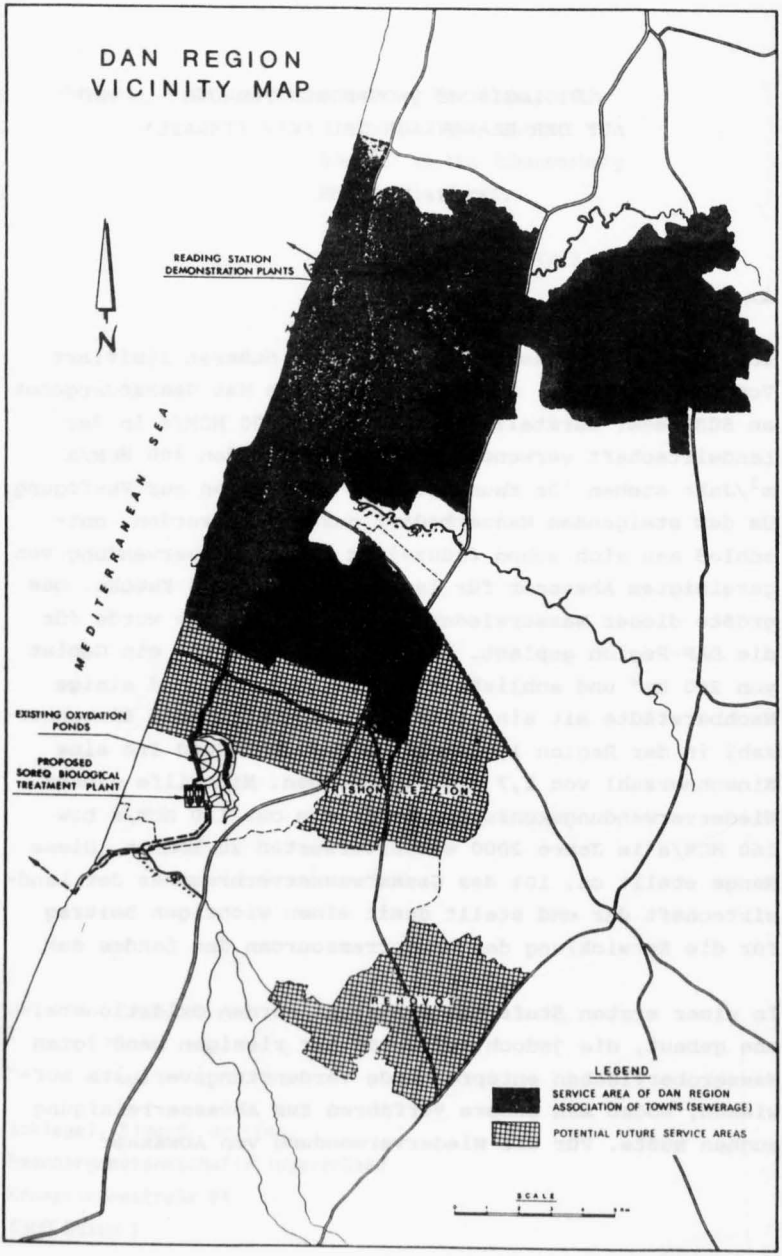


Abb. 1 DAN-Region mit der Situierung der Oxidationsteiche und der weitergehenden Abwasserreinigungsanlage

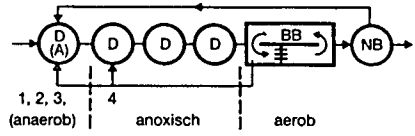
ist eine weitgehende biologische Reinigung mit Nitrifikation und Denitrifikation erforderlich. Eine derartige Reinigung kann mit dem Verfahren der simultanen Nitrifikation - Denitrifikation erreicht werden wie dies erstmals auf der Kläranlage Wien - Blumental im großtechnischen Maßstab durchgeführt wurde (MATSCHÉ, 1972; MATSCHÉ, SPATZIERER, 1975; MATSCHÉ, 1979). Angeregt durch die guten Betriebsergebnisse der Kläranlage Blumental entschloß man sich, für die geplante Kläranlage der DAN-Region ein ähnliches Verfahren zu wählen. Zur Überprüfung des in Aussicht genommenen Reinigungsverfahrens wurde über einen Zeitraum von 3 Jahren Versuche mit Nitrifikation und Denitrifikation durchgeführt. Während der Versuche konnte gezeigt werden, daß das Verfahren mit geringen Modifikationen auch zur biologischen Entfernung von Phosphor geeignet war (ARUESTE, 1980).

2. Pilotversuche

Das hauptsächliche Ziel der Versuche kann folgendermaßen zusammengefaßt werden:

- Charakterisierung des rohen Abwassers und der zu erzielenden Ablaufqualität mit verschiedenen Prozeßmodifikationen
- Ermittlung von Planungsunterlagen für die Ausführung der Großanlage
- Erarbeitung von Betriebsweisen für die Großanlage sowie Information über mögliche zukünftige Betriebsschwierigkeiten auf der Großanlage

Die Anlage bestand aus einem Belebungsbecken von 18 m^3 mit Stabwalzenbelüftung, dem anoxische Denitrifikationsbecken bzw. noch zusätzlich ein anerobes Kontaktbecken vorgeschaltet war. Ein Schema der Versuchsanlage und eine Zusammenstellung der wichtigsten Versuchsergebnisse ist in Abb. 2 dargestellt.



Periode		1	2	3	4
Anoxisch	%	28	23	27	19
Anaerob	%	-	-	-	9
B_R	kg/m³·d	0,34	0,61	0,73	0,81
TS_R	kg/m³	4,3	5,3	4,0	6,0
B_{TS}	kg/kg·d	0,08	0,12	0,18	0,14
η BSB_5	%	98	98	97	98
η COD	%	92	90	90	90
Ges-N-Zu	mg/l	59	54	45	51
Ges-N-Ab	mg/l	8	3	3	4
η Ges-N	%	86	94	96	92
Ges-P-Zu	mg/l	14	13	14	13
Ges-P-Ab	mg/l	5	4	3	0,6
η Ges-P	%	63	71	78	95
T	°C	28	23	29	19

Abb. 2 Versuchsanlage zur biologischen N- u. P-Entfernung mit Ergebnissen bei unterschiedl. Betriebsweisen

Während der Untersuchungsperioden 1, 2 und 3 wurde nur mit anoxischen Becken gearbeitet; nur bei Periode 4 war das erste Becken anaerob und der innere Schlammkreislauf aus dem Belebungsbecken wurde erst in das zweite Becken eingebracht. Eine Besonderheit dieser Versuche war das Verhältnis zwischen innerem Schlammkreislauf für die Denitrifikation und dem Zulauf. Während der Perioden 1 und 2 betrug dieses Verhältnis 23:1 und bei den Perioden 3 und 4 noch 14:1. Da diese Versuche Bedingungen in Umlaufbecken simulieren sollten, wurde ein in solchen Becken auftretendes Verhältnis zwischen umlaufendem Belebtschlamm und Zulauf gewählt.

Die während der Versuche erzielten Ergebnisse waren sehr befriedigend. Der BSB_5 (filtriert) des Ablaufes lag bei allen Versuchen unter 5 mg/l, die Stickstoffentfernung war bei Zulaufwerten von über 50 mg/l meist größer als 90%.

Während der Perioden 2, 3 und 4 wurde ohne Chemikalienzugabe eine P-Entfernung von 71, 78 bzw. 95% erreicht. Nur in Periode 1 betrug die P-Entfernung nur 63%, was vermutlich auf die erhöhten NO_3 - N-Werte von 6,2 mg/l und die geringere organische Belastung zurückzuführen war. Auch diese Untersuchungen konnten zeigen, daß bei höherer organischer Belastung die P-Entfernung besser war. Dies kann einerseits der vermehrten Bildung von Überschußschlamm und andererseits der verbesserten Denitrifikation und damit dem vermehrten Auftreten von anaeroben Zonen zugeschrieben werden.

3. Auslegung der Anlage

Die erste Ausbaustufe der Kläranlage wurde ca 8 km südlich von Tel Aviv auf einer Fläche von ca. 25 ha errichtet. Von den für die Behandlung des Abwassers von 1,3 Mio. Einwohnern mit den zugehörigen industriellen Abwässern erforderlichen Belebungsbeckenvolumen von 210.000 m^3 (4 Becken à 55.000 m^3 und 10 Nachklärbecken mit 52 m Durchmesser) wurden in der ersten Bauphase nur 2 Becken à 55.000 m^3 und 5 Nachklärbecken à 52 m Durchmesser errichtet.

Das Abwasser wird nach Durchfließen einer Rechenanlage (25 mm und 20 mm Stabweite) durch einen Sandfang geleitet in dem die Turbulenz nicht wie bei belüfteten Sandfängen üblich mit Druckluft, sondern durch entsprechende Pumpen erzeugt wird. Dadurch kann das Strippen von Schwefelwasserstoff und anderen Geruchsstoffen, die sich in der langen

Transportleitung bei den erhöhten Temperaturen leicht bilden können, vermieden werden. Die biologische Anlage besteht aus 2 Anaerobbecken mit je 6.000 m^3 und einer mittleren Tiefe von 2,35 m. Die erforderliche Umwälzung wird mit Propellerrührern durchgeführt. Die beiden Belebungsbecken haben je ein Volumen von 55.000 m^3 sind 208 m lang, 104 m breit und 2,65 m tief. Der belebte Schlamm fließt durch diese Becken in 17 m breiten und insgesamt 1.200 m langen Schlängelgerinnen. Jedes Becken ist mit 36 Mammutrotoren ausgerüstet, die in einem Abstand von 30 m voneinander in 6 parallelen Kanälen angeordnet sind. Jeder Rotor besteht aus einem 7,5 m Doppelrotor von 1 m Durchmesser mit einem Antrieb von 75 kW.

Die Fließgeschwindigkeit des belebten Schlammes und der Sauerstoffeintrag in die Becken kann durch die Anzahl der in Betrieb befindlichen Rotoren sowie durch deren Eintauchtiefe in weiten Grenzen variiert und gesteuert werden.

Der Ablauf der beiden Belebungsbecken wird gleichmäßig auf die 5 Nachklärbecken mit je 52 m Durchmesser, einer Randwassertiefe von 2,65 m und einer Tiefe von 5,8 m im Zentrum, aufgeteilt. Jedes Nachklärbecken ist mit einer durchgehenden Räumerbrücke ausgerüstet. Diese Räumbrücken haben eine spezielle Einrichtung für den Abzug von Schwimmschlamm, der sich schon seit Jahren auf der Kläranlage Blumental bewährt hat.

Das gereinigte Abwasser wird den Versickerungsflächen für die Wiederverwertung des Wassers zugeführt.

Der Rücklaufschlamm wird mit 2 Schneckenpumpen mit einem Durchmesser von 2,4 m vier Meter gehoben. Abhängig von der

Drehzahl der Pumpen können entweder 1,2 oder 1,8 m^3/s an Rücklaufschlamm gefördert werden.

Der anfallende Überschußschlamm wird derzeit noch in einer Entfernung von 5 km vor der Küste in einer Tiefe von 38 m in das Meer geleitet.

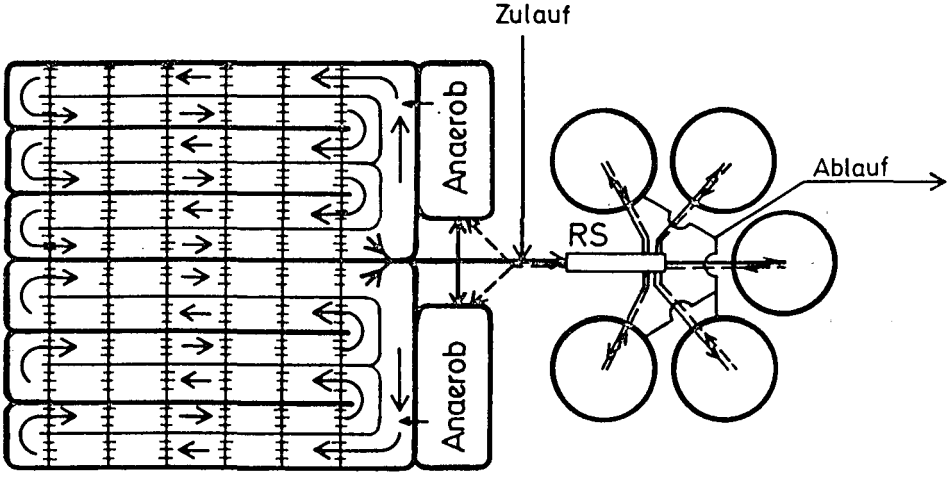


Abb. 3 Lageplan Kläranlage DAN-Region (Tel Aviv)

Zur Einhaltung der für die Nitrifikation und Denitrifikation bzw. zur biologischen Phosphor-Entfernung besonders wichtigen Bedingungen hinsichtlich des gelösten Sauerstoffs muß die Sauerstoffzufuhr den jeweiligen Verhältnissen angepaßt werden. Dies wird auf der Anlage mit Hilfe eines Respirometers von 18 m^3 erreicht, in das kontinuierlich ein Zulauf aus beiden Belebungsbecken erfolgt und das

konstant belüftet wird. Der in diesem Becken gemessene gelöste Sauerstoff ist umgekehrt proportional dem Sauerstoffverbrauch des belebten Schlammes und dient als Regelsignal für das Zu- bzw. Abschalten von Belüftern im Belebungsbecken entsprechend dem jeweiligen Bedarf. Auch diese Regeltechnik wurde auf der Kläranlage Blumental entwickelt und hat sich im langjährigen Betrieb äußerst bewährt (USRAEL (1977). Als weitere Kontrollmöglichkeiten stehen kontinuierliche Messungen von Ammonstickstoff und Nitratstickstoff im Ultrafiltrat aus dem Belebungsbecken zur Verfügung.

4. Einfahrphase

Nach eingehenden hydraulischen Untersuchungen sowie Untersuchungen über den Sauerstoffeintrag wurde die Anlage im Februar 1987 in Betrieb genommen (Gruber et al., 1988). In den ersten 14 Betriebswochen wurde nur ein Belebungsbecken ohne Anaerobbecken mit einer Raumbelastung von ca. 0,5 und einer mittleren Schlammbelastung von 0,14 betrieben. Bei einem mittleren Abwasserzufluß von 63.400 m^3/Tag und einem Schlammgehalt von 3,4 g/l betrug das Schlammalter 8 Tage. Die hydraulische Aufenthaltszeit war 20,8 Stunden. Der spezifische Energiebedarf in dieser Einfahrphase war 1,42 kW/h pro kg BSB_5.

Die Einfahrphase kann am besten mit der Abnahme des filtrierten COD sowie mit dem zeitlichen Verlauf der Stickstoffkomponenten dargestellt werden (Abb. 4).

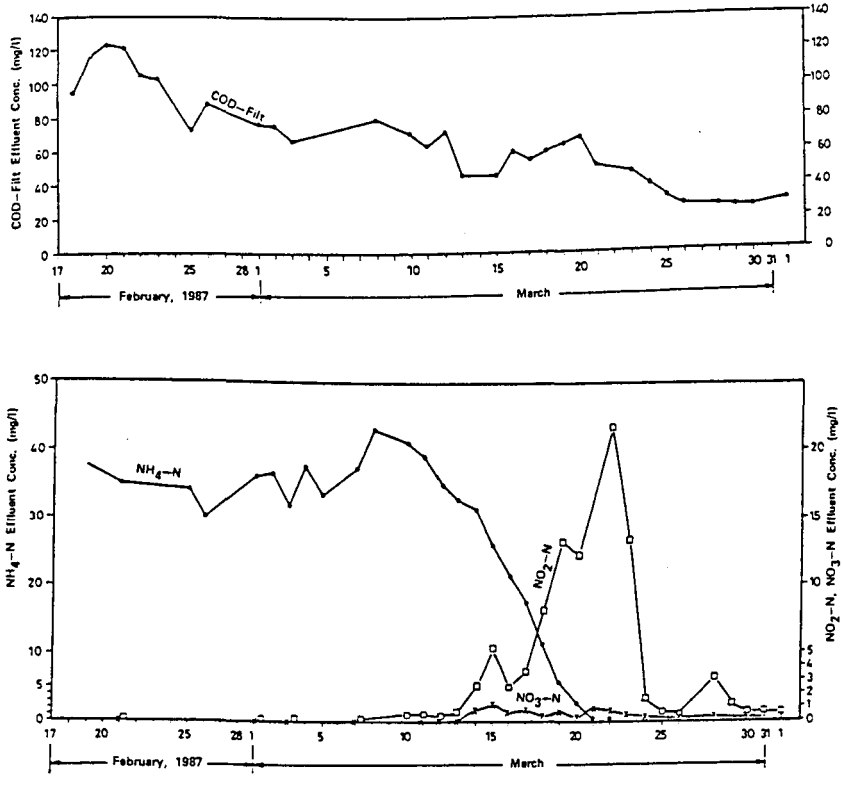


Abb. 4 Chemischer Sauerstoffbedarf im Ablauf und Stickstoffverbindungen während der ersten 6 Betriebswochen

Man erkennt, daß bereits nach wenigen Tagen der COD unter 80 mg/l lag. Die Nitrifikation setzte nach ca. 3 Wochen ein und war nach etwa einem Monat vollständig vorhanden. Auffallend ist, daß es zu einem kurzzeitigen Anstieg von

Nitrit kam. Es konnte nicht geklärt werden ob es sich hiebei um eine Hemmung von Nitrobacter gehandelt hatte oder ob im Zuge des Einfahrvorganges das Verhältnis von Nitrosomonas und Nitrobacter noch nicht ausgeglichen war.

In Tabelle 1 sind die Betriebsergebnisse der Einfahrphase zusammengestellt. Neben ausgezeichneten Abbauwerten für die Kohlenstoffverbindungen (BSB_5 über 97%, COD über 95%) erfolgte auch eine sehr weitgehende Entfernung der Stickstoffverbindungen. Wegen des noch nicht in Betrieb befindlichen Anaerobbeckens während der Einfahrphase betrug die Phosphor-Entfernung nur ca. 50%. .lm11

Tabelle 1 Einfahrphase Kläranlage DAN-Region (Tel Aviv) (April bis Mai 1987)

Parameter (mg/l)	Zulauf	Stand Abw.	Ablauf	Stand Abw.	Abbau %
BSB_5	405	40	10,6	3,2	97,4
BSB_5-Filt	169	22	2,9	1,2	98,3
COD	877	28	42,3	13,2	95,2
COD-Filt	313	30	30,6	10,3	90,2
SS-105°C	359	24	10,3	4,7	-
Ges-N	68,1	3,5	7,7	2,7	88,7
NH_4-N	41,4	3,8	2,7	4,1	93,5
NO_3-N	-	-	1,3	1,0	-
NO_2-N	-	-	0,4	0,2	-
Ges-P	15,0	3,6	8,0	1,0	46,7
($CaCO_3$)	426	10	276	9,2	35,2
pH	7,6	0,1	8,0	0,1	-

5. Betriebsergebnisse

Nach Inbetriebnahme des zweiten Belebungsbeckens wurde die Abwasserbeschickung erhöht und zeitweise das gesamte anfallende Abwasser durch die Anlage genommen. Konnte die volle Abwassermenge nicht verarbeitet werden, wurde die Differenz über die Oxidationsteiche abgearbeitet.

Während dieser Betriebsphase wurden die Ergebnisse auf Grund unterschiedlicher Betriebsbedingungen in 4 verschiedene Betriebsperioden eingeordnet.Die Betriebsparameter und die Betriebsergebnisse dieser Betriebsperioden sind in den Tabellen 2 und 3 zusammengestellt (ARUESTE et al., 1989).

Während der Perioden 1 und 3 wurde weitgehende Nitrifikation erzielt. In den Perioden 2 und 4 war zur Folge der höheren Belastung die Nitrifikation nicht vollständig, da die spezifische Belüftungsenergie unter 1 kWh/kg BSB_5 betrug und damit nicht für eine volle Nitrifikation ausreichte. Die Denitrifikation war über den gesamten Jahresablauf praktisch vollständig und sehr stabil. Mit 92% Wirkungsgrad war die Stickstoff-Entfernung während der Periode 3 am besten. Die mittlere Gesamtstickstoffablaufkonzentration lag dabei unter 5 mg/l.

Durch die Inbetriebnahme der Anaerobbecken (Periode 4) wurde eine Verbesserung der Phosphor-Entfernung erreicht. Ohne die Anaerobbecken wurde bereits während der Periode 2 ein Wirkungsgrad von 73% bei der Phosphor-Entfernung erreicht. Die Ablaufkonzentration betrug 3,3 mg/l. Nach Inbetriebnahme der Anaerobbecken sank die Ablaufkonzentration auf 2,5 mg/l und der Wirkungsgrad der Phosphor-Entfernung konnte auf 82% ohne Zugabe von Chemikalien angehoben werden. Die Ergebnisse der Phosphor- und Stickstoffanalysen sind in grafischer Form in der Abb. 5 dargestellt.

Tabelle 2 Versuchsperioden während des Vollbetriebes

		PERIODE 1 31.05.87 08.08.87	PERIODE 2 09.08.87 14.11.87	PERIODE 3 15.11.87 26.03.88	PERIODE 4 27.03.88 28.05.88
Zulauf	m^3	94.000	182.600	114.000	178.400
BSB_5-F	t/d	34,5	68,6	44,1	79,4
Rot/Becken		20	29	20	32
TS_R	g/l	3,20	2,56	3,83	2,68
t_S	d	11,1	3,6	8,6	3,3
Bel. Zeit	h	28,1	14,5	23,2	14,8
B_R	$kg/m^3.d$	0,317	0,624	0,401	0,72
B_{TS}	kg/kg.d	0,100	0,244	0,105	0,27
Temp.	°C	27,8	27,2	19,9	23,9
E kWh/kg BSB_5		1,38	0,99	1,14	0,98

Anaerobbecken nur bei Periode 4 in Betrieb!

Tabelle 3 Betriebsergebnisse
Kläranlage DAN-Region (Tel Aviv)
(Mittelwerte von täglichen Untersuchungen)

Parameter (mg/l)	PERIODE 1			PERIODE 2		
	Zulauf	Ablauf	Abbau %	Zulauf	Ablauf	Abbau %
BSB_5	367	6,9	98,1	378	15,1	96,0
BSB_5-Filt	159	2,5	98,4	166	3,6	97,8
COD	844	34,4	95,9	781	63,7	91,8
COD-Filt	301	22	92,6	283	37,2	86,9
SS-105°C	362	4,5	-	334	15,5	-
Ges N	62,5	6,9	89,0	60,1	14,9	75,1
NH_4-N	37,8	1,8	95,2	34,9	8,7	75,1
NO_3-N	-	2,5	-	-	1,1	-
NO_2-N	-	0,2	-	-	1,3	-
Phosphor	13,8	4,9	64,4	12,4	3.3	73,3

Parameter (mg/l)	PERIODE 3			PERIODE 4		
	Zulauf	Ablauf	Abbau %	Zulauf	Ablauf	Abbau %
BSB_5	386	9,2	97,6	445	16,0	96,4
BSB_5-Filt	159	2,7	98,3	223	3,3	98,5
COD	822	63,1	92,3	918	64,4	93,0
COD-Filt	295	34,6	88,3	348	47,5	86,4
SS-105°C	371	21,0	-	391	11,6	-
Ges N	59,7	4,8	92,0	64,2	18,2	71,7
NH_4-N	32,9	1,0	97,0	36,5	11,3	69,0
NO_3-N	-	0,8	-	-	1,5	-
NO_2-N	-	0,4	-	-	0,8	-
Phosphor	12,6	3,9	69,0	13,9	2,5	82,0

Anaerobbecken nur bei Periode 4 in Betrieb!
Phosphor: Zulauf Ges P, Ablauf PO_4-P

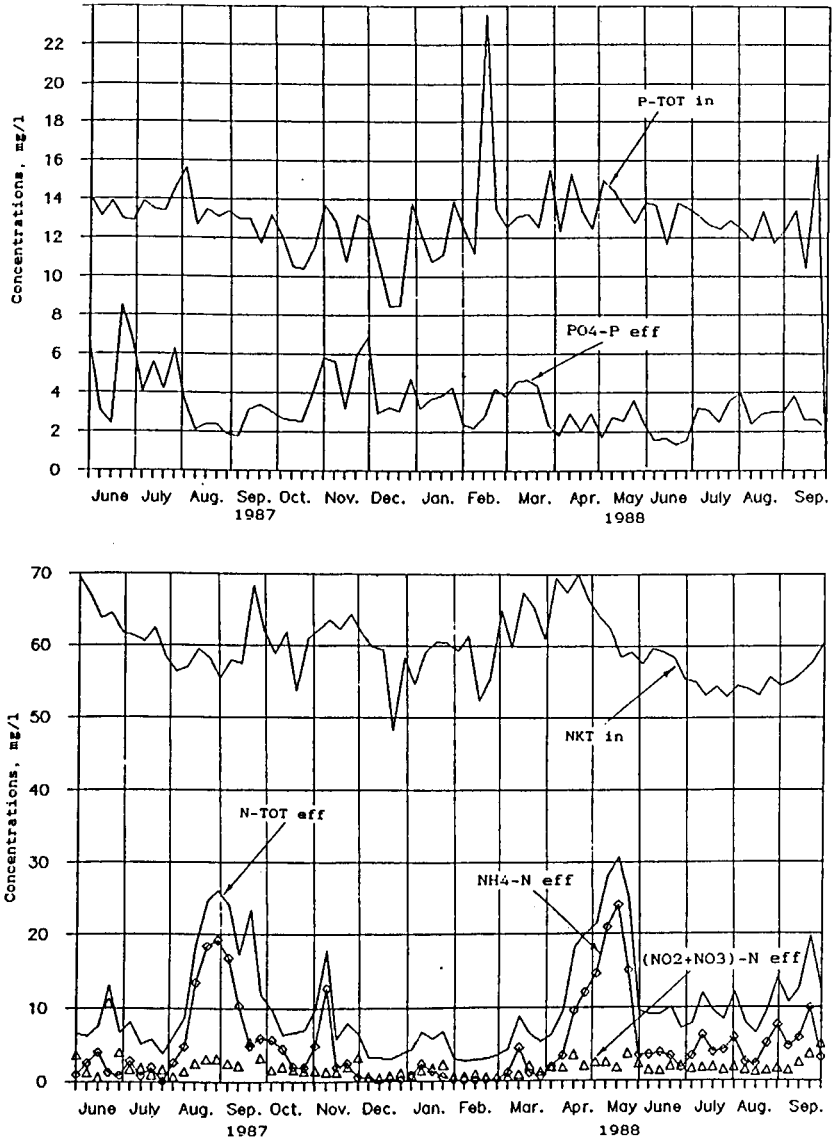


Abb. 5 Zu- und Ablaufkonzentrationen der Stickstoff- und Phosphor-Verbindungen

Während des Betriebes in den Wintermonaten kam es zu einer starken Schaumbildung durch Nocardia. Bei Rotoren die längere Zeit nicht in Betrieb waren kam es zu einer Akkumulation des Schaumes und zu einer Verschmutzung von Brücken und Wegen. Durch eine Regelung, daß alle Rotoren zumindest kurzzeitig jede Stunde in Betrieb genommen wurde, konnte der Schaum in den belebten Schlamm integriert werden und damit das Problem einigermaßen beherrscht werden, wodurch das Problem einigermaßen beherrscht werden konnte. Eine Zugabe von Chemikalien zur Bekämpfung des Schaumes erfolgte nicht.

6. Schlußfolgerungen

- Die Abwasserreinigungsanlage der DAN-Region (Tel-Aviv) ist seit nunmehr 4 Jahren in Betrieb.

- Der Abbau von BSB_5 und COD ist sehr zufriedenstellend.

- Die Nitrifikation wurde kurzzeitig durch zu geringen Sauerstoffeintrag beeinträchtigt; die Denitrifikation war praktisch jederzeit vollständig. Insgesamt kann die Stickstoffentfernung jedoch ebenfalls als sehr zufriedenstellend gewertet weden.

- Das kontinuierliche Respirometer hat sich zur Steuerung der Belüftung für die Nitrifikation - Denitrifikation bestens bewährt.

- Die biologische P-Entfernung konnte nach Inbetriebnahme der Anaerobbecken auf über 80 % gesteigert werden.

- Derzeit ist erst die Hälfte der Gesamtanlage in Betrieb. Der 2. Teil der Anlage wird derzeit ausgebaut. Die bisher erzielten Betriebsergebnisse waren äußerst zufriedenstellend.

7. Verwendete Literatur

ARUESTE G.:
Advanced muncipal wastewater treatment by a single stage activated sludge system
Progr. Wat. Tech. 12/5, 533 - 550 (1980).lh8

ARUESTE G., FARCHILL D., GOLDSTEIN M., GRUBER Y.:
Operation of the Soreq wastewater treatment plant with a single stage nitrification - denitrification activated sludge system
Wat. Sci. Tech. 21, 1359 - 1372 (1989)

v.d. EMDE W.:
Die Kläranlage Wien - Blumental - Betriebsergebnisse einer Belebungsanlage ohne Vorklärung zur weitgehenden Entfernung von Kohlenstoff- und Stickstoffverbindungen
ÖAR, Jubiläumsausgabe, 73 - 82 (1975)

GRUBER Y., FARCHILL D., ARUESTE G., GOLDSTEIN M.:
Start - up and running in of the Soreq biological wastewater treatment plant
Wat. Sci. Tech. 20/4, 63 - 75 (1988)

MATSCHÉ N.:
The Elimination of Nitrogen in the Treatment Plant of Vienna - Blumental
Water Research 6, 485 - 486 (1972)

MATSCHÉ N., SPATZIERER G.:
Austrian plant knocks out nitrogen
Water Waste Eng. 12/1, 18 - 24 (1975)

MATSCHÉ N.:
Removal of nitrogen by simultaneous nitrification - denitrification in an activeted sludge plant with mammoth rotor aeration
Prog. Wat. Tech. 8/6, 625 - 637 (1977)

USRAEL G.:
Investigations towards an automatic control of activated sludge plants
Prog. Wat. Tech. 8/6, 245 - 250 (1977)

Univ.-Doz. Dipl.-Ing. Dr. Norbert Matsché
Inst. f. Wassergüte
Karlsplatz 13/226
1040 Wien

W I E N E R M I T T E I L U N G E N
W A S S E R - A B W A S S E R - G E W Ä S S E R

Eine von den Wasserbauinstituten an
der Technischen Universität Wien,
den Instituten für Wasserwirtschaft der
Universität für Bodenkultur und
dem Österreichischen Wasserwirtschaftsverband
herausgegebene Schriftenreihe

Band Nr.:		Preis ÖS
1	Kresser, W.: Das Wasser (1968)	vergriffen
2	Breiner, H.: Die Gesetzmäßigkeiten der stationären Flüssigkeitsströmung durch gleichförmig rotierende zylindrische Rohre (1968)	200,--
3	von der Emde, W.: Abwasserreinigung - Grundkurs (1969)	vergriffen
4	4. Seminar ÖWWV, Raach 1969 Abwasserreinigungsanlagen Entwurf-Bau-Betrieb (1969)	vergriffen
5	5. Seminar ÖWWV, Raach 1970 Zukunftsprobleme der Trinkwasserversorgung (1970)	vergriffen
6	6. Seminar ÖWWV, Raach 1971 Industrieabwässer (1971)	vergriffen
7	7. Seminar ÖWWV, Raach 1972 Wasser- und Abfallwirtschaft (1972)	vergriffen
8	Schmidt, F.: Das vollkommene Peilrohr (Zur Methodik der Grundwasserbeobachtung) (1972)	250,--
9	Doleisch, M.: Über die Auswertung von Abflußmessungen auf elektronischen Rechenanlagen Pruzsinsky, W.: Über die Anwendung von radioaktiven Tracern in der Hydrologie (1972)	250,--
10	1. Hydrologie-Fortbildungskurs Hochschule für Bodenkultur (1972)	vergriffen

Band Nr.:		Preis ÖS
11	Gutknecht, D.: Vergleichende Untersuchungen zur Berechnung von HW-Abflüssen aus kleinen Einzugsgebieten (1972)	vergriffen
12	8. Seminar ÖWWV, Raach 1973 Uferfiltrat und Grundwasser-anreicherung (1973)	270,--
13	von der Emde W., Fleckseder H., Huber L., Viehl K.: Zellstoffabwässer - Anfall und Reinigung (1973)	vergriffen
14	2. Hydrologie-Fortbildungskurs 1973 Hochschule für Bodenkultur (1973)	vergriffen
15	9. Seminar ÖWWV, Raach 1974 Neue Entwicklungen in der Abwassertechnik (1973)	vergriffen
16	von der Emde, W.: Praktikum der Kläranlagentechnik (1974)	vergriffen
17	Behr, O.: Stabilitätsuntersuchung von Abfluß-profilen mittels hydraulischer Methoden und Trendanalyse (1974)	250,--
18	3. Hydrologie-Fortbildungskurs 1975 Universität für Bodenkultur (1975)	180,--
19	1. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1976 Institut für Wasserwirtschaft, Universität für Bodenkultur (1976)	180,--
20	11. Seminar ÖWWV, Raach 1976 Abfall- und Schlammbehandlung aus wasserwirtschaftlicher Sicht (1976)	vergriffen
21	2. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1977 Institut für Hydraulik, Technische Universität Wien (1977)	300,--
22	12. Seminar ÖWWV, Raach 1977 Abwasserreinigung in kleineren Verhältnissen (1977)	350,--
23	Baron W., Heindl W., Behr O., Reitinger J.: Methoden zur rechnerischen Behandlung von Grundwasserleitern (1977)	200,--

Band Nr.:		Preis ÖS
24	Begert, A.: Ein Beitrag zur Reinigung des Abwassers eines Chemiefaserwerkes eines chemischen Betriebes und einer Kokerei (1978)	vergriffen
25	Kroiss, H.: Ein Beitrag zur Reinigung von Zuckerfabriksabwasser (1978)	vergriffen
26	Gutknecht, D.: Methoden der hydrologischen Kurzfristvorhersage (1978)	300,--
27	13. Seminar ÖWWV, Raach 1978 Wasserversorgung-Gewässerschutz (1978)	vergriffen
28	14. Seminar ÖWWV, Raach 1979 Industrieabwasserbehandlung - Neue Entwicklungen (1979)	400,--
29	Frischherz, H.: Probleme der Uferfiltration und Grundwasseranreicherung mit besonderer Berücksichtigung des Wiener Raumes (1979)	vergriffen
30	Beiträge zur Hydraulik, Gewässerkunde und Wasserwirtschaft: o.Univ.-Prof.DDr. Werner Kresser zum 60. Geburtstag (1979)	350,--
31	Schügerl, W.: Grundwasserzuströmungsverhältnisse zu Horizontalfilterrohrbrunnen (1980)	200,--
32	3. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1980 Institut für Wasserwirtschaft, Universität für Bodenkultur (1980)	350,--
33	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (1) (1980)	vergriffen
34	15. Seminar ÖWWV, Raach 1980 Behandlung und Beseitigung kommunaler und industrieller Schlämme (1980)	350,--
35	Usrael, G.: Faktoren, die die Inaktivierung von Viren beim Belebungsverfahren beeinflussen (1980)	250,--
36	Flögl, W.: Vergleichende Kostenuntersuchungen über das Belebungsverfahren (1980)	350,--

Band Nr.:		Preis ÖS
37	Ruider, E.: Ein Beitrag zur Reinigung und Geruchsfreimachung von Abwasser aus TK-Verwertungsanstalten (1980)	350,--
38	Schiller, G.: Wasserwirtschaftliche Probleme der Elektrizitätserzeugung (1981)	Restbestände
39	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (2) (1981)	400,--
40	16. Seminar ÖWWV, Raach 1981 Wasseraufbereitung und Abwasserreinigung als zusammengehörige Techniken (1981)	350,--
41	Kurs 1: Filterbrunnen zur Erschließung von Grundwasser (1981)	400,--
42	Kirnbauer, R.: Zur Ermittlung von Bemessungshochwässern im Wasserbau (1981)	300,--
43	Institut für Wasserwirtschaft: Wissenschaftliche Arbeiten (1981)	350,--
44	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (3) (1981)	350,--
45	Kurs 2: Verbundwirtschaft in der Wasserversorgung (1982)	400,--
46	Stalzer, W.: Gewässerschutzplanung, deren Umsetzung und Zielkontrolle im Einzugsgebiet des Neusiedler Sees (1982)	350,--
47	17. Seminar ÖWWV, Ottenstein 1982 Wechselwirkung zwischen Planung und Betrieb von Abwasserreinigungsanlagen. Erfahrungen und Probleme (1982)	400,--
48	Kleinwasserkraftwerke, Notwendigkeit und Bedeutung Flußstudien: Schwarza, Kleine Ybbs, Saalach (1982)	440,--
49	Beiträge zu Wasserversorgung, Abwasserreinigung, Gewässerschutz und Abfallwirtschaft o.Univ.-Prof.Dr.-Ing. W. v. d. Emde zum 60. Geburtstag (1982)	440,--

Band Nr.:		Preis ÖS
50	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (4) (1982)	vergriffen
51	18. Seminar ÖWWV Ottenstein 1983 Sicherung der Wasserversorgung in der Zukunft (1983)	vergriffen
52	ÖWWV-Kurs 3, 1983 Thermische Beeinflussung des Grundwassers (1983)	vergriffen
53	Fortbildungskurs des ÖWWV 1984 "Planung und Betrieb von Regenentlastungen" (1984)	vergriffen
54	19. Seminar ÖWWV, Gmunden 1984 Sonderabfall und Gewässerschutz (1984)	vergriffen
55	Naturnahes Regulierungskonzept "Pram" (1984)	360,--
56	Fortbildungskurs des ÖWWV 1985 "Blähschlammprobleme beim Belebungsverfahren" (1984)	vergriffen
57	ÖWWV-Kurs 4, 1985 Chemie in der Wassergütewirtschaft (1985)	vergriffen
58	20. Seminar ÖWWV, Ottenstein 1985 Klärschlamm - Verwertung und Ablagerung (1985)	vergriffen
59	Pelikan, B.: Wasserkraftnutzung an der Thaya (1985)	320,--
60	Seminar "Wasser - Umwelt - Raumordnung" (1985)	220,--
61	Fleckseder, H.: Gewässerschutz im Wandel der Zeit - Ziele und Maßnahmen zu ihrer Verwirklichung (1985)	300,--
62	Kroiss, H.: Anaerobe Abwasserreinigung (1985)	vergriffen
63	Begert, A.: Kleine Belebungsanlagen mit einem Anschlußwert bis 500 Einwohnergleichwerte (1985)	vergriffen

Band Nr.:		Preis ÖS
64	Fortbildungskurs des ÖWWV 1986 "Belüftungssysteme beim Belebungsverfahren" (1986)	vergriffen
65	21. Seminar ÖWWV, Ottenstein 1986 Planung und Betrieb von Behandlungsanlagen für Industrieabwasser (1986)	vergriffen
66	Aussprachesemiar Grundwasserschutz in Österreich (1986)	400,--
67	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (5) (1986)	vergriffen
68	Schmid, B.H.: Zur mathematischen Modellierung der Abflußentstehung an Hängen (1986)	300,--
69	Forbildungskurs des ÖWWV 1987 "Nitrifikation - Denitrifikation" (1987)	vergriffen
70	Institut für Wasserwirtschaft: "Flußbau und Fischerei" (1987)	220,--
71	22. Seminar ÖWWV, Ottenstein 1987 Wasserversorgung und Abwasserreinigung in kleinen Verhältnissen (1987)	vergriffen
72	Wurzer E.: Wasserwirtschaft und Lebensschutz (1987)	vergriffen
73	Fortbildungskurs des ÖWWV 1988 Anaerobe Abwasserreinigung - Grundlagen und großtechnische Erfahrungen (1988)	300,--
74	Tagung Wien 1987 "Wasserbau und Wasserwirtschaft im Alpenraum in historischer Sicht" (1988)	300,--
75	Fortbildungskurs des ÖWWV auf den Gebieten des Wasserhaushaltes und der Wasservorsorge "Wechselbeziehungen zwischen Land-, Forst- und Wasserwirtschaft (1988)	300,--
76	23. Seminar ÖWWV, Ottenstein 1988 Gefährdung des Grundwassers durch Altlasten (1988)	vergriffen
77	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (6) (1987)	200,--

Band Nr.:		Preis ÖS
78	Nachtnebel, H.P.: Wasserwirtschaftliche Planung bei mehrfacher Zielsetzung (1988)	350,--
79	ÖWWV und Bundesingenieurkammer "Symposion: Hydraulik offener Gerinne" (1989)	350,--
80	Jungwirth, M. und Schmutz, S.: Untersuchung der Fischaufstiegshilfe bei der Stauhaltung 1 im Gießgang Greifenstein (1988)	250,--
81	Fortbildungskurs des ÖWWV 1990 "Biologische Abwasserreinigung" 2. überarbeitete Auflage	450,--
82	24. Seminar ÖWWV, Ottenstein 1989 "Klärschlammentsorgung" (1989)	450,--
83	2. Symposium: "Viruskontamination der Umwelt und Verfahren der Kontrolle" (1989)	in Druck
84	Fortbildungskurs des OWWV 1989 "Schadstofffragen in der Wasserwirtschaft"	400,--
85	Frischherz,H.: Benes,E.; Ernst,J.; Hager,F.; Stuckart,W. Schlußbericht zum Forschungsvorhaben "Trinkwasseraufbereitung mit Ultraschall" Projekt-Abschnitt I (1989)	250,--
86	Summer, W.: Umfassende Betrachtung der Erosions- und Sedimentationsproblematik (1989)	350,--
87	25. Seminar ÖWWV, Ottenstein 1990 "Großräumige Lösungen in der Wasserversorgung"	450,--
88	Revitalisierung von Fließgewässern (1990) Beiträge zum Workshop in Scharfling, April 1989	460,--
89	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft - heute (9) (1990) in Vorb.	250,--
90	Schmid, B.H.: A Study on Kinematic Cascades (1990) in Vorb.	250,--
91	Blöschl, G.: Snowmelt simulation in rugged terrain - The gap between point and catchment scale approaches (1990) in Vorb.	250,--

Band Nr.:		Preis ÖS
92	Blaschke, A.P.: Dateninterpretation und ihre Bedeutung für Grundwasserströmungsmodelle (1990) *in Vorb.*	250,--
93	Fürst, J.: Decision Support Systeme für die Grundwasserwirtschaft unter Verwendung geografischer Informationssysteme	250,--
94	Frischherz,H.: Benes,E.; Hager,F.; Stuckart,W.; Ilmer,A.; Gröschl,M.; Bolek,W.: Schlußbericht zum Forschungsvorhaben "Trinkwasseraufbereitung mit Ultraschall" Projekt-Abschnitt II (1990)	250,--
95	Svardal, K.: Anaerobe Abwasserreinigung - Ein Modell zur Berechnung und Darstellung der maßgebenden chemischen Parameter (1991)	300,--
96	Fortbildungskurs des ÖWWV 1991 "EDV-Einsatz auf Abwasserreinigungsanlagen"	400,--
97	Fortbildungskurs des ÖWWV 1991 "Entfernung von Phosphorverbindungen in der Abwasserreinigung"	350.--

Diese Bände sind zu beziehen von:

Institut für Hydraulik, Gewässerkunde und Wasserwirtschaft
Technische Universität Wien, Karlsplatz 13, A-1040 Wien

Band: 1, 2, 8, 9, 17, 21, 23, 26, 30, 31, 41, 42, 52, 66, 68, 74, 79, 90, 91, 92

Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau
Technische Universität Wien, Karlsplatz 13, A-1040 Wien

Band: 12, 15, 16, 20, 28, 34, 35, 36, 37, 47, 49, 53, 54, 56, 57, 58, 61, 62, 63, 64, 65, 69, 73, 81, 82, 84, 95, 96, 97

Institut für Wasserwirtschaft, Hydrologie und konstruktiven Wasserbau, Universität für Bodenkultur,
Gregor Mendel-Straße 33, A-1180 Wien

Band: 18, 19, 32, 38, 43, 44, 45, 48, 50, 55, 59, 60, 70, 75, 78, 86, 89, 93

Institut für Wasservorsorge, Gewässergüte und Fischereiwirtschaft, Universität für Bodenkultur,
Gregor Mendel-Straße 33, A-1180 Wien

Band: 22, 29, 39, 40, 46, 67, 71, 72, 76, 77, 80, 83, 85, 87, 88, 94