

WIENER MITTEILUNGEN
WASSER · ABWASSER · GEWÄSSER

ABWASSERREINIGUNGSKONZEPTE
INTERNATIONALER
ERFAHRUNGSAUSTAUSCH
ÜBER NEUE ENTWICKLUNGEN

BAND 117 - WIEN 1995

UB-TU WIEN



+EM88532308

WIENER MITTEILUNGEN

WASSER · ABWASSER · GEWÄSSER

BAND 117

ABWASSERREINIGUNGSKONZEPTE

INTERNATIONALER

ERFAHRUNGSAUSTAUSCH

ÜBER NEUE ENTWICKLUNGEN

ÖWAV - SEMINAR

WIEN, 24. FEBRUAR 1994

HERAUSGEBER:

PROF. DIPL. ING. DR. H. KROISS
TECHNISCHE UNIVERSITÄT WIEN
INSTITUT FÜR WASSERGÜTE
UND ABFALLWIRTSCHAFT

2015-11916



Institut für Wassergüte
und Abfallwirtschaft
Techn. Universität Wien
Karlsplatz 13/226
A - 1040 Wien

Alle Rechte vorbehalten
Ohne Genehmigung des Institutes ist es nicht gestattet,
das Buch oder Teile daraus zu veröffentlichen.

Druck: S. MELZER Druck Ges.m.b.H.
A - 1070 Wien, Kirchengasse 48

ISBN-Nr. 3 - 85234 - 003 - 9

VORWORT

Wenn zu zwei fast unmittelbar hintereinander stattfindenden internationalen Spezial-Konferenzen im Herbst 1993 über "Erweiterung von Kläranlagen" einerseits ca. 75 und über "Biofilmreaktoren" andererseits über 400 Teilnehmer kommen, so ist dies ein Hinweis auf eine interessante Entwicklung in der Fachwelt, die eindeutig über die üblichen kleinen Erschütterungen durch neue Ideen hinausgeht.

Die Technik der Abwasserreinigung ist in den letzten Jahren in Bewegung geraten oder gebracht worden. Eine Fülle neuer Ideen und Entwicklungen ist "auf den Markt gekommen". Die ganze geschichtliche Entwicklung der Abwassertechnik, neuerlich auch vermehrt verbunden mit jener der Wasseraufbereitungstechnik, wiederholt sich in neuen Kombinationen von Verfahren mit neuen Zielen. Diese Entwicklung hat auch die Wissenschaft erfaßt, und die gesamte "betroffene" Fachwelt wird sich mit dieser Entwicklung auseinandersetzen müssen. Wir haben es daher als unsere Aufgabe empfunden, auf diese Bewegung so zu reagieren, daß wir versuchen, Informationen vor allem von kompetenten Fachleuten aus dem Ausland vermitteln zu lassen, die es erlauben, die Vor- und Nachteile verschiedener Verfahren und Abwasserreinigungskonzepte je nach Anwendungsfall beurteilen und damit vergleichen zu können. Zudem wird versucht die wesentlichen theoretischen Grundlagen und ihre praktischen Auswirkung aufzuzeigen.

Nicht nur bei den Abwasserreinigungsverfahren, auch bei der Finanzierung, Ausschreibung, bei Vergabe und Betrieb von Kläranlagen gibt es interessante Neuentwicklungen. Wir haben die verfahrenstechnischen Aspekte in den Vordergrund gestellt, weil wir dort unsere größte Verantwortlichkeit der Fachwelt gegenüber empfinden.

Mit der getroffenen Auswahl der Themen und Referenten kann nur ein beschränktes Spektrum der Neuentwicklungen dargestellt werden. Einen Anspruch auf Vollständigkeit konnten und wollten wir nicht befriedigen. Wenn dieser Band dennoch dazu beiträgt, die allenfalls aufgetretene Verwirrung zu vermindern und nüchterner Betrachtung Raum verschaffen, so würde uns dies freuen.

VORLESUNG

Wieder zu zweit hat man die Möglichkeit, die einzelnen Themenbereiche der Vorlesung zu besprechen und sich gegenseitig zu unterstützen. Dies ist besonders wichtig, wenn man sich für die einzelnen Themenbereiche interessiert und sich Unterstützung wünscht. Man sollte sich jedoch bewusst sein, dass die Vorlesung nur ein Hilfsmittel ist und nicht die einzige Möglichkeit, sich zu informieren. Man sollte auch andere Quellen wie Bücher, Zeitschriften und Internet nutzen.

Die Technik der Vorlesung ist ein sehr wichtiges Element der Vorlesung. Man sollte sich bewusst sein, dass die Vorlesung nicht nur ein Hilfsmittel ist, sondern auch ein Mittel, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern.

Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern.

VORLESUNG

Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern. Man sollte sich also bewusst sein, dass die Vorlesung ein Mittel ist, um die eigene Leistung zu verbessern.

INHALTSVERZEICHNIS

WM-Bd. 117

Hellmut Fleckseder

Eine Einleitung zum Thema A - 1

Helmut Kroiß

Überlegungen zum Vergleich verschiedener
Verfahren und Konzepte der Abwasserreinigung B - 1

Hallvard Ødegaard

Skandinavische Erfahrungen mit Vorfällung
und Nachdenitrifikation mit externer
Kohlenstoffquelle in der Abwasserreinigung C - 1

Erik Bundgaard,
Kim Rindel,
Pia Prohaska Brinch

Ergebnisse des Hydro-Projektes zur Schlamm-
hydrolyse in Skandinavien (Gewinnung von
Denitrifikationssubstrat) D - 1

Andreas Strohmeier

Einsatzmöglichkeiten und großtechnische Er-
fahrungen mit der Biofiltration zur Stickstoff-
und Phosphorentfernung E - 1

Erik Bundgaard,
Vibeke Reimer Andersen,
Jens Peter Kernn-Jespersen

Einsatzmöglichkeiten und großtechnische
Erfahrungen mit der Biofiltration zur Nitrifikation
und Denitrifikation F - 1

Hallvard Ødegaard,
Bjørn Rusten

Das "Moving Bed Biofilm" - Verfahren G - 1

Joachim Franta,
Peter A. Wilderer,
Robert L. Irvine

Möglichkeiten und Grenzen des SBR-Verfahrens
und großtechnische Erfahrung H - 1

Johannes Pinnekamp

Möglichkeiten und Grenzen zweistufiger
Verfahren und großtechnische Erfahrung I - 1

Hellmut Fleckseder

Zusammenfassung und Ausblick J - 1

EINE EINLEITUNG ZUM THEMA

H.Fleckseder

Diese Einleitung und Zusammenfassung/Ausblick sind als Einheit konzipiert, sie bilden also einen "Rahmen". Das inhaltliche Thema sowohl der Einleitung als auch der Zusammenfassung ist der Versuch, die einzelnen Vorträge über Konzepte und Entwicklungen in der Abwasserreinigung in den Sachzusammenhang des **Gewässerschutzes** (bzw. auch eines **gesamtheitlichen Umweltschutzes**) im Rahmen **wirtschaftlicher Zwänge** zu erfassen. Wir sind unseren Kollegen aus dem Ausland zu Dank für ihr Kommen verpflichtet, denn nur durch ihre Vorträge und der darauf aufbauenden Diskussion sind wir in der Lage, unsere Situation in Österreich besser als bisher zu erfassen. Dies zu tun, ist wohl unsere eigene Aufgabe.

Die **Technik der Abwasserreinigung** ist eine 'Antwort' von uns Menschen auf verschiedene 'Zwänge'. Um die durch unsere Kollegen vorgetragenen Inhalte uns nutzbar zu machen, aber auch, um ihnen unseren österreichischen Weg nutzbar zu machen, müssen wir nach der 'Variabilität' dieser 'Zwänge' fragen. Als 'Kenngrößen' zur Beschreibung dieser 'Zwänge' werden im folgenden

- das **Klima** (Niederschlag, Temperatur,),
- die **Art der Hydrographie** (z.B. kurze Fließlängen zum Meer wie in Norwegen im Gegensatz zu den sehr langen Fließwegen im Donaueinzugsgebiet),
- die **Hydrologie** (gekennzeichnet vor allem durch die Verdünnung),
- die **Siedlungsdichte**,
- der **einwohnerspezifische Primärenergieeinsatz**,
- das **einwohnerspezifische BNP/BIP**,
- der **Energieeinsatz pro Einheit des BNP/BIP**,
- das **ursprünglich** innerhalb des jeweiligen Staatsgebietes vorhandene bzw. von ihm ausgehende als vorrangig erkannte **Gewässerschutzproblem**,
- der **politische Stellenwert des Gewässerschutzes/Umweltschutzes** (bzw. welcher Facetten davon),
-
- und vielen anderen mehr herangezogen werden.

Da die Vortragenden zu dieser Tagung aus Dänemark, Deutschland, Norwegen und Österreich kommen und da die Tagung im Donaueinzugsgebiet stattfindet, sind einige dieser Kenngrößen - so, wie dies in etwa verlief - sowie die wirtschaftlichen Strukturen dieser Staaten in Tabelle 1 zusammengefaßt.

Tabelle 1: "KENNGRÖSSEN" im Vergleich und der daraus ableitbare Weg in der Abwasserreinigung in einigen ausgewählten Staaten Skandinaviens und Mitteleuropas.

	Klima	Verdünnung (als Einwohner pro Q95)	Primären- ergieinsatz (1989)	BIP (1990)	E/BIP	ursprünglich vorrangiges GWS-Problem	Art der bisherigen Abwasserreinigung
		(l/s)/E	kg Öl/E.a	US\$/E.a	kg Öl/US		
N	atlantisch	sehr groß	9.500	22.000	~0.4	Eutrophierung	i.a. mechan./Fällung
DK	atlantisch	mittel	3.900	20.200	~0.2	O ₂ /Eutrophierung	i.a. biol./Fällung
D	atlantisch/ kontinental	gering mittel	4.500	20.800	~0.2	O ₂ /heterotrophes Wachstum	i.a. biologisch (C-Oxidation)
A	atlantisch/ kontinental	gering mittel	3.400	17.400	~0.2	O ₂ /heterotrophes Wachstum	i.a. biologisch (C-Oxidation))
.....							
H	kontinental	i.a. gering	3.100 heute?	2.600 heute?	groß heute?	O ₂ /heterotro- phes WT/ Eutrophierung	i.a. mechanisch großer Bedarf!

Strukturen der Wirtschaft:

Norwegen: Fischerei/Bergbau/Dienste vorrangig; Grundstoffindustrien bei preiswerter Wasserkraft vorhanden
(Al-Schmelzen, NaCl-Elektrolysen).

Dänemark: Fischerei/Landwirtschaft/Dienste vorrangig, Industrie auch wichtig.

Deutschland: Vielfalt an Erwerbszweigen, Industrie/Dienste wesentlich.

Österreich: Vielfalt an Erwerbszweigen; Tourismus zusätzlich wesentlich.

Ungarn: Landwirtschaft ganz zentral!

Aus dieser ist erkennbar, daß in Norwegen pro Einheit des BIP ein deutlich größerer Energieeinsatz aufgewandt wird (bzw. auch preiswert zur Verfügung steht, aber auch notwendig ist) im Vergleich mit den Staaten Mitteleuropas. Die gerechte Einordnung Ungarns ist wegen der Wechselkursfrage etwas unklar, doch war in der staatskapitalistischen Zeit der Energieeinsatz pro Einheit des BIP ebenfalls hoch. Auf die Abwasserreinigung umgelegt bedeutet dies, daß bei Problemlösungen zur Abwasserreinigung in Norwegen wahrscheinlich in der Variantenwahl die Investitionen und die übrigen Betriebskosten kritischer beleuchtet werden als der Aufwand für Energie.

Bezüglich z.B. der Verdünnung von Abwasser in Fließgewässern ist auch klar zu sehen, daß diese - mit wahrscheinlich nur sehr wenigen Ausnahmen - in Norwegen sehr groß ist, im atlantischen Klima in Dänemark, Deutschland und Österreich als mittelgroß angesprochen werden kann, während sie in kontinentalen Lagen (Deutschland, Österreich, Ungarn) als gering, fallweise sogar sehr gering, einzustufen ist.

Die Frage der Verdünnung ist gekoppelt mit dem als ursprünglich vorrangig erkannten Gewässerschutzproblem zu sehen. In Skandinavien - unter den ausgewählten Staaten vorrangig in Norwegen, z.T. aber auch in Dänemark - war dies die Eutrophierung, und zwar nicht der Fließgewässer, sondern der Seen und der Fjorde. Wegen der guten Verdünnung in den Fließgewässern spielten der Sauerstoffschwund und das heterotrophe Wachstum in Norwegen keine auslösende Rolle, während dies in Dänemark schon zutraf, vermehrt jedoch in Deutschland, Österreich und Ungarn, und zwar teilweise noch heute.

Die Erstreckung des Gewässernetzes zum empfangenden Meer ist in Dänemark und Norwegen i.a. - verglichen mit der kontinentalen Lage in Deutschland, Österreich und Ungarn - kurz. Somit war auch die *'Rückmeldung'* vom Meer her in Dänemark und Norwegen rascher da als in Deutschland, Österreich und Ungarn.

Die vorhandene hydrographisch-hydrologische Situation, gekoppelt mit den jeweils vorherrschenden ursprünglichen Gewässerschutzproblemen, führten z.B. in Norwegen dazu, mit mechanisch-chemischen Anlagen zu beginnen und die biologische Reinigung als von einer eher untergeordneten Bedeutung aufzufassen. In Dänemark wurde - verglichen mit Norwegen - die biologische Reinigung deutlich früher angewendet, der Seen und Fjorde wegen aber auch die Phosphorfällung mit eingeführt. In Deutschland und Österreich lag der Schwerpunkt der Maßnahmen bei der biologischen Reinigung, und zwar ausgehend von der Kohlenstoffoxidation sich im Laufe der Zeit erweiternd auch bezüglich der Nitrifikation (Reduzierung der Fischgiftigkeit), während die flächendeckende Denitrifikation und die Phosphorfällung erst Ergebnisse der neueren Gesetzgebung sind. Nur durch ein Beginnen mit der

Kohlenstoffoxidation konnte das offenkundig drängendste Problem - das heterotrophe Wachstum mit seinen letalen Folgen für jede Biozönose, fallweise gekoppelt mit einem erkennbaren Sauerstoffschwund - einigermaßen in den Griff bekommen werden. In Ungarn sind zweifellos das heterotrophe Wachstum und der Sauerstoffschwund nach wie vor sehr groß; wegen der flachen Gradienten überlagert sich der durch Kohlenstoff aus Abwasser verursachten Situation noch jene, die aus dem Zerfall phototrophen Wachstums in langsamen Fließgewässern her stammt.

Im zurückliegenden Jahrzehnt wurden im (früheren) Westen Europas die die Abwasserreinigung steuernden Gesetze in den einzelnen Staaten einander sehr ähnlich. Das "gemeinsame Haus Europa" trägt hier sicher Früchte. Es kommt noch hinzu, daß die hier miteinander verglichenen Staaten Skandinaviens und Mitteleuropas eher zu den Vorreitern im Umweltschutz gehören. Die in der Abwasserreinigung in all diesen Staaten als richtig erkannten und auch weiter umzusetzenden Maßnahmen betreffen

- wie bisher die **Kohlenstoffoxidation**, begründbar sowohl durch das dem natürlichen Zustand nicht entsprechende heterotrophe Wachstum als - fallweise - auch den zu großen Sauerstoffdefiziten.
- wie bisher in einigen Fällen angewandt, in Deutschland und Österreich in naher Zukunft flächendeckend zu erfüllen, die **Stickstoffoxidation** (Nitrifikation).
- künftig, z.Z. z.B. in Österreich in Verwirklichung begriffen, die **Phosphor- und Stickstoffentfernung**, die sowohl wegen der Nah- und Fernwirkung der Gewässereutrophierung (Fließgewässerkette, empfangende Rand- und Binnenmeere), bei Stickstoff fallweise auch der weiteren Wassernutzung wegen, erforderlich sind.

In Abbildung 1 ist die Entwicklung von Wasserversorgung, Abwasserableitung und Abwasserreinigung in Österreich, beginnend seit 1850, aufgetragen. In dieser Abbildung sind nur die Zahlen für die Abwasserableitung und Abwasserreinigung für die Jahre 1968, 1981 und 1991 gesichert, der übrige Kurvenverlauf ist geschätzt. Aus dieser Abbildung ist der ursprünglich extrem hohe, aber heute immer noch vorhandene Fehlbestand an Kanalisationen - sowohl mit Bezug zur zentralen Wasserversorgung als auch (theoretisch) zur Gesamtbevölkerung - erkennbar. Es wird wohl "grosso modo" zu gelten haben, daß dort, wo Wasser im geschlossenen Siedlungsgebiet zentralisiert zugeführt wird, es auch durch eine Kanalisation wieder zu sammeln ist. Der Fehlbestand in der Abwasserreinigung, ausgedrückt als Differenz zwischen dem Anschlußgrad an Kanalisationen und an Abwasserreinigungsanlagen, war mit Anfang der 1970er-Jahre noch besonders groß und konnte in den Jahrzehnten seither sukzessive verringert werden. Im Jahre 1994 beträgt der Fehlbestand an biologischer Abwasserreinigung (ohne Reinigung oder nur mit mechanischer Reinigung) noch ca. 2%-Punkte der Wohnbevölkerung. (In kleinen Verhältnissen ist die Situation nicht so günstig; dies ist der Ordnung halber zu erwähnen).

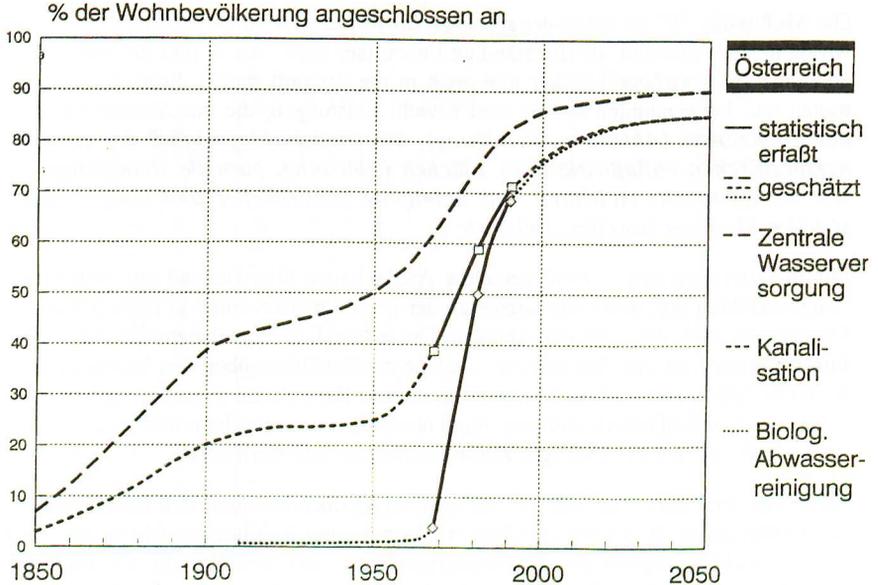


Abb. 1: Verlauf von Wasserversorgung, Abwasserableitung und Abwasserreinigung in der Zeit in Österreich.

Aufbauend auf Abbildung 1 sowie den beim Wasserwirtschaftsfonds (heute: Österreichische Kommunalkredit AG) aufliegenden ausgelösten Bausummen zu laufenden Preisen für die Abwasserableitung und Abwasserreinigung konnte (Gewässerschutzbericht 1993; H.Fleckseder, 1994) abgeschätzt werden, daß auf Preisbasis 1991 im Zeitraum zwischen 1968 und 1991 ~ 70.000 öS/E investiert wurden. Im genannten Zeitraum förderte der Wasserwirtschaftsfonds nur Erstinvestitionen, d.h. daß die auf den geförderten ausgelösten Bausummen aufbauende Richtzahl es ermöglicht, auf den durchschnittlich erforderlichen Aufwand für Erstausrüstungen in der Abwasserableitung und Abwasserreinigung unter den Randbedingungen dieser Zeit zu schließen. In der Abwasserableitung sind hier i.a. die großen Landeshauptstädte nur mit ihren Randlagen enthalten, das "dünn besiedelte Gebiet" nur in sehr geringem Umfang, "dazwischen" jedoch fast alles. In der Abwasserreinigung sind alle kommunalen Anlagen, aber auch die kleinen ABAs, enthalten. Der Aufwand für die Vorreinigung von Gewerbe und Industrie sowie für eigenständige industrielle Reinigungsanlagen, der unter dem Begriff "BARA" (betriebliche Abwasserbehandlungsanlage) beim Wasserwirtschaftsfonds gefördert werden konnte, ist in diesem spezifischen Betrag nicht enthalten.

Die Meßgröße "E" ist dabei der *ständige Einwohner (Wohnbevölkerung)*. Dieser wurde deshalb gewählt, da der ständige Einwohner (bzw. der in ihm mit enthaltene anonyme "Steuerträger") bisher und auch in die Zukunft hinein dieses System zu tragen hat. Im genannten Betrag sind sowohl Leistungen, die das *Schmutzwasser des Einwohners (Ableitung, Reinigung)*, den *Niederschlagsabfluß der einwohnerspezifischen abflußwirksamen Flächen (Ableitung, partielle Reinigung)* sowie die *öffentliche Ableitung und Reinigung gewerblicher und einiger industrieller Abwässer* betreffen, enthalten.

Die in Österreich seit ~ 1960 gebauten ARAs bauen überwiegend auf dem Belevungsverfahren auf, und zwar bezüglich der gereinigten Frachten in noch größerem Umfang als nach der Zahl der Anlagen. Die zuständige Hoheitsbehörde der Republik Österreich ist zur Zeit bemüht, Zugang zu Statistiken über den laufenden Betrieb der ARAs zu erhalten. Leider ist in diesem Bereich die Zusammenarbeit zwischen den Bundesländern und dem Bund noch nicht so wünschenswert, wie dies für ein im Rahmen der EU künftiges Zusammenwirken erforderlich ist.

Ohne nun über diese Statistik zu verfügen, so ist doch bekannt, daß es mit Anfang der 1980er-Jahre in Österreich schon ARAs mit guter Reinigungswirkung gab, und zwar sowohl bezüglich der Kohlenstoffoxidation und Nitrifikation als auch der Phosphor- und Stickstoffentfernung. Zu diesem Bereich liegen aus dem Einzugsgebiet des Neusiedlersees für das Abflußjahr VII/1983 bis VI/1984 dokumentierte Ergebnisse vor, siehe Tabelle 2. Das Ziel der damals dort ergriffenen Maßnahmen in der Abwasserreinigung war (und ist es) vorrangig, den Phosphor vom See fernzuhalten. Dabei lag der Schwerpunkt bei der Einhaltung niedriger Jahresmittelwerte, was auch erreicht wurde. Auf jenen Anlagen, die entweder älter waren (wie in Mörbisch und Rust) oder zu gewissen Zeiten im Jahr der Kellereiwirtschaft wegen überlastet waren (wie z.B. Gols und Wiesen) lag der Jahresmittelwert für $\text{NH}_4\text{-N}$ höher als bei den neueren, den Bemessungswerten entsprechenden Anlagen. Es handelt sich hier um einstufige, simultan nitrifizierend-denitrifizierende Anlagen mit Simultanfällung, die in einer größeren Anzahl von Fällen auf Schlammstabilisierung ausgelegt worden waren. In der Betriebsführung wurde dabei versucht, sowohl $\text{NH}_4\text{-N}$ als auch $\text{NO}_3\text{-N}$ niedrig zu halten. Bei Anlagen, deren Schlammalter deutlich unter jenem der Schlammstabilisierung lag, ergaben sich dann höhere Werte. Heute würde - der Ammoniak-Toxizität wegen - der Schwerpunkt eher auf der Nitrifikation liegen, und zwar vor allem bei ARAs < 5.000 EW. Es handelt sich also hier um Anlagentypen, die durch die bei dieser Tagung vorgetragenen neuen Reinigungsverfahren eher als "traditionell" bzw. "alt" zu bezeichnen sind und zur Zeit nicht als "modern" und "neu" gelten. Dies zu betonen, soll ganz einfach daran erinnern, daß es auch schon vor einem Jahrzehnt bei uns Anlagen gab, die die heutigen Forderungen zwar nicht ganz erfüllten, von ihnen jedoch nicht wesentlich entfernt sind.

Tabelle 2: ARAs im Neusiedlerseeinzugsgebiet, Mittelwerte der Überwachung, VII/83 - VI/84

Alle ARAs waren - wo Werte genannt, zu einem guten Anteil niedrig belastete - simultan nitrifizierend-denitrifizierende einstufige Belebungsanlagen. (Werte sind Betriebswerte in mg/l, außer der hydraulischen Belastung in EW)

ARA	Stand: 1983/84	EW hydr	COD	NH ₄ -N	NO ₃ -N	PO ₄ -P	gesP
AWV Wulkatal		~75.000	22,3	1,2	3,5	0,5	0,6
AWV Eisenstadt		~40.000	17,9	1,7	6,0	0,6	0,7
Gols (Weinbau/Bel. knapp)		~16.000	40,6	6,7	2,8	0,4	0,5
Neusiedl/See		~10.000	21,2	0,8	6,3	0,4	0,5
Wiesen		~9.500	15,5	5,5	7,0	0,5	0,7
Purbach		~5.800	19,1	0,7	10,6	0,3	0,5
Rust		~5.000	25,2	6,2	8,5	0,4	0,4
Podersdorf		~4.400	20,1	0,3	13,5	0,3	0,3
Mörbisch		~3.000	30,4	4,8	4,7	0,3	0,3
Jois		~2.100	15,8	0,4	18,5	0,5	0,6
.....							
Gewogener Ø, 24 ARAs		~8.800	27,5	4,1	6,0	0,5	0,6

Probenart: Stichproben/ingesandt per Post zum zentralen Labor/jeder Arbeitstag, i.e. n ~ 250/a.

Das Ziel der Maßnahmen war damals vorrangig der P-Rückhalt vom See, mit der Betonung der Erzielung gesicherter mittlerer Jahres-Rückhalte!

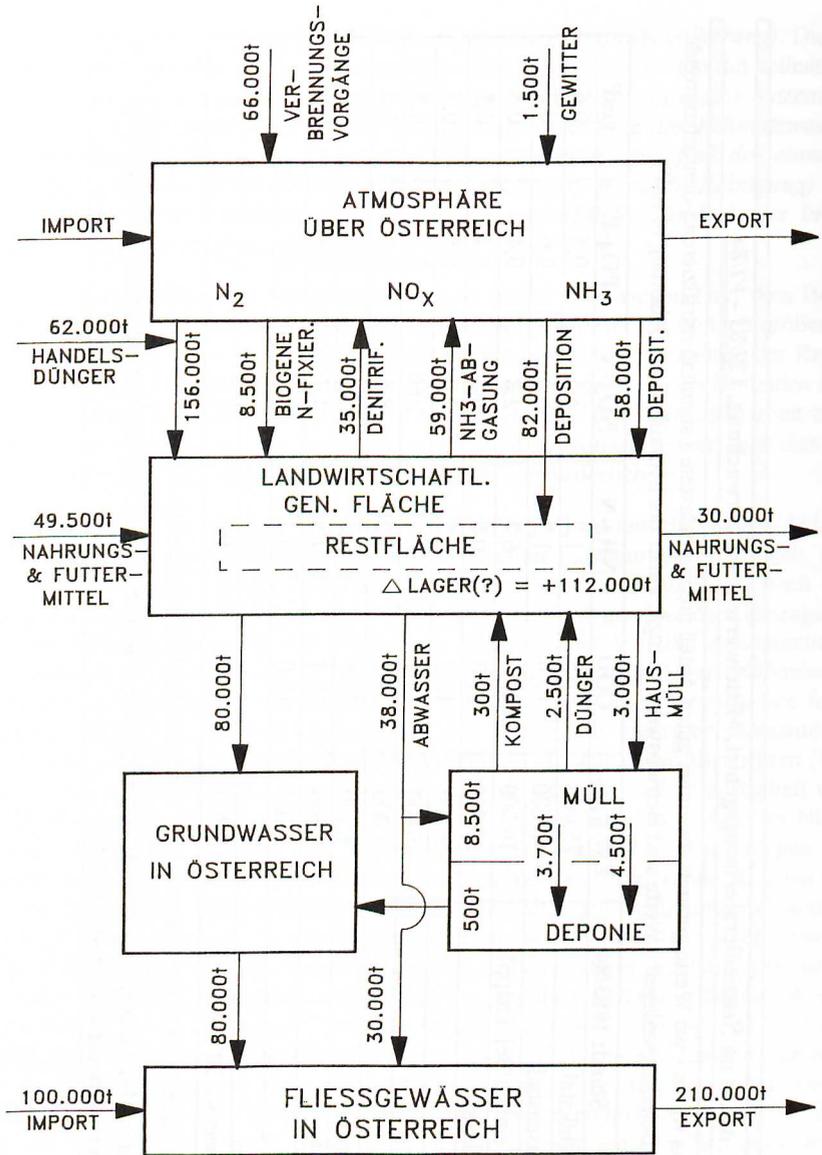


Abb. 2: Eine Stickstoffbilanz für Österreich.

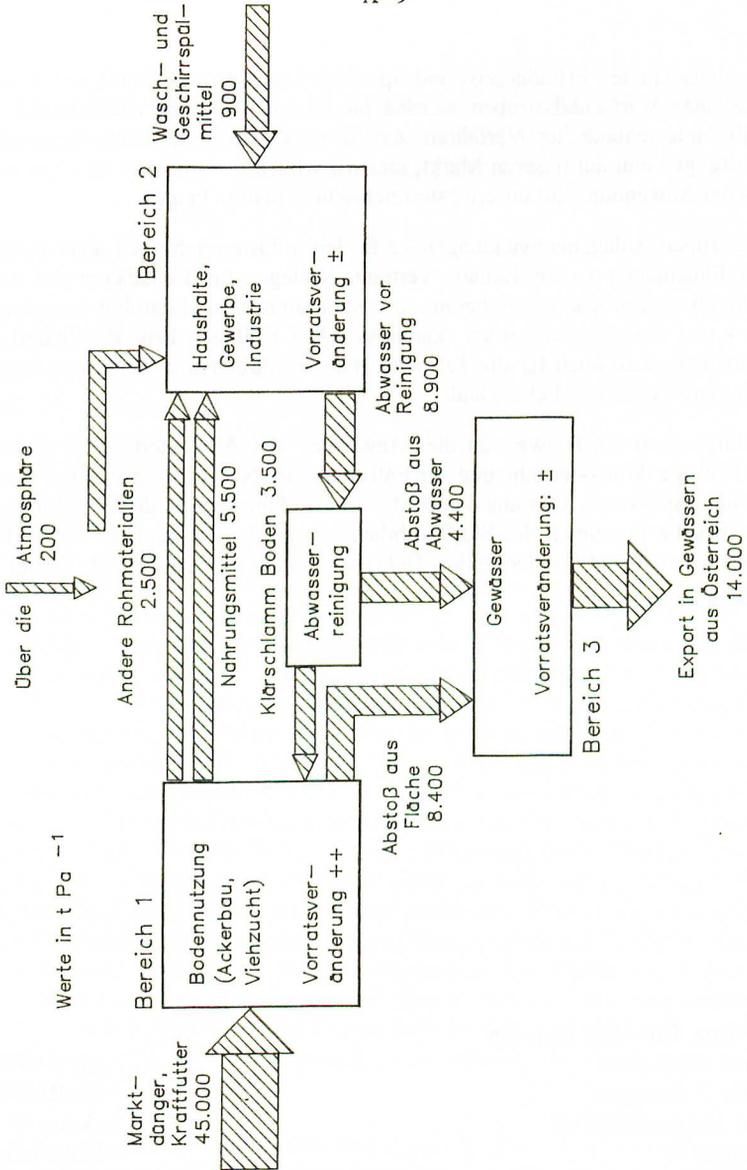


Abb. 3: Eine einfache vorhergesagte gewässerbezogene Phosphorbilanz Österreichs.

Durch menschlichen Erfindergeist und Spieltrieb (im positiven Sinn!) sowie durch menschliches Wirtschaftsstreben wurden im letzten Jahrzehnt international eine Vielzahl unterschiedlicher Verfahren zur Abwasserreinigung (wieder)entwickelt. Diese drängen nun auf unseren Markt, und wir wollen wissen, was sie - aus erster Sicht - bei Anwendung auf unsere österreichische Situation taugen.

Mit derartigen Anlagenentwicklungen - z.B. den in Österreich noch nicht vertretenen Biofilmanlagen neuerer Bauart - vertraute Kollegen aus der näheren und weiteren Umgebung Europas waren bereit, zu uns zu kommen und darüber vorzutragen. Dafür - und bei unseren beiden skandinavischen Kollegen Erik Bundgaard und Hallvard Ødegaard auch für die Tatsache, daß ihre Arbeiten in deutscher Sprache verfaßt sind - unser herzlicher Dank.

Schließlich noch ein Hinweis an die "Anwender" der Abwassertechnik in Österreich: Daß die Abwasserreinigung zur Entlastung der N- und P-Ströme nur bedingt etwas beitragen kann, folgt aus den beiden Stoffflußbilanzen in den Abbildungen 2 und 3. Da die Prinzipien der Stoffflußbilanzierung schon an anderer Stelle dokumentiert worden sind (H.Fleckseder, 1993), wird auch hier darauf nicht weiter eingegangen.

Univ.-Doz. Dipl.-Ing. Dr.techn.
Hellmut Fleckseder
Inst. für Wassergüte
Techn. Universität Wien
Karlsplatz 13
A-1040 Wien,

seit 1.10.1994
im BMFL&F
Sektion IV, A7
Stubenring 12
A - 1010 Wien

Tel. dzt. +43-1-71100-2832, Fax - 2900

ÜBERLEGUNGEN ZUM VERGLEICH VERSCHIEDENER VERFAHREN UND KONZEPTE DER ABWASSERREINIGUNG

Helmut Kroiss

1. EINLEITUNG

Wenn man die Geschichte der Abwasserreinigung der letzten etwa 150 Jahre betrachtet so kann man folgendes feststellen. Die primäre Ursache für die Entwicklung von technischen Verfahren der Abwasserreinigung war die Errichtung der Kanalisationsanlagen in den dicht besiedelten Siedlungsräumen. Diese sind zur Bekämpfung der hygienischen Probleme (Seuchen) entstanden. Der erste Ansatzpunkt für die technische Abwasserreinigung war die chemische Fällung mit Absetzbecken. Diese Methode mußte bald verlassen werden, weil man das Schlammproblem nicht befriedigend lösen konnte und auch die Sauerstoffprobleme im Gewässer nur unzureichend entschärft werden konnten. Die ersten biologischen Abwasserreinigungskonzepte waren Festbettverfahren wie die Abwasserlandbehandlung, die intermittierende Bodenfiltration und schließlich der Tropfkörper. Für alle diese Verfahren ist eine gute Vorklärung erforderlich. Als 1914 das Belebungsverfahren erfunden wurde, fand insoferne eine Revolution statt, als in einem Schritt (also auch ohne Vorklärung) eine Reinigung bis zur vollständigen Nitrifikation möglich war und von den Erfindern auch gefordert wurde. Erst mit dieser Reinigungsleistung kann man bei stark mit Abwasser belasteten Flüssen (Themse, Neckar) Sauerstoffmangel durch Abwassereinleitungen wirksam bekämpfen. Im 20. Jahrhundert hat dann das Belebungsverfahren den Siegeszug in der Abwasserreinigung angetreten, wobei noch zwei entscheidende Fortschritte zu bemerken sind, die Entwicklung der Denitrifikation und der vermehrten biologischen Phosphorelimination. Die Vielfalt der Entwicklungen und Gestaltungsmöglichkeiten auf dem Gebiet der Belebungsanlagen ist enorm. Sowohl bei kommunalen wie bei industriellen Abwässern wird heute mit Sicherheit mehr als 90% des Abwassers, das weltweit biologisch gereinigt wird, in Belebungsanlagen behandelt.

Die Weiterentwicklung der Biofilmreaktoren war lange Zeit in den Hintergrund getreten. In den letzten ca. 10 Jahren hat jedoch eine Renaissance der Beschäftigung mit diesen Verfahren eingesetzt, die zu einer Herausforderung an die Abwassertechniker geführt hat. Dabei wurden neue Wege beschritten und auch die wissenschaftliche Aufklärung der Funktionsweise von Biofilmreaktoren hat große Fortschritte gemacht. Interessant ist diese Entwicklung zusätzlich durch den

Umstand, daß der Wettkampf der Verfahren zugleich mit einer wesentlichen Verschärfung der Anforderungen an die Reinigungsleistung stattfindet. Die weitgehende Stickstoff- und Phosphorentfernung sind erst in den letzten Jahren zum Stand der Technik, und in vielen Regionen Europas und den USA zur Normalanforderung (anerkannte Regel der Technik) geworden.

So kämpft man auf der einen Seite darum, noch die letzten Milligramm (-teile) der Restverschmutzung aus dem Abwasser zu entfernen, auf der anderen Seite ist in vielen Regionen der Welt aber auch in Europa erst ein Bruchteil des Abwassers überhaupt von Kläranlagen erfaßt. Der zweite daher ebenso wichtige Kampfplatz der Abwasserreinigungskonzepte betrifft die Vorgangsweise dort, wo wenig Kapital und große Gewässerschutzprobleme existieren, z.B. im Bereich des ehemaligen Ostblocks. Dort wird in der internationalen Fachwelt ein bedenklicher Weg, nämlich die generelle Einführung der, durch chemische Fällung verbesserten, mechanischen Reinigung als Erstschritt empfohlen, ohne die speziellen lokalen und regionalen Verhältnisse zu berücksichtigen. Was im niederschlagsreichen, ozeanischen Klima und großen Vorflutern gut ist, muß für die niederschlagsarmen, kontinentalen Klimazonen nicht die richtige Lösung sein. Wie schwierig es ist, verschiedene Verfahren und Konzepte der Abwasserreinigung miteinander zu vergleichen, soll Gegenstand dieser Arbeit sein.

2. GRUNDLAGEN FÜR DEN VERGLEICH VERSCHIEDENER VERFAHREN UND KONZEPTE DER ABWASSERREINIGUNG

Ausgangspunkte für die Überlegungen zu einer optimalen technischen Lösung des Abwasserreinigungsproblems müssen klare Zielvorstellungen bezüglich des Gewässerschutzes sein. Gleichzeitig muß eine Minimierung des "Umweltverbrauchs" angestrebt werden. Umweltverbrauch gliedert sich in Masseströme und Ordnungsverlust (Entropiezunahme). Die aktuelle Kostensituation spiegelt den Wert von Rohstoffen und Ordnung (Entropie, Energieträger) nur sehr unvollkommen wieder, so wie auch unser Wissen über den Wert der Stoffe und des Energieumsatzes oder der Schäden, die sie langfristig verursachen, noch sehr mangelhaft ist. Wir sind also in jedem Fall auf viele Kompromisse angewiesen und müssen viele Entscheidungen treffen, die nur teilweise begründbar sind. Nur an Hand eines Wertsystems kann man den Vergleich verschiedener Verfahren und Konzepte im Einzelfall durchführen und schließlich zu einer begründbar besten Lösung kommen. Es erscheint nicht zulässig, den Vergleich nur auf die Kosten der Abwasserreinigungsanlage und die Erfüllung von gesetzlichen Anforderungen an die Reinigungsleistung zu beschränken. In der alltäglichen Praxis des Werdegangs einer Kläranlage werden leider häufig diese Beschränkun-

gen in Kauf genommen. Im Bereich von Forschung und Wissenschaft darf man aber die vielen sonstigen Kriterien nicht vernachlässigen, damit nicht ein Vergleich von Äpfel und Birnen nur auf Grund der aktuellen Marktsituation entschieden wird.

Das primäre Ziel jeder Abwasserreinigung ist der Gewässerschutz. Jedes Gewässer stellt einen Sonderfall dar, jede Festlegung einer anzustrebenden Gewässergüte für einzelne Staaten oder Staatengemeinschaften stellt einen zeitbedingten und politisch motivierten Kompromiß dar. Andererseits hat jeder Mensch eine Vorstellung davon, wie ein sauberes Gewässer aussehen sollte. Alle gesetzlichen Regelungen über die erforderliche Qualität eines Gewässers (Immission) sind Krücken, mit deren Hilfe ein gedeihliches Zusammenleben zwischen uns und einer unserer wichtigsten Lebensgrundlagen (Wasser, Gewässer) erreicht werden soll. Diese Krücken erlauben uns aber auch, die Wirksamkeit der Verfahren zur Erreichung dieses Zieles miteinander im Einzelfall zu vergleichen.

Unabhängig von den betroffenen Gewässern hat sich das sogenannte Vorsorgeprinzip etabliert, das einen Mindeststandard an Reinigung jedes Abwassers fordert. Mindestanforderungen sind in Emissionsgrenzwerttabellen gesetzlich verankert. Auch hinsichtlich der Erhaltung der gesetzlich oder im Einzelfall festgelegten Emissionsgrenzwerte ist ein Vergleich von Verfahren möglich. Solche Grenzwerte haben immer zwei Aspekte: die Größe der einzuhaltenden Werte (Konzentration, Frachten, Wirkungsgrade) und die Sicherheit mit der sie eingehalten werden müssen (Überwachungsmodalitäten). Damit geht auch die Betriebssicherheit in den Vergleich von verschiedenen Anlagen und Konzepten ein. Das Einhalten der gesetzlichen Anforderungen alleine bedingt noch keine gleiche oder vergleichbare Gewässerbelastung. Das kann an einem Beispiel leicht verdeutlicht werden:

Anforderung: 10 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ in der qualifizierten Stichprobe in 4 von 5 Fremdüberwachungen (z.B. 12 x/Jahr)

Reinigungsergebnis:

Verfahrensvariante A: Anforderung wird eingehalten bei einer mittleren Ablaufkonzentration von 5 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$.

Verfahrensvariante B: Anforderung wird eingehalten bei einer mittleren Ablaufkonzentration von 0,5 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$.

Ein solches Ergebnis kann durchaus mit zwei kostenmäßig ähnlichen Anlagen erreicht werden. Dennoch beträgt die Gewässerbelastung mit Ammonium im Falle A das 10-fache von Anlage B. Es drängt sich daher sehr wohl die Frage auf, wie man solche Unterschiede in Hinblick auf den Gewässerschutz bewertet. Als Problem tritt diese Frage nur deshalb auf, weil zumindest im deutschen Sprachraum ein enger Zusammenhang zwischen der Festlegung der Grenzwerte nach dem Vorsorgeprinzip und den Bemessungsverfahren (ATV Arbeitsblatt A 131) für einstufige Belebungsanlagen besteht. Dieser wird im Bewilligungsverfahren auch oft eingefordert. Es darf dann nicht der Fehler gemacht werden, Belebungsanlagen, die nach ATV A 131 bemessen werden mit anderen Verfahren, die nicht dieselbe Ablaufgüte erreichen, nur kostenmäßig zu vergleichen. Dabei muß man klar unterscheiden zwischen der gleichen und der selben Ablaufgüte. Sie kann gleich sein in Bezug auf die behördlichen Vorschriften, aber muß deshalb nicht die selbe für das Gewässer sein.

Wie schon erwähnt, spielt bei der Verfahrenswahl die lokale Situation eine ganz entscheidende Rolle. Dies gilt für das empfangende Gewässer und die örtlichen Besonderheiten wie:

- Beschaffenheit und Abfluß des Gewässers
- Nutzung des Gewässers
- bereits vorhandene Anlagenteile
- Bodenverhältnisse, Grundwasserstand
- Nähe zu Wohngebieten
- Platzangebot
- Größe und Personalressourcen für den Betrieb
- Belastungssituation (z.B. Fremdenverkehr, Zweitwohnsitze, Gewerbe, Schulen etc.)

Diese Kriterien sind wichtige Entscheidungsgrundlagen, sind allerdings nur teilweise in der Kostenrechnung bewertbar.

Es ist immer noch eine Tugend der Ingenieure, ein gefordertes Ziel mit minimalen Kosten zu erreichen. Die finanziellen Mittel sind immer begrenzt, und daher muß man auch das Kosten- Nutzenverhältnis im Auge behalten. In der Praxis spielt die Kostenfrage daher zu Recht eine meist entscheidende Rolle bei der Verfahrenswahl. Das eigentliche Problem liegt jedoch häufig in m.E. unzulässigen Kostenvergleichen. Dies hängt zum Teil mit der teilweise stark unterschiedlichen Ausschreibe- und Vergabepaxis zusammen.

Wird eine Kläranlage von einem planenden Ingenieur im Auftrag des Bauherren geplant, ist es seine Aufgabe, verschiedene Verfahrensvarianten miteinander zu

vergleichen. Um das zu können, muß er in der Lage sein, alle Verfahren so zu dimensionieren, daß sie das gleiche Reinigungsergebnis mit der gleichen Sicherheit erzielen. Er müßte dazu auch in der Lage sein, die Kosten weitgehend selbst beurteilen zu können. Das ist heute nicht bei allen Verfahren in gleicher Weise möglich. Auch für die Bewilligungsbehörden bestehen die gleichen Probleme. Solange der planende Ingenieur Varianten vergleicht, für deren Funktion er die Verantwortung tragen kann, weil er sie im Detail "versteht", ist der Vergleich machbar. Schwierig wird es erst, wenn er für einige Varianten die Verantwortung an Lieferanten über Garantiebedingungen abgibt oder abgeben muß, und dann mit den eigenen Entwürfen vergleicht. Die Kosten der Varianten entstehen unter einem unterschiedlichen Konkurrenzdruck und können daher schwer vergleichbar gemacht werden.

Eine saubere Lösung dagegen kann es sein, wenn ein beauftragtes Ingenieurbüro nur die Ausschreibung für Generalanbieter mit Erfolgsgarantie erstellt und die einlangenden Firmenangebote vergleicht, die alle unter dem gleichen Zwang der Kostenminimierung entstanden sind. Die Erstellung so einer Ausschreibung, die zu vergleichbaren Angeboten führen soll, ist eine zweifellos sehr schwierige Aufgabe, weil sehr viel Information über die spezifische örtliche Lage, die Abwassersituation und die Anforderungen an die Reinigungsleistung enthalten sein muß. So muß auch die Form des Nachweises der Garantieverfüllung sehr klar definiert sein. Trotz einer sehr guten Ausschreibung bleibt der Vergleich immer noch eine schwierige Angelegenheit, weil zusätzliche Bewertungskriterien wie:

- Qualifikation der Firmen (Referenzanlagen) in technischer Hinsicht
- Kapazität zur termingerechten Erstellung
- Finanzielle Stabilität der Firma (Haftungsrisiko)

berücksichtigt werden müssen. Es muß weiters damit gerechnet werden, daß man die anbietenden Firmen nicht zur Offenlegung geschützten oder geheimen Know hows zwingen kann, wenn man ihnen gleichzeitig das volle Haftungsrisiko überträgt. Die technische Vergleichbarkeit im Detail wird also nicht möglich sein. Auch ein noch so edler Wettstreit mit noch so objektiven Kriterien wird nicht um die Tatsache herumkommen, daß letztlich Vertrauensfragen mit entscheidend sind, das gilt natürlich für jeden Variantenvergleich. Je größer der Umfang der Leistung wird, für die einem Generalunternehmer die Verantwortung übertragen werden soll, desto wichtiger werden die Vertrauensfragen, die durch noch so lange Vertragstexte nicht ausgeräumt werden können. Bei den Betreibermodellen, bei denen der Generalunternehmer auch als künftiger Betreiber der Anlage auftritt, ist zwar die Garantiefrage leichter zu lösen, dafür wird eine langfristige Abhängigkeit des Auftraggebers vom Generalunternehmer (Auftragnehmer) begründet.

Wenn sich die Betreibermodelle durchsetzen sollten, ergeben sich für die Ingenieurbüros ganz neue Aspekte. Die Erstellung der Ausschreibungen und der Vergleich der Angebote wird einen sehr hohen Standard des Wissens über alle modernen Verfahren erfordern und auch auf dem Sektor der Betriebswirtschaft hohe eigenverantwortliche Kompetenz verlangen. Auf der anderen Seite wird die Erfahrung über Planung und Abwicklung von großen Projekten möglicherweise abnehmen. Damit kann aber sehr leicht die Kompetenz zur Beurteilung von Generalangeboten abnehmen, weil die eigene Erfahrung nicht mehr vorhanden ist. Unabhängig davon, welche Ausschreibungs- und Vergabemethoden sich in Zukunft durchsetzen, wird der von unabhängiger Seite durchgeführte Vergleich von unterschiedlichen Angeboten mit unterschiedlicher Verfahrenstechnik an Bedeutung gewinnen. Mit der Zunahme der Vielfalt, wird diese Aufgabe zwar zusehends schwieriger aber auch reizvoller.

Im folgenden wird nun versucht, einen der wesentlichen Aspekte von Verfahrensvergleichen besonders herauszuarbeiten, nämlich jenen zwischen dem Belebungsverfahren und den modernen Festbettverfahren. Der Vergleich beschränkt sich auf das Verständnis der Abbauvorgänge, ihre Abhängigkeiten und Begrenzungen, ohne ins technische Detail zu gehen.

3. BELEBUNGSVERFAHREN UND BIOFILMREAKTOREN: EIN VERFAHRENSVERGLEICH

3.1. ALLGEMEINES

Wenn man verschiedene Verfahren der biologischen Abwasserreinigung vergleicht, so ist ein Verständnis der maßgebenden verfahrenstechnischen Charakteristika erforderlich. Die Abwasserreinigung wird bei beiden Verfahren (Belebung und Festbett) von zumindest ähnlichen Biozönosen (Bakterien, Protozoen etc.) bewerkstelligt, doch ist der Selektionsmechanismus deutlich unterschiedlich. Wenn man also einen Vergleich wagt, so muß man für die folgenden wesentlichen Bestimmungsgrößen die Unterschiede herausarbeiten.

- Verfahrensmerkmale
- Massenbilanz
- Konkurrenz (Selektionsmechanismen) zwischen heterotrophen (C-abbauenden) und autotrophen (nitrifizierenden) Bakterien
- Kinetik, limitierende Faktoren
- Temperatur, Alkalität
- Mischungsverhältnisse

3.2 VERFAHRENSMERKMALE

BELEBUNGSVERFAHREN

FESTBETTVERFAHREN

**Für den biologischen Ab-
bau erforderliche Verfah-
rensschritte**

Reaktor (Belebungsbecken)
Abscheideeinrichtung
(Nachklärbecken)
Rückführung
(Rücklaufschlamm)

Reaktor (TK, RBC, Biofilter)

Schlammaustrag
(Spülwirkung, Rückspülung)

**Einfluß der Vorreinigung
(Feststoffe)**

gering

groß

Mikrobiologie

Tendenz zur Mischpopulation
Optimierung des Gesamtsystems durch Variation der Umweltbedingungen (anaerob, anoxisch, aerob)

Tendenz zur Trennung der Biozönosen
Optimierung des Gesamtsystems durch Optimierung der einzelnen Abbauschritte

"Bakterien suchen ihre Nahrung"

"Nahrung sucht die Bakterien"

Abbau meist substratlimitiert

Abbau meist diffusionslimitiert

Mischungsverhältnisse

Vollständig durchmischte Becken (Kaskaden)

Pfropfenströmung (mit Rückführungen)

Hauptprobleme

Blähschlamm

Biofilmkontrolle

Platzbedarf

größer

ca. 3 : ca. 1

kleiner

Kosten je m³

kleiner

ca. 1 : ca. 10

größer

3.3 MASSENBILANZ

Kohlenstoffabbau, Nitrifikation

Bei jedem Abbauvorgang von Abwasserinhaltsstoffen muß die Masse der Stoffe des Zulaufs zum Reaktor erhalten bleiben, ihr Chemismus allerdings ändert sich. Nach bisherigen Erfahrungen sind die Massenbilanzen für beide Verfahren für den Kohlenstoffabbau und die Nitrifikation sehr ähnlich. Das bedeutet, daß der spezifische Überschußschlammfall je kg abgebautem CSB und die gebildete Nitrifikantenmenge je kg nitrifiziertem Ammoniumstickstoff bei beiden Verfahren etwa gleich ist. Auch der Sauerstoffverbrauch für die beiden Vorgänge muß daher ähnlich sein. Der Zusammenhang zwischen Schlammalter und Absterberate der Bakterien ist beim Belebungsverfahren weitaus besser untersucht als bei den Biofilmreaktoren.

Ein wesentlicher Unterschied besteht darin, daß der Begriff des Schlammalters beim Belebungsverfahren definiert und auch bestimmt werden kann, beim Biofilmreaktor jedoch nicht, weil die am Abbau der Abwasserinhaltsstoffe beteiligte Biomasse neben der Filmdicke auch von der Art der Reaktoren und von den Betriebsbedingungen abhängt, deren Einfluß nicht eindeutig quantifizierbar ist, wie:

- Hydraulische Belastung bei Tropfkörpern
- Art der Abwasserinhaltsstoffe (gelöst, ungelöst etc.)
- Drehzahl bei Scheibentauchkörpern (RBC)
- Flächenbelastung mit Abwasserinhaltsstoffen
- Rückspülmethode- und -zeiten bei Filtern
- Füllmaterial (Porosität etc.)
- Sauerstoffversorgung
- Diffusionseigenschaften der Abwasserinhaltsstoffe

Vereinfachend kann man sagen, daß im Festbett die aktive Biomasse mit steigendem Flächenangebot und steigendem Sauerstoffgehalt steigt und damit auch das aerobe Schlammalter, eine Quantifizierung ist jedoch nicht einfach möglich. Nachdem jedoch für alle biologischen Verfahren die mittlere Verweilzeit aller Bakterien im System einen starken Einfluß auf die Restkonzentration und die Abbaubarkeit von vor allem schwer abbaubaren Kohlenstoffverbindungen hat, muß man beim derzeitigen Stand des Wissens davon ausgehen, daß diesbezüglich keine Vergleichbarkeit zwischen den beiden Verfahren gegeben ist. Ob diese relevant ist, bleibt eine durchaus berechtigte Frage. Jedenfalls gibt es bei den Biofilmreaktoren nicht die gesicherte Koppelung zwischen Nitrifikation und

dem von dem Kohlenstoffangebot abhängigen Schlammalter (siehe Kinetik) wie beim Belebungsverfahren.

Denitrifikation

Die Massenbilanz ist auch entscheidend für die Denitrifikationsmöglichkeiten eines Verfahrens. Einerseits ist es das Verhältnis der Zulaufmengen zur Denitrifikationszone von abbaubarem CSB zu denitrifizierbarem $\text{NO}_3\text{-N}$. Außerdem gibt es immer eine Konkurrenz zwischen aerobem und anoxischem CSB-Abbau in der Denitrifikationszone, die vor allem von der Sauerstofffracht in den Zuläufen abhängt. Je höher diese O_2 -Fracht ist, desto geringer wird das Denitrifikationspotential.

Beim Belebungsverfahren kann man auf das CSB/ $\text{NO}_3\text{-N}$ Verhältnis für die Denitrifikation dadurch Einfluß nehmen, daß man die Effizienz der mechanischen Vorreinigung verändert bis hin zum Verzicht auf eine Vorklärung. Diese Möglichkeit besteht bei anoxischen Biofilmreaktoren derzeit nicht, weil Verstopfungsgefahr besteht. Beim Belebungsverfahren kann die Sauerstofffracht in den Zuläufen zur Denitrifikationszone sehr gering gehalten werden. Der Rücklaufschlamm ist bei richtigem Betrieb immer sauerstofffrei, die Sauerstofffracht in der internen Rezirkulation kann durch richtige Steuerung der Sauerstoffzufuhr sehr klein gehalten werden. Bei der Verwendung von nitrifizierenden Biofilmreaktoren weist der Ablauf normalerweise Sauerstoffgehalte von deutlich über 2 mg/l auf, je höher die Belastung desto höher der Sauerstoffgehalt. Bei der Verwendung von Tropfkörpern für die Nitrifikation ist der Ablauf meist nahezu mit Sauerstoff gesättigt. Wenn keine externen Kohlenstoffquellen (z.B. Methanol) für die Denitrifikation eingesetzt werden, sind zufolge der Massenbilanz die Möglichkeiten der Denitrifikation bei der Verwendung von Biofilmreaktoren für die Nitrifikation wesentlich beschränkter als beim Belebungsverfahren.

3.4 SELEKTIONSMECHANISMEN

Beim Belebungsverfahren gehen wir davon aus, daß der wichtigste Selektionsdruck vom Schlammalter ausgeht, also indirekt von der mittleren Zuwachsrate der Biozönose. Je höher das Schlammalter ist, desto mehr Stoffe und desto weitgehender müssen alle abbaubaren Stoffe abgebaut werden können (KROISS 1993). Nachdem jede Belebtschlamm-Flocke eine Bewuchsfläche darstellt, haben wir es streng genommen beim Belebungsverfahren mit einem "dreidimensionalen Biofilmreaktor" mit variablem Flächenangebot zu tun. Zu-

folge der hohen Turbulenz im Belebungsbecken bilden sich nur ganz kleine Flocken aus, die sich erst im Nachklärbecken zu großen zusammensetzen. Nur die nicht flockbaren freischwebenden Bakterien werden mit dem Abwasser ausgespült, ihre Verweilzeit ist daher auf die hydraulische beschränkt (Größenordnung 1 Tag). Welche Rolle sie spielen, ist zwar nicht bekannt, sie muß aber sehr gering sein. Die "Filmdicke" bei der Belebtschlammflocke wird weitgehend von den Mikroorganismen selbst bestimmt. Wenn wir davon ausgehen, daß die Natur sich so organisiert, daß eine maximale Entfaltung der Artenvielfalt und Stoffwechselwege je nach den gegebenen Umweltbedingungen auftritt, so besteht unsere Aufgabe darin, jene Umweltbedingungen für die Bakterien zu schaffen, bei denen sie auch unsere Zielvorstellungen optimal erfüllen.

Beim Biofilmreaktor haben wir nur einen "zweidimensionalen Film". Die Diffusionsmöglichkeiten gehen nur mehr in eine Richtung, dies gilt für die Substrate genauso wie für die Abbauprodukte. Dies führt zu Selektionsmechanismen, die beim Belebungsverfahren in dieser Form nicht auftreten oder nicht die Bedeutung haben.

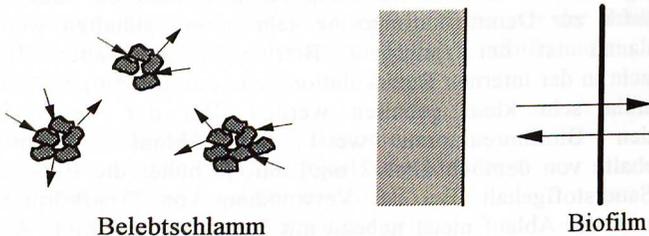


Abb. 1: Schematische Darstellung der Diffusionsmöglichkeiten für eine Belebtschlammflocke und für einen Biofilm eines Festbettreaktors

Das Haftungsvermögen der Bakterien am Trägermaterial und im Film in Zusammenhang mit dem Schlammausspülvorgang bewirken einen zumindest anderen Selektionsdruck als beim Belebungsverfahren. Es gibt einen entscheidenden Selektionsmechanismus im Biofilmreaktor zwischen heterotrophen (org. Kohlenstoff abbauenden) und autotrophen (nitrifizierenden) Bakterien, der von HARREMOËS (1982) grundlegend untersucht wurde. Ohne im Detail auf diese Arbeit von Harremoës einzugehen, sollen die wichtigsten Ergebnisse für das Verständnis angeführt werden:

Ein nitrifizierender Biofilm kann sich nur dort entwickeln, wo die Konzentration an leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen bereits sehr gering ist. Die Kon-

kurrenz um einen "Sitzplatz" ist stark von der O_2 -Versorgung und der Ammoniumkonzentration abhängig. Auch ist zweifellos ein Einfluß der org. Feststoffe des Abwassers (Hydrolyse) und der Filmdicke vorhanden. Versuche haben gezeigt, daß bei einer BSB₅-Konzentration von 4 - 5 mg/l (in gelöster Form) eine Ammoniumkonzentration von mindestens 5 bis 10 mg N/l erforderlich ist, damit sich eine stabile Nitrifikation durchsetzt. Für die Praxis nitrifizierender Biofilmreaktoren kann man daraus entnehmen, daß hohe spezifische Leistungen ($g\ N/m^2 \cdot d$) nur dann erreicht werden können, wenn die Kohlenstoffverbindungen schon vorher weitgehend aus dem Abwasser entfernt worden sind: z. B. ist dies im unteren Teil eines nitrifizierenden Tropfkörpers oder in Biofilmreaktoren jeder Art nach einer Vorreinigungsstufe mit weitgehender BSB₅-Entfernung der Fall. Bei konstanten Betriebsbedingungen führt also jede Erhöhung der Belastung mit organischen Kohlenstoffverbindungen zu einem (raschen) Rückgang der Nitrifikationsleistung, den man durch erhöhte O_2 -Gehalte vermindern kann. Diese Phänomene sind selbstverständlich auch beim Belebungsverfahren wirksam, aber sie haben aus Gründen der Mischungsverhältnisse, der kurzen Diffusionswege und des dreidimensionalen Stoffaustausches wesentlich geringere Bedeutung. Die ungelöste abbaubare Verunreinigung wirkt prinzipiell genauso wie die gelöste, doch ist der abbaubegrenzende Schritt bei den Feststoffen die Hydrolyse. Kurzfristige Belastungserhöhungen mit Feststoffen wirken sich daher nur gedämpft auf die Konkurrenzsituation aus, dauernde, z.B. aus einer vorgeschalteten Belebungsstufe, führen sehr rasch zu einem Rückgang der Nitrifikationsleistung.

Zu den wichtigsten Unterschieden zwischen den Biofilmreaktoren und dem Belebungsverfahren zählt jener, der durch die Bewuchsflächen ausgeübt wird. In einem Biofilmreaktor werden sich jene Bakterien durchsetzen, die fest an den Bewuchsflächen haften, alle anderen müssen regelmäßig ausgespült werden. Wenn dies nicht gelingt (Biofilmkontrolle), kommt es zum Versagen des Verfahrens durch Verstopfungen. Der ausgespülte Überschußschlamm besitzt nach bisheriger Erfahrung gute Absetz- und Eindickeigenschaften. Im Gegensatz zum Belebungsverfahren haben diese Eigenschaften keine direkte Rückwirkung auf die Reinigungsleistung des Biofilmreaktors.

Beim Belebungsverfahren können sich alle Bakterien im System vermehren, die sich (gerade noch) im Nachklärbecken absetzen, damit ergibt sich die prinzipielle Möglichkeit der Entwicklung von fadenförmigen Bakterien, die im ersten Entwicklungsstadium die Absetzeigenschaften auch kaum negativ beeinflussen. Wenn sie sich dann gegenüber den flockenbildenden Bakterien durchsetzen, was verschiedene Ursachen haben kann (MATSCHE, 1990) kann ein Blähschlammereignis auftreten, das bis zum Versagen der Reinigungsleistung führen kann.

Die Methoden der Blähschlammvermeidung und -bekämpfung sind zwar schon viel besser geworden, aber eine absolut gesicherte Ausschaltung der Blähschlammgefahr ist damit noch nicht erreicht worden.

3.5 KINETIK

Wir gehen heute davon aus, daß der Zusammenhang zwischen Wachstum und Substratkonzentration in der Umgebung der Bakterien durch die Monod-Funktion richtig dargestellt wird (Abb.2). Sie beschreibt die möglichen Gleichgewichtszustände für das Wachstum von Bakterien in Abhängigkeit eines begrenzten Substratangebotes. Wir gehen weiter davon aus, daß die Abbaugeschwindigkeit (Michaelis-Menten Funktion) proportional zur Wachstumsgeschwindigkeit ist.

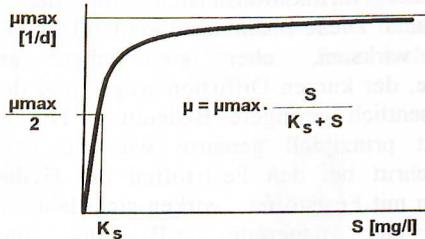


Abb. 2 Monod-Beziehung zwischen Wachstumsrate der Bakterien und der Substratkonzentration in ihrer Umgebung

Für die Bemessung und den Betrieb der meisten Kläranlagen ist heute die weitgehende Nitrifikation eine der maßgebenden Zielvorstellungen. Wenn für den Bemessungslastfall z.B. eine Ablaufkonzentration von 5 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ zugelassen wird, dann ist für diesen Fall der Bereich der Substratlimitierung, also der ansteigende "Ast" der Kurve ($\text{NH}_4\text{-N} < 5$ mg/l) eigentlich nicht maßgebend. Die in einem Reaktor jeweils vorhandene Abbaupazität ist dann im wesentlichen nur mehr von der Menge an aktiver Biomasse (z.B. Nitrifikantenmasse) und der Temperatur abhängig. Aktive Biomasse heißt hier die jeweils tatsächlich am Abbau beteiligte Bakterienmasse. Erhebliche Unterschiede zwischen den beiden Verfahren ergeben sich vor allem für den Normalbetrieb und nicht so sehr für den sehr seltenen Bemessungslastfall.

Belebungsverfahren

Bei nitrifizierenden Belebungsanlagen gehen wir meist von der vereinfachenden Annahme aus, daß die Diffusion aller Substrate (Abwasserinhaltsstoffe, Sauer-

stoff) den Abbau nicht begrenzt, d.h. die gesamte Biomasse im Belebungsbecken am Abbau beteiligt ist, wenn der O_2 -Gehalt ca. 2 mg/l erreicht. Das Wachstum der Bakterien ist dann im Normalbetrieb fast immer durch das Substratangebot limitiert, d.h. der steile Ast der Monodkurve ist maßgebend, und die Restkonzentrationen an abbaubaren Stoffen liegen in der Größenordnung der Halbwerts-Konzentration K_S . Nur bei den Spitzenbelastungen und niedrigen Temperaturen (Bemessungsfall) werden näherungsweise die maximalen Wachstumsraten erreicht.

Nachdem beim Belebungsverfahren Kohlenstoff- (BSB₅)-Abbau und Nitrifikation simultan ablaufen, setzt sich die Biomasse aus heterotrophen und autotrophen Bakterien zusammen, wobei die jeweiligen Anteile der beiden Bakteriengruppen von der Abbauleistung (abgebaute Fracht an Abwasserinhaltsstoffen) während ca. einem Schlammalter abhängt. Steigt z.B. die Stickstofffracht, so steigt auch die Nitrifikationskapazität entsprechend an. Die Folge davon ist, daß in die Bemessung der aeroben Beckenvolumina die Stickstofffracht nicht eingeht, sondern nur ihre Schwankungsbreite (Verhältnis mittlere Fracht zur Tagesspitze) (KROISS 1993).

Beim Belebungsverfahren gibt es solange keine Konkurrenz zwischen Nitrifikation und heterotrophen Bakterien als der Kehrwert des Schlammalters deutlich größer ist als die maximale Zuwachsrate der Nitrifikanten, die nur von der Temperatur abhängig ist (Abb. 3). Solange diese Bedingung erfüllt ist, kann vollständige Nitrifikation ($NH_4-N \ll 1$ mg/l) erreicht werden. Es gibt nur einen schmalen Bereich des Schlammalters, in dem die Nitrifikation unvollständig und labil ist, bei noch kürzerem Schlammalter, verschwindet die Nitrifikation gänzlich.

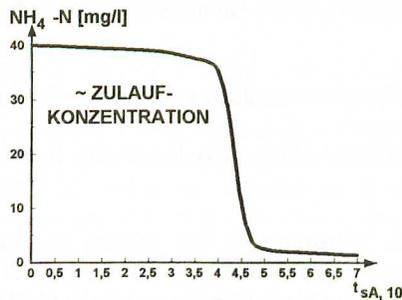


Abb.3: Zusammenhang zwischen Schlammalter und Ammonium-Ablaufkonzentration für eine Bezugstemperatur

Temperatur und Schlammalter bestimmen also die Stabilität der Nitrifikation. 7° C Temperaturemniedrigung halbieren die maximale Wachstumsrate der Nitrifikanten (NOWAK 1990), und damit wird auch das erforderliche Belebungsbeckenvolumen für die Nitrifikation doppelt so groß, wenn die gleiche Sicherheit des Reinigungserfolges gefordert wird (siehe Temperatureinfluß).

Beim Belebungsverfahren stellt die Integration der Denitrifikation in das Verfahren keine besonderen Probleme dar. Sie läßt sich als vorgeschaltete, simultane oder intermittierende Denitrifikation ausbilden. Der jeweilige Sauerstoffgehalt in den Beckenteilen wirkt als Schalter zwischen Nitrifikation (O_2 -Gehalt > 0 mg/l) und Denitrifikation (O_2 -Gehalt = 0 mg/l). Es ist bekannt, daß auch in aeroben Teilen simultan denitrifiziert wird, weil eben auch bei der Belebtschlammflocke bei niedrigen O_2 -Gehalten (< 2 mg/l) die Diffusion des Sauerstoffs in die Flocke zum begrenzenden Faktor wird. Es wird dann in der äußeren, sauerstoffversorgten Schichte der Flocken nitrifiziert, während das Nitrat zufolge höherer Konzentration bis ins Innere der Flocken diffundiert und dort denitrifiziert werden kann.

Bei allen Verfahren mit freischwebender Biomasse ist das Nachklärbecken, bzw. das Absetzverhalten der Biomasse, verfahrensentscheidend. Das Nachklärbecken bzw. die Absetzeigenschaften bestimmen die maximale Biomassekonzentration im Belebungsbecken und damit bei gegebenem Reaktorvolumen das Schlammalter und die erzielbare biologische Reinigungswirkung.

Biofilmverfahren (Tropfkörper, Scheibentauchkörper (RBC), biologische Filter, Fließbettverfahren)

Bei Biofilmreaktoren ist die aktive Biomasse vorwiegend von zwei Parametern beeinflusst:

- Oberfläche des Trägermaterials (eigentlich des sich bildenden biologischen Rasens)
- Dicke des mit Substrat (Abwasserinhaltsstoffe, Sauerstoff) versorgten Biofilms

Die Eindringtiefe des Substrates in den Biofilm ist von der Diffusionsgeschwindigkeit der Stoffe einerseits und durch das, durch Abbauvorgänge erzeugte, Konzentrationsgefälle andererseits bestimmt. Die Diffusion in den Biofilm hängt daher auch mit der Konzentration der jeweiligen Stoffe in der flüssigen Phase (Abwasserfilm) zusammen. Je höher die Konzentration, desto tiefer und rascher kann der Stoff eindringen.

Das Schlammalter, also die mittlere Verweilzeit der Biomasse im System, ist vorerst nicht so für die Reinigungskapazität von Bedeutung, sehr wohl aber für die Frage, ob nitrifiziert wird oder nicht. Die aktive aerobe Biomassenschicht ist in der Regel nicht dicker als ca. 100 μ , eine fast nicht sichtbare dünne "Haut" auf dem Trägermaterial. Diese ist jedoch im Vergleich zu den Diffusionsstrecken in Belebtschlammflocken sehr groß. Im Belebungsbecken sind zufolge der großen Turbulenz nur ganz kleine Flocken vorhanden, die sich erst im Nachklärbecken zu großen zusammensetzen.

Dicke Biomassebeläge ($\gg 100 \mu$) sind kein Zeichen guter Reinigungsleistung, während eine hohe Belebtschlammkonzentration durchaus positiv bewertet werden kann, solange das Nachklärbecken ihn abscheiden kann. Die Abscheidung des entstehenden Überschussschlammes nach (Tropf- und Tauchkörpern, Fließbettverfahren) oder im (biologischen Filter) Biofilmreaktor hat keinen direkten Bezug zur biologischen Reinigungsleistung. Wichtig ist nur, daß sich in den Reaktoren der Schlamm nicht anreichert (Biofilmkontrolle).

Bei festgelegter Fläche für den Bewuchs von aktiver Biomasse ist die Reinigungsleistung eines Biofilmreaktors vorrangig von der Diffusion jener Substrate abhängig, die die Dicke des aktiven Biofilms bestimmen. Dabei kommt dem Sauerstoff eine besondere Bedeutung zu. Im Gegensatz zum Belebungsverfahren führt eine Erhöhung des O_2 -Gehaltes in einem Biofilmreaktor von z.B. 2 mg/l auf 7 mg/l noch zu einer linearen Erhöhung der möglichen Umsatzraten ($g/m^2 \cdot d$) (ØDEGAARD 1993). Die Eindringtiefe des Sauerstoffs hängt aber auch stark vom Sauerstoffbedarf der Bakterien ab. Je höher dieser wird, in desto geringerer Eindringtiefe des Films wird der Sauerstoff verbraucht sein. Mit steigender Belastung muß daher die Sauerstoffzufuhr überproportional ansteigen um durch höhere Sauerstoffgehalte die aktive Biomasse zu vergrößern.

Heterotrophe (C-abbauende) Bakterien wachsen viel schneller als die Nitrifikanten und werden daher solange den Nitrifikanten den Platz und den Sauerstoff streitig machen, als noch leicht abbaubares Substrat vorhanden ist (siehe Selektionsmechanismen). Wenn also sehr hohe spezifische Nitrifikationsraten gewünscht werden, muß man vorher die abbaubaren Kohlenstoffverbindungen weitgehend aus dem Abwasser entfernen (z.B. durch eine hochbelastete Belebungsanlage) (VEDRY et.al., 1993).

Bilden sich auf dem Trägermaterial dickere Beläge als die Eindringtiefe des Sauerstoffs, dann sind in der Tiefe meist anaerobe Zustände vorhanden, wo es auch zur Hydrolyse von Bakterien und organischen Feststoffen kommt (z.B. Bildung organischer Säuren). Die entstehenden gelösten Stoffe diffundieren

nach außen und erhöhen damit den Sauerstoffbedarf der heterotrophen Bakterien im Biofilm. Auch dadurch werden die Bedingungen für die Nitrifikanten verschlechtert. Die heterotrophe Biomasse ist damit ein echter Konkurrent der Nitrifikanten. Andererseits kann in einem Biofilm dann auch der Fall auftreten, daß in der äußeren O₂-versorgten Filmschicht nitrifiziert und in größerer Tiefe denitrifiziert wird, weil dort anoxische Verhältnisse herrschen, weil Nitrat zufolge höherer Konzentration tiefer eindringt.

Verwendet man Biofilmreaktoren überwiegend zur Nitrifikation, so kann der Fall auftreten, daß nicht die Eindringtiefe (Diffusion) des Sauerstoffs begrenzend für den Abbau wird, sondern die Diffusion des Ammoniums. Letztere ist vor allem durch die Konzentration in der flüssigen Phase bedingt, also von der geforderten Ablaufkonzentration abhängig. Bei sehr niedrigen Ammoniumkonzentrationen von $\ll 1$ mg/l ist der am Abbau beteiligte Biofilm nur mehr sehr dünn, und außerdem wirkt sich dann auch die Substratlimitierung des Wachstums (Monod) aus, sodaß zusätzliche Bewuchsflächen nur mehr eine geringe Erniedrigung der Ablaufkonzentrationen bringen. Nachdem in Biofilmreaktoren näherungsweise Pfropfenströmung herrscht, ergibt sich im Bereich des Abwassereintritts fast immer eine O₂-Begrenzung des aktiven Films und erst beim Austritt eine Substrat (NH₄-N) Begrenzung. In erster Linie bedeutet dies, daß bei gegebener Bewuchsfläche eine gewisse Abbaukapazität (z.B. kg N/d) vorhanden ist, die primär nicht von der N - Belastung abhängt. Die N-Fracht des Zulaufes ist also eine der wichtigen Bemessungsgrößen für die erforderliche Bewuchsfläche eines Festbettreaktors (im Gegensatz zum Nitrifikationsvolumen beim Belebungsverfahren).

So wie beim Belebungsverfahren kann die Nitrifikationskapazität durch Veränderung der O₂-Versorgung der Biomasse verändert werden (beim Tropfkörper kaum), doch ist der Effekt deutlich anders. Beim Belebungsverfahren kann die Nitrifikationskapazität durch Veränderung des Sauerstoffgehaltes im Bereich von etwa 0 bis 2 mg O₂/l von vollständiger Hemmung bis zur maximalen Umsatzrate verändert werden, außerdem kann bei Anlagen, die auch denitrifizieren, das aerobe Volumen verändert werden, also die Größe der Nitrifikationszonen.

Bei einem gegebenen nitrifizierenden Filter (Fließbettreaktors) kann die aktive Biomasse (nur) durch die Veränderung des O₂-Gehaltes verändert werden und zwar im Bereich von etwa 1 - 8 mg O₂/l. Bei hohen O₂-Gehalten wird (zumindest im Bereich des Abwasseraustrittes) die Eindringtiefe des Ammoniums maßgebend und erst bei ganz niedrigen NH₄-Gehalten wird die Abbaugeschwindigkeit substratlimitiert (Monod).

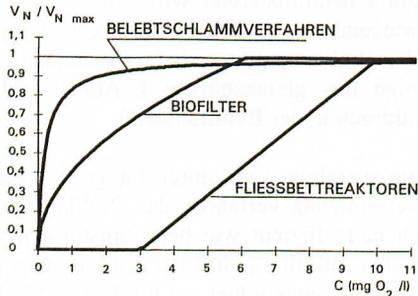


Abb. 4: Zusammenhang zwischen Sauerstoffgehalt und relativer Umsatzrate v/v_{\max} in einem nitrifizierenden Belebungsbecken, Biofilter (TOETTRUP et al.; 1993) und Fließbettreaktor (ØDEGAARD, 1993)

Biofilmreaktoren haben dann die größten spezifischen Nitrifikationskapazitäten, wenn sie mit $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen von über ca. 2 mg/l betrieben bzw. bemessen werden und hohe O_2 -Gehalte bei der höchsten Belastung erreicht werden können. Die Möglichkeiten der maximalen Sauerstoffzufuhr stehen also in engem Zusammenhang mit dem erforderlichen Volumen (Bewuchsflächen). Bei den Filtern kann die Belüftungsintensität nicht beliebig hoch gewählt werden, weil auch der entstehende Überschussschlamm im Filter zurückgehalten werden muß. Eine hohe Belüftungsintensität führt zu hoher Turbulenz und kann letztlich zum Austrag von Biomasse (Schwebstoffen) in den Ablauf führen. Bei den Tropfkörpern und Scheibentauchkörpern (RBC) ist die Sauerstoffzufuhr durch die (natürliche) Ventilation begrenzt. Bei den Fließbettverfahren weitgehend unbegrenzt (ØDEGAARD, 1993).

3.6 ALKALITÄT

Die Alkalität des Abwassers und insbesondere die Härte des Trinkwassers im Einzugsgebiet der Kläranlage spielt bei allen nitrifizierenden biologischen Verfahren eine bedeutende Rolle, weil der Alkalitätsverlust durch die Nitratproduktion eine Hemmung der Nitrifikanten bewirken kann. Bei nitrifizierenden Biofilmreaktoren führt die Diffusion des Nitrats aus bzw. in den Biofilm zu einem Alkalitätsverlust, der den pH-Wert herabsetzt. Je höher die Aktivität der Nitrifikanten und je dicker der aerobe Biofilm (hohe Belüftungsintensität), desto größer wird die Gefahr für eine Hemmung durch zu niedrigen pH-Wert. Bei den aufwärtsdurchströmten nitrifizierenden Filtern tritt die größte Gefahr in der Tiefe des Biofilms auf, weil außen die meist noch hohe

Ammoniumkonzentration neutralisierend wirkt. Im Auslaufbereich erfolgt die pH-Absenkung überwiegend durch die hohe Nitratkonzentration in der flüssigen Phase. Diese speziellen Probleme gibt es beim Belebungsverfahren nicht, dafür überlagert sich zufolge des gleichzeitigen C-Abbaues die pH-Erniedrigung durch den CO_2 -Partialdruck in der Belüftungsluft.

So wie beim Belebungsverfahren kann durch Integration einer Denitrifikationsstufe in das Abwasserreinigungsverfahren das Problem gemildert werden, jedoch nicht so einfach und effizient wie beim einstufigen Belebungsverfahren. Wird bei nitrifizierenden Biofiltern die Denitrifikationszone direkt unter der belüfteten Nitrifikationszone angeordnet, so führt die CO_2 -Entwicklung bei der Denitrifikation zu einer zusätzlichen pH-Absenkung in der Nitrifikationszone.

3.7 OPTIMIERUNG

Bei den Biofilmreaktoren (Biofiltern, Fließbettverfahren) kann man die Investitionskosten in einem gewissen Bereich dadurch optimieren, daß man zwischen mehr Volumen (Bewuchsfläche) und installierter Belüftungskapazität wählen kann. Will man Volumen sparen, muß man zur Abdeckung der Spitzenbelastung sehr hohe O_2 -Gehalte beim höchsten Sauerstoffbedarf (Abb. 5) erreichen, d.h. sehr hohe Belüftungskapazität installieren. Auch wird der Regelbereich für die O_2 -Zufuhr sehr groß. In dieser Weise geht also auch bei den Filtern die Schwankungsbreite der Stickstoffbelastung sehr stark in die Bemessung und die Optimierung der Gesamtkosten (Investitions- und Betriebskosten) ein.

Wenn man die Kosten je m^3 Reaktorvolumen z.B. für Belebungs- und Biofilteranlagen vergleicht, so wird das Optimierungsproblem von Filteranlagen deutlich. Ein m^3 zusätzliches Belebungsbeckenvolumen kostet bei Anlagen nach dem Stand der Technik ca. 2.500,- ÖS - 3.000,- ÖS, wenn man das anteilige Nachklärbeckenvolumen, das bei Filtern ja nicht notwendig ist, dazu rechnet. Für die Vergrößerung von Filtervolumen sind die Kosten schwer abzuschätzen, weil dazu keine Zahlenangaben in der Literatur zu finden sind. Es muß jedoch mit Kosten in der Größenordnung von 20.000,- bis 30.000,- ÖS / m^3 gerechnet werden.

Bei der Optimierung der Betriebskosten stellen sich deutliche Unterschiede zwischen den beiden Verfahren ein. Bei den nitrifizierenden belüfteten Filtern ist die Höhe der Ammonium-Ablaufkonzentration, die im Mittel eingehalten werden muß, von großer Bedeutung für die Sauerstoffzufuhr, weil meist im Be-

reich von O_2 -Gehalten zwischen 2 und 6 mg/l gearbeitet wird. In diesem Bereich ist die Kurve der Abb.5 sehr steil, eine Verdoppelung des Sauerstoffverbrauchs bewirkt fast eine Vervielfachung der erforderlichen Sauerstoffzufuhr. Will man die Energiekosten für die Belüftung minimieren, so muß man das Filtrervolumen (Bewuchsfläche) entsprechend vergrößern, weil die mit O_2 versorgte Filmdicke dann geringer sein kann.

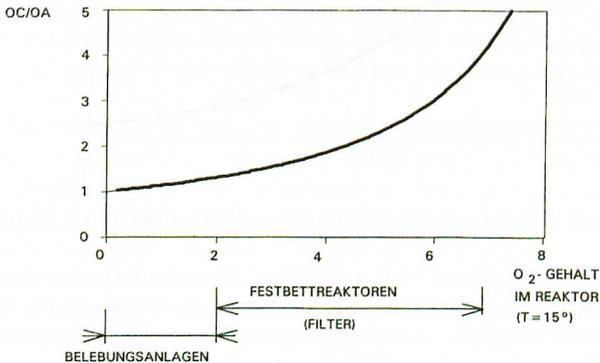


Abb.5: Zusammenhang zwischen dem Sauerstoffgehalt im Reaktor und dem Verhältnis zwischen Sauerstoffbedarf (OA) der Bakterien und der erforderlichen Sauerstoffzufuhr (OC)

Auch beim Belebungsverfahren kann durch Steuerung der O_2 -Zufuhr die Ammonium- Ablaufkonzentration zwischen z.B. 0,2 und 5 mg/l eingestellt werden. Die Einsparung an Belüftungsenergie durch höhere Ammonium-Ablaufkonzentrationen ist jedoch sehr gering, weil die Kurve der Abb. 5 im Bereich 0 - 2 mg/l sehr flach ist.

3.8 TEMPERATURVERHALTEN

Belebungsverfahren:

Wie bekannt, erfolgt heute die Bemessung des Nitrifikationsvolumens von Belebungsanlagen zur Nitrifikation nach der maximalen Zuwachsrates der Nitrifikanten. Diese Zuwachsrates ist sehr stark temperaturabhängig. In der folgenden Abb.6 ist das relative Volumen eines Belebungsbeckens (nach ATV A 131) in Abhängigkeit der Bemessungstemperaturen aufgetragen ($T = 12^\circ C$, $V_{BB} = 1,0$), wenn alle anderen Parameter gleich bleiben.

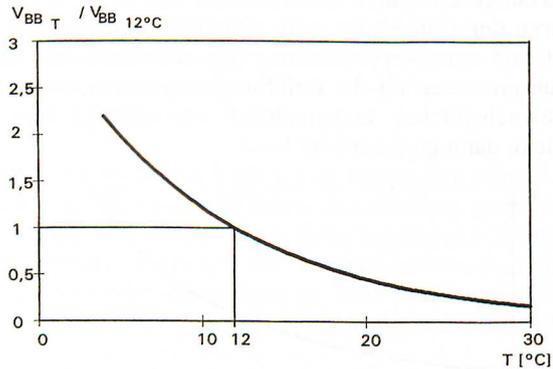


Abb.6: Relatives Belebungsbeckenvolumen in Abhängigkeit der Temperatur

Man sieht aus der Abbildung, daß jedes Grad Bemessungstemperatur eine ca 10 %ige Volumensänderung verursacht. Dieser starke Temperatureinfluß sollte daher bei jeder Anlage Anlaß zu einer kritischen Betrachtung der Bemessungstemperatur sein. Weiters zeigt die Abbildung die großen Reservekapazitäten einer Belebungsanlage in der warmen Jahreszeit. In vielen Fällen kann man im Sommer 50 % der Anlage für Reparaturen und Wartung außer Betrieb nehmen, d.h. man kann mit nur zwei Becken (große billige Bauwerke) die notwendige Betriebssicherheit für diesen Fall erreichen.

Biofilmreaktoren

Die Temperaturempfindlichkeit von Biofilmreaktoren ist deutlich geringer als jene von Belebungsanlagen. In der Abb. 7. sind die Bedingungen im Biofilm bei gleicher Belüftungsintensität im Winter (z.B. 10°C) und im Sommer (z.B. 20°C) dargestellt.

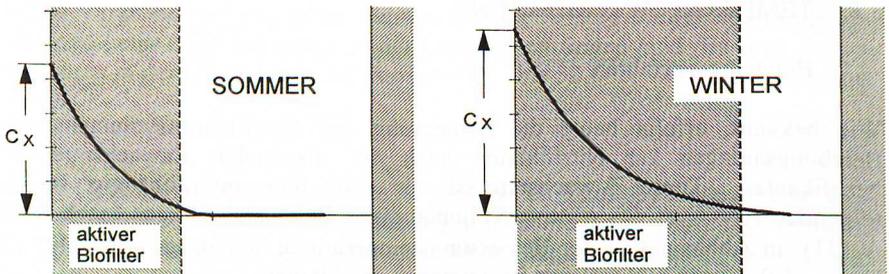


Abb. 7: Sauerstoffprofile im Biofilm bei unterschiedlichen Temperaturen
 Zufolge des höheren O_2 -Sättigungswertes bei niedriger Temperatur steigt bei gleicher Belüftungsintensität der Sauerstoffgehalt in der flüssigen Phase im Winter höher als im Sommer. Die Diffusionsgeschwindigkeit für den Sauerstoff nimmt allerdings mit sinkender Temperatur ab (etwa $4\%/^{\circ}C$). Nachdem aber die Atmungsgeschwindigkeit der Nitrifikanten stark abnimmt (ca. $10\%/^{\circ}C$), wenn die Temperatur sinkt, kann der Sauerstoff im Winter tiefer in den Biofilm eindringen als im Sommer. Damit nimmt aber die Masse des aktiven Biofilms (Nitrifikanten) zu, was die verminderte Aktivität zum Teil ausgleicht.

Nach TSCHUI et.al.(1993) liegt die Temperaturabhängigkeit von Biofilmreaktoren zwischen 3 bis $4,5\%/^{\circ}C$, was einer Verdoppelung des erforderlichen Volumens von Biofilmreaktoren bei Veränderung der Bemessungstemperatur um $15 - 20^{\circ}C$ entspricht. Biofilmreaktoren haben daher im Sommer auch nur relativ wenig Reservekapazität, was eine Unterteilung des gesamten Reaktorvolumens für Reparaturen und Wartung in mindestens 3 - 4 Einheiten erforderlich macht. Bei den Filtern ergibt sich dies meist schon aus Gründen der Rückspülprogramme. Es darf bei normalen Bedingungen sicher keine Situation auftreten, bei der eine ganze Hälfte der Anlage außer Betrieb genommen werden muß. Bei Tropfkörpern ist der Einfluß der Außenlufttemperatur auf die Abkühlung des Abwassers deutlich größer als bei den meist eingehausten Scheibentauchkörpern. Man kann davon ausgehen, daß in den biologischen Filtern und Fließbettverfahren keine Abkühlung des Abwassers auftritt, zufolge der biogenen Erwärmung kann sogar eine geringe Temperaturzunahme auftreten.

3.9 MISCHUNGSVERHÄLTNISSE

Belebungsanlagen

Beim Belebungsverfahren müssen die Bakterien in den Reaktoren mit dem Abwasser in engem Kontakt gehalten werden, dies bedingt eine gute Durchmischung. Prinzipiell ist daher jedes Belebungsbecken aus näherungsweise vollständig durchmischten Becken aufgebaut. Durch Kaskadenausbildung (Rührkesselnkaskade) kann man eine teilweise Pfropfenströmung erreichen, die jedoch durch die Rückführungen (Rücklaufschlamm, interne Rezirkulation) wieder vermindert wird. Die Folge davon ist, daß sich Schwankungen der Zulauffrachten nur sehr langsam auf die Konzentration im Becken und daher auch im Ablauf auswirken, unabhängig davon ob die Bakterientätigkeit diesen Effekt weiter vermindert.

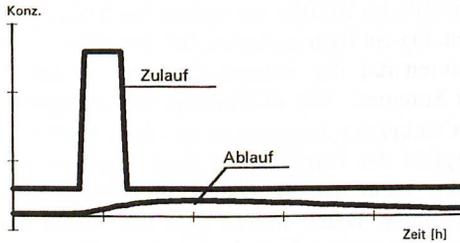


Abb.8: Zusammenhang zwischen Zu- und Ablaufkonzentration einer Belebungsanlage bei einer Stoßbelastung, die nicht durch erhöhte Abbauleistung der Bakterien vermindert wird..

Zufolge der relativ großen Volumina der Belebungsbecken für die heutigen Reinigungsansprüche können daher die Steuerungs- und Regelungsverfahren relativ träge sein. Oder anders ausgedrückt, bei Veränderungen hat man genügend Zeit für Eingriffsmöglichkeiten von Hand aus. Ein wesentlicher Nachteil liegt in den großen Nachklärbeckenvolumina. Ein ungenügend gereinigtes Abwasser (z.B. zufolge eines Betriebsfehlers), das bereits das Nachklärbecken gefüllt hat, kann praktisch nur mehr durch Verdrängung in den Vorfluter beseitigt werden. Wenn eine Überschreitung eines Grenzwertes erst im Ablauf festgestellt wird, dauert sie zumeist mehrere Stunden. Um dies zu vermeiden, geht die Steuerung der Belüftung daher heute schon häufig von den Konzentrationen der verschiedenen Parameter im Belebungsbecken aus.

Biofilmreaktoren

Biofilmreaktoren sind von den Mischungsverhältnissen her überwiegend durch Pfropfenströmungen charakterisiert. Durch Rücknahme von gereinigtem Abwasser kann dies etwas gemildert werden. Hier stellt sich nun die Frage ob bei belüfteten Filtern Abwasser und Belüftung im Gleichstrom oder im Gegenstrom betrieben werden sollten um optimale Abbauleistungen zu erreichen. Nachdem im Einlaufbereich der Filter die Leistung überwiegend durch die Sauerstoffdiffusion begrenzt wird, ergibt sich eindeutig, daß aufwärtsdurchströmte Filter (Gleichstrom von Belüftung und Abwasser) günstiger sein müssen. In größerer Wassertiefe steigt zufolge des höheren Druckes auch der Sättigungswert des Sauerstoffs, was die Diffusionsgeschwindigkeit erhöht. Die optimale Höhe der Filterschicht ergibt sich dann auch aus der Problematik des O_2 - und CO_2 -Partialdruckes der Belüftungsluft in den obersten Schichten, so wie aus anderen Kriterien, wie der Effizienz der Rückspülvorgänge. Übliche Filterbetthöhen von belüfteten Filtern liegen bei 2 bis 4 m. Bei unbelüfteten Filtern zur Restnitrifi-

kation bei maximal ca. 2 m, weil sonst der Sauerstoffgehalt des gereinigten Abwassers nicht mehr für die Abdeckung des Sauerstoffbedarfes im Filter ausreicht.

Zufolge des geringen Volumens und der Strömungscharakteristik gibt es bei den Biofilmreaktoren praktisch keinen Puffer um Belastungsspitzen auszugleichen. Um eine gleichmäßig niedrige Ablaufkonzentration einzuhalten, muß daher die mit Sauerstoff versorgte Biomasse so angepaßt werden können, daß sie zu jeder Zeit in der Lage ist, die Belastungsschwankungen aufzufangen. Dazu bedarf es einer Steuerung der Sauerstoffzufuhr, die sehr rasch und flexibel auf jede Änderung der Zulaufbeschaffenheit reagieren kann. Eine Spitzenbelastung, die nur kurz dauert und zufolge zu langsamer oder begrenzter Reaktion der Sauerstoffzufuhr oder zufolge mangelnder Bewuchsfläche nicht abgebaut wurde, führt zu einer entsprechenden (allerdings ebenfalls kurzen) Konzentrationsspitze im Ablauf

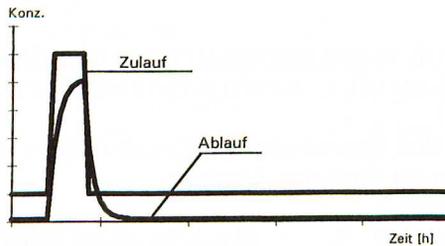


Abb.9: Zusammenhang zwischen Belastungsspitzen im Zu- und Ablauf von Biofilmreaktoren, die nicht durch Erhöhung der Abbaukapazität abgebaut werden.

Je höher die angestrebte Ausnutzung der maximalen spezifischen Abbaukapazität ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}$) und je niedriger die geforderten Ablaufkonzentrationen sind, desto rascher und sicherer muß die Steuerung z.B. der Sauerstoffzufuhr reagieren. Für einen wirtschaftlichen Betrieb ist dafür eine volle Automatisierung erforderlich. Während beim Belebungsverfahren eine Steuerung der Sauerstoffzufuhr nach dem Sauerstoffgehalt bereits zu sehr stabilen und guten Reinigungsergebnissen führen kann, ist dies bei Biofiltern kaum erreichbar.

4. VERFAHRENSKONZEPTE

4.1 ALLGEMEINES

All die im vorigen Kapitel dargelegten Probleme müssen noch mit jenen verknüpft werden, die erst durch die Aneinanderreihung bzw. Kombination von verschiedenen Reinigungsverfahren entstehen. Nachdem die Vielfalt der Möglichkeiten so enorm groß geworden ist, kann hier nur beispielhaft aufgezeigt werden, worin Unterschiede für Planung, Bemessung und Betrieb in den Gesamtkonzepten der Abwasserreinigung bestehen können. Es wird dabei die Einschränkung auf kommunales Abwasser und auf die Reinigungsziele mit weitgehender Nitrifikation, Denitrifikation und Phosphorentfernung vorgenommen. Für Industrieanlagen oder geringere Reinigungsanforderungen können ganz andere Kriterien für den Vergleich maßgebend sein.

4.2 BEISPIELE FÜR VERFAHRENSKETTEN FÜR SEHR HOHE ANSPRÜCHE AN DIE C, N UND P-ENTFERNUNG

Ausgangspunkt für den Entwurf der Verfahrensschemata sind die folgenden Reinigungsergebnisse für häusliches Abwasser:

η_{BSB_5} größer als 97 %, $NH_4\text{-N}$ im Ablauf kleiner als 5 mg/l
 η_{gesN} größer als 75 %, ges.P im Ablauf kleiner als 1 mg/l

Die Ablaufwerte sind in 4 von 5 aufeinanderfolgenden Tagesmischproben einzuhalten.

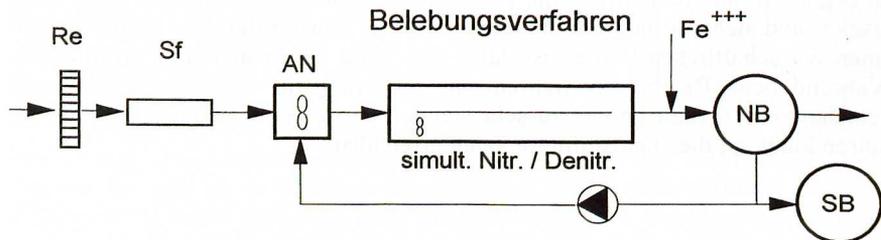


Abb.10: Einstufiges Belebungsverfahren ohne Vorklärung mit biologischer P-Entfernung und simultaner Nitrifikation-Denitrifikation

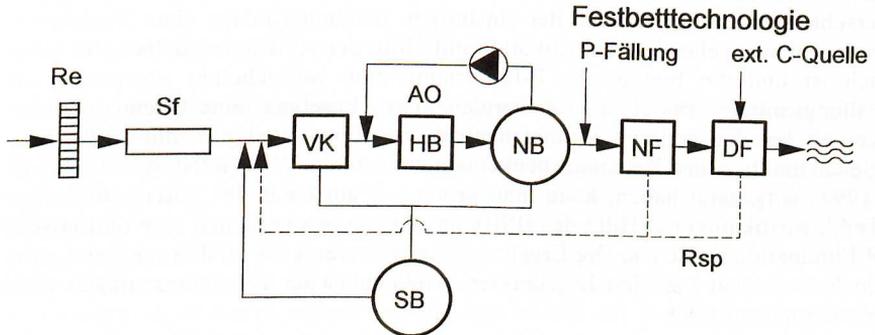


Abb.11: Kombination von Belebungsverfahren mit Vorklärung, Nitrifikations- und Denitrifikationsfiltern (mit externer C-Quelle) sowie P-Fällung.

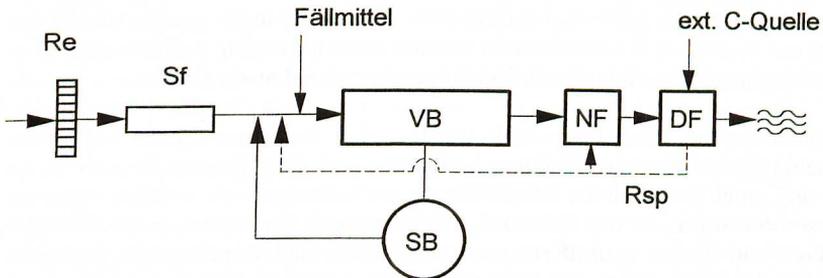


Abb.12: Filteranlage mit Vorfällung (in der Vorklärung), Nitrifikations- und Denitrifikationsfiltern (Nitratrückführung und mit externer C-Quelle)

Mit allen diesen Verfahrensketten lassen sich durch entsprechende Bemessung und Steuerung im Mittel deutlich bessere Ablaufqualitäten erreichen als oben angegeben. Die Steuerung der C-, N- und P-Flüsse ist jedoch bei den mehrstufigen Festbettvarianten deutlich schwieriger und aufwendiger als beim Belebungsverfahren. Dafür ist der Platzbedarf für die Belebungsvariante höher als für die beiden anderen. Wichtig erscheint darauf hinzuweisen, daß es für eine nach dem Stand der Technik bemessene Belebungsanlage (ATV A 131) mit biologischer P-Entfernung kein Problem darstellt, ohne zusätzliche Betriebskosten mittlere Ammoniumkonzentrationen von deutlich unter 1 mg/l zu erreichen. Bei den Varianten mit Biofilmreaktoren ist für die Bemessung und den Betrieb entscheidend, welcher Mittelwert (unter 5 mgNH₄-N/l) eingehalten werden muß, weil mit niedrigeren Werten zusätzliche Kosten für zusätzliches Filtervo-

lumen oder zusätzliche Energie für Belüftung entstehen. Der entscheidende Unterschied ist jedoch, daß mit der einstufigen Belebungsanlage ohne Vorklä rung eine sehr weitgehende Denitrifikation mit Hilfe der Abwasserinhaltsstoffe möglich ist und die biologische P-Entfernung eine weitgehende Einsparung an Fällungsmitteln ermöglicht. Ein vergleichbares Ergebnis ohne Chemikalieneinsatz ist bei den anderen Varianten nicht erreichbar, weil z.B. die große Ausgleichsfunktion der Belebungsbeckenvolumina fehlt. Wie GONÇALVES et al. (1993) aufgezeigt haben, kann man prinzipiell auch mit der Filtertechnik eine Teildenitrifikation mit Hilfe des BSB₅ des Abwassers und auch eine biologische P-Elimination erreichen. Die Ergebnisse der Pilotversuche sind ermutigend, aber doch noch weit von den Ergebnissen großtechnischer Belebungsanlagen ohne Vorklä rung entfernt.

Die Tagesganglinien eines Filterablaufes sehen zufolge der periodisch auftretenden Konzentrationspitzen nach den Filterrückspülungen deutlich anders aus als bei einer Belebungsanlage. Diese Spitzen führen natürlich zu einer gewissen Erhöhung der mittleren Ablaufkonzentrationen. Durch die meist große Anzahl von Filtern mit versetzten Rückspülzeiten werden diese kurzzeitig auftretenden Konzentrationsspitzen im Ablauf zum Vorfluter weitgehend ausgeglichen.

Zusammenfassend kann festgestellt werden, daß Biofilmreaktoren und Belebungsanlagen bei richtiger Planung, Errichtung und sorgfältigem Betrieb in der Lage sind, auch extrem hohe Ansprüche an die Ablaufgüte zu erfüllen. Was gezeigt werden sollte, ist der Umstand, daß erhebliche Unterschiede im Betriebsverhalten und in den Anforderungen an die Meß- und Regeltechnik bestehen. Auch für die Bemessung sind je nach Verfahren andere Kriterien maßgebend. Das hat zur Folge, daß es sehr schwierig ist, die Verfahren miteinander zu vergleichen, wenn man die Auswirkung auf das empfangende Gewässer zum Maßstab macht und nicht die gesetzlich vorgeschriebenen Grenzwerte. Wie die Untersuchungen der EAWAG in der Schweiz gezeigt haben, wird die Gewässergüte in erster Linie von der Dauerbelastung mit Abwasserinhaltsstoffen bei Trockenwetter bestimmt. Aber auch hier spielt sicher die Frage gewisser Grenzkonzentrationen im Gewässer eine entscheidende Rolle. Die Bewertung der Unterschiede der mittleren Ablaufqualität zwischen den verschiedenen Verfahrenskombinationen, die die gleichen gesetzlichen Grenzwerte einhalten, muß von der spezifischen lokalen Situation abhängen. Dies macht die Verfahrenswahl aus der Sicht des Gewässerschutzes noch schwieriger.

5. PLATZBEDARF

Nachdem der Platzbedarf ein wichtiges Argument in der Verfahrenswahl spielt, soll hier kurz auf dieses Problem eingegangen werden. Insgesamt entsteht für die Abwasserreinigung (inklusive Schlammbehandlung) heute ein Platzbedarf von ca. 0,3 bis 0,5 m²/Einwohner, im Vergleich zu einer besiedelten Fläche von 140 bis 250 m² je Einwohner insgesamt eine vernachlässigbare Größe. Von dieser Gesamtfläche wird nur ca. ein Viertel von privater Hand "betreut", der Rest liegt überwiegend im öffentlichen Einflußbereich. Dies bedeutet, daß die Kläranlage im Rahmen einer Gemeinde nur ca. 1% der Fläche braucht, für die sie verantwortlich ist, und dies meist in Gebieten mit relativ niedrigen Grundstückspreisen (z.B. im Vergleich zu den Verkehrsflächen im dicht bebauten Gebiet). Die Einsparungsmöglichkeiten durch platzsparende biologische Verfahren im Vergleich zu einstufigen Belebungsanlagen liegen in der Größe von ca. 0,1 bis 0,2 m² je Einwohner.

Damit sieht man auch, unter welchen Voraussetzungen der Platzbedarf eine entscheidende finanzielle Rolle spielen kann.

Auch beim Belebungsverfahren kann man durch tiefe Becken, Verfahrenswahl und kompakte Bauweise den Platzbedarf deutlich reduzieren, doch kann dies wiederum zu größeren Baukosten führen. Nur bei den Nachklärbecken ist die erforderliche Fläche durch die Abwassermenge bestimmt, sodaß eine Verminderung des Flächenbedarfs nur sehr schwer möglich ist.

Speziell bei Erweiterungsplanungen kann die Begrenztheit des dafür vorhandenen Grundstückes dem Flächenbedarf einen wesentlich höheren Stellenwert verschaffen, weil zusätzliche Flächen nicht, oder nur zu extrem hohen Preisen zu bekommen sind. Auch hier zeigt sich der große Einfluß der spezifischen örtlichen Situation auf die Wahl von Verfahren und Bauausführung.

6. KOSTENRECHNUNG

Wie schon angedeutet, stellt der Kostenvergleich eines der wichtigsten Kriterien bei der Verfahrenswahl. Zugleich ist es der Bereich, wo durch unterschiedliche Kostenrechnungsmethoden und unterschiedliche Annahmen über den Erfassungsrahmen (z.B. nur biologische Stufe oder schlüsselfertige Gesamtkläranlage) das Ergebnis in weitem Rahmen veränderbar ist. Es weiß jeder, der einen

Kostenvergleich macht, daß solche Rechnungen immer einen subjektiven Aspekt besitzen, auch wenn man kein Interesse zu verfolgen glaubt. Dies beginnt bei der Festlegung was ein gleiches Reinigungsergebnis ist und welcher Detaillierungsgrad der Kostenrechnung für welchen Teil der Anlage als ausreichend angesehen wird. Aber auch die Beurteilung der verschiedenen Kostenangebote von Lieferanten stellt zum Zeitpunkt der Verfahrenswahl oft eine sehr schwierige Aufgabe dar, weil man nicht weiß wie sich die Kosten in Auftragsverhandlungen entwickeln würden. So gesehen gerät man leicht in das Dilemma, daß nur in zwei Fällen ein einigermaßen objektiver Kostenvergleich möglich erscheint. Einmal bei Betreibermodell-Anboten, wenn die Ausschreibung so detailliert ist, daß technisch und wirtschaftlich die Vergleichbarkeit erzwungen wird. Zum anderen beim Vergleich zweier Entwürfe, die von dem gleichen Planungsteam mit gleichen Methoden und gleicher Beherrschung der Verfahrenstechnik und Kostenstruktur aller Varianten erstellt wird. Aber auch in diesen beiden Fällen stellt sich natürlich die Frage der Überprüfbarkeit der Kostenrechnung, die im zweiten Falle leichter zu sein scheint. Letztere hat den Nachteil, daß ein Planungsteam in der Regel nicht alle Möglichkeiten der Problemlösung in gleicher Weise beherrscht, und daher bei der Auswahl der Varianten Einschränkungen erfolgen (müssen). Dieses Problem ergibt sich auch bei der Prüfung der Angebote von Generalunternehmern (Betreibermodell).

Zusammenfassend soll hier festgestellt werden, daß trotz aller Unsicherheiten bei der Kostenrechnung eine solche ein unumgänglicher Schritt in der Verfahrenswahl ist. Es sollten solche Vergleiche zuerst immer nach einer volkswirtschaftlichen Kostenrechnung erfolgen, weil letztlich die Kosten von der Volkswirtschaft aufgebracht werden müssen. Erst in einem zweiten Gang sollte für die Verfahrensentscheidung die Kostenrechnung nach Finanzierungsbedingungen sein. Es erscheint auch wichtig, die Unterschiede der Kostenrechnung für verschiedene Lösungen immer an den Gesamtkosten für die Abwasserentsorgung zu messen, damit man nicht die Bedeutung der Kostenunterschiede überbewertet, die immer mit Unsicherheiten behaftet sind. Die Verringerung der Unsicherheit kann nur durch mehr Aufwand und profundes Fachwissen der Bearbeiter erfolgen, dies ist also mit erhöhten Kosten verbunden. In der Regel lohnt dieser zusätzliche Aufwand, weil man das Risiko für alle Folgeentscheidungen deutlich reduziert, was sich fast immer in geringeren Gesamtkosten niederschlägt.

7. ZUSAMMENFASSUNG

Wegen der Fülle der behandelten komplexen Probleme, erscheint es nicht sinnvoll, in der Zusammenfassung einfache Ratschläge für die Verfahrenswahl bei

der Lösung von Abwasserreinigungsproblemen zu erteilen. Verfahrenskonzepte und Reinigungsverfahren entstehen überwiegend aus der Suche nach der Lösung eines speziellen Problems, das in einer spezifischen lokalen Situation aufgetreten ist. Wenn dann eine Lösung erfolgreich war, versucht man die dabei gewonnenen Erkenntnisse bei anderen Projekten anzuwenden. In dieser Weise kommt es zu einem stetigen Fortschritt in der Technik und im Verständnis von Zusammenhängen.

Verbesserungen im Gewässerschutz sind nicht nur von dem Fortschritt der Technik zu immer noch besseren Reinigungsergebnissen, sondern auch einer Fülle von anderen Maßnahmen und verbesserten Einsichten in die Umweltzusammenhänge aber auch sehr stark von der politischen Willensbildung abhängig. Letztere bestimmt den Stellenwert der Problemlösung und damit die Finanzmittel, die in diesen Bereich fließen. Was finanzierbar ist, und welche Prioritäten gesetzt werden, sind variable Größen im Laufe der Geschichte.

Man muß versuchen, den Vergleich von verschiedenen Lösungen nach allen maßgebenden Kriterien so objektiv wie möglich zu gestalten und sich nicht nur auf die finanziell quantifizierbaren beschränken. Die Entscheidung, die schließlich auf der Basis eines solchen Vergleiches gefällt werden muß, ist notgedrungen von Wertvorstellungen der Entscheidenden abhängig. Ein Teil dieser Wertvorstellungen ist in Gesetzen, Verordnungen und in den berechenbaren Kosten enthalten aber bei weitem nicht alle. Darüber sollte niemand traurig sein, sondern erkennen, daß jede Entscheidung Übernahme von Verantwortung bedeutet. Welche Prioritäten man setzt, muß so gut es geht im Gesamtzusammenhang zwischen Einzelfall und allgemeinen Anforderungen gesehen werden, damit nicht Verfahrensentscheidungen auf der Grundlage von Ideologiediskussionen gefällt werden.

Literatur

- FRANCI, R., Le GRAND, L., ROGALLA, F.: Elimination biologique de phosphore sur biofiltres immergés avec elimination de l'azote. *Second international specialized conference on Biofilm Reactors, Paris 1993*
- VEDRY, B., PAFFONI, C., GOUSAILLES, M., BERNARD, C.: First month operation of two Biofilter Prototypes in the waste waterplant of Acheres. *Second international specialized conference on Biofilm Reactors, Paris (1993).*

- TOETTRUP, H., ROGALLA, F., VIDAL, A., HARREMOËS, P.: The treatment triology of Floating Filters. From Pilot to Prototype to Plant. *Second international specialized conference on Biofilm Reactors*, Paris (1993).
- HARREMOËS, P.: Criteria for nitrification in Fixed Film Reaktors. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 14, (1982).
- KROISS, H.: Bemessungsgrundlagen und Grundlagen der Bemessung für Anlagen zur Stickstoffentfernung. *Wiener Mitteilungen*, Bd. 110 (1993)
- MATSCHÉ, N.: Mikrobiologie beim Belebungsverfahren. *Wiener Mitteilungen*, Bd. 81, Hsg. Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft TU Wien, H.Kroiss (1990)
- NOWAK, O., SVARDAL, K.: Nitrifikation und Denitrifikation. *Wiener Mitteilungen*, Bd. 81 (1990)
- ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., WESTRUM, T.: A new Moving Bed Biofilm Reactor - applications and results. *Second international specialized conference on Biofilm Reactors*, Paris (1993).
- TSCHUI, M., BOLLER, M., GUJER, W., EUGSTER, J., MÄDER, C., STENGEL, C.: Tertiary nitrification in aerated Pilot Biofilters. *Second international specialized conference on Biofilm Reactors*, Paris (1993).

Autor:

Prof. Dr. Helmut Kroiss
Institut für Wassergüte und
Abfallwirtschaft
Technische Universität Wien
Karlsplatz 13
A-1040 Wien

SKANDINAVISCHES ERFABUNGEN MIT VORFÄLLUNG UND NACH-DENITRIFIKATION MIT EXTERNER KOHLENSTOFFQUELLE IN DER ABWASSERREINIGUNG.

Hallvard Ødegaard

EINLEITUNG.

In den skandinavischen Ländern ist die Phosphorelimination seit 25 Jahren Standard in der Abwasserreinigung. Normalerweise geschieht dies mittels chemischer Fällung. In Schweden dominiert die Nachfällung, in Dänemark die Simultanfällung, während in Norwegen ein Grossteil des Abwassers mit Direktfällung (ohne biologische Stufe) gereinigt wird.

Die skandinavischen Länder müssen gemäss der internationalen Abkommen über die Nordsee und die Ostsee nun auch Stickstoff aus dem Abwasser entfernen, und in allen Ländern werden jetzt Stickstoffeliminationsanlagen gebaut. Am weitesten ist man in Dänemark, wo schon 150 Anlagen für Stickstoffelimination im Betrieb sind.

Die Anforderungen bzgl. der Stickstoffkonzentration im gereinigten Abwasser variieren von Land zu Land und von Kläranlage zu Kläranlage. Typisch sind 8 mg tot.N/l in Dänemark, 10 mg/l in Schweden und 30 % der Rohabwasserqualität (70 % Reinigung) in Norwegen. In einigen der norwegischen Anlagen sind daher diese Ablaufkonzentrationen unter 6 mg tot.N/l gefordert.

Mehrere Forschungs- und Entwicklungsprojekte wurden bisher durchgeführt. Die meisten Daten in diesem Vortrag sind in diesen Projekten entstanden. Resultate sowohl von Anlagen in vollem Masstab als auch im halbertechnischen Masstab sollen in diesen Vortrag präsentiert werden.

DIE WAHL DES PROZESSES FÜR DIE NÄHRSTOFFENTFERNUNG.

Mehrere Einheitsprozesse stehen zur Verfügung, wenn eine Anlage für die Nährstoffentfernung gebaut werden soll. Wenn eine hohe Stickstoffentfernung gefordert ist, muss man zwei sehr wichtige Faktoren beachten; die Rohabwasser-Charakteristika und die Fläche bzw. der Raum, die für die Anlage zur Verfügung stehen. Diese zwei Faktoren bestimmen dann als dritten wichtigen Punkt, ob man einen externen Zusatz von Kohlenstoff für die Denitrifikation benötigt.

Abwasser-Charakteristika.

Der Inhalt von leicht abbaubaren organischen Stoffen in Relation zum Inhalt von Stickstoff (und auch Phosphor, wenn man die biologische Phosphorentfernung beurteilt), ist für die Prozesswahl sehr wichtig. Es ist nicht ausreichend ein hohes C/N-Verhältnis zu haben. Die Geschwindigkeit, mit der die organischen Stoffe abgebaut werden können (die Abbaubarkeit), ist von entscheidender Bedeutung für die Prozesswahl.

Ein hoher Gehalt an biologisch leicht abbaubaren organischen Stoffen (CSB_{LAB} = leicht abbaubarer CSB – engl.: COD_{EBD} = easily biodegradable COD) in den kommunalen Abwässern ist meist dort zu finden, wo das Land flach (Gravitationsleitungen mit langsamer Fließgeschwindigkeit) und die Abwassertemperatur hoch ist. In diesen Situationen ist das Abwasser im Rohrleitungsnetz meist anaerob. Schwer abbaubare partikuläre organische Stoffe werden hydrolysiert und in leicht abbaubare organische Säuren transformiert.

Im Gegensatz dazu findet man einen niedrigen Gehalt von CSB_{LAB} im Bergland, wo das Abwasser im Rohrleitungsnetz hauptsächlich aerob ist (weil die hohe Geschwindigkeit und viele Pumpstufen Sauerstoff ins Abwasser einführen). In dieser Situation ist eine aktive, aerobe Organismenkultur im Rohrleitungsnetz anwesend, die leicht abbaubare organische Stoffe in partikuläre, organische Stoffe (Biomasse) transformiert.

Die letztere Situation ist sehr oft in Norwegen und Schweden aufzutreffen. In Tabelle 1 sind die mittleren Daten von 87 norwegischen chemischen Kläranlagen (Flockung direkt im Rohabwasser) von 1990 dargestellt (Ødegaard, 1993). Die gute Partikelabscheidung resultiert in einer guten BSB und CSB Abtrennung. Die BSB- und CSB-Konzentrationen in dem vorgefällten Abwasser liegen bei nur ca. 40 mg BSB₇/l bzw. 100 mg CSB/l. Cirka die Hälfte des CSB ist leicht abbaubar, während die andere Hälfte ziemlich schwer abbaubar ist.

Tabelle 1 Reinigungsdaten von 87 norwegischen chemischen Kläranlagen.

Parameter	N ¹⁾	n ²⁾	Zulauf (mg/l)	Ablauf (mg/l)	%
BSB ₇	23	183	167 ± 95	27.2 ± 12.7	83.7
CSB	87	1193	463 ± 251	104 ± 38	77.5
Tot. P	87	1270	5.24 ± 2.53	0.26 ± 0.16	95.0
SS	78	931	233 ± 186	16.6 ± 9.6	92.9

¹⁾ Anzahl von Anlagen²⁾ Anzahl von Monatsmittelwerten³⁾ Im Jahre 1990.

Verfügbarkeit von Flächen.

Oft ist das zur Verfügung stehende Areal begrenzt oder sehr teuer. Aus ästhetischen und klimatischen Gründen werden Kläranlagen immer öfter in einem Industriegebäude oder unterirdisch in einem Berg gebaut. In diesen Situationen sind kompakte Prozesslösungen gefragt. Generell benötigen Lösungen mit vorgeschalteter Denitrifikation (Vordenitrifikation) mehr Fläche als Lösungen mit nachgeschalteter Denitrifikation (Nachdenitrifikation), und Belebtschlammverfahren benötigen mehr Areal als Biofilmverfahren.

Wahl von Kohlenstoffquelle.

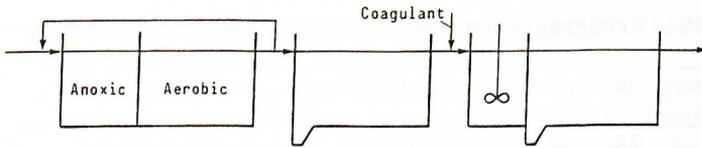
Es sollte ein Ziel sein, so weit wie möglich den Kohlenstoff in dem Abwasser als Kohlenstoffquelle für die Denitrifikation zu benutzen. In einer niedrig belasteten, arealaufwendigen Belebtschlammanlage kann eine gewisse endogene Denitrifikation stattfinden, während hochbelastete Biofilmanlagen ausreichende Zugang von leicht abbaubaren Kohlenstoffen (CSB_{LAB}) erfordern, um die erforderliche Denitrifikationsgeschwindigkeit zu erreichen.

Wenn im Rohabwasser leicht abbaubaren Kohlenstoffe nicht ausreichend vorhanden sind, gibt es zwei Möglichkeiten. Entweder muss eine externe Kohlenstoffquelle eingerichtet werden, oder die interne Kohlenstoffquelle im Schlamm muss durch Hydrolyse des schwer abbaubaren, partikulären Kohlenstoffs verbessert werden.

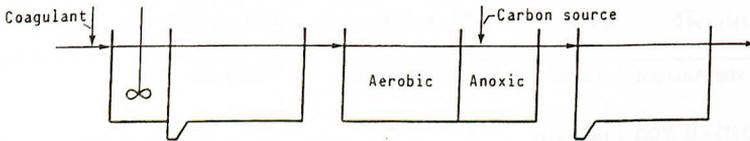
Hauptstrategien für die Nährstoffentfernung in kommunalem Abwasser

Wenn man diese Faktoren beobachtet, so gibt es unserer Meinung nach, drei Hauptstrategien für die Nährstoffelimination (Figur 1). Selbstverständlich gibt es auch andere Prozesslösungen, aber die sind nur Varianten dieser Hauptstrategien. Die lokalen Verhältnisse, die Reinigungsanforderungen und die Kosten entscheiden, welche von diesen Strategien im jeweiligen Fall die beste ist.

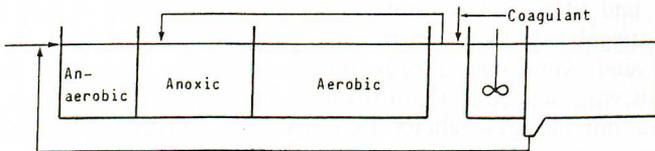
1. VORDENITRIFIKATION UND NACHFÄLLUNG



2. NACHDENITRIFIKATION UND VORFÄLLUNG



3. VORDENITRIFIKATION, BIOL. P-ELIMIN. UND SIMULTANFÄLLUNG



Figur 1 Die Hauptstrategien für die Nährstoffelimination.

Die erste Strategie basiert auf einer maximalen Nutzung des Kohlenstoffs im Rohabwasser. Der Abbau von Kohlenstoff sollte so klein wie möglich sein (keine Vorklärung), um eine maximale Ausnutzung bei der Vordenitrifikation zu erreichen. Phosphat kann durch Nachfällung (wie in Figur 1) oder durch Simultanfällung entfernt werden. Im Fall der Simultanfällung ist normalerweise eine Nachfiltration notwendig, um niedrige Phosphor-Konzentrationen im Ablauf, zu erreichen. Sowohl Belebtschlammverfahren als auch Biofilmverfahren können benutzt werden. Diesen Strategie ist zweckmässig, wenn der CSB_{LAB} hoch ist, die Anforderung betreffend einer Stickstoffelimination nicht sehr hoch ist und die Anforderung an eine Phosphatelimination hoch ist.

Die zweite Strategie ist zweckmässig, wenn der CSB_{LAB} niedrig ist (und die Sauerstoffkonzentration im Abwasser bedeutend ist) und wenn die Anforderungen bezüglich Stickstoff- und Phosphatentfernung hoch sind. Wenn in diesem Fall Kohlenstoff zugesetzt werden muss, um eine ausreichende Denitrifikation zu erreichen, ist es besser, den Kohlenstoff aus dem Abwasser vor der Denitrifikation zu entnehmen. Dadurch wird das Nitrifikationsbecken kleiner und die Nachdenitrifikationsleistung mit Zusatz von Kohlenstoff (entweder externe oder interne mit Schlammhydrolyse produziert) besser. Belebtschlammverfahren wie auch Biofilmverfahren können hierzu benutzt werden.

Die dritte Strategie basiert auf einer biologischen Stickstoff- und Phosphatelimination. Diese Strategie erfordert eine sehr hohe CSB_{LAB} -Konzentration im Rohabwasser, relativ zur Nährstoffkonzentration. Normalerweise ist ein gewisser Zusatz von Fällungskemikalien notwendig, um eine ausreichende Phosphatentfernung zu erreichen. Bei dieser Strategie muss nach dem heutigen Stand der Technik das Belebtschlammverfahren benutzt werden.

In Skandinavien gibt es Erfahrungen mit allen diesen Strategien und mehreren weiteren Varianten. In Dänemark gibt es meist Anlagen der Strategie 1, aber auch mehrere Anlagen der Strategie 2 und 3. Die meisten dänischen Anlagen sind Belebtschlammanlagen. In Schweden und Norwegen gibt es mehrere Anlagen basierend auf Strategie 2. In Schweden sind diese meist Belebtschlammanlagen, während in Norwegen das Interesse für Biofilmverfahren gross ist.

Im folgenden sollen drei Beispiele präsentiert werden. In den zwei ersten steht der Vergleich zwischen den Strategien 1 und 2 im Mittelpunkt, während in Beispiel 3 die Ausnützung des Schlammes durch Hydrolyse diskutiert werden soll.

BEISPIEL 1: VOR-FÄLLUNG/NACHDENITRIFATION IN BELEBT-SCHLAMMVERFAHREN - ARA KLAGSHAMN, SCHWEDEN.

Die ARA Klagshamn in Malmö, Schweden wurde 1974 als eine typische mittel-hoch belastete Belebtschlammanlage mit Vorklärung (7 Stunden Aufenthaltszeit in Belüftungsbecken) gebaut. Die Rohabwassercharakteristika sind in Tabelle 2 dargestellt (Andersson et al,1992).

Tabelle 2 Abwassercharakteristika, ARA Klagshamn, Malmö, Schweden.

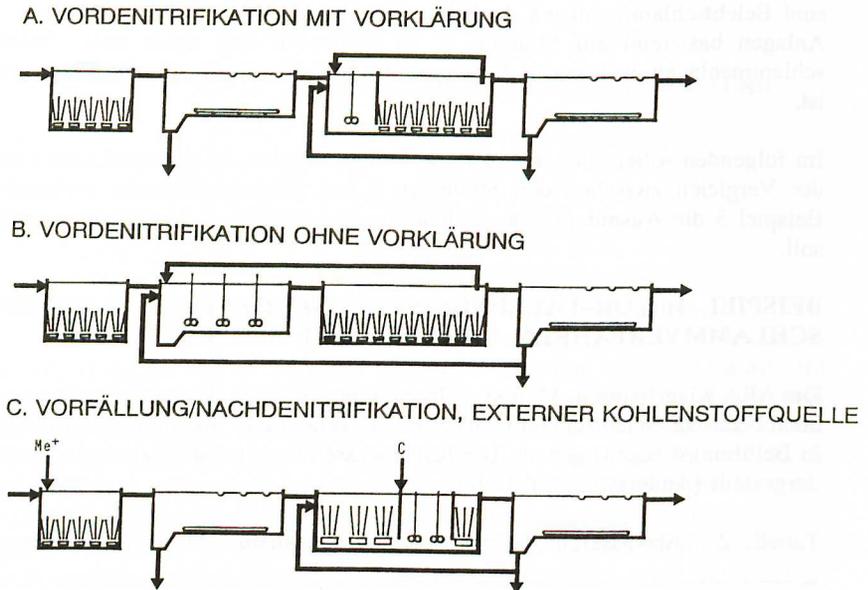
Proben.stelle	SS	BSB ₇	Tot P	Tot N	BSBD ₇ /N
Einlauf ARA	230	140	7.5	35	4.0
Ablauf VKB	62	68	6.3	29	2.3
Ablauf VF ¹⁾	42	44	2.7	29	1.5

¹⁾ Nicht optimierte Fällung. Eisenchloridzusatz im Sandfang, keine Flockung

Diese Abwassercharakteristika sind typisch für skandinavische Kläranlagen. Der BSB₇ ist niedrig, und ein Grossteil ist partikulär und darum schwer abbaubar.

Man erwartet nach den neuen Vereinbarungen im Nordsee-Abkommen in Malmö Anforderungen an Ablaufkonzentrationen von 8 mg N/l und 0.3 mg P/l. Die zwei Strategien 1 und 2 wurden darauf hin in einem Projekt im vollen Maßstab mit drei verschiedenen Prozesslösungen durchgeführt (Figur 2) :

- Vordenitrifikation mit Vorklärung
- Vordenitrifikation ohne Vorklärung
- Vorfällung/Nachdenitrifikation mit Zusatz von externem Kohlenstoff.



Figur 2 Die Prozesslösungen, die in der ARA Klagshamn analysiert worden sind

In Tabelle 2 sind die Betriebsresultate der zweijährigen Studien schematisch dargestellt (Ødegaard, 1992). Mit Vorklärung waren die Belebtschlammvolumina und die Kohlenstoffmenge im Abwasser nur ausreichend für eine Stickstoffkonzentration von 16 mg/l im Ablauf. Ohne Vorklärung waren 8 mg/l nur mit einer sehr hohen Schlammkonzentration im Belebtschlammbecken (5100 mg SS/l) zu erreichen. Diese hohe Schlammkonzentration konnte aber nur mit einer konstanten Zuflussrate erreicht werden.

Tabelle 2 Darstellung der Betriebsresultate in der ARA Klagshamm

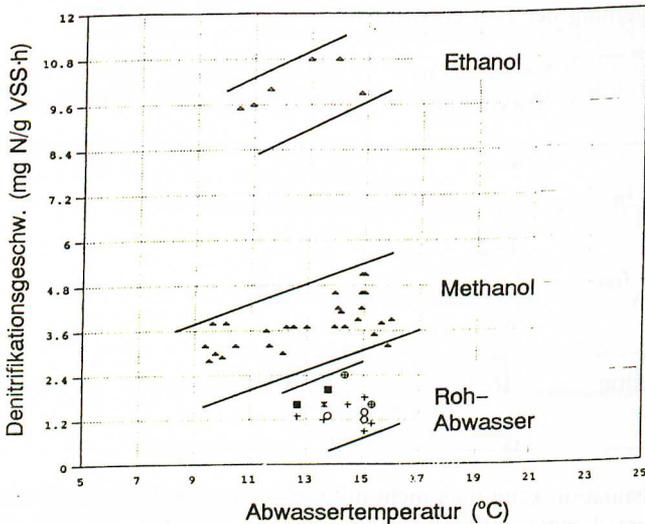
	Vor-DN mit Vorklärung	Vor-DN ohne Vorklärung	Nach-DN mit Vorfällung
Nitrifikations- geschwindigkeit, r_N (g $\text{NH}_4\text{-N/kg VSS}\cdot\text{h}$)	4-5	2-3	4-5
Denitrifikations- geschwindigkeit, r_{DN} (g $\text{NO}_3\text{-N/kg VSS}\cdot\text{h}$)	1-2	1-2	3-4
C/N-Verhältnis (g $\text{BSB}_7/\text{g tot.N}$)	2.5	4.0	3.5
Ablaufkonzentration (mg tot.N/l)	16	8	4

In einer Normalsituation kann man nicht mit mehr als etwa 2500–3500 mg SS/l operieren. Darum konnte man nicht das Ziel (8 mg N/l im Ablauf) mit Vordenitrifikation erreichen, ohne eine bedeutende Erweiterung der Anlage (Andersson et al, 1993) durchzuführen. Mit Vorfällung und Nachdenitrifikation dagegen waren die Nitrifikations- und Denitrifikationsgeschwindigkeiten hoch, und das Ziel konnte leicht mit den zur Verfügung stehenden Volumina erreicht werden.

Die Schlammproduktion in den zwei Systemen waren ungefähr gleich, 230–240 g SS/m³ (Andersson et al, 1992). Ganz wichtig aber war der Unterschied der Schlammproduktion im Belebungsbecken, die beim Vordenitrifikation/Simultanfällungs-Prozess sechsmal höher war. Das heisst, dass man bei der Vordenitrifikationsalternative ein sechsmal grösseres Belebtschlammbecken haben müsste.

Eine Kostenanalyse zeigte, dass eine konventionelle Vordenitrifikationsklär-anlage Investitionskosten von 40–50 mill. SEK und Jahreskosten (kapitalisierte Investitions- plus Betriebskosten) von 4–5 Mill. SEK erfordert. Mit der Nachdenitrifikationslösung und externem Kohlenstoffzusatz (40–50 mg Methanol/l) waren die Jahreskosten nur etwa 0.5 Mill SEK (Andersson et al, 1992). Die Prozesslösung mit Vorfällung und Nachdenitrifikation wurde darum gewählt, und so wird heute die Anlage betrieben.

Die Prozesslösung ist dann weiter optimiert worden. In Malmö konnte man ein ganz billig Ethanol kaufen. In Figur 3 ist dargestellt, dass diese Kohlenstoffquelle sehr effektiv ist. Die Denitrifikationsgeschwindigkeit ist 2.5 bis 3-mal höher mit Ethanol als mit Methanol und 5-mal höher als mit Rohabwasser.



Figur 3 Denitrifikationsgeschwindigkeiten mit verschiedenen Kohlenstoffquellen in der ARA Klagshamn.

Da die Vorfällung in der Kläranlage nicht optimal abließ, wird heute die Abtrennung von chemischem Schlamm im Vorfällungsbecken mit Polymerzusatz verbessert. In der Kläranlage, die man ursprünglich erweitern wollte, hat es sich gezeigt, dass man mit diesen Verbesserungen die Kapazität der Anlage um 10-20 % auch ohne Erweiterung vergrößern kann (Nyberg et al, 1994).

BEISPIEL 2 : VORFÄLLUNG/NACHDENITRIFIKATION IN BIOFILMVERFAHREN - NORWEGISCHE ERFABRUNGEN.

Im norwegischen Forschungs- und Entwicklungsprogramm für Nährstoffentfernung sind zwei Prozesslösungen jeweils während eines Zeitraums von etwa einem Jahr analysiert worden (Ødegaard, 1992, Ødegaard und Rusten, 1993). Die Abwassercharakteristika sind in Tabelle 3 dargestellt.

Diese Abwassercharakteristika sind typisch für norwegische Kläranlagen zur Stickstoffentfernung. Das Abwasser ist bei Regenwetter sehr weich. Es wurde beschlossen, ein Biofilmverfahren zu benutzen. Als Biofilmreaktor wurde der norwegisch entwickelte, KMT "moving bed biofilm reactor" (MBBR) benutzt (Ødegaard et al, 1993).

Tabelle 3 Abwassercharakteristika – ARA Nordre Follo, Norwegen

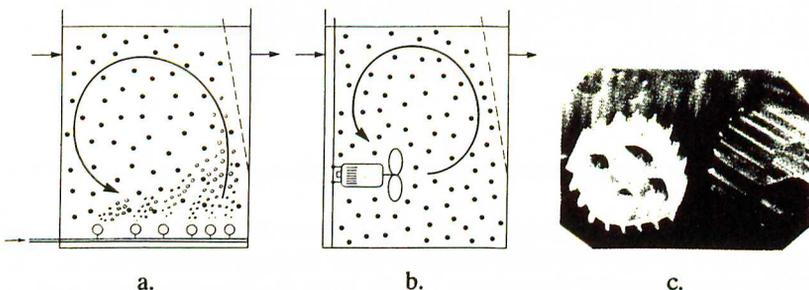
Parameter	Vordenitrifikation Vorgesiebtes Abwasser		Nachdenitrifikation Vorgefälltes Abwasser	
	R.W. ¹⁾	T.W. ²⁾	R.W. ¹⁾	T.W. ²⁾
CSB _{tot} (mg O/l)	188	295	42	64
CSB _{filtr.} (mg O/l)	48	114	31	58
BSCOD ³⁾ (mgO/l)	18	68	12	30
SS (mg/l)	132	140	13	6
Tot N (mg N/l)	15.6	31.2	12.9	24.8
NH ₄ -N (mg N/l)	12.6	24.5	7.6	26.9
NO ₃ -N (mg N/l)	2.0	0.4	2.5	0.4
Alkalität (mekv/l)	21	34	0.9	1.7

1) Regenwetter

2) Trockenwetter

3) Biologisch abbaubarer, gelöster CSB

In diesem Reaktor (Figur 4) wächst die Biomasse als Biofilm auf kleinen, freischwebenden Trägererelementen. Die Bewegung des Wassers und der Elemente wird bei der aeroben Version des Reaktors (Figur 4a) von Luft und bei der anaerob/anoxischen Version des Reaktors (Figur 4 b) wird von einem mechanischen Rührwerk verursacht.

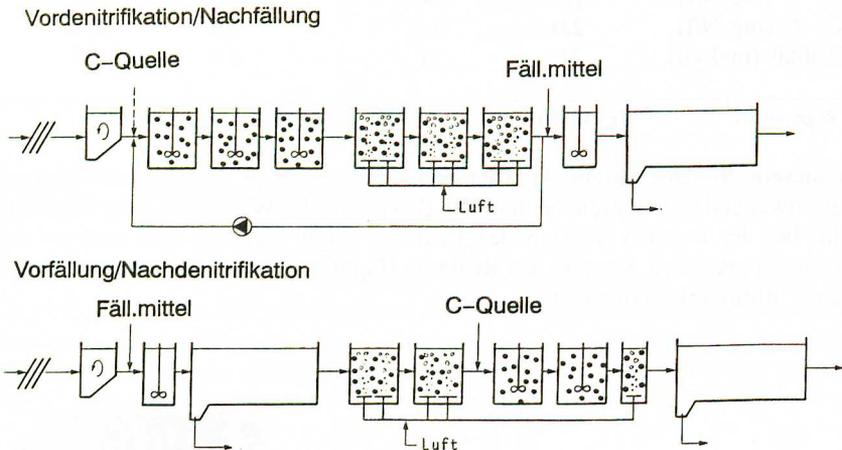


Figur 4 Prinzip des KMT "moving bed biofilm reactor".

Die Trägererelemente sind aus Polyethylen (spezifisches Gewicht 0.95 g/cm³) und haben die Form von kleinen Zylindern (ca 10 mm im Durchmesser und Höhe) mit einem Kreuz an der Innenseite und longitudinalen Finnen an der Aussenseite (Figur 4 c). Um die Trägererelemente im Reaktor zurückzuhalten, ist ein Sieb (Sieböffnung ca. 7 mm) im Auslauf des Reaktors plziert. Das Rührwerk ist so arrangiert, dass die Trägererelemente von dem Sieb weggeschwemmt werden.

Die Füllmenge von Trägerelementen im Reaktor kann für jeden Fall angepasst werden. Das macht diesen Reaktor sehr flexibel. Die maximale Füllung ist ca 70 % (Füllung bedeutet volumetrische Füllung von Trägermaterial in einem leeren Reaktor), entsprechend einer spezifischen, potentiellen Wachstumsfläche von $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Das Wachstum ist jedoch auf der Aussenseite der Trägerelemente nicht so gross, wie auf der geschützten Innenseite. Deshalb rechnet man mit einer effektiven, spezifischen Wachstumsfläche von $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ bei 70 % Füllung. Das MBBR Verfahren ist in einem anderen Vortrag in dieser Vortragsreihe beschrieben. Hiermit sei auf diese Schrift hingewiesen.

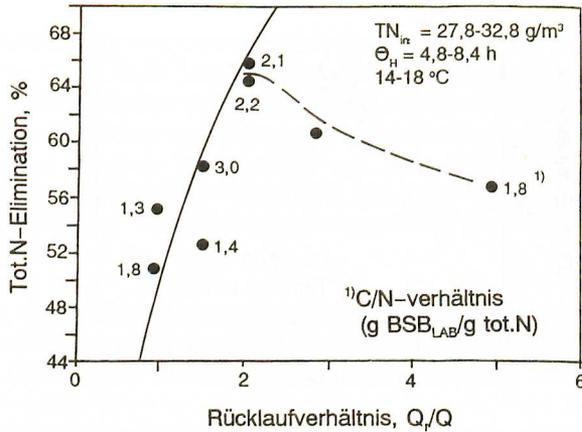
Die zwei getesteten Prozesslösungen, Vordenitrifikation/Nachfällung und Nachdenitrifikation/Vorfällung, sind in Figur 5 dargestellt.



Figur 5 Die zwei getesteten Prozesslösungen (Ødegaard und Rusten,1993).

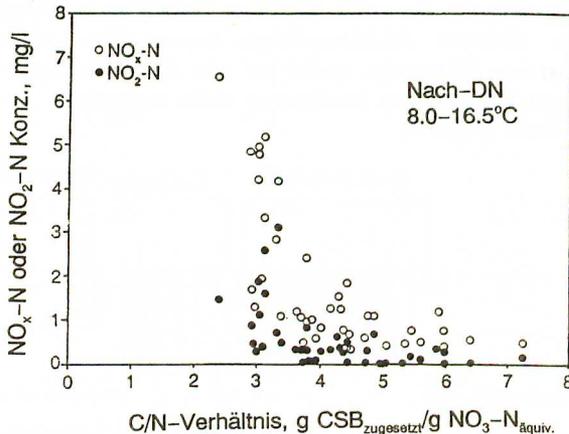
In der Vordenitrifikations-Alternative war die Denitrifikationsleistung von der Verfügbarkeit von Kohlenstoff begrenzt. In Figur 6 ist gut demonstriert, wie der Rücklauf von Sauerstoff bestimmend für die totale Reinigungsleistung war. In Vordenitrifikationsanlagen ist theoretisch der Reinigungseffekt $R = (r/r+1) \cdot 100\%$ wobei $r = Q/Q_r$ (Q =Abwassermenge, Q_r =Rücklaufmenge).

Sofern das Rücklaufverhältnis grösser als 2 war, sank die Reinigungsleistung, weil zu viel Sauerstoff zurückgeführt wurde. In Biofilmreaktoren braucht man hohe Sauerstoffkonzentrationen. Deshalb ist Vordenitrifikation nicht so geeignet, wenn man ein dünnes, aerobes Rohabwasser hat.



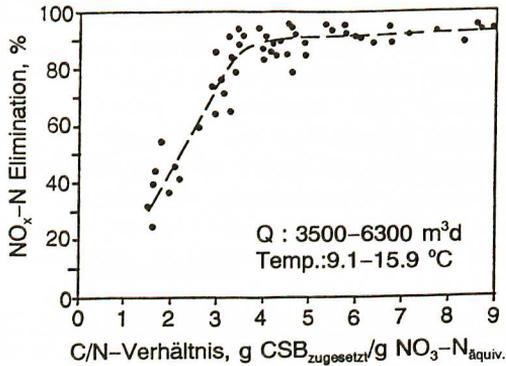
Figur 6 Stickstoffentfernung (%) in der Vordenitrifikations-Alternative (Anoxische Zone 50 % des totalen Bioreaktorvolumens).

Im Nachdenitrifikationsystem war es kein Problem, hohe Reinigungsleistungen zu erreichen. Sofern die Anlage richtig belastet war, war die Reinigungsleistung primär von dem Zusatz von externem Kohlenstoff abhängig. Das ist in Figur 7 dargestellt (Ødegaard und Rusten, 1993).



Figur 7 Denitrifikationleistung abhängig vom C/N-Verhaltis

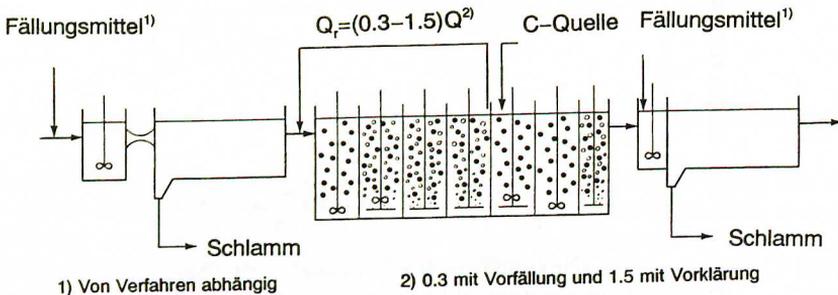
Das optimale C/N-Verhaltis war ca 4 g COD_{zugefuehrt}/g $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{aquiv.}}$. Der Term $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{aquiv.}}$ bedeutet, dass NO_2 und O_2 als äquivalente Mengen im NO_3 mitgerechnet sind. Dieses Resultat ist auch später im vollen Masstab mit demselben System in der ARA Bekkelaget in Oslo erreicht worden (Figur 8).



Figur 8 Entfernung von NO_x-N abhängig vom C/N-Verhältnis im vollem Masstab in der ARA Bekkelaget, Oslo (Rusten et al, 1993)

Es gibt heute mehrere Kläranlagen in Norwegen bei denen man beschlossen hat, Vorfällungs/Nachdenitrifikations-System basiert auf Biofilmverfahren zu bauen. Die Anlagen werden jetzt gebaut. Von diesen Anlagen haben wir heute leider noch keine Betriebserfahrungen.

Die grösste Kläranlage is die ARA VEAS in Oslo ($Q_d = 6 \text{ m}^3/\text{sek}$). In dieser Anlage werden BIOFOR Biofilmreaktoren benutzt. In Lillehammer (der Olympiastadt) ist eine Kläranlage, basiert auf dem KMT Biofilmreaktor, gebaut worden. In diesen Fall hat man beschlossen einen sogenannte Kombinationsprozess einzurichten (Figur 9).



Figur 9 KMT MBBR Kombinationsprozesse

Im Kombinationsprozess werden sowohl Vor- als auch Nachdenitrifikation benutzt, um den Zusatz von externem Kohlenstoff zu minimieren und maximale Flexibilität in den Prozess einzubauen.

Wie man anhand der oben beschriebenen Beispielen gesehen hat, gibt es eine gewisse Menge von leicht abbaubaren, gelösten Kohlenstoffen im Ablauf der Vorfällung. Diese Kohlenstoffe (typisch 40–60 mg CSB/l) können etwa 6–7 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ reduzieren. Wenn eine geringere Rücklaufwassermenge eingestellt wird ($0.3\text{--}0.4 \cdot Q_{\text{einlauf}}$), ist auch der Rücklauf von Sauerstoff begrenzt. In anderen Situationen, wo es mehr abbaubaren CSB gibt, kann es besser sein, nur eine Vorklärung zu haben. Beide Kombinationsvarianten sind auch in Norwegen geprüft.

In Tabelle 3 sind typische Daten aufgrund der norwegischer Erfahrungen mit der Stickstoffelimination in verschiedenen Systemen, auf dem KMT MBBR basiert, dargestellt. Man sieht, dass die Anlagen sehr kompakt bleiben, mit einer typischen Aufenthaltszeit von ca 2.5–3 Stunden in einem Nachdenitrifikationsprozess mit Vorfällung und 6–7 Stunden in einem Vordenitrifikationsprozess. Die Kombinationsprozesse erfordern Aufenthaltzeiten im Bereich 3–4 Stunden.

Tabelle 1 Zusammenstellung der norwegischen Erfahrungen im Bereich der Stickstoffeentfernung mit dem KMT MBBR Verfahren.

Prozess	Tot N %	Typische $T^1)$	Typisches $C/N^2)$	Normal $r=Q_R/Q^3)$	Anlage
Nach-DN Vor-fällung	> 85	2.5–3.0	4.7	0	P + F
Komb. prozess Vor-Fällung	> 80	3.0–3.5	3.2	0.3–0.5	L + P
Komb. Prozess Vor-Klärung	> 80	3.5–4.0	2.9	0.5–1.5	P
Vor-DN Nach-Fällung	50–70	6.0–7.0	0	1–3	P + F

¹⁾ Aufenthaltszeit in MBBR ²⁾ g COD/g tot.N_{Robwasser} ³⁾ Rücklaufverhältnis

Es gibt einige Dinge, die man beachten muss, wenn man ein Vorfällungs-/Nachdenitrifikations-Verfahren benutzen will :

1. Weil die Alkalität normalerweise niedrig ist, ist ein guter Alkalitäts-haushalt in der Vorfällung sehr wichtig.
2. Weil Phosphat in den biologischen Prozessen nötig ist, darf man nicht zuviel Phosphat in der Vorfällung entfernen.

Diese beide Probleme kann man teilweise durch die Wahl des Fällungsmittels lösen. Als Resultat des grossen Interesses an Vorfällungs/Nachdenitrifikations-systemen wurde ein umfassendes Forschungs- und Entwicklungsprojekt durchgeführt, um geeignete Fällungsmittel zu entwickeln (Ødegaard et al, 1990). In den Situationen, die oben beschrieben sind, wird jetzt empfohlen prepolymerische Aluminiumchloride zu benutzen. Einige von diesen (PAX XL von Kemira Kemi entwickelt) geben eine unbedeutende Alkalitätsverminderung. Die Phosphatreduktion kann durch Abstimmung der Basisität (OH/Al-Verhältnis) des Fällungsmittels kontrolliert werden.

Die meisten Fachleute in Mitteleuropa sind der Meinung, dass der wichtigste Nachteil des Vorfällungs/Nachdenitrifikations-Systems die Notwendigkeit einer externen Kohlenstoffquelle ist. Unsere Meinung nach berücksichtigt diese Haltung nicht alle Gesichtspunkte. Es wird sich in vielen skandinavischen Projekten zeigen, dass dieses Verfahren das billigste ist. Wenn man alle Faktoren mitrechnet und auch die Investitionen einschliesst (Beton zum Beispiel), kann auch gezeigt werden, dass dieses System auch das sparsamste bezüglich Energieverbrauch ist.

Sinnvoller ist es jedoch, externe Kohlenstoffquellen zu vermeiden. Deshalb hat man in Skandinavien auch mit der Nutzung des Kohlenstoffes im Schlamm durch Hydrolyse gearbeitet.

BEISPIEL 3 : STICKSTOFFELIMINATION MIT SCHLAMM-HYDROLYSAT ALS KOHLENQUELLE FÜR DIE DENITRIFIKATION.

Die Nutzung von Schlammhydrolysat als Kohlenstoffquelle für die Denitrifikation wurde in einem skandinavischen EUREKA-Projekt (HYPRO) studiert (Henze et al, 1990). Hier sollen nur Erfahrungen mit Hydrolysat als Kohlenstoffquelle, die wir an der Technische Hochschule Trondheim (NTH) haben, diskutiert werden. Im Mittelpunkt stehen hier nicht die Hydrolyseprozesse selbst, sondern die Möglichkeit, mit Schlammhydrolysat die externe Kohlenstoffquelle zu vermeiden. In unserer Forschungsgruppe sind sowohl die biologische als auch die thermische Hydrolyse untersucht worden (Æsøy and Ødegaard, 1993), (Barlindhaug et al, 1994).

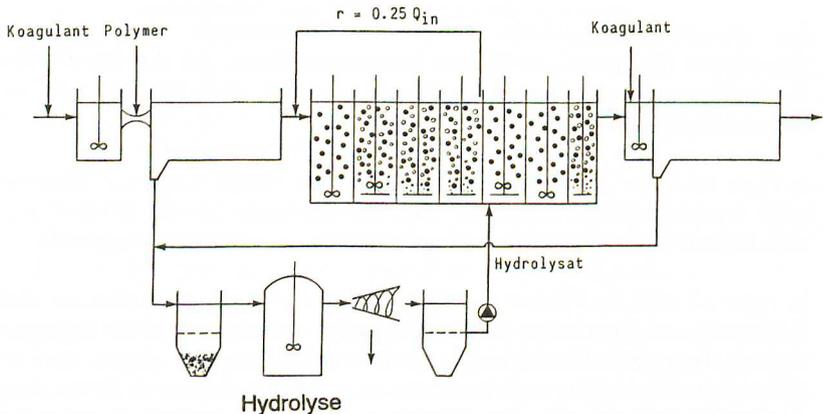
Biologische Hydrolyse ist dasselbe wie die erste Stufen einer Schlammfäulung, das heisst, eine Hydrolyse von Schlammteilchen und ihre Fermentation zu flüchtigen Säuren. Man kann damit rechnen, dass man mit biologischer Hydrolyse eine Ausbeute von etwa 10–15 % haben kann. Ausbeute bedeutet hier der prozentuale Anteil von partikulärem CSB, der zu gelöstem CSB umgewandelt wird.

Wir haben demonstriert (Æsøy and Ødegaard, 1993), dass die als Kohlenstoffquelle wirksamen organischen Stoffe im Hydrolysat, alle organische Säuren waren, und dass 70 % des gelösten CSB im Hydrolysat direkt biologisch abbaubar waren.

In der thermischen Hydrolyse erwärmt man den Schlamm bis auf 150–200°C (Druck 6 bis 25 bar). Das resultiert in einem "cracking" der Schlammstruktur. Mit thermischer Hydrolyse ist eine höhere Ausbeute (20–40 %) erreicht worden, aber das Hydrolysat besteht aus weniger Fettsäuren im Vergleich zu biologischem Hydrolysat. Unsere Erfahrungen sind je doch, dass bei neutralem pH (pH=6.5–7.5) und einer Ausbeute von ca 25 %, etwa 65 % der organischen Stoffe im Hydrolysat biologisch schnell abbaubar ist (Barlindhaug et al, 1994).

Eines der grössten Probleme mit der Ausnutzung von Schlammhydrolysat ist, dass man nicht nur CSB löst, sondern auch Ammonium. Die Lösung von Stickstoff ist von der CSB-Lösung abhängig. In der biologischen Hydrolyse werden zum Beispiel ca 7.5 % von der Stickstoffmenge im Rohabwasser bei 11 % CSB-Ausbeute gelöst. In der thermischen Hydrolyse werden ca 18 % vom Rohabwasser-Stickstoff bei 28 % COD-Ausbeute gelöst (Barlindhaug et al, 1994). Der grösste Teil des gelösten Stickstoffs ist Ammonium, das vom Hydrolysat (z.B. mit Magnesiumammoniumphosphat-Fällung oder Ammoniumstrippung) entfernt werden kann.

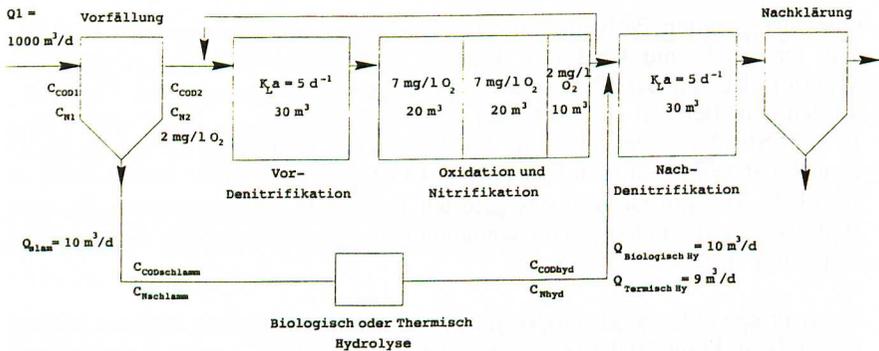
Unser Prozess (der NTH-Prozess), den wir im halbertechnischen Maßstab studiert haben, ist in Figur 10 dargestellt. Es ist ein KMT MBBR Kombinationsprozess, auf Vorfällung basierend, mit Hydrolyse des vorgefällten Schlammes.



Figur 10 Der NTH-Prozess

Bei der biologischen Hydrolyse wird die gesamte Schlamm suspension dem Nachdenitrifikationsbecken zugeführt. Das kann nur in einem offenen Biofilmreaktor (wie dem KMT Reaktor) gemacht werden. Alternativ müsste eine Schlammabtrennung (z.B. in einer Zentrifuge) vor dem Zulauf angeordnet werden. Thermisch hydrolysiertes Schlamm lässt sich sehr gut eindicken. In diesem Fall wird eine Abtrennung der Schlammphase und des Hydrolysats vorausgesetzt.

Wir haben kinetische Studien und darauf aufbauende Simulationen mit dem ASIM-Modell (Gujer 1990) durchgeführt, die sowohl auf biologischer als auch auf thermischer Hydrolyse basieren. Die Reaktorkonfiguration für das Simulationsbeispiel ist in Figur 11 dargestellt.

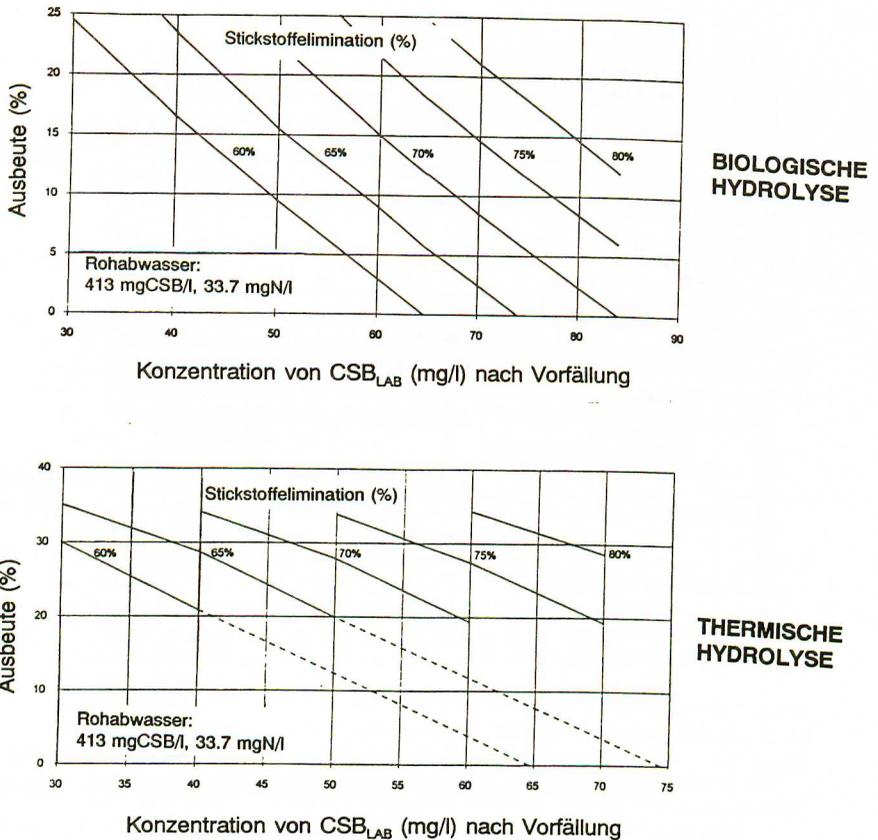


Figur 11 Reaktorkonfiguration des Simulationsbeispiels.

Die Abwassercharakteristika entsprechen Mittelwerten von norwegischer Kläranlagen (Ødegaard, 1992). Die kinetischen Daten, die die Nitrifikations-, Denitrifikations- und Hydrolyseprozesse betreffen, sind die, die man in der halbttechnischen Anlage registriert hat.

In Figur 12 ist der Zusammenhang zwischen der Menge von leicht abbaubarem CSB im vorgefällten Abwasser und der Ausbeute in der Hydrolyse, um verschiedene prozentualen Reinigungsleistungen zu erreichen, dargestellt.

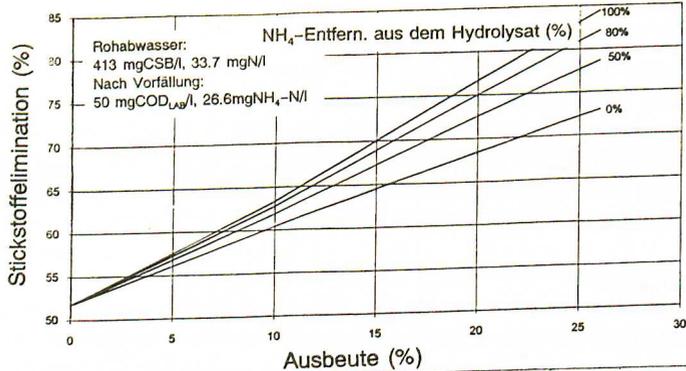
In Figur 13 sind die Effekte von verschiedenen Hydrolyse-Ausbeuten und die Entfernung von Ammonium aus dem Hydrolysat abhängig von der Reinigungsleistung dargestellt (Barlindhaug et al, 1994). Die Beispiele zeigen, dass es mit thermischer Hydrolyse realistisch ist, von einer externen Kohlenstoffquelle unabhängig zu sein. Ob das Hydrolysat aus einer biologischen Hydrolyse ausreichend ist, hängt von den Reinigungsanforderungen ab.



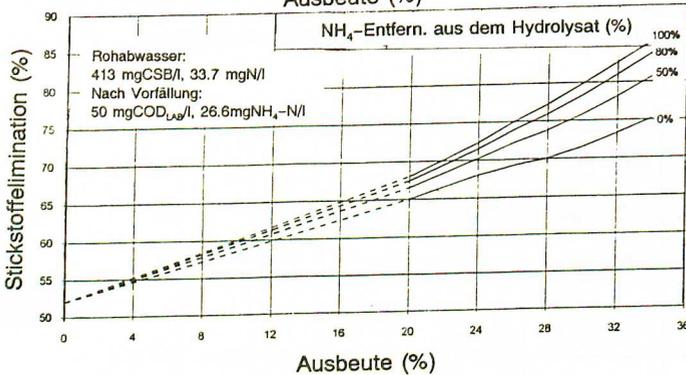
Figur 12 Gehalt von CSB_{LAB} im vorgefällten Abwasser und Ausbeute, um verschiedene Reinigungseffekten zu erreichen

Die biologische Hydrolyse ist einfach. In manchen Fällen sollte man daher diesen Prozess ausnutzen. Die thermische Hydrolyse ist komplizierter, aber dieser Prozess hat ein größeres Potential als Kohlenstoffquelle.

In Norwegen muss der Schlamm hygienisiert werden, um in der Landwirtschaft benutzt werden zu können. Selbstverständlich ist der thermisch hydrolysierte Schlamm auch hygienisiert (und stabilisiert). Solche Fakten müssen ebenfalls beachtet werden, wenn man an die Benutzung von thermischer Hydrolyse denkt.



**BIOLOGISCHE
HYDROLYSE**



**THERMISCHE
HYDROLYSE**

Figur 13 Die Effekte auf die Reinigungsleistung von verschiedenen Hydrolyseausbeuten und der Ammoniumentfernung aus dem Hydrolysat

SCHLUSSFOLGERUNGEN.

In Skandinavien wächst das Interesse für einen kommunalen Abwasserreinigungsprozess, der auf Vorfällung und Nachdenitrifikation mit zugesetztem Kohlenstoff basiert. Die Hauptursachen dafür sind :

- Die Abwassercharakteristika sind so, dass man normalerweise nicht genügend Kohlenstoff hat, um eine ausreichend gute Reinigungsleistung zu erreichen.
- Die Anlagen werden oft billiger, weil sie oft unterirdisch ausgelegt werden und deswegen aus kompakten und effektiven Prozessen bestehen müssen.
- Kompakte Biofilmanlagen werden manchmal vorgezogen. Sie erfordern leicht abbaubare Kohlenstoffe für die Denitrifikation

Um interne Kohlenstoffquellen zu erschliessen, gibt es ein steigendes Interesse für die Hydrolyse von Schlamm. Wenn Vordenitrifikation und Nachdenitrifikation mit Schlammhydrolyse kombiniert werden, ist es möglich, von einer externen Kohlenstoffquelle unabhängig zu werden, auch mit einer Vorfällungs-/Nachdenitrifikationsstrategie.

LITTERATUR

- Andersson, B., H. Aspegren, U. Nyberg, J. la Cour Jansen und H. Ødegaard (1992). Evaluation of pre-precipitation in a wastewater treatment system for extended nutrient removal. In Klute und Hahn (eds): *Chemical Water and Wastewater Treatment*. Springer Verlag Berlin/Heidelberg.
- Andersson, B., U. Nyberg, H. Aspegren, J. la Cour Jansen und H. Ødegaard (1993). Nutrient removal and control at a wastewater treatment plant in Malmø. Dokumentation 9. EWPCA-ISWA Symposium, München, May 1993.
- Barlindhaug, J., A. Esøy und H. Ødegaard (1994). Interner Rapport NTH (in norwegisch).
- Gujer, W. (1990). Activated sludge simulation programme - ASIM, MS-DOS. Public domain.
- Henze, M. und P. Harremoës (1990). Chemical-biological nutrient removal. In Hahn und Klute: *Chemical Water and Wastewater Treatment*. Springer Verlag, Berlin 1990.
- Nyberg, U., B. Andersson, H. Aspegren und H. Ødegaard (1994). The use of polymer in the pre-precipitation step of a wastewater treatment system for extended nutrient removal. Paper submitted for the 6'th Gothenburg Symposium, Gothenburg, June 1994.
- Rusten, B., J. G. Siljudalen und B. Nordeide (1993). Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process. Proceedings IAWQ Conf. on Upgrading of Wastewater Treatment Plants, Berlin, October 1993
- Esøy, A. und H. Ødegaard (1993). Denitrification in biofilms with biologically hydrolysed sludge as carbon source. Proceedings 2. Specialized IAWQ-Conference on Biofilm Reactors, Paris, Sept./oct. 1993.
- Ødegaard, H., J. Fettig und H. Ratnaweera (1990). Coagulation with prepolymerized metal salts. In Hahn und Klute: *Chemical Water and Wastewater Treatment*. Springer Verlag, Berlin 1990.
- Ødegaard, H. (1992 a). Norwegian experiences with chemical treatment of raw wastewater. *Wat.Sci.Tech.* Vol. 25, No.12, pp. 255-264.
- Ødegaard, H. (1992 b). Entfernung von Nährstoffen in der Abwasserreinigung. TAPIR Verlag, Trondheim (In Norwegisch)
- Ødegaard, H. und B. Rusten (1993). Norwegian experiences with nitrogen removal in a moving bed biofilm reactor. Dokumentation 9. EWPCA-ISWA Symposium, München, May 1993

Professor, dr.ing. Hallvard Ødegaard
 Institut für Wasserbau und Umwelttechnik
 Die Norwegische Technische Hochschule der
 Universität Trondheim, 7034 Trondheim, Norwegen

ERGEBNISSE DES HYPRO-Projektes zur Schlammhydrolyse in Skandinavien (Gewinnung von Denitrifikationssubstrat)

**ERIK BUNDGAARD, I. KRÜGER
KIM RINDEL, I. KRÜGER
PIA PROHASKA BRINCH, I. KRÜGER**

EINFÜHRUNG

Viele vorhandene Abwasserreinigungsanlagen in Europa wie auch in den USA stehen als Konsequenz strengerer Anforderungen an die Stickstoff- und Phosphorelimination einem Ausbau gegenüber. Diese Anlagen befinden sich oft in oder in der Nähe von Städten mit begrenztem Platz. Deshalb sind Verfahren gefragt, die die Behandlungskapazität der Anlagen verbessern und das Volumen beschränken.

Die Einschaltung einer Vorbehandlungsstufe, wie z.B. eine Vorklärung oder eine chemische Vorfällung, ermöglicht eine Belastungsreduktion im biologischen Anlagenteil. Gleichzeitig erfolgt eine unerwünschte Beseitigung von organischen Stoffen, die für die biologische Phosphor- und Stickstoffelimination entscheidend ist. Ein Verfahren, das den Verlust von Kohlenstoff kompensiert, ist die Schlammhydrolyse, durch die der abgesetzte oder gefällte Schlamm in einem Hydrolyseverfahren behandelt wird. Durch diesen Prozeß fällt ein Hydrolysat an, das leicht abbaubare organische Stoffe enthält (hauptsächlich flüchtige organische Säuren), die die Reaktionsgeschwindigkeiten erhöhen werden. Das Hydrolysat kann im biologischen N- und P-Eliminations-Verfahren (NPEV) nach Bedarf zugegeben werden.

Mit dem Zweck dieses Verfahren zu optimieren, wurde 1988 das HYPRO-Forschungsprojekt mit Teilnahme von Forschungsinstituten und Unternehmen in drei skandinavischen Ländern (Henze und Harremoës 1990) eingeleitet. Das Hauptziel des Projekts war die Untersuchung der Wechselwirkung zwischen chemischen und biologischen Behandlungsmethoden und - je nach Abwasserzusammensetzung - die Kontrolle dieser Wechselwirkung, um dadurch die Behandlung zu optimieren.

Für das Projekt wurden 4 Sub-Projekte formuliert:

1. Entwicklung neuer Methoden zur Abwassercharakterisierung der gelösten und der Feststoffkomponenten.
2. Optimierung der chemischen Fällung im Hinblick auf die Wahl von Chemikalien und Abbauleistung (CSB-Entfernung im Vergleich mit N- und P-Elimination).
3. Hydrolyse von Primärschlamm und chemisch gefälltem Schlamm für die Produktion leicht abbaubarer Kohlenstoffe, um die NPEV zu verbessern.
4. Optimierung der biologischen Stickstoffelimination durch eine selektive Einführung von Hydrolyseprodukten.

Auch außerhalb Skandinavien hat man sich mit dem Einsatz von Hydrolysat zur Nährstoffelimination beschäftigt. Auf der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm in Tapo Hill, North Carolina, haben verschärfte Reinigungsanforderungen an die Phosphorelimination zur Entwicklung des OWASA-Verfahrens (Orange Water and Sewer Authority NC) zur biologischen Phosphorelimination durch Schlamm-anreicherung geführt. In diesem Verfahren wird der im Hydrolyse-Verfahren anfallende, direkt abbaubare Kohlenstoff als Kohlenstoffquelle in einem Nebenstrom-Anaerobbecken verwendet, in dem er mit dem Rücklaufschlamm gemischt wird (Kalb 1993).

Die Ergebnisse der biologischen Hydrolyse in Verbindung mit dem HYPRO-Projekt werden im folgenden dargestellt. Dieser Beitrag beschäftigt sich auch mit Ergebnissen, die im Zuge des HYPRO-Projekts in großtechnischen Versuchen sowie auf der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm bei der Einführung des OWASA-Verfahrens erzielt wurden.

CHARAKTERISIERUNG VON ABWASSER UND SCHLAMM

In Zusammenhang mit dem HYPRO-Projekt wurden mehrere Methoden zur Charakterisierung von Abwasser und Schlamm studiert mit dem Zweck, verbesserte Werkzeuge zur Optimierung der Verfahrenswahl und Betriebsform im Bereich der Nährstoffelimination zu schaffen. Es wurden sowohl physikalische, chemische als auch biologische Methoden untersucht. Als Ergebnis der physikalisch-chemischen Methoden zeigte sich, daß es möglich ist, die Inhaltsstoffe durch verschiedene Arten der Trennung - wie z.B. Filtration, Gel-Filtration und Ultrafiltration - zu charakterisieren. Durch diese Methoden läßt sich die Menge leicht abbaubarer organischer Stoffe im Abwasser vor und nach den verschiedenen Verfahrensstufen analysieren.

Bild 1 zeigt ein Beispiel der Charakterisierung des in der Schlammhydrolyse anfallenden Hydrolysats.

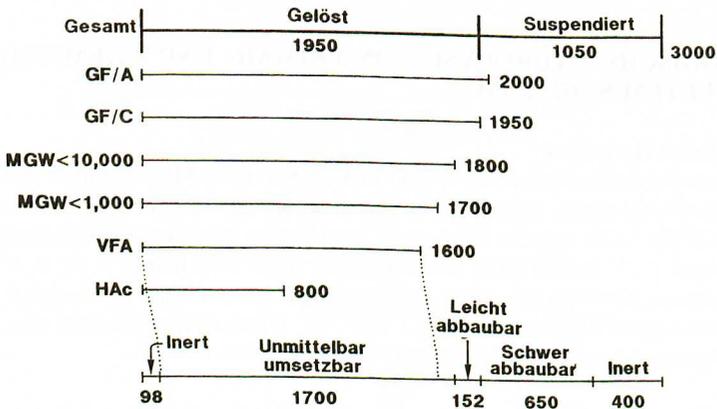


Bild 1 Beispiel der biologischen Hydrolysat-Fraktionierung (mg CSB/l)

Im Beispiel sind Feststoffe $< 1,2 \mu\text{m}$ (GF/C) als gelöste Stoffe definiert. Diese Stoffe haben verschiedenes Molekulargewicht. Stoffe mit einem Molekulargewicht von < 1000 können, abgesehen von einer kleinen inerten Fraktion, direkt als Kohlenstoffquelle genutzt werden. Feststoffe $< 1,2 \mu\text{m}$ (GF/C) und mit einem Molekulargewicht > 1000 bestehen aus abbaubarem Material.

Die suspendierten Stoffe bestehen aus schwer abbaubarem und inertem Material. Die Beziehung zwischen inertem und abbaubarem Material wurde auf Basis praktischer Erfahrungen ermittelt, und es wurde u.a. eine Reihe sog. funktioneller Versuche entwickelt. Diese basieren auf Messung der mikrobiologischen Aktivität wiez.B. Sauerstoff-Aufnahme-Geschwindigkeit (OUR), Ammoniak-Aufnahme-Geschwindigkeit (AUR), Nitrat-Aufnahme-Geschwindigkeit (NUR) und Phosphor-Abgabe-Geschwindigkeit (PRR). (Holm Kristensen et al., 1992).

Durch OUR-Messung kann man die verschiedenen Kohlenstoff-Fractionen eines Abwassertyps ermitteln, d.h. die direkt abbaubaren sowie die leicht hydrolysierbaren Fractionen. Beide Fractionen können als Kohlenstoffquelle in der biologischen Nährstoffelimination verwendet werden.

Mit den NUR- und PRR-Versuchen kann die Verwendbarkeit der verschiedenen Kohlenstoff-Fractionen für Denitrifikation und biologische Phosphorelimination

untersucht werden. In einem industriellen Einzugsgebiet läßt sich durch den AUR-Versuch ermitteln, ob ein gegebener Abwassertyp Stoffe enthält, die die Nitrifikation hemmen.

BIOLOGISCHE HYDROLYSE VON PRIMÄR- UND CHEMISCH VOR-GEFÄLLETEM SCHLAMM

Biologische Hydrolyse

Die anaerobe Schlammfäulung erfolgt in 4 Stufen unter Mitwirkung 3 verschiedener Bakteriengruppen, siehe Bild 2. Durch Überwachung der Aufenthaltszeit und des pH-Wertes läßt sich die Fäulung in zwei Stufen einteilen; eine Hydrolysestufe (Verfahren 1, 2, 4) und einer methanogenen Stufe (Verfahren 3, 4, 5, 6 und 7). Der optimale pH-Wert für die Hydrolysestufe liegt zwischen 5,5 und 6,5 und für die methanogene Stufe zwischen 6,8 und 7,5. Diese Stufe erfordert eine längere Aufenthaltszeit als die Hydrolysestufe (Brinch 1990).

In der Hydrolysephase wird die organische Fraktion der suspendierten Stoffe, hauptsächlich bestehend aus Proteinen (29%), Kohlehydraten (38%) und Lipiden (31%), durch zusätzliche Zellenzyme hydrolysiert. In der acidogenen Stufe, werden die Produkte der Hydrolysephase zu flüchtigen Säuren hydrolysiert, und in der acetogenen Phase die hochmolekularen organischen Säuren durch β -Oxidation in Acetat abgebaut (Brinch 1990).

Durch eine lange Versuchsreihe mit Primärschlamm und Schlamm aus der Vorfällung wurden die Betriebsbedingungen des Hydrolyseverfahrens untersucht. Es konnte in den Versuchen festgestellt werden, daß man mit einer Aufenthaltszeit von 2-3 Tagen und einer Temperatur von 20-25°C eine Ausbeute von 9-13% CSB/CSB_{gel} (gelöst) erhielt.

Zur Analyse der Hydrolysefähigkeit eines spezifischen Schlammtyps wurde eine Versuchsmethode entwickelt. Der Versuch wurde im Labor als anaerober Batch-Versuch ausgeführt, wobei die Menge leicht abbaubarer organischer Stoffe als CSB_{gel}/CSB_{ges} gemessen wird. Eine Standardkurve für $CSB_{Ausbeute}$ des Schlammes von typisch häuslichem Abwasser wurde aufgestellt (Bild 3), und die Erfahrung von Dauerversuchen zeigt, daß die bleibende Menge ca. 10-15% entspricht, wenn die Hydrolyse der oberen Kurve folgt, und 5-7% wenn sie der unteren Kurve folgt.

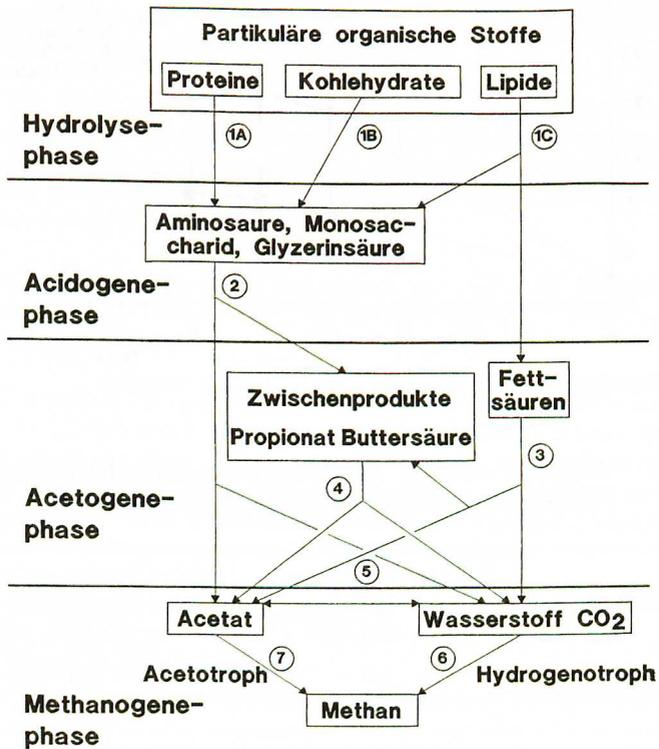


Bild 2 Reaktionsdiagramm der anaeroben Faulung nach Gujer und Zehnder (1983)

Die Eigenschaften des Hydrolysats als Kohlenstoffquelle bei der Denitrifikation wurden regelmäßig mit dem Rohabwasser und mit Acetat verglichen. Die Ergebnisse aus diesen Messungen sind in Tabelle 1 zusammengefaßt und zeigen, daß das Hydrolysat mindestens die gleichen Eigenschaften wie Acetat hat, d.h. es ist eine sehr leicht umsetzbare Kohlenstoffquelle. Tabelle 1 zeigt auch entsprechende Zahlen für Phosphorfreigabe unter aneroben Verhältnissen, und auch hier hat das Hydrolysat gute Eigenschaften.

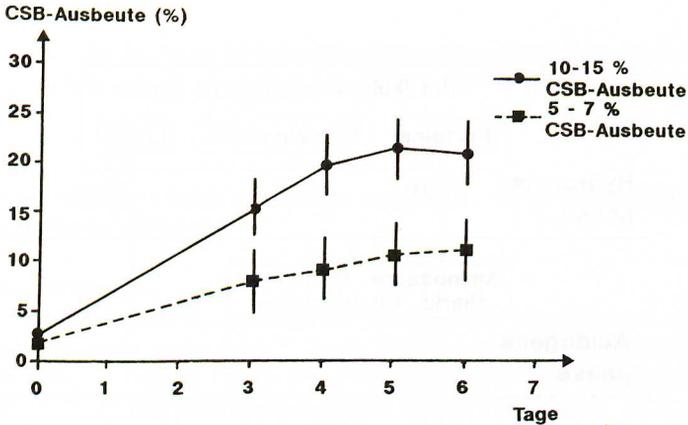


Bild 3 Standardkurve für CSB_{Ausbeute} im Hydrolyse-Versuch.

Tabelle 1 Vergleich zwischen der Denitrifikationsgeschwindigkeit und der Phosphorrücklösungsgeschwindigkeit (Brinch 1990)

Kohlenstoffquelle	DN-Geschwindigkeit, 7°C mg NO ₃ -N/g VSS x h	P-Rücklösungsgeschwindigkeit 12°C mg PO ₄ -P/g VSS x h
Rohabwasser	1,0	1,1-2,0
Acetat	1,4-1,7	3,2-3,6
Hydrolysat	1,4-2,6	3,1-3,6

VSS = 3,5 - 3,9 g/l

PILOTVERSUCHE

Im Zeitraum zwischen Dezember 1989 und September 1992 wurden in der Versuchshalle der Technischen Universität Dänemarks Pilotversuche mit dem HYPRO-Projekt durchgeführt (Kristensen et al 1992). Die Versuche umfaßten eine Vielfalt von Verfahrenskombinationen einschl. folgender Teilprozesse:

- Vorfällung mit PAX61 (Polyaluminiumsulfat) bzw. JKL (Ferrichlorid)
- Biologische Schlammhydrolyse, und
- Stickstoffelimination durch Belebtschlamm nach den BIO-DENITRO- und BIO-TRIO-Prinzip.

Die Einrichtungen für die Pilotversuche umfaßten ein Vorklärbecken, eine Anlage zur chemischen Fällung, eine Anlage zur biologischen Schlammhydrolyse und eine Belebungsanlage zur biologischen Stickstoffentfernung.

Der Zweck der Versuche war festzustellen, wie die Kombination eines Vorfällungsverfahrens mit einer Schlammhydrolyse eine Denitrifikationsanlage beeinflußt. Es wurden insgesamt 10 verschiedene Versuchsreihen durchgeführt. Die Ergebnisse der zwei interessantesten Betriebsformen werden im folgenden mit zwei Referenzen ohne Hydrolysatzugabe dargestellt.

Die typische Zusammensetzung des Rohwassers war: CSB 400-600 mg/l, BSB 150-250 mg/l, CSB_{filtriert} 125-175 mg/l, SS 200-300 mg/l, Kj-N 40-45 mg/l, P_{ges.} 8-12 mg/l, P_{ges.-filtriert} 5-7 mg/l, gesamte Härte 5-6 meqv/l.

Das CSB/N-Verhältnis im Rohwasser war 10-12, was durch gewöhnliche Vorklärung auf ca. 7,5 und durch Vorfällung auf 4,5-5,5 gebracht wurde. Die Belebungsanlage wurde bei einer Temperatur von 12-13°C betrieben. Das aerobe Schlammalter war typisch 11-16 Tage. Die anoxische Betriebszeit schwankte zwischen 40 und 50% in den verschiedenen Phasen. Die Zykluszeit betrug typisch 3 Stunden und die hydraulische Aufenthaltszeit 8-14 Stunden.

Zulauf zu BIO-DENITRO-/BIO-TRIO-Anlagen:

- Phase 1: Chemisch gefälltes Abwasser
- Phase 2a: Chemisch gefälltes Abwasser + zentrifugiertes biologisches Hydrolysat.
- Phase 2b: Chemisch gefälltes Abwasser + biologisches Hydrolysat ausgewaschen beim Rücklauf von hydrolysiertem Schlamm für die Vorfällung.
- Phase 5: Vorgeklärtes Abwasser

Aus diesen Versuchen konnte man generell schließen, daß es durch Einsatz einer Vorfällung möglich ist, eine Belebungsanlage mit ausreichendem aerobem Schlammalter zu betreiben, die eine Nitrifikation mit einer aeroben Aufenthaltszeit von 4-5 Stunden (bei einer Temperatur von 7-8°C) aufrechterhalten kann. Die Anlage wird durch die kürzere Aufenthaltszeit empfindlicher gegenüber Tagesvariationen in der Stickstoffbelastung.

Durch Zugabe von Hydrolysat läßt sich die Stickstoffelimination unter den gegebenen Verhältnissen um 4-5 mg N/l verbessern. Die erforderliche, gesamte Aufenthaltszeit zur Erzielung eines Ablaufwertes von 8 mg N/l wird 10-12 Stunden betragen (bei 7-8°C).

Tabelle 2 Durchschnittswerte für Stickstoffparameter in den Versuchsphasen (G.H. Kristensen et al. 1992)

Phase	Zulauf		Ablauf		Berechnet	
	N _{ges} mg/l	N _{ges} mg/l	NH ₄ -N mg/l	NOX-N mg/l	RG-N %	CSB(DN)/ N(DN)
1 vorgefällt	37	13	2,3	10,1	63	5,2
2a	40	11	1,8	7,3	73	6,4
2b	39	8,5	2,2	4,4	77	6,1
5 vorgeklärt	43	7,3	1,0	5,1	82	7,5

GROSSTECHNISCHE BETRIEBSERFAHRUNGEN

Im Zeitraum 1991-1993 wurden in der Abwasserreinigungsanlage Tuelsø in Dänemark großtechnische Versuche mit dem Ziel ausgeführt, die Ergebnisse der Pilotversuche im HYPRO-Konzept nachzuweisen und zu ergänzen.

Die Abwasserreinigungsanlage Tuelsø besteht aus einer Vorklärung mit nachgeschalteter biologischer Stickstoffelimination (BIO-DENITRO) und Simultanfällung. Die Anlage wurde für eine Anschlußgröße von 25.000 E+EGW ausgelegt, aber derzeit entspricht die Belastung nur ca. 40% der Anlagenkapazität. Während der Versuche wurde die Schlammkonzentration in den Belebungsbecken auf ca. 2.000 mg TS/l reduziert, um eine übliche Schlammbelastung einzustellen.

Die großtechnischen Versuche wurden in 4 Stufen eingeteilt:

1. Demonstration des HYPRO-Konzepts mit Vorfällung von Phosphor, Hydrolyse und Zugabe von mechanisch entwässertem Hydrolysat zur Denitrifikationsstufe.
2. Rücklauf von hydrolysiertem Schlamm zum Vorfällungsbecken zur Trennung des Hydrolysats, sowie Studie dessen Wirkung auf das Hydrolyse-Verfahren.
3. Referenzperiode mit Vorfällung ohne Zusatz von Hydrolysat.
4. Normalbetrieb: Vorklärung + Simultanfällung

Das Fließbild der durchgeführten Versuche der Phasen 1 und 2 in der Abwasserreinigungsanlage Tuelsø (mit mechanischer Hydrolysatrennung bzw. Rücklauf vom Hydrolysebehälter) geht aus Bild 4 hervor.

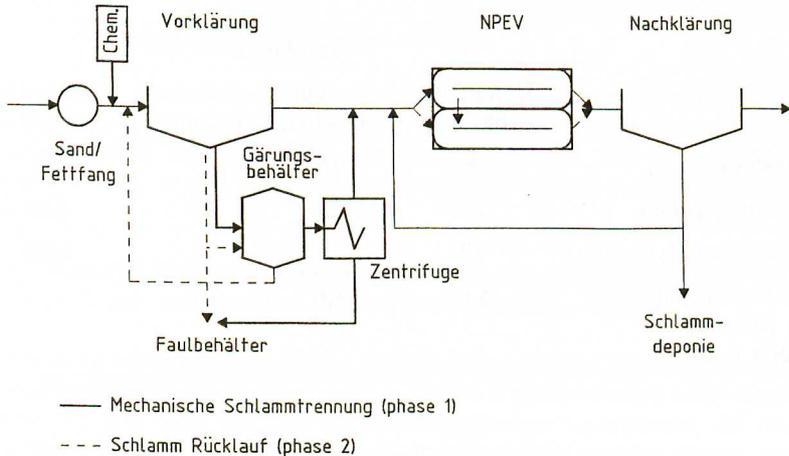


Bild 4 Fließbild der Kläranlage Tuelsø mit mechanischer Schlammabtrennung und Rücklauf.

Hydrolyse mit Schlammabtrennung

In den Versuchen wurde im vorhandenen Vorklärbassin Eisenchlorid als Fällmittel verwendet. Ein Gärungsbehälter und eine mechanische Schlammabtrennungseinheit wurden für die biologische Schlammhydrolyse und die nachgeschaltete Schlammabtrennung installiert.

Zunächst wurde eine Charakterisierung des Abwassers vor und nach der chemischen Fällung sowie eine Charakterisierung des Hydrolysats durchgeführt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 3 zusammengefasst.

Bei allen Versuchen wurde das Hydrolyseverfahren auf der Basis von Labor- und Pilotversuchen unter optimalen Betriebsbedingungen durchgeführt (3 Tage Aufenthaltszeit und eine Temperatur von ca. 25°C). Die Feststoffkonzentration im Primärschlamm betrug ca. 2-3%. Bild 5 zeigt eine grobe Massenbilanz im Hydrolysebehälter einschl. Entwässerungsstufe.

Tabelle 3 Charakterisierung der CSB-Fractionen in der Kläranlage Tuelsø

	% des Gesamt-CSBs			
	Unmittelbar abbaubar	Leicht abbaubar	Schwer abbaubar	Gesamt-CSB mg/l
Rohabwasser	8	15	77	485
Chemisch gefällt	25	25	50	230
Biologische Hydrolyse	72	-	28	1600
DN-Geschwindigkeit mg NO ₃ -N/g VSS x h, 24°C	5,0	3,6	1,6	

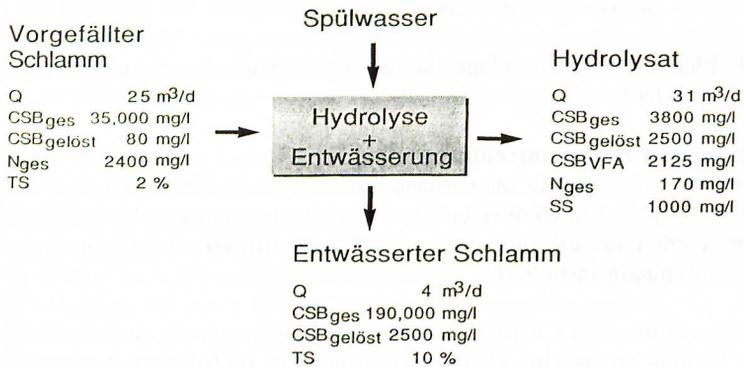


Bild 5 Massenausgleich des Hydrolysebehälters einschl. Entwässerungsstufe Kläranlage Tuelsø

Die Ausbeute des Hydrolyseverfahrens mit mechanischer Schlammtrennung betrug ca. 8% gelösten CSB im Vergleich zum Gesamt-CSB im Schlamm (Phase 1). Das ist niedriger als die Ausbeute von ca. 10-15%, die in Labor- und Pilotversuchen mit Primärschlamm anderer Behandlungsanlagen erzielt wurde. In der mechanischen Schlammtrennung wird ein Teil der gelösten Fraktion mit der Schlammphase entfernt. Der Verlust von Hydrolysat hängt vom Unterschied zwischen dem Trockensubstanzgehalt (TS) im Gärungsbehälter und dem Trockensubstanzgehalt des zum Gärungsbehälter geführten entwässerten Schlammes ab.

In den Versuchen war der TS-Gehalt im Gärungsbehälter 3% und im entwässerten Schlamm 8-12%. Das bedeutet, daß ca. 80% des Hydrolysats für biologische Stickstoffelimination verwendet werden können.

Für die Trennung des Hydrolysats in Phase 2, wird der hydrolysierte Schlamm zur Vorfällungsstufe zurückgeführt, in der er sich mit dem Primärschlamm absetzt. So werden beide Schlammtypen miteinander gemischt. Die eine Hälfte des Schlammes wird in den Gärungsbehälter und die andere in den Faulbehälter gepumpt.

Die Ausbeute des Hydrolyseverfahrens im Rücklaufverfahren fiel auf ca. 5,5% ab, was ca. 75% der Ausbeute der anderen Betriebsart entspricht.

Die Versuche haben gezeigt, daß ca. 20-25% des gelösten CSBs im Rohabwasser im Vorfällungsverfahren entfernt werden. Kleine Kolloide werden dabei angeblich entfernt. Es war nicht möglich die Hydrolysatmenge zu ermitteln, die für die Denitrifikationsstufe im Rücklaufverfahren verwendet werden kann, da die Wirkung der Vorfällung auf gelösten CSB im Hydrolysat unbekannt ist.

Ein Vergleich der beiden Betriebsarten zeigt drei wesentliche Unterschiede: Bei mechanischer Schlammtrennung einschließlich Lagerung von Hydrolysat in einem separaten Behälter läßt sich die Zugabe von Hydrolysat zum biologischen Verfahren kontrollieren. Dies ist nicht der Fall bei Schlammtrennung im Rücklaufverfahren. Der Aufwand für Beheizung des Gärungs- und Faulbehälters ist außerdem im Rücklaufverfahren größer als bei der mechanischen Schlammtrennung. Im Rücklaufverfahren fallen jedoch die Anlagen- und Betriebskosten der mechanischen Schlammtrennungseinrichtung weg.

Tabelle 4 faßt die Betriebsergebnisse der Perioden 1, 3 und 4 zusammen.

Aus Tabelle 4 geht hervor, daß der $\text{NO}_3\text{-N}$ -Gehalt im Ablauf mit Hydrolysatzusatz 3 mg/l ist. Der entsprechende $\text{NO}_3\text{-N}$ -Gehalt ohne Hydrolysatzusatz (Referenzperiode) ist 10 mg/l bzw. 6 mg/l bei Normalbetrieb mit Simultanfällung.

Tabelle 4 Betriebsergebnisse der Versuche mit Simulatfällung sowie Vorfällung mit und ohne Hydrolysatzzusatz in der Kläranlage Tuelsø.

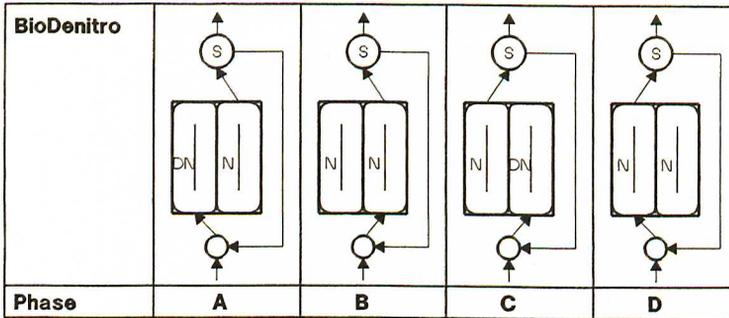
mg/l	1. HYPRO (Vorfällung + Hydrolysat)					Vorfällung	Vorklärung + Simultanfällung
	Rohabwasser	Ablauf Vorfällung	Hydrolysat	Zulauf Bio-Denitro	Ablauf	Ablauf ohne Hydrolysat	Ablauf
CSB _{ges}	385	110	3800	157	28	-	-
CSB _{lös}	130	80	2500	107	17	-	-
N _{ges}	42	35	170	35	4,7	13	8,3
NO ₃ -N	-	-	-	-	2,8	10,4	6,3
P _{ges}	9	3,3	50	3,3	0,7	1,5	1,1
SS	190	40	1000	43	6	6	6
CSB/N	10,8	3,5	22	4,4	-	5,1*	6,5*
Temp °C	15-17	15-17	15-17	15-17	15-17	8-11	13-18
Q m ³ /d	3500		16			2100	2200

* CSB/N-Verhältnis im Zulauf zum BIO-DENITRO

Hydrolysatdosierung

Das BIO-DENITRO-Verfahren zur Stickstoffelimination wie in der Kläranlage Tuelsø erfolgt in einem Doppelbecken-System mit alternierendem Betrieb gemäß Bild 6.

Während eines Teils der Versuchsperiode wurde Krügers mobiler Meßwagen für On-Line-Messungen in Belebungsbecken eingesetzt. Die On-Line-Messungen wurden teils für die Optimierung der Denitrifikation und Hydrolysatdosierung, teils für die Messung der Denitrifikationsgeschwindigkeit verwendet.



N = Belüftung DN = Denitrifikation S = Klärung

Bild 6 Fließbild - BIO-DENITRO-Verfahren, Standard-Betriebsform

Bild 7 oben zeigt ein Beispiel der gemessenen Konzentrationsschwankungen für Nitrat, Ammonium und Orthophosphat in einem der zwei Belebungsbecken über 24 Stunden. Das Hydrolysat wird im Zeitraum 8-12 Uhr dem Rücklaufschlamm zugegeben.

Bild 7 unten zeigt die berechnete DN-Geschwindigkeit.

Daraus geht hervor, daß die durchschnittliche DN-Geschwindigkeit während der Dosierung von Hydrolysat erheblich zunimmt im Vergleich zur DN-Geschwindigkeit im Zeitraum ohne Dosierung (1,1 bzw. 0,8 mg N/g TS x h bei 6°C).

Mittels der On-Line-Messungen wurden sowohl die Zykluszeit als auch die Dauer der Phasen optimiert, um den Einsatz von organischem Kohlenstoff für die Denitrifikation maximal zu nutzen. Ein Betriebszyklus dauert 4 Stunden und die Denitrifikations-Phase entspricht 63% der gesamten Zykluslänge, da beide Becken in kurzen Zeiträumen ohne Belüftung waren. Die Phasen B und D, Bild 6, wurden ausgelassen.

Bei der Modifikation wurde einer maximalen Ausnutzung der organischen Inhaltstoffe im Hydrolysat Vorrang gegeben. Das Hydrolysat wird wie früher genannt dem Rücklaufschlamm (8-12 Uhr) zudosiert. Kurz vor dem Zulaufwechsel und der Zudosierung von Hydrolysat beginnt die DN-Phase im jeweils belüfteten Belebungsbecken. Dadurch wird sichergestellt, daß bei der Dosierung von Hydrolysat kein Sauerstoff vorhanden ist. Außerdem wird die DN-Phase um jene Zeit verlängert, wie es die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf zuläßt.

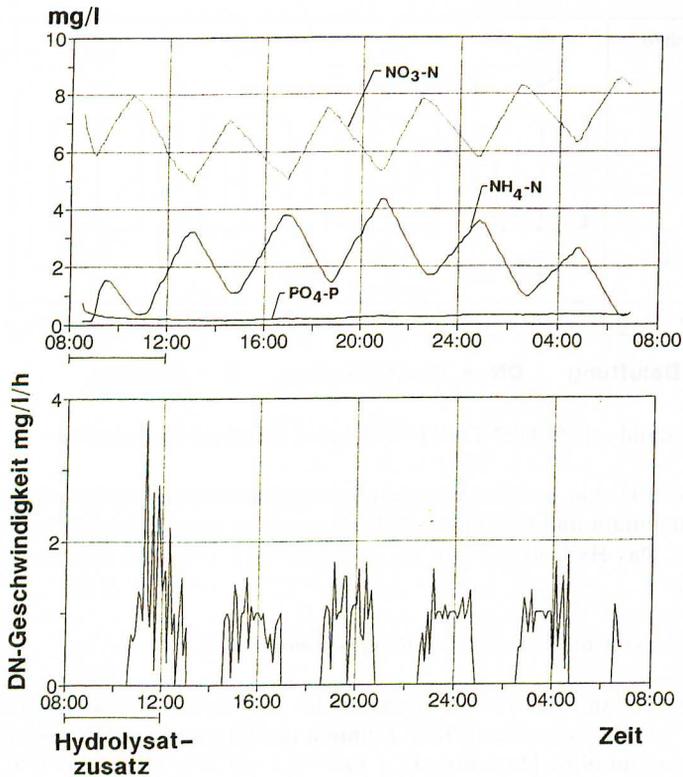


Bild 7 Konzentrationsschwankungen in einem der zwei Belebungsbecken über 24 Stunden mit zugehörigen DN-Geschwindigkeiten

Bei obengenannter zeitgesteuerter Betriebsform wurde versucht, eine maximale Denitrifikation zu erzielen. Das Wechseln der Phasen läßt sich direkt von On-Line-Messungen der $\text{NH}_4\text{-N}$ - und $\text{NO}_3\text{-N}$ -Konzentrationen in den Belebungsbecken steuern. Die Sauerstoffsteuerung wie auch der Phasenwechsel können dann von den Kriterienfunktionen abhängen. Eine On-Line-Messung ermöglicht ferner eine optimale Ausnutzung des anfallenden Hydrolyсата, z.B. durch Zugabe von Hydrolysat in Perioden mit besonders hohen Nitratwerten und unter sauerstofffreien Verhältnissen.

Bild 8 zeigt die Denitrifikationsgeschwindigkeit über 2 Wochen mit und ohne Hydrolysatdosierung.

Die Regressionskurve ist für Denitrifikationsgeschwindigkeiten ohne Hydrolysatdosierung angegeben. Wie daraus hervorgeht, ist der 95% Vertrauensbereich der Einzelbestimmungen relativ groß. Jedoch sind 50% der gemessenen Denitrifikationsgeschwindigkeiten mit Hydrolysatdosierung markant höher. Die restlichen gemessenen Denitrifikationsgeschwindigkeiten mit Hydrolysat befinden sich oft am oberen Ende des Vertrauensbereiches.

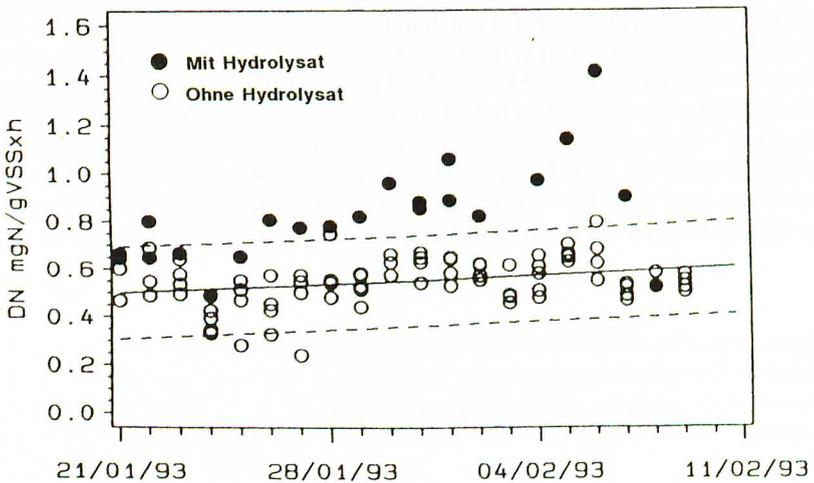


Bild 8 Denitrifikationsgeschwindigkeit mit und ohne Hydrolysatdosierung (Temperatur 6°-8°C)

Die durchschnittliche Denitrifikationsgeschwindigkeit mit Hydrolysatdosierung war 0,8 mg N/g TS x h im Vergleich zu 0,6 mg N/g TS x h ohne Dosierung. Die Steigerung der Denitrifikationsgeschwindigkeit mit Hydrolysat schwankte über die einzelnen Tage zwischen 10% und 75% (im Durchschnitt 44%).

Wie aus der Tabelle hervorgeht, können die Ergebnisse der Pilotversuche bestätigt werden, da selbst in einem Abwasserzulauf zur Belebungsanlage mit einem sehr niedrigen C/N-Verhältnis von 3,5 nach einer chemischen Fällung eine effiziente Stickstoffelimination durch das Hydrolyseverfahren erzielt werden kann.

SCHLAMMHYDROLYSE KOMBINIERT MIT BIOLOGISCHER PHOSPHORELIMINATION

Die Schlammhydrolyse kann auch in der biologischen Phosphorelimination genutzt werden.

Ein Beispiel ist das früher genannte OWASA-Verfahren (Orange Water and Sewer Authority NC), das vor kurzem von der Fa. I. Krüger in Europa eingeführt wurde. Bild 9 zeigt ein Fließbild der Anlage.

Bei Mason Farm, North Carolina, umfaßte die ursprüngliche Anlage Vorklärung, Tropfkörper und eine aerobe Belebungsanlage. Als die Ablaufanforderungen so geändert wurden, daß auch P-Elimination bis zu 1 mg P/l verlangt wurde, wurden mehrere Ausbaumöglichkeiten überlegt. Um den Zusatz von Chemikalien zu vermeiden, wurden die Möglichkeiten der biologischen P-Elimination untersucht. Durch Einführung einer Schlammhydrolyse-Stufe zur Erzeugung von VFA konnte festgestellt werden, daß es möglich ist, das biologische P-Eliminationsverfahren zu betreiben und die Tropfkörper dabei als erste biologische Stufe zu nutzen. Das Hydrolysat wird dem Rücklaufschlamm in einem Anaerobbecken zudosiert und das Gemisch in den Hauptstrom der ersten biologischen Stufe geführt.

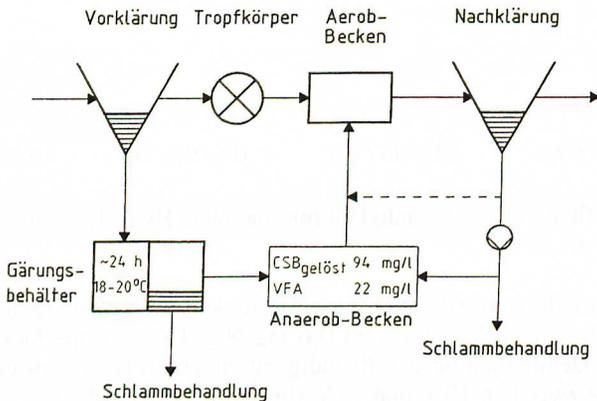


Bild 9 Fließbild - OWASA-Verfahren

Das Hydrolyseverfahren erfolgt in einem geschlossenen, runden Gärungsbehälter, dessen Mittelteil zur Trennung von Schlamm und Hydrolysat dient. OWASA ist

ein Beispiel der einfachen Betriebsform, bei der die Aufenthaltszeit im Gärungsbehälter geregelt wird, um im Behälter einen pH-Wert $< 6,0$ aufrechtzuerhalten. Das Verfahren wird bei der aktuellen Umgebungstemperatur betrieben und die Aufenthaltszeit liegt zwischen 12 und 24 Stunden je nach Temperatur.

Die Betriebsdaten des Hydrolyseverfahrens gehen aus Tabelle 5 hervor.

Tabelle 5 Betriebsdaten des Hydrolyseverfahrens (OWASA), 1991.

Primärschlamm zum Hydrolysebehälter	720 m ³ /d
Feststoffe zum Hydrolysebehälter	5,1 t TS/d
Hydrolysat	
pH-Wert	5,7
VFA	355 g/m ³
SS	500 g/m ³
Durchfluß	545 m ³ /d

Der CSB_{gelöst} wird hier durch Zentrifugieren ermittelt.

Die Einführung des OWASA-Verfahrens und die Reduktion des Phosphorgehalts im Zulauf (25%) aufgrund des gesetzlichen Verbots phosphathaltiger Waschmittel hat den Gesamtphosphor im Ablauf um mehr als 90% reduziert. Die Betriebsergebnisse in zwei Perioden vor und nach Einführung des OWASA-Verfahrens gehen aus Tabelle 6 hervor.

Tabelle 6 Betriebsergebnisse der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm vor und nach Einführung des OWASA-Verfahrens.

Q ~ 25.000 m ³ /d	Jan.-Okt. 1986		Jan.-Okt. 1991	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
BSB ₅ mg/l	215	3,0	225	3,4
SS mg/l	320	10	320	6
NH ₄ -N mg/l	18	0,7	18	0,6
P _{ges} mg/l	7,9	5,5	6,3	0,4

Die Erfahrung dieser Anlage zeigt einen P_{ges} -Ablaufwert, der typisch $< 0,5 \text{ mg/l}$ ist, also viel weniger als der geforderte Grenzwert $\leq 2,0 \text{ mg/l}$.

Mit der obligatorischen Stickstoffelimination wird in der Anlage auch eine größere Menge Kohlenstoff als heute erforderlich. Deshalb ist eine Optimierung des Hydrolyseverfahrens notwendig - z.B. durch Aufrechterhaltung einer konstanten Betriebstemperatur von 25°C oder durch Erhöhung des TS-Gehalts im zugeleiteten Primärschlamm von $0,5\%$ auf ca. 3% , so daß die Aufenthaltszeit auf 2-3 Tage erweitert wird. Aufgrund des größeren TS-Gehalts wurde eine nachfolgende mechanische Trennung des hydrolysierten Schlammes erforderlich. Der zusätzliche Kohlenstoff kann dann in der Denitrifikationsstufe der Rücklaufanlage verwendet werden.

Anlagentechnische Verhältnisse

Wie aus obigem hervorgeht, ist es möglich, chemische Fällung, biologische Phosphorelimination und Schlammhydrolyse auf verschiedene Art und Weise zu kombinieren.

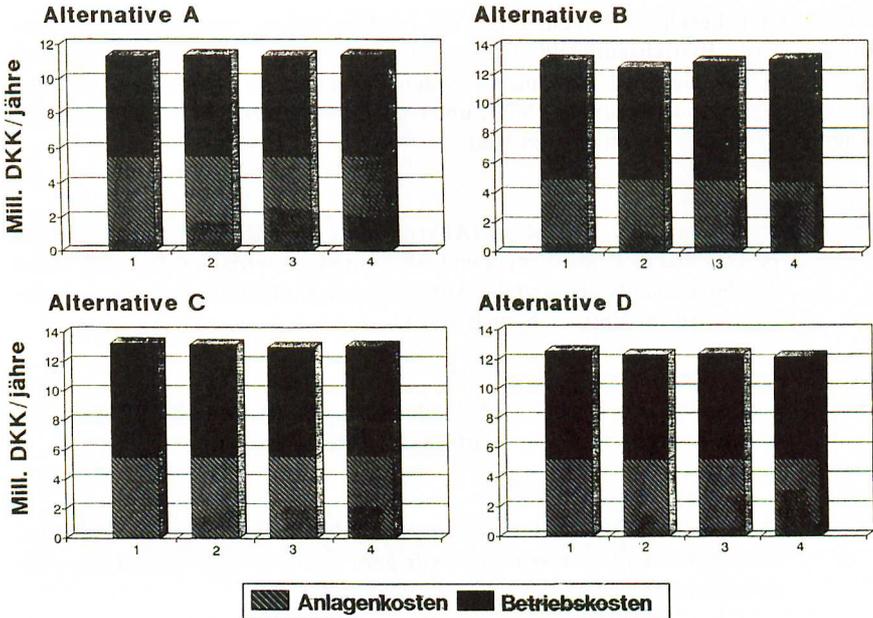
Eine wesentliche Frage bei der Verfahrenswahl sind natürlich die Anlagen- und Betriebskosten. Es ist aber sehr schwierig, generelle Richtlinien im Hinblick darauf aufzustellen, welche Verfahrenskonzepte am wirtschaftlichsten sind. U.a. spielt der Phosphor- und Kohlenstoffgehalt des Abwassers eine entscheidende Rolle. Abwasser mit hohem Phosphorgehalt ist für eine Vorfällung geeigneter als Abwasser mit niedrigem Phosphorgehalt.

Die Kosten des eigentlichen Hydrolyseverfahrens hängen vom Bedarf an Beheizung (Energiepreise und Klima) und den neuen Bauwerken ab. Diese Kosten müssen mit dem Preis für Methanol verglichen werden, denn Methanol ist immer eine alternative Kohlenstoffquelle.

Es wurden umfassende Berechnungen durchgeführt, um die wirtschaftlichsten Anlagentypen zu finden.

Bild 10 zeigt die jährlich anfallenden Kosten einer Anlage mit einer Anschlußgröße von $100.000 \text{ E} + \text{EGW}$ mit N+P-Elimination in 4 verschiedenen Anlagenkonzeptionen unter 4 verschiedenen Voraussetzungen. Die Kosten wurden als jährliche Anlagenkosten (Abschreibung über 20 Jahre, 5% Zins) und jährliche Betriebskosten berechnet. Es wurden nur Anlagen- und Betriebskosten für die im Vergleich genannten Konstruktionen berechnet ($1000 \text{ DKK} = 1800 \text{ ÖS}$)

Es gibt in den Berechnungen keine markanten Unterschiede.



Anlagen Alternativen

1. Vorfällung - biologische Hydrolyse
2. Vorfällung - Methanolzusatz
3. Vorklämung - biologische Hydrolyse - biologischer P-Abbau (Nebenstrom)
4. Ohne Verbehandlung - biologischer P-Abbau (Hauptstrom)

Voraussetzungen für wirtschaftliche Berechnungen. Darüber hinaus wurde wie folgt berechnet: $P_{\text{Zulauf}} = 12 \text{ mg/l}$, Methanolpreis $\sim 3,2 \text{ €/kg}$.

Parameter		Voraussetzungen			
		A	B	C	D
Temperatur	°C	8	10	8	8
Energiepreis	DKK/kWh	0,5	1	0,5	0,5
CSB _{gelöst}	%	31	37	30	37
Faulzeitreduktion	Tage	2	1	1	1
Mannschaft (Wartung Hydrolyse)	Tage/Woche	0,2	0,5	0,5	0,5

Bild 10 Vergleich alternativer Möglichkeiten der N+P-Elimination
Jährliche Gesamtkosten (Abschreibung und Betrieb)

Bild 11 zeigt dieselben Berechnungen als relative Werte, wobei der niedrigste Anlagen- bzw. Betriebsaufwand auf 0 gesetzt wurde, d.h. nur die Unterschiede sind angegeben. Generell kann man aus den Berechnungen folgendes schließen bezüglich der Voraussetzungen (VA), unter denen die einzelnen Anlagenkonzeptionen (AK) am wirtschaftlichsten sind:

VA A

AK 1: Vorfällung und Hydrolyse (Alternative 1) sind bei niedrigen Energiepreisen und niedrigem gelösten CSB-Gehalt am wirtschaftlichsten, wenn die Personalaufwand und die Aufenthaltszeit im Faulbehälter wenig reduziert wird im Vergleich zu B, C, D.

VA B

AK 2: Chemische Vorfällung und Methanolzusatz (Alternative 2) sind bei hohen Energiepreisen die wirtschaftlichste Lösung.

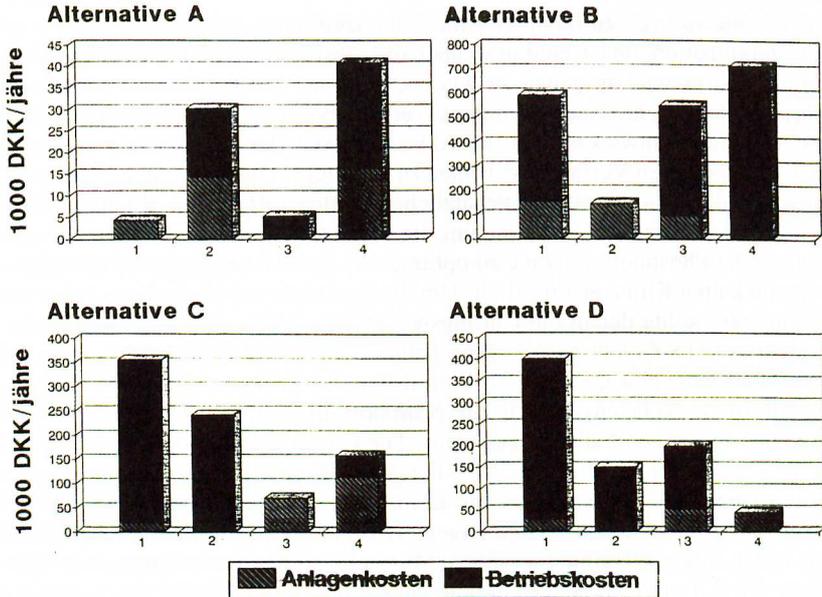
VA C

AK 3: Biologische Phosphorelimination und Hydrolyse (Alternative 3) sind bei niedrigen Energiepreisen und niedrigem gelösten CSB-Gehalt am wirtschaftlichsten.

VA D

AK 4: Biologische Phosphorelimination ohne Vorklärung (Alternative 4) ist bei niedrigen Energiepreisen und hohem gelösten CSB-Gehalt die wirtschaftlichste Lösung.

Aus dem Obigen kann allein geschlossen werden, daß es sich um marginale Preisunterschiede zwischen den verschiedenen Anlagenkonzeptionen handelt. D.h. ehe eine Entscheidung über z.B. die Relevanz eines Hydrolyseverfahrens getroffen wird, müssen die örtlichen Verhältnisse immer ganz genau analysiert werden.



Anlagen Alternativen

1. Vorfällung - biologische Hydrolyse
2. Vorfällung - Methanolzusatz
3. Vorklärung - biologische Hydrolyse - biologischer P-Abbau (Nebenstrom)
4. Ohne Vorbehandlung - biologischer P-Abbau (Hauptstrom)

Voraussetzungen für wirtschaftliche Berechnungen. Darüber hinaus wurde wie folgt berechnet: $P_{Zulauf} = 12 \text{ mg/l}$, Methanolpreis $\sim 3,2 \text{ ÖS/kg}$.

Parameter		Voraussetzungen			
		A	B	C	D
Temperatur	°C	8	10	8	8
Energiepreis	DKK/kWh	0,5	1	0,5	0,5
CSB _{gelöst}	%	31	37	30	37
Faulzeitreduktion	Tage	2	1	1	1
Mannschaft (Wartung Hydrolyse)	Tage/Woche	0,2	0,5	0,5	0,5

Bild 11 Vergleich alternativer Möglichkeiten der N+P-Elimination
Unterschiede der jährlichen Gesamtkosten (Abschreibung und Betrieb)

SCHLUßFOLGERUNG

Eine der Voraussetzungen flexibler Anlagenkonzeptionen bei der Einführung der Nährstoffelimination sind Kenntnisse über die Abwasserzusammensetzung. Darüber hinaus ist es wichtig genau zu wissen, wie man mit der Zusammensetzung umgeht, um die verschiedenen Reinigungsverfahren richtig anzuwenden. Analysemethoden wurden entwickelt, um die Abbaufähigkeit der organischen Stoffe im Abwasser und anderen Verfahrensströmen zu ermitteln. Die Schlammgärungstechnologie ermöglicht die Erzeugung zusätzlicher Kohlenstoffquellen, die im biologischen Verfahren eingesetzt werden, um die Denitrifikationsgeschwindigkeit und die biologische Phosphoraufnahme zu optimieren. Eine Beheizung der Gärungsbehälter ist im kalten Klima erforderlich. Um die Ausbeute des Hydrolyseverfahrens zu maximieren, sollte der in die Gärungsbehälter gespeiste Schlamm einen möglichst niedrigen TS-Gehalt haben. Man sollte deshalb die Heizkosten gegen die Hydrolysausbeute abwägen. Durch Einführung der Schlammhydrolyse läßt sich das erforderliche Anlagenvolumen zur Nährstoffelimination oft um 10-20% reduzieren und in einigen Fällen sogar mehr. Die Gärungstechnologie kann sowohl in der getrennten Stickstoff- und Phosphorelimination als auch in kombinierten Verfahren eingesetzt werden. Dies wurde in großtechnischen Versuchen in zwei verschiedenen Anlagentypen nachgewiesen. Mit der Einführung des OWASA-Verfahrens in der Abwasserreinigungsanlage Mason Farm wurde ein konstanter Phosphorwert von 0,5 mg/l im Ablauf erzielt. Sowohl das BIO-DENITRO-Verfahren als auch die Hydrolysatdosierung wurden durch On-Line-Messung optimiert. Der Zusatz von Hydrolysat in der Denitrifikationsphase beschleunigte die DN-Geschwindigkeit um ca. 40%.

Das HYPRO-Verfahren wurde bereits in Dänemark in einer Abwasserreinigungsanlage mit einer Anschlußgröße von 100.000 E+EGW eingesetzt und wird z.Z. in einer zweiten Anlage derselben Anschlußgröße eingeführt.

Dank

Einige der oben angeführten Ergebnisse stammen aus dem EUREKA-Projekt, HYPRO. Die Partner dieses Projekts sind die Abteilung für Umwelttechnik der Technischen Universität Dänemarks, I. Krüger, Kemira Kemi, das Wassergüteinstitut, Dänemark, und die Universität von Trondheim, Norwegen.

Literaturhinweis

Henze, M., Harremoës, P., (1990). "Chemical-Biological Nutrient Removal" Proceedings of the 4th International Gothenburg Symposium on Chemical Treatment.

Kalb, K.R. (1993) "BNR with trickling filters" Biological Nutrient Removal. The Florida Experience III and Beyond, Florida University.

Kristensen G.H., Jørgensen P.E., Henze M. (1992). Characterization of functional microorganism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR. Water Sci. & Tech., Vol. 25, (6).

Brinch, P.P., (1990). "Biological Hydrolysis of Primary Sludge". Doktorarbeit, I. Krüger und die Technische Universität Dänemarks

Gujer, W. Zehnder, J.B., (1983) "Conversion Processes in Anaerobic Digestion". Water Sci. Tech., Vol. 15, pp 127-167.

Kristensen G.H., Jørgensen P.E., Strube R., Henze M. (1992) "Combined pre-precipitation, Sludge hydrolysis and nitrogen reduction - A pilot demonstration of integrated nutrient removal", Water Sci. Tech., Vol. 26, pp 1057-1067.

Verfasser

Erik Bundgaard, Forschungsmanager
Forschungsdivision
I. Krüger Systems
Gladsaxevej 363
DK-2860 Søborg - Dänemark

Kim Rindel, Verfahrensingenieur
Forschungsdivision
I. Krüger Systems
Gladsaxevej 363
DK-2860 Søborg - Dänemark

Pia Prohaska Brinch, Verfahrensingenieur
Forschungsdivision
I. Krüger Systems
Gladsaxevej 363
DK-2860 Søborg - Dänemark

EINSATZMÖGLICHKEITEN UND GROSSTECHNISCHE ERFAHRUNGEN MIT DER BIOFILTRATION ZUR N- UND P-ENTFERNUNG

Dr.- Ing. Andreas Strohmeier

1.0 VORBEMERKUNGEN

In der weitergehenden Abwasserreinigung nimmt die Filtration derzeit einen besonderen Stellenwert ein.

Im Falle der Sicherstellung von sehr niedrigen CSB-, AFS- und P-Ablaufkonzentrationen ist die klassische Filtration als bewährtes und leistungsfähiges Verfahren bekannt.

Ergibt sich allerdings eine Erweiterung des Ablaufanforderungsprofils im Hinblick auf sehr niedrige $\text{NH}_4\text{-N}$ oder gar $\text{N}_{\text{anorg.}}$ -Konzentrationen, so kann die biologische Filtration mit der Kombination von chemisch/physikalischen und mikrobiellen Prozessen als wirkungsvolles multifunktionales Restreinigungssystem eingesetzt werden.

Biologische Filter können aber auch gezielt als Festbettreaktoren zur Kohlenstoffoxidation, Nitrifikation oder Denitrifikation eingesetzt werden. Durch die Fixierung von sessilen Mikroorganismen auf dem Filtermaterial ergibt sich eine Aufkonzentration der Biomasse, die eine deutlich höhere volumenspezifische Umsatzrate ermöglicht als Verfahren mit suspendierter Wachstumsform. Dieser besondere Vorteil einer solchen Technologie gewinnt noch an Bedeutung, wenn neben den gewünschten biologischen Prozessen simultan eine kontrollierbare Suspensaentnahme möglich ist. Dies bedeutet beispielsweise, daß der erforderliche Volumen- und Flächenbedarf von weitergehenden Abwasserreinigungskonzepten durch den Einsatz von biologischen Filtrationssystemen erheblich verringert und optimiert werden kann.

Dieser Aspekt ist insbesondere bei der Suche nach geeigneten Lösungen für Abwasserreinigungskonzepte von großen Städten von erhöhter Bedeutung. Der hohe Flächen- und Volumenbedarf beim Ausbau zur Nitrifikation und Denitrifikation stellt vor allen Dingen in dicht besiedelten Gebieten vielfach ein großes Problem dar. Aus diesem Grund wird z. B. die Stadt Paris die Kläranlage Achères mit 2.100.000 m^3/d Abwasser ihre

Erweiterung in Form einer Biofiltration durchführen. Die Kläranlage Colombes im Nordwesten von Paris mit einer Anschlußgröße von 240.000 m³/d wird derzeit ebenfalls ausschließlich mit Biofiltern neu erstellt.

2.0 VERFAHRENSERLÄUTERUNG DER BIOLOGISCHEN ABWASSERFILTRATION

Biofilter sind 3 - Phasen Reaktorsysteme mit einer

- festen Phase, d. h. mit dem Filtermaterial und dem biologischen Bewuchs,
- einer flüssigen Phase, d. h. mit dem Abwasserstrom, der mit dem Biofilm auf dem Trägermaterial in Verbindung tritt und
- einer gasförmigen Phase, d. h. mit dem Sauerstoff zur Sicherstellung der oxidativen Vorgänge oder der aus der Denitrifikation resultierende gasförmige Stickstoff.

Aufgrund dieser komplexen Prozeßbedingungen ist eine mathematische Modellierung zur praxisrelevanten Quantifizierung der Leistungsfähigkeit von Biofiltersystemen äußerst schwierig.

In der Praxis werden bereits seit Jahren weltweit Biofilter eingesetzt, die im Gleichstrom und im Gegenstrom betrieben werden. (siehe Abbildung 1)

Die bisherigen praktischen Betriebserfahrungen zeigen, daß das Gleichstromprinzip von flüssiger und gasförmiger Phase, so wie es im biologischen Aufstromfilter verwirklicht ist, dem Gegenstromverfahren verfahrenstechnisch und betrieblich überlegen ist.

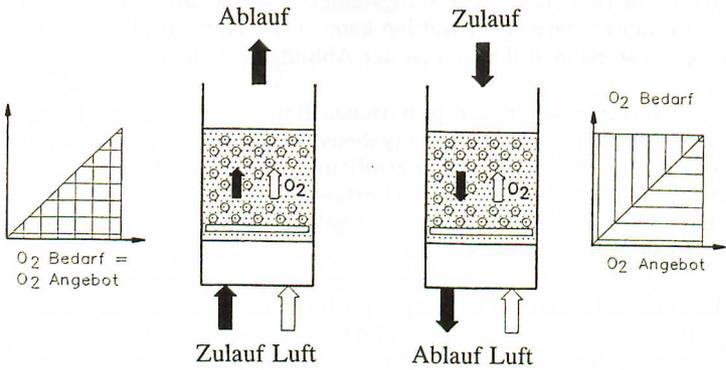
Im aeroben Betriebsfall ist beim Gleichstrom der Sauerstoffpartialdruck in der Gasphase in den Filterzonen größter Sauerstoffzehrung höher als beim Gegenstrombetrieb. Darüber hinaus kann die Abnahme der Sauerstoffkonzentrationen im Flüssigkeitsfilm, infolge der verbesserten Nachlieferung aus der Gasphase wesentlich kleiner gehalten werden.

Bei der Denitrifikation kann im Aufstrombetrieb der gasförmige Stickstoff mit dem behandelten Abwasser sofort simultan aus dem Filtersystem ausgetragen werden. Dies ist im Gegenstrombetrieb nicht möglich. Es kommt in der Regel zu unkontrollierbaren Gastaschen im Filterbett, die die Leis-

Gleichstromverfahren

Gegenstromverfahren

AEROB



ANOXISCH

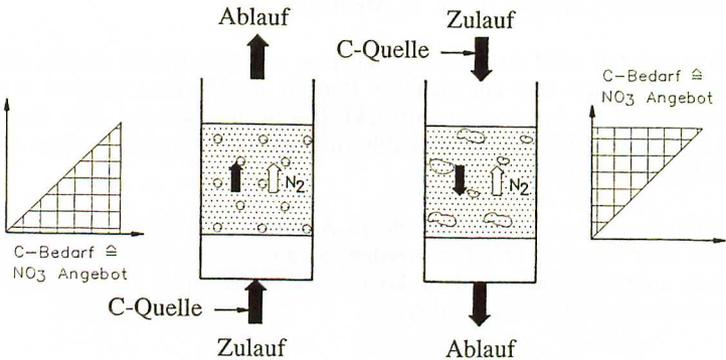


Abb. 1: Verfahrensvergleich der Biofiltration von Gleichstrom- und Gegenstrombetrieb

tungsfähigkeit beeinträchtigen können und auch eine unwirtschaftliche Rückspülhäufigkeit zur Konsequenz haben können.

10 Jahre Betriebserfahrungen mit der aufwärtsdurchströmten Biofiltration haben gezeigt, daß das System BIOFOR (Biological - Fixed - Oxygen - Reactor) als betriebsstabiles, leistungsfähiges, wirtschaftliches und zuverlässiges Verfahren bezeichnet werden kann. Der schematische Aufbau dieser biologischen Schnellfiltration ist der Abbildung 2 zu entnehmen.

Die in den Jahren gewonnenen praktischen Betriebserfahrungen haben gezeigt, daß diese Filter je nach Aufgabenstellung gezielt zur Elimination von Kohlenstoff, Ammonium, Stickstoff und Phosphor eingesetzt werden können. Parallel dazu findet ein weitestgehender Rückhalt der Feststoffe statt. Für diese unterschiedlichen Aufgaben hat sich der aufstrombetriebene Reaktor besonders bewährt.

Im Falle einer notwendigen Oxidation im Biofilter erfolgt die erforderliche Sauerstoffzufuhr oberhalb des Düsenbodens über einen sogenannten Prozeßluftverteiler. Auf diese Weise kann eine über den gesamten Filterquerschnitt gleichmäßige Sauerstoffversorgung sichergestellt werden.

Im Falle der Denitrifikation durchströmt das Abwasser gleichverteilt das Filter von unten nach oben. Als Kohlenstoffquelle dient das Rohabwasser oder eine externe C-Quelle wie z. B. Methanol.

Das Filtermaterial wird so gewählt, daß eine möglichst hohe sessile Biomassenkonzentration und ein sicherer Betrieb im Reaktor erreicht wird und gleichzeitig ein hoher Feststoffrückhalt gewährleistet ist. Für diesen Zweck besonders gut geeignet sind Filtermaterialien mit einer rauen und porösen Oberfläche (BIOLITE).

Diese Filtrationssysteme können, wie in Abbildung 3 dargestellt, modulweise und sehr kompakt errichtet werden, wodurch erhebliche Flächeneinsparungen möglich sind. Zudem können Geruchs- und Geräuschemissionen sehr leicht minimiert werden.

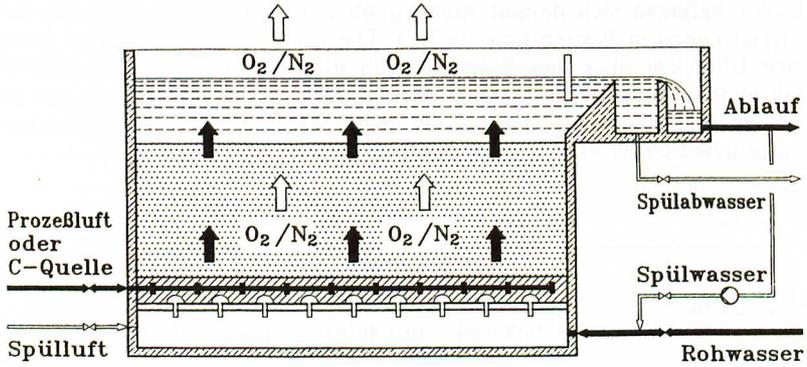


Abb. 2: Funktionsschema der biologischen Aufstromfiltration System Biofor

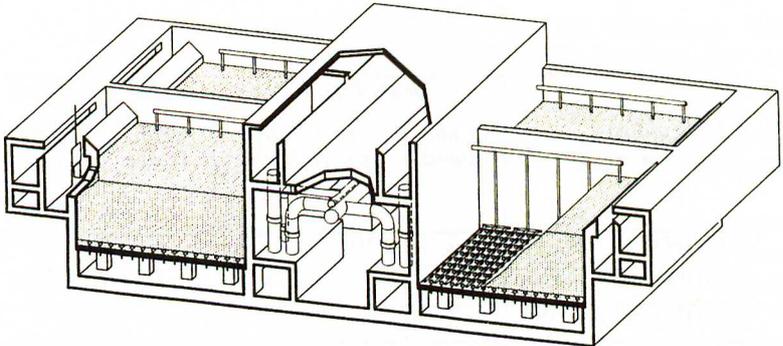


Abb. 3: Ansicht der biologischen Aufstromfiltration System Biofor

3.0 EINSATZMÖGLICHKEITEN

In der Funktion der biologischen Aufwärtsfiltration nach dem System Biofor befinden sich derzeit weltweit 69 Anlagen mit unterschiedlichen Zielsetzungen in Betrieb bzw. in Bau. Die nachfolgenden Tabellen geben eine Übersicht über den Einsatzbereich dieser biologisch intensivierten Filtrationssysteme in Verbindung mit der Angabe der Spannbreite der erstellten Filterfläche pro Anlage. Es liegen damit auch heute bereits umfangreiche Betriebserfahrungen zu dieser Technik vor.

<i>Einzelstufen</i>	<i>Deutschland</i>		<i>International</i>	
	<i>Anzahl Anlagen</i>	<i>Filterfläche pro Anlage min.-max. m²</i>	<i>Anzahl Anlagen</i>	<i>Filterfläche pro Anlage min.-max. m²</i>
BIOFOR C	10	21 - 572	35	5 - 2496
BIOFOR N (P)	12	76 - 3504	7	5 - 2784
BIOFOR DN	2	42 - 876	3	42 - 2080

Tabelle 1: Einsatzhäufigkeit der Biofiltration - System Biofor - in Deutschland und international, 1984 - 1994

<i>Mehrstufige Anordnung</i>	<i>Deutschland</i>		<i>International</i>	
	<i>Anzahl Anlagen</i>	<i>Filterfläche pro Anlage min.-max. m²</i>	<i>Anzahl Anlagen</i>	<i>Filterfläche pro Anlage min.-max. m²</i>
BIOFOR C + N	2	210 - 533	4	5 - 1898
BIOFOR C+N+DN	-	-	1	3744
BIOFOR N(P)+DN	1	1752	2	21 - 4864

Tabelle 2: Anzahl der Biofiltrationsanlagen - System Biofor - in Deutschland und international, die aus der Tabelle 1 in mehrstufiger Anordnung erstellt sind.

Diese Biofilter können als Ersatz und Ergänzung von konventionellen Abwasserreinigungstechniken zur Kohlenstoffelimination (BIOFOR C), Nitrifikation (BIOFOR N) und Denitrifikation (BIOFOR DN) eingesetzt werden. Dies bedeutet, daß im Falle einer geforderten Nitrifikation/Denitrifikation eine mehrstufige Biofiltration nach dem System Biofor notwendig wird.

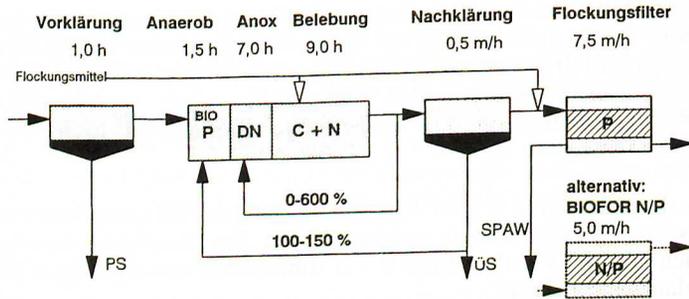
In der Abbildung 4 sind beispielhaft Verfahrenskonzeptionen mit biologischen Aufstromfiltern aufgezeigt, die den Reinigungsleistungen einer nach dem ATV-Arbeitsblatt A 131 dimensionierten einstufigen Belebungsanlage entsprechen.

Mit der Lösung Belebungsanlage in Kombination mit einer zweistufigen Biofiltration ergibt sich eine flächensparende und effiziente Lösung, die prozeßstabil und flexibel je nach Anforderung die notwendige Nitrifikations- oder Denitrifikationsleistung sicherstellen kann. Die vorgeschaltete Belebung kann durch die Nachschaltung der beiden biologischen Aufstromfilter flächenmäßig bis zu 60 % verkleinert werden. In diesem Fall erfolgt eine optimierte Belastungsabstufung der Belebungsanlage und der nachfolgenden Biofiltration in der Weise, daß in der biologischen Vorreinigung der Kohlenstoff und der im 24 - h - Mittel anfallende Stickstoff ($f_N = 1$) weitgehend entfernt wird und die anschließende Biofiltration die tageszeitlichen Spitzen der Stickstoffbelastung (f_N bis 2,5) auf das geforderte Maß reduziert.

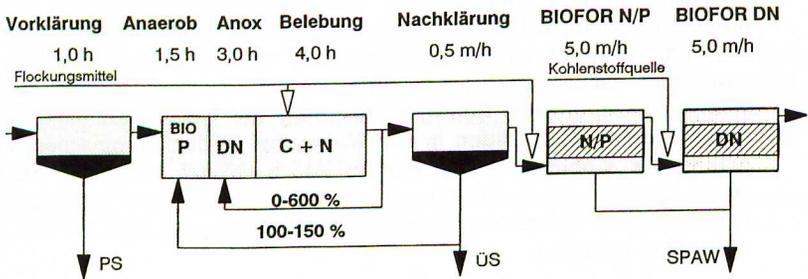
Dieses Verfahrenskonzept wird derzeit auf der Kläranlage Rostock ($Q = 65.000 \text{ m}^3/\text{d}$, $Q_{\text{TW,RW}} = 4.200/7.000 \text{ m}^3/\text{h}$) realisiert. Die Anlage besteht aus den Stufen Réchen, Sandfang, Vorklärung, biologische P-Entfernung, Belebungsbecken zur partiellen Nitrifikation und Denitrifikation mit einem aeroben Schlammalter von 4,6 d ($T = 10^\circ\text{C}$) und anschließender zweistufigen Biofiltration zur Rest-Nitrifikation und -Denitrifikation.

Anstelle einer Belebung kann als weitere Alternative zur weitestgehenden Abwasserreinigung gemäß Abbildung 4 eine mehrstufige Biofiltration mit vorgeschalteter Sedimentationsstufe angesehen werden. Der besondere Vorteil dieser Konzeption ist der außerordentlich niedrige Flächenbedarf. Verglichen mit einer konventionellen Belebung nach A 131 beträgt der Netto-Platzbedarf für eine mehrstufige Biofiltration nur 25 % der Fläche.

Einstufige Belebung nach ATV A131 mit Filtration



Belebungsanlage mit biologischer Filtration



Mehrstufige Biologische Filtration

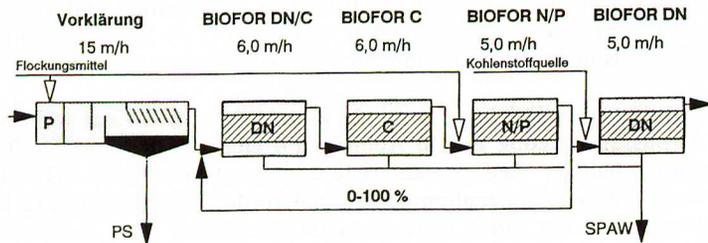


Abb. 4: Einsatzmöglichkeiten der biologischen Aufwärtsfiltration in der weitergehenden Abwasserreinigung, Belastungsfall Trockenwetterspitze

Durch den zusätzlichen Feststoffrückhalt in der biologischen Aufstromfiltration ist neben der biologischen Leistung parallel in einer Stufe auch eine definierte Phosphorelimination möglich. Damit kann der Biofor N/P entsprechend der Abbildung 4 als Alternative zur klassischen Flockungsfiltration in der Restreinigung eine zusätzliche Qualitätsverbesserung bezüglich der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufwerte erreichen.

Dieser Einsatzfall der Biofiltration ist auf der Großkläranlage Köln-Stammheim ($311.818 \text{ m}^3/\text{d}$) realisiert.

Nach den bisherigen Erfahrungen und Erkenntnissen zur Biofiltration wird der Einsatz dieser Technik vor allen Dingen dann interessant, wenn

- sehr niedrige und stabile $\text{NH}_4\text{-N}$ oder $\text{N}_{\text{ges.}}$ -Ablaufwerte gefordert sind,
- in einer Stufe eine Ablaufqualitätsverbesserung bezüglich $\text{P}_{\text{ges.}}$, $\text{NH}_4\text{-N}$ oder $\text{N}_{\text{ges.}}$ und BSB_5/CSB angestrebt wird,
- schwierige Abwasserhältnisse wie z. B. stark schwankende Konzentrationen, niedrige Abwassertemperaturen, ungünstige C/N-Verhältnisse vorliegen,
- Flächenprobleme vorhanden sind,
- Optimierung bzw. Minimierung der Abluft- und Geräuschemissionen gefordert werden oder
- Kostenoptimierung durch kompakte Bauweise angestrebt wird.

4.0 GRUNDLAGEN ZUR LEISTUNGSBEWERTUNG DER BIOLOGISCHEN AUFSTROMFILTRATION

4.1 CSB - Entfernung

Wird die biologische Aufstromfiltration vorrangig zur CSB-Elimination eingesetzt, so ist die in Abbildung 5 dargestellte Leistung in Abhängigkeit der CSB-Raumbelastung erreichbar. Es zeigt sich anhand der Betriebsergebnisse von 5 Biofor-Anlagen, daß mit zunehmender CSB-Raumbelastung die CSB-Ablaufkonzentrationen nahezu linear zunehmen. Bei CSB-Raumbelastungen bis zu $6 \text{ kg CSB}/\text{m}^3\text{d}$ sind Ablaufkonzentrationen von $\leq 75 \text{ mg/l}$ zu erzielen. Um vergleichbare Leistungen in der Belegung zu

erreichen, ist ein um den Faktor 4 - 5fach höheres Reaktionsvolumen vorzusehen.

In der Funktion als Restreinigungsstufe kann die biologische Aufstromfiltration nicht nur über den Rückhalt der abfiltrierbaren Stoffe CSB reduzieren, sondern es kann darüber hinaus noch gelöster CSB über die mikrobiellen Abbauprozesse entfernt werden. Voraussetzung ist allerdings die prinzipielle biologische Abbaubarkeit der noch vorhandenen C-Verbindungen.

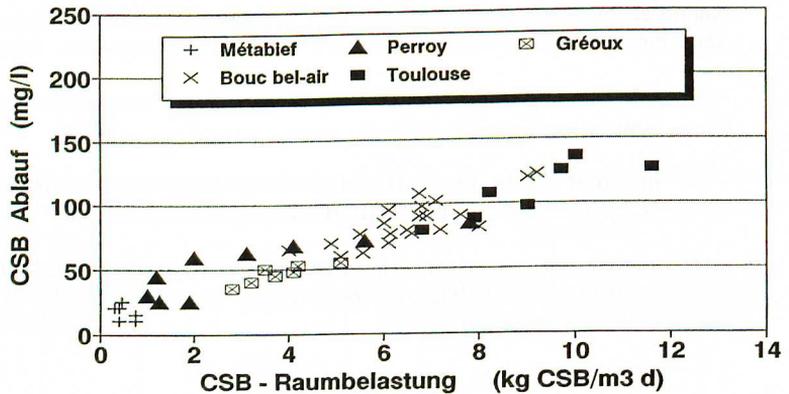


Abb. 5: Volumenspezifische CSB-Elimination im biologischen Aufstromfilter

4.2 Nitrifikation

Die entscheidenden Einflußgrößen auf die Nitrifikationsleistung im biologischen Filter sind

- die gleichmäßige und ausreichende Sauerstoffversorgung im Biofilm durch ein verfahrenstechnisch optimiertes Belüftungssystem,
- der biologische Vorabbau der organischen Kohlenstoffverbindungen,
- der Gehalt der abfiltrierbaren Stoffe im Zulauf,
- die vorhandene Säurekapazität,
- der pH-Wert und
- die Temperatur sowie
- toxische Abwasserinhaltsstoffe.

In der Abbildung 6 ist die erreichbare Nitrifikationsleistung unter Berücksichtigung der BSB_5 -Zulaufkonzentration im Aufwärtsfilter mit Gleichstrombelastung dargestellt. Die dargestellten Ergebnisse sind die aktuellen Meßwerte von in Betrieb befindlichen Biofor-Anlagen. Die bisherigen Betriebserfahrungen haben gezeigt, daß je nach Ausgangssituation und Abwasserbeschaffenheit die Nitrifikationsrate bis über $1,5 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{d}$ betragen kann.

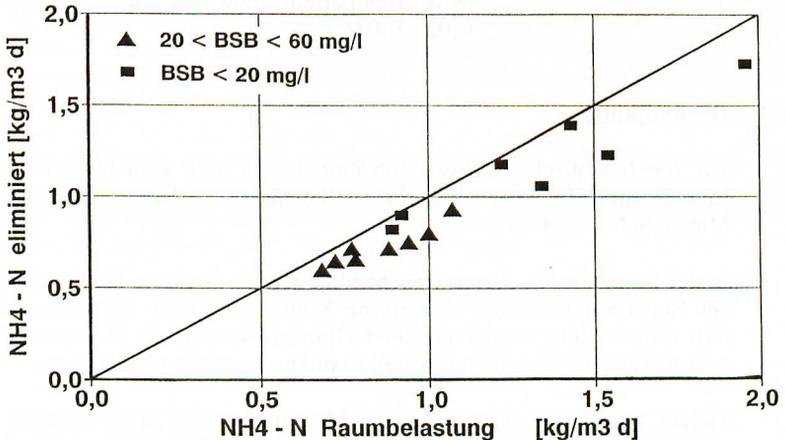


Abb. 6: Nitrifikationsleistung der biologischen Aufwärtsfiltration, Temperatur 10 - 18°C, nicht optimiert

Bei BSB_5 -Zulaufwerten von $\leq 20 \text{ mg/l}$ kann für eine Abwassertemperatur von 10°C ein Bemessungswert bis zu $50 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^3\text{h}$ respektive $1,2 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{d}$ für eine weitestgehende Nitrifikation zugrunde gelegt werden. Höhere organische Kohlenstoffgehalte im Zulauf zum Biofilter bewirken eine Verminderung der Nitrifikationsleistung, d. h.

$$V_{\text{NH}_4\text{-N}, 10^\circ\text{C}} = f_c \cdot V_{\text{NH}_4\text{-N}, 10^\circ\text{C}}^*$$

f_c = Korrekturfaktor in Abhängigkeit des BSB_5

Die bisherigen Erfahrungen aus dem Betrieb dieser biologischen Filteranlagen zum Einfluß der Abwassertemperatur auf das Nitrifikationsverhalten zeigen nur eine geringe Abhängigkeit auf. In zahlreichen Untersuchungen konnte der Einfluß der Abwassertemperatur auf die Nitrifikation überprüft

werden. Die Ergebnisse bestätigen die bereits bekannten Abhängigkeiten der Nitrifikationsrate von der Temperatur:

$$V_{\text{NH}_4\text{-N}, T} = V_{\text{NH}_4\text{-N}, 10^\circ\text{C}} \cdot e^{-k_{\text{TN}} (10^\circ - T)}$$

$$V_{\text{NH}_4\text{-N}, 10^\circ\text{C}} = \text{Nitrifikationsrate bei } 10^\circ\text{C}$$

$$V_{\text{NH}_4\text{-N}, T} = \text{Nitrifikationsrate bei } T (^\circ\text{C})$$

$$T = \text{Wassertemperatur unter Prozeßbedingungen}$$

$$k_{\text{TN}} = 0,02 - 0,03/^\circ\text{C}$$

4.3 Denitrifikation

Für die biologische Aufwärtsfiltration haben sich Rohabwasser und als Rein-Substrat die leicht abbaubaren Substanzen Äthanol, Essigsäure und Methanol bewährt.

In der kommunalen Abwasserbehandlung wird man aus Kostengründen in der Regel auf Methanol als externe Kohlenstoffquelle zurückgreifen, sofern keine andere bereits auf der Kläranlage verfügbare Kohlenstoffquelle oder ein geeignetes anderes Abfallprodukt eingesetzt werden kann.

Zudem bietet die Kohlenstoffquelle Methanol wegen ihrer besseren biologischen Verfügbarkeit gegenüber kommunalem Rohabwasser den Vorteil einer ca. dreifach höheren Denitrifikationsrate pro kg TS (Henze, 1987, et al.).

Der Gesamtbedarf an Methanol zur Denitrifikation errechnet sich in Abhängigkeit der $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ und O_2 -Konzentrationen zu (EPA, 1975).

$$C_m = 2,47 \text{ NO}_3\text{-N} + 1,53 \text{ NO}_2\text{-N} + 0,87 \text{ O}_2$$

$$C_m = \text{Methanolbedarf} \quad [\text{g/m}^3]$$

$$\text{NO}_3\text{-N} = \text{zu eliminierende Konzentration} \quad [\text{g/m}^3]$$

$$\text{NO}_2\text{-N} = \text{zu eliminierende Konzentration} \quad [\text{g/m}^3]$$

$$\text{O}_2 = \text{zu eliminierende Konzentration} \quad [\text{g/m}^3]$$

Die Biomassenproduktion ergibt sich durch die Zugabe der externen C-Quelle Methanol zu

$$C_{\text{üs}} = 0,53 \text{ NO}_3\text{-N} + 0,32 \text{ NO}_2\text{-N} + 0,19 \text{ O}_2$$

$C_{\text{üs}}$	= Überschussschlammproduktion	[g/m ³]
$\text{NO}_3\text{-N}$	= eliminierte Konzentration	[g/m ³]
$\text{NO}_2\text{-N}$	= eliminierte Konzentration	[g/m ³]
O_2	= eliminierte Konzentration	[g/m ³]

Die folgende Abbildung 7 zeigt beispielhaft die mögliche Denitrifikationsleistung der Aufstromfiltration bei einer Abwasserbeaufschlagung von 10 m/h und einer Abwassertemperatur von 12 - 15°C. Aus dieser Untersuchung wird deutlich, daß bei den gemessenen Umsatzleistungen bis zu 4,8 kg NO₃-N/m³d in der Regel die verfahrenstechnisch limitierende Bemessungsgröße die Filterbeaufschlagung ist.

Auf der Basis der vorliegenden Kenntnisse zur Denitrifikation im Aufstromfilter ist zur sicheren Dimensionierung bei einer Abwassertemperatur von 10°C eine Umsatzleistung von $V_{\text{NO}_3\text{-N}_e, 10^\circ\text{C}} = 100 \text{ g NO}_3\text{-N/m}^3\cdot\text{h}$ bzw. 2,5 kg NO₃-N_e/m³ · d zugrunde zu legen.

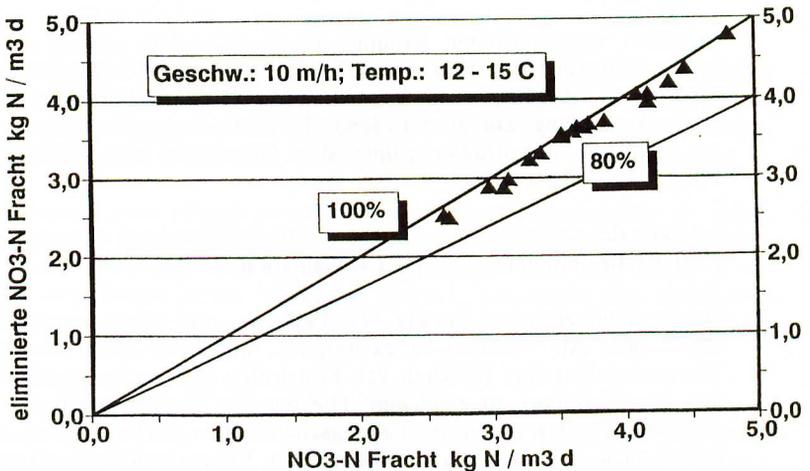


Abb. 7: Versuchsergebnisse Oslo bezüglich der Belastungsoptimierung zur Denitrifikation, 1991

Einen entscheidenden Einfluß auf die Denitrifikationsrate hat die Abwassertemperatur. Die Abhängigkeit läßt sich aus eigenen Untersuchungen wie folgt formulieren:

$$V_{\text{NO}_3\text{-Ne}, T} = V_{\text{NO}_3\text{-Ne}, 10^\circ\text{C}} \cdot e^{-k_{\text{TN}}(10^\circ - T)}$$

$V_{\text{NO}_3\text{-Ne}, 10^\circ\text{C}}$	=	Denitrifikationsrate bei 10°C
$V_{\text{NO}_3\text{-Ne}, T}$	=	Denitrifikationsrate bei T (°C)
T	=	Wassertemperatur unter Prozeßbedingungen
k_{TN}	=	0,09 - 0,14/°C

4.4 Phosphorelimination

Parallel zu den mikrobiellen Prozessen im Aufstromreaktor kann auch eine weitgehende P-Elimination erreicht werden.

Zur Erzielung eines optimalen Flockungserfolges wird das Fällmittel entweder in der druckseitigen Rohrleitung der Rohwasserpumpen oder direkt in ein Koagulationsbecken zudosiert.

In einem vorgeschalteten Fällungs-/Flockungsbecken schafft ein installiertes Rührwerk mit definiertem Energieeintrag und einer Mindestkontaktzeit von 1,0 Minuten die Voraussetzung zur Entstabilisierung und Mikroflokknenbildung. Die anschließende Makroflokknenentwicklung erfolgt in den Rohwasserverteileräumen, unter dem Düsenraum und im biologischen Filter.

Im Falle der erforderlichen Zugabe von Polyelektrolyten befindet sich die Dosierstelle unmittelbar nach der Koagulation.

Durch einen gezielten Einsatz von Fällungs- und Flockungschemikalien (Fe^{3+} oder Al^{3+} -Salzen) ist es möglich, mit Hilfe dieser biologischen Filtration neben dem Rückhalt von Feststoffen eine weitgehende Elimination des Phosphors zu erreichen. Die bei der Flockungsfiltration einzusetzenden Dosiermengen der Fällungschemikalien richten sich im wesentlichen nach den im Zulauf vorhandenen Konzentrationen an gelöstem Phosphor. Um eine wirtschaftliche Filterstandzeit sicherstellen zu können, sollten die Phosphorzulaufkonzentrationen zum Filter nicht wesentlich höher sein als 1,5 mg P/l.

Dies bedeutet, daß die gelösten Phosphorverbindungen in Abhängigkeit der vorhandenen Suspensastoffe bei 0,7 bis 1,0 mg P/l liegen sollten.

Vor dem Hintergrund einer parallel ablaufenden Nitrifikation haben sich die Alkali-Aluminiumverbindungen als ausgesprochen wirkungsvoll zur Phosphorelimination im biologischen Filter erwiesen. Sie bieten die besonderen Vorteile der Erhöhung der Säurekapazität, der sehr gut ab-scheidbaren Phosphatschlammflocke sowie der Verringerung der Phosphatschlammmenge.

4.5 Wirtschaftlichkeit

Vergleicht man den Flächenbedarf der in Abbildung 4 dargestellten Verfahren, klassische Belebung nach A 131, kombiniertes Verfahren aus Belebung und Biofiltration und mehrstufiges Biofiltrationsverfahren (siehe Abbildung 8 und Tabelle 3), so zeigt sich, daß

- bei Einsatz des mehrstufigen Biofiltrationsverfahrens gegenüber der klassischen Belebung bis 75 % Flächeneinsparung möglich sind;
- bei Einsatz eines kombinierten Verfahrens, bestehend aus einer vorgeschalteten Belebung mit partieller Nitrifikation/Denitrifikation und einer zweistufigen nachgeschalteten Biofiltration zur Nitrifikation/Denitrifikation und Restphosphorelimination, immerhin noch eine Flächeneinsparung von ca. 40 % gewonnen werden kann.

Die Wirtschaftlichkeit eines Verfahrens spiegelt sich in den anfallenden Jahreskosten, die sich aus den Finanzkosten (Verzinsung und Abschreibung der Anlage) sowie den Betriebskosten (Personal, Wartung und Reparatur, Energie, Chemikalien, Reststoffentsorgung etc.) zusammensetzen.

Die Finanzkosten hängen stark von den örtlichen Gegebenheiten ab. Insbesondere der Grundstückspreis oder eventuell erforderlichen Sondermaßnahmen (Gründung) verschaffen daher der reinen Biofiltrationstechnik wie auch dem kombinierten Verfahren Vorteile gegenüber den klassischen Belebungsanlagen, was zu Investitionseinsparungen bis zu 25 % führen kann.

Dieser Vorteil spiegelt sich auch in den Jahreskosten wieder. In der Vergleichsuntersuchung fällt auf, daß bezüglich der Betriebskosten auftretende Mehrkosten bei Einsatz von Biofiltern für Chemikalien und Schlamm durch geringere Energiekosten wieder ausgeglichen werden können. Durch die verzögerte Aufstiegsgeschwindigkeit der Luftblase im Biofilter (Filterbetthöhe i. d. R. 3,0 m) und der hierdurch auftretenden ständigen neuen Grenzflächenbildung mit der damit verbundenen Diffusionsverbesserung ergeben sich in der Praxis sehr günstige

Sauerstoffausnutzungsraten. Im Betrieb werden Ausnutzungsraten zwischen 30 - 45 % gemessen.

Aufstellungsplan-Abwasserlinie

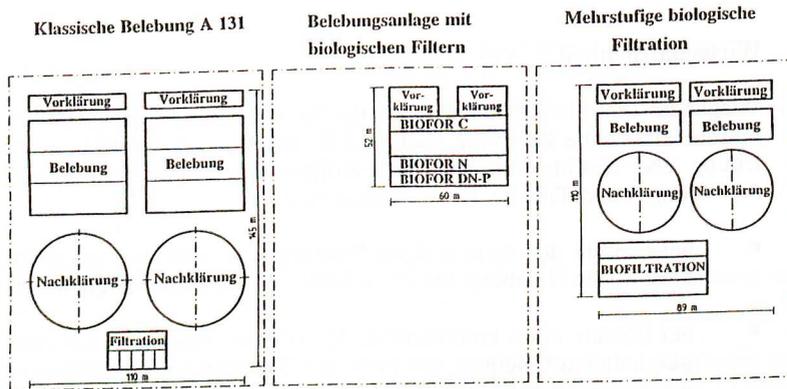


Abb. 8: Schematische Gegenüberstellung des Flächenbedarfs der verschiedenen Technologien (Beispiel für 130.000 EW)

Kostengegenüberstellung

	Klassische Belebung	Festbetttechnologie	kombiniertes Verfahren
Netto-Platzbedarf	100 %	25 %	60 %
Investitionskosten	100 %	*) 75-105 %	*) 80 - 95 %
Jahreskosten **)	100 %	*) 80-105 %	*) 85 - 95 %

*) Bandbreite resultiert aus den örtlichen Gegebenheiten (Grundstückskosten, Gründungsverhältnisse etc.)

**) Jahreskosten = Summe Finazkosten und Betriebskosten (Energie, Chemikalien, Reststoffentsorgung, Personal, Wartung und Reparatur)

Tabelle 3: Kostenvergleich der verschiedenen Technologien

5.0 GROSSTECHNISCHE BETRIEBSERFAHRUNGEN DER BIOFILTRATION ZUR N- UND P-ELIMINATION

Großklärwerk Köln - Stammheim

Im Rahmen des Abwasserkonzeptes 2000 der Stadt Köln ist neben der Erweiterung der bestehenden Biologie und Schlammbehandlung als letzte Verfahrensstufe eine biologische intensivierete Abwasserfiltration realisiert worden. Ende 1992 erfolgte die Inbetriebnahme der Biofiltration. Die Aufgabe der Biofiltration ist im wesentlichen eine Restnitrifikation, Phosphorelimination sowie eine weitergehende Reduktion, gelöster und ungelöster Abwasserinhaltsstoffe sicherzustellen.

Die technischen Kenndaten und Reinigungsziele der biologischen Filtration sind wie folgt zusammengefaßt:

Einwohnerwerte	EW	-	1.450.000
Zuflußmenge	TW	m ³ /s	4,72
Zuflußmenge	RW	m ³ /s	9,20
Filterfläche, gesamt		m ²	3504
Einheiten		-	48
Einzelfilterfläche		m ²	73
Filtergeschwindigkeit	TW	m ³ /m ² · h	5,7
Filtergeschwindigkeit	RW	m ³ /m ² · h	11,1
Luftgeschwindigkeit		Nm ³ /m ² · h	4,1 - 6,8
Filtermaterial BIOLITE	d	mm	1 - 2,2
BSB ₅ -Zulauf	max	g/m ³	15
BSB ₅ -Ablauf	max	g/m ³	10
CSB-Zulauf	max	g/m ³	65
CSB-Ablauf	max	g/m ³	50
P _{ges.} -Zulauf	max	g/m ³	2,5
P _{ges.} -Ablauf	max	g/m ³	0,8
NH ₄ -N-Zulauf	max	g/m ³	10
NH ₄ -N-Ablauf	max	g/m ³	3
AFS-Zulauf	max	g/m ³	30
AFS-Ablauf	max	g/m ³	15
Abwassertemperatur		°C	≥ 10

In der folgenden Graphik ist die während des Leistungsnachweises der biologischen Filtration registrierte Eliminationsleistung bezüglich der Parameter NH₄-N und P_{ges.} dokumentiert.

Zur besseren Bewertung der Leistung ist über den gesamten Untersuchungszeitraum die korrespondierende Filtergeschwindigkeit aufgetragen. Die Datenbasis der einzelnen Analysenparameter ist in Tabelle 4 zusammengestellt.

<i>Meßrhythmus</i>	<i>Parameter</i>	<i>Zahl der Messungen</i>	
		qualifizierte Stichproben	2 - h - Mischproben
Für alle Parameter: täglich 3 x qualifizierte Stichproben sowie täglich 12 x 2 - h Mischproben 15.02. - 01.03.93	BSB ₅	42	166
	CSB	42	166
	NH ₄ -N	42	166
	P _{ges}	42	166
	AFS	35	166

Tabelle 4: Gemessene Analysenparameter zur Überprüfung der Leistungsfähigkeit der Biofiltration

Bezüglich der Restnitrifikation zeigt sich, daß die NH₄-N-Ablaufkonzentration mit Ausnahme vom 15./16.02.1993 prozeßstabil < 1 mg/l liegen. Die zu diesem Zeitpunkt mit 2 mg/l NH₄-N geringfügig erhöhte Ablaufbeschaffenheit ist auf eine Sauerstofflimitierung zurückzuführen, da während des gesamten Untersuchungszeitraumes die Luftgeschwindigkeit mit 4,1 m/h konstant gehalten wurde.

In dieser Meßreihe bestätigt sich erneut, daß trotz Schwankungen in der hydraulischen Beaufschlagung der Filter jederzeit eine stabile Nitrifikation sichergestellt werden kann. Die auf das Filterbettvolumen bezogene Nitrifikationsrate ermittelt sich gemäß Abbildung 10 bis zu 25 g NH₄-N/m³h respektive 600 g NH₄-N/m³d. Durch die Erhöhung der Luftbeaufschlagung auf 6,8 m/h ist eine Steigerung der Nitrifikationsleistung auf 42 g NH₄-N/m³h bzw. 1000 g NH₄-N/m³d möglich.

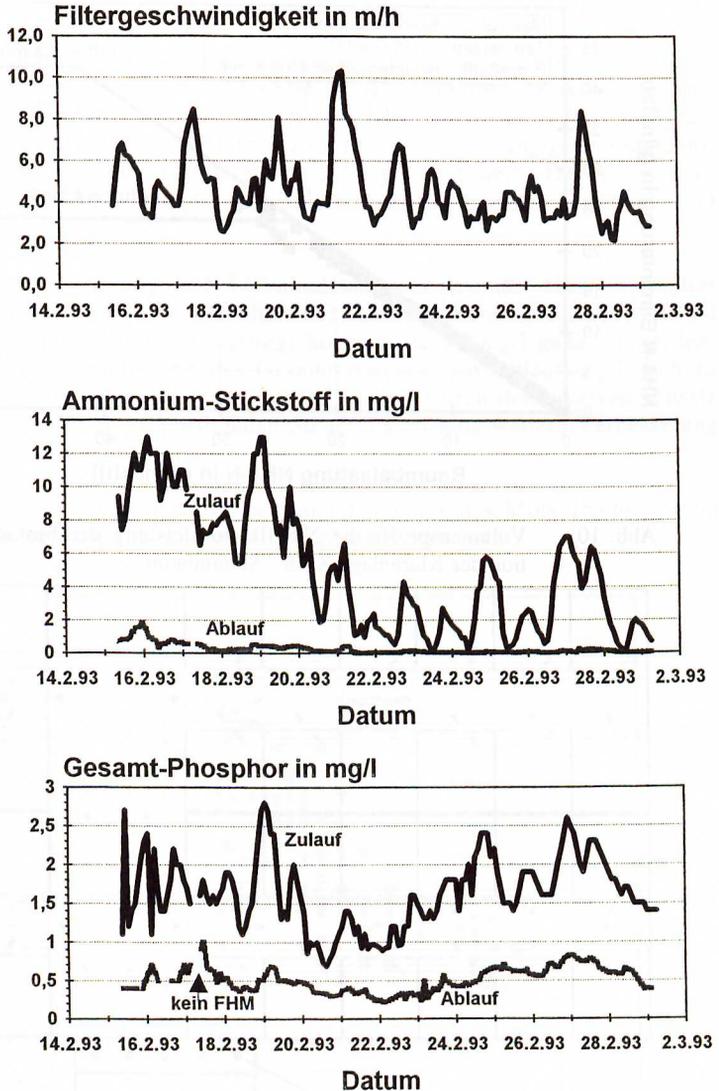


Abb. 9: Filtergeschwindigkeit, Ammonium und Gesamtphosphor im Zu- und Ablauf der biologischen Filtration der Kläranlage Köln - Stammheim über den Beobachtungszeitraum.

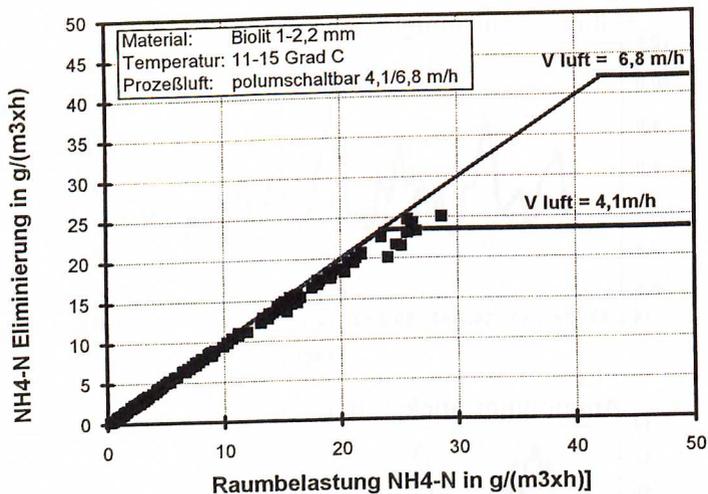


Abb. 10: Volumenspezifische Nitrifikationsleistung der biologischen Filtration der Kläranlage Köln - Stammheim

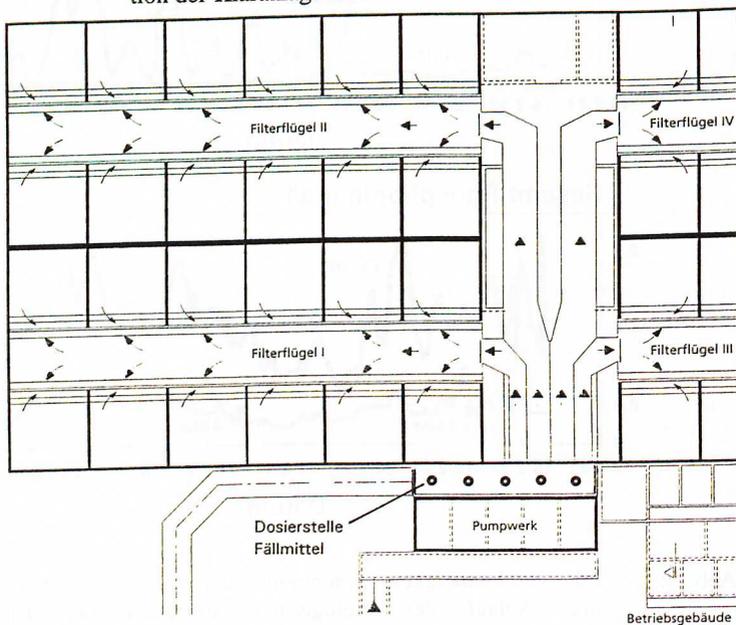


Abb. 11: Prinzipielle Anordnung der Impfstelle der Fällmittelzugabe

Während des Untersuchungszeitraumes wurden zur Entfernung der Restphosphorkonzentrationen druckseitig gemäß Abbildung 11 alkalische Aluminiumverbindungen zudosiert. Wegen der noch fehlenden phosphatfrachtproportionalen Steuerung wurde die mengenabhängige Fällmitteldosierung auf einen P-Zulaufwert von 2,5 mg/l eingestellt. Die Aluminiumdosierung betrug konstant 3,0 g/m³, was einem molaren Verhältnis von Al/P = 1,4 entspricht.

Mit dieser Steuerung und Fällmittelmenge konnte der Gesamtphosphor gemäß Abbildung 9 mit Ausnahme des Störfalles vom 17.02.1993 (Ausfall der Flockungshilfsmitteldosierung) konstant $\leq 0,8$ mg/l gehalten werden. Der 80 %-Perzentil-Wert des Gesamtphosphors im Ablauf ergab sich zu 0,64 mg/l, der Mittelwert lag bei 0,51 mg/l. Durch den späteren Einsatz der phosphatfrachtproportionalen Steuerung ist eine weitere Verbesserung der Ablaufqualität erreichbar.

Die Abbildung 12 zeigt, daß bei einer Erhöhung des Molverhältnisses ein P_{ges.}-Ablaufwert von $\leq 0,4 - 0,5$ mg/l erreichbar ist.

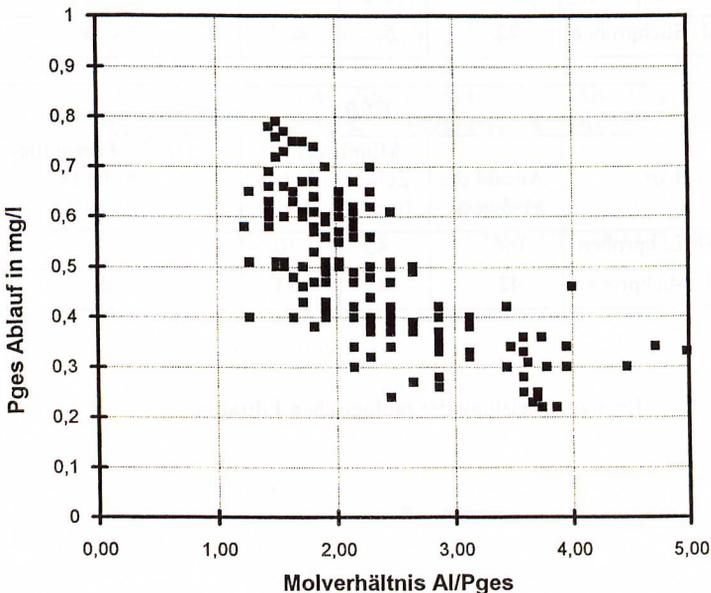


Abb. 12: Erreichbare Restphosphorkonzentration der biologischen Filter in Abhängigkeit des Al/P_{ges.}-Verhältnisses.

Die Leistungsfähigkeit der biologischen Filtration bezüglich der abfiltrierbaren Stoffe, des BSB₅ und des CSB ist in der nachfolgenden Tabelle 5 zusammengestellt:

Abfiltrierbare Stoffe				
Probenart	Anzahl der Meßwert	Mittelwert		80 % - Perzentile
		Zulauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]
2-h-Mischproben	147	11,3	4,7	5,8
qual. Stichproben	35	9,5	3,9	5,3

BSB₅				
Probenart	Anzahl der Meßwert	Mittelwert		80 % - Perzentile
		Zulauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]
2-h-Mischproben	166	6,2	< 3	< 3
qual. Stichproben	42	5	< 3	< 3

CSB				
Probenart	Anzahl der Meßwert	Mittelwert		80 % - Perzentile
		Zulauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]
2-h-Mischproben	166	45	36	40
qual. Stichproben	42	41	33	38

Tabelle 5: Reinigungsleistung der biologischen Filtration

6.0 ZUSAMMENFASSUNG

In der Abwasserreinigung kann die Technik der Biofiltration in der Funktion als Restreinigungsstufe oder als Ersatz für konventionelle Abwasserreinigungstechniken eingesetzt werden.

Durch die in zahlreichen Biofilteranlagen registrierten hohen stoffspezifischen Umsatzraten für den Kohlenstoffabbau, Nitrifikation und Denitrifikation sind erhebliche Flächeneinsparungen möglich. Je nach Verfahrenskombination kann durch den Einsatz von biologischen Aufstromfiltern der Flächenbedarf für eine Kläranlage gegenüber der Bemessung der Belebung nach A 131 bis auf 1/4 der Fläche reduziert werden.

Mit einer derartigen Biofiltrertechnik läßt sich eine hohe Reinigungsleistung und Prozeßstabilität in Bezug auf CSB, BSB₅, NH₄-N, N_{gesamt}, P und AFS erreichen.

Auch bei tiefen Abwassertemperaturen von < 10°C können sehr niedrige Stickstoffablaufwerte eingehalten werden.

Der besondere Vorteil des anoxischen Aufstromfilters ist, daß in Abhängigkeit der zudosierten Kohlenstoffmenge die Denitrifikationsleistung beeinflußt werden kann. Es können im Ablauf NO_x-N-Werte von < 3 mg/l ohne Schwierigkeiten prozeßstabil erreicht werden.

Am Beispiel der Großkläranlage Köln-Stammheim zeigt sich, daß neben einer vollständigen sicheren Nitrifikation mit Ablaufwerten von ≤ 1 mg NH₄-N/l parallel auch eine weitgehende Restphosphorentfernung möglich ist.

Je nach örtlichen Gegebenheiten können durch den Einsatz der biologischen Aufstromfilter Investitionskosten und auch Jahreskosten eingespart werden.

Damit eröffnet die biologische Aufstromraumfiltration weitere Möglichkeiten eines wirtschaftlicheren und prozeßstabileren Kläranlagebetriebs.

Dr.-Ing. Andreas Strohmeier
Prokurist
PHILIPP MÜLLER GmbH
Mönchstraße 11
D-70191 Stuttgart
(07 11) 25 61 - 0

Literatur

- BOLLER, M.
GUJER,
TSCHUI, M. Parameters affecting nitrifying biofilms reactors,
Second International Specialized Conference on "Biofilm
Reactors", 29.09.-01.10.1993, Paris
- BOLLER, M. Verfahren zur Abwasserfiltration
ATV-Fortbildungskurs F/2, 02.11.-04.11.1988 in Fulda
- CARRAND, G.
et al. Elimination des pollutions carbonées et azotées par un
procédé à cultures fixées en deux étages
IAWPRC-Conférence, Nizza 04.04.-06.04.1989
- EPA Process Design Manual for Nitrogen Control, 1975
- FAUP, G. M.
et al. Nitrifikation in einem aufwärts durchströmten Festbettreaktor
11. IAWPR-Konferenz 1982 in Kapstadt
- FLEMMING, H. C. Biofilme und Wassertechnologie, Teil I: Entstehung, Aufbau,
Zusammensetzung und Eigenschaften von Biofilmen
GWF Wasser, Abwasser 132, Nr. 4, 1991
- GASSEN, M.
HEDRICH, H. Phosphorentnahme und Restnitrifikation in einem
biologischen Filter
Abwasserforum, Fachjournal für Abwassertechnik Köln,
Klärwerk Köln-Stammheim
zukunftsweisend für den Gewässerschutz, Stadt Köln
- HEINRICH, D. Untersuchungen zur Nitrifikation von Abwässern in überstauten
Festbettreaktoren
Stuttgarter Berichte, Bd 81, Kommissionsvorlage R. Oldenburg,
München 1984
- HENZE, M.
CHRISTENSEN, M.
HARREMOES, P. Biological denitrification of sewage - a literature review
Prog. Water Technologie 8, S. 509 - 555, 1987
- PAFFONI
GOUSAILLES
VEDRY Tertiary nitrification of Paris wastewater with biofilm processes
Second International Specialized Conference on "Biofilm
Reactors", 29.09.-01.10.1993, Paris

- PUJOL, R. Biological aerated Filters
 CAULER, J. P. An attractive and alternative biological process
 IWEMA, A. IAWPRC 16th Biennial Conference and Exhibition
 Washington, D. C. 24.05.-30.05.1992
- PUJOL, R. Biofilters: adaptable and reliable reactors
 KANDEL Second International Specialized Conference on "Biofilm
 HAMON, M. Reactors", 29.09.-01.10.1993, Paris
- RHEINHEIMER G. Stickstoffkreislauf im Wasser, Stickstoffumsetzungen
 HEGEMANN, W. in natürlichen Gewässern, in der Abwasserreinigung
 RAFF, J. und Wasserversorgung
 SEKOULOV, I. R. Oldenburg Verlag München, Wien 1988
- RICHARD, Y. The removal of nitrogen compound by fixed cultures
 FAUP, G. M. in upflow beds
 International Water Supply Association 14th Congress,
 Zürich 1982
- ROHMANN Nitrat im Grundwasser - Ursachen, Bedeutung, Lösungen
 SONTHEIMER Engler-Bunte-Institut der Universität Karlsruhe (TH),
 ISBN 3 - 922671 - 12 - 8
- SAGBERG, P. Biofilmreactors
 DAUTHUILLE, P. Wat. Sci. Tech. Vol. 26,
 HAMON, M. No. 3 - 4, 1992
- SEYFRIED, C. F. Gutachterliche Stellungnahme zur Genehmigungsplanung
 der Kläranlage Rostock
 unveröffentlicht, November 1993
- TSCHUI, M. Tertiary nitrification in biofilter reactors
 BOLLER, M. Second International Specialized Conference on "Biofilm
 GUJER Reactors", 29.09.-01.10.1993, Paris
- TSCHUI, M. Nitrifikation mit submersen Festbettreaktoren
 Stickstoffelimination auf Kläranlagen
 VSA Tagung, 05.11.1993

EINSATZMÖGLICHKEITEN UND GROßTECHNISCHE ERFAHRUNGEN MIT DER BIOFILTRATION ZUR NITRIFIKATION UND DENITRIFIKATION

**ERIK BUNDGAARD, I. KRÜGER
VIBEKE REIMER ANDERSEN, I. KRÜGER
JENS PETER KERN-JESPERSEN, I. KRÜGER**

EINFÜHRUNG

Infolge der verschärften Anforderungen des dänischen Gewässerschutzplans an den Ablauf von stickstoffhaltigem Abwasser war es Ende der 80-iger Jahre notwendig für die meisten der dänischen Kläranlagen die angewandten Reinigungsverfahren entweder zu verbessern oder zu erneuern.

Zwei dieser Anlagen, die Kläranlage Hundested und die Kläranlage Nyborg, waren vor der Erweiterung mechanisch/chemische Anlagen mit beschränktem Platz für einen Ausbau.

Wegen der sehr begrenzten Flächenverhältnisse war eine Erweiterung der vorhandenen Anlage zu einer traditionellen Belebungsanlage nicht zweckmäßig. Die jeweiligen Kommunen haben deshalb untersucht, welche der vorliegenden alternativen Möglichkeiten einer biologischen Reinigung den Anforderungen an Effizienz und Kompaktheit genügen können.

Es wurde der Beschluß gefaßt, das Festbettverfahren zu untersuchen, teils weil hier die Umsatzgeschwindigkeit je m^3 Reaktorvolumen größer ist als im Belebungsverfahren, teils weil ein separates Nachklärbecken nicht nötig ist, was Fläche erspart. In der Kläranlage Hundested wurden Abstromfilter, das BIOCARBONE-Verfahren, und in der Kläranlage Nyborg wurden Aufstrom-Schwimmfilter, das BIOSTYR-Verfahren, gewählt (Rogalla et al, 1992 (a)). Um die Anforderungen des dänischen Gewässerschutzplans einzuhalten, mußten beide Anlagen für Nitrifikation und Denitrifikation ausgebaut werden.

Diese zwei Anlagen sind jetzt seit mehr als einem Jahr in Betrieb, und das Einfahren wurde 1992/1993 abgeschlossen. Gleichzeitig wurden in anderen Ländern ähnliche Anlagen gebaut.

Die untenstehende Tabelle 1 gibt eine Übersicht über andere BIOCARBONE- und BIOSTYR-Anlagen, die heute mit Nitrifikation und Denitrifikation in Betrieb sind. Weitere BIOSTYR-Anlagen sind im Bau in Herford (D), Toulouse (F) und Melun (F). Der Übersichtlichkeit halber werden im folgenden nur die Betriebserfahrungen der dänischen Anlagen beschrieben.

Tabelle 1 Referenzliste über BIOSTYR- und BIOCARBONE-Anlagen mit Nitrifikation und Denitrifikation

Anlage	Fläche/ Filter m ²	Anzahl Filter	Durchfluß m ³ /d	Inbetrieb- nahme	Anforderungen
BIOSTYR					
Rambouillet (F) (Prototyp) (Großtechnisch)	22	1 10	800 8.000	1988 1995	
St. Jean d'Illac (F)	16	5	2.500	1990	Ges-N < 20 mg/l
Nyborg (DK)	63	8	13.000	Dez. 1992	N _{ges} < 8 mg/l, P _{ges} < 1,5 mg/l
BIOCARBONE					
Hundested (DK)	24	12 (6)	4.400	1991	Ges-N < 8 mg/l, P _{ges} < 1,5 mg/l
Valbonne (F)			3.200	1982	Ges-N < 15 mg/l, NH ₄ -N < 5 mg/l
St. Thibault des Vignes (F)	84	18 (8)		1993	Ges-N < 20

() Denitrifikation

STICKSTOFFELIMINATION IN BIOCARBONE-FILTERN IN DER KLÄR-ANLAGE HUNDESTED

Anlagenaufbau

Die Abwasserreinigung in der Stadt Hundested, Dänemark, bestand früher aus einer rein mechanischen und chemischen Behandlung, d.h. Rechen, Sand- und Fettfang sowie Klärbecken mit Phosphorfällung. Als Fällmittel wurde FeCl₃ in den

Sandfang dosiert. Die Fällung sollte ausschließlich die Entfernung suspendierter Stoffe verbessern.

Mit den neuen Reinigungsanforderungen an die Stickstoffelimination wurde für die Anlage wegen Platzmangels eine Festbetтанlage des BIOCARBONE-Typs gewählt. Die neue Anlage ist der ursprünglichen Anlage nachgeschaltet, d.h. daß das Abwasser bereits vorgefällt ist, wenn es in die Filter geleitet wird. Bei der Vorfällung werden BSB, Phosphor und ein Großteil der suspendierten Stoffe entfernt.

Vom Klärbecken wird das Abwasser in die BIOCARBONE-Anlage gepumpt, die aus 6 anoxischen Filtern zur Denitrifikation und 12 aeroben Filtern zur Nitrifikation besteht. Die Anlage wird nach dem Rezirkulationsprinzip mit Vordenitrifikation betrieben. Die anoxischen Filter und die Hälfte der aeroben Filter sind in einer Reihe stillgelegter Emscherbecken untergebracht. Durch die Wiederverwendung der Emscherbecken konnte die Kommune den Aufwand für den Abbruch alter und für den Bau neuer Becken sparen. Bild 1 zeigt ein Fließbild der Kläranlage Hundested.

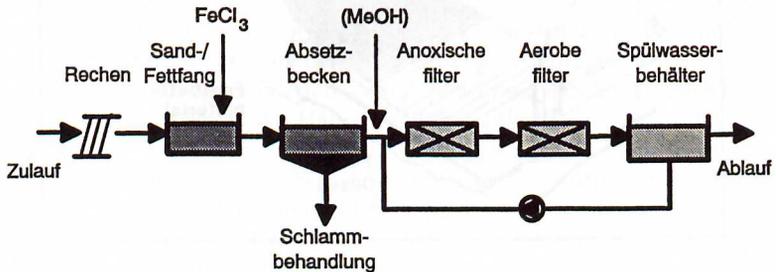


Bild 1 Fließbild der Kläranlage Hundested

In der BIOCARBONE-Anlage wird vorbehandeltes Abwasser mit dem Rezirkulationswasser gemischt und auf die 6 anoxischen Filter verteilt, in denen die Denitrifikation stattfindet. Danach wird das Abwasser in die 12 aeroben Filter geleitet. Das gereinigte Abwasser wird durch einen Spülwasserbehälter zum Ablauf geführt.

Der Spülwasserbehälter dient in erster Linie als Speicher für das Rückspülen der Filter, während dem die Rezirkulation über diesen Behälter abläuft.

Bei der Vorfällung wird das BSB/Stickstoffverhältnis (C/N-Verhältnis) relativ niedrig im Zulauf zur biologischen Stufe. Es ist deshalb notwendig, zusätzlichen Kohlenstoff zuzugeben, damit die Denitrifikation ausreichend sichergestellt ist. Dies erfolgt durch Zusatz von Methanol im Zulauf zu den anoxischen Filtern. Der Zusatz von Methanol wird über On-Line-Messung des im Ablauf vorhandenen Nitrats gesteuert.

Aufbau der BIOCARBONE-Filter

Die aeroben bzw. anoxischen Filter sind grundsätzlich gleich aufgebaut. Der einzige Unterschied ist die Körnung des Filtermaterials sowie die Belüftungsausrüstung in den aeroben Filtern. Bild 2 zeigt einen Schnitt einer Filterzelle und aus Tabelle 2 gehen die Hauptdaten der Filterzellen hervor.

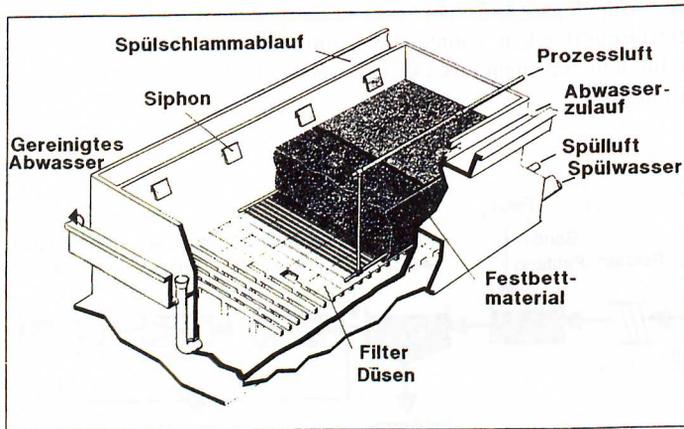


Bild 2 Schnitt durch einen BIOCARBONE-Filter

Tabelle 2 Technische Daten der BIOCARBONE-Filter, Kläranlage Hundested

Parameter	Anoxische Filter	Aerobe Filter
Stückzahl	6	12
Oberfläche (m ²)	24	24
Körnung (mm)	3-6	2-5
Schicht (m)	2,2	2

Das Abwasser wird zum oberen Teil des Filters geführt, strömt durch das Filtermaterial, das die Bakterienkulturen trägt, und verläßt den Filter durch den Düsenboden.

Das Filtermaterial besteht aus einem expandierten Blähton-Granulat mit einer Dichte von 1,1 - 1,3 g/cm³. Wie aus der Tabelle hervorgeht, wird in den anoxischen Filtern ein groberes Filtermaterial verwendet als in den aeroben, da in den anoxischen Filtern die größte Belastung suspendierter Stoffe vorhanden ist. Gleichzeitig soll der SS-Gehalt im Ablauf der aeroben Filter niedrig sein, was durch ein feinkörniges Material erzielt wird. Am Boden der Filter ist der Anschluß für Spülwasser und -luft angeordnet, der für die Filterspülung benutzt wird.

Am Boden der aeroben Filter ist außerdem noch ein Belüftungs-System angeordnet, das über die Gesamtfläche des Filters die Luft verteilt. Da das Wasser abwärts durch den Filter strömt, erfolgt die Filtration, ehe das Wasser an die Belüfter gelangt. Dabei wird der Großteil der Biomasse und eventuelle Fällmittel zurückgehalten, ehe das Wasser in Kontakt mit den Belüftern und den Filterdüsen gelangt.

Rückspülung

Die biologischen Filter werden in regelmäßigen Zeitabständen gespült, um suspendierte Stoffe und Überschußschlamm zu entfernen. Normalerweise erfolgt die Rückspülung in vorprogrammierten Zeiträumen in der Nacht. In der Kläranlage Hundested wird jede Nacht die Hälfte der Filter gespült.

Beim Rückspülvorgang werden Wasser und Luft im Gegenstrom durch den Boden in den Filter gepumpt. Der Spülschlamm wird von der Oberfläche des Filters mittels eines Saughebers entfernt, der während des Spülens gefüllt wird und der Schlamm vom Filter absaugt. Danach wird er zu einem Schlammwasserbehälter geführt und zum Zulauf des Klärbeckens gepumpt, in dem der Biofilterschlamm sich mit dem Primärschlamm absetzt.

Belastung

In der Kläranlage Hundested wird hauptsächlich häusliches Abwasser behandelt. Es wird der Anlage nur eine geringe Menge Industrieabwasser u.a. aus der Fischindustrie zugeleitet.

Tabelle 3 zeigt die durchschnittliche Belastung der Anlage.

BSB ₅	=	547 kg/d
CSB	=	1285 kg/d
N _{ges}	=	104 kg/d
P _{ges}	=	20 kg/d
SS	=	821 kg/d

Tabelle 3 Belastungen in der Kläranlage Hundsted

Vorfällung

Bei der Vorfällung werden ca. 62% des BSB₅ und 10% des Stickstoffes entfernt. Dadurch ändert sich das Verhältnis zwischen organischen Stoffen und Stickstoff von 5,3 im Zulauf auf 2,2 nach der Vorfällung (Basis: BSB₅:N). Phosphor wird auf 2 mg P/l reduziert.

Betriebsergebnisse

Bild 3 zeigt die Zu- bzw. Ablaufkonzentrationen sowie die prozentuale Reduktion der Gesamtanlage

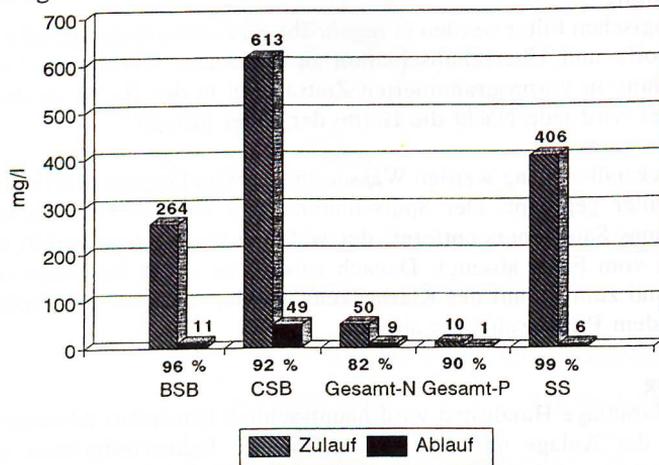


Bild 3 Zu- bzw. Ablaufkonzentrationen sowie prozentuale Reduktion, Kläranlage Hundsted.

Stickstoff wird um 82% reduziert, und die übrigen Parameter um zwischen 90% und 99%. Durch den niedrigen SS-Gehalt von 6 mg/l wird illustriert, daß in den Filtern eine effiziente Rückhaltung der suspendierten Stoffe gewährleistet ist.

Bild 4 zeigt die Ablaufwerte für Ammoniak und Nitrat während des Winters 1993/1994.

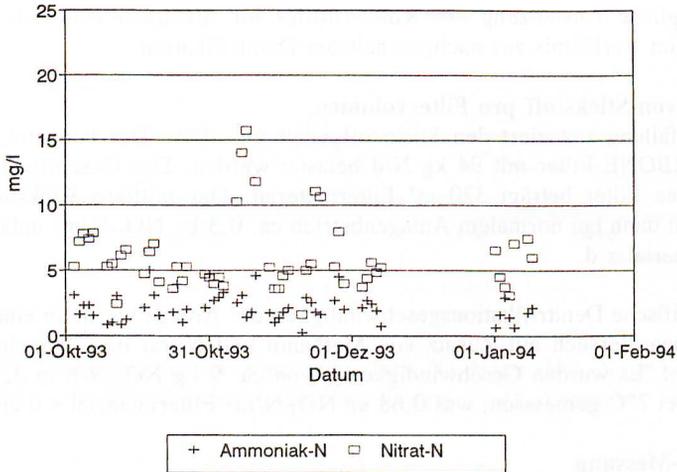


Bild 4 Ablaufwerte für $\text{NH}_3\text{-N}$ und $\text{NO}_3\text{-N}$ (Zulauf ca. $50 \text{ mg/l N}_{\text{ges}}$)

Die Nitrifikation war in der ganzen Periode stabil. Der Ammoniakwert ist immer $< 5 \text{ mg NH}_3\text{-N/l}$ mit einem Durchschnitt von $2,2 \text{ mg NH}_3\text{-N/l}$. Der typische Nitratwert befindet sich unter $10 \text{ mg NO}_3\text{-N/l}$ mit einem Durchschnitt von $6,0 \text{ mg NO}_3\text{-N/l}$.

In mehreren Fällen war der Nitratgehalt sehr hoch. Dies lag zunächst an einem Fehler in der Steuerung des Methanolzusatzes. Ferner war das betreffende Nitratmeßgerät nicht stabil. Wenn von diesen Unregelmäßigkeiten in Verbindung mit der Inbetriebnahme abgesehen wird, hat die Anlage gezeigt, daß sie die dänischen Anforderungen an Gesamt-N $< 8 \text{ mg/l}$ als Mittelwert berechnet auf Jahresbasis einhalten kann.

Die Messung von Sauerstoff im Ablauf der aeroben Filter zeigt ferner, daß die Belüftung zur Sicherung einer vollen Nitrifikation unnötig hoch war. Die Belüftung wird deshalb in Zukunft wesentlich reduziert und somit auch der Strom- und Methanolverbrauch. Man konnte ferner feststellen, daß das Wasser beim Überlauf über die Überfallkanten auf dem Weg von den aeroben Filtern zu den anoxischen

belüftet wird. Bei der Konzeption neuer Anlagen werden in der Zukunft Überfallkannten weitgehend vermieden.

Durch die Optimierung der vorgeschalteten Denitrifikation erzielt man sowohl die größtmögliche Ausnutzung des Kohlenstoffes im Abwasser als auch eine Ersparung im Verhältnis zur nachgeschalteten Denitrifikation.

Umsatz von Stickstoff pro Filtervolumen

Die Vorfällung reduziert den Stickstoffgehalt um 10%. Das bedeutet, daß die BIOCARBONE-Filter mit 94 kg N/d belastet werden. Das Gesamtvolumen der anoxischen Filter beträgt 320 m³ Filtermaterial. Der mittlere Stickstoffumsatz entspricht dann bei normalem Anlagenbetrieb ca. 0,3 kg NO₃-N/m³ unbelüftetem Filtermaterial x d.

Die spezifische Denitrifikationsgeschwindigkeit der Anlage wurde in einem großtechnischen Versuch mit Zusatz von Methanol und Nitrat im Überschuß näher untersucht. Es wurden Geschwindigkeiten von ca. 9 kg NO₃-N/h in der ganzen Anlage bei 7°C gemessen, was 0,68 kg NO₃-N/m³ Filtermaterial x d entspricht.

On-Line-Messung

Ein mobiler Meßwagen zur On-Line-Messung von u.a. NH₃-N, NO₃-N und P wurde beim Probetrieb der Anlage eingesetzt.

Die Bilder 5 und 6 zeigen Beispiele dieser On-Line-Messungen in Dezember 1993 bei einer Temperatur von 7°C. Die Kurven zeigen den Ammoniak-, Nitrat- und Phosphorgehalt im Ablauf der aeroben Filter. Bild 5 zeigt eine Erhöhung des Ammoniak- und Nitratgehaltes im Laufe des Nachmittags und am frühen Abend. Die Erhöhung der Werte ist darauf zurückzuführen, daß die Belastung der Anlage zunimmt, da in diesem Zeitraum die Filter gespült wurden. Bild 6 zeigt einen Tagesverlauf, bei dem die Rückspülung im Zeitraum von 21:00 bis 6:00 erfolgt. Nachdem die Rückspülung begonnen hat, erhöhen sich die Ammoniak- und Nitratwerte weniger im Vergleich zu Zeiten mit Spitzenbelastung der Anlage.

Ein Teil der Ursache liegt darin, daß die Leistung der Spülwasserpumpe sehr hoch war und sich nur schwer regulieren ließ. Es wurde danach nochmals versucht die Betriebsform zu optimieren, besonders mit bezug auf die Rückspülung. Bild 6b zeigt das Ergebnis von On-Line-Messungen vom 6.-7. Januar 1994, nach der Optimierung. Es geht daraus hervor, daß die Schwankungen in NH₃-N jetzt < 1 mg/l und in NO₃-N < 2 mg/l sind.

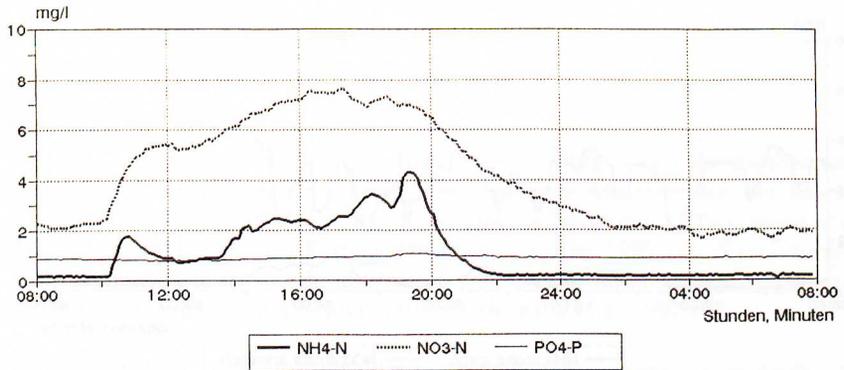


Bild 5 On-Line-Messung von Ammoniak (NH₃-N), Nitrat (NO₃-N) und Phosphat (PO₄) im Ablauf von den Aeroben Filtern. 17-18. Dezember 1993.

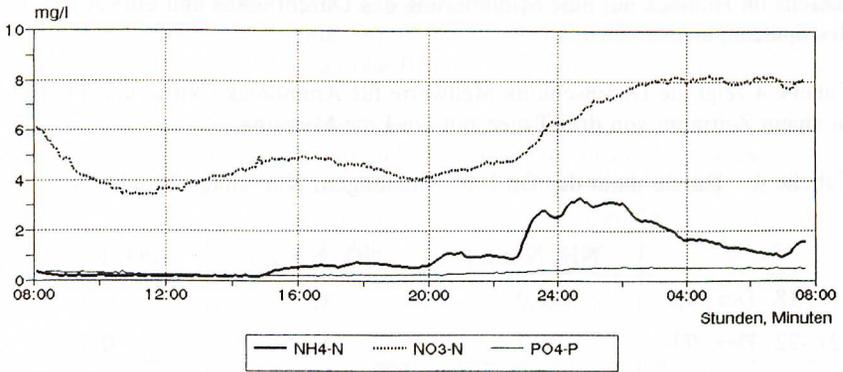


Bild 6 On-Line-Messung von Ammoniak (NH₃-N), Nitrat (NO₃-N) und Phosphat (PO₄) im Ablauf von den Aeroben Filtern. 2-3. Januar 1994

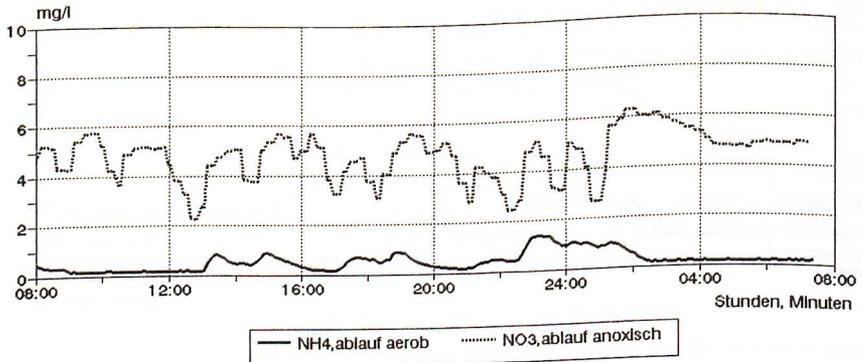


Bild 6b On-Line-Messung von Ammoniak ($\text{NH}_3\text{-N}$), Nitrat ($\text{NO}_3\text{-N}$) und Phosphat (PO_4) im Ablauf von den Aeroben Filtern. 6.-7. Januar 1994

Aufgrund dieser Erfahrung arbeitet man jetzt mit einer Verbesserung des Spülverfahrens im Hinblick auf eine Minimierung des Durchflusses und eine Anpassung des Spülzeitpunktes.

Tabelle 4 zeigt die Durchschnitts-Meßwerte für Ammoniak, Nitrat und Phosphor in einem Zeitraum von drei Tagen mit On-Line-Messung.

Tabelle 4 Durchschnitt der On-Line-Messungen, Kläranlage Hundested

	$\text{NH}_3\text{-N}$ mg/l	$\text{NO}_3\text{-N}$ mg/l	$\text{PO}_4\text{-P}$ mg/l
17.-18. Dez. 93	1,0	4,2	0,9
21.-22. Dez. 93	1,2	4,5	0,3
02.-03. Jan. 94	1,1	5,5	0,4

Die On-Line-Messungen sind in guter Übereinstimmung mit den Laboranalysen und zeigen, daß die Anlage die Anforderungen einhalten kann.

Das Ergebnis der Messungen zeigt ferner, daß außer einer zufriedenstellenden Ablaufgüte eine gewisse Dynamik in der Anlage vorhanden ist, daß aber diese durch Betriebsoptimierung kontrolliert werden kann. Es ist in diesen Anlagentypen deshalb besonders zweckmäßig On-Line-Messung und -Steuerung einzusetzen, um

eventuelle Schwankungen auszugleichen. Als Alternative ist die Anlage so groß zu bemessen, daß die Schwankungen auf diese Weise ausgeglichen werden.

KLÄRANLAGE NYBORG

Pilotanlage

Weil ca. 50% der Belastung der Kläranlage Nyborg von Industrieabwasser stammen und noch wenig Erfahrung mit niedrigen Ablaufwerden bei kaltem Temperaturen vorlagen, trafen die Kommune Nyborg mit COWIconsult und ENVI-TEC (KRÜGER) als Partner deshalb in Februar 1989 eine Vereinbarung mit der Umweltschutzbehörde über die Durchführung eines Forschungsprojekts zur Abwasserreinigung mit Schwimmfiltern (Rogalla et al 1992 (b)).

Bei den Industrien handelt es sich um Lebensmittelunternehmen, eine Asphaltfabrik und eine Chemiemüllbehandlungsanlage.

Versuche mit Nitrifikation und Denitrifikation wurden in zwei separaten vorgeschalteten Reaktoren gemäß dem Rezirkulationsprinzip durchgeführt, d.h. ein anoxischer Reaktor mit nachgeschaltetem aerobem Reaktor. Der anoxische Reaktor war mit einem kombinierten Filtermaterial bestehend aus 0,75 m³ Blähton und 0,25 m³ Polystyrol-Kugeln gefüllt (das dem im BIOSTYR-Konzept angewandten Typ entspricht). Der aerobe Reaktor war mit Polystyrol-Kugeln gefüllt.

Versuche mit mechanisch/chemisch gereinigtem Abwasser wurden durchgeführt, in denen Abwasser als Kohlenstoffquelle für die Denitrifikation angewandt wurde. Das BSB/Ges-N-Verhältnis im Ablauf der mechanischen Anlage schwankte zwischen 1,9 und 2,3, was für die Durchführung einer Denitrifikation nicht ausreicht. Um einen größeren Teil des Abwassers auszunutzen zu können, versuchte man deshalb rohes Abwasser, das nach den Rechen entnommen wurde, zuzuführen. Dies ergab ein BSB/Ges-N-Verhältnis, das zwischen 3,4 und 4,7 schwankte. Unter diesen Verhältnissen erhielt man bei 10°C und 14°C Denitrifikationsgeschwindigkeiten von 0,27 kg N/m³ anoxischem Volumen × d bzw. 0,38 kg N/m³ anoxischem Volumen × d.

Gleichzeitig wurde eine Nitrifikation mit Ablaufkonzentrationen von durchschnittlich zwischen 0,6 und 2,6 mg NH₄/l in den verschiedenen Rohwasserperioden erzielt. Die Nitrifikationsgeschwindigkeiten wurden zu 0,51 bzw. 0,54 kg N/m³ × d bei 10°C bzw. 14°C gemessen.

Das C/N-Verhältnis reichte immer noch nicht für eine volle Denitrifikation aus, weshalb während der letzten Rohwasserperiode Zusatz von Methanol stattfand.

Weil die bestehende Vorfällung erhalten werden sollte, wurden dann Versuche mit mechanisch gereinigtem Abwasser sowie Zugabe einer externen Kohlenstoffquelle in der Form von Methanol durchgeführt.

Der Betrieb wurde auf die Erreichung der Ablaufanforderungen des dänischen Gewässerschutzplans hin ausgelegt.

Bei Temperaturen von 17°C und 10°C wurden Nitrifikationsgeschwindigkeiten von 0,85 bzw. 0,43 kg N/(m³ aerobes Volumen × d) beobachtet. Diese Ergebnisse wurden für die Konzeption der großtechnischen Anlage benutzt.

ANLAGENAUFBAU

Angesichts der letzten Phase der Pilotversuche wurde dann beschlossen, eine auf dem BIOSTYR-Verfahren basierende Festbettanlage zu errichten, in der eine Biofiltration im Aufstrom und Rückspülung im Gegenstrom das Hauptprinzip sind.

Die Anlage wurde für eine Belastung gemäß Tabelle 5 konzipiert.

Tabelle 5: Bemessungsdaten für die Kläranlage Nyborg (BIOSTYR)

Wassermengen			
Q _{Trockenwetter}	(m ³ /d)	13.000	
Q _{max.Stunde}	(m ³ /h)	870	
Q _{max.Stunde Regen bio.Behand.}	(m ³ /h)	1.400	
		Zulauf BIOSTYR (Festbett)	Ablaufanforderungen
CSB	mg/l	230	-
BSB	mg/l	90	15
Ges.-N	mg/l	46	8
NH ₄ -N	mg/l		3
Ges.-P	mg/l	2	1,5
TS	mg/l	50	20

Nach dem Rechen durchströmt das Abwasser den Sand- und Fettfang unter Zusatz von FeCl₃. In den Absetzbecken werden der Phosphor und die organischen Partikel gefällt.

Die BIOSTYR-Anlage ist der vorhandenen mechanisch/chemischen Anlage nachgeschaltet. Die Anlage besteht aus 10 Filtern von je 63 m^2 , von denen zwei - obwohl ohne maschinelle Ausrüstung - installiert worden sind, falls ein Ausbau der Anlage in Zukunft notwendig ist. 5 Zellen sind auf jeder Seite des Filtergangs unter den Zu- und Ablaufleitungen angebracht. Siehe Schnittzeichnung, Bild 7.

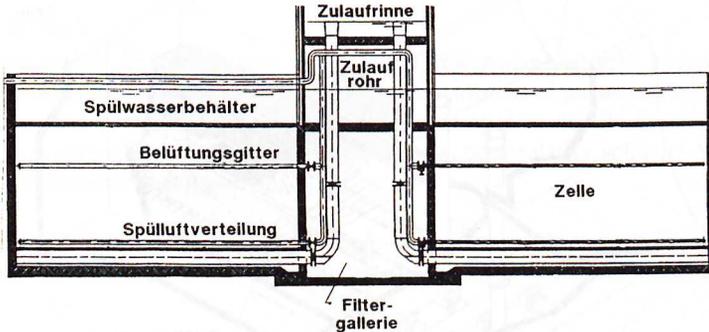


Bild 7 Schnitt durch die BIOSTYR-Anlage

Das Material, auf dem die Bakterien sich ansetzen, besteht aus Polystyrol-Kugeln mit je einem Durchmesser von ca. 3 mm und einer Oberfläche von ca. $1050 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (Boller et al 1993).

Jede Zelle besteht aus einer anoxischen Zone von 1 m und einer aeroben Zone von 1,5 m Tiefe. Die zwei Zonen sind mittels eines Belüftungsgitters getrennt. Ein Wasservolumen von ca. 125 m^3 unter dem Material ermöglicht eine Ausdehnung des Materials während der Spülung. Bei der Volumenbemessung wird sichergestellt, daß bei einer Belastungserhöhung allen Zellen zusätzliches Material von $\frac{1}{2} \text{ m}$ zugeführt werden können. Dies beruht auf ein eventuelles Vorhandensein von relativ großen Nitratkonzentrationen im Rohwasser, besonders was Nyborg betrifft.

Bild 8 zeigt einen Schnitt durch eine BIOSTYR-Zelle.

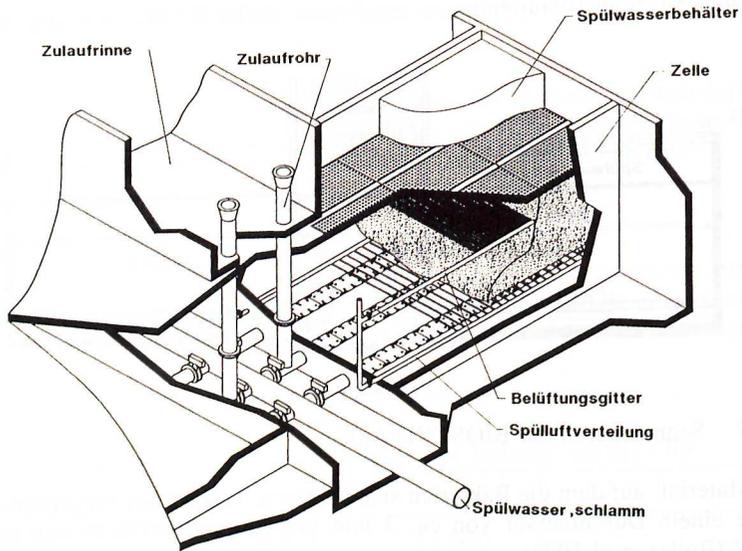


Bild 8 Schnitt durch eine BIOSTYR-Zelle

Die Anlage ist für Rezirkulationsverfahren im Aufstrom gebaut, bei dem das Abwasser und das nitrathaltige Rezirkulationswasser einer hochliegenden Verteilungsrinne zugeleitet und dann durch Verteilerrohre zum Filterboden geleitet werden. Auf Grund des Druckunterschieds zwischen dem Zu- bzw. Ablaufkanal wird das Wasser durch den Filter nach oben geleitet.

Da im Falle Nyborg eine externe Kohlenstoffquelle erforderlich ist, wird in der Verteilungsrinne Methanol zugegeben. Das kohlenstoff- und nitrathaltige Wasser wird zuerst durch die anoxische Zone geleitet, in der Filtration von suspendierten Stoffen, Sauerstoffreduktion und Denitrifikation erfolgt. Der anfallende Stickstoff (N_2) wird automatisch in Durchlaufrichtung aufwärts mitgenommen und dann an die Atmosphäre freigegeben.

Das Abwasser durchströmt dann das Belüftungsgitter, dem Luft von zwei zweistufigen Kapselgebläsen zugeführt wird. In diesem Teil der Anlage werden

während der Nitrifikation auch eventuelle organische Stoffe oxidiert. Das gereinigte Abwasser durchströmt die Düsendecke, die die Polystyrol-Kugeln zurückhält. Über der Düsendecke ist ein Klarwasserspeicher von insgesamt 1350 m³ integriert, von dem das Wasser entweder in dem Ablauf gegeben oder für Spülungen verwendet wird.

STEUERUNG

Die hydraulische Aufenthaltszeit in der BIOSTYR-Anlage ist sehr kurz im Vergleich zur Belebungsanlage. Dies stellt strenge Anforderungen an die Bemessung oder Steuerung der Anlage, weil große Schwankungen in der Zusammensetzung des Zulaufs entweder aufgefangen werden müssen oder relative schnelle Änderungen in der Steuerung erfordern.

Da die Anlage einer der ersten dieses Typs ist, mußten während der Inbetriebnahme laufende Justierungen und Änderungen vorgenommen werden, um den Betrieb zu optimieren.

Die Kläranlage Nyborg ist einer PDV-Anlage (Prozeßdatenverarbeitungsanlage) angeschlossen, die aus einem Hauptspeicher und zwei SPS (speicherprogrammierten Steuerungen) besteht. Die Funktion der einen SPS ist ausschließlich die Steuerung der BIOSTYR-Anlage. Die Funktion der zweiten SPS ist die Kontrolle der mechanisch/chemischen Anlage.

In Verbindung mit der Steuerung wurde ein On-Line-UV-Meßgerät installiert, das auf die Zulaufschwankungen des CSBs reagiert (Roudon et al, 1990). Auf Basis dieser Messung lassen sich die Gebläsegeschwindigkeit, die Methanoldosierung und der Rezirkulationsgrad regeln. Falls das Meßgerät außer Betrieb ist, wird ein alternatives Steuerprogramm eingekuppelt.

FILTERSPÜLUNG

Während der Abwasserreinigung erhöht sich der Druckverlust über den Filtern aufgrund der Rückhaltung von suspendierten Stoffen sowie des biologischen Wachstums. Deshalb wird über jedem Filter der Druckverlust kontinuierlich gemessen, und bei Erreichung der festgelegten Druckniveaus wird mittels der PDV-Anlage gespült. Generell erfolgt die Spülung bei einem erhöhten Druckverlust von 2,5 mWS.

Das Spülverfahren ist ein wesentlicher Betriebsparameter der Anlagensteuerung. Aus betriebstechnischen Gründen soll nur rückgespült werden, wenn erforderlich.

Jedoch darf der Zeitraum zwischen den Spülungen auch nicht zu lang sein, da dann Verstopfungen und Kanalbildungen im Material entstehen können.

Das gebrauchte Spülwasser (ca. 470 m³/Spülung) wird zuerst dem Spül-Schlammbecken von 350 m³ zugeleitet und dann zurück zum Zulauf des Sand- und Fettfangs gepumpt. Die Entnahme von biologischem und Primärschlamm erfolgt in den Absetzbecken. Der Schlamm wird mittels Polymeren in einem Voreindicker entwässert, ehe er dem Faulbehälter zugeleitet wird. Das Schlammwasser der Schlammbehandlung wird zum Zulauf des Sand- und Fettfangs zurückgeleitet.

Es handelt sich um zwei unterschiedliche Rückspülverfahren:

1. Hauptspülung
2. Mini-Spülung

Die Hauptspülung erfolgt in festgelegten Abständen, die von der Belastung der suspendierten Stoffen und der biologischen Aktivität abhängen. Die Hauptspülung erfolgt jeden Tag in allen Filtern, falls der maximale Druckverlust nicht vorher erreicht worden ist.

Die Hauptspülung besteht aus einer Reihe Phasen, in denen mit Wasser bei 60 m/h (insgesamt ca. 6,5 Min.) gespült oder mit Luft bei 17 m/h (insgesamt ca. 4,5 Min.) gereinigt wird. Die angeführten Zeiten sind vom gewählten Spülprogramm abhängig. Die Wasserspülung erfolgt im Gegenstrom und die Luftspülung erfolgt mit einem Spülluftgitter am Filterboden. Dadurch wird sichergestellt, daß der im Filter angehäuften Schlamm sowie zurückgehaltene Partikel sich ablösen und ausgespült werden.

Mini-Spülung ist eine reduzierte Ausgabe der Hauptspülung, indem nur mit Wasser gespült wird, um die Anhäufungen am Boden des Filtermaterials auszuspülen.

BETRIEB DER BIOSTYR-ANLAGE

Die BIOSTYR-Anlage wurde November 1992 verfahrensmäßig in Betrieb genommen. Die Anlage wurde mit niedriger hydraulischer Belastung (7800 m³/d) in Betrieb gesetzt, und der ganze Filter wurde belüftet, um ein Wachstum nitrifizierender Bakterien auf den Polystyrol-Kugeln zu schaffen.

Trotz Temperaturen zwischen 9°C und 13°C wurde innerhalb weniger Wochen volle Nitrifikation erreicht. Danach wurde die Belastung allmählich erhöht.

Bild 9 zeigt den Verlauf der Inbetriebnahme der Nitrifikation.

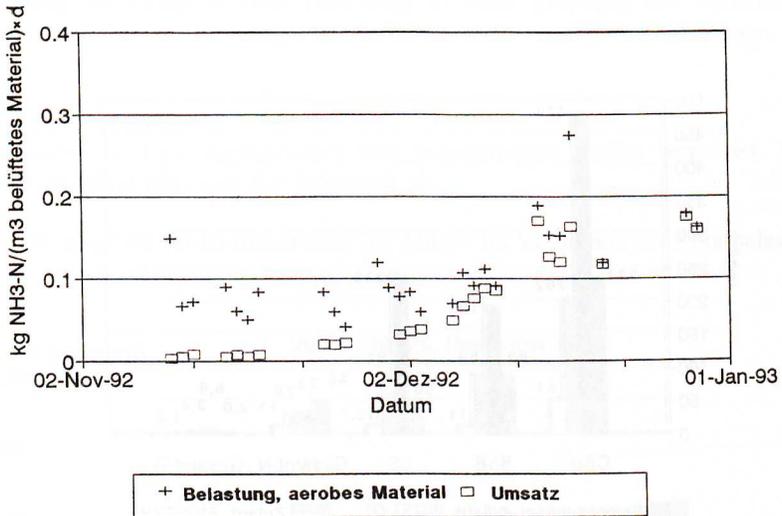


Bild 9 Inbetriebnahme der Nitrifikation November/Dezember 1992. Der ganze Filter ist belüftet. BIOSTYR, Nyborg.

Die Rezirkulation und Inbetriebnahme der Denitrifikation fanden Anfang Februar 1993 statt. Es muß hier berücksichtigt werden, daß im Zulauf zur Kläranlage wesentliche Nitratmengen im Abwasser häufig vorkommen können.

BELASTUNG

Die Belastung der Anlage ist im großen ganzen wie erwartet mit Ausnahme der Feststoffe, die fast den zweifachen Bemessungswert erreichen. Bild 10 zeigt mittlere Zu- und Ablaufkonzentrationen in zusammengehörigen Proben sowohl vor und nach der Fällung als auch im Ablauf der Anlage. Die bei der Bemessung des Zulaufs zur BIOSTYR angewandten Werte sind auch ersichtlich.

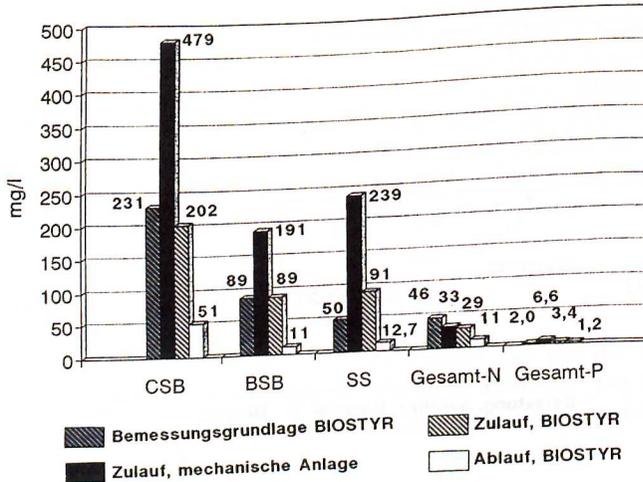


Bild 10 Belastung und mittlere Konzentrationen während der Inbetriebnahme im Zulauf zur mechanischen Anlage, Zulauf und Ablauf zur BIOSTYR-Anlage.

Das BSB/N-Verhältnis beträgt im Zulauf durchschnittlich 5,5. Nach der Vorfällung ist das Verhältnis auf ca. 2,5 reduziert. Als zusätzliche Kohlenstoffquelle werden deshalb durchschnittlich ca. 1270 l Methanol pro Tag zugeführt.

Der Bedarf an Methanol hängt nicht nur vom C/N-Verhältnis und der Menge an leicht zugänglichem Kohlenstoff im Zulauf ab, sondern auch vom Sauerstoffgehalt im Rezirkulationswasser. Was die Entfernung von 1 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ betrifft, ist jedoch zu bedenken, daß die Entfernung von 1 mg O_2 nur 30% der für die Stickstoffreduktion notwendigen Kohlenstoffmenge erfordert. Die Methanol-Dosierung erfolgt bis zu einem CSB/N-Verhältnis von ca. 10. Z.Z. erfolgt noch eine weitere Optimierung dieses Verhältnisses.

Bei der Anlagenkonzeption wurde maximal 1,5 mg/l gelöster nicht abbaubarer organischer N vorausgesetzt. In der Praxis hat es sich aber erwiesen, daß dieser Parameter bis zu 3,5 mg/l betragen kann, was sich vermutlich auf die Industrie-

belastung zurückführen läßt. Dies trägt zu einer Erhöhung des N-Gehalts im Ablauf bei, die durch biologische Verfahren nicht verringert werden kann.

SS-REDUKTION

Der Filter ist zum Zurückhalten von suspendierten Stoffen bemessen. Diese Funktion hängt aber von der Belastung ab.

Bild 11 zeigt die SS-Konzentration im Ablauf im Verhältnis zur Filterbelastung.

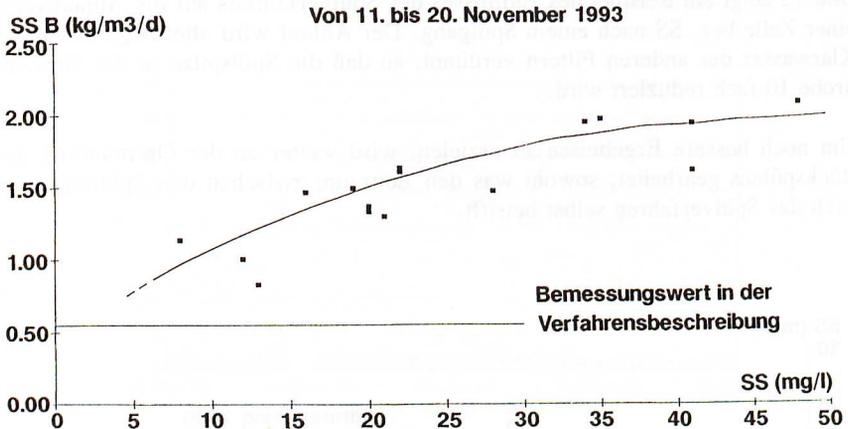


Bild 11 Die SS-Konzentration im Ablauf im Verhältnis zur Belastung BIOSTYR, Nyborg

Es geht aus Bild 11 hervor, daß mit zunehmender Belastung auf dem Material die Ablaufgüte verringert wird. Dies hat Bedeutung für die erzielten Ergebnisse, weil nach der Inbetriebnahme von BIOSTYR eine wesentliche Verringerung der Effizienz des Absetzbeckens im Verhältnis zu den während der Betriebsperiode der Pilotanlagen erzielten Reduktionen festgestellt wurde. Die erzielte SS-Reduktion beträgt ca. 60% gegen früher ca. 80%. Die Streuung der Zahlen ist auch erhöht, was natürlich auf mehrere Faktoren zurückgeführt werden kann:

- physikalische Faktoren (Räumkapazität, Flockung u.a.m.)
- geänderte Rohwasserzusammensetzung
- Rezirkulation des Schlammwassers von BIOSTYR

Diese Faktoren werden zur Zeit untersucht. Es wurden keine physikalischen Fehler bei den Längs-Absetzbecken gefunden. Um den zweiten Faktor untersuchen zu können, wurden Laborfällungsversuche durchgeführt. Diese Versuche zeigten, daß das Rohwasser seine Zusammensetzung offensichtlich geändert hatte, weil FeCl_3 in heutigen Perioden nicht immer zur Fällung des Abwassers geeignet ist.

Was den dritten Faktor betrifft, ist - wie bei anderen Filtrationsverfahren - die SS-Konzentration einer Zelle direkt nach einer Spülung doppelt so groß wie vor der Spülung. Je nach Effizienz der Spülung und der vorhergehenden Belastung wird nach $\frac{1}{2}$ bis $1\frac{1}{2}$ Stunden die Ablaufgüte den vorherigen Wert erreichen.

Bild 12 zeigt ein Beispiel des Einflusses des Spülverfahrens auf die Ablaufwerte einer Zelle bez. SS nach einem Spülgang. Der Ablauf wird allerdings durch das Klarwasser der anderen Filtern verdünnt, so daß die Spülspitze in der Gesamprobe 10-fach reduziert wird.

Um noch bessere Ergebnisse zu erzielen, wird weiter an der Optimierung des Rückspülens gearbeitet, sowohl was den Zeitraum zwischen den Spülungen als auch das Spülverfahren selbst betrifft.

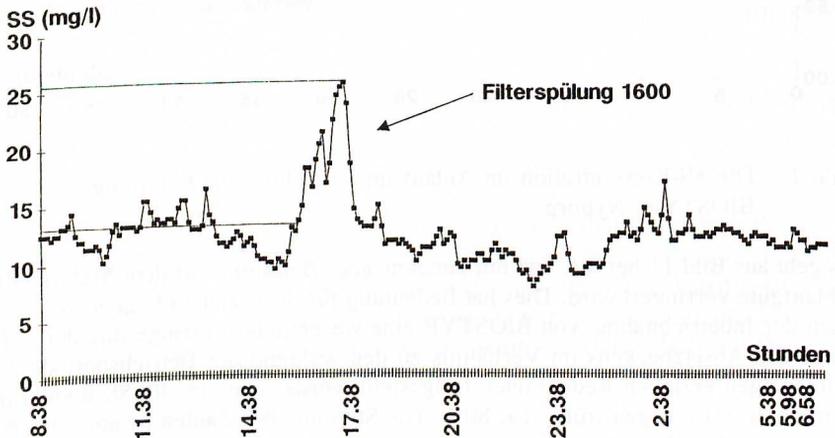


Bild 12 Trübung gemessen im Ablauf einer Zelle und in SS umgerechnet.

STICKSTOFFELIMINATION

Bild 13 und Bild 14a zeigen die 1993-iger Ergebnisse mit Bezug auf Nitrifikation und N-Eliminierung durch die BIOSTYR-Anlage im Verhältnis zur Zulaufkonzentration bzw. Materialvolumen.

Die Belastung ist angegeben als die Summe von $\text{NH}_4\text{-N}$ und $\text{NO}_3\text{-N}$. Das Verhältnis zwischen $\text{NH}_4\text{-N}$ /Ges-N im Zulauf ist im Durchschnitt 0,65, mit einer Streuung von 0,08. Deshalb ist die Gesamtbelastung über 1,5 mal größer als die sich aus den Bildern 13 und 14 ergebende Belastung.

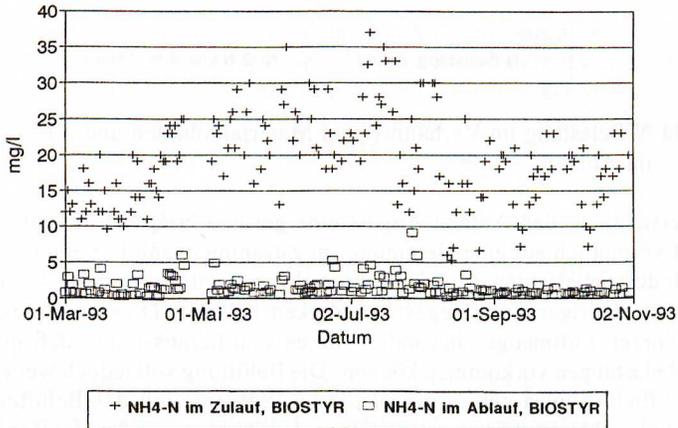


Bild 13 Ammoniak-Reduktion in der BIOSTYR-Anlage (Temperatur 8-17°C) Nyborg 1993

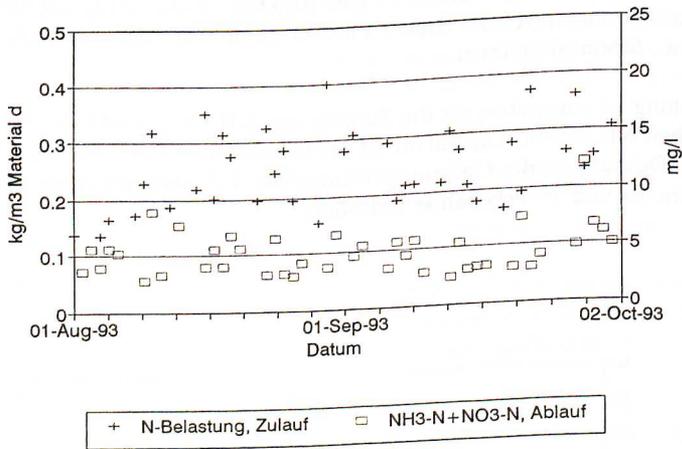


Bild 14a N-Belastung im Verhältnis zum Materialvolumen und $\text{NH}_3\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$ im Ablauf.

Es ist ersichtlich, daß Anfang August eine geringe $\text{NH}_4\text{-N}$ -Elimination erfolgte. Dies ist vermutlich auf eine Hemmung im Zusammenhang mit einer außerordentlichen Industriebelastung zurückzuführen. Ferner wurde bis zum 9. August 1993 nachts mit niedriger Einblasegeschwindigkeit belüftet. Dies wurde ganztägig zu einer höheren Luftmenge abgeändert, da es sich herausstellte, daß in der Nacht Spitzenbelastungen vorkommen können. Die Belüftung soll jedoch weiter optimiert werden. Ende August gab es physikalische Probleme mit der Belüftung, was zu einer relativ schlechten Elimination führte. Im Oktober wurden die Rezirkulationspumpen umprogrammiert, was wegen niedriger Rezirkulationsgrade in den Umprogrammierungsperioden zu hohen Ablaufkonzentrationen von Nitrat führte.

Während der drei Monate betragen die $\text{NH}_4\text{-N}$ - und $\text{NO}_3\text{-N}$ -Belastungen durchschnittlich $0,243 \text{ kg N/m}^3$ Materialvolumen pro Tag und die Reduktion $0,180 \text{ kg N/m}^3$ Materialvolumen pro Tag.

Ungeachtet dieser Probleme, die teils auf die Abwasserzusammensetzung und teils auf mechanische und steuerungsmäßige Verhältnisse zurückzuführen waren, war die Ablaufgüte zufriedenstellend. Die Mittelwerte und die Standardabweichungen der Ablaufgüte sind aus Tabelle 6 ersichtlich.

Tabelle 6 Mittelwerte im Ablauf, Kläranlage Nyborg

Parameter	Mittelwert	Standardabweichung
NH ₄ -N mg/l	1,2	0,8
NO ₃ -N mg/l	3,9	1,7
Ges-N* mg/l	7,2	2,2
Ges-P mg/l	0,9	0,2
CSB mg/l	55	15
SS mg/l	12	8

* Ges-N berechnet ($\text{Ges-N} = (\text{NO}_3^- + \text{NH}_4\text{-N}/0,73)$)

Eine 80%-ige NO₃-N-Reduktion wird in der Anlagenkonzeption vorausgesetzt (was einer 5-fachen Rezirkulation entspricht). Die Rezirkulation war in der ganzen Periode durchschnittlich 4,9 (Normabweichung 1,4), was einer voraussichtlichen Effizienz der Denitrifikation von 79,6% entspricht. Die praktische Effizienz der Denitrifikation war durchschnittlich 74% (H. Toettrup 1993).

ON-LINE-MESSUNGEN

Während des 1-jährigen Betriebes der Kläranlage Nyborg war es, wie aus dem obigen ersichtlich möglich, bei Anwendung des BIOSTYR-Prinzips gute Reinigungsergebnisse zu erzielen.

Da die Anlage eine der ersten großtechnischen BIOSTYR-Anlagen mit sowohl Nitrifikations- als auch Denitrifikationsverfahren in derselben Filterzelle ist, erfolgt laufend eine Entwicklung und Erfahrungssammlung im Hinblick auf eine Verfahrensoptimierung. Versuche in der Pilotanlage, die Grenzen für die Anlagebelastungen zu finden, insbesondere unterschiedliche Kombinationen von Industrieabwasser, laufen weiter.

Um einen Überblick über die Dynamik und Belastungsschwankungen der Anlage zu erhalten, wurden On-Line-Messungen mit einem mobilem Meßwagen gemacht. Der Meßwagen, der mit Meßgeräten für NH₄-N, NO₃-N, Redox und Trübung sowie Datenerfassung ausgerüstet ist, wurde Anfang November 1993 für zwei Wochen aufgestellt.

Zusätzlich wurden folgende Parameter vom Meßwagen registriert:

- Druckverlust in allen Biofiltern
- Gebläsebetrieb
- Pumpenbetrieb

Die Messungen zeigten, daß eine große Belastung nachmittags um ca. 16 Uhr vorkommt, was für die Kläranlage Nyborg sehr typisch ist. Zu diesem Zeitpunkt kann die $\text{NH}_3\text{-N}$ -Belastung mehr als $1 \text{ kg NH}_3\text{-N/m}^3$ belüfteten Material \times Tag betragen. Während der übrigen Zeit kommt eine niedrige Belastung vor. Man hat ferner gefunden, daß das Ammonium im Ablauf sich eine Stunde nach maximaler Belastung erhöht, wenn die Gebläse nicht kontinuierlich gesteuert werden. Dies entspricht der Aufenthaltszeit der Anlage.

Die On-Line-Messungen können jetzt bei der Steuerung der Gebläse, der Optimierung der Rezirkulation und der Methanol-Dosierung benutzt werden.

Bild 14b stellt ein Beispiel der On-Line-Messungen von $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ und PO_4P im Ablauf der Anlage dar.

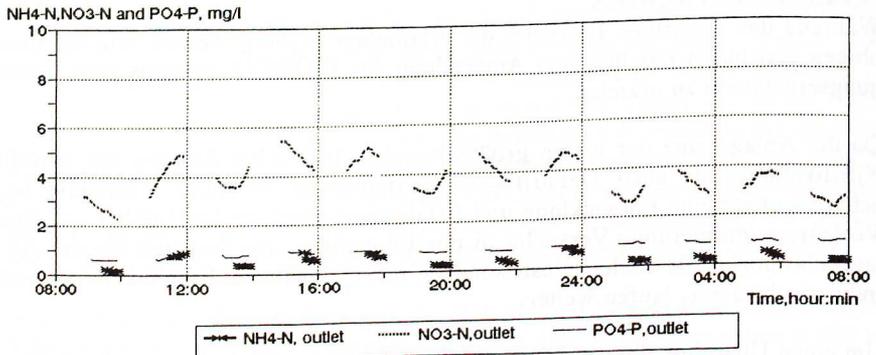


Bild 14b On-Line-Messungen 12-13. November 1993, Ablauf.
Kläranlage Nyborg

KÜNFTIGE BIOSTYR-ANLAGEN

Außer der Kläranlage Nyborg werden zur Zeit in Dänemark noch 4 BIOSTYR-Anlagen errichtet oder geplant, deren Bemessungsdaten aus Tabelle 7 ersichtlich sind.

Tabelle 7 Bemessungsdaten für neue dänische BIOSTYR-Anlagen mit N-Elimination

	Frederikshavn	Hobro	Mariager	Assens
Zellenanzahl	6	6	4 (2)	3
m ² /Zelle	63	24	24 (7)	14
Durchfluß _{mittel} m ³ /d	10.000	9.100	2.800	2.000
Durchfluß _{max.} m ³ /h	620	550	175	85
N-Belastung kg/d	395	216	85	56
BSB-Belastung kg/d	1.515	207	380	240

() Den Denitrifikationszellen nachgeschaltet

Kläranlage Frederikshavn

Man hat die BIOSTYR-Anlage wegen Platzmangel gewählt. Die Anlage soll nach einer Belebungsanlage in Serie betrieben werden, weshalb periodisch externer Kohlenstoff dosiert werden muß. Um den Kohlenstoffverbrauch zu minimieren, ist es durch die Steuerung möglich, die Anlage entweder als Rezirkulationsanlage oder als Rezirkulationsanlage mit Nach-Denitrifikation zu betreiben. Für NH₄ und NO₃ ist eine On-Line-Messung vorhanden. Die Anlage wird voraussichtlich 1995 in Betrieb genommen.

Kläranlage Hobro

Die Anlage wird hauptsächlich zur Nitrifikation verwendet, da eine Nach-Denitrifikation mit vorhandenen Dyna-Sand-Filtern durchgeführt wird. Wie in der Kläranlage Frederikshavn wird eine On-Line-Messung für sowohl NH₄ als auch NO₃ installiert. Eine aktive Steuerung von sowohl Kohlenstoffdosierung, Rezirkulation als auch Belüftung wird ebenfalls vorhanden sein. Die Anlage wird voraussichtlich 1994 in Betrieb genommen.

Kläranlage Mariager

Die Anlage wird durch 4 Rezirkulationszellen und 2 Nach-Denitrifikationszellen erweitert und voraussichtlich 1995 in Betrieb genommen.

Kläranlage Assens

Die Anlage wird durch 3 Nitrifikationszellen erweitert und voraussichtlich 1995 in Betrieb genommen.

Die genannten Anlagen, außer der Kläranlage Assens, haben alle Anforderungen an 8 mg/l Ges-N im Ablauf.

Wie aus Obigem hervorgeht, können Biofilmsysteme zur Stickstoffelimination weitgehend - oft im Zusammenhang mit dem Anlagenausbau - eingesetzt werden. Es ist deshalb wichtig, in der Konzeptionsphase die verschiedenen Möglichkeiten des Systems zu beurteilen.

Phosphorelimination - Festbettanlagen

Die bisherige Praxis der Phosphorelimination in Biofilteranlagen mit Stickstoffelimination ist wie vorstehend beschrieben die Vorfällung. Es gibt offensichtliche Vorteile der mechanischen Elimination von partikulären und organischen Stoffen, die sonst zur Biomasse beitragen. Es gibt aber auch Nachteile in dieser Verfahrenskonzeption in bezug auf das reduzierte C/N-Verhältnis und den zusätzlichen Chemikalienverbrauch.

Es werden deshalb zur Zeit alternative P-Eliminationsverfahren untersucht. Es handelt sich in diesem Zusammenhang um eine Simultanfällung im Filter (Sammut et al 1992) und um eine biologische Phosphorelimination. Nur die biologische Phosphorelimination wird im folgenden beschrieben. Die Voraussetzungen der biologischen Phosphorelimination sind von der Erfahrung mit Belebungsverfahren her bekannt, und die biologischen Verfahren sind eingehend untersucht worden. Damit die erforderlichen Verfahrensbedingungen vorhanden sind, muß eine Wechselwirkung zwischen anaeroben und aeroben Verhältnissen mit Zusatz von Kohlenstoff in den anaeroben Phasen/Becken gewährleistet sein.

Neue Untersuchungen (Kern-Jespersen et al 1994) haben gezeigt, daß auch ein anaerob-anoxischer-Verlauf das Wachstum der P-akkumulierenden Biomasse sicherstellen kann. Auf diesem Hintergrund wird heute mit der praktischen Entwicklung von Biofilter-Konzeptionen zur biologischen P-Elimination gearbeitet. Mit diesen Verfahren wird der Gehalt an organischen Stoffen im Abwasser effektiv genutzt, gleichzeitig wird die Bildung von chemischem Überschußschlamm minimiert.

Das Prinzip geht aus Bild 15 hervor. Die Anlage auf Bild 15 besteht aus 3 Filtern, von denen zwei zwischen anaeroben und anoxischen Verhältnissen wechseln, während der dritte Filter, von dem das Wasser in die anoxischen Filter zurückgeführt wird, immer aerob betrieben wird.

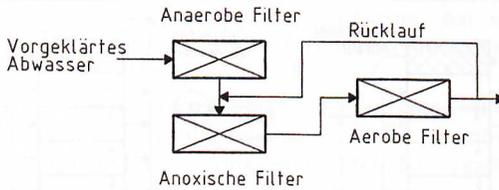
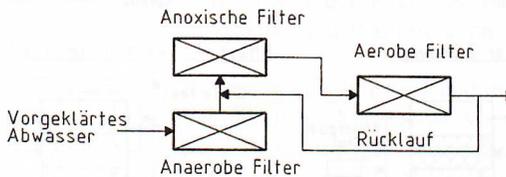
Phase 1Phase 2

Bild 15 Anlage zur biologischen Phosphorelimination im anaerob/anoxischem Verfahren.

In den zwei Filtern, die zwischen anaeroben und anoxischen Betriebsverhältnissen wechseln, werden die P-akkumulierenden Bakterien selektiert (Kern-Jespersen et al., 1994). Der Phosphor wird bei der Rückspülung am Ende der anoxischen Phasen aus dem System eliminiert.

Bild 16 zeigt eine andere Möglichkeit (Gonzalves et al., 1993). Es wird hier in einer alternierenden Betriebsform gearbeitet, in der jeweils ein Filter abwechselnd anaerob betrieben wird. Die bisherigen Ergebnisse stellen die Grundlage für die weitere Entwicklung dar, und man ist jetzt für großtechnische Anwendung reif. Der Vorteil der Festbettssysteme ist die Möglichkeit anaerobe und anoxische/aerobe Zeiten genau zu steuern und so dem Bedarf der Biomasse anzupassen.

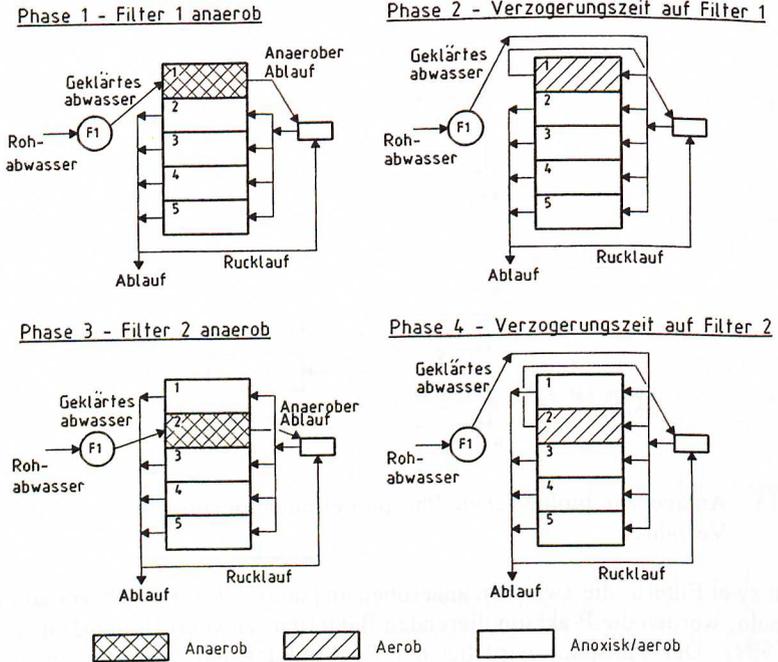


Bild 16 Anlage zur biologischen Phosphorelimination im anaerob/aeroben Verfahren.

ANLAGENKOSTEN

Die Kläranlage Nyborg wurde in einem Joint-Venture mit dem französischen Unternehmen OTV (CGE) ausgebaut. Die Anlagenkosten betragen rund DKK 50 Mio. (~ ÖS 90 Mio.). Dieser Betrag umfasst die schlüsselfertige BIOSTYR-Anlage einschl. neuer Betriebseinrichtungen, Straßenanlagen und Garagen.

Die Kläranlage Hundested wurde mit der Fa. Envi-tec (I. Krüger) als Generalunternehmer und OTV als Verfahrensberater ausgeführt. Die Anlagenkosten betragen rund DKK 30 Mio. (~ ÖS 55 Mio.) einschl. neuer Straßenanlagen.

ZUSAMMENFASSUNG

Die Inbetriebsetzung von zwei Festbetтанlagen vom Typ BIOCARBONE und BIO-STYR, Filterung im Abwärtsstrom bzw. Aufstrom, hat wertvolle Erfahrung sowohl in bezug auf Biofiltration als auch Betriebsoptimierung gebracht.

Beide Anlagentypen leisten eine effiziente Stickstoffelimination. Aufgrund der für die Phosphor-Elimination erforderlichen Vorfällung ist infolge eines niedrigen C/N-Verhältnis im Zulauf zu den Anlagen die Methanolzugabe notwendig. Kleine Änderungen des Anlagenaufbaus und neue Steuerungsmethoden kombiniert mit On-Line-Messungen werden dieses Verhältnis verbessern. Wenn die geschilderten Verhältnisse beurteilt worden sind, stehen der Klärtechnik hochleistungsfähige Verfahren und kompakte Anlagen zur N- und P-Elimination zur Verfügung.

In der Phosphorelimination geht die Entwicklung in Richtung biologischer Verfahren ohne Anwendung von Chemikalien. Alternative Verfahren werden z.Z. untersucht, und wenn diese zwei Verfahren im großtechnischen Betrieb eingesetzt werden, werden u.a die Probleme mit niedrigem C/N-Verhältnis nach der chemischen Fällung vermieden.

LITERATURANGABEN

Boller M., Gujer W., and Tschui M. (1993). Parameters affecting nitrifying biofilm reactors. 2nd IAWQ Biofilm Conf. Paris, Sept. 1993, Wat. Sci. Tech., pp. 15-25.

Kerrn-Jespersen J.P., Henze M. and Strube R. (1994). Biological phosphorus release and uptake under anaerobic respectively anoxic conditions in a fixed-film reactor. Wat. Res. In press.

Rogalla F., Meunier, Penillard P., and Pedersen P. (1992 (a)). Aerated Biofilters: Ten Years old and full of future. Advanced techniques for wastewater treatment. Ghent October 8, 1992.

Rogalla F., Badard M., Hansen F., and Dansholm P. (1992 (b)). Upscaling of compact nitrogen removal process, 1992. Wat. Sci. Tech. Vol. 26, No. 5-6, pp. 1067-1076.

Roudon G., Rogalla F., Ravarini P., and Bourdon F. (1990). Follow-up of aerated filters with on line sensors. Adv. Wat. Pol. Ctrl. 10, pp. 89-96 (5th ICA Workshop, Kyoto) ed. R. Briggs, Oxford, Pergamon.

Sammut F., Rogalla F., Gonçalves R.F., Penillard P. (1992). Practical experiences with removing nitrogen and phosphorus on aerated biofilters. European Conference, Nutrient Removal from Wastewaters, England, September 2-4 1992.

Toettrup H., Rogalla F., Vidal A., and Harremoes P. (1993). The treatment trilogy of floating filters. From pilot to prototype to plant. 2nd IAWQ Biofilm Conf. Paris Sept. 1993, pp. 51-60.

Verfasser

Erik Bundgaard, Forschungsmanager
Forschungsdivision
I. Krüger Systems
Gladsaxevej 363
DK-2860 Søborg - Dänemark

Vibeke Reimer Andersen, Verfahreningenieur
Forschungsdivision
I. Krüger Systems
Gladsaxevej 363
DK-2860 Søborg - Dänemark

Jens Peter Kerrn-Jespersen, Verfahreningenieur
Forschungsdivision
I. Krüger Systems
Gladsaxevej 363
DK-2860 Søborg - Dänemark

DAS "MOVING BED BIOFILM" - VERFAHREN

Hallvard Ødegaard und Bjørn Rusten

EINLEITUNG.

Während der letzten Jahren ist das Interesse für Biofilmprozesse bedeutend gewachsen, sowohl für die Reinigung von Kommunal- als auch von Industrieabwasser. Es gibt mehrere Gründe dafür, dass Biofilmprozesse manchmal den Belebtschlammprozessen vorgezogen werden :

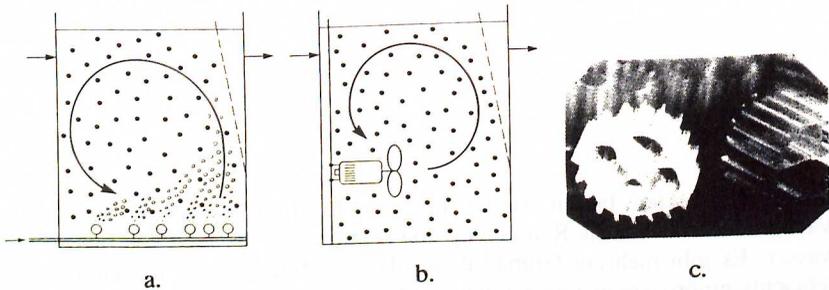
- a. Die Kläranlage selbst kann viel kompakter gebaut werden.
- b. Das Reinigungsergebnis ist nicht so sehr von der Effizienz der Nachklärung abhängig.
- c. Die Biomasse in der Biofilmanlage ist spezialisierter, weil kein Rücklaufschlamm notwendig ist.

Es gibt heute mehrere Biofilmsysteme auf dem Markt, zum Beispiel die traditionellen Tropfkörper und Tauchtropfkörper und die neuen Varianten verschiedener getauchter Biofilter wie die französischen Biofor- und Biocarbon-Systeme und das schweizerische Biopur-System. Einer der Nachteile von getauchten Biofiltern mit ruhendem Filterbett ist der Aufbau eines Druckverlusts über dem Filterbett, was eine Filterspülung absolut notwendig macht. Diese Biofilter reagieren empfindlich auf Schlammverluste aus einem vorgeschalteten Klärbecken.

Während der letzten Jahre hat unsere Forschungsgruppe in Zusammenarbeit mit der norwegischen Firma Kaldnes Miljøteknologi (KMT) einen alternativen Biofilmreaktor entwickelt, den sogenannten KMT "moving bed biofilm reactor" (KMT MBBR) mit dem Ziel, die negativen Eigenschaften der getauchten, stationären Biofilter zu vermeiden.

DER KMT "MOVING BED BIOFILM REACTOR" (MBBR)

Die zentrale Idee der Entwicklung des MBBR-Verfahren war, einen verstopfungsunempfindlichen, kontinuierlich betreibbaren Biofilmreaktor mit kleinem Druckverlust und hoher spezifischer Biofilmfläche zu entwickeln. Erreicht wird dies mit kleinen, freischwebenden Trägerelementen für das mikrobiologische Wachstum in dem Reaktor. Der Biofilm (oder die Biomasse) wächst auf diesen Trägerelementen. Die Bewegung des Wassers und der Elemente wird bei der aeroben Version des Reaktors (Figur 1 a) durch Luft und den anaeroben/anoxischen Reaktoren durch mechanische Rührwerke (Figur 1 b) verursacht.



Figur 1 Funktionsprinzip des KMT "moving bed biofilm reactor".

Die Trägerelemente bestehen aus Polyethylen (spezifische Masse 0.95 g/cm^3) und haben die Form von Zylindern (ca 10 mm Durchmesser und Höhe) mit einem Kreuz an der Innenseite und longitudinalen Lamellen an der Aussenseite des Zylinders (Figur 1c). Um die Trägerelemente im Reaktor zurückzuhalten, ist ein Sieb (Sieböffnung ca 7 mm) im Auslauf des Reaktors platziert. Die Trägerelemente werden durch die Umwälzung von dem Sieb weggeschoben.

Die Füllung von Trägerelementen im Reaktor kann für jede Kläranlage individuell bestimmt werden. Das macht diesen Reaktor sehr flexibel. Die maximale Füllung ist ca 70 % entsprechend einer spezifischen, potentiellen Wachstumsfläche von $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Der Begriff "Füllung" bedeutet hier eine volumetrische Füllung von Trägermaterial in einem leeren Reaktor. Das Wachstum ist jedoch an der Aussenseite der Trägerelemente nicht so gross wie an der geschützten Innenseite. Deshalb wird bei 70 % Füllung mit einer effektiven, spezifischen Wachstumsfläche von $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ gerechnet.

Der Reaktor braucht keine Rückspülung bzw. keinen Rücklauf von Schlamm aus dem Nachklärbecken, und der Druckverlust über dem Reaktor ist unbedeutend.

Die Kapazität eines MBBR mit einem gewissen Volumen kann sehr einfach, durch Änderung der Füllmenge von Trägermaterial im Reaktor, geändert werden. Um Zugang zu gestörten Belüftungssystemen zu bekommen, kann man die Trägerelemente in einen anderen Reaktor pumpen und auf diese Weise die Füllung von diesem Reaktor zeitweise erhöhen, oder man kann die Elemente in einen leeren Reaktor pumpen.

Das KMT MBBR-Verfahren wird jetzt in etwa 15 Installationen in Skandinavien benutzt. Dazu kommen viele Versuchsanlagen in halbtechnischem Massstab. Einige Anlagen sind auch in Mitteleuropa geplant. Die Anlagen sind für verschiedene Anwendungen gebaut, wie Kommunalabwasserreinigung (Kleinkläranlagen, Stickstoffeliminationsanlagen), Reinigung von Abwasser der Nahrungsmittelindustrie (Molkereien und Kartoffelindustrie) und Reinigung von Abwasser der Papier- und Zelluloseindustrie.

Im folgenden sollen einige dieser Erfahrungen präsentiert werden. Das Hauptaugenmerk gilt aber der Stickstoffelimination.

MBBR-VERFAHREN FÜR STICKSTOFFELIMINATION.

Im Rahmen des norwegischen Forschungs- und Entwicklungsprogramms für Nährstoffelimination sind sowohl das System Vordenitrifikation/Nachfällung als auch das System Nachdenitrifikation/Vorfällung analysiert worden. Auch die verschiedenen Varianten von Kombinationsprozessen (mit Vor- und Nachdenitrifikationsstufen) sind untersucht worden. Die Versuche wurden sowohl in halbtechnischem- als auch in vollem Maßstab durchgeführt (Ødegaard und Rusten, 1993), (Ødegaard et al 1993).

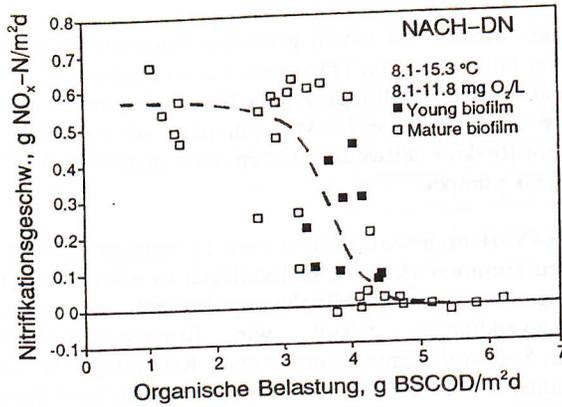
Nitrifikation.

Bei der Nitrifikation sind erfahrungsgemäss, zusätzlich zur Temperatur, drei Faktoren für die Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N) bestimmend :

- a. Die Belastung mit leicht abbaubaren, organischen Stoffen (COD_{EBD} - easily biodegradable COD^1)
- b. Die Sauerstoffkonzentration
- c. Die Ammoniumkonzentration

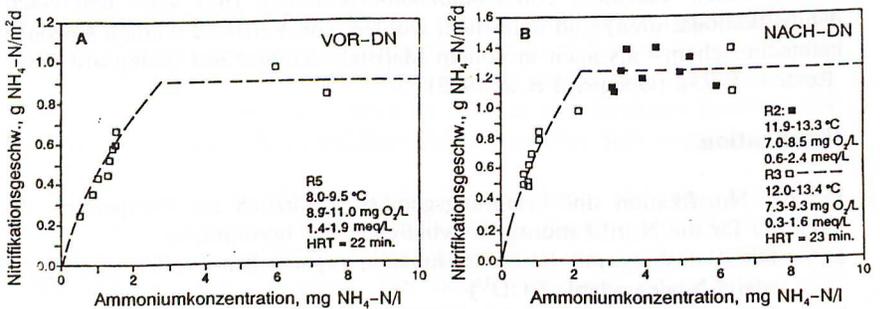
Um Nitrifikation zu erhalten (Figur 2), muss die Belastung mit COD_{EBD} nicht über $5 \text{ g } COD_{EBD}/m^2d$ liegen (Gramm pro m^2 effektive Trägeroberfläche).

¹⁾ In diesen Vortrag wird die engl. Verkürzungen COD/BOD für CSB/BSB benutzt.



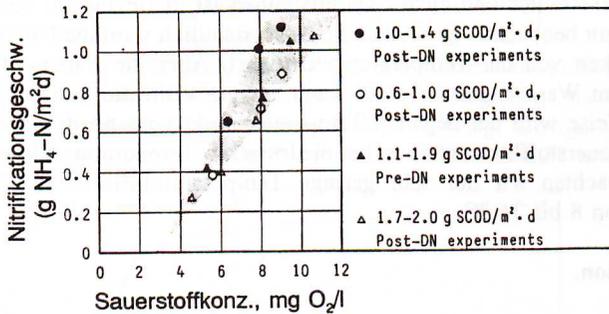
Figur 2 Zusammenhang zwischen Nitrifikationsgeschwindigkeit und organischer Belastung in MBBR (BSCOD = COD_{EBD}).

Das Verhältnis von Sauerstoffkonzentration und Ammoniumkonzentration hat grossen Einfluss auf die Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N). Diese wird nur durch die Ammoniumkonzentration bestimmt, solange das C_{O_2}/C_{NH_4} -Verhältnis grösser als 2-5 ist. Das bedeutet in der Praxis, dass die Ammoniumkonzentration ohne Einfluss ist, wenn die NH_4 -Konzentration unter 2-3 mg NH_4 -N/l ist, wie Figur 3 demonstriert. Bei höheren NH_4 -Konzentrationen ist die Geschwindigkeit allein von der Sauerstoffkonzentration (C_{O_2}) abhängig.



Figur 3 Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N) abhängig von der Ammoniumkonzentration

In diesem Bereich ist die Abhängigkeit zwischen C_{O_2} und r_N sehr stark (Figur 4). Aufbauend auf von mehrere Anlagen herrscht eine beinahe lineare Beziehung vor.



Figur 4 Nitrifikationsgeschwindigkeit (r_N) abhängig von der Sauerstoffkonzentration im MBBR (Ødegaard and Rusten, 1993)

In vielen Forschungsarbeiten über Biofilmprozesse wird vorausgesetzt, dass die "liquid film diffusion" auf Grund der Turbulenz über dem Biofilm ohne Bedeutung ist. Im KMT Reaktor ist ein Grossteil der Biomasse innen in den zylindrischen Elementen geschützt, und darum spielt wahrscheinlich im MBBR-Reaktor die "liquid film diffusion" eine Rolle. Wir glauben aber, dass dies nicht nur für diesen Reaktor, sondern in der Praxis auch für andere Biofilmreaktoren gilt. Darum wird, abhängig von der Biofilmdicke, eine mehr oder weniger starke Abhängigkeit zwischen Sauerstoffkonzentration und Nitrifikationsgeschwindigkeit in allen Biofilmreaktoren existieren.

Die Resultate in Figur 4 zeigen, dass 2–3 mg O₂/l die niedrigste akzeptable O₂-Konzentration für Nitrifikation (im massgeblichen Kohlenstoffbelastungsbereich), ist. Wenn man die O₂-Konzentration von 5 mg O₂/l auf 9 mg O₂/l erhöht, kann die Nitrifikationsgeschwindigkeit verdreifacht werden. Diese ziemlich negative Eigenschaft (die hohe erforderliche O₂-Konzentration) kann zu einem betriebsmässigen Vorteil werden, weil die Nitrifikationsgeschwindigkeit durch die Sauerstoffkonzentration geregelt werden kann. Die Reaktorvolumina können bei Steuerung der Lufteinblasung durch eine Nitratelektrode im Auslauf optimal ausgenützt werden.

Der Luftbedarf in einem KMT Reaktor ist derselbe wie der Luftbedarf in einem Belebtschlammreaktor für denselben Zweck. Weil das Volumen für denselben Zweck in einem KMT Reaktor viel kleiner ist, ist natürlich die Luftbedarf pro Reaktorvolumen viel höher. Zur Zeit arbeiten wir daran, den Luftbedarf besser zu beschreiben. Es scheint so zu sein, dass die Sauerstoffausnutzung hoch ist, weil kleine Sauerstoffblasen an der Innenseite der zylindrischen Elemente gefangen werden.

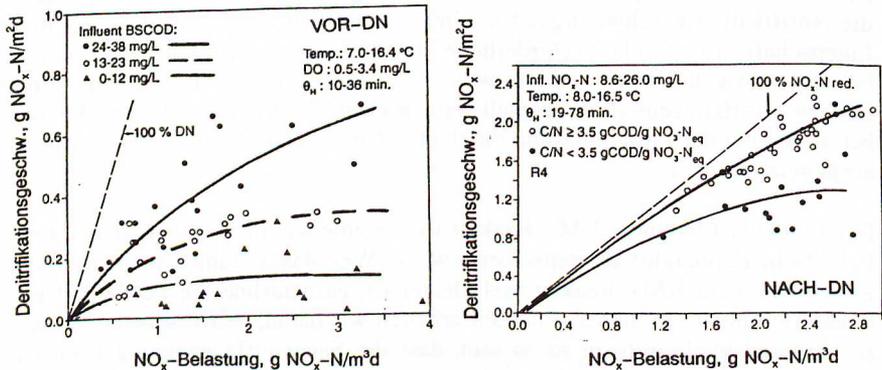
Ein ganz interessantes und nützliches Phänomen ist in Bezug auf den Einfluss der Temperatur beobachtet worden. Selbstverständlich wird die Nitrifikationsgeschwindigkeit von der Temperatur beeinflusst. Aber die Sauerstoffkonzentration, die im Wasser gelöst werden kann, steigt, wenn die Temperatur sinkt. Auf diese Weise wird der negative Temperatureffekt vom positiven Effekt der steigenden Sauerstoffkonzentration bei niedrigeren Temperaturen kompensiert. Darum beobachten wir nur sehr geringe Temperatureinflüsse im Temperaturbereich von 8 bis 16 °C.

Denitrifikation.

Die für die Denitrifikationsgeschwindigkeit (r_{DN}) bestimmenden Faktoren, sind:

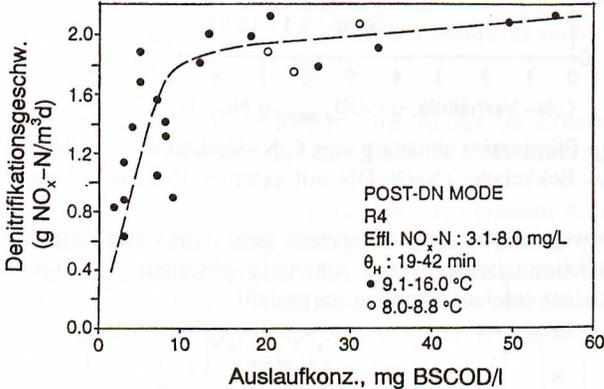
- Die biologische Abbaubarkeit der Kohlenstoffe
- Der Konzentration von Nitrit+Nitrat(NO_x) und gelöstem Sauerstoff
- Das Verhältnis zwischen zugänglichem Kohlenstoff (COD) und Nitrat ($\text{g COD/g NO}_3\text{-N}$)

Die Abhängigkeit von der Kohlenstoffquelle wird durch Figur 5 beschrieben. In dem Vordenitrifikationssystem (Figur 5a) liegt die maximale r_{DN} mit Rohabwasser als Kohlenstoffquelle im Bereich 0.2–0.6 $\text{g NO}_x\text{-N/m}^2\text{d}$ abhängig von der Konzentration von leicht abbaubarem COD ($\text{COD}_{\text{EBD}} = \text{BSCOD}$ –biodegradable soluble COD), während die maximale r_{DN} mit externer Kohlenstoffquelle (z.B. Methanol) im Bereich 2.0–2.2 $\text{gNO}_x\text{-N/m}^2\text{d}$ liegt. (Achtung; r_{DN} ist in Figur 5 auf m^2 Trägeroberfläche bezogen und nicht auf das Reaktorvolumen. Um r_{DN} als $\text{kg NO}_x\text{-N/m}^3\text{d}$ zu erhalten, muss man die Werte der y-Achse mit 0.35 multiplizieren).

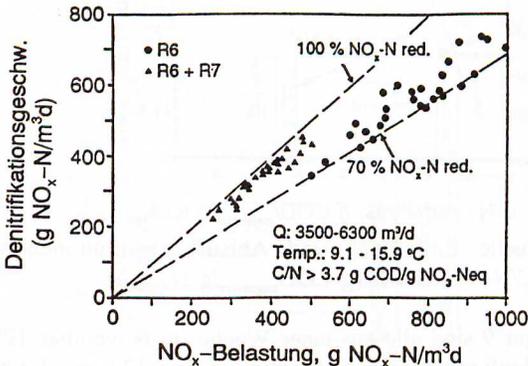


Figur 5 Denitrifikationsgeschwindigkeit abhängig von der $\text{NO}_x\text{-N}$ Belastung

In Figur 6 ist die Denitrifikationsgeschwindigkeit (als $\text{g NO}_x\text{-N/m}^3\text{d}$) abhängig von der Ablaufkonzentration von leicht abbaubarem COD (BSCOD= COD_{EBD}) in einer Nachdenitrifikationsanlage (mit externer Kohlenstoffquelle) dargestellt. In Figur 7 ist dargestellt, dass man diese Geschwindigkeiten auch bei vollem Masstab erreichen kann (Rusten et al, 1993) (Achtung, um r_{DN} als $\text{kg NO}_x\text{-N/m}^3\text{d}$ zu erhalten, muss man die Werte der y-Achse mit 0.35 multiplizieren).

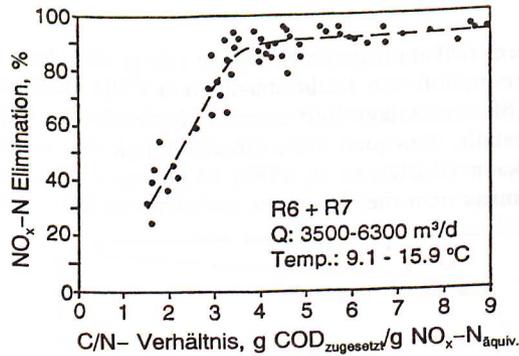


Figur 6 DN-Geschwindigkeit abhängig von biologisch abbaubarem COD (BSCOD) im Nach-DN-Verfahren (externe Kohlenstoffquelle).



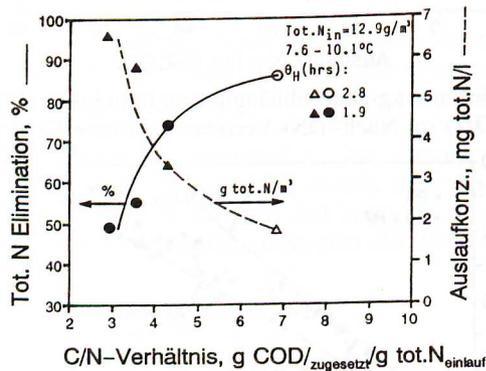
Figur 7 DN-Geschwindigkeit abhängig von der NO_x -Belastung in der ARA Bekkelaget, Oslo (Rusten et al, 1993).

In Figur 8 ist dargestellt, wie das C/N-Verhältnis die Denitrifikation beeinflusst. Das optimale Verhältnis war ca $4 \text{ g COD}_{\text{zugeführt}}/\text{g NO}_3\text{-N}_{\text{äquiv}}$. Der Term $\text{NO}_3\text{-N}_{\text{äquiv}}$ bedeutet dass NO_2 und O_2 als äquivalente Mengen NO_3 mitgerechnet werden (Rusten et al, 1993).



Figur 8 NO_x -Elimination abhängig vom C/N-Verhältnis in vollem Masstab, ARA Bekkelaget (Nach-DN mit externer Kohlenstoffquelle).

An der Küste Norwegens gibt es normalerweise ganz dünne und kalte Abwässer, die die Stickstoffeliminationsprozesse schwierig gestalten. In Figur 9 sind Erfahrungen mit einer solchen Situation dargestellt.



Figur 9 Prozentuelle Entfernung und Ablaufkonzentrationen von tot.N gegen C/N-Verhältnis ($\text{g COD}_{\text{zugesetzt}}/\text{g N}_{\text{einlauf}}$)

Die Resultate in Figur 9 sind alle aus einer Woche im November 1991, in der alle 24-Stunden Zulaufproben eine Konzentration von 12.9 mg tot.N/l hatten. Die guten Reinigungseffekte, die in Figur 9 dargestellt sind, zeigen, welche Kapazität das KMT-MBBR System hat, solches sehr dünnes, kaltes Abwasser behandeln zu können. Die Reinigungseffekte sind abhängig vom C/N-Verhältnis dargestellt, ausgedrückt als $\text{g COD}_{\text{zugesetzt}}/\text{g tot.N}_{\text{einlauf MBBR}}$. Mit einem C/N-Verhältnis von 4 $\text{g COD}_{\text{zugesetzt}}/\text{g tot.N}_{\text{einlauf}}$ und einer totalen MBBR Aufenthaltszeit von 1,9 Stunden wurde ein Reinigungseffekt von 70 % (4 mg Tot N/l in Auslauf) bei einer Temperatur von 8 bis 10 °C erreicht.

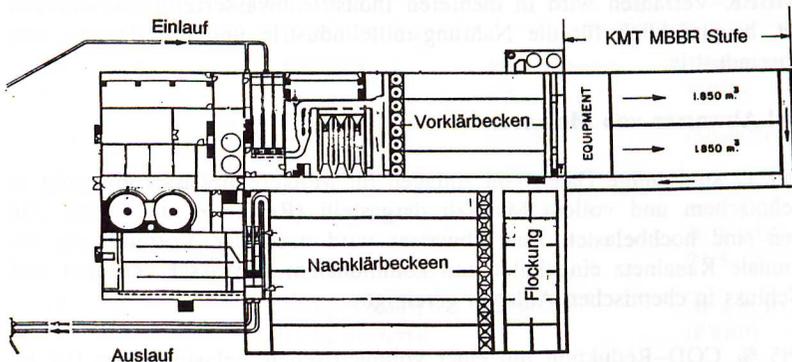
Prozess-Systeme.

Das MBBR-Verfahren ist in verschiedenen Prozess-Systemen für Stickstoff-elimination benutzt geworden:

- a. Vordenitrifikation/Nachfällung
- b. Nachdenitrifikation/Vorfällung
- c. Kombinationsverfahren (Vor- und Nachdenitrifikation) basiert entweder auf Vorfällung oder Vorklärung.

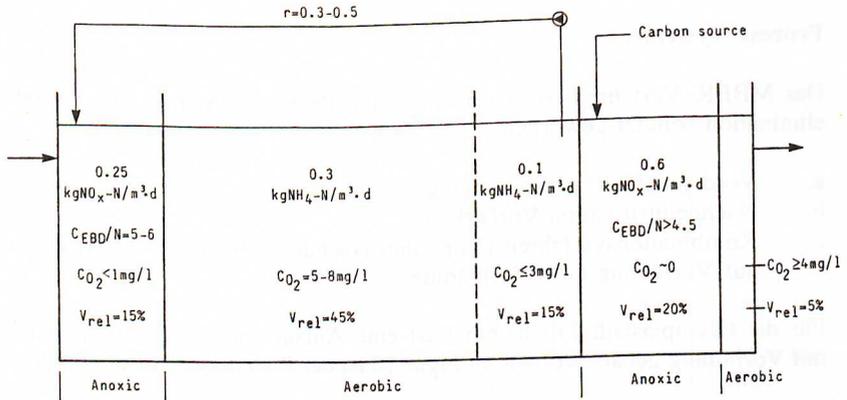
Für die Olympiastadt Lillehammer ist eine Anlage im Kombinationsverfahren mit Vorfällung gebaut worden. In Figur 10 ist der Plan dieser Anlage dargestellt.

Die MBBR-Anlage ist eine Erweiterung der existierenden Anlage mit Vorklärung und Fällung. In der neuen Anlage wird die Vorklärung als Vorfällungsbecken benutzt, dann kommt die neue MBBR-Anlage und zuletzt die existierende Fällungsstufe, die als Nachklärbecken in der neuen Anlage benutzt wird. Die Anlage ist vollständig umbaut und in Figur 10 kann man gut sehen, wie klein die Stickstoffeliminationsstufen sind.



Figur 10 Plan der neuen Klärungsanlage in der Olympiastadt Lillehammer

In Figur 11 sind typische Betriebsbedingungen für einen Kombinationsprozess basiert auf Vorfällung (wie bei der Lillehammer-Anlage) dargestellt. Man erkennt auch die typischen Proportionen zwischen den verschiedenen Stufen des Reaktors (Ødegaard und Rusten, 1993).



Figur 11 Typische Betriebsbedingungen in verschiedenen Zonen der KMT MBBR Kombinationsverfahren für Stickstoffelimination (Ødegaard und Rusten, 1993).

MBBR-VERFAHREN FÜR INDUSTRIEABWASSERREINIGUNG.

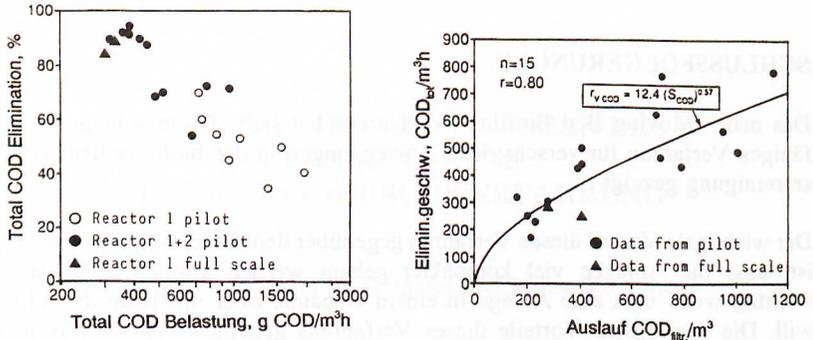
Das MBBR-Verfahren wird in mehreren Industrieabwasserreinigungsanlagen benutzt, hauptsächlich für die Nahrungsmittelindustrie und die Papier- und Zelluloseindustrie.

Beispiel Abwasser von Molkereien.

In Figur 12 sind einige Daten von Anlagen für Molkereiabwasserreinigung in halbertechnischem und vollem Masstab dargestellt (Rusten et al, 1993). Die Anlagen sind hochbelastet. Das Abwasser wird nach der Vorreinigung ins Kommunale Kanalnetz eingeleitet, mit kommunalem Abwasser verdünnt und zum Schluss in chemischen Anlagen gereinigt.

Über 85 % COD-Reduktion mit einer volumetrischen Belastung von 0.5 kg COD/m³h, und 60 % COD-Reduktion mit einer Belastung von 1 kg COD/m³h werden erreicht. Das ist um ein mehrfaches höher, als man in einer Belebtschlammanlage für denselben Zweck erreichen kann .

Es ist aus den Daten dieser Versuche berechnet worden, dass in einer Situation mit 95 % COD-Entfernung die Schlammbelastung 1.6 kg COD/ kgTS·d war. Das zeigt, dass der MBBR eine Biomasse hat, die viel lebendiger oder aktiver ist, als man im Belebtschlammverfahren für denselben Zweck erwarten kann.



Figur 12 Reinigungsresultate des MBBR-Verfahren für Molkereiabwasser (Ødegaard et al, 1993).

Beispiel : Abwasser aus der Papier- und Zelluloseindustrie.

Es gibt mehrere Daten von Anlagen in halbtechnischem und vollem Masstab für die Reinigung von Abwasser von verschiedenen Papier- und Zelluloseindustrien. In Tabelle 1 sind die Erfahrungen zusammengefasst.

Tabelle 1 Erfahrungswerte von MBBR-Verfahren für Papier- und Zellulose-industrieabwasser (Rusten et al., 1994).

Art der Industrie	Belastung	Aufenthaltszeit	Reinigungsleistung
Papierfabrik		40 min	<10gBOD ₇ /m ³
Bleicherei-abwasser		1-1.5 h	85 % BOD ₇ 50 % COD 50 % AOX 90 % ClO ₃ ⁻
CTMP	25 kg COD/m ³ d 11 kg BOD ₇ /m ³ d	1.2 h	70 % BOD ₇ (filtriert)
NSSC (Hochkonz.)	45 kg COD/m ³ d 60 kg COD/m ³ d		95 % BOD ₇ (filtriert) 70 % COD (filtriert)

Die Tabelle zeigt, dass das MBBR-Verfahren sehr kompakte Anlagen ermöglicht, und dass dieses Verfahren eine gute Alternative für die biologische Reinigung von Abwasser aus der Papier- und Celluloseindustrie ist.

SCHLUSSFOLGERUNGEN.

Das neue "Moving Bed Biofilm"-Verfahrens hat sich als ein sehr gebrauchsfähiges Verfahren für verschiedene Anwendungen in der biologischen Abwasserreinigung gezeigt .

Der wichtigste Vorteil dieses Verfahren gegenüber dem Belebtschlammverfahren ist, dass die Anlagen viel kompakter gebaut werden können. Das ist sehr wichtig, wenn man eine Anlage in einem Gebäude oder unterirdisch einbauen will. Die wichtigsten Vorteile dieses Verfahrens gegenüber anderen Biofilmreaktor-Systemen bestehen darin, dass der MBBR-Reaktor nicht verstopfen kann, dass man nur sehr wenig Druckverlust über dem Reaktor benötigt und dass keine Rückspülung erforderlich ist.

Ganz besonders hat das MBBR Verfahren Vorteile, wenn man eine Belebtschlammanlage sanieren muss, zum Beispiel um eine Stickstoffelimination einzuführen. Dies ist sehr einfach, weil das MBBR-Verfahren ziemlich unabhängig von der Reaktorform ist.

In hochbelasteten Industrieabwasseranlagen hat das MBBR-Verfahren sich als sehr effektiv und billig erwiesen.

LITTERATUR.

- Ødegaard, H. und B. Rusten (1993). Norwegian experiences with nitrogen removal in a moving bed biofilm reaktor. Dokumentation 9. EWPCA-ISWA Symposium, München, May 1993.
- Ødegaard, H., B. Rusten und T. Westrum (1993). A new moving bed biofilm reaktor. Proceedings IAWQ Specialized Conference on Biofilm Reactors, Paris, Sept./Oct. 1993.
- Rusten, B., J.G. Siljudalen und B. Nordeidet (1993). Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process. Proceedings IAWQ Conference on Upgrading of Wastewater Treatment Plants, Berlin, 1993
- Rusten, B., H. Ødegaard und A. Lundar (1992). Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reaktor. Wat.Sci.Tech. Vol-26, No.3-4.
- Rusten, B., E. Mattson, A. Broch-Due und T. Westrum (1994). Treatment of pulp and paper industry wastewater in novel moving bed biofilm reactors. Paper accepted for the Biennial IAWQ Conference, Budapest, July 1994.

Professor, dr.ing. Hallvard Ødegaard
 Institut für Wasserbau und Umwelttechnik
 Die Norwegische Technische Hochschule der
 Universität Trondheim, 7034 Trondheim, Norwegen

MÖGLICHKEITEN UND GRENZEN DES SBR-VERFAHRENS UND GROBTECHNISCHE ERFAHRUNG

Joachim Franta, Peter A. Wilderer und Robert L. Irvine

Einführung

Belebungsanlagen wurden in der Vergangenheit überwiegend als kontinuierlich durchströmte Anlagen (Konti-Verfahren) gebaut und betrieben. Neben diesen konventionellen Verfahren bestehen als Alternative solche mit einer diskontinuierlichen, periodischen Prozeßfolge. Hierzu zählen Anlagen die nach dem Sequencing Batch Reactor (SBR) Verfahren betrieben werden. Bei diesem Verfahren wird das Belebungsbecken periodisch gefüllt und geleert, dabei übernimmt das Becken einerseits die Funktion eines biologischen Reaktors und andererseits die eines Absetzbeckens.

Beide Verfahren, das Conti- und das SBR-Verfahren, scheinen sich bei dieser Gegenüberstellung in betriebstechnischer Hinsicht signifikant von einander zu unterscheiden. Diese Einschätzung ist bezüglich der Abwasserführung richtig, aber auch in reaktionstechnischer Hinsicht ergeben sich Unterschiede. Beide Verfahren basieren allerdings auf den gleichen prozeßtechnischen Grundlagen. Um die Verfahren bewerten zu können, ist eine differenzierte Betrachtungsweise notwendig.

Moderne Belebungsanlagen müssen vielfältige Aufgaben bewältigen. Das Ziel ist eine weitgehende Entfernung der gelösten organischen Abwasserinhaltsstoffe einschließlich der im Abwasser enthaltenen Xenobiotica. Nitrifikation und Denitrifikation müssen gefordert werden sowie in vielen Fällen auch eine biologische Phosphatelimination. Die gewünschte Reinigungsleistung wird erreicht, wenn sich im Reaktionsraum der Belebungsanlage die dem Reinigungsziel entsprechend befähigten Mikroorganismen in ausreichender Anzahl ansiedeln. Um die Restverschmutzung möglichst gering zu halten, muß der Belebtschlamm eine morphologische Struktur aufweisen, die eine effiziente Trennung der Biomasse vom gereinigten Abwasser durch Sedimentation ermöglicht. Die

Artenzusammensetzung und die morphologische Struktur des Belebtschlammes ist durch die Wahl geeigneter Prozeßbedingungen beeinflussbar.

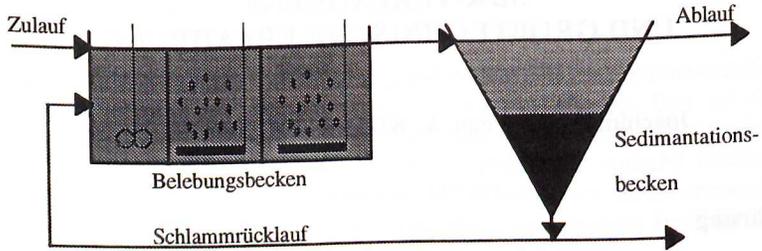


Abb. 1 Fließschema einer kontinuierlich beschickten Belebungsanlage. Man beachte die Bedeutung des Schlammrücklaufs, durch den die Belebtschlammorganismen periodisch in Zonen mit unterschiedlichen Milieubedingungen verfrachtet werden.

In der konventionellen Konti-Anlage durchströmt der Belebtschlamm das System entlang einer Wegachse - Belebungsbeckenkaskade, Nachklärung (Abb. 1). Dabei herrschen in den einzelnen Elementen unterschiedliche Milieubedingungen. Über die Schlammrückführung wird die Biozönose verschiedenen periodisch wiederkehrenden Lebensbedingungen ausgesetzt. Es gelingt Mikroorganismenarten unterschiedlicher Artzugehörigkeit und Spezifikation miteinander zu vergesellschaften. Beispielsweise werden beim periodischen Durchschreiten des Belebtschlammes durch eine aerobe und eine anaerobe Zone Nitrifikanten und Denitrifikanten in eine mikrobielle Lebensgemeinschaft gezwungen. Die Absetzbarkeit der Biomasse verbessert sich, wenn der Belebtschlamm im periodischen Wechsel Zonen mit hoher und geringer Substratkonzentration durchströmen muß.

Bei Konti-Anlagen können die Zonen unterschiedlicher Milieubedingungen geschaffen werden, indem das Belebungsbecken in einzelne Kaskadenstufen aufgeteilt wird. Die erforderliche Periodizität ist durch die Kreislaufführung des Belebtschlammes gegeben, die Frequenz durch das Schlammrücklaufverhältnis und die Verweil- oder Reaktionszeit durch entsprechende Wahl des Verhältnisses zwischen Beckenvolumen und hydraulischer Beschickung. Als Problem für die Dimensionierung der Anlagenteile erweisen sich die typischen spezifischen tageszeitlichen, saisonalen und wetterbedingten Schwankungen der Zulaufwassermenge und der Abwasserzusammensetzung. Der Rücklauf-

volumenstrom und das Volumen der einzelnen Kaskadenbecken müßte ständig verändert werden, um die optimale Periodizität einstellen zu können. Da dies nicht möglich ist, behilft man sich mit Kompromißlösungen.

Das SBR-Verfahren wurde entwickelt, um die Prozeßführung weitgehend von den Schwankungen im Kläranlagenzulauf unabhängig zu machen. Eine SBR-Anlage entspricht einer kaskadenförmig durchströmten Belebungsanlage mit der Besonderheit, daß die einzelnen Prozeßphasen (aerobe, anoxische anaerobe Mischung und Sedimentation) im selben Becken stattfinden.

Beim SBR-Verfahren wird das Abwasser, während vorgegebener Zeitintervalle, chargenweise in das Belebungsbecken eingeleitet (Abb. 2), bis eine obere Füllstandsmarke erreicht ist. Ab diesem Zeitpunkt wird der Zulauf einem weiteren, aufnahmebereiten SBR-Becken zugeleitet. Die biologischen Prozesse in dem gefüllten Reaktor entwickeln sich von nun an unabhängig von den Schwankungen im Kläranlagezulauf. Durch Zu- und Abschalten der Belüftungsaggregate können aerobe, anoxische und anaerobe Milieubedingungen eingestellt werden. Die Dauer der einzelnen Prozeßbedingungen kann durch Meßdatenerfassung an die jeweiligen Erfordernisse angepaßt werden. Nach Unterschreiten der Ablaufgrenzwerte wird die Belüftung und die Mischung eingestellt. Der Belebtschlamm akkumuliert und setzt sich ab. Das Klarwasser wird über schwimmende Abzugsvorrichtungen aus dem Reaktor abgezogen. Der Reaktor steht danach für eine neue Befüllung zur Verfügung.

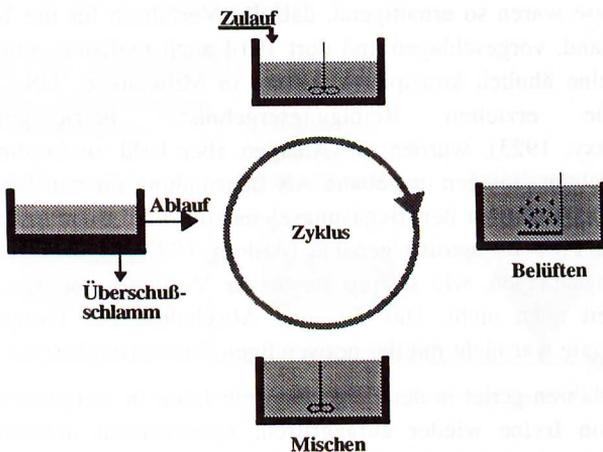


Abb. 2 SBR-Prozeßschema

Das Zeitintervall von Beginn des Füllvorgangs bis zum Abschluß des Klarwasserabzugs wird als Zyklus bezeichnet. Ein SBR-Zyklus setzt sich aus verschiedenen Phasen (Füll-, Misch-, Belüftungs-, Absetzphase etc.) zusammen. Die Dauer der einzelnen Phasen ist, abhängig vom Reinigungsziel, variabel gestaltbar.

Im Unterschied zur Konti-Anlage werden im SBR die die Abwasserbehandlung bestimmenden unterschiedlichen Milieubedingungen entlang einer Zeitachse eingestellt. Die Periodizität, die für den Reinigungserfolg maßgebend ist, wird durch die Zyklushäufigkeit sowie durch die Dauer und Abfolge der einzelnen Prozeßphasen bestimmt. Durch Änderung des Zeitprogramms für den Verfahrensablauf und durch Änderung der Volumenaustauschrate kann die Frequenz, mit der die einzelnen Milieubedingungen aufeinander folgen, sowie die Dauer der einzelnen Phasen an die aktuellen Notwendigkeiten angepaßt werden. Umbaumaßnahmen sind dazu nicht erforderlich, die Anpassung kann im laufenden Betrieb erfolgen. SBR-Anlagen können so stets am optimalen Betriebspunkts betrieben werden.

Überblick über diskontinuierlich betriebene Belebungsverfahren

Die SBR-Betriebstechnik wurde bereits im Ausgang des 19. Jahrhunderts von Sir Thomas Wardle (1893) beschrieben. Systematisch untersucht wurde das Verfahren durch Ardern und Lockett (1914). Die im Labor gewonnenen Versuchsergebnisse waren so ermutigend, daß das Verfahren für die Kläranlage in Salford, England, vorgeschlagen und dort 1914 auch realisiert wurde. Ein Jahr später ging eine ähnlich konzipierte Anlage in Milwaukee, USA, in Betrieb. Obwohl die erzielten Reinigungsergebnisse befriedigend waren (O'Shaughnessy, 1923), wurden die Anlagen aber bald zu kontinuierlich beschickten Belebungsanlagen umgebaut. Als Begründung für den Umbau wurden Verstopfungsprobleme an den Begasungselementen und anhaltende Schwierigkeiten mit der Prozeßsteuerung genannt (Ardern, 1927). Speicherprogrammierbare Steuerungsanlagen, wie sie uns heute zur Verfügung stehen, gab es zur damaligen Zeit noch nicht. Das Zu- und Abschalten der Pumpen und Belüftungsaggregate war nicht mit der notwendigen Zuverlässigkeit zu bewältigen.

Das SBR-Verfahren geriet in der Folge für viele Jahre in Vergessenheit, bis die Idee 1969 von Irvine wieder aufgegriffen, systematisch untersucht und in Culver, Indiana großtechnisch realisiert wurde (Irvine, 1983) - allerdings ver-

bessert mit moderner Prozeßleittechnik und verstopfungsfreien Pumpen und Belüftern ausgestattet.

Unabhängig von der Weiterentwicklung der SBR-Technik liefen Bemühungen, durch Aufstaubetrieb und gelegentliches Abschalten der Belüftungsaggregate, Belebungs- und Absetzbecken in einem Bauwerk zusammenzufassen. Die Idee dazu wurde 1952 von Hoover und Porges sowie einige Jahre später von Pasveer (1959) vertreten. Sogenannte Pasveer-Gräben und daraus abgeleitete Anlagen, wie die von der deutschen Firma Biogest vertriebene sogenannte "Einbeckenanlage (EBA)" sind vielerorts bis zum heutigen Tag in Betrieb.

Das Pasveer'sche Konzept geht ähnlich wie das von Goronszy (1979) entwickelte und unter verschiedenen Handelsnamen ("Intermittent Cyclic Extended Aeration System", ICEAS oder "Cyclic Activated Sludge System", CASS) vertriebene Verfahren von einem kontinuierlichen Zulauf zu der Belebungsanlage aus. Auch bei der von Ingerle (1993) propagierten Einbecken-Hochlast-Biologie (EHB)-Technik fließt das Abwasser kontinuierlich in mehrere Belebungsbecken der ersten Stufe ein (Abb. 3). Zeitversetzt wird jeweils ein Becken aufgestaut, bis die kritische Wasserstandsmarke erreicht ist. Belüfter und Rührer werden dann außer Betrieb genommen, sodaß der Belebtschlamm sich absetzen und das überstehende Klarwasser abgezogen werden kann. Um zu verhindern, daß unbehandeltes Abwasser in den Ablauf gelangt, sind bei den von Goronszy und Ingerle propagierten Anlagen die Einlaufzone zum Reaktor vom Reaktorhauptteil durch eine Tauchwand getrennt.

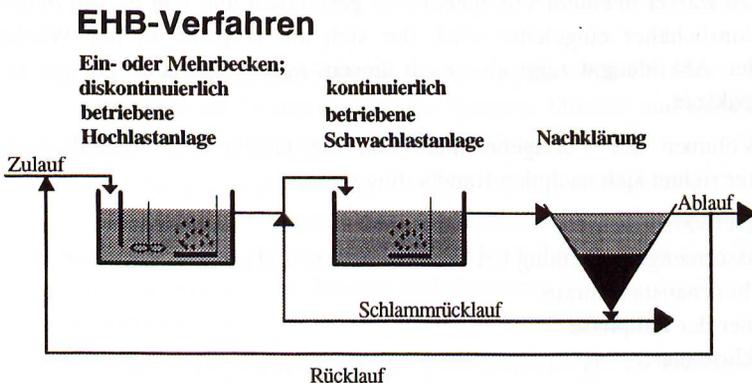


Abb. 3 Schematischer Längsschnitt durch eine nach dem Aufstauprinzip betriebene zweistufige Belebungsanlage nach Ingerle (1993)

Die oben erwähnten, nach dem einfachen Aufstauprinzip betriebenen Anlagen sind allerdings nicht der Rubrik "SBR" zuzurechnen, weil eine gezielte Einstellung und Kontrolle der Prozeßperiodizität nicht vorgesehen ist. Als SBR-Anlagen gelten nur solche Anlagen, bei denen die einzelnen Prozeßphasen - "Füllen", "Mischen", "Belüften" periodisch wiederholt werden, wobei die Zyklusdauer, die Dauer und Abfolge der Prozeßphasen sowie die Volumenaustauschrate frei gewählt werden können. Die Wahl muß dabei so vorgenommen werden, daß die Zusammensetzungen und Eigenschaften der Belebtschlämme den jeweiligen aktuellen Erfordernissen entsprechend beeinflußt werden. Nur so kann erreicht werden, daß die Ablaufergebnisse sicher, zuverlässig und zu vertretbaren Kostenaufwendungen eingestellt werden können.

Auslegung von SBR-Anlagen

Um das zulaufende Abwasser dem gewählten Zyklusplan entsprechend in einer SBR-Anlage behandeln zu können, sind im Vorfeld bestimmte bauliche und betriebstechnische Voraussetzungen zu schaffen. Durch die Abkopplung der biologischen Reinigungsprozesse von den Zwängen, welche die hydraulische Zulaufcharakteristik der Kläranlage bedingt, muß die SBR-Anlagendimensionierung in eine Zyklusbemessung und eine hydraulische Bemessung unterteilt werden. Die hydraulische Bemessung hat zum Ziel, notwendige und optimale Beckenvolumina zur Behandlung der anfallenden Abwassermengen zu ermitteln. Das höchste Maß an Flexibilität wird erreicht, wenn das kontinuierlich anfallende Abwasser in einem Vorlagebehälter gesammelt und von dort in denjenigen Reaktionsbehälter eingeleitet wird, der sich am längsten in der Wartephase befindet. Abbildung 4 zeigt eine nach diesem Muster geplante Anlage in einer Prinzipskizze.

Das Volumen des Vorlagebehälters und die Größe und Anzahl der SBR-Behälter richtet sich nach den Randbedingungen

- Zulaufwassermenge,
- Wassermengenverteilung bei Trockenwetter- und bei Mischwasserzufluß,
- Volumenaustauschrate
- Dauer der Füllphase
- Zyklusdauer.

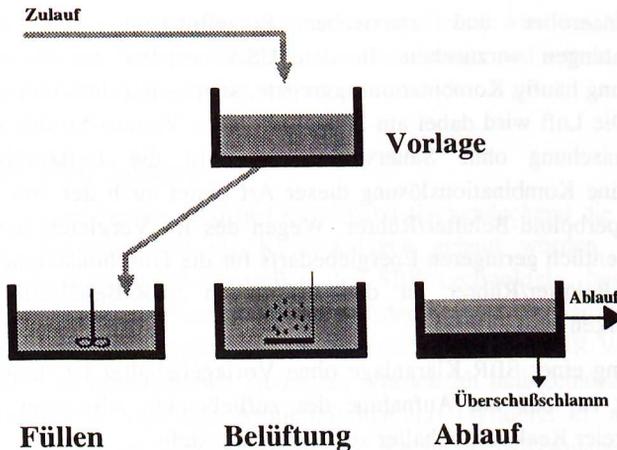


Abb. 4 Fließschema einer aus drei SBR-Behältern und einem Vorlagebehälter bestehenden SBR-Anlage in einem diskreten Betriebszustand

Zur Ermittlung der Bauwerksgrößen ist eine Speicherberechnung durchzuführen. Grundlage dafür sind die Zuflußwassermengenganglinie und der Zyklusplan (Görg et al., 1987). Der Zyklusplan umfaßt die Vorgaben über die Volumenaustauschrate, die Zyklusdauer sowie die Dauer der einzelnen Prozeßphasen. Es stehen Pilotversuche und rechnergestützte Bemessungsverfahren (Oles et al., 1990) zur Verfügung, um diese Randbedingungen zu definieren.

Bei der Entscheidung über die Zahl der SBR-Behälter spielen Überlegungen eine Rolle wie

- Investitionskosten für die maschinelle Ausrüstung der SBR-Behälter
- Energievorhaltekosten für den Betrieb der Pumpen, Mischer und Belüfter
- realisierbare Wehrbelastung der Abzugsvorrichtung.

Grundsätzlich sollten mindestens zwei SBR-Behälter vorgehalten werden. Durch eine geschickte Anordnung des Vorlagebehälters, beispielsweise auf Höhe oberhalb des oberen Wasserstands der SBR-Behälter, kann eine Schwerkraftbefüllung realisiert und die Energievorhaltekosten können damit entscheidend gesenkt werden.

Um eine wirtschaftliche Ausnutzung der Belüftungsenergie zu erzielen, sollte die Tiefe von SBR-Behältern mindestens 4 m betragen. Der Sauerstoffeintrag kann über Membranbelüfter erfolgen. Für die Durchmischung der Reaktorinhalts

während anaerober und anoxischer Prozeßphasen sind maschinelle Mischeinrichtungen vorzusehen. In den USA werden zur Belüftung und Durchmischung häufig Kombinationsaggregate, sogenannte Jet-Belüfter/Mischer eingesetzt. Die Luft wird dabei am Saugpunkt eines Venturi-Strahls eingeleitet. Zur Durchmischung ohne Sauerstoffeintrag wird die Luftzuführung verschlossen. Eine Kombinationslösung dieser Art bietet auch der von Durst entwickelte Hyperboloid-Belüfter/Rührer. Wegen des im Vergleich mit dem Jet-Mischer wesentlich geringeren Energiebedarfs für die Durchmischung bietet der Hyperboloid-Belüfter/Rührer für den Einsatz in SBR-Behältern besondere Vorzüge (Höfken et al., 1991).

Die Gestaltung einer SBR-Kläranlage ohne Vorlagebehälter ist denkbar, wenn gewährleistet ist, daß zur Aufnahme des zufließenden Abwasser stets mindestens ein freier Reaktionsbehälter zur Verfügung steht.

Einsatz von SBR-Anlagen

Einsetzbar ist das SBR-Verfahren grundsätzlich für jeden Abwassertyp, für den eine biologische Reinigung möglich ist. Großanlagen sind weltweit in Betrieb, ebenso wurden Kleinanlagen für nur wenige Einwohnerwerte realisiert.

Ein besonderer Einsatzschwerpunkt ist im Bereich der Industrie und dem Gewerbe zu sehen, ganz besonders dort, wo das Abwasser diskontinuierlich oder stark unregelmäßig anfällt. Entsprechendes gilt für kommunale Einzugsgebiete mit unregelmäßigem Abwasseranfall, wie dies in Fremdenverkehrsgebieten häufig auftritt.

SBR-Anlagen sind grundsätzlich modular aufgebaut und bieten die Möglichkeit, auch einen mehrtägigen Stillstand zu tolerieren. Auf diese Weise sind flexible und betriebskostensparende Lösungen realisierbar.

SBR-Kläranlagen sind nur mit einer vollautomatischen Steuerung sinnvoll zu betreiben, deshalb ist der personelle Aufwand im Routinefall eher bescheiden. Dieser Vorteil wird bei der Industrieabwasserreinigung und bei der Reinigung kleiner Abwassermengen ganz besonders geschätzt.

Erweiterungen sind wegen des modularen Aufbaus von SBR-Anlagen sehr einfach möglich. Die Anpassung der Reinigungskapazität der Anlage an die wachsende Größe der Firma oder des Einzugsgebiets ist gegeben. Der Investitionsaufwand, für den Bau der Kläranlage, kann auf vorteilhafte Weise an die

aktuelle Entwicklung angepaßt werden. Dieser Vorteil wird bei Neuplanungen in den neuen deutschen Bundesländern berücksichtigt und würde sich auch in osteuropäischen Ländern günstig erweisen.

Ausgeführte SBR-Anlagen

Aus der Tradition heraus sind in Deutschland flächendeckend die kommunalen Kläranlagen konventionell als Conti-Anlagen gebaut worden. Der Einsatz neuerer Technologien, im speziellen der SBR-Technologie, beschränkt sich großtechnisch bisher fast ausschließlich auf den Bereich der Industrieabwasserbehandlung. Untersuchungen über die Einsetzbarkeit des SBR-Verfahrens zur Behandlung von kommunalem Abwasser wurden im halbertechnischen Maßstab auf der Kläranlage Stellingener Moor durchgeführt (Wilderer et. al., 1986). Es konnte nachgewiesen werden, daß die Versuchs-SBR-Anlage für Nitrifikation/Denitrifikation und genauso für biologische Phosphorelimination einsetzbar ist und mit überaus guten Eliminationsleistungen betrieben werden kann.

In den Ländern wie Japan und USA werden eine bedeutende Anzahl von kommunalen Kläranlagen nach dem SBR-Verfahren betrieben. Der erste großtechnische Einsatz neuerer Zeit geht auf eine Initiative von Irvine zurück, der die kontinuierlich betriebene kommunale Kläranlage von CULVER, Indiana USA, zu einer SBR-Anlage umgestaltete. In der Vorstellung des Verfahrens wurden unter anderem die Betriebsergebnisse der Anlage über den Beobachtungszeitraum von 1980 und 1981 zusammengestellt (Irvine et. al., 1989). Die Eliminationsleistungen sind in Tabelle 1 für den biologischen Teil, nach der mechanischen Stufe, zusammengestellt.

Tab. 1: Ergebnisse der SBR-Anlage in Culver, Indiana USA.

Parameter	Elimination	Ablaufwerte im Mittel
BSB ₅	92 %	10 mg/l
Feststoffe	90 %	< 8 mg/l
NH ₄ -N	95 %	1 mg/l
NO _x -N	95 %	1,3 mg/l

Besondere Aufmerksamkeit haben auch Anlagen gefunden, die zur Behandlung von Deponiesickerwässern eingesetzt werden. In Tabelle 2 werden einige Anlagen zur Behandlung unterschiedlicher Abwässer aufgeführt.

Tab. 2: Ausgeführte, im großtechnischen eingesetzte SBR-Anlagen

Beech Aircraft	Blackhawk Leather
Eastman Kodak Company	Westfield Tannery
Owens-Corning Fiberglas	
Anheuser Busch	Jim Beam Brands Co
Jack Daniels Distillery	
Borden Dairy	Star Valley Cheese Co
Dietrich's Milk Products	Western American Cheese
Müller Milch, Aretsried	Western Dairymen
Eagle Snacks, Inc.	Lance Foods
Nebraska Nutrients	Reisman Pretzel
Occidental Chemical Corporation	
Cow Creek, Ok	McPherson, Ks
Durham, NC	Midwest City, OK
East Honolulu, Hawaii	Mt. Pocono, Pa
East Point Fl	Oak Point, Michigan
Heeia, Hawaii	Pocatello, ID
Kearney, Mo	Santa Rosa, Ca
Kitsap County, Wa	Sulphur, Ok
Louisville, Co	Tahiti Resort

Im Folgenden sollen zwei Anwendungsbeispiele aus dem Bereich der Industrieabwasser- und Deponiesickerwasserbehandlung näher ausgeführt werden.

Müller Milch, Aretsried

Die Abwässer aus einer Molkerei (A. Müller, Aretsried) werden seit 1992 in der betriebseigenen Kläranlage nach der SBR-Technologie behandelt (Nyhuis, G. 1993). Die Kläranlage wurde ausgelegt für:

- Zulauf 1.500 m³/d bzw. max. 85 m³/h
- organische Fracht 1.800 kg BSB₅/d
- vier Reaktoren, mit je 2.500 m³ Volumen
- Volumenaustauschrate von 10 %.

Ein Zyklus hat eine Dauer von 8 Stunden und umfaßt:

- Füllen
- Rühren, 2 Stunden
- Belüften, 4,5 Stunden
- Sedimentieren, 1 Stunden
- Klarwasserabzug, 1,5 Stunden.

Die SBR-Anlage arbeitet mit einer Reinigungsleistung bei den organischen Stoffen (BSB, CSB) von größer 96 %. Die Elimination von Stickstoff liegt bei mehr als 90 %. Phosphor wird teils biologisch der restliche Anteil über eine simultane Fällung reduziert.

Bei dieser SBR-Anlage ist die Dekantiereinrichtung schwimmend ausgebildet. Diese Anordnung ermöglicht, daß ein Klarwasserabzug schon während der Sedimentationsphase beginnen kann. Der Abzug erfolgt unterhalb des Wasserspiegels, um den Eintritt von Schwimmschlamm in den Ablauf zu verhindern.

Occidental Chemical Corporation

In der Deponie Hyde Park, Niagara Falls New York-USA, wurden bis 1975 etwa 75.000 t, mit halogenierten Kohlenwasserstoffen belastete, Chemieabfälle eingelagert. In den anfallenden Sickerwässern sind Substanzen wie Benzoesäuren (ortho-, para-, metha-), Chlorbenzoesäuren, Toluole und Chlor- und Dichlortoluole enthalten.

Die Behandlung erfolgte bis 1990 über eine Aktivkohle-Adsorption, seither in einer Kläranlage mit den Stufen (Ying,1992):

- pH-Regelung
- Filtration, von Feststoffen und Metallen
- Biologische Reinigung (SBR-Verfahren)
- Aktivkohle-Adsorption

Die biologische Teil der Anlage ist wie folgt ausgelegt:

- Zulauf 30 m³ /d
- 3 SBR-Reaktoren mit je 21 m³ Nutzvolumen
- 3 Aktivkohlefilter, mit je 10.000 kg, in Reihe

Die biologische Reinigung erfolgt mit einem 24-stündigen Zyklus. Dieser setzt sich zusammen aus:

- Füllen über 6 Stunden, mit Belüften
- belüftete Reaktionsphase, 10 Stunden
- Sedimentation, 3 Stunden
- Abzug von Klarwasser, 3 Stunden
- Pause, 2 Stunden.

Die Reinigungsleistung der biologischen Stufe ist, wie die der gesamte Anlage, hervorragend. Die Elimination der organischen Stoffe (TOC) liegt bei 90 %, davon 80-90 % über die Biologie. Phenol wird nahezu vollständig biologisch reduziert.

Anwendung des SBR-Verfahrensschemas auf andere Reaktortypen

Das SBR-Verfahrensprinzip wurde in den zurückliegenden Jahren nicht nur auf das Belebungsverfahren angewandt, sondern auch auf eine Vielzahl anderer Bio-reaktorsysteme, so u.a. auf Biofilmreaktoren (Wilderer, 1992), auf Anaerob-reaktoren (Gonzales-Martinez et.al., 1990) und auf Reaktoren zur biologischen Regeneration von Aktivkohle (Jaar et.al, 1992).

Für die bauliche Gestaltung von Biofilm-SBR-Anlagen gibt es eine Fülle von Möglichkeiten, u.a.

- gepackte Säulen
 - mit mineralischem Filtermaterial als Aufwuchsträger (Substratum) für den Biofilm
 - mit spezifisch leichtem Filtermaterial als Substratum
 - mit granulierter Aktivkohle als Filtermaterial (Irvine et al., 1992)
- Rotationskörper (Oswald Schulze GmbH, 1993a)
- Membranreaktoren, ausgestattet mit gaspermeablen Membranen

Die Entwicklung dieser Reaktoren ist zu einem interessanten Forschungsgebiet geworden. Erste Prototyp-Anlagen im 10 m³-Maßstab sind derzeit in Garching in Betrieb. Ergebnisse der Pilotversuche werden in Kürze vorgestellt (Rehbein et.al.).

Grenzen in der Anwendung

Über die Grenzen der Anwendbarkeit des SBR-Verfahrens gibt es keine eindeutigen Erkenntnisse. Grundsätzliche Unterschiede zu anderen biologischen Reinigungsverfahren bestehen nicht. Wenn also eine biologische Reinigung möglich ist, kann neben anderen Verfahren immer auch das SBR-Verfahren in Betracht gezogen werden.

Belebtschlamm-SBR-Anlagen eignen sich, wenn die Nährstoffqualität und die Fracht an angebotenen Nährstoffen ausreichend ist, um ein Wachstum von Belebtschlammflocken zu ermöglichen. Andernfalls muß auf Biofilm-Systeme ausgewichen werden.

Da die Lösung logistischer Probleme mit steigender Behälterzahl zunimmt, wird nach derzeitigem Entwicklungsstand die Anwendbarkeitsgrenze nach oben hin vielfach bei einem Anschlußwerte von 50.000 EW gesehen (Oswald Schulze GmbH, 1993b).

Gestalterisch ergeben sich Grenzen bezüglich des Volumens der einzelnen SBR-Becken. Als technische Obergrenze gilt für Belebtschlamm-SBR-Behälter allgemein eine Kubatur von ca. 2.000 m³. Durch entsprechende bauliche Ausführung sind nahezu alle Vorgaben einzuhalten. Der einzelne SBR-Behälter muß so dimensioniert werden, daß die Befüllung und der Klarwasserabzug in möglichst kurzer Zeit realisiert werden kann. Kritisch ist dabei der Klarwasserabzug aus Belebtschlamm-SBR-Behältern. Er muß so gestaltet werden, daß der abgesetzte Belebtschlamm nicht aufgewirbelt und mit dem ablaufenden Wasser mitgerissen wird. Die dazu verfügbaren Abzugsvorrichtungen sind in ihrer hydraulischen Kapazität eng begrenzt. Durch Anordnung mehrerer Abzugsvorrichtungen im gleichen Becken kann zwar die Kapazität vergrößert werden. Allerdings ist der verfügbare Platz für die Anordnung mehrerer Abzugsvorrichtungen zumeist sehr begrenzt.

Zusammenfassung

Die Anwendung der SBR-Technologie ist als vielversprechende Alternative zu den kontinuierlich beschickten Belebtschlammanlagen anerkannt. Das Prinzip der SBR bietet besonders einfache Möglichkeiten, die vorhandenen Kenntnisse über notwendige Selektions- und Anreicherungsstrategien in Belebungsanlagen technisch umzusetzen und damit die für spezielle Reinigungsaufgaben notwendigen Mikroorganismen in ausreichender Zahl wirksam werden zu lassen.

Der wesentliche Unterschied zu den konventionellen Anlagen ergibt sich aus dem diskontinuierlichen Betrieb. Die Abwässer werden in periodisch aufeinanderfolgenden Prozeßphasen im gleichen Becken behandelt. Die Behandlungsdauer kann an den aktuellen Grad der Abwasserverschmutzung oder -menge angepaßt werden. Hinzu kommt die modulare Bauweise der SBR-Anlagen, die sich gerade für die Erweiterung bestehender Anlagen als Vorteil erweist. Die Abwasserbehandlung kann im Betrieb mittels einer Anpassung der Prozeßbedingungen variiert und optimiert werden, die SBR-Technologie bietet ein hohes Maß an Flexibilität. Die Anwendbarkeit der SBR-Technologie ist ohne Einschränkung möglich. Bestehende Großanlagen haben sich im Betrieb bereits bewährt, wie an zwei Beispielen gezeigt wurde.

Literatur

- Ardern E. and W.T. Lockett (1914): Experiments on the Oxidation of Sewage without the Aid of Filters. J.Soc. Chem.Ind. 33, 523
- Ardern E. (1927): The Activated Sludge Process of Sewage Purification. J.Soc.Chem.Ind. 46, 822
- Biofilm Reactor (GAC-SBBR). US-Patent 5,126,050
- Gonzales-Martinez S. and P.A.Wilderer (1990): Phosphate Removal in a Biofilm Reactor, Wat.Sci.Tech. 23, 1405-1416
- Goronszy M.S. (1979): Intermittent Operation of the Extended Aeration Process for Small System. JWPCF 51, 274-287
- Görg S. und P.A.Wilderer (1987): Hydraulische Bemessung von SBR-Anlagen, Wasser und Abwassertechnik, S.39-42
- Hoover S.R. and N. Porges (1952): Assimilation of Diary Wastes by Activated Sludge Treatment. J.Ind.Sew.Purif. 4, 436
- Höfken M., F. Bischof und F. Durst (1991): Novel Hyperboloid Stirring and Aeration System for Biological and Chemical Reactors. Proc. of ASME Meeting, Atlanta, FED-Vol. 132
- Ingerle, K. (1993): Das EHB-Verfahren, ein zweistufiges biologisches Verfahren zur Stickstoffentfernung. Symposium an der Universität Innsbruck, 3. Mai 1993

- Irvine, R.L. and L.H. Ketchum (1983): Sequencing Batch Reactor for Biological Treatment. CRC Critical Reviews in Environmental Vontrol, Vol. 18, 4, pp. 255-294
- Irvine, R.L., L.H. Ketchum, R. Breyfogle, E.F. Barth (1983): Municipal Application of Sequencing Batch Treatment at Culver, Indiana. J.WPCF 55, S. 484
- Irvine, R.L. und P.A. Wilderer (1985): Sequencing Batch Reactor Verfahren zur biologischen Abwasserreinigung - Konzept, Wirkungsmechanismen und Betriebs-erfahrungen. Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Heft 69, Aachen, S. 521-547.
- Irvine, R.L., L.H. Ketchum, P.A. Wilderer and C.D. Motemagno (1992): Granular Activated Carbon - Sequencing Batch Biofilm Reactor (GAC-SBBR). US-Patent 5,126,050
- Jaar M.A.A. and P. A. Wilderer (1992): Granular Activated Carbon Sequencing Batch Biofilm Reactor to Treat Problematic Wastewaters. Wat.Sci.Tech., Vol 26, 1195-1203
- Nyhuis, G. (1993): SBR- Anlage für Großmolkerei. Wasser Luft Boden 6, 24-25
- O`Shaughnessy F.R. (1923): The Physical Aspects of Sewage Disposal. J.Soc.Chem.Ind. 42, 359
- Oles J. and P.A. Wilderer (1990): Computer Aided Design of Sequencing Batch Reactors Based on the IAWPRC Activated Sludge Model, Wat.Sci.Tech. 23, 1087-1095
- Oles J. (1991): Bemessung von SBR-Anlagen, in Planung von Kläranlagen zur Nährstoffelimination, Berichte aus Wassergüte- und Abfallwirtschaft, Technische Universität München, Heft 105, 75 - 93
- Oswald Schulze GmbH (1993a): Verfahren und Vorrichtung zum biologischen Entfernen von Phosphaten aus Abwasser. Patentschrift DE 37 37 030 C2
- Oswald Schulze GmbH (1993b): persönliche Mitteilungen
- Pasveer A. (1959): A Contribution to the Development in Activated Sludge Treatment. J.Ind.Sew.Purif. 4, 436
- Rehbein V. und P.A. Wilderer (1994): Sequencing Batch Biofilm Reactor (SBBR) zur Nitrifikation und Denitrifikation von Tropfkörperabläufen. Abschlußbericht, Oswald-Schulze-Stiftung AZ 635/92, in Bearbeitung

- Wardle T. (1893): Sewage Treatment and Disposal. J. Royal San. Inst., London
- Wilderer P.A. und E.D.Schroeder (1986): Anwendung des Sequencing Batch Reactor (SBR)-Verfahrens zur biologischen Abwasserreinigung. Hamburger Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft, Techn.Universität Hamburg-Harburg, Heft 4
- Wilderer P.A. (1991): Membrane Biofilm Reactor: A Novel Method to Treat Problematic Wastewaters. In: Inocula, mikrobiologikillan julkaisu, Helsinki, 1, 6-7
- Wilderer P.A. (1992): Sequencing Batch Biofilm Reactor Technology. In: Harnessing Biotechnology for the 21st Century (M.R. Ladisch and A. Bose, eds, Am.Chem.Soc., 475-479
- Ying W.-C., J. Wnukowski and D. Wilde (1992): Successful Leachate Treatment in SBR-Adsorption System. Presented at the 47th Purdue Waste Conference, Purdue University, West Lafayette - Indiana

Verfasser:

Dipl.-Ing. Joachim Franta
Univ.Prof. Dr.-Ing. Peter A. Wilderer
Lehrstuhl für Wassergüte- und Abfalltechnik, Technische Universität München
Am Coulombwall, D-85748 Garching, Deutschland

Prof. Robert L. Irvine, PhD
Center for Bioengineering and Pollution Control
University of Notre Dame
Notre Dame, IN 46556, USA

MÖGLICHKEITEN UND GRENZEN ZWEISTUFIGER VERFAHREN UND GROSSTECHNISCHE ERFAHRUNG

JOHANNES PINNEKAMP

1. EINLEITUNG

Die in der Vergangenheit ständig gestiegenen Anforderungen an die Qualität der Kläranlagenabläufe und die damit verbundenen Kostensteigerungen zwingen dazu, intensiv über neue Abwasserreinigungsverfahren und -verfahrenskombinationen nachzudenken. Eine wichtige Rolle spielen dabei die mehrstufigen Verfahren, bei denen der vielschichtige Prozeß der Abwasserreinigung in einzelne, separat zu optimierende Einzelstufen zergliedert ist. Die Elimination des Stickstoffes aus dem Abwasser über die Verfahrensschritte Nitrifikation und Denitrifikation ist jedoch so stark verkoppelt, daß eine klare Trennung nicht möglich ist.

Der vorliegende Bericht gibt einen Überblick über die wichtigsten Verfahrenskombinationen, nennt deren Vor- und Nachteile und gibt dann Betriebsergebnisse von großtechnischen Adsorptions-Belebungsanlagen wieder.

2. DEFINITIONEN

Eine "Stufe" innerhalb einer Kläranlage ist eine selbstständig funktionierende Einheit, in der mit physikalischen, chemischen oder biologischen Mechanismen bestimmte Abwasserinhaltsstoffe ganz oder teilweise entfernt werden. Eine Kläranlage, die aus Vorklärung, Belebungsanlage mit Nachklärung und Filtrationsanlage besteht, ist danach zunächst eine dreistufige Anlage. Im Folgenden beschränken wir uns auf Anlagen mit mehreren biologischen Stufen.

Nachklärbecken sind notwendiger Bestandteil von Belebungsanlagen und sind daher keine eigene Stufe, wohingegen Tropfkörper durchaus ohne nachgeschaltete Sedimentationseinheit funktionieren können.

Im Belebungsbecken finden sich häufig verfahrenstechnisch unterschiedliche Zonen, die sich nach dem Sauerstoffgehalt oder der Führung der Abwasser- und Schlammströme unterscheiden. Verwirrung entsteht manchmal bei der Kaskadendenitrifikation, bei der man von zwei oder mehr Stufen spricht. In unserem Sinne handelt es sich jedoch in allen Fällen um unterschiedliche Prozeßführungen innerhalb einer biologischen Stufe.

3. AUSGANGSSITUATION

Die Anwendung zweistufiger biologischer Systeme ist in der Vergangenheit häufig Gegenstand angeregter Diskussionen gewesen. Den Stand der Technik zum Zeitpunkt 1987/88 beschreibt der ATV-Arbeitsbericht "Mehrstufige biologische Kläranlagen" [1]. Darin werden im wesentlichen 4 Verfahrenskombinationen besprochen:

- BB : zweistufige Belebungsanlagen
- TB : erste Stufe Tropfkörper, zweite Stufe Belebungsanlage
- BT : erste Stufe Belebungsanlage, zweite Stufe Tropfkörper
- TT : zweistufige Tropfkörperanlagen

Für die zweistufigen Tropfkörperanlagen war wegen der geringen Zahl der Anlagen eine systematische Auswertung nicht möglich; für die anderen Anlagentypen ergab sich folgende Zusammenstellung:

Verfahrenskombination	BB	TB	BT
Anschlußwert EW	100.000	50.000	132.500
Industrieller Anteil EGW/EW	53	49	40
Auslastung %	70	72	73
BSB ₅ -Zulauf mg/l	403	368	366
CSB-Zulauf mg/l	720	607	695
Anzahl der Anlagen	53	71	62
ausgewertete Betriebsdaten	37	34	29

Tab. 1: Grunddaten der untersuchten Verfahrenskombinationen [1]; arithmetische Mittelwerte

Aus der Auswertung der Betriebsdaten, aus ergänzenden Literaturlauswertungen und Begehungen vieler Anlagen hat die ATV-Arbeitsgruppe eine zusammenfassende Gegenüberstellung der Verfahrenskombinationen erarbeitet, die in Tabelle 2 wiedergegeben ist.

Hieraus ist ersichtlich, daß die insgesamt beste Bewertung die zweistufigen Belebungsanlagen und die Kombination Tropfkörper-Belebung mit zwischengeschalteter Feststoffabtrennung erfahren.

Auffällig ist aber auch, daß für das heute wichtigste Bewertungskriterium, die Gesamtstickstoffelimination, keine Aussage gewagt wurde.

Verfahrenskombination	BB	TT	TB	BT
Ablaufanforderungen				
BSB, CSB	++	+	+ ²⁾ + ³⁾	+
NH ₄	++	+ ¹⁾	++	+
N _{ges}	0	0	0	0
Prozeßstabilität	++	+	++	+
Zulaufbeschaffenheit				
hohe Konzentration	++	+	++	+
Blähschlammgefährdung	+	++	++	+
Störstoffe	++	+	0 ²⁾ ++ ³⁾	+
Sanierung	++	+	++	++
Kosten				
Bau	+	-	+	+
Betrieb	++	+	++	+
Bemerkungen: 1) Temp.-Einfluß beachten				
2) ohne Zwischenklärung				
3) mit Zwischenklärung				
Symbole: ++ besonders geeignet				
+ geeignet				
- nicht geeignet				
0 indifferent, keine Aussage				

Tab. 2: Zusammenfassende Gegenüberstellung der verschiedenen Verfahrenskombinationen [1].

4. NEUE ENTWICKLUNGEN

Nach der Erarbeitung des genannten ATV-Arbeitsberichtes Mitte der achtziger Jahre sind einschneidende Veränderungen in der Abwassertechnik erfolgt. Die vielleicht wichtigste war die Erkenntnis, daß nicht nur die inländischen stehenden Gewässer, sondern auch die Randmeere wie z. B. Nord- und Ostsee oder das Schwarze Meer vor einer weiter steigenden Nährstoffzufuhr geschützt werden müssen. Dies führte dazu, daß alle kommunalen Kläranlagen endgültig auch für eine weitgehende Entfernung der Phosphor- und Stickstoffverbindungen erweitert und betrieben werden müssen.

Dies führt insbesondere bei zweistufigen Anlagen zu teilweise erheblichen Problemen. In einem neuen ATV-Arbeitsbericht [2] sind die Möglichkeiten zum Umbau bestehender zweistufiger Kläranlagen systematisch dargestellt. Danach ergeben sich folgende Maßnahmen:

- Maßnahmen im Vorfeld
 - Verringerung der N-Belastung (= Erhöhung des C/N-Verhältnisses)
- Getrennte Behandlung der Schlammwässer
 - Strippung
 - MAP-Fällung
 - Nitrifikation/Denitrifikation
- Interne Prozeßmodifikationen
 - Rückführung
 - Begrenzung des C-Abbaues der 1. Stufe (= AB-Verfahren)
 - Bypass
 - Rückführung des Überschußschlammes der 2. Stufe in die 1. Stufe
 - Schlammaustausch zwischen beiden Stufen
- Nachgeschaltete Denitrifikation mit dem Schlamm der 1. Stufe

- Zugabe von organischem Kohlenstoff
 - innerhalb der bestehenden Anlage
 - in einer nachgeschalteten Stufe

Im Folgenden soll nur auf die Prozeßmodifikationen für zweistufige Belebungsanlagen eingegangen werden. Sie sind in Abbildung 1 auf der folgenden Seite schematisch dargestellt und werden kurz erläutert.

Durch die Rückführung (im ATV-Arbeitsbericht etwas unglücklich Rückpass genannt) wird nitrathaltiger Ablauf aus der nitrifizierenden 2. Stufe in den Zulauf der 1. Stufe zurückgepumpt. Dort sind die Bedingungen für eine Denitrifikation meistens gut. Die zusätzlichen Wassermengen führen jedoch sehr schnell zu einer hydraulischen Überlastung der Zwischen- und Nachklärbecken, so daß die Grenzen der Anwendung der Rückführung eng gesteckt sind. Im Allgemeinen wird man eine Rückführung wegen der geschilderten Probleme nur bei Trockenwetterzufluß betreiben können; sie eignet sich daher bis auf Ausnahmefälle nur für eine provisorische, vorübergehende Verbesserung der Denitrifikationsleistung und nicht als Dauerlösung.

Eine weitere Möglichkeit, um mit zweistufigen Anlagen auch zu denitrifizieren, liegt in der Begrenzung des Kohlenstoff-Abbaus in der 1. Stufe. Dabei wird das Belebungsbeckenvolumen der 1. Stufe so verkleinert bzw. die Schlammbelastung so stark erhöht, daß nur noch ein Teilabbau stattfindet. Das Verfahren wurde von Professor Böhnke in Aachen entwickelt und untersucht und ist als Adsorptions-Belebungsverfahren (AB-Verfahren) bekannt. Über das Verfahren ist in mehreren Symposien ausführlich berichtet worden [3].

Die Eignung des AB-Verfahrens für eine weitgehende Stickstoffelimination ist umstritten. Anhand mittlerweile vorliegender Daten aus dem Betrieb großtechnischer AB-Anlagen wird diese Fragestellung in Kapitel 5 ausführlich diskutiert.

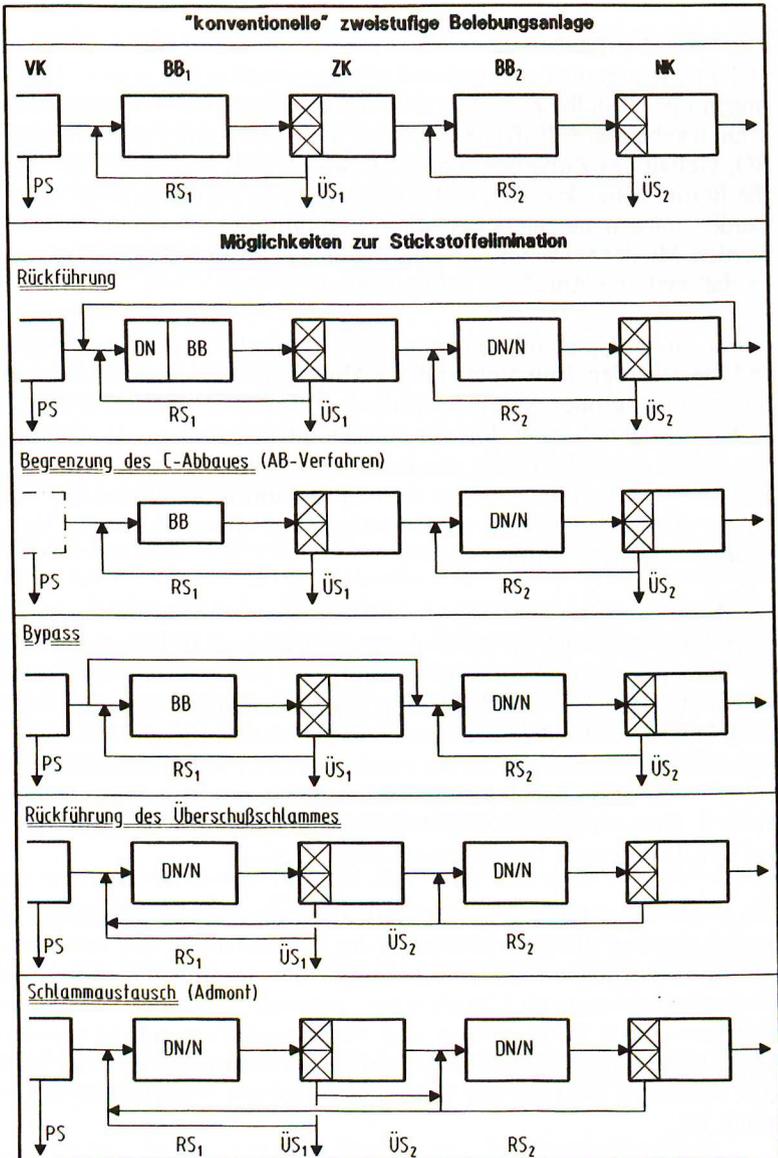


Abb. 1: Prozeßmodifikationen des konventionellen zweistufigen Belebungsverfahrens für eine weitergehende Stickstoffentfernung

Die Wirtschaftlichkeit einer Adsorptionsstufe ergibt sich auch daraus, daß der Belebtschlamm nicht ausreichend mit Sauerstoff versorgt wird. Dies kann unter ungünstigen Randbedingungen (hoher Sulfatgehalt, hohe Abwassertemperaturen, schnell abbaubarer BSB) dazu führen, daß sich Desulfurikanten bilden, die den SO_4 -Gehalt des Zulaufes zu Schwefelwasserstoff umsetzen, der wiederum auf die Betonflächen korrosiv wirkt. Insbesondere, wenn solche Becken abgedeckt werden, müssen alle mit der Abluft in Berührung kommenden Flächen beschichtet werden. Mit der Schwefelwasserstoffbildung geht eine Geruchsbelästigung einher, so daß evtl. die Abluft zu behandeln ist.

Durch einen Bypass um die erste Stufe herum kann die Gesamtabbauleistung reduziert werden. Entsprechend der Abwasserzusammensetzung wird ein mehr oder weniger großer Anteil des Zulaufes direkt in die zweite Stufe geleitet, sein Kohlenstoffgehalt steht dort für eine Denitrifikation zur Verfügung. Je höher der Anteil des Zulaufes ist, der um die erste Stufe geleitet wird, umso größer muß die 2. Stufe dimensioniert werden und umso mehr wird das Verfahren zu einem einstufigen. Daran wird deutlich, daß diese Methodik sich für einen Dauerbetrieb nur bedingt eignet.

Durch Änderungen der Rücklauf- und Überschußschlammströme bei zweistufigen Verfahren lassen sich die beiden unterschiedlichen Belebtschlammbiozönosen und ihre Belastungen im Hinblick auf eine verbesserte Stickstoffelimination verändern. Durch die Rückführung des Überschußschlammes der 2. Stufe in die 1. Stufe kann der Belebtschlamm dort permanent mit nitrifizierenden Bakterien angereichert werden, was dort zumindest zu einer Teilnitrifikation führt. Wegen des höheren BSB-Gehaltes sollte die entsprechende Teildenitrifikation ebenfalls in der 1. Stufe stattfinden. In Kombination mit einem Bypass wird das Verfahren auf den Hamburger Großklärwerken praktiziert.

Die letzte dargestellte Prozeßmodifikation tauscht die Schlämme der beiden Stufen aus: der Überschußschlamm der 2. Stufe dient, wie zuvor beschrieben, der Anreicherung des Belebtschlammes der 1. Stufe mit Nitrifikanten, der Überschußschlamm der 1. Stufe wird - zumindest teilweise - in die Denitrifikationszone der 2. Stufe geführt und unterstützt dort den Nitratabbau. Diese zusätzliche Feststofffracht muß bei der Bemessung natürlich berücksichtigt sein. Das Verfahren wird auf der Kläranlage Admont (Österreich) angewandt [4].

5. BETRIEBSERGEBNISSE GROSSTECHNISCHER AB-ANLAGEN

Im Folgenden werden aktuelle Betriebsergebnisse großtechnischer Belebungsanlagen nach dem Adsorptions-Belebungsverfahren gezeigt. Dabei muß berücksichtigt werden, daß solche Betriebsergebnisse nicht mit der wissenschaftlichen Exaktheit der Ergebnisse von Laborversuchsanlagen verglichen werden können. In vielen Fällen wird nicht so häufig und ein geringerer Parameterumfang gemessen, als wünschenswert. Auch spielen in einigen Fällen noch nicht abgeschlossene Umbaumaßnahmen oder eine noch nicht durchgeführte Betriebsoptimierung eine Rolle.

Wenn man die Ergebnisse vor diesem Hintergrund interpretiert, haben sie dennoch eine große Aussagekraft.

5.1 Großklärwerk Köln-Stammheim

Das GWK Köln-Stammheim dient der Reinigung eines großen Teiles der Kölner Abwässer. Im Jahre 1973 wurde die vorhandene mechanische Reinigungsstufe zur mechanisch-biologischen Kläranlage ausgebaut. Um verschärften Anforderungen zu genügen, wurde im Jahre 1982 entschieden, das Klärwerk zu erweitern. Im Rahmen des Vorentwurfes fiel die Wahl auf das zweistufige Adsorptions-Belebungsverfahren. Noch während der Bauzeit wurde die nochmalige Erweiterung für eine vollständige Stickstoff- und Phosphorelimination geplant und umgesetzt.

Die wesentlichen Elemente dieser Umplanung bestehen in

- einer erheblichen Erweiterung des Belebungsbeckenvolumens der 2. Stufe (von ca. 30 000 auf ca. 124 000 m³),
- dem zusätzlichen Bau von 4 Nachklärbecken mit einem Durchmesser von 70 m,
- der Nachschaltung einer belüfteten Biofiltrationsanlage (System Biofor) zur Abtrennung der restlichen Feststoffe und zur Restnitrifikation und
- zusätzlichen Maßnahmen im Bereich der Schlammbehandlung.

Die Auslegungsdaten des Klärwerks gibt die folgende Tabelle 3 wieder:

Schmutzwasserzufluß	290 000	m ³ /d
Fremdwasserzufluß	21 918	m ³ /d
Trockenwetterzufluß	311 918	m ³ /d
Tagesspitze Q _t	4,73	m ³ /s
Regenwetterzufluß Q _m	9,2	m ³ /s
BSB ₅ -Tagesfracht	94 250	kg/d
Stickstoff-Tagesfracht	17 400	kg/d
Einwohner	919 000	E
Einwohnergleichwerte	681 000	EGW
Gesamt	1 600 000	E + EGW
spez. Abwasseranfall	ca. 195	l/E x d

Tab. 3: Auslegungsdaten des GWK Köln-Stammheim

Die Anlage wurde bemessen zur Einhaltung der folgenden Betriebswerte:

Parameter	Betriebswerte [mg/l]
CSB	50
BSB ₅	7
Abfiltrierbare Stoffe	15
NH ₄ -N	3
N _{anorg}	13
P _{ges}	0,5

Tab. 4: Auslegungswerte des GWK Köln-Stammheim

Das Verfahrensschema der Anlage ist in Abbildung 2 ersichtlich. Die wichtigsten verfahrenstechnischen Daten zeigt Tabelle 5.

Sandfang		
- Volumen	1.365	m ³
- Aufenthaltszeit bei Q_t/Q_m	4,8/2,5	min
Adsorptionsstufe		
- Volumen	11.800	m ³
- Trockensubstanzgehalt	2,0	kg/m ³
- Schlammbelastung	4,0	kg/kg x d
- Aufenthaltszeit bei Q_t/Q_m	0,7/0,36	h
Zwischenklärbecken		
- Volumen	39.400	m ³
- Aufenthaltszeit bei Q_t/Q_m	2,3/1,2	h
B-Stufe		
- Volumen gesamt	124.000	m ³
- Anteil Denitrifikation	ca. 50	%
- Trockensubstanzgehalt	4,5	kg/m ³
- Schlammbelastung	0,076	kg/kg x d
- Schlammalter gesamt/aerob	21/10	d
- Aufenthaltszeit bei Q_t/Q_m	7,3/3,7	h
Nachklärbecken		
- Volumen	97.940	m ³
- Aufenthaltszeit bei Q_t/Q_m	5,75/2,9	h
Biofiltrationsanlage		
- Filterfläche	3.504	m ²
- Filterbetthöhe	3	m
- Filtergeschwindigkeit bei Q_t/Q_m	5,7/11,1	m/h

Tab. 5: Verfahrenstechnische Hauptdaten des GWK Köln-Stammheim

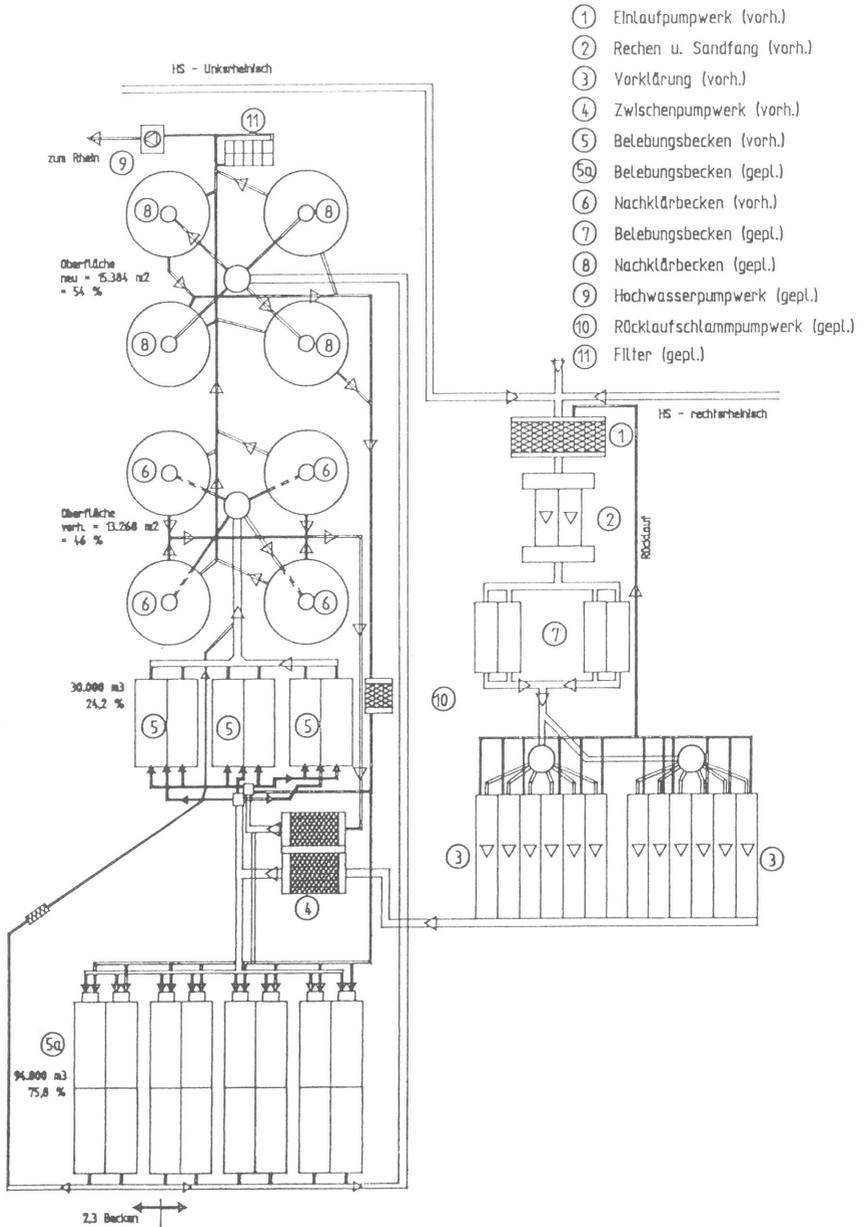


Abb. 2: Verfahrensschema des GKW Köln-Stammheim

Die erweiterten Anlagenteile zur Abwasserreinigung wurden Ende des Jahres 1992 termingerecht fertiggestellt; in den Monaten vorher wurde das Belebungsbeckenvolumen der 2. Stufe sukzessive entsprechend dem Grad der Fertigstellung erhöht. Die Adsorptionsstufe war schon 1989 in Betrieb gegangen. In Abbildung 3 sind die CSB-Konzentrationen im Zulauf, im Ablauf der A-Stufe und im Ablauf der Filtrationsanlage dargestellt. Danach werden die stark schwankenden Zulaufkonzentrationen von etwa 600 bis über 1 000 mg CSB/l durch die A-Stufe auf Werte von 200 - 400 mg/l reduziert und stark vergleichmäßigt. Die Ablaufwerte erfüllen die Erwartungen.

Für die hier zu behandelnde Fragestellung sind die Stickstoffwerte besonders interessant. Abbildung 4 zeigt die Stickstoffzu- und ablaufwerte der Anlage. Die hohen TKN-Zulaufwerte zwischen 60 und über 100 mg/l werden durch die A-Stufe auf ca. 30 - 60 mg/l abgepuffert. Die Ablaufwerte liegen mit Beginn des Jahres 1993 sicher unterhalb der Auslegungswerte. In Abbildung 5 sind die Ablaufwerte vergrößert dargestellt. Deutlich wird, daß die Ammoniumkonzentrationen seit Inbetriebnahme der erweiterten Belebungsstufe und der Biofiltrationsanlage sicher unter 1 - 2 mg/l liegen. Entsprechend steigen gegen Ende des Jahres 1992 zunächst die Nitratlaufwerte an. Im Zuge der Inbetriebnahme waren zunächst so viele Beckenteile wie möglich belüftet. Erst nach und nach wurden zu Beginn des Jahres 1993 weitere Beckenbereiche auf anoxischen Betrieb umgestellt. Dadurch wurden die Nitratlaufwerte von etwa 10 - 15 mg/l auf etwa 5 mg/l gesenkt, ohne daß die Nitrifikationsleistung beeinträchtigt wurde.

In diesem Zusammenhang ist das BSB_5 -/TKN-Verhältnis interessant. Es ist - zusammen mit der prozentualen Denitrifikationsleistung - in Abbildung 6 dargestellt. Man erkennt, daß das Verhältnis im Zulauf zwischen 3 und 10 schwankt, wobei die meisten Werte jedoch zwischen 4 und 6 liegen. Im Ablauf der A-Stufe liegt es im Mittel bei nur noch 2 bis 4 ! Trotzdem werden die genannten guten Denitrifikationsleistungen erreicht. In der Abbildung ist gleichfalls ersichtlich, wie die prozentuale Denitrifikation sich auf stabile Werte von etwa 80 % einpendelt.

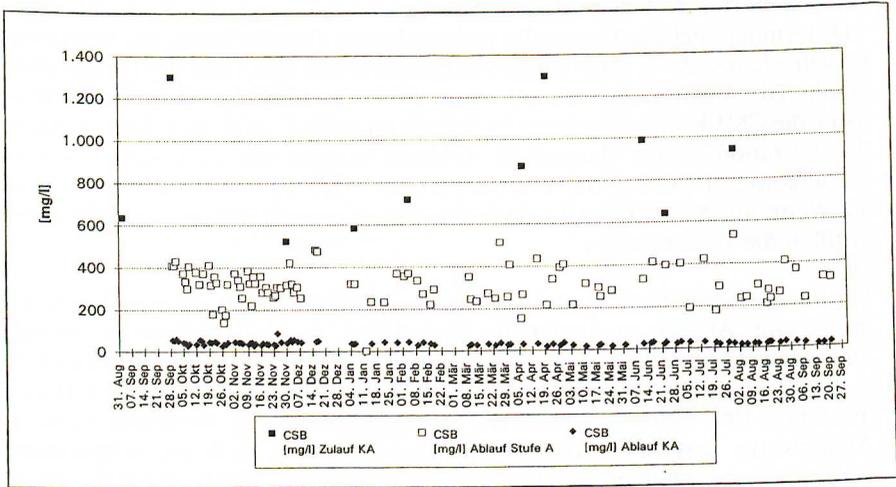


Abb. 3: CSB-Konzentrationen im GWK Köln-Stammheim

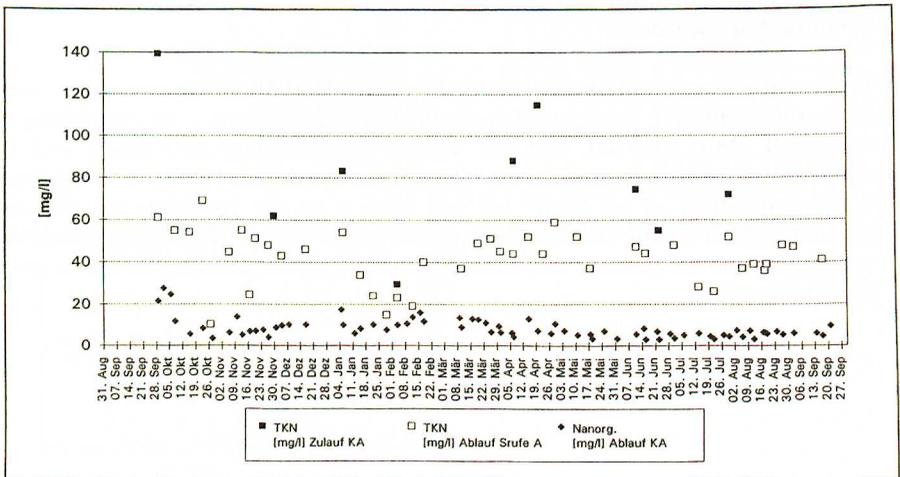


Abb. 4: Stickstoff-Konzentrationen im GWK Köln-Stammheim

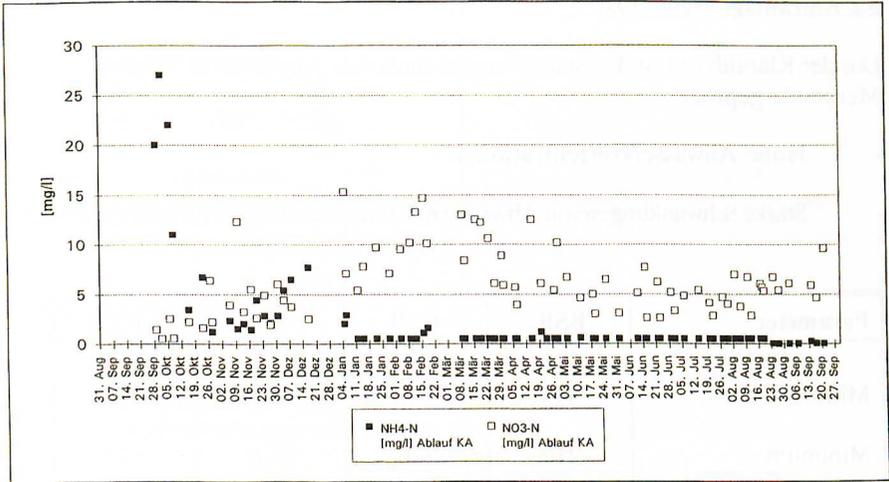


Abb. 5: Stickstoff-Konzentrationen im Ablauf des GWK Köln-Stammheim

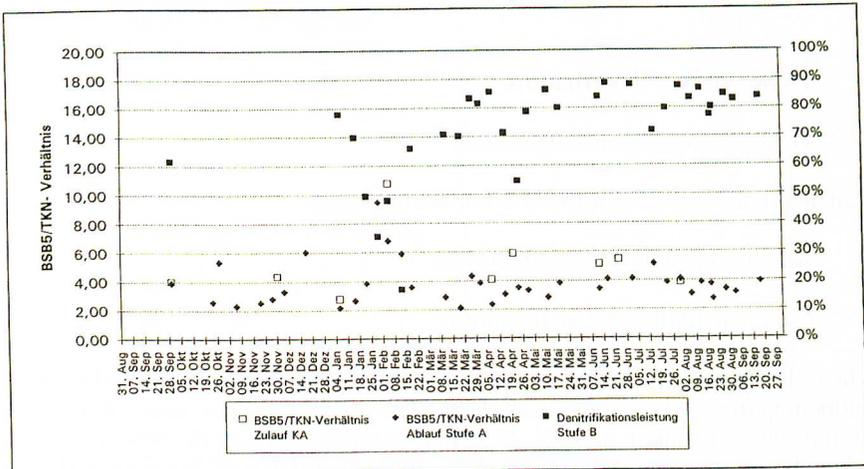


Abb. 6: BSB₅-/TKN-Verhältnis und Denitrifikationsleistung des GWK Köln-Stammheim

5.2 Kläranlage Neuss-Ost

Das der Kläranlage Ost der Stadt Neuss zufließende Abwasser ist durch folgende Merkmale geprägt:

- Hohe Abwasserkonzentrationen
- Starke Schwankungen von Abwasserzusammensetzung und -konzentrationen

Parameter	BSB ₅	CSB	N _{ges}	P _{ges}
Mittel	394	887	43,1	21,7
Minimum	210	396	24,0	10,3
Maximum	1 780	6 600	142,3	43,5

Tab. 5: Zusammensetzung des Abwassers im Zulauf der Kläranlage Neuss-Ost

- Hohes BSB₅-/N-Verhältnis
- Hohe Abwasserkonzentrationen

Zusätzlich kommen erschwerend 2 Umstände hinzu:

- Äußerst beengte Platzverhältnisse
- Nähe zur umliegenden Bebauung.

Im Jahre 1987 wurde die Entscheidung getroffen, aufgrund der oben geschilderten Randbedingungen die Anlage nach dem AB-Verfahren auszubauen. Planung und Bau wurden dabei in zwei Ausbaublocken aufgeteilt, wobei im 1. Ausbaublock zunächst die Adsorptionsstufe gebaut wurde. Sie ging im Mai 1989 in Betrieb.

Trockenwetterzufluß	44.100	m ³ /d
Tagesspitze	680	l/s
Regenwetterzufluß	1.360	l/s
BSB ₅ -Tagesfracht	16.800	kg/d
Stickstoff-Tagesfracht	2.630	kg/d
Einwohnergleichwerte	280.000	E + EGW
Adsorptionsstufe		
- Volumen	1.314	m ³
- Trockensubstanzgehalt	2,0	kg/m ³
- Schlammbelastung	6,4	kg/kg x d
- Aufenthaltszeit bei Q _i /Q _m	0,54/0,27	h
Zwischenklärbecken		
- Volumen	5.660	m ³
- Aufenthaltszeit bei Q _i /Q _m	2,31/1,16	h
B-Stufe		
- Volumen	21.060	m ³
- Anteil Denitrifikation	44	%
- Trockensubstanzgehalt	4,0/3,0	kg/m ³
- Schlammbelastung	0,128	kg/kg x d
- Aufenthaltszeit bei Q _i /Q _m	8,6/4,3	h
Nachklärbecken		
- Volumen	18.420	m ³
- Aufenthaltszeit bei Q _i /Q _m	7,5/3,8	h
Filteranlage		
- Filterfläche	440	m ²
- Filterbetthöhe	2,0	m
- Filtergeschwindigkeit bei Q _i /Q _m	5,6/11,2	m/h

Tab. 7: Hauptauslegungsdaten der Kläranlage Neuss-Ost

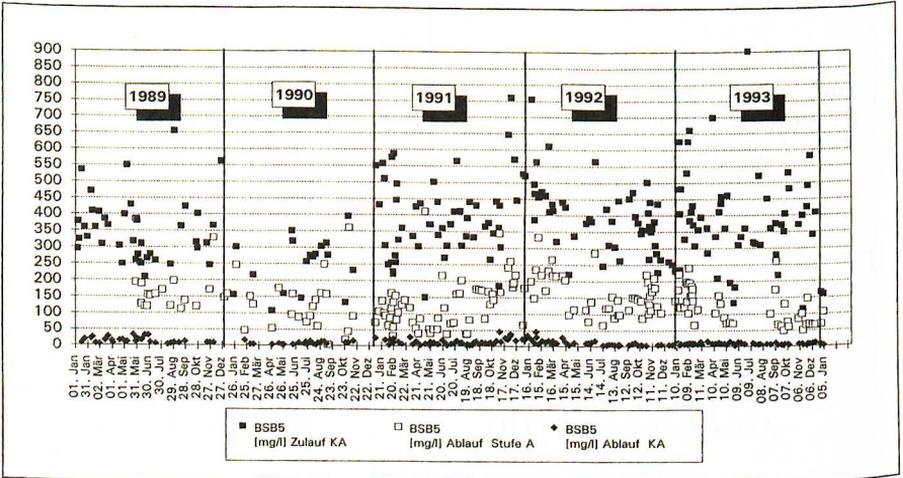


Abb. 7: BSB₅-Konzentrationen in der Kläranlage Neuss-Ost

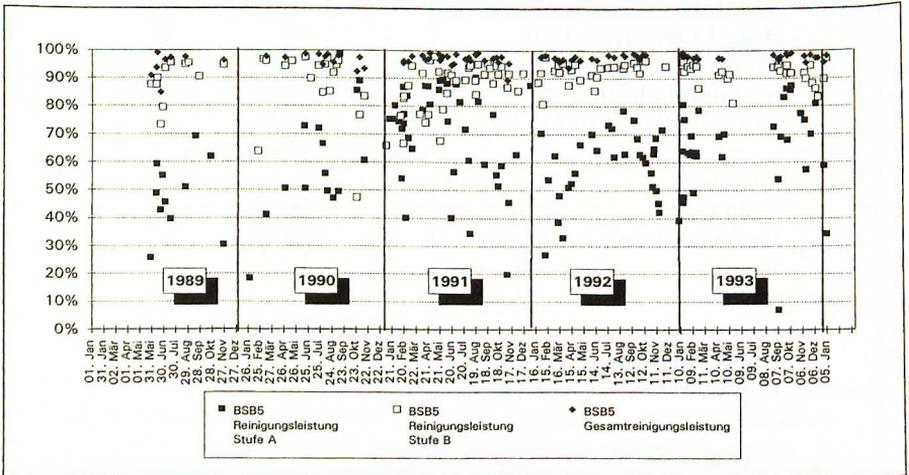


Abb. 8: Prozentuale BSB₅-Reduzierung in der Kläranlage Neuss-Ost

Die Genehmigungsplanung für den 2. Ausbauabschnitt, der im wesentlichen die Erweiterung der vorhandenen Belebungsbecken, den Neubau von doppelstöckigen Nachklärbecken und einer Flockungsfiltrationsanlage umfaßt, wurde 1991 abgeschlossen. Ein Teil der Anlagen befindet sich derzeit in Bau, die Gesamtfertigstellung ist für 1996 vorgesehen.

In Tabelle 7 sind die wichtigsten Auslegungsdaten der Anlage wiedergegeben.

Aus den vorliegenden Betriebsergebnissen können, da die 2. Stufe noch nicht fertiggestellt ist, keine endgültigen Aussagen in Bezug auf die Stickstoffelimination hergeleitet werden. Es ist jedoch möglich zu beurteilen, inwieweit die Bedingungen dafür im Ablauf der 1. Stufe noch geeignet sind.

Dazu sind die Messungen des Abwasserlabors der Stadt Neuss ausgewertet worden. Es handelt sich dabei um 24-h-Mischproben.

Abbildung 7 zeigt die BSB_5 -Konzentrationen im Zulauf, Ablauf der A-Stufe und im Ablauf der Nachklärung. Es ist zu erkennen, daß etwa ab Inbetriebnahme der A-Stufe zur Mitte des Jahres 1989 sich die vorher stark schwankenden Ablaufwerte stabilisieren. Im Jahre 1991 stellten sich Probleme mit den Belüftungseinrichtungen ein, die zeitweilig zu Ablaufverschlechterungen führten. Nachdem diese Probleme behoben wurden, sind die Werte in den letzten 2 Jahren wieder ausgesprochen stabil.

In Abbildung 8 ist die prozentuale BSB_5 -Reduzierung aufgetragen. Hier wird ein Problem des Betriebes einer Höchstlaststufe deutlich: die Schwierigkeit, einigermaßen konstante Abbauleistung zu erzielen. Sowohl der Überschußschlammabzug als auch der Sauerstoffgehalt schwanken stark, entsprechend schwierig ist die Regelung. Auf der Kläranlage Neuss-Ost wird allerdings eine weitgehende Automatisierung erst im Zuge des zweiten Ausbauabschnittes realisiert.

Abbildung 9 zeigt die TKN-Elimination der Anlage. In der 1. Stufe wird eine Reduzierung um i. M. 25 % erreicht, was im wesentlichen wohl auf Absetzvorgänge zurückzuführen ist. In der 2. Stufe wird heute schon - allerdings mit stark schwankender Leistung - eine Teilnitrifikation erreicht. In Abbildung 10 schließlich sind die für die Denitrifikation wichtigen Verhältnisse zwischen BSB_5 und TKN wiedergegeben. Im Zulauf liegen diese Zahlen stark schwankend zwischen 5 und 20, durch die A-Stufe wird eine Reduktion auf Werte um 5, teilweise jedoch auch unter 2 bewirkt. Wie die Erfahrungen aus dem GWK Köln-Stammheim zeigen, ist dies für eine weitgehende Denitrifikation ausreichend.

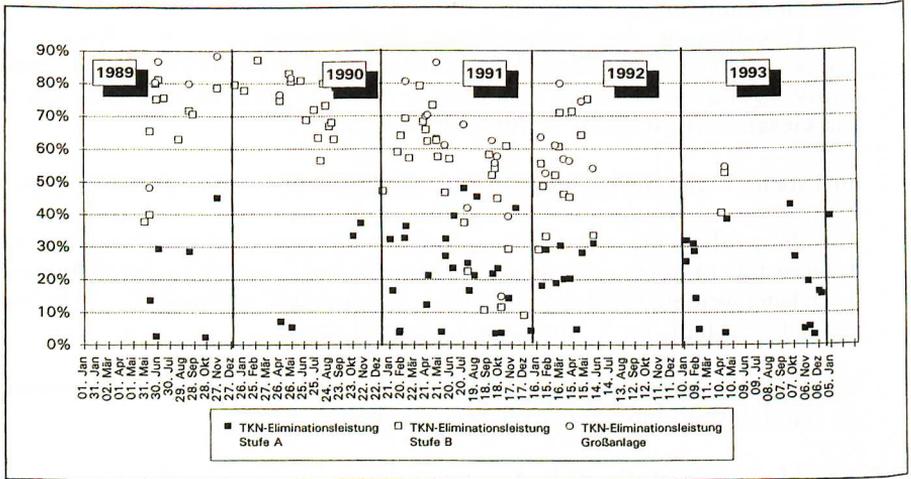


Abb. 9: TKN-Elimination der Kläranlage Neuss-Ost

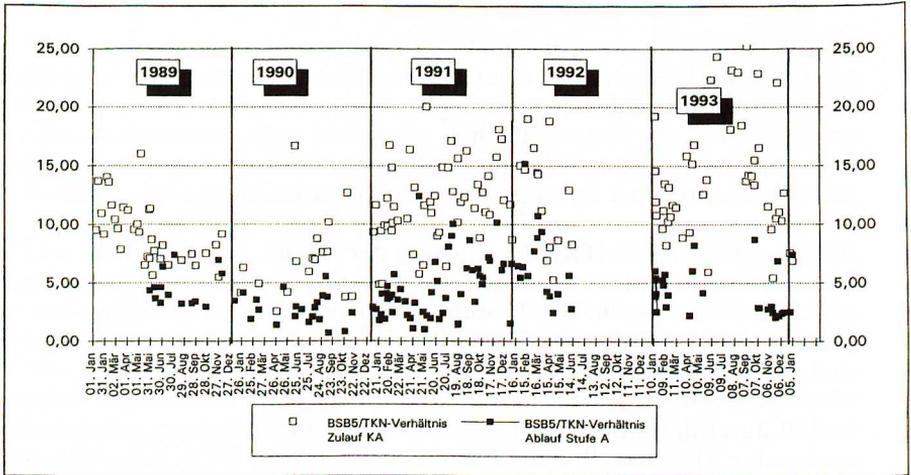


Abb. 10: BSB₅-/TKN-Verhältnisse in der Kläranlage Neuss-Ost

6. ZUSAMMENFASSENDE BEWERTUNG

Zweistufige Belebungsanlagen haben bei der Stickstoffelimination verfahrenstechnische Nachteile. Es existieren eine Reihe von Möglichkeiten, diese Nachteile zumindest teilweise auszugleichen.

Anhand großtechnischer Betriebsergebnisse kann nachgewiesen werden, daß bei geeigneter Abwasserzusammensetzung eine zweistufige Belebungsanlage nach dem AB-Verfahren noch ausreichende Denitrifikationsleistungen erbringen kann. Allerdings muß sorgfältig geprüft werden, ob im Ablauf der A-Stufe noch genügend organisches Material vorhanden ist.

7. DANKSAGUNG

Den Mitarbeitern der Labor- und Betriebsabteilungen der Städte Köln und Neuss bin ich zu Dank verpflichtet, weil sie bereitwillig die gezeigten Daten zur Verfügung gestellt haben.

Meinem Mitarbeiter, Herrn Carlos Dante Canizare-Condarco, danke ich für die Aufbereitung und graphische Darstellung der Daten.

LITERATURVERZEICHNIS

- [1] ATV-ARBEITSGRUPPE 2.6.5:
Mehrstufige biologische Kläranlagen
Korrespondenz Abwasser 2 (1989) S. 181
- [2] ATV-FACHAUSSCHUSS 2.6:
Umgestaltung zweistufiger biologischer Kläranlagen zur Stickstoff-
elimination
Korrespondenz Abwasser 1 (1994) S. 95
- [3] A-B-TECHNOLOGIE - ERFAHRUNGSUSTAUSCH -
Symposium vom 26.09. - 28.09.1983 in Aachen
Gewässerschutz - Wasser - Abwasser, Band 70 (1984)
- A-B-TECHNOLOGIE - ERFAHRUNGSUSTAUSCH -
2. Symposium vom 18.09. - 20.09.1985 in Aachen
Gewässerschutz - Wasser - Abwasser, Band 85 (1986)
- EIN- UND ZWEISTUFIGE BELEBUNGSANLAGEN UNTER DEM
ASPEKT WEITERGEHENDER REINIGUNGSMASSNAHMEN
Symposium am 22./23.01.1987 in Aachen
Gewässerschutz - Wasser - Abwasser, Band 98 (1987)
- ABWASSERBEHANDLUNG FÜR WEITER- UND WEITESTGEHEN-
DE REINIGUNGSANFORDERUNGEN
Symposium am 08./09.02.1990 in Aachen
Gewässerschutz - Wasser - Abwasser, Band 115 (1990)
- WEITGEHENDE ABWASSERREINIGUNG IN EIN- UND
ZWEISTUFIGEN BIOLOGISCHEN KLÄRANLAGEN - STICKSTOFF-
UND PHOSPHORELIMINATION -
Symposium am 12./13.03.1991 in Aachen
Gewässerschutz - Wasser - Abwasser, Band 126 (1991)
- [4] MATSCHÉ, N.; PRENDL, L.; GUAN, L.:
Erweiterung der Kläranlage Admont/Hall
Wiener Mitteilungen Wasser - Abwasser - Gewässer,
Band 100 (1992) S. F-1

Anschrift des Verfassers:

Dr.-Ing. Johannes Pinnekamp
Leiter des Geschäftsbereiches Wasser
AEW Plan GmbH
Abfall - Energie - Wasser
Graeffstraße 5
50823 Köln

Tel.: 0221 - 57 40 2 - 49

ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK

H.Fleckseder

Einführung

In den vorstehenden Arbeiten wurden die derzeit *neue Entwicklungen* dargestellt. Um diese einzuordnen, ist eine Gegenüberstellung mit einer nach konventionellen Methoden bemessenen Anlage, die die *bisherigen* (= "alten") *Erfahrungen* verkörpert, erforderlich.

"Alte Erfahrungen", mit der ARA Mödling als Beispiel

Die in der derzeitigen Ausbaustufe in Abbildung 1 dargestellte Anlage Mödling hat eine sehr lange Entwicklung hinter sich. Als eine der ersten in der k&k Monarchie gebauten Abwasserreinigungsanlagen wurde sie im Laufe der Zeit, unter Mitverwendung der alten Bausubstanz, mehrfach erweitert. Da die Vorfluterverhältnisse durch eine praktisch inexistente Verdünnung (Q_{95%} im empfangenden Bach von ~10 l/s; Zufluß zur ARA im Mittel bei Trockenwetter 250 l/s, maximal 350 l/s, bei Regenwetter bis 900 l/s) geprägt sind und da die Stickstoff- und Phosphorentfernung nicht ausreichend waren, stand eine zusätzliche Anlagenerweiterung an. Diese wurde Mitte der 1980er-Jahre durch W.v.d.Emde und Mitarbeitern erstellt und anschließend durch das Ingenieurbüro Dr. Csepai und Partner (Mödling) verwirklicht. Die Anlage wurde im Jahre 1991 in Betrieb genommen. Das Verfahrensschema der ARA Mödling ist aus Abb. 2 entnehmbar. Es handelt sich um eine einstufige Belebungsanlage mit vorgeschalteter sowie simultaner Nitrifikation-Denitrifikation und Phosphorfällung. Der anfallende Schlamm wird als Frischschlamm abgepresst und auf Deponie verführt. Alte Bausubstanz, die nicht anderweitig nutzbar war, wurde als Anaerobbecken (AN I, AN II) eingebunden, sodaß die Anlage bei günstigen Verhältnissen (Temperatur!) mit biologischer Phosphorentfernung gefahren werden kann.

Die Anlagenauslegung gemäß Bemessung ist aus Tabelle 1 zu ersehen. Zu berücksichtigen ist jedoch in dieser Tabelle, daß die Anlage vor der Erstellung des ATV-Arbeitsblattes A 131 bemessen wurde. Die im Zeitraum Februar bis Dezember 1993 erhobenen Betriebswerte (Eigenüberwachung durch die ARA Mödling) sind aus Tabelle 2 ablesbar. Daraus ergibt sich, daß die Anlage - relativ innerhalb der Kenngrößen - hydraulisch stärker belastet ist als bezüglich der Verschmutzung. Die Anlage kann - im Vergleich zur Bemessung - als etwas unterbelastet, jedoch nicht stark unterbelastet, bezeichnet werden.

LAGEPLAN DER KLÄRANLAGE MÖDLING

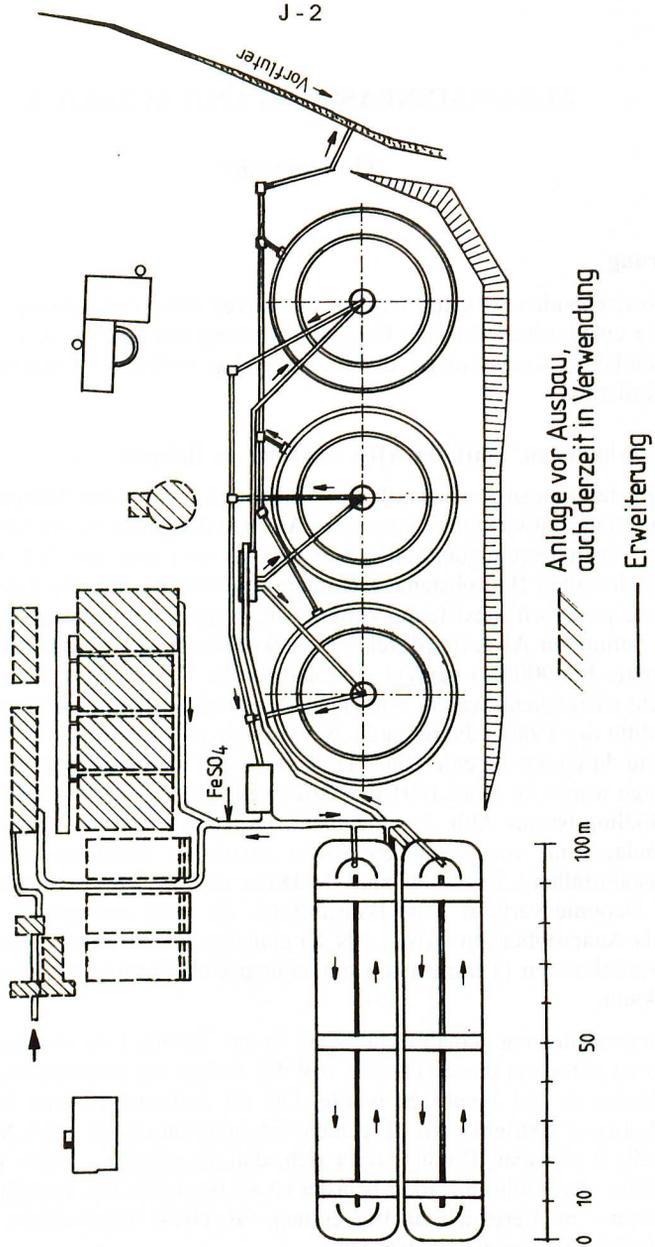


Abb. 1: Der Lageplan der ARA Mödling, derzeitiger Ausbau.

Verfahrensschema der KA Mödling

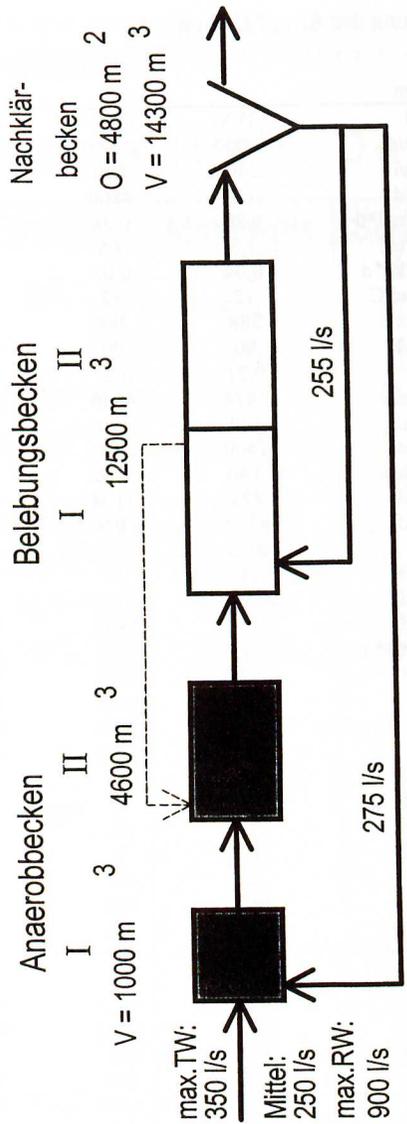


Abb. 2: Das Verfahrensschema der ARA Mödling, derzeitiger Ausbau.

Tabelle 1: Bemessung der ARA Mödling.

	Dim	Belastungsfall (Winter)			
		1	2	3	4
V(BB)	m3	12500	12500	12500	12500
Q	m3/d	15000	20000	25000	30000
BSB5(Z)	mg/l	240	240	240	240
BSB5-F(Z)	kg/d	3600	4800	6000	7200
BR	kg/m3*d	0,29	0,38	0,48	0,58
TSR	kg/m3	7,5	7,5	7,5	7,5
BTS	kg/kg*d	0,04	0,05	0,06	0,08
T	Grad C	12	12	12	12
TSo(Z)	mg/l	288	288	288	288
TSo-Fe	mg/l	90	90	90	90
x	-	0,21	0,23	0,26	0,28
US-F(B)	kg/d	3474	4936	6337	7799
FeS04	g/m3	120	120	120	120
FeS04-F	kg/d	1800	2400	3000	3600
ÜS(Fe)/FeS04	kg/kg	0,46	0,46	0,46	0,46
ÜS-F(Fe)	kg/d	828	1104	1380	1656
ÜS-F(ges)	kg/d	4302	6040	7717	9455
SA	d	21,8	15,5	12,1	9,9
TSe	mg/l	10	10	10	10
TSe-F	kg/d	150	200	250	300
US-F(ab)	kg/d	4152	5840	7467	9155
OVC	kg/m3*d	0,45	0,53	0,62	0,70
OVC-F	kg/d	5625	6625	7750	8750
VD/V	-	0,35	0,35	0,35	0,35
V-Nit	m3	8125	8125	8125	8125
V-Denit	m3	4375	4375	4375	4375
TKN(Z)	mg/l	40	40	40	40
TKN(ÜS)	mg/l	7	8	10	11
TKN(N)	mg/l	1	1	1	1
N03-N(N)	mg/l	0	1	1	2
N2-ND	mg/l	32	30	28	26
SA-Nit	d	14,2	10,1	7,9	6,4
SF	-	5,0	3,5	2,8	2,3
NTS	g/kg*d	10	13	16	20
DNTS	g/kg*d	15	18	21	24
OVN-F	kg/d	816	1112	1305	1602
OV-F	kg/d	6441	7737	9055	10352
cx	mg/l	0,5	0,5	0,5	0,5
cs/cs-cx	-	1,05	1,05	1,05	1,05
OC-F	kg/d	6763	8124	9508	10870
OC/P	kg O2/kWh	1,6	1,6	1,6	1,6
erf P(Bel)	kWh/d	4227	5078	5943	6794
vorh Bel			10 Stabwalzen (max 45 kW)		
vorh P(Bel)	kWh/d	9600	9600	9600	9600
erf P/Bel	kW	18	21	25	28
vorh P/Bel	kW	40	40	40	40
erf Belüfter	-	4,4	5,3	6,2	7,1

Tabelle 2: Betriebsergebnisse der ARA Mödling (Mittelwerte und zugeordnete Standardabweichungen), Februar bis Dezember 1993.

KA Mödling (Feb.-Dez.93)

Parameter	Einheit	Mittelwert	Stdabw.	Anzahl
TS _{BB}	g/l	7,3	1,2	310
TS _{AN I}		5,3	1,2	217
TS _{AN II}		5,8	1,1	310
BR CSB	kg/m ³ *d	0,43	0,15	209
B _{TS} CSB	kg/kg*d	0,06	0,02	208
t _{TS}	d	32	6	10
EGW-Q	(200l/E*d)	110764	24513	312
EGW-CSB	(120g/E*d)	64238	21541	209
EGW-N	(11g/E*d)	55237	12160	196
EGW-P	(1,5g/E*d)	61118	18621	196
Zulauf				
CSB	mg/l	349	125	209
TKN		29	7	196
NH ₄ -N		18,2	3,9	259
NO ₃ -N		0,2	0,5	259
Ges-P		4,4	1,2	196
PO ₄ -P		2,8	0,6	259
Ablauf				
TOC	mg/l	7	2	148
NH ₄ -N		0,2	0,2	273
NO ₃ -N		2,5	1,4	273
TKN		0,9	0,3	120
Ges-P		1,0	0,5	276
PO ₄ -P		0,9	0,5	273

KA - Mödling (1993)

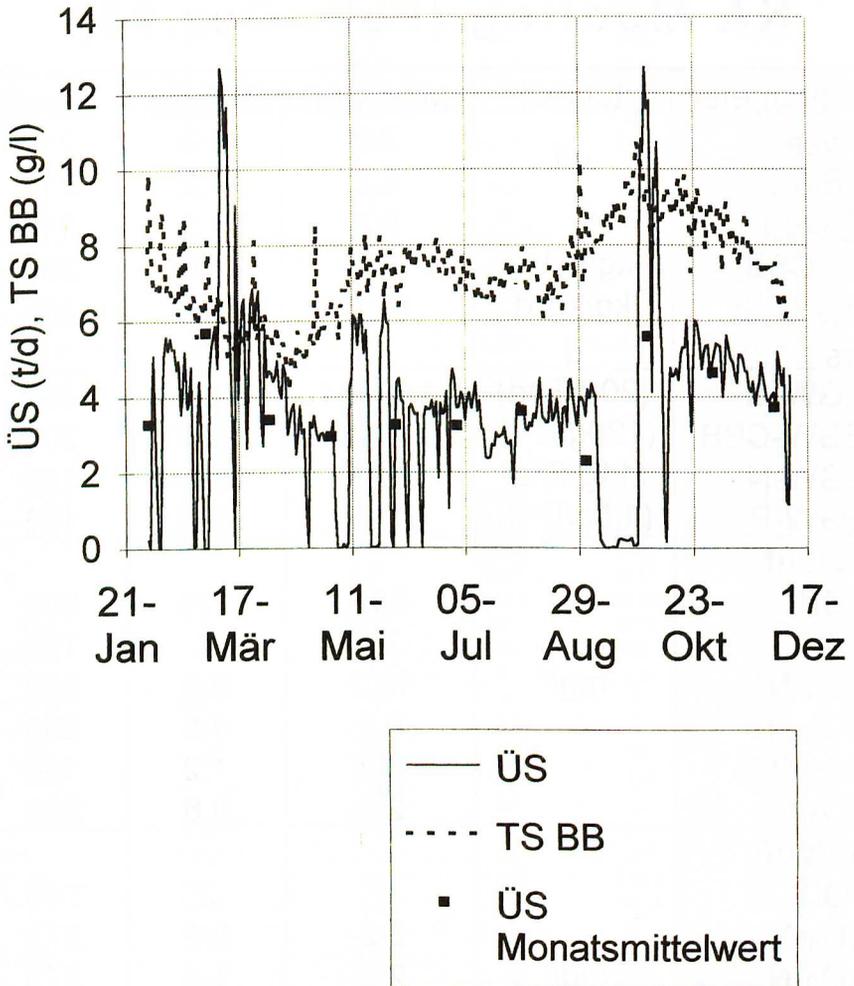


Abb. 3: Trockensubstanzgehalt im BB und Überschussschlammmentnahme.

Wie Tabelle 2 und Abbildung 3 zeigen, ist der Trockensubstanzgehalt im Jahresmittel mit 7,3 g/l (BB) recht hoch. Es ist dies ein Ziel der Strategie der Führung der Anlage, die jedoch durch die große Spanne Q_{TW} zu Q_{RW} wegen des Auswaschens an Trockensubstanz (siehe Abbildung 13) ihre Grenzen hat. Daß der Überschussschlamm aus der Anlage nicht regelmäßig abgezogen wird (siehe Abbildung 3), hängt mit noch bestehenden Schwierigkeiten der Schlammbehandlung zusammen.

Das für das langanhaltende Mittel ausgewiesene Schlammalter von 34 ± 6 d wurde aus 10 Massenbilanzen ermittelt. Es liegt über dem üblichen Bemessungs-Schlammalter, doch darf dabei nicht übersehen werden, daß bei einem Fahren mit im Jahresmittel 5 g TS_{BB}/l das dann vorhandene Gesamtschlammalter auch nur 23 Tage betragen würde und sonst nicht wesentlich über dem Bemessungs-Schlammalter gemäß ATV A131 neu läge.

Wie schon vorstehend gestreift, ist der Anlagenzulauf als "dünn" zu bezeichnen. Dies folgt auch aus den Zulaufwerten der Tabelle 2, in der alle aufgeführten Kenngrößen als "dünn" auffallen.

Die während der Untersuchungszeit gefahrenen Volumensströme (Anlagenzulauf, Rücklauf) sind aus Abbildung 4 ersichtlich. Daraus wird offenkundig, daß im Zeitraum September bis November 1993 das Anaerobbecken I außer Betrieb war. Dies hat wie noch gezeigt werden wird, Auswirkungen auf die biologische Phosphorentfernung, wobei vom 30.6. - 1.9. sowie vom 15.9. - 9.12.1993 ohne Fällung gefahren wurde.

Die Anlagenabläufe (siehe auch Tabelle 2) sind - mit Ausnahme des Phosphors - als gering zu bezeichnen, die zugeordneten Standardabweichungen sind klein. Bezüglich Ablauf der Stickstoffwerte im Jahresgang wird auf Abbildung 5 verwiesen. Es ergibt sich ganz klar, daß auch bei dieser Anlage die Werte in der kalten Jahreszeit ungünstiger liegen als in der warmen. Die Tabelle 3 und die Abbildungen 6 und 7 untermauern die bezüglich der Stickstoffkomponenten hervorragende Reinigungsleistung dieser Anlage. Die Verteilung von NH₄-N ist sehr steil und flacht erst beim Überschreiten des 95 % Perzentils ab. Die Verteilung von NO₃-N ist flacher.

Die Betriebsbedingungen zur Phosphorentfernung sind aus Abbildung 8, die Ablaufwerte in der Zeit aus Abbildung 9 und die statistischen Verteilungen der Ablaufwerte für PO₄-P mit Fällung aus Abbildung 10 und ohne Fällung (mit biologischer Phosphorentfernung) aus Abbildung 11 ablesbar. Die in Mödling betriebene biologische Phosphorentfernung ist nicht so effizient wie die Fällung.

Daß die Anlage auch bezüglich der abfiltrierbaren Stoffe und des TOC erfolgreich arbeitet, ergibt sich aus den Abbildungen 12 und 13.

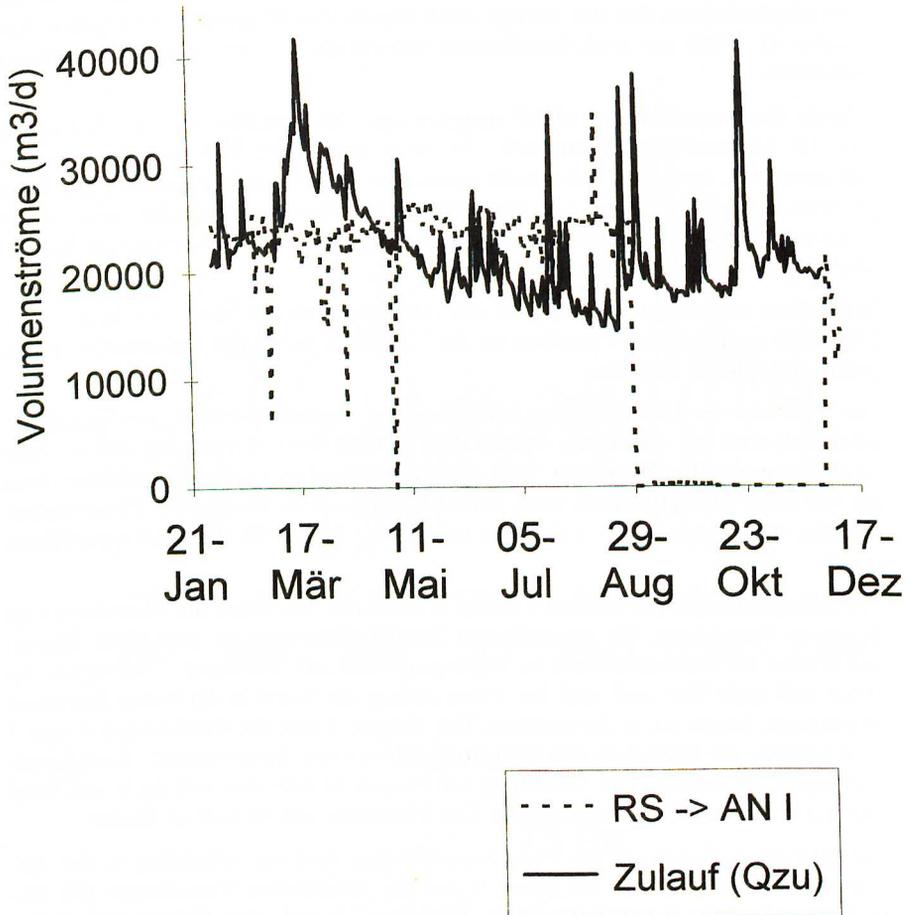
KA - Mödling (1993)

Abb. 4: Volumenströme (Anlagenzulauf; Rücklaufschlamm zum Becken AN I).

KA - Mödling (1993)

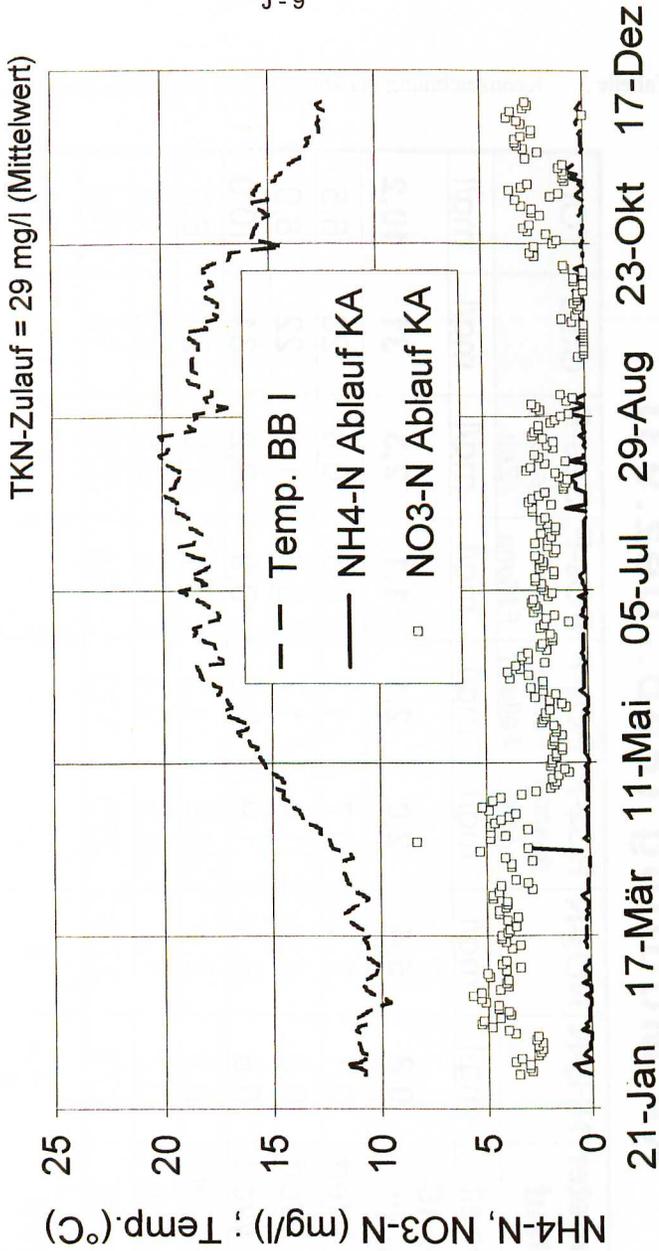


Abb. 5: Stickstoff-Ablauf und Temperatur über das Jahr.

Tabelle 3: Kennzeichnung der statistischen Verteilung der Ablaufwerte.

KA Mödling (Feb.-Dez.93)

Parameter Ablauf	NH ₄ -N	NO ₃ -N	PO ₄ -P gesamt Zeit	PO ₄ -P ohne Fällung	PO ₄ -P mit Fällung	Ges-P gesamt Zeit	CSB	TOC
Einheit	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
"4von5- Wert"	0,8	5,4	2,0	2,1	1,1	2,3	31	10,2
50% Wert	0,1	2,4	0,7	1,3	0,5	0,8	20	6,5
85% Wert	0,3	4,0	1,4	1,7	0,7	1,6	22	8,0
98% Wert	0,8	5,3	1,9	2,0	0,9	2,2	31	10,0
Mittelwert	0,2	2,5	0,9	1,3	0,5	1,0	21	6,6
Stdabw.	0,2	1,4	0,5	0,4	0,2	0,5	5,5	1,6
Anzahl	273	273	273	123	134	276	14	148
WRB	3	8	-	-	-	1	-	15
	5							

ohne Fällung 30.6.-1.9., 15.9.-9.12.93

mit Fällung 5.2.-30.6.93

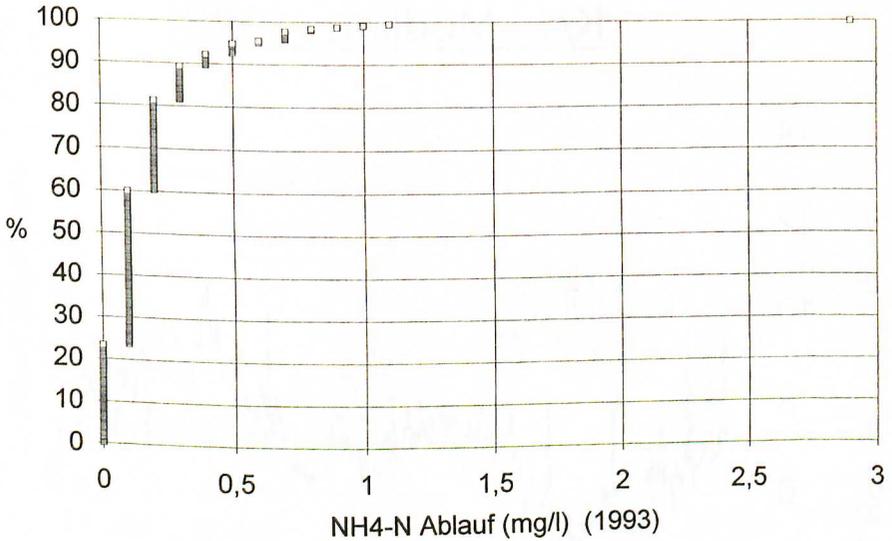


Abb. 6: Statistische Verteilung des Ablauf- $\text{NH}_4^+\text{-N}$.

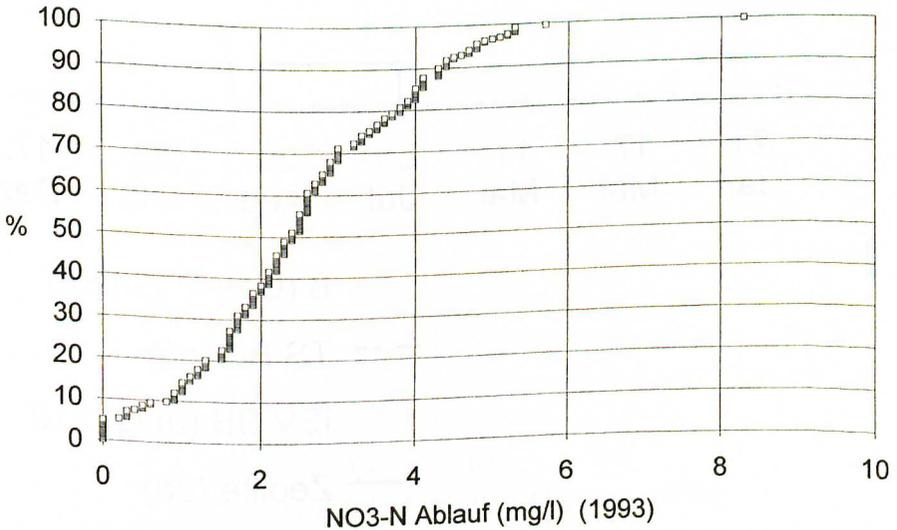


Abb. 7: Statistische Verteilung des Ablauf- $\text{NO}_3^-\text{-N}$.

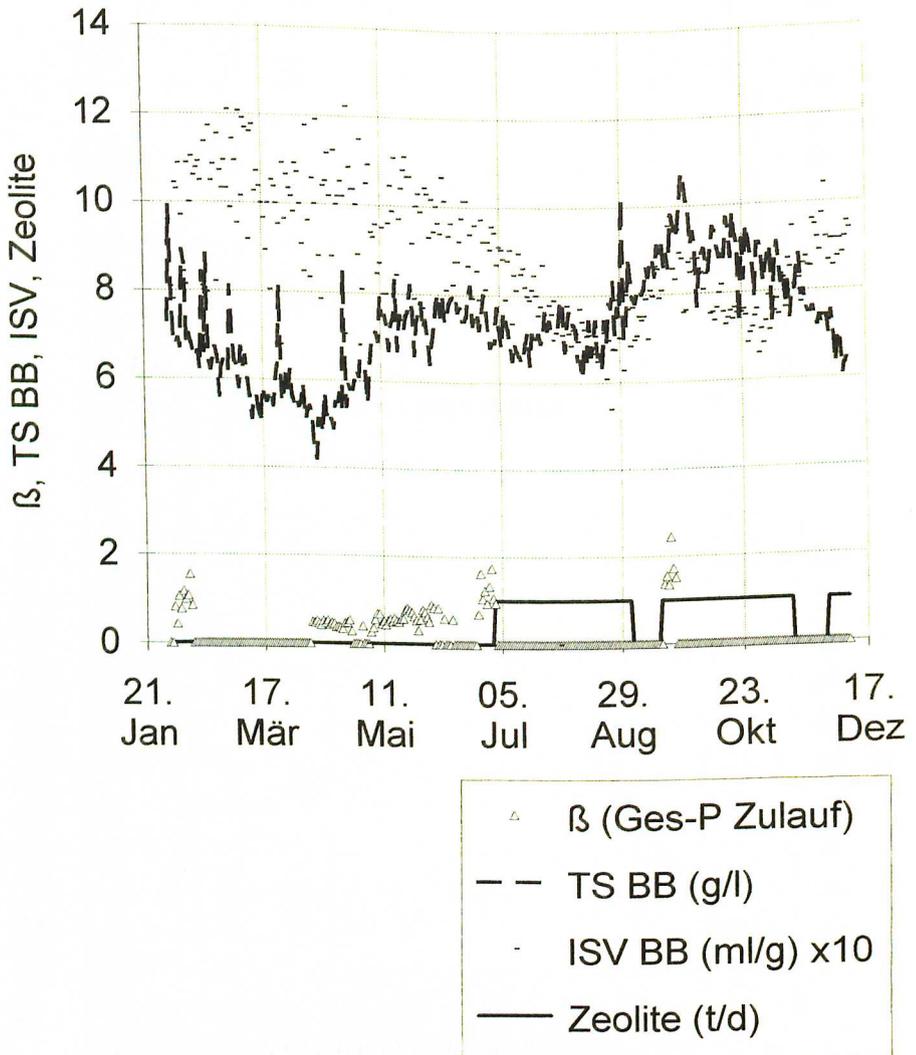
KA - Mödling (1993)

Abb. 8: Betriebsbedingungen im Jahr zur Phosphorentfernung (auch: biologisch!)

KA - Mödling (1993)

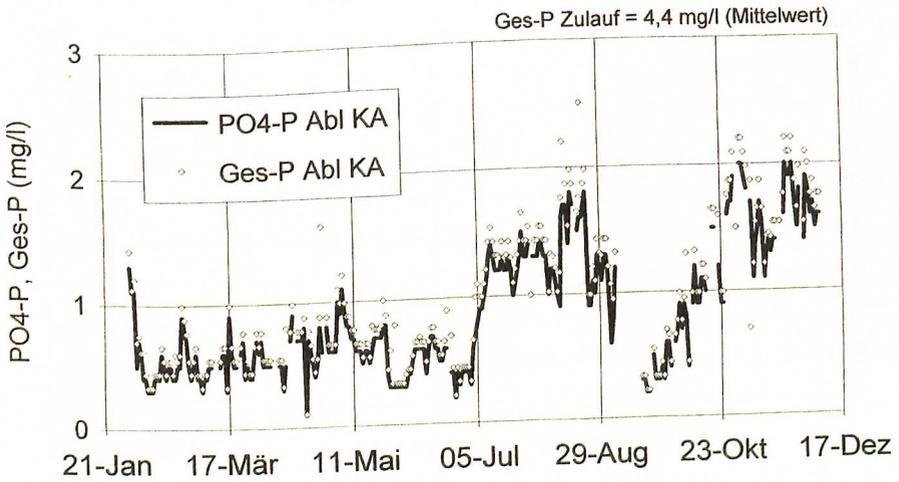


Abb. 9: Jahreszeitliche Verteilung des Phosphorablaufes.

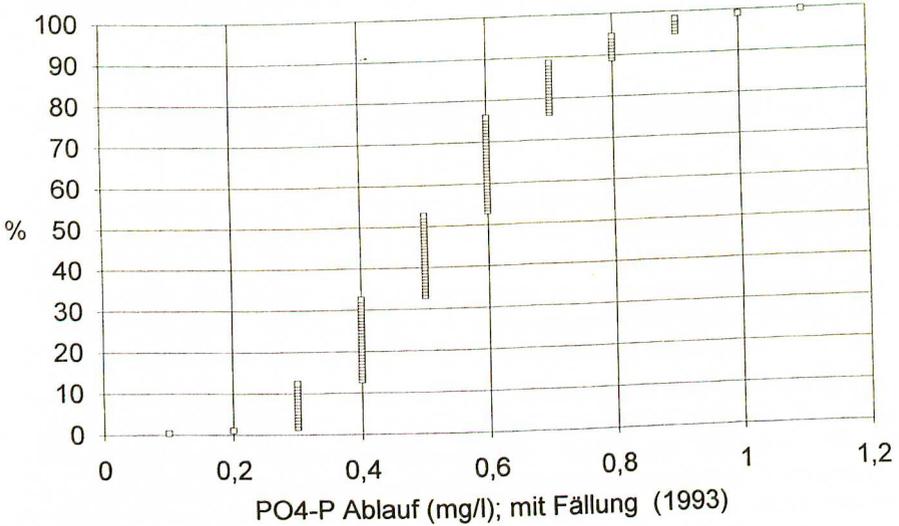


Abb. 10: Statistik des Ablauf - $\text{PO}_4\text{-}^3\text{-P}$, alle Werte mit Fällung.

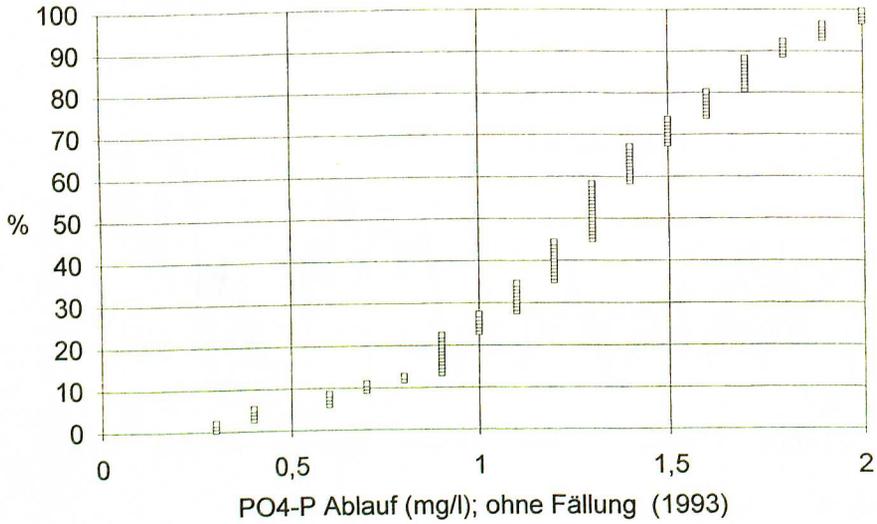


Abb. 11: Statistik des Ablauf - $\text{PO}_4\text{-}^3\text{-P}$, alle Werte ohne Fällung (biologische P-Entfernung).

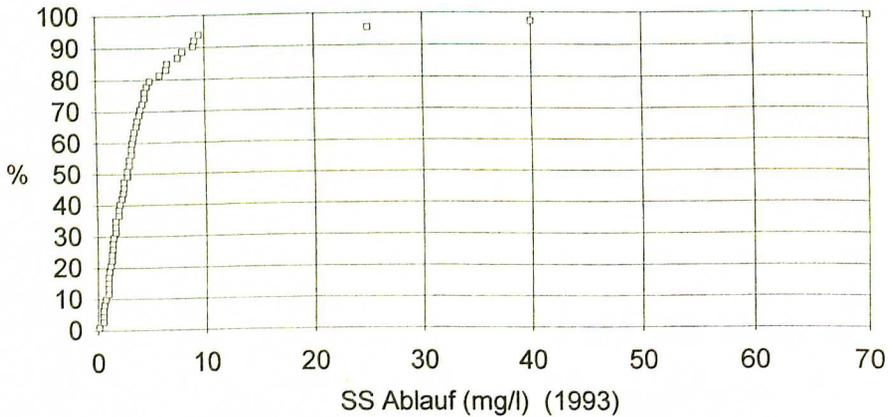


Abb. 12: Statistische Verteilung der Ablauf-Feststoffgehalte.

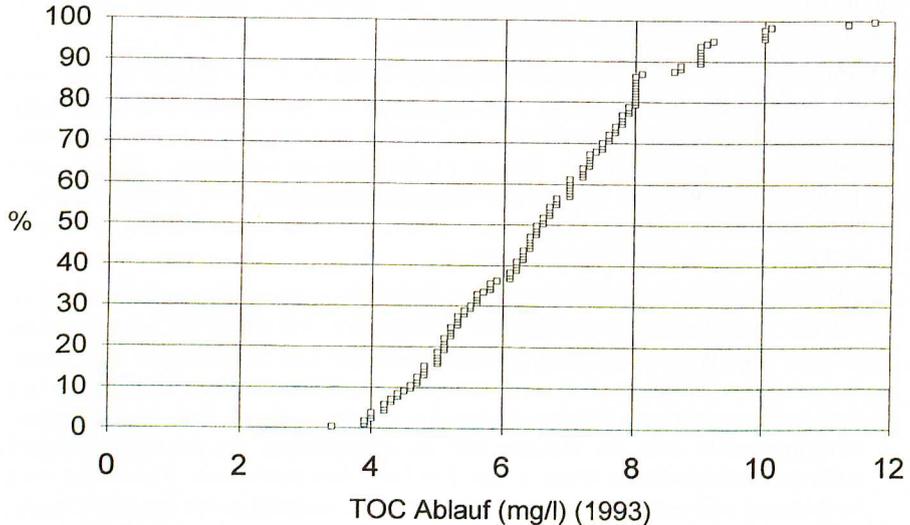


Abb. 13: Statistische Verteilung des Ablauf-TOC (homogenisierte Probe).

In Summe läßt sich folgern, daß die Anlage Mödling bei den Werten für Stickstoff, abfiltrierbare Stoffe und dem TOC sehr gute Ablaufwerte erbringt, die keinen Vergleich mit den in den vorhergehenden Vorträgen genannten Werten zu scheuen brauchen. Untersuchungen des Anlagenablaufes ergaben geringe bis praktisch inexistente Toxizitäten bei Daphnien. Das Klärwerkspersonal konnte mehrfach beobachten, daß Regenbogenforellen bis zum Anlagenablauf schwimmen.

Sowohl die Ergebnisse der Anlagen aus dem Einzugsgebiet des Neusiedlersees als auch der ARA Mödling zeigen, daß die "alten" Techniken bezüglich der in der kommenden Zeit in Österreich einzuhaltenden Ablaufwerte "mithalten" können. Eine Ausnahme ist die Einhaltung sehr geringer Feststoffgehalte im Anlagenablauf sowie von Phosphor-Ablaufwerten $< 0,3 \text{ mg gesP/l}$; dies kann nur durch eine gezielte Filtration erreicht werden. Der Schlußsatz im Beitrag von Andreas Strohmeier ist somit deutlich zu relativieren!

Eine "Neue" Systemsicht ist erforderlich.

Im folgenden werden einige *Kriterien für Entscheidungen im Rahmen der "neuen" Systemsicht* angegeben. Dies erfolgt ohne die Berücksichtigung einer Rangfolge und der Abhängigkeiten der Kriterien untereinander.

- *Effizienz (η) / Verlässlichkeit der jeweiligen Variante.* Unter diesem Begriff sind das Ausmaß der Wirkung - d.h. also die Größe des Entfernungswirkungsgrades. aber auch der durch Kenngrößen dargestellte Ablaufzustand - sowie die betriebliche Verlässlichkeit der Anlage in der Zeit zu verstehen. Obwohl eine quantitative Einteilung von Abwasserreinigungsanlagen nach diesen Kriterien nicht vorliegt, so ist doch davon auszugehen, daß einzelne Anlagentypen in diesem Punkt unterschieden werden können.
- *Art des Ablaufes.* Dieser Punkt ist eine Erweiterung des vorhergehenden bezüglich der **statistischen Verteilung** von Kenngrößen. Vor allem bei Summenkenngrößen, aber ganz generell bei jedem als maßgebend angesehenen Parameter, sind, solange Werte nach der "4 von 5 - Regel" zur Anlagenauslegung und Anlagenüberwachung festgelegt werden, **nicht allein die Entfernungswirkungsgrade** oder die **Konzentrations-Ablaufwerte** entscheidend, sondern auch die Statistik dieser Werte in der Zeit bzw. ihre statistische Verteilung auch unabhängig von der Zeit. Vorstehend konnte z.B. aufgezeigt werden, daß bei der ARA Mödling bezüglich Ammonium-Stickstoff eine sehr steile statistische Verteilung vorliegt, die durch einen Median (50% der Werte werden sowohl unter als auch überschritten) von 0,1 mg/l, durch einen Mittelwert von 0,2 mg/l, aber durch einen "4von5"-Wert von 0,8 mg/l gekennzeichnet ist. Es gibt nun - von H.Kroiss in seinem Referat wird darauf verwiesen - Anlagentypen, die noch deutlich steilere Verteilungen aufweisen. Werden - was bei der zur Zeit vorliegenden Verordnungslage in Österreich gegeben ist - die Entscheidungen anhand der zulässigen "4von5"-Werte getroffen, kann es vorkommen, daß die gewählte Anlage modernster Technik in der Lage ist, den geforderten "4von5"-Wert einzuhalten, daß sie sich jedoch sehr schwer tut, einen niedrigen Mittelwert oder auch Median zu gewährleisten. Der Gewässerzustand wird jedoch auch - neben anderen Einflußfaktoren - durch den längerfristig wirkenden Anlagenablauf und nicht nur durch Spitzenereignisse, die eher durch die "4von5"-Regel gekennzeichnet sind, geprägt.
- *Die Nutzungsdauer.* Bei einer *langsamen* technischen Entwicklung - hier verstanden als die Änderung im Ablaufzustand, die durch die Anwendung von "Technik" im Laufe der Zeit erzielt werden - ist eine lange Nutzungsdauer erwünscht!
- *Die Kosten.* Diese müssen "richtig" abgeschätzt werden. Da die Volkswirtschaft in Österreich die Maßnahmen bisher finanziert, muß in der Entscheidungsfindung

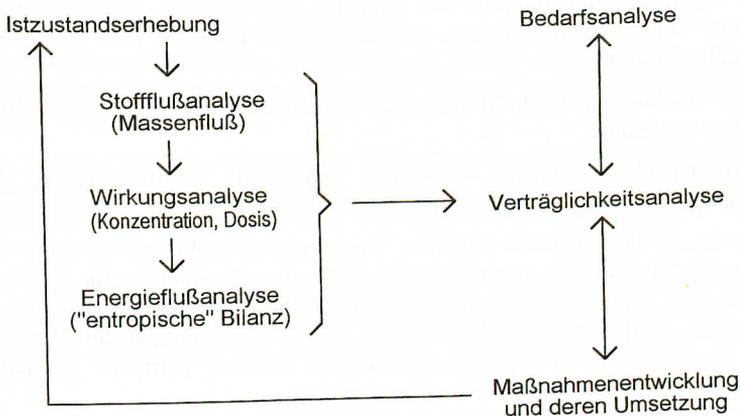
der Variantenwahl dieser Ebene der Vorrang geben werden. Es gibt zwei Betrachtungsweisen zu diesem Thema:

volkswirtschaftlich → Realzins über ND → in Österreich z.Z. $i \sim 3\%/a$ → zugeordneter Kapitaldienst plus Betriebskosten, "wertkonstant über der Zeit";

betriebswirtschaftlich → Finanzierungszinssatz über Kapitalrückzahlung → zugeordneter Kapitaldienst plus Betriebskosten, ohne Wertkonstanz in der Zeit.

- *Betriebliche Übersichtlichkeit/Einfachheit.* Dies ist ein Auswahlkriterium, das mit der Betriebsführung durch das ARA-Personal zusammenhängt. Es ist sozusagen die bisherige "österreichische Tradition", daß das Anlagenpersonal verglichen mit dem Ausland (Deutschland; Schweiz) in vom Zeitaufwand her sehr kurzen Schulungen (Grundkurs; Fortschrittskurs; maschineller Kurs) auf die Aufgaben der Betriebsführung vorbereitet wird. Sollten durch die "neuen Systeme" hier wesentliche Änderungen zu erwarten sein, so ist auch dieser Punkt in der Entscheidungsfindung mit zu berücksichtigen.
- *Neu: Umweltbezug der Umweltschutzmaßnahmen,* d.h. die Wirkung einer Variante wird nicht alleine an den Kosten, sondern auch an "Öko-Bilanzen" gemessen (Materie- und Energieströme, die benötigt werden, um das geforderte Gewässerschutzziel zu erreichen).

Im Zusammenhang ist dies wie folgt darstellbar:



Das Wechselspiel zwischen "neuer" Systemsicht und den vorgestellten Konzepten, unter österreichischen Anwendungsgesichtspunkten:

- Die im folgenden kurz in Erinnerung gerufenen Punkte können dem Aufwand, der in jeder Arbeit steckt, nie voll gerecht werden!
- Wie groß der "Abstand" zwischen der "Bemessung" und dem "Betrieb" ist, ist bei den neuen Verfahrenskonzepten für die interessierte, aber an den Entwicklungen nicht teilnehmende Fachwelt - z.B. unabhängige Beurteiler - i.a. noch nicht ausgelotet
- In Variantenvergleichen sollten methodisch vergleichbare Kostenansätze (Investitionen, Betriebskosten, Zinsen, Abschätzung der Nutzungsdauer) vorliegen, die möglichst auch die absehbare "Empfindlichkeit" (engl. sensitivity) von Kostenänderungen mit umfassen sollten
- Die "neuen" Konzepte unterscheiden sich von der einstufigen Ausbildung i.a. dadurch, daß ein "großer leerer Raum" durch einen "kleinen, gefüllten Raum" ersetzt wird

Zu den einzelnen Vorträgen ist folgendes anmerkbar:

C für NiDeni in SKAN - Ødegaard

- ❑ Diese Variante - Maximierung von η in der Vorreinigung - ist sozusagen der "Kontrast" zum in Österreich mit eingeschlagenen Weg, auf eine Vorreinigung vollständig zu verzichten.
- ❑ Die Entwicklung ist durch die in Teilen Skandinaviens vorliegende geschichtliche Situation bedingt.
- ❑ Wegen der überwiegenden Versorgung Österreichs mit biologischen Reinigungsanlagen wird das Anwendungspotential für die Vorfällung beschränkt sein.
- ❑ Die Frage, ob diese Variante bei einer "Ökobilanz" gemäß dem Vorschlag "Neue Systemsicht" tatsächlich günstig abschneidet - die Chemikalien für die Vorfällung als auch der Kohlenstoff für die Denitrifikation haben nicht nur einen Preis und stellen nicht nur einen Materiestrom dar, sondern müssen der Natur auch durch energetischen Aufwand unterschiedlicher Niveaus "entrissen" werden - ist durch weitere Überlegungen noch zu beantworten

Schlammhydrolyse für Deni in SKAN - Bundgaard

- ❑ Der Gewinn an $gelCSB_{rbabb}$ ist bei Vorfällung größer als nur bei Vorklärung, gleichzeitig ist die "Entlastung" der "Biologie" größer.

- Die tatsächlichen Kostenunterschiede werden durch die jeweilige örtliche Situation bestimmt, werden jedoch i.a. wie aufgezeigt - in absoluten Zahlen relativ zur gesamten Abwasserreinigungsanlage - gering sein.
- In Österreich werden Anwendungsfälle für diese Variante vorliegen (wegen des beschränkten Platzbedarfes).

Biofiltration für N-&P-Elimin. (1) - Lyonnaise des Eaux - Strohmeier (Phillip Müller, Stuttgart) sowie

Biofiltration für N-&P-Elimin. (2) - Générale des Eaux - Bundgaard (I.Krüger, Søborg/DK) (die Nennung der Namen ist keine Werbung!)

- Von Frankreich ausgehend haben sich diese Lösungen ausgebreitet.
- Diese Lösungen weisen den möglichen betrieblichen Nachteil der Belebungsanlagen - die Schlammartung hin bis zum Schlammabtrieb - nicht auf und ermöglichen i.a. einen guten Feststoffrückhalt.
- Der ihnen eigene Nachteil ist die "Konkurrenz" um "Platz" zwischen C-Oxidieren und Nitrifikanten, denn die "innere Oberfläche" ist - trotz ihrer Größe von $\sim 500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ - im Vergleich zu jener im Inneren der Belebtschlammflocke um ein vielfaches geringer.
- Eine biologische Vorreinigung (C-Oxidation), die versagt, kann daher die Nitrifikation zum Erliegen bringen \rightarrow daher auch die Bevorzugung der Vorfällung zur Schaffung überblickbarer Verhältnisse.
- Die Aufstromraumfiltration (Abwasser und Luft in gleicher Richtung) nützt die Konkurrenz der Organismen um O_2 bzw. Substrat in der Nitrifikation besser aus als die Gegenstromfiltration.
- Im Kosten-/Leistungsverhältnis bei Bezug auf die statistischen Verteilungen der Anlagenabläufe - bei gleichartigen Zuläufen - bestehen zwischen Belebungsanlagen und Biofiltern Unterschiede. Zur sachgerechten vergleichenden Bewertung gilt es, diese noch herauszuarbeiten.
- Ob Kombibauweisen - ähnlich der simultanen Nitrifikation/Denitrifikation beim Belebungsverfahren - sich durchsetzen werden oder ob die Trennung der Bauwerke in Nitrifikation und Denitrifikation zweckmäßiger ist, muß die Zukunft erweisen.
- Anwendungsfälle werden in Österreich gegeben sein - es verbleibt jedoch weiter der Vorbehalt gegenüber der Aussage von Andreas Strohmeier, daß " die biologische Aufstromfiltration weitere Möglichkeiten eines wirtschaftlicheren und prozeßstabileren ARA-Betriebes eröffnet".

"Moving Bed Biofilm"-Verfahren - Ødegaard

- ❑ Dieses Verfahren zeigt, daß doch noch weitere Lösungen möglich sind.
- ❑ Abgesehen von der Kompaktheit - ähnlich der Biofiltration - liegt sein Vorteil in der Vermeidung der Schlammartung, sein Nachteil jedoch im hohen Bedarf an elektrischer Energie, da es erst bei hohen Sauerstoffkonzentrationen seine Vorteile entfalten kann.
- ❑ Ob dies für Anwendungen in Österreich mit dem Arbeitspreis für elektrischen Strom (bei Fremdbezug z.Z. i.a. $> 1,50 \text{ öS/kWh}$) in Einklang steht, muß in der Kostenrechnung entschieden werden.
- ❑ Es taucht auch die Frage auf, welche Nutzungsdauer PE bei mikrobiellen Bewüchsen im Vergleich zu Betonbecken hat

Das SBR-Verfahren - Franta

- ❑ Im SBR-Verfahren finden die Vorgänge "Belüften", "Mischen" (anoxisch, anaerob) sowie "Absetzen/ Abwasserabzug" alle im selben Bauwerk statt, d.h. es sind in diesem Becken auch die gesamte für diese Vorgänge erforderliche Ausrüstung in der jeweiligen Beckenkubatur bereitzuhalten, obwohl sie während entsprechender Schaltperioden nicht benötigt wird.
- ❑ Der "Claim" des SBR-Verfahrens - im Vergleich zum "Konti-Verfahren" ist die verlässlichere Beherrschung der Schlammabsetzeigenschaften - dieser "Claim" ist jedoch noch zu prüfen.
- ❑ Die Darstellung von Betriebsergebnissen bei der Anwendung auf häusliches Abwasser zur C-, N- und P-Entfernung wäre wünschenswert

Zweistufige Verfahren - Pinnekamp

- ❑ Der Vorteil zweistufiger Verfahren bezüglich der Nitrifikation ist unbestritten, der damit verknüpfte Nachteil hängt mit einer möglichen wechselweisen Beeinflussung zusammen (Nitrifikation in der ersten Stufe verunmöglicht/reduziert die Nitrifikation in der zweiten; Schlammabtrieb aus der ersten Stufe kann die Nitrifikation in der zweiten zum Erliegen bringen).
- ❑ Wie aufgezeigt kann ein gemischt-zweistufiger Betrieb (mit Abwasser- bzw. Schlammkreisläufen) hier einen Ausgleich schaffen.
- ❑ Ob die zweistufige Variante (BBI/BBII oder TK/BB) tatsächlich auch bei ungünstigen BSB/N-Verhältnissen eine gute Denitrifikation (Maß: Entfernungsprozentsatz) erbringt, ist auch unter dem Gesichtspunkt der Frage, ob die Schlammrückläufe im Anlagenzulauf mit erfaßt werden, zu diskutieren.

Internationale Zusammenarbeit

- Es wäre wünschenswert, wenn wir auf der internationalen Ebene nicht nur den Wettstreit der Verfahren (bei üblicher Nutzen-/Kosteneffizienz) hätten, sondern auch durch Zusammenarbeit zu einer Methodik gelangen, die angerissenen Fragen bezüglich der "Ökobilanzen" vergleichend zu entwickeln und auf die einzelnen Verfahren anzuwenden. Vor allem mit Bezug auf die uns im Osten benachbarten Staaten wäre ein solcher Schritt in der Entscheidungsfindung von großem Vorteil.

Was ist u.a. in Österreich zu tun?

- Neues prüfend zulassen, daraus ableitbare Erfahrungen tatsächlich mit anderen teilen.
- Methoden zur Kennzeichnung von Abwasser - so wie von Bundgaard dargestellt - in der Praxis anwenden.

Ein "Prüfstein" der "neuen Konzepte"

- Die Stoffflußbilanzen zeigen uns, daß ein Prüfstein aller Konzepte zur Abwasserreinigung Maßnahmen bei der Abwasserentstehung sind, die den Übergang - auch von N & P - in Abwasser vermeiden.

Univ.-Doz. Dipl.-Ing. Dr.techn.
Hellmut .Fleckseder
Inst. für Wassergüte
Techn. Universität Wien
Karlsplatz 13
A-1040 Wien,

seit 1.10.1994
im BMFL&F
Sektion IV, A7
Stubenring 12
A - 1010 Wien

Tel. dzt. +43-1-71100-2832, Fax - 2900

WIENER MITTEILUNGEN
WASSER - ABWASSER - GEWÄSSER

Eine von den Wasserbauinstituten an der Technischen Universität Wien,
den Instituten für Wasserwirtschaft der Universität für Bodenkultur und
dem Österreichischen Wasser- und Abfallwirtschaftsverband
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. ÖWWV-Seminar, Raach 1969 Abwasserreinigungsanlagen Entwurf-Bau-Betrieb (1969)	vergriffen
5	5. ÖWWV-Seminar, Raach 1970 Zukunftsprobleme der Trinkwasserversorgung (1970)	vergriffen
6	6. ÖWWV-Seminar, Raach 1971 Industrieabwässer (1971)	vergriffen
7	7. ÖWWV-Seminar, 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 1972
Hochschule für Bodenkultur (1972) | vergriffen |
| 11 | Gutknecht, D.:
Vergleichende Untersuchungen zur
Berechnung von HW-Abflüssen aus kleinen
Einzugsgebieten (1972) | vergriffen |
| 12 | 8. ÖWWV-Seminar, 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
Abfluß und Geschiebe (1973) | vergriffen |
| 15 | 9. ÖWWV-Seminar, Raach 1974
Neue Entwicklungen in der Abwassertechnik (1973) | vergriffen |
| 16 | von der Emde, W.:
Praktikum der Kläranlagentechnik (1974) | vergriffen |
| 17 | Behr, O.:
Stabilitätsuntersuchung von Abflußprofilen mittels
hydraulischer Methoden und Trendanalyse (1974) | 250,-- |
| 18 | 3. Hydrologie-Fortbildungskurs 1975
Hydrologische Grundlagen zur Speicherbemessung (1975) | 180,-- |
| 19 | 1. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1976
Vorhersagen in der Wasserwirtschaft (1976) | 180,-- |
| 20 | 11. ÖWWV-Seminar, 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. ÖWWV-Seminar, Raach 1977
Abwasserreinigung in kleineren Verhältnissen (1977) | 350,-- |

-
- | | | |
|----|--|------------|
| 23 | Baron W.; Heindl W.; Behr O.; Reitingner J.:
Methoden zur rechnerischen Behandlung
von Grundwasserleitern (1977) | vergriffen |
| 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) | vergriffen |
| 27 | 13. ÖWWV Seminar, Raach 1978
Wasserversorgung-Gewässerschutz (1978) | vergriffen |
| 28 | 14. ÖWWV Seminar, Raach 1979
Industrieabwasserbehandlung -
Neue Entwicklungen (1979) | vergriffen |
| 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) | vergriffen |
| 31 | Schügerl, W.:
Grundwasserzuströmungsverhältnisse zu
Horizontalfilterrohrbrunnen (1980) | vergriffen |
| 32 | 3. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1980
Institut für Wasserwirtschaft,
Universität für Bodenkultur (1980) | 350,-- |
| 33 | Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute
Teil 1 (1980) | vergriffen |

- | | | |
|----|--|------------|
| 34 | 15. ÖWWV-Seminar, Raach 1980
Behandlung und Beseitigung kommunaler
und industrieller Schlämme (1980) | vergriffen |
| 35 | Usrael, G.:
Faktoren, die die Inaktivierung von
Viren beim Belebungsverfahren
beeinflussen (1980) | vergriffen |
| 36 | Flögl, W.:
Vergleichende Kostenuntersuchungen über
das Belebungsverfahren (1980) | 350,-- |
| 37 | Ruider, E.:
Ein Beitrag zur Reinigung und Geruchs-
freimachung von Abwasser aus
TK-Verwertungsanstalten (1980) | vergriffen |
| 38 | Schiller, G.:
Wasserwirtschaftliche Probleme der
Elektrizitätserzeugung (1981) | vergriffen |
| 39 | Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute
Teil 2 (1981) | 400,-- |
| 40 | 16. ÖWWV-Seminar, Raach 1981
Wasseraufbereitung und Abwasserreinigung
als zusammengehörige Techniken (1981) | vergriffen |
| 41 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1981
Filterbrunnen zur Erschließung
von Grundwasser (1981) | 400,-- |
| 42 | Kirnbauer, R.:
Zur Ermittlung von Bemessungs-
hochwässern im Wasserbau (1981) | 300,-- |
| 43 | Institut für Wasserwirtschaft
Wissenschaftliche Arbeiten (1981) | 350,-- |
| 44 | Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute
Teil 3 (1981) | 350,-- |
| 45 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1982
Verbundwirtschaft in der Wasserversorgung (1982) | 400,-- |

-
- | | | |
|----|---|------------|
| 46 | Stalzer, W.:
Gewässerschutzplanung, deren Umsetzung
und Zielkontrolle im Einzugsgebiet des
Neusiedler Sees (1982) | 350,-- |
| 47 | 17. ÖWWV-Seminar, 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, Abwasser-
reinigung, Gewässerschutz und Abfallwirtschaft
o.Univ.-Prof.Dr.-Ing. W. v. d. Emde
zum 60. Geburtstag (1982) | 440,-- |
| 50 | Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute
Teil 4 (1982) | vergriffen |
| 51 | 18. ÖWWV-Seminar , Ottenstein 1983
Sicherung der Wasserversorgung in der
Zukunft (1983) | vergriffen |
| 52 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1983
Thermische Beeinflussung des
Grundwassers (1983) | vergriffen |
| 53 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1984
Planung und Betrieb von
Regentlastungen (1984) | vergriffen |
| 54 | 19. ÖWWV-Seminar, Gmunden 1984
Sonderabfall und Gewässerschutz (1984) | vergriffen |
| 55 | Naturnahes Regulierungskonzept
"Pram" (1984) | 360,-- |
| 56 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1985
Blähschlammprobleme beim Belebungsverfahren (1984) | vergriffen |
| 57 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1985
Chemie in der Wassergütwirtschaft (1985) | vergriffen |

58	20. ÖWWV-Seminar, 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
64	ÖWWV-Fortbildungskurs 1986 Belüftungssysteme beim Belebungsverfahren (1986)	vergriffen
65	21. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1986 Planung und Betrieb von Behandlungs- anlagen für Industrieabwasser (1986)	vergriffen
66	ÖWWV-Fortbildungskurs 1986 Ausspracheseminar Grundwasserschutz in Österreich (1986)	400,--
67	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute Teil 5 (1986)	vergriffen
68	Schmid, B.H.: Zur mathematischen Modellierung der Abflußentstehung an Hängen (1986)	300,--
69	ÖWWV-Fortbildungskurs 1987 Nitrifikation - Denitrifikation (1987)	vergriffen
70	Institut für Wasserwirtschaft Flußbau und Fischerei (1987)	220,--
71	22. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1987 Wasserversorgung und Abwasserreinigung in kleinen Verhältnissen (1987)	vergriffen

- | | | |
|----|---|------------|
| 72 | Wurzer E.:
Wasserwirtschaft und Lebensschutz (1987) | vergriffen |
| 73 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1988
Anaerobe Abwasserreinigung - Grundlagen und
größtechnische Erfahrungen (1988) | 300,-- |
| 74 | Tagung Wien 1987
Wasserbau und Wasserwirtschaft im
Alpenraum in historischer Sicht (1988) | 300,-- |
| 75 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1988
Wechselbeziehungen zwischen Land-,
Forst- und Wasserwirtschaft (1988) | 300,-- |
| 76 | 23. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1988
Gefährdung des Grundwassers durch Altlasten (1988) | vergriffen |
| 77 | Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute
Teil 6 (1987) | 200,-- |
| 78 | Nachtnebel, H.P.:
Wasserwirtschaftliche Planung bei
mehrfacher Zielsetzung (1988) | 350,-- |
| 79 | ÖWWV und Bundesingenieurkammer Symposium
Hydraulik offener Gerinne" (1989) | vergriffen |
| 80 | Jungwirth, M.; Schmutz, S.:
Untersuchung der Fischaufstiegshilfe bei der
Stauhaltung 1 im Gießgang Greifenstein (1988) | 250,-- |
| 81 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1990
Biologische Abwasserreinigung
2. überarbeitete Auflage (1990) | 450,-- |
| 82 | 24. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1989
Klärschlamm Entsorgung (1989) | vergriffen |
| 83 | 2. Symposium 1989
Viruskontamination der Umwelt und
Verfahren der Kontrolle"(1989) | 250,-- |
| 84 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1989
Schadstofffragen in der Wasserwirtschaft (1989) | 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. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1990
Großräumige Lösungen in der
Wasserversorgung (1990) | vergriffen |
| 88 | Revitalisierung von Fließgewässern
Beiträge zum Workshop in Scharfling,
April 1989 (1990) | 460,-- |
| 89 | Kulturtechnik und Wasserwirtschaft - heute
Teil 9 (1990) | 250,-- |
| 90 | Schmid, B.H.:
A Study on Kinematic Cascades (1990) | 250,-- |
| 91 | Blöschl, G.:
Snowmelt simulation in rugged terrain - The gap
between point and catchment scale approaches (1990) | 250,-- |
| 92 | Blaschke, A.P.:
Dateninterpretation und ihre Bedeutung für
Grundwasserströmungsmodelle (1990) | 250,-- |
| 93 | Fürst, J.:
Decision Support Systeme für die Grundwasser-
wirtschaft unter Verwendung geografischer
Informationssysteme (1990) | 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 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1991
EDV-Einsatz auf Abwasserreinigungsanlagen (1991) | 400,-- |
| 97 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1991
Entfernung von Phosphorverbindungen
in der Abwasserreinigung (1991) | 350,-- |
| 98 | 26. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1991
Auswirkungen der Wasserrechtsgesetznovelle 1990
auf Behörden, Planer und Betreiber kommunaler
Abwasseranlagen - aus technischer, rechtlicher und
wirtschaftlicher Sicht (1991) | vergriffen |
| 99 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1991
Geruchsemissionen aus Abwasser-
reinigungsanlagen (1991) | 300,-- |
| 100 | ÖWWV-Fortbildungskurs 1992
Anpassung von Kläranlagen an den
Stand der Technik (1992) | 400,-- |
| 101 | Pelikan, P.:
Umweltbezogene Planung wasserbaulicher
Maßnahmen an Fließgewässern (1993) | 250,-- |
| 102 | Behr, O.:
Erfassung hydrologischer Elemente in Österreich
im Hinblick auf den Wasserhaushalt (1992) | i.V. |
| 103 | 27. ÖWAV-Seminar, Ottenstein 1992
Wasser- und Abfallwirtschaft in dünn
besiedelten Gebieten (1992) | 500,-- |
| 104 | Virus Contamination of the Environment
- Methods and Control | i.V. |
| 105 | ÖWAV-Fortbildungskurs 1992
Fließgewässer und ihre Ökologie (1993) | 300,-- |

- | | | |
|-----|--|--------|
| 106 | Mader, H.:
Festlegung einer Dotierwassermenge
über Dotationsversuche (1992) | 300,-- |
| 107 | Vorträge anlässlich der UTEC 1992
Wasserrechtsgesetznovelle '90 und
neue Emissionsverordnungen (1992) | 400,-- |
| 108 | Vorträge anlässlich der UTEC 1992
Chemische Analytik für einen
zeitgemäßen Gewässerschutz (1992) | 400,-- |
| 109 | Mader, H.; Steidl, Th.:
Hydrologisch-hydrographische Typologie
österreichischer Fließgewässer | i. V. |
| 110 | ÖWAV-Fortbildungskurs 1993
Bemessung und Betrieb von Kläranlagen
zur Stickstoffentfernung (1993) | 500,-- |
| 111 | 28. ÖWAV-Seminar, Ottenstein 1993
Wasserreserven in Österreich - Schutz und
Nutzung in Gegenwart und Zukunft (1993) | 400,-- |
| 112 | 2nd International Symposium, Vienna 1989
Contamination of the Environment
by Virus and Methods of Control (1993) | 200,-- |
| 113 | Wasserkraft
o.Univ.-Prof.Dipl.-Ing.Dr.Techn. S. Radler
anlässlich seiner Emeritierung gewidmet (1993) | 300,-- |
| 114 | Klärwärter - Grundkurs
2. Auflage (1994) | 450,-- |
| 115 | Urban, W.:
Beitrag zur Reduzierung der Abwasseremis-
sionen der Bleicherei beim Sulfatverfahren (1994) | 300,-- |
| 116 | ÖWAV-Fortbildungskurs 1994
Eigenüberwachung von Abwasserreinigungs-
anlagen für den Gewässerschutz (1994) | 350,-- |

-
- | | | |
|-----|---|--------|
| 117 | ÖWAV-Fortbildungskurs 1994
Abwasserreinigungskonzepte -
Internationaler Erfahrungsaustausch
über neue Entwicklungen (1995) | 350,-- |
| 118 | 29. ÖWAV-Seminar, Ottenstein 1994
3 Jahre WRG-Novelle (1994) | 270,-- |
| 119 | Landeskulturelle Wasserwirtschaft
Festschrift anlässlich der Emeritierung von
o.Univ.-Prof.Dipl.-Ing.Dr. H. Supersberg | i.V. |
| 120 | Gewässerbetreuungskonzepte -
Stand und Perspektiven | i.V. |
| 121 | ÖWAV-Fortbildungskurs 1994
Generelle Entwässerungsplanung im Siedlungsraum | i.V. |
| 122 | Kupfersberger, H.:
Bedeutung von geowissenschaftlicher Zusatz-
information für die Schätzung der Trans-
missivitätsverteilung in einem Aquifer (1994) | 250,-- |
| 123 | Holzmann, H.:
Modellierung und Regionalisierung der Grundwasser-
neubildung und des Bodenwasserhaushaltes | 300,-- |

Diese Bände sind zu beziehen von:

Institut für Hydraulik, Gewässerkunde und Wasserwirtschaft
Technische Universität Wien
A-1040 Wien, Karlsplatz 13

Band: 1, 2, 8, 9, 17, 21, 23, 26, 30, 31, 41, 42, 52, 66,
68, 74, 79, 90, 91, 92, 102, 122

Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft
Technische Universität Wien
A-1040 Wien, Karlsplatz 13

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, 98, 99, 100, 105, 107, 108, 110, 114,
116, 117, 121

Institut für Wasserwirtschaft, Hydrologie und konstruktiven Wasserbau
Universität für Bodenkultur,
A-1190 Wien, Nußdorfer-Lände 11

Band: 18, 19, 32, 38, 43, 44, 45, 48, 50, 55, 59, 60, 70,
75, 78, 86, 89, 93, 101, 106, 113, 120, 123

Institut für Wasserversorge, Gewässergüte und Fischereiwirtschaft
Universität für Bodenkultur,
A-1190 Wien, Nußdorfer-Lände 11

Band: 22, 29, 39, 40, 46, 67, 71, 72, 76, 77, 80, 83, 85,
87, 88, 94, 103, 111, 112, 115, 118, 119

