

V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Nährstoffelimination auf Kläranlagen**

Ergebnisse des Projekts «Untersuchung der Denitrifikation und biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli (Zürich) und Neugut (Dübendorf)». Das Projekt wurde von folgenden Stellen getragen:

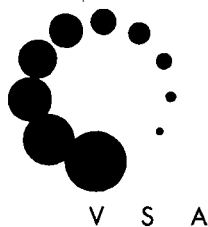
**BUWAL** Bundesamt für Umwelt, Wald und Landschaft,  
Abt. Gewässerschutz und Fischerei, 3003 Bern

**EAWAG** Eidg. Anstalt für Wasserversorgung, Abwasser-  
reinigung u. Gewässerschutz, 8600 Dübendorf

**AWEL** Amt für Abfall, Wasser, Energie und Luft des  
Kantons Zürich, 8090 Zürich

**ERZ** Entsorgung + Recycling Zürich, 8010 Zürich

VSA  
Verband Schweizer Abwasser-  
und Gewässerschutzfachleute  
Strassburgstrasse 10  
Postfach 2443  
CH-8026 Zürich  
[vsa@access.ch](mailto:vsa@access.ch)  
[www.vsa-info.ch](http://www.vsa-info.ch)  
Tel. 01 - 241 25 85  
Fax 01 - 241 61 29



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Nährstoffelimination auf Kläranlagen**

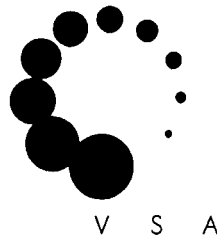
Ergebnisse des Projekts "Untersuchung der Denitrifikation und biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli (Zürich) und Neugut (Dübendorf)". Das Projekt wurde von folgenden Stellen getragen:

**BUWAL** Bundesamt für Umwelt, Wald und Landschaft,  
Abt. Gewässerschutz und Fischerei, 3003 Bern

**EAWAG** Eidg. Anstalt für Wasserversorgung, Abwasser-  
reinigung u. Gewässerschutz, 8600 Dübendorf

**AWEL** Amt für Abfall, Wasser, Energie und Luft des  
Kantons Zürich, 8090 Zürich

**ERZ** Entsorgung + Recycling Zürich, 8010 Zürich



## Vorwort

Die Nährstoffelimination auf Kläranlagen ist und bleibt ein Thema mit Handlungsbedarf. Die Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz (EAWAG) hat sich im Rahmen des Forschungsprojekts "Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli (Zürich) und Neugut (Dübendorf)" in den letzten Jahren intensiv damit befasst. Die Versuche sind abgeschlossen, die letzten Berichte dazu verfasst. Die Kosten des Projekts von 3,75 Mio. Franken (exkl. Eigenleistungen der EAWAG) wurden zu je einem Drittel vom Bund, vom Kanton Zürich und von der Stadt Zürich getragen.

Der VSA-Vorstand hat beschlossen, die VSA-Fortbildungskurse 1999 dem Thema "Nährstoffelimination auf Kläranlagen" zu widmen. Damit wollte er seinen Mitgliedern die Möglichkeit bieten, sich auf den neusten Stand der Dinge in dieser Problematik zu bringen. Neben den Ergebnissen des genannten Forschungsprojekts wurden in den Kursen zur Abrundung der Thematik ergänzende Beiträge präsentiert, welche ebenfalls in die vorliegende Dokumentation Eingang gefunden haben. Diese umfasst deshalb nicht nur Beiträge aus dem Forschungsprojekt, sondern sämtliche Beiträge der VSA-Fortbildungskurse 1999. Die Dokumentation liefert daher einen aktuellen und umfassenden Überblick über die Nährstoffelimination auf Kläranlagen.

Die mit der Dokumentation abgegebene CD enthält u.a. die vorgestellten Berechnungsmodelle sowie die Gewässerschutzverordnung (GSchV) vom 28.10.1998 (inkl. zugehörige Erläuterungen) und soll die direkte Anwendung des Kursstoffes in der Praxis erleichtern.

Die vorliegende Dokumentation ersetzt die Dokumentation "Nährstoffelimination in der biologischen Abwasserreinigung" der VSA-Fortbildungskurse 1993.

Zürich, Herbst 1999

Der Kursleiter:

B. Jost, AWEL

Der Projektleiter:

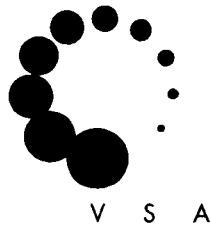
H. Siegrist, EAWAG



<b>Inhaltsverzeichnis</b>	<b>Seite</b>
<b>Nährstoffbilanzen, Qualitätsziele für Gewässer, Einleitungsbedingungen, Handlungsbedarf für Abwasserreinigungsanlagen</b> Bernhard Jost	1-1
<b>Berechnung von Einleitungsbedingungen</b> Bernhard Jost	2-1
<b>Nitrifikation in Belebungsanlagen</b> Willi Gujer	3-1
<b>Denitrifikation mit dem Belebungsverfahren, stationäres Modell</b> Gerhard Koch, Martin Kühni, Hansruedi Siegrist, Willi Gujer	4-1
<b>Entstehung und Bekämpfung von Bläh- und Schwimmschlamm bei Belebungsanlagen</b> Norbert Matsché	5-1
<b>Chemische Phosphorelimination</b> Hansruedi Siegrist, Markus Boller	6-1
<b>Biologische P-Elimination mit dem Belebungsverfahren, stationäres Modell</b> Martin Kühni, Gerhard Koch, Hansruedi Siegrist	7-1
<b>Dynamisches Verhalten der biologischen P-Elimination und Regelmöglichkeiten</b> Martin Kühni, Gerhard Koch, Leiv Rieger, Rudolf Brun, Hansruedi Siegrist	8-1
<b>Gestaltung von Belebungsanlagen zur Nährstoffelimination</b> Hansruedi Siegrist	9-1
<b>Übungen zur Dimensionierung einer Belebungsanlage</b> Gerhard Koch, Martin Kühni, Reto Manser, Leiv Rieger, Willi Gujer, Hansruedi Siegrist	10-1
<b>Organische C-Quellen aus der Schlammversäuerung und der Industrie zur Unterstützung der Nährstoffelimination</b> Ruedi Moser-Engeler, Martin Kühni, Hansruedi Siegrist	11-1
<b>Prozessregelung und -steuerung bei der Nährstoffelimination</b> Celso Bassanello, Hansruedi Siegrist	12-1
<b>Nitrifikation und Denitrifikation im Wirbelbett</b> Christian Fux, Max Maurer, Hansruedi Siegrist	13-1
<b>Schlammbehandlung und Nährstoffelimination: Bilanzen, Ausfällungen und Ablagerungen</b> Daniel Wild	14-1
<b>Biologische Entstickung von Faulwasser</b> Gerhard Koch, Christian Fux, Philipp Huber, Irene Brunner, Karin Lange, Alessandro Monti, Hansruedi Siegrist	15-1

**CD "Nährstoffelimination auf Kläranlagen"**

Inhalt: - Spreadsheets der Stationären Modelle zur Denitrifikation und biologischen P-Elimination  
- Gewässerschutzverordnung (GSchV) vom 28.10.1998 mit Erläuterungen  
- Folien zu wichtigen Vorträgen und Fotos von Bläh- und Schwimmschlambakterien



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

**Nährstoffbilanzen, Qualitätsziele für  
Gewässer, Einleitungsbedingungen,  
Handlungsbedarf für Abwasser-  
reinigungsanlagen**

Bernhard Jost

AWEL  
Amt für Abfall, Wasser, Luft und Energie  
des Kantons Zürich  
Walcheter  
8090 Zürich

# NÄHRSTOFFBILANZEN, QUALITÄTSZIELE FÜR GEWÄSSER, EINLEITUNGSBEDINGUNGEN, HANDLUNGSBEDARF FÜR ABWASSERREINIGUNGSANLAGEN

B. Jost, dipl. Ing. ETH, AWEL Amt für Abfall, Wasser, Energie und Luft, 8090 Zürich

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. EINFÜHRUNG .....	2
2. GEWÄSSERSCHUTZPOLITISCHE AUSGANGSLAGE.....	2
2.1. Schweiz .....	2
2.2. International.....	4
2.2.1. Internationale Kommission zum Schutze des Rheins.....	4
2.2.2. Europäische Union (EU) .....	4
2.2.3. Grenzgewässer .....	5
2.2.4. Aussenpolitische Relevanz .....	5
3. GESETZLICHE GRUNDLAGEN .....	5
4. NÄHRSTOFFSITUATION IN DER SCHWEIZ .....	6
4.1. Allgemeines .....	6
4.2. Stickstoffhaushalt der Schweiz .....	7
4.3. Reduktion von Stickstoffemissionen .....	7
4.4. Gewässerschutzverordnung .....	9
5. ZIELE, ANFORDERUNGEN UND EINLEITUNGSBEDINGUNGEN FÜR GEWÄSSER (ART. 6 - 10 UND ANHÄNGE 1 - 3 GSchV).....	9
5.1. Grundsätze .....	9
5.2. Gewässer .....	9
5.3. Anforderungen an die Ableitung von verschmutzten Abwasser .....	10
6. HANDLUNGSBEDARF BEI ARA .....	11
6.1. Stickstoff .....	11
6.1.1. Nitrifikation.....	11
6.1.2. Optimierung der Stickstoffelimination .....	11

6.1.3. Erweiterung der ARA zwecks zusätzlicher Stickstoffelimination.....	11
6.2. Phosphor .....	12
6.3. Allgemeines zur Nährstoffelimination .....	13
7. LITERATUR .....	13
ANHÄNGE: - Auszug aus der Schriftenreihe Umwelt Nr. 209, "Der Stickstoffhaushalt in der Schweiz" .....	14
- Auszug aus der Schriftenreihe Umwelt Nr. 273, "Strategie zur Reduktion von Stickstoffemissionen" .....	24

## 1. EINFÜHRUNG

Das Thema "Nährstoffelimination auf Kläranlagen" gehört in den Fachbereich Verfahrenstechnik. Eingangs soll jedoch anhand von Bilanzen, den gesetzlichen Grundlagen und dem sich daraus ergebenden Handlungsbedarf eine weitere Uebersicht erarbeitet werden.

Die entsprechenden Betrachtungen und Informationen können jedoch nicht vollständig sein, sondern werden immer aus der Sicht der Abwasserreinigung dargestellt. Hinweise auf ausgewählte Uebersichtsliteratur sollen Vertiefungen erleichtern.

## 2. GEWÄSSERSCHUTZPOLITISCHE AUSGANGSLAGE

Sinnvoller Gewässerschutz kann immer nur Bestandteil einer umfassenden Umweltschutzpolitik sein. Naturgemäss ist Gewässerschutz auch ein Aspekt der Wasserwirtschaftspolitik und kann daher nur im Zusammenhang mit Gewässernutzung, Hochwasserschutz und marktrelevanten, stofforientierten Massnahmen erfolgreich sein.

### 2.1. Schweiz

Seit mehr als 40 Jahren investieren Gemeinden, Kantone und Bund grosse finanzielle Mittel in den baulichen Gewässerschutz (Kanalisation, Abwasserreinigungsanlagen). Heute ist die Infrastruktur für die Siedlungsentwässerung weitgehend erstellt. Der Wert der öffentlichen Abwasseranlagen liegt bei rund 40 Milliarden Franken [1].

Der Wert der privaten Abwasseranlagen (Liegenschaftentwässerung, private Abwasserreinigungsanlagen, Abwasservorbehandlung und Havariedispositive in Industrie und Gewerbe) dürfte sich in derselben Grössenordnung bewegen. Der Effekt dieser Massnahmen ist deutlich sichtbar, hat sich doch der Zustand der Oberflächengewässer massgeblich verbessert und gravierende Verschmutzungen des Grundwassers durch Abwasser sind nicht eingetreten.

Ebenfalls zur Verbesserung der Gewässer beigetragen haben stoff- und produktionsorientierte Massnahmen, insbesondere die Abwasservorbehandlung in industriellen und gewerblichen Betrieben. Deutliche Wirkung hat z.B. auch die Phosphatreduktion

in den Waschmitteln gezeigt, allerdings geben die Ersatzstoffe teilweise Anlass zu neuen Problemen.

Auch in der Landwirtschaft wurden wesentliche Fortschritte erzielt. Gefördert wurde insbesondere der bauliche Gewässerschutz auf den Betrieben (Güllengruben, etc.). Zudem hat heute bei den meisten Betrieben eine Bewirtschaftung auf der Basis von Düngerbilanzen Eingang gefunden und Schädlingsbekämpfungsmittel werden zurückhaltender eingesetzt.

Der naturnahe Wasserbau - eine Grundvoraussetzung zur Erreichung der Ziele des Gewässerschutzes - ist erst seit 8 Jahren gesetzlich vorgeschrieben. Bisher konnten bereits einige Fließgewässerabschnitte erfolgreich renaturiert werden. Der Anteil am gesamten Gewässernetz ist aber vor allem im Mittelland noch gering.

Trotz dieser Massnahmen sind die Ziele des Gewässerschutzes erst in relativ wenigen Gewässern erreicht. Zudem ist teilweise nicht einmal der heutige Zustand nachhaltig sichergestellt. Die Gründe sind:

- Die Erhaltung natürlicher Lebensräume für die einheimische Tier- und Pflanzenwelt, die Erhaltung von Fischgewässern und die Erhaltung der Gewässer als Landschaftselemente – drei Ziele des Gewässerschutzes - bedingen offene, naturnah gestaltete und vernetzte Oberflächengewässer. Hier besteht noch grosser Handlungsbedarf, die Umsetzung kann nur gestützt auf eine generelle Planung in vielen kleinen Schritten über einen langen Zeitraum erfolgen. Ein Meilenstein wird der Einbezug des entsprechenden Flächenbedarfs, koordiniert mit den Gefahrenzonen bei Hochwasser, in die Richt- und Nutzungsplanung darstellen.
- Die Gewässerschutzgesetzgebung enthält Qualitätsziele und Anforderungen an den Zustand der Gewässer. Diese Vorgaben werden in einigen Grundwässern und in den meisten Oberflächengewässern noch nicht erreicht. Hauptgrund ist der nach wie vor zu hohe Stoffeintrag aus der Siedlungsentwässerung und der Landwirtschaft. Im Vordergrund stehen derzeit Stickstoffverbindungen (Nitrat, Nitrit, Ammonium). Bei andern Stoffen wie z.B. Schädlingsbekämpfungsmitteln sind Massnahmen angezeigt. Für die betroffenen Grundwasserfassungen bedeutet dies die Ausscheidung von Zuströmbereichen mit Nutzungsbeschränkungen. In der Siedlungsentwässerung sind gestützt auf eine generelle Entwässerungsplanung die Kanalisationssysteme den gesetzlichen Anforderungen anzupassen; Die grösseren Abwasserreinigungsanlagen (ARA) im Einzugsgebiet des Rheins unterhalb der Seen sind mit weitgehender Stickstoffelimination auszurüsten. Die Sanierung der industriellen und gewerblichen Betriebe ist weiterhin konsequent durchzuführen und die Abwasservorbehandlungsanlagen sind als anspruchsvolle Daueraufgabe für die Betriebe und die Behörden auf dem Stand der Technik zu halten. Schliesslich sind Massnahmen zu treffen, welche den Eintrag aus der Landwirtschaft weiter reduzieren. Alle diese Massnahmen, deren Erfolg oft vom Verhalten der Betriebsverantwortlichen abhängt, bleiben dann wirkungslos, wenn es nicht gelingt, ein zweckmässiges und angemessenes Kontroll- und Ueberwachungssystem aufrechtzuerhalten.
- Die Anforderungen an den Zustand der Gewässer beinhalten auch wassermengenmässige Kriterien. Beim Grundwasser entspricht das Vermeiden einer Uebernutzung der langfristigen Sicherstellung der Nutzungsinteressen. Der

Sanierungsbedarf ist gering, hingegen ist die sorgfältige Konzessionierung für Entnahmen als Daueraufgabe aufrechtzuerhalten. Das Abflussverhalten und die Wasserspiegelschwankungen einer grösseren Anzahl von Oberflächengewässern ist durch die Wassernutzung und – regulierung sowie durch Einleitungen aus der Siedlungsentwässerung meist negativ beeinflusst. Zudem hat die zunehmende Versiegelung der Siedlungsgebiete und die Verdichtung der landwirtschaftlich genutzten Böden zu mangelndem Wasserrückhalt am Anfallort und damit zur Reduktion der Trockenwetterabflüsse geführt. Neben der Umsetzung der Restwasserbestimmungen gemäss Gewässerschutzgesetz sind daher auch Massnahmen im Siedlungsgebiet und in der Landwirtschaft erforderlich.

- Wie alle Bauten unterliegen auch Kanalisationsnetze und Abwasserreinigungsanlagen einem Alterungsprozess. Sie müssen deshalb regelmässig kontrolliert, unterhalten, saniert, erneuert und dabei dem Stand der Technik angepasst werden. Die Werterhaltung ist eine Daueraufgabe, welche heute erst teilweise im nötigen Umfang wahrgenommen wird.

## **2.2. International**

Die internationalen Verknüpfungen können hier nicht umfassend dargestellt werden. Deshalb wird eine Auswahl getroffen.

### **2.2.1. Internationale Kommission zum Schutze des Rheins**

Im Rahmen ihrer Mitgliedschaft in der Internationalen Kommission zum Schutze des Rheins (IKSR), in welcher alle Rheinanliegerstaaten und die Europäische Union (EU) vertreten sind, hat die Schweiz mitbestimmt. Die wichtigste Tätigkeit der IKSR in den 90er-Jahren war die Festlegung des "Aktionsprogramms Rhein". Dieses enthielt u.a. die Umsetzung der Forderung der 3. Nordseeschutzkonferenz 1990 nach einer Reduktion der Stickstoff- und Phosphoreinträge um je 50%. Beim Phosphor wurde das Ziel erreicht, beim Stickstoff noch nicht. Die Schweiz als einziges Nichtmitglied der EU ist nicht gezwungen, EU-Recht im Detail umzusetzen, sie hat sich aber verpflichtet, "adäquate" Massnahmen mit einem festgelegten Gesamteffekt zu treffen.

### **2.2.2. Europäische Union (EU)**

Aus der Vielfalt der EU-Richtlinien sind zum Thema Nährstoffe die "Kläranlagen-Richtlinie" [ 2 ].und die "Nitrat-Richtlinie" [ 3 ] wichtig. Die erste betrifft das Sammeln, Behandeln und Einleiten von Abwasser, die zweite die Verringerung der Nitratemissionen aus landwirtschaftlichen Quellen. EU-Richtlinien haben Verordnungscharakter.

Entscheidend für die Zukunft in der EU wird die kommende "Wasser-Rahmenrichtlinie" [ 4 ] sein. Hauptziele der neuen europäischen Wasserpolitik sind:

- Ausdehnung des Gewässerschutzes auf alle Gewässer, mit der Verpflichtung zur Erreichung eines "guten Zustandes" innerhalb eines festgelegten Zeitrahmens
- Umfassende Mess- und Ueberwachungssysteme für Oberflächengewässer und Grundwasser als Planungsinstrument und Erfolgskontrolle

- Bewirtschaftung der Gewässer auf der Grundlage von Flussgebieten
- "kombinierter Ansatz" von Emissionsgrenzwerten und Immissions (Wassergüte)-zielen
- kostendeckende Preise für Wasser und Abwasser
- stärkere Einbindung der Bürger und Experten
- Straffung der Gesetzgebung

### **2.2.3. Grenzgewässer**

Neben lokaler Zusammenarbeit über die Grenzen (z.B. ARA, Grenzkraftwerke) sind vor allem die Kommissionen für den Bodensee, den Genfersee und die Tessiner Seen für den Vollzug der Gewässerschutzmassnahmen von Bedeutung. Die Schweiz wird in diesen Kommissionen durch die betroffenen Kantone und das BUWAL vertreten.

### **2.2.4. Aussenpolitische Relevanz**

Ob erwünscht oder nicht, das Verhalten der Schweiz im Gewässerschutz sendet auch immer Signale mit aussenpolitischer Bedeutung aus. Deren Brisanz und "räumliche Wirkung" ist aber stark unterschiedlich zu bewerten, wie folgender Versuch einer vereinfachten Zusammenfassung zeigt:

- Donau: Eine gute Wasserqualität des Inn genügt, um nicht in die Schlagzeilen zu geraten.
- Po und Rhone: Das schweizerische Wasser verlässt das Land in Seeausläufen (exkl. Kanton Genf). Politik findet daher mit der Tätigkeit der obgenannten Kommissionen statt.
- Rhein: Der Rhein ist das längste Grenzgewässer und entwässert das grösste, am dichtesten besiedelte Gebiet der Schweiz. Von allen europäischen Flüssen ist der Gewässerschutz am Rhein am weitesten fortgeschritten. International liegt deshalb das Hauptinteresse an der Aktivität der Schweiz im Rheineinzugsgebiet. Für das Einzugsgebiet des Bodensees ist die Tätigkeit der zugehörigen Kommission von zusätzlicher Bedeutung.

## **3. GESETZLICHE GRUNDLAGEN**

Mit dem Gewässerschutzgesetz (GSchG) vom 24. Jan. 1991 [SR 814.20] und der neuen Gewässerschutzverordnung (GSchV) vom 28. Okt. 1998 [SR 814.201] verfügen wir über zwar anspruchsvolle, aber durchaus vollzugstaugliche gesetzliche Grundlagen. Deren Umsetzung hängt damit einzig vom politischen Willen der Verantwortlichen ab.

Ein Schwerpunkt setzt der Bund mit der befristeten und mit 35% der Kosten starken Förderung der kommunalen und regionalen Entwässerungsplanung (Art. 7 und 61 GSchG, Art. 4 und 5 GSchV). Regionale Entwässerungsplanung bedeutet die Erarbeitung von gewässerspezifischen und einzugsgebietsweisen Massnahmenplänen, welche unter anderm den Handlungsbedarf bei den ARA aufzeigen. Dies ist aber nur

dann wirtschaftlich vertretbar und praktisch vollziehbar, wenn der Stellenwert der ARA für das Gewässer bekannt ist. Eine regionale Entwässerungsplanung hat daher alle Belastungsquellen, Strategien und mögliche Massnahmen zur notwendigen Entlastung der Gewässer sowie die zugehörigen Kosten zu umfassen. Typische Grundlagen für solche Planungen sind z.B. sämtliche Umweltkompartimente umfassende Stickstoff- und Phosphorbilanzen.

Zur Erfüllung der völkerrechtlichen Verpflichtung, vorläufig im Rahmen des Aktionsprogrammes zum Schutze des Rheins vom Okt. 1987 und der 3. Internationalen Nordseeschutzkonferenz 1990 in Den Haag (Reduktion der Stickstoff- und Phosphoreinträge in Rhein / Nordsee um je 50%), fördert der Bund Anlagen und Einrichtungen zur Stickstoffelimination mit 50% der Kosten (Art. 61 GSchG). Die Kantone im Einzugsgebiet des Rheins haben bis zum 31. Dez. 2000 eine Planung festzulegen, wie ab dem Jahre 2005 aus ARA 2000 Tonnen Stickstoff weniger eingeleitet werden als 1995 (Anhang 3.1 GSchV). Die Konferenz der Vorsteher der Umweltschutz-Amtsstellen (KVU) hat dazu eine Arbeitsgruppe, in welcher das BUWAL mitarbeitet, eingesetzt. Der Reduktionsbeitrag der Landwirtschaft soll mit der Agrarreform 2002 umgesetzt werden (vgl. auch Art. 76 Oekobeiträge, Bundesgesetz über die Landwirtschaft [ SR 910.1 ]).

Schliesslich sei festgehalten, dass die schweizerische Gesetzgebung bereits den Schwerpunkten der EU-Wasserrahmenrichtlinie, insbesondere dem wohl wichtigsten Aspekt der einzugsgebietsweisen Betrachtung, entspricht. Einzige wesentliche Ausnahme ist die "stärkere Einbindung der Bürger und Experten". Konkrete Bezugnahme zu internationalen Vereinbarungen ergibt sich bei der Einleitung in Gewässer (Art. 6 GSchV, umgesetzt in den Anhängen), bei der Meldung ausserordentlicher Ereignisse (Art. 17 GSchV) und zur Genehmigung der Beschlüsse und Empfehlung (Art. 51 GSchV).

## **4. NÄHRSTOFFSITUATION IN DER SCHWEIZ**

### **4.1. Allgemeines**

Wir verfügen bereits über ausgezeichnete Unterlagen zur Nährstoffproblematik, liegen doch gesamtschweizerische, nutzungsspezifisch regionale und einzelne kantonale Bilanzen vor.

Für den Gewässerschutz steht derzeit der Stickstoff (Nitrat im Grundwasser, Ammonium / Ammoniak und Nitrit in kleinen Fließgewässern, Stickstoffexport in die Nordsee) im Vordergrund. Bezüglich Phosphor ist gesamtschweizerisch aufgrund der bisher getroffenen Massnahmen der Handlungsbedarf wesentlich geringer. Die Phosphorkonzentrationen in unsern Fließgewässern und im Grundwasser geben derzeit zu keinen ernsthaften Bedenken Anlass, die Forderungen zu Gunsten der Nordsee sind bereits erfüllt oder einfach zu erreichen (Anh. 3.1 Ziff. 3 GSchV). Hingegen bleibt die teilweise zu hohe Phosphorbelastung unserer Seen ein aktuelles Thema. Ausgangslage, Anforderungen und Massnahmen sind jedoch für jeden See einzugsgebietspezifisch zu erarbeiten. Gegen 60 % der ARA [ 1 ] in der Schweiz betreiben derzeit Phosphorelimination. Dies geschieht praktisch ausschliesslich



mittels Fällung und Flockungsfiltration. Für die grösseren Anlagen ist die biologische Phosphorelimination ein prüfenswertes Verfahren.

## 4.2. Stickstoffhaushalt der Schweiz

Die BUWAL-Publikation "Der Stickstoffhaushalt in der Schweiz, Konsequenzen für Gewässerschutz und Umweltentwicklung" [ 5 ] gibt einen umfassenden Ueberblick über die heutige Ausgangslage. Demnach sind die Ursachen der Belastung der Hydrosphäre mit Stickstoff je nach Nutzung einer Region stark unterschiedlich. So ist zum Beispiel in einer urbanen Region ein Anteil von 90% den Abwässern, in einer Ackerbauregion ein Anteil von rund 60% der Landwirtschaft zuzuordnen. Im schweizerischen Durchschnitt stammen rund je ein Drittel der Belastung von Abwässern, von der Landwirtschaft und von Verbrennung + Verkehr + natürlicher Hintergrundbelastung. Vor allem von politischer Bedeutung sind die grossen Unterschiede der Kosten-Nutzen-Wirksamkeit von Massnahmen in den verschiedenen Bereichen. Sie schwanken von Fr. 10.– (Landwirtschaft) bis zu ca. Fr. 1000.– (Verbrennung / Verkehr) pro Kilogramm vermiedenem Stickstoffeintrag. Für den Bereich Abwasserreinigung empfiehlt die damalige Eidgenössische Gewässerschutzkommission (1993):

- In bestehenden Abwasserreinigungsanlagen sollen betriebliche Optimierungsmöglichkeiten, wo solche mit Blick auf die Stickstoffelimination bestehen, ohne Verzug realisiert werden.
- Die Ergänzung der Abwasserreinigungsanlagen mit neuen Verfahrensschritten bzw. die grundlegende Neukonzeption der Anlagen soll im normalen Erweiterungs- bzw. Erneuerungsrhythmus geschehen. Dabei soll über die Verfahrenswahl, inklusive Stickstoffelimination, unter Berücksichtigung des jeweiligen Standes der Technik nach gesamtheitlichen - ökologischen, verfahrenstechnischen und ökonomischen- Kriterien entschieden werden.
- Um Klarheit über das Vorgehen im Einzelfall zu gewinnen, ist es nötig, dass der Bund gemeinsam mit den Kantonen die Handlungserfordernisse für die kommunalen Abwasserreinigungsanlagen festlegt. Dabei ist anzustreben, dass die Kläranlagen nicht kurzfristig, aufgrund einer partikularen Anforderung, auszubauen sind.

## 4.3. Reduktion von Stickstoffemissionen

Die Empfehlungen der Eidgenössischen Gewässerschutzkommission wurden auf Bundesebene zu den Bereichen Umweltproblematik, oekologische Zielsetzungen und Massnahmen / Wirkungen / Kosten weiterbearbeitet. Die Ergebnisse sind im BUWAL-Bericht "Strategie zur Reduktion von Stickstoffemissionen" [ 6 ] publiziert. Für den Massnahmenbereich Abwasserreinigung wurden verschiedene Ausbauszenarien für ARA unterschiedlicher Grössenklassen untersucht sowie das Reduktionspotential und die zugehörigen Kosten ermittelt. Als Resultat der Beurteilung ist im Bericht folgendes formuliert:

- Der Anteil der an eine Abwasserreinigungsanlage angeschlossenen Einwohner beträgt in der Schweiz 94%. Neben der Reduktion der Emission organischer Substanzen konnte damit auch ein Rückgang der eingeleiteten Stickstoff-

verbindungen erreicht werden. Die Kläranlagen der Schweiz ermittelten 1994 noch ca. 35'000 t Stickstoff in die Gewässer.

- Eine Steigerung der N-Elimination aus den ARA kann nur durch verbesserte Verfahrenstechnik erreicht werden. Anlagen mit Nitrifikations- und Denitrifikationsstufen können bis zu 70% des Stickstoffes aus dem Abwasser entfernen (bzw. in Luftstickstoff N<sub>2</sub> umwandeln).
- Das Reduktionspotential durch den Ausbau von Kläranlagen beträgt ca. 9'000 t N/a (bei Ausbau aller Kläranlagen > 50'000 EW). Dies entspricht einem Viertel der Gesamteinleitung. Die Reduktion der N-Belastung aus ARA ist aber ökologisch von geringer Bedeutung.
- Die Kostenwirksamkeit der N-Elimination ist im Bereich Abwasserreinigung deutlich ungünstiger als in den anderen Massnahmenbereichen, (ca. 12'000 Fr./a pro Tonne eliminiertem N).
- Die Ziele der Nordseeschutz-Konferenz sollen in der Schweiz durch eine Gesamtstrategie angestrebt werden. Darin spielen Massnahmen im Bereich Abwasserreinigung eine untergeordnetere Rolle. Massnahmen zur N-Elimination in Abwasserreinigungsanlagen sollen deshalb nicht generell, sondern gezielt und zunächst mit Zurückhaltung eingesetzt werden.
- Die Belastung der Gewässer durch Stickstoff aus ARA soll in erster Linie durch betriebliche Optimierungen reduziert werden. Bei Anlagen, welche saniert oder erweitert werden, ist der Einbau einer Stickstoff-Eliminationsstufe zu prüfen. Die ökologische Leistung der N-Elimination soll vom Bund abgegolten werden. Insgesamt wird bis 2002 ein Rückgang der Emissionen um 1'000 bis 2'000 t N/a angestrebt. Nach dem Jahr 2002 soll eine umfassende Neubeurteilung der Situation vorgenommen werden.

Es wird deshalb die folgende Umsetzungsstrategie vorgeschlagen:

- Bei neuen und wesentlich zu erweiternden Anlagen (Anlagen, bei denen neue Becken gebaut werden müssen) im Rheineinzugsgebiet mit mehr als 100'000 EW ist 55 % N-Elimination vorzusehen (Reduktionspotential im Rheineinzugsgebiet unterhalb der Seen mit Anlagen von mehr als 100'000 EW ca. 1'900 t N/a).
- Bei neuen Anlagen mit mehr als 10'000 jedoch weniger als 100'000 EW sowie bei ausgewählten bestehenden Anlagen mit mehr als 10'000 EW im Rheineinzugsgebiet ist durch die zuständigen Behörden im Einvernehmen mit dem BUWAL festzulegen, ob eine Anforderung an den Gesamtstickstoff zu stellen ist, und wenn ja, innert welcher Zeit die Massnahmen zu realisieren sind. Der Bund stellt für diese Massnahme einen jährlichen Maximalbetrag zur Verfügung und erstellt eine Prioritätenliste der eingereichten Projekte, die auf das Kosten-Nutzen-Verhältnis Rücksicht nimmt. (Mit der Annahme, dass 50% der möglichen Anlagen ausgewählt werden, ergibt sich ein Reduktionspotential von ca. 1'800 t N/a).
- Bei allen Anlagen mit mehr als 10'000 EW, bei denen keine Anforderungen für den Gesamtstickstoff festgelegt sind, soll der betriebliche Ablauf laufend optimiert werden, so dass im Rahmen der ohnehin erforderlichen Verfahren zur Abwasserreinigung und Schlammbehandlung alle Möglichkeiten zur Stickstoff-Elimination ausgenützt werden; dies gilt insbesondere für Anlagen, welche eine

Nitrifikation durchführen und bei denen mit geringem Aufwand auch eine Teil-Denitrifikation durchgeführt werden kann. Für diese Optimierungen werden keine Abgeltungen des Bundes ausgerichtet (Reduktionspotential gesamtschweizerisch: ca. 800 t/a).

#### **4.4. Gewässerschutzverordnung**

Solche abgestuften Anforderungen für Stickstoff fanden in den Entwurf der GSchV Eingang. Im Zeitraum des Vernehmlassungsverfahrens wurde - neutral formuliert - unter dem Titel "Aufgabenteilung Bund / Kanton" derart Einfluss genommen, dass die jetzt rechtsgültige Formulierung (Anh. 3.1 Ziff. 3 GSchV) entstanden ist. Ein Rückgang der Emissionen aus ARA von 2000 t N/a wurde als Ziel übernommen, die Festlegung der betroffenen ARA ist aber den Kantonen überlassen.

### **5. ZIELE, ANFORDERUNGEN UND EINLEITUNGSBEDINGUNGEN FÜR GEWÄSSER (ART. 6 - 10 UND ANHÄNGE 1 - 3 GSchV)**

#### **5.1. Grundsätze**

Prinzipiell ist die GSchV zur Ermittlung von Einleitungsbedingungen in Gewässer gleich aufgebaut wie die aufgehobene Verordnung über Abwassereinleitungen vom 8. Dezember 1975 [SR 814.225.21]. Ausgehend von einem Zielzustand für die Gewässer sind generell gültige "Mindestanforderungen" für alle Einleiter festgelegt. Genügen diese "Mindestanforderungen" zur Erreichung des Zielzustandes im Gewässer nicht, haben die Kantone die Einleitungsbedingungen entsprechend zu verschärfen oder zu ergänzen. Geknüpft an enge Randbedingungen sind auch erleichterte Einleitungsbedingungen möglich.

Die GSchV enthält gegenüber der Verordnung über Abwassereinleitungen wesentliche Verbesserungen und Ergänzungen (z.B. ökologische Ziele für Gewässer, Anforderungen an Grundwasser, "Stand der Technik" für Industrieabwasser, Zuströmbereiche für besonders belastete Gewässer. Zudem wurde weitmöglichst auf Europakompatibilität geachtet. Wer allerdings je nach politischem Couleur eine wesentliche versteckte Verschärfung oder Aufweichung des GSchG beklagen möchte, geht fehl. Hingegen ist die Formulierung der Anhänge notgedrungen kompliziert geworden.

Es wird daher noch einige Zeit dauern, bis sich die Kantone eine vollzugstaugliche und nicht allzu föderalistische Praxis geschaffen haben werden (vgl. auch Art. 46 und 47 GSchV).

Im Folgenden wird auf das Thema Abwasserreinigung fokussiert.

#### **5.2. Gewässer**

Im Anhang 1 GSchV sind ökologische Ziele für Gewässer formuliert. Damit wird neu ein wesentlicher Teil der Zweckbestimmungen des Gewässerschutzes (Art. 1 GSchG) auf Verordnungsstufe konkretisiert. Diese Ziele stellen keinen Wunschkatalog dar, sondern müssen bei allen Massnahmen nach GSchV berücksichtigt werden (Art. 1 GSchV).

Die Anforderungen an die Wasserqualität sind in Anhang 2 GSchV festgelegt. Für die oberirdischen Gewässer enthalten bereits die "Allgemeinen Anforderungen" für ARA relevante Aspekte. Die "Zusätzlichen Anforderungen an Fließgewässer und an stehende Gewässer" sind im Detail ausschlaggebend für die erforderliche Reinigungsleistung einer ARA. Die numerischen Anforderungen an Fließgewässer gelten bei jeder Wasserführung. Die Werte für Stickstoffverbindungen betragen:

- |   |   |
|---|---|
| - Ammonium<br>(Summe von $NH_4^+$ - N und $NH_3$ - N) | Bei Temperaturen:<br>- über $10^\circ C$ : 0,2 mg/l N<br>- unter $10^\circ C$ : 0,4 mg/l N      |
| - Nitrat ( $NO_3^-$ - N)                              | Für Fließgewässer, die der Trinkwassernutzung dienen: 5,6 mg/l N<br>(entspricht 25 mg/l Nitrat) |

Phosphorkonzentrationen sind keine festgelegt.

### 5.3. Anforderungen an die Ableitung von verschmutzen Abwasser

Eingangs sei daran erinnert, dass in einer ARA gereinigtes Abwasser gemäss GSchG formell als verschmutztes Abwasser gilt.

Anhang 3.1 GSchV betrifft die Einleitung von kommunalem Abwasser in Gewässer. Kommunales Abwasser umfasst neben dem häuslichen Abwasser auch das im Mischsystem abgeleitete Niederschlagswasser. Wenn das Abwasser auch Industrieabwasser oder anderes verschmutztes Abwasser enthält, sind zusätzlich die Anhänge 3.2 und 3.3 GSchV zu beachten. Schliesslich sind in Anhang 3.1 auch die Häufigkeit der Probenahme und die zulässigen Abweichungen festgelegt. Als numerische Anforderungen gelten für Stickstoffkomponenten und Phosphor folgende Werte:

Allgemeine Anforderungen:

- Ammonium (Summe von  $NH_4^+$ - N und  $NH_3$  - N):

Können die Ammoniumkonzentrationen im Abwasser nachteilige Auswirkungen auf die Wasserqualität eines Fließgewässers haben, gilt für eine Abwassertemperatur von mehr als  $10^\circ C$ :

- Abflusskonzentration: 2 mg/l N und
- Wirkungsgrad der Behandlung: 90%, ausgedrückt in:

$$100\% \cdot \left( 1 - \frac{\text{mgNH}_4\text{-N im gereinigten Abwasser}}{\text{mgKjeldahl-N im Rohabwasser}} \right)$$

In diesen Fällen ist die Nitrifikation ganzjährig durchzuführen.

*Hinweis:* Der Kjelhdal-Stickstoff ist die Summe von Ammoniak-Stickstoff und organischem Stickstoff. mg Kjeldahl - N im Rohabwasser

- Nitrit ( $NO_2^-$  - N): 0,3 mg/l N (Richtwert)

Zusätzliche Anforderungen für die Einleitung in empfindliche Gewässer (europäisch gilt für das gesamte Rheineinzugsgebiet die Klassierung "empfindliches Gewässer", vgl. [ 2 ]):

- Gesamtphosphor (nach Aufschluss) für Abwasser aus Anlagen
  - im Einzugsgebiet von Seen,
  - an Fließgewässern unterhalb von Seen, wenn dies zum Schutz des betreffenden Fließgewässers erforderlich ist und
  - ab 10 000 EW an Fließgewässern im Einzugsgebiet des Rheins unterhalb von Seengilt:
  - Abflusskonzentration : 0,8 mg/l P und
  - Reinigungseffekt, bezogen auf Rohabwasser: 80%
- Gesamtstickstoff: Anlagen, bei denen keine Abflusskonzentration und kein Reinigungseffekt für Gesamtstickstoff festgelegt ist, müssen so betrieben werden, dass bei der Abwasserreinigung und der Schlammbehandlung möglichst viel Stickstoff eliminiert wird. Bauliche Anpassungen sind so weit vorzunehmen, als dies mit geringem Aufwand möglich ist; dies gilt insbesondere für Anlagen, die bereits eine Nitrifikation durchführen.

Die Kantone im Einzugsgebiet des Rheins legen bis am 31. Dezember 2000 in einer Planung fest, wie ab dem Jahre 2005 aus Abwasserreinigungsanlagen 2000 Tonnen Stickstoff weniger eingeleitet werden als 1995. Anlagen, die in dieser Planung zur Stickstoff-Elimination vorgesehen sind, müssen die Stickstoff-Elimination spätestens ab dem Jahre 2005 durchführen.

## **6. HANDLUNGSBEDARF BEI ARA**

### **6.1. Stickstoff**

#### **6.1.1. Nitrifikation**

Für eine namhafte Anzahl von ARA vor allem an kleinen Fließgewässern besteht noch Nachholbedarf bezüglich Nitrifikation. Entweder wurden die Bestimmungen der Verordnung über Abwassereinleitungen bis anhin nicht vollzogen oder der Betrieb der biologischen Reinigungsstufe ist instabil. Die Folge sind erhöhte Ammonium- und Nitritkonzentrationen im Ablauf. Solche Anlagen sind nachzurüsten.

#### **6.1.2. Optimierung der Stickstoffelimination**

Alle ARA im Rheineinzugsgebiet sind im Sinne einer Optimierung einschliesslich geringer baulicher Massnahmen derart zu betreiben, dass bei der Abwasserreinigung und der Schlammbehandlung möglichst viel Stickstoff eliminiert wird. Nahezu jede ARA verfügt dazu über ein Potential, der Handlungsbedarf ist daher flächendeckend gegeben.

#### **6.1.3. Erweiterung der ARA zwecks zusätzlicher Stickstoffelimination**

Als Grundlage für die Umsetzung der jährlichen Reduktion der Stickstoffeinleitungen um 2000 Tonnen dient der BUWAL-Bericht "Stickstofffrachten aus Abwasserreinigungsanlagen" [ 7 ]. Die Kurzzusammenfassung daraus lautet wie folgt:

- Ueber 90% des Abwassers wird in den 281 ARA mit einer Kapazität >10'000 Einwohnerwerte (EW) gereinigt. Insgesamt sind ca. 12 Millionen EW an diesen Anlagen angeschlossen.
- Aufgrund von Messresultaten auf 148 Anlagen sind die spezifischen Stickstofffrachten ermittelt worden. Im Mittel aller ARA gelangen 2.3 kg N/EW·a in Form von Ammonium und Nitrat mit dem Abwasser in die Vorfluter. Organischer sowie Nitrit-Stickstoff spielen mengenmässig eine unbedeutende Rolle und wurden deshalb bei den vorliegenden Betrachtungen weggelassen.
- Insgesamt emittieren die Kläranlagen in der Schweiz jährlich ca. 28'700 t Stickstoff in die Oberflächengewässer. Dieser gesamtschweizerische N-Output verteilt sich zu 12'600 t/a (44%) auf Ammonium- und zu 16'000 t/a (56%) auf Nitrat-Stickstoff. Der N-Output der Anlagen >10'000 EW beträgt 25'900 t/a.
- Der Anteil der Kläranlagen mit ganzjähriger Nitrifikation ist noch immer klein und liegt unter 20% (Stand 1993). Bei konsequenter Erweiterung der Kläranlagen >10'000 EW mit Nitrifikations- und Denitrifikationsstufen ergibt sich ein N-Reduktionspotential von ca. 15'700 t N/a. Die dazu erforderlichen Investitionskosten belaufen sich auf ca. 2.3 Milliarden Franken. Die Summe der spezifischen Investitions- und Betriebskosten pro Tonne eliminiertem Stickstoff beträgt rund Fr. 12'000.--. Der zusätzliche Stromverbrauch liegt bei über 70 GWh/a.
- Die N-Fracht aller Anlagen >10'000 EW ober- und unterhalb der Seen in den Rhein beträgt ca. 20'500 t N/a und stammt von ca. 9.4 Millionen angeschlossenen Einwohnerwerten. Durch Investitionen in der Höhe von 1.8 Milliarden Franken könnte der N-Output in den Rhein um 12'200 t/a vermindert werden.
- Kläranlagen >10'000 EW im Einzugsgebiet Rhein unterhalb der Seen emittieren ca. 12'400 t N/a in den Rhein. Bei Investitionskosten von 1.1 Mia. Franken beträgt das Potential der N-Verminderung ca. 7'300 t/a.
- Infolge erhöhter Prozessstabilität ergeben sich bei Einführung der Nitrifikation/Denitrifikation zudem Minderbelastungen der Gewässer an Phosphor (P) und organischen Verbindungen (CSB). Bei Ausbau aller Kläranlagen >10'000 EW zu 55% N-Elimination nimmt die P-Fracht in die Vorfluter um ca. 230 t/a und die CSB-Fracht um ca. 11'700 t/a ab.
- Gemäss einer Umfrage des BUWAL bei den kantonalen Fachstellen sind bis ins Jahr 2005 75 Ausbauprojekte bei Kläranlagen mit mehr als 10'000 EW geplant. Nach Realisierung dieser Projekte vermindert sich der gesamtschweizerische N-Output um ca. 2'100 t/a. Unter Einbezug von Optimierungsmassnahmen bei den 75 geplanten Ausbauprojekten könnten die Stickstoffemissionen um weitere ca. 800 t/a reduziert werden. Bei gleichzeitiger Berücksichtigung einer Prognose bezüglich Klärschlamm Entsorgung bis ins Jahr 2005 vermindert sich die positive Bilanz jedoch um ca. 1'100 t/a. Aufgrund dieser Annahmen erbringen die 75 Ausbauprojekte somit eine Verminderung des totalen N-Output von 1'800 t N/a.

## 6.2. Phosphor

Die meisten Seen haben den Zielzustand noch nicht erreicht. In deren Einzugsgebieten besteht daher Nachholbedarf. Dazu müssen die betroffenen Kantone in Anwendung von Art. 6 und 47 GSchV verschärfte Einleitungsbedingungen erlassen, welche

gezielt zur Einrichtung von weitergehender Phosphorelimination führen (z.B. Flockungsfiltration).

Weiterer Handlungsbedarf ergibt sich für ARA ohne Fällung ab 10'000 EW an Fließgewässern im Einzugsgebiet des Rheins unterhalb von Seen (zu Gunsten Nordsee). Diese ARA sind nachzurüsten.

Dass Phosphorelimination zum Schutz eines lokalen Fließgewässers erforderlich ist, dürfte nur in Ausnahmefällen zutreffen.

### **6.3. Allgemeines zur Nährstoffelimination**

Generell soll auf ARA nur dann investiert werden, wenn gleichzeitig Erweiterungs-, Erneuerungs- oder Werterhaltungsmassnahmen anstehen.

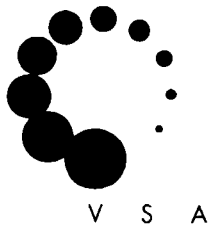
Eine betriebliche Optimierung einschliesslich der Ueberprüfung der zugehörigen Ueberwachung und der Qualifikation des Personals ist eine periodische - leider oft vernachlässigte - Aufgabe des ARA-Halters. Bezüglich Nährstoffelimination ist dazu auf die Einsparungsmöglichkeit bei den Fällungskemikalien durch biologische Phosphorelimination hinzuweisen. Erfahrungsgemäss führt die Einführung der Nitrifikation, das heisst die Erhöhung des Schlammalters, in vielen Fällen zu einem stabileren Betrieb der biologischen Reinigungsstufe. Durch die vorgeschaltete Denitrifikation resultiert meist ein reduzierter Sauerstoffbedarf für den biologischen Abbau.

## **7. Literatur**

- [1] Umweltmaterialien Nr. 22, Daten zum Gewässerschutz in der Schweiz, BUWAL, 1994.
- [2] Richtlinie des Rates vom 21. Mai 1991 über die Behandlung von kommunalem Abwasser (91/271/EWG).
- [3] Richtlinie des Rates vom 12. Dez. 1991 zum Schutz der Gewässer vor Verunreinigung durch Nitrat aus landwirtschaftlichen Quellen (91/676/EWG).
- [4] Die EU-Wasser-Rahmenrichtlinie, Dr. H. Blösch, gwa 10/98.
- [5] Der Stickstoffhaushalt in der Schweiz, Schriftenreihe Umwelt Nr. 209, BUWAL, 1993.
- [6] Strategie zur Reduktion von Stickstoffemissionen, Schriftenreihe Umwelt Nr. 273, BUWAL, 1996.
- [7] Stickstofffrachten aus Abwasserreinigungsanlagen, Schriftenreihe Umweltschutz Nr. 276, BUWAL 1996.

### **ANHÄNGE:**

- Kurzfassung aus [5]
- Zusammenfassung aus [6]



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

## **Berechnung von Einleitungsbedingungen**

Bernhard Jost

AWEL  
Amt für Abfall, Wasser, Luft und Energie  
des Kantons Zürich  
Walcheter  
8090 Zürich



# BERECHNUNG VON EINLEITUNGSBEDINGUNGEN

B. Jost, dipl. Ing. ETH, AWEL Amt für Abfall, Wasser, Energie und Luft, 8090 Zürich

## 1. VORSPANN

Dies ist kein Lehrstück zur Berechnung von Einleitungsbedingungen, sondern ein stark vereinfachter Kurzabrieb. Ohne Fachkenntnisse ist er nicht nachvollziehbar. Nicht zuletzt soll damit eine teilweise noch immer spürbare Mystifizierung als obrigkeitlichen Akt, welcher nur Beamten zugänglich sei, abgebaut werden.

Massgebend für Einleitungsbedingungen ist die Gewässerschutzverordnung (GSchV) vom 28. Oktober 1998, insbesondere Art. 1, 6 bis 10 und 47 sowie die Anhänge 1 bis 3. Auf die Spezialgesetzgebung wie z.B. in der Altlastenverordnung wird hier nicht eingetreten. Entscheidend sind die Grundsätze, welche unverändert aus der aufgehobenen Verordnung über Abwassereinleitungen übernommen worden sind (Zielzustand für die Gewässer; generell gültige "Mindestanforderung" für Einleiter; verschärfte und ergänzte Anforderungen, wenn die "Mindestanforderungen" nicht ausreichen, um den Zielzustand für das Gewässer zu erreichen; unter engen Randbedingungen erleichterte Anforderungen).

## 2. PHOSPHOR

Die heutigen Phosphorkonzentrationen in unseren Fliessgewässern und Grundwässern sind nur noch in Ausnahmefällen bedenklich, für jedes stehende Gewässer ist die Phosphorbilanz grundsätzlich relevant.

Im Sinne einer "Mindestanforderung" gelten folgende Anforderungen (Anhang 3.1 Ziff. 3 GSchV):

Für Abwasser aus Anlagen (ARA)

- im Einzugsgebiet von Seen
- an Fliessgewässern unterhalb von Seen, wenn dies zum Schutz der betroffenen Fliessgewässern erforderlich ist (gemäss Art. 47)
- ab 10'000 EW an Fliessgewässern im Einzugsgebiet des Rheins unterhalb von Seen (zugunsten Nordsee)

gilt: - Abflusskonzentration: 0.8 mg P/l und

- Reinigungseffekt, bezogen auf Rohabwasser: 80%

Für viele unserer Seen genügt dies nicht, um den Zielzustand (Anhang 1 Ziff. 1 und Anhang 2 Ziff. 11 und 13 GSchV) zu erreichen. Für diese Fälle ist nach Art. 47 GSchV vorzugehen, was in der Praxis mindestens eine Phosphorbilanz im

Einzugsgebiet mit Ermittlung der Quellen und Studium möglicher Massnahmen (ARA, Landwirtschaft, etc.) bedeutet. Die gewählten Massnahmen beinhalten in der Regel verschärfte Anforderungen für ARA-Einleitungen, wie dies für verschiedene Schweizer Seen bereits bis zu Werten von 0,2 mg P / l der Fall ist.

### 3. STICKSTOFF

Von den Stickstoffverbindungen sind Ammonium / Ammoniak und Nitrit lokal vor allem an kleineren Fliessgewässern oder ausnahmsweise bei Infiltration ins Grundwasser von Bedeutung (Nitrifikation auf ARA nötig). Das Nitrat im Grundwasser stammt vorwiegend aus der Landwirtschaft und nur in Ausnahmefällen in zu hohen Konzentrationen aus der Infiltration von Oberflächengewässern. Nitratreduktion in Fliessgewässern ist bei ARA unterhalb von Seen im Einzugsgebiet des Rheins gefordert (Stickstoffelimination auf ARA nötig). Dies ist für das Fliessgewässer selbst wenig relevant, sondern ist ein Beitrag zum Schutz der Nordsee. Die Bedeutung des Stickstoffeintrags in Seen ist im Einzelfall zu beurteilen und wird hier nicht weiter behandelt.

Der zu erreichende Zielzustand für Fliessgewässer ergibt sich aus Anhang 1 Ziff. 1 und Anhang 2, Ziff. 11 und 12 GSchV. Die numerischen Anforderungen betragen:

- Summe Ammonium- und Ammoniak- Stickstoff:  $> 10^{\circ} \text{C}$  : 0,2 mg N/l  
 $< 10^{\circ} \text{C}$  : 0,4 mg N/l
- Nitrit-Stickstoff: kein Wert
- Nitrat-Stickstoff: Fliessgewässer, die der Trinkwassernutzung dienen: 5,6 mg N/l

Verbal ist gefordert, dass "die Nitrit- und Ammoniak-Konzentrationen die Fortpflanzung und Entwicklung empfindlicher Organismen, wie Salmoniden, nicht beeinträchtigen".

Für Stickstoffkomponenten der ARA-Einleitungen gibt es damit keine Werte als "Mindestanforderungen". Für Ammonium-Stickstoff gelten im Sinne von Art. 6 und 47, wenn der Zielzustand des Fliessgewässers nicht erreicht ist, die Anforderungen (Anhang 3.1 Ziff. 2 GSchV):

- Abflusskonzentration ( $>10^{\circ}\text{C}$ ): 2 mg N/l
- Wirkungsgrad: 90%
- ganzjährige Nitrifikation

Für Nitrit-Stickstoff gilt 0,3 mg N/l, jedoch nur als Richtwert. Für Nitrat-Stickstoff ist kein Wert festgelegt.

Zum Gesamtstickstoff aus ARA ist im Anhang 3.1 Ziff. 3 folgendes festgelegt:

"Anlagen, bei denen keine Abflusskonzentration und kein Reinigungseffekt für Gesamtstickstoff festgelegt ist, müssen so betrieben werden, dass bei der Abwasserreinigung und der Schlammbehandlung möglichst viel Stickstoff eliminiert wird. Bau-liche Anpassungen sind so weit vorzunehmen, als dies mit geringem Aufwand möglich ist; dies gilt insbesondere für Anlagen, die bereits eine Nitrifikation durchführen.

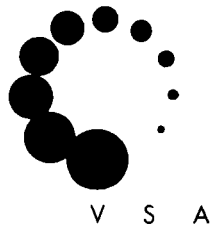
Die Kantone im Einzugsgebiet des Rheins legen bis am 31. Dezember 2000 in einer Planung fest, wie ab dem Jahre 2005 aus Abwasserreinigungsanlagen 2000 Tonnen Stickstoff weniger eingeleitet werden als 1995. Anlagen, die in dieser Planung zur Stickstoff-Elimination vorgesehen sind, müssen die Stickstoff-Elimination spätestens ab dem Jahre 2005 durchführen."

Damit ist offensichtlich, dass die Einleitungsbedingungen für jede ARA und jedes Fließgewässer im Einzelfall festzulegen sind. Als Basis für Prioritäten sind Einzugsgebietsweise Grundlagen erforderlich. Dies ist jedoch nur auf den ersten Blick kompliziert. Da oft mit Konzentrationen zu rechnen ist, bedeutet der Zusammenhang Einleitung / Gewässer nur eine einfache Verdünnungsrechnung. Hinzu kommt, dass in der Praxis eine stabile Nitrifikation immer Ablaufwerte für Ammonium / Ammoniak < 2 mg N/l ergibt und eine teilweise Nitrifikation in jedem Fall ein unerwünschter Betriebszustand ist (z.B. hohe NO<sub>2</sub>-Ablaufwerte).

#### 4. MITZUBERÜCKSICHTIGENDE ASPEKTE

Obwohl teilweise nicht Gegenstand der Anforderungen, sind bei der Festlegung von Einleitungsbedingungen für ARA u.a. folgende Aspekte zum Thema Nährstoffelimination von Bedeutung:

- Phosphor- und Stickstoffelimination stehen immer in engem Zusammenhang mit der Schlammbehandlung
- Die Leistung der Nachklärbecken (erreichbarer Trockensubstanzgehalt im Belebtschlamm) ist von grosser Bedeutung
- Festbettreaktoren sind anders zu beurteilen als Belebtschlammssysteme
- In Belebtschlammssystemen bewirkt z.B. eine vorgeschaltete Denitrifikation oft eine Stabilisierung der Biologie (z.B. Blähschlamm) und eine Reduktion des Sauerstoffeintragsbedarfs
- Fällung und biologische Phosphorelimination sind nicht immer konkurrierende Verfahren, bei grösseren Anlagen können sie sich durchaus ergänzen
- Solange wir in der Schweiz im Bereich Einleitungsbedingungen für ARA noch nicht in der formalen Juristerei untergegangen sind, ist es durchaus opportun, GSchV-konform und vollzugstauglich auch pauschalere Ueberlegungen umzusetzen. Zwei Thesen dazu:
  1. Es ist Stand der Technik, dass alle ARA Phosphorelimination betreiben. Dies insbesondere dann, wenn der Phosphor einer Wiederverwertung zugeführt werden kann oder durch vermehrten Einsatz der biologischen Phosphorelimination die Aufsalzung der Gewässer durch Fällungschemikalien insgesamt nicht zunimmt.
  2. Es kann längst nicht mehr Stand der Technik sein, in ARA nur den leicht abbaubaren organischen Kohlenstoff zu eliminieren. Ist ohnehin eine Erweiterung und Erneuerung ausstehend wäre deshalb mit einem Schlammalter von minimal 10 Tagen zu rechnen. Damit ist eine Grössenordnung von Beckenvolumina gegeben, welche Nitrifikation, Denitrifikation und biologische Phosphorelimination als "Nebeneffekte" einbaubar macht.



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

**Nitrifikation in Belebungsanlagen**

Willi Gujer

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf

# NITRIFIKATION IN BELEBUNGSANLAGEN

W. Gujer, Prof. Dr., EAWAG, 8600 Dübendorf und ETHZ, 8093 Zürich

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1 EINLEITUNG .....	2
2 NITRIFIKATION .....	2
3 VERFAHRENSTECHNIK DER NITRIFIKATION.....	2
3.1 Schlammalter.....	2
3.2 Scheinbarer Ausnützungskoeffizient.....	4
3.3 Massenbilanzen um eine nitrifizierende Belebungsanlage .....	5
3.3.1 Wachstum .....	5
3.3.2 Zerfall .....	7
3.3.3 Massenbilanzen .....	8
3.3.4 Bilanz für die Masse der Nitrifikanten .....	8
3.3.5 Bilanz für das Ammonium.....	9
3.4 Optimierung der Nitrifikation.....	16
4 LASTFALL FÜR DIE DIMENSIONIERUNG .....	17
4.1 Einleitbedingungen nach der Gewässerschutzverordnung.....	17
4.2 Grundsätzliche Überlegungen zum Dimensionierungslastfall.....	19
4.3 Beispiel von Dimensionierungsgrundlagen.....	21
4.3.1 Gleitende Mittel .....	23
4.3.2 Der Tagesgang.....	26
4.3.3 Beispiel eines Dimensionierungslastfalles.....	28
5 SCHLUSSBEMERKUNGEN .....	31

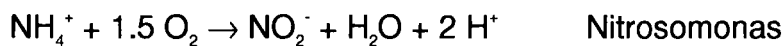
## 1 Einleitung

Es wird hier vorausgesetzt, dass Sie den Prozess der Nitrifikation und die zugehörige Verfahrenstechnik kennen. Eine detaillierte Diskussion ist z.B. in den Kursunterlagen zum 34. und 35. VSA Fortbildungskurs (1993) enthalten und wurde 1995 vom VSA als Nachdruck publiziert. Die Kursunterlagen oder der Nachdruck sind in vielen Ingenieurbüros verfügbar.

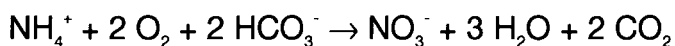
Ziel dieser Ausführungen ist, zu identifizieren, welche Größen die Dimensionierung einer nitrifizierenden Belebungsanlage bestimmen.

## 2 Nitrifikation

Mit Nitrifikation bezeichnen wir die aerobe mikrobielle Oxidation von Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) über Nitrit ( $\text{NO}_2^-$ ) zu Nitrat ( $\text{NO}_3^-$ ) entsprechend:



Oder total, von aussen beobachtet:



In Belebungsanlagen für kommunales Abwasser wird der erste Prozess durch Bakterien der Gruppe *Nitrosomonas* katalysiert, der zweite nicht von Nitrobakter, wie das in den meisten Lehrbüchern steht, sondern von anderen *Nitritoxidierern*.

Im Prozess wird insgesamt  $4.33 \text{ g O}_2 / \text{g NO}_3^- \text{-N}$  verbraucht, das ist etwas weniger als  $2 \text{ Mol O}_2 \text{ pro Mol NO}_3^-$  ( $= 4.57 \text{ g O}_2 / \text{g NO}_3^- \text{-N}$ ) weil die Nitrifikanten zusätzlich  $\text{CO}_2$  zu Biomasse reduzieren (assimilieren).

Der Verbrauch von  $\text{HCO}_3^-$  (Alkalinität, Säurebindungsvermögen) hat zur Folge, dass im Zuge der Nitrifikation die Tendenz besteht, dass der pH Wert des Abwassers abnimmt.

## 3 Verfahrenstechnik der Nitrifikation

Die Dimensionierung einer nitrifizierenden Belebungsanlage basiert auf der Wahl eines erforderlichen (aeroben) Schlammalters  $SA$  ( $SA_{\text{aerob}}$ ), das eingehalten werden soll, um die Nitrifikation zu gewährleisten. Hier wird ein Weg aufgezeigt, der erklärt, wie die Wahl dieses Schlammalters begründet werden kann.

### 3.1 Schlammalter

Das Schlammalter  $SA$  drückt aus, wie lange eine Belebtschlammflocke im Durchschnitt in einem Belebungsbecken verweilt, bevor sie das System im Ablauf oder im Überschussschlamm verlässt. Ein Schlammalter kann nur sinnvoll definiert und berechnet werden, wenn während einer Periode von mehreren Schlammaltern die Betriebsbedingungen stabil und angenähert stationär sind. Es ist üblich und

meist auch sinnvoll, das Schlammalter nur auf den Verbleib des Schlammes im Belebungsbecken zu beziehen und den Schlamm im Schlammbett des Nachklärbeckens zu vernachlässigen. Im Zusammenhang mit der Denitrifikation wird auch das sogenannte aerobe Schlammalter  $SA_{aer}$  berechnet, das sich nur auf die durchschnittliche Verweilzeit im aeroben Belebungsbecken bezieht, das für die Nitrifikation geeignet ist.

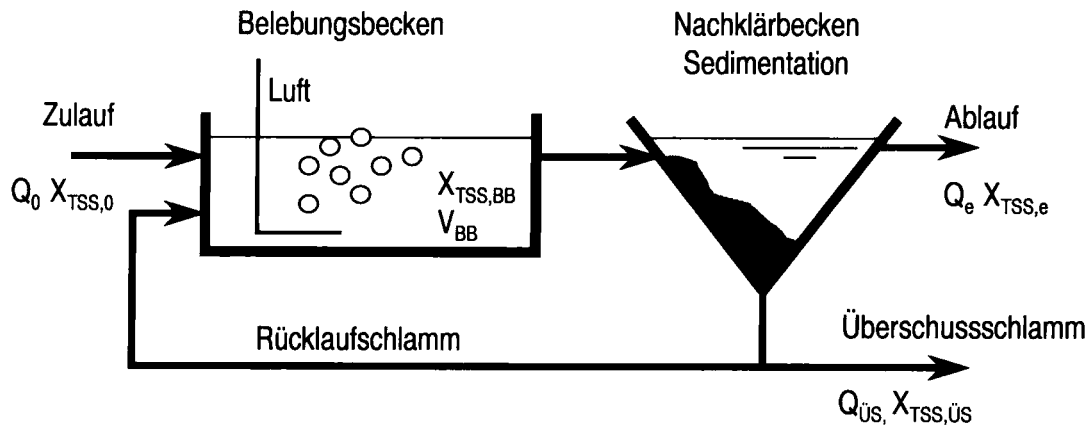


Abb. 1: Fließschema einer einfachen Belebungsanlage und Definition der Zeichen

Im angenähert stationären Zustand einer Anlage (Abb. 1) kann das Schlammalter im Betrieb berechnet werden aus Gleichung (1):

$$SA = \frac{X_{TSS,BB} \cdot V_{BB}}{Q_{\dot{U}S} \cdot X_{TSS,\dot{U}S} + Q_e \cdot X_{TSS,e}} = \frac{X_{CSB,BB} \cdot V_{BB}}{Q_{\dot{U}S} \cdot X_{CSB,\dot{U}S} + Q_e \cdot X_{CSB,e}} \quad (1)$$

- SA = Schlammalter [d]
- $X_{TSS,BB}$  = Konzentration des Belebtschlammes [gTSS m<sup>-3</sup>]
- $X_{TSS,\dot{U}S}$  = Konzentration des Überschussschlammes [gTSS m<sup>-3</sup>]
- $X_{TSS,e}$  = Konzentration der suspendierten Stoffe im Ablauf [g TSS m<sup>-3</sup>]
- $Q_{\dot{U}S}$  = Überschussschlammmenge [m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>]
- $Q_e$  = Ablaufwassermenge [m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>]
- $V_{BB}$  = Volumen des Belebungsbeckens [m<sup>3</sup>]

Mit Gleichung (1) kann das Schlammalter aus Betriebsbedingungen berechnet werden, sie ist für die Dimensionierung nicht geeignet. Im instationären Zustand einer Anlage, wenn  $X_{TSS,BB}$  und  $Q_{\dot{U}S}$  von Tag zu Tag stark variieren, ist das berechnete Schlammalter wenig aussagekräftig!

Die Dimensionierung einer Anlage für ein bestimmtes Schlammalter beruht auf der Schlammproduktion (siehe dazu den Beitrag zur Dimensionierung der Denitrifikation). Im Durchschnitt (im stationären Zustand) entspricht die Produktion von Schlamm dem Verlust von Schlamm. Es ergibt sich:

$$SP_{TSS} = Q_{\dot{U}S} \cdot X_{TSS,\dot{U}S} + Q_e \cdot X_{TSS,e} \text{ und}$$

$$SA = \frac{X_{TSS,BB} \cdot V_{BB}}{SP_{TSS}} \quad (2)$$

$SP_{TSS}$  = Schlammproduktion als Folge der Elimination organischer Stoffe, der Nitrifikation und der Phosphorelimination [ $gTSS d^{-1}$ ]

Der Kehrwert des Schlammalters wird als Verdünnungsrate des Schlammes bezeichnet, es gilt:

$$D_x = \frac{1}{SA} \quad (3)$$

$D_x$  = Biomassenverdünnungsrate [ $d^{-1}$ ]

### Beispiel 1: Schlammalter und Verdünnungsrate

Ein Belebungsbecken enthält insgesamt  $10'000 \text{ kg TSS}$  Belebtschlamm. Pro Tag werden  $1000 \text{ kg TSS}$  produziert und als Überschussschlamm resp. im Ablauf aus der Anlage abgezogen.

Im Durchschnitt wird also der Schlamm alle 10 Tage erneuert, das Schlammalter beträgt 10 Tage. Diesem Schlammalter entspricht eine Verdünnungsrate von  $D_x = 0.1 d^{-1}$ . Mit anderen Worten jeden Tag werden aus dieser Anlage 10% des Belebtschlammes abgezogen und durch neu zuwachsenden Schlamm ersetzt. Der vorhandene Schlamm wird um 10% pro Tag verdünnt.

### 3.2 Scheinbarer Ausnützungskoeffizient

Der scheinbare Ausnützungskoeffizient  $Y_{CSB}$  gibt an, welcher Anteil des eliminierten CSB in den Belebtschlamm eingebaut wird; wir brauchen diese Information um abzuschätzen, wieviel Stickstoff für den Aufbau des Belebtschlammes erforderlich ist:

$$Y_{CSB} = \frac{SP_{CSB}}{Q \cdot (C_{CSB,0} - S_{l,e})} \quad (4)$$

$Y_{CSB}$  = Scheinbarer Ausnützungskoeffizient [ $g \text{ CSB}_{\text{Schlamm}} g^{-1} \text{ CSB}_{\text{eliminiert}}$ ]

$Q$  = Zufluss [ $m^3 d^{-1}$ ]

$C_{CSB,0}$  = CSB im Zufluss [ $g \text{ CSB m}^{-3}$ ]

$S_{l,e}$  = Gelöster, inerter CSB im Ablauf [ $g \text{ CSB m}^{-3}$ ]

Abb. 2 zeigt die Aufteilung des eliminierten CSB in den Sauerstoffverbrauch und die Schlammproduktion. In Tabelle 1 sind die Werte von  $Y_{CSB}$  zusammengestellt, die auf das schweizerische Abwasser geeicht wurden.

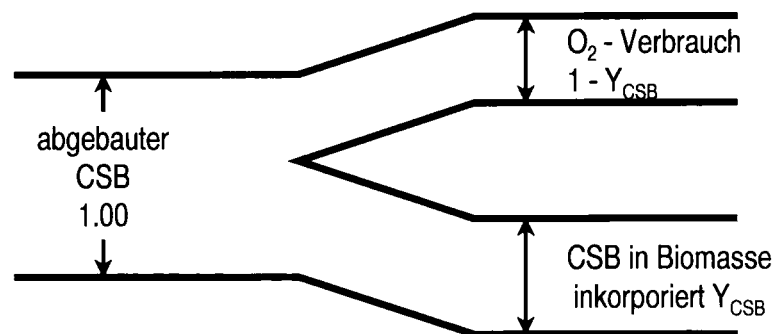


Abb. 2: Aufteilung des abgebauten CSB in den Anteil der veratmet wird und den Anteil, der in den Belebtschlamm inkorporiert wird.



Tabelle 1: Scheinbarer Ausnützungskoeffizient  $Y_{CSB}$  [gCSB gCSB<sup>-1</sup>] für eine denitrifizierende Belebungsanlage. Werte um ca. 10% höher als nach A 131 (1991) resp. 8% höher als bei A131 (1999). (Siehe auch Beitrag Denitrifikation).

$V_{anox} : V_{tot}$	Schlammalter $SA_{BB}$ [d]							
	5	10	15	20	5	10	15	20
0.3	Temp. 10°C				Temp. 20°C			
$X_{TSS,o} : C_{CSB,o}$								
0.3	0.54	0.48	0.44	0.42	0.47	0.42	0.39	0.37
0.4	0.62	0.56	0.53	0.51	0.56	0.51	0.49	0.47
0.5	0.71	0.65	0.62	0.61	0.65	0.60	0.58	0.57
0.6	0.79	0.74	0.72	0.70	0.74	0.70	0.68	0.67

### 3.3 Massenbilanzen um eine nitrifizierende Belebungsanlage

Die Nitrifikanten in einer Belebungsanlage sind unterschiedlichen Prozessen unterworfen. Hier von Bedeutung sind das Wachstum und der Zerfall.

#### 3.3.1 Wachstum

Der Wachstumsprozess drückt aus, dass sich die Nitrifikanten in der Anlage vermehren. Das Wachstum bedingt, dass die Nitrifikanten grosse Synthesleistungen erbringen (Biomasse aufbauen) und dafür genügend Energie zur Verfügung haben. Diese Energie gewinnen die Bakterien aus der Nitrifikation (Oxidation von Ammonium).

Die Geschwindigkeit der Vermehrung der Nitrifikanten drücken wir mit der Wachstumsgeschwindigkeit aus. Nach dem Ansatz von Monod können wir schreiben:

$$\mu_N = \mu_{Nm} \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \quad (5)$$

$$r_{XN} = \mu_N \cdot X_N$$

$\mu_N$  = Effektive Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten bei Umweltbedingungen (hier  $S_{NH}$ , Temperatur, pH Wert,  $O_2$ ) [d<sup>-1</sup>]

$\mu_{Nm}$  = Maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten in Funktion der Temperatur [d<sup>-1</sup>]

$S_{NH}$  = Ammoniumkonzentration, messbar [g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N m<sup>-3</sup>]

$K_{NH}$  = Sättigungsbeiwert der Nitrifikanten für Ammonium [g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N m<sup>-3</sup>]

$X_N$  = Konzentration der Nitrifikanten, hier gemessen als CSB [g CSB m<sup>-3</sup>]

$r_{XN}$  = Produktionsrate von Nitrifikanten (Masse Nitrifikanten produziert pro Volumen pro Zeit) [g X<sub>N</sub> m<sup>-3</sup> V<sub>BB</sub> d<sup>-1</sup>]

Proportional zum Wachstum der Nitrifikanten verbrauchen diese Ammonium als Substrat. Der Ammoniumabbau kann mit Hilfe des Ausnützungskoeffizienten der

Nitrifikanten  $Y_N$  berechnet werden (dabei vernachlässigen wir den Stickstoffbedarf für den Aufbau der Biomasse, dieser wird separat berechnet):

$$r_{NH} = -\frac{1}{Y_N} r_{XN} \quad (6)$$

$r_{NH}$  = Produktionsrate von Ammonium [ $\text{g NH}_4^+\text{-N m}^{-3} \text{V}_{BB} \text{d}^{-1}$ ]  
 $Y_N$  = Ausnützungskoeffizient der Nitrifikanten [ $\text{g Nitrifikanten gebildet pro g N oxidiert}$ ]

Die Produktion von Ammonium ist negativ, weil Ammonium abgebaut wird.

Dieses Modell enthält drei Parameter,  $\mu_{Nm}$ ,  $K_{NH}$  und  $Y_N$ , für die wir Erfahrungswerte zur Verfügung haben:

- Abb. 3 erlaubt die maximale Wachstumsgeschwindigkeit  $\mu_{Nm}$  der Nitrifikanten in Funktion der Temperatur zu schätzen.
- $K_{NH}$  liegt im Bereich von  $1 - 2.5 \text{ g N m}^{-3}$ . Ein typischer Wert beträgt ca.  $1.5 \text{ g N m}^{-3}$
- $Y_N$  wird meistens als  $0.24 \text{ g CSB}_{\text{Nitrifikanten}} \text{ g}^{-1} \text{ NO}_3^- \text{ N}$  angenommen. Die Modellprognosen sind nicht stark durch diesen Wert geprägt.

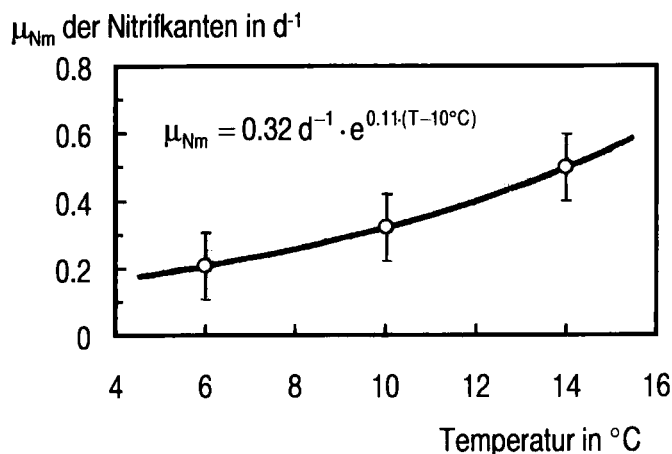


Abb. 3: Maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten (Nitrosomonas) in Funktion der Temperatur. (Im Vergleich zu früheren Angaben sind diese Werte um den Zerfall vergrößert worden)

### Beispiel 2: Wachstum und Aktivität von Nitrifikanten

Wie gross ist die Wachstumsgeschwindigkeit  $\mu_N$  der Nitrifikanten bei  $12^\circ\text{C}$  wenn die Ammoniumkonzentration  $S_{NH} = 2 \text{ g N m}^{-3}$  beträgt und  $K_{NH}$  zu  $1.5 \text{ g N m}^{-3}$  angenommen wird?

$$\mu_{Nm}(12^\circ) = 0.32 \cdot \exp(0.11 \cdot (12 - 10)) = 0.40 \text{ d}^{-1}$$

$$\mu_N = \mu_{Nm} \cdot S_{NH} / (K_{NH} + S_{NH}) = 0.40 \cdot 2 / (1.5 + 2) = 0.23 \text{ d}^{-1}$$

Wieviel Nitrifikanten werden bei dieser Wachstumsgeschwindigkeit in einem aeroben Belebungsbecken mit  $V_{BB} = 1000 \text{ m}^3$  produziert, wenn die Nitrifikantenkonzentration  $X_N = 100 \text{ g CSB m}^{-3}$  beträgt?

$$\text{Produktion} = r_{XN} \cdot V_{BB} = \mu_N \cdot X_{N, BB} \cdot V_{BB} = 0.23 \cdot 100 \cdot 1000 = 23'000 \text{ g CSB d}^{-1}$$

Wieviel Ammonium wird in diesem Becken nitrifiziert?

$$\text{Nitrifikation} = r_{NH} \cdot V_{BB} = -\mu_N \cdot X_{N, BB} \cdot V_{BB} / Y_N = -r_{XN} \cdot V_{BB} / Y_N = -23'000 / 0.24 = -96'800 \text{ g N d}^{-1}$$

Wieviel Sauerstoff wird in diesem Becken für die Nitrifikation gebraucht?

$$\text{Sauerstoffverbrauch} = r_{NH} \cdot 4.33 \text{ g O}_2 \text{ g}^{-1} \text{ N} = -96'800 \cdot 4.33 = -415'000 \text{ g O}_2 \text{ d}^{-1}$$

### 3.3.2 Zerfall

Viele Mechanismen führen dazu, dass Mikroorganismen zerfallen oder dass deren Masse abnimmt: Endogene Atmung, Absterben, Frass durch Protozoen usw. Durch diese Prozesse gehen Mikroorganismen verloren, die für die Reinigung nicht mehr zur Verfügung stehen. In schwach belasteten Belebungsanlagen hat dieser Verlust von Biomasse eine grosse Bedeutung und muss bei der Dimensionierung berücksichtigt werden.

Die Geschwindigkeit des Zerfalles ist proportional zu den vorhandenen Mikroorganismen:

$$r_{XN} = -b_N \cdot X_N \quad (7)$$

$b_N$  = Zerfallsrate der Nitrifikanten [ $d^{-1}$ ]

Die Zerfallskonstante ist abhängig von der Temperatur und der Sauerstoffkonzentration. Die meisten Protozoen sind obligat aerob (brauchen Sauerstoff), so dass sie unter anoxischen oder anaeroben Bedingungen (ohne Sauerstoff) kaum aktiv sind, das reduziert den Zerfall. Genaue Angaben zur Schätzung der Zerfallsrate haben wir nicht, typische Annahmen sind:

- Unter aeroben Bedingungen kann z.B.  $b_{N,aerob} = 0.1 \mu_{Nm}$  angenommen werden
- Unter anoxischen oder anaeroben Bedingungen z.B.  $b_{N,anox} = 0.05 \cdot \mu_{Nm}$

Die beiden Faktoren 0.1 und 0.05 sind Schätzwerte, die die Dimensionierung bei hohem Schlammalter stark beeinflussen.

---

#### Beispiel 3: Abschätzung der Zerfallsrate

Siehe auch Beispiel 2.

Wie gross ist die Zerfallsrate der Nitrifikanten bei 12°C unter aeroben und anoxischen Bedingungen?

$$b_{N,aerob} = 0.1 \cdot \mu_{Nm} = 0.1 \cdot 0.40 = 0.04 \text{ d}^{-1}$$

$$b_{N,anoxisch} = 0.05 \cdot 0.40 \text{ d}^{-1} = 0.02 \text{ d}^{-1}$$

D.h. zwischen 2 und 4% der Nitrifikanten gehen jeden Tag durch Zerfall verloren.

Wieviel Nitrifikanten gehen unter aeroben Bedingungen im Belebungsbecken in Beispiel 2 durch Zerfall verloren?

$$\text{Aerober Zerfall} = b_{N,aerob} \cdot X_N \cdot V_{BB} = 0.04 \cdot 100 \cdot 1000 = 4000 \text{ g CSB d}^{-1}$$

Das sind ca. 17% der Produktion, entsprechend wird die Nitrifikationsleistung in diesem Becken verringert.

Wieviel Nitrifikanten gehen im Belebungsbecken in Beispiel 2 durch Zerfall verloren, wenn die Hälfte des Beckens anoxisch (Denitrifikation) betrieben wird?

$$\text{Zerfall total} = 0.04 \cdot 100 \cdot 500 + 0.02 \cdot 100 \cdot 500 = 3000 \text{ g CSB d}^{-1}$$

Wenn also ein Teil des Belebungsbeckens anoxisch betrieben wird, verringert sich der Verlust von Nitrifikanten und die mögliche Leistung unter aeroben Bedingungen bleibt besser erhalten.

---

### 3.3.3 Massenbilanzen

Um den Zustand von Abwasserreinigungsverfahren zu beschreiben machen wir Stoff- oder Massenbilanzen. Diese Bilanzgleichungen zeigen auf, wie die verschiedenen Prozesse auf das Verfahren einwirken: Zufluss, Abfluss, Produktion, Verbrauch.

Mit Hilfe dieser Bilanzen gewinnen wir Modellgleichungen, die wir für die Dimensionierung nutzen können.

### 3.3.4 Bilanz für die Masse der Nitrifikanten

Die Bilanz für die Nitrifikanten zeigt auf, wie sich die Masse der Nitrifikanten im System verändert ( $V_{BB} \cdot dX_{N,BB} / dt$ ). Zufluss ( $Q_0 \cdot X_{N,0}$ ) und Wachstum ( $\mu_N$ ) vergrössern diese Masse während Verdünnung ( $D_X = \text{Überschussschlamm}$ ) und Zerfall ( $b_N$ ) sie verringern:

$$V_{BB} \cdot \frac{dX_{N,BB}}{dt} = Q_0 \cdot X_{N,0} - D_X \cdot X_{N,BB} \cdot V_{BB} + \mu_N \cdot X_{N,BB} \cdot V_{BB} - b_N \cdot X_{N,BB} \cdot V_{BB} \quad (8)$$

Im stationären Zustand, der angenähert gilt, wenn das Schlammalter definiert ist, gilt  $dX_N/dt \approx 0$ . Zudem enthält der Zulauf zu einer Abwasserreinigungsanlage kaum Nitrifikanten, also gilt  $X_{N,0} = 0$ . Damit resultiert:

$$D_X = \frac{1}{SA} = \mu_N - b_N \quad (9)$$

Der Verlust von Nitrifikanten im Überschussschlamm und im Ablauf ( $D_X$ ) entspricht im stationären Zustand der Differenz der Produktion (Wachstum,  $\mu_N$ ) und dem Zerfall ( $b_N$ ).

---

#### Beispiel 4: Ammoniumkonzentration im stationären Zustand.

Mit Hilfe der Gleichungen (5) und (9) kann im stationären Zustand einer volldurchmischten Belebungsanlage die Ammoniumkonzentration im Ablauf berechnet werden:

$$D_X = \mu_{Nm} \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} - b_N \quad \text{und daraus:} \quad S_{NH} = K_{NH} \cdot \frac{D_X + b_N}{\mu_{Nm} - D_X - b_N}$$

Überraschend ist, dass die Ablaufkonzentration nur vom Schlammalter ( $D_X$ ) und den Nitrifikanten ( $K_{NH}$ ,  $\mu_{Nm}$ ,  $b_N$ ) aber nicht von der Zulaufkonzentration  $S_{NH,0}$  abhängt. Das ist eine Konsequenz der Tatsache, dass sich die Nitrifikanten solange vermehren, bis sie fast alles Ammonium abbauen können und ihre Aktivität durch die geringe Restkonzentration begrenzt wird.

Wie gross ist bei 12° C und einem Schlammalter von 7.5 Tagen die Ablaufkonzentration von Ammonium, wenn sich die volldurchmischte Anlage im stationären Zustand befindet?

Annahmen:  $\mu_{Nm}(12^\circ\text{C}) = 0.40 \text{ d}^{-1}$ ,  $b_{Naerob} = 0.04 \text{ d}^{-1}$ ,  $K_{NH} = 1.5 \text{ g N m}^{-3}$

$$D_X = 1 / 7.5 = 0.133 \text{ d}^{-1}, \quad S_{NH} = 1.5 \cdot (0.133 + 0.04) / (0.40 - 0.133 - 0.04) = 1.14 \text{ g NH}_4^+ \text{-N m}^{-3}$$

Diese Konzentration wird in der Realität aber nicht beobachtet, weil die Anlagen nicht im stationären Zustand und die Reaktoren kaum vollständig durchmischt sind.

---

### 3.3.5 Bilanz für das Ammonium

Ammonium wird in Belebungsanlagen in vielfältiger Art umgesetzt. Es wird durch die Hydrolyse (die Dissimilation, den Abbau) von organischen Stoffen freigesetzt oder durch das Wachstum in die Mikroorganismen eingebaut (Ca. 5 – 8% der Mikroorganismen besteht aus organisch gebundenem Stickstoff). Entsprechend können wir keine einfache Bilanz für Ammonium anschreiben. Es ist sinnvoll, vorerst zu berechnen wieviel Ammonium für die Nitrifikation zur Verfügung steht und anschliessend nur dieses Ammonium zu bilanzieren.

#### Ammonium das nitrifiziert werden kann

Das Ammonium, das für die Nitrifikation zur Verfügung steht, kann aus einer statischen Bilanz für Kjeldahl-Stickstoff berechnet werden, wobei der Anteil, des organischen Stickstoffs, der in den Belebtschlamm (heterotrophe und autotrophe Organismen) inkorporiert wird, berücksichtigt werden muss:

$$S_{\text{NH,Nit}} = C_{\text{TKN},0} - i_{\text{N,CSB}} \cdot Y_{\text{CSB}} \cdot (C_{\text{CSB},0} - S_{\text{l,e}}) - S_{\text{orgN,e}} \quad (10)$$

$S_{\text{NH,Nit}}$  Ammonium, das nitrifiziert werden kann

$Y_{\text{CSB}}$  kann Tabelle 1 entnommen werden

$i_{\text{N,CSB}}$  beträgt ca. 0.04 – 0.05 g N g<sup>-1</sup> CSB

$S_{\text{orgN,e}}$  beträgt ca. 2% von  $S_{\text{l,e}}$  oder typisch weniger als 1 g N m<sup>-3</sup> im kommunalen Abwasser

#### Beispiel 5: Ammonium, das nitrifiziert werden kann

Eine Belebungsanlage mit Nitrifikation und Denitrifikation wird bei 15°C bei einem Schlammalter von 15 d betrieben. Die folgenden mittleren Werte werden im Betrieb gemessen:

Stoff	Zulauf		Ablauf		
TSS	$X_{\text{TSS},0}$	160	$X_{\text{TSS},e}$	15	g TSS m <sup>-3</sup>
CSB	$C_{\text{CSB},0}$	320	$C_{\text{CSB},e}$	60	g CSB m <sup>-3</sup>
TKN	$C_{\text{TKN},0}$	30	$C_{\text{TKN},e}$	2.5	g N m <sup>-3</sup>
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	$S_{\text{NH},0}$	20	$S_{\text{NH},e}$	?	g N m <sup>-3</sup>

Im Betrieb ergeben sich die folgenden Werte über die Zusammensetzung von Feststoffen (Belebtschlamm):

$$i_{\text{N,CSB}} = 0.04 \text{ g N g}^{-1} \text{ CSB}$$

$$i_{\text{TSS,CSB}} = 1.1 \text{ g TSS g}^{-1} \text{ CSB}$$

Wieviel Ammonium steht in dieser Anlage für die Nitrifikation zur Verfügung?

Mit  $X_{\text{TSS},0} / C_{\text{CSB},0} = 0.50 \text{ g TSS g}^{-1} \text{ CSB}$  und  $SA = 15 \text{ d}$  ergibt sich bei 15°C nach Tabelle 1:

$$Y_{\text{CSB}} = 0.60 \text{ g CSB g}^{-1} \text{ CSB}$$

$$S_{\text{l,e}} = C_{\text{CSB},e} - X_{\text{TSS},e} / i_{\text{TSS,CSB}} = 46 \text{ g CSB m}^{-3}$$

$$S_{\text{orgN,e}} = 0.02 \cdot S_{\text{l,e}} = 0.9 \text{ g N m}^{-3}$$

$$S_{\text{NH,e}} = C_{\text{TKN},e} - i_{\text{N,CSB}} \cdot X_{\text{CSB},e} - S_{\text{orgN,e}} = 2.5 - 14 \cdot 0.04 - 0.9 = 1.0 \text{ g NH}_4^+ \text{-N m}^{-3}$$

$$\text{Nach Gleichung (10) wird } S_{\text{NH,Nit}} = 30 - 0.04 \cdot 0.60 \cdot (320 - 46) - 0.9 = 22.5 \text{ g N m}^{-3}$$

Davon werden in der Anlage  $22.5 - 1.0 = 21.5 \text{ g N m}^{-3}$  effektiv nitrifiziert.

$S_{\text{NH,Nit}}$  ist in diesem Fall grösser als die Ammoniumkonzentration im Zulauf ( $S_{\text{NH},0}$ ) und wurde unabhängig von diesem Wert berechnet.

### Massenbilanz für Ammonium

Die Bilanz für Ammonium fasst das Ammonium, das für die Nitrifikation zur Verfügung steht ( $Q \cdot S_{\text{NH,Nit}}$ ) zusammen mit dem Verlust von Ammonium im Ablauf und dem Abbau durch die Nitrifikation:

$$V_{\text{BB}} \cdot \frac{dS_{\text{NH}}}{dt} = Q \cdot S_{\text{NH,Nit}} - Q \cdot S_{\text{NH}} - \frac{\mu_{\text{N}}(S_{\text{NH}})}{Y_{\text{N}}} \cdot X_{\text{N,BB}} \cdot V_{\text{BB}} \quad (11)$$

In dieser Bilanz sind die Zustandsgrössen Ammonium ( $S_{\text{NH}}$ ) und die Konzentration der Nitrifikanten ( $X_{\text{N,BB}}$ ) ganz unterschiedlichen Zeitkonstanten (unterschiedlich schnellen Veränderungen) unterworfen: Während Ammonium sehr schnell ändern kann, passen sich die Nitrifikanten nur über längere Zeit den neuen Bedingungen an.

### Statische, langfristige Betrachtung

Die Menge der Nitrifikanten im System ändert sich nur sehr langsam, im Verlauf von vielen Tagen: Massgebende Zeit ist hier das Schlammalter. Wenn uns die Menge der Nitrifikanten im System interessiert, können wir deshalb Gleichung (11) für durchschnittliche Verhältnisse schreiben, geschrieben mit Querstrich für langfristige Mittelwerte und  $S_{\text{NH}} = S_{\text{NH,e}}$  resultiert:

$$\overline{V_{\text{BB}} \cdot \frac{dS_{\text{NH}}}{dt}} = \overline{Q \cdot S_{\text{NH,Nit}}} - \overline{Q \cdot S_{\text{NH,e}}} - \overline{\frac{\mu_{\text{N}}}{Y_{\text{N}}} \cdot X_{\text{N,BB}} \cdot V_{\text{BB}}}$$

Akkumulation in der Anlage =

- Zufluss von Ammonium, das nitrifiziert werden kann
- Ammonium im Ablauf
- Ammonium, das nitrifiziert wird.

Da im Mittel kein Ammonium in der Anlage akkumulieren kann, können wir den ersten Term vernachlässigen. Das erlaubt uns die Masse der Nitrifikanten in der Anlage zu bestimmen. Mit Gleichung (9) resultiert:

$$\overline{X_{\text{N,BB}} \cdot V_{\text{BB}}} = \frac{(\overline{Q \cdot S_{\text{NH,Nit}}} - \overline{Q \cdot S_{\text{NH,e}}}) \cdot Y_{\text{N}}}{\mu_{\text{N}}} = \frac{\overline{Q \cdot (S_{\text{NH,Nit}} - S_{\text{NH,e}})} \cdot Y_{\text{N}}}{D_{\text{X}} + b_{\text{N}}} \quad (12)$$

### Beispiel 6: Masse der Nitrifikanten in einer Belebungsanlage

Eine Belebungsanlage reinigt das Abwasser von ca. 10'000 Einwohnern.

Q	=	3200 m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>
V <sub>BB</sub>	=	1500 m <sup>3</sup>
X <sub>TSS,BB</sub>	=	3000 g TSS m <sup>-3</sup>
S <sub>NH,Nit</sub>	=	25 g N m <sup>-3</sup> Ammonium das nitrifiziert werden kann
S <sub>NH,e</sub>	=	2 g N m <sup>-3</sup> im Ablauf
SA	=	10 Tage Schlammalter und daraus D <sub>X</sub> = 0.1 d <sup>-1</sup>

$$b_N = 0.03 \text{ d}^{-1} \text{ bei } 10^\circ\text{C}$$

$$Y_N = 0.24 \text{ g CSB / g N}$$

Wie gross ist die Masse der Nitrifikanten im Belebungsbecken?

$$\text{Nach Gleich. (12) gilt: } X_{N, \text{BB}} \cdot V_{\text{BB}} = 3200 \cdot (25 - 2) \cdot 0.24 / (0.1 + 0.03) = 136 \text{ kg CSB}_{\text{Nitrifikanten}}$$

Die Konzentration der Nitrifikanten im Belebungsbecken beträgt also  $X_{N, \text{BB}} \cdot V_{\text{BB}} / V_{\text{BB}} = 136 \cdot 1000 / 1500 = 91 \text{ g CSB m}^{-3} \approx 70 \text{ g TSS m}^{-3}$  oder weniger als 3% der Belebtschlammkonzentration von  $\text{TS}_{\text{BB}} = 3000 \text{ g TSS m}^{-3}$ .

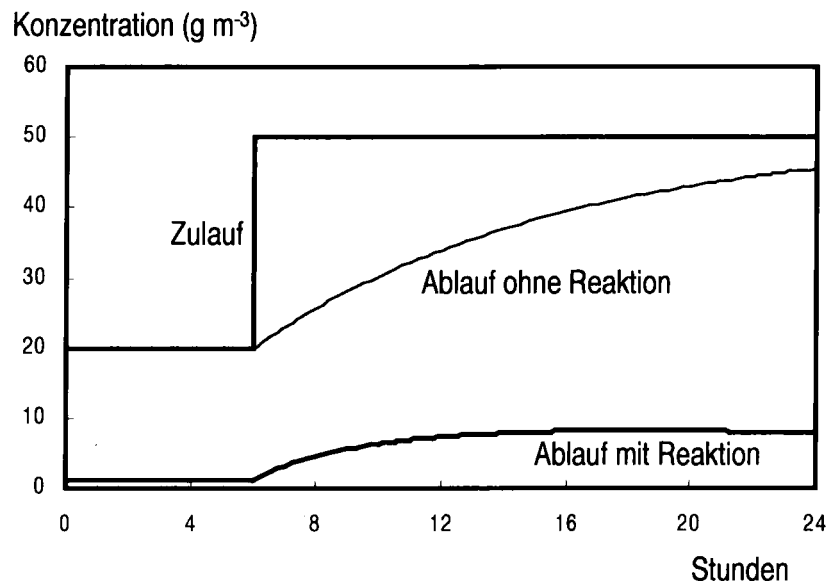


Abb. 4: Reaktion der Ammoniumkonzentration in einer nitrifizierenden Belebungsanlage auf eine Änderung der Belastung. Die Kurve 'ohne Reaktion' deutet an, wieviel langsamer sich ein Stoff dem Gleichgewicht anpasst, wenn er keinem Abbau unterworfen ist. Die hydraulische Aufenthaltszeit im Belebungsbecken beträgt 10 Stunden.

#### Dynamische, kurzfristige Betrachtung

Die Konzentration von gelösten Stoffen, die in einer Belebungsanlage einem Abbau unterworfen sind, reagiert sehr schnell auf Belastungsänderungen, viel schneller, als wir das auf Grund der langen hydraulischen Aufenthaltszeiten erwarten würden. Im Beispiel von Abb. 4 erreicht die Ammoniumkonzentration nach einer Belastungssteigerung um den Faktor 2.5 bereits nach ca. 6 Stunden einen neuen stationären Zustand und bereits nach ca. 3 h ist der grösste Teil der Konzentrationsänderung erreicht. Ist der Stoff keinem Abbau unterworfen, so erreicht er nach einer hydraulischen Aufenthaltszeit (hier 10 h) erst 63% der Konzentrationsänderung. Abb. 5 zeigt diese schnelle Reaktion der Ablaufkonzentration auf eine Belastungsvariation in einer nitrifizierenden Belebungsanlage.

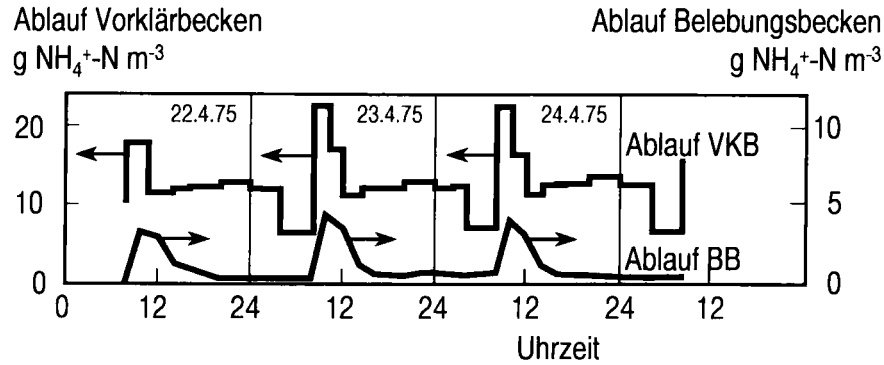


Abb. 5: Tagesgang der Ammoniumkonzentration im Zulauf und im Ablauf des Belebungsbeckens einer nitrifizierenden Belebungsanlage. Charakteristisch ist die grosse Belastungsvariation und die schnelle Reaktion des Ablaufs auf die zunehmende Belastung

Die Belastung einer Belebungsanlage kann sich kurzfristig ändern (Abb. 5), die Ammoniumkonzentration im Ablauf der Anlage steigt in kurzer Zeit an und bei ungenügender Leistungsreserve wird die Einleitbedingung überschritten. Diese Situation können wir ebenfalls mit Gleichung (11) beschreiben. Über kurze Zeit bleibt die Masse der Nitrifikanten konstant; es resultiert für die Situation der maximalen Belastung:

$$V_{BB} \cdot \frac{dS_{NH}}{dt} = [Q \cdot S_{NH,Nit} ]_{max} - Q \cdot S_{NH} - \frac{\mu_N(S_{NH})}{Y_N} \cdot X_N \cdot V_{BB} \quad (13)$$

Betrachten wir für die maximale Belastung Perioden von z.B. 2 - 4 Stunden, und nehmen an, dass  $S_{NH}$  nicht sehr stark ansteigen darf, bevor die Einleitgrenzwerte überschritten werden, so erreicht die Anlage in dieser Zeit angenähert einen stationären Zustand in Bezug auf die Ammoniumkonzentration  $S_{NH,max}$  (Abb. 4). Es wird  $dS_{NH} / dt = 0$  und damit:

$$\frac{[Q \cdot S_{NH,Nit} ]_{max} - [Q \cdot S_{NHmax} ]}{X_N \cdot V_{BB}} = \frac{\mu_N(S_{NHmax})}{Y_N}$$

Mit Hilfe von Gleichungen (5) und (12) resultiert nun:

$$\frac{[Q \cdot S_{NH,Nit} ]_{max} - [Q \cdot S_{NHmax} ]}{Q \cdot (S_{NH,Nit} - S_{NH})} = \frac{\mu_N(S_{NHmax})}{D_x + b_N} = \frac{\mu_{Nm} \cdot \frac{S_{NHmax}}{K_{NH} + S_{NHmax}}}{D_x + b_N} \quad (14)$$

$S_{NHmax}$  = maximale Ammoniumkonzentration [ $g N m^{-3}$ ]

Gleichung (14) lässt sich unterschiedlich anwenden:

- Es sind die mittlere und die maximale Belastung der Anlage sowie die erwartete zugehörige Betriebstemperatur und die maximal zulässige Restkonzentration von Ammonium  $S_{NHmax}$  gegeben. Dann kann als einzige verbleibende Unbekannte das erforderliche  $D_x$  oder das Dimensionierungsschlammalter SA berechnet werden.



- Es sind die Betriebsparameter einer Anlage bekannt, so dass für eine extreme Belastung die zu erwartende maximale Ammoniumkonzentration berechnet werden kann. Oder es kann die maximal zulässige Belastung der Anlage berechnet werden ohne dass die zulässige Ammoniumkonzentration im Ablauf überschritten wird.

### Beispiel 7: Berechnung des erforderlichen Schlammalters für die Nitrifikation

Wie gross wird für die folgenden Angaben das erforderliche Schlammalter um die Einleitbedingung zu gewährleisten:

Temperatur: 10°C und daraus  $\mu_{Nm} = 0.33 \text{ d}^{-1}$ ,  $b_N = 0.03 \text{ d}^{-1}$ ,  $K_{NH} = 1.5 \text{ g N m}^{-3}$

Einleitbedingung: Bei maximaler Belastung der Anlage soll die Ammoniumkonzentration  $5 \text{ g N m}^{-3}$  nicht überschreiten.

	Mittelwert	Maximalwert	Einheit
Q	3000	5000	$\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$
$S_{NH,Nit}$	20	25	$\text{g N m}^{-3}$
$S_{NH,e}$	2	$5 = S_{NH,max}$	$\text{g N m}^{-3}$

Aus Gleichung (5) resultiert:

$$\mu_N(S_{NH,max}) = 0.33 \cdot 5 / (1.5 + 5) = 0.25 \text{ d}^{-1}$$

Aus Gleichung (14) resultiert:

$$[(Q \cdot S_{NH,Nit})_{max} - (Q \cdot S_{NH,e})_{max}] / [(Q \cdot S_{NH,Nit})_{mittel} - (Q \cdot S_{NH,e})_{mittel}] = 5000 \cdot (25 - 5) / [3000 \cdot (20 - 2)] = 1.85$$

und daraus:  $D_X = (0.25 \text{ d}^{-1} / 1.85) - 0.03 \text{ d}^{-1} = 0.11 \text{ d}^{-1}$  oder das erforderliche Schlammalter wird  $SA = 9.5 \text{ d}$ .

Die Anwendung dieses Schlammalters bedingt die Berechnung der massgebenden Schlammproduktion und diese wiederum die Wahl einer zugehörigen Belastung der Anlage mit organischen Stoffen und Fällungsprodukten.

Mit der Definition der maximal und im Mittel zu nitrifizierenden Ammoniumfracht und Gleichungen (2) und (3) :

$$\Delta F_{Nit,max} = (Q \cdot S_{NH,0})_{max} - (Q \cdot S_{NH,max})$$

$$\Delta F_{Nit,Mittel} = Q \cdot (S_{NH,Nit} - S_{NH,e})$$

$$D_X = \frac{1}{SA} = \frac{SP_{TSS}}{X_{TSS,BB} \cdot V_{BB}}$$

wird Gleichung (14) zu:

$$\frac{\Delta F_{Nit,max}}{\Delta F_{Nit,Mittel}} = \frac{\mu(S_{NH}) \cdot X_{TSS,BB} \cdot V_{BB}}{SP + b \cdot X_{TSS,BB} \cdot V_{BB}} \quad (15)$$

Das Wachstum der Nitrifikanten ist nur in Gegenwart von Sauerstoff möglich, entsprechend kann nur das aerobe Nitrifikationsvolumen zum Wachstum beitragen. Der Zerfall läuft hingegen auch unter anoxischen Bedingungen weiter (allerdings

verlangsamt), so dass für den Zerfall auch Beckenteile mit Denitrifikation berücksichtigt werden müssen, es resultiert (mit der Vereinfachung von  $\Delta F_{\text{Nit}} = F_{\text{Nit}}$ ):

$$\frac{F_{\text{Nit,max}}}{F_{\text{Nit,Mittel}}} = \frac{\mu(S_{\text{NH}}) \cdot (X_{\text{TSS,BB}} \cdot V_{\text{BB}})_{\text{aerob}}}{SP + b_{\text{aerob}} \cdot (X_{\text{TSS,BB}} \cdot V_{\text{BB}})_{\text{aerob}} + b_{\text{anox}} \cdot (X_{\text{TSS,BB}} \cdot V_{\text{BB}})_{\text{anox}}} \quad (16)$$

Wir definieren den Anteil des Belebtschlammes im aeroben resp. anoxischen Belebungsbecken mit:

$$\beta_{\text{aerob}} = \frac{V_{\text{BB,aerob}} \cdot X_{\text{TSS,BB,aerob}}}{\sum V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS,BB}}} \quad \beta_{\text{anox}} = \frac{V_{\text{BB,anox}} \cdot X_{\text{TSS,BB,anox}}}{\sum V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS,BB}}} \quad (17)$$

dabei gilt:  $\beta_{\text{aerob}} + \beta_{\text{anox}} = 1$ . Gleichung (16) wird nun zu:

$$\frac{F_{\text{Nit,max}}}{F_{\text{Nit,Mittel}}} = \frac{\mu_{\text{Nm}} \cdot \frac{S_{\text{NH}}}{K_{\text{NH}} + S_{\text{NH}}} \cdot \beta_{\text{aerob}}}{\frac{SP_{\text{TSS}}}{\sum V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS,BB}}} + b_{\text{aerob}} \cdot \beta_{\text{aerob}} + b_{\text{anox}} \cdot \beta_{\text{anox}}} = \frac{\mu_{\text{Nm}} \cdot \frac{S_{\text{NH}}}{K_{\text{NH}} + S_{\text{NH}}} \cdot \beta_{\text{aerob}}}{D_x + b_{\text{aerob}} \cdot \beta_{\text{aerob}} + b_{\text{anox}} \cdot \beta_{\text{anox}}} \quad (18)$$

Gleichung (18) wurde hergeleitet für ein volldurchmisches nitrifizierendes aerobes Belebungsbecken. Dabei wird angenommen, dass im ganzen Becken die Ammoniumkonzentration  $S_{\text{NH}}$  der Ablaufkonzentration entspricht. In der Realität wird aber heute die Nitrifikation häufig als längsdurchströmtes Becken realisiert; das verbessert die Nitrifikation, weil am Anfang des Beckens die Ammoniumkonzentration noch erhöht ist. In Gleichung (18) steht der Zähler für die Nitrifikationsleistung, die wir entsprechend der Reaktorgestaltung anpassen müssen. Mit der Annahme, dass das Nitrifikationsbecken in  $n$  gleiche Teilreaktoren unterteilt wird, und dass nur im letzten Reaktorteil die Ammoniumkonzentration soweit abnimmt, dass nicht mehr die maximale Nitrifikationsleistung möglich ist, resultiert:

$$\frac{F_{\text{Nit,max}}}{F_{\text{Nit,Mittel}}} = \frac{\mu_{\text{Nm}} \cdot \beta_{\text{aerob}} \cdot \frac{n-1 + \frac{S_{\text{NH}}}{K_{\text{NH}} + S_{\text{NH}}}}{n}}{\frac{SP_{\text{TSS}}}{\sum V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS,BB}}} + b_{\text{aerob}} \cdot \beta_{\text{aerob}} + b_{\text{anox}} \cdot \beta_{\text{anox}}} = \frac{\mu_{\text{Nm}} \cdot \beta_{\text{aerob}} \cdot \frac{n-1 + \frac{S_{\text{NH}}}{K_{\text{NH}} + S_{\text{NH}}}}{n}}{D_x + b_{\text{aerob}} \cdot \beta_{\text{aerob}} + b_{\text{anox}} \cdot \beta_{\text{anox}}} \quad (19)$$

Gleichung (19) setzt die wichtigsten Dimensionierungsgrößen für die Nitrifikation miteinander in Beziehung. Dabei sind sieben Größen für die spezielle Situation charakteristisch:

- $\beta_{\text{aerob}}$ , der Anteil der Nitrifikation am Belebungsbecken hängt ab von der erforderlichen Denitrifikation ( $\beta_{\text{anox}} = 1 - \beta_{\text{aerob}}$ ).
- $n$ , die Anzahl der aeroben Reaktorkompartimente für die Nitrifikation bestimmt die Reaktorhydraulik und die Durchmischungsverhältnisse. Je besser die Nitrifikation längsdurchströmt ist, desto grösser wird  $n$ .
- $\mu_{\text{Nm}}$ , die maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten charakterisiert deren maximale Leistung, sie hängt ab von der Temperatur (und ev. pH Wert, toxischen Stoffen), bei der die maximale Leistung gefordert ist ( $T_{\text{Nit,max}}$ ). Also sollen diese Temperatur und die maximale Belastung mit Ammonium ( $F_{\text{Nit,max}}$ ) gleichzeitig auftreten.

- $F_{\text{Nit,max}}$ , die maximale Nitrifikationsleistung, die von der Anlage im Tagesgang gefordert ist. Diese muss sich auf eine bestimmte Temperatur  $T_{\text{Nit,max}}$  beziehen.
- $F_{\text{Nit,Mittel}}$ , die mittlere Fracht von Ammonium, die nitrifiziert wird, sie bestimmt zusammen mit den Zerfallskonstanten die Masse der vorhandenen Nitrifikanten. Diese Fracht muss sich auf eine bestimmte Temperatur  $T_{\text{Nit,Mittel}}$  beziehen.
- $b_{\text{aerob}}$  und  $b_{\text{anox}}$ , die Zerfallskonstanten charakterisieren den Verlust von Nitrifikanten durch die Zerfallsprozesse und beziehen sich auf die Temperatur, bei der die Nitrifikanten gewachsen sind ( $T_{\text{Nit,Mittel}}$ )
- $SP_{\text{TSS}}$ , die Schlammproduktion hängt ab von der Belastung mit organischen Stoffen und den Fällungsprodukten. Diese Schlammproduktion und das zugehörige Schlammalter ( $SA = 1 / D_x$ ) beziehen sich auf die Belastungssituation und die Temperatur unter der die Nitrifikanten gewachsen sind ( $T_{\text{Nit,Mittel}}$ ).

Aufgelöst nach der Dimensionierungsgrösse für das Belebungsbecken ergibt Gleichung (19) eine Beziehung, die aufzeigt wieviel Belebtschlamm mindestens im Belebungsbecken unterhalten werden muss, um den Anforderungen gerecht zu werden:

$$\sum V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} \geq \frac{SP_{\text{TSS}}}{\frac{\mu_{\text{Nm}} \cdot \beta_{\text{aerob}}}{F_{\text{Nit,max}}} \cdot \frac{n-1 + \frac{S_{\text{NH}}}{K_{\text{NH}} + S_{\text{NH}}}}{n} - \frac{b_{\text{aerob}} \cdot \beta_{\text{aerob}}}{F_{\text{Nit,Mittel}}} - \frac{b_{\text{anox}} \cdot \beta_{\text{anox}}}{F_{\text{Nit,Mittel}}}} \quad (20)$$

Werden die sieben oben diskutierten Grössen ‚richtig‘ gewählt, so enthält Gleichung (20) als einzige Reserve die Zeit, die erforderlich ist um die maximale Ammoniumkonzentration ( $S_{\text{NH}}$ ) zu erreichen; siehe dazu Abb. 4.

### Beispiel 8: Maximal verfügbare Nitrifikationsleistung einer Belebungsanlage

Wie gross ist die maximale Ammoniumfracht, die die Belebungsanlage die unten charakterisiert ist, bei einer plötzlichen Temperaturabnahme von 12 auf 10°C noch nitrifizieren kann, ohne dass die Ammoniumkonzentration im Ablauf den Wert von  $S_{\text{NH,max}} = 5 \text{ g N m}^{-3}$  übersteigt?

$$\begin{aligned} V_{\text{BB}} &= 10'000 \text{ m}^3 \\ \beta_{\text{aerob}} &= 0.6 \quad \text{entsprechend} \quad \beta_{\text{anox}} = 0.4 \\ n &= 2 \end{aligned}$$

Die folgenden Werte wurden als Mittelwerte über die letzten 3 Wochen gemessen:

$$\begin{aligned} X_{\text{TSS, BB}} &= 3'300 \text{ g TSS m}^{-3} \\ SA &= 20 \text{ d (hoch, weil im Durchschnitt nur mittlere Belastung vorherrscht)} \\ T_{\text{Nit, Mittel}} &= 12^\circ\text{C} \\ F_{\text{Nit, Mittel}} &= 550 \text{ kg N d}^{-1} \end{aligned}$$

Die folgenden Werte sind von Bedeutung:

$$\begin{aligned} \mu_{\text{Nm}}(10^\circ\text{C}) &= 0.33 \text{ d}^{-1} \\ K_{\text{NH}}(10^\circ\text{C}) &= 1.5 \text{ g N m}^{-3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b_{\text{aerob}}(12^\circ\text{C}) &= 0.04 \text{ d}^{-1} \\
 b_{\text{anox}}(12^\circ\text{C}) &= 0.02 \text{ d}^{-1} \\
 D_X &= 1/20 = 0.05 \text{ d}^{-1}
 \end{aligned}$$

Aus Gleichung (18) ergibt sich:

$$F_{\text{Nit,max}} / F_{\text{Nit,Mittel}} = [0.33 \cdot 0.6 \cdot ((1+5/(1.5+5))/2)] / (0.05+0.04 \cdot 0.6+0.02 \cdot 0.4) = 2.14$$

$$F_{\text{Nit,max}} = 2.14 \cdot 550 = 1175 \text{ kg N d}^{-1}.$$

Diese Belastungsvariation (Spitzenbelastung über ca. 4 h) tritt selten auf, die Anlage könnte also die Nitrifikation gewährleisten.

Welche Situation ergibt sich, wenn die Temperatur vor der Maximalbelastung statt  $12^\circ\text{C}$  nur  $10^\circ\text{C}$  betragen hätte?

Es ändern sich nur die Zerfallskonstanten:

$b_{\text{aerob}} = 0.033 \text{ d}^{-1}$ ,  $b_{\text{anox}} = 0.016 \text{ d}^{-1}$ , d.h. der Zerfall wird verringert und entsprechend die maximale Leistung verbessert:

$$F_{\text{Nit,max}} = 2.30 \cdot 550 = 1264 \text{ kg N d}^{-1} \text{ oder } 8\% \text{ mehr.}$$

Welche Situation ergibt sich, wenn keine Denitrifikation betrieben wird?

$$\beta_{\text{anox}} = 0, \beta_{\text{aerob}} = 1, n = 3.$$

$$F_{\text{Nit,max}} = 3.38 \cdot 550 = 1860 \text{ kg N d}^{-1}$$

Wenn auf die Denitrifikation verzichtet wird, hat diese Anlage also grosse Leistungsreserven.

### 3.4 Optimierung der Nitrifikation

Ziel der Nitrifikation ist, mit möglichst geringem aeroben Beckenvolumen eine möglichst zuverlässige Nitrifikation, auch bei extremen Lastfällen (Spitzenbelastung) zu erreichen, d.h. wir wollen erreichen, dass  $F_{\text{Nit,max}}$  möglichst gross und zuverlässig grösser wird als die maximal geforderte Nitrifikation.

#### Frage:

Welche Grössen in Gleichung (19) können so beeinflusst werden, dass das Nitrifikationspotential einer Belebungsanlage vergrössert wird?

- $F_{\text{Nit,max}}$  kann durch Lastenausgleich verringert werden, insbesondere ist darauf zu achten, dass ammoniumreiche Rückläufe aus der Schlammbehandlung nicht während maximaler Belastung im Zulauf in die Anlage zurückgeleitet werden.
- $F_{\text{Nit,Mittel}}$  soll möglichst gross gehalten werden, z.B. indem die Rückläufe aus der Schlammbehandlung in der Nacht vollständig nitrifiziert werden und dadurch zum Aufbau der Nitrifikantenbiomasse beitragen oder indem eine möglichst weitgehende Nitrifikation erreicht wird ( $S_{\text{NH}_4\text{-e}}$  wird minimiert).
- $n$  soll möglichst gross sein; das kann erreicht werden, wenn die Nitrifikation als längsdurchströmtes Belüftungsbecken gestaltet wird.
- $\mu_{\text{Nm}}$  nimmt mit zunehmender Temperatur ebenfalls zu. Meist kann aber die Temperatur in einer Belebungsanlage kaum beeinflusst werden. Überbelüftung kann bei geringer Lufttemperatur zu einer Abkühlung führen. Das Erreichen der maximalen Wachstumsgeschwindigkeit bedingt, dass genügend Sauerstoff verfügbar ist, der pH Wert nicht unter ca. 6.8 – 7 absinkt und keine toxischen Stoffe, industrielle Abwässer oder Fällungsmittel die Nitrifikation hemmen.

- $D_x$  steht für den Verlust von Nitrifikanten im Überschussschlamm. Er soll möglichst klein gehalten werden, d.h. das Schlammalter soll möglichst gross werden. Das ist möglich durch Erhöhung der Belebtschlammkonzentration respektive durch eine Verminderung der Schlammproduktion (Vorfällung, sparsame Simultanfällung)
- $b$  steht für den Verlust von Nitrifikanten durch Zerfallsprozesse. Da die Zerfallsprozesse ohne Sauerstoff (anoxisch) langsamer ablaufen als unter aeroben Bedingungen, ist es sinnvoll, in Phasen mit geringer oder ohne Belastung möglichst viel der Nitrifikanten unter anoxischen Bedingungen zu halten ( $\beta_{\text{anox}}$  gross zu halten). Das kann z.B. erreicht werden, indem der Anteil der Denitrifikation in der Nacht vorübergehend vergrössert wird oder nicht benützte Becken nicht belüftet werden.

#### 4 Lastfall für die Dimensionierung

*Der Lastfall für die Dimensionierung ist stark abhängig von den lokalen Gegebenheiten. Hier wird anhand eines Beispiels aufgezeigt, welche Abhängigkeiten berücksichtigt werden sollen. Viele der folgenden Aussagen dürfen nicht verallgemeinert werden.*

##### 4.1 Einleitbedingungen nach der Gewässerschutzverordnung

Die Einleitbedingungen der Schweiz. Gewässerschutzverordnung vom 28. Okt. 1998 beziehen sich auf 24-Stunden-Sammelproben, die in regelmässigen zeitlichen Abständen an verschiedenen Wochentagen entnommen werden. Dabei darf bei nitrifizierenden Anlagen bei einer Abwassertemperatur von mehr als 10°C der Grenzwert von 2 g N m<sup>-3</sup> in 7 – 25% der Proben (je nach Grösse der Anlage und Häufigkeit der Probenahme, Abb. 6) nicht überschritten werden. Abb. 7 zeigt deutlich, dass die kritische Periode mit geringer Abwassertemperatur ca. 4 Monate oder 120 Tage dauert, entsprechend sollen die Grenzwerte auch im Winter an ca. 80% der Tage eingehalten werden (Siehe dazu Beispiel 9).

Die Lösung dieser Aufgabe kann nur pragmatisch, basierend auf Erfahrung gelingen. In der Schweiz basierte in der Vergangenheit die Dimensionierung häufig auf den Frachten, die an 80% aller Tage unterschritten werden. Das kam aus der alten Regel, dass 4 von 5 Sammelproben die Grenzwerte einhalten sollen. Dazu wurde häufig eine Wintertemperatur von ca. 10°C im Mittelland gewählt und sofern verfügbar wurden einige Tagesganglinien von Ammonium ausgewertet. In Deutschland haben in Zusammenhang mit den Abwasserabgaben Überschreitungen schwerwiegendere Konsequenzen als in der Schweiz, entsprechend ist dort das Vorgehen detaillierter vorgegeben (Siehe z.B. das ATV Arbeitsblatt A131) und wird demnächst detailliert in einem Arbeits- oder Merkblatt dokumentiert.

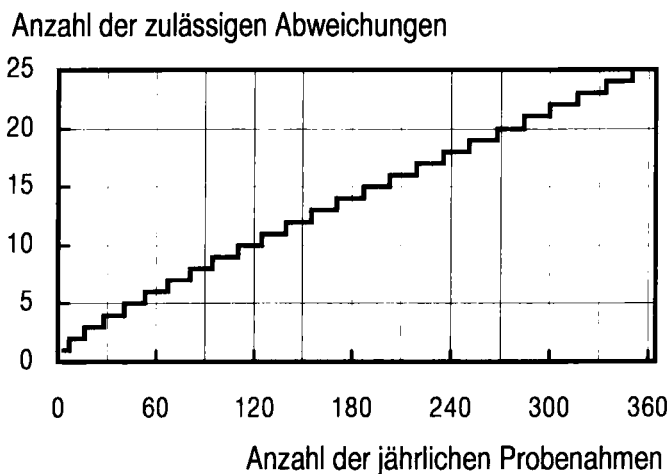


Abb. 6: Zulässige Abweichungen der 24 Stunden Sammelpollen im Ablauf von Kläranlagen nach der Schweiz. Gewässerschutzverordnung

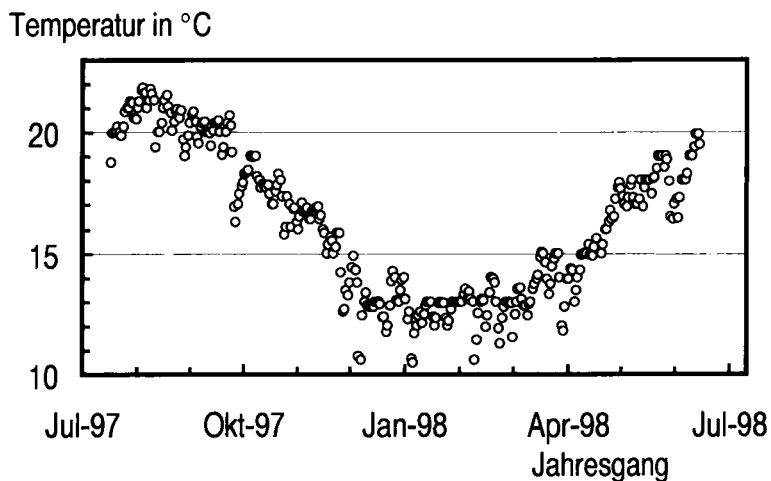


Abb. 7: Jahresgang der Temperatur im Belebungsbecken einer Kläranlage im Schweizerischen Mittelland.

### Beispiel 9: Zulässige Anzahl von Abweichungen von 24-Stunden-Sammelproben

Ein Kläranlage für 80'000 Einwohner überwacht fast täglich ihre Leistung, pro Jahr werden 250 Sammelpollen analysiert. Der Temperaturverlauf des Abwassers ist in Abb. 7 dargestellt.

Wenn wir annehmen, dass alle Überschreitungen des Ammoniumgrenzwertes im Winter geschehen, welcher Anteil der Proben darf dann eine erhöhte Ammoniumkonzentration aufweisen?

Nach Abb. 6 dürfen von den 250 Proben deren 18 vom Grenzwert abweichen. Nach Abb. 7 dauert die Periode mit geringen Temperaturen ca. 120 Tage. Insgesamt dürfen also maximal  $(18/250) \cdot (365/120) = 22\%$  der Werte im Winter den Grenzwert überschreiten.

Es gilt also die 20% der kritischen Tage zu finden, an denen Temperatur, hohe Belastung mit Ammonium und Vorgeschichte (Schlammalter und geringe Masse der Nitrifikanten, ausgedrückt durch die mittlere Fracht von Ammonium die nitrifiziert worden ist,  $F_{\text{Nit,Mittel}}$ ) sich ungünstig ergänzen. Da auf Kläranlagen immer wieder kritische Betriebsituationen auch im Sommer auftreten können (extreme Rückläufe aus der Schlammbehandlung, Fehlmanipulationen, etc.) sollten effektiv weniger als 20% Überschreitungen im Winter zugelassen werden. Es müssten also Leistungsreserven in die Anlage hineinprojektiert werden, die erlauben mit stochastischen, zufälligen Ereignissen umzugehen.

## 4.2 Grundsätzliche Überlegungen zum Dimensionierungslastfall

Gleichung (20), die unten noch einmal angeführt ist, ist die Basis für die Dimensionierung einer nitrifizierenden Belebungsanlage:

$$\sum V_{BB} \cdot X_{TSS, BB} \geq \frac{\overline{SP_{TSS}}}{\frac{\mu_{Nm} \cdot \beta_{aerob}}{\overline{F_{Nit,max}}} \cdot \frac{n-1 + \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}}}{n} - \overline{b_{aerob}} \cdot \beta_{aerob} - \overline{b_{anox}} \cdot \beta_{anox}} \cdot \overline{F_{Nit,Mittel}} \quad (20)$$

Diese Gleichung gibt an, wieviel Belebtschlamm im Belebungsbecken verfügbar sein muss, damit die Einleitungsbedingung für Ammonium eingehalten werden kann. Nach der Gewässerschutzverordnung dürfen im Extremfall 25 von 365 (=7%) Tagesmischproben die Einleitbedingungen überschreiten. Also darf an 7% der Tage zuwenig Belebtschlamm im Belebungsbecken sein.

Es gilt also diejenige Masse Belebtschlamm zu finden, die nach Gleichung (20) für 93% der Tage nicht überschritten wird. Wenn uns jahrelange Messserien aller Grössen in Gleichung (20) zur Verfügung stehen würden, könnten wir eine einfache statistische Auswertung der Modellprognosen machen.

In Gleichung (20) stehen die einzelnen Grössen für die folgenden Vorgänge:

1.  $\overline{SP_{TSS}}$  steht für die Verluste der Nitrifikanten im Überschussschlamm. Da die Nitrifikanten im Verlaufe eines Schlammalters gebildet werden, soll  $\overline{SP_{TSS}}$  als gleitendes Mittel über ein Schlammalter berechnet werden. Massgebend ist v.a. die Fracht der organischen Stoffe (und ev. der Fällungsprodukte).
2.  $\mu_{Nm}$  steht für die maximal verfügbare Nitrifikationsleistung der vorhandenen Nitrifikanten. Diese ist abhängig von der momentanen Temperatur (Abb. 3). Der zugehörige Monod Term ( $S_{NH} / (K_{NH} + S_{NH})$ ) passt diese maximale Leistung an die zulässige maximale momentane Konzentration an.  $S_{NH}$  ist ein Tagesspitzenwert im Ablauf des Belebungsbeckens und nicht der Tagesmittelwert im Ablauf des Nachklärbeckens, für welchen die Einleitbedingungen festgelegt sind.  $S_{NH}$  ist grösser als die Einleitbedingung (Beispiel 10).
3.  $\beta_{aerob}$  steht für den Anteil des Belebungsbeckens (der Biomasse), der für die Nitrifikation zur Verfügung steht. Dieser Wert entspricht der Situation während der maximalen Belastung.
4.  $n$  berücksichtigt die Reaktorhydraulik: Je grösser  $n$ , desto eher ist das Nitrifikationsbecken längsdurchströmt.
5.  $\overline{F_{Nit,max}}$  steht für die maximal erforderliche Nitrifikationsleistung damit  $S_{NH}$  nicht überschritten wird. Diese erforderliche Leistung leitet sich ab aus einer mittleren Belastung über 2 bis 4 Stunden im Tagesgang an einem Tag mit hoher Ammoniumbelastung.
6.  $\overline{F_{Nit,Mittel}}$  steht für die Nitrifikanten, die im Verlaufe des letzten Schlammalters gebildet wurden. Dieser Wert kann also als gleitendes Mittel über die Dauer eines Schlammalters aus dem täglich nitrifizierten Ammonium berechnet werden.

7.  $\overline{b_{aerob} \cdot \beta_{aerob} + b_{anox} \cdot \beta_{anox}}$  steht für den Anteil der Nitrifikanten, der durch die Zerfallsprozesse verloren geht. Dieser ist abhängig von der Temperatur und soll als gleitender Mittelwert über das letzte Schlammalter berechnet werden.  $\beta_{aerob}$ , das unter Punkt 3 berechnet wird entspricht nicht diesem Mittelwert, wenn z.B. während maximaler Belastung ( $F_{Nit,max}$ ) zusätzliches Beckenvolumen belüftet wird.

Da uns meist keine kontinuierlichen Zahlenreihen für alle Grössen in Gleichung (20) zur Verfügung stehen müssen wir das Problem pragmatisch angehen. Als Grundlage verfügbar sein sollten uns:

1. Tageswerte und gleitende Mittelwerte der Temperatur
2. Tageswerte und gleitende Mittelwerte der täglichen Ammoniumfracht
3. Gleitende Mittelwerte der Fracht der organischen Stoffe oder der Schlammproduktion (inkl. der Fällungsprodukte)
4. Typische Tagesganglinien der Ammoniumfracht im Zulauf zur Anlage
5. Zudem müssen Angaben zu den Einleitbedingungen und zum Anteil des anoxischen Beckens (Denitrifikation,  $\beta_{anox}$ ) und der Reaktorhydraulik ( $n$ ) verfügbar sein.

Es ist wenig sinnvoll, durch die Wahl der Lastfälle für die Dimensionierung versteckte, unbewusste Sicherheiten in die Projekte einzubauen. Es sollte vorerst eine Dimensionierung ohne Reserven gemacht werden und anschliessend sollten explizite Reserven berücksichtigt werden, die verschiedene Unsicherheiten berücksichtigen:

- Unsicherheiten in den Belastungs- und Temperaturannahmen
- Unsicherheiten in den Dimensionierungsmodellen
- Unsicherheiten über die Zusammensetzung und Toxizität des Abwassers
- Unsicherheiten in der zukünftigen Entwicklung des Einzugsgebietes und der Abwasserzusammensetzung
- Annahmen zur Sorgfalt, mit der die Anlage betrieben wird (Personal, Überwachung, Beratung). Je sorgfältiger der Betrieb, desto besser wird die Leistung aber auch desto teurer wird das Personal.
- Etc.

Die Frage, wieviel dieser Unsicherheiten durch Voruntersuchungen (bessere Charakterisierung des Abwassers, Pilotversuche zum Verfahren, je mit entsprechenden finanziellen Folgen) abgebaut resp. durch zusätzliches Bauvolumen oder allenfalls durch das Risiko einer schon bald erforderlichen Erweiterung abgedeckt werden sollen, ist eine Frage, die nur in Zusammenarbeit mit den verantwortlichen Politikern beantwortet werden kann.



### Beispiel 10: Tagesspitzenwert und Einleitbedingung

Wie gross kann die maximale Ammoniumkonzentration im Ablauf des Belebungsbeckens im Tagesgang werden ohne dass der Mittelwert über 24 Stunden die Einleitbedingung von  $2 \text{ g N m}^{-3}$  überschreitet?

Annahmen:

- Es dauert 4 Stunden, bis die Konzentration ihr Maximum erreicht und weitere 4 Stunden bis sie wieder auf die Situation mit geringerer Belastung abgefallen ist. Bei geringer Belastung wird ein Wert von  $1 \text{ g NH}_4^+ \text{ N m}^{-3}$  eingehalten (Abb. 4 und Abb. 5).
- Im Maximum beträgt die Konzentration  $S_{\text{NH,max}} = 5 \text{ g N m}^{-3}$

Als 24 Stundenmittelwert ergibt sich (Grundband + im Mittel 50% der maximalen Konzentration über 8 Stunden:

$$(24 \cdot 1 + 8 \cdot (5-1) / 2) / 24 = 1.67 \text{ g N m}^{-3}$$

Effektiv müssen wir mit durchflussproportionalen Proben rechnen. Die maximalen Konzentrationen fallen bei erhöhtem Abwasseranfall an. Ergeben sich über die 8 Stunden im Mittel 50% mehr Abwasser als im Durchschnitt, so erreicht die Sammelprobe gerade die zulässigen  $2 \text{ g N m}^{-3}$ . Ein Wert von  $S_{\text{NH,max}} = 5 \text{ g N m}^{-3}$  ist also die oberste zulässige Grenze.

### 4.3 Beispiel von Dimensionierungsgrundlagen

*Hier wird an Hand von Jahresganglinien aus den Untersuchungen der EAWAG zur biologischen Nährstoffelimination ein mögliches Vorgehen aufgezeigt. Es stehen je nach Stoff oder Parameter ca. 250 – 320 Einzelwerte, verteilt über ein Jahr, zur Verfügung – mit Unterbrüchen wie sie in jedem Datensatz immer wieder auftreten. Solch detaillierte Datensätze sind in der Schweiz nur selten verfügbar und müssen allenfalls aufwendig erarbeitet werden.*

**WICHTIG:** Es wird hier vorausgesetzt, dass die Messwerte zuverlässig und mit geringen systematischen und zufälligen Fehlern behaftet sind. In der Realität zeigt sich, dass nicht überprüfte Datensätze immer wieder zu grossen Fehlern und daher zu falschen Dimensionierungen führen.

Abb. 8 - Abb. 12 zeigen, dass die Auswertung von Einzelmessungen ohne Berücksichtigung des zeitlichen Ablaufes kaum zum Ziel führt, die Datensätze lassen keine signifikanten Korrelationen zwischen einzelnen Tagesfrachten erkennen:

- Die organische Fracht (Abb. 8) nimmt mit zunehmendem Abwasseranfall zu, das deutet auf die Resuspension von Sedimenten in den Kanälen und Einlaufschächten während Regen hin. Die Ammoniumfracht (Abb. 9) nimmt bei hohem Abwasseranfall eher ab, vermutlich weil zunehmend Mischwasser über die Entlastungen verloren geht.
- Weder die Belastung mit organischen Stoffen (Abb. 10) noch mit Ammonium (Abb. 11) zeigen eine Abhängigkeit von der Abwassertemperatur.
- Es gibt keine signifikante Korrelation zwischen der Fracht der organischen Stoffe und dem Ammonium (Abb. 12)

Auf Grund dieser Darstellungen kann man schliessen, dass die unterschiedlichen Grössen voneinander weitgehend unabhängig variieren.

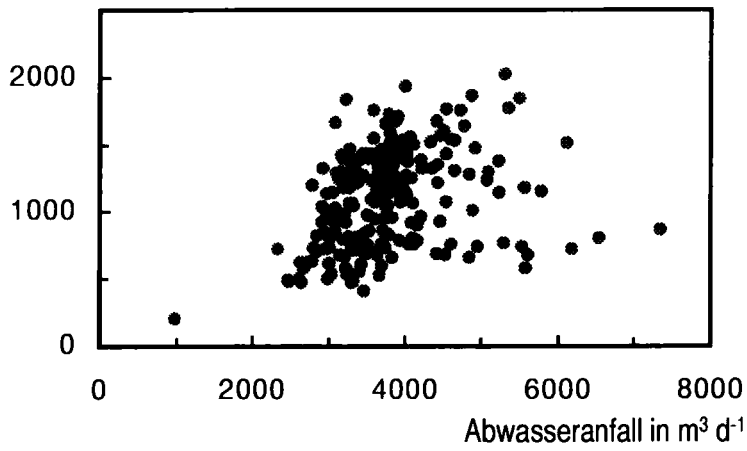
Tagesfracht CSB in kg d<sup>-1</sup>

Abb. 8: Korrelation der Tageswerte des Abwasseranfalles und der organischen Fracht.

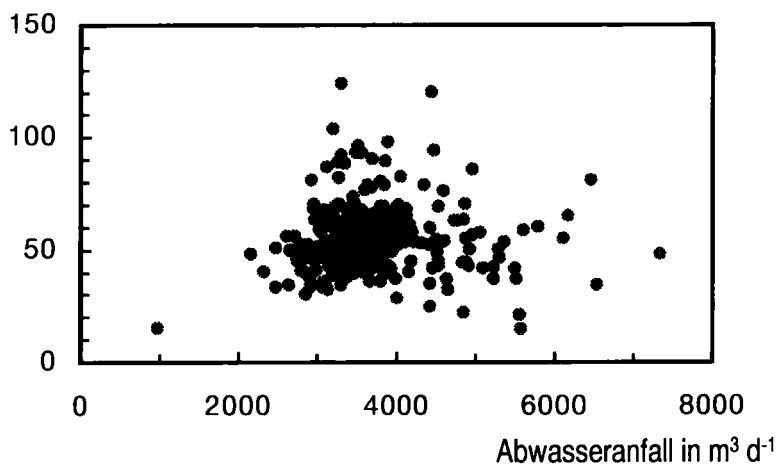
Tagesfracht Ammonium in kg N d<sup>-1</sup>

Abb. 9: Korrelation der Tageswerte des Abwasseranfalles und der Ammoniumfracht.

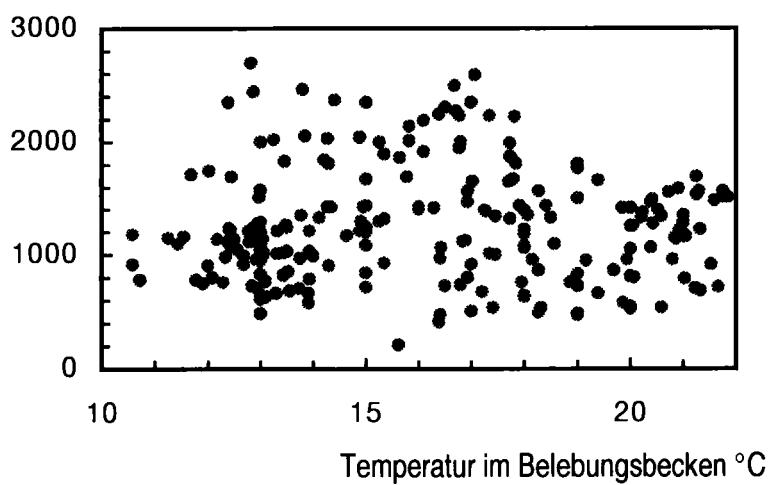
Tagesfracht CSB in kg d<sup>-1</sup>

Abb. 10: Korrelation der Tageswerte der Temperatur und der organischen Fracht.

Tagesfracht Ammonium in kg N d<sup>-1</sup>

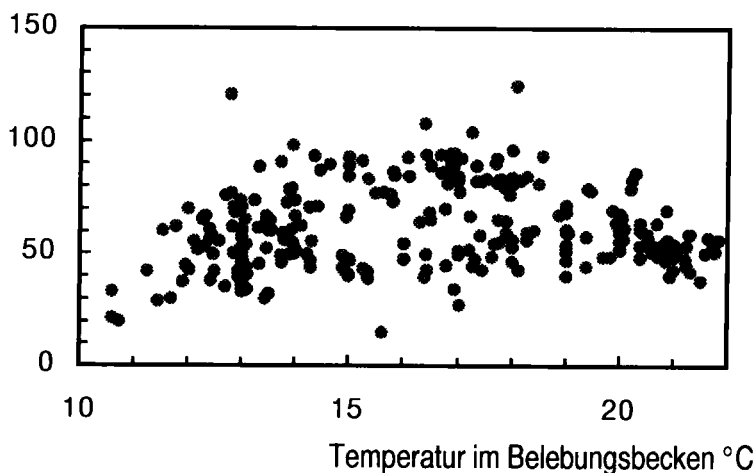


Abb. 11: Korrelation der Tageswerte der Temperatur und der Ammoniumfracht

Tagesfracht Ammonium in kg N d<sup>-1</sup>

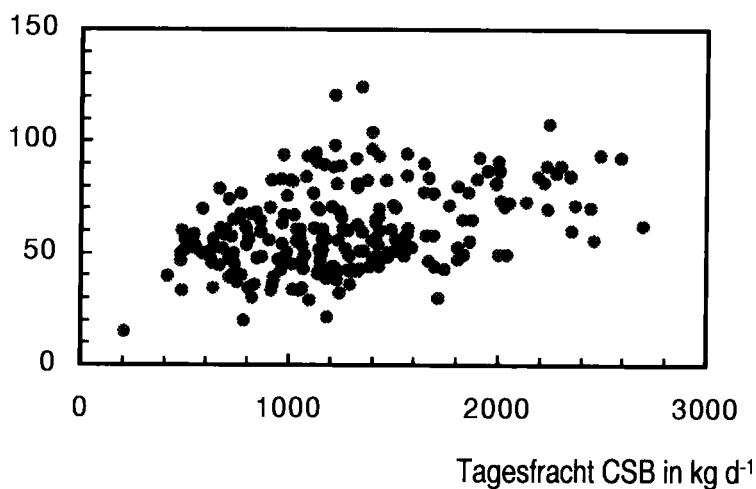


Abb. 12: Korrelation der Tageswerte der organischen Fracht und der Ammoniumfracht.

#### 4.3.1 Gleitende Mittel

Da sich die Zusammensetzung des Belebtschlammes im Verlaufe eines Schlammalters herausbildet, ist es sinnvoll das gleitende Mittel über ca. 1 Schlammalter (hier z.B. 14 Tage) als Grundlage für die Dimensionierung zu nutzen. Da die Datenreihen nicht kontinuierlich sind wird hier ein gleitender Mittelwert berechnet, wenn während 14 Tagen mindestens 7 Messwerte vorliegen.

- Deutlich ist der Jahresgang der Temperatur (Abb. 13). Das gleitende Mittel verharrt über 3 Monate bei ca. 12 – 13°C. Das ist der Wert, der im Winter, den Zerfall der Nitrifikanten bestimmt. Nur wenige Einzelwerte liegen unter 12°C.
- Auch das gleitende Mittel der CSB-Fracht (Abb. 14) zeigt einen saisonalen Gang, ev. verursacht durch unterschiedlichen Vorabbau in der Kanalisation, sicher aber auch auf Grund der speziellen Eigenschaften des Einzugsgebietes (Industrie und Gewerbe). Der erhöhte Wert des gleitenden Mittels im November (ca. 1500 kg CSB d<sup>-1</sup>) fällt mit Temperaturen über 15°C zusammen. Es ist daher nicht

angebracht für die Dimensionierung diese grossen CSB-Frachten gleichzeitig mit tiefsten Temperaturen zu verbinden. Es soll aber ein Lastfall berechnet werden, der bei 15°C die erhöhten organischen Frachten verarbeiten kann.

- In Abb. 15 ist die Summenhäufigkeit der Einzelwerte und des gleitenden Mittels der CSB-Fracht aufgetragen. Die Schlammproduktion über ein Schlammalter wird durch die mittlere Schmutzstofffracht während eines Schlammalters geprägt. Der Berechnung der massgebenden Schlammproduktion können wir also z.B. den 80% Wert des gleitenden Mittels zu Grunde legen. Nach Abb. 15 wären das 1250 kg CSB d<sup>-1</sup>. Dieser Wert entspricht in dieser Anlage ca. dem 60% Wert der einzelnen Tagesfrachten, wird also an 40% aller Tage überschritten. Abb. 14 zeigt auch, dass diese Dimensionierungsfracht v.a. bei erhöhten Temperaturen überschritten wird - das wird für die Dimensionierung der Belüftung massgebend.

Tageswerte und gleitendes Mittel (14 Tage) der Abwassertemperatur in °C

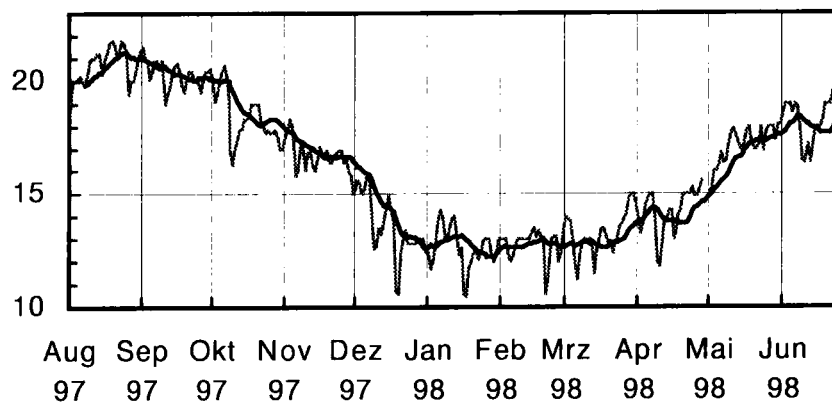


Abb. 13: Tageswerte und gleitendes Mittel über 14 Tage der Abwassertemperatur

Tagesfracht und gleitendes Mittel (14 Tage) des CSB in kg d<sup>-1</sup>

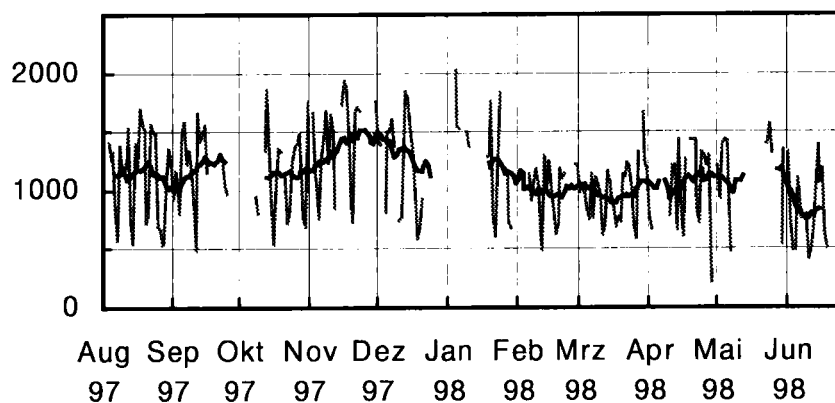


Abb. 14: Tageswerte und gleitendes Mittel über 14 Tage der CSB-Fracht im Ablauf Vorklärung

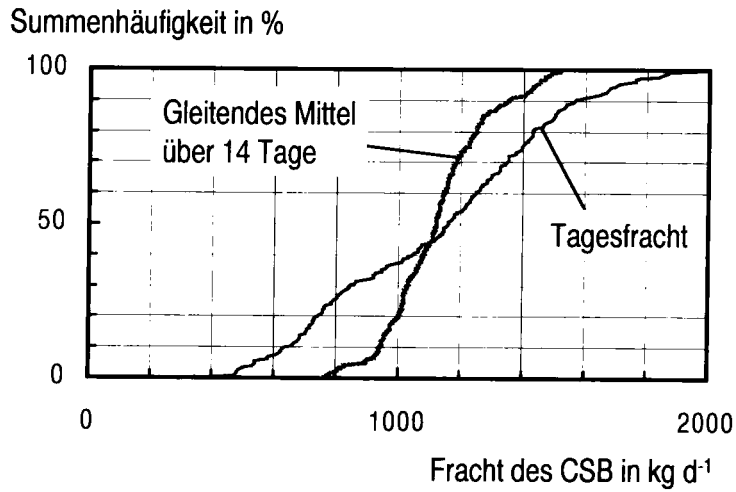


Abb. 15: Summenhäufigkeit der gleitenden Mittel und der Einzelwerte der CSB Tagesfracht.

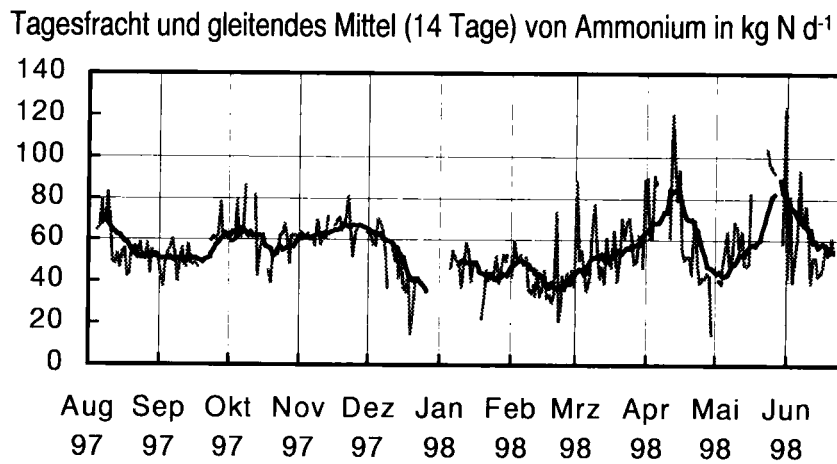


Abb. 16: Tageswerte und gleitendes Mittel über 14 Tage der Ammonium-Fracht im Ablauf Vorklärung

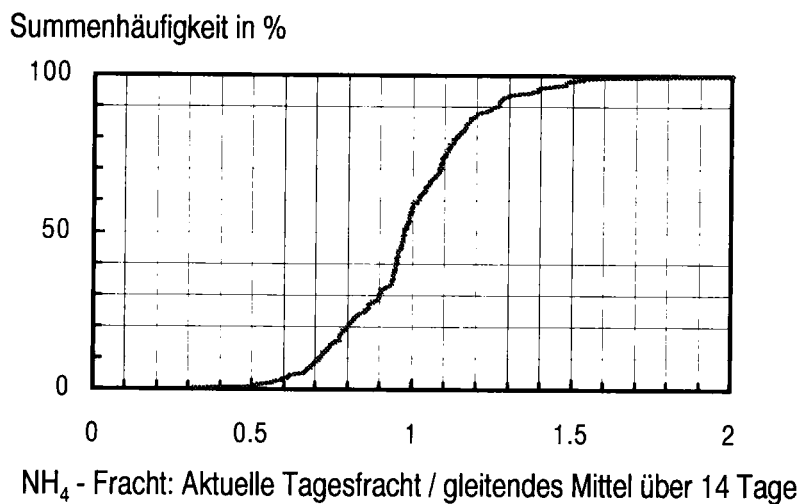


Abb. 17: Summenhäufigkeit des Verhältnis der Tagesfracht zum momentanen gleitenden Mittel der Ammoniumfracht im Ablauf der Vorklärung. Alle verfügbaren Werte eines Jahres

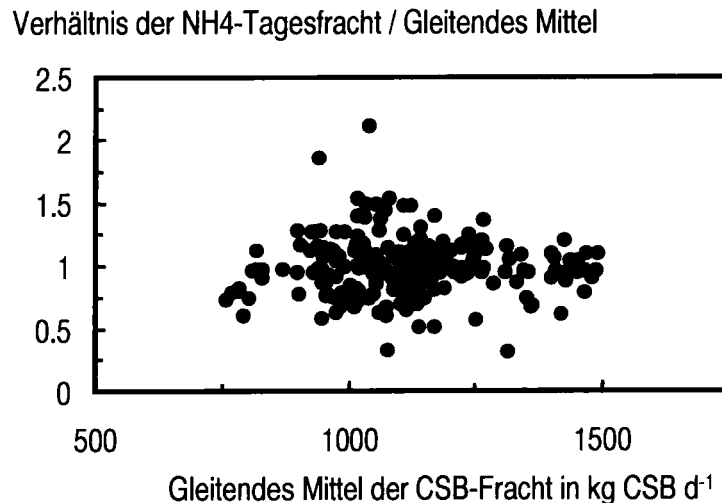


Abb. 18: Zusammenhang des gleitenden Mittels der CSB-Fracht (14 Tage, massgebend für die Schlammproduktion) und des Verhältnis der aktuellen Ammoniumfracht zum gleitenden Mittel der Ammoniumfracht (Massgebend für die erforderliche Nitrifikation und die vorhandenen Nitrifikanten).

- Das gleitende Mittel der Ammoniumfracht (Abb. 16) zeigt überraschend grosse Variationen, aber keinen deutlichen Jahresrhythmus. Hier müsste untersucht werden, ob nicht z.B. die Rückbelastung aus der Schlammbehandlung zu diesen Variationen führt und inwiefern diese durch geeigneten sorgfältigen Betrieb abgebaut werden können.
- Für die Nitrifikation von Bedeutung ist das Verhältnis der Tagesfracht von Ammonium zum gleitenden Mittel. Abb. 17 zeigt die Summenhäufigkeit dieses Verhältnisses.
- Abb. 18 zeigt, dass in dieser Anlage keine Korrelation besteht zwischen der Schlammproduktion (gleitendes Mittel der CSB-Fracht) und der Variation der Ammoniumfracht.

**Fazit:** Diese Anlage kann für Winterbedingungen für eine mittlere Temperatur von ca. 12°C, eine CSB-Fracht von 1250 kg CSB d<sup>-1</sup> (80% Wert des gleitenden Mittels) und eine Variation der täglichen Ammoniumfracht von ca. 1.15 (80% Wert) dimensioniert werden. Zusätzlich sollen Lastfälle untersucht werden, die bei höherer Temperatur (15°C) höhere CSB-Frachten bringen (1500 kg CSB d<sup>-1</sup>).

#### 4.3.2 Der Tagesgang

Neben den Variationen von Tag zu Tag ist auch die Variation der Ammoniumbelastung im Tagesgang von Bedeutung. Abb. 19 zeigt zwei typische Tagesganglinien für unterschiedliche Einzugsgebiete. Für die Dimensionierung der Nitrifikation massgebend sind wie oben diskutiert Spitzenbelastungen über zwei bis vier Stunden. Für das kleine Einzugsgebiet in Abb. 19 ergibt sich das Verhältnis der 4 Stundenfracht ( $F_{\text{NH},4\text{h}}$ ) zum Tagesmittelwert ( $F_{\text{NH},24\text{h}}$ ) zu  $F_{\text{NH},4\text{h}} / F_{\text{NH},24\text{h}} = 2.3$  und für das grosse Einzugsgebiet zu  $F_{\text{NH},4\text{h}} / F_{\text{NH},24\text{h}} = 1.5$ .

Wenn gemessene Tagesganglinien fehlen, kann mit Hilfe von Abb. 20 das Verhältnis der maximalen Fracht über zwei Stunden im Verhältnis zur Tagesfracht abgeschätzt werden. Soll nur die Fracht über 4 Stunden berücksichtigt werden, so verringert sich dieses Verhältnis auf ca. 80%.

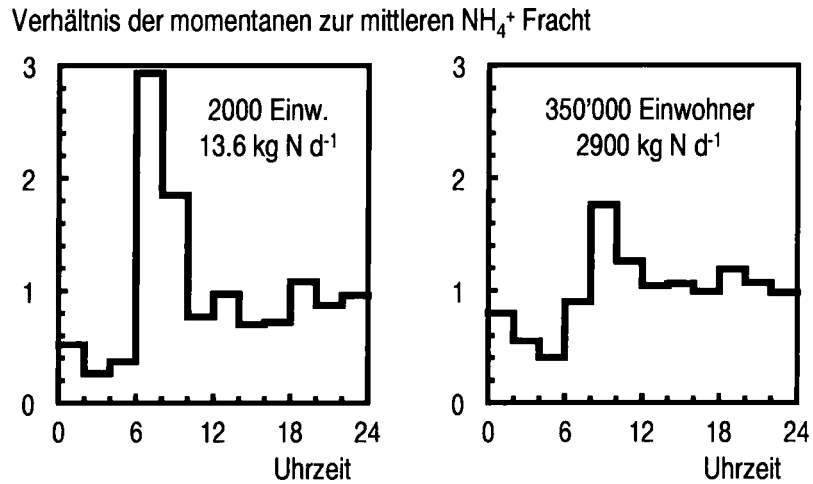


Abb. 19: Tagesgang der Ammoniumfracht im Zulauf zu einer kleinen (links) und zu einer grossen Kläranlage. Je grösser das Einzugsgebiet, desto mehr werden die Extremwerte gedämpft

Verhältnis der extremen zur mittleren NH<sub>4</sub><sup>+</sup> Fracht

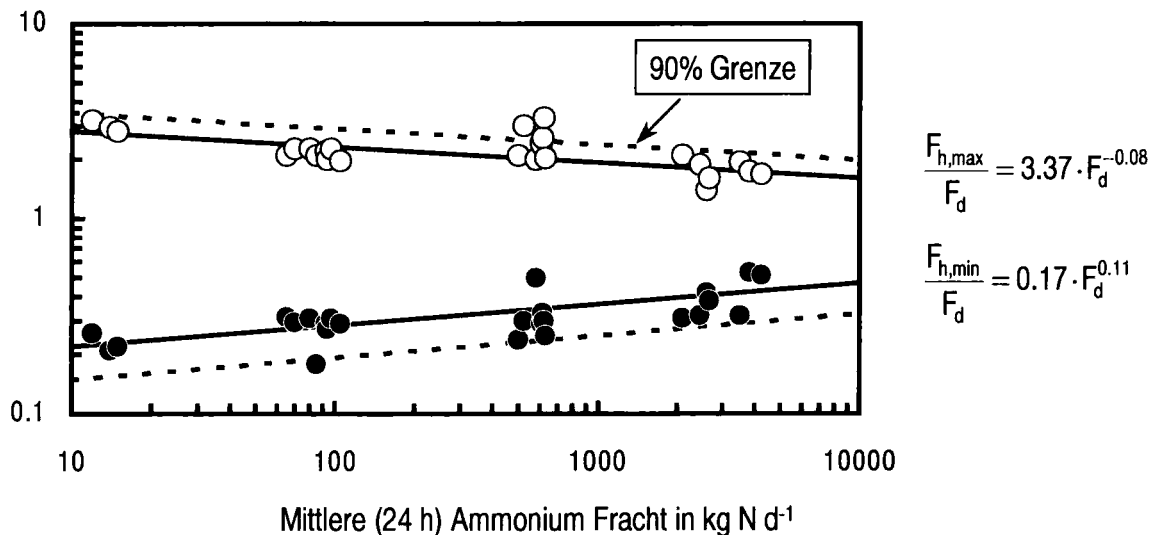


Abb. 20: Extremwerte von Tagesganglinien der Ammoniumfracht von 7 Einzugsgebieten. Angegeben sind die extremen 2 Stunden-Frachten ( $F_h$ ) dividiert durch den Tagesmittelwert ( $F_d$ ). Die Gleichungen rechts erlauben den Erwartungswert in Funktion der Tagesfracht zu ermitteln. Die Werte, die an 90% der Tage eingehalten werden, liegen ca. 25 – 30% höher resp. 40 – 50% tiefer.

Ammonium (Harnstoff aus dem Urin) und warmes Wasser aus dem Badezimmer fallen gleichzeitig an. Der Tagesgang der Temperatur im Abwasser unterstützt daher die Nitrifikation in der Zeit der kritischen maximalen Belastung der Anlage (Abb. 21),

dieser Effekt wird in der Dimensionierung kaum berücksichtigt, er stellt eine geringe Leistungsreserve dar (Abb. 19 bezieht sich auf den Zulauf zum Vorklärbecken, Abb. 21. ist im Belebungsbecken gemessen, also zeitlich verzögert).

#### 4.3.3 Beispiel eines Dimensionierungslastfalles

Abb. 8 bis Abb. 18 zeigen, dass die einzelnen Frachten und die Temperatur kaum korrelieren, d.h. sie sind voneinander weitgehend unabhängig. Es ist daher wenig wahrscheinlich, dass gleichzeitig extreme CSB und Ammoniumfrachten und geringe Temperatur aufeinander treffen. Für die vorliegenden statistischen Verteilungen der Belastung und deren Zusammenwirken nach Gleichung (20) kann keine analytische Lösung für die Abschätzung der massgebenden Häufigkeiten der Belastungssituationen gemacht werden.

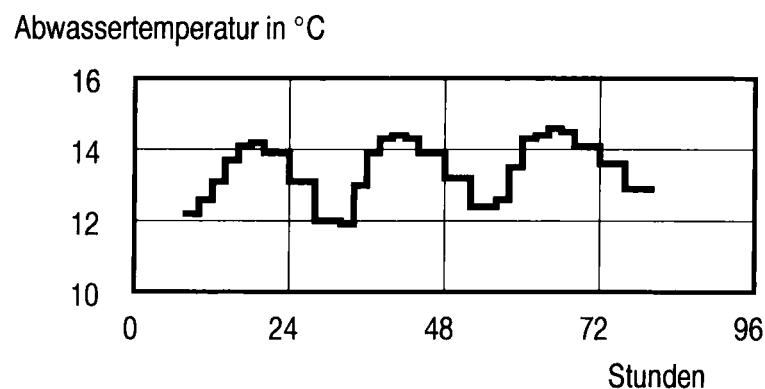


Abb. 21: Typischer Tagesgang der Abwassertemperatur im Belebungsbecken einer nitrifizierenden Belebungsanlage (Gleiche Tage wie Abb. 5). Resultate aus einer hochbelasteten Pilotanlage. Schwachbelastete Anlagen zeigen geringere Schwankungen.

Wenn an insgesamt 20% der Wintertage eine Situation entstehen darf, bei der die Einleitbedingungen überschritten werden, so können die einzelnen Parameter an mehr als 20% der Tage überschritten werden. Mit Hilfe von statistischen Simulationsmodellen (z.B. Monte Carlo Simulation) könnte Gleichung (20) für unterschiedlichste Kombinationen der Belastung ausgewertet werden um daraus das erforderliche Schlammalter (oder die erforderliche Belebtschlammmasse im Belebungsbecken) abzuleiten (wir nähern uns hier dem Vorgehen mit dynamischer Simulation an). Hier werden vereinfachend einige Lastfälle definiert, die aufzeigen sollen, wie unterschiedliche Lastfälle zur Wahl von Dimensionierungswerten führen können.

In Tabelle 2 sind die Berechnungen für unterschiedliche Lastfälle (LF) zusammengestellt. Die Berechnungen werden für eine Anlage gemacht, deren Belebungsbecken mit 5 gleichen Teilreaktoren ausgerüstet ist, von denen jeweils 1 oder 2 für die Denitrifikation eingesetzt werden ( $\beta_{\text{anox}} = 0.2$  oder  $0.4$ ,  $n = 4$  oder  $3$ ). Die Frachten sind in Abb. 8 bis Abb. 18 charakterisiert. Eine Reserve für ein zukünftiges Wachstum im Einzugsgebiet müsste zusätzlich berücksichtigt werden.



- LF 1 charakterisiert den Winterbetrieb. Nach einer längeren Phase mit ca. 12°C folgt ein kalter Wintertag (10°C) mit durchschnittlicher Ammoniumfracht (1.00) und durchschnittlichem Tagesgang ( $F_{\text{Nit},4\text{h}} / F_{\text{Nit},24\text{h}} = 1.80$ ). Nur 20% des Belebungsbeckens sind für die Denitrifikation reserviert ( $\beta_{\text{aerob}} = 0.8$ ,  $n = 4$ ).
- LF 2 (analog LF 1) steht für eine Winterperiode mit 12°C und einer erhöhten Ammoniumfracht (1.15, 1.80).
- LF 3 charakterisiert den Betrieb in der Übergangszeit (Frühling, Herbst) mit hoher CSB-Fracht (1500 kg CSB d<sup>-1</sup>) und erhöhter Ammoniumfracht. 40% des Belebungsbeckens sind für die Denitrifikation vorgesehen ( $\beta_{\text{aerob}} = 0.6$ ,  $n = 3$ ).
- LF 4 beschreibt den Sommerbetrieb mit hoher CSB-Fracht. Die erreichte Nitrifikation ist trotz sehr hoher Ammoniumfracht (1.25, 1.8) und grossem Denitrifikationsanteil mit  $S_{\text{NH}} = 3 \text{ g N m}^{-3}$  genügend.
- LF 5 ist identisch mit LF3 aber mit reduzierter Variation der Ammoniumfracht im Tagesgang nach geeigneter Rezirkulation der Rückläufe aus der Schlammbehandlung.

Tabelle 2: Berechnung des erforderlichen Schlammalters und der Schlammmenge im Belebungsbecken für unterschiedliche Lastfälle.

Modellparameter	LF 1	LF 2	LF 3	LF 4	LF 5	
Temperatur (gleitendes Mittel, $T_{\text{GM}}$ )	12	12	15	20	15	°C
Aktuelle Temperatur des Tages	10	12	15	18	15	°C
Ammonium Tagesfracht / Gleitendes Mittel	1.00	1.15	1.15	1.25	1.15	-
Ammonium Tagesgang: Max / Tagesmittel	1.80	1.80	1.80	1.80	1.60	-
Zulässige Ammonium Konzentration $S_{\text{NH}}$	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	gN m <sup>-3</sup>
Gleitendes Mittel der CSB-Fracht	1250	1250	1500	1500	1500	kg <sub>CSB</sub> d <sup>-1</sup>
Scheinbarer Ausnutzungskoeffizient inkl. Fällung	0.80	0.80	0.77	0.75	0.77	kg <sub>TSS</sub> / kg <sub>CSB</sub>
Anteil aerobes Becken $\beta_{\text{aerob}}$	0.80	0.80	0.60	0.60	0.60	-
$K_{\text{NH}}$ (Sättigungskoeffizient)	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	gN m <sup>-3</sup>
Anzahl Nitrifikationsreaktoren in Serie)	4	4	3	3	3	-
<b>Berechnete Grössen:</b>						
Maximale Wachstumsgeschwindigkeit	0.32	0.40	0.55	0.77	0.55	d <sup>-1</sup>
Gewichtete aerobe Wachstumsgeschwindigkeit	0.30	0.38	0.51	0.71	0.51	d <sup>-1</sup>
Gewichteter Zerfallskoeffizient ( $T_{\text{GM}}$ )	0.04	0.04	0.04	0.08	0.04	d <sup>-1</sup>
Erforderliches Schlammalter	10.2	9.2	9.6	8.9	8.2	d
Erforderliche Masse Belebtschlamm	10200	9200	11100	10000	9400	kg TSS

Die 5 Lastfälle in Tabelle 2 führen zu vergleichbarem erforderlichem Schlammalter (ca. 10 Tage) und vergleichbarem erforderlichem Inventar von Belebtschlamm im Belebungsbecken (9200 - 11100 kg TSS). Die Reinigungsleistung wird dominant durch den Anteil der Denitrifikation geprägt und kann durch sorgfältigen Betrieb an die Bedürfnisse angepasst werden. Massgebend für die Dimensionierung des Belebungsbeckens wäre hier die Übergangszeit bei 15°C (LF3) mit hoher CSB

Belastung. Mit einer Steuerung der Belüftung im zweiten Denitrifikationsbecken könnte tagsüber dieses Becken noch für die Nitrifikation und in der Nacht zur Denitrifikation genutzt werden. Alternativ könnten Rückläufe aus der Schlammbehandlung dazu genutzt werden, den Tagesgang der Ammoniumbelastung auszugleichen. Lastfall 5 zeigt auf, dass dann auch bei hoher CSB-Fracht die Nitrifikation bei geringerem Schlammalter gewährleistet wäre.

Die hier eingeführten Lastfälle gehen an die Grenzen des Verfahrens und bedingen einen sehr sorgfältigen Betrieb. Um Unsicherheiten in den Modellen und in den Dimensionierungsgrundlagen zu berücksichtigen, müsste das erforderliche Schlammalter erhöht werden. Ob solche Reserven berücksichtigt werden sollen ist auch ein politischer Entscheid: Welches Risiko soll in Kauf genommen werden, dass die Reinigungsziele schon bald nicht mehr erreicht werden können und die Anlage erneut ausgebaut werden muss resp. dass die Anlage zu gross gebaut wird?

---

### Beispiel 11: Dimensionierungsbeispiel

Wie gross wird das erforderliche Schlammalter und die erforderliche Masse des Belebtschlammes im Belebungsbecken für die folgende Situation:

Gleitendes Mittel der Temperatur über 14 Tage:	12°C
Aktuelle Temperatur am Dimensionierungstag:	10°C
Verhältnis von Ammoniumtagesfracht / gleitendem Mittel:	1.1
Verhältnis von 4h Tagesspitze zu Tagesmittel:	1.5
Nur Nitrifikation, $\beta_{\text{aerob}} =$	1
Drei aerobe Reaktoren in Serie, $n =$	3
Gleitendes Mittel der CSB-Fracht	10'000 kg d <sup>-1</sup>
Keine Hemmung der Nitrifikation	
Maximal zulässige Ammoniumkonzentration im Tagesgang:	5 g <sub>N</sub> m <sup>-3</sup>
Scheinbarer Ausnutzungskoeffizient inkl. Fällung:	0.75 g <sub>TSS</sub> g <sub>CSB</sub> <sup>-1</sup>
Sättigungsbeiwert für Ammonium $K_{\text{NH}}$	1.0 g <sub>N</sub> m <sup>-3</sup>

$$SA = 7.0 \text{ d}, \quad V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} = 52'000 \text{ kg TSS},$$

Wie verändert sich das Resultat, wenn  $K_{\text{NH}}$  statt 1.0 nur 2.0 g<sub>N</sub> m<sup>-3</sup> beträgt?

$$SA = 7.4 \text{ d}, \quad V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} = 55'000 \text{ kg TSS}$$

Wie verändert sich das Resultat, wenn nur ein volldurchmischtes Nitrifikationsbecken zum Einsatz kommt ( $n = 1$ )?

$$SA = 8.2 \text{ d}, \quad V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} = 62'000 \text{ kg TSS}$$

Wie verändert sich das Resultat, wenn die maximal zulässige Ammoniumkonzentration nur 3 statt 5 g N m<sup>-3</sup> beträgt?

$$SA = 7.3 \text{ d}, \quad V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} = 54'000 \text{ kg TSS}$$

Die Resultate reagieren stark auf Veränderungen der Modellparameter, das berechnete Schlammalter liegt aber im Bereich der typischen Dimensionierungswerte für reine Nitrifikation!

---

## 5 Schlussbemerkungen

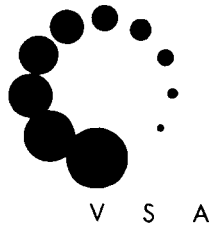
Gleichung (20) fasst die Einflussgrößen zusammen, die die Leistung einer nitrifizierenden Belebungsanlage bestimmen. Die Modelprognosen reagieren empfindlich auf die Modellparameter – entsprechend soll das Model nur zusammen mit Empfindlichkeitsbetrachtungen angewendet werden.

Das Model ist nicht speziell geeicht worden, es liefert aber Resultate, die auch mit anderen Dimensionierungsempfehlungen vergleichbar sind.

Leider sind heute Messwerte insbesondere aus der Eigenüberwachung von Kläranlagen häufig nur wenig zuverlässig und meistens weniger genau als die verfügbaren Modelle. Es muss daher strikte darauf geachtet werden, dass nur überprüfte Datensätze als Grundlage für die Dimensionierung von Erweiterungen von bestehenden Anlagen dienen.

Sicherheit kann gewonnen werden, wenn durch zusätzliche Untersuchungen (sorgfältig geplante Messkampagnen und Pilotversuche) bessere Entscheidungsunterlagen geschaffen werden. Der Aufwand für die Beschaffung solcher Unterlagen ist zeitaufwendig, aber im Vergleich zu Fehlplanungen häufig wirtschaftlich gerechtfertigt. Es gilt mit den politischen Instanzen auszuhandeln, welche Unsicherheiten und Risiken akzeptiert werden können.

Für grössere Abwasserreinigungsanlagen soll heute eine statische Dimensionierung mit Hilfe der dynamischen Simulation ergänzt und überprüft werden. Spezialisierte Fachleute bringen das entsprechende Know How in Arbeitsgemeinschaften ein.



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Denitrifikation mit dem Belebungs- verfahren, stationäres Modell**

Gerhard Koch  
Martin Kühni  
Hansruedi Siegrist  
Willi Gujer

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133, 8600 Dübendorf  
und  
ETHZ  
Eidg. Technische Hochschule Zürich  
8093 Zürich

# DENITRIFIKATION MIT DEM BELEBUNGS- VERFAHREN, STATIONÄRES MODELL

G. Koch, dipl. Ing. ETH, M. Kühni, dipl. sc. nat. ETH, H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH,  
W. Gujer, Prof. Dr., EAWAG, 8600 Dübendorf und ETHZ, 8093 Zürich

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1 EINLEITUNG.....	2
2 GRUNDLAGEN DER DENITRIFIKATION .....	3
2.1 Der Prozess der Denitrifikation.....	3
2.2 Einfache biochemische Grundlagen.....	4
2.3 Verfahrenstechnik der Denitrifikation.....	6
2.4 Verfügbare Denitrifikation.....	8
2.5 Sauerstoffeintrag in die Denitrifikation.....	10
2.6 Nitrat- und substratlimitierte Denitrifikation.....	12
3 GRUNDLAGEN DES STATIONÄREN MODELLS.....	13
3.1 Einleitung.....	13
3.2 Anwendungsbereich des Modells.....	14
3.3 Abwassercharakteristik und Betriebsgrößen.....	14
3.4 CSB-Bilanz im stationären Zustand.....	16
3.5 Stickstoffbilanz im stationären Zustand.....	18
3.6 Schlammalter und Reaktorvolumen .....	19
3.7 Effektive Denitrifikationsleistung.....	19
3.8 Gesamte Stickstoffelimination .....	22
3.9 Beckendimensionierung .....	22
3.10 Mittlerer Sauerstoffbedarf .....	23
4 EICHUNG UND VALIDIERUNG DES STATIONÄREN MODELLS.....	23
4.1 Versuchsanlagen, Material und Methoden .....	23
4.1.1 Pilotanlage Tüffenwies (TW).....	24
4.1.2 Versuchsanlage Neugut (NG).....	26
4.1.3 Kläranlage Glatt (Glatt).....	27

4.1.4 Kläranlage Werdhölzli (WH) .....	28
4.1.5 ARA Glarnerland (Bilten) .....	29
4.1.6 Analytik.....	30
4.2 Ermittlung von Modell- und Fitparameter.....	31
4.3 Vergleich mit ATV-Arbeitsblatt A 131 .....	36
5 SENSITIVITÄT UND UNSICHERHEIT DES MODELLS.....	37
5.1 Einfache Sensitivitätsanalyse .....	37
5.2 Unsicherheiten der Modellanwendung .....	39
6 ANWENDUNG STATIONÄRES MODELL: ARA WERDHÖLZLI .....	41
7 NOMENKLATUR.....	42
7.1 Abkürzungen .....	42
7.2 Bezeichnungen.....	43
7.3 Indices .....	43
7.4 Englische Indices in Excel-Kalkulation .....	44
8 LITERATUR .....	45

## 1 EINLEITUNG

Zuerst werden die Grundlagen der Denitrifikation vermittelt, die für das Verständnis der Dimensionierung einer denitrifizierenden Belebungsanlage erforderlich sind (Kapitel 2). Die Dimensionierung selbst wird an Hand eines geeichten statischen Modells in Kapitel 3 diskutiert.

Im Zusammenhang mit der Denitrifikation sind folgende Begriffe von Bedeutung:

<b>Aerob</b>	Umweltbedingung, wenn genügend gelöster Sauerstoff für die biologischen Prozesse zur Verfügung steht.
<b>Anaerob</b>	Umweltbedingung, wenn weder Nitrat noch gelöster Sauerstoff verfügbar ist.
<b>Anoxisch</b>	Für die Denitrifikation notwendige Umweltbedingung: kein Sauerstoff, jedoch Nitrat verfügbar.
<b>Ausnutzungskoeffizient effektiv</b> ( $Y_{H,aer}$ , $Y_{H,ano}$ )	Drückt aus, welcher Anteil des zur Verfügung stehenden Substrats für den Aufbau der Biomasse benötigt wird, der Rest wird aerob oder anoxisch veratmet. Dieser Parameter ist stark abhängig von den Umweltbedingungen (aerob oder anoxisch).
<b>Ausnutzungskoeffizient scheinbar</b> ( $Y_{CSB}$ )	Drückt aus, wieviel Belebtschlamm pro eliminiertem Zulauf-CSB in einer Belebungsanlage produziert wird, Summenparameter.

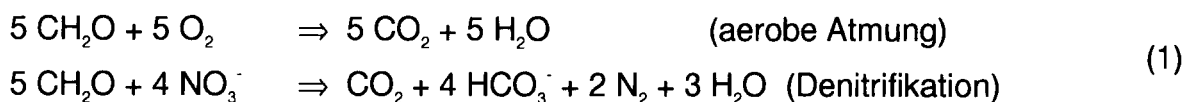
<b>CSB</b>	Chemischer Sauerstoffbedarf: Summenparameter für gelöste und partikuläre Abwasser-Inhaltsstoffe, definiert als benötigte Menge Sauerstoff zu deren vollständiger Oxidation (für N-Komponenten nur bis zum Endprodukt $\text{NH}_4^+$ ). Dadurch kann die Gesamtheit unbekannter Inhaltsstoffe gemäss Erhaltungssätzen bilanziert werden.
<b>Endogene Atmung</b>	Prozess, der alle Formen von Biomassenverlust resp. Energiebedarf beschreibt, die nicht mit Wachstum verbunden sind und eine Sauerstoffzehrung verursachen: Biomassenerfall, Veratmung zellinterner Reserven, Lyse, Frass durch Protozoen, etc. Dieser Prozess ist stark abhängig von den Umweltbedingungen (aerob, anoxisch oder anaerob). Die endogenen Stoffe ( <i>endogen</i> : von innen kommend) werden direkt veratmet.
<b>Hydrolyse</b>	Dieser Prozess macht das langsam abbaubare, partikuläre oder kolloidale organische Substrat im Zulauf für die Mikroorganismen verfügbar. Dieser Prozess ist unabhängig von den Umweltbedingungen.
<b>Schlammalter</b>	Mittlere Aufenthaltszeit einer Belebtschlamm-Flocke im System, bei Belebungsanlagen infolge Schlammrezirkulation via Rücklaufschlamm wesentlich grösser als die hydraulische Aufenthaltszeit.

## 2 GRUNDLAGEN DER DENITRIFIKATION

### 2.1 Der Prozess der Denitrifikation

Die Denitrifikation ist an einen Wachstumsprozess von heterotrophen Mikroorganismen gebunden, die unter anoxischen Bedingungen organische Stoffe abbauen und dabei Nitrat  $\text{NO}_3^-$  zu elementarem Stickstoff  $\text{N}_2$  reduzieren. In einer Belebungsanlage, die systematisch und dauernd mit Denitrifikation betrieben wird, können die meisten Bakterien, die aerob organische Stoffe abbauen, auch denitrifizieren.

Die folgenden Reaktionen vergleichen die aerobe Atmung mit der anoxischen Atmung (Denitrifikation) der Bakterien, dabei steht  $\text{CH}_2\text{O}$  für die abbaubaren organischen Stoffe:



Den 5 Mol  $\text{O}_2$  ( $= 5 \text{ Mol} \cdot 2 \cdot 16 \text{ g O Mol}^{-1} = 160 \text{ g O}_2$ ) entsprechen also 4 Mol  $\text{NO}_3^-$  ( $4 \text{ Mol} \cdot 14 \text{ g N Mol}^{-1} = 56 \text{ g N}$ ) oder  $160 / 56 = 2.86 \text{ g O}_2 / \text{g NO}_3^- \text{-N}$ .

Der Verbrauch von organischen Stoffen und Nitrat kann in erster Näherung auf Grund der Erfahrungen in aeroben Systemen abgeschätzt werden, wobei insbe-

sondere der Sauerstoffverbrauch im aeroben System ein Mass für die mögliche Denitrifikation im anoxischen System ist.

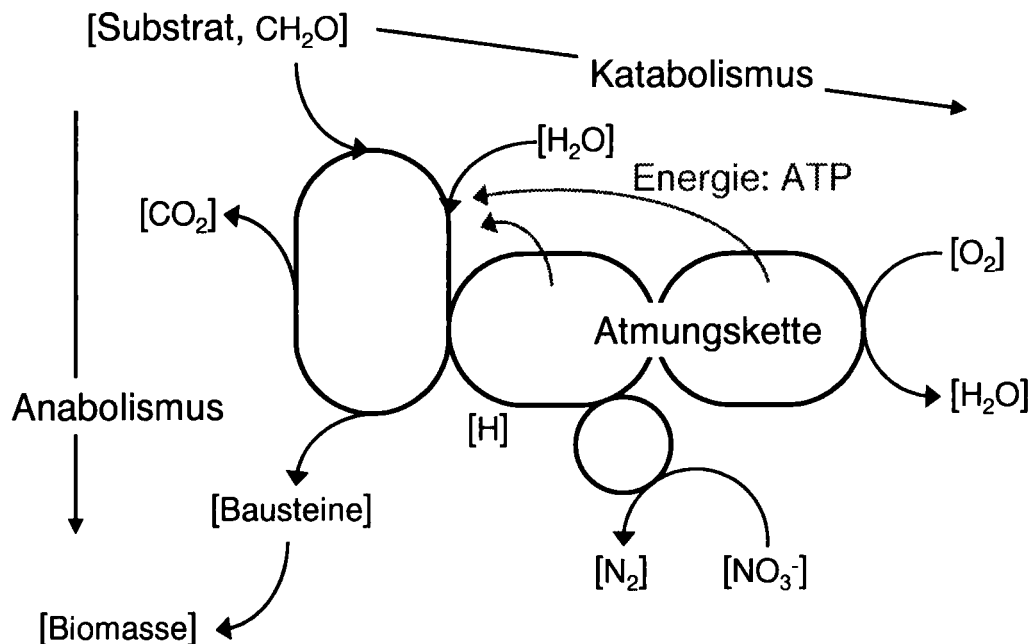
Eine schnelle Denitrifikation wird erreicht, wenn viele gelöste, leicht abbaubare, organische Stoffe verfügbar sind. Ein Teil dieser Stoffe wird für den Aufbau von Biomasse benötigt ( $Y_H$  = effektiver Ausnutzungskoeffizient, der angibt, welcher Teil des abgebauten CSB in die Biomasse eingebaut wird), der Rest ( $1 - Y_H$ ) kann veratmet werden. Heute unterscheiden wir zwischen einem grösseren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{H,aer}$  für die aerobe Atmung und einem geringeren Wert  $Y_{H,ano}$  für die anoxische Atmung oder die Denitrifikation. Für die Denitrifikation ist daher das folgende CSB Angebot erforderlich:

$$\frac{CSB_{abgebaut}}{NO_3^- - N_{denitrifiziert}} = \frac{2.86 \text{ g}_{O_2} \text{ g}_{NO_3-N}^{-1}}{1 - Y_{H,ano}} \quad (2)$$

Die Denitrifikation erfordert das Zusammentreffen der folgenden 4 Bedingungen:

1. Es sollen möglichst viel leicht abbaubare organische Verbindungen vorhanden sein (aus dem Zulauf oder künstlich zugefügt).
2. Es muss Belebtschlamm in möglichst grosser Konzentration verfügbar sein, damit die Biomassenkonzentration hoch ist.
3. Es soll kein Sauerstoff vorhanden sein, weil dieser von den Mikroorganismen bevorzugt genutzt wird und deshalb die Denitrifikation hemmt.
4. Es muss Nitrat vorhanden sein.

## 2.2 Einfache biochemische Grundlagen



FIGUR 1: Ein stark vereinfachtes aerobes und anoxisches Schema für die biochemischen Prozesse im Wachstum von heterotrophen Organismen (Bakterien).



Ein gutes Verständnis der Denitrifikation bedingt eine kurze Einführung in die biochemischen Prozesse, die das Wachstum von denitrifizierenden Mikroorganismen (Bakterien) bestimmen. In Figur 1 sind die Prozesse schematisch dargestellt. Die geschlossenen Linien stehen für biochemische Umwandlungsprozesse, die zyklisch ablaufen.

- Gelöste Substrate, hier dargestellt als Kohlehydrat (Zucker,  $[\text{CH}_2\text{O}]$ ) werden von den Organismen aufgenommen und in vielen durch Enzyme gesteuerte Reaktionen umgeformt.
- Im Anabolismus werden chemische Bausteine zu neuer Biomasse synthetisiert, das braucht Energie, z.B. in Form von ATP (Adenosin-Tri-Phosphat).
- Im Katabolismus oder im Energiestoffwechsel wird über die Atmungskette Wasserstoff  $[\text{H}]$  oxidiert, der von Zwischenprodukten abgespalten wurde. Dabei wird biochemisch nutzbare Energie in Form von ATP freigesetzt.
- An der Atmungskette wird der Wasserstoff z.B. auf Sauerstoff übertragen, wir sprechen von der aeroben Atmung. Pro Mol Wasserstoff können durch viele Bakterien ca. 2 Mol ATP produziert werden.
- Als Alternative steht vielen Bakterien neben der aeroben Atmung auch die Möglichkeit zur Verfügung, den Wasserstoff auf Nitrat  $[\text{NO}_3]$  zu übertragen, dabei wird Nitrat zu Stickstoff  $[\text{N}_2]$  reduziert. In dieser anoxischen Atmung können viele Bakterien nur ca. 1 ATP pro Wasserstoff generieren.

Anoxische Atmung ist also in Bezug auf die biochemisch nutzbare Energie, die für Syntheseleistungen zur Verfügung steht, nur halb so effizient wie die aerobe Atmung. D.h. aerob muss weniger Substrat veratmet werden als anoxisch, um eine bestimmte Menge Biomasse neu aufzubauen. Interessant ist auch, dass z.B. der Sauerstoff, den die Bakterien veratmen, am Schluss als Teil von Wasser an die Umgebung abgegeben wird und nicht in Form von  $\text{CO}_2$ , wie das in einer chemischen Verbrennung der Fall wäre. Das  $\text{CO}_2$  entsteht biochemisch indem Wasser an die organischen Stoffe angelagert und anschliessend Wasserstoff abgetrennt und veratmet wird. Das übrigbleibende  $\text{CO}_2$  enthält also z.T. Sauerstoff, der aus dem Wasser und z.T. direkt aus den Substraten stammt.

Wenn wir annehmen, dass der Bedarf an Energie (ATP) für den Aufbau einer Einheit Biomasse konstant bleibt, so können wir die folgende Gleichung anschreiben:

$$K = \frac{\text{Energie(ATP)}}{\text{Biomasse}_{\text{produziert}}} = \frac{(1 - Y_H) \cdot f_{\text{ATP}}}{Y_H}$$

Der Faktor  $f_{\text{ATP}}$  gibt an, wieviel Mol ATP produziert werden pro Mol Wasserstoff, das veratmet wird.  $(1 - Y_H)$  gibt an, welcher Anteil der Substrate in den Katabolismus fließt, also veratmet wird.  $Y_H$  steht für den Teil der Substrate, der in die Biomasse aufgenommen (assimiliert) wird.  $K$  quantifiziert den konstanten ATP Bedarf pro Einheit produzierte Biomasse.

Für die aerobe Atmung haben wir heute zuverlässige Informationen:

$$Y_{\text{H,aer}} = 0.64 \text{ g CSB}_{\text{BM}} \text{ g}^{-1} \text{ CSB}_{\text{Substrat}}$$

$$f_{\text{ATP}} = 2 \text{ ATP} / [\text{H}] \text{ (siehe Text)}$$

$K = 1.13$  (sowohl für die aerobe als auch für die anoxische Atmung)

Für die Denitrifikation beträgt  $f_{ATP} = 1 \text{ ATP} / [\text{H}]$ . Damit können wir nun den anoxischen Ausnutzungskoeffizienten berechnen:

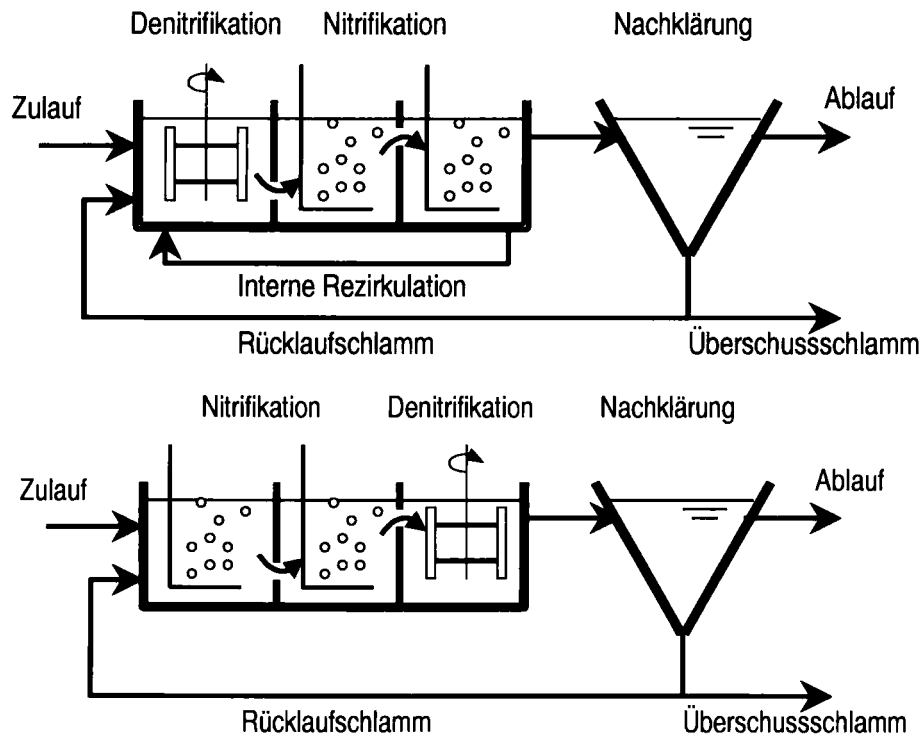
$$Y_{H,ano} = f_{ATP,ano} / (K + f_{ATP,ano}) = 0.47 \text{ g CSB}_{BM} \text{ g}^{-1} \text{ CSB}_{Substrat}$$

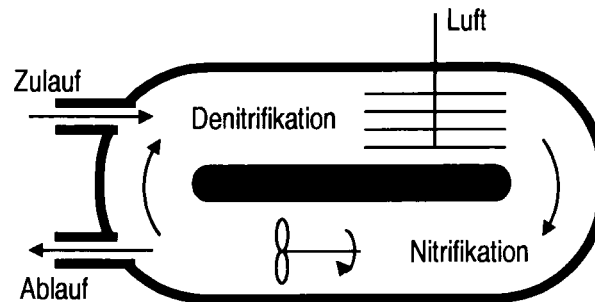
Dieser Wert deckt sich ausgezeichnet mit experimentell gemessenen Werten von  $Y_{H,ano} = 0.46 \text{ g CSB g}^{-1} \text{ CSB}$ .

**Zusammenfassung:** Die Unterschiede zwischen aerober Atmung und Denitrifikation sind biochemisch sehr gering: Einzig an der Atmungskette ergeben sich geringfügige Änderungen. Viele Bakterien können deshalb sowohl mit Sauerstoff als auch mit Nitrat atmen. Die Umstellung zwischen dem Verbrauch von Sauerstoff und der Denitrifikation erfolgt sofort. Das bedingt einzig, dass die wenigen Enzyme, die den Wasserstoff auf Nitrat übertragen, zusätzlich bereitgestellt werden. Viele Bakterien, die aerob atmen, können bereits nach ca. einer halben Stunde unter anoxischen Bedingungen denitrifizieren; in dieser Zeit bauen sie die dazu erforderlichen Enzyme auf. Ist das einmal geschehen, können diese Bakterien sofort vom einen auf den anderen Energiestoffwechsel umschalten. Soweit möglich (solange Sauerstoff verfügbar ist) läuft die aerobe Atmung bevorzugt ab – sie verdoppelt ja den Gewinn an biochemischer Energie (ATP).

### 2.3 Verfahrenstechnik der Denitrifikation

Es gibt viele unterschiedliche Belebungsverfahren, in denen eine Denitrifikation möglich ist. Immer müssen die vier Bedingungen, die eine Denitrifikation ermöglichen, aufeinandertreffen. In FIGUR 2 sind drei typische Verfahren für die Denitrifikation von kommunalem Abwasser dargestellt:





FIGUR 2: Typische Verfahrensschemata für vorgeschaltete (oben), nachgeschaltete (Mitte) und simultane (unten) Denitrifikation

- In der **vorgeschalteten Denitrifikation** wird in einem ersten anoxischen Becken denitrifiziert. Da die aerobe Nitrifikation erst anschliessend erfolgt, müssen die gebildeten Nitrate über den Rücklaufschlamm und ev. die interne Rezirkulationen in die Denitrifikation zurückgeführt werden. Es ist also keine vollständige Denitrifikation möglich, weil im Ablauf immer ungefähr die gleiche Nitratkonzentration vorhanden ist wie in den Rückläufen.
- In der **nachgeschalteten Denitrifikation** folgt das Denitrifikationsbecken der aeroben Nitrifikation. Historisch ist das das älteste Verfahren. Da die leichtverfügbaren organischen Substrate aber im aeroben Beckenteil schon abgebaut werden, kann die Denitrifikation nur noch langsam ablaufen. Dieses Verfahren wird in der Praxis meist nur als Ergänzung der vorgeschalteten Denitrifikation eingesetzt um die Restkonzentration des Nitrates noch weiter zu verringern oder wenn der nachgeschalteten Denitrifikation externe leicht verfügbare Substrate zugeführt werden können (z.B. industrielle Abwässer, Methanol, etc.).
- In der **simultanen Denitrifikation** fliesst das Abwasser - Belebtschlamm-Gemisch im Kreise; während einer 1. Phase nach dem Belüftungsaggregat herrschen aerobe Verhältnisse, anschliessend, wenn der Sauerstoff gezehrt ist, dominieren anoxische Verhältnisse. Die Fliessgeschwindigkeit im Becken wird ca.  $0.2 - 0.3 \text{ m s}^{-1}$  gewählt, so dass sich der Belebtschlamm nicht absetzen kann. Bei einer Beckenlänge von z.B. 100 m dauert ein Umlauf also ca. 5 - 8 Minuten. Der schnelle Wechsel zwischen aeroben und anoxischen Bedingungen führt zu scheinbar simultanen Prozessen.

Hier nicht gezeigt, aber in der Praxis auch eingesetzt wird das folgende Verfahren:

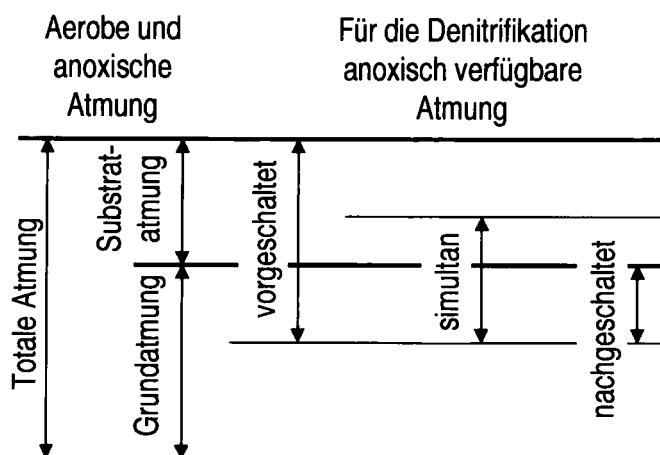
- Die **alternierende und intermittierende Denitrifikation**: Hier werden aerobe und anoxische Phasen durch zu- und abschalten der Belüftung in zeitlicher Abfolge erreicht. Die einzelnen Phasen dauern länger als in der simultanen Denitrifikation (z.B. um die Motoren der Belüftungsaggregate zu schonen).

Es gibt eine grosse Anzahl von verschiedenen Möglichkeiten, die Denitrifikation ins Belebungsverfahren zu integrieren. Welches dieser Verfahren sich im Einzelfall eignet, hängt von der Grösse der Anlage, der Abwasserzusammensetzung, der Zielsetzung, den Vorinvestitionen, den Erfahrungen der Ingenieurin und des Betreibers, etc. ab. Für die Details wird auf die Fachliteratur verwiesen.

## 2.4 Verfügbare Denitrifikation

Die Atmung der heterotrophen Mikroorganismen kann unterteilt werden in einen Anteil Substrat-Atmung, der sofort auf die Zufuhr von leicht abbaubaren organischen Stoffen reagiert und einen Anteil Grundatmung, der nur langsam reagiert. Die Grundatmung selber gliedert sich ebenfalls in zwei Anteile: Atmung auf Hydrolyseprodukten und endogene Atmung. Die Hydrolyse wandelt die langsam abbaubaren partikulären oder kolloidalen Stoffe im Zulauf in für die Mikroorganismen verfügbare, gelöste Verbindungen um. Die endogene Atmung beschreibt diejenige Sauerstoffzehrung, die durch alle Formen von Biomassenverlust wie Biomassenzerfall, Frass durch Protozoen, Veratmung zellinterner Reserven, etc. verursacht wird. Die einzelnen Atmungsanteile sowie deren Verlauf entlang des Fließweges werden ausführlich bei der Einführung des stationären Modells diskutiert (Kapitel 3). In diesem Kapitel wird nur das Prinzip zur Berechnung der verfügbaren Denitrifikation erklärt.

Die verschiedenen Verfahrensvarianten der Denitrifikation unterscheiden sich v.a. in Bezug auf die Art der Substrate und der Atmung, die für die Denitrifikation genutzt wird (FIGUR 3). In der **vorgeschalteten** Denitrifikation werden die leicht abbaubaren Substrate aus dem Zufluss in das Denitrifikationsbecken geleitet und stehen vollumfänglich für die dort ablaufenden Prozesse zur Verfügung. In der **simultanen** Denitrifikation laufen aerobe und anoxische Prozesse parallel oder zeitlich in sehr kurzen Intervallen ab. Ein Teil der leicht abbaubaren Stoffe wird hier aerob abgebaut. In der **intermittierenden** Denitrifikation wechseln längere Phasen mit aerober Nitrifikation und anoxischer Denitrifikation im gleichen Becken. Während aerober Phasen werden leicht abbaubare Stoffe aerob abgebaut. In der **nachgeschalteten** Denitrifikation folgt die Denitrifikation einer aeroben Reinigung, die leicht abbaubaren Stoffe sind dann bereits abgebaut und es steht nur noch die langsamere Grundatmung für die Denitrifikation zur Verfügung (die Denitrifikation im Schlammbett eines Nachklärbeckens fällt in diese Kategorie).



FIGUR 3: Anteile der totalen Atmung, die in verschiedenen Denitrifikationsverfahren für die Denitrifikation zur Verfügung stehen. Die Grundatmung gliedert sich in die Atmung auf Hydrolyseprodukten und in die endogene Atmung.

Den totalen Sauerstoffbedarf für den Abbau der organischen Stoffe, bezogen auf den Zufluss, können wir aus einer CSB Bilanz berechnen ( $Y_{CSB}$  entspricht dem scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten für CSB):

$$S_{O,tot} = (C_{CSB,o} - S_{CSB,e}) \cdot (1 - Y_{CSB})$$

Bei einer denitrifizierenden Belebungsanlage mit vorgeschalteter Anoxzone beträgt davon die Substratatmung resp. die gesamte Grundatmung:

$$S_{O,sub} = S_{S,o} \cdot (1 - Y_H) \quad (Y_H = Y_{H,aer} \text{ bei aerober resp. } Y_{H,ano} \text{ bei anoxischer Veratmung})$$

$$S_{O,grund} = S_{O,tot} - S_{O,sub}$$

Je nach gewähltem Verfahren und nach dem Anteil des Belebtschlammes, der unter anoxischen Bedingungen gehalten wird, steht nun für die Denitrifikation ein unterschiedlicher Teil der Atmung zur Verfügung:

$$\text{Vorgeschaltete Denitrifikation} \quad S_{O,den,ano} = S_{O,sub} + \beta_{ano} \cdot S_{O,grund}$$

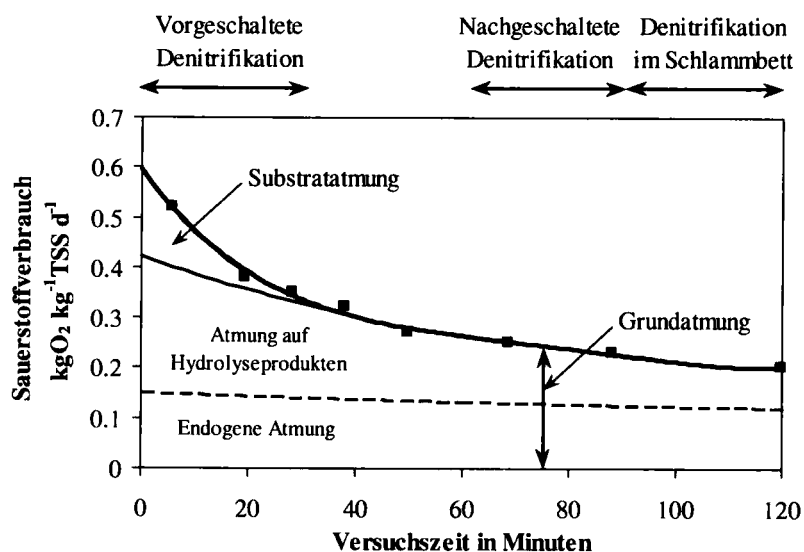
$$\text{Simultane Denitrifikation} \quad S_{O,den,sim} = \beta_{ano} \cdot S_{O,sub} + \beta_{ano} \cdot S_{O,grund} \quad (3)$$

$$\text{Nachgeschaltete Denitrifikation} \\ \text{Nachklärbecken} \quad S_{O,den,nkb} = \beta_{nkb} \cdot S_{O,grund}$$

In Gleichung (3) bedeutet  $\beta_{ano}$  den Anteil am gesamten Belebtschlamm in der Belebungsanlage (inkl. Schlamm in der Nachklärung), der unter anoxischen Bedingungen gehalten wird,  $\beta_{nkb}$  bedeutet den Anteil im Nachklärbecken. Die Grundatmung wird als konstant über die gesamte Belebungsanlage angenommen. Die effektive Denitrifikation z.B. in der vorgeschalteten Denitrifikation, bezogen auf den Zufluss, kann nun berechnet werden unter Berücksichtigung des Sauerstoffeintrages in die anoxischen Reaktorteile ( $S_{O,in,ano}$  Kapitel 2.5, Beispiel 2)

$$S_{NO,den,ano} = (S_{O,den,ano} - S_{O,in,ano}) / 2.86 \text{ g}_{O_2} \text{ g}_{NO_3-N}^{-1} \quad (4)$$

Effektiv verringert sich die Grundatmung entlang des Fließweges (FIGUR 4). Entsprechend ist sie in der vorgeschalteten Denitrifikation am grössten. In der simultanen resp. der alternierenden Denitrifikation kommen v.a. durchmischte Belebungsbecken zur Anwendung, die Grundatmung wird hier über das ganze Becken gemittelt. Die geringste Atmung steht in der nachgeschalteten Denitrifikation und insbesondere im anoxischen Schlammbett des Nachklärbeckens zur Verfügung.



FIGUR 4: Resultate eines Batchversuches mit Bestimmung der Atmung. Ablauf der Vorklämung wurde mit Rücklaufschlamm vermischt

Gleichung (3) ist daher lediglich eine Näherung, welche die Abnahme der Grundatmung entlang des Fließweges nicht berücksichtigt. Die Denitrifikationsleistung im vorgeschalteten Becken wird unterschätzt, diejenige im Nachklärbecken überschätzt. Über die gesamte Belebungsanlage betrachtet resultiert eine etwas geringere Denitrifikationsleistung resp. ein zu grosses Beckenvolumen. Das statische Dimensionierungsmodell erlaubt eine detailliertere Berechnung (Kapitel 3).

### Beispiel 1 Berechnung der möglichen Denitrifikationsleistung

Eine Belebungsanlage wird mit einer vorgeschalteten Denitrifikation betrieben. Das Schlammbett in der Nachklärung ist beträchtlich. Wieviel Nitrat kann in dieser Anlage denitrifiziert werden?

#### Annahmen:

$C_{CSB,o}$	300 gCSB m <sup>-3</sup>	(totaler CSB im Ablauf VKB)
$S_{S,o}$	45 g m <sup>-3</sup>	(leichtabbaubare Substrate)
$S_{CSB,e}$	30 g m <sup>-3</sup>	(gelöster, inerter CSB im Ablauf)
$S_{O,in}$	12 gO <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	(Sauerstoffeintrag in die anoxischen Zonen, inkl. NKB)
$\beta_{ano}$	0.3	(Anteil Belebtschlamm in vorgesch. Denitrifikation)
$\beta_{nkb}$	0.1	(Anteil Belebtschlamm im Nachklärbecken)
$Y_{CSB}$	0.55 gCSB g <sup>-1</sup> CSB	(scheinbarer Ausnutzungskoeffizient)
$Y_{H,ano}$	0.46 gCSB g <sup>-1</sup> CSB	(anoxischer Ausnutzungskoeffizient für Substrat)

#### Berechnungen:

$$S_{O,tot} = (C_{CSB,o} - S_{CSB,e}) \cdot (1 - Y_{CSB}) = 121.5 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

$$S_{O,sub} = S_{S,o} \cdot (1 - Y_{H,ano}) = 24.3 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3} \quad (\text{Annahme: rein anoxische Veratmung})$$

$$S_{O,grund} = S_{O,tot} - S_{O,sub} = 97.2 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

$$S_{O,den,ano} = 24.3 + 0.3 \cdot 97.2 = 53.5 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

$$S_{O,den,nkb} = 0.1 \cdot 97.2 = 9.7 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

$$S_{NO,den} = (53.5 + 9.7 - 12.0) / 2.86 = 17.9 \text{ gNO}_3\text{-N m}^{-3}$$

Pro m<sup>3</sup> Zufluss können also 17.9 gNO<sub>3</sub>-N denitrifiziert werden, davon ca. 2.0 gNO<sub>3</sub>-N im Nachklärbecken. Der Sauerstoffeintrag in die anoxischen Beckenteile vermindert die Denitrifikation um  $12/2.86 = 4.2 \text{ gNO}_3\text{-N m}^{-3}$ .

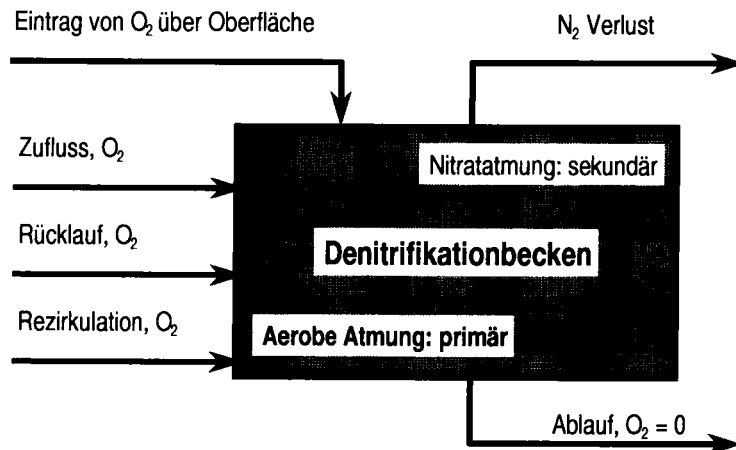
## 2.5 Sauerstoffeintrag in die Denitrifikation

Die Veratmung von Sauerstoff ist für die Mikroorganismen günstiger als die Veratmung von Nitrat, entsprechend wird der Sauerstoff bevorzugt abgebaut (Kapitel 2.2). Da die Veratmung von Sauerstoff auch den Abbau von organischen Stoffen bedingt, konkurrenziert oder vermindert jeglicher Sauerstoff, der in die Denitrifikationsbecken eingetragen wird, die Denitrifikation. Es muss ein Ziel der verantwortlichen Ingenieurin sein, die denitrifizierenden Verfahren so zu gestalten, dass möglichst wenig Sauerstoff in die Denitrifikationsbecken eingetragen wird.

In FIGUR 5 sind die unterschiedlichen Einträge von Sauerstoff in ein vorgeschaltetes Denitrifikationsbecken angedeutet:

1. Sauerstoff im Zufluss, der z.B. im belüfteten Sandfang resp. in den Überfällen nach der Vorklärung ins Abwasser eingetragen wird.
2. Sauerstoff im Rücklaufschlamm, der z.B. durch Schneckenpumpen, Überfälle, und in offenen Gerinnen eingetragen wird.

3. Sauerstoff in internen Rezirkulationen. Da hier meist von aeroben, nitrifizierenden Beckenteilen rezirkuliert werden muss, kann dieser Anteil nur vermindert werden, indem die Rezirkulation so klein wie möglich (aber so gross wie nötig) gehalten wird und die Nitrifikation nicht überbelüftet wird.
4. Sauerstoffeintrag durch Oberflächenbelüftung kann z.B. durch zu intensive Durchmischung, Zuflüsse die Luftblasen in den Belebtschlamm eintragen etc. verursacht werden.



FIGUR 5: Bilanz für gelösten Sauerstoff um das Denitrifikationsbecken (Anoxbecken)

Es resultiert die folgende Bilanzgleichung für das vorgeschaltete Denitrifikationsbecken, bezogen auf den Zufluss  $Q_o$ :

$$S_{O,in,ano} = \frac{Q_o \cdot S_{O,o} + Q_r \cdot S_{O,r} + Q_{ir} \cdot S_{O,ir} + V_{ano} \cdot k_{1a} \cdot S_{O,sätt}}{Q_o} \quad (5)$$

Durch all diese Einträge geht Denitrifikationspotential verloren. Es gilt bei der Gestaltung der Anlagen, insbesondere im hydraulischen Längenprofil und bei der Steuerung des Sauerstoffeintrages für die Nitrifikation vorsichtig zu sein und übermässige Sauerstoffeinträge zu vermeiden.

### Beispiel 2: Verlust von Denitrifikation durch Sauerstoffeintrag

Wieviel Denitrifikation und wieviel leicht verfügbarer CSB gehen in der folgenden Anlage durch Sauerstoffeintrag in das vorgeschaltete Denitrifikationsbecken verloren?

Zufluss	$Q_o = 10'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$	$S_{O,o} = 3 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$
Rücklaufschlamm	$Q_r = 10'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$	$S_{O,r} = 2 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$
Interne Rezirkulation	$Q_{ir} = 20'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$	$S_{O,ir} = 3 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$
Oberflächenbelüftung	$V_{ano} = 2'000 \text{ m}^3$	$k_{1a} \cdot S_{O,sätt} = 20 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$

$$Y_{H,ano} = 0.46 \text{ g CSB}_{BM} \text{ g}^{-1} \text{ CSB}_{Substrat}$$

$$Y_{H,acr} = 0.64 \text{ g CSB}_{BM} \text{ g}^{-1} \text{ CSB}_{Substrat}$$

Bezogen auf den Zufluss wird die folgende Menge Sauerstoff in das Anoxbecken eingetragen:

$$S_{O,in,ano} = (Q_o \cdot S_{O,o} + Q_r \cdot S_{O,r} + Q_{ir} \cdot S_{O,ir} + V_{ano} \cdot k_{1a} \cdot S_{O,sätt}) / Q_o = 15 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

Der aerobe Abbau dieses Sauerstoffes bedingt den Verbrauch der folgenden CSB-Konzentration:

$$\Delta S_{S,aer} = S_{O,in,ano} / (1 - Y_{H,aer}) = 42 \text{ g}_{CSB} \text{ m}^{-3}$$

Das ist mehr als die Konzentration des leicht verfügbaren CSB in einem typischen Schweizerischen Abwasser. Der Verlust an Denitrifikation ergibt sich aus:

$$\Delta S_{NO,den} = \Delta S_S \cdot (1 - Y_{H,ano}) / 2.86 \text{ g}_{O_2} \text{ g}^{-1} \text{ NO}_3\text{-N} = 7.9 \text{ g}_{NO_3\text{-N}} \text{ m}^{-3}$$

In der Realität würde ein Teil des Sauerstoffes durch die Nitrifikation gezehrt, das verringert den Verlust an Denitrifikation um ca. 40% (Gleichung (24) und (25)).

## 2.6 Nitrat- und substratlimitierte Denitrifikation

Die Denitrifikation bedingt, dass sowohl Substrat (CSB) als auch Nitrat zur Verfügung stehen. Beide Stoffe können die Denitrifikationsleistung limitieren.

Bezogen auf den Zufluss ergibt sich die substratlimitierte Denitrifikation aus Gleichung (6) resp. (4), die nitratlimitierte aus Gleichung (7):

$$S_{NO,den,CSB \text{ limitiert}} = \frac{S_{O,den} - S_{O,in,ano}}{2.86 \text{ g N g}^{-1} \text{ O}_2} = S_{NO,den} \quad (6)$$

$$S_{NO,den,NO_3 \text{ limitiert}} = S_{NO,o} + S_{NO,r} \cdot \frac{Q_r}{Q_o} + S_{NO,ir} \cdot \frac{Q_{ir}}{Q_o} \quad (7)$$

Gleichung (6) setzt sich zusammen aus den Anteilen der Veratmung des Substrates und der Grundatmung abzüglich der Verluste durch den Eintrag von Sauerstoff (Beispiel 2). Gleichung (7) addiert den Nitrateintrag aus dem Zufluss, dem Rücklaufschlamm und der internen Rezirkulation. Nur der kleinere der beiden Werte kann denitrifiziert werden.

Soll in einem Verfahren mit Substratlimitierung die Denitrifikation verbessert werden, so stehen die folgenden Möglichkeiten zur Verfügung:

- Durch Zuführen von zusätzlichen leicht verfügbaren Substraten wird  $S_{O,den}$  vergrößert, durch Vorschalten des Denitrifikationsbeckens werden die zugeführten Substrate vermehrt für die Denitrifikation genutzt.
- Durch Vergrößerung des Denitrifikationsbeckens wird der Anteil der Grundatmung ( $S_{O,grund}$ ) der für die Denitrifikation zur Verfügung steht, vergrößert.
- Durch eine sorgfältige Gestaltung des Verfahrens kann der Sauerstoffeintrag ( $S_{O,in,ano}$ ) vermindert werden.

Herrscht Nitratlimitierung, so kann die interne Rezirkulation resp. der Rücklaufschlamm erhöht werden. Allerdings besteht hier die Gefahr, dass zusätzlicher Sauerstoff ins Denitrifikationsbecken eingeführt wird.

### Beispiel 3: Substrat- oder Nitratlimitiert?

Wird die Denitrifikationsleistung der folgenden Anlage mit vorgeschalteter Denitrifikation durch Nitrat oder durch Substrat limitiert? Wie könnte die Leistung verbessert werden?

**Annahmen:**



$$S_{\text{NO},o} = 0 \text{ g}_{\text{NO}_3\text{-N}} \text{ m}^{-3}$$

$$S_{\text{NO},r} = S_{\text{NO},ir} = 8 \text{ g}_{\text{NO}_3\text{-N}} \text{ m}^{-3}$$

$$S_{\text{O},in,ano} = 15 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{ m}^{-3} \text{ (Sauerstoffeintrag in die Denitrifikation, bezogen auf Zulauf)}$$

$$S_{\text{NO},den,ano} = 12.1 \text{ g}_{\text{NO}_3\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ (berechnet mit Gleichung (4), siehe auch Beispiel 1)}$$

$$\text{Zufluss} \quad Q_0 = 10'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$$

$$\text{Rücklaufschlamm} \quad Q_r = 10'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$$

$$\text{Interne Rezirkulation} \quad Q_{ir} = 20'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$$

### Berechnungen:

$$S_{\text{NO},den,CSBlimitiert} = S_{\text{NO},den,ano} = 12.1 \text{ g}_N \text{ m}^{-3}$$

$$S_{\text{NO},den,NO_3limitiert} = 0 + 8 \cdot (1+2) = 24 \text{ g}_{\text{NO}_3\text{-N}} \text{ m}^{-3}$$

Diese Anlage ist deutlich substratlimitiert. Eine Verbesserung der Denitrifikationsleistung ergibt sich durch eine Vergrößerung der vorgeschalteten Denitrifikation und durch eine Verringerung der internen Rezirkulation. Durch diese Rezirkulation wird viel Sauerstoff in die Denitrifikation gebracht; seine Veratmung braucht Substrat.

## 3 GRUNDLAGEN DES STATIONÄREN MODELLS

### 3.1 Einleitung

Zur Abschätzung der mittleren Stickstoff-Eliminationsleistung und Schlammproduktion einer kommunalen Belebungsanlage bei unterschiedlichen Belastungszuständen genügt meist eine relativ einfache statische Betrachtung. Erst zu einem späteren Zeitpunkt der Planung oder Optimierung einer Anlage, wenn auch detailliertere Kenntnisse der Anlage vorliegen, können anspruchsvollere dynamische Modelle beigezogen werden. Im nachfolgend vorgestellten stationären Modell sind die Einflüsse wichtiger Betriebsgrößen wie Sauerstoffeinträge in die Anoxzone, Temperatur sowie der Beitrag des Schlammbetts der Nachklärung zur Denitrifikation berücksichtigt. Mit dem Modell lassen sich rasch Strategien entwickeln, welche die Stickstoffelimination verbessern.

Das Modell basiert teilweise auf dem Ansatz von Siegrist und Gujer (1994), lehnt sich jedoch neu stark an das dynamische Modell ASM3 (Activated Sludge Model No. 3) (Gujer *et al.*, 1999) an. Nicht enthalten ist die simultane Denitrifikation in schwach belüfteten Zonen des Belebungsbeckens. Nur die dynamische Simulation kann diese stark instationäre Betriebsweise mathematisch erfassen. Ebenfalls im Modell nicht enthalten ist die Dimensionierung der Nitrifikation. Die Kenntnis des aeroben Schlammalters wird vorausgesetzt und kann anhand des Beitrags von Gujer abgeschätzt werden.

Das vorliegende stationäre Dimensionierungsmodell wurde im Rahmen der Untersuchung der biologischen Nährstoffelimination, die im Auftrag der Entsorgung und Recycling Zürich (ERZ, ehemals Stadtentwässerung der Stadt Zürich), des Kantons Zürich (AWEL) und des BUWAL durchgeführt wurde, erarbeitet. Es fasst die umfangreichen Erfahrungen, die in dieser Untersuchung gemacht wurden, zusammen. Die hier angeführte Berechnung ist als Excel-Tabelle erhältlich. Die Benennung der Parameter weicht dort vereinzelt von den hier gewählten Bezeich-

nungen ab, da die Excel-Tabelle konsequent in englischer Sprache geschrieben wurde. In Kapitel 7 sind alle vorkommenden Abkürzungen, Bezeichnungen und Indizes erklärt.

Viele der experimentellen Resultate wurden im Rahmen von Diplomarbeiten an der ETH Zürich (Umwelt-IngenieurInnen und Bauingenieure) erarbeitet. Sie sind eine massgebende Grundlage für diese Arbeit. Wir möchten den Diplomierenden (und unterdessen Berufsleuten) herzlich für ihr Engagement danken.

Nach einer theoretischen Beschreibung der Modellgrundlage (Kapitel 3) wird auf die Kalibrierung und Validierung des Modells eingegangen (Kapitel 4). Darauf basierend lassen sich Angaben über die Güte der Modellvorhersage ableiten (Kapitel 5).

### 3.2 Anwendungsbereich des Modells

- Die Nitrifikation wird nicht betrachtet. Das aerobe Schlammalter muss für eine vollständige Nitrifikation ausreichend und bekannt sein.
- Die autotrophe Biomasse (Nitrifikanten) wird bei der Berechnung der Schlammproduktion nicht berücksichtigt.
- Das Modell ist nur anwendbar für Belebungsanlagen zur Behandlung von kommunalem Abwasser. Das Zulauf-Verhältnis (Ablauf VKB)  $X_{TSS,o}:C_{CSB,o}$  liegt im Bereich 0.3 bis 0.5, das Verhältnis  $C_{CSB,o}:C_{TKN,o}$  im Bereich 6 bis 12.
- Die simultane Denitrifikation im aeroben Becken wird nicht berücksichtigt. Bei Anlagen mit einem nach der  $NH_4$ -Ablaufkonzentration geregelten Sauerstoffeintrag kann durch die Reduktion des gelösten Sauerstoffs im Belüftungsbecken bei tiefen  $NH_4$ -Ablaufkonzentrationen bereits eine massgebende Denitrifikation in den belüfteten Becken erreicht werden. In diesen Fällen liefert das stationäre Modell zu geringe Denitrifikationsleistungen.

### 3.3 Abwassercharakteristik und Betriebsgrössen

Aus TABELLE 1 und TABELLE 2 sind die für die Modellierung der Denitrifikation erforderlichen Grössen ersichtlich. Die gelösten Komponenten sind mit  $S_i$ , die partikulären Komponenten mit  $X_i$  bezeichnet. Eine Komponente die sowohl einen gelösten als auch einen partikulären Anteil besitzt, wird mit  $C_i$  charakterisiert.

Alle Grössen werden als Mittelwerte über eine Periode mit der Länge von mindestens zwei Schlammaltern verstanden und schliessen sowohl Trockenwetter- als auch Regenwetterbedingungen mit ein. Stichproben wie beispielsweise Sauerstoffkonzentrationen im Zulauf sind immer bei unterschiedlichen Zulaufbedingungen zu messen (z.B. Nacht- Tagverhältnisse, Trocken- Regenwetterbedingungen) um mittlere Werte zu erhalten. Zulaufkonzentrationen müssen durchflussproportional gemittelt werden. Es gilt zu beachten, dass in den Modellgleichungen keine Sicherheiten enthalten sind. Diese müssen aufgrund der zu erwartenden Spitzenfrachten (Kapitel 3.9) und den Unsicherheiten der Modellvorhersage (Kapitel 5) festgelegt werden.

TABELLE 1: Bezeichnung der mittleren Zulaufgrößen (inkl. Rückläufe aus der Schlammbehandlung, durchflussproportional gemittelt) sowie der geforderten Ablaufkonzentrationen. <sup>1)</sup>  $S_{I,e}$  resp.  $S_{CSB,e}$  beträgt ca.  $0.05+0.12 \cdot C_{CSB,o}$  (höherer Wert eher bei tiefen Temperaturen, Sollfrank *et al.*, 1992). <sup>2)</sup> nach Gujer (1993), ca.  $0.10 \cdot C_{CSB,o}$ .

Parameter	Zulauf	Ablauf	Einheit
Zulaufmenge	$Q_o$		$m^3 d^{-1}$
Temperatur	$T$		$^{\circ}C$
Suspendierte Stoffe	$X_{TSS,o}$	$X_{TSS,e}$	$gTSS m^{-3}$
Totaler CSB	$C_{CSB,o}$		$gCSB m^{-3}$
Inerter CSB		$S_{I,e}$ <sup>1)</sup>	$gCSB m^{-3}$
Leicht abbaubarer CSB	$S_{S,o}$ <sup>2)</sup>		$gCSB m^{-3}$
Totaler Kjeldahl Stickstoff	$C_{TKN,o}$		$gN m^{-3}$
Gelöster Kjeldahl Stickstoff		$S_{TKN,e}$	$gN m^{-3}$
Ammonium-Stickstoff	$S_{NH,o}$	$S_{NH,e}$	$gN m^{-3}$
Nitrat+Nitrit-Stickstoff	$S_{NO,o}$	$S_{NO,e}$	$gN m^{-3}$

TABELLE 2: Mittlere Betriebsdaten sowie Schlammcharakterisierung. <sup>1)</sup> Dimensionierung der Nitrifikation siehe Beitrag Gujer, <sup>2)</sup> nach Siegrist und Krebs (1997).

Parameter		Bereich	Einheit
Sauerstoff im Zulauf	$S_{O,o}$	0.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
Sauerstoff im RLS	$S_{O,r}$	0.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
Sauerstoff in interner Rez.	$S_{O,ir}$	1.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
Sauerstoff im Ablauf BB	$S_{O,BB}$	1.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
$O_2$ -Eintrag über Oberfläche	$k_a$	0.5-3.0	$d^{-1}$
Volumenanteil Anoxzone	$V_{ano} V_{BB}^{-1}$	0.2-0.5	-
Rücklaufverhältnis	$Q_r Q_o^{-1}$	1.0-2.0	-
Rezirkulationsverhältnis	$Q_{ir} Q_o^{-1}$	1.0-3.0	-
Aerobes Schlammalter	$SA_{aer}$ <sup>1)</sup>	-	d
CSB-Gehalt im ÜS	$i_{CSB,TSS}$	1.0-1.2	$gCSB gTSS^{-1}$
Stickstoffgehalt im ÜS	$i_{N,CSB}$	0.04-0.06	$gN gCSB^{-1}$
Suspendierte Stoffe im BB	$X_{TSS,BB}$ <sup>2)</sup>	-	$gTSS m^{-3}$
Schlammfraktion im NKB	$\beta_{nkb}$ <sup>2)</sup>	0.05-0.25	-

Alle Konzentrationen beziehen sich auf die Abwassermenge im Zulauf. Eine Ausnahme bilden dabei die Konzentrationen in den Rückläufen.

Die zu erreichende Ablaufkonzentration  $S_{NO,e}$  ergibt sich aufgrund der geforderten Stickstoff-Eliminationsleistung bezogen auf den Ablauf VKB und aufgrund der Einleitbedingungen:

$$\eta_{Ntot} = \frac{\overbrace{C_{TKN,o} + S_{NO,o}}^{\text{Zulauf}} - \overbrace{(S_{TKN,e} + S_{NO,e} + i_{N,CSB} \cdot i_{CSB,TSS} \cdot X_{TSS,e})}_{\text{Ablauf}}}{C_{TKN,o} + S_{NO,o}} \geq \eta_{Ntot,soll} \quad (8)$$

$$C_{\text{Ntot},e} = S_{\text{TKN},e} + S_{\text{NO}_3,e} + i_{\text{N,CSB}} \cdot i_{\text{CSB,TSS}} \cdot X_{\text{TSS},e} \leq C_{\text{Ntot},e,\text{soll}} \quad [\text{gN m}^{-3}] \quad (9)$$

Der gelöste Kjeldahl-Stickstoff im Ablauf setzt sich aus der Ammoniumkonzentration und dem gelösten organischen Stickstoff zusammen:

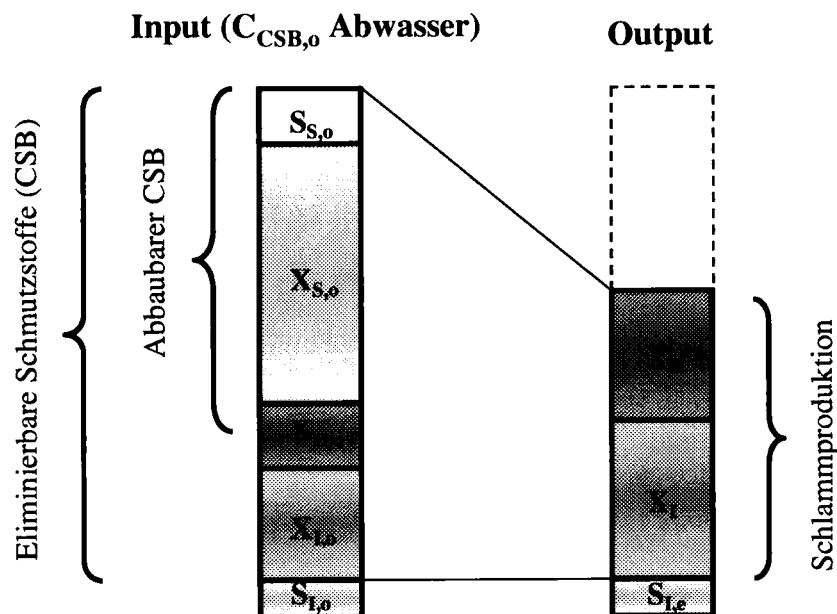
$$S_{\text{TKN},e} = S_{\text{NH}_4,e} + S_{\text{Norg},e} \approx S_{\text{NH}_4,e} + 0.02 + 0.05 \cdot S_{\text{I},e} \quad [\text{gN m}^{-3}]$$

### 3.4 CSB-Bilanz im stationären Zustand

Der sogenannte scheinbare Ausnutzungskoeffizient  $Y_{\text{CSB}}$  gibt das Verhältnis der total produzierten Feststoffe (= Schlammproduktion  $SP_{\text{CSB}}$ ) zu den eliminierten Schmutzstoffen (=  $C_{\text{CSB},o} - S_{\text{I},e}$ ) an:

$$Y_{\text{CSB}} = \frac{SP_{\text{CSB}}}{C_{\text{CSB},o} - S_{\text{I},e}} \quad [\text{gCSB gCSB}^{-1}] \quad (10)$$

Die Schlammproduktion  $SP_{\text{CSB}}$  wird im Modell als Konzentration  $[\text{gCSB m}^{-3} \text{ Abwasser}]$  angegeben. Zur Berechnung des mittleren täglichen Schlammfalls resp. erforderlichen Beckenvolumens (Gleichung 17) wird  $SP_{\text{CSB}}$  mit der Zulaufwassermenge  $Q_o$  multipliziert. Im Gegensatz zu den effektiven Ausnutzungskoeffizienten ( $Y_{\text{H,aer}}$ ,  $Y_{\text{H,ano}}$ , Gleichung (11)) beinhaltet  $Y_{\text{CSB}}$  somit auch den nicht abbaubaren (inerten) partikulären CSB-Anteil und den Zerfall der gebildeten Biomasse, weshalb dieser Wert von der Abwasserzusammensetzung, von der Betriebsweise der Kläranlage und von der Abwassertemperatur abhängt. Da kein CSB in der Anlage produziert werden kann, wird  $Y_{\text{CSB}}$  stets kleiner als 1.0 (FIGUR 6). Die Differenz  $(1 - Y_{\text{CSB}})$  entspricht dem aerob und anoxisch veratmeten CSB-Anteil (CSB-Erhaltungssatz). Ist  $Y_{\text{CSB}}$  bekannt, kann die Schlammproduktion  $SP_{\text{CSB}}$  aus Gleichung (10) berechnet werden.



FIGUR 6: CSB-Bilanz über die Belebungsanlage.  $S_i$ : inerte gelöster CSB,  $X_i$ : inerte partikulärer CSB,  $X_H$ : heterotrophe Biomasse,  $X_S$ : abbaubarer partikulärer CSB,  $S_S$ : abbaubarer gelöster CSB. Alle Konzentrationen auf den Zulauf bezogen.

Basierend auf CSB-Bilanzen über die Belegung für die einzelnen Schmutz- und Feststoffe ( $X_i$  und  $S_i$ , siehe FIGUR 6) mit den entsprechenden Prozessen nach dem „Activated Sludge Model No. 3“ (ASM3), lässt sich eine mathematische Beziehung für  $Y_{CSB}$  herleiten, welche alle oben genannten Abhängigkeiten berücksichtigt. Im stationären Zustand und nach einigen Vereinfachungen resultiert Gleichung (11):

$$Y_{CSB} = \frac{X_{I,o} + (X_{H,o} + Y_H \cdot (X_{S,o} + S_{S,o})) \cdot \frac{(1 + f_{XI} \cdot b_H \cdot SA_{tot})}{(1 + b_H \cdot SA_{tot})}}{(C_{CSB,o} - S_{I,e})} \quad [gCSB \ gCSB^{-1}] \quad (11)$$

Die einzelnen Parameter von Gleichung (11) haben die folgende Bedeutung:

- $X_{I,o}$ ,  $X_{H,o}$ : inerter partikulärer CSB resp. heterotrophe Biomasse im Zulauf zur Belebungsanlage (Ablauf Vorklämung). Die Berechnung dieser Anteile wird in Kapitel 4.2 diskutiert (Gleichungen (33) und (34)).
- $Y_H$ : Mittlerer Ausnutzungskoeffizient der heterotrophen Organismen für das Wachstum in der Belebungsanlage. Als gute Näherung können folgende Werte eingesetzt werden:

$$Y_H = 0.5 \cdot (Y_{H,aer} + Y_{H,ano}) \quad \text{für denitrifizierende Belebungsanlagen}$$

$$Y_H = Y_{H,aer} \quad \text{für rein aerobe Belebungsanlagen}$$

$$\text{mit } Y_{H,ano} = 0.46 \text{ und } Y_{H,aer} = 0.64 \text{ gCSB gCSB}^{-1} \text{ (TABELLE 10)}$$

- $X_{S,o} + S_{S,o}$ : Durch heterotrophe Organismen abbaubares Substrat im Abwasser (Ablauf VKB), bestehend aus einem partikulären und gelösten Anteil (=  $X_{S,o} + S_{S,o}$ ). Der partikuläre Anteil ist ( $S_{S,o}$ ,  $S_{I,e}$ ,  $C_{CSB,o}$  siehe TABELLE 1):

$$X_{S,o} = C_{CSB,o} - X_{H,o} - X_{I,o} - S_{I,e} - S_{S,o}$$

- $f_{XI}$ : Anteil der beim Zerfall der Biomasse freiwerdenden inerten partikulären Stoffe, die nicht mehr weiter abgebaut werden können (0.20 -, TABELLE 10).
- $b_H$ : Mittlere Zerfallsrate der heterotrophen Organismen in der Belebungsanlage. Diese ist stark vom Fließschema und der Temperatur abhängig. Unter anoxischen Bedingungen laufen die Zerfallsprozesse deutlich langsamer ab als unter aeroben Bedingungen (Siegrist *et al.*, 1999). Bei denitrifizierenden Anlagen ist die mittlere Zerfallsrate, die mit dem aerob resp. anoxisch gehaltenen Schlammanteile  $\beta_i$  gewichtet wird, deutlich geringer:

$$b_H = b_{H,aer20} \cdot e^{\theta_{bH} \cdot (T-20)} \cdot (\beta_{aer} + \eta_{ano} \cdot (\beta_{ano} + \beta_{nkb})) \quad [d^{-1}]$$

Unter aeroben Bedingungen ergibt sich für  $T=20^\circ\text{C}$  eine Zerfallsrate  $b_{H,aer}$  von  $0.30 \text{ d}^{-1}$ , für  $T=10^\circ\text{C}$  eine Zerfallsrate von  $0.15 \text{ d}^{-1}$  ( $\theta_{bH} = 0.07 \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ ). Die anoxische Zerfallsrate  $b_{H,ano}$  ist nur ca. halb so gross wie die aerobe ( $\eta_{ano} = 0.5$ , TABELLE 10).

Bei der Berechnung der Schlammanteile wird die Schlammmasse im NKB (Schlammbett, Einlaufkanäle) mitberücksichtigt. Oft erhöht diese die Denitrifikationsleistung der Anlage substantiell ( $\beta_{nkb}$  siehe TABELLE 2).

$$\beta_{\text{ano}} = \frac{V_{\text{ano}} \cdot X_{\text{TSS, BB}}}{V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}} = \frac{V_{\text{ano}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-]$$

$$\beta_{\text{nkb}} = \frac{\text{Schlammmasse im NKB}}{V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}} \quad [-]$$

$$\beta_{\text{aer}} = \frac{V_{\text{aer}} \cdot X_{\text{TSS, BB}}}{V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}} = (1 - \beta_{\text{ano}} - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-]$$

Die mittlere Zerfallsrate  $b_H$  ist bei einer durchschnittlichen denitrifizierenden Anlage 10-20% kleiner als die rein aerobe. Bei gleichem totalen Schlammalter nimmt die Schlammproduktion mit zunehmendem anoxischen resp. abnehmendem aeroben Volumenanteil leicht zu. Dieser Effekt konnte bei Pilotversuchen mit variablem anoxischen Volumenanteil beobachtet werden (Nowak *et al.*, 1999).

- $SA_{\text{tot}}$ : Das totale Schlammalter ist grösser als das beobachtete Schlammalter  $SA_{\text{BB}}$ , da auch die Schlammmasse in der Nachklärung berücksichtigt ist ( $SA_{\text{aer}}$ ,  $V_{\text{ano}}$ ,  $V_{\text{BB}}$  und  $\beta_{\text{nkb}}$  siehe TABELLE 2):

$$SA_{\text{tot}} = SA_{\text{BB}} \cdot \frac{1}{1 - \beta_{\text{nkb}}} = \frac{SA_{\text{aer}}}{1 - \frac{V_{\text{ano}}}{V_{\text{BB}}}} \cdot \frac{1}{1 - \beta_{\text{nkb}}} \quad [\text{d}]$$

- $C_{\text{CSB, o}}$ ,  $S_{\text{I, e}}$ : Totaler CSB im Zulauf zur Belebungsanlage (Ablauf Vorklämung) resp. gelöster CSB im Ablauf der Nachklärung (TABELLE 1). Die Differenz ist das sog. scheinbar abbaubare Substrat (FIGUR 6).

Nimmt man an, dass das abbaubare Substrat im Abwasser  $C_{\text{S, o}}$  ( $= X_{\text{S, o}} + S_{\text{S, o}}$ ) auch wirklich vollständig in der Belebungsanlage eliminiert wird, setzt sich der Überschussschlamm ( $SP_{\text{CSB}}$ , als Konzentration bezogen auf die Zulaufwassermenge) nur noch aus  $X_H$  und  $X_I$  zusammen (FIGUR 6). Diese beiden Fraktionen lassen sich ebenfalls aufgrund der CSB-Bilanzen für die Schmutz- und Feststoffe separat ermitteln:

$$X_H = \frac{X_{\text{H, o}} + Y_H \cdot (C_{\text{CSB, o}} - X_{\text{H, o}} - X_{\text{I, o}} - S_{\text{I, e}})}{1 + b_H \cdot SA_{\text{tot}}} \quad [\text{gCSB m}^{-3}] \quad (12)$$

$$X_I = X_{\text{I, o}} + X_H \cdot SA_{\text{tot}} \cdot b_H \cdot f_{\text{XI}} \quad [\text{gCSB m}^{-3}] \quad (13)$$

Die heterotrophe Biomasse  $X_H$  im Überschussschlamm resp. im Belebtschlamm spielt bei der Berechnung der endogenen Atmung (Biomassenerfall) eine dominante Rolle (Gleichungen (22) und (23)).

### 3.5 Stickstoffbilanz im stationären Zustand

Ein Teil des Zulaufstickstoffs wird in den produzierten Schlamm eingebaut und mit dem Überschussschlamm und den Ablaufschwebstoffen aus dem System eliminiert ( $X_{\text{N, org}}$ ). Der Rest verlässt die Anlage entweder in gelöster oder partikulärer Form oder

gelangt als Stickstoffgas  $N_2$ , produziert durch die Denitrifikation, in die Atmosphäre. Die Stickstoffbilanz liefert die zu denitrifizierende Nitratmenge (geforderte Denitrifikationsleistung) zu ( $S_{NO,e}$  aus Gleichung (8) oder (9)):

$$S_{NO,den} = C_{TKN,o} + S_{NO,o} - S_{TKN,e} - S_{NO,e} - X_{N,org} \quad [gN \ m^{-3}] \quad (14)$$

$$S_{NO,den} = C_{TKN,o} + S_{NO,o} - S_{TKN,e} - S_{NO,e} - i_{N,CSB} \cdot Y_{CSB} \cdot (C_{CSB,o} - S_{I,e}) \quad [gN \ m^{-3}]$$

Die geforderte Denitrifikationsleistung sollte kleiner als die mögliche (effektive) Leistung sein.

Bei vorgeschalteter Denitrifikation muss das in der Nitrifikation gebildete Nitrat via Rücklaufschlamm  $Q_r$  und ev. interner Rezirkulation  $Q_{ir}$  in die Anoxzone zurückgeführt werden. Um eine Nitratlimitierung zu verhindern, muss mindestens  $S_{NO,den}$  in die Denitrifikationszone gelangen, womit folgende Bedingung resultiert (aus Gleichungen (6) und (7), wenn  $S_{NO,e} = S_{NO,r} = S_{NO,ir}$ ):

$$\frac{(Q_r + Q_{ir})}{Q_o} > \frac{S_{NO,den} - S_{NO,o}}{S_{NO,e}} \quad [-] \quad (15)$$

### 3.6 Schlammalter und Reaktorvolumen

Das beobachtete Schlammalter  $SA_{BB}$  setzt sich aus dem aeroben und dem anoxischen Schlammalter  $SA_{aer}$  resp.  $SA_{ano}$  zusammen. Da letzteres in vielen Fällen unbekannt ist, das totale Schlammalter aber gleichwohl für alle weiteren Berechnungen eine wichtige Rolle spielt, kann  $SA_{BB}$  nach folgender Näherungsformel abgeschätzt werden ( $S_{NO,den}$  aus Gleichung (14), aerobes Schlammalter  $SA_{aer}$  siehe Beitrag Gujer):

$$SA_{BB} \cong SA_{aer} \cdot \left( 1 + 9 \cdot \frac{S_{NO,den}}{C_{CSB,o} - S_{I,e}} \right) \quad [d] \quad (16)$$

Damit lassen sich die Volumina der einzelnen Kompartimente sowie der gesamten Belebungsanlage vorerst abschätzen zu ( $SP_{CSB}$  als Konzentration bezogen auf die Abwassermenge, siehe Kapitel 3.4, Gleichung (10)):

$$V_{BB} = \frac{SA_{BB} \cdot Q_o \cdot SP_{CSB}}{X_{TSS,BB} \cdot i_{CSB,TSS}}, \quad V_{aer} = V_{BB} \cdot \frac{SA_{aer}}{SA_{BB}}, \quad V_{ano} = V_{BB} \cdot \frac{SA_{BB} - SA_{aer}}{SA_{BB}} \quad [m^3] \quad (17)$$

### 3.7 Effektive Denitrifikationsleistung

In Kapitel 2.4 wurde die totale Atmung der heterotrophen Mikroorganismen in einen Anteil Substratatmung und einen Anteil Grundatmung unterteilt. Das stationäre Modell, welches auf dem ASM3 aufbaut, teilt die Grundatmung selber ebenfalls in zwei Anteile (FIGUR 4), nämlich die Atmung auf Hydrolyseprodukten und die endogene Atmung.

Zur Berechnung der tatsächlichen Denitrifikationsleistung müssen die nur für die Denitrifikation zur Verfügung stehenden drei Atmungsanteile, also die einzelnen Anteile in der Anoxzone und in der Schlammmasse der Nachklärung, ermittelt werden.

Nimmt man an, dass sämtliches rasch abbaubares Substrat im Zulauf zur vorgeschalteten Denitrifikationszone anoxisch veratmet wird, berechnet sich die **Substratatmung** zu:

$$S_{O,sub} = S_{S,o} \cdot (1 - Y_{H,ano}) \quad [gO_2 \text{ m}^{-3}] \quad (18)$$

Es ist bekannt, dass partikuläres Zulaufsubstrat praktisch vollständig in einer Belebungsanlage hydrolysiert wird, und dass die Hydrolysegeschwindigkeit unter anoxischen und aeroben Bedingungen gleich ist (Gujer *et al.*, 1999). Die Hydrolysegeschwindigkeit ist direkt proportional zur Konzentration der vorhandenen partikulären Substrate  $X_s$ . Da  $X_s$  entlang der Belebungsanlage abnimmt (FIGUR 7), nimmt auch die **Atmungsgeschwindigkeit auf Hydrolyseprodukten** entlang des Belebungsbeckens ab. Der anoxisch verwertbare Anteil ist deshalb stark vom Fliessschema der Anlage abhängig. Bei der vorgeschalteten Denitrifikation ist die Hydrolysegeschwindigkeit aufgrund der hohen vorhandenen Konzentration an partikulären Substraten gross, im Schlammbett der Nachklärung ist sie klein. Dieses Verhalten lässt sich mit einem Faktor  $f_i$  nach Gleichung (19) ( $f_{ano}$  und  $f_{nkb}$ , TABELLE 3) berücksichtigen.

$$f_i = \frac{X_{S,i}}{X_{S,aer,mittel}} \quad [-] \quad i: \text{Bez. des Kompartimentes (ano, nkb, etc.)} \quad (19)$$

Die Atmung auf Hydrolyseprodukten in der vorgeschalteten Anoxzone resp. in der Schlammmasse der Nachklärung kann schliesslich mit den Gleichungen (20) resp. (21) berechnet werden. Der Anteil der Nachklärung ist jedoch relativ gering. Die Berechnung des partikulären CSB im Abwasser  $X_{S,o}$  ist in Kapitel 3.4 erläutert.

$$S_{O,hydr,ano} = X_{S,o} \cdot \frac{\beta_{ano} \cdot f_{ano}}{\beta_{ano} \cdot f_{ano} + \beta_{aer} + \beta_{nkb} \cdot f_{nkb}} \cdot (1 - Y_{H,ano}) \quad [gO_2 \text{ m}^{-3}] \quad (20)$$

$$S_{O,hydr,nkb} = X_{S,o} \cdot \frac{\beta_{nkb} \cdot f_{nkb}}{\beta_{ano} \cdot f_{ano} + \beta_{aer} + \beta_{nkb} \cdot f_{nkb}} \cdot (1 - Y_{H,ano}) \quad [gO_2 \text{ m}^{-3}] \quad (21)$$

⏟  
Berücksichtigt die anox. gehaltene  
Schlammfraktion und das  $X_s$ -Profil  
entlang der Belebung

TABELLE 3:  $f_{ano}$  und  $f_{nkb}$  aufgrund Simulation mit dem Activated Sludge Model No. 3 (ASM3) für verschiedene Fliessschema. <sup>1)</sup> Pilotanlage Tüffenwies, <sup>2)</sup> ARAs.

Fliessschema	$f_i$
Vorgeschaltete Denitrifikation	<sup>1)</sup> 1.7 <sup>2)</sup> 1.5
Alternierende Denitrifikation/SBR	1.5
Intermitt. und simultane Denitrifikation	1.0
Nachgeschaltete Denitrifikation und Denitrifikation im NKB	0.7



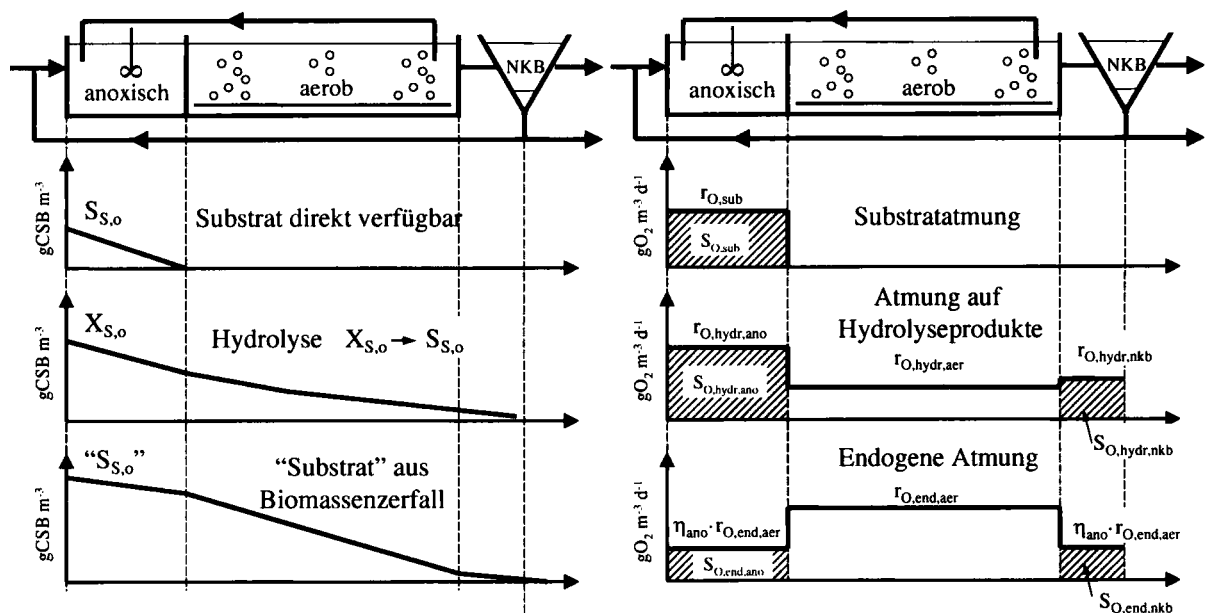
$X_s$ -Konzentrationen entlang von Belebungsanlagen sind nicht direkt messbar. Sie müssen mit dem ASM3 für verschiedene Anlagen simuliert werden. Als Kontrolle dienen gemessene  $O_2$ -Zehrungsprofile (z.B. FIGUR 4) entlang von Belebungsanlagen. Bei alternierender Beschickung und beim SBR-Verfahren ergibt sich durch die zeitliche Staffelung des Abbaus, zuerst denitrifizierend dann aerob, ein  $f_i$ -Wert von mehr als 1.0.

Durch Zerfall der zufließenden und in der Belebung gebildeten heterotrophen Biomasse steht auch systeminternes Substrat („ $S_s$ “) für aerobes resp. anoxisches Wachstum zur Verfügung. Anlehnend an das ASM3 wird dieser Prozess als **endogene Atmung** modelliert. Sie ist stark abhängig von den Umweltbedingungen (aerob oder anoxisch). Unter anoxischen Bedingungen zerfällt die Biomasse deutlich langsamer als unter aeroben Bedingungen. Die endogene Atmung ist proportional zur Konzentration der heterotrophen Biomasse im Belebtschlamm, welche nach Gleichung (12) berechnet werden kann. Da diese entlang der Belebungsanlage kaum abnimmt, führt die Schlammmasse im Nachklärbecken zu einer substantiellen Erhöhung der gesamten Denitrifikationsleistung:

$$S_{O,end,ano} = (1 - f_{XI}) \cdot \eta_{ano} \cdot b_{H,aer} \cdot \beta_{ano} \cdot SA_{tot} \cdot X_H \quad [gO_2 \text{ m}^{-3}] \quad (22)$$

$$S_{O,end,nkb} = (1 - f_{XI}) \cdot \eta_{ano} \cdot b_{H,aer} \cdot \beta_{nkb} \cdot SA_{tot} \cdot X_H \quad [gO_2 \text{ m}^{-3}] \quad (23)$$

Die FIGUR 7 zeigt die vom Modell berechneten Konzentrationen der abbaubaren Substrate sowie die Zehrungen (anoxisch oder aerob) entlang einer denitrifizierenden Belebungsanlage. Daraus wird ersichtlich, dass bei einer vorgeschalteten Anoxzone ein grosser Teil der Zehrung für die Denitrifikation zur Verfügung steht.



FIGUR 7: Links: Verlauf des rasch abbaubaren Substrats  $S_{s,o}$  (Substratatzehrung) des partikulären Substrats  $X_{s,o}$  (Hydrolyse) und des internen Substrats „ $S_{s,o}$ “, welches aus der endogenen Atmung (Biomassenzерfall) freigesetzt würde, entlang einer denitrifizierenden Belebungsanlage. Konzentrationen bezogen auf den Zulauf. Rechts: Entsprechende Zehrungen. Die Fläche unter der Zehrungskurve entlang der gesamten Belebung entspricht den total veratmeten Schmutzstoffen  $(C_{CSB,o} - S_{l,e}) \cdot (1 - Y_{CSB})$ .

Durch **Sauerstoffeinträge** in die Anoxzone über Zulauf, Rücklaufschlamm, interne Rezirkulation und Oberfläche und Sauerstoffeinträge ins NKB wird Substrat teilweise aerob statt anoxisch veratmet, was zu einer Reduktion der Denitrifikationsleistung führt (Gleichung (5), Kapitel 2.5). Die parallel zur heterotrophen Sauerstoffzehrung ablaufende Nitrifikation zehrt ebenfalls Sauerstoff und vermindert den Substratverlust um den Anteil  $f_{\text{nit}}$  (0.4 -, TABELLE 10), womit insgesamt der folgende Abzug als Folge der Sauerstoffeinträge resultiert:

$$S_{\text{O},\text{in},\text{ano}} = \left( S_{\text{O},\text{o}} + S_{\text{O},\text{r}} \cdot \frac{Q_{\text{r}}}{Q_{\text{o}}} + S_{\text{O},\text{ir}} \cdot \frac{Q_{\text{ir}}}{Q_{\text{o}}} + k_{\text{Ia}} \cdot S_{\text{O},\text{sätt}} \cdot \frac{V_{\text{ano}}}{Q_{\text{o}}} \right) \cdot (1 - f_{\text{nit}}) \quad [\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}] \quad (24)$$

$$S_{\text{O},\text{in},\text{nkb}} = S_{\text{O},\text{BB}} \cdot \frac{Q_{\text{o}} + Q_{\text{r}}}{Q_{\text{o}}} \cdot (1 - f_{\text{nit}}) \quad [\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}] \quad (25)$$

Für die vorgeschaltete Anoxzone und für die Schlammmasse im Nachklärbecken stehen schliesslich folgende Atmungsanteile für die Denitrifikation zur Verfügung:

$$S_{\text{O},\text{den},\text{ano}} = S_{\text{O},\text{sub}} + S_{\text{O},\text{hydr},\text{ano}} + S_{\text{O},\text{end},\text{ano}} - S_{\text{O},\text{in},\text{ano}} \quad [\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}] \quad (26)$$

$$S_{\text{O},\text{den},\text{nkb}} = S_{\text{O},\text{hydr},\text{nkb}} + S_{\text{O},\text{end},\text{nkb}} - S_{\text{O},\text{in},\text{nkb}} \quad [\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}] \quad (27)$$

Die **effektive Denitrifikationsleistung** der vorgeschalteten Anoxzone und der Schlammmasse in der Nachklärung wird damit zu (2.86 = O<sub>2</sub>-Äquivalent von Nitrat):

$$S_{\text{NO},\text{den}} = \frac{S_{\text{O},\text{den},\text{ano}} + S_{\text{O},\text{den},\text{nkb}}}{2.86} \quad [\text{gN m}^{-3}] \quad (28)$$

Wenn diese stark von der nach Gleichung (14) berechneten, geforderten Denitrifikationsleistung abweicht, muss das anoxische Schlammalter entsprechend angepasst werden.

### 3.8 Gesamte Stickstoffelimination

Die gesamte Stickstoffelimination  $C_{\text{N,tot}}$  (als Konzentration bezogen auf die Abwassermenge im Zulauf) setzt sich aus der effektiv denitrifizierten Stickstoffmenge nach Gleichung (28) und dem Abzug von partikulärem organischen Stickstoff mit dem Überschussschlamm zusammen. Der Einbau von Stickstoff in die Biomasse kann über den scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{\text{CSB}}$  berechnet werden. Ein Teil des eingebauten Stickstoffs verlässt die Anlage in partikulärer Form in den Ablaufschwebstoffen:

$$C_{\text{N,tot}} = S_{\text{NO},\text{den}} + X_{\text{N,org}} \quad [\text{gN m}^{-3}] \quad (29)$$

$$C_{\text{N,tot}} = S_{\text{NO},\text{den}} + i_{\text{N,CSB}} \cdot Y_{\text{CSB}} \cdot (C_{\text{CSB},\text{o}} - S_{\text{l,e}}) - i_{\text{N,CSB}} \cdot X_{\text{TSS,e}} \quad [\text{gN m}^{-3}]$$

### 3.9 Beckendimensionierung

Das stationäre Modell rechnet mit über lange Zeit durchflussproportional gemittelten Zulaufkonzentrationen (TABELLE 1). Die Berechnung der Schlammproduktion  $SP_{\text{CSB}}$  (aus Gleichung (10), bezogen auf die Abwassermenge im Zulauf) sowie der Stickstoff-Eliminationsleistung (Gleichung (29)) sind daher ebenfalls nur Mittelwerte.

Die Auslegung der Becken geschieht jedoch unter Berücksichtigung von Spitzenbelastungen. Massgebend ist dabei die 80%-Fracht der organischen Stoffe (CSB) des gleitenden Mittels über ungefähr ein Schlammalter. Das erforderliche Beckenvolumen ergibt sich somit zu:

$$V_{BB,dim} = L_{dim} \cdot \frac{SA_{BB} \cdot Q_o \cdot SP_{CSB}}{X_{TSS, BB} \cdot i_{CSB, TSS}}$$

Der Spitzenfaktor  $L_{dim}$  bedeutet das Verhältnis von 80%-CSB-Fracht des gleitenden Mittels über ein Schlammalter  $F_{CSB,80\%}$  zur mittleren Fracht  $F_{CSB,Mittel}$ :

$$L_{dim} = \frac{F_{CSB,80\%}}{F_{CSB,Mittel}} \quad [-] \quad (\text{für viele kommunale Anlagen: } 1.1 \leq L_{dim} \leq 1.4)$$

Grundsätzliche Überlegungen zur Dimensionierung speziell auch der Nitrifikation werden im Beitrag von Gujer diskutiert.

### 3.10 Mittlerer Sauerstoffbedarf

Der mittlere Sauerstoffbedarf einer denitrifizierenden Belebungsanlage setzt sich aus dem Bedarf für die Nitrifikation und dem Bedarf für den Abbau der organischen Stoffe (CSB-Veratmung) zusammen. Mit zunehmender Denitrifikation verringert sich der Sauerstoffbedarf um ca.  $2.86 \text{ gO}_2 \text{ g}^{-1}_{\text{NO}_3\text{-N}}$ . Die Anwendung der CSB-Bilanz über die Belebungsanlage liefert die veratmete Sauerstoffmenge. Der eliminierte CSB muss entweder im Belebtschlamm oder in Form von Sauerstoffverbrauch wieder gefunden werden. Der scheinbare Ausnutzungskoeffizient  $Y_{CSB}$  (Gleichung 11) gibt an, welcher Teil des Zulauf-CSB in den Schlamm inkorporiert wird, der Rest wird veratmet. Zusammen mit der nitrifizierten und denitrifizierten Stickstoffmenge ergibt sich der mittlere Sauerstoffbedarf:

$$S_{O,aer} = (1 - Y_{CSB}) \cdot (C_{CSB,o} - S_{I,e}) + 4.33 \cdot S_{NH,nit} - 2.86 \cdot S_{NO,den} \quad [\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}] \quad (30)$$

$$\text{mit } S_{NH,nit} = C_{TKN,o} - i_{N,CSB} \cdot Y_{CSB} \cdot (C_{CSB,o} - S_{I,e}) - S_{TKN,e} \quad [\text{gN m}^{-3}]$$

Um Momentanwerte zu berechnen (Dimensionierung der Belüftung), muss dieser Mittelwert noch mit Spitzenfaktoren multipliziert werden, die sich z.B. aus der A 131 (1991), aus Messungen oder aus dynamischen Simulationen ergeben (siehe auch Überlegungen im Beitrag Gujer).

## 4 EICHUNG UND VALIDIERUNG DES STATIONÄREN MODELLS

### 4.1 Versuchsanlagen, Material und Methoden

Im folgenden sind alle Versuchsanlagen sowie die Versuchsbedingungen, welche für die Eichung und Validierung des stationären Modells wichtig waren, kurz beschrieben. Das genaue Messprogramm und die Analytik wird nur für die Pilotanlage Tüffenwies und die Versuchsanlage Neugut angegeben. Bei allen anderen Versuchen wird auf die entsprechende Literatur verwiesen. TABELLE 4 soll lediglich einen Überblick über die vorhandene Datengrundlage geben.

TABELLE 4: Datengrundlage für die Eichung und Validierung. • = vorhanden, (•) = teilweise vorhanden, – = nicht vorhanden. TW: Pilotanlage Tüffenwies, NG: Versuchsstrasse Neugut, WH: Werdhölzli, PK: Pfäffikon, BD: Bassersdorf. <sup>1)</sup> Stichproben.

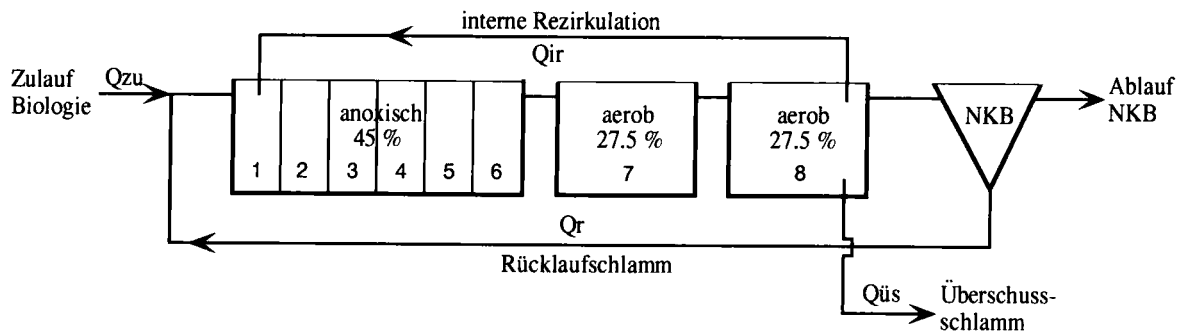
Kampagne	Tages- gang	Profile <sup>1)</sup>	Online	P-Bilanz	N-Bilanz	CSB-Bil.	N-Bilanz
				BB+NKB	BB+NKB	BB+NKB	NKB
TW, Den1	•	•	-	•	•	•	-
TW, Den2	•	•	-	•	•	•	-
NG, Den1	•	-	•	•	•	•	•
NG, Den2	•	-	•	•	•	•	•
NG, Den3	•	-	•	•	•	•	•
WH Röck u. Rufer 1994	•	(•)	(•)	•	•	•	(•)
WH Purtschert Siegrist 1994	-	•	-	•	•	•	-
WH Diebold u. Zimmerli 1995	•	-	(•)	-	•	•	(•)
WH Pianta u. Marti 1997	•	-	•	-	•	•	•
Bilten Blunsi Manser 1998	•	-	•	•	•	•	-
Glatt Purtschert <i>et al.</i> 1993	•	•	-	•	•	•	-
PK Brandenberger 1998	-	-	-	•	•	•	-
BD Thomann 1999	-	(•)	-	•	•	•	(•)

#### 4.1.1 Pilotanlage Tüffenwies (TW)

Die Pilotanlage der Versuchsstation Tüffenwies der EAWAG in Zürich-Altstetten wird mit Abwasser aus dem Hauptsammelkanal Zulauf ARA Werdhölzli betrieben. Mit einem über die gesamte Versuchsdauer (11.95-7.97) gemittelten Verhältnis CSB:N:P = 66:5:1 resp. CSB:N = 13:1 im Ablauf des VKB ist die Abwasserzusammensetzung eher günstiger als im Ablauf des VKB ohne Faulwasseranteil der ARA Werdhölzli. Um Nitratlimitierungen in der Anoxzone zu vermeiden und um Rückläufe aus der Schlammbehandlung zu simulieren, wurde der Zulauf der Pilotanlage mittels Dosierung von anorganischem Stickstoff (Ammonium und Nitrat) auf das Verhältnis CSB:N = 6:1 aufgestockt (TABELLE 5). Die beiden Versuchsphasen mit vorgeschalteter Denitrifikation dauerten vom 19.8.-15.11.96 und vom 10.2.-23.3.97, während der übrigen Versuchszeit diente die Pilotanlage zur Untersuchung der erhöhten biologischen Phosphorelimination.

TABELLE 5: Pilotanlage: Mittlere Konzentrationen im Ablauf VKB (ohne Dosierung) während der gesamten Versuchszeit inkl. Bio-P-Phasen sowie im Zulauf während den Denitrifikationsphasen (inkl. Dosierung von Stickstoff).

Parameter	Einheit	Ablauf VKB	Zulauf BB	Zulauf BB
		ges. Vers.dauer	Phase DEN1	Phase DEN2
TSS	g m-3	115	120	115
CSBtot	gCSB m-3	295	255	300
CSBgel	gCSB m-3	90	70	85
Ntot	gN m-3	23	50	54
NO <sub>2,3</sub>	gN m-3	0.6	2.1	4.7
CSB:N	gCSB gN-1	13:1	5:1	6:1



FIGUR 8: Fließschema der Pilotanlage Tüffenwies während den Denitrifikationsphasen sowie Beckennummerierung. 100% = 1.2 m<sup>3</sup>.

Die Pilotanlage (FIGUR 8) wurde mit einem ungefähr konstanten Zulauf von rund 2.0-2.5 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> betrieben. Das Schlammalter lag im Bereich von 14-16 Tagen, womit eine Feststoffkonzentration im Belebungsbecken von ca. 3.0-3.5 kgTSS m<sup>-3</sup> resultierte. Der Rücklaufschlamm  $Q_r$  sowie die interne Rezirkulation  $Q_{ir}$  wurden konstant gehalten, das Verhältnis  $Q_r:Q_o$  und  $Q_{ir}:Q_o$  betrug 1.0 resp. 2.2.

Insgesamt wurden während den beiden Denitrifikationsphasen folgende Daten erhoben:

**Routinemessungen:** Täglich Temperatur und pH-Wert im Belebungsbecken sowie 24h-Sammelproben vom Zu- und Ablauf und Bestimmung von TSS, Stickstoff-, Phosphor-, CSB-Fractionen und Alkalinität (nur Ablauf); zweimal pro Woche TSS, totaler CSB, Stickstoff und Phosphor im Belebungsbecken zur Ermittlung von  $i_{CSB}$ ,  $i_N$  und  $i_p$ ; 2-3 mal pro Woche Konzentrationsprofile von anorganisch gelöstem Stickstoff und PO<sub>4</sub> entlang der Anlage (Becken 2, 4, 6, 8, Rücklaufschlamm); Durchflüsse ( $Q_o$ ,  $Q_r$ ,  $Q_{ir}$  und  $Q_{üs}$ ) und Schlammvolumenindex (unverdünnt und 1:1 verdünnt) wurden wöchentlich bestimmt. Die Sauerstoffkonzentration wurde im ersten aeroben Kompartiment auf ca. 3.0 gO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup> geregelt, die Sauerstoffkonzentration im zweiten aeroben Kompartiment wurde mittels Sauerstoffsonde und Schreiber kontinuierlich aufgezeichnet.

**Tagesgänge:** 2h-Sammelproben vom Zu- und Ablauf (Parameter siehe 24h-Sammelproben); alle drei Stunden Stichproben aus allen Becken und aus Rücklaufschlamm. Messung von NH<sub>4</sub>, NO<sub>2</sub>, NO<sub>3</sub> sowie PO<sub>4</sub>; alle drei Stunden Zehrungsversuche mit 0.5 Liter Batchreaktor mit Belebtschlamm aus Becken 7 und 8 (jeweils ohne und mit Zugabe von 2.0 gATH m<sup>-3</sup> Reaktor).

**Zehrungsprofil:** Parallelversuch während zwei Stunden (anoxisch/aerob) mittels doppelwandigem Glasreaktor mit O-Ring-Dichtung und Magnetrührer, Nutzvolumen 3.0 Liter, Belebtschlamm wahlweise aus den Becken 2, 4, 6 und 8; Zugabe von 2.0 gATH m<sup>-3</sup> Reaktor und Dosierung von ca. 10-15 gNO<sub>3</sub>-N m<sup>-3</sup> in beide Reaktoren; Aerober Batchreaktor: Messung der Sauerstoffzehrung des frischen Belebtschlammes mit Sauerstoffsonde und Schreiber, Belüftung intervallweise mit Luft; Anoxischer Batchreaktor: N<sub>2</sub>-Begasung, Probenahme 50 ml alle 10 Minuten und Analyse der gelösten anorganischen Stickstoffkomponenten; pH-Wert und Temperatur bei beiden Reaktoren ungerichtet.

**Schnell abbaubares Substrat im Abwasser:** Versuchsbeschreibung siehe Gujer (1993). 3 Liter Batchreaktor (siehe oben); Verhältnis Belebtschlamm:Abwasser 1:3

(Nachtabwasser) resp. 1:4 (Tagabwasser); Doppelbestimmung totaler CSB des Abwassers, Zugabe von ATH.

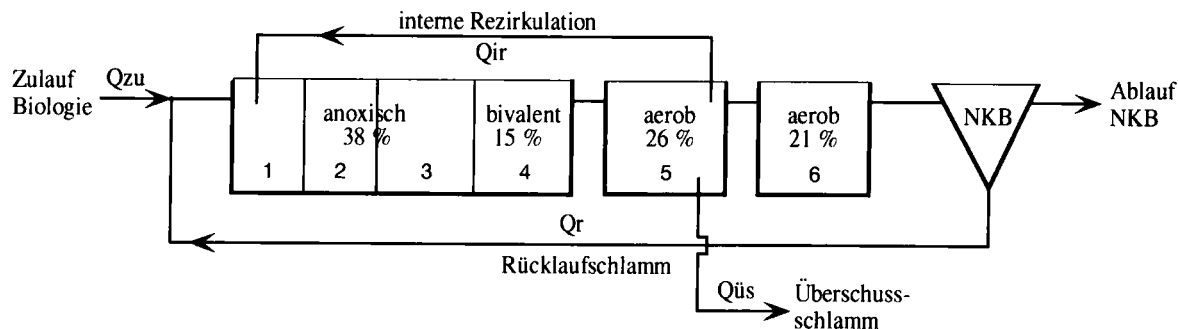
**Zerfall Biomasse:** Belebtschlamm aus Becken 8 der Pilotanlage wurde 7 Tage lang in zwei Batchreaktoren aerob resp. anoxisch gehalten. Messung totaler CSB des Schlammes (Doppelbestimmung). Die Dosierung von täglich 30-50 mgNaNO<sub>3</sub>-N l<sup>-1</sup> in anoxischen Batch verhinderte eine Nitratlimitierung, Begasung mit Stickstoffgas. In beiden Reaktoren wurde täglich die Grundatmung (mind. 30 min.) und die Maximalatmung nach Aufstockung mit 10 mgNH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>-N l<sup>-1</sup> bestimmt. Analyse der gelösten anorganischen Stickstoffkomponenten täglich jeweils vor Aufstockung. Temperatur- (20 resp. 12 °C) und pH-Regelung (manuell mit HCl resp. NaHCO<sub>3</sub>) bei beiden Reaktoren.

#### 4.1.2 Versuchsanlage Neugut (NG)

Die Kläranlage Neugut reinigt das Abwasser von ca. 60'000 EW. Eine der insgesamt vier bestehenden Wasserstrassen wurde für die Versuche mit einer anoxischen Zone sowie mit einer wahlweise belüfteten oder gerührten Zone (Bivalentzone) ausgestattet (FIGUR 9). Die Kläranlage Neugut betrieb zur Zeit der Versuchskampagnen noch keine Schlammfäulung. Deshalb musste, um auf mit der ARA Werdhölzli vergleichbare Nährstoffverhältnisse im Zulauf zur Belebung zu gelangen, eine Stickstofflösung (LONZA-SOL N, AGROline AG) in den Zulauf der Versuchsstrasse zudosiert werden. Der verwendete Dünger setzte sich aus ca. 25% Ammonium, 25% Nitrat und 50% Harnstoff zusammen. Die erste Denitrifikationsphase DEN1 war geprägt durch die Rezirkulation von Überschussschlamm via Vorklärung in die Versuchsstrasse. Dadurch wurde die Bilanzierung der Versuchsstrasse erschwert. Die Inbetriebnahme der separaten Entwässerung des Überschussschlammes ab Juni 1997 führte zu einer deutlichen Verbesserung während den weiteren Versuchsphasen (TABELLE 6).

TABELLE 6: Mittlere Konzentrationen im Zulauf der Versuchsanlage Neugut während den Denitrifikationsphasen (inkl. Dosierung von Stickstoff).

Parameter	Einheit	20.1.-2.3.97	5.8.-28.8.97	26.1.-8.2.98
		Phase DEN1	Phase DEN2	Phase DEN3
TSS	g m <sup>-3</sup>	315	100	95
CSB <sub>tot</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	520	290	290
CSB <sub>gel</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	110	155	120
N <sub>tot</sub>	gN m <sup>-3</sup>	43	40	49
NO <sub>2</sub> +NO <sub>3</sub>	gN m <sup>-3</sup>	6	6.1	7.7
CSB:N	gCSB gN <sup>-1</sup>	12:1	7:1	6:1
Q <sub>o</sub>	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	4460	3370	3330



FIGUR 9: Fließschema der Versuchsstrasse Neugut während den Denitrifikationsphasen. Bivalentzone belüftet. 100% = 3'025 m<sup>3</sup>.

Basierend auf Messungen von Eisengehalten des Belebtschlammes der Versuchs- resp. der Parallelstrassen liess sich der über das VKB rezirkulierte Überschuss-Schlammanteil in Phase DEN1 abschätzen (Eisenbilanz). Das Verhältnis CSB:N der Netto-Zulaufmengen (ohne Rezirkulation) errechnet sich damit zu 12:1. Das effektive Schlammalter betrug 16 d, das Verhältnis  $Q_r:Q_o$  ca. 2.0 und  $Q_{ir}:Q_o$  zwischen 3.0-5.0. Es gelang jedoch nicht immer, Nitratlimitierungen in der Anoxzone zu vermeiden.

Insgesamt wurden während den Denitrifikationsphasen folgende Daten erhoben:

**Routinemessungen:** Täglich 24h-Sammelproben (einmal wöchentlich 4h Sammelproben) vom Zu- und Ablauf. Bestimmung im Zulauf von TSS,  $CSB_{tot}$ ,  $N_{tot}$ ,  $P_{tot}$ ,  $NH_4$ ,  $NO_2$ ,  $NO_3$ ,  $PO_4$  täglich,  $CSB_{gel}$ ,  $N_{gel}$ ,  $P_{gel}$  zweimal pro Woche; im Ablauf Bestimmung von TSS,  $NH_4$ ,  $NO_2$ ,  $NO_3$ ,  $PO_4$  täglich,  $N_{gel}$ ,  $P_{gel}$  zweimal pro Woche, Alkalinität einmal pro Woche; zweimal pro Woche TSS,  $CSB_{tot}$ ,  $N_{tot}$ ,  $P_{tot}$  des Belebtschlammes zur Ermittlung von  $i_{CSB}$ ,  $i_N$  und  $i_P$ , einmal pro Woche  $Fe_{tot}$  und SVI (unverdünnt und 1:1 verdünnt).

**Online-Messungen:**  $NO_3$ ,  $NO_2$ ,  $NH_4$  und  $PO_4$  in den Becken 1, 2, 3, 5, 6 sowie im Rücklaufschlamm (mit Unterbrüchen). Alle hydraulischen Parameter sowie Sauerstoffkonzentration in Becken 5 und 6, Temperatur und pH-Wert in Becken 4, Feststoffkonzentration (resp. Trübung) in Becken 5 und elektrische Leitfähigkeit im Zulauf wurden ebenfalls kontinuierlich erfasst.

**Tagesgänge:** 4h-Sammelproben vom Zu- und Ablauf (Parameter siehe 24-Sammelproben); alle drei Stunden Stichproben aus Becken 2, 4, 5 (Anfang und Ende), 6, Rücklaufschlamm und Messung der gelösten Stickstofffraktionen sowie  $PO_4$ ; alle drei Stunden Zehrungsversuche in 8 Liter Batchreaktor mit Belebtschlamm aus Becken 4, 5 (Anfang und Ende) und 6. Die Zehrungsversuche wurden jeweils mit und ohne Zugabe von 2.0 gATH m<sup>-3</sup> Reaktor durchgeführt.

#### 4.1.3 Kläranlage Glatt (Glatt)

Im Rahmen einer Diplomarbeit (Purtschert *et al.*, 1993) wurden auf der Kläranlage Glatt (110'000 EW) während neun Wochen Versuche zur Ermittlung des Denitrifikationsverhaltens in Abhängigkeit verschiedener Betriebsbedingungen durchgeführt. Die Versuche erforderten die Umrüstung einer der vier bestehenden Strassen (nur Nitrifikation) mit einer vorgeschalteten Anoxzone (FIGUR 10).

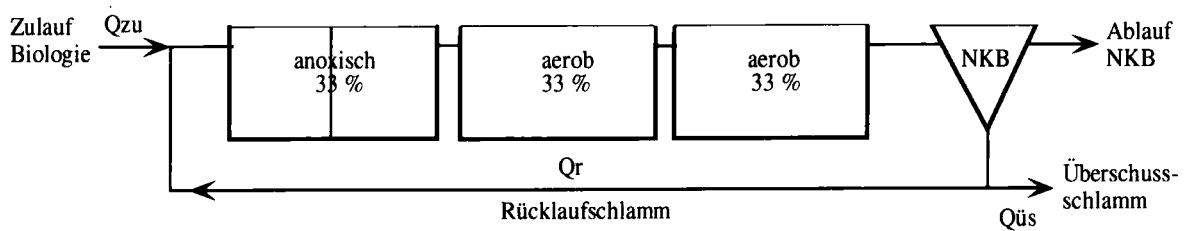
FIGUR 10: Fließschema der Versuchsstrasse Glatt. 100% = 1'810 m<sup>3</sup>.

TABELLE 7: Mittlere Konzentrationen (inkl. Faulwasser aus der Schlammbehandlung) im Zulauf der Versuchsstrasse ARA Glatt.

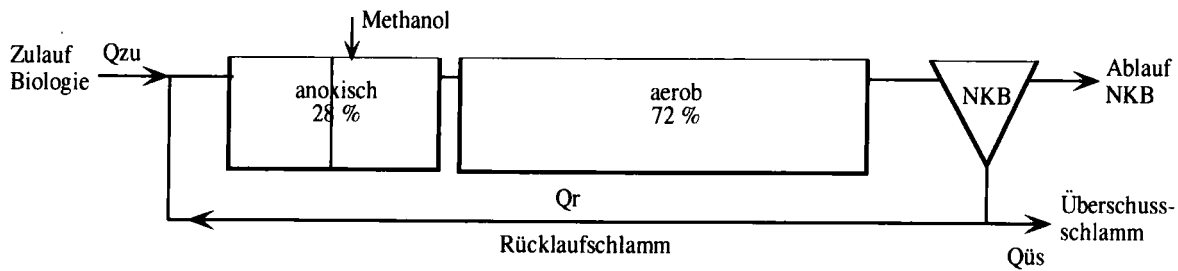
Parameter	Einheit	12.10-15.11.92
		Purtschert <i>et al.</i> , 1993
TSS	g m <sup>-3</sup>	75
CSB <sub>tot</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	170
CSB <sub>gel</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	85
N <sub>tot</sub>	gN m <sup>-3</sup>	24
NO <sub>2</sub> +NO <sub>3</sub>	gN m <sup>-3</sup>	2.2
CSB:N	gCSB gN <sup>-1</sup>	7:1
Q <sub>0</sub>	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	9000

Das totale Schlammalter der Versuchsstrasse betrug etwa 9-11 Tage, die Belebtschlammkonzentration im Belebungsbecken zwischen 4.0 und 5.5 kgTSS m<sup>-3</sup>. Das Verhältnis  $Q_r:Q_0$  erreichte im Mittel 1.5, wobei es im Laufe der Versuchszeit von anfänglich 1.0 auf 2.0 erhöht wurde. Die ARA Glatt verfügt über vier runde horizontaldurchströmte Nachklärbecken mit einem Volumen von je 3'000 m<sup>3</sup>, wovon rund 400 m<sup>3</sup> oder 25% der gesamten Schlammmasse im System vom Schlammbett eingenommen wird. Die mittlere Abwasserzusammensetzung sowie das CSB:N-Verhältnis geht aus TABELLE 7 hervor.

#### 4.1.4 Kläranlage Werdhölzli (WH)

Die Belegung der Kläranlage Zürich-Werdhölzli (600'000 EW) ist in zwei voneinander unabhängige Anlagenseiten (Nord und Süd) mit einem Trockenwetterzufluss von je ca. 80'000 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> unterteilt. Das CSB:N-Verhältnis variierte in einem eher ungünstigen Bereich zwischen 6.5:1 und 8.5:1 je nach Jahreszeit und Faulwassermenge. Beide Seiten besitzen je 6 Belebungs- und 6 Nachklärbecken. Das Versuchsbecken auf der Nordseite der Anlage besitzt eine Anoxzone mit einem Volumenanteil von 28% (FIGUR 11). Das Verhältnis  $Q_r:Q_0$  betrug bei allen Versuchen rund 2, also ungefähr zweimal den Trockenwetterzufluss. Mit mittleren Schlammalter zwischen 10 bis 15 Tagen resultierte eine Feststoffkonzentration im Belebungsbecken von 3.0-4.5 kgTSS m<sup>-3</sup>. Die mittlere Abwasserzusammensetzung geht aus TABELLE 8 hervor.





FIGUR 11: Fließschema Versuchsbecken Werdhölzli. 100% = 5'000 m<sup>3</sup>. Zeitweise Parallelversuche mit resp. ohne Methanol (Purtschert und Siegrist, 1994).

TABELLE 8: Mittlere Konzentrationen im Ablauf VKB Werdhölzli während den verschiedenen Versuchsperioden (inkl. Faulwasser aus der Schlammbehandlung).

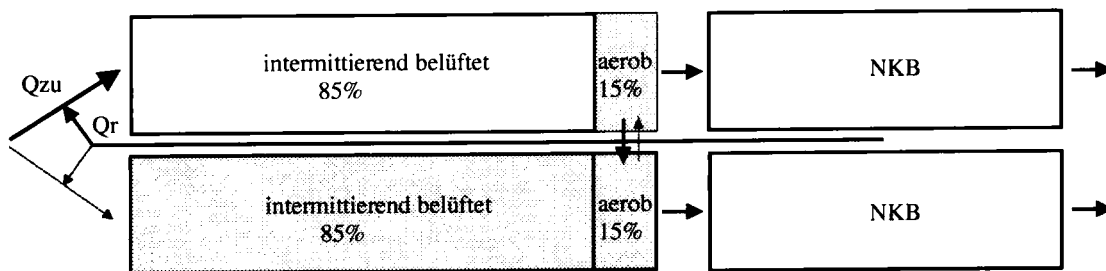
Parameter	Einheit	1.11.-6.12.93 (Röck & Rufer, 1994)	18.4.-13.8.94 (Purtschert & Siegrist, 1994)	24.10.-24.11.94 (Diebold & Zimmerli, 1995)	28.10.-15.12.96 (Pianta, Marti, 1997)
TSS	g m <sup>-3</sup>	95	80	80	90
CSB <sub>tot</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	260	170	225	225
CSB <sub>gel</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	105	50	-	65
N <sub>tot</sub>	gN m <sup>-3</sup>	33	26	29	27
NO <sub>2</sub> +NO <sub>3</sub>	gN m <sup>-3</sup>	0.6	0.8	0.1	0.7
CSB:N	gCSB gN <sup>-1</sup>	8:1	7:1	8:1	8:1
Q <sub>0</sub>	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	14'900	15'300	14'000	15'200

Die rechteckigen, querdurchströmten Nachklärbecken der ARA Werdhölzli haben ein Volumen von je 6'000 m<sup>3</sup> (Tiefe 4.4 m, Oberfläche 1'350 m<sup>2</sup>), und sind mit je drei Saugräumern ausgestattet. Das Volumen des seitlichen Zulaufkanals vor der Tauchwand beträgt 700 m<sup>3</sup>. Dieses Volumen wirkt wie ein nachgeschalteter anoxischer Reaktor und trägt substantiell zur Denitrifikation im Nachklärbecken bei.

#### 4.1.5 ARA Glarnerland (Bilten)

Für die Erweiterung der ARA Glarnerland (60'000 EW) wurde ein Verfahren mit alternierender Beschickung und intermittierender Belüftung (A/I-Verfahren) für die biologische Stufe gewählt. Die Anlage gliedert sich in zwei Strassen mit je zwei alternierend beschickten Belebungsbecken (FIGUR 12). Ein Zyklus dauert vier Stunden, wobei jedes Becken während der Denitrifikationsphase zwei Stunden beschickt wird. Dies hat den Vorteil, dass das gesamte zufließende leicht abbaubare Substrat für die Denitrifikation genutzt werden kann. Die Nachbelüftungszone dient dazu, die Nitrifikation und, bei Anlagen mit biologischer Phosphorelimination, die Phosphoraufnahme auch während der Beschickungsphase zu gewährleisten.

Im Rahmen einer 7-wöchigen Versuchsphase (Blunschli und Manser, 1998) wurden die Stoffflüsse auf der Anlage untersucht. TABELLE 9 zeigt die mittleren Stoffflüsse im Zulauf zu den Belebungsbecken während der für die Modellierung ausgewählten Periode. Die Belebtschlammkonzentration in den Belebungsbecken betrug während dieser Zeit zwischen 3.5-4.0 kgTSS m<sup>-3</sup>, das mittlere Verhältnis Q:Q<sub>0</sub> etwa 2.0. Durch die relativ hohe Feststoffkonzentration resultiert ein Schlammalter SA<sub>tot</sub> von über 20 Tagen. In den querdurchströmten und mit Saugräumern ausgestatteten Nachklärbecken befindet sich fast 30% des gesamten Belebtschlammes.



FIGUR 12: Fließschema der Versuchsstrasse ARA Glarnerland. 100% = 2'400 m<sup>3</sup>.  
Alternierende Beschickung der beiden Belebungsbecken. Zyklus 4.0 h.

TABELLE 9: Mittlere Konzentrationen (inkl. Faulwasser aus der Schlammbehandlung) im Ablauf des VKB der ARA Glarnerland.

Parameter	Einheit	21.11.-19.12.97
		Blunschi und Manser, 1998
TSS	g m <sup>-3</sup>	61
CSB <sub>tot</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	195
CSB <sub>gel</sub>	gCSB m <sup>-3</sup>	88
N <sub>tot</sub>	gN m <sup>-3</sup>	26.0
NO <sub>2</sub> +NO <sub>3</sub>	gN m <sup>-3</sup>	1.0
CSB:N	gCSB gN <sup>-1</sup>	7.5
Q <sub>0</sub>	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	8'480

#### 4.1.6 Analytik

Die Analytik bei den Versuchen auf den Kläranlagen Werdhölzli und Glatt ist weitgehend ähnlich wie die im folgenden erläuterten Methoden der Anlagen Tüffenwies und Neugut, für genaue Angaben wird aber auf die zugehörigen Berichte verwiesen (siehe Kapitel 4.1.3, 4.1.4).

*Total suspendierte Stoffe (TSS):* Belebtschlamm (100 ml Probe) und Zulaufwasser (ca. 200-400 ml homogenisierte Probe) wurden mit einem tarierten 0.7µm GF/F-Filter mit 11cm Durchmesser und Ablaufwasser (ca. 200-500 ml homogenisierte Probe) mit einem tarierten 0.7µm GF/F-Filter mit 4.7 cm Durchmesser filtriert. Die Trocknung bei 105°C dauerte mindestens 2h.

*Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB):* Wurde bestimmt nach HACH-Methode (Aufschluss der Probe in Teströhrchen bei 150°C während 2h und Messung mit Photometer DR/2000). Die homogenisierte Probe wurde 1:5 (unfiltrierter Belebtschlamm, High Range) resp. 1:1 (filtriertes Zulaufwasser, Low Range) mit Ionentauschwasser verdünnt. Unfiltriertes Zulaufwasser wurde nicht verdünnt (High Range).

*Totaler Phosphor und totaler Stickstoff:* 10 ml homogenisierte Probe (Belebtschlamm 1:10 verdünnt, Zulauf- und Ablaufwasser unverdünnt) wurde mit Kaliumperoxidisulfat-Lösung versetzt und 2h im Autoklaven bei 121°C aufgeschlossen und danach photometrisch mittels Flow Injection-Analysis, FIA (ASIA, Ismatec AG) analysiert.

**Ammonium, Nitrit, Nitrat, Ortho-Phosphat:** Die filtrierte Probe (0.7µm GF/F-Filter) wurde photometrisch mittels Flow Injection-Analysis, FIA (ASIA, Ismatec AG) analysiert.

**Schlammvolumenindex (SVI):** Belebtschlamm (unverdünnt und auch 1:1 verdünnt mit Ablaufwasser) wurde 30 min. in einem 1 Liter Zylinder sedimentiert. Vorgängig wurde die Feststoffkonzentration des Schlammes gemessen.

**Sauerstoff, pH:** Wurde mit dem Sauerstoffgerät Oximeter 196 resp. mit dem pH-Meter 196 (Pufferlösungen für die Eichung bei pH 4.0 und 7.0) gemessen.

**Online-Analytik (Neugut und Werdhölzli):** Sämtliche Komponenten wurden mit Sequencing Flow (SF) Online-Monitoren SKALAR der Serie SA 9000 analysiert. Das Umschaltintervall zwischen den Probeströmen (je drei pro Gerät) betrug 11 Minuten. Ultrafiltration mit 0.05 µm Keramikfilter (SEMPAS) resp. 0.1 µm PES-Membran (ETL). Messung der Intensität der durch Chemikalien erzeugten Farbreaktion mit einem Photometer bei Wellenlängen von 660 nm (Ammonium), 880 nm (Ortho-Phosphat) resp. 540 nm (Nitrat, Nitrit). Beim Werdhölzli wurde für Nitrit+Nitrat das DR. LANGE UV-Photometer verwendet.

**Trübung (nur Neugut):** Die Schwebstoffkonzentration im Belebungsbecken wurde mit Trübungsmessungen (BTG MEX-3000) kontinuierlich erfasst und anhand von TSS-Stichproben wöchentlich kalibriert.

## 4.2 Ermittlung von Modell- und Fitparameter

Neben den in den TABELLE 1 und TABELLE 2 beschriebenen anlagespezifischen Eingangsgrößen enthält das Modell weitere Parameter, die für die Berechnung der Stickstoffelimination notwendig sind (Kapitel 3, Zusammenstellung TABELLE 10).

TABELLE 10: Übersicht über die Modellparameter aus dem kalibriertem ASM3 (Koch *et al.*, 1999) und kalibrierten Fitparameter. 1) grösser als 1.0 wegen abnehmendem  $X_s$  entlang des Reaktors, siehe Gleichung (19).

Bezeichnung	Symbol	Einheit	Wert
<b>Modellparameter</b>			
Anox. Hydrolyserate zur mittleren Hydrolyserate	$f_{ano}^{1)}$	-	1.5
Hydrolyserate im NKB zur mittleren Hydrolyserate	$f_{nkb}$	-	0.7
Aerober heterotropher Ausnutzungskoeffizient	$Y_{H,aer}$	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	0.64
Anoxischer heterotropher Ausnutzungskoeffizient	$Y_{H,ano}$	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	0.46
Produktion von inertem CSB beim Zerfall	$f_{XI}$	-	0.20
Aerobe endogene Atmungs (T=20°C)	$b_{H,aer20}$	d <sup>-1</sup>	0.30
Temperaturkoeffizient der endogenen Atmung	$\theta_{bH}$	°C <sup>-1</sup>	0.07
Anoxischer Reduktionsfaktor endogene Atmung	$\eta_{ano}$	-	0.5
<b>Fitparameter</b>			
Anteil des durch Nitrifikation eliminierten O2 in Anoxzone	$f_{nit}$	-	0.4
Kalibrationsfaktor zur Anpassung der Schlammproduktion	$f_{cal}$	-	1.3

Einige dieser Parameter, die Modellparameter, stammen direkt vom kalibrierten ASM3 (Koch *et al.*, 1999) oder lassen sich, wie die beiden Parameter  $f_{ano}$  und  $f_{nkb}$ , aufgrund einer dynamischen Simulation abschätzen. Die restlichen verbleiben als Eich- oder Fitparameter ( $f_{cal}$ ,  $f_{nit}$ ) und müssen aufgrund eines Vergleiches zwischen Messungen und Modellvorhersagen bestimmt werden ( $f_{cal}$  siehe Gleichung (34)). Diese sind sehr stark mit der Struktur des statischen Modells verknüpft. Fitparameter verlieren jedoch ihre ursprüngliche physikalische Bedeutung, da sie auch vom Modell nicht berücksichtigte Einflüsse, beispielsweise systematische Messfehler oder Fehler in der Modellstruktur, beinhalten.

Abschätzungen des inerten partikulären CSB-Anteils  $X_{I,o}$  und des heterotrophen Biomassenanteils  $X_{H,o}$  des vorgeklärten Abwassers anhand des ASM3 zeigen, dass  $X_{I,o}$  im Mittel ungefähr doppelt so gross wird wie  $X_{H,o}$ . Da jedoch weder  $X_{H,o}$  noch  $X_{I,o}$  einfach messbar noch direkt auf das statische Modell übertragbar sind, müssen sie durch Modelleichung aufgrund von Messdaten und Erfahrungswerten geschätzt werden. Ein grosser Erfahrungsschatz liefert vorerst die empirisch ermittelte Beziehung für den scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{CSB}$  des Arbeitsblattes A 131 (1991, modifiziert unter der Annahme  $C_{CSB,o} / C_{BSS5,o} = 2.0$ ) (in A 131, 1991 ist  $Y_H = 0.6$ ,  $f_{XI} = 0.10$ ,  $a = 1.072$  und  $b_H = 0.08 \text{ d}^{-1}$ ):

$$Y_{CSB} = Y_H \cdot i_{CSB,TSS} \cdot \frac{C_{CSB,o}}{2 \cdot (C_{CSB,o} - S_{I,e})} \left( 2 \cdot \frac{X_{TSS,o}}{C_{CSB,o}} + 1 - \frac{(1 - f_{XI}) \cdot b_H \cdot F}{\frac{1}{SA_{BB}} + b_H \cdot F} \right) \quad (31)$$

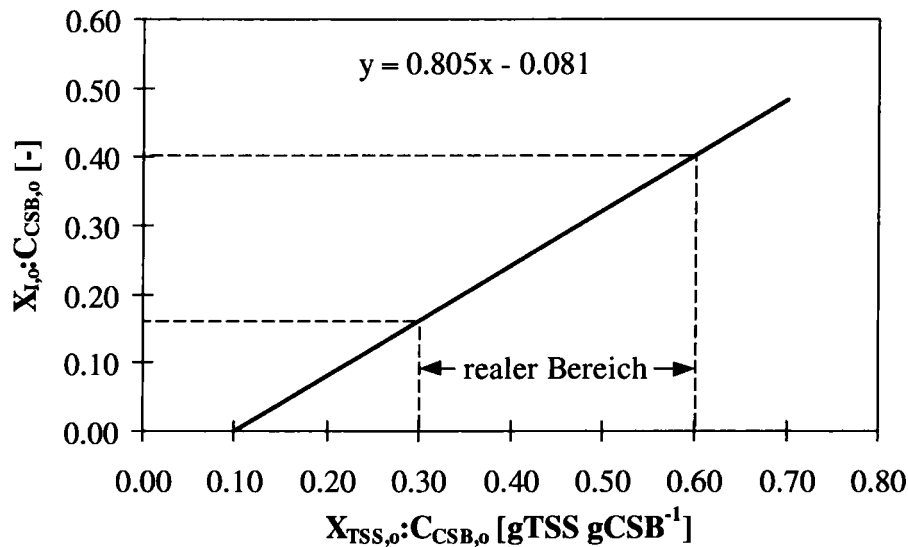
in g CSB g<sup>-1</sup>CSB, mit  $F = a^{(T-15)}$

Diese Beziehung beruht auf älteren Erfahrungen in Deutschland (Kayser, 1971), bei denen vermutlich rein aerobe Belebungsanlagen dominierten. Die Anwendung dieser empirischen Beziehung auf heutige Anlagen mit eher grossen unbelüfteten Zonen oder auf Anlagen mit alternierender Belüftung ist kaum korrekt. Für vollständig belüftete Belebungsanlagen kann aber das unbekannte Verhältniss  $X_{I,o} : C_{CSB,o}$  durch gleichsetzen der Beziehungen (11) und (31) als Funktion des messbaren Verhältnisses  $X_{TSS,o} : C_{CSB,o}$  dargestellt werden (FIGUR 13). Es resultiert der folgende lineare Zusammenhang:

$$\frac{X_{I,o}}{C_{CSB,o}} = 0.8 \cdot \frac{X_{TSS,o}}{C_{CSB,o}} - 0.08 \quad [-] \quad (32)$$

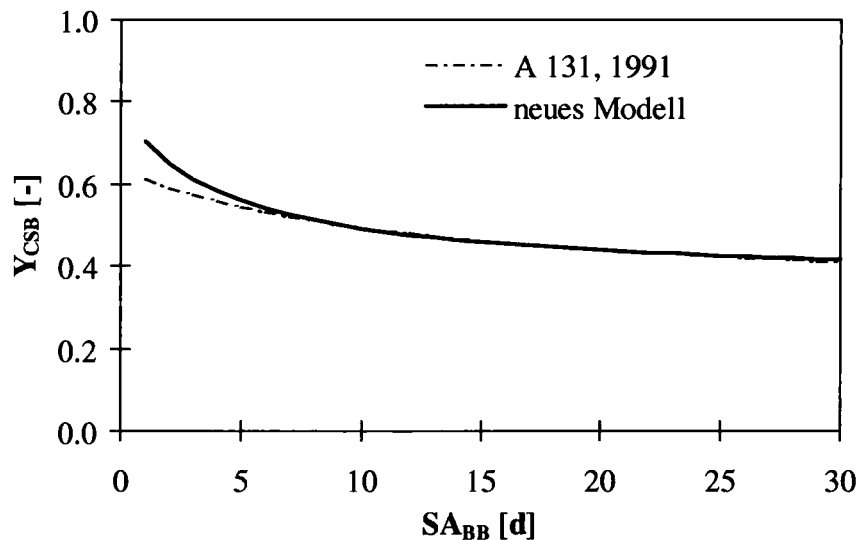
$$\frac{X_{H,o}}{C_{CSB,o}} \approx 0.5 \cdot \frac{X_{I,o}}{C_{CSB,o}} = 0.4 \cdot \frac{X_{TSS,o}}{C_{CSB,o}} - 0.04 \quad [-] \quad (33)$$

Es wird ersichtlich, dass mit steigendem Verhältnis  $X_{TSS,o} : C_{CSB,o}$  der inerte CSB-Anteil des Abwassers und damit auch die Schlammproduktion zunimmt. Bei einem mittleren  $X_{TSS,o} : C_{CSB,o}$ -Verhältnis von ca. 0.40 (Mittelwert der betrachteten Anlagen), resultiert ein inerte CSB-Anteil von über 20%, was höher ist als nach den Empfehlungen der IAWQ Arbeitsgruppe für mathematische Modellierung (z.B. Henze *et al.*, 1987, 10-15%). Der negative Achsenabschnitt wird verursacht durch den anorganischen Schwebstoffanteil. Dieser Anteil beträgt für die betrachteten Anlagen ca. 25%, was gut mit Messungen übereinstimmt.



FIGUR 13: Anpassung des neuen Modells zur Berechnung von  $Y_{CSB}$  an die A 131 (1991).  
Annahmen:  $X_{H,o} : X_{I,o} = 0.5$ ,  $i_{CSB,TSS} = 1.1$ ,  $C_{CSB,o} : C_{BSS5,o} = 2.0$ ,  $f_{cal} = 1.0$ .

Die beiden Funktionen zur Berechnung von  $Y_{CSB}$  sind über weite Bereiche deckungsgleich. Bei Schlammaltern unter 5 resp. über 25 Tagen liefert das neue Modell etwas grössere Werte (FIGUR 14).



FIGUR 14: Vergleich des neu berechneten scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{CSB}$  mit der empirischen Beziehung nach A 131 (1991).  $T=15^{\circ}C$ ,  $X_{TSS,o} : C_{CSB,o} = 0.45$ ,  $C_{CSB,o} = 300 \text{ gCSB m}^{-3}$ ,  $S_{I,e} = 20 \text{ gCSB m}^{-3}$ ,  $i_{CSB,TSS} = 1.1$ ,  $f_{cal} = 1.0$ ,  $V_{ano} V_{BB}^{-1} = 0$ .

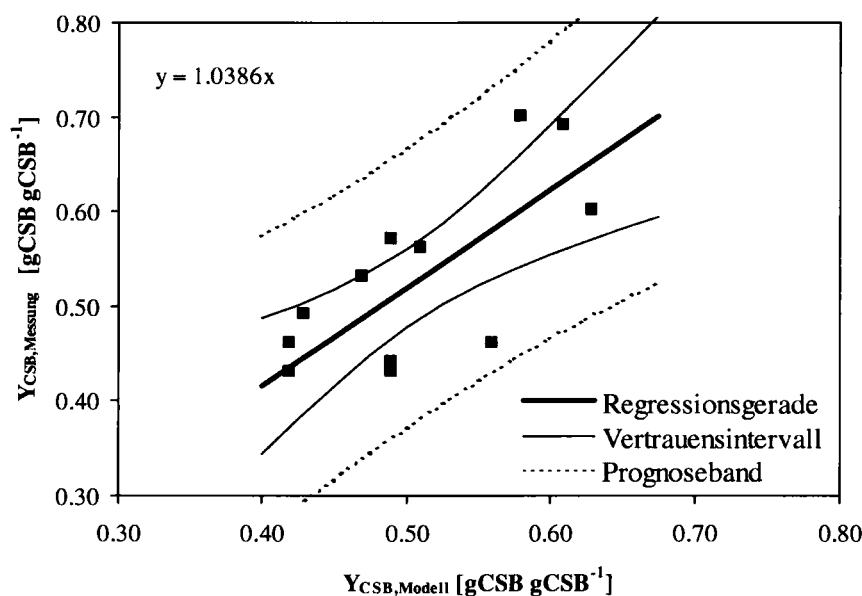
Die nach A 131 (1991) abgeglichene Beziehung für den scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{CSB}$  muss nun noch auf Belebungsbecken mit unbelüfteten Zonen und auf schweizerische Bedingungen angepasst werden. Dazu wird der inerte CSB-Anteil des Abwassers (Gleichung (32)) als Eichgrösse verwendet:

$$\frac{X_{I,o}}{C_{CSB,o}} = f_{cal} \cdot \left( 0.8 \cdot \frac{X_{TSS,o}}{C_{CSB,o}} - 0.08 \right) \quad [-] \quad (34)$$

Der Kalibrationsfaktor  $f_{cal}$  gibt dabei das Verhältnis zwischen dem inerten Anteil aufgrund der abgeglichenen Beziehung nach A131 (1991) und dem neuen inerten Anteil an. Er wirkt bezüglich der Schlammproduktion sehr sensitiv (Kapitel 5). Der partikuläre hydrolysierbare CSB wird entsprechend korrigiert ( $X_{S,o} = C_{CSB,o} \cdot X_{i,o} \cdot X_{H,o} \cdot S_{S,o} \cdot S_{i,o}$ ). Die Eichung basiert auf 13 Datensätzen, die von 7 verschiedenen Belebungsanlagen mit anoxischen Volumenanteilen  $V_{ano} \cdot V_{BB}^{-1}$  zwischen 0.13-0.45 stammen (Kapitel 4.1). Die Schlammproduktion während der Versuchsphase DEN1 auf der ARA Neugut kann nicht genau modelliert werden, da Rezirkulationen von Überschussschlamm via VKB (Kapitel 4.1.2) die Berechnung stark erschwert. Die Phase DEN1 wird deshalb nicht zur Kalibration verwendet. Die beste Übereinstimmung zwischen dem berechneten und dem aufgrund von Messungen bestimmten Ausnutzungskoeffizienten ergibt sich mit

$$f_{cal} = 1.3 \quad (f_{cal} = 1.2 \text{ im Vergleich zur neuen A 131, 1999})$$

Der inerte partikuläre CSB im Zulauf der untersuchten Belebungsanlagen ist im Vergleich zu deutschen Anlagen offenbar deutlich grösser. Durch die Einführung grosser unbelüfteter Zonen resp. durch die Verringerung des aeroben Schlammalters können möglicherweise schwer abbaubare partikuläre organische Verbindungen nicht mehr vollständig abgebaut werden, wodurch der „inerte“ CSB-Anteil im Zulauf steigt. Durch den Fit verliert jedoch  $X_{i,o}$  seine physikalische Bedeutung und kann nicht mehr mit dem Wert von ASM3 verglichen werden. Angesichts der relativ schlechten Korrelation zwischen den gemessenen und den modellierten scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{CSB}$  (FIGUR 15) ist  $f_{cal}$  allerdings mit grossen Unsicherheiten behaftet. Mit zukünftigen Datensätzen lässt sich  $f_{cal}$  weiter einschränken und somit die Vorhersage laufend verbessern.



FIGUR 15: Vergleich zwischen berechneten und gemessenen  $Y_{CSB}$ . Vertrauensintervall: zukünftige Messungen liegen im Mittel mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Prognoseband: nächster Messwert liegt mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen.

TABELLE 11 zeigt  $Y_{CSB}$  in Funktion des totalen Schlammalters und der Temperatur für eine denitrifizierende Anlage mit einem anoxischen Volumenanteil von 30%. Die

Abhängigkeit der Schlammproduktion vom anoxischen Volumenanteil ist gering, so dass die tabellierten Werte auch für andere Verhältnisse von  $V_{ano}:V_{BB}$  Gültigkeit haben. Der kleinere anoxische Ausnutzungskoeffizient kompensiert offenbar die unter anoxischen Bedingungen langsamer ablaufenden Zerfallsprozesse. Dies ist im Widerspruch zu den Versuchen von Nowak *et al.* (1999), bei denen eine Zunahme von  $Y_{CSB}$  mit zunehmendem anoxischen Volumenanteil beobachtet wurde. Da jedoch bei allen hier untersuchten Kläranlagen mit unterschiedlichsten anoxischen Volumenanteilen keine Gesetzmässigkeit bezüglich  $V_{ano}:V_{BB}$  ersichtlich ist, kann die Abhängigkeit nicht dominant sein.

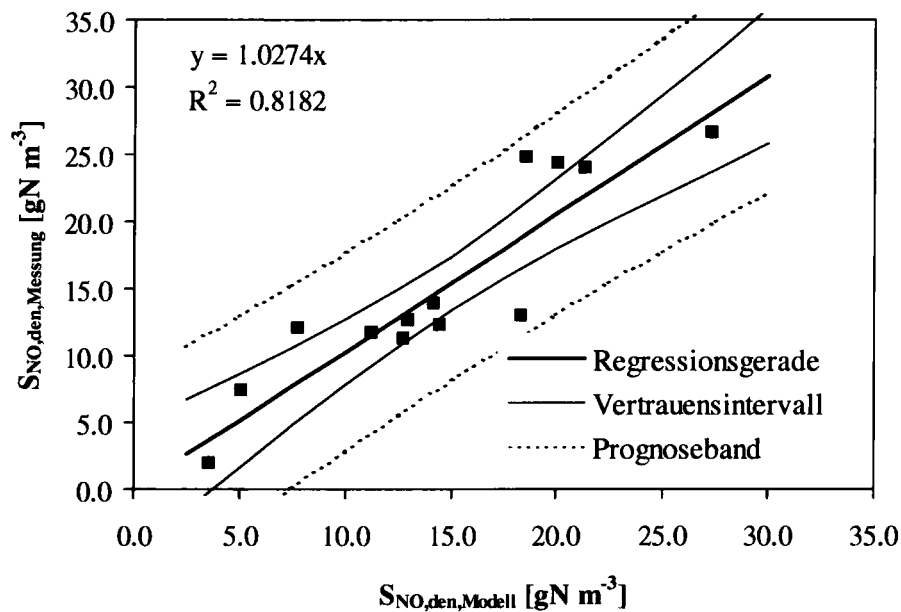
TABELLE 11: Scheinbarer Ausnutzungskoeffizient  $Y_{CSB}$  [gCSB gCSB<sup>-1</sup>] für eine denitrifizierende Belebungsanlage nach Gleichung (11) mit  $f_{cal} = 1.3$ . Werte um ca. 10% höher als bei A 131 (1991) resp. ca. 8% höher als bei A 131 (1999).

$V_{ano}:V_{BB}$ 0.3	Schlamhalter $SA_{BB}$ [d]							
	5	10	15	20	5	10	15	20
$X_{TSS,o}:C_{CSB,o}$	Temp. 10°C				Temp. 20°C			
0.3	0.54	0.48	0.44	0.42	0.47	0.42	0.39	0.37
0.4	0.62	0.56	0.53	0.51	0.56	0.51	0.49	0.47
0.5	0.71	0.65	0.62	0.61	0.65	0.60	0.58	0.57
0.6	0.79	0.74	0.72	0.70	0.74	0.70	0.68	0.67

Als verbleibender Modellparameter zur Eichung des Modells bezüglich der Denitrifikationsleistung verbleibt  $f_{nit}$ . Das Verhältnis der heterotrophen zur autotrophen Sauerstoffzehrung von Belebtschlamm (weder Ammonium- noch CSB-limitiert) gibt einen Hinweis, in welchem Bereich  $f_{nit}$  etwa zu liegen kommt. Bei Batchversuchen liegt  $f_{nit}$  bei hoher Sauerstoffkonzentration (keine O<sub>2</sub>-Limitierung), im Bereich zwischen 0.2-0.5. Bei tiefen Sauerstoffkonzentrationen jedoch, wie sie im Anoxbecken vorkommen, kann sich  $f_{nit}$  verschieben, was die Bestimmung verunmöglicht. Wegen den bei allen untersuchten Kläranlagen hohen Sauerstoffeinträgen in die vorgeschaltete Anoxzone ist die Sensitivität von  $f_{nit}$  bezüglich der Denitrifikationsleistung (siehe Kapitel 5) relativ gross.  $f_{nit}$  eignet sich deshalb gut zur Eichung des Modells bezüglich der Stickstoffelimination. Die Eichung anhand der 13 Datensätze ergibt:

$$f_{nit} = 0.40$$

Die totale Stickstoff-Eliminationsleistung wird vom geeichten Modell bei allen betrachteten Versuchen recht gut wiedergegeben (FIGUR 16).



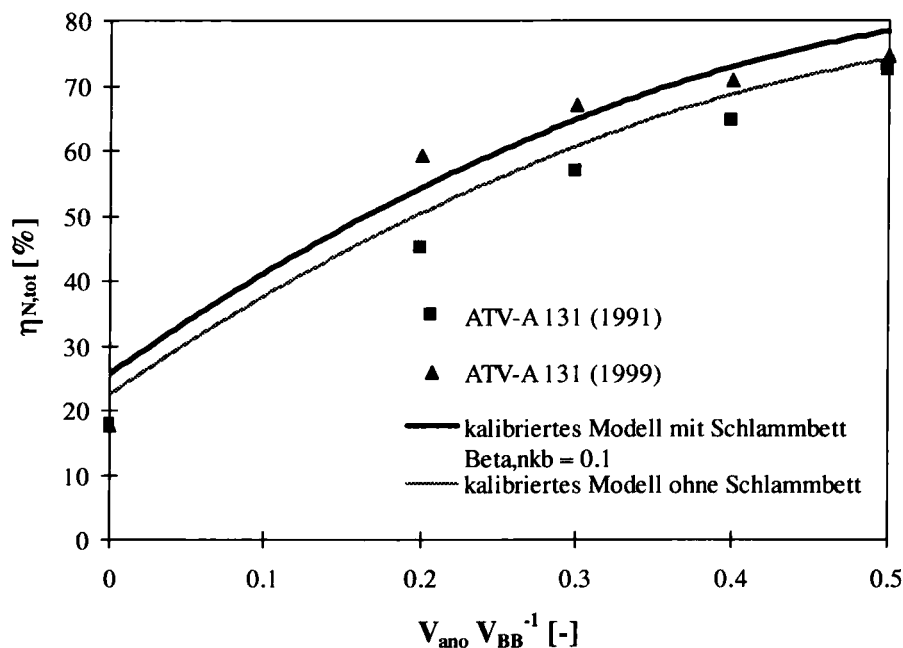
FIGUR 16: Vergleich zwischen gemessenen und modellierten  $S_{NO,den}$  (Gl. (28)). Vertrauensintervall: zukünftige Messungen liegen im Mittel mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Prognoseband: nächster Messwert liegt mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen.

### 4.3 Vergleich mit ATV-Arbeitsblatt A 131

Die Modellkläranlage aus TABELLE 12 mit einem CSB:N-Verhältnis im Zulauf von 8.0 (Anlage mit Schlammfäulung) soll mit den Berechnungsangaben von A 131 (1991) und dem kalibrierten Modell berechnet werden. Der Vergleich basiert auf der Temperatur von 10°C, da die Richtwerte für die Bemessung der Denitrifikation in der A 131 (1991) für diese Temperatur angegeben sind. Erwartungsgemäss liegt für das ausgewählte Beispiel die Bemessung nach A 131 (1991) auf der sicheren Seite (FIGUR 17). Vernachlässigt man beim kalibrierten Modell die Denitrifikation im Schlammbett, so stimmen die beiden Dimensionierungsgrundlagen für den untersuchten Fall gut überein.

Die neue A 131 (1999) rechnet gegenüber dem alten Arbeitsblatt mit wesentlich höheren Denitrifikationsleistungen (FIGUR 17). Bei kleinem anoxischen Volumenanteil  $V_{ano} V_{BB}^{-1}$  liegt diese leicht höher, bei grösserem Volumenanteil leicht tiefer als die mit dem kalibrierten Modell berechnete Denitrifikationsleistung.





FIGUR 17: Vergleich der modellierten Stickstoffelimination mit A 131. Eingangsgrößen für statisches Modell siehe TABELLE 12 jedoch mit  $T = 10\text{ °C}$  und  $i_{N,CSB} = 0.045\text{ gN gCSB}^{-1}$ ,  $C_{CSB,o}/C_{BSB5,o} = 2.0$ ,  $SA_{aer} = 8.5\text{ d}$ ,  $SA_{BB}$  sowie  $Q_r Q_o^{-1}$  und  $Q_r Q_o^{-1}$  variabel.

## 5 SENSITIVITÄT UND UNSICHERHEIT DES MODELLS

### 5.1 Einfache Sensitivitätsanalyse

Um einen Eindruck über den Einfluss einzelner Parameter auf die Modellvorhersage zu erhalten, genügt eine vereinfachte Sensitivitätsanalyse. Es wird die relative Änderung einer vom Modell berechneten Zielgröße wie z.B. die totale Denitrifikationsleistung  $S_{NO,den}$  oder der scheinbare Ausnutzungskoeffizient  $Y_{CSB}$  betrachtet, die durch eine definierte kleine Veränderung der Eingangsgrößen entsteht. Bei jedem Rechengang wird jeweils nur eine Eingangsgröße verändert. Dabei wird angenommen, dass sich das Modell näherungsweise linear verhält. Da diese Analyse vom Wert der Eingangsgrößen und vom Fließschema abhängt, wird die Berechnung an einer hypothetischen, mittleren Belebungsanlage mit einem Schlammalter von 13 Tagen und einem anoxischen Volumenanteil  $V_{ano} V_{BB}^{-1} = 0.35$  durchgeführt. Alle Werte sind der TABELLE 12 zu entnehmen.

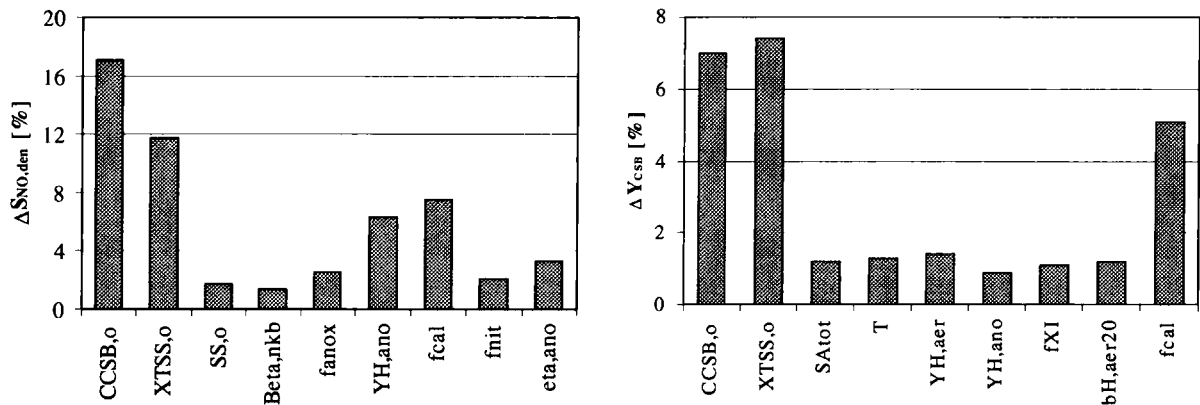
Die Eingangsgrößen werden alle nacheinander um 10% erhöht und mit der relativen Veränderung von  $S_{NO,den}$  und  $Y_{CSB}$  verglichen. Dabei zeigt sich, dass die Stickstoffelimination und die Schlammproduktion sehr empfindlich auf Veränderungen des totalen CSB und der Schwebstoffkonzentration im Zulauf reagieren (FIGUR 18). Eine zuverlässige Modellvorhersage bedingt also eine möglichst exakte Erfassung dieser Zulauffrachten. Doppelbestimmungen oder lange Messreihen führen zu kleineren Standardabweichungen und damit zu genaueren Vorhersagen. Der heterotrophe anoxische Ausnutzungskoeffizient  $Y_{H,ano}$  hat ebenfalls grossen Einfluss auf die Denitrifikationsleistung, ist jedoch experimentell zugänglich. Aufgrund von FIGUR 18

scheint die Wahl der Parameter  $f_{cal}$  und  $f_{nit}$  als Eichparameter zur Kalibration des Modells sinnvoll, da sie grossen Einfluss haben aber experimentell nicht einfach zu bestimmen sind. Es sei noch erwähnt, dass der Parameter  $f_{nit}$  mit dem anoxischen Abminderungsfaktor für endogene Atmung  $\eta_{ano}$  gekoppelt ist, da beide die Denitrifikationsleistung im Anoxbecken erhöhen bzw. erniedrigen.

Eine durch Optimierung bedingte Verdoppelung von  $\beta_{nkb}$  von 0.1 auf 0.2 würde die Denitrifikationsleistung um ca. 15% erhöhen.

TABELLE 12: Mittelwerte sowie geschätzte Standardabweichungen  $\sigma$  der wichtigsten Grössen und Parameter bei substratlimitierter Denitrifikation.

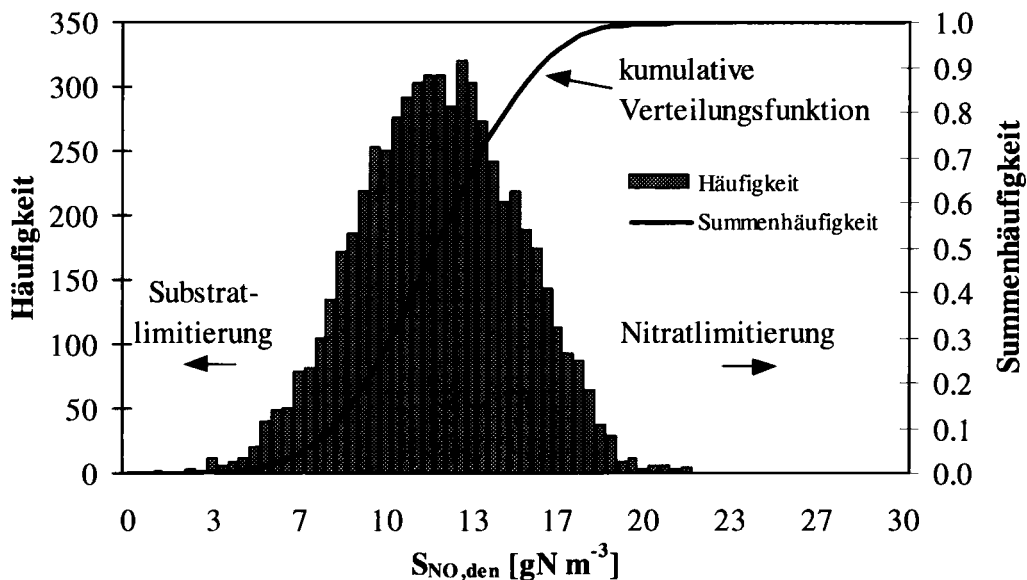
Parameter	Mittel	Einheit	$\sigma$ [%]	Wahl von $\sigma$ aufgrund:
<b>Zulaufkonzentrationen</b>				
$C_{CSB,o}$	250	gCSB m <sup>-3</sup>	5	Schätzung
$X_{TSS,o}$	100	gTSS m <sup>-3</sup>	5	Schätzung
$S_{S,o}$	25	gCSB m <sup>-3</sup>	20	aus Batchversuchen
$S_{l,e}$	15	gCSB m <sup>-3</sup>	10	Variation CSB <sub>gel,e</sub>
<b>Sauerstoff</b>				
$S_{O,o}$	3.0	gO <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	30	Schätzung
$S_{O,ir}$	3.0	gO <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	30	Schätzung
$S_{O,r}$	3.0	gO <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	30	Schätzung
$k_a$	3.0	d <sup>-1</sup>	30	Schätzung
$S_{O,BB}$	3.0	gO <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	20	Schätzung
<b>Anlagedaten</b>				
$\beta_{nkb}$	0.1	-	20	Schätzung
$SA_{BB}$	13.0	d	10	aus Bilanzen
T	15.0	°C	3	Schätzung
$i_{N,CSB}$	0.06	gN gCSB <sup>-1</sup>	10	Variabilität von Stichproben
$i_{CSB,TSS}$	1.10	gCSB gTSS <sup>-1</sup>	10	Variabilität von Stichproben
<b>Modellparameter</b>				
$f_{ano}$	1.5	-	20	Schätzung
$f_{nkb}$	0.7	-	20	Schätzung
$\theta_{bH}$	0.07	°C <sup>-1</sup>	10	Schätzung
$Y_{H,aer}$	0.64	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	5	aus Sollfrank,1988
$Y_{H,ano}$	0.46	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	10	Schätzung
$f_{XI}$	0.20	-	30	Schätzung
$b_{H,aer20}$	0.30	d <sup>-1</sup>	20	Schätzung
$\eta_{ano}$	0.5	-	0	Korreliert mit $f_{nit}$
<b>Fitparameter</b>				
$f_{cal}$	1.3	-	20	Schätzung
$f_{nit}$	0.4	-	30	Schätzung



FIGUR 18: Relative Beträgsänderung von  $S_{NO,den}$  und  $Y_{CSb}$  bei einer Erhöhung der 9 sensitivsten Parameter um 10%. Anlagekonfiguration und Zulaufbedingungen siehe TABELLE 12.

## 5.2 Unsicherheiten der Modellanwendung

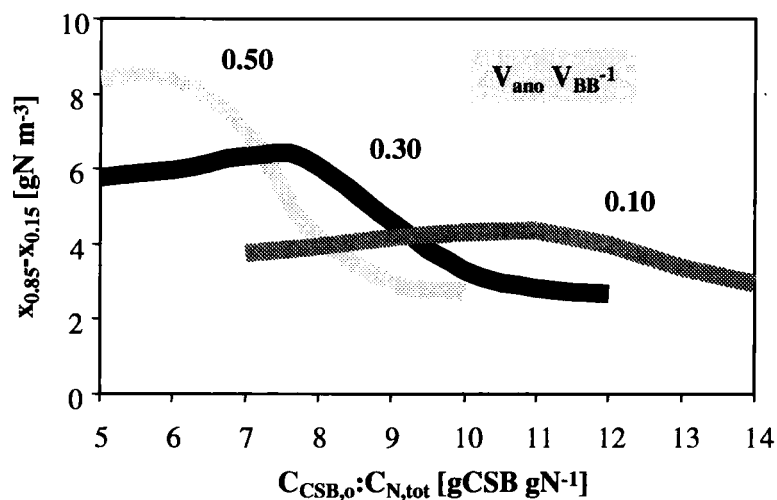
Die einfache Sensitivitätsanalyse hat den Nachteil, dass jeweils nur ein bestimmter Parameter verändert wird, alle anderen bleiben unverändert. In Wirklichkeit können aber unterschiedlichste Parameter-Kombinationen auftreten, was es eigentlich zu berücksichtigen gilt. Bei der Monte-Carlo Simulation erzeugt ein Zufallszahlen-Generator eine beliebig grosse Anzahl solcher Kombinationen gemäss einer vorgegebenen statistischen Verteilung (z.B. Normalverteilung). Die berechnete Zielgrösse ist ebenfalls statistisch verteilt und widerspiegelt die Güte der Modellvorhersage. Eine detailliertere Beschreibung der Monte-Carlo Simulation findet sich in Wild (1997).



FIGUR 19: Histogramm sowie kumulative Verteilungsfunktion für die Vorhersage der Denitrifikationsleistung mit Monte-Carlo Simulation nach 6'000 Rechengängen. Anlagekonfiguration und Zulaufbedingung siehe TABELLE 12, jedoch mit  $V_{ano} V_{BB}^{-1} = 0.30$ .

Bei der vorliegenden Simulation wurde den Eingangsgrößen eine Normalverteilung mit der Standardabweichung  $\sigma$  gemäss TABELLE 12 zu Grunde gelegt. Die in TABELLE 12 angegebene Unsicherheit des Modellparameters  $\eta_{\text{ano}}$  wird bei der Monte-Carlo Simulation auf null gesetzt, da diese im korrelierten Fitparametern  $f_{\text{nit}}$  enthalten ist. Damit wird verhindert, dass Unsicherheiten doppelt einbezogen werden.

Das Histogramm der Vorhersage von  $S_{\text{NO,den}}$  zeigt, dass die Zielgrösse eine leicht schiefe statistische Verteilung (keine Normalverteilung!) aufweist (FIGUR 19). Die Breite der Verteilungsfunktion ist ein Mass für die Unsicherheit der Vorhersage. Aus der kumulativen Verteilungsfunktion resp. der Summenhäufigkeit lässt sich direkt das Vertrauensintervall für die Denitrifikationsleistung  $S_{\text{NO,den}}$  herauslesen, indem auf der Ordinate die gewünschten Quantile  $x_i$  herausgelesen werden. Die Form des Histogrammes und somit das Vertrauensintervall hängt von der Zulaufcharakteristik und vom Fließschema der Anlage ab. In FIGUR 20 sind die zentralen 70%-Werte der vom Modell vorhergesagten Denitrifikationsleistung in Funktion der CSB:N-Verhältnisse im Zulauf und des anoxischen Volumenanteils dargestellt. Der sog. 70%-Spielraum wird durch den Quartilsabstand  $x_{0.85} - x_{0.15}$  gebildet und kann näherungsweise als eine Art doppelte "Standardabweichung"  $2 \cdot \sigma$  interpretiert werden. Mit zunehmendem CSB:N-Verhältnis, also mit zunehmendem Substratangebot, verkleinert sich tendenziell das Vertrauensintervall, wodurch die Unsicherheit der Modellvorhersage deutlich geringer wird. Unter diesen Umständen ist die Stickstoffelimination klar nitratlimitiert und der Einfluss der eher unsicheren Eingangsgrößen wie beispielsweise  $\eta_{\text{ano}}$  und  $f_{\text{cal}}$  gering. Bei der eigentlich interessanteren, substratlimitierten Stickstoffelimination ist die Vorhersage aber unsicherer. Daraus erklärt sich die schiefe Kurvenform in FIGUR 19.



FIGUR 20: Vertrauensintervall  $x_{0.85} - x_{0.15}$  für  $S_{\text{NO,den}}$  in Funktion des CSB:N-Verhältnisses im Zulauf und des anoxischen Volumenanteils. Randbedingungen siehe TABELLE 12.

FIGUR 20 kann benutzt werden, um einen Bereich der erwarteten Denitrifikationsleistung festzulegen. Bei einer Anlage mit einem CSB:N-Verhältnis von 8.0 und einem Verhältnis  $V_{\text{ano}} / V_{\text{BB}}^{-1} = 0.3$  beispielsweise, kann die Denitrifikationsleistung mit 70%-iger Wahrscheinlichkeit auf  $0.5 \cdot (x_{0.85} - x_{0.15}) = 0.5 \cdot 6.0 = \pm 3.0 \text{ gN m}^{-3}$  vorhergesagt werden. Diese "Standardabweichung" gilt jedoch nur mit den in TABELLE 12

postulierten Normalverteilungen für die Eingangsgrößen des Modells. Bei schlechterer Datengrundlage erhöht sich die Unsicherheit der Modellvorhersage entsprechend. Die einfache Sensitivitätsanalyse zeigt dabei auf, welche Zulaufgrößen besonders zu beachten sind.

## 6 ANWENDUNG STATIONÄRES MODELL: ARA WERDHÖLZLI

Das kalibrierte stationäre Modell kann zur Abschätzung der zukünftigen mittleren Stickstoff-Eliminationsleistung und Schlammproduktion der ARA Werdhölzli herbeigezogen werden. Die zu erwartende Belastung der ARA Werdhölzli nach dem Anschluss des Abwassers der ARA Glatt geht aus der TABELLE 13 hervor. Die Frachten von Phosphor, Stickstoff und CSB erhöhen sich dadurch um ca. 17%. Seit der letzten umfangreichen Messkampagne im Jahre 1989 hat sich das CSB:N-Verhältnis der summierten Teilfrachten der beiden Kläranlagen von 7.4 auf den heutigen Wert von 8.4 gCSB gN<sup>-1</sup> erhöht, was sich positiv auf die Denitrifikation auswirkt.

TABELLE 13: Entwicklung der Frachten im Ablauf VKB der beiden ARA's Werdhölzli und Glatt (inkl. Rezirkulationen aus der Schlammbehandlung).

	$Q_o$ [m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> ]	$C_{CSB,q}$ [kg d <sup>-1</sup> ]	$C_{Kj-N,o}$ [kgN d <sup>-1</sup> ]	$S_{NH,o}$ [kgN d <sup>-1</sup> ]	$C_{P,o}$ [kgP d <sup>-1</sup> ]
<b>Winter 1989</b>					
ARA Werdhölzli	170'000	36'200	4'840	3'440	615
ARA Glatt	56'000	9'500	1'370	980	192
total	<b>226'000</b>	<b>45'700</b>	<b>6'210</b>	<b>4'420</b>	<b>807</b>
<b>Winter 1997</b>					
ARA Werdhölzli	184'000	46'100	5'410	3'935	766
ARA Glatt	41'300	7'400	1'000	765	129
total	<b>225'300</b>	<b>53'500</b>	<b>6'410</b>	<b>4'700</b>	<b>895</b>

Um ein aerobes Mindestschlammalter von z.B. 7.0 d bei T = 10°C (Winterbedingung) einzuhalten, muss die Feststoffkonzentration in der Belebung von heute 3.0-3.5 auf zukünftig 4.0-4.5 kgTSS m<sup>-3</sup> erhöht werden (TABELLE 14). Dies ist möglich, da die maximale Zulaufwassermenge der ARA Werdhölzli vor kurzem von 9.0 auf heute 6.0 m<sup>3</sup> s<sup>-1</sup> reduziert wurde. Der Feststofffluss ins NKB bei Regenwetter hat sich dadurch substantiell verringert, so dass keine Überlastung der Nachklärung zu befürchten ist. Die erhöhte Feststoffkonzentration führt zu einer Erhöhung der Schlammmasse im NKB und folglich zu einer gesteigerten Denitrifikationsleistung. Durch halbieren der Räumergeschwindigkeit lässt sich die Schlammmasse im NKB noch weiter erhöhen, eine Verschlechterung der Ablaufqualität ist dabei nicht zu erwarten (Koch *et al.*, 1998).

Mit dem vorhandenen anoxischen Volumenanteil von 28% und der erhöhten Schlammmasse im NKB lassen sich im Winter auch in Zukunft zwischen 60-70% des zufließenden Stickstoffs eliminieren (davon 10-15% im NKB). Mit einem Rücklaufverhältnis von 2.0 kann im Mittel bereits genügend Nitrat in die vorgeschaltete Anoxzone zurückgeführt werden. Die dynamische Simulation macht

jedoch deutlich, dass die Nitratkonzentration in der Anoxzone der ARA Werdhölzli grossen Schwankungen unterworfen ist. So kann während der zweiten Tageshälfte bei Trockenwetter und hohem CSB-Angebot gleichwohl eine Nitratlimitierung festgestellt werden. Inwieweit eine zusätzliche interne Rezirkulation zu einer Verbesserung der Stickstoffelimination führt, lässt sich aber nur mit dem kalibrierten dynamischen Modell abschätzen, das statische Modell ist dazu nicht in der Lage. Durch die separate Behandlung der Rückläufe aus der Schlammbehandlung liesse sich die Stickstoffelimination insgesamt nochmals um ca. 10% auf 70-80% steigern.

TABELLE 14: Erwartete mittlere Stickstoffelimination vor (heute) und nach dem Zusammenschluss der Kläranlagen Werdhölzli und Glatt bei  $T = 12^{\circ}\text{C}$ .  $V_{\text{ano}} V_{\text{BB}}^{-1} = 0.28$ ,  $Q_r Q_o^{-1} = 2.0$ ,  $\beta_{\text{nkb}} = 0.20$ .

Parameter	Einheit	Heute	Nach Zusammenschluss	Zukunft mit 7% Frachterhöhung
$X_{\text{TSS, BB}}$	$\text{gTSS m}^{-3}$	3500	4250	4500
$SA_{\text{aer}}$	$\text{d}^{-1}$	7.0	7.0	7.0
$Q_o \cdot SP_{\text{CSB}}$	$\text{tTSS d}^{-1}$	21.9	26.4	28.1
$S_{\text{NO, ano}}$	$\text{gN m}^{-3}$	0.7	1.9	1.8
$\eta_{\text{N, tot}}$	%	71	67	67

Mit einer zusätzlichen Bivalentzone (ausgerüstet mit Rührwerk und Membranbelüfter) könnte während der wärmeren Jahreszeiten das aerobe Schlammalter auf 5-6 Tage reduziert resp. der gerührte Volumenanteil auf ca. 45-50% erhöht werden. Dadurch stünde eine anaerobe Zone für die P-Rücklösung zur Verfügung. Ohne separate Behandlung der Rückläufe würde jedoch das zur Verfügung stehende schnell abbaubare Substrat wohl für eine ausreichende Stickstoffelimination, nicht aber für eine genügende biologische Phosphorelimination ausreichen. Durch die Zugabe einer externen Kohlenstoffquelle in die anaerobe Zone lässt sich in diesem Fall die Phosphoreliminationsleistung möglicherweise steigern. Der Einfluss der separaten Entstickung der Rückläufe auf die erhöhte biologische Phosphorelimination wird noch geprüft.

## 7 NOMENKLATUR

### 7.1 Abkürzungen

ARA	Abwasserreinigungsanlage
ASM1	Activated Sludge Model No. 1 der IAWPRC Task Group von 1987. Mathematisches Modell zur Dimensionierung und Optimierung von biologischen Abwasserreinigungs-Anlagen.
ASM3	Activated Sludge Model No. 3 der IAWQ Task Group von 1999. Nachfolge von ASM1.
ATH	Allylthioharnstoff
BB	Belebungsbecken

BSB5	Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
EW	Einwohnerwert = Einwohnerequivalent (EGW) + Einwohner (E)
IAWQ	International Association on Water Quality
NKB	Nachklärbecken
SA	Schlammalter
SP	Schlammproduktion (im Steady-State gleich Überschussschlamm)
SVI	Schlammvolumen-Index (verdünnt oder unverdünnt)
TSS	Totale suspendierte Stoffe
VKB	Vorklärbecken

## 7.2 Bezeichnungen

C	Summe von gelösten und partikulären Stoffen
f	Fraktion oder Faktor
i	Fraktion
Q	Wasserfluss
R	Korrelationskoeffizient
S	gelöste Stoffe
T	Wassertemperatur
V	Volumen
Y	Ausnutzungskoeffizient
X	partikuläre Stoffe
$\beta$	Schlammfraktion bezogen auf gesamte Schlammmasse im System
$\eta$	Eliminationsleistung oder Abminderungsfaktor

## 7.3 Indices

aer	Aerobe Umweltbedingung
ano	Anoxische Umweltbedingung
cal	Kalibration (calibration)
den	Denitrifikation, denitrifiziert
e	Ablauf (effluent)
end	Endogen, endogene Atmung
H	Heterotroph

hydr	Hydrolyse, hydrolysiert
I	Inert, nicht abbaubar
i	Stoff oder Kompartiment
in	Einlauf in ein Kompartiment
ir	Interne Rezirkulation
N	Stickstoff
NH	$\text{NH}_4^+$ -N (Ammonium-Stickstoff)
nit	Nitrifikation, nitrifiziert
nkb	Nachklärbecken
NO	$\text{NO}_3^-$ -N+ $\text{NO}_2^-$ -N (Nitrat+Nitrit-Stickstoff)
O	O <sub>2</sub> (Sauerstoff)
o	Zulauf, Abwasser
org	Organischer Stickstoff
r	Rücklaufschlamm
sätt	Sättigung, gesättigte Lösung
S	Organisches Substrat
tot	total
TKN	Totaler Kjeldahl Stickstoff (= totaler Stickstoff minus Nitrat+Nitrit)
üs	Überschussschlamm

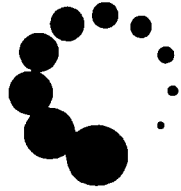
#### 7.4 Englische Indices in Excel-Kalkulation

aver	Average ( <i>Mittel, mit</i> )
blanket	Sludge blanket ( <i>Schlammmasse im Nachklärbecken, nkb</i> )
calc	Calculated ( <i>berechnet</i> )
COD	Chemical Oxygen Demand ( <i>Chemischer Sauerstoffbedarf, CSB</i> )
design	Design ( <i>Dimensionierung, dim</i> )
estim	Estimated ( <i>geschätzt</i> )
inorg	Inorganic ( <i>anorganisch, anorg</i> )
sat	Saturation ( <i>Sättigung, sätt</i> )
SRT	Sludge Retention Time ( <i>Schlammalter, SA</i> )
tank	Activated Sludge Tank ( <i>Belebungsbecken, BB</i> )



## 8 LITERATUR

- A 131 (1991). Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. Abwassertechnische Vereinigung ATV, Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik, Hennef.
- A 131 (1999). Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen (Entwurf). Abwassertechnische Vereinigung ATV, Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik, Hennef.
- Blunsi M. und Manser R. (1998). Modellverifikation und Verfahrensoptimierung für eine alternierende Denitrifikation ARA Glarnerland. Diplomarbeit ETH-Zürich.
- Brandenberger L. (1998). Phosphorbilanz um das System „Biologie und Nachklärung“. Diplomarbeit ETH-Zürich.
- Diebold J. und Zimmerli T. (1995). Denitrifikation im Nachklärbecken ARA Werdhölzli. Diplomarbeit ETH-Zürich.
- Gujer W. (1993). Grundlagen der Nitrifikation und der Denitrifikation in Belebungsanlagen, *VSA-Fortbildungskurs 1993*, Nährstoffelimination in der biologischen Abwasserreinigung.
- Gujer W., Henze M., Takashi M. und van Loosdrecht M. (1999). Activated Sludge Model No. 3. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), 183-193.
- Henze M., Grady C.P.L., Gujer W., Marais G.v.R. und Matsuo T. (1987). Activated Sludge Model No. 1. By IAWPRC Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment. *Scientific and Technical Reports No. 1*, IAWPRC London, ISSN 1010-707X.
- Kayser R. (1971). Beitrag zur Berechnung des Überschussschlammanfalles beim Belebungsverfahren. *Zeitschrift Österreichische Abwasserrundschau*, **16**(5), 73-78.
- Koch G., Pianta R., Krebs P. und Siegrist H. (1998). Potential of denitrification and solids removal in the rectangular clarifier. *Wat. Res.*, **33**(2), 309-318.
- Koch G., Kühni M., Gujer W. und Siegrist H. (1999). Calibration and validation of the Activated Sludge Model No. 3 for municipal waste water. *Wat. Res.*, submitted.
- Nowak O., Svardal K., Franz A. und Kühn V. (1999). Degradation of particulate organic matter- a comparison of different model concepts. *Wat.Sci.Tech.*, **39**(1), 119-127.
- Pianta R. und Marti Ch. (1997). Denitrifikation im Nachklärbecken. Diplomarbeit ETH-Zürich.
- Purtschert I., Bühler R., Kühni M., Siegrist H. und Gujer W. (1993). Denitrifikationsversuche Kläranlage Glatt. Diplomarbeit ETH-Zürich.
- Purtschert I. und Siegrist H. (1994). Denitrifikation mit Methanol. Grosstechnische Versuche auf der Kläranlage Werdhölzli-Zürich.
- Röck C. und Rufer R. (1994). Denitrifikationsversuche an der ARA Werdhölzli. Diplomarbeit ETH-Zürich.
- Siegrist H. und Gujer W. (1994). Nitrogen removal in activated sludge systems including denitrification in secondary clarifiers. *Wat. Sci. Tech.*, **30**(6), 101-111.
- Siegrist H. (1995). *PEAK A3/95*, EAWAG-Dübendorf.
- Siegrist H. und Krebs P. (1997). Nachklärbecken: Prozesse und Dimensionierung. *PEAK A7/97*, EAWAG-Dübendorf.
- Siegrist H., Koch G., Le-Van C. and Phan L.C. (1999). Reduction of biomass decay rate under anoxic and anaerobic conditions. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), 129-137.
- Sollfrank U. (1988). Bedeutung organischer Fraktionen in kommunalem Abwasser im Hinblick auf die mathematische Modellierung von Belebtschlammssystemen. Dissertation ETH Nr. 8765.
- Sollfrank U., Kappeler J. und Gujer W. (1992). Temperature effects on wastewater characterization and the release of soluble inert organic material. *Wat. Sci. Tech.*, **25**(6), 33-41.
- Thomann M. (1999). Untersuchung der Denitrifikationsleistung der ARA Eich (Bassersdorf). Interner EAWAG-Bericht.
- Wild D. (1997). Nährstoffflüsse in Kläranlagen mit Biologischer Phosphorelimination. Diss. ETH Nr. 12197.



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Entstehung und Bekämpfung von Bläh- und Schwimmschlamm bei Belebungs- anlagen**

N. Matsché  
N. Kreuzinger

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

# Entstehung und Bekämpfung von Bläh- und Schwimmschlamm bei Belebungsanlagen

N. Matsché, Prof. Dr. und N. Kreuzinger, Dr.,  
Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft, TU-Wien  
A – 1040 Wien, Karlsplatz 13/226

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1 MIKROBIOLOGISCHE UND ABWASSERTECHNISCHE GRUNDLAGEN .....	2
1.1 Blähschlamm .....	2
1.2 Schwimmschlamm und Schaum .....	5
2 BEKÄMPFUNG VON BLÄHSCHLAMM .....	8
2.1 Beschwerung des belebten Schlammes .....	8
2.2 Schädigung der Fadenorganismen .....	9
2.3 Beeinflussung der Abwasserzusammensetzung .....	10
2.4 Veränderung der Betriebsweise .....	10
2.5 Sonstige Bekämpfungsmassnahmen .....	17
2.6 Blähschlammvermeidung durch Beckengestaltung .....	19
2.7 Schwimmschlamm- und Schaumvermeidung durch Beckengestaltung .....	22
3 PRAKTISCHE ANWENDUNG VON BEKÄMPFUNGSMASSNAHMEN .....	24
3.1 Einsatz von Kalk .....	24
3.2 Einsatz von Talk .....	27
3.3 Einsatz von Selektoren in der Zuckerindustrie .....	29
3.4 Enzympräparate .....	31
4 LITERATUR .....	32

# 1 MIKROBIOLOGISCHE UND ABWASSERTECHNISCHE GRUNDLAGEN

## 1.1 Blähschlamm

Nehmen in der Biozönose des belebten Schlammes Organismen überhand, die fadenförmig wachsen und dadurch die verfahrenstechnisch wichtigen Schritte der Abtrennung und Rückführung der Biomasse stören bzw. verhindern, so spricht man von Blähschlamm, bei dem durch die Entwicklung von fadenförmig wachsenden Mikroorganismen die Absetzeigenschaften des belebten Schlammes so weit verschlechtert werden, dass der Verdünnungsschlammindex mehr als 150 ml/g beträgt.

In nahezu jedem belebten Schlamm sind fadenförmige Mikroorganismen vorhanden; sie gehören zur normalen Population des belebten Schlammes. Ihre Anwesenheit kann sogar zu einer stabilen Schlammflocke in der Anlage beitragen. Probleme entstehen erst dann, wenn man von einem massenhaften Wachstum fadenförmiger Organismen sprechen kann. Hierbei handelt es sich meist um fadenförmige Bakterien; Pilze spielen bei Blähschlamm eine untergeordnete Rolle.

Etwa 30 verschiedene fadenförmige Bakterienarten können Blähschlamm verursachen. Viele von diesen Arten sind bisher noch nicht taxonomisch eingeordnet und tragen deswegen nur Typ-Nummern. Die Methode zu ihrer Erkennung im belebten Schlamm ist in einem Handbuch ausführlich beschrieben (EIKELBOOM und v.BUIJSEN 1983). Die Unterscheidung beruht auf morphologischen Charakteristika, sowie auf Färbeverhalten und einfachen physiologischen Tests.

⇒ **Fotos und Beschreibung zu den Fotos s. beiliegende CD**

In letzter Zeit gewinnt die Charakterisierung von Fadenbakterien mit Hilfe der Fluoreszenz-In-Situ-Hybridisierung (FISH) zunehmend an Bedeutung. Diese Methode beruht auf der Nutzung von genetischen Unterschieden der verschiedenen Fadenbakterien. Kurze für bestimmte Fadenbakterien spezifische DNA-Stücke werden mit Fluoreszenzfarbstoffen versehen (sogenannte Gensonden). Diese Gensonden werden dem belebten Schlamm zugesetzt und lagern sich spezifisch an die zugehörigen Fadenbakterien an. Mit einem Fluoreszenzmikroskop können sie sichtbar gemacht werden, wodurch der Nachweis über das Vorkommen der mit der Gensonde charakterisierten Bakterien erbracht werden kann (WAGNER M. AMANN R. 1996).

Aufgrund der Verschiedenartigkeit der fadenförmigen Mikroorganismen gibt es keine einheitlichen Bekämpfungsmassnahmen. Es ist daher wichtig, immer erst festzustellen, welche Bakterien in einer bestimmten Anlage Blähschlamm verursachen, bevor Bekämpfungsmassnahmen durchgeführt werden.

Schlammuntersuchungen von zahlreichen Belebungsanlagen zeigen, dass es vor allem in Anlagen mit Nährstoffentfernung sehr häufig zu einem Auftreten von Fadenbakterien kommt, die je nach spezifischen Eigenschaften zu Blähschlamm bzw. zur Schaumbildung und damit zu beträchtlichen Betriebsproblemen führen. In

Tabelle 1 sind die Ergebnisse einer europäischen Studie zusammengefasst, welche die dominierende Rolle von *M. parvicella* aufzeigt (EIKELBOOM et.al. 1997).

Tabelle 1: Dominante Fadenbakterien in Kläranlagen mit Nährstoffentfernung nach EIKELBOOM et.al 1997; ergänzt durch Österreichische Daten

Land	Niederlande	Dänemark	Deutschland	Griechenl.	Österreich <sup>*)</sup>
Anzahl der Anlagen	93	81	8	11	10
<i>M. parvicella</i>	57	36	6	6	3
Typ 0041	3	24			2
Typ 0092	1	4		1	1
Typ 1851	1	1			1
Typ 0803		2	1		
Typ 0914		1			
<i>N. limicola</i>		4			1
Actinomyceten				2	3
Typ 021N	2	2			4
<i>Thiothrix</i> sp.		2			
<i>S. natans</i>	2				

\*) Ausgewählte Anlagen mit Blähschlammproblem

Die Entwicklung einer Population von Fadenbildnern in einer bestimmten Anlage hängt mit der Schlammbelastung, der Beschaffenheit des Zulaufes und den Betriebsbedingungen zusammen. In den letzten Jahren gab es verschiedene Ansätze (EIKELBOOM 1977, JENKINS et al. 1993 u.v.m.), von der Anwesenheit bestimmter Fadentypen auf die Ursache des Blähschlammes in einer Anlage rückzuschliessen. Diese Zusammenhänge sind jedoch nach wie vor noch nicht umfassend abgesichert.

Zuverlässig und rechtzeitig kann die Entstehung von Blähschlamm nur durch mikroskopische Kontrolle erkannt. Die Fäden werden nicht gezählt oder gemessen, weil man dafür sehr viel Zeit braucht. Das mikroskopische Bild wird nur mit einer Reihe von Referenzabbildungen verglichen und auf diese Weise in 5 Kategorien eingeteilt. So kann die Anzahl der Fäden einfach und schnell visuell abgeschätzt werden. Deswegen ist die Methode für routinemässig durchgeführte Kontrollen sehr gut geeignet werden (EIKELBOOM und v.BUIJSEN 1983). WAGNER (1982) hat den folgenden Zusammenhang zwischen seinen Fädigkeitsstufen und dem Schlammindex festgestellt (siehe Tabelle 2):

Die Ergebnisse zahlreicher vergleichender Untersuchungen weisen darauf hin, dass die Entstehung und Begünstigung von Blähschlamm sowohl durch die Beschaffenheit des zu behandelnden Abwassers als auch durch die Betriebs- und Verfahrensweise von Abwasserreinigungsanlagen beeinflusst wird.

Tabelle 2: Zusammenhang zwischen Fädigkeitsstufe und Schlammindex  
(nach WAGNER 1982)

Kategorie	Fäden (Mittelwert)	ISV (ml/g)
0	keine	60
1	wenig	70
2	mässig	100
3	viel	135
4	sehr viel	265
5	extrem viel	700

Da sich fadenförmige von vielen flockenbildenden Mikroorganismen nicht nur morphologisch, sondern auch in ihren physiologischen und wachstumskinetischen Eigenschaften unterscheiden, führen bestimmte Nahrungs- und Milieubedingungen zu unterschiedlichen Wachstumsraten fadenförmiger und flockenbildender Mikroorganismen und ändern damit das Verhältnis ihrer Anteile im belebten Schlamm. Die Kenntnis dieser Unterschiede ist die Voraussetzung, Belebungsanlagen so zu gestalten und zu betreiben, dass sich flockenbildende gegenüber fadenförmigen Mikroorganismen durchsetzen und sich damit der Schlammindex verringert.

Sofern die Abwasserbeschaffenheit als Ursache von Blähschlamm in Frage kommt, handelt es sich meist um Abwässer mit einem hohen Gehalt an biologisch leicht abbaubaren, gelösten organischen Inhaltsstoffen, insbesondere niedermolekularen Kohlenhydraten, Proteinen und organischen Säuren im Zulauf zur Belebung. Solche Abwässer fallen in erster Linie bei der Verarbeitung pflanzlicher und tierischer Rohstoffe an.

Häufig sind derartige Abwässer auch durch ein unausgewogenes Nährstoffverhältnis gekennzeichnet. Mangel an Stickstoff (BSB<sub>5</sub>: N ≤ 100:5), Phosphor (BSB<sub>5</sub>: P ≤ 100:1) steht ebenfalls in Zusammenhang mit der Blähschlamm-Bildung. WAGNER (1982) stellte fest, dass Blähschlamm relativ wenig Phosphor enthält. Der spezifische P-Bedarf von Fadenbakterien ist niedriger als von „Flockenbakterien“. Dadurch sind sie bei P-Mangel bevorzugt.

Der Einfluss von organischen Säuren auf die Blähschlamm-Bildung wurde schon erwähnt. Niedere organische Säuren entstehen leicht bei einer langen Verweilzeit im Kanal oder in der Vorklärung. Gleichzeitig entsteht dann auch Schwefelwasserstoff, was die Entwicklung bestimmter fadenförmiger Mikroorganismen (u.a. *Thiothrix* und auch *Typ 021N*) besonders begünstigt. Solche Verhältnisse liegen vor allem in Kanalsystemen mit schwachem Gefälle (Ablagerungen), Druckleitungen und mangelhaft geräumten Vorklärbecken vor.

Gemessen an der Gesamtheit der Belebungsanlagen tritt bei Anlagen mit langer Verweilzeit in der Vorklärung, mit volldurchmischten Belebungsbecken und auch bei verteilter Abwasserzuführung häufiger Blähschlamm auf.

Weniger stark von Blähschlamm Bildung betroffen sind:

- Belebungsanlagen ohne Vorklärung.  
In solchen Anlagen enthält der Zulauf einen relativ hohen Anteil an absetzbaren Stoffen, was flockenbildende Bakterien begünstigt und zur Beschwerung der Flocken führt.
- Belebungsanlagen mit aerober Schlammstabilisation
- Belebungsanlagen mit Simultanfällung
- Belebungsanlagen, denen Tropfkörper ohne Zwischenklärung vorgeschaltet sind
- Belebungsanlagen mit pfropfendurchströmten Becken oder mit einer vorgeschalteten hochbelasteten Kontaktzone (Selektor)
- Belebungsanlagen mit vorgeschalteter Denitrifikation oder einer anaeroben Zone, wie man sie z.B. auch für die biologische Phosphorentfernung benötigt

Blähschlamm kann häufig auf Überlastungserscheinungen (z.B. durch Indirekteinleitungen) zurückgeführt werden. Verschiedene Fadenbildner werden begünstigt, wenn eine Überbelastung zu Sauerstoffmangel im Belebungsbecken führt, weil sie bei niedrigen Sauerstoffkonzentrationen noch relativ schnell wachsen können. Diesen Vorteil verlieren diese Organismen bei einer Sauerstoffkonzentration von über ca. 2 mg/l im Belebungsbecken. Sauerstoffkonzentrationen unter ca. 2 mg/l können also zu Blähschlamm führen.

An niedere O<sub>2</sub>-Konzentrationen angepasst sind (Jenkins, 1993):

*Sphaerotilus natans*  
*Haslicomenobacter hydrossis*  
Typ 1701

Der Einfluss der Schlammbelastung auf die Blähschlamm Bildung ist sehr komplex. Da auch andere Faktoren wie die Form des Belebungsbeckens die Abwasserbeschaffenheit, die Sauerstoffversorgung, die Art und Weise der Beschickung daneben eine Rolle spielen. Aus diesem Grunde werden in der Literatur auch sehr unterschiedliche, z.T. sogar widersprüchliche Angaben über den Zusammenhang Schlammbelastung-Schlammindex gemacht. Nach den Erfahrungen der ATV Arbeitsgruppe 2.6.1 (Blähschlamm) kommt es in voll durchmischten Becken (z.B. auch in kleinen Oxidationsgräben) häufiger zu Blähschlamm Bildung. In Anlagen mit Pfropfenströmung tritt die Bildung von Blähschlamm erst bei einer Belastung von über ca. 0,5 kg/(kg.d) auf.

## 1.2 Schwimmschlamm und Schaum

Die Bildung viskoser Schäume auf Belebungsanlagen ist ein Phänomen von dem viele Kläranlagen, insbesondere solche mit Nährstoffelimination betroffen sind. Im Gegensatz zu den Tensid-Schäumen, die durch schwerabbaubare Waschmittelinhaltsstoffe verursacht wurden und durch Besprühen mit Wasser leicht bekämpft werden konnten, ist dies bei den durch Mikroorganismen und fettigen Abwasserinhaltsstoffen gebildeten Schäumen nicht möglich.

Diese Schäume bestehen aus gasgefüllten „Bläschen“, an die Tenside und Mikroorganismen angelagert sind. Die Voraussetzung für die Blasenbildung ist das

Vorhandensein oberflächenaktiver Stoffe und von Stabilisatoren, die sich an der Grenzfläche Gas - Wasser anlagern. An dieser Grenzschicht kommt es auch zu einer Anreicherung von Nährstoffen, die für die an der Schaumbildung beteiligten Mikroorganismen dadurch angereichert werden und einen Selektionsvorteil darstellen. Die für die Anreicherung von Schaum notwendigen Komponenten und Bedingungen sind im Prinzip in jeder Belebung vorhanden: Feine Gasblasen und oberflächenaktive Stoffe sowie eine gute Durchmischung mit daran adsorbierbaren Substanzen.

Früher wurde angenommen, dass die Flotation von Schlamm durch hohe Konzentrationen an Fetten zustande kommt. Neuere Untersuchungen (LEMMER, 1996) zeigen jedoch, dass es zur Bildung von stabilen Schäumen auch bei Fettgehalten unter 30% kommen kann und der massgebende Faktor die Stabilisierung der Schäume durch bestimmte Mikroorganismen mit stark hydrophober Zelloberfläche ist. Anlagen mit starker Schaumbildung weisen sehr häufig eine starke Entwicklung von Gram-positiven Fadenorganismen auf, zu denen *nocardioforme Actinomyceten* und das Fadenbakterium *Microthrix parvicella* gehören. Daneben treten häufig Bakterien der Gattung *Nostocoida* und der Fadentyp 1851 auf.

Belebte Schlämme aus Anlagen, die zur Schaumbildung neigen, zeigen im Vergleich zu Anlagen ohne Schaumbildung eine höhere Dichte, sowie eine veränderte Häufigkeit von Fadenorganismen (Tabelle 3). Vor allem *M. parvicella* und *Nocardiforme Actinomyceten* treten signifikant häufiger in Anlagen mit Schaumbildung auf.

Tabelle 3: Prozentuale Häufigkeit verschiedener Fadenorganismen in Anlagen ohne bzw. mit akuten Schaumproblemen (LEMMER, 1998)

Organismus	Anlagen ohne Schaumproblemen	Anlagen mit Schaumproblemen
<i>M. parvicella</i>	32	81
Typ 0041 / 0675	82	94
<i>nocardioforme Actinomyc.</i>	32	78
Typ 1851	23	47
Typ 0092	32	59
<i>Nostocoida limicola</i>	100	91

Vergleicht man die Betriebsweise von Kläranlagen mit bzw. ohne Schaumproblemen, so kristallisieren sich folgende Unterschiede heraus (LEMMER 1998):

Schaumbildung erfolgt vor allem dann, wenn:

- im Anlagenkonzept ein Fettabscheider fehlt
- eine anaerobe Schlammbehandlung stattfindet
- eine Vorklärung des Rohabwassers stattfindet
- eine volle Durchmischung im Belebungsbecken erfolgt
- Oberflächenbelüfter eingesetzt werden



- der maximale O<sub>2</sub> - Gehalt der belüfteten Zone unter 2mg/l liegt
- eine stärkere Schlammzirkulation bzw. Durchmischung erfolgt
- der Zulauf vorwiegend kommunal geprägt ist
- vorgeschaltete oder simultane Denitrifikation verwirklicht ist
- biologische Phosphorelimination durchgeführt wird
- Eisensalze und nicht Aluminumsalze als Fällmittel eingesetzt werden
- eine sehr niedrige Schlammbelastung vorliegt

Bei zweistufigen Anlagen fällt auf, dass bei dem Kläranlagenkonzept Hochlast-Tropfkörper / Schwachlastbelebung selten Schaumprobleme auftreten. Hinsichtlich der Verweilzeit der Abwasserinhaltsstoffe in der Belebung, des Schlammalters und der Grösse vom Belüftungssystem eingebrachten Luftblasen ist kein Unterschied zwischen Anlagen mit und ohne Schaumproblemen festzustellen.

Offenbar selektieren wir heute durch die niedrige Schlammbelastung Organismen, die stark hydrophob sind und oberflächenaktive Substanzen ausscheiden. Durch beide Vorgänge wird die Flotation dieser Organismen und die Stabilisierung der gebildeten Schäume gefördert.

### 1.2.1 *Microthrix parvicella*

In niedrig belasteten nährstoffelimierenden Anlagen ist *M. parvicella* der häufigste Vertreter fadenförmiger Bakterien bei Schaum und Schwimmschlamm Ereignissen. Höhere Schlammbelastungen (grösser 0,1 kg BSB<sub>5</sub>/(kg\*d)) wirken sich negativ auf *M. parvicella* aus. Den Untersuchungen von SLIJKHUIS (1983) zufolge ist *M. parvicella* auf langkettige Fettsäuren als Substrat angewiesen. Dies wurde auch durch *in-situ* Messungen mit Hilfe von Mikroautoradiografie von ANDREASEN und NIELSEN (1997) bestätigt. *M. parvicella* erhält Wachstumsvorteile, wenn das Abwasser in vorgeschalteten anaeroben oder anoxischen Verhältnissen einer Hydrolyse unterzogen wird, wodurch langkettige Fettsäuren, die gewöhnlich nicht als freie Fettsäuren, sondern als partikuläre Fraktion im Abwasser vorliegen, besser verfügbar werden.

Simultane Phosphorfällung mit Eisensalzen begünstigt das Auftreten von *M. parvicella* während der Einsatz von Aluminiumverbindungen hemmend wirkt. Trübwasser aus der Schlammbehandlung wirkt auf das Wachstum wegen der hohen Ammoniumkonzentration förderlich. Einen wichtigen Selektionsfaktor stellt die Temperatur dar. *M. parvicella* setzt sich insbesondere im Temperaturbereich < 20°C durch, was durch Untersuchungen von EIKELBOOM et.al (1997) und KNOOP & KUNST (1997) bestätigt wird.

### 1.2.2 NALOs - nocardiforme Actinomyceten (zB. *Nocardia*)

Actinomyceten können sowohl über ihre hydrophoben Eigenschaften als auch über die Abscheidung hydrophober Substanzen zur Stabilisierung von Schäumen beitragen. Ihr Wachstum wird insbesondere durch partikuläres noch nicht hydrolysiertes Substrat gefördert. In flotierten Schlammfraktionen haben sie auf Grund ihrer Widerstandskraft gegen UV-Bestrahlung, Austrocknung und

Nährstoffmangel ebenso wie *M. parvicella* Selektionsvorteile. Das Zurücktreten der Actinomyceten in stickstoffeliminierenden Anlagen ist auf die niedrige Schlammbelastung bzw. auf die schlechte Sauerstoffversorgung in den anoxischen Zonen zurückzuführen. In Anlagen mit vorgeschalteter Denitrifikation sind Actinomyceten häufiger dominant, als in Anlagen mit alternierender / intermittierender Denitrifikation. Eine biologische Phosphorentfernung führt im Allgemeinen zu einer Verminderung der Betriebsprobleme mit Schwimmschlamm, was auch die Ergebnisse auf der Kläranlage Mödling bestätigen (FRANZ 1997).

Das Vorliegen eines Substrat-Gradienten in der Belebung hat keine grossen Auswirkungen auf das Wachstum von Actinomyceten. Ein hoher Sauerstoffgehalt und eine hohe Schlammzirkulation wirken förderlich. Wie auch *M. parvicella* sind auch *nocardiforme Actinomyceten* in Anlagen mit Oberflächenbelüftern häufiger dominant.

## 2 BEKÄMPFUNG VON BLÄHSCHLAMM

### 2.1 Beschwerung des belebten Schlammes

Die Sinkgeschwindigkeit von Blähschlammflocken kann durch eine Erhöhung ihres spezifischen Gewichtes gesteigert werden. Die einfachste Form, eine solche Beschwerung zu erreichen, ist die Einlagerung der absetzbaren Stoffe des Rohabwassers in die Schlammflocken. In Anlagen ohne Vorklärung kommt es erfahrungsgemäss seltener zur Bildung von Blähschlamm. Selbst beim Auftreten von fadenförmigen Organismen in solchen belebten Schlämmen verhindert das höhere spezifische Gewicht des Schlammes oft sehr hohe Indexwerte. Ist eine Vorklärung vorhanden, so kann beim Auftreten von Blähschlamm ein Teil des Abwassers zeitweise unter Umgehung der Vorklärbecken direkt dem Belebungsbecken zugeführt werden, sofern das vorhandene Belüftungssystem durch die Schwebstoffe des Abwassers nicht beeinträchtigt wird (z.B. Verstopfungen, Verzopfungen,...).

Der Zusatz von Eisen-, Aluminium- oder Calciumsalzen kann die physikalische und biologische Beschaffenheit des belebten Schlammes durch Fällungsreaktionen beeinflussen. Dies hat sich in zahlreichen Anlagen mit Simultanfällung bewährt. Neben den positiven Auswirkungen auf die Absetzeigenschaften hat die Zugabe von Eisensulfat aber auch einen günstigen Einfluss auf das Eindickverhalten des Schlammes. In der Literatur (WAGNER 1982) wird darauf hingewiesen, dass bei Simultanfällung nicht alle Fadenorganismen mit gleichem Erfolg eliminiert werden konnten.

Als Bekämpfungsmassnahme von Schwimmschlamm und Schaum durch Nocardia hat sich nach Erfahrungen in der Schweiz eine Simultanfällung unter Verwendung von Aluminiumsalzen bewährt. Es kommt hier neben der beschwerenden Wirkung vermutlich auch ein physiologischer Effekt zum Tragen. Vereinzelt liegen solche positiven Erfahrungen auch aus Anwendungsbeispielen in Österreich vor.

Eine Beschwerung kann auch durch inerte Mineralpartikel vorgenommen werden. In der Vergangenheit wurden hierfür verschiedene Gesteinsmehle eingesetzt. Als besonders günstig stellte sich in letzter Zeit die Verwendung von Talkpulver heraus. Die Schichtstruktur dieses Silikats scheint mit den Mikrofloken des belebten Schlammes in Wechselwirkung zu treten, so dass einerseits die Mineralteilchen sehr

gut in die Flocken inkorporiert werden und andererseits keine Abtrennung des mineralischen Anteils im Belebungsbecken oder in der Nachklärung auftreten. Gegenüber den Bekämpfungsmassnahmen mit Schädigung der Fadenbakterien und zeitweiser Ablaufverschlechterung wirkt die Talkzugabe unmittelbar vermindern auf das Schlammvolumen und damit auf den Schlammindex. Eine Verschlechterung des Ablaufes kann nicht eintreten, da die Mikroorganismen des belebten Schlammes nur verdichtet werden und keinerlei Beeinträchtigung in ihrer Funktion auftreten kann. Für eine wirkungsvolle Bekämpfung muss mit einer Zugabe von 30 – 60% bezogen auf den Schlammgehalt des Belebungsbeckens gerechnet werden.

In ähnlicher Weise wie Talkpulver kann auch Ton eingesetzt werden. Da es sich auch hierbei um ein silikatisches Produkt handelt, dürften die Wirkung hinsichtlich Verbesserung des Schlammindex in ähnlicher Weise erfolgen. Eine Anwendung bei Blähschlamm im Papierfabriksabwasser bzw. bei einer Anlage mit Winzereiabwasser und zeitweiser Belastung mit leicht abbaubaren Stoffen wurde von CHUDOBA et.al. (1995) beschrieben. In beiden Anwendungsfällen konnte innerhalb kürzester Zeit eine wesentliche Verbesserung der Blähschlammverhältnisse erreicht werden.

Nachteilig mit dem Einsatz von mineralischen Zusatzstoffen ist die Tatsache, dass die Zugabemengen bis zu einer Grössenordnung von 100% der in der Anlage vorhandenen Belebtschlamm-Trockensubstanz erfolgen müssen. Dadurch steigt der Anfall von Überschussschlamm beträchtlich. Bei Anlagen mit niedrigem Schlammalter und einer längeren Anwendung der Zugabe sind auch die Kosten einer solchen Behandlung beträchtlich.

## 2.2 Schädigung der Fadenorganismen

Die Zugabe von Chemikalien, die aus den Flocken herausragende Fadenorganismen schädigen bzw. abtöten, stellt ebenfalls eine Methode zur Bekämpfung von Blähschlamm dar. Über den Einsatz von Chlor für diesen Zweck liegen bereits aus der Zeit vor 1940 Erfahrungen aus den USA vor. Über entsprechende Erfahrungen in der Kläranlage Berlin-Ruhleben wurde von SARFERT (1981) berichtet.

In den USA ist die Chlorung auch heute noch die wichtigste Methode der Bläh- und Schwimmschlammbekämpfung (JENKINS, 1993). Wegen der Bildung von chlororganischen Verbindungen (AOX) kommt ein Einsatz in Österreich heute nicht mehr in der in Frage, obwohl in der Vergangenheit damit kurzfristig gute Erfolge erzielt werden konnten (MATSCHÉ 1982).

Eine Schädigung der Fadenorganismen von Blähschlamm konnte in manchen Fällen auch durch die Zugabe von  $H_2O_2$  erreicht werden (SCHWARZER et al. 1982). Dabei kann eine Beschädigung v.a. bei solchen Fäden erwartet werden, die weit aus der Flocke herausragen (z.B. Typ 021N / 0961, *Sphaerotilus natans*). Fäden wie *Microthrix parvicella* oder *Nocardia sp.*, die in die Flocke eingebunden sind, sind weniger empfindlich.

Anstelle von Chlor und anderen Oxidationsmitteln wird neuerdings die Anwendung von Kalk zur Bekämpfung von Blähschlamm empfohlen. Die Zugabe muss dabei so erfolgen, dass der gesamte Schlamm der Anlage mit einem erhöhten pH-Wert (10 bis 11) in Kontakt kommt. Dies gelingt am besten bei Zugabe von Kalk in den Pumpensumpf des Rücklaufschlammumpwerkes.

Die erforderliche Zugabemenge kann dabei im Labor durch eine einfache Titration des belebten Schlammes mit Natronlauge bis zu dem erforderlichen pH-Wert von etwa 11 ermittelt werden. Die äquivalente Menge an gebranntem Kalk bzw. Kalkhydrat kann daraus errechnet werden. Bei der Verwendung von gebranntem Kalk ist auf die entstehende Reaktionswärme und die Verätzungsgefahr zu achten! Bei Kalkhydrat ist dieser Effekt geringer. Bei einem höheren Bedarf empfiehlt sich wegen der geringeren Kosten der Einsatz von gebranntem Kalk.

Eine Schädigung der Fadenbakterien ist jedoch im allgemeinen mit einer Schädigung der Schlammbiozönose (v.a. Nitrifikanten und Protozoen) und dadurch mit einer deutlichen aber kurzzeitigen Verschlechterung der Ablaufqualität verbunden. Daher sollte die Zugabe von schädigenden Substanzen nur als Notmassnahme zur Anwendung kommen.

### **2.3 Beeinflussung der Abwasserzusammensetzung**

Durch anaerobe Abbauvorgänge kommt es zur Bildung von niederen organischen Säuren und von Schwefelwasserstoff, Verbindungen, die neben einer Geruchsbelästigung auch zur Bildung von Blähschlamm bei der biologischen Reinigung führen können. Daher ist man bemüht, durch entsprechendes Gefälle in den Kanälen und durch regelmässige Schlammräumung in den Reinigungsanlagen Schlammablagerungen und ein Anfaulen des Abwassers zu vermeiden. Durch eine Vorbelüftung bzw. durch eine Vorbehandlung von angefaultem Abwasser kann eine Verbesserung erreicht werden.

Das Auftreten von Blähschlamm kann auch durch ein unausgeglichenes Nährstoffverhältnis - Mangel an Stickstoff- und/ oder Phosphorverbindungen - hervorgerufen werden. Stickstoff und Phosphorverbindungen sind zum Wachstum von Bakterien unentbehrlich und müssen bei Mangel in gewerblichen und industriellen Abwässern zugegeben werden. Am zweckmässigsten erfolgt die Zugabe in Form von möglichst billigen technischen Produkten (Harnstoff, Ammoniumsalze/Handelsdünger). Bei Stickstoffmangel hat sich die Zugabe des N-haltigen Trübwassers aus dem Faulbehälter in das Belebungsbecken bewährt, sofern dadurch keine Überlastung der Belebungsstufe erfolgt. Um eine zusätzliche Eutrophierung der Vorfluter zu vermeiden, sind die Zugaben jedoch unbedingt auf das absolut notwendige Mass zu beschränken und durch eine häufige Analyse des Ablaufes zu kontrollieren.

### **2.4 Veränderung der Betriebsweise**

Bei Untersuchungen in der CSSR (CHUDOBA 1973) konnte gezeigt werden, dass sich im volldurchmischten Belebungsbecken Blähschlamm bildete, während sich bei der Unterteilung des gleich grossen Beckens in mehrere hintereinander durchflossene Kammern (Pfropfenströmung) bei sonst gleichen Versuchsbedingungen keine Fadenorganismen bildeten. Durch Einleitung des gesamten Abwassers in die erste Kammer wird dort der Schlamm hochbelastet. Da hier bereits ein hoher Anteil der Schmutzkonzentration eliminiert wird, nimmt in den folgenden Kammern die Konzentration des verfügbaren Substrates immer weiter ab. In diesen Kammern bildet sich also ein Substratgradient aus, der sich positiv auf die Schlammstruktur auswirkt.

Bei der Untersuchung von Abwässern der Lebensmittelindustrie wurde die Beobachtung gemacht, dass in Laboranlagen mit starker Blähschlammentwicklung durch *Sphaerotilus natans* eine erfolgreiche Bekämpfung durch eine Änderung der Abwasserbeschickung möglich war. Eine Umwandlung der kontinuierlichen Beschickung in eine diskontinuierliche brachte *S.natans* zum Verschwinden. Der Wechsel zwischen hoher Substratkonzentration bei der stossförmigen Zugabe und niedrigen Konzentrationen in den Zeiträumen ohne Beschickung wirkt sich offensichtlich nachteilig für die Fadenorganismen aus.

Eine Erklärung für diese Beobachtungen könnte folgendermassen gegeben werden: Ist eine hohe Substratkonzentration vorhanden, nehmen sowohl die Bakterien der Schlammflocken als auch Fadenbakterien das Substrat mit maximaler Rate auf. Erst wenn die Konzentration sehr niedrig ist, sind die Fadenbakterien aufgrund ihrer höheren spezifischen Oberfläche im Vorteil. Da aber im gut flockenden belebten Schlamm die flockenbildenden Bakterien überwiegen, verbleibt nach der Phase mit hoher Substratkonzentration im Selektor nur ein geringer Substratanteil für die Fadenbakterien; sie werden daher in ihrer Entwicklung eingeschränkt. Noch deutlicher kann man die Verhältnisse mit der Abhängigkeit der Wachstumsgeschwindigkeit von einem wachstumsbegrenzenden Substrat bei zwei konkurrierenden Organismen vereinfacht darstellen.

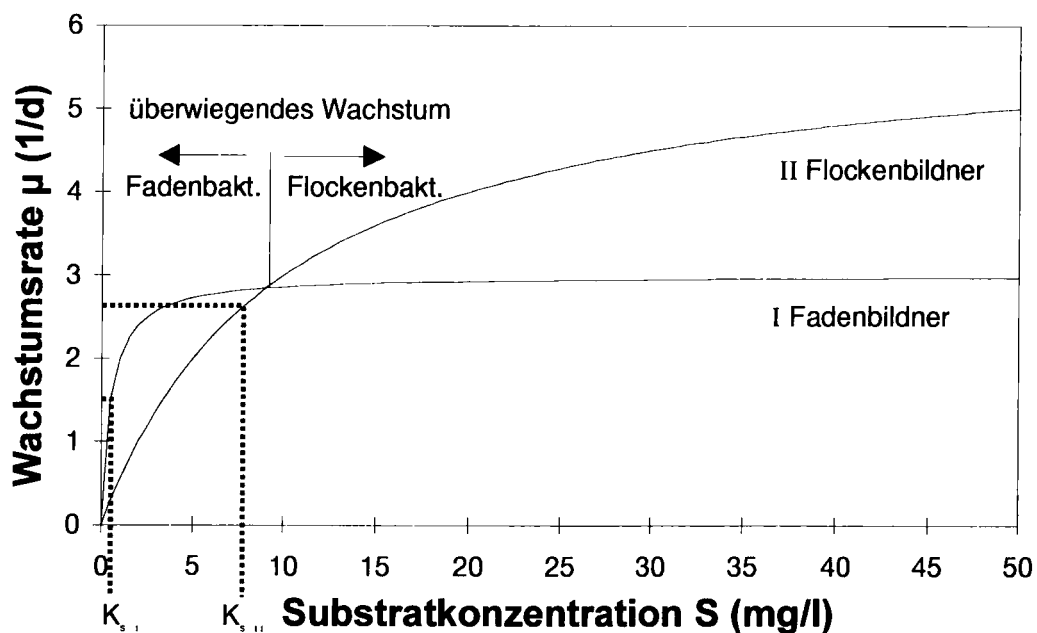


Abbildung 1: Konkurrenzfähigkeit zweier Organismenarten mit unterschiedlichem Wachstumsverhalten in Abhängigkeit von der Substratkonzentration (nach CHUDOBA, 1973)

Die Konzentrationen für  $K_s$  liegen im allgemeinen sehr niedrig, sie sind jedoch für jede bestimmte Art substanzabhängig und können bei verschiedenen Arten stark variieren. Diese Tatsache ist für die Konkurrenz verschiedener Arten in einer Mischkultur sehr bedeutend. Bei niedrigen Substratkonzentrationen wird sich vornehmlich die Art mit einem kleineren  $K_s$ -Wert entwickeln, während bei hoher Substratkonzentration eine andere Art mit relativ hohem  $K_s$ -Wert (und höherem  $\mu_{max}$ ) zur Entwicklung kommt.

Betrachtet man nun die für zwei unterschiedliche Arten dargestellten Kurven so erkennt man deutlich, dass die Art I bei niedrigen Substratkonzentrationen die höhere Wachstums-Geschwindigkeit aufweist und dementsprechend im Vorteil ist. Bei höheren Substrat-Konzentrationen weist hingegen die Art II die höhere Wachstumsrate auf und verdrängt dadurch die Art I aus einer Mischkultur. Rein qualitativ kann man nun annehmen, dass das Verhalten von fadenförmigen Organismen dem Verlauf der Kurve I entspricht, während die Flockenbakterien dem Verlauf der Kurve II folgen. Dies steht auch in Einklang mit Beobachtungen aus der Praxis, wo bei Anlagen mit Blähschlamm-Bildung sehr gute Ablauffergebnisse erzielt werden, solange der Schlamm in der Anlage gehalten werden kann. Eine gute Ablaufqualität setzt aber eine hohe Substrataffinität und sehr niedrige  $K_s$ -Werte voraus. Bei Untersuchungen mit Reinkulturen von verschiedenen Fadenbildnern wurde festgestellt, dass die bisher untersuchten Stämmen tatsächlich sehr niedrige  $K_s$ -Werte für verschiedene Substrate (einschliesslich Sauerstoff als limitierender Faktor) haben. Fadenbildner scheinen also physiologisch sehr gut an nährstoffarme Bedingungen angepasst zu sein.

In der Literatur werden die Organismen, die einen Wachstumsvorteil aufgrund ihrer hohen Substrataffinität haben, als k-Strategen bezeichnet. Diejenigen Organismen, die bei hohen Substratkonzentrationen höhere Wachstumsraten aufweisen, werden als r-Strategen bezeichnet. Bei niedrigeren Substratkonzentrationen sind die k-Strategen begünstigt (Fadenbildner) und bei hohen Substratkonzentrationen die r-Strategen (Flockenbildner).

In Anlagen mit Pfropfenströmung und auch in Anlagen, in denen Zulauf und Rücklaufschlamm in einem kleinen, separaten Becken gemischt werden, ist die Nährstoffkonzentration periodisch sehr hoch. Die  $K_s$ -Werte spielen dann keine Rolle. Bei der Konkurrenz zwischen den Mikroorganismen im belebten Schlamm ist nun entscheidend, welche Arten am besten imstande sind, die Substrate schnell zu speichern. Auch die maximalen Wachstumsraten sind dann wichtig. Es ist festgestellt worden, dass solche Bedingungen die Flockenbildner meistens begünstigen, so dass die Fadenbildner verschwinden. Es ist dabei wichtig, dass die Verweilzeit in der Anlage ausreicht, das Substrat, nachdem es aufgenommen wurde, tatsächlich abbauen zu können. Nur dann sind die Mikroorganismen imstande, aufs neue schnell Substrat zu speichern, wenn sie als Rücklaufschlamm wieder in den ersten Teil des Beckens kommen. Deswegen reicht eine richtige Pfropfenströmung nur dann für die Verhinderung von Blähschlamm aus, wenn die Schlammbelastung, bezogen auf das gesamte Belebungsbecken, einen Wert von ca.  $0,5 \text{ kg BSB}_5/(\text{kg.d})$  nicht überschreitet.

Hochbelastete, vorgeschaltete Kontaktbecken verändern die Durchflusscharakteristik von Anlagen in Richtung zur Pfropfenströmung. Da in solchen Becken eine Selektion von gut absetzbarem Belebtschlamm erfolgt, werden sie in der Literatur als **Selektor** bezeichnet. Eine Selektorstörung weisen auch vorgeschaltete Denitrifikationsbecken bzw. vorgeschaltete Anaerobbecken zur biologischen Phosphorentfernung auf. Die Selektortechnik hat sich inzwischen bei zahlreichen Anwendungen in der Praxis bewährt.

Die wichtigsten Grössen, die bei der Bemessung berücksichtigt werden müssen:

- Kontaktzeit (Menge von Zulauf und Rücklaufschlamm)

- Zusammensetzung und Konzentration des Zulaufes (Verhältnis gelöst/ungelöst; Verhältnis BSB<sub>5</sub>/CSB)
- Aktive Biomasse des belebten Schlammes
- Sauerstoffzufuhr zum Selektor

Von der ATV-Arbeitsgruppe 2.6.1 wurden auf Vorschlag von v.d. Emde in einem Arbeitsbericht (1988) folgende Grundsätze für die Bemessung von Selektoren empfohlen:

Die Wirkungsweise des Selektors ist dann optimal, wenn die Konzentration der gelösten Stoffe im Ablauf des Selektors höchstens 30 mg/l CSB über der im Ablauf des Nachklärbeckens liegt. Damit die Kontaktzeit nicht zu kurz wird, sollte das Rücklaufverhältnis nicht zu hoch sein. Um im Fall von starken Zulaufschwankungen die Kontaktzeit im Selektor nicht zu lange (und die Belastung zu gering) zu halten sollte der Selektor als Kaskade (z.B. 4 Teilbecken) gestaltet werden. Als BSB-Raumbelastung sollte  $BR = 10 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  angestrebt werden. Für gewisse Industrieabwässer können auch höhere Belastungen gewählt werden ( $BR = 20 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ).

Die spezifische Sauerstoffzufuhr zum Selektor sollte etwa doppelt so hoch wie für das Belebungsbecken gewählt werden. Im Falle von Geruchsbildung sowie bei angestrebter Denitrifikation oder biologischer Phosphorentfernung im Selektor sollte dieser nur gerührt werden. In diesem Fall sollte die Raumbelastung jedoch auf ca.  $2,5 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  reduziert werden.

Von PRENDL (1997) wurden umfangreiche Untersuchungen über die Funktion von Selektoren bei der Reinigung von Zuckerfabrikabwasser durchgeführt. Im Zuge dieser Forschungsarbeiten wurden die bisherigen Bemessungsansätze überarbeitet und neue Grundlagen für die Bemessung von Selektoren ausgearbeitet.

#### **2.4.1 Grundsätze für die Dimensionierung und Gestaltung eines aeroben Selektors (KROISS et.al 1997)**

Damit das leicht abbaubare Substrat im Selektor möglichst vollständig entfernt werden kann, müssen folgende Forderungen erfüllt werden:

- Die Aufenthaltszeit des Rücklaufschlamm-Abwassergemisches muss so gross gewählt werden, dass bei maximaler Belastung mit leicht abbaubarem Substrat auch bei niedriger Substratentfernungsgeschwindigkeit das leicht abbaubare Substrat möglichst vollständig eliminiert werden kann. Damit wird den Fadenbildnern die Möglichkeit genommen, sich im Belebungsbecken zu vermehren.
- Die Substratelimination darf nicht durch Sauerstoffmangel eingeschränkt werden. Wenn die Substrateliminationsgeschwindigkeit durch die Sauerstoffzufuhr begrenzt ist, muss dies bei der Selektorgrösse berücksichtigt werden.
- Die Konzentration an leicht abbaubarem Substrat soll möglichst hoch sein. Bei einer zu grossen Aufenthaltszeit im Selektor bei zu geringer Substratkonzentration kann es bereits im Selektor zu einer unerwünschten Vermehrung der Fadenbildner kommen. Daraus ergibt sich die Forderung, den

Selektor in mehrere Kaskaden zu unterteilen und die Rücklaufschlammförderung nach oben hin zu begrenzen.

- Die Speicherkapazität des Schlammes darf nicht überschritten werden, woraus sich eine minimale Rücklaufschlammmenge ergibt.
- Der Schlamm muss die Möglichkeit haben, den Speicher zu regenerieren daraus, ergibt sich die Begrenzung der Schlammbelastung und ein minimales Schlammalter.

#### 2.4.2 Bemessung eines aeroben Selektors:

Das erforderliche Selektorvolumen kann nach Gleichung 1 berechnet werden:

$$V_{SEL} = \frac{\Delta S_S}{oTS_{SEL} \cdot q_{\min(SS, OV)}} \quad (1)$$

$V_{SEL}$	erforderliches Selektorvolumen (m <sup>3</sup> )
$\Delta S_S$	Fracht an leicht abbaubarem Substrat, die im Selektor entfernt werden soll (kg CSB/h)
$oTS_{SEL}$	organische Trockensubstanz im Selektor (kg/m <sup>3</sup> )
$q_{\min(SS, OV)}$	minimale zu erwartende spezifische Substrateliminationsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Konzentration an leicht abbaubarem Substrat und der Sauerstoffversorgung (kg CSB/(kg oTS.h))

Die Bestimmung des leicht abbaubaren Substrates über die Atmungsmessung führt bei Belebtschlämmen mit guten Speichereigenschaften, wie dies bei Belebungsanlagen mit Selektor der Fall ist, zu einer deutlichen Unterschätzung des leicht abbaubaren Substrates. Die Bestimmung des leicht abbaubaren Substrates nach PRENDL (1997) führt zu brauchbaren Ergebnissen.-

Grundsätzlich sollte die gesamte Rücklaufschlammmenge über den Selektor geführt werden. Dann entspricht die Schlammkonzentration im Selektor der Schlammkonzentration im Belebungsbecken. Die Schlammkonzentration ergibt sich aus der herkömmlichen Bemessung von Belebung und Nachklärung. Wenn keine genauere Bestimmung möglich ist, kann der organische Schlammanteil bei Eintrag von mineralischen Feinteilen in die Belebung mit 40 bis 50 %, sonst mit 60 bis 70 % angesetzt werden.

Die versuchstechnische Bestimmung der spezifischen Substrateliminationsgeschwindigkeit führt nur dann zu Werten, die für die Selektordimensionierung herangezogen werden dürfen, wenn Belebtschlamm vorhanden ist, der an das Selektorsystem und das Abwasser adaptiert ist. Dies ist jedoch nur dann der Fall, wenn bei einer bestehenden Anlage der Selektor optimiert werden soll oder eine Versuchsanlage betrieben wird. Bei Untersuchungen mit einem an ein Selektorsystem adaptierten, jedoch an das Abwasser nicht oder nicht optimal adaptierten Schlamm, muss mit einer Unterschätzung der Substrateliminationsgeschwindigkeit gerechnet werden, die zu einer Überdimensionierung des Selektors führen kann. Durch Unterteilung des Selektors in mehrere Kaskaden kann man dem entgegenwirken.



Das Volumen einer Selektorkaskade wird nach Gleichung 1 mit der mittleren zu erwartenden Fracht an leicht abbaubarem Substrat und der mittleren spezifischen Substrateliminationsgeschwindigkeit bestimmt. Ist eine versuchstechnische Bestimmung nicht möglich, dann kann nach den bisherigen Erfahrungen eine mittlere zu erwartende Substrateliminationsgeschwindigkeit  $q_{(SS, OV)}$  von 0,5 kg CSB/(kg oTS.h) angenommen werden, wenn die Sauerstoffzufuhr nicht limitierend ist, und die rechnerische Konzentration an leicht abbaubarem Substrat in der Mischung von Abwasser und Rücklaufschlamm im Zulauf zum Selektor  $\geq 200$  mg CSB/l ist. Bei Konzentrationen an leicht abbaubarem Substrat unter 200 mg/l im Zulauf zum Selektor ist  $q_{(SS, OV)}$  proportional zur Konzentration an leicht abbaubarem Substrat abzumindern, wobei ein  $q_{(SS, OV)}$  von  $< 0,2$  kg CSB/(kg oTS.h) nicht angesetzt werden soll, um eine Überdimensionierung des Selektors zu vermeiden.

Sind sehr kurzzeitige Spitzenbelastungen mit grosser Fracht an leicht abbaubarem Substrat in Abständen von weniger als 5 Tagen zu erwarten, dann muss das Gesamtvolumen des Selektors auf diese Spitzen bemessen werden. In diesem Fall wird für 50 % des Selektorzvolumens die mittlere zu erwartende Substrateliminationsgeschwindigkeit, z.B. 0,5 kg CSB/(kg oTS.h), und für die restlichen 50 % die minimale zu erwartende Substrateliminationsgeschwindigkeit, z.B. 0,2 kg CSB/(kg oTS.h), angesetzt.

Die Sicherheit gegen Durchschlagen von leicht abbaubarem Substrat aus dem Selektor liegt in den angegebenen Werten für die Substrateliminationsgeschwindigkeit. Bei versuchstechnisch bestimmten Werten für die Substrateliminationsgeschwindigkeit muss von den ungünstigsten Werten ausgegangen werden.

Für die meisten Anwendungsfälle wird man aus dieser Bemessung einen Selektor mit 2 bis 4 Kaskaden und eine Aufenthaltszeit bezogen auf Zulauf und Rücklaufschlamm von 10 bis 30 Minuten erhalten.

Der Sauerstoffbedarf im Selektor ergibt sich aus:

$$OV = a_{CSB} \cdot \Delta S \quad (\text{kg O}_2/\text{h}) \quad (2)$$

Der spezifische Sauerstoffbedarf für die Entfernung der leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen ist substratabhängig. Für unversäuertes Zuckerfabrikabwasser, in dem das leicht abbaubare Substrat hauptsächlich als Saccharose vorliegt, beträgt  $a_{CSB}$  0,05 bis 0,1 g O<sub>2</sub>/g CSB. Für die Entfernung des leicht abbaubaren Substrates von stark versäuertem Zuckerfabrikabwasser, wo das leicht abbaubare Substrat im wesentlichen ein Gemisch von Milch-, Essig- und Propionsäure ist, werden 0,15 bis 0,30 g O<sub>2</sub>/g CSB benötigt. Der Sauerstoffverbrauch für die Substratelimination kann bei Untersuchungen zur Substrateliminationsgeschwindigkeit mitbestimmt werden. Liegen keine genaueren Bestimmungen des Sauerstoffbedarfes für die Substratelimination vor, dann sollte für die Sauerstoffzufuhrleistung des Selektors ein Wert von 0,25 g O<sub>2</sub>/g zu eliminierendem CSB angenommen werden.

Damit die Substratelimination im Selektor durch die Speicherkapazität des Schlammes nicht begrenzt wird, muss bei minimaler Rücklaufschlammmenge gelten:

$$\frac{Q_Z \cdot S_{Zul}}{Q_{RS} \cdot oTS_{RS}} \leq 0,2 \quad (\text{g CSB/g oTS}) \quad (3)$$

$Q_Z$	Zulaufwassermenge ( $m^3/h$ )
$S_{Zul}$	Zulaufkonzentration gelöstes leicht abbaubares Substrat ( $g/m^3$ )
$Q_{RS}$	Rücklaufschlammmenge ( $m^3/h$ )
$oTS_{RS}$	organische Trockensubstanz im Rücklaufschlamm ( $g/m^3$ )

Damit wird berücksichtigt, dass die Speicherkapazität des belebten Schlammes, die bis zu 40 % der  $oTS$  beträgt, nur zu ca. 50 % ausgenutzt wird und die Substrateliminationsgeschwindigkeit im Selektor durch die Speicherkapazität nicht zu stark reduziert wird.

Bei einer CSB-Schlammbelastung über  $0,5 \text{ kg}/(\text{kg.d})$  oder einem Schlammalter unter 5 Tagen muss damit gerechnet werden, dass das gespeicherte Substrat nicht im ausreichenden Umfang abgebaut werden kann, womit die Speicherfähigkeit des Schlammes und die Wirksamkeit des Selektors reduziert werden. Damit die Wirksamkeit eines aeroben Selektors sichergestellt wird, muss die CSB-Schlammbelastung unter  $0,5 \text{ kg}/(\text{kg.d})$  liegen. Ein Wert unter  $0,3 \text{ kg}/(\text{kg.d})$  wird empfohlen. Das Mindestschlammalter sollte bei  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  5 Tage betragen. Bei einer niedrigeren Bemessungstemperatur ist eine Erhöhung des Schlammalters nach der Funktion  $f_{20} = f_{TB} \cdot 1,07^{(20 - T_B)}$  zu empfehlen.

Eine Reihe von Fadenbildnern wie *Haliscomenobacter hydrossis*, *Leucothrix*, *Nostocoida limicola*, *Sphaerotilus natans*, Typ 0092, Typ 0961, die häufig Blähschlamm verursachen, sind mit aerobem Selektor relativ leicht beherrschbar.

Der Fadenbildner 021N ist ebenfalls mit einem aeroben Selektor gesichert unterdrückbar. Die Blähschlammvermeidung gelingt jedoch nur, wenn das Belebungsverfahren so gestaltet ist, dass das leicht abbaubare gelöste Substrat im Selektor vollständig eliminiert wird. Derzeit laufende Untersuchungen einer Belebungsanlage einer Papierfabrik weisen darauf hin, dass die Fadenbildner Typ 0041 und Typ 1701 mittels aerobem Selektor in ähnlicher Weise beherrschbar sind wie der Typ 021N.

Das gelöste leicht abbaubare Substrat wird im Selektor vorwiegend durch Speicherung aus der flüssigen Phase entfernt. An ein aerobes Selektorsystem adaptierter Schlamm gewinnt die für die Speicherung erforderliche Energie durch Oxidation eines Teiles der leicht abbaubaren Verbindungen. Der Energiebedarf, und damit der Sauerstoffbedarf für die Speicherung im Selektor, ist von der Art des leicht abbaubaren Substrates abhängig (5 bis 30 % von  $\eta_{CSB}$ ). Die Speicherfähigkeit des Belebtschlammes ist begrenzt. Damit die Speicherfähigkeit und damit die rasche Elimination des leicht abbaubaren Substrates im Selektor erhalten bleibt, muss der Schlamm die Möglichkeit haben, den Substratspeicher im Belebungsbecken abzubauen. Bei zu hoher Schlammbelastung, Sauerstoff- und Nährstoffmangel im Belebungsbecken, kann die Speicherkapazität des Belebtschlammes im Belebungsbecken nicht regeneriert werden, und der Selektor verliert an Wirksamkeit.

#### 2.4.3 Bemessungsbeispiel für häusliches Abwasser

Zulauf:	Q	$1.430 \text{ m}^3/\text{d}$
	CSB	$700 \text{ mg/l}$
	CSB-Fracht	$1.000 \text{ kg/d}$

Der leicht abbaubare Anteil beträgt 30 % (12,5 kg CSB/h). Die Spitzenbelastung an leicht abbaubarem Substrat (aus einem Betrieb) wird mit 60 kg/h bzw. 1 g/l abgeschätzt.

Aus klärtechnischer Bemessung:

$$\begin{array}{ll} \text{TS}_{\text{BB}} = 4 \text{ g/l}, & \text{oTS}_{\text{BB}} = 2,4 \text{ g/l} \\ \text{TS}_{\text{RS}} = 8 \text{ g/l}, & \text{oTS}_{\text{RS}} = 4,8 \text{ g/l} \\ \text{SA} = 15 \text{ d} & \\ \text{RV} = 1,0 & \end{array}$$

Bemessung auf mittlere Belastung mit leicht abbaubarem Substrat

$$V_{\text{SEL} - \text{K1}} = \frac{12,5}{2,4 \cdot 0,2} = 26 \text{ m}^3$$

Bemessung auf maximale Belastung mit leicht abbaubarem Substrat

Kaskade 1:

$$V_{\text{SEL} - \text{K1}} = \frac{40}{2,4 \cdot 0,5} = 33 \text{ m}^3$$

Kaskade 2:

$$V_{\text{SEL} - \text{K2}} = \frac{20}{2,4 \cdot 0,2} = 42 \text{ m}^3$$

Gewählt: Selektor 70 m<sup>3</sup>

2 Kaskaden mit einem Volumen von je 35 m<sup>3</sup>

Erforderliche Sauerstoffzufuhr im Selektor:

$$OV = 0,25 \cdot 60 = 15 \text{ kg / h}$$

Überprüfung der Rücklaufschlammmenge:

$$\frac{1430 \cdot 1,0}{1430 \cdot 4,8} = 0,21$$

Das Rücklaufschlammverhältnis von 1,0 reicht damit aus, sodass auch bei Spitzenbelastung mit leicht abbaubarem Substrat die Speicherkapazität des Schlammes nicht zum limitierenden Faktor wird.

## 2.5 Sonstige Bekämpfungsmassnahmen

In der letzten Zeit werden verstärkt Bakterien- und Enzympräparate zur Blähschlammbekämpfung angeboten. Da die empfohlenen Zugabemengen in keinem Verhältnis zur Menge des belebten Schlammes in der Anlage stehen können, ist eine durchgreifende Veränderung der Biozönose und damit der Schlammbeschaffenheit nicht zu erwarten. Der ATV Arbeitsgruppe 2.6.1. sind keine Untersuchungen bekannt, in denen die Zugabe der Präparate zu einem eindeutigen Erfolg bei der Blähschlammverhinderung und -bekämpfung führte.

Der Einsatz von organischen Flockungsmitteln hat in letzter Zeit verschiedentlich zu einer Verbesserung bei Blähschlammproblemen geführt. In Konzentrationen von 2 - 5 g/m<sup>3</sup> führt die Zugabe zu einer wesentlichen Vergrößerung der Sinkgeschwindigkeit des belebten Schlammes. Dadurch kann z.B. zu Zeiten erhöhter hydraulischer Belastung (Regenwetter) die Sinkgeschwindigkeit im Nachklärbecken erhöht und der Schlamm vor dem Abtreiben bewahrt werden.

Auch durch den Einsatz von verschiedenen Kohlepräparaten, die dem belebten Schlamm in unterschiedlichen Dosierungen zugegeben werden, konnte verschiedentlich eine Verbesserung des Schlammindex erzielt werden. Hier dürfte das Adsorptionsverhalten der Kohle die Konzentrierung der Substrate und die damit im Zusammenhang stehende Verbesserung der Wettbewerbsbedingungen für die Flockenbakterien ausschlaggebend sein.

Für das Auftreten von Blähschlamm hat sich erfahrungsgemäss eine Belastung als besonders kritisch erwiesen, die im Grenzbereich der Nitrifikation gelegen ist ( $B_{TS}$  ca. 0,3-0,5), wie zum Beispiel in Abbildung 2 dargestellt. Unter diesen Bedingungen kommt es auch häufig zur Nitritbildung, die von manchen Autoren als Ursache für die Blähschlammbildung angesehen wird (CASEY 1993).

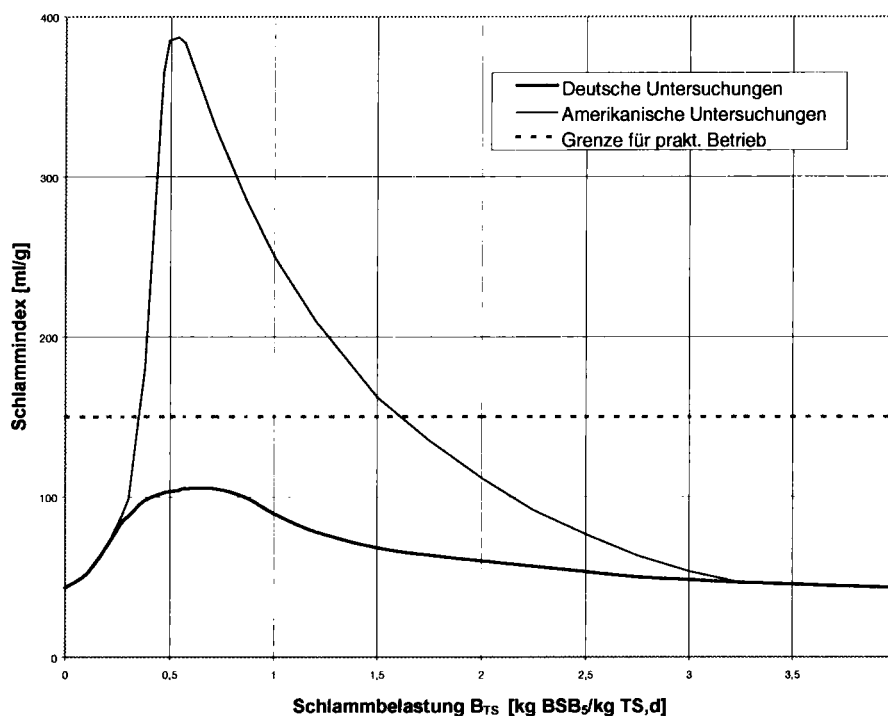


Abbildung 2: Schlammindex in Abhängigkeit von der Schlammbelastung, ATV (1969)

Bei zweistufigen Anlagen kann dieser kritische Bereich umgangen werden. Die erste Stufe liegt über dieser kritischen Schlammbelastung; die zweite Nitrifikationsstufe liegt deutlich darunter. Beispiele für solche positiven Erfahrungen mit zweistufigen Anlagen sind von AB- und Hybridanlagen (DORNHOFER 1995; MATSCHÉ et.al 1992; MATSCHÉ, GAMPERER 1996) bekannt.

Mit der Zugabe von Substanzen zur Schaum- und Schwimmschlammbekämpfung liegen unterschiedliche Erfahrungen vor. Der Einsatz von Antischaummitteln führte

meist zu keinem Erfolg, da diese zur Bekämpfung von leichten „Detergentien-schäumen“ konzipiert sind.

Eine Bekämpfung von Schwimmschlamm kann durch eine selektive Entfernung der Schwimmschlamm- und Schaumfraktion erfolgen. Beim Einbringen dieses Schlammes in die Faulung kann es unter Umständen zum Überschäumen des Faulbehälters kommen. Eine gute Lösung des Schwimmschlammproblems konnte durch eine „selektive Flotation“ in einem eigenen Flotationsbecken erreicht werden (PRETORIUS, LAUBSCHER 1987). In manchen Fällen gelingt es, *Nocardia* durch Erniedrigung des Schlammalters auszuwaschen. Meist geht damit jedoch auch die Nitrifikation verloren. Es muss dabei jedoch beachtet werden, dass mit dem Überschussschlamm auch tatsächlich die Schaumfraktion entfernt wird.

Erfahrungen aus Süd-Afrika zeigten, dass bei Gewährung eines freien Oberflächenabflusses in der gesamten Anlage es zu keiner Anreicherung von Schwimmschlamm kam, wenn der an einer Stelle gesammelte Schwimmschlamm abgezogen und nicht rezirkuliert wurde. Durch die Vermeidung von Tauchwänden etc. wird der Schwimmschlamm nicht in einzelnen Beckenteilen zurückgehalten und an der Oberfläche angereichert, und steht daher für eine permanente Beimischung der Anlage mit Schwimmschlammorganismen nicht mehr zur Verfügung. Bei Beachtung dieser Grundsätze für die Planung von Anlagen sollten unabhängig von der Qualität des Abwassers und der Art des Reinigungsverfahrens Betriebsprobleme durch Schwimmschlammbildung vermieden werden.

## **2.6 Blähschlammvermeidung durch Beckengestaltung**

### **2.6.1 Blähschlammvermeidung bei Anlagen ohne Stickstoffentfernung**

Viele Abwässer aus der Lebensmittelindustrie (z. B. Gemüseverarbeitung, Brauereien, Weinbau) oder der Papierindustrie sind sehr arm an Stickstoff. Der im Abwasser enthaltene Stickstoff wird zur Gänze für den Aufbau des Belebtschlammes benötigt. Diese Situation kann z.B. auch auf kommunalen Kläranlagen mit hohem Anteil an Abwässern aus Kellereibetrieben zur Zeit der Weinlese auftreten.

Diese Abwässer haben meist einen hohen Anteil an leicht abbaubarem Substrat, das die Entwicklung von Blähschlamm begünstigt. Der Blähschlamm wird dann vorwiegend von Fadenbildnern wie Typ 021N, Typ 1701 oder Typ 0041 und anderen Arten verursacht, die mit einem aeroben Selektor sehr gut beherrschbar sind. Bei Dimensionierung und Gestaltung nach PRENDL (1997), KROISS, FENZ, PRENDL (1997) wird das leicht abbaubare Substrat im aeroben Selektor weitgehend aus der flüssigen Phase eliminiert und Blähschlamm sehr zuverlässig vermieden. In den meisten Fällen erhält man einen Selektor mit 5 bis 10 % des Belebungsbeckenvolumens, der in mindestens zwei, besser in drei bis vier Kaskaden unterteilt wird. Im aeroben Selektor ist eine intensive Belüftung erforderlich. Für die rasche Elimination des leicht abbaubaren Substrates muss eine Atmung bis zu 200 mg O<sub>2</sub>/(l.h) abgedeckt werden.

### **2.6.2 Blähschlammvermeidung bei Anlagen mit Stickstoffentfernung**

Bei fast allen Betrieben, bei denen pflanzliche und tierische Rohstoffe verarbeitet werden z.B: Schlachthöfe, Molkereien, Brauereien, Weinbaubetriebe, Gemüseverarbeitung), fällt Abwasser mit hoher Belastung an überwiegend leicht abbaubaren

Kohlenstoffverbindungen und einer geringen Stickstoff- und Phosphorbelastung an. In viele kommunale Kläranlagen leiten kleinere oder mittlere Betriebe aus den oben genannten Produktionsbereichen ihre Abwässer ein. Damit verschiebt sich die Abwasserbeschaffenheit im Zulauf der Kläranlage zu einem erhöhten Anteil an leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen und einem höheren C:N-Verhältnis. Diese Situation erleichtert vor allem die Stickstoffentfernung, da ein grösserer Anteil des vorhandenen Stickstoffes für das Wachstum des Belebtschlammes gebraucht wird und reichlich Kohlenstoff für die Denitrifikation zur Verfügung steht. Wenn jedoch das Belebungsbecken und der Betrieb so gestaltet werden, dass grössere Frachten leicht abbaubaren Kohlenstoffs in ein Belebungsbecken gelangen und dort in niedriger Konzentration in der flüssigen Phase vorliegen, kommt es unweigerlich zur massenhaften Vermehrung von Fadenbildnern wie Typ 021N, Typ 1701 oder Typ 0041.

Auch in diesem Fall kann Blähschlamm durch verfahrenstechnische Massnahmen gezielt vermieden werden. Bei der Denitrifikation wird leicht abbaubares Kohlenstoffsubstrat verbraucht. Einige Fadenbildner, die häufig Blähschlamm verursachen, können unter anoxischen Bedingungen nicht wachsen. Für den Typ 021N ist das nachgewiesen (WANNER 1987), bei einer Reihe weiterer Arten wird es vermutet. Für Fadenbildner, die unter anoxischen Bedingungen nicht wachsen oder nur sehr uneffektiv Substrat verwerten können, wirkt eine **vorgeschaltete Denitrifikation** als **anoxischer Selektor**. In der Literatur gibt es einige Berichte über positive Erfahrungen mit anoxischen Selektoren (z.B. MARTEN und DAIGGER 1997). Blähschlamm kann mit einem anoxischen Selektor nur dann zuverlässig und wirkungsvoll vermieden werden, wenn das leicht abbaubare Kohlenstoffsubstrat dauernd weitgehend verbraucht wird. Diese Forderung ist nur dann erfüllt, wenn Nitrat stets im Überschuss vorhanden ist. Im praktischen Betrieb einer Kläranlage wird diese Forderung kaum zu erfüllen sein, wenn die Zulaufganglinien von Kohlenstoff und Stickstoff nicht synchron verlaufen, wie das oft bei Einleitung von Betriebsabwasser der Fall ist. Eine wirkungsvolle Blähschlammvermeidung ist dann mit einem aeroben Selektor möglich. Der Sauerstoffverbrauch im aeroben Selektor führt aber zu einem aeroben Abbau der leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen, die dann für die Denitrifikation nicht mehr zur Verfügung stehen. Abhilfe kann mit einem kombinierten anoxisch-aeroben Selektor geschaffen werden. Ein erheblicher Teil des Nitrates kann dann unter Ausnutzung von im Zulauf befindlichem leicht abbaubarem Kohlenstoffsubstrat im anoxischen Selektor (vorgeschaltete Denitrifikation) denitrifiziert werden. Das für die Stickstoffentfernung nicht verbrauchte leicht abbaubare Substrat wird danach im aeroben Selektor aus der flüssigen Phase entfernt. Damit ist auch bei hohen Anforderungen an die Stickstoffentfernung eine wirkungsvolle Blähschlammvermeidung möglich. Die rasche Elimination des leicht abbaubaren Substrates erfolgt nur bei höherer Substratkonzentration. Im Ablauf eines Selektors mit wenigen Minuten Aufenthaltszeit ist immer eine Restkonzentration an leicht abbaubarem Substrat vorhanden. Ein hohes Rückführverhältnis führt dazu, dass mehr leicht abbaubares Substrat den Selektor verlässt und vermindert damit die Wirkung des anoxisch/aeroben Selektors. Mit einem Rückführverhältnis von 1,5 bis 2 können theoretisch 60 bis 66 % des in den nachfolgenden aeroben Zonen gebildeten Nitrates in den anoxischen Selektor gebracht werden. Eine Steigerung des Rückführverhältnisses bringt nur eine geringfügige Steigerung der Nitratrückbringung, führt aber sehr rasch zu einem Verlust der Selektorwirkung.

Für die meisten in der Praxis auftretenden Fälle wird ein anoxischer Selektor (vorgeschaltete Denitrifikation) mit 10 bis 15 % des Belebungsbeckenvolumens zweckmässig sein. Zur Anpassung des Betriebes beispielsweise an saisonale Schwankungen ist es günstig, diesen in drei bis vier Kaskaden zu unterteilen und zumindest die letzte, besser aber alle Kaskaden mit einer Belüftung auszurüsten.

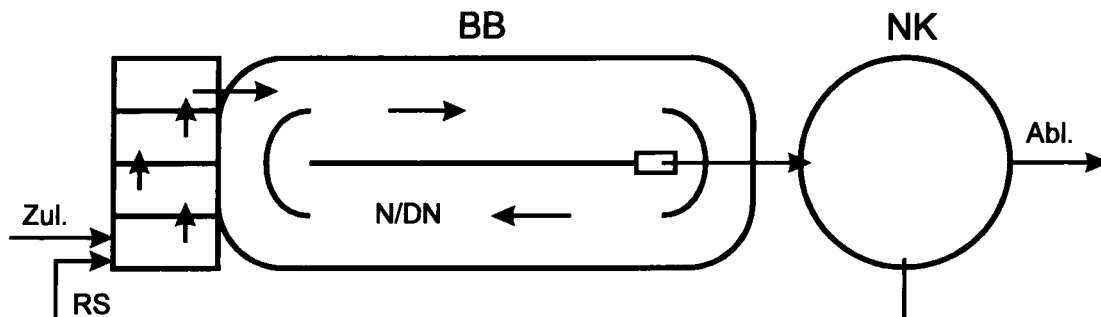


Abbildung 3: Belebungsverfahren mit anoxisch/aerobem Selektor

### 2.6.3 Belebungsbeckengestaltung bei Anlagen mit Stickstoffentfernung und biologischer Phosphorentfernung

In den letzten Jahren wurden zahlreiche Verfahren zur vermehrten biologischen Phosphorentfernung entwickelt. Dabei kann zwischen Hauptstromverfahren und Nebenstromverfahren unterschieden werden. Die Nebenstromverfahren erfordern einen erheblichen baulichen und betrieblichen Zusatzaufwand und kommen daher kaum zur Anwendung. Das Hauptstromverfahren erfordert eine vorgeschaltete anaerobe Zone beim konventionellen Belebungsverfahren. Die derzeit existierenden Bemessungsvorschläge für die vermehrte biologische Phosphorentfernung ergeben meist ein anaerobes Volumen von 15 bis 25 % des Belebungsbeckenvolumens (ATV Arbeitsgruppe 2.6.6)

Nach den Empfehlungen der ATV Arbeitsgruppe 2.6.6 sowie aus wirtschaftlichen Überlegungen heraus hat sich zumindest in Österreich die Praxis durchgesetzt, für die biologische Phosphorentfernung kein zusätzliches Beckenvolumen zu bauen. Die anaerobe Zone ist dann ein Teil des Belebungsbeckenvolumens, das bei Bedarf auch als Denitrifikationszone oder sogar als aerobe Zone verwendet werden kann. Auch bei ausgelasteten Anlagen ist die vermehrte biologische Phosphorentfernung bis auf wenige Wochen im Winter, wo das Volumen für grössere aerobe Zonen zur Nitrifikation gebraucht wird, betreibbar.

Blähschlamm, verursacht durch Fadenbildner wie Typ 021N, tritt in Anlagen mit grosser vorgeschalteter Denitrifikation und/oder biologischer Phosphorentfernung nicht auf, da das leicht abbaubare Substrat in der anaeroben und anoxischen Zone „verbraucht“ wird. Leider gibt es Fadenbildner wie *Microthrix parvicella*, *Nostocoida limicola* oder Typ 0092, die unter anoxischen oder anaeroben Bedingungen leicht abbaubares Substrat verwerten können und dann in Anlagen mit grossen anaeroben und anoxischen Zonen häufig Blähschlamm verursachen (siehe auch KUNST, 1995). Eine aerobe Selektorzone nach Anaerobbecken und Denitrifikationszone kann hier keine Abhilfe schaffen, da die Fadenbildner bereits „mit Nahrung versorgt“ sind, bevor der aerobe Selektor wirksam wird. *Microthrix parvicella* und Typ 0092 sind mit einem vorgeschalteten aeroben Selektor beherrschbar. Ein vorgeschalteter

aerober Selektor ist mit vermehrter biologischer Phosphorentfernung und weitgehender Stickstoffentfernung aber nicht vereinbar.

Wenn bei Bio-P Anlagen Blähschlamm schwerwiegende Betriebsprobleme verursacht (z.B. Schlammabtrieb), dann muss auf die biologische Phosphorentfernung verzichtet werden und auf eine Betriebsweise mit anoxisch/aeroben Selektor umgestellt werden. Für die Gestaltung der Belebungsbecken bedeutet das, dass die Anaerobzone und die vorgeschaltete Denitrifikationszone so gestaltet werden, dass die Nachrüstung einer Belüftung durch das Betriebspersonal jederzeit möglich ist. Ein sofortiger Einbau von Belüftern in der anaeroben und anoxischen Zone beim Bau der Anlage wird in vielen Fällen nicht zweckmässig sein, da die Blähschlammprobleme oft erst nach einigen Jahren mit steigender Belastung auftreten und die Belüfter unbrauchbar sind, bevor sie zum ersten Mal eingesetzt werden. Der Einsatz einer Reinsauerstoffbegasung kann hier von Vorteil sein (siehe KROISS, 1998).

## 2.7 Schwimmschlamm- und Schaumvermeidung durch Beckengestaltung

Die Schwimmschlamm-/Schaumdecken verursachen im Sommer häufig Geruchsprobleme. Im Winter frieren diese Schwimmschlamm-/Schaumdecken oft ein und verursachen verschiedenste Betriebsprobleme. Vor allem besteht die Gefahr, dass eingefrorene Schwimmschlammdecken losbrechen, und in die Oberflächenbelüfter gelangen und diese beschädigen.

*Microthrix parvicella*, *Nostocoida limicola* und Typ 0092 verursachen neben Blähschlamm auch Schwimmschlamm und/oder Schaumbildung, wobei die Schwimmschlamm- und Schaumbildung verstärkt in den belüfteten Bereichen der Belebung auftritt. Diese fadenbildenden Bakterien finden in der Schwimmschlamm-/Schaumdecke oder im Grenzbereich Wasserspiegel - Schwimmschlamm infolge des höheren Schlammalters in der Schwimmdecke meist ideale Wachstumsbedingungen vor und begünstigen damit die Blähschlamm-Entwicklung. Belebtschlamm, in dem z.B. *Microthrix parvicella* in grosser Zahl vorkommt, neigt sehr stark zur Schaumbildung. Mit konstruktiven und betrieblichen Massnahmen kann die Bildung von geschlossenen Schwimmschlamm-/Schaumdecken verhindert werden. Damit werden die unmittelbar durch den Schwimmschlamm verursachten Probleme beseitigt und gleichzeitig wird die Wachstumsmöglichkeit der Fadenbildner eingeschränkt. Es kommt dann auch zu einer Entschärfung oder zum Verschwinden des Blähschlammproblems. Diese Erfahrungen decken sich mit den Berichten von PITTMANN (1996).

Schwimmschlamm-/Schaumdecken können durch ständiges Untermischen in den Belebtschlamm oder durch Abziehen und Entfernen aus dem Schlammkreislauf verhindert werden.

Schwimmschlamm-/Schaumdecken entstehen begünstigt bei:

- Ablauf aus dem Belebungsbecken unterhalb des Wasserspiegels
- Einbauten im Bereich des Wasserspiegels, wo sich der Schaum stauen kann (z.B. Bremswände bei Stabwalzenbelüftern)
- Druckbelüftung, vor den Belüfterfeldern



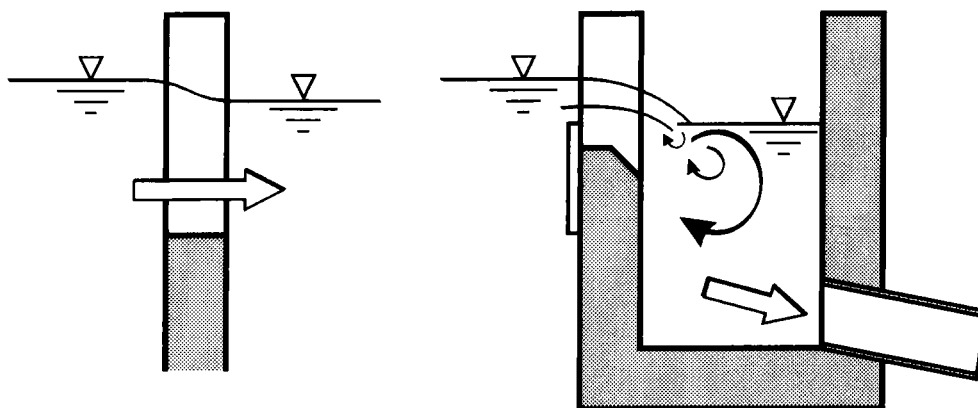


Abbildung 4: Ablaufgestaltungen aus Belebungsbecken zur Vermeidung von Schwimmschlamm und Schaumdecken in der Belebung

### Abhilfe:

#### 2.7.1 Ablauf aus allen Teilbecken an der Oberfläche (siehe Abbildung 4)

Die Ablauföffnungen sollen möglichst breit gewählt werden damit der Schwimmschlamm-/Schaum gut abfließen kann. Beim Ablauf in Dükerleitungen soll der Schacht möglichst klein sein, damit Turbulenz und Sog ausreichen, um den Schwimmschlamm und Schaum mitzureissen. Wenn die Dükerleitung direkt in die Nachklärung führt, wird mitgerissener Schaum bzw. Luft sowie flotierender Schlamm in der Nachklärung Probleme bereiten. Die Anordnung eines Freispiegelgerinnes oder Entgasungsbeckens ist dringend zu empfehlen. Bei Belebungsbecken, die tiefer sind als die Nachklärung, ist ein Entgasungsbecken, das nicht tiefer als die Nachklärung sein darf, unerlässlich. Die hydraulische Aufenthaltszeit sollte zwei bis fünf Minuten betragen. Eine nicht allzu intensive mittel- oder grobblasige Belüftung fördert die Ausgasung. Eine leichte Auflüftung des Schlammes, bevor er in die Nachklärung kommt, vermindert die Rücklösung von  $\text{PO}_4\text{-P}$  in der Nachklärung. Der Schwimmschlamm, der in der Entgasung anfällt, muss abgezogen und aus dem Schlammkreislauf entfernt werden. Der Ablauf aus dem Entgasungsbecken lässt sich sehr leicht als vollkommener Überfall für die Aufteilung auf die Nachklärbecken ausbilden. Die Anordnung einer Tauchwand vor dem Überfall ist erforderlich.

#### 2.7.2 Einbauten im Bereich des Wasserspiegels, die einen Rückstau von Schwimmschlamm verursachen können, strikt vermeiden

Die Vermeidung einer Schwimmschlammdecke durch günstige Gestaltung der Einbauten im Bereich des Wasserspiegels soll hier am Beispiel eines Stabwalzenbelüfters gezeigt werden (siehe Abbildung 5). Die Oberkante der Bremswand muss ca. 5 cm unter dem Wasserspiegel liegen, damit der Schwimmschlamm überfließen kann und vom Rotor zerstört wird. Die zulaufseitige Aerosolschürze darf den Schwimmschlamm nicht aufstauen

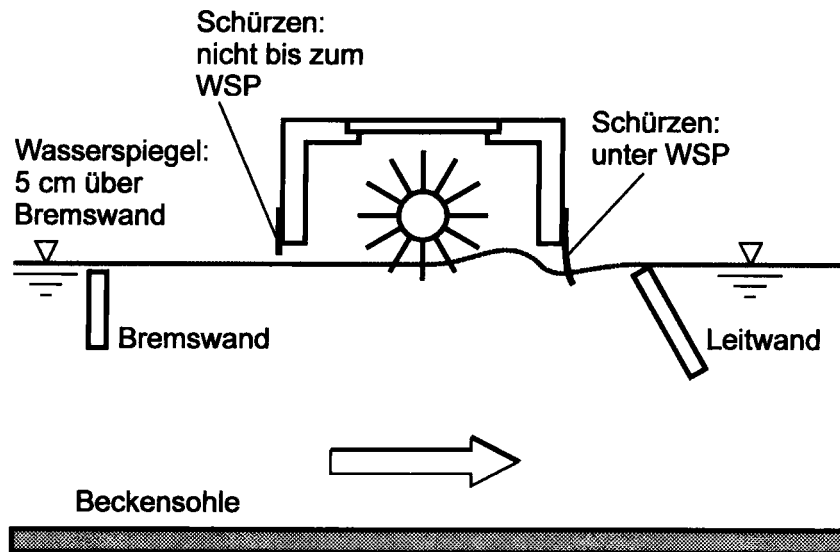


Abbildung 5: Vermeidung von Schwimmschlammrückstau bei Stabwalzenbelüftern

### 2.7.3 Schwimmschlamm, der sich vor Belüfterfeldern staut, durch betriebliche Massnahmen laufend entfernen

Bei Umlaufbecken mit Druckbelüftung bildet sich vor jedem Belüfterfeld ein Rückstau von Schwimmschlamm. Der Schwimmschlamm kann nur bei ausgeschaltetem Belüfterfeld darüber hinwegtreiben. Bei intermittierender Belüftung kann der Schwimmschlamm in jeder Belüftungspause zum Ablauf gelangen. Anderenfalls wird es zweckmässig sein, die Belüfterfelder in der Reihenfolge der Umlaufrichtung abzustellen, damit der Schwimmschlamm allmählich zum Ablauf kommt. Eine Tauchwand oder ein Schwimmbalken, der den Schwimmschlamm zum Ablauf leitet, wird in vielen Fällen günstig sein.

## 3 PRAKTISCHE ANWENDUNG VON BEKÄMPFUNGSMASSNAHMEN

### 3.1 Einsatz von Kalk

Über den Einsatz von Kalk in Kombination mit anderen Massnahmen wurde bereits berichtet (MATSCHÉ 1996). Wegen der Aktualität der Problematik sollen die damaligen Ergebnisse kurz wiedergegeben werden.

#### 3.1.1 Kläranlage Kufstein

Die Kläranlage Kufstein ist eine für 25.000 EGW bemessene Anlage mit einem Trockenwetterzufluss von  $6.250 \text{ m}^3/\text{d}$ . Die Raumbelastung der ersten Ausbaustufe beträgt  $0,9 \text{ kg BSB}_5/\text{m}^3.\text{d}$ . Die Anlage hatte ständig mit Blähschlamm zu kämpfen und es konnten nur Abwassermengen  $< 8.000 \text{ m}^3/\text{d}$  durchgenommen werden. Ein spezifischer problematischer Indirekteinleiter ist nicht bekannt. Bei Regenwetter musste ein Grossteil des Mischwassers ungereinigt abgeleitet werden, weil es sonst zu einem Schlammabtreiben gekommen wäre. Die Beschickung des Belebungsbeckens erfolgte mit verteilter Abwasserzufuhr über  $2/3$  der Beckenlänge.

Ursache für die Blähschlamm-Bildung auf der Kläranlage Kufstein war neben der verteilten Abwasserzufuhr auch ein ungünstiger Belastungsbereich, eine sehr lange Verweilzeit in der Vorklärung sowie eine lange Verweilzeit des Schlammes in der Nachklärung. Zur Bekämpfung von Blähschlamm wurde zunächst die Zugabe von Kalkhydrat (300 bis 500 kg/d) eingesetzt. Diese Massnahme war jedoch nicht immer wirksam. Um das Durchflussverhalten der Anlage zu ändern und von einem Becken mit vollständiger Durchmischung ein Becken mit Pfropfenströmung zu erhalten, wurde zunächst auf „Vor-Kopf“ Beschickung umgestellt. Die Anfangswirkung dieser Massnahme war sehr erfolgsversprechend und konnte auch mikroskopisch gut dokumentiert werden. Die Fadenbakterien zwischen den Flocken zogen sich weitgehend auf die Flocken zurück und bildeten dort die Basis für einen gut flockenden Bakterienaufwuchs.

Die Abwasserverdünnung zufolge Schneeschmelze führte jedoch wieder zu Blähschlamm. Um das Durchflussverhalten nachhaltig zu beeinflussen, wurde durch den Einbau einer leichten Trennwand ein Selektor mit ca. 10% des Beckeninhaltes geschaffen. Durch den Einsatz des Selektors konnte der Schlammindex von im Jahresmittel 150 ml/g auf 90 ml/g gesenkt werden. Mit Verminderung des Schlammindex kam es auch zu einer Verbesserung im Nachklärbecken, wodurch bei Mischwasseranfall bis zum 3-fachen der Bemessung zugrunde gelegten Trockenwettermenge biologisch gereinigt werden konnte. Kurzzeitige Blähschlammereignisse konnten durch einen kurzfristigen Einsatz von Kalk erfolgreich bekämpft werden. Der Einbau der Trennwände in der Kläranlage Kufstein zur Ausbildung eines Selektors hat sich sehr bewährt. Die erwartete Verbesserung hinsichtlich des Absetzverhaltens ist weitgehend eingetroffen und eine Ableitung von ungereinigtem Mischwasser war nicht mehr erforderlich. Durch den Einbau des Selektors konnte bei Einsatz von Kalk der Schlammindex innerhalb weniger Tage abgesenkt werden. Ohne Selektor war der Einsatz von Kalk erst nach mehreren Wochen wirksam.

### 3.1.2 Kläranlage Wiener Neustadt

Die Kläranlage Wiener Neustadt ist für 230.000 EGW bemessen und behandelt ca. 25.000 m<sup>3</sup> Abwasser pro Tag. Mit einer Raumbelastung von ca. 1 kg BSB<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.d arbeitet sie ebenfalls in einem für die Entwicklung von Blähschlamm besonders kritischen Bereich. In der vergangenen Zeit kam es immer wieder zu Blähschlammproblemen, die vor allem durch die Einleitung von Papierfabriksabwasser und - damit zusammenhängend Nährstoffmangel und Überlastung - verursacht wurden. Das Zusammenwirken dieser ungünstigen Faktoren bewirkte zeitweise massive Blähschlammprobleme, die auch durch den Einbau von Selektoren nicht beeinflusst werden konnten. Eine Kombination der verschiedenen Massnahmen wie Nährstoffzugabe, Einbau eines Selektors in Form einer Holzkonstruktion an der Einlaufseite des Belebungsbeckens sowie vor allem der Verminderung der aus der Papierfabrik stammenden Abwasserbelastung auf das zulässige Mass brachte hier eine deutliche Verbesserung des Schlammindex. Kurzzeitiges Auftreten einer massiven Blähschlamm-Bildung konnte auch in der Fall Kläranlage Wiener Neustadt durch Schockkalkung beherrscht werden. Seit Inbetriebnahme einer biologischen Vorbehandlungsanlage für die Papierfabriksabwässer sind keine Betriebsprobleme durch Blähschlamm mehr aufgetreten.

### 3.1.3 Kläranlage Firma Ozean

Die Behandlung von Abwässern aus der Herstellung von Fischkonserven kann zu extremen Blähschlammproblemen führen. Solche Probleme wurden beim Betrieb der Kläranlage der Firma Ozean in Gallbrunn beobachtet. In einem mehrjährigen Sanierungskonzept wurde zunächst die verstärkte Zugabe von Eisensalzen zur Simultanfällung sowie bei extremen Problemen die Anwendung von Chlor durchgeführt. Eine nachhaltige Verbesserung konnte jedoch in diesem Fall erst durch Einrichtung eines Selektors mit gleichzeitiger Anwendung von Kalk und der kontinuierlichen Zugabe von organischen Flockungsmitteln beim Zulauf zum Nachklärbecken erreicht werden. Auch dieses Beispiel zeigt, dass häufig nur eine Kombination verschiedener Bekämpfungsmassnahmen zu einer nachhaltigen Verbesserung der Schlammabsetzeigenschaften führt.

### 3.1.4 Kläranlage Zuckerfabrik Leopoldsdorf

Die Kläranlage der Zuckerfabrik Leopoldsdorf war eine der ersten Grossanlagen, auf der die Selektortechnik erprobt wurde (KROISS, 1984). Mit einem Volumen von 400 m<sup>3</sup> des Selektors und 16.000 m<sup>3</sup> des Belebungsbeckens handelte es sich um einen extrem hoch belasteten Selektor der im Falle von frischem Zuckerabwasser seine volle Wirksamkeit hinsichtlich Schlammqualität auch bei unzureichender Sauerstoffversorgung erfüllte. Gegen Kampagnenende treten jedoch zufolge der langen Lagerzeit der Rüben schwer abbaubare Verbindungen im Abwasser auf, die in der kurzen Kontaktzeit im Selektor bei Sauerstoffmangel nicht aus der Lösung entfernt werden können. Abhängig von den Witterungsbedingungen und von der Kampagnedauer kam es daher zur Bildung von Blähschlamm in der Anlage, der zu einem Schlammabtrieb und einer massiven Verunreinigung des Vorfluters führte.

Zur Bekämpfung wurde eine Schädigung der Fadenbakterien (021N) durch Kalkung vorgenommen, wobei über 8 Stunden im Selektor ein pH-Wert von 11 - 12 eingehalten wurde. Im Belebungsbecken II wurde dabei ein pH-Wert von 8,5 - 9 gemessen. Neben einer drastischen Senkung des Schlammindex von 250 ml/g auf 55 ml/g wurde auch eine Verminderung der Atmung von 270 auf 155 mg O<sub>2</sub>/l.d bewirkt. Davon ausgelöst kam es auch zu einer Verschlechterung der Ablaufqualität über mehrere Tage, wie das allgemein bei Anwendung von Chemikalien zur Schädigung von Blähschlammorganismen erwarten werden muss. Bei der Anwendung solcher Bekämpfungsmassnahmen muss abgewogen werden, was zu einer geringeren Belastung der Gewässer führt: Schlammabtrieb und Beeinträchtigung des gesamten Kläranlagenbetriebes bzw. Anwendung von Kalk, Verschlechterung der Ablaufqualität über einige Tagen aber verbunden mit einer mittelfristigen Sanierung der Schlammqualität.

Ausgehend von den bisherigen Erfahrungen mit der Anwendung des Selektors bei Zuckerfabriksabwasser kann gefolgert werden, dass neben einer ausreichenden Dosierung von Nährstoffen auch eine ausreichende Versorgung mit Sauerstoff im Selektor für eine Vermeidung von Blähschlamm gegeben sein muss (PRENDL, 1995).

### 3.1.5 Kläranlage Feldkirch

Die Kläranlage Feldkirch ist für 200.000 EGW bemessen und reinigt das kommunale Abwasser (25.000m<sup>3</sup>/d) der Region, in der eine Reihe von Betrieben der

Lebensmittel-, Papier- und Textilindustrie angesiedelt sind. Das vorgeklärte Abwasser wird in zwei Belebungsbecken (je 7.500m<sup>3</sup>, Belüftung mit Mammutrotoren) und zwei Nachklärbecken (Durchmesser 46m) gereinigt. Wegen zeitweiser Überlastung der Anlage und akutem Sauerstoffmangel in der Belebung kam es im Sommer 1997 zu einer ausgeprägten Blähschlamm-Bildung, die im September zeitweise zu massivem Schlammabtreiben führte. Die zunächst versuchte erhöhte Zugabe von Fällungschemikalien zur Simultanfällung (Mischung Eisen - Aluminium) brachte keine Verbesserung der Situation. Daher wurde Mitte Oktober eine Stosskalkung vorgenommen. Innerhalb von 12 Stunden wurden 40 t Kalkhydrat in den Pumpensumpf des Rücklaufschlamm-pumpwerkes zugegeben, wobei getrachtet wurde, im Rücklaufschlamm einen pH-Wert von ca. pH 11 einzustellen. In den beiden Belebungsbecken erhöhte sich der pH-Wert auf ca. pH 10. Die an den Tagen vor der Kalkung erhobenen Indexwerte von z.T. über 2.000 verringerten sich schlagartig auf ca. 200-250 ml/g, wodurch unmittelbar eine Verbesserung der Ablaufqualität eintrat. Waren im Ablauf vor der Kalkung z.T. CSB-Werte in der Größenordnung der Zulauf-Werte, verursacht durch Schlammabtrieb, festgestellt worden, so war bereits am zweiten Tag nach der Fällung ein Ablaufwert von 17mg/l erreicht.

Als weitere Ursachen für den massiven Blähschlamm wurden die lange Verweilzeit und der unzureichende Schlammabzug im Vorklärbecken diagnostiziert. Erst nach Ausserbetriebnahme eines der beiden Vorklärbecken konnte der Schlammindex auf Werte um 200 ml/g stabilisiert werden. Gleichzeitig konnte durch Verringerung der Zulauffracht eine gewisse Entspannung der Sauerstoffsituation erreicht werden. Derzeit erfolgt ein Einbau eines Reinsauerstoffzusatzbelüftungsaggregates zur Abdeckung der Bedarfsspitzen bei hoher Belastung. Die Wirtschaftlichkeit einer solchen zusätzlichen Sauerstoffversorgung wird bei KROISS (1998) behandelt.

### **3.2 Einsatz von Talk**

Das Auftreten von Blähschlamm erfordert oft kurzfristige Massnahmen, um das massive Abtreiben von Schlamm aus der Nachklärung vermeiden zu können. Die Verfahren mit Schädigung der Fadenbakterien - früher Chlorung, heute pH-Anhebung durch Kalkdosierung - bewirken neben einer Schädigung der Fadenbakterien auch eine Verschlechterung der Ablaufqualität über einige Tage. Die Anwendung von Talk-Mehl zur Bekämpfung von Blähschlamm stellt hierzu eine alternative Bekämpfungsmethode dar, bei der kurzfristig ohne Ablaufverschlechterung eine Blähschlamm-Bekämpfung durchgeführt werden kann.

Um die Wirksamkeit dieser Methode zu überprüfen wurden vom Institut auf der Kläranlage 'des Flughafens Schwechat umfangreiche Untersuchungen mit Talk durchgeführt. Nach Laborversuchen zur Ermittlung der Sinkgeschwindigkeit kamen unterschiedliche Zusatzmengen von Talk im praktischen Betrieb zur Anwendung. Dabei wurde die zugegebene Menge von 10% auf bis zu 50% der vorhandenen Schlammmenge gesteigert. Um die Wirkung von Talk besser vergleichen zu können, erfolgte die Zugabe nur in einer der beiden Strassen der Anlage. Der Schlamm der Kläranlage wies nur eine mittlere Fädigkeit auf. Der hohe Schlammindex von z.T. über 200 ml/g war hauptsächlich durch die lockere Struktur der Flocken bedingt. Dies dürfte auch der Grund für die vergleichsweise geringe Verbesserung des Schlammindex - auch bei der hohen Dosierung - gewesen sein. Eine Veränderung

der Schlammstruktur konnte nicht erzielt werden. Da es auf dieser Kläranlage aber keine Betriebsschwierigkeiten durch den Abtrieb von Schlamm gibt, waren die geringfügigen Verbesserungen der Schlammqualität durch die Talkzugabe nicht ausreichend, um einen langfristigen Einsatz des Präparates zu rechtfertigen.

Ganz anders liegen die Verhältnisse bei einem durch Fadenorganismen verursachten extremen Blähschlamm für eine Kleinkläranlage in Salzerbad. Diese für 200 EGW bemessene Anlage hatte zum Beginn der Untersuchungen in beiden Stufen extremen Blähschlamm mit massivem Schlammabtrieb aus der ersten und zweiten Stufe. Schon die Vorversuche im Labor zeigten eine signifikante Wirksamkeit der Zugabe von Talk. Die daraufhin erfolgte Dosierung von 25 kg Talk in der Anlage aufgeteilt auf beide Stufen zeigte einen unmittelbaren Erfolg, der vor allem in der zweiten Stufe sofort zu einer deutlichen Ablaufverbesserung (kein Schlammabtrieb mehr) und eine Erreichung einer stabilen Nitrifikation mit  $\text{NH}_4\text{-N}$  Ablaufwerten unter 5 mg/l führte.

Die Verbesserung der Sinkgeschwindigkeit und des Eindickverhaltens brachte eine nachhaltige Verbesserung des Anlagenbetriebes mit sich. Dadurch konnten Ergebnisse aus Dänemark und den Niederlanden über die Anwendung dieses Produktes in kommunalen Anlagen mit Blähschlammproblemen bestätigt werden. Da der Einsatz von Talk weder gefährlich noch kompliziert ist, kann bei akuten Blähschlammproblemen eine Zugabe in das Belebungsbecken durch das Betriebspersonal kurzfristig zu einer Sanierung führen. Es muss jedoch darauf hingewiesen werden, dass insbesondere bei höheren Dosierungen von > 50% bezogen auf die in der Anlage vorhandene Menge an Belebtschlamm ein erhöhter Überschussschlammfall bewältigt werden muss (FENZ, 1997).

Bei der Kläranlage der Stadtgemeinde Weiz wurde auf einer der beiden Strassen ebenfalls der Einsatz von Talk überprüft. Die bei den Voruntersuchungen festgestellten Verbesserungen der Absatz- und Eindickeigenschaften des Schlammes wurden im Betrieb bestätigt. Bei 50% Talkgehalt wurde eine 60%ige Erhöhung der Sinkgeschwindigkeit und eine 30%ige Reduktion des Schlammindex im Vergleich zur talkfreien Strasse registriert. Auch die Schlammspiegelhöhe in der Nachklärung wurde in der Strasse, in der Talk zudosiert wurde, deutlich verringert. Bei der Beurteilung der Schlammstruktur bei der mikroskopischen Beurteilung der Schlammstruktur konnte aber keine Veränderung durch die Talkzugabe nachgewiesen werden. Die Oberflächenbeschickung  $q_A$  ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ) der Nachklärung war ausreichend gering, so dass es während der Versuchszeit, trotz des ungünstigen Schlammindex (ISV= 200-250 ml/g), auch ohne Talkzugabe zu keinem nennenswerten Flockenabtrieb kam. Eine Verbesserung der Reinigungsleistung war daher nicht zu erwarten. Anhand des  $\text{oTS/TS}$ -Verhältnisses im Belebtschlamm aber auch in Proben, die vom Nachklärbeckenboden entnommen wurden, konnte nachgewiesen werden, dass die zugegebene Talkmenge wirklich in den Schlamm eingelagert wurde und dass es während des Eindickvorgangs im Nachklärbecken zu keiner Entmischung von Schlamm und Talk kam.

Die Ergebnisse zeigen deutlich, dass die Talkzugabe in erster Linie die Absatzgeschwindigkeit der Schlammflocke erhöht, indem durch die Erhöhung des mineralischen Anteils die Dichte der Flocke erhöht wird. Auffällig war auch die Reduzierung der Flockungszeit durch die Talkzugabe.

Durch die Verbesserung der Eindickeigenschaften und des damit möglichen erhöhten Feststoffgehaltes in der Belebung kann das Schlammalter deutlich erhöht werden. Bei Kläranlagen, deren Schlammalter für eine stabile Nitrifikation im Winter gerade nicht reicht, kann die Talkzugabe daher ein effizientes Hilfsmittel sein um ein ausreichendes Schlammalter über einen gewissen Zeitraum zu erreichen.

Eine direkte Wirkung der Talkzugabe auf die Schlammstruktur (indem z.B. die Talkteilchen als Aufwuchsfläche dienen) konnte nicht beobachtet werden. Eine Verringerung der fadenförmigen Bakterien und damit eine Verbesserung der Schlammstruktur ist daher nur zu erwarten, wenn die Ursachen der Blähschlamm Bildung (wie z.B. zu lange Aufenthaltszeit in der Nachklärung) aufgehoben werden.

Es konnte weiters gezeigt werden, dass die Ergebnisse von Standversuchen im Labormassstab (1 l Standzylinder) gut auf Betriebsverhältnisse übertragbar sind, so dass die Höhe der erforderlichen Talkdosierung (50 bis 100%) im Vorhinein abgeschätzt werden kann. Die Dosierung muss immer auf den Gesamtschlammgehalt (BB + NB) bezogen werden. Rasche Hilfe bei Schlammabtrieb ist nur durch rasche hohe Dosierung zu erreichen.

Vor allem bei Kläranlagen, die zu bestimmten Zeiten des Jahres mit Schlammabtrieb zu kämpfen haben (z.B. während der Weinlese) dürfte der Talk Einsatz eine sehr hilfreiche Massnahme sein. Man wird im Einzelfall prüfen müssen, ob der Talk Einsatz billiger ist als andere (z.B. konstruktive) Massnahmen. Wichtig sind jedenfalls geeignete Dosiereinrichtungen und eine gute Logistik um im Bedarfsfall rasch als „Blähschlammfeuerwehr“ reagieren zu können.

Bei allen Blähschlammereignissen, die zu Schlammabtrieb führen, kann nach den vorliegenden Ergebnissen eine sofortige Verbesserung bezüglich Schlammabtreiben und Stabilisierung des Schlammhaushaltes erwartet werden ohne dass eine Beeinträchtigung der Reinigungsleistung durch Chemikalien zu befürchten ist.

### **3.3 Einsatz von Selektoren in der Zuckerindustrie**

Beispielhaft für die Wirkung eines aeroben Selektors bei der Anwendung für Zuckerfabriksabwasser sollen die Ergebnisse aus der BARA Hohenau angeführt werden (PRENDL 1997).

Aus der CSB-Bilanz über den Selektor wie über die gesamte Anlage ergibt sich, dass im Selektor nur ein kleiner Teil des eliminierten CSB tatsächlich abgebaut wird. Der überwiegende Teil des gelösten leicht abbaubaren Substrates wird wahrscheinlich zellintern gespeichert. Als Beispiel wird die CSB-Bilanz der BARA der Zuckerfabrik Hohenau (Abbildung 6) für einen annähernd stationären Betriebszustand im November und Dezember 1995 mit einer Bilanzierungsdauer von 40 Tagen angeführt.

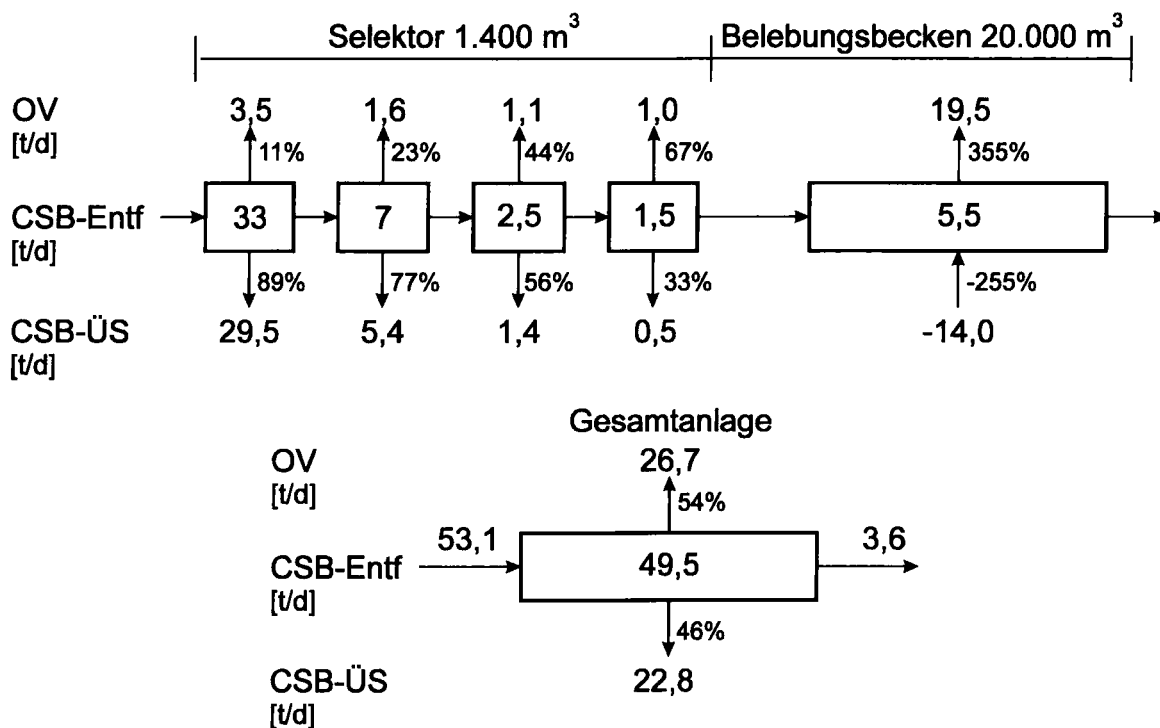


Abbildung 6: CSB-Bilanz der BARA Hohenau November bis Dezember 1995

Anhand des Stickstoffverbrauches im Selektor kann man abschätzen, dass die Bakterien ihren Baustoffwechsel im Selektor gegenüber dem Belebungsbecken nicht wesentlich beschleunigen, und nur 15 bis 20 % des im Selektor entfernten Substrates über Wachstumsvorgänge abgebaut werden (PRENDL 1997).

Die zellinterne Speicherung von leicht abbaubarem Substrat erfolgt z.B. in Form von Polyhydroxybuttersäure (PHB) bzw. Glycogen als internen Substratspeicher. Die zur Speicherung fähigen Bakterien haben in Regimen mit zyklischem Wechsel zwischen Substratüberschuss und Substratmangel (z.B. Anlagen mit Selektor oder SBR-Anlagen) einen grossen Vorteil, und verdrängen die nicht zur Speicherung fähigen Bakterien. Die Speicherung kann unter anaeroben, anoxischen und aeroben Bedingungen erfolgen. Die Energie für die Speicherung des gelösten CSB in der Zelle wird durch Oxidation eines kleinen Teiles des gelösten CSB unter aeroben oder anoxischen Bedingungen gewonnen. Beim anaeroben Selektor wird die Energie durch Hydrolyse von Polyphosphat gewonnen. Das bedeutet aber nicht, dass jede zur Speicherung fähige Art unabhängig von der Sauerstoffversorgung Substrat speichern kann.

Der spezifische Sauerstoffbedarf für die Elimination des gelösten leicht abbaubaren Substrates im Selektor aus der flüssigen Phase ist ein Mass für den Energiebedarf zur Umsetzung des im Abwasser enthaltenen leicht abbaubaren Substrates in zellinterne Speicherstoffe.

Bei den Untersuchungen in Leopoldsdorf bei einer Belebungsbeckentemperatur von ca. 18 °C wurde festgestellt, dass bei einem Schlammalter unter 5 Tagen oder einer CSB-Schlammbelastung über 0,3 bis 0,4 kg CSB/(kg.d) im Selektor keine Substratelimination durch Speicherung auftritt. Dagegen wurde in Hohenau bei einer Belebungsbeckentemperatur von ca. 28 °C und sonst vergleichbaren Verhältnissen erst bei einer Schlammbelastung über 0,5 kg CSB/(kg.d) und einem Schlammalter



unter 4 Tagen eine Verringerung der Speicherung im Selektor festgestellt. Nach den Untersuchungen von DOHANYOS *et al.* (1971) erreicht die Speicherkapazität bei einem Schlammalter von ca. 10 Tagen ihren Höhepunkt. Bei einem Schlammalter unter 5 Tagen nimmt die Speicherkapazität sehr rasch ab.

Die zellinterne Substratspeicherung unter aeroben Bedingungen ist unabhängig von der Verfügbarkeit von Stickstoff. Für den Abbau der Speicherstoffe ist eine ausreichende Stickstoff- und Phosphorversorgung unerlässlich. Bei Stickstoff- oder Phosphormangel kann der Speicher nicht abgebaut werden und der Selektor verliert wie bei zu geringem Schlammalter bzw. zu hoher Schlammbelastung an Wirksamkeit.

Belebtschlamm, der an den zyklischen Wechsel von Substratüberschuss und Substratmangel nicht adaptiert ist, zeigt kein ausgeprägtes Speicherverhalten. Wird eine Belebungsanlage durch einen Selektor ergänzt, dauert es 1 bis 2 Schlammalter, bis der Belebtschlamm ausgeprägte Speichereigenschaften entwickelt. Bakterien, die effektiv Substrat speichern können, haben bei zyklischem Wechsel von Substratüberschuss und Substratmangel einen bevorzugten Zugang zum verfügbaren Substrat und reichern sich in einem Selektorsystem an.

Die Substratelimination durch Speicherung läuft bei einem Belebtschlamm mit guten Speichereigenschaften ca. 3 bis 10 mal schneller ab als der Abbau des Substrates bei maximaler Wachstumsrate.

### 3.4 Enzympräparate

Der Fettgehalt von Abwasser liegt üblicherweise im Bereich von 20-50 mg/l und überschreitet nur selten 100 mg/l. Belebtschlamm-biozöten adaptieren sich an Schwankungen der Abwasserzusammensetzung. Diese Adaptierung kann jedoch unter bestimmten Umständen so lange benötigen, dass es zwischenzeitlich zu Betriebsproblemen auf der Anlage kommen kann. Mit der Anwendung von biologischen Zusatzstoffen wurde nun versucht, die erforderliche Adaptationszeit für die Entwicklung adaptierter Mikroorganismenpopulationen herabzusetzen. Solche biologischen Zusatzstoffe sollen im Falle der Anwesenheit von Fetten im Abwasser nach den Angaben der Hersteller nicht nur zu einem Abbau von Fett, sondern auch zu einer Verminderung der mit dem Fett auftretenden Betriebsprobleme wie der Schaumbildung führen.

Mit einem solchen Bakterien-Enzympräparat (BE-Präparat), das bereits mehrfach im Abwasserbereich eingesetzt wurde, wurden verschiedene Versuche im Labormassstab und beim praktischen Einsatz auf Kläranlagen durchgeführt (FRANZ *et al.* 1996).

Durch Zugabe von Bakterien-Enzympräparaten konnte die Fähigkeit von belebten Schlämmen hinsichtlich des Abbaues von Fetten in Laborversuchen nicht signifikant gesteigert werden. Nur bei extremer Belastung des Abwassers mit Fett konnte ein positiver Einfluss solcher Präparate beobachtet werden. Auch bei Langzeitversuchen im Labor konnte eine Zugabe eines solchen Präparates keine Steigerung des Fettabbaues gegenüber Versuchen ohne Zugabe beobachtet werden. Auch die Schaumbildung während dieser Versuche konnte nicht beeinflusst werden.

Die Anwendung unter technischen Bedingungen auf zwei Kläranlagen konnte ebenfalls die Schaumbildung durch einen erhöhten Fettgehalt des Abwassers nicht

wesentlich beeinflussen. Auf der Kläranlage Bruck a.d. Leitha, einer Anlage mit Behandlung von fetthältigem Industrieabwasser trat unter dem Einfluss der BE-Präparatzugabe eine Verschiebung der mikrobiellen Zusammensetzung von überwiegend *Nocardia* zu *Microthrix parvicella* auf. Diese mikrobielle Änderung hatte jedoch keinen Einfluss auf die massive Schaumproblematik.

Auf der Kläranlage Klosterneuburg konnte die Bildung von Schaum und dessen Abtreiben mit dem Ablauf ebenfalls durch den Einsatz des BE-Produktes nicht verhindert werden. Bei einem massiven Schaumereignis auf der zweistrassigen Anlage war sogar die Schaumbildung auf der Anlagenhälfte mit Präparatdosierung ausgeprägter als in der Anlagenhälfte ohne Dosierung.

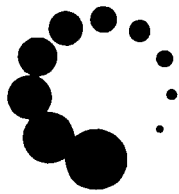
Die vorliegenden Untersuchungen zeigen, dass die Einführung jeglicher Art von Zusatzstoffen zu biologischen Kläranlagen sorgfältig unter Laborbedingungen und im technischen Einsatz überprüft werden sollte. Dies muss in Hinblick auf die Wirksamkeit solcher Produkte im praktischen Einsatz erfolgen und die oft optimistischen Angaben der Hersteller bei der Vermarktung solcher Produkte relativieren.

#### 4 LITERATUR

- ANDREASEN K., NIELSEN P.H. In situ characterization of substrate uptake by *M. parvicella* using microautoradiographie; Proc 2<sup>nd</sup> int. Conf. on Microorganisms in Activated Sludge. July 1997 Berkeley/USA
- ATV Arbeitsgruppe 2.6.1 Verminderung und Bekämpfung von Blähschlamm und Schwimmschlamm. Arbeitsbericht. KA 35, 152-164 (1988)
- ATV-ARBEITSGRUPPE 2.6.6, Biologische Phosphorentfernung bei Belebungsanlagen, ATV-Merkblatt M208 (1994)
- CASEY, T.G., et. al.: A hypothesis for the cause and control of anoxic - aerobic filament bulking. Wat. Sci. Technol 29/7, 203-212 (1994)
- CHUDOBA, J., OTTOVA, V., MADERA, V.: Control of Activated Sludge Filamentous Bulking I. Wat.Res. 7, 1163-1182 (1973)
- CHUDOBA P., CASSIN P., PUJOL R., Industrial Experience with the Utilization of powdered Clay in Activated Sludge Processes, Berichte aus Wassergüte und Abfallwirtschaft TU-München (1995) Band 122, 71-86
- DORNHOFER, K.: Studie über Anpassung der KA Waidhofen/Ybbs an den Stand der Technik. Institutsbericht (unveröffentlicht) (1995)
- DOHANYOS M., GRAU P., CHUDOBA J.: Kinetic assessment of glucose removal and saccharide accumulation capacities in activated sludge, Wat.Poll.Res. Ed. S. H. Jenkins, Pergamon Press, Oxford, II-3/1 - II-3/7 (1971)
- EIKELBOOM D.H.: Biosorption and prevention of bulking sludge by means of a high floc loading, Bulking of activated sludge, Ellis Horwood WRC Ltd., Chichester, 90-104 (1982)
- EIKELBOOM, D.H., v. BUIJSEN, H.J.J.: Handbuch für die mikroskopische Schlammuntersuchung. Hirthammer München (1983)
- EIKELBOOM, D.H., A. ANDREADAKIS, K. ANDREASEN : Survey of the filamentous population in nutrient removal plants in four European Countries. Proc 2<sup>nd</sup> int. Conf. on Microorganisms in Activated Sludge. July 1997 Berkeley/USA

- EIKELBOOM, D.H.: Identification of Filamentous Organisms in Bulking Activated Sludge. *Prog.Wat.Tech.* 8, 153-161 (1977)
- FENZ R. (1997) siehe KROISS et.al (1997)
- FRANZ A., REZAI S., MATSCHÉ N., Bekämpfung von Schwimmschlamm und Schaum mit Bakterienpräparaten VSA / ATV Fachtagung September 1996, Basel CH
- FRANZ A. Auswirkungen eines Kläranlagenablaufes auf abflussschwache Vorfluter. *Wiener Mitteilungen* (1997) Band 140
- JENKINS, D., RICHARD, M.G., DEIGGER, G.T.: Manual on the causes and control of activated sludge bulking. Lewis Publishers, Chelsea, Michigan (1993)
- KNOOP S., KUNST S. Influence of temperature and sludge-loading on *M. parvicella*.; Proc 2<sup>nd</sup> int. Conf. on Microorganisms in Activated Sludge. July 1997 Berkeley/USA
- KROISS H., FENZ R., PRENDL L. Behandlung von Industrieabwasser am Beispiel der Zuckerindustrie *Wiener Mitteilungen* (1997) Band 141, 187-217
- KROISS H. Chemikalieneinsatz bei der biologischen Abwasserreinigung, *Wiener Mitteilung* (1998) Band 145, 467-489
- KUNST S., Bläh-/Schwimmschlammprobleme bei Bio-P Anlagen, Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 92, Kapitel 19 (1995)
- LEMMER H. Biologische Ursachen von Schaum und Schwimmschlamm in Belebungsanlagen. in: Lemmer/Griebe/Flemming (Hrsg.) *Ökologie der Abwasserorganismen*, Springer (1996)
- LEMMER H., LIND G. Biologische Charakterisierung von Schäumen in Belebungsanlagen, *gwf - Wasser Abwasser* 139 (1998) 1-6
- MATSCHÉ, N.: Control of bulking sludge. - practical experiences in Austria. *Wat. Sci. Technol.* 14, 311 (1982)
- MATSCHÉ N., GAMPERER T. Ausbau vorhandener Abwasserbehandlungsanlagen zu zweistufigen Anlagen mit Nährstoffelimination, Darmstadt (1996)
- MATSCHÉ, N., PRENDL, L., GUAN, L.: Kläranlage Admont. *Wiener Mitteilungen* Bd 100, (1992)
- MATSCHÉ N., Indirekteinleitungen und Blähschlamm Bildung, *Wiener Mitteilungen* (1996) Band 129, 159-182
- MARTEN W. L., DAIGGER G. T., Full-scale evaluation of factors affecting the performance of anoxic selectors, *Water Environment Research*, Volume 69, Number 7 1272 (1997)
- PITTMANN A. R., Bulking and foaming in BNR plants in Johannesburg: problems and solutions, *Wat. Sci. Tech.*, 34, No. 3-4, 291-298, (1996)
- PRENDL L. (1997) Ein Beitrag zu Verständnis und Anwendung aerober Selektoren für die Blähschlammvermeidung, *Wiener Mitteilungen* Band 139
- PRENDL L. Aspekte der Gestaltung von Belebungsbecken, *Wiener Mitteilungen* (1998) Band 145, 179-203
- PRETORIUS, W.A., LAUBSCHER, C.J.P.: Control of Biological Scum in Activated Sludge Plants by Means of Selective Flotation. *Wat.Sci.Tech.* 19, 1003-1011 (1987)
- SARFERT, F.: Betriebserfahrungen mit der Bekämpfung fadenförmiger Mikroorganismen durch Chlor. In Berlin. *Stutt. Ber. Siedl. Wasserwirt.* 70 (1981)

- SCHWARZER, H., REUSS, N., SCHINDLER, W.: Blähschlamm bekämpfung mit H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. Korr. Abw. 27, 834-837 (1980)
- SLIJKHUIS H. The physiologie of *Microthrix parvicella* Dissertation Landbouwhogeschool Wageningen Niederlande 1983
- WAGNER, F.: Ursachen, Verhinderung und Bekämpfung der Blähschlamm bildung in Belebungsanlagen. Stutt.Ber. Siedl.Wasserwirt. 76 (1982)
- WAGNER M. AMANN R. Die Anwendung von in-situ Hybridisierungssonden .. .. . in: Lemmer/Griebe/Flemming (Hrsg.) Ökologie der Abwasserorganismen, Springer (1996)
- WANNER J., CHUDOBA J., KUCMAN K., PROSKE L.: Control of activated sludge filamentous bulking - VII. Effect of anoxic conditions, *Water Res.*, 21, 12, 1447-1451 (1987)



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Chemische Phosphorelimination**

Hansruedi Siegrist  
Markus Boller

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf

# CHEMISCHE PHOSPHORELIMINATION

H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH und M. Boller, Prof. Dr. sc. techn. ETH,  
EAWAG, 8600 Dübendorf

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. EINLEITUNG .....	2
2. VERÄNDERUNG DER PHOSPHORFRACHTEN UND DER ABWASSERZUSAMMENSETZUNG .....	2
3. P-ELIMINATION IN KONVENTIONELLEN KLÄRANLAGEN .....	5
4. CHEMISCHE PHOSPHORELIMINATION .....	8
4.1. Mechanismen der chemischen Phosphorelimination .....	8
4.1.1. Fällung von Phosphaten .....	8
4.1.2. Adsorption von Phosphaten .....	9
4.1.3. Kombination von Fällung und Adsorption .....	10
4.2. Kinetik der Fällungs- und Flockungsreaktionen .....	10
4.2.1. Chemikalieneinmischung und Mikroflokkung .....	11
4.2.2. Flockung .....	11
4.3. Zweistufige Phosphor-Elimination .....	12
4.4. Fällungsschemikalien .....	14
5. VERFAHREN DER CHEMISCHEN PHOSPHOR-ELIMINATION .....	15
5.1. Vorfällung .....	15
5.2. Simultanfällung .....	16
5.3. Nachfällung .....	18
5.4. Flockenfiltration .....	19
6. DOSIERUNG DER FÄLLUNGSHEMIKALIEN .....	20
7. EINFLUSS DER FÄLLUNGSHEMIKALIEN AUF DIE ALKALINITÄT .....	22
8. SCHLAMMANFALL DURCH P-FÄLLUNG .....	23
9. SCHLUSSFOLGERUNGEN .....	25
10. LITERATURVERZEICHNIS .....	25

## 1. EINLEITUNG

Die chemische Phosphor-Elimination aus dem Abwasser ist eine Verfahrenstechnik, die in der Schweiz seit dreissig Jahren in grösserem Umfange grosstechnisch in Abwasserreinigungsanlagen zum Schutze stehender Gewässer vor zunehmender Eutrophierung eingesetzt wird. Da die EU auch im gesamten Rheineinzugsgebiet für Anlagen mit mehr als 10'000 EWG eine 80%-ige Elimination verlangt (EG-Richtlinie vom 21. Mai 1991), wird dies in der neuen Gewässerschutzverordnung GSchV SR 814.201 Art. 6 vom 28.10.98 ebenfalls vorgeschrieben und kann von den Kantonen in Einzugsgebieten von Seen entsprechend verschärft werden. In der Schweiz waren 1993 (BUWAL, 1994) etwa 60% der Anlagen (etwa 75% des Abwassers) mit einer chemischen Fällung ausgerüstet. Dieser Anteil ist in den letzten Jahren wegen der verschärften Vorschriften für Fliessgewässer noch leicht angestiegen.

Die im Allgemeinen gesetzlich festgelegten Anforderungen an die Ablaufkonzentrationen stehen in engem Zusammenhang mit den verfahrenstechnischen Grenzen der konventionellen Fällungstechnik. Der anfänglich in der Schweiz festgelegte Grenzwert von 1.0 g Gesamt-P m<sup>-3</sup> ist nicht eine vom Gewässer her zu begründende Limite, sondern ist Ausdruck der mit den bisher angewandten Verfahren erreichbaren Ablaufkonzentrationen. Angesichts der Tatsache, dass zur Eindämmung der Eutrophierung in vielen Seen der Phosphoreintrag aus Abwässern noch weiter zu verringern ist, wurde nach Lösungen gesucht, die auf wirtschaftlich tragbare Weise tiefere Restkonzentrationen zu erzielen vermögen. Ein Schritt in diese Richtung konnte in der Schweiz ohne verfahrenstechnische Umstellungen oder Erweiterungen nach dem Phosphatverbot in den Waschmitteln getan werden (Siegrist und Boller, 1999). Die etwa 50%-ige Absenkung (Tab. 2) der Phosphorkonzentrationen im abgesetzten Abwasser erlauben, unter Rücknahme der Fällmitteldosierung, den neu festgelegten Grenzwert von 0.8 g Gesamt-P m<sup>-3</sup> gut zu erreichen. Ausgehend von den Bedürfnissen der Gewässer, ist jedoch vielenorts eine möglichst vollständige Phosphorelimination anzustreben. Zu Beginn der 80-iger Jahre wurden deshalb Verfahrenssysteme entwickelt und grosstechnisch verwirklicht, die den höheren Anforderungen an den Rest-P-Gehalt in Seeneinzugsgebieten genügen.

Durch zweistufige Fällung und eine Kombination der herkömmlichen Verfahrenstechnik mit einer Flockenfiltration gelingt es, den fällbaren Anteil des Phosphors vollständig und den übrigen teilweise abzutrennen. Die an diese Verfahrenstechnik gestellten Forderungen bezüglich der Restkonzentrationen wurden in der Schweiz bei 0.2 g Gesamt-P m<sup>-3</sup> angesetzt. Dank des Phosphatverbots können heute jedoch auch mit einer Zweipunktfällung (z.B. Vorfällung im belüfteten Sandfang und Simultanfällung) Ablaufwerte um 0.3 g Gesamt-P m<sup>-3</sup> erreicht werden.

## 2. VERÄNDERUNG DER PHOSPHORFRACHTEN UND DER ABWASSERZUSAMMENSETZUNG

Entsprechend seiner Herkunft unterscheidet man zwischen dem diffus und dem punktförmig anfallenden Phosphor. Diffuse Quellen sind:

- Erosion und Abschwemmung von Böden, besonders im landwirtschaftlichen Bereich. Diese P-Frachten wurden in den letzten 20 Jahren durch gezielte

Massnahmen (Ausbringverbot von Gülle im Winter und Schaffung von Stapelvolumen, Düngerbilanzierung, Beschränkung der Nutztierzahl) vermindert,

- nicht an Kanalisationen angeschlossene Einwohner,
- Abschwemmungen aus Siedlungsgebieten und Verkehrsflächen bei Regen,
- Eintrag aus der Luft.

Punktförmig fällt v.a. das bei Regenüberläufen verdünnte und bei Kläranlagenabläufen gereinigte Abwasser an. Zur Verbesserung der Wasserqualität von Seen wurde in der Schweiz 1986 ein Verbot von Polyphosphaten in Wasch- und Reinigungsmitteln eingeführt. Damit konnte die Phosphorfracht im Abwasser wesentlich gesenkt werden (Tab. 1). Dies ergibt heute je nach Industrieabwasser- und Fremdwasseranteil Konzentrationen von 3 bis 8 g P<sub>tot</sub> m<sup>-3</sup> bei einem kommunalen Rohabwasser mit einem spezifischen Abwasseranfall von 300-600 l E<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>.

TABELLE 1: Anteile der pro Kopf ins Rohabwasser gelangenden, täglichen Phosphorbruttofracht, geordnet nach Herkunft des Phosphors (Verband der Schweizerischen Seifen- und Waschmittelindustrie, 1995; Ciba Geigy, 1977; Pöpel, 1993; Koppe und Stozek, 1990).

Rohabwasser	1980 g P E <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>	1994 g P E <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
Urin	1.1	1.1
Fäkalien	0.5	0.5
Haushaltsabfälle	0.3	0.3
Textilwaschmittel	2.1	0.1
übrige Wasch-, Reinigungsmittel	0.5	0.3
Abschwemmung aus Siedlungsflächen	0.1	0.1
Total	4.6	2.4

Die totale Konzentration an Phosphor im Wasser wird als Gesamtphosphor bezeichnet. Der Gesamt-P kann analytisch durch 0.45 µm Membranfiltration in den partikulären und den gelösten (inkl. kolloidalen) Anteil unterteilt werden. Partikulär kann der Phosphor Bestandteil der Feststoffmasse oder an die Oberfläche der Partikel adsorbiert sein. Der Phosphoranteil aus Fäkalien und Haushaltsabfällen liegt grösstenteils in partikulärer und organisch gebundener Form vor. Etwa 5-10% der Phosphorfracht liegt bereits im Rohabwasser als anorganischer partikulärer Anteil vor (Abramovich, 1997).

Gelöster Phosphor ist im Wasser in drei wesentlichen Fraktionen vorhanden:

- Organisch gebundener Phosphor, als Bestandteil organischer Verbindungen, wie Kohlenhydratphosphate, Nucleinsäuren, Phosphorlipide aber auch industriell hergestellte Verbindungen, wie z.B. die schlecht abbaubaren, in Waschmitteln vorkommenden Phosphonate (Ersatzstoff für Polyphosphat),
- Polyphosphate mit ca. 2-7 P-Atomen, als Bestandteil von Wasch- und Reinigungsmitteln (heute praktisch nur noch in Geschirrspülmitteln) zur Komplexbildung von Ca<sup>2+</sup>-Ionen und als Dispergiermittel,



- c) Orthophosphat,  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$  und  $\text{PO}_4^{3-}$ , grösstenteils aus dem Urin stammend, bei neutralem pH hauptsächlich  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$  und  $\text{HPO}_4^{2-}$ .

Sowohl organisch gebundener Phosphor wie auch Polyphosphat können durch Mikroorganismen zu Orthophosphat mineralisiert bzw. hydrolysiert werden. Deshalb findet man in gereinigten Abwässern sowie in natürlichen Gewässern dominant Orthophosphat.

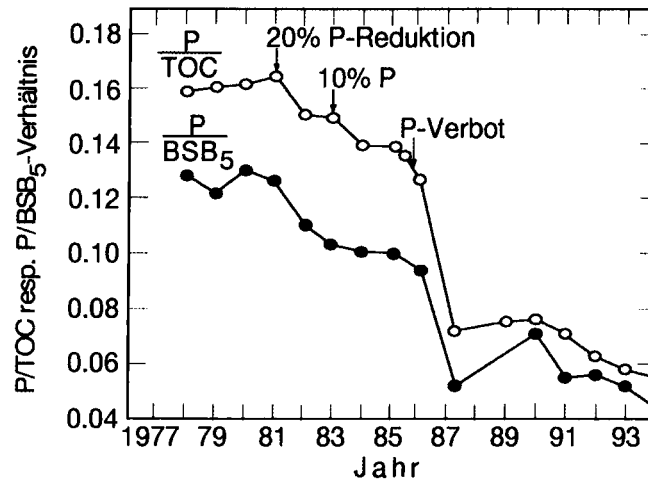
TABELLE 2: Phosphor-Frachtanteile im Rohabwasser vor den P-Reduktionen (1981, 1983) und nach dem P-Verbot in Waschmitteln (1986). Die Hydrolyse von Polyphosphaten in der Kanalisation kann den Anteil von Orthophosphat erhöhen.

Rohabwasser	1980 g P E <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>	1994 g P E <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
<b>Gesamt-Phosphor</b>	<b>4.6</b>	<b>2.4</b>
Partikulärer Phosphor	0.9	0.9
<b>Gelöst-Phosphor</b>	<b>3.7</b>	<b>1.5</b>
Organ. gebund. Phosphor	0.2	0.2
Polyphosphat	2.5	0.3
Orthophosphat	1.0	1.0

Die Anteile der einzelnen Fraktionen in einem Wasser, das durch P-Eliminationsverfahren behandelt werden soll, sind wichtig für den Erfolg der Massnahmen. Im Allgemeinen kann mit den bekannten Reinigungsverfahren nur der partikuläre Anteil sowie das Orthophosphat quantitativ eliminiert werden. Da es sich bei den Phosphaten in Waschmitteln grösstenteils um lösliche Polyphosphate handelt, ergab sich durch das P-Verbot in Wasch- und Reinigungsmitteln neben einer substantiellen Abnahme der Phosphorkonzentration, zusätzlich eine Verschiebung in Richtung grösserem partikulärem Anteil. Die gelöste P-Fracht hat sich gegenüber 1980 um mehr als 50% vermindert und beträgt heute im vorgeklärten Abwasser etwa 70-80% der totalen P-Fracht und besteht zum grössten Teil aus gut fällbarem Orthophosphat (Tab. 2). Trotzdem ist für eine effiziente chemische Phosphorelimination eine möglichst weitgehende Hydrolyse der Polyphosphate und Mineralisierung der organischen P-Verbindungen wichtig.

Weil in den letzten 15 Jahren intensiv Fremdwasser abgetrennt wurde, was zu einer Aufkonzentration des Abwassers führte, wurde als Indikator für den Rückgang der P-Belastung im Abwasser das P/TOC-Verhältnis gewählt. Unter der Annahme, dass die C-Frachten einen einigermaßen konstanten Verlauf aufweisen, ergibt sich im Zeitraum zwischen 1980 und 1990 ein Rückgang des P/C-Verhältnisses im vorgeklärten Abwasser um rund 50%. Der Rückgang kann sowohl für die stufenweise Reduktion des P-Gehaltes in den Waschmitteln in den Jahren 1981 und 1983 wie auch für das P-Verbot 1986 klar nachgewiesen werden (Fig. 1).

Die organische Fracht wird heute eher in CSB (chemischer Sauerstoffbedarf) oder BSB (biochemischer Sauerstoffbedarf) -Einheiten ausgedrückt. Die Verhältnisse zwischen CSB : BSB : TOC sind etwa 3.3 : 1.6 : 1.0. Der BSB ist abhängig vom abbaubaren Anteil der organischen Verbindungen und kann stark variieren.



FIGUR 1: P/TOC und P/BSB<sub>5</sub>- Verhältnisse im vorgeklärten Abwasser der Kläranlage Zürich-Glatt von 1978 bis 1994. Ab 1990 wurde die Simultanfällung eingeführt. Durch die Rückführung von eisenhaltigem Überschussschlamm in die Vorklärung wurde die P-Fracht im vorgeklärten Abwasser zusätzlich vermindert (Siegrist und Boller, 1999).

### 3. P-ELIMINATION IN KONVENTIONELLEN KLÄRANLAGEN

In konventionellen Abwasserreinigungsanlagen mit mechanisch-biologischer Reinigung wird ein Teil des Phosphors in partikulärer Form mit den übrigen Feststoffen abgetrennt. Der Anteil, der in der Vorklärung eliminiert wird, liegt im Bereich von 10-20% der Rohabwasserfracht.

Ein Teil des gelösten Phosphors sowie der kolloidale und feinpartikuläre Anteil wird in die Biomasse inkorporiert bzw. geflockt und über den Überschussschlamm aus dem System abgezogen. Das im Faulurm durch den Abbau der organischen Stoffe freigesetzte Phosphat wird zum grössten Teil wiederum durch Fällungsprozesse mit aus Zeolithen freigesetztem Calcium gebunden (Wild et al., 1996) und wird dadurch nicht über das Faulwasser in die biologische Stufe zurückgeführt.

Das Mass der biologischen P-Elimination hängt von der Biomasseproduktion und dem Phosphorbedarf der Mikroorganismen ab. Im Allgemeinen ist das Nährstoffverhältnis der Biomasse konstant bei C:N:P von ca. 100:20:5. Dieses Verhältnis ist in vorgeklärten Kommunalabwässern mit einer typischen Nährstoffzusammensetzung von C:N:P von bisher ca. 100:36:12 oder nach dem Phosphatverbot in Waschmitteln von ca. 100:36:6 nicht den Bedürfnissen der Biomasse angepasst. Die organischen Stoffe werden zum limitierenden Substrat, so dass überschüssiger Phosphor meist als Orthophosphat und Stickstoff in Form von Ammonium (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) und Nitrat (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) in grösseren Konzentrationen über den Ablauf der Kläranlage in die Gewässer abgegeben werden.

Unter der Annahme einer konstanten Phosphoraufnahme durch die Biomasse kann die biologische P-Elimination über die Ermittlung der Schlammproduktion berechnet werden. Die Schlammproduktion wird dominiert vom Wachstum der heterotrophen Biomasse, welche folgende P-Mengen zu inkorporieren vermag:

$$\begin{aligned}
 X_{P,ink} &= X_{P,org} + X_{P,anorg} = (C_{CSB,o} - S_{l,e}) \cdot Y_{CSB} \cdot i_{P,org,CSB} + X_{P,anorg} \\
 &= (C_{CSB,o} - S_{l,e}) \cdot Y_{CSB} \cdot i_P / i_{CSB}
 \end{aligned}$$

mit  $X_{P,org}$  = organisch gebundener Phosphor ( $gP\ m^{-3}$ )  
 $X_{P,anorg}$  = anorganisch, partikulärer, geflockter Phosphor (ca. 20% von  $X_{P,org}$ )  
 $(C_{CSB,o} - S_{l,e})$  = Eliminierte organische CSB-Konzentration ( $gCSB\ m^{-3}$ )  
= totale CSB-Konz. im Zulauf – gelöster, inerte CSB im Ablauf  
 $Y_{CSB}$  = 0.4 - 0.6 = Ausnutzungskoeffiz. ( $gCSB\ Biomasse/gCSB\ abgebaut$ )  
 $i_{P,org,CSB}$  = 0.012-0.015 = P-Gehalt des organ. Anteils im Schlamm ( $g\ P/g\ CSB$ )  
 $i_P$  = 0.014-0.020 = P-Gehalt des Schlammes ohne Fällung, jedoch inkl.  
geflockter, anorganischer, partikul. Anteil ( $g\ P/g\ TSS$ )  
 $i_{CSB,TSS}$  = 1.0 - 1.1 = CSB-Gehalt des Belebtschlammes ( $gCSB/gTSS$ )

Der Wirkungsgrad der P-Elimination einer konventionellen Belebtschlammanlage berechnet sich demnach zu:

$$\eta = X_{P,ink}/C_{P,o} = (C_{CSB,o} - S_{l,e}) \cdot Y_{CSB} \cdot i_P / (C_{P,o} \cdot i_{CSB,TSS})$$

mit  $C_{P,o}$  = totale Phosphor-Zulaufkonzentration zur Biologie ( $gP\ m^{-3}$ )

Da die Schlammproduktion hauptsächlich vom Gehalt der organischen Stoffe bestimmt wird, hängt die prozentuale Elimination an Phosphor in einer Kläranlage vom Nährstoffverhältnis bzw. vom P/TOC oder P/CSB-Verhältnis im Zulauf zum biologischen Anlagenteil ab (Fig. 1).

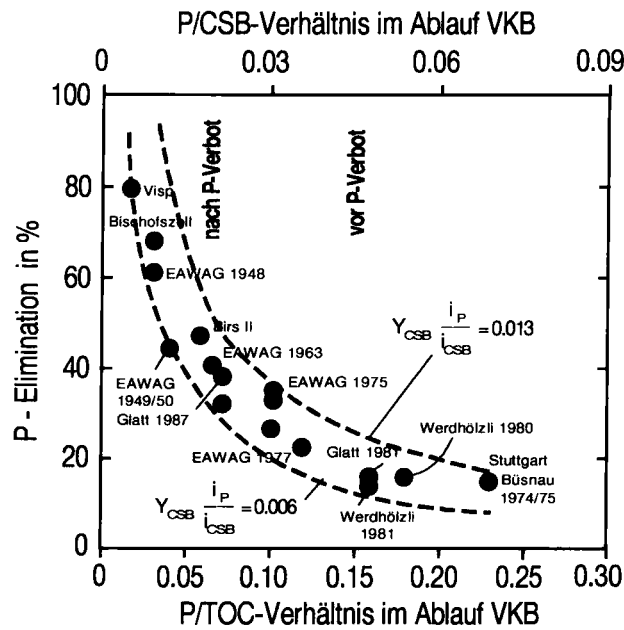
**Beispiel:** Berechnung des Wirkungsgrads der organischen P-Elimination in einer konventionellen Kläranlage ohne chemische Fällung.

Nährstoffzusammensetzung des vorgeklärten Abwassers:

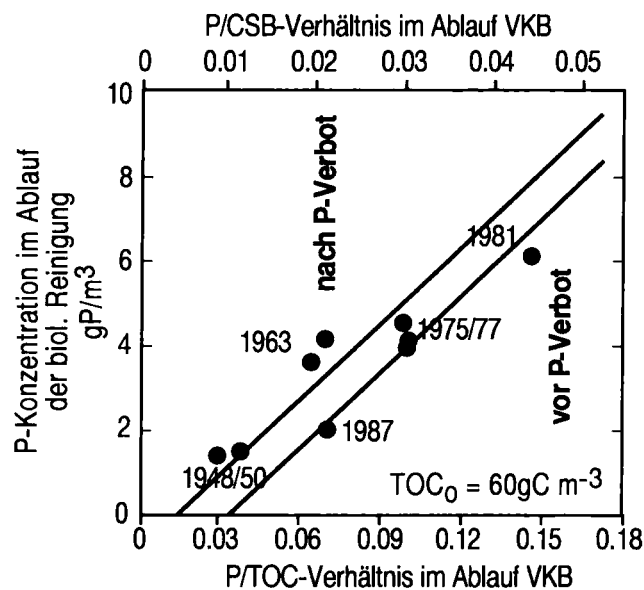
$$\begin{array}{ll} C_{CSB,o} = 250\ g\ CSB\ m^{-3}, & S_{l,e} = 20\ g\ CSB\ m^{-3} \\ C_{P,o} = 4.5\ g\ P\ E^{-1} \cdot d^{-1} & i_P = 0.016\ g\ P/g\ TSS \\ i_{CSB,TSS} = 1.1\ gCSB/gTSS & Y_{CSB} = 0.50 \\ \eta = X_{P,ink}/C_{P,o} = (250 - 20) \cdot 0.50 \cdot 0.016 / (4.5 \cdot 1.1) = 0.37 \end{array}$$

Je weniger Phosphor das Abwasser enthält, desto grösser ist die prozentuale Eliminationsrate. Die durchschnittlich zu erwartende biologische Phosphorentfernung in einer Belebtschlammanlage ist in Funktion des P/TOC bzw. P/CSB-Verhältnisses im Zulauf für einige Kläranlagen und für oben angegebene typische Werte als Bandbreite in Figur 2 dargestellt. Wie die Figur zeigt, wurde durch das P-Verbot in Waschmitteln das P/CSB-Verhältnis beträchtlich herabgesetzt, was heute in entsprechend gesteigerten Eliminationsgraden von rund 40 % resultiert.

Berechnet man die bei aktuellen mittleren CSB-Konzentrationen von  $200\ g\ CSB\ m^{-3}$  vorhandenen Phosphor-Ablaufkonzentrationen in Funktion des P/TOC-Verhältnisses im Zulauf, so resultieren die in Figur 3 dargestellten Beziehungen (ausgezogene Linien). Die Ergebnisse früherer und heutiger Messungen zeigen, dass durch das Phosphatverbot in Waschmitteln etwa die Zustände um 1960 erreicht werden. Sie weisen jedoch auch darauf hin, dass die Reduktion des Phosphors im Abwasser durch Massnahmen an der Quelle im Normalfall nicht zu den erwünscht tiefen Restkonzentrationen von  $0.8\ g\ P\ m^{-3}$  führt. Weitergehende Massnahmen mit chemischer Fällung oder zusätzlicher biologisch erhöhter Phosphorelimination sind notwendig.



FIGUR 2: Wirkungsgrad der P-Elimination durch die Biomasse in konventionellen Belebungsanlagen ohne P-Fällung in Funktion des P/TOC bzw. P/CSB-Verhältnisses im Zulauf.



FIGUR 3: Zu erwartende Ablaufkonzentrationen an Phosphor in Funktion des P/TOC- bzw. P/CSB-Verhältnisses im Zulauf ( $60 \text{ g TOC m}^{-3}$  bzw.  $200 \text{ g CSB m}^{-3}$ ). Die eingetragenen Messungen stammen aus der Pilotanlage Tüffenwies der EAWAG und der ARA Zürich-Glatt.

Die Abschätzung der biologischen Phosphorelimination ist im Zusammenhang mit der chemischen Phosphorelimination von Bedeutung, da sie angibt:

- Wieviel Phosphor für ein nicht P-limitiertes Wachstum notwendig ist, was vor allem bei der Fällung vor der biologischen Stufe von Bedeutung ist, und
- nachweist, welche Anteile des zufließenden Phosphors nicht in die anorganischen Fällungsprodukte eingebunden werden. Da die später zu diskutierenden Dosierungsverhältnisse von Fällmittel/Phosphor sich auf die Konzentrationen im Zulauf beziehen, sind die effektiv in den Fällungsprodukten vorliegenden Verhältnisse höher.

## 4. CHEMISCHE PHOSPHORELIMINATION

Die anfänglich rein empirisch ermittelten Regeln zur Bemessung von Fällungs-einrichtungen wurden inzwischen durch umfangreiche Untersuchungen verfeinert. Es ist heute möglich, die massgebenden Prozesse der Fällungs- und Adsorptionsreaktionen, der Flockenbildung und der Feststoffabtrennung theoretisch zu erfassen und dadurch die Fällungskemikalien unter Berücksichtigung flockungskinetischer Parameter gezielter einzusetzen. Zuverlässige Voraussagen über die im spezifischen Falle erreichbare Eliminationsleistung sind jedoch nur über empirische Informationen aus halb- und grosstechnischen Anlagen möglich.

### 4.1. Mechanismen der chemischen Phosphorelimination

Die Prozesse, die bei der chemischen Phosphor-Elimination eine dominante Rolle spielen, sind zusammenfassend in Tabelle 3 dargestellt. Wie daraus ersichtlich ist, gliedert sich der Vorgang in die chemisch-physikalischen Prozesse der Überführung von Orthophosphat und kolloidaler, phosphathaltiger Abwasserbestandteile in die partikuläre Phase durch den Einsatz von Eisen-(Fe), Aluminium-(Al) oder Calcium-(Ca) Salzen, sowie die hauptsächlich mechanischen Prozesse der Feststoffabtrennung wie Sedimentation, Flotation oder Filtration.

Bei den chemisch-physikalischen Prozessen unterscheiden wir: die Ausfällung von Metall-Hydroxo-Phosphat-Komplexen, die selektive Adsorption gelöster Phosphate an ausgefällten Metall-Hydroxid-Oberflächen und die Vorgänge der Mikro- und Makroflockenbildung neu gebildeter und bereits im Abwasser vorhandener kolloidaler Feststoffe. Die Prozesse werden im Folgenden einzeln diskutiert.

TABELLE 3: Prozesse der chemischen Phosphor-Elimination.

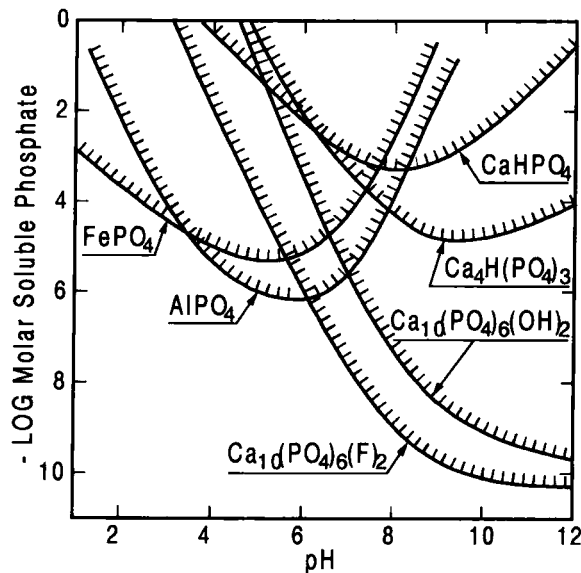
Umwandlung des Orthophosphats und der phosphorhaltigen Kolloide in abtrennbare Feststoffe durch:		Abtrennung der phosphorhaltigen Feststoffe durch:
<b>Fällung</b>	Bildung von Hydroxo-Phosphat-Komplexen $\text{Fe}(\text{PO}_4)_x(\text{OH})_{3-3x}(\text{H}_2\text{O})_y \quad x = 0.4-0.7$	<b>Sedimentation</b> bei hohen Feststoffkonzentrationen (> 50 g TSS m <sup>-3</sup> )  <b>Filtration</b> Bei kleineren Feststoffkonzentrationen (5-50 g TSS m <sup>-3</sup> )
<b>Adsorption</b>	Selektive Anlagerung von Phosphaten an Fe-Hydroxid-Niederschlägen, z.B. $\equiv \text{FeOH} + \text{H}_3\text{PO}_4 \Rightarrow \equiv \text{FeH}_2\text{PO}_4 + \text{H}_2\text{O}$	
<b>Flockung</b>	Entstabilisierung P-haltiger Kolloide durch Adsorption polynuklearer Hydroxokomplexe und Agglomeratbildung zu grösseren Flocken	

#### 4.1.1. Fällung von Phosphaten

Sowohl Fe(III), Fe(II), Al(III) und Ca(II) bilden in Gegenwart von Orthophosphat ( $\text{PO}_4^{3-}$ ) in wässriger Lösung schwer lösliche Verbindungen. Am häufigsten werden die Salze von Fe(III), Fe(II) und Al(III) angewandt, wobei Fe(II) in der biologischen Stufe grösstenteils zu Fe(III) aufoxidiert wird.

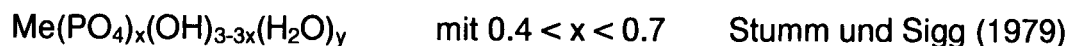
Man kann die Fällungsprodukte vereinfacht darstellen als schwerlösliche kristalline Festphasen von  $\text{FePO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (Strengit),  $\text{AlPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (Variscit) und  $\text{Ca}_x(\text{PO}_4)_y(\text{OH})_z$  (Apatit). Die Löslichkeit dieser Feststoffe ist in Figur 4 in Abhängigkeit des pH aufge-

tragen. Wie die Kurven zeigen, werden die tiefsten Löslichkeiten von  $\text{FePO}_4$  und  $\text{AlPO}_4$  im leicht sauren Milieu erreicht, während die Ca-Fällung erst bei  $\text{pH} > 9$  wirksam wird. Bei Verwendung von Al- oder Fe-Salzen im Abwasser wird normalerweise keine pH-Anpassung vorgenommen, so dass im kommunalen Abwasser der pH-Bereich von 7-7.5 massgebend ist. Berechnet man die bei diesen pH-Werten in Lösung verbleibende P-Fraktion, so resultieren beim Einsatz von Fe(III) Restkonzentrationen ( $1-3 \text{ g P m}^{-3}$ ) (Fig. 4), die weit über den in der Praxis erreichbaren Werten liegen ( $< 0.5 \text{ g P m}^{-3}$ ).



FIGUR 4: Löslichkeit von Fe-, Al- und Ca-Phosphatverbindungen in Abhängigkeit des pH bei  $25^\circ\text{C}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ -Konz. =  $10^{-3} \text{ M}$  (Stumm and Morgan, 1981).

Die Fällungsprodukte sind daher als wesentlich schwerlöslichere Hydroxo-Phosphat-Komplexe zu beschreiben, die allerdings in Bezug auf Struktur und Löslichkeit wenig untersucht sind. Die Fällungsprodukte wurden von verschiedenen Autoren wie folgt dargestellt:



Aus der Zusammensetzung der Feststoffprodukte geht hervor, dass Fe(III) oder Al(III) gegenüber Orthophosphat im Überschuss zugegeben werden muss. Überschüssiges Fällungsmittel kann auch als Metallhydroxid ( $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ) oder Metallhydroxokomplex ausgefällt werden. Es hängt von der Kinetik der im Wettbewerb stehenden Nukleierungsprozesse und von den Fällungsbedingungen ab, in welchem Ausmass das ins Wasser gebrachte Fe oder Al mit  $\text{PO}_4^{3-}$  oder  $\text{OH}^-$  reagiert.

#### 4.1.2. Adsorption von Phosphaten

Die Überführung des gelösten Orthophosphats in die Feststoffe kann auch allein durch adsorptive Reaktionen an die gebildeten Metall-Hydroxid-Oberflächen beschrieben werden. Die dabei in Betracht zu ziehenden Wechselwirkungen an der Oberfläche sind mit den entsprechenden Gleichgewichtskonstanten in Tabelle 4 dargestellt.

TABELLE 4: Gleichgewichtskonstanten für die Bindung von Phosphat an  $\alpha$ -FeOOH-Oberflächen nach Stumm und Sigg (1979).

Adsorptionsreaktionen	pK
$\equiv \text{Fe OH}_2^+ \Rightarrow \equiv \text{Fe OH} + \text{H}^+$	6.4
$\equiv \text{Fe OH} \Rightarrow \equiv \text{Fe O}^- + \text{H}^+$	9.25
$\equiv \text{Fe OH} + \text{H}_3\text{PO}_4 \Rightarrow \equiv \text{Fe H}_2\text{PO}_4 + \text{H}_2\text{O}$	9.5
$\equiv \text{Fe H}_2\text{PO}_4 \Rightarrow \equiv \text{Fe HPO}_4^- + \text{H}^+$	4.4
$\equiv \text{Fe HPO}_4^- \Rightarrow \equiv \text{Fe PO}_4^{2-} + \text{H}^+$	6.6
$2 \equiv \text{Fe OH} + \text{H}_3\text{PO}_4 \Rightarrow \equiv \text{Fe}_2 \text{HPO}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	-8.5
$\equiv \text{Fe}_2 \text{HPO}_4 \Rightarrow \equiv \text{Fe}_2 \text{PO}_4^- + \text{H}^+$	4.0

Das erreichbare Mass der Adsorption kann mit Hilfe von Modellberechnungen unter verschiedenen Betriebsbedingungen ermittelt werden, wobei das Ergebnis stark von den Annahmen über die nicht messbare und im Laufe der Mikroflockung sich ständig ändernde Oberfläche abhängt. Modellberechnung und experimentelle Ergebnisse stimmen bis zu einem  $\text{Me}/\text{P}_{\text{gelöst}} = 2$  und Ablaufkonzentrationen von  $0.4 \text{ g P}_{\text{gelöst}} \text{ m}^{-3}$  gut überein. Darunter ergeben sich Abweichungen, was teilweise auf nicht adsorbierbare P-Fractionen zurückzuführen ist. Die dabei einzusetzenden spezifischen Oberflächen liegen im Bereich von  $1000 \text{ m}^2/\text{g Fe}(\text{OH})_3$  (Boller, 1980).

#### 4.1.3. Kombination von Fällung und Adsorption

Eine weitere Möglichkeit der modellmässigen Erfassung der P-Fällung ist die Kombination von Fällungs- und Adsorptionsreaktionen wie sie von Luedecke et al. (1989) beschrieben wurden. Das Modell besteht in einem ersten Schritt aus der Berechnung der produzierten Feststoffmenge, bestehend aus  $\text{Fe}(\text{PO}_4)_x(\text{OH})_{3-3x}(\text{H}_2\text{O})_y$  und  $\text{FeOOH}(\text{s})$ . Diese Feststoffe wiederum offerieren ihre Oberfläche zur selektiven Adsorption von Orthophosphat. Da der Massentransfer dieser Adsorptionsreaktionen unbekannt ist, kommt auch dieses Modell nicht ohne empirisch zu ermittelnde Reaktionskonstanten aus.

#### 4.2. Kinetik der Fällungs- und Flockungsreaktionen

Die einzelnen Prozesse der P-Elimination sind:

- Keimbildung
- Kristallwachstum
- Flockung
- Abtrennung

Die Keimbildung und das Wachstum der Hydroxo-Komplexe ist bei der Phosphat-Fällung mit Fe(III) und Al(III) ein sehr schneller Prozess. Hingegen ist die Agglomeration der gebildeten Niederschläge zu abtrennbaren Flocken relativ langsam. Dementsprechend ist den physikalischen Bedingungen der Flockenbildung und Abtrennung grosse Aufmerksamkeit zu schenken. Andererseits ist bei der Fällung von Ca-Phosphaten (Apatit) die Keimbildung oder das Wachstum zu Kristalliten langsam. Aus diesem Grund wird bei der Fällung mit Calcium vorteilhafterweise ein Teil der ausgefällten Feststoffe aus dem Absetzbecken in den Fällungs- und Flockungsraum zurückgeführt und zur Beschleunigung des Kristallwachstums der pH-Wert auf  $> 10$  eingestellt.

#### 4.2.1. Chemikalieneinmischung und Mikroflokkung

Wesentlicher Bestandteil der Phosphor-Elimination ist neben der möglichst weitgehenden Überführung des gelösten Phosphors in feste Form die Aggregation der Fällungsprodukte und mit ihnen anderer partikulärer Abwasserinhaltsstoffe in eine mit herkömmlichen Verfahren gut abtrennbare Form. Die Bildung positiv geladener Hydroxo-Komplexe und ihre Adsorptionsreaktionen sowie die Nukleierung der Fällungsprodukte erweist sich als ein sehr schneller Vorgang von weniger als einer Sekunde. Untersuchungen von Recht und Ghassemi (1970) und von Klute (1985) bestätigen, dass der Vorgang der Chemikalieneinmischung in praktischen Systemen meist langsamer ist als die Nukleierung und das anfängliche Wachstum der Mikroflokkungen. Die sich in der Folge ausbildenden kolloidalen Mikroflokkungen und daraus die Makroflokkungen sind deshalb stark von den anfänglichen Mischbedingungen und natürlich von der chemischen Umgebung (pH, Metallkonzentrationen, etc.) beeinflusst. Die Bildung neutraler kolloidaler Metall-Hydroxide findet im Bereich von 1-7 Sekunden nach der Zugabe des Fällmittels statt. **Da Hydrolyse, Polymerisierung und Adsorption schnelle und irreversible Prozesse sind, kann eine inhomogene Einmischung der Fällungschemikalien zu einer schlechten P-Elimination und zu einer ungenügenden Entstabilisierung kolloidaler Wasserinhaltsstoffe führen.** Eine gute Einmischung unter hohen Schergradienten ist deshalb Voraussetzung für den befriedigenden Erfolg aller P-Fällungsverfahren. Das oft in Reinigungsanlagen praktizierte Eintropfen oder schubweise Dosieren an einer Stelle mit wenig Turbulenz erweist sich als unvorteilhaft sowohl bezüglich der P-Elimination wie auch der Flockungswirksamkeit. Die Schnellmischung sollte möglichst rasch und homogen über den Querschnitt der Zugabestelle erfolgen. Charakteristische Richtwerte für den Mischbereich sind Mischzeiten von 10 - 20 Sekunden und Strömungsgradienten  $G = 500-1000 \text{ sec}^{-1}$  (z.B. hydraulische Sprünge, Überfälle oder Mischeinrichtungen mit schnell drehenden Rührern). Bei Dosierung von  $\text{FeSO}_4$  - Lösungen ist die anfänglich hohe Durchmischung nicht so von Bedeutung wie bei  $\text{Fe(III)}$  und  $\text{Al}$ , da vor der Kristallbildung das  $\text{Fe(II)}$  zuerst mit Sauerstoff zu  $\text{Fe(III)}$  oxidiert werden muss.

#### 4.2.2. Flockung

Das Partikelwachstum bis zur abtrennbaren Makroflocke ist, verglichen mit den vorangehenden Prozessen, ein langsamer Mechanismus und ist unter den meisten Betriebsbedingungen geschwindigkeitsbestimmendes Element der P-Elimination. Die geeignete Konditionierung der Feststoffe im Flockungsschritt hängt davon ab, mit welchem Verfahren die Flockenabtrennung erfolgt. Die am häufigsten angewandte Sedimentation verlangt entsprechend den Parametern der Absetzgeschwindigkeit nach grossen, möglichst dichten Flocken, während die Feststoffe zur Filtration aus kompakten, relativ kleinen aber doch eine gewisse Mindestgrösse ( $> 5 \mu\text{m}$ ) aufweisenden Partikeln bestehen sollten.

In der Praxis sind die Flockungsparameter wie Strömungsgradient (G-Wert) und Flockungszeit für die konventionellen Fällungsverfahren meist nicht frei wählbar, da die Phosphatfällung in die örtlich gegebenen Verhältnisse der Klärwerke integriert werden muss. Dies bedeutet, dass bei der Vorfällung bereits vorhandene belüftete Öl/Sandfänge sich als oft zu kleine Flockungsreaktoren erweisen, während bei der Simultanfällung das Belüftungsbecken als Flockungsreaktor über ausreichende



Grösse und Turbulenz verfügt. Bei letzteren Anlagen sind deshalb Prozessoptimierungen meist nur durch geeignete Wahl von Zugabeort, Zugabeart und Schnellmischung des Fällmittels möglich, die Flockung selbst kann nicht beeinflusst werden.

Anders verhält es sich bei neu zu konzipierenden Flockenfilteranlagen, bei denen eine sorgfältige Wahl der Einmisch- und Flockungsparameter getroffen werden kann. Die der Filtration vorangehende Flockungsphase braucht zwar nicht so lange wie bei einer Sedimentation zu sein. Das völlige Weglassen des Flockungsschrittes erweist sich jedoch für die Abtrennung der Metall-Hydroxide als ungünstig, indem schnelle Durchbrüche kolloidaler Hydroxid-Partikel zu verzeichnen sind. Nach der Einmischung der Chemikalien sind Strömungsgradienten von  $G = 30-60 \text{ sec}^{-1}$  während 2-15 min vorteilhaft (z.B. Flockungsbecken mit Belüftungskörpern oder Rohrflockung).

Die Aggregationsgeschwindigkeit der Fällungsprodukte und der partikulären Abwasserinhaltsstoffe kann durch den Einsatz organischer Polymere (Polyelektrolyte) erheblich beschleunigt werden. Dadurch können kürzere Flockungszeiten und entsprechend kleinere Reaktionsräume realisiert werden, was von Vorteil ist bei der Vor- und Nachfällung sowie teilweise bei der Flockungsfiltration. Versuche mit Flockenfiltern haben gezeigt, dass überdies mit Hilfe von Polyelektrolyten die Wirksamkeit der Feststoffabtrennung erhöht werden kann. Speziell dann, wenn die Aufenthaltszeit im Flockungsreaktor klein ist, z.B. bei Regen oder bei Rohrflockung vor Druckfiltern. Bei Gravitationsfiltern werden jedoch heute kaum mehr Polyelektrolyte eingesetzt. Das stark unterschiedliche Verhalten der auf dem Markt erhältlichen Polymere verlangt eine sorgfältige Auswahl anhand von Filtrationsversuchen (Boller, 1984).

Zusammenfassend sind die in Kapitel 4.1 und 4.2 beschriebenen Überlegungen zu den Prozessen der Phosphatfällung und daraus abzuleitenden Bedingungen an die Verfahrensgestaltung in Tabelle 5 aufgeführt.

TABELLE 5: Bedingungen zur Bemessung von Fällungs/Flockungsreaktoren zur Phosphatfällung in Abwasser-Reinigungsanlagen.

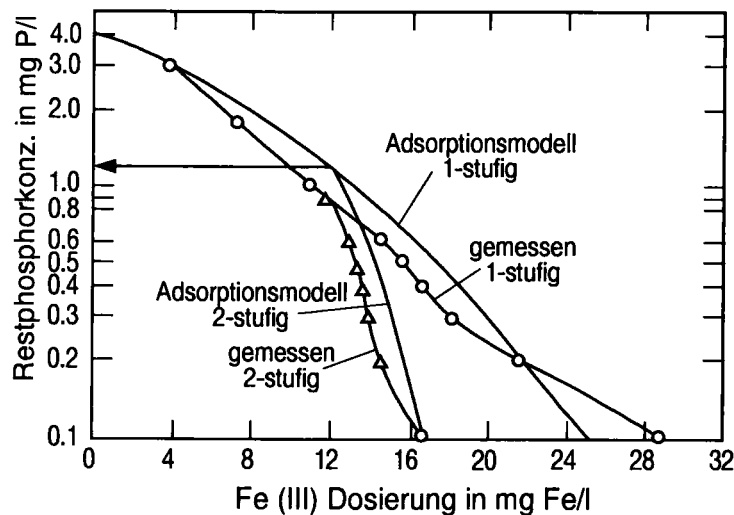
Dosierlösung	Bereich Metall-Konzentration 4 - 12 %, um vorzeitiges Ausfällen von Metallhydroxiden, respektive Auskristallisation zu vermeiden.
Dosierung	So kontinuierlich und gut verteilt wie möglich. Dosierung proportional zur P-Fracht, P-Konzentration (konstantes Me/P-Verhältnis)
Schnellmischung	Hohe Schergradienten erforderlich (Hydraulischer Sprung, Ueberfall, Mischeinrichtungen) $G \cong 300 - 1000 \text{ sec}^{-1}$ für ca. 30 Sekunden
Flockung	niedrige Schergradienten: $G \cong 20 - 40 \text{ sec}^{-1}$ für 15 - 20 Minuten bei Sedimentation, Flotation (belüfteter Sand/Ölfang, Belüftungsbecken, Flockungsbecken) $G \cong 40 - 60 \text{ sec}^{-1}$ für 2 - 15 Minuten bei Filtration (Flockungsbecken, Rohrflockung)

### 4.3. Zweistufige Phosphor-Elimination

Experimentelle Resultate von Pilot- und Grossanlagen zeigen, dass zur Erzielung tiefer Restkonzentrationen  $< 0.5 \text{ g P}_{\text{gelöst}} \text{ m}^{-3}$  bei einmaliger Dosierung des Fällmittels erheblich grössere Dosiermengen erforderlich sind, als bei einer zweistufigen

Zugabe. Die in Figur 5 dargestellten Restkonzentrationen in Funktion der zugegebenen Fe-Mengen veranschaulichen diesen Sachverhalt anhand von Messungen in einer Reinigungsanlage.

Die vorangehend skizzierten Fällungs- und Adsorptionsmodelle vermögen dieses Phänomen nicht nachzuvollziehen, da sie auf Gleichgewichtsbetrachtungen basieren, die im Endeffekt bei gleicher Dosierung gleiche Restkonzentrationen ergeben. Es ist jedoch anzunehmen, dass einerseits die Kinetik der Hydrolyse von Poly-Phosphaten und organisch gebundenem Phosphor und andererseits die Kinetik der Mikro- und Makroflockenbildung bei der Ausfällung der Metall-Hydroxo-Komplexe eine Rolle spielen. Recht und Ghassemi (1970) haben festgestellt, dass mit zunehmender Hydrolyse des zugegebenen Fällmittels die Wirksamkeit der Metallsalze zur Bindung von Phosphaten abnimmt. Man kann deshalb berechtigterweise annehmen, dass die Geschwindigkeit der Mikrofloccenbildung eine Funktion der zudosierten Metallmenge ist. Das heisst, dass bei höheren Dosierungen respektive höherer Übersättigung des Wassers mit Fe(III) oder Al(III) Salzen die Flockenbildung beschleunigt wird und somit die zur Adsorption zur Verfügung stehende Oberfläche bezogen auf die zugegebene Metallmenge schnell abnimmt. Dies bedeutet beispielsweise für das aufgezeigte Adsorptionsmodell, dass die zur  $\text{PO}_4$ -Adsorption vorhandene Oberfläche total zwar zunimmt, jedoch die spezifische Oberfläche pro Masse gebildeter Fällungsprodukte abnimmt je mehr Metalle zudosiert werden. Die Berücksichtigung einer derartigen Abhängigkeit führt dann zu einer auch modellmässigen Bestätigung der Vorteile einer zwei- oder mehrstufigen Dosierung. Berechnungsergebnisse des Adsorptionsmodells bei sich ändernder Oberfläche sind ebenfalls in Figur 5 zusammen mit Messungen in einer Kläranlage dargestellt.



FIGUR 5: Berechnete und gemessene Rest-P-Konzentrationen in Funktion der zugegebenen Fe-Mengen bei ein- und zweistufiger Fällung (pH = 6.8) (Boller, 1980).

Da sich zur Erzielung tiefer Restkonzentrationen die zweistufige Fällung bezüglich Chemikalienverbrauch als vorteilhaft erweist, stellt sich die Frage nach einem geeigneten Verfahrensschema, mit dem diese Idee verwirklicht werden kann (s. Kap. 5.4.). Da meist Werte für den Gesamt-Phosphor, also gelöste und partikuläre Stoffe eingeschlossen, als Grenzwerte gelten, ist neben der Erzielung tiefer Gleichgewichtskonzentrationen auch die möglichst vollständige Elimination der P-haltigen

Feststoffe erforderlich. Als Endstufe eignet sich deshalb besonders die Filtration, wenn Restkonzentrationen unter  $0.2 \text{ g P}_{\text{tot}} \text{ m}^{-3}$  erzielt werden sollen.

#### 4.4. Fällungchemikalien

**Aluminiumsulfat:**  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{ H}_2\text{O}$

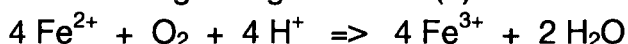
Pulverförmig (8.1% Al), weisslich, hygroskopisch, aggressiv sauer, korrosiv.

**Eisenchlorid:**  $\text{Fe Cl}_3 \cdot 6 \text{ H}_2\text{O}$

Flüssige Lösung (ca. 14 % Fe), dunkelbraun, aggressiv sauer, korrosiv Stapel-, Dosierbehälter, Pumpen, Leitungen in Kunststoff.

**Eisensulfat:**  $\text{Fe SO}_4 \cdot 7 \text{ H}_2\text{O}$

Pulverförmig (20% Fe), grünlich, hygroskopisch, aggressiv, korrosiv, oxidiert an Luft. Ausgangsprodukt ist meist ein Abfallprodukt der Titanindustrie oder der Metallbehandlung. Vielfach werden Fe(III)-Fällmittel aus  $\text{FeSO}_4$  hergestellt durch Oxidation mit  $\text{Cl}_2$  zu  $\text{Fe}(\text{SO}_4)\text{Cl}$ . Die Oxidation von Fe(II) braucht Sauerstoff ( $0.14 \text{ gO}_2/\text{g Fe}$ ). In Simultanfällungsanlagen wird Fe(II) durch den Lufteintrag für die Biomasse oxidiert:



Da Eisensulfat pulverförmig angeliefert wird, benötigt die Kläranlage eine Lösestation, was für kleinere Kläranlagen zu aufwendig ist.

**Polyaluminiumchlorid (PAC)**

Vorpolymerisiertes Aluminiumchlorid mit Al-Anteilen von ca. 7-9 % weist gegenüber den anderen Fällmitteln bessere Flockungseigenschaften auf. Als Fällmittel sind allerdings stöchiometrisch etwa die gleichen Al-Mengen notwendig wie bei den andern Fällungchemikalien, so dass aus der Sicht der Dosiermenge keine Vorteile erwachsen (Oedegaard et al., 1990). Es hat sich gezeigt, dass durch die Vorpolymerisierung die pH-Absenkung geringer ist als bei den andern Fällmitteln. Saisonales Auftreten von Blähschlamm kann mit Al-Salzen durch die hemmende Wirkung auf fädige Bakterien teilweise erfolgreich bekämpft werden.

**Natriumaluminat (Tonerde) ( $\text{Na}_2\text{Al}_2\text{O}_4$ )**

Leicht basisches Fällmittel, geeignet für den Einsatz in weichem Wasser. Das Fällmittel hat bisher jedoch nicht die gleich hohe P-Eliminationswirkung wie die andern hier aufgeführten Chemikalien gezeigt.

**Kalkmilch**  $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Weisse Lösung, billig, jedoch Ausfällungen in Leitungen und dadurch erschwerten Betrieb. Unterschiedliche Prozesse:

bei  $\text{pH} < 10$  low-lime process (LLP)       $\text{pH} > 10$  high-lime process (HLP)

in Kombination mit Fe(III):

Kalkdosierung bis  $\text{pH} \cong 8.8$ ; Fe-Dosierung  $10 \text{ mg Fe l}^{-1}$

Kalkdosierung bis  $\text{pH} \cong 11.0$ ; Fe-Dosierung  $1-2 \text{ mg Fe l}^{-1}$

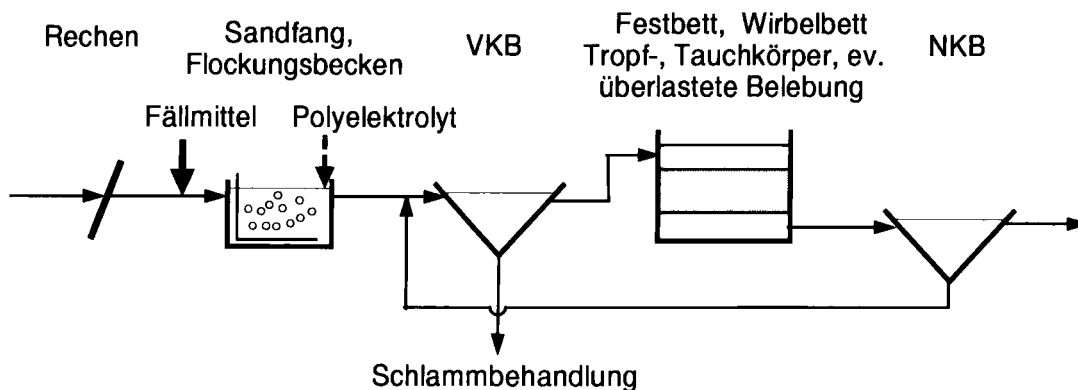
Die Anhebung des pH benötigt in den gut gepufferten Abwässern der Schweiz grosse Mengen an Kalkmilch mit enormem Schlammanfall. Und es führt vermehrt zu Kalkausfällung in den Leitungen der Schlammbehandlungsanlagen.

## 5. VERFAHREN DER CHEMISCHEN PHOSPHOR-ELIMINATION

Die in der Abwasserreinigung eingesetzten Verfahren zur chemischen Phosphatfällung lassen sich unterscheiden nach dem Einsatzpunkt des Fällmittels. Die Methoden der Vor-, Simultan- und Nachfällung sind allgemein bekannt und stehen seit drei Jahrzehnten vor allem in Skandinavien, in Deutschland und in der Schweiz im praktischen Einsatz. Diese als konventionell zu bezeichnenden Verfahrensketten wurden in den 80er Jahren ergänzt durch die Möglichkeit einer weitergehenden Phosphorelimination mit Hilfe einer nachgeschalteten Flockenfiltration. Dank des Verbots von Polyphosphaten in Waschmitteln können jedoch heute auch mit einer Zweipunktfällung ohne Flockenfiltration (z.B. Vorfällung im Öl/Sandfang kombiniert mit Simultanfällung) sehr tiefe Ablaufkonzentrationen erreicht werden. Die einzelnen Möglichkeiten zeichnen sich durch verschiedene Vor- und Nachteile aus und werden im Folgenden kurz vorgestellt.

### 5.1. Vorfällung

Bei der Vorfällung (VF) wird die chemische Stufe der biologischen vorgeschaltet. Die Zugabe der Fällmittel erfolgt im Zulauf zum belüfteten Öl/Sandfang (wirkt als Flockungsbecken) oder Vorklärbecken (praktisch keine Flockungszeit).



FIGUR 6: Schema der Vorfällung.

Grundsätzlich können zur Vorfällung alle Fällungsmittel ausser Fe(II)-Salzen verwendet werden (belüfteter Sandfang ist zu klein für die Oxidation des Eisens). Die Vor- und Nachteile dieser Verfahrensführung sind in Tabelle 6 zusammengefasst.

In einigen Ländern wird nur die mechanische Klärung mit einer Fällung kombiniert eingesetzt. Dieses Verfahren wird als Direktfällung bezeichnet. Bei Biofilmverfahren (Festbett, Tropf-, Tauchkörper) wird vielfach die Vorfällung eingesetzt, da eine Simultanfällung nicht möglich ist und sich gleichzeitig die BSB-Belastung der Biologie reduziert, was die Verstopfungsgefahr verringert.

Die Zudosierung von Fällungsmittel zum Rohabwasser im Vorfällungsverfahren hat eine erhöhte Primärschlammproduktion zur Folge, indem zusätzlich kolloidale Stoffe geflockt und im Vorklärbecken abgetrennt werden, die sonst in der biologischen Stufe eliminiert werden. Die 30 - 50 % erhöhte Elimination der organischen Fracht wird oft zur Entlastung überlasteter biologischer Reinigungsstufen ausgenutzt. Die stark wasserhaltigen Metallhydroxide führen im Allgemeinen neben dem erhöhten Schlammanfall als Trockenmasse zu einer beträchtlichen Zunahme des Primär-

schlammvolumens. Verglichen mit dem Primärschlamm ohne Chemikalienzugabe erweist sich der Fällungsschlamm als deutlich schlechter entwässerbar. In der Folge entsteht nach Vorfällung mangels beschwerender Stoffe in Belebtschlammanlagen ein leichter Schlamm mit verlangsamten Absetz- und Eindickeigenschaften (Gujer und Boller, 1979). Es ist darauf zu achten, dass trotz der Vorfällung genügend Phosphor in die Biologie gelangt (Kap. 3), um das Biomassewachstum nicht zu beeinträchtigen.

TABELLE 6: Vor- und Nachteile der Vorfällung.

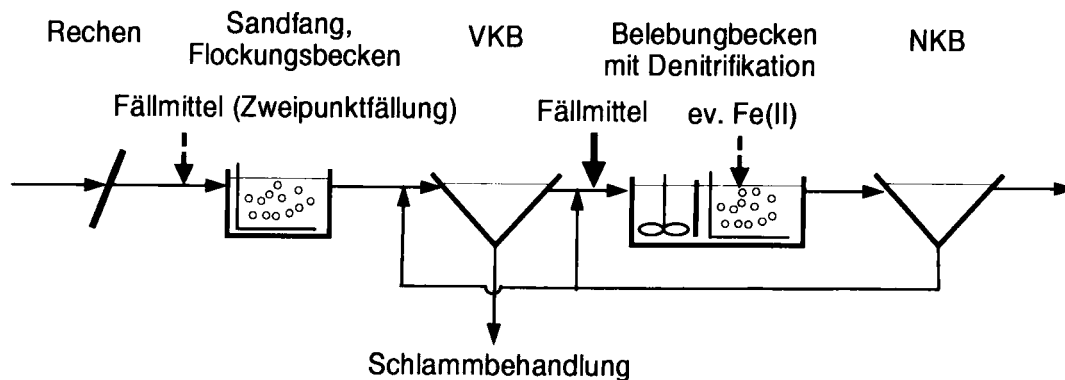
Vorteile	Nachteile
Erhöhter Eliminationseffekt der Vorklärung. Nebst Orthophosphat werden vor allem kolloidale Stoffe zusätzlich entfernt.	Relativ hohe Fällmitteldosierung, da neben Fällung auch gute Flockung bewirkt werden soll. Oft Unterstützung durch Polyelektrolyt notwendig. Dosierung einige Minuten nach der Fällmittelzugabe, z.B. am Ende des belüfteten Sandfangs.
30-50% höhere TSS- und BSB <sub>5</sub> -Elimination. Günstig bei überbelasteten Kläranlagen.	Höherer Schlammanfall (ca. 30-40 %)
Besserer Schutz der Biologie vor toxischen Stößen (v.a. erhöhte Schwermetall-Elimination).	In Abwässern mit geringem Säurebindungsvermögen können pH-Probleme bei nachfolgender Nitrifikation auftreten.
Sofort einsetzbar bei Ueberbelastungen Dämpfung von saisonalen Belastungsschwankungen auf biolog. Anlagen.	schlechter absetzbarer Belebtschlamm evtl. P-Limitierungen in der Biologie
Bei Fällung mit Kalk bessere Schlamm-entwässerung	Bei Kalkeinsatz: - erhöhter DOC durch Hydrolyse der partikulären Stoffe - Kalkausfällung in Leitungen - grosse Schlammproduktion
Geringe Investitionskosten	

## 5.2. Simultanfällung

Die Fällmittelzugabe erfolgt bei der Simultanfällung in den Zulauf zum biologischen Reaktor oder zum Rücklaufschlamm. Das Verfahren wird vor allem in der Schweiz sehr häufig angewandt. In der Simultanfällung kann neben Fe(III) oder Al(III) auch das billigere Fe(II) mit gleicher Eliminationswirkung eingesetzt werden. Kalk hingegen wird praktisch nicht verwendet (zu hoher pH für Mikroorganismen).

In vielen Fällen können beim Einsatz von Fällungskemikalien zur biologischen Stufe verbesserte Absetzeigenschaften festgestellt werden, wobei je nach Fällungsmittel unterschiedliche Ergebnisse erzielt werden. Versuche wie auch praktische Erfahrungen bestätigen, dass der Einsatz von Fe(II)-Salzen zu einer deutlichen Verbesserung der Absetzeigenschaften führt. Andererseits ergab sich ebenfalls in Parallelversuchen eine deutliche Abminderung der Nitrifikationsraten in nitrifizierenden Schlämmen, wenn mit Fe(II) gefällt wurde, während die Zugabe von Fe(III) zu einer

höheren Nitrifikation führte als sie im Referenzschlamm ohne Chemikalien gemessen wurde (Gujer und Boller, 1979).



FIGUR 7: Schema der Simultanfällung.

In vielen Reinigungsanlagen werden heute auch Fällungsmittel nicht primär zur P-Elimination, sondern zur Bekämpfung von Blähschlamm eingesetzt. Meist kann mit Hilfe einer Simultanfällung eine beträchtliche Reduktion absetzhemmender, fadenförmiger Bakterien erzielt werden. In Deutschland war früher nur in rund 50% der Fälle die P-Elimination der Grund für den Chemikalieneinsatz. Blähschlammbekämpfung, Entlastung der Biologie und Erhöhung der Reinigungsleistung sind weitere Ziele des Einsatzes von Fällungs-/Flockungsmitteln.

Tabelle 7: Vor- und Nachteile der Simultanfällung.

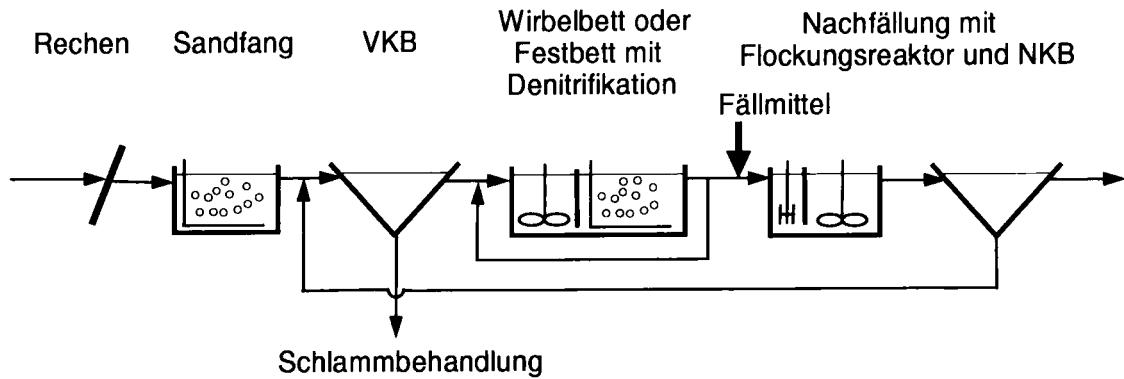
Vorteile	Nachteile
Geringe Investitionskosten und Betriebskosten, geringer Fällmittelbedarf,	Nicht anwendbar bei Biofilmverfahren wie Festbett, Tropf- und Tauchkörper,
Bioflockung und Turbulenz im Belüftungsbecken unterstützt Flockung	Wirkungsgrad durch Biologie und Dosierstelle beeinflusst
Verminderung von Blähschlamm verbesserte Absetzeigenschaften des Belebtschlammes	Erhöhte Schlammproduktion im biologischen Anlagenteil, was jedoch bei gleichem Schlammalter kaum zu grösseren Beckenvolumina führt, da höhere Schlammkonzentrationen gefahren werden können
Geeignet als Sofortmassnahme zur P-Elimination,	Hemmung der Nitrifikation durch Fe(II)
Zusätzliche Elimination von DOC (Ablauf um 2-3 g DOC m <sup>-3</sup> tiefer)	

Fe(II) kann auch direkt in den aeroben Teil der Biologie dosiert werden. Da Fe(II) zuerst mit Hilfe von Sauerstoff zu Fe(III) oxidiert werden muss, sind die hohen Turbulenzen wie bei Fe(III)- und Al-Dosierung nicht erforderlich (s. Kap 4.2.1).

Mit der Kombination von Vor- und Simultanfällung (Zweipunktfällung, Kap. 4.3) können heute, dank dem P-Verbot, in einigen ostschweizerischen Anlagen P-Ablauf-

werte im Bereich von  $0.3 \text{ g P}_{\text{tot}} \text{ m}^{-3}$  erreicht werden. Wobei die Fällmittel zu etwa 1/3 auf die Vor- und 2/3 auf die Simultanfällung entfallen. Die tiefen Ablaufwerte bedingen jedoch im Mittel tiefe Ablauf TSS-Konzentrationen von ca.  $5 \text{ g TSS m}^{-3}$ .

### 5.3. Nachfällung



FIGUR 8: Schema der Nachfällung.

Die Nachfällung ist eine der mech.-biologischen Reinigung nachgeschaltete, selbständige Fällungsstufe. Als Fällmittel können  $\text{Fe(III)}$ ,  $\text{Al(III)}$  oder  $\text{Ca}^{2+}$  verwendet werden. Die Nachfällung erfordert zusätzliche Reaktoreinheiten wie Flockungsbecken und Sedimentationsbecken. Im Allgemeinen ist der Fällmittelverbrauch für die Nachfällung höher als für die Simultanfällung, damit eine ausreichende Flockung erzielt werden kann.

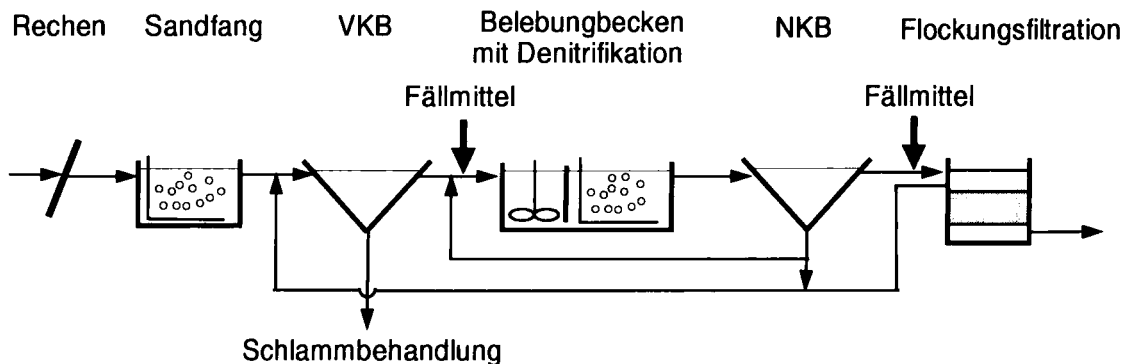
TABELLE 8: Vor- und Nachteile der Nachfällung.

Vorteile	Nachteile
Fällung separat steuer- und kontrollierbar, gute Ablaufqualität	Hohe Investitionskosten, wegen zusätzlichem Flockungs- und Nachklärbecken
Gut entwässerbare Schlämme falls $\text{Ca}^{2+}$ verwendet	Hohe Betriebskosten (größerer Chemikalienverbrauch, Betrieb Flockungsreaktor)
pH-Regulierung möglich ohne Rücksicht auf Biologie	Evtl. Rekarbonisierung des Ablaufs bei Fällung mit $\text{Ca}^{2+}$
Separate Rückgewinnung des Phosphats	Evtl. separate Schlammentwässerung und -entsorgung

Wegen der hohen Kosten wird dieses Verfahren in der Schweiz nur bei denitrifizierenden Biofilmverfahren wie Wirbelbett und Festbett angewandt, bei denen eine Simultanfällung nicht möglich ist und eine Vorfällung den für die Denitrifikation notwendigen organischen Kohlenstoff zu stark reduzieren würde. Mit einer Nachklärung vor der Nachfällung bzw. beim Festbettverfahren ergibt sich die Möglichkeit, einen praktisch anorganischen Fällungsschlamm mit hohem Phosphatgehalt zu erhalten, der separat entwässert und rezykliert werden kann.

## 5.4. Flockungsfiltration

Eine Möglichkeit, die Phosphorrestkonzentrationen und diejenigen anderer partikulärer Abwasserinhaltsstoffe im Anschluss an Simultan- oder Vorfällungsverfahren weiter zu verringern, bietet das Verfahren der Flockungsfiltration. Das zu behandelnde Abwasser wird dabei durch eine Filterschicht geführt, an der die nach der Reinigung im Abwasser verbleibenden Feststoffe abgetrennt werden. Damit der Gehalt an Phosphor weiter verringert werden kann, erfolgt eine nochmalige Zugabe von Flockungs- und Fällungschemikalien (Fe(III), Al(III)) zum Zulauf der Filteranlage.



FIGUR 9: Schema der Rest-P-Elimination durch Flockungsfiltration (Zweipunkt-fällung).

TABELLE 9: Vor- und Nachteile der Flockungsfiltration.

Vorteile	Nachteile
Stabile und sehr gute Ablaufqualität bezüglich TSS und P.	Hohe Investitionskosten
Fällmitteleinsparung bei zweistufiger Fällung (Reduktion des Fällmittelverbrauchs in der biologischen Stufe)	Teilweise Stapelbecken für Spül- und Schlammwasser erforderlich
Geeignet als Ausbaustufe bestehender Anlagen (rel. geringer Platzbedarf)	Evtl. Einsatz von Polyelektrolyten notwendig
	Leistung abhängig von vorangehenden Reinigungsstufen

Die bei der zweistufigen Phosphor-Elimination notwendige Dosierung von Fällungschemikalien zum Zulauf einer Filtrationsstufe bewirkt deutlich unterschiedliche Feststoffeigenschaften, die bei der Bemessung von Filteranlagen zu berücksichtigen sind. Die in einer der Filtration vorgeschalteten Misch- und Flockungsstufe neu gebildeten Partikelagglomerate sind gegenüber den im Abwasser vorhandenen Partikeln sehr voluminös und leicht abscherbar. Sie führen in der Filtermasse zu hohen Druckverlusten und können bei unsorgfältiger Flockung oder hohen Filtergeschwindigkeiten leicht ausgewaschen werden. Diese zu kurzen Filterlaufzeiten führenden Nachteile müssen durch geeignete Auslegung des Filters (grosses Feststoffaufnahmevermögen, hohe nutzbare Druckhöhe, evtl. Polymerdosierung) kompensiert werden.

Während mit der Dosierung von Fällungsmitteln im Bereich von 2-4 g Fe(III) m<sup>-3</sup> oder 1-2 g Al(III) m<sup>-3</sup> 3-4 mal kürzere Laufzeiten resultieren, wirken die Metallsalze als

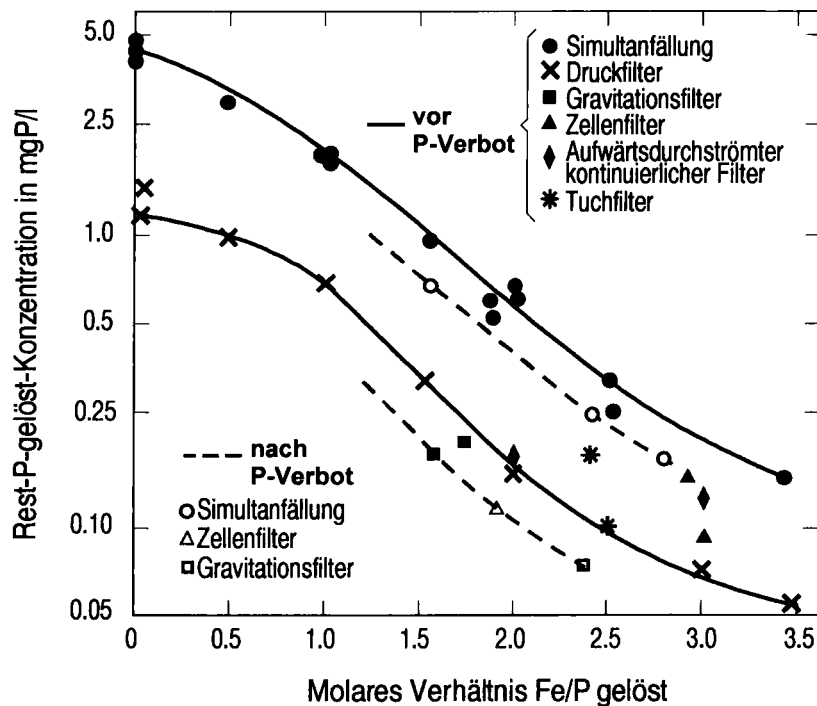


zusätzliches Flockungsmittel zur Entstabilisierung kolloidaler Teilchen. Dies ermöglicht im Bereich kleiner Partikelgrößen eine erhöhte Feststoffentnahme.

## 6. DOSIERUNG DER FÄLLUNGSCHEMIKALIEN

Die Dosierung der Fällmittel erfolgt proportional zur Phosphorkonzentration im Abwasser an der Dosierstelle, wobei nicht der Gesamt-Phosphor, sondern nur der fällbare, also gelöste Phosphor in Betracht gezogen werden sollte. Wie aus Kapitel 4 hervorgeht, muss zur Erzielung ausreichend tiefer Restkonzentrationen ein  $\text{Me}/\text{P}_{\text{gelöst}}$  Verhältnis grösser 1 angewandt werden.

Erfahrungsgemäss wird das durchschnittliche molare Verhältnis von  $\text{Me}/\text{P}_{\text{gelöst}}$  zwischen 1.5 und 2.5 eingestellt, was in Ablaufkonzentrationen von  $0.3 - 1.0 \text{ g m}^{-3}$   $\text{P}_{\text{gelöst}}$  resultiert (Fig. 10). Mit Feststoffkonzentrationen von  $10 - 20 \text{ g TSS m}^{-3}$  und einem P-Gehalt der Trockensubstanz von 3 % resultieren schliesslich Ablaufkonzentrationen von  $0.5 - 1.5 \text{ g Gesamt-P m}^{-3}$ . Die gesetzlichen Vorschriften in der Schweiz mit einem Grenzwert von  $0.8 \text{ g Gesamt-P m}^{-3}$  erfordern demnach erstens ein hohes Fe/P-Verhältnis und zweitens eine gut funktionierende Feststoffabtrennung. Die Betriebsergebnisse einiger einstufiger Fällungsanlagen sind in Figur 10 grafisch dargestellt und veranschaulichen den beschriebenen Sachverhalt.

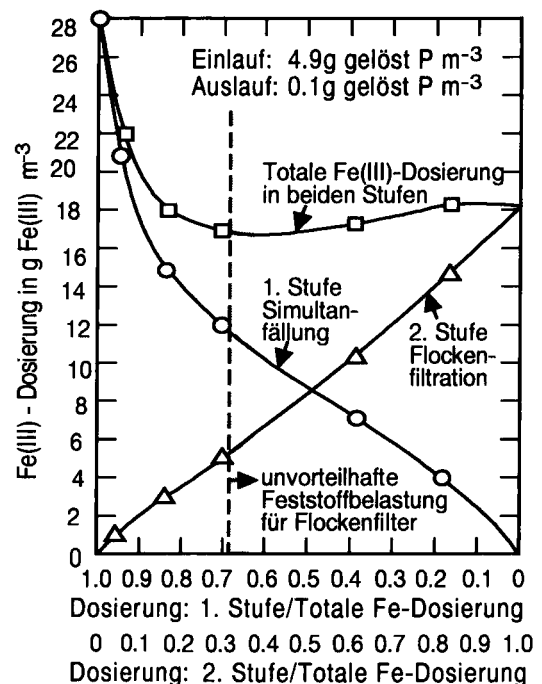


FIGUR 10: Betriebsergebnisse der Ablaufkonzentration verschiedener einstufiger Fällungsanlagen und verschiedener Typen von Flockungsfilteranlagen in Abhängigkeit des  $\text{Fe}/\text{P}_{\text{gelöst}}$ -Verhältnisses im Zulauf zur Fällungsstufe.

Im Allgemeinen ist der P-Gehalt im Abwasser steten Tages- und Wochenschwankungen unterworfen. Die Anpassung der Dosierung an die Frachtganglinie kann je nach Einrichtung auf unterschiedliche Art erfolgen: Bei kleinen und mittleren Anlagen ist die Steuerung nach vorgegebenen Tag/Nacht- und Wochenendverhältnissen bzw. einer repräsentativen Tages/Wochenganglinie sinnvoll. Bei der

zuflussproportionalen Dosierung dürfen minimale und maximale Dosiermengen nicht unter bzw. überschritten werden, da sonst bei Regenwetter zuviel und bei Trockenwetter am Wochenende zu wenig dosiert wird. Die zeitproportionale, konstante Dosierung sollte vermieden werden, da sie zu grosse Fällmittelmengen benötigt. Bei grossen Kläranlagen kann durch den Einsatz von Online-Geräten bei frachtproportionaler Steuerung oder Regelung nach der Ablaufkonzentration noch eine deutliche Verminderung der Fällmittelmenge erreicht werden (Bendzuck, 1992).

Die Aufteilung der Fällmitteldosierung bei der zweistufigen Fällung kann nun derart erfolgen, dass in herkömmlichen Vor- und Simultanfällungsverfahren der Rest-P-Gehalt soweit reduziert wird, dass eine zweite Dosierung nur soviel Fällungsprodukte produziert, wie sie von einer nachgeschalteten Filtrationsstufe ohne Betriebsprobleme abgetrennt werden können. In einer Reinigungsanlage mit Simultanfällung und Flockenfiltration wurde eine Optimierung der beiden Dosierstellen bezüglich Gesamt-Chemikalienverbrauch durchgeführt. Die Resultate sind in Figur 11 dargestellt und zeigen, dass die geringsten Gesamtmengen bei einer Aufteilung von 60% zur Simultanfällung und 40% zur Flockenfiltration resultieren. Unter Berücksichtigung der hohen zusätzlichen Feststoffbelastung eines Filters durch die Fällungsprodukte, ist jedoch der Dosierung zumindest in Raumfiltern eine obere Grenze von 4-5 g Fe m<sup>-3</sup> resp. 2-3 g Al m<sup>-3</sup> gesetzt. Im vorliegenden Beispiel mit relativ konzentriertem Abwasser bzw. Verhältnissen, wie sie vor dem P-Verbot vorherrschten, ergab sich eine optimale Aufteilung von ca. 75% zur Simultanfällung und 25% zur Flockenfiltration, was für diesen Fall in entsprechenden Dosiermengen von 14 g Fe m<sup>-3</sup> (Belebung), resp. 4 g Fe m<sup>-3</sup> (Flockenfiltration) resultiert.



FIGUR 11: Optimierung der zweistufigen Fällung

**Beispiel:** Berechnung der Dosierung von FeSO<sub>4</sub> zur Simultanfällung.

In einer Kläranlage mit einem Durchfluss von 50 000 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> und einem P-Gehalt im Ablauf der Vorklärung von 4.0 g Gesamt-P m<sup>-3</sup> und einem gelösten Anteil von 70 % wird eine Simultanfällung eingeführt. Es wird FeSO<sub>4</sub> zudosiert. Bei einer zulässigen Ablaufkonzentration von 0.8 g Gesamt-P m<sup>-3</sup> und einer mittleren Schwebstoffkonzentration von 15 g TSS m<sup>-3</sup> (P-Gehalt 3%) sollte die mittlere gelöste P-Konzentration 0.4 g P m<sup>-3</sup> nicht überschreiten.

$$P_{\text{gelöst}} - \text{Konzentration im Zulauf} = 4.0 \text{ g Ges.-P m}^{-3} \cdot 0.7 = 2.8 \text{ g P m}^{-3}$$

Gemäss Figur 10 muss bei einer Anfangskonzentration von 2.8 und einer Ablaufkonzentration von 0.4 P<sub>gelöst</sub> m<sup>-3</sup> ein molares Verhältnis von ca. 2.0 eingehalten werden.

$$\text{Fe}/\text{P}_{\text{gelöst}} = 2.0 = \frac{\text{Fe} \cdot \text{MG}_{\text{P}}}{\text{MG}_{\text{Fe}} \cdot \text{P}_{\text{gelöst}}}$$

$$\text{Fe-Dosierung} = 2.0 \cdot \frac{56}{31} \cdot 2.8 = 10.1 \text{ g Fe m}^{-3}$$

Tagesfracht an Fe:  $10.1 \text{ g Fe m}^{-3} \cdot 50\,000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1} = 505 \text{ kg Fe d}^{-1}$  als 14%-ige Fe-Lösung mit einer Dichte  $\rho = 1.42 \text{ g cm}^{-3}$  müssen  $2540 \text{ l d}^{-1}$  dosiert werden.

Aufgrund der P-Tagesganglinie werden zwei Drittel am Tag (8.00 - 20.00) und ein Drittel nachts (20.00 - 8.00) dosiert.

Daraus ergeben sich folgende Dosiermengen:

$$\text{Tagsüber} \quad 337 \text{ kg Fe} \quad \text{oder} \quad 28 \text{ kg h}^{-1} \quad \text{resp.} \quad 20 \text{ l h}^{-1}$$

$$\text{Nachts} \quad 169 \text{ kg Fe} \quad \text{oder} \quad 14 \text{ kg h}^{-1} \quad \text{resp.} \quad 10 \text{ l h}^{-1}$$

Der Sauerstoffverbrauch für die Oxidation des Fe(II) ergibt sich daraus zu

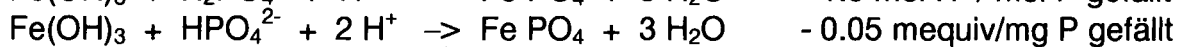
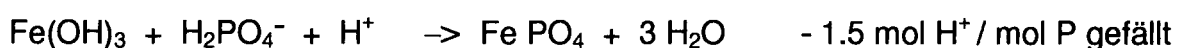
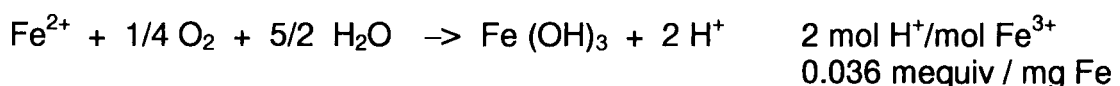
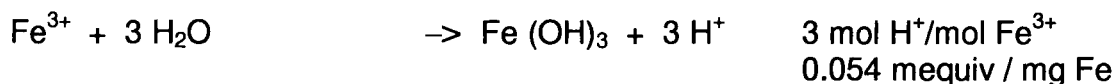
$$\text{Tagsüber} \quad 28 \text{ kg Fe h}^{-1} \cdot 0.14 \text{ kg O}_2/\text{kg Fe} = 3.9 \text{ kg O}_2 \text{ h}^{-1}$$

$$\text{Nachts} \quad 14 \text{ kg Fe h}^{-1} \cdot 0.14 \text{ kg O}_2/\text{kg Fe} = 2.0 \text{ kg O}_2 \text{ h}^{-1}$$

und ist gering im Vergleich zum Sauerstoffverbrauch der Biomasse. C-Abbau und Nitrifikation benötigen ca.  $200\text{-}600 \text{ kg O}_2 \text{ h}^{-1}$ .

## 7. EINFLUSS DER FÄLLUNGSCHEMIKALIEN AUF DIE ALKALINITÄT

Der Einsatz von Fe- und Al-Salzen bewirkt eine Reduktion der Alkalinität bzw. des Säurebindungsvermögens (SBV) des Abwassers. Bei schlecht gepufferten Abwässern ist dadurch mit einer Absenkung des pH zu rechnen. Die Reaktionen am Beispiel des Eisens lauten vereinfacht:



(bei pH=7 ist  $\text{H}_2\text{PO}_4^- \cong \text{HPO}_4^{2-}$ )

Die Abnahme des SBV berechnet sich damit:

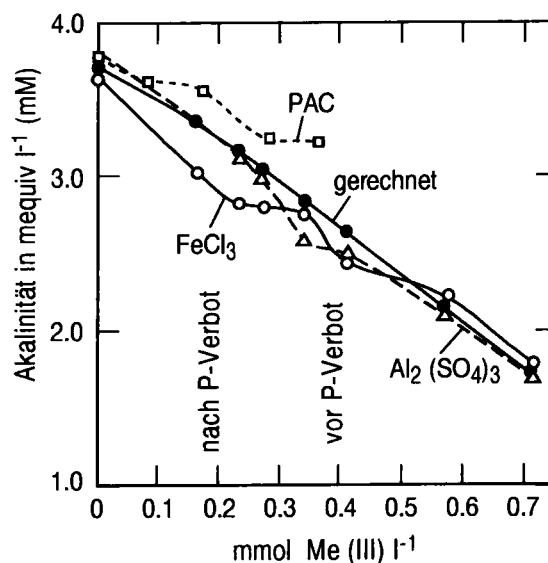
$$\text{- für Fe(III): } \Delta \text{SVB} [\text{mequ l}^{-1}] = -0.054 [\text{Fe(III)}] + 0.05 [\Delta \text{P}_{\text{gefällt}}]$$

$$\text{- für Fe(II): } \Delta \text{SVB} = -0.036 [\text{Fe(II)}] + 0.05 [\Delta \text{P}_{\text{gefällt}}]$$

$$\text{- für Al(III): } \Delta \text{SVB} = -0.111 [\text{Al(III)}] + 0.05 [\Delta \text{P}_{\text{gefällt}}]$$

$$[\text{Fe(III)}, \text{Fe(II)}, \text{Al(III)}, \Delta \text{P}] \text{ in mg l}^{-1}$$

In Abwässern mit geringer Härte (kristalline Gebiete) ist speziell bei nitrifizierenden Anlagen auf pH-Probleme zu achten, da die Nitrifikation ebenfalls das SBV erheblich verringert und diese selbst aber empfindlich im pH-Bereich  $< 6.8$  reagiert. Fig. 12 zeigt die Abnahme des SBV bzw. der Alkalinität in  $\text{mequ l}^{-1}$  (mM) bei zunehmender Fällmitteldosierung in einem Abwasser aus einem kristallinen Einzugsgebiet.



FIGUR 12: Abnahme des Säurebindungsvermögens mit zunehmender Dosierung von Fällungschemikalien im Abwasser von Lugano.

## 8. SCHLAMMANFALL DURCH P-FÄLLUNG

Die Menge der gebildeten Fällungsprodukte (Schlammproduktion SP) bei der P-Fällung kann ungefähr berechnet werden aus der Produktion von  $\text{MePO}_4$  und  $\text{Me(OH)}_3$ .

$$\text{für Fe(III) } \Delta\text{SP [mg TSS/l]} = a_{\text{Fe}} \cdot [\text{Fe}] + b \cdot [\Delta\text{P}] = 1.9 \cdot [\text{Fe}] + 1.4 \cdot [\Delta\text{P}]$$

$$\text{für Al(III) } \Delta\text{SP [mg TSS/l]} = a_{\text{Al}} \cdot [\text{Al}] + b \cdot [\Delta\text{P}] = 2.9 \cdot [\text{Al}] + 1.4 \cdot [\Delta\text{P}]$$

$$\text{mit } a_{\text{Fe}} = \text{Fe(OH)}_3/\text{Fe} = 107/56 = 1.9 \quad a_{\text{Al}} = \text{Al(OH)}_3/\text{Al} = 78/27 = 2.9$$

$$b = (\text{FePO}_4 - \text{Fe(OH)}_3) / \text{P} = (152 - 107) / 31 = 1.4$$

**Beispiel:** Simultanfällung mit Fe(III)

Ablauf VKB: 2.8 g P gelöst  $\text{m}^{-3}$ , Ablauf NKB: 0.4 g P gelöst  $\text{m}^{-3}$

$$\text{Eisendosierung: } \text{Fe}_{\text{dos}} = 2.0 \cdot \text{P}_{\text{VKB,ab}} \cdot \text{MG}_{\text{Fe}}/\text{MG}_{\text{P}} = 10.1 \text{ g Fe } \text{m}^{-3}$$

$$\text{Schlammproduktion: } \Delta\text{SP} = 1.9 \cdot 10.1 + 1.4 \cdot (2.8 - 0.4) = 23 \text{ g TSS } \text{m}^{-3}$$

Im Vergleich: Biologische Schlammproduktion  $\Delta\text{SP}_{\text{Bio}} \cong 100 \text{ g TS } \text{m}^{-3}$  (80%)

Totale Schlammproduktion:  $\Delta\text{SP}_{\text{tot}} \cong 123 \text{ g TS } \text{m}^{-3}$  (20%)

P-Gehalt im Überschussschlamm der Simultanfällungsanlage

Belebtschlamm	100 g TS $\text{m}^{-3}$	1.5 % P
Fällungsschlamm	23 g TS $\text{m}^{-3}$	10.4 % P
Total SF Schlamm	123 g TS $\text{m}^{-3}$	3.2 % P

Bezüglich Schlammvolumenanfall gibt Tabelle 10 eine Übersicht über die verschiedenen Verfahren.

TABELLE 10: Charakteristischer Schlammanfall bei verschiedenen Fällungsverfahren in Verbindung mit mechanisch-biologischer Abwasserreinigung (Hegner und Sekoulov, 1977).

Einwohnerspezifischer Schlammanfall	Fällmitteldosierung		Schlammwerte		
	Fe/Al (g m <sup>-3</sup> )	Ca(OH) <sub>2</sub> (mg m <sup>-3</sup> )	Suspensa-anfall (g E <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	Feststoffvolumengehalt (g l <sup>-1</sup> )	Schlammvolumenanfall (l E <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )
1. Mech.-biol. Grundsystem Primärschlamm Sekundärschlamm Mischschlamm			55 45 100	30-60 10-20 30-50	1-2 2-4.5 2-3.5
2a. Vorfällung mit Fe/Al Primärschlamm, gefällt Sekundärschlamm Mischschlamm	10-20	-	90 30 120	30-50 10-20 20-40	2-3 1.5-3 3-6
2b. Vorfällung mit Kalk Primärschlamm, gefällt Sekundärschlamm	-	250-400	200-300 30	30-50 10-20	5-8 1.5-3
3. Simultanfällung Primärschlamm Sekundärschlamm, gefällt Mischschlamm	10-20	-	55 55 110	30-60 10-25 30-50	1-2 2-5 2-3.5
4. Nachfällung Primärschlamm Sekundärschlamm Mischschlamm Tertiärschlamm a) Fe/Al-Fällung b) Fe-Kalk-Fällung c) Kalk-Fällung			55 45 100	30-60 10-20 30-50	1-2 2-4.5 2-3.5
	10-20	-	30-40	10-20	2-3
	10	100-150	50-100	20-30	2-5
	1	200-300	150-250	25-35	4-8

## 9. SCHLUSSFOLGERUNGEN

Zur Verbesserung der Seenqualität wurde in der Schweiz 1986 ein Verbot von Polyphosphaten in Wasch- und Reinigungsmitteln eingeführt. Dank des Phosphatverbots reduzierte sich die Phosphorfracht im vorgeklärten Abwasser um rund 50%. Damit erhöhte sich die natürliche Inkorporation von Phosphor in die gebildete Biomasse von etwa 20 auf 40% und die P-Ablauffracht einer konventionellen Anlage ohne chemische Fällung reduzierte sich um 60%. Dies genügte jedoch noch nicht, um die geforderte Ablaufkonzentration von  $<0.8 \text{ g P m}^{-3}$  einzuhalten.

Die chemische Fällung wird bei Belebtschlammssystemen meistens als Simultanfällung mit Eisen- oder Aluminiumsalzen betrieben. Die zusätzliche Fällschlammmenge beträgt etwa 20% der Überschussschlammmenge. Da jedoch dank der Fällmitteldosierung sich meistens bessere Schlammabsetzeigenschaften ergeben, führt die chemische Fällung nicht zu einer Vergrößerung der Belebungsbecken.

Bei Biofilmsystemen oder überlasteten Belebtschlammssystemen wird das Phosphat in der mechanischen Stufe gefällt, was gleichzeitig zu einer Entlastung der Biologie führt. Bei Biofilmsystemen mit biologischer Entstickung ist eine Nachfällung vorteilhaft, um die Denitrifikationsleistung nicht zu stark zu reduzieren.

Bei strengen Einleitungsbedingungen, wie sie in den Einzugsgebieten von Seen verlangt werden, kann die Simultanfällung durch eine zweite Fällstufe, z.B. in der nachgeschalteten Filtration, oder mit einer Vorfällung in der mechanischen Stufe ergänzt werden. Falls betrieblich möglich, ist eine zweistufige Fällung auch bei normalen Einleitbedingungen empfehlenswert, um Fällmittel einzusparen.

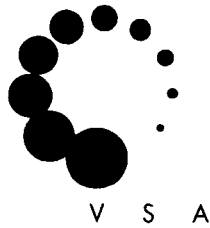
Bei Einzugsgebieten mit weichem Wasser ist zu beachten, dass die Metallsalze zu einer Verminderung des Säurebindungsvermögens führen, was wiederum die Nitrifikation beeinträchtigen kann.

Dank dem P-Verbot und mit der Einführung der Denitrifikation wird es auch vermehrt möglich, mit Hilfe der erhöhten biologischen P-Elimination den Fällmittelverbrauch und die Klärschlammproduktion zu senken.

## 10. LITERATURVERZEICHNIS

- Abramovich D. (1997) The development of a method to extract inorganic phosphate from municipal sludge, Research Report, EAWAG
- Arvin C. and Persen G. (1980) A general equilibrium model for the precipitation of phosphate with iron and aluminum, Prog. Wat. Tech., 12, 283-258.
- Bendzuck C. (1992) Steuer und Regelkonzepte zur Phosphatfällung, Schriftenreihe Wasser/Abwasser/Abfall der Universität Kassel, 8, 265-283.
- Boller M. (1980) Flockungsfiltration zur Reinigung von Abwasser, Diss. ETH Nr. 6748, Zürich.
- Boller M. (1984) Chemical optimization of tertiary contact filters, Journ. Envir. Eng., Vol. 110, 1, 263-276.
- BUWAL (1994) Daten zum Gewässerschutz, Umwelt-Materialien Nr. 22, Bern.
- Ciba Geigy (1977) Wissenschaftliche Tabellen Geigy, Teilband Körperflüssigkeiten, 8ed., Basel.

- Ferguson J. and Küng T. (1977) A model for aluminum phosphate precipitation, *J. Wat. Poll. Cont. Fed.*, 646-658.
- Gujer W. und Boller M. (1979) Der Einfluss der chemischen Flockung und Fällung auf das Belebtschlammverfahren, in 2. Verfahrenstechnisches Seminar, Inst. für Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe, Heft 20.
- Hehner R. und Sekoulov I. (1977) Weitergehende Abwasserreinigung, Deutscher Fachschriftenverlag.
- Klute R. (1985) Rapid mixing in coagulation/flocculation-process - Design Criteria, in: *Chemical Water Treatment*, Gustav Fischer Verlag, Stuttgart.
- Koppe P. und Stozek A. (1990) Kommunales Abwasser, Vulkan Verlag, Essen.
- Luedecke C., Hermanowicz S.W. and Jenkins D. (1989) Precipitation of ferric phosphate in activated sludge: A chemical model and its verification, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 21, 325-337.
- Oedegaard H., Fettig J., Ratuaweera H. C. (1990) Coagulation with prepolymerized metal salts, in: *Chemical Water and Wastewater Treatment*, 189-220, Springer Verlag.
- Pöpel F. (1993) Lehrbuch der Abwassertechnik und Gewässerschutz, Deutscher Fachschriften Verlag, Wiesbaden.
- Recht H.L. and Ghassemi M. (1970) Kinetics and mechanism of precipitation and nature of the precipitate obtained in phosphate removal from wastewater using Aluminum(III) and Iron(III) salts, U.S. Federal Water Quality Administration, *Wat. Pol. Con. Res. Series*, 17010EK1.
- Siegrist H. und Boller M. (1999) Auswirkungen des Phosphatverbots in den Waschmitteln auf die Abwasserreinigung in der Schweiz, *Korrespondenz Abwasser*, 46(1), 57-65.
- Stumm and Morgan, *Aquatic Chemistry*, 2nd Edition, 1981
- Stumm W. und Sigg L. (1979) Kolloidchemische Grundlagen der Phosphor-Elimination in Fällung, Flockung und Filtration, *Zeitschr. Wasser-, Abwasserforschung*, 12, 37-47.
- Verband der Schweizerischen Seifen- und Waschmittelindustrie (1995) Erfassung der in der Schweiz. Wasch- und Reinigungsmittelindustrie verwendeten wichtigsten Rohstoffe.
- Wild D., Kisliakova and Siegrist H. (1996) P-Fixation by Mg, Ca and Zeolite A during stabilization of excess sludge from enhanced biological P-removal. *Wat. Sci. Tech.*, 34(1-2), 391-398.



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

**Biologische P-Elimination mit dem  
Belebungsverfahren, stationäres Modell**

Martin Kühni  
Gerhard Koch  
Hansruedi Siegrist

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf



# BIOLOGISCHE P-ELIMINATION MIT DEM BELEBUNGSVERFAHREN, STATIONÄRES MODELL

M. Kühni, dipl. sc. nat. ETH, G. Koch, dipl. Ing. ETH, H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH,  
EAWAG, 8600 Dübendorf

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. EINLEITUNG.....	2
2. ERHÖHTE BIOLOGISCHE PHOSPHORELIMINATION (BIO-P): PROZESSE UND VERFAHREN .....	3
2.1 Prozesse.....	3
2.2 Verfahren.....	5
2.3 Anlagenprofile.....	7
3. GRUNDLAGEN DES STATIONÄREN MODELLS.....	9
3.1 Einleitung.....	9
3.2 Modellprinzip und Anwendungsbereich.....	9
3.3 Abwassercharakteristik und Betriebsgrößen.....	10
3.4 Physiologischer Phosphorbedarf.....	11
3.5 Fällungsprodukte.....	12
3.6 Polyphosphatspeicherung beim AAO-Verfahren.....	12
3.7 Phosphorrücklösung und -aufnahme.....	14
3.8 Totale Phosphorelimination.....	14
3.9 Denitrifikation beim AAO-Verfahren.....	15
4. EICHUNG UND VALIDIERUNG DES STATIONÄREN MODELLS.....	16
4.1 Versuchsanlagen.....	16
4.2 Ermittlung von Modell- und Fitparameter.....	17
5. BEMERKUNGEN ZU ANDEREN VERFAHREN.....	21
5.1 UCT-Verfahren.....	21
5.2 Intermittierende Verfahren.....	22
5.3 Sequencing Batch Reactor (SBR).....	23

6. NOMENKLATUR.....	24
6.1 Abkürzungen .....	24
6.2 Bezeichnungen.....	24
6.3 Indices .....	24
6.4 Englische Indices in Excel-Kalkulation .....	25
7. LITERATURVERZEICHNIS .....	26

## 1. EINLEITUNG

Die Elimination der eutrophierenden Nährstoffe Phosphat und Nitrat aus dem Abwasser ist momentan die Hauptaufgabe der kommunalen Kläranlagen (Beitrag B. Jost). In der Gewässerschutzverordnung vom 28.10.1998, welche sich auf das Gewässerschutzgesetz vom 24.1.1991 bezieht, sind die folgenden Grenzwerte für den gesamten Phosphor ( $P_{ges}$ ) vorgeschrieben (Tagesmittelwerte): Ablaufkonzentration  $0.8 \text{ g P m}^{-3}$  und P-Elimination 80% bezogen auf Rohabwasser an folgenden Orten: Einzugsgebiet von Seen; Fliessgewässer unterhalb von Seen, falls zum Schutz des Fliessgewässers erforderlich; Fliessgewässer unterhalb von Seen, im Rhein-Einzugsgebiet, bei Anlagen ab 10'000 EW. Für den Stickstoff soll die Fracht gemäss der Gewässerschutzverordnung vom 28.10.1998 in den Anlagen des schweizerischen Rhein-Einzugsgebiets gegenüber 1995 um 2'000 t N/Jahr reduziert werden und die EG-Richtlinien vom 21.5.1991 fordern eine 70-80%-ige Reduktion der Fracht bei Anlagen über 10'000 EW, was gesamtschweizerisch einer Reduktion von ca. 10'000 t N/Jahr entsprechen würde.

Fast alle Anlagen der Schweiz entfernen Phosphat mittels chemischer Fällung. Diese wird im Ausland vielerorts durch die mikrobiellen Prozesse der erhöhten biologischen Phosphatelimination "Bio-P" (Alarcon, 1991, Barnard, 1974, Levin und Shapiro, 1965, Comeau *et al.*, 1986, Wentzel *et al.*, 1986, Mino *et al.*, 1987) erfolgreich ersetzt. Damit kann neben der Fällmitteleinsparung (Eisen- oder Aluminiumsalze) eine Reduktion der zu entsorgenden Klärschlammmenge (weniger Fällmittel) sowie unter Umständen eine Energieeinsparung erreicht werden. Die Klärschlammmentsorgung ist heute der wichtigste ökonomische Faktor im Betrieb der kommunalen schweizerischen Kläranlagen (Maurer, 1996a).

Um die grosstechnische Realisierung der Bio-P unter schweizerischen Abwasserbedingungen abzuklären, wurden von der EAWAG während drei Jahren Versuche im Grossmassstab auf der Kläranlage Neugut Dübendorf durchgeführt (Moser-Engeler *et al.*, 1998, Kühni *et al.*, 1997, Wild, 1997, Moser-Engeler *et al.*, 1998, Koch *et al.*, 1998, Moser-Engeler *et al.*, 1999, Siegrist *et al.*, 1999, Carucci und Kühni *et al.*, 1999, Kühni *et al.*, 1999). Dazu kamen Versuche auf der EAWAG-Pilotanlage Zürich-Tüffenwies (Koch *et al.*, 1998, Siegrist *et al.*, 1999, Kühni *et al.*, 1999). Das entsprechende Projekt "Untersuchung der Denitrifikation und erhöhten biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Zürich Werdhölzli und Neugut

Dübendorf“ wurde im Auftrag des BUWAL, des AWEL sowie der Stadt Zürich durchgeführt, wobei die Gesamt-Projektleitung bei der “Entsorgung und Recycling Zürich“ (ERZ, vormals “Stadtentwässerung“ STE) lag. Die folgenden Versuchsziele standen dabei im Vordergrund:

- verbessertes mikrobiologisches/verfahrenstechnisches Verständnis der dynamischen Wirkungsmechanismen insbesondere der erhöhten biologischen Phosphorelimination.
- Kalibration und Validierung stationärer und dynamischer Belebtschlammmodelle.
- Dimensionierungsgrundlagen zur verfahrenstechnischen Bemessung der Nährstoffelimination (Stickstoff und Phosphor) bei Kläranlagen-Ausbauten/-Sanierungen.
- Betriebsoptimierung durch Regelung und Steuerung der Nährstoffelimination.
- Kostenabschätzungen und -vergleiche für verschiedene Optimierungsvarianten.

Bilanzierungen erfolgten durch die Beprobung der Zu- und Abläufe mittels Sammelproben, während die Dynamik der Nährstoffe in den einzelnen Becken mittels Online-Analytik (nur Grossversuche) verfolgt wurde. Dazu kamen offline durchgeführte Sauerstoff-Zehrungsversuche und Nährstoff-Längsprofile. Als die wichtigsten Hilfsmittel in der Auswertung (Simulation) kamen die Belebtschlammmodelle ASM 2d (Henze *et al.*, 1995a, b, Maurer, 1996, Maurer und Gujer, 1998), ASM 3 (Gujer *et al.*, 1999) und ein mit Bio-P-Prozessen erweitertes ASM 3 (Kühni *et al.*, 1999) zur Anwendung. Das Kapitel 4 geht im Detail auf Versuchsergebnisse, Schlussfolgerungen und Modellkalibrierungen ein.

Im Weiteren wird im Kapitel 2.1 kurz in die mikrobiologischen Grundlagen der Bio-P eingeführt (Bio-P-Prozesse), und im Kapitel 2.2 werden die drei wichtigsten Anlagenschemen (Bio-P-Verfahren) vorgestellt.

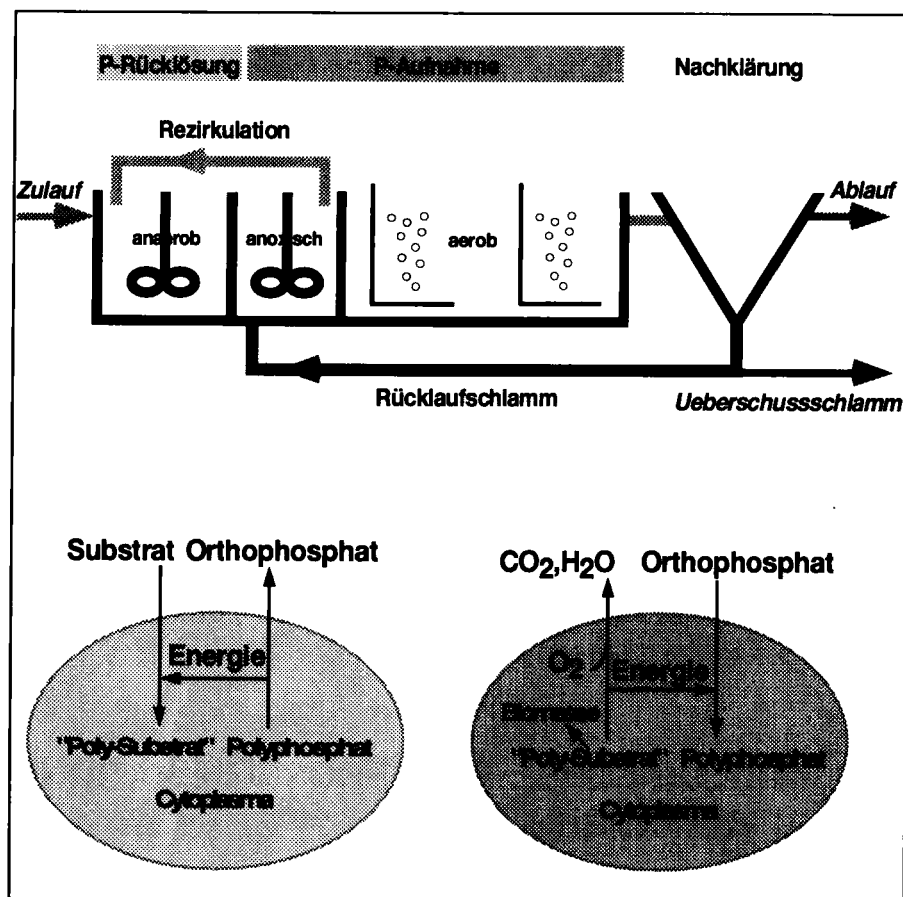
## **2. ERHÖHTE BIOLOGISCHE PHOSPHORELIMINATION (BIO-P): PROZESSE UND VERFAHREN**

### **2.1 Prozesse**

Anhand der Figur 1 soll kurz auf die wichtigsten Prozesse der erhöhten biologischen Phosphorelimination (Bio-P) eingegangen werden.

Zur vermehrten Phosphorspeicherung befähigte Bakterien (Phosphorus accumulating organisms, PAO) können verfügbaren Kohlenstoff (C) unter anaeroben Bedingungen aufnehmen und speichern, indem sie die notwendige Energie durch Hydrolyse intrazellulärer Polyphosphate gewinnen. Das dabei freiwerdende Orthophosphat ( $PO_4$ ) wird ans Medium abgegeben. Der gespeicherte Kohlenstoff liegt als zellinternes “Polysubstrat” (Speicher-C, z.B. Polyhydroxialkanoate PHA) vor.

Erst unter aeroben oder denitrifizierenden (anoxischen) Bedingungen kann dieses C in grösserem Mass im Zellstoffwechsel umgesetzt (metabolisiert) werden. Dabei wird ein Teil veratmet und der andere zum Aufbau der Zellsubstanz (Wachstum, Teilung) verwendet. Die freigesetzte Energie übersteigt dabei den direkten Energiebedarf des Stoffwechsels. Dieser Energieüberschuss kann in die Synthese intrazellulären Polyphosphats (Poly-P) investiert und damit konserviert werden. Der Energieüberschuss ist verständlich, wenn bedacht wird, dass der Energiebedarf für die C-Aufnahme aus dem umliegenden Medium entfällt, das heisst derjenige Energiebedarf, der in der anaeroben Umgebung aufgewendet wurde. Der Organismus kann diese Energie gewissermassen in Form von Poly-P in die anaerobe Phase transferieren, wo dann die (externe) C-Quelle zur Verfügung steht. Voraussetzung dafür ist natürlich das Vorhandensein von Ortho-P ( $\text{PO}_4\text{-P}$ ) im Medium in der aeroben resp. denitrifizierenden Phase (Figur 1).



Figur 1: Schematische Darstellung der wichtigsten Prozesse der erhöhten biologischen Phosphorelimination, mit den entsprechenden Kompartimenten der Kläranlage (oben).

Wird in einem Verfahren Belebtschlamm abwechselnd anaeroben und aeroben resp. denitrifizierenden Bedingungen ausgesetzt (Figur 1), reichern sich PAO an (Einwachsen von Bio-P-Aktivität). Dies, weil sie gegenüber anderen Organismen den Selektionsvorteil der vermehrten anaeroben C-Assimilation und Verfügbarkeit dieses C unter aeroben Bedingungen (C-Limitierung im Aussenmedium) haben. Dient Nitrat ( $\text{NO}_3$ ) anstelle von  $\text{O}_2$  als Elektronenakzeptor ("anox"), kann die P-Aufnahme mit der Denitrifikation kombiniert werden. Wichtig bei allen Verfahren ist, dass die Anaerobzone mit dem am leichtesten verfügbaren C versorgt wird (Zulauf) und die Denitri-

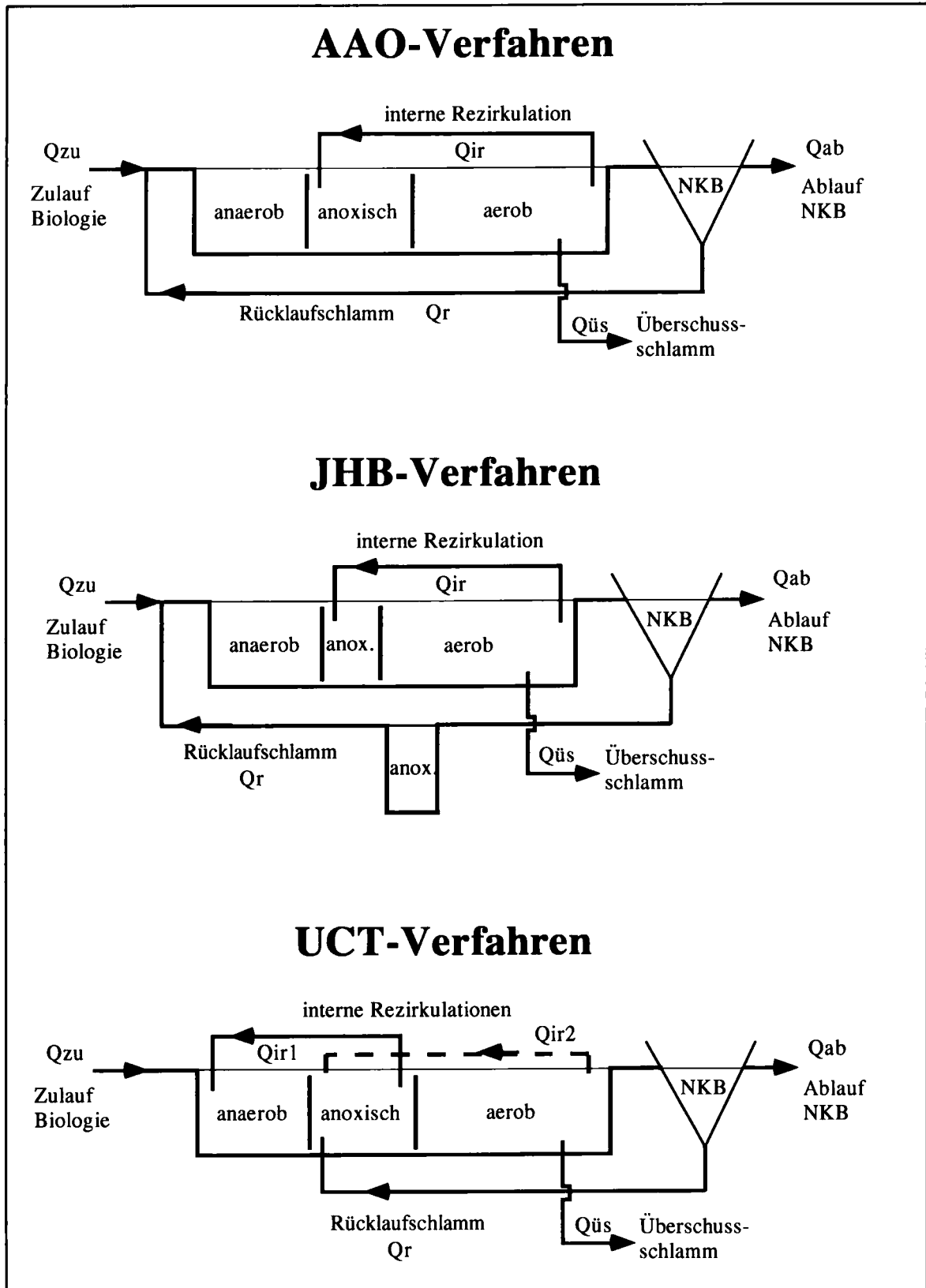
fikationszone nachher folgt, ansonsten die obige "Doppelnutzung" nicht möglich ist (Figur 1 und Figur 2). Um mit der Bio-P tatsächlich Phosphor aus dem Abwasser zu eliminieren, muss natürlich der am meisten P-angereicherte Schlamm, das heisst der Schlamm am Ende der aeroben Phase, als Ueberschussschlamm aus der Anlage entnommen werden, und die Rückführung von Phosphor aus der Schlamm-eindickung und -behandlung so klein wie möglich gehalten werden (Figur 1 und Figur 2). Evtl. ist eine separate Eindickung des Ueberschussschlammes vorzusehen.

Es konnte gezeigt werden, dass sämtliche, oben beschriebene Bio-P-Prozesse im gleichen Organismus ablaufen (Hesselmann *et al.*, 1998).

Zusätzlich zum oben beschriebenen rein mikrobiellen Bio-P wurde eine biologisch induzierte chemische P-Fällung durch das im Abwasser vorhandene Kalzium beschrieben (Maurer, 1996 und Maurer *et al.*, 1999). Unter mittleren schweizerischen Abwasserbedingungen findet dieser Prozess jedoch nicht statt, da die P-Rücklösung resp. der pH-Wert zu klein ist.

## 2.2 Verfahren

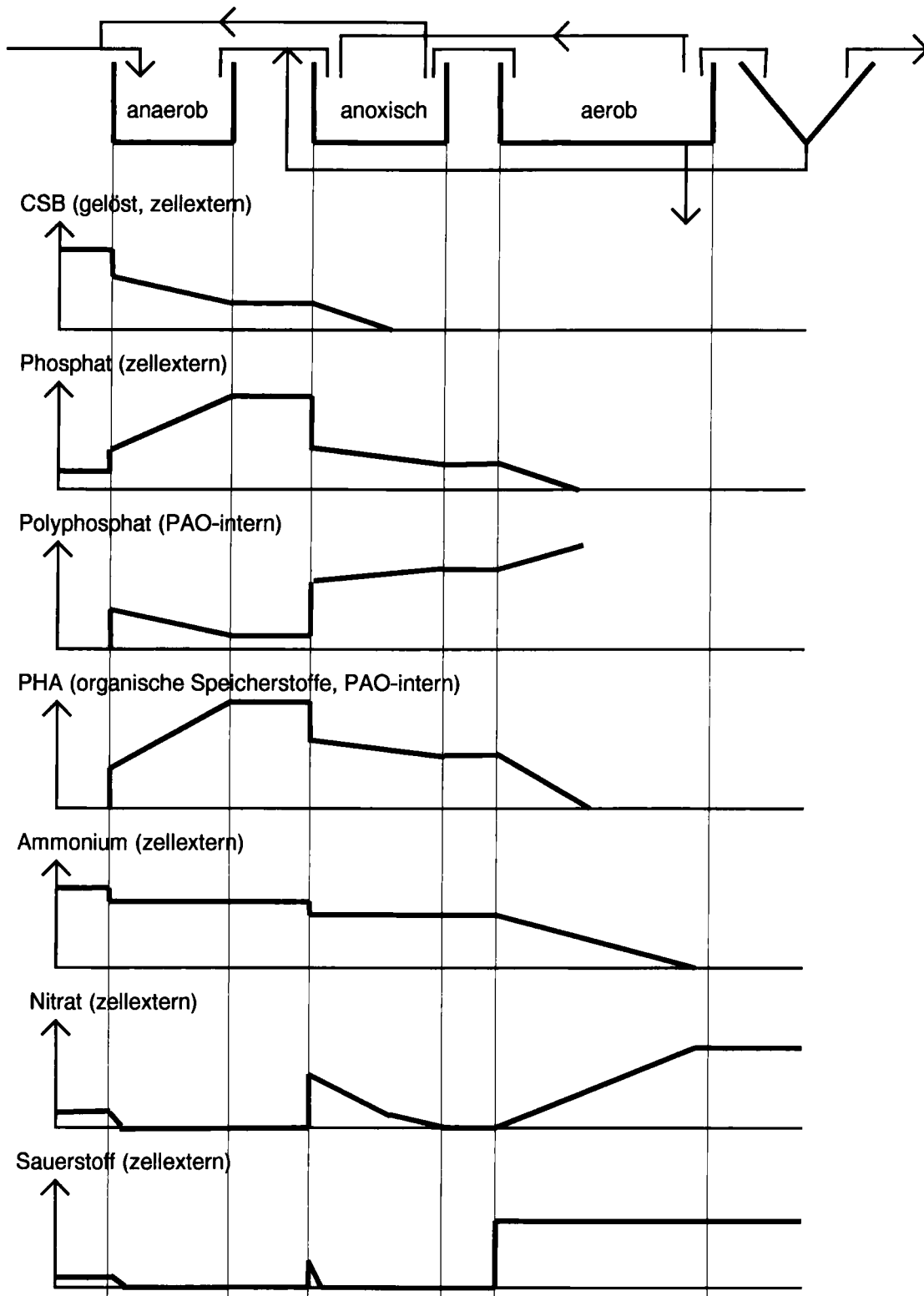
Die Fließbilder der drei gebräuchlichsten Bio-P-Verfahren sind in der Figur 2 dargestellt. Im AAO-Verfahren (anaerobic anoxic oxic) durchfließt der Belebtschlamm wie auch das Abwasser nacheinander die Anaerob-, Anox- und die Aerobzone. Eine interne Rezirkulation zur Rückführung von Nitrat ( $\text{NO}_3$ ) in die Anoxzone erlaubt die Steuerung der Anlage in Richtung optimaler Bio-P-Leistung oder aber optimaler Denitrifikation. Eine allfällige Denitrifikation im Schlammbett der Nachklärung unterstützt die P-Rücklösung in der Anaerobzone. Im Rücklaufschlamm verbleibendes  $\text{NO}_3$  wird in der Anaerobzone zusammen mit dem Zulauf- $\text{NO}_3$  auf Kosten der P-Rücklösung denitrifiziert. Variable  $\text{NO}_3$ -Konzentrationen im Rücklaufschlamm, wie sie in diesem Verfahren kaum vermieden werden können, beeinflussen die Stabilität der Bio-P-Prozesse (Rücklösung). Beim JHB-Verfahren (University of Johannesburg) wird im Rücklaufschlamm mit einem separaten Reaktor denitrifiziert (nachgeschaltet), um  $\text{NO}_3$ -frei in die Anaerobzone zu kommen. Das UCT-Verfahren (University of Capetown) schliesslich führt den hier  $\text{NO}_3$ -reichen Rücklaufschlamm in die Anoxzone zur Denitrifikation. Die Anaerobzone wird über eine separate interne Rezirkulationsleitung mit  $\text{NO}_3$ -freiem Schlamm versorgt, der hier allerdings eine kleinere Konzentration als in den übrigen Kompartimenten erreicht. Eine detailliertere Uebersicht zu den Bio-P-Verfahren findet sich im Beitrag "Gestaltung von Belebungsanlagen zur Nährstoffelimination" von H. Siegrist. Auch werden dort die verschiedenen Verfahren in Bezug auf ihre Leistungsfähigkeit zur N- und P-Elimination unter verschiedenen Abwasserbedingungen verglichen.



Figur 2: Fließbilder der drei häufigsten Verfahren zur erhöhten biologischen P-Elimination: Erklärung der Bezeichnungen siehe Text.

### 2.3 Anlagenprofile

Zur Illustration der Beiträge der verschiedenen Kompartimente zur Kohlenstoff- und Nährstoffelimination sollen Konzentrationsprofile der wichtigsten Stoffe am Beispiel des UCT-Verfahrensschemas (Kapitel 2.2) diskutiert werden. Die Profile, welche in Figur 3 dargestellt sind, zeigen stark vereinfacht und rein qualitativ die Trends der wichtigsten Inhaltsstoffe im Längsverlauf des Verfahrens (Maurer und Gujer, 1993). Der abbaubare CSB im Zulauf wird zum grossen Teil im Anaerobkompartiment zur P-Rücklösung gebraucht. Hier wird ein wesentlicher  $\text{NO}_3$ -Eintrag dadurch vermieden, dass die Schlammrückführung aus dem Ende der Anoxzone erfolgt. Der Rücklaufschlamm muss demgegenüber in den Zulauf des Anoxbereichs eingeleitet werden (hohe  $\text{NO}_3$ -Konzentration). Die Möglichkeit der PAO, im Anoxkompartiment denitrifizierend auf den internen Speicherstoffen zu wachsen und gleichzeitig  $\text{PO}_4$  zu fixieren (Kapitel 2.1) erlaubt die Doppelnutzung des abbaubaren CSB zur N- und P-Elimination. Die infolge Wachstum vergrösserte PAO-Biomasse kann in der Aerobzone gesamthaft gesehen mehr  $\text{PO}_4$  fixieren als in der Anaerobzone rückgelöst wurde, sodass eine Netto-P-Fixierung in den Schlamm möglich wird. Natürlich muss der Schlamm mit dem höchsten Poly-P-Gehalt, d.h. nach abgeschlossener P-Aufnahme, als Ueberschussschlamm entnommen werden (Ende aerobes Becken oder Rücklaufschlamm). Die Profile veranschaulichen deutlich den gleichläufigen Gang der  $\text{PO}_4$ -Konzentration im Aussenmedium mit dem Gang der PAO-internen organischen Speicherstoffe sowie den dazu gegenläufigen Gang des (zellinternen) Polyphosphats. Sprünge in den Konzentrationsverläufen entstehen jeweils durch die Vermischung unterschiedlich konzentrierter Teilströme.



Figur 3: Konzentrations-Längsprofile entlang des zuoberst dargestellten UCT-Schemas (vergleiche Figur 2). Die Profile sind stark vereinfacht und rein qualitativ. Die einzelnen Kompartimente werden als Röhrenreaktoren angenommen.



### 3. GRUNDLAGEN DES STATIONÄREN MODELLS

#### 3.1 Einleitung

Aus Kapitel 2 wird ersichtlich, dass die erhöhte biologische Phosphorelimination ein relativ komplexes Verfahren darstellt. Die für diesen Prozess charakteristische, äusserst ausgeprägte Phosphordynamik (P-Rücklösung und P-Aufnahme resp. Tages- und Wochendynamik) erschwert die sichere Vorhersage der Phosphor-Eliminationsleistung. Mit einfachen stationären Modellen, wie sie zur Abschätzung der Stickstoffelimination erfolgreich eingesetzt werden, lassen sich bezüglich Phosphorelimination nur Schätzwerte simulieren, da dynamische Effekte nicht berücksichtigt werden können. Es lassen sich zwar verschiedene Strategien für eine Sanierung resp. einen Ausbau einer Anlage mit erhöhter biologischer Phosphorelimination bewerten, aber für die Optimierung einer biologisch Phosphor eliminierenden Belebungsanlage ist die mathematische Modellierung mit dynamischen Modellen sinnvoll.

Das Modell basiert auf dem kalibrierten stationären Modell zur Berechnung der Stickstoffelimination und Schlammproduktion in Belebungsanlagen (Koch *et al.*, 1998), ergänzt mit dem Ansatz von Maurer und Gujer (1993) zur Abschätzung der biologischen Phosphorelimination. Wie später gezeigt wird, können die Modellparameter zur Beschreibung der Stickstoffelimination und der Schlammproduktion für das erweiterte Modell beibehalten werden.

Nach einer theoretischen Beschreibung der Modellgrundlagen anhand des AAO-Verfahrens (Kap. 3) wird auf die Eichung und Validierung des Modells bezüglich Phosphor anhand mehrerer Datensätze der biologisch phosphoreliminierenden Pilotanlage Tüffenwies resp. Versuchsanlage Neugut eingegangen (Kap. 4). In Kap. 5 wird auf die Berechnung weiterer Verfahren (UCT, SBR, intermittierend) kurz eingegangen. Die Handhabung der Modellgleichungen zur Berechnung der Phosphorelimination wird in den Übungen zur Dimensionierung einer Belebungsanlage (Beitrag Koch *et al.*) aufgezeigt.

#### 3.2 Modellprinzip und Anwendungsbereich

Bei der erhöhten biologischen Phosphorelimination wird Zulaufphosphor in eine partikuläre Form überführt und mit dem Überschussschlamm aus dem System entfernt. Dabei sind drei Prozesse bedeutend: Einbau von Phosphor in die Biomasse infolge Wachstum der Organismen in der Belebungsanlage (physiologischer Phosphorbedarf), irreversible Ausfällungen von anorganischem Phosphor (z.B. Apatit) sowie Phosphorrücklösung und -wiederaufnahme durch die PAO (Bio-P). Im Folgenden werden diese drei Prozesse mit einfachen mathematischen Beziehungen beschrieben und in die Bilanzgleichungen des AAO-Verfahrens integriert. Die angeführten Berechnungsschritte für das AAO-Verfahren resp. analoge Beziehungen für weitere Verfahren wie UCT-, SBR- und alternierende Verfahren sind als Excel-Kalkulation erhältlich. Die Benennung der Parameter weicht dort vereinzelt von den hier gewählten Bezeichnungen ab, da die Excel-Tabelle konsequent in englischer Sprache geschrieben wurde. In Kapitel 6 sind alle Bezeichnungen und Indizes erklärt.

Folgende Annahmen liegen dem stationären Modell zugrunde:

- Es gelten die gleichen Voraussetzungen wie für das zu Grunde gelegte Modell zur Berechnung der Denitrifikation in Belebungsanlagen (Beitrag Koch *et al.*).
- Das rasch abbaubare Zulauf-Substrat wird vollständig im anaeroben Kompartiment „abgebaut“.
- In der Anoxzone wird auch bei Nitratlimitierung keine Phosphorrücklösung berücksichtigt. Für eine korrekte Modellvorhersage muss deshalb die Nitratkonzentration im Anoxbecken immer grösser als null sein.

### 3.3 Abwassercharakteristik und Betriebsgrößen

Tab. 1: Bezeichnung der mittleren Zulaufgrößen (inkl. Rückläufe aus der Schlammbehandlung) sowie der geforderten Ablaufkonzentrationen.

Parameter	Zulauf	Ablauf	Einheit
Zulaufmenge	$Q_o$		$m^3 d^{-1}$
Temperatur	T		$^{\circ}C$
Suspendierte Stoffe	$X_{TSS,o}$	$X_{TSS,e}$	$gTSS m^{-3}$
Totaler CSB	$C_{CSB,o}$		$gCSB m^{-3}$
Inerter CSB		$S_{I,e}$ <sup>1)</sup>	$gCSB m^{-3}$
Leicht abbaubarer CSB	$S_{S,o}$ <sup>2)</sup>		$gCSB m^{-3}$
Totaler Kjeldahl Stickstoff	$C_{TKN,o}$		$gN m^{-3}$
Gelöster Kjeldahl Stickstoff		$S_{TKN,e}$	$gN m^{-3}$
Ammonium-Stickstoff	$S_{NH,o}$	$S_{NH,e}$	$gN m^{-3}$
Nitrat+Nitrit-Stickstoff	$S_{NO,o}$	$S_{NO,e}$	$gN m^{-3}$
Totaler Phosphor	$C_{P,o}$	$C_{P,e}$	$gP m^{-3}$
Orthophosphat	$S_{PO_4,o}$	$S_{PO_4,e}$	$gP m^{-3}$
Gelöster organischer Phosphor		$S_{P,org,e}$ <sup>3)</sup>	$gP m^{-3}$

1) ca.  $0.05-0.12 \cdot C_{CSB,o}$ , 2) ca.  $0.10 \cdot C_{CSB,o}$  (Gujer, 1993)

3) ca.  $0.1-0.2 gP m^{-3}$  (Kühni *et al.*, 1999)

Tab. 2: Mittlere Betriebsdaten sowie Schlammcharakterisierung.

Parameter		Bereich	Einheit
Sauerstoff im Zulauf	$S_{O,o}$	0.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
Sauerstoff im RLS	$S_{O,r}$	0.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
Sauerstoff in interner Rez.	$S_{O,ir}$	1.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
Sauerstoff im Ablauf BB	$S_{O,BB}$	1.0-5.0	$gO_2 m^{-3}$
O <sub>2</sub> -Eintrag über Oberfläche	kla	0.5-3.0	$d^{-1}$
Volumenanteil Anoxzone	$V_{ano} V_{BB}^{-1}$	0.15-0.3	-
Volumenanteil Anaerobzone	$V_{aner} V_{BB}^{-1}$	0.2-0.35	-
Rücklaufverhältnis	$Q_r Q_o^{-1}$	1.0-2.0	-
Rezirkulationsverhältnis	$Q_{ir} Q_o^{-1}$	0.0-3.0	-
Aerobes Schlammalter	$SA_{aer}$ <sup>1)</sup>	-	d
CSB-Gehalt im ÜS	$i_{CSB,TSS}$	1.0-1.2	$gCSB gTSS^{-1}$
Stickstoffgehalt im ÜS	$i_{N,CSB}$	0.04-0.06	$gN gCSB^{-1}$
Phosphorgehalt im ÜS	$i_{P,CSB}$ <sup>2)</sup>	0.025-0.035	$gP gCSB^{-1}$
Suspendierte Stoffe im BB	$X_{TSS,BB}$ <sup>3)</sup>	2.0-5.0	$kgCSB m^{-3}$
Schlammfraktion im NKB	$\beta_{nkb}$ <sup>3)</sup>	0.05-0.25	-

1) nach Gujer (1993)

2) Anlage mit vollständiger P-Elimination (Berechnung von  $i_{P,CSB}$  siehe Kap. 3.8)

3) nach Siegrist und Krebs (1997)

Aus Tab. 1 und Tab. 2 sind die für die Modellierung der erhöhten biologischen Phosphorelimination erforderlichen anlagenspezifischen Größen ersichtlich. Die gelösten Komponenten sind mit  $S_i$ , die partikulären Komponenten mit  $X_i$  bezeichnet. Eine Komponente die sowohl einen gelösten als auch einen partikulären Anteil besitzt, wird mit  $C_i$  charakterisiert. Alle Parameter werden als Mittelwerte über eine Periode mit der Länge von mindestens zwei Schlammaltern verstanden und schliessen sowohl Trockenwetter- als auch Regenwetterbedingungen mit ein. Stichproben wie beispielsweise Sauerstoffkonzentrationen im Zulauf müssen daher immer bei unterschiedlichen Zulaufbedingungen gemessen werden (z.B. Nacht/Tag-verhältnisse, Trocken/Regenwetterbedingungen) um mittlere Werte zu erhalten.

Die zu erreichende Phosphor-Ablaufkonzentration  $S_{PO_4,e}$  ergibt sich aufgrund der geforderten Phosphor-Eliminationsleistung bezogen auf das Rohabwasser und aufgrund der Einleitbedingung:

$$\eta_P = \frac{C_{P,o} - (S_{P,org,e} + S_{PO_4,e} + i_{P,CSB} \cdot i_{CSB,TSS} \cdot X_{TSS,e})}{C_{P,o}} \geq \eta_{P,soll} \quad [-] \quad (1)$$

$$C_{P,e} = S_{P,org,e} + S_{PO_4,e} + i_{P,CSB} \cdot i_{CSB,TSS} \cdot X_{TSS,e} \leq C_{P,e,soll} \quad [gP \ m^{-3}] \quad (2)$$

Die neue Gewässerschutzverordnung GSchV vom 28.10.98 verlangt für empfindliche Gewässer eine Phosphorelimination  $\eta_{P,soll}$  von mindestens 80% resp. eine Abflusskonzentration  $C_{P,e}$  von höchstens  $0.8 \ gP \ m^{-3}$ .

### 3.4 Physiologischer Phosphorbedarf

Mikroorganismen bestehen aus unterschiedlichen organischen Verbindungen wie beispielsweise Kohlenhydraten, Nukleinsäuren und Proteinen. Diese Verbindungen enthalten z.T. Phosphor, der beim Wachstum der Mikroorganismen dem Abwasser entzogen wird. Bei Anlagen ohne biologische oder chemische Phosphorelimination beträgt der Phosphorgehalt im Überschussschlamm  $i_{P,CSB}$  zwischen  $0.013-0.018 \ gP \ gCSB^{-1}$ . Auch ohne chemische Phosphorfällung liegt ein Teil des Phosphors im Belebtschlamm als anorganische Komponente vor. Der rein organisch gebundene Phosphorgehalt des Überschussschlammes infolge Bakterienwachstum  $i_{P,org,CSB}$  beträgt nur ca.  $0.012-0.014 \ gP \ gCSB^{-1}$ . Damit kann der totale physiologische Phosphorbedarf der gewachsenen Biomasse, welcher mit dem Überschussschlamm aus dem System abgetrennt wird, berechnet werden. Der in den Ablaufschwebstoffen enthaltene organische Phosphoranteil vermindert die Eliminationsleistung was es zu berücksichtigen gilt:

$$X_{P,org} = ((C_{CSB,o} - S_{I,e}) \cdot Y_{CSB} - X_{TSS,e} \cdot i_{CSB,TSS}) \cdot i_{P,org,CSB} \quad [gP \ m^{-3}] \quad (3)$$

Für den scheinbaren Ausnutzungskoeffizient  $Y_{CSB}$  gilt die Beziehung von Koch *et al.* (1998, Gleichung 11 im Beitrag Koch *et al.*), mit der mittleren Zerfallsrate  $b_H$  einer Bio-P-Anlage:

$$b_H = b_{H,aer20} \cdot e^{\theta_{bh} \cdot (T-20)} \cdot (\beta_{aer} + \eta_{ano} \cdot (\beta_{ano} + \beta_{nkb})) \quad [d] \quad (4)$$

Die Schlammanteile in den einzelnen Kompartimenten sind folgendermassen definiert:

$$\beta_{\text{ano}} = \frac{V_{\text{ano}} \cdot X_{\text{TSS, BB}}}{V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}} = \frac{V_{\text{ano}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-] \quad (5)$$

$$\beta_{\text{anaer}} = \frac{V_{\text{anaer}} \cdot X_{\text{TSS, BB}}}{V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}} = \frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-]$$

$$\beta_{\text{nkb}} = \frac{\text{Schlammmasse im NKB}}{V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}} \quad [-]$$

$$\beta_{\text{aer}} = \frac{V_{\text{aer}} \cdot X_{\text{TSS, BB}}}{V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}} = (1 - \beta_{\text{ano}} - \beta_{\text{anaer}} - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-]$$

Der Reduktionsfaktor  $\eta_{\text{ano}}$  berücksichtigen die unter anoxischen Bedingungen deutlich verlangsamten Zerfallsprozesse (Tab. 4 und Tab. 5). Es wird angenommen, dass unter anaeroben Bedingungen kein Biomassenerfall stattfindet. Die nach Gleichung (4) berechnete mittlere Zerfallsrate wird bei Anlagen mit biologischer P-Elimination 25 bis 50% kleiner als die rein aerobe Zerfallsrate.

### 3.5 Fällungsprodukte

Abwasseranalysen zeigen, dass ca. 5-10% des totalen Phosphorgehaltes anorganisch gebunden vorliegt (Abramovich, 1997). Angaben über den entsprechenden Anteil im Belebtschlamm von Bio-P-Anlagen variieren stark und liegen ebenfalls zwischen 5-10% (Abramovich, 1997) resp. nach Maurer (1996) zwischen 15-25% des totalen Phosphors. Aufgrund dieser unterschiedlichen Angaben kann nicht eindeutig darauf geschlossen werden, ob durch die hohe Phosphorkonzentration im anaeroben Becken eine zusätzliche Phosphorfällung (z.B. Apatit) induziert wird. Bei den häufig beobachtbaren maximalen Phosphorkonzentrationen unter 25-30 gP m<sup>-3</sup> im Anaerobbecken von Bio-P-Anlagen sollte das Löslichkeitsprodukt von Phosphor (pH < 7.4, T = 15°C) theoretisch nicht überschritten sein (Maurer *et al.*, 1999). Für das stationäre Modell wird der mit dem Überschussschlamm eliminierte, anorganische Phosphor summarisch mit 10% des totalen Zulaufphosphors berücksichtigt. Auch hier ist ein Teil des partikulären anorganischen Phosphors in den Schwebstoffen des Ablaufs enthalten. Dieser Anteil muss in Abzug gebracht werden:

$$X_{\text{P, anorg}} = 0.10 \cdot C_{\text{P, o}} \cdot \frac{(C_{\text{CSB, o}} - S_{\text{I, e}}) \cdot Y_{\text{CSB}} - X_{\text{TSS, e}} \cdot i_{\text{CSB, TSS}}}{(C_{\text{CSB, o}} - S_{\text{I, e}}) \cdot Y_{\text{CSB}}} \quad [\text{gP m}^{-3}] \quad (6)$$

### 3.6 Polyphosphatspeicherung beim AAO-Verfahren

Bei der aeroben resp. anoxischen Polyphosphatspeicherung wird davon ausgegangen, dass das zuvor im anaeroben Kompartiment gespeicherte Substrat ( $C_{\text{CSB, anaer, vert}}$ ) für das Wachstum der PAO genutzt wird. Kennt man den mittleren Substrat-Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{\text{PAO}}$  der PAO und den mittleren Polyphosphat-

gehalt  $i_{PP}$  (Tab. 5) der PAO im Schlamm, kann daraus die Polyphosphatspeicherung  $X_{PP, \text{gespeichert}}$  berechnet werden zu:

$$X_{PP, \text{gespeichert}} = C_{CSB, \text{anaer, verf}} \cdot Y_{PAO} \cdot i_{PP} \quad [\text{gP m}^{-3}] \quad (7)$$

Der mittlere Substrat-Ausnützungskoeffizient der PAO  $Y_{PAO}$  ist ungefähr gleich gross wie der mittlere heterotrophe Ausnützungskoeffizient  $Y_H$  (Mittelwert aus dem aeroben und dem anoxischen Wert, siehe Beitrag Koch et al.).

Das für die PAO zur Verfügung stehende Substrat  $C_{CSB, \text{anaer, verf}}$  setzt sich aus dem schnell abbaubaren Substrat  $S_{S,o}$  im Zulauf und dem im anaeroben Becken hydrolysierbaren Substratanteil von  $X_{S,o}$  (gewichtet mit  $f_{\text{anaer}}$ , Tab. 5) zusammen. Davon subtrahiert werden muss derjenige CSB-Anteil ( $C_{CSB, \text{resp}}$ ), der für die Elimination des über den Zulauf und den Rücklaufschlamm in das Anaerobbecken eingetragenen Sauerstoffs resp. Nitrats notwendig ist:

$$C_{CSB, \text{anaer, verf}} = S_{S,o} + X_{S,o} \cdot \frac{\beta_{\text{anaer}} \cdot f_{\text{anaer}}}{\beta_{\text{anaer}} \cdot f_{\text{anaer}} + \beta_{\text{aer}} + \beta_{\text{ano}} \cdot f_{\text{ano}} + \beta_{\text{nkb}} \cdot f_{\text{nkb}}} - C_{CSB, \text{resp}} \quad (8)$$

[gCSB m<sup>-3</sup>]

mit dem CSB-Verlust infolge Nitrat- und Sauerstoffeintrag

$$C_{CSB, \text{resp}} = \frac{\left( S_{O,o} + S_{O,r} \cdot \frac{Q_r}{Q_o} + k_1 a \cdot S_{O, \text{sätt}} \cdot \frac{V_{\text{anaer}}}{Q_o} \right) \cdot (1 - f_{\text{nit}}) + (S_{NO,o} + S_{NO,r} \cdot \frac{Q_r}{Q_o}) \cdot 2.86}{1 - Y_{H, \text{ano}}} \quad (9)$$

Ein Teil der gebildeten phosphorakkumulierenden Organismen stirbt ab und zerfällt. Dabei gelangt das gespeicherte Polyphosphat wieder in die Umgebung. Der Anteil des letztendlich gebundenen Ortho-Phosphats, berechnet aufgrund einer Massenbilanz (vgl. auch Gleichung für  $Y_{CSB}$ , Beitrag Koch et al.), ist:

$$\gamma_{PP} = \frac{X_{PAO}}{X_{PAO, \text{gebildet}}} = \frac{X_{PP}}{X_{PP, \text{gespeichert}}} = \frac{1}{1 + SA_{\text{tot}} \cdot b_{PP}} \quad [-] \quad (10)$$

Der mittlere Polyphosphatzerfall des Systems ergibt sich analog Gleichung (4) zu:

$$b_{PP} = b_{PP, \text{aer}} \cdot (\beta_{\text{aer}} + \eta_{\text{ano}} \cdot (\beta_{\text{ano}} + \beta_{\text{nkb}})) \quad [\text{d}] \quad (11)$$

Je grösser das Schlammalter, desto grösser wird der Anteil des gespeicherten Polyphosphates, der wieder in das Abwasser zurückgelangt. Die Temperaturabhängigkeit der aeroben Zerfallskonstante für Polyphosphat  $b_{PP, \text{aer}}$  (Tab. 5) wird im stationären Modell nicht berücksichtigt, da die verbesserte P-Aufnahme die höhere Zerfallsrate nahezu kompensiert. Damit berechnet sich die durch die Substrataufnahme schlussendlich gebildete und über den Überschussschlamm entnommene Polyphosphatmenge  $X_{PP}$  zu (Polyphosphat in den Ablaufschwebstoffen abgezogen):

$$X_{PP} = C_{CSB, \text{anaer, verf}} \cdot Y_{PAO} \cdot i_{PP} \cdot \frac{1}{1 + SA_{\text{tot}} \cdot b_{PP}} \cdot \frac{(C_{CSB,o} - S_{Ie}) \cdot Y_{CSB} - X_{TSS,e} \cdot i_{CSB, TSS}}{(C_{CSB,o} - S_{Ie}) \cdot Y_{CSB}} \quad (12)$$

[gP m<sup>-3</sup>]

### 3.7 Phosphorrücklösung und -aufnahme

Die Speicherung von Substrat unter anaeroben Bedingungen führt zu einer Freisetzung von Ortho-Phosphat (P-Rücklösung). Die zurückgelöste Ortho-Phosphatkonzentration  $\Delta S_{P,anaer}$  ist proportional zum zur Verfügung stehenden Substrat:

$$\Delta S_{P,anaer} = Y_{PO4} \cdot C_{CSB,anaer,verf} \quad [gP \ m^{-3}] \quad (13)$$

Der Faktor  $Y_{PO4}$  gibt an, wieviel Phosphor pro verfügbarem CSB rückgelöst wird. Der Faktor ist sehr stark von der Substratart abhängig. Im Modell beeinflusst er die Polyphosphatbildung nicht (siehe Gleichung (12)). Es gilt zu beachten, dass  $\Delta S_{P,anaer}$  auf die Zulaufwassermenge bezogen ist. Die effektiv aufgrund von Stichproben messbare Ortho-Phosphatkonzentration  $S_{PO4,anaer}$  in der anaeroben Zone des AAO-Verfahrens kann mit einer  $PO_4$ -Bilanz um das Anaerobbecken ermittelt werden (Annahme: kein Wachstum und kein Zerfall von Biomasse im anaeroben Becken):

$$S_{PO4,anaer} = \frac{S_{PO4,o} + \frac{Q_r}{Q_o} \cdot S_{PO4,e} + \Delta S_{P,anaer}}{1 + \frac{Q_r}{Q_o}} \quad [gP \ m^{-3}] \quad (14)$$

Im nachfolgenden aeroben resp. anoxischen Becken wird das anaerob gespeicherte Substrat mit Sauerstoff resp. Nitrat unter gleichzeitiger Aufnahme von Phosphor veratmet. Experimentell zeigt sich, dass die Aufnahme  $\Delta S_{P,aer}$  proportional zur vorhergehenden Ortho-Phosphatrücklösung ist:

$$\Delta S_{P,aer} = \alpha_{aer,anaer} \cdot \Delta S_{P,anaer} \quad [gP \ m^{-3}] \quad (15)$$

Damit eine Phosphorelimination resultiert, muss der Proportionalitätsfaktor  $\alpha_{aer,anaer}$  grösser als 1.0 werden. Die Differenz zwischen aufgenommener und rückgelöster Ortho-Phosphatmenge entspricht genau dem gespeicherten Polyphosphat in den gebildeten PAO (Phosphorbilanz):

$$X_{PP,gespeichert} = \Delta S_{P,aer} - \Delta S_{P,anaer} \quad [gP \ m^{-3}] \quad (16)$$

Setzt man Gleichungen (13) und (15) in die Phosphorbilanz ein, kann der Proportionalitätsfaktor  $\alpha_{aer,anaer}$  theoretisch berechnet werden zu:

$$\alpha_{aer,anaer} = 1 + \frac{Y_{PAO} \cdot i_{PP}}{Y_{PO4}} \quad [-] \quad (17)$$

### 3.8 Totale Phosphorelimination

Die mittlere Phosphorkonzentration im Ablauf der Anlage berechnet sich aus der totalen Phosphorkonzentration im Zulauf abzüglich dem mit via Überschussschlamm eliminierten Phosphor zu:

$$C_{P,e} = C_{P,o} - X_{P,org} - X_{P,anorg} - X_{PP} - X_{P,Fäll} \quad [gP \ m^{-3}] \quad (18)$$

- $X_{P,org}$  = organisch gebundener Phosphor im ÜS  
 $X_{P,anorg}$  = anorganisch gebundener Phosphor im ÜS  
 $X_{PP}$  = durch PAO als Polyphosphat gebundener Phosphor im ÜS  
 $X_{P,Fäll}$  = Eisenphosphat im ÜS infolge zusätzlicher chemischer Fällung

Aus diesen Anteilen kann auch der Phosphorgehalt des Überschussschlammes  $i_{P,CSB}$  berechnet und mit dem Schätzwert aus TABELLE 2 verglichen werden.  $i_{P,CSB}$  lässt sich leicht durch Messungen überprüfen.

$$i_{P,CSB} = \frac{X_{P,org} + X_{P,anorg} + X_{PP} + X_{P,Fäll}}{Y_{CSB} \cdot (C_{CSB,o} - S_{I,e}) - X_{TSS,e} \cdot i_{CSB,TSS}} = \frac{C_{P,üs}}{X_{TSS,üs} \cdot i_{CSB,TSS}}$$

Ist die Polyphosphatbildung zu gering und kann daher die geforderte Phosphor-Ablaufkonzentration nicht eingehalten werden, ist eine zusätzliche chemische Phosphorfällung ( $X_{P,Fäll}$ ) möglich (siehe Beitrag Kühni *et al.*). Weitere Möglichkeiten zur Verbesserung der Phosphorelimination wären:

- Förderung des Wachstums der PAO und damit der Polyphosphatbildung durch Zugabe einer Kohlenstoffquelle in den Zulauf der Belebungsanlage (siehe Beitrag Kühni *et al.* und Beitrag Moser *et al.*)
- Reduktion des Stickstoffinputs in die anaerobe Zone durch Reduktion der über den Rücklaufschlamm rezyklierten Stickstofffracht (separate Denitrifikation des Rücklaufschlammes, Verbesserung der Denitrifikation im Nachklärbecken oder Reduktion des  $Q_r:Q_o$ -Verhältnisses auf Kosten der Stickstoffelimination)
- Reduktion des Stickstoffinputs in die anaerobe Zone durch separate Entstickung der Rückläufe aus der Schlammbehandlung (siehe Beitrag Koch *et al.*)

### 3.9 Denitrifikation beim AAO-Verfahren

Die Berechnung der Denitrifikationsleistungen im Anox- und im Nachklärbecken erfolgt analog der Berechnung einer rein denitrifizierenden Belebungsanlage (siehe Beitrag Koch *et al.*). Es müssen die für die Nitratatmung zur Verfügung stehenden CSB-Anteile an der gesamten CSB-Veratmung ermittelt werden. Beim AAO-Verfahren stehen drei CSB-Anteile für die Denitrifikation im Anoxbecken zur Verfügung:

- Systeminternes Substrat aus der endogenen Atmung  $S_{O,end}$  ( $S_{O,end,ano}$  und  $S_{O,end,nkb}$  siehe Beitrag Koch *et al.*),
- die Atmung auf Hydrolyseprodukten  $S_{O,hydr}$  (Veratmung des partikulären Substrats  $X_{S,o}$ , siehe Beitrag Koch *et al.*)
- und die teilweise Veratmung von gespeichertem Substrat der PAO. Das Modell nimmt an, dass ein Teil der PAO ( $f_{PAO,ano}$  siehe Tab. 5) unter anoxischen Bedingungen ihr gespeichertes Substrat für Wachstum und Denitrifikation nutzen können (anoxische Phosphoraufnahme).

Das leicht abbaubare Substrat  $S_{S,o}$  im Zulauf steht primär für die Phosphorrücklösung und Substratspeicherung der PAO im vorgeschalteten Anaerobbecken zur Verfügung. Ein Teil von  $S_{S,o}$  kann in Form von gespeichertem Substrat für die

Denitrifikation im Anoxbecken genutzt werden. Für die substratlimitierte Denitrifikation im Anoxbecken gilt ( $S_{O,in,ano}$  siehe Beitrag Koch *et al.*):

$$S_{O,den,ano} = S_{O,end,ano} + S_{O,hydr} \cdot \frac{\beta_{ano} \cdot f_{ano}}{\beta_{anaer} \cdot f_{anaer} + \beta_{ano} \cdot f_{ano} + \beta_{aer} + \beta_{nkb} \cdot f_{nkb}} + C_{CSB,anaer,verf} \cdot (1 - Y_{PAO,ano}) \cdot \frac{\beta_{ano} \cdot f_{PAO,ano}}{\beta_{aer} + f_{PAO,ano} \cdot (\beta_{ano} + \beta_{nkb})} - S_{O,in,ano} \quad [gO_2 m^{-3}] \quad (19)$$

Analog lässt sich auch die Denitrifikation im Nachklärbecken  $S_{O,den,nkb}$  berechnen. Berücksichtigt man noch die Denitrifikationsleistung im anaeroben Becken

$$S_{NO,den,anaer} = S_{NO,o} + S_{NO,r} \cdot \frac{Q_r}{Q_o} \quad [gN m^{-3}] \quad (20)$$

ergibt sich die gesamte Denitrifikationsleistung zu ( $2.86 = O_2$ -Äquivalent von Nitrat):

$$S_{NO,den} = S_{NO,den,anaer} + \frac{S_{O,den,anox} + S_{O,den,nkb}}{2.86} \quad [gN m^{-3}] \quad (21)$$

## 4. EICHUNG UND VALIDIERUNG DES STATIONÄREN MODELLS

### 4.1 Versuchsanlagen

Tab. 3 zeigt einen Überblick über die Datengrundlage, welche zur Eichung und Kalibrierung des stationären Modells bezüglich biologischer Phosphorelimination zur Verfügung stand. Die Messkampagnen wurden auf der Pilotanlage Tüffenwies und der Versuchstrasse der Kläranlage Neugut durchgeführt. Auf die genauen Versuchsbedingungen sowie die Analytik wird nicht eingegangen, das detaillierte Messprogramm kann aus Kühni *et al.* (1999) entnommen werden. Generell war jedoch der Versuchsaufwand bei den Bio-P-Versuchen im Vergleich zu den reinen Denitrifikationsversuchen (Beitrag Koch *et al.*) aufgrund der komplexeren Verfahrensführung und der P-Bilanzierung deutlich höher.

Tab. 3: Datengrundlage aller für die Eichung und Validierung des stationären Modells beigezogenen Kampagnen. • = vorhanden, (•) = teilweise vorhanden, – = nicht vorhanden.

TW: Pilotanlage Tüffenwies, NG: Versuchstrasse Neugut.<sup>1)</sup> Stichproben.



Kampagne	Tages- gang	Profile 1)	Online	P-Bilanz	N-Bilanz	CSB-Bil.	N-Bilanz
				BB+NKB	BB+NKB	BB+NKB	NKB
TW, UCT1a	-	-	-	•	•	•	-
TW, UCT1b	•	-	-	•	•	•	-
TW, JHB1	•	-	-	•	•	•	-
TW, UCT2a	•	-	-	•	•	•	-
TW, UCT2b	•	-	-	•	•	•	-
TW, AAO1a	•	•	-	•	•	•	-
TW, AAO1b	-	•	-	•	•	•	-
TW, AAO1c	-	•	-	•	•	•	-
TW, AAO2	•	•	-	•	•	•	-
TW, UCT3	•	•	-	•	•	•	-
TW, AAO3	•	•	-	•	•	•	-
NG, AAO1	•	-	•	•	•	•	•
NG, UCT1	•	-	•	•	•	•	•
NG, UCT2	•	-	•	•	•	•	•
NG, AAO2	•	-	•	•	•	•	•

## 4.2 Ermittlung von Modell- und Fitparameter

Neben den in Tab. 1 und Tab. 2 beschriebenen anlagenspezifischen Eingangsgrößen enthält das Modell weitere Parameter, die für die Berechnung der Stickstoff- (Tab. 4) und Phosphorelimination (Tab. 5) notwendig sind. Einige Parameter (Modellparameter) zur Berechnung der biologischen P-Elimination stammen direkt vom dynamischen Modell (siehe Beitrag Kühni *et al.* und Koch *et al.*). Zwei Parameter, nämlich  $i_{pp}$  und  $Y_{PO_4}$ , verbleiben als sog. Fitparameter und müssen anhand von Datensätzen kalibriert werden. Fitparameter sind sehr stark mit der Struktur des stationären Modells verknüpft und beinhalten auch vom Modell nicht beschriebene Einflüsse wie z.B. Messfehler oder Fehler in der Modellstruktur.

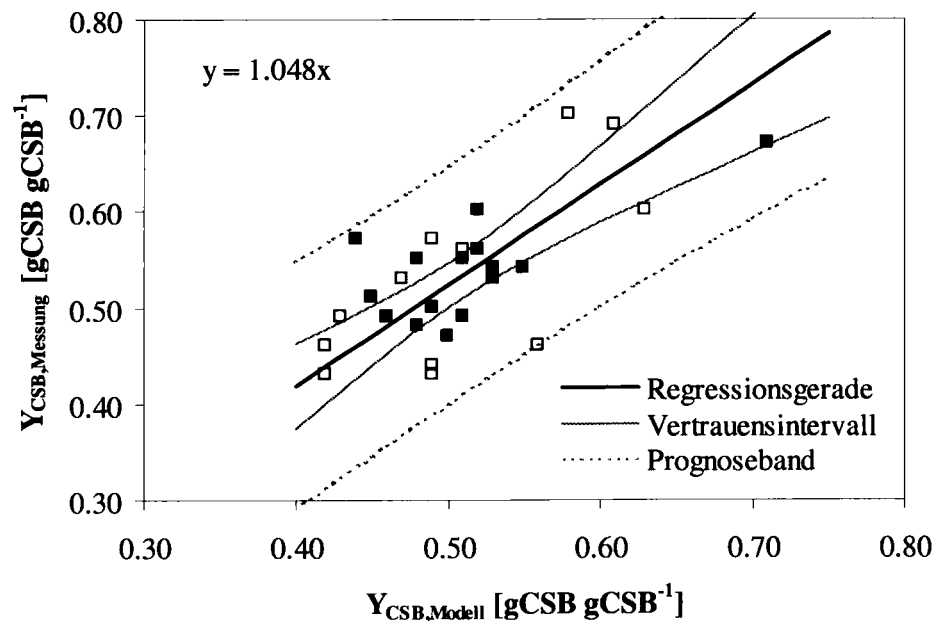
Tab. 4: Übersicht über die Modellparameter (ASM3) und kalibrierten Fitparameter zur Berechnung der Stickstoffelimination und Schlammproduktion (siehe Beitrag Koch *et al.*).

Bezeichnung	Symbol	Einheit	Wert
<b>Modellparameter Stickstoff</b>			
Anox. Hydrolyserate zur mittleren aeroben Hydrolyserate	$f_{ano}$	-	1.5
Hydrolyserate im NKB zur mittleren Hydrolyserate	$f_{nkb}$	-	0.7
Aerober heterotropher Ausnutzungskoeffizient	$Y_{H,aer}$	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	0.64
Anoxischer heterotropher Ausnutzungskoeffizient	$Y_{H,ano}$	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	0.46
Produktion von inertem CSB beim Zerfall	$f_{XI}$	-	0.20
Aerobe endogene Atmung (T=20°C)	$b_{H,aer20}$	d <sup>-1</sup>	0.30
Temperaturkoeffizient der endogenen Atmung	$\theta_{bH}$	°C <sup>-1</sup>	0.07
Anoxischer Reduktionsfaktor endogene Atmung	$\eta_{ano}$	-	0.5
<b>Fitparameter Stickstoff</b>			
Anteil des durch Nitrifikation eliminierten O <sub>2</sub> in Anoxzone	$f_{nit}$	-	0.4
Kalibrationsfaktor zur Anpassung der Schlammproduktion	$f_{cal}$	-	1.3

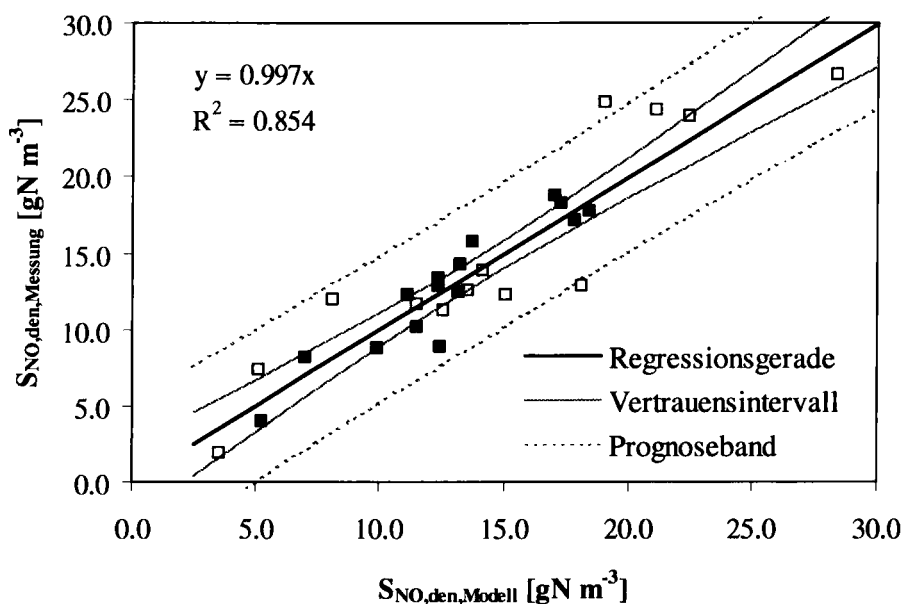
Tab. 5: Übersicht über die Modellparameter (Kühni *et al.*, 1999) und kalibrierten Fitparameter zur Berechnung der Phosphorelimination.

Bezeichnung	Symbol	Einheit	Wert
<b>Modellparameter Phosphor</b>			
Anaerobe zur mittleren aeroben Hydrolyserate	$f_{\text{anaer}}^{1)}$	-	1.5
Anteil denitrifizierender PAO	$f_{\text{PAO,ano}}$	-	0.6
Aerober Ausnutzungskoeffizient der PAO = $Y_{\text{H,aer}}$	$Y_{\text{PAO,aer}}$	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	0.64
Anoxischer Ausnutzungskoeffizient der PAO = $Y_{\text{H,ano}}$	$Y_{\text{PAO,ano}}$	gCSB gCSB <sup>-1</sup>	0.46
Aerobe Zerfallskonstante für Polyphosphat (T = 15°C)	$b_{\text{PP,aer}}$	d <sup>-1</sup>	0.14
<b>Fitparameter Phosphor</b>			
Polyphosphatgehalt der PAO im Überschussschlamm	$i_{\text{PP}}$	gP gCSB <sup>-1</sup>	0.13
Rückgelöster Phosphor pro aufgenommenem Substrat	$Y_{\text{PO4}}$	gP gCSB <sup>-1</sup>	0.33

Alle bereits ermittelten Modell- und Fitparameter zur Berechnung der Stickstoffelimination und der Schlammproduktion (Tab. 4) werden unverändert auch für das mit der biologischen Phosphorelimination ergänzte Modell übernommen. Die beiden Korrelationen in Figur 4 und Figur 5 zeigen, dass die gemessenen scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{\text{CSB}}$  und die Denitrifikationsleistungen  $S_{\text{NO,den}}$  aller untersuchten Versuchsphasen mit erhöhter biologischer Phosphorelimination im Mittel sehr gut mit den Modellvorhersagen übereinstimmen. Die Vorhersage des scheinbaren Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{\text{CSB}}$  im einzelnen ist jedoch ungenau und wird bei BioP-Anlagen leicht unterschätzt.



Figur 4: Vergleich zwischen modellierten und gemessenen  $Y_{\text{CSB}}$ . Vertrauensintervall: zukünftige Messungen liegen im Mittel mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Prognoseband: nächster Messwert liegt mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Legende: ■ Anlagen mit Bio-P, □ Rein denitrifizierende Anlagen (siehe Beitrag Koch *et al.*).



Figur 5: Vergleich zwischen gemessener und modellierter Denitrifikationsleistung. Vertrauensintervall: zukünftige Messungen liegen im Mittel mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Prognoseband: nächster Messwert liegt mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Legende: ■ Anlagen mit Bio-P, □ Rein denitrifizierende Anlagen (siehe Beitrag Koch *et al.*).

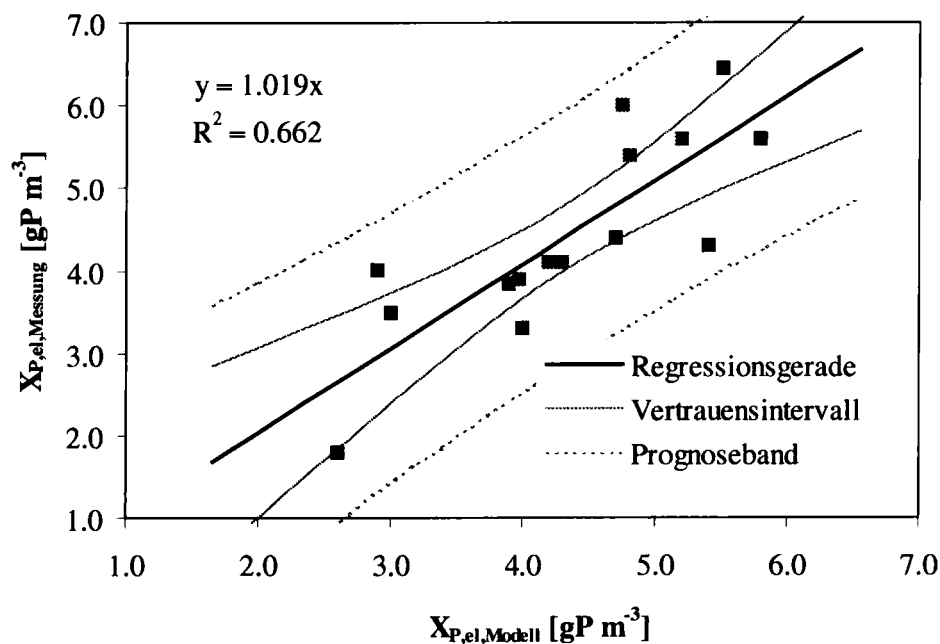
Die Kalibration/Validierung des Modells zur Vorhersage der Phosphorelimination anhand der Datensätze der Pilotanlage Tüffenwies resp. der Versuchsanlage Neugut liefert:

$$i_{PP} = 0.13 \text{ gP gCSB}^{-1}$$

$$Y_{PO_4} = 0.33 \text{ gP gCSB}^{-1}$$

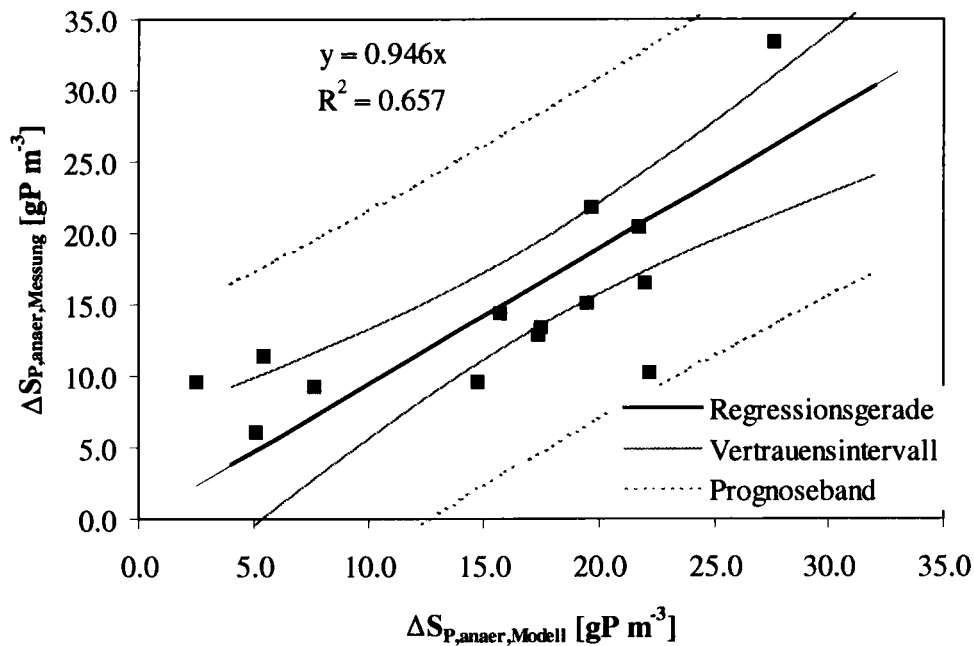
Das Verhältnis von rückgelöstem Phosphor zu aufgenommenem Substrat  $Y_{PO_4}$  ist von der Substratart abhängig, die für die Rücklösung zur Verfügung steht. Kunst (1991) erhielt aus zahlreichen Versuchen mit Belebtschlamm einen Durchschnitt von  $0.26 \text{ gP gCSB}^{-1}$ . Wild (1997) ermittelte aus Versuchen mit Versäuerungsprodukten und Belebtschlamm den hohen Wert von  $0.38 \text{ gP gCSB}^{-1}$ . Aus Batchversuchen mit einem Acetat-Abwassergemisch als Substrat resultiert ein Wert von  $0.35 \text{ gP gCSB}^{-1}$  (Kühni *et al.*, 1999). Literaturangaben zum Polyphosphat-Gehalt  $i_{PP}$  der PAO in angereicherten Kulturen variieren zwischen  $0.09$  und  $0.18 \text{ gP gTSS}^{-1}$  (aus Maurer, 1996). Der hier ermittelte Wert liegt ebenfalls in dieser Größenordnung (Annahme:  $i_{CSB,TSS}$  von angereicherten Kulturen beträgt  $1.2$  bis  $1.3 \text{ gCSB gTSS}^{-1}$ ).

Die gesamte Phosphorelimination wird vom Modell relativ ungenau wiedergegeben (Figur 6). In Einzelfällen treten Abweichungen zwischen gemessener und modellierter Phosphorelimination von  $1.0 \text{ gP m}^{-3}$  resp. 20-25% bezogen auf den Zulaufphosphor auf. Dabei lässt sich kein eindeutiger Unterschied in der Güte der Modellvorhersage bei den verschiedenen untersuchten Verfahren (AAO, JHB und UCT) erkennen.



Figur 6: Vergleich zwischen gemessener und modellierter Phosphorelimination. Vertrauensintervall: zukünftige Messungen liegen im Mittel mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Prognoseband: nächster Messwert liegt mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen.

Die Modellierung der mittleren P-Rücklösung im anaeroben Becken erfolgt mit ähnlicher Streuung wie die Vorhersage der Phosphorelimination (Figur 7).



Figur 7: Vergleich zwischen gemessener und modellierter zulaufbezogener Phosphorrücklösung. Die effektiv messbaren mittleren  $PO_4$ -Konzentrationen in den anaeroben Becken sind bedeutend kleiner (Gleichung (14)). Vertrauensintervall: zukünftige

Messungen liegen im Mittel mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen. Prognoseband: nächster Messwert liegt mit 95%-iger Wahrscheinlichkeit dazwischen.

Die Sensitivitätsanalyse zeigt, dass ähnlich wie bei der Modellierung der Stickstoffelimination und der Schlammproduktion (Koch *et al.*, 1998) auch die Phosphorelimination sehr sensitiv auf Veränderungen der CSB-, Stickstoff- und Schwebstofffrachten im Zulauf reagiert. Eine möglichst genaue Erfassung der Zulauffrachten, d.h. genügend lange Messreihen oder Doppelbestimmungen, ist für eine Abschätzung der Phosphorelimination Voraussetzung.

## 5. BEMERKUNGEN ZU ANDEREN VERFAHREN

### 5.1 UCT-Verfahren

Es gilt zu beachten, dass beim UCT-Verfahren (siehe Kap. 2.1.1 im Beitrag Siegrist) die Feststoffkonzentration im anaeroben Kompartiment  $X_{\text{TSS,anaer}}$  stets kleiner ist als im anoxischen und aeroben Kompartimenten ( $X_{\text{TSS,BB}}$ ). Bei der Berechnung der Phosphoreliminationsleistung ist dies zu berücksichtigen. Der Abminderungsfaktor  $\omega_{\text{anaer}}$  der Konzentration ist abhängig vom Verhältnis der internen Rezirkulation (vom anoxischen zum anaeroben Kompartiment) zur Zulaufwassermenge  $Q_{\text{ir}}, Q_{\text{o}}^{-1}$ .

$$X_{\text{TSS,anaer}} = \omega \cdot X_{\text{TSS,BB}} \quad [\text{gTSS m}^{-3}] \quad \text{mit} \quad \omega_{\text{anaer}} = \frac{\frac{Q_{\text{ir}}}{Q_{\text{o}}}}{1 + \frac{Q_{\text{ir}}}{Q_{\text{o}}}} \quad [-]$$

Für das übliche Verhältnis  $Q_{\text{ir}}, Q_{\text{o}}^{-1} = 3.0$  beträgt der Abminderungsfaktor  $\omega_{\text{anaer}} = 0.75$ . Insgesamt kann beim UCT-Verfahren weniger Belebtschlamm im System gehalten werden, wodurch sich das Schlammalter der Anlage gegenüber dem AAO-Verfahren oder reiner Denitrifikation mit gleichem Beckenvolumen leicht verringert. Die Schlammanteile berechnen sich für das UCT-Verfahren wie folgt:

$$\beta_{\text{ano}} = \frac{\frac{V_{\text{ano}}}{V_{\text{BB}}}}{\frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}} \cdot \omega_{\text{anaer}} + 1 - \frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-]$$

$$\beta_{\text{anaer}} = \frac{\frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}} \cdot \omega_{\text{anaer}}}{\frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}} \cdot \omega_{\text{anaer}} + 1 - \frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}})$$

$$\beta_{\text{nkb}} = \frac{\text{Schlammmasse im NKB}}{X_{\text{TSS,BB}} \cdot (V_{\text{BB}} - V_{\text{anaer}} \cdot (1 - \omega_{\text{anaer}})) + \text{Schlammmasse im NKB}} \quad [-]$$

$$\beta_{\text{aer}} = (1 - \beta_{\text{ano}} - \beta_{\text{anaer}} - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-]$$

Die Schlammproduktion sowie die substratlimitierte Denitrifikationsleistung und biologische P-Eliminationsleistung lassen sich analog den Gleichungen in Kap. 3 im Beitrag Koch *et al.* resp. Kap. 3 im Beitrag Kühni *et al.* berechnen.

## 5.2 Intermittierende Verfahren

Das gesamte Belebungsbecken besteht aus zwei parallel durchflossenen, intermittierend belüfteten Beckenteilen mit dem totalen Volumen  $V_{\text{intermit}}$  und einem gemeinsamen nachgeschalteten, permanent belüfteten Beckenteil mit dem Volumen  $V_{\text{nach}}$  (Nachbelüftung) (Kap. 2.1.4 Beitrag Siegrist). Die einzelnen Schlammanteile werden bei diesem Verfahren aufgrund der Phasenlängen berechnet:

$$\beta_{\text{aer,intermit}} = \frac{V_{\text{intermit}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \cdot \frac{t_{\text{aer,intermit}}}{t_{\text{Zykl,intermit}}} \quad [-]$$

$$\beta_{\text{aer,intermit}} = \frac{V_{\text{intermit}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \cdot \frac{t_{\text{Zyklus}} - t_{\text{aer,intermit}}}{t_{\text{Zykl,intermit}}} \quad [-]$$

$$\beta_{\text{nach}} = \frac{V_{\text{nach}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \quad [-]$$

$$\beta_{\text{nkb}} = \frac{\text{Schlammmasse im NKB}}{(V_{\text{intermit}} + V_{\text{nach}}) \cdot X_{\text{TSS, BB}} + \text{Schlammmasse im NKB}}$$

Die Summe der einzelnen Schlammfraktionen muss eins geben:

$$\beta_{\text{aer,intermit}} + \beta_{\text{gerührt,intermit}} + \beta_{\text{nach}} + \beta_{\text{nkb}} = 1 \quad [-]$$

Die Zykluszeit des intermittierenden Beckenteils setzt sich aus der aeroben und der gerührten Phase zusammen:

$$t_{\text{Zykl,intermit}} = t_{\text{aer,intermit}} + t_{\text{gerührt,intermit}} \quad [\text{h}]$$

Je nach Denitrifikationsleistung kann die gerührte Phase anaerob werden und zur erhöhten biologischen Phosphatelimination beitragen. Der anaerobe und anoxische Anteil kann berechnet werden zu:

$$\beta_{\text{anaer,intermit}} = \beta_{\text{gerührt,intermit}} - \beta_{\text{ano,intermit}} \quad [-]$$

$$\beta_{\text{ano,intermit}} = \frac{V_{\text{intermit}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) \cdot \frac{t_{\text{ano,intermit}}}{t_{\text{Zykl,intermit}}} \quad [-]$$

Die Schlammproduktion sowie die substratlimitierte Denitrifikationsleistung und biologische P-Eliminationsleistung lassen sich analog den Gleichungen in Kap. 3 im Beitrag Koch *et al.* resp. Kap. 3 im Beitrag Kühni *et al.* berechnen. Die nitratlimitierte Denitrifikationsleistung wird im Kap. 2.1.4 im Beitrag Siegrist erläutert.

**Tip:** Die Berechnung einer intermittierenden Anlage mit zusätzlichem vorgeschaltetem Anaerobecken ( $V_{\text{anaer}}$ ) kann näherungsweise mit dem stationären Modell für das AAO-Verfahren durchgeführt werden. Folgende Annahme ist dabei erforderlich:

Da das intermittierende Verfahren im Normalfall immer nitratlimitiert arbeitet, gilt:

$$\frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}} \cong \frac{t_{\text{anaer}}}{t_{\text{Zykl}}} \cdot \frac{V_{\text{intermit}}}{V_{\text{BB}}} \quad [-]$$

Weil im Bio-P-Verfahren das Substrat besser (für Bio-P und Denitrifikation) ausgenutzt wird, kann der anaerobe Volumenanteil im AAO-Verfahren aufgerundet werden.

Im AAO-Modell muss über das Verhältnis  $Q_{\text{ir}}/Q_0$  genau die Grenze zur Nitratlimitierung eingestellt werden ( $S_{\text{NO,ano}} \cong 0$ ).

### 5.3 Sequencing Batch Reactor (SBR)

Ähnlich wie bei den intermittierenden Verfahren werden bei SBR-Anlagen (Kap. 2.1.6 Beitrag Siegrist) die einzelnen Schlammanteile aufgrund der Phasenlänge berechnet. Die herkömmliche Schlammfraktion in der Nachklärung wird hier durch die Dekantations- und Sedimentationsphase repräsentiert:

$$\beta_{\text{dek}} = \frac{t_{\text{dek}}}{t_{\text{Zykl}}}, \quad \beta_{\text{aer}} = \frac{t_{\text{aer}}}{t_{\text{Zykl}}} \quad \text{und} \quad \beta_{\text{gerührt}} = \frac{t_{\text{Zykl}} - t_{\text{aer}} - t_{\text{dek}}}{t_{\text{Zykl}}} \quad [-]$$

Wobei gilt:  $\beta_{\text{dek}} + \beta_{\text{aer}} + \beta_{\text{gerührt}} = 1 \quad [-]$

Je nach Denitrifikationsleistung kann beim SBR die gerührte Phase anaerob werden und zur erhöhten biologischen Phosphatelimination beitragen. Der anaerobe und anoxische Anteil der gerührten Phase kann berechnet werden zu:

$$\beta_{\text{anaer}} = \beta_{\text{gerührt}} - \beta_{\text{ano}} \quad [-]$$

$$\beta_{\text{ano}} = \frac{t_{\text{ano}}}{t_{\text{Zykl}}} \quad [-]$$

Die Schlammproduktion sowie die substratlimitierte Denitrifikationsleistung und biologische P-Eliminationsleistung lassen sich auch hier analog den Gleichungen in Kap. 3 im Beitrag Koch *et al.* resp. Kap. 3 im Beitrag Kühni *et al.* berechnen. Da der anaeroben Phase stets eine aerobe Phase folgt, ist die anoxische Phosphataufnahme durch die PAO im Modell nicht vorgesehen.

Das maximale Volumen  $V_{\text{max}}$  des Reaktors ergibt sich aus dem minimalen Volumen  $V_{\text{min}}$  nach der Dekantation und der kurzfristig zu speichernden Wassermenge  $\Delta V_{\text{max}}$  während eines Zykluses bei Spitzenzufluss  $Q_{\text{o,max}}$  (abhängig vom vorgeschalteten Speichertank):

$$V_{\text{max}} = V_{\text{min}} + \Delta V_{\text{max}} \quad [\text{m}^3]$$

$$V_{\text{min}} = \frac{Q_{\text{o,mit}} \cdot \text{SP}_{\text{CSB}} \cdot L_{\text{dim}} \cdot \text{SA}_{\text{tot}}}{X_{\text{TSS,Vmin}} \cdot i_{\text{CSB,TSS}}} \quad [\text{m}^3] \quad (X_{\text{TSS,Vmin}} = \text{Belebtschlammkonzentration in } V_{\text{min}})$$

$$\Delta V_{\text{max}} = Q_{\text{o,max}} \cdot t_{\text{Zykl}} \quad [\text{m}^3] \quad (t_{\text{Zykl}} = \text{minimale Zyklusdauer bei Spitzenzufluss})$$

## 6. NOMENKLATUR

### 6.1 Abkürzungen

ARA	Abwasserreinigungsanlage
ASM1	Activated Sludge Model No. 1 der IAWPRC Task Group von 1987. Mathematisches Modell zur Dimensionierung und Optimierung von biologischen Abwasserreinigungs-Anlagen.
ASM3	Activated Sludge Model No. 3 der IAWQ Task Group von 1999. Nachfolge von ASM1.
BB	Belebungsbecken
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
EW	Einwohnerwert = Einwohnerequivalent (EGW) + Einwohner (E)
IAWQ	International Association on Water Quality
NKB	Nachklärbecken
PAO	Phosphorakkumulierende Organismen
SA	Schlammalter
SP	Schlammproduktion (im Steady-State gleich Überschussschlamm)
TSS	Totale suspendierte Stoffe
VKB	Vorklärbecken

### 6.2 Bezeichnungen

C	Summe von gelösten und partikulären Stoffen
f	Fraktion oder Faktor
i	Fraktion
Q	Wasserfluss
R	Korrelationskoeffizient
S	gelöste Stoffe
T	Wassertemperatur
t	Phasenlänge, Zykluslänge
V	Volumen
Y	Ausnutzungskoeffizient
X	partikuläre Stoffe
$\beta$	Schlammfraktion bezogen auf gesamte Schlammmasse im System
$\Delta$	Differenz
$\theta$	Hydraulische Aufenthaltszeit
$\alpha$	Proportionalitätsfaktor
$\eta$	Eliminationsleistung oder Abminderungsfaktor

### 6.3 Indices

aer	Aerobe Umweltbedingung
anaer	Anaerobe Umweltbedingung (weder $O_2$ noch $NO_3$ oder $NO_2$ vorhanden)
ano	Anoxische Umweltbedingung
anorg	Anorganisch
cal	Kalibration (calibration)
dek	Dekantation (beim SBR)
den	Denitrifikation, denitrifiziert



e	Ablauf (effluent)
end	Endogen, endogene Atmung
Fäll	Fällung, chemische
H	Heterotroph
hydr	Hydrolyse, hydrolysiert
I	Inert, nicht abbaubar
i	Stoff oder Kompartiment
in	Einlauf in ein Kompartiment
intermit	Intermittierend
ir	Interne Rezirkulation
N	Stickstoff
NH	$\text{NH}_4^+$ -N (Ammonium-Stickstoff)
nit	Nitrifikation, nitrifiziert
nkb	Nachklärbecken
NO	$\text{NO}_3^-$ -N+ $\text{NO}_2^-$ -N (Nitrat+Nitrit-Stickstoff)
O	O <sub>2</sub> (Sauerstoff)
o	Zulauf, Abwasser
org	Organischer Stickstoff oder Phosphor
PP	Polyphosphat
r	Rücklaufschlamm
resp	Respiration, Veratmung
sätt	Sättigung, gesättigte Lösung
S	Organisches Substrat
tot	total
TKN	Totaler Kjeldahl Stickstoff (= totaler Stickstoff minus Nitrat+Nitrit)
üs	Überschussschlamm
verf	Verfügbar
Zykl	Zyklus

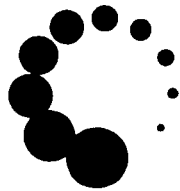
#### 6.4 Englische Indices in Excel-Kalkulation

aver	Average ( <i>Mittel, mit</i> )
avail	Available (Verfügbar, verf)
blanket	Sludge blanket ( <i>Schlammmasse im ganzen Nachklärbecken, nkb</i> )
calc	Calculated ( <i>berechnet</i> )
COD	Chemical Oxygen Demand ( <i>Chemischer Sauerstoffbedarf, CSB</i> )
cycle	Cycle (Zyklus, <i>Zykl</i> )
dec	Decantation (Dekantation, <i>dek</i> )
design	Design ( <i>Dimensionierung, dim</i> )
estim	Estimated ( <i>geschätzt</i> )
feed	Feed (Füllen)
inorg	Inorganic ( <i>anorganisch, anorg</i> )
post-aer	Post-aeration (Nachbelüftung, <i>nach</i> )
sat	Saturation ( <i>Sättigung, sätt</i> )
SRT	Sludge Retention Time ( <i>Schlammalter, SA</i> )
tank	Activated Sludge Tank ( <i>Belebungsbecken, BB</i> )

## 7. LITERATURVERZEICHNIS

- Abramovich D. (1997). The development of a method to extract inorganic phosphate from municipal sludge. Research Report, EAWAG.
- Alarcon G. O. (1961). Removal of Phosphorus from Sewage. Master's Essay, The Johns Hopkins University, Baltimore.
- Barnard J. L. (1974). Cut P and N without chemicals. *Water and Wastes Eng.*, pp. 33 – 36.
- Comeau Y., Hall K.J., Hencook R.E.W. and Oldham, W.K. (1986). Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Res.*, **20**, 1511-1521.
- Gujer W. (1993). Grundlagen der Nitrifikation und der Denitrifikation in Belebungsanlagen, VSA-Fortbildungskurs 1993, Nährstoffelimination in der biologischen Abwasserreinigung.
- Gujer W., Henze M., Mino T., Van Loosdrecht M. (1999). Activated sludge model No. 3. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), 183-193.
- Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C. and Marais G. v. R. (1995a). Activated Sludge Model No. 2. *IAWQ Scientific and Technical Reports, No. 3*, IAWQ, London.
- Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C. and Marais G. v. R. (1995b). Wastewater and biomass characterization for the Activated Sludge Model No. 2: Biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, **31**(2), 13-23.
- Hesselmann R., Hahn D., van der Meer J.R. und Zehnder A.J.B. (1998). Erhöhte biologische Phosphatelimination aus Abwasser. *EAWAG News*, **45D**, 18-20.
- Koch G., Kühni M., Siegrist H. und Gujer W. (1998). Stickstoffelimination in Belebungsanlagen. Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut. *EAWAG Report*.
- Kühni M., Koch G., Siegrist H. und Gujer W. (1997). Biologische Nährstoffelimination im Pilot- und technischen Massstab. *Progress report EAWAG*.
- Kühni M., Koch G., Rieger L., Siegrist H. und Gujer W. (1999). Erhöhte biologische Phosphorelimination in Belebungsanlagen. Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut. *EAWAG Report*.
- Kunst S. (1991). Untersuchungen zur biologischen Phosphorelimination im Hinblick auf ihre abwassertechnische Nutzung. Veröffentlichung des Institutes für Siedlungswirtschaft und Abfalltechnik der Uni Hannover.
- Levin G. V. and Shapiro J. (1965). Metabolic Uptake of Phosphorus by Wastewater Organisms. *Journal WPCF*, **37** (6), 800 – 821.
- Maurer M. und Gujer W. (1993). Grundlagen der biologischen Phosphorelimination in Belebungsanlagen. VSA-Fortbildungskurs 1993, Nährstoffelimination in der biologischen Abwasserreinigung.
- Maurer M. (1996). Erhöhte Biologische Phosphorelimination. Modellierung der biologischen und chemischen Prozesse. *Diss. ETHZ Nr. 11920*.
- Maurer M. (1996a). Phosphorelimination ohne Chemikalien. *Kommunalmagazin*, **4 96**, 31 – 37.
- Maurer M. and Gujer W. (1998). Dynamic modelling of enhanced biological phosphorus and nitrogen removal in activated sludge systems. *Wat. Sci. Tech.*, **38**(1), 203-210.

- Maurer M., Abramovich D., Siegrist H. and Gujer W. (1999). Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in wastewater treatment. *Wat. Res.*, **33**(2), 484-493.
- Mino T., Arun V., Tsuzuki Y. and Matsuo T. (1987). Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the biological phosphorus removal process. In *Advances in Water Pollution Control. Biological Phosphate Removal from Wastewaters*, Ramadori R. Ed., 27-38, Pergamon Press, Oxford.
- Mino T., Van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen J.J. (1998). Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. *Wat. Res.*, **32**(11), 3193-3207.
- Moser-Engeler R., Siegrist H. und Gujer W. (1998). Versäuerung von Frischschlamm zur Gewinnung leicht abbaubarer Substrate. Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut. EAWAG Report.
- Moser-Engeler R., Udert K., Wild D. and Siegrist H. (1998). Production from primary sludge fermentation and their suitability for nutrient removal. *Wat. Sci. Tech.*, **38**(1), 265-273.
- Moser-Engeler R., Kühni M., Bernhard C. and Siegrist H. (1999). Fermentation of raw sludge on an industrial scale and application for elutriating its dissolved products and non sedimentable solids. *Wat. Res.*, **33**(16), 3503-3511.
- Siegrist H. und Krebs P. (1997). Nachklärbecken: Prozesse und Dimensionierung. PEAK A7/97, EAWAG-Dübendorf.
- Siegrist H., Brunner I., Koch G., Phan Linh Con and Le Van Chieu (1999). Reduction of biomass decay rate under anoxic and anaerobic conditions. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), 129-137.
- Wentzel, M.C., Lötter, L.H., Loewenthal, R.E., Marais, G.v.R. (1986). Metabolic behaviour of *Acinetobacter* ssp. in enhanced biological phosphorus removal - A biochemical model. *Water SA*, **12**, 209-224.
- Wild D. (1997). Nährstoffflüsse in Kläranlagen mit Biologischer Phosphorelimination. Dissertation, ETH-Nr. 12197.



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Dynamisches Verhalten der biologischen Phosphorelimination und Regelmöglichkeiten**

Martin Kühni  
Gerhard Koch  
Leiv Rieger  
Rudolf Brun  
Hansruedi Siegrist

**EAWAG**  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf

# Dynamisches Verhalten der biologischen Phosphorelimination und Regelmöglichkeiten

M. Kühni, dipl. sc. nat. ETH, G. Koch, dipl. Ing. ETH, L. Rieger, dipl. Ing. TU,  
R. Brun, dipl. sc. nat. ETH, H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH, EAWAG, 8600 Dübendorf

INHALTSVERZEICHNIS	Seite
1. EINLEITUNG.....	1
2. AUFBAU UND VERLUST DER BIO-P-AKTIVITÄT.....	2
3. SAISONALER GANG DES BIO-P.....	4
4. WOHENGANG DES BIO-P.....	5
5. „MONTAGSEFFEKT“.....	9
5.1 Ergänzungsfällung: Phosphatregelung.....	11
5.2 Belüftungsreduktion: Ammoniumregelung.....	12
5.3 Reduktion der Denitrifikation.....	15
5.4 Dosierung von Kohlenstoff (Versäuerungswasser).....	15
6. TAGESGANG DES BIO-P.....	16
7. REGEN.....	16
8. DYNAMISCHE SIMULATION.....	17
9. LITERATURVERZEICHNIS.....	20

## 1. EINLEITUNG

Die Prozesse der erhöhten biologischen Phosphatelimination (Bio-P) zeichnen sich durch eine sehr grosse Dynamik aus. Die anlageninternen Amplituden des  $\text{PO}_4$  übersteigen diejenigen im Anlagenzu- und -ablauf um ein Vielfaches. Dies ist die Folge der grossen Dynamik der P-Rücklösung und P-Aufnahme. Im Kapitel 2 des Beitrags "Biologische P-Elimination mit dem Belebungsverfahren, stationäres Modell" (Kühni *et al.*) werden die Bio-P-Prozesse und -Verfahren kurz vorgestellt. Auch wird auf entsprechende Literatur verwiesen. Ebenfalls wird zu Beginn von Kapitel 3 des obigen Beitrags auf die Grenzen der stationären Modellierung des Bio-P infolge der grossen Dynamik hingewiesen. Soll eine Bio-P-Anlage verfahrenstechnisch optimiert werden, ist eine dynamische Simulation empfehlenswert (Kapitel 8).  $\text{PO}_4$ -

miert werden, ist eine dynamische Simulation empfehlenswert (Kapitel 8).  $\text{PO}_4$ -Ablaufkonzentrationen (und damit auch Frachten) kommen als Differenz von um ein Vielfaches grösseren internen Konzentrationen aus P-Rücklösung und P-Aufnahme zustande (Bilanz), sodass die  $\text{PO}_4$ -Ablaufkonzentrationen selbst mit der dynamischen Simulation schwierig vorherzusagen sind.

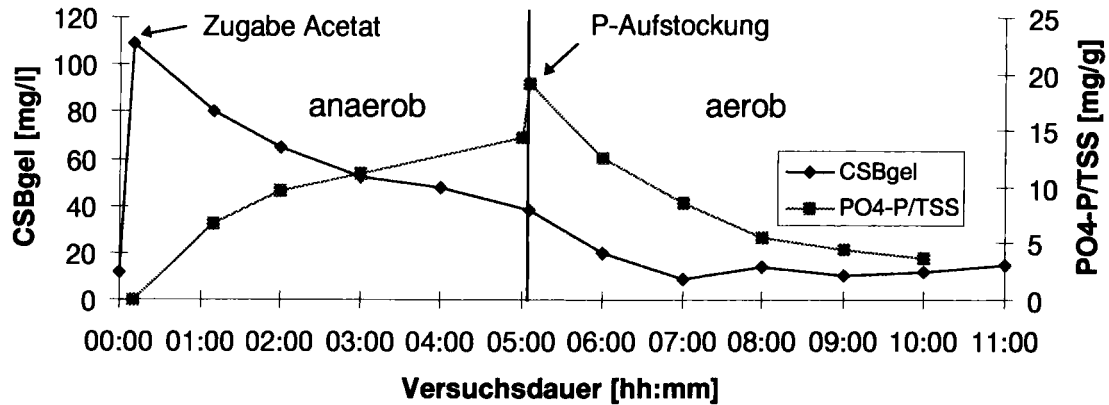
Alle in diesem Beitrag gezeigten Versuchsergebnisse stammen aus dem Projekt "Untersuchung der Denitrifikation und erhöhten biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Zürich Werdhölzli und Neugut Dübendorf". Die Versuche zum Bio-P wurden einerseits auf der grosstechnischen Versuchsanlage auf der Kläranlage Neugut Dübendorf und andererseits auf der Pilotanlage Tüffenwies Zürich durchgeführt. Im Kapitel 1 des Beitrags von Kühni *et al.* wird das Projekt kurz vorgestellt, (mit Literaturverweisen). Das Fließbild der Versuchsanlage auf der Kläranlage Neugut Dübendorf ist in der Figur 4 wiedergegeben.

## 2. AUFBAU UND VERLUST DER BIO-P-AKTIVITÄT

Bio-P-Organismen (PAOs) sind im kommunalen Abwasser und damit auch im Belebtschlamm allgegenwärtig. Damit die Kläranlage allerdings eine messbare Bio-P-Aktivität erhält, ist der Anteil der PAOs an der Gesamt-Belebtschlammpopulation von wenigen ‰ auf 10-15% bezüglich dem gesamten Schlamm-TSS zu erhöhen. Diese Anreicherung wird dadurch erreicht, dass in der Anlage diejenigen Umweltbedingungen geschaffen werden, welche die PAOs in ihrem Wachstum gegenüber den anderen heterotrophen Organismen selektiv bevorzugen. Im Ingenieurjargon wird der Vorgang als "Einwachsen des Bio-P" bezeichnet. Technisch wird dies durch die Auswahl eines "Bio-P-Verfahrensschemas" als Anlagenkonfiguration erreicht: Schlammkreislauf mit anaerobem und aerobem Kompartiment, Zulauf in die Anaerobzone, Ueberschussschlamm-Entnahme aus resp. nach der Aerobzone (Beitrag Kühni *et al.* sowie Figur 4 im vorliegenden Beitrag). Die sich darauf ergebende Selektion und Anreicherung von PAOs im Schlamm lässt sich anhand folgender messbarer Grössen mitverfolgen (Figur 1 und Figur 2):

- Hohe  $\text{PO}_4$ -Konzentration bis ca.  $10 \text{ mg PO}_4\text{-P l}^{-1}$  bezogen auf eine Schlammkonzentration von  $1 \text{ g TSS l}^{-1}$  im Rücklöseversuch (Figur 1). Ein solcher Versuch besteht aus einer Batchprobe von Belebtschlamm aus dem Ablauf der Aerobzone. Nach Zugabe eines leicht abbaubaren Substrats (Acetat, im Ueberschuss) wird die Probe ca. 6 Stunden unbelüftet gerührt und dabei die  $\text{PO}_4$ -Konzentration in der Probe bestimmt. Ein qualitativer Hinweis auf das Vorhandensein von Bio-P sind auch gegenüber dem Zulauf erhöhte  $\text{PO}_4$ -Konzentrationen, welche nachmittags direkt im Ablauf der Anaerobzone der Anlage gemessen werden (Kapitel 6). Der Effekt ist die Folge der  $\text{PO}_4$ -Rücklösung durch die PAOs im anaeroben Kompartiment der Anlage.
- Anstieg des Gesamt-P-Gehalts des Belebtschlammes  $\text{ip,CSB}$  von ca.  $0.02 \text{ gP gCSB}^{-1}$  auf ca.  $0.03 - 0.04 \text{ gP gCSB}^{-1}$ , falls eine vorangegangene Eisendosierung (Simultanfällung) bereits seit mindestens dreier Schlammalter ausser Betrieb ist und sich somit kein Eisen mehr im System befindet. Der Effekt ist die Folge der erhöhten  $\text{PO}_4$ -Aufnahme durch die PAOs in der aeroben und anoxischen Zone der Anlage.

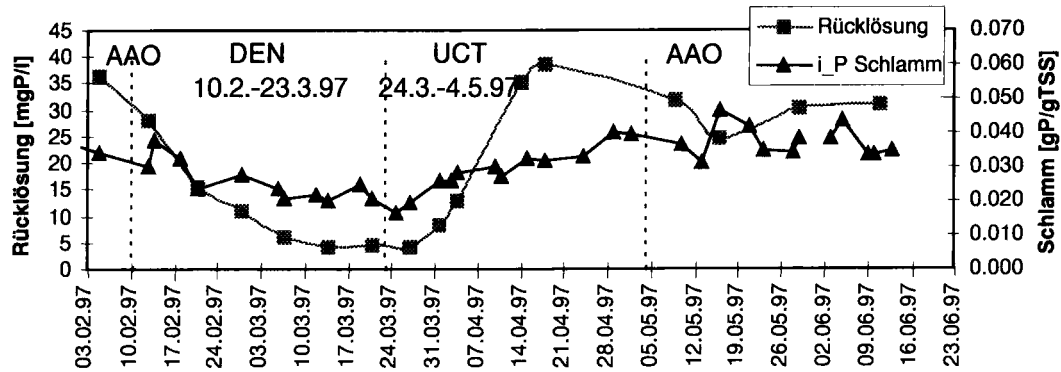
- Verkleinerung des  $\text{PO}_4$ -Ablaufwerts der Biologie, ebenfalls nur sichtbar, falls bereits vorher keine Simultanfällung mehr betrieben wurde. Ansonsten zeigt sich Bio-P-Aktivität darin, dass trotz des Verringerns resp. Absetzens der Simultanfällung keine Verschlechterung des  $\text{PO}_4$ -Ablaufs beobachtet wird (Ausnahme Wochenbeginn, siehe Kapitel 5).



Figur 1: Rücklöseversuch mit aerober P-Aufnahme: Schlamm der Versuchsanlage Neugut, Anlage im UCT-Verfahren, 18°C, 1.6 gTSS l<sup>-1</sup>, 40 mgP<sub>ges</sub> gTSS<sup>-1</sup>.

Werden umgekehrt den PAOs einer Bio-P-Anlage die Selektionsvorteile entzogen, beispielsweise indem unter Aufhebung des anaeroben Kompartiments auf ein ausschliesslich denitrifizierendes Verfahrensschema umgestellt wird, verringert sich das PAO-Wachstum zugunsten anderer heterotropher Organismen. Damit fällt der Populationsanteil der PAOs und entsprechend die Bio-P-Aktivität zusammen, wobei man vom "Auswaschen des Bio-P" spricht. Sichtbar wird der Vorgang ebenfalls anhand obiger Punkte, einfach in umgekehrter Richtung.

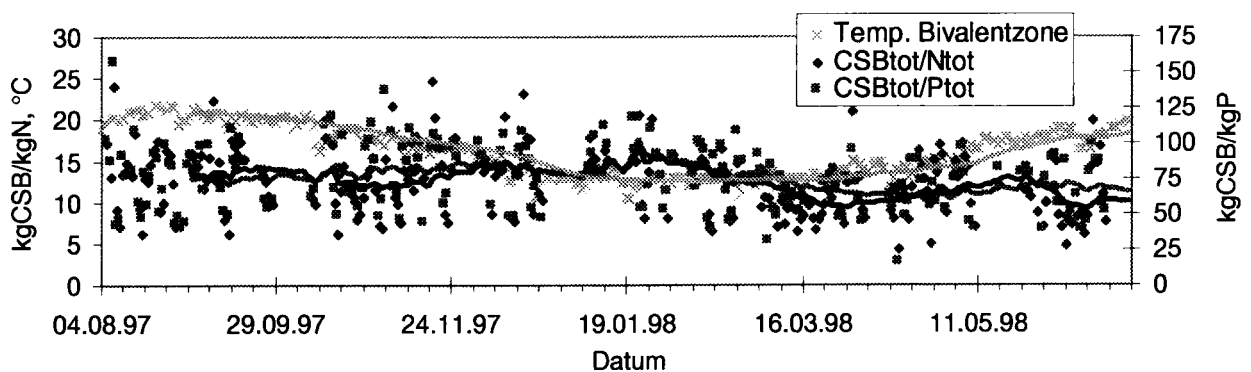
Die ersten beiden Punkte sind in Figur 2 anhand von Uebergängen der Pilotanlage Tüffenwies zwischen denitrifizierenden und Bio-P-Anlagenkonfigurationen veranschaulicht. Der Uebergang der im AAO-Verfahren betriebenen Bio-P-Anlage zur reinen Denitrifikation (10.2.97) lässt die  $\text{PO}_4$ -Rücklösung um den Faktor 7 zusammenbrechen, und der gesamte P-Gehalt des Schlammes geht um ca. 30% zurück. Infolge des Verfahrenswechsels befindet sich die Anlage rund einen Monat im instationären Zustand. Die Zeitkonstante des Wiedereinwachsens des Bio-P nach dem Umstellen der Anlage vom denitrifizierenden zum Bio-P-Verfahren (UCT, 24.3.97) liegt in der gleichen Grössenordnung. Die Rücklösungskapazität wie auch der gesamte P-Gehalt des Schlammes steigen auf etwa dieselben Werte wie in der früheren Bio-P-Phase an. Der Uebergang zu einem weiteren Bio-P-Verfahren (AAO, 5.5.97) verringert zwar die Rücklösekapazität etwas, ohne dass sich aber deswegen der P-Gehalt im Schlamm ändert.



Figur 2: Verlust ("Auswaschen") und Aufbau ("Einwachsen") der Bio-P-Aktivität beim Umschalten der Pilotanlage Tüffenwies zwischen Bio-P- und denitrifizierenden Verfahrenskonfigurationen. TSS-Gehalt des Schlammes (XTSS, BB) = 3.0 – 3.5 kgTSS m<sup>-3</sup>, totales Schlammalter (SA<sub>tot</sub>) = 14 Tage.

### 3. SAISONALER GANG DES BIO-P

Drei Einflussgrößen könnten prinzipiell zu einer saisonalen Veränderung der Bio-P-Leistung führen: Die Wassertemperatur in der Anlage, das Zulauf-CSB/N-Verhältnis und das entsprechende CSB/P-Verhältnis (Beitrag W. Gujer). Figur 3 zeigt einen Jahresgang dieser Größen, gemessen in der Versuchsanlage auf der Kläranlage Neugut (Figur 4). Erwähnt sei, dass die Variationen des CSB/N-Verhältnisses und des CSB/P-Verhältnisses letztlich ebenfalls auf die Temperatur zurückgehen, indem sie die Folge der Temperaturabhängigkeit des Abbaus organischer Kohlenstoffverbindungen im Kanalnetz sind (positive Korrelation des Abbaus mit der Temperatur). Da die Nitrifikation in der Kanalisation klein ist (Huisman, 1999) und deswegen auch die Denitrifikation nicht ins Gewicht fällt (NO<sub>3</sub>-Limitierung), ist der Stickstoffverlust im Kanalnetz vernachlässigbar. Auch ein P-Verlust tritt nicht auf.



Figur 3: Jahresvariation der Wassertemperatur in der Versuchsanlage Neugut sowie Variation der Verhältnisse CSB/N und CSB/P im Zulauf der Anlage (Punkte). Entsprechende 30-tägige gleitende Mittelwerte (Linien).

Die beiden Bio-P-Prozesse PO<sub>4</sub>-Rücklösung und -Aufnahme sind positiv temperaturabhängig, wobei die Bio-P-Leistung praktisch immer durch die Rücklösung limitiert ist. Die PAO-Biomasse hingegen nimmt bei steigender Temperatur als Folge der dabei ebenfalls steigenden Zerfallsrate ab. Die P-Freisetzung infolge Zerfall ist somit



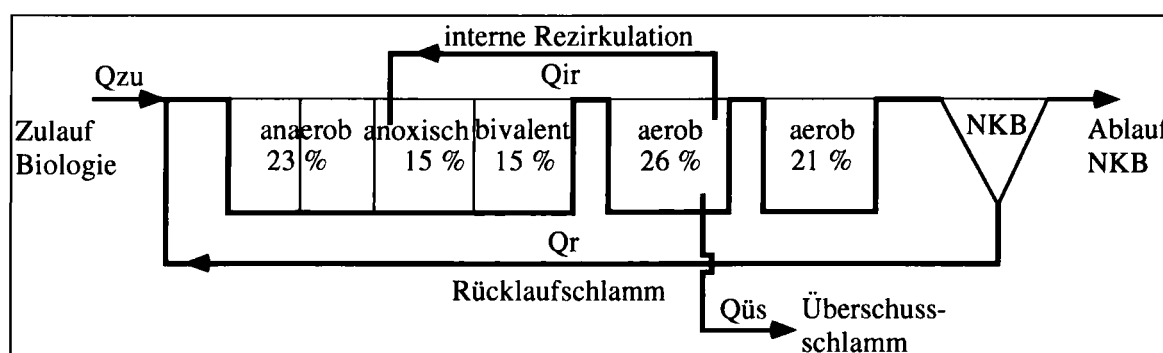
bei höherer Temperatur grösser. Insgesamt ergibt sich damit für die Bio-P-Leistung keine signifikante Variation mit der Temperatur. Eine saisonale Dynamik des Bio-P infolge des direkten Einflusses der Wassertemperatur kann also vernachlässigt werden.

Anders sieht es mit dem indirekten Temperatureinfluss über den stark temperaturabhängigen Nitrifikationsprozess aus (Beitrag G. Koch *et al.*). Soll ganzjährig auf den gleichen  $\text{NH}_4$ -Ablaufwert nitrifiziert werden (meistens der Fall), so ist dafür im Winter ein entsprechend grösseres aerobes Schlammalter vorzusehen, was bei gegebenem Gesamtvolumen und gleichbleibender Denitrifikationsleistung eine Verkleinerung der Anaerobzone zur Folge hat, was eine Verringerung der Bio-P-Leistung bedeutet (siehe Übung zum stationären Modell). Damit umgekehrt die im Sommer mögliche höhere Bio-P-Leistung tatsächlich genutzt werden kann, muss die Belüftung möglichst flexibel betrieben werden können (intermittierende Belüftung, ev.  $\text{NH}_4$ -Regelung). Ansonsten wird der erhöhte anaerobe Volumenanteil durch unnötige Belüftung verloren. Entsprechende Modellrechnungen und die sich daraus ergebenden Dimensionierungsvolumina für den Sommer- und Winterbetrieb werden in den Rechenbeispielen dieses Kurses behandelt.

Dieser Effekt kann durch die im Winter verbesserten Zulaufverhältnisse für CSB/N und CSB/P etwas kompensiert werden (Figur 3).

#### 4. WOHENGANG DES BIO-P

Das Bio-P weist unter den für die Schweiz typischen Abwasserbedingungen eine charakteristische Wochendynamik auf, welche sich in einer überwiegenden Mehrheit aller Wochen zeigt und verfahrenstechnische Konsequenzen nach sich zieht (Kapitel 5). Längere Zeitreihen der  $\text{PO}_4$ -Fracht im Ablauf von Bio-P-Anlagen weisen deutlich auf diese Dynamik hin.

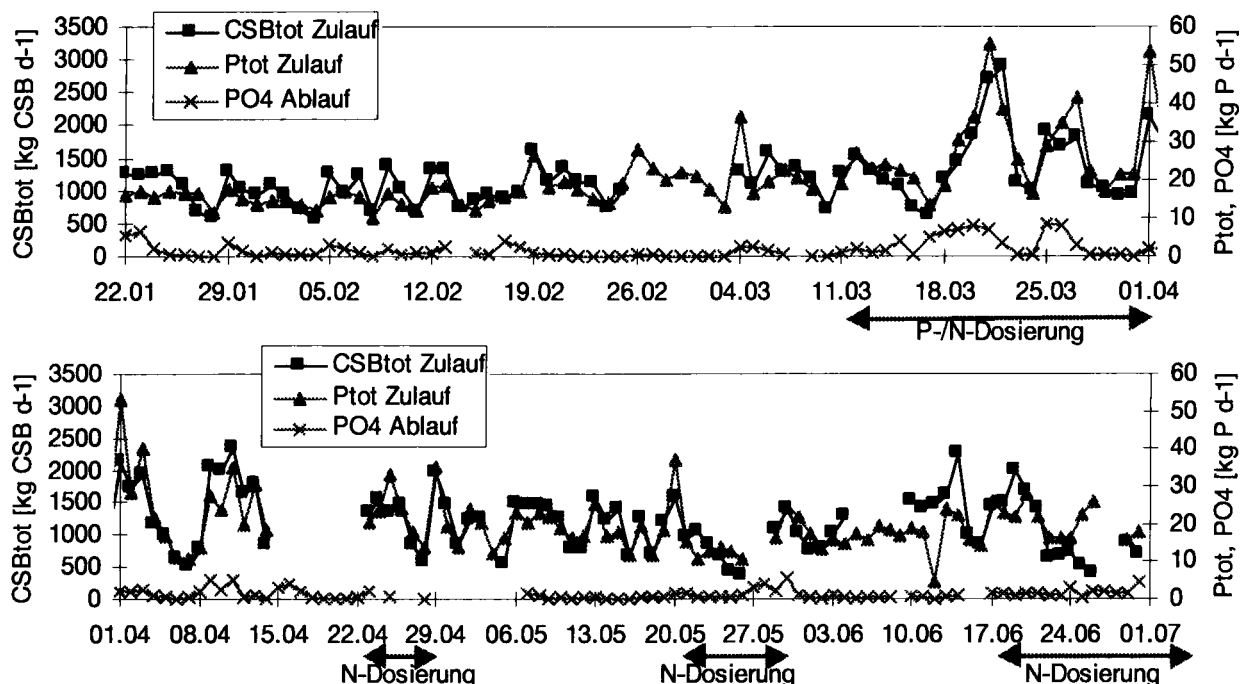


Figur 4. Fließbild der Versuchsanlage auf der Kläranlage Neugut Dübendorf, hier wiedergegeben im AAO-Verfahren. Die bivalente Zone war zeitweise belüftet. Volumen 100% = 3025 m<sup>3</sup>.

Die Figur 5 zeigt den  $\text{PO}_4$ -Gang im Ablauf der Versuchsanlage Neugut (Figur 4) über rund ein halbes Jahr, zusammen mit den P- und CSB-Zulaufwerten, jeweils als Fracht-Tagesmittelwerte. Die Montage sind auf der Zeitachse bezeichnet. Bei der überwiegenden Mehrzahl aller beobachteten Wochenenden weisen die darauffolgenden Montage und Dienstag erhöhte  $\text{PO}_4$ -Ablaufmengen auf (siehe auch Tab. 1,

Kapitel 5). Demgegenüber ist die  $PO_4$ -Aufnahme an den übrigen Tagen mit grosser Wahrscheinlichkeit P-limitiert. Erst die künstliche Zudosierung von grösseren Mengen der Nährstoffe N und P (in der Figur bezeichnet) kann diese Limitierung teilweise aufheben. Die Zulaufmengen des CSB und Gesamt-P sind normalerweise über das Wochenende stark reduziert und steigen am Montag sprunghaft auf die normalen Werktagswerte oder zum Teil sogar auf leicht höhere Werte an.

Einige der hohen Werte fallen mit einer grossen Zulaufwassermenge zusammen (Regen). Diese dürften die Folge der internen Ueberschussschlamm-Rezirkulation bei Regen sein, da der Ueberschussschlamm der Kläranlage Neugut gemeinsam mit dem Primärschlamm in der Vorklärung eingedickt wurde.

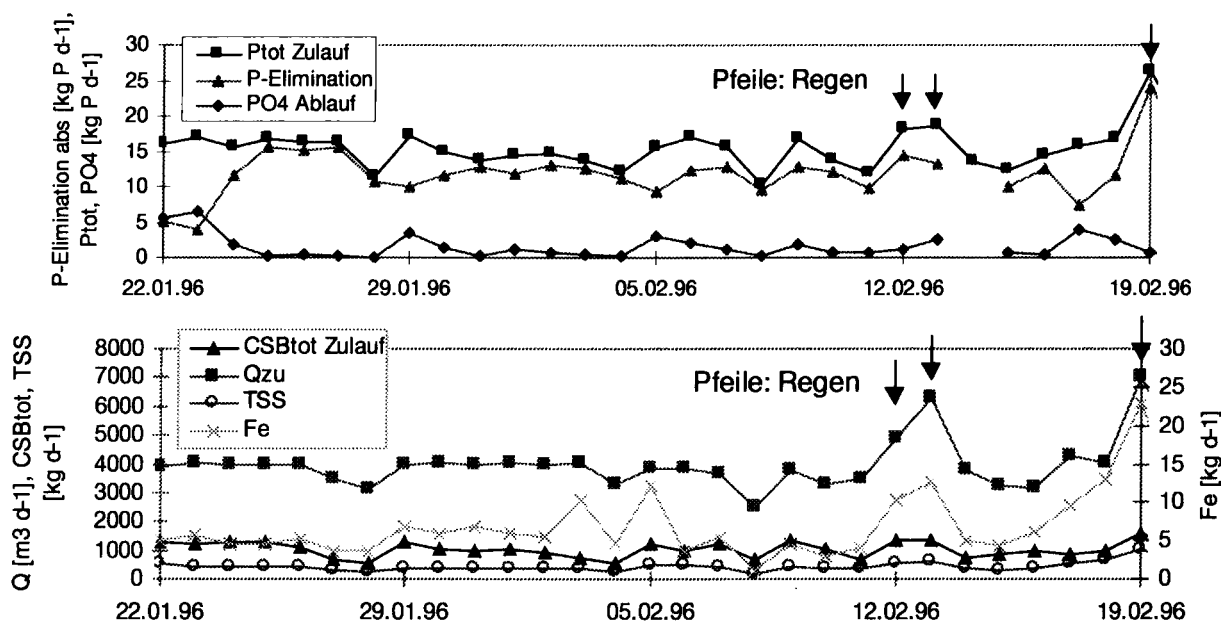


Figur 5: Frachtverläufe für  $CSB_{ges}$  und  $P_{ges}$  im Zulauf und für  $PO_4$ -P im Ablauf der Versuchsanlage Neugut (Tagesmittelwerte, oben 22.1. – 1.4.1996, unten 1.4. – 1.7.1996).

Die ersten 4 Wochen (Figur 5 oben) sind in Figur 6 nochmals vergrössert wiedergegeben. Oben sind die Frachtverläufe für  $P_{ges}$  im Zulauf,  $PO_4$ -P im Ablauf und der Verlauf der absoluten  $P_{ges}$ -Eliminationsrate dargestellt. Weiter sind unten die Frachtverläufe für  $CSB_{ges}$ , TSS und  $Fe_{ges}$  im Zulauf und der Verlauf der Zulaufwassermenge gezeigt. Neben den zur Figur 5 gemachten Aussagen wird hier ersichtlich, wie die aus der Phosphorbilanz ermittelte Rate der absoluten P-Elimination zu Wochenbeginn häufig ähnlich tief bleibt, wie an den Wochenenden und sich erst gegen Mitte Woche wieder "erholt". Tiefe Eliminationsraten an den Wochenenden sind angesichts der verkleinerten P-Zulaufmengen verständlich. Kleine Raten zu Wochenbeginn erklären sich aus der eigentlichen Dynamik der Bio-P-Prozesse und werden weiter unten diskutiert.

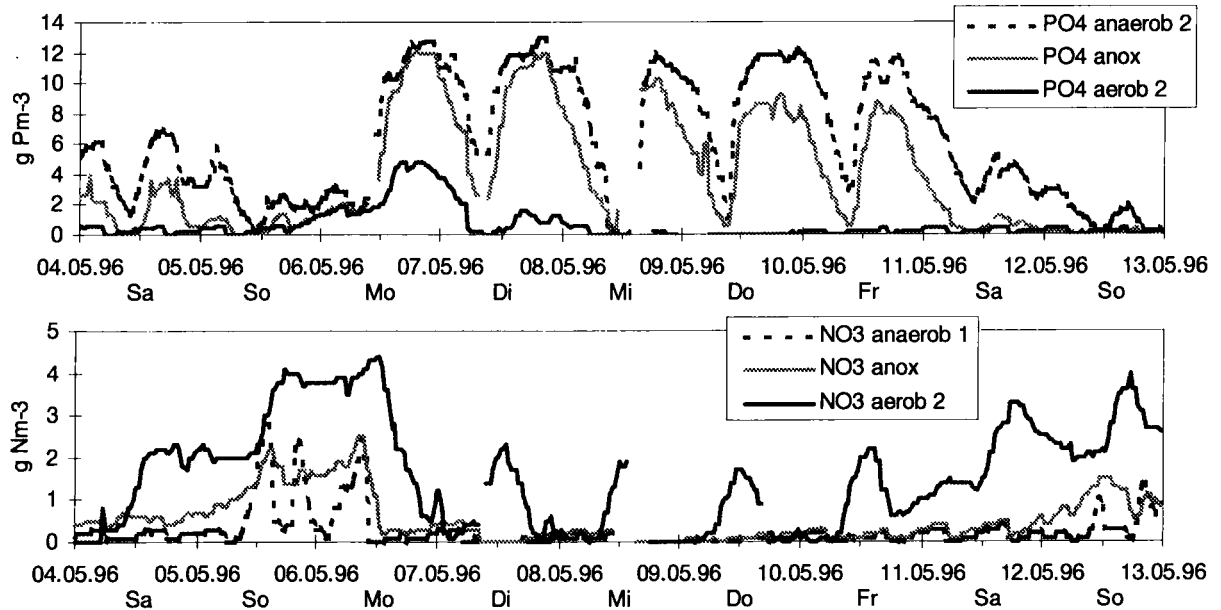
Dass die Interpretation von Messwerten aus grosstechnischen Versuchen auch verwirrend sein kann, zeigt sich an den beiden Montagen 12.2.1996 und 19.2.1996. Die

hohen P-Eliminationsraten dürften auf eine hohe Ueberschussschlamm-Rezirkulation infolge Regen zurückgehen, da der Ueberschussschlamm und der Primärschlamm gemeinsam in der Vorklärung eingedickt wurden. Der eliminierte P wäre somit vorwiegend rezyklierter partikulärer P, der mit dem Ueberschussschlamm der Versuchsanlage ausgeschieden würde. Die an diesen Tagen hohe Zulauf-Wassermenge geht aus Figur 6 (unten) deutlich hervor. Ebenfalls klar zeigt sich die hohe Rezirkulation von Ueberschussschlamm anhand der Verläufe des TSS und Fe.



Figur 6: Oben: Frachten von  $P_{ges}$  im Zulauf,  $PO_4$ -P im Ablauf und Verlauf der absoluten  $P_{ges}$ -Eliminationsrate in der Versuchsanlage Neugut. Unten: Frachten von  $CSB_{ges}$ , TSS und  $Fe_{ges}$  im Zulauf sowie Zulaufwassermenge. Alle Werte sind Tagesmittelwerte.

Zur Interpretation der Wochengänge sind ferner die On line-Gänge für  $PO_4$  und  $NO_3$  wichtig. Die Figur 7 zeigt die On line-Konzentrationsprofile für das  $PO_4$ -P entlang der Versuchsanlage Neugut während einer Woche, zusammen mit dem vorausgehenden Wochenende (oben) sowie die entsprechenden On line-Verläufe für das  $NO_3$  (unten). Die On line-Ganglinien sind jeweils in 30-minütlicher Auflösung dargestellt. Die Tagesmittel der Zulauffrachten für dieselbe Zeitperiode (4.5. - 12.5.1996) sind aus der Figur 5, unten, ersichtlich.



Figur 7: Wochenganglinien der Konzentrationen von  $\text{PO}_4$  (oben) und  $\text{NO}_3$  (unten) entlang der Versuchsanlage Neugut (Figur 4). 30-Minuten-Werte, Bivalentzone unbelüftet,  $Q_{ir} = 8600 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ .

Auffällig ist der positive Zusammenhang zwischen dem Zulauf-CSB und der  $\text{PO}_4$ -Konzentration in der anaeroben Zone. Die Zone "anaerob2" ist die letzte anaerobe Zone (Figur 4). Die P-Rücklösung als Hauptursache der anaeroben  $\text{PO}_4$ -Konzentration fällt über das Wochenende ab und steigt mit dem Anstieg der CSB-Zulauffracht zu Wochenbeginn sprunghaft an. Der  $\text{PO}_4$ -Anstieg erfolgt meistens montags um die Mittagszeit und erreicht dieselbe Höhe wie an den darauffolgenden Werktagen. Die Kapazität der P-Aufnahme reicht dann häufig nicht aus und  $\text{PO}_4$  gelangt erhöht in den Ablauf (aerob2).

Beim  $\text{NO}_3$  fallen die am Wochenende erhöhten Konzentrationen in der Anox- und Anaerobzone auf. Die Ursachen und Folgen werden weiter unten besprochen.

Die oben gezeigten und diskutierten Beobachtungen im typischen Wochengang lassen sich wie folgt zusammenfassen resp. interpretieren:

- Verkleinerung der CSB- und P-Fracht im Zulauf am Samstag und Sonntag sowie entsprechender Wiederanstieg am Montag auf die üblichen Werktagswerte oder höher,
- infolge verminderter CSB-Zufuhr über das Wochenende erhöhte  $\text{NO}_3$ -Konzentration in der Anox- und Anaerobzone,
- direkter Zusammenhang zwischen Zulauf-CSB-Fracht und  $\text{PO}_4$ -Rücklösung, das heisst starke Reduktion der  $\text{PO}_4$ -Rücklösung über das Wochenende und sprunghafter Anstieg der Rücklösung am Montag auf den üblichen "Wochenwert",
- montags und dienstags stark erhöhte  $\text{PO}_4$ -Ablauffracht sowie eine wesentliche Verkleinerung der absoluten eliminierten  $\text{PO}_4$ -Menge, ansonsten die ganze Woche vollständige aerobe  $\text{PO}_4$ -Aufnahme.

Da das "Hauptelement" des charakteristischen Wochengangs - insbesondere auch in Bezug auf die praktische Bedeutung - der meistens erhöhte Wert der Ablauf- $\text{PO}_4$ -Fracht zu Wochenbeginn ist, hat sich für diesen Effekt der Begriff "Montagseffekt" oder "Wochenendeffekt" etabliert. Deshalb sollen mögliche Erklärungen für die oben beschriebenen Beobachtungen sowie verfahrenstechnische Abhilfen gegen die  $\text{PO}_4$ -Durchbrüche zu Wochenbeginn im folgenden separaten Kapitel "Montagseffekt" besprochen werden.

## 5. „MONTAGSEFFEKT“

Obwohl der Begriff des "Montagseffekts" von der charakteristischen Erhöhung der  $\text{PO}_4$ -Ablauf- und Abwasserfracht vor allem an den Montagen und etwas abgeschwächt an den Dienstagen herrührt (Kapitel 4), kommt der Effekt auch an anderen Tagen vor, nämlich an Tagen nach starkem Regen sowie nach Feiertagen. Auch hier ist die gleiche Ursache wie nach Wochenenden für den Effekt verantwortlich. Dies ist die stark reduzierte Zufuhr von abbaubaren Kohlenstoffverbindungen während den Tagen vor dem Auftreten der erhöhten  $\text{PO}_4$ -Fracht im Anlagenablauf. Im Folgenden werden mögliche Ursachen des Montagseffekts diskutiert.

Die für Bio-P-Anlagen charakteristischen hohen  $\text{PO}_4$ -Ablauf- und Abwasserfrachten an Montagen und Dienstagen wurden im Kapitel 4 ausführlich besprochen. Als Ursache lassen sich 6 Gründe angeben (Temmink *et al.*, 1996, Brdjanovic *et al.*, 1998, Carrucci und Kühni *et al.*, 1999):

- interne Substratlimitierung in den PAOs (Beitrag Kühni *et al.*). Diese Limitierung wird hervorgerufen durch die CSB-Mangelsituation am Wochenende und verkleinert in der Folge die  $\text{PO}_4$ -Aufnahme an Montagen und Dienstagen: Der am Wochenende fehlende CSB verhindert die Neusynthese interner Substrate, während die noch vorhandenen Speicher für das Wachstum verwendet werden. Erst nach rund 2 Tagen sind dann sämtliche internen Pools regeneriert, und die volle  $\text{PO}_4$ -Aufnahmekapazität ist wieder erreicht.
- überwiegender Verbrauch des (wenigen) CSB zur Denitrifikation sowie Verkleinerung des anaeroben Volumens über das Wochenende: Das verstärkt mit dem Rücklaufschlamm in die Anaerobzone eingetragene  $\text{NO}_3$  verkleinert das anaerobe  $\text{PO}_4$ -Rücklösevolumen und wird mit dem leicht abbaubaren Zulauf-CSB denitrifiziert. Dies benachteiligt die  $\text{PO}_4$ -Rücklösung gegenüber der Denitrifikation und verstärkt damit die interne Substratlimitierung.
- infolge oben erwähnter Substratlimitierung verkleinerte Wachstumsrate trotz gleichbleibender Absterberate der PAOs über das Wochenende: In der Folge verkleinerte PAO-Population zu Wochenbeginn, mit entsprechend reduzierter gesamter Bio-P-Leistung.
- überdurchschnittlich hohe P-Zulauf- und Abwasserfrachten montags und dienstags, zu deren Elimination nicht genügend Leistungsreserven beim Bio-P vorhanden sind.
- Rückgang der anoxischen  $\text{PO}_4$ -Aufnahme zu Wochenbeginn bei erhöhter CSB-Fracht in die Anoxzone: Dort entsteht ein verstärkter Druck der Nicht-PAO-Denitrifikanten gegen die PAOs in der Konkurrenz um das limitierende  $\text{NO}_3$ .

- zusätzliche  $\text{PO}_4$ -Rücklösung bei erhöhter CSB-Fracht zu Wochenbeginn in der Anoxzone.

Um die Relevanz des Montageseffekts zu veranschaulichen, soll seine quantitative Bedeutung anhand der Tab. 1 gezeigt werden. Es sind Mittelwerte von Ablaufkonzentrationen und -frachten der Versuchsanlage Neugut über verschiedene Wochenabschnitte zusammengestellt. Die erfasste Periode entspricht derjenigen der Figur 5. Um die Verhältnisse bei alleiniger Zufuhr des natürlichen Abwassers zu erfassen, sind die Abschnitte mit N- resp. P-Dosierung weggelassen.

Tab. 1: Variation und Mittelwerte von Ablaufkonzentrationen und -frachten der Versuchsanlage Neugut (erstes Halbjahr 1996)

	$\text{PO}_4$ - Konzentration ( $\text{mgP l}^{-1}$ )	$\text{PO}_4$ - Fracht ( $\text{kgP d}^{-1}$ )	$\text{P}_{\text{ges}}$ - Konzentration ( $\text{mgP l}^{-1}$ )	$\text{P}_{\text{ges}}$ - Fracht ( $\text{kgP d}^{-1}$ )
<b>Mittwoch bis Sonntag</b> Mittelwert	0.02 - 1.2 0.2	0.07 - 5.3 0.7	0.15 - 2.3 0.5	0.5 - 10.8 1.9
<b>Montag und Dienstag</b> Mittelwert	0.01 - 1.8 0.5	0.22 - 6.5 2.0	0.37 - 2.7 1.0	0.9 - 13.1 4.7
<b>Montag bis Sonntag</b> Mittelwert	0.3	1.1	0.7	2.7
<b>(Zulauf-Mittelwert, inkl. Ueberschussschlamm- Rezirkulation)</b>	(1.7)	(6.9)	(4.6)	(19)

Ein durchschnittlicher Wochengang zeigt im Mittel einen  $\text{PO}_4$ -Ablaufwert von  $0.2 \text{ mgP l}^{-1}$  von Mittwoch bis Sonntag, während montags und dienstags ein Wert von  $0.5 \text{ mg l}^{-1}$  üblich ist. Bei den  $\text{PO}_4$ -Frachten, welche vorallem interessieren, liegt der tiefe Ablaufwert bei  $0.7 \text{ kgP d}^{-1}$ , der hohe bei  $2.0 \text{ kgP d}^{-1}$ . Das Mittel der gesamten Woche liegt demgegenüber bei  $1.1 \text{ kgP d}^{-1}$ . Die hohen Frachten erhöhen damit das Wochenmittel von  $0.7 \text{ kgPO}_4\text{-P d}^{-1}$  auf  $1.1 \text{ kgPO}_4\text{-P d}^{-1}$ , das heisst um ca. 60 %. Sie sind damit nicht zu vernachlässigen, und es stellt sich zwingend die Frage nach Massnahmen zur Reduktion dieser  $\text{PO}_4$ -Durchbrüche zu Wochenbeginn auf Anlagen mit Bio-P (siehe weiter unten). Es sei betont, dass in den obigen Zahlen auch Wochenenden ohne Erhöhung der Ablauf- $\text{PO}_4$ -Werte zu Wochenbeginn mitenthalten sind. Der Anteil in der Ablauf-Gesamt-P-Fracht, welcher durch die Erhöhung zu Wochenbeginn erzeugt wird, beträgt rund 30 %.

In den folgenden Kapiteln werden mögliche Massnahmen zur Behebung resp. Reduktion des Montageseffekts vorgestellt. Die Massnahmen betreffen entweder die Bio-P-Prozesse an sich resp. die PAO-Populationsgrösse, und dabei meistens die CSB-Versorgung über das Wochenende, oder sie dienen der "Symptombekämpfung", indem sie direkt die hohen  $\text{PO}_4$ -Ablauffrachten zu Wochenbeginn eliminieren.

## 5.1 Ergänzungsfällung: Phosphatregelung

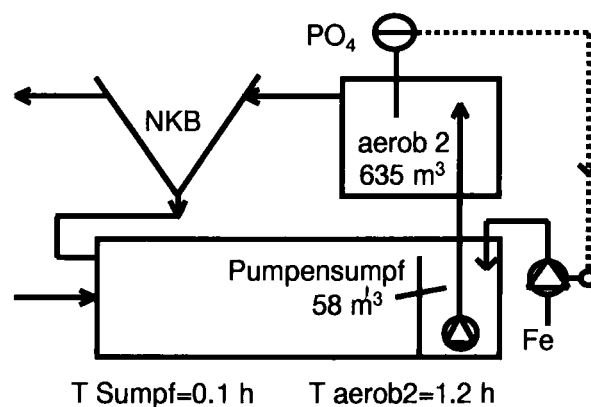
Eine chemische Ergänzungsfällung, vorzugsweise mit Eisen, ist aus heutiger Sicht für Kläranlagen mit Bio-P unumgänglich und begründet sich wie folgt:

- Behebung oder Reduktion des Montageeffekts durch direkte Fällung des biologisch nicht eliminierten Phosphats.
- "Notfällung" bei anderen Zusammenbrüchen des Bio-P. Hier ist insbesondere auch an den Ausfall der Belüftung mit der daraus resultierenden  $\text{PO}_4$ -Rücklösung bei  $\text{NO}_3$ -Limitierung zu denken. Um nicht auf die Oxidation von Fe-II angewiesen zu sein, sollte Fe-III zugegeben werden.
- ein Eisengehalt von ca.  $350 \text{ g Eisen m}^{-3}$  (bei  $40 - 50 \text{ kg TSSm}^{-3}$ ) ist in der Schlammfäulung notwendig, um den dort freiwerdenden Schwefelwasserstoff zu binden (Wild, 1997).

Bei den Versuchen auf der Anlage Neugut konnte beobachtet werden, dass bei der Zudosierung von Fe-II als Fällmittel eine Adaptation des Schlamms an das Eisen offenbar notwendig ist, ansonsten das Fällmittel nicht optimal genutzt werden kann. Die Ursache dieser Beobachtung ist nicht bekannt. Es sollte darauf geachtet werden, regelmässig ca. wöchentlich kleine Eisenmengen zu dosieren.

Auf der anderen Seite muss beachtet werden, dass wirklich nur soviel Eisen dosiert wird, wie zur Fällung auf den  $\text{PO}_4$ -Ablaufwert gebraucht wird und nur gerade während den Perioden erhöhter Ablaufkonzentrationen. Gerade auch wegen der nicht sehr grossen Regelmässigkeit des Montageeffekts (Figur 5) und anderer nicht vorhersagbaren Störungen des Bio-P ist die Eisendosierung über eine  $\text{PO}_4$ -Regelung im Anlagenablauf von Vorteil. Dies bedingt eine On line- $\text{PO}_4$ -Messung. Für kleinere Anlagen kommt als Alternative eine Dosierungssteuerung mit regelmässiger Dosierung am Montag in Frage.

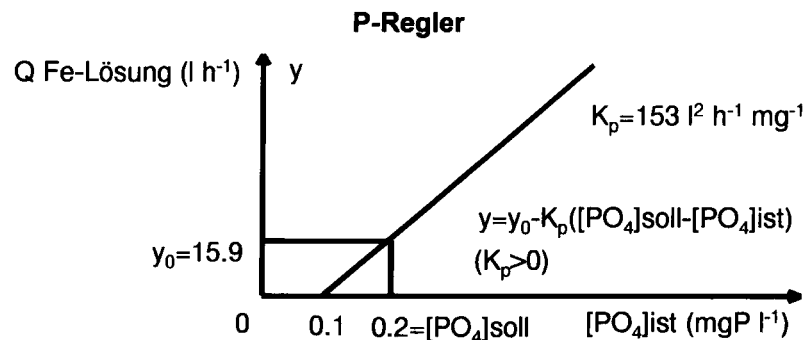
In Figur 8 ist der auf der Versuchsanlage Neugut verwendete Phosphat-Regelkreis schematisch wiedergegeben. Durch Simultanfällung in der 2. aeroben Zone (Figur 4) soll die  $\text{PO}_4$ -Konzentration derselben Zone auf den Sollwert von  $0.2 \text{ mg PO}_4\text{-P l}^{-1}$  geregelt werden. Die Dosierung von  $\text{FeSO}_4$  erfolgt in den Pumpensumpf im Ablauf der 1. aeroben Zone.



Figur 8:  $\text{PO}_4$ -Regelkreis auf der Versuchsanlage Neugut.

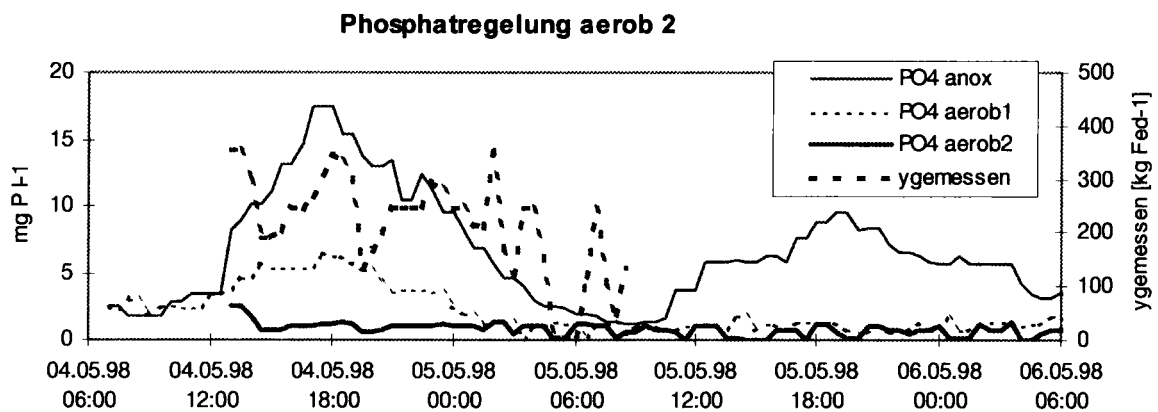
Das Regelprinzip des Kreises in mit einem analogen Proportionalregler ist in der Figur 9 dargestellt (Regelgleichung). Die Regelparameter  $K_p$  und  $y_0$  sind aus

hydraulischen Aufenthaltszeiten ( $\tau$ ), Verzögerungszeiten und einem molaren Fe/P-Verhältnis  $\beta = 2.5$  berechnet. Im Beitrag von C. Bassanello und H. Siegrist wird vertieft auf den Einsatz der Regelungstechnik in der Nährstoffelimination eingegangen.



Figur 9: Regelprinzip des Proportionalreglers im Regelkreis gemäss.

Die Wirkung des oben vorgestellten Regelkreises ist aus der Figur 10 ersichtlich. Dargestellt sind ein Montag und der anschliessende Dienstag. Die Eisendosierung ist nur während des Montagseffekts in Betrieb (Stellgrösse  $y$  gemessen). Wie sich die  $PO_4$ -Ablaufkonzentration infolge des Montagseffekts im nicht geregelten Fall weiterentwickeln würde, lässt sich anhand des Startverlaufs von  $PO_4$  aerob2 abschätzen. Infolge der zugeschalteten Regelung spielt sich die Konzentration aber auf Werte leicht höher als dem Sollwert ( $0.2\ mg\ P\ l^{-1}$ ) ein. Da ein einfacher Proportionalregler verwendet wird, kann der Sollwert nicht exakt erreicht werden (bleibende Sollwertabweichung, siehe Beitrag C. Bassanello und H. Siegrist).



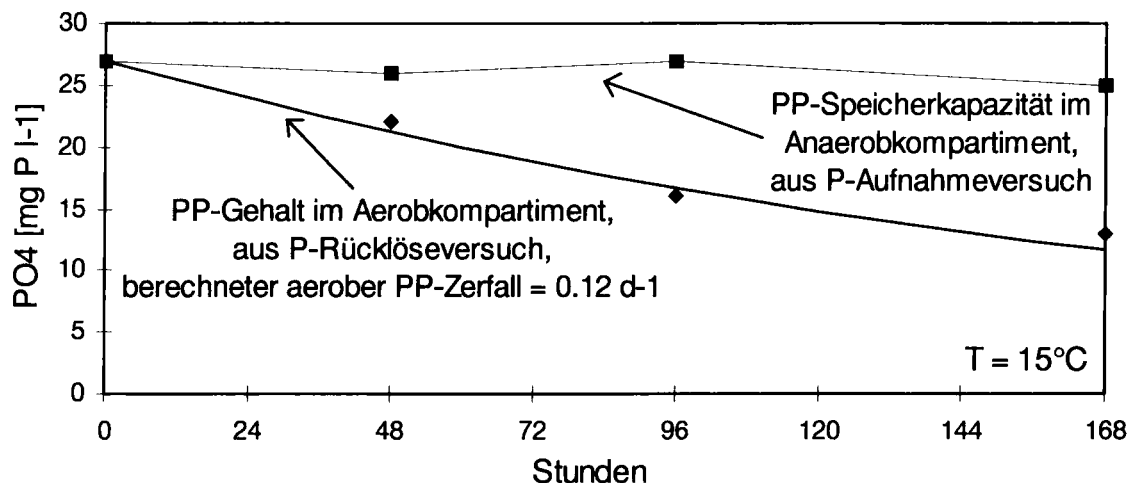
Figur 10: Phosphatregelung über die Eisendosierung in der Versuchsanlage Neugut während des "Montagseffekts". Die Darstellung erstreckt sich über einen Montag sowie einen Dienstag.

## 5.2 Belüftungsreduktion: Ammoniumregelung

Um den aeroben Abbau zellinterner Substratspeicher in den PAOs während der Kohlenstoff-Mangelsituation über das Wochenende minimal zu halten (Beitrag Kühni *et al.*), sollte das aerobe Volumen in dieser Phase nur gerade so gross gewählt werden, dass die Nitrifikation noch ausreichend möglich ist. Ueberflüssige Belüftung ist zu vermeiden (Brdjanovic *et al.*, 1998). Genauso gilt dies, weil der Zerfall der PAO-Biomasse unter aeroben Bedingungen viel grösser ist als unter anoxischen

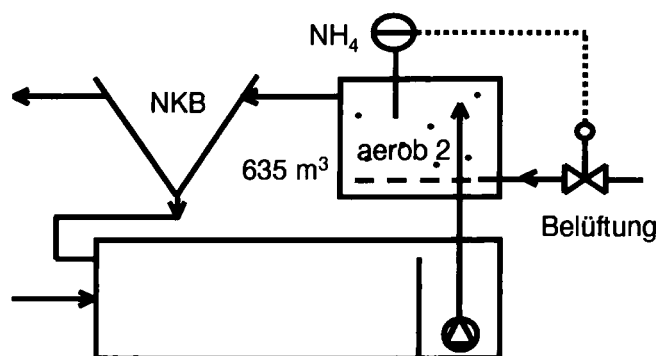


oder anaeroben, wie die Figur 11 zeigt (aus Siegrist *et al.*, 1999). Durch Belüftungsreduktion kann somit der Verminderung der PAO-Population über das Wochenende entgegengewirkt werden.



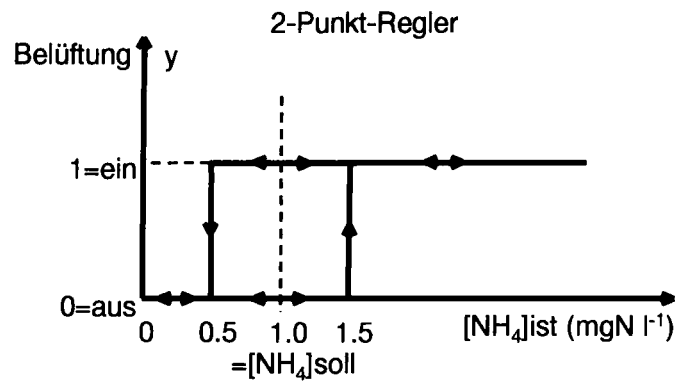
Figur 11: Vergleich der PAO-Zerfallsrate unter aeroben mit derjenigen unter anaeroben Umweltbedingungen. Die PAO-Biomasse ist durch die Polyphosphat (PP)-Speicherkapazität der PAO im jeweiligen Kompartiment approximiert. Daten aus der Pilotanlage Tüffenwies. Aus Siegrist *et al.*, 1999.

Da die Einhaltung des  $\text{NH}_4$ -Ablaufwerts in der Regel vor allen anderen Kriterien Priorität hat, wird die Belüftungsreduktion am besten mit Hilfe einer  $\text{NH}_4$ -Regelung für den Ablaufwert realisiert. Als Stellgrösse dient die variable Belüftung der letzten Aerobzone, die somit für bivalenten Betrieb ausgerüstet sein muss (Beitrag C. Bassanello und H. Siegrist). Der auf der Versuchsanlage Neugut getestete  $\text{NH}_4$ -Regelkreis ist in der Figur 12 schematisch dargestellt. Durch Belüftungsvariation in der Zone aerob2 soll die  $\text{NH}_4$ -Konzentration derselben Zone auf den Sollwert von 1.0 mg  $\text{NH}_4\text{-N l}^{-1}$  geregelt werden.



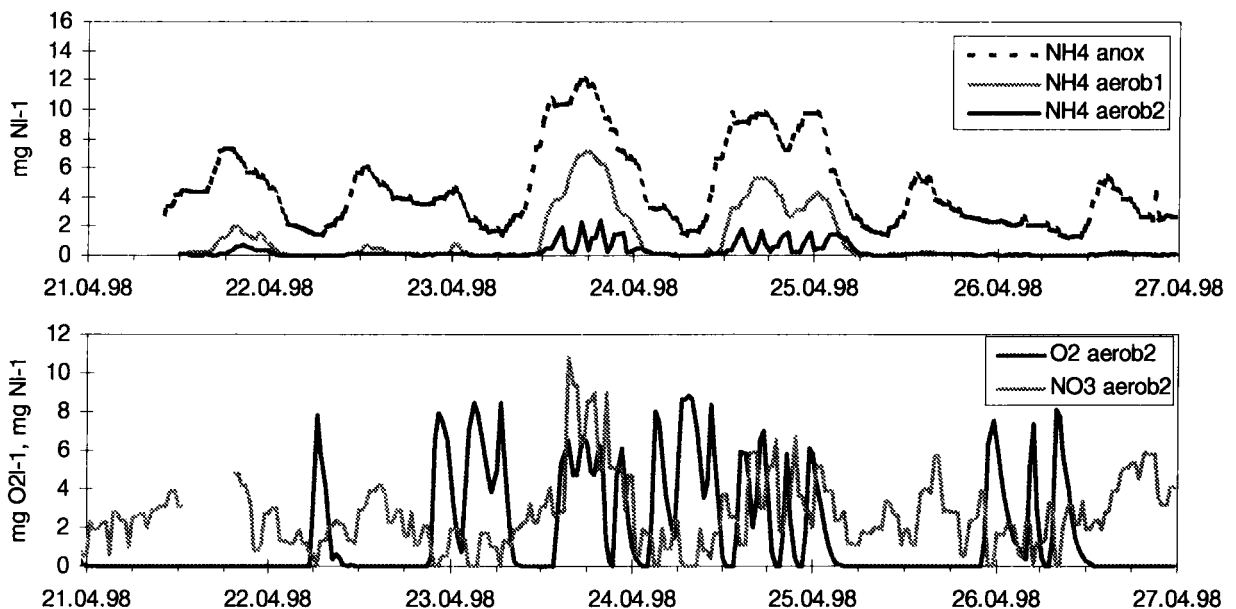
Figur 12:  $\text{NH}_4$ -Regelkreis auf der Versuchsanlage Neugut.

Ein Software-2-Punkt-Regler gemäss der Figur 13 schaltet die Belüftung zu und weg. Die Schaltpunkte liegen eine halbe Hysterese unter- resp. oberhalb des Sollwerts.



Figur 13: Regelprinzip des Reglers im NH<sub>4</sub>-Regelkreis gemäss Figur 12.

Das Resultat der Regelung lässt sich anhand des NH<sub>4</sub>-Konzentrationsgangs (Istwert) des geregelten Kompartiments (Figur 14) beobachten.



Figur 14: On line-Messreihen der Versuchsanlage Neugut, welche die Wirkung der Regelung gemäss Figur 12 und Figur 13 wiedergeben.

Soweit die NH<sub>4</sub>-Konzentration nicht ohnehin darunter liegt, wird sie durch den Regelkreis in der Bandbreite von ca. 0.5 - 1.5 mg NI<sup>-1</sup> (Figur 13) gehalten. Entsprechend ist die Belüftung dann intervallweise in Betrieb, was sich in einer O<sub>2</sub>-Konzentration > 0 widerspiegelt. In den anderen Abschnitten, in denen belüftet wird, obwohl der NH<sub>4</sub>-Regler den "Aus"-Zustand vorgibt, zeigt sich die Wirkung eines zusätzlichen, übergeordneten Reglers, der die Belüftung immer dann zuschaltet, wenn die NO<sub>3</sub>-Konzentration unter 0.5 mg NO<sub>3</sub>-NI<sup>-1</sup> sinkt (untere Darstellung). Dieser "Sicherheitsregler" verhindert eine PO<sub>4</sub>-Rücklösung infolge gleichzeitiger Abwesenheit von O<sub>2</sub> und NO<sub>3</sub>. Gesamthaft lässt sich sagen, dass je nach den Belastungsverhältnissen (NH<sub>4</sub>, NO<sub>3</sub>) ein substanzieller Anteil unbelüfteten Betriebs möglich ist. Neben der Schonung interner Ressourcen und der Population der PAOs sind damit gegenüber der Dauerbelüftung eine zusätzliche Denitrifikation sowie eine Energie-

einsparung verbunden (Koch *et al.*, 1998). Ueber das Wochenende ist infolge der reduzierten CSB-Zufuhr die Gefahr einer  $\text{NO}_3$ -Limitierung klein, und deswegen muss nur selten belüftet werden. Zu dieser Zeit ist die Schonung der PAOs ohnehin am wichtigsten, und das zusätzliche Denitrifikationsvolumen bringt Vorteile, da die Denitrifikation reduziert ist.

Wie alle Regelkreise für Nährstoffe bedingt auch die  $\text{NH}_4$ -Regelung eine entsprechende Online-Analytik. Als Ersatz der direkten  $\text{NH}_4$ -Bestimmung könnte eine Luftdurchsatzmessung oder die Leistungsaufnahme der Gebläse (bei geregelter  $\text{O}_2$ -Konzentration) in Kombination mit einer Redoxmessung in der betreffenden aeroben Zone in Frage kommen. Für letztere liegen noch zuwenig eigene Erfahrungen vor, doch verspricht ein in der Versuchsanlage Neugut gemessener Gang des Redoxpotentials einiges.

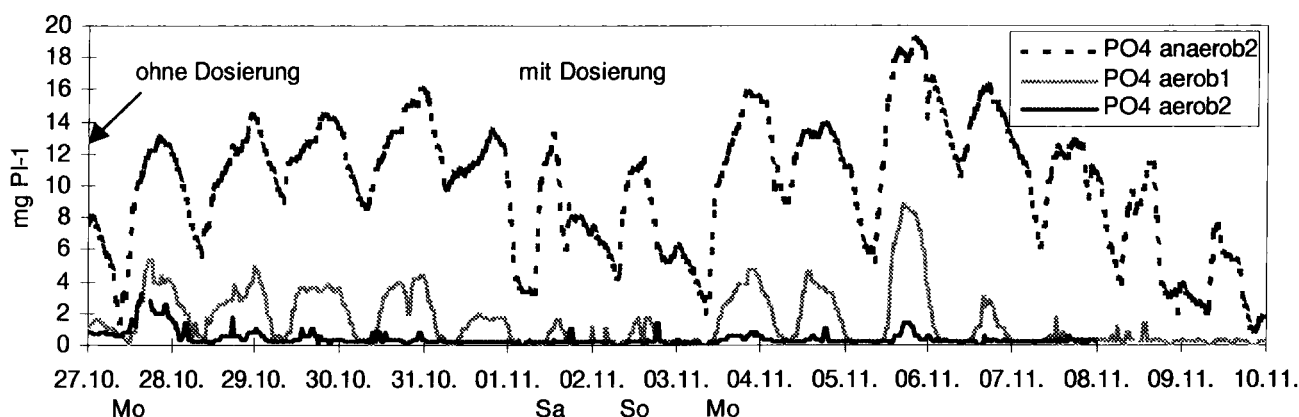
Im Zusammenhang mit der dynamischen Modellierung wird im Kapitel 8 noch einmal auf die  $\text{NH}_4$ -Regelung eingegangen.

### 5.3 Reduktion der Denitrifikation

Wird die Rückführung von  $\text{NO}_3$  aus der Nitrifikation verkleinert, indem z.B. der Rücklaufschlammstrom über das Wochenende reduziert wird, so werden die gesamten zur Verfügung stehenden Kohlenstoffverbindungen vermehrt für die  $\text{PO}_4$ -Rücklösung eingesetzt (zulasten der Denitrifikation). Dies ist der PAO-Population und den internen Substratspeichern förderlich. Ueber das Wochenende höhere  $\text{NO}_3$ -Ablaufwerte können in Kauf genommen werden (siehe Uebung zum stationären Modell).

### 5.4 Dosierung von Kohlenstoff (Versäuerungswasser)

Ueber das Wochenende die geforderte Nährstoffelimination gesamthaft zu gewährleisten und sowohl die Anzahl wie auch die internen Speicher der PAOs für die volle Bio-P-Leistung zu Wochenbeginn zu erhalten, ist nur durch eine ergänzende Kohlenstoffdosierung während der Mangelsituation möglich. Neben der Zugabe industrieller Substrate wie (Abfall-)Glukose etc. kommt insbesondere die Dosierung von anlagenintern produziertem, CSB-reichem Extraktionswasser aus einer Frisch- oder Primärschlammversäuerung in Frage (Beitrag R. Moser-Engeler, insbesondere Abbildung 17, und Moser-Engeler *et al.*, 1998). In der folgenden Figur 15 sind typische On line-Ganglinien für  $\text{PO}_4$  auf der Versuchsanlage Neugut für eine Woche ohne sowie mit Dosierung von Versäuerungswasser am Wochenende dargestellt. Auffällig sind die durch die zusätzliche CSB-Zugabe (1. und 2.11.1997) stimulierte  $\text{PO}_4$ -Rücklösung über das Wochenende (Zone anaerob2) und der montags und dienstags verschwundene "Montageffekt" (Zone aerob2). Zum Vergleich mit typischen Wochenenden ohne Massnahmen eignen sich der Wochenbeginn vom 27.10.1997 sowie die Daten in der Figur 7.



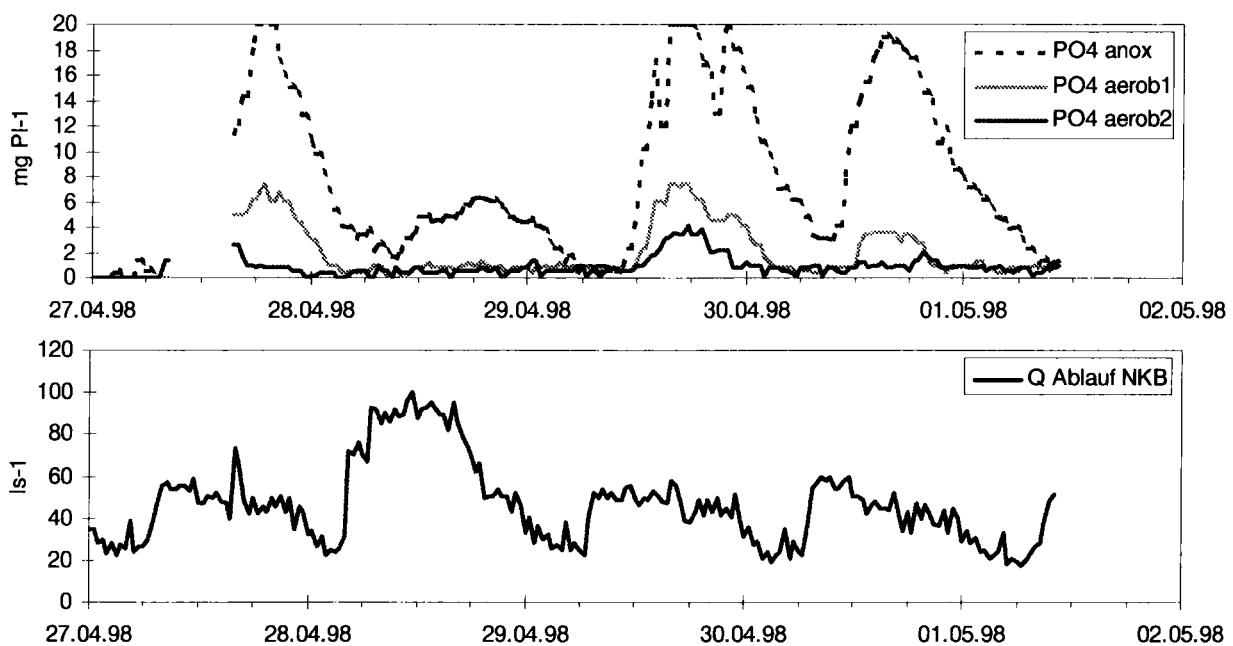
Figur 15: On line- $\text{PO}_4$ -Messungen auf der Versuchsanlage Neugut für eine Woche ohne sowie mit Versäuerungswasser-Zudosierung am Wochenende (1997).

## 6. TAGESGANG DES BIO-P

Infolge der sehr grossen anlageninternen Tagesdynamik des  $\text{PO}_4$  in Bio-P-Anlagen lässt sich der Bio-P-Tagesgang praktisch nur mittels On line-Analytik erfassen. Die  $\text{PO}_4$ -Rücklösung und -aufnahme im Tagesbereich haben die bei weitem grösste Dynamik im Bio-P. Die Figur 7 veranschaulicht dies sehr deutlich. Die Dynamik der Rücklösung und in der Folge auch der Aufnahme korreliert direkt mit der Zulauf-CSB-Dynamik. Die  $\text{PO}_4$ -Aufnahmekapazität ist immer genügend gross, um das Zulauf- $\text{PO}_4$  vollständig aufzunehmen. Gesamthaft bleibt die Anlage also den ganzen Tag  $\text{PO}_4$ -limitiert, ausser natürlich montags und dienstags (Kapitel 5) und bei sehr hoher künstlicher  $\text{PO}_4$ -Dosierung (Figur 5).

## 7. REGEN

Die Regensituation ist gekennzeichnet durch allgemein kleinere Zulaufkonzentrationen und vielfach auch kleinere Zulauffrachten. So ist die Regensituation weitgehend mit den Verhältnissen am Wochenende (Kapitel 5) vergleichbar. Das Bio-P verhält sich in der bei Regen herrschenden CSB-Mangelsituation analog zum Wochenende. Wie sehr sich die beiden Situationen entsprechen, geht aus der Figur 16 deutlich hervor. Dargestellt sind On line-Ganglinien der Versuchsanlage Neugut während eines Regentags sowie der darauffolgenden Trockenwettertage. Die  $\text{PO}_4$ -Rücklösung bricht während des Regens stark ein (wobei auch ein Verdünnungseffekt sichtbar wird), und die beiden folgenden wieder trockenen Tage (Mittwoch 29.4. und Donnerstag 30.4.) zeigen einen signifikanten "Montageffekt". Als Abhilfe könnte, soweit überhaupt notwendig, nur die Ergänzungsfällung durch Eisendosierung (Kapitel 5.1) in Betracht gezogen werden. Die  $\text{NH}_4$ -Regelung (Kapitel 5.2) kommt nicht in Frage, da  $\text{NH}_4$  bei Regen in der ganzen Anlage hoch ist. Die Rücklaufschlammmenge kann kaum reduziert werden (Kapitel 5.3), da meistens ohnehin eine Schlammverschiebung in die Nachklärung entsteht. Schliesslich dürfte die zusätzliche CSB-Dosierung (Kapitel 5.4) einen sehr schlechten Wirkungsgrad infolge der grossen Verdünnung ergeben und damit zu unwirtschaftlich sein.



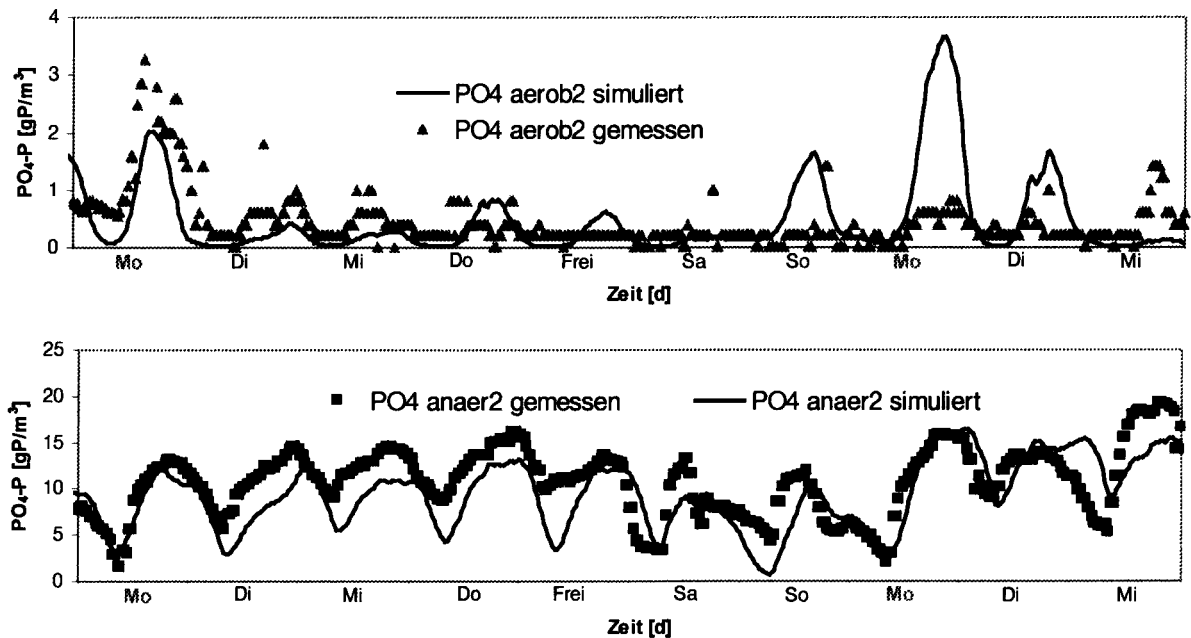
Figur 16: On line gemessene Ganglinien für PO<sub>4</sub> und Q der Versuchsanlage Neugut während eines Regentags (Dienstag 28.4.98) und der darauffolgenden Trockenwettertage.

## 8. DYNAMISCHE SIMULATION

Im Beitrag von Kühni *et al.* wird auf die Grenzen der stationären Modellierung des Bio-P infolge der grossen Dynamik hingewiesen. Für die verfahrenstechnische Optimierung einer Bio-P-Anlage empfiehlt sich die dynamische Modellierung. Da die PO<sub>4</sub>-Ablaufkonzentrationen und damit auch die Frachten in der Bilanz als Differenz von um ein Vielfaches grösserer anlageninterner Konzentrationen (Rücklösung und Zulauf abzüglich Aufnahme) zustande kommen, sind die Abläufe selbst mit der dynamischen Simulation schwierig vorherzusagen.

Zur dynamischen Modellierung der Messdaten der Versuchsanlage Neugut kam vor allem das dynamische Modell ASM3 mit EAWAG-Bio-P-Modul (Kühni *et al.*, 1999) zur Anwendung. Alle Simulationen wurden mit der Simulationssoftware "Aquasim" (Reichert, 1998) durchgeführt. Zur Kalibration und Validierung wurden grosstechnische Messdaten der Versuchsanlage Neugut, Daten der Pilotanlage Tüffenwies sowie Labordaten aus PO<sub>4</sub>-Rücklöse- und PO<sub>4</sub>-Aufnahmeversuchen (Batchexperimenten) verwendet. Als Resultat wurde ein einheitlicher Parametersatz erhalten, welcher die Datensätze verschiedener Herkunft abzubilden vermag (Kühni *et al.*, 1999). Es konnte nachgewiesen werden, dass das Modell sowohl die Stickstoffumsetzung abbilden kann, als auch in der Lage ist, verschiedene dynamische Effekte des Bio-P zu simulieren. Zu erwähnen sind hier der Montags- oder Wochenendeffekt, Kurzzeiteffekte wie die P-Rücklösung und anschliessende Wiederaufnahme und langfristige Veränderungen wie das Einwachsen bzw. Auswaschen der Bio-P-Organismen.

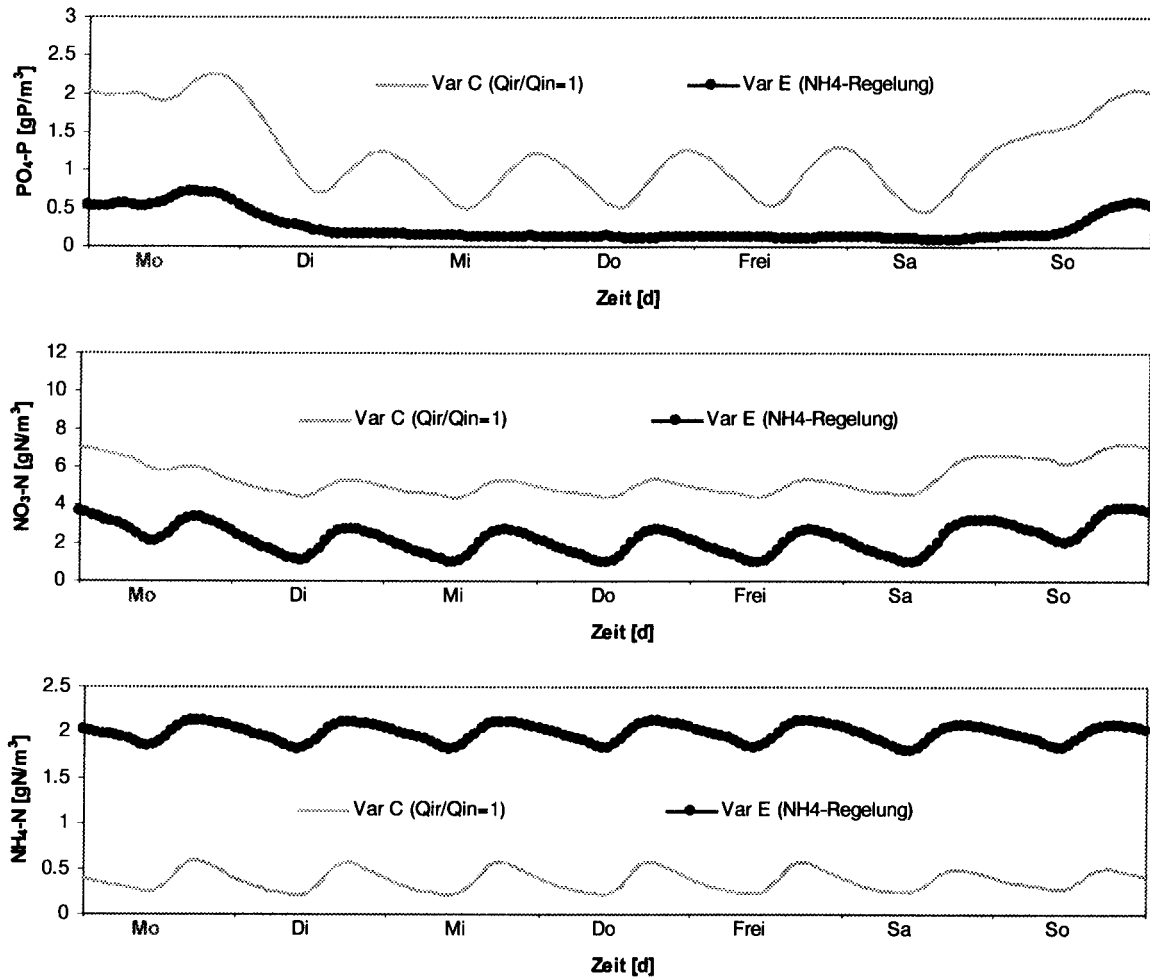
In der Figur 17 sind simulierte Wochenganglinien für Phosphat zusammen mit den entsprechenden on line bestimmten Messwerten der Versuchsanlage Neugut dargestellt. In der Woche 44/45 wurde die Versuchsstasse nach dem UCT-Verfahren betrieben, der Verdünnungsfaktor ohne Schlammbett betrug für die Woche 44  $\theta_x = 0.08 \text{ d}^{-1}$  und für die Woche 45  $\theta_x = 0.12 \text{ d}^{-1}$ . Das mittlere Schlammalter war demzufolge rund 10 Tage.



Figur 17: Simulierte und gemessene PO<sub>4</sub>-P-Konzentrationen in den Becken anaerob2 (oben) und aerob2 (unten) der Wochen 44/45 1997, Versuchsstasse Neugut.

Der erste Montagseffekt wird relativ gut abgebildet, der zweite Montagseffekt wird viel zu stark simuliert (Figur 17). Dies kann vermutlich auf die nachträgliche Aufteilung der Tagesmischproben für den zufließenden totalen CSB mit typischen Schwankungsfaktoren und ein variierendes Verhältnis zwischen  $S_S$  und  $C_{CSB,0}$  zurückgeführt werden. Versuche mit einer anderen Zulauf-Charakterisierung, mit differenzierter Aufteilung des Zulauf-CSB, liessen den Fehler der Modellrechnung für den zweiten Montagseffekt auf rund die Hälfte zurückgehen. Die P-Rücklösung wird gut wiedergegeben. Sehr gut abgebildet wird vorallem der Verlauf der NH<sub>4</sub>-Konzentration (hier nicht gezeigt).

Als ein Beispiel für die Beurteilung einer Optimierungsmassnahme mittels dynamischer Simulation ist in der Figur 18 die NH<sub>4</sub>-Regelung dargestellt (Kapitel 5.2). Es ist zu betonen, dass diese Optimierungsvariante nicht mit der statischen Modellierung vorausgesagt werden kann.



Figur 18: Optimierungsvariante "NH<sub>4</sub>-Regelung". Von oben nach unten sind dargestellt: NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P-Konzentrationen im Ablauf, je für den Fall der Regelung der NH<sub>4</sub>-N-Konzentration im Ablauf (Regelgröße). Stellgröße ist die variable Belüftung. Reglertyp: 2-Punkt-Regler. Die entsprechende nicht geregelte Variante ist zum Vergleich ebenfalls aufgetragen.

Die modellierte Ammonium-Regelung ist stark idealisiert und berücksichtigt keine Totzeiten (Figur 18). Mit der Regelung resultiert eine relativ konstante Ammoniumkonzentration von ca. 2 gN m<sup>-3</sup> im Ablauf. Im nicht geregelten Zustand stellt sich eine Sauerstoffkonzentration von 2.0-2.5 gO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup> ein, mit der Ammoniumregelung sinkt diese auf 0.2-1.0 gO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup> ab, wodurch die Nitratkonzentration im Ablauf durch die simultane Denitrifikation gegenüber dem ungeregelten Betrieb stark abnimmt.

In Bezug auf das Bio-P zeigt sich ebenfalls eine deutliche Verbesserung durch die Einführung der Ammonium-Regelung (Figur 18). Im Mittel kann, bezogen auf den Zulauf, eine P-Elimination nur durch Bio-P von  $X_{PP,elim} = 1.4 \text{ gP} / \text{m}^3$  Zulauf erreicht werden. Bei den PO<sub>4</sub>-P-Ablaufwerten kommt man auf ein Wochenmittel von 0.3 gP m<sup>-3</sup>.

## 9. LITERATURVERZEICHNIS

- Brdjanovic D., Slamet A., Van Loosdrecht M. C. M., Hooijmans C. M., Alaerts G. J. and Heijnen J. J. (1998). Impact of excessive aeration on biological phosphorus removal from wastewater. *Wat. Res.*, **32**(1), 200-208.
- Carrucci A. and Kühni M., Brun R., Carruci G., Koch G., Majone M. and Siegrist H. (1999). Microbial competition for the organic substrates and its impact on EBPR systems under conditions of changing carbon feed. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), 75-85.
- Gujer W., Henze M., Mino T., Van Loosdrecht M. (1999). Activated Sludge Model No. 3. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), 183-193.
- Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C. and Marais G. v. R. (1995a). Activated Sludge Model No. 2. *IAWQ Scientific and Technical Reports, No. 3*, IAWQ, London.
- Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C. and Marais G. v. R. (1995b). Wastewater and biomass characterization for the Activated Sludge Model No. 2: Biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, **31**(2), 13-23.
- Huisman J. (1999). Mündliche Mitteilung.
- Koch G., Kühni M. and Siegrist H. (1998). Stickstoffelimination in Belebungsanlagen. Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut. *EAWAG Report*.
- Kühni M., Koch G., Rieger L. und Siegrist H. (1999). Erhöhte biologische Phosphorelimination in Belebungsanlagen. Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut. *EAWAG Report*.
- Maurer M. (1996). Erhöhte Biologische Phosphorelimination. Modellierung der biologischen und chemischen Prozesse. *Diss. ETHZ Nr. 11920*.
- Maurer M. and Gujer W. (1998). Dynamic modelling of enhanced biological phosphorus and nitrogen removal in activated sludge systems. *Wat. Sci. Tech.*, **38**(1), 203-210.
- Moser-Engeler R., Udert K. M., Wild D. and Siegrist H. (1998). Products from primary sludge fermentation and their suitability for nutrient removal. *Wat. Sci. Tech.*, **38**(1), 265-273.
- Reichert P. (1998). AQUASIM 2.0 – User Manual: Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems. EAWAG, Dübendorf, Switzerland. Siegrist H., Brunner I., Koch G., Phan Linh Con and Le Van Chieu (1999). Reduction of biomass decay rate under anoxic and anaerobic conditions. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), 129-137.
- Temminck H., Peterson B., Isaacs S. and Henze M. (1996). Recovery of biological phosphorus removal after periods of low organic loading. *Wat. Sci. Tech.*, **34**(1-2), 1-8.
- Wild D. (1997). Nährstoffflüsse in Kläranlagen mit biologischer Phosphorelimination. *Diss. ETHZ Nr. 12197*.





V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

**Gestaltung von Belebungsanlagen  
zur Nährstoffelimination**

Hansruedi Siegrist

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf

# GESTALTUNG VON BELEBUNGSANLAGEN ZUR NÄHRSTOFFELIMINATION

H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH, EAWAG, 8600 Dübendorf

INHALTSVERZEICHNIS	Seite
1. EINLEITUNG.....	1
2. VERFAHRENSÜBERSICHT .....	2
2.1. Hauptstromverfahren.....	3
2.1.1. Verfahren mit vorgeschalteter Denitrifikation .....	3
2.1.2. Kaskadendenitrifikation.....	5
2.1.3. Verfahren mit simultaner Denitrifikation .....	6
2.1.4. Verfahren mit intermittierender Denitrifikation.....	7
2.1.5. Verfahren mit alternierender Denitrifikation.....	10
2.1.6. Sequencing Batch Reaktor (SBR) .....	11
2.1.7. Verfahren ohne Nitrifikation .....	12
2.2. Nebenstromverfahren.....	13
3. DENITRIFIKATION IM NACHKLÄRBECKEN .....	14
4. BETRIEBLICHE UND BAULICHE DETAILS.....	15
5. SCHLUSSFOLGERUNGEN.....	17
6. LITERATURVERZEICHNIS .....	18

## 1. EINLEITUNG

Die Leistung der Denitrifikation und der erhöhten biologischen Phosphatelimination ist neben der Abwasserzusammensetzung (leicht abbaubarer und hydrolysierbarer partikulärer CSB, CSB/N-, CSB/P-Verhältnis) von den folgenden verfahrenstechnischen und baulichen Massnahmen abhängig:

- zweckmässige Gestaltung der Anlage, Verfahrensschema
- Schlammalter sowie Grösse der anoxischen und anaeroben Beckenvolumina
- Sauerstoffeintrag durch Pumpen, Überfälle, Zulauf, Rücklauf, interne Rezirkulation, Reaktoroberfläche, belüfteten Sandfang und belüftete Verteilzone
- Optimierung des Belüftungsangebots (optimale Steuerung der Belüftung nach dem Bedarf der Nitrifikation)

- Rücklauf und interne Rezirkulation (NO<sub>3</sub>-Rückführung)
- Grösse des Schlammbedts im Nachklärbecken
- Vorversäuerung von Frischschlamm bzw. des Rohabwassers zur Vergrösserung des leicht abbaubaren CSB (s. Beitrag Moser et al.)
- Verminderung der Stickstofffracht durch separate Behandlung des Faulwassers (s. Beitrag Koch et al.)
- Separate Überschussschlammwässerung zur Verhinderung der P-Rücklösung im Vorklärbecken und damit Rezirkulation von Phosphat

Im zweiten Kapitel werden die verschiedenen Verfahrensschemata sowie deren Vor- und Nachteile besprochen. Eine mögliche Stickstoffübersättigung im Nachklärbecken durch Denitrifikation im Schlammbedt wird im dritten Kapitel diskutiert. Im vierten Kapitel wird auf die verfahrenstechnischen und baulichen Details wie Rührer, Minimierung des Sauerstoffeintrags und Gestaltung der Trennwände eingegangen.

## 2. VERFAHRENSÜBERSICHT

Im wesentlichen lassen sich bei der Stickstoffelimination im Belebungsverfahren zwei Grundtypen von Verfahrensschemata unterscheiden:

- Nitrifikation und Denitrifikation in **getrennten Becken**. Dazu gehören die vorgeschaltete und nachgeschaltete Denitrifikation sowie die Kaskadendenitrifikation. Wobei die nachgeschaltete Denitrifikation nur mit einer externen C-Quelle betrieben werden kann.
- Nitrifikation und Denitrifikation im **ungeteilten Becken**, wobei eine zonale oder zeitliche Trennung der Prozesse möglich ist. Hierzu gehören die simultane, die intermittierende und die alternierende Denitrifikation sowie der Sequencing Batch Reaktor (SBR).

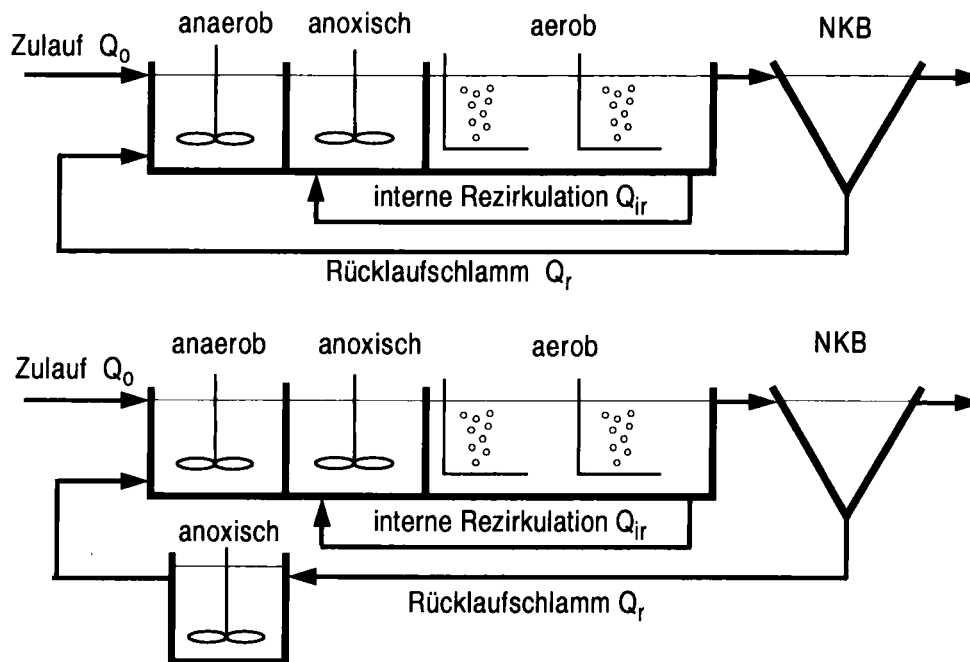
Bei der Verfahrenstechnik der erhöhten biologischen Phosphatelimination werden grundsätzlich zwei Verfahrenstypen unterschieden (ATV, 1994; Randall et al., 1992):

- Beim **Hauptstromverfahren** findet die Phosphatrücklösung in einem der Denitrifikation/Nitrifikation vorgeschalteten anaeroben Becken im Abwasserhauptstrom statt und der Phosphor wird in Form von Polyphosphat mit dem Überschussschlamm entfernt. Eine Ausnahme bildet der SBR: Dort erfolgt die P-Rücklösung (anaerobe Phase) im gleichen Reaktor nach Abschluss der Denitrifikationsphase.
- Beim **Nebenstromverfahren** wird ein Teil des Rücklaufschlammstroms über ein separates Becken geführt, wo unter anaeroben Bedingungen (unter Zugabe von vorgeklärtem Abwasser) das Polyphosphat hydrolysiert und als Phosphat rückgelöst wird. Nach Abtrennung und Rückführung des polyphosphatarmen Belebtschlammes kann das gelöste Phosphat, das relativ konzentriert vorliegt, mit Kalk, Eisen- oder Aluminiumsalzen separat gefällt werden (Phostripverfahren).

## 2.1. Hauptstromverfahren

### 2.1.1. Verfahren mit vorgeschalteter Denitrifikation

Bei der vorgeschalteten Denitrifikation wird der vordere Teil des Belebungsbeckens ohne Belüftung betrieben und der Belebtschlamm nur durch Rühren in Suspension gehalten. Nitrat kann daher nur über den Rücklauf  $Q_r$  und die interne Rezirkulation  $Q_{ir}$  in die sauerstofffreien, anoxischen und anaeroben Beckenteile gelangen (Figuren 2.1 und 2.2).



FIGUR 2.1: AAO-Verfahren (anaerobic/anoxic/oxic) (oben) und JHB Verfahren (entworfen in Johannesburg) mit Denitrifikationsbecken im Rücklaufstrom (unten). Entnahme des Überschussschlammes erfolgt am Ende des aeroben Beckenteils nach Abschluss der Phosphataufnahme oder im Rücklaufstrom.

Unter der Annahme, dass im Nitrifikationssteil keine simultane Denitrifikation erfolgt, am Ende des Denitrifikationsbeckens sowie im Zulauf Nitrat und am Ende des Nitrifikationsbeckens Ammonium vernachlässigbar klein sind, berechnet sich der nitratlimitierte Eliminationsgrad bezogen auf den nitrifizierten Stickstoff wie folgt:

$$\eta_{\text{den, nitratlimitiert}} = 1 - Q_0 / (Q_0 + Q_r + Q_{ir}) = (Q_r + Q_{ir}) / (Q_0 + Q_r + Q_{ir})$$

Der Eliminationsgrad ist bezogen auf den gesamthaft denitrifizierbaren Stickstoff, dies entspricht ca. der  $\text{NH}_4\text{-N}$  Fracht im Zulauf zur Belebung.

Inwieweit am Ende der unbelüfteten Zone das Nitrat vollständig denitrifiziert ist und damit die maximal mögliche Denitrifikationsleistung erreicht werden kann, ist abhängig von: der Zusammensetzung des Abwassers, den Sauerstoffeinträgen in die unbelüfteten Zonen, der internen Rezirkulation, dem Rücklaufschlamm sowie der Größe der anoxischen Zone und des Schlammbetts. Dies kann mit dem stationären Modell (s. Beitrag Koch et al.) berechnet werden.

Um den theoretischen maximalen Eliminationsgrad zu erhöhen, muss bei der nitratlimitierten, vorgeschalteten Denitrifikation die interne Rezirkulation erhöht werden. Bei geringem CSB/N - Verhältnis sind dem jedoch Grenzen gesetzt, da durch die Rezirkulation erhebliche Mengen an Sauerstoff aus dem aeroben in den anoxischen Beckenteil gelangen und damit die Denitrifikationsleistung beeinträchtigen. Die interne Rezirkulation sollte daher den Bedürfnissen der Denitrifikation, d.h. dem Nitratverbrauch angepasst werden. Bei Rückführungsverhältnissen  $(Q_r + Q_{ir})/Q_o > 4$  nimmt die Denitrifikationsleistung wegen des hohen Sauerstoffeintrags wieder ab. Maximal mögliche Denitrifikationsleistungen bei der vorgeschalteten Denitrifikation liegen bei ca. 80%.

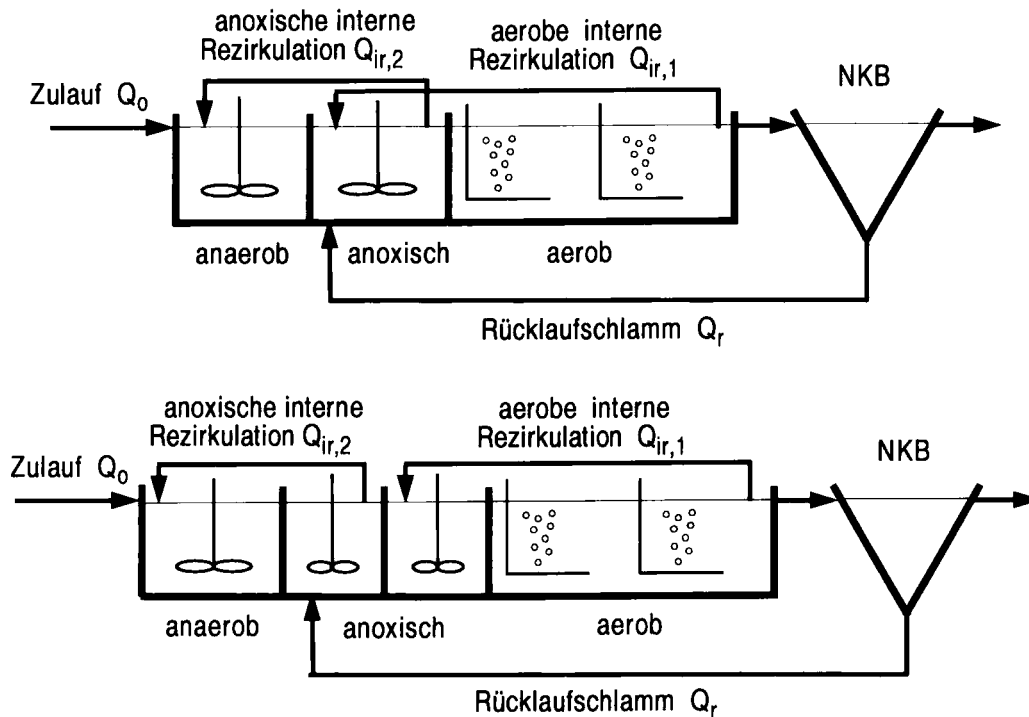
Die anaerobe Zone zur Rücklösung des Phosphats wird dem denitrifizierenden Beckenteil vorgeschaltet, damit die leicht abbaubaren Stoffe hauptsächlich der P-Rücklösung zur Verfügung stehen. Das anaerob gespeicherte Substrat wird danach zum Teil bereits im denitrifizierenden Beckenteil mit Hilfe von Nitrat veratmet und mit der dabei gewonnenen Energie gelöstes Phosphat wiederum als Polyphosphat gespeichert. Damit kann das gut abbaubare Substrat für die P-Rücklösung und teilweise für die Denitrifikation verwendet werden. Die vollständige Aufnahme des Phosphats und der weitere Abbau des gespeicherten Substrats erfolgt im aeroben Beckenteil.

Da beim AAO-Verfahren (Fig 2.1, oben) immer noch relativ viel Nitrat über den Rücklaufstrom in die anaerobe Zone gelangt, kann die Phosphatrücklösung während tiefen CSB-Belastungen in den Nachtstunden und an den Wochenenden gehemmt werden, was teilweise zu einer instabilen P-Elimination führt (s. Beitrag Kühni et al.). Beim in Johannesburg entwickelten JHB-Verfahren (Fig. 2.1, unten) wird daher der Rücklaufstrom zusätzlich denitrifiziert. Ein ähnlicher Effekt kann auch erreicht werden, wenn, falls betrieblich möglich, der Rücklaufstrom möglichst klein gehalten und ein möglichst grosses Schlammbett im Nachklärbecken aufgebaut wird.

Eine weitere Möglichkeit, Nitrat vom anaeroben Becken fernzuhalten, bietet das ebenfalls in Südafrika entwickelte UCT-Verfahren (University of Cape Town) (Fig. 2.2, oben). Dabei wird der Rücklaufstrom in den anoxischen Beckenteil geführt und eine zweite interne Rezirkulation führt den grösstenteils nitratfreien Schlamm in das anaerobe vorgeschaltete Becken. Dadurch wird jedoch im anaeroben Becken eine geringere Belebtschlammkonzentration erreicht als beim AAO-Verfahren, was die Freisetzung von Hydrolyseprodukten vermindert. Beim UCT-Verfahren wird die biologische Phosphatelimination (kein Nitrat in der Schlammrückführung zum anaeroben Becken) und beim AAO-Verfahren eher die Denitrifikation optimiert. Das MUCT-Verfahren (modified-UCT) sollte eine noch stabilere Phosphatelimination ergeben, da praktisch nie Nitrat in die anaerobe Zone gelangen kann (Fig. 2.2, unten).

Die anaerobe hydraulische Aufenthaltszeit inkl. Rücklaufschlammstrom sollte gemäss Merkblatt M 208 der ATV (1994) 0.75 Stunden nicht unterschreiten. Bei der mit dem stationären Modell berechneten anaeroben Zone ergeben sich jedoch für schweizerisches Abwasser meist grössere Aufenthaltszeiten. Durch eine intermittierende Durchmischung des anaeroben Beckenteils können die anaeroben

Prozesse intensiviert werden, da durch die temporäre Absetzung des Schlammes eine höhere Schlammkonzentration erreicht wird. Auf ähnliche Art kann die Denitrifikationsleistung bei intermittierender Durchmischung des anoxischen Beckenteils in einer denitrifizierenden Anlage verbessert werden (Levy, 1998).



FIGUR 2.2: Beim UCT-Verfahren (University of Cape Town) (oben) und MUCT-Verfahren (modified UCT) (unten) gelangt praktisch nur nitratfreier Schlamm ins anaerobe Becken, was zu einem stabileren Betrieb der biologischen Phosphatelimination führt.

Durch eine flexible Anpassung der aeroben und anoxischen Beckenteile an die saisonal schwankenden Raumbedürfnisse der Nitrifikation und Denitrifikation (im Sommer wird bis zu 50% weniger Volumen benötigt) mittels bivalenter Zonen oder intermittierender Belüftung, kann die biologische P-Elimination wesentlich verbessert und Belüftungsenergie eingespart werden.

Die Entnahme des Überschussschlammes erfolgt entweder am Ende des aeroben Beckenteils, nach vollständiger Aufnahme des anaerob rückgelösten Phosphats oder, wenn im Schlammbett keine P-Rücklösung erfolgt, im Rücklaufstrom.

### 2.1.2. Kaskadendenitrifikation

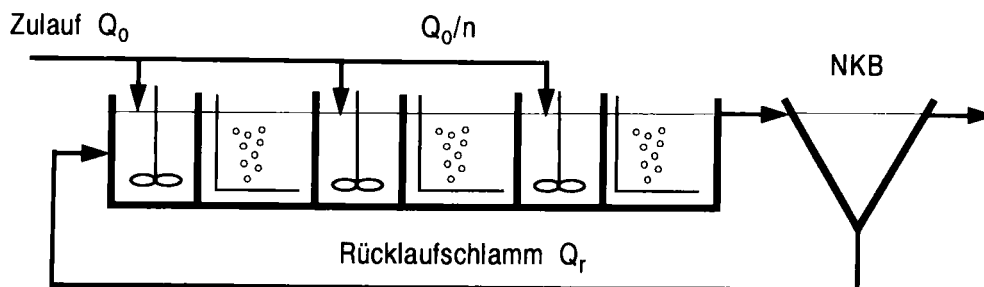
Bei der Kaskadendenitrifikation wechseln sich anoxische und aerobe Beckenteile ab (Fig. 2.3). Eine interne Rezirkulation ist nicht notwendig, da das Nitrat immer aus der vorhergehenden aeroben, nitrifizierenden Zone stammt. Bei der Kaskadendenitrifikation kann die Denitrifikationsleistung durch Erhöhung des Rücklaufschlammverhältnisses und Erniedrigung des Anteils des Abwasserzuflusses in die letzte Kaskade verbessert werden. Erstere Massnahme führt jedoch zu einer höheren Belastung des Nachklärbeckens. In Deutschland wurde bei Anlagen mit Kaskaden-

denitrifikation bis 90% Denitrifikationsleistung (bezogen auf die Ammoniumfracht im Zulauf) erreicht (Kayser, 1991).

Unter der Annahme, dass in den Nitrifikationsbecken keine simultane Denitrifikation erfolgt, am Ende der Denitrifikationsbecken sowie im Zulauf Nitrat und am Ende der Nitrifikationsbecken Ammonium vernachlässigbar klein sind, berechnet sich der nitratlimitierte Eliminationsgrad bezogen auf den nitrifizierten Stickstoff wie folgt:

$$\eta_{\text{den,nitratlimitiert}} = 1 - Q_0 / (n \cdot (Q_0 + Q_r))$$

Wobei  $n$  nicht die Anzahl Kaskaden beschreibt, sondern  $Q/n$  der Anteil des Zuflusses ist, der in den letzten anoxischen Beckenteil eingeleitet wird.



FIGUR 2.3: Schematischer Längsschnitt einer Kaskadendenitrifikation

Wegen der abgestuften Abwasserzugabe ist in der ersten Kaskade die Belebtschlammkonzentration deutlich höher als in der letzten. Bei gleichem Beckenvolumen und gleicher NKB-Belastung kann daher mit der Kaskadendenitrifikation eine höhere Belebtschlammmenge bzw. ein höheres Schlammalter erreicht werden als bei der vorgeschalteten Denitrifikation. Dieses Verfahren erfordert eine gute Sauerstoffregelung, damit nicht zuviel Sauerstoff in die anoxischen Beckenteile gelangt und eine einwandfreie konstante Verteilung des Abwassers auf die anoxischen Beckenteile.

Eine Kombination mit der biologischen Phosphatelimination ist ebenfalls möglich: Es ist jedoch für jeden denitrifizierenden Beckenteil bzw. jeden Teilstrom ein vorgeschaltetes, anaerobes Beckenkompartiment mit separater Rückführung des nitratfreien Schlammes, ähnlich wie beim UCT-Verfahren, notwendig (Crawford et al., 1999).

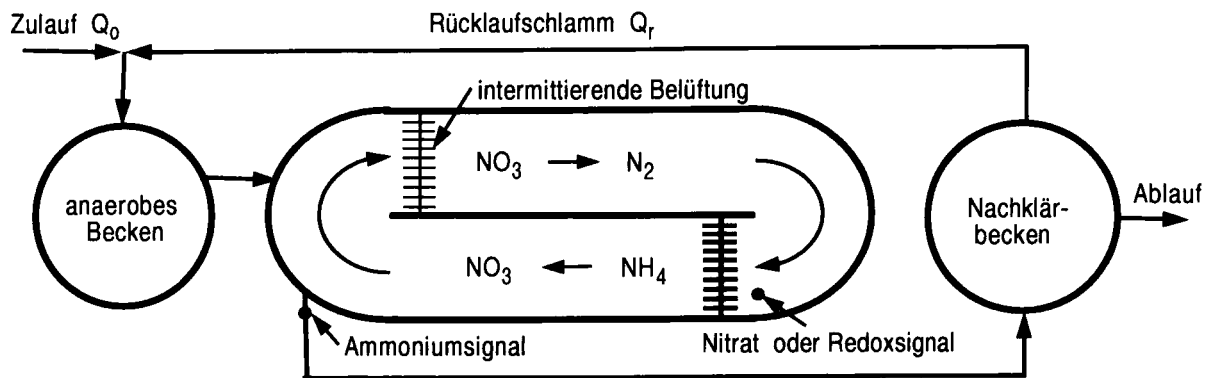
### 2.1.3. Verfahren mit simultaner Denitrifikation

Bei der simultanen Denitrifikation in einem Umlaufbecken laufen Nitrifikation und Denitrifikation gleichzeitig in verschiedenen Beckenzonen ab (Fig. 2.4). Im Gegensatz dazu sind bei der intermittierenden (Fig. 2.5), alternierenden Denitrifikation (Fig. 2.6) und beim SBR (Fig. 2.7) die aerobe und die anoxische Phase zeitlich getrennt.

Bei der simultanen wie auch bei der intermittierenden Denitrifikation ist es nützlich, das Verfahren mit einer Prozessregelung auszurüsten, um die Belüftung und den Zu- und Ablauf optimal den Bedürfnissen des Schlammes anzupassen.

Wenn ein Umlaufbecken mit zwei oder drei Belüftern ausgerüstet ist, wird der zweite und dritte Belüfter wenn notwendig intermittierend zugeschaltet. Die Einschaltlängen

können durch Messung des Nitratgehalts bzw. des Redoxpotentials vor dem ersten Belüfter (Fig. 2.4) geregelt werden. Dadurch ergibt sich eine Überlagerung aus simultaner und intermittierender Denitrifikation. Bestehen ausgeprägte  $\text{NH}_4$ -Spitzenfrachten und müssen tiefe  $\text{NH}_4$ -Ablaufkonzentrationen eingehalten werden, empfiehlt es sich, die Belüftung mit der  $\text{NH}_4$ -Ablaufkonzentration zu steuern (s. Beitrag Bassanello und Siegrist).



FIGUR 2.4: Schematischer Grundriss einer simultanen Denitrifikation in einem Umlaufbecken

Ausgerüstet mit einem vorgeschalteten anaeroben Becken eignet sich dieses Verfahren ebenfalls zur biologischen Entfernung des Phosphats. Darüber hinaus ist es in grossen Umlaufbecken und langen Umlaufzeiten bei einer geeigneten Belüftungsregelung ebenfalls möglich, gleichzeitig anaerobe, anoxische und aerobe Zonen zu bilden, um simultan die biologische Phosphor- und Stickstoffelimination durchzuführen.

#### 2.1.4. Verfahren mit intermittierender Denitrifikation

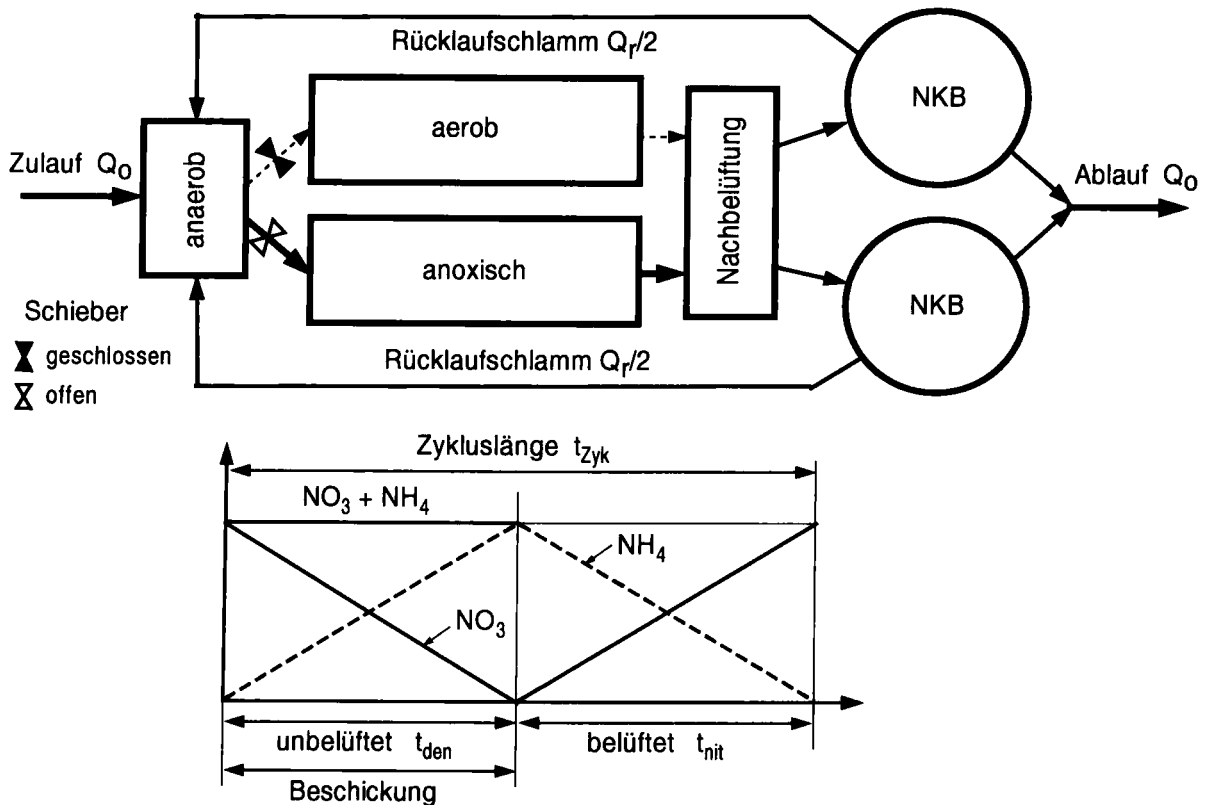
Bei der intermittierenden Denitrifikation erfolgt die Nitrifikation und Denitrifikation im gleichen Becken jedoch zeitlich versetzt mittels einer intermittierenden Belüftung. Während der unbelüfteten Phase wird der Schlamm kontinuierlich oder in kurzen Intervallen gerührt. Das Verfahren wird vielfach in Anlagen mit Schlammstabilisierung eingesetzt. Das in Abschnitt 2.1.6 beschriebene Aufstauverfahren (SBR) kann ebenfalls als intermittierende Denitrifikation betrieben werden.

Mit zwei parallel betriebenen Strassen kann jeweils ein Becken belüftet und das andere gerührt werden, um die Leistungsaufnahme zu optimieren. Die Gebläse können sauerstoffgeregelt durchlaufen, die Luft wird abwechselnd in die beiden Becken geleitet. Das Nachbelüftungsbecken dient dazu, das denitrifizierte Wasser wieder zu belüften, die Ammoniumkonzentration möglichst tief zu halten und bei Anlagen mit biologischer Phosphorelimination die Rücklösung des Phosphors im Nachklärbecken zu verhindern. Die intermittierend belüfteten Becken werden als vordurchmischte Becken betrieben.

Bei der intermittierenden Belüftung mit konstanter Beschickung wird derjenige Anteil des leicht abbaubaren CSB nicht zur Denitrifikation genutzt, der während der



Belüftungsphase zufließt. Um den leicht abbaubaren CSB möglichst weitgehend für die Denitrifikation zu verwenden, kann es zweckmässig sein, auch das Abwasser intermittierend zu beschicken (Zugabe möglichst nur während der denitrifizierenden Phase). Dies wird mit je einem Schieber in den Zuläufen zu den beiden Becken erreicht (Fig. 2.5). In der Schweiz wurde dieses Verfahren erfolgreich bei der Kläranlage Glarnerland (70'000 EW) eingesetzt. Die konventionelle vierstrassige Belebung wurde in eine zweistrassige intermittierende Denitrifikation mit intermittierender Beschickung umgebaut. Dies hatte auch den Vorteil einer einfacheren Wasserverteilung (zwei statt vier Zuläufe).



FIGUR 2.5: Intermittierende Denitrifikation mit intermittierender Beschickung, Nachbelüftung und anaerober Vorstufe zur Phosphatrücklösung (oben). Erwünschter theoretischer Verlauf der Ammonium- und Nitratkonzentration in einem der beiden volldurchmischten Reaktoren während eines Zyklus. Die Zykluslängen betragen 1-4 Stunden (unten).

Unter Vernachlässigung des durch den Rücklaufschlamm zufließenden und des ins Nachklärbecken abfließenden Ammoniums und Nitrats, kann man für einen Taktbetrieb die Ablaufkonzentrationen und die Abbauleistungen theoretisch berechnen. Unter der Annahme, dass nach der Belüftungsphase der Ammoniumgehalt und nach der unbelüfteten Phase der Nitratgehalt praktisch Null ist, gilt das in Fig. 2.5 unten beschriebene theoretische Konzentrationsprofil. Für den Anstieg der Ammoniumkonzentration im Belebungsbecken unter anoxischen Bedingungen gilt:

$$S_{NH, BB}(t) = Q_0 \cdot S_{NH, 0} \cdot t / V_{intermit} \quad [g \text{ N m}^{-3}]$$

mit:  $S_{NH, 0}$  =  $NH_4$ -N Konzentration im Zulauf [ $g \text{ N m}^{-3}$ ]

$Q_0$  = Zulaufmenge pro zwei parallel betriebene Strassen [ $m^3 \text{ h}^{-1}$ ]

$$t = \text{Zeit seit Beginn der Beschickung [h]}$$

$$V_{\text{intermit}} = \text{Volumen eines der intermittierend belüfteten Becken [m}^3\text{]}$$

Während der Denitrifikation soll das Nitrat vollständig denitrifiziert werden, dadurch ergibt sich eine mittlere anorganische Stickstoffkonzentration, die gerade der Ammoniumkonzentration nach Abschluss der Denitrifikationsphase entspricht. Bei einem vollständig durchmischten Becken entspricht die anorganische Stickstoffkonzentration im Ablauf  $S_{N,\text{anorg},e}$  der Summe von  $\text{NH}_4\text{-N}$ -,  $\text{NO}_3\text{-N}$ - und  $\text{NO}_2\text{-N}$ -Konzentration im intermittierend belüfteten Belebungsbecken:

$$S_{N,\text{anorg},e} = S_{\text{NH},\text{BB}} + S_{\text{NO},\text{BB}} = Q_o \cdot S_{\text{NH},o} \cdot t_{\text{den}} / V_{\text{intermit}} \quad [\text{g N m}^{-3}]$$

$$S_{N,\text{anorg},e} = S_{\text{NH},o} \cdot (t_{\text{den}} + t_{\text{nit}}) / \theta_h \quad \text{unter der Annahme } t_{\text{den}} \approx t_{\text{nit}} \quad [\text{g N m}^{-3}]$$

mit:  $S_{\text{NH},\text{BB}} = \text{NH}_4\text{-N Konzentration im Belebungsbecken [g N m}^{-3}\text{]}$   
 $S_{\text{NO},\text{BB}} = \text{NO}_3\text{-N und NO}_2\text{-N Konzentration im Belebungsbecken [g N m}^{-3}\text{]}$   
 $\theta_h = \text{mittlere hydraulische Aufenthaltszeit in den intermittierend belüfteten Becken} = 2 \cdot V_{\text{intermit}} / Q_o \quad [\text{h}]$   
 $t_{\text{den}}, t_{\text{nit}} = \text{Länge der Denitrifikations- bzw. Nitrifikationsphase [h]}$

Die Nachbelüftung wird so gestaltet, dass das die intermittierende Zone verlassende Ammonium noch zum grössten Teil nitrifiziert wird. Die anorganische gelöste Stickstoffkonzentration bleibt damit jedoch gleich wie im Ablauf der intermittierenden Zone. Bei günstigen CSB/N-Verhältnissen beträgt der nitratlimitierte Wirkungsgrad der Denitrifikation, bezogen auf die Ammoniumkonzentration im Zulauf unter Vernachlässigung der Denitrifikation im Nachklärbecken:

$$\eta_{\text{den,nitratlimitiert}} = 1 - S_{N,\text{anorg},e} / S_{\text{NH},o} = 1 - (t_{\text{den}} + t_{\text{nit}}) / \theta_h = 1 - t_{\text{zyk}} / \theta_h \quad [-]$$

Die Denitrifikationsleistung ist abhängig von der Länge des Zyklus ( $t_{\text{zyk}} = t_{\text{den}} + t_{\text{nit}}$ ) und der hydraulischen Aufenthaltszeit. Je kürzer der Takt, desto kleiner ist die Ablaufkonzentration. Es ist jedoch praktisch nicht sinnvoll, das Taktintervall kleiner als eine Stunde zu wählen.

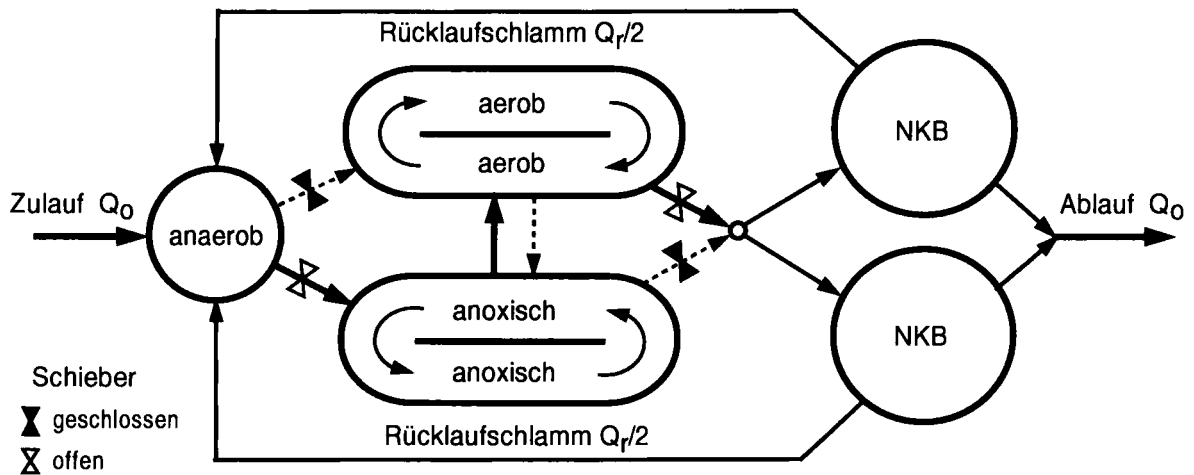
Da dieses Verfahren bei relativ kurzen Zyklen eine hohe Denitrifikationsleistung erreicht und die P- Rücklösung erst nach Abschluss der denitrifizierenden Phase einsetzt, ist die P-Rücklösung und damit die biologische Phosphatelimination (ausgenommen bei günstigen CSB/N-Verhältnissen) ohne vorgeschaltetes anaerobes Becken gering. In der ARA Glarnerland konnte z.B. keine Phosphatrücklösung in den kurzen anaeroben Phasen nach den Denitrifikationsphasen beobachtet werden, dies trotz einem Schamhalter von über 20 Tagen. Es ist darum von Vorteil, für eine effiziente biologische P-Elimination, ähnlich wie bei der simultanen Denitrifikation, den intermittierend betriebenen Becken ein anaerobes Becken zur P-Rücklösung vorzuschalten (Fig. 2.5). Das leicht abbaubare Substrat steht dadurch der P-Rücklösung und teilweise der Denitrifikation zur Verfügung. Die hydraulische Aufenthaltszeit im anaeroben Becken sollte inkl. Rücklaufstrom 0.75 h ebenfalls nicht unterschreiten. Bei der Berechnung mit dem stationären Modell ergeben sich jedoch wie beim AAO- und UCT-Verfahren ebenfalls meist grössere Aufenthaltszeiten.

Da bei diesem Verfahren die Belüftungslänge pro Zyklus sehr flexibel den Zulaufmengen angepasst und damit Belüftungsenergie eingespart, sowie die Nährstoffelimination optimiert werden kann, ist es sinnvoll, eine gute Prozessregelung evtl. mittels einer Ammonium- und Nitrat-Online-Messung zu betreiben.

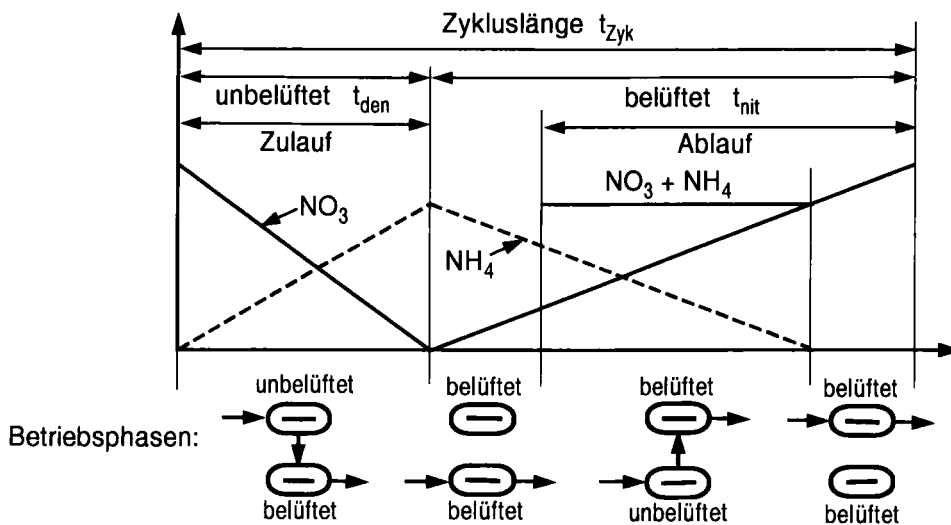
Ist die Denitrifikationsleistung während der kalten Jahreszeit in der intermittierenden Zone ungenügend, kann das vorgeschaltete Becken als zusätzliches Denitrifikationsbecken dienen. Darüber hinaus kann es sich auch hinsichtlich seiner Wirkungsweise als Selektor günstig auf die Absetzeigenschaften des Schlammes auswirken.

**2.1.5. Verfahren mit alternierender Denitrifikation**

Die alternierende Denitrifikation ist nur mit mindestens zwei gleich grossen, benachbarten Becken möglich. Die beiden miteinander verbundenen Becken werden alternierend durchflossen.



Theoretische Ganglinien von NH<sub>4</sub> und NO<sub>3</sub> im oberen Becken



FIGUR 2.6: Alternierende Denitrifikation: beim Bio-Denitro-Verfahren fließt das Abwasser im Zick-Zack-Kurs durch die beiden hintereinander geschalteten Becken (oben). Betriebsphasen und theoretischer Verlauf des Ammonium- und Nitratgehalts im oberen Becken (unten).

Das bekannteste Verfahren ist das in Fig. 2.6 beschriebene Bio-Denitro-Verfahren, das in Dänemark sehr verbreitet ist. Der Zufluss wird in das unbelüftete Becken geführt, während der Abfluss immer aus dem belüfteten erfolgt. Damit bei der Umschaltung kein anaerobes, ammoniumhaltiges Abwasser ins Nachklärbecken gelangt, wird jeweils in beiden Becken eine Belüftungsphase dazwischen geschaltet. Wird während der unbelüfteten Phase das Nitrat vollständig denitrifiziert, ergibt sich das in Fig. 2.6 unten beschriebene Konzentrationsprofil. Die mittlere anorganische Stickstoffkonzentration im Ablauf und der nitratlimitierte Wirkungsgrad der Denitrifikation (bezogen auf die Ammoniumkonzentration im Zulauf) betragen etwa (ohne Denitrifikation im Nachklärbecken):

$$S_{N_{anorg,e}} = S_{NH, BB} + S_{NO, BB} \approx Q_0 \cdot S_{NH,o} \cdot t_{den} / V_{intermit} \quad [gN m^{-3}]$$

$$\eta_{den, nitratlimitiert} = 1 - S_{N,anorg,e} / S_{NH,o} \approx 1 - 2 \cdot t_{den} / \theta_h \quad [-]$$

Es können auch drei hintereinander geschaltete Becken alternierend durchflossen werden, wobei immer im ersten denitrifiziert und den beiden nachfolgenden nitrifiziert wird. Mit drei alternierend betriebenen Becken kann die Ammoniumkonzentration im Ablauf sehr tief gehalten werden.

Die alternierend betriebenen Verfahren werden meistens nach einem festen Programm, abhängig von den mittleren Ammonium- und Nitratkonzentrationen, gesteuert. Nur die Belüftung muss über den Sauerstoff gesteuert werden. Ist die Nitratkonzentration immer relativ hoch und der Ammoniumgehalt gering, kann die unbelüftete Phase entsprechend verlängert werden. Heute werden grössere Anlagen jedoch auch vermehrt mit  $NH_4$ - und  $NO_3$ -Online-Messungen (bzw. Sauerstoffkonzentration und Redoxsignal) und einer effizienten Prozessregelung ausgerüstet.

Bei günstigem CSB:N-Verhältnis kann sowohl bei simultaner, intermittierender und alternierender Denitrifikation 90% Denitrifikationsleistung (bezogen auf die  $NH_4$ -N-Fracht im Zulauf bzw. den nitrifizierten Stickstoff) erreicht werden.

Mit einem vorgeschalteten anaeroben Becken ist die alternierende Denitrifikation, ähnlich wie die intermittierende Denitrifikation, wegen den tiefen Nitratkonzentrationen im Rücklauf für die Phosphatrücklösung und damit die erhöhte biologische P-Entfernung gut geeignet.

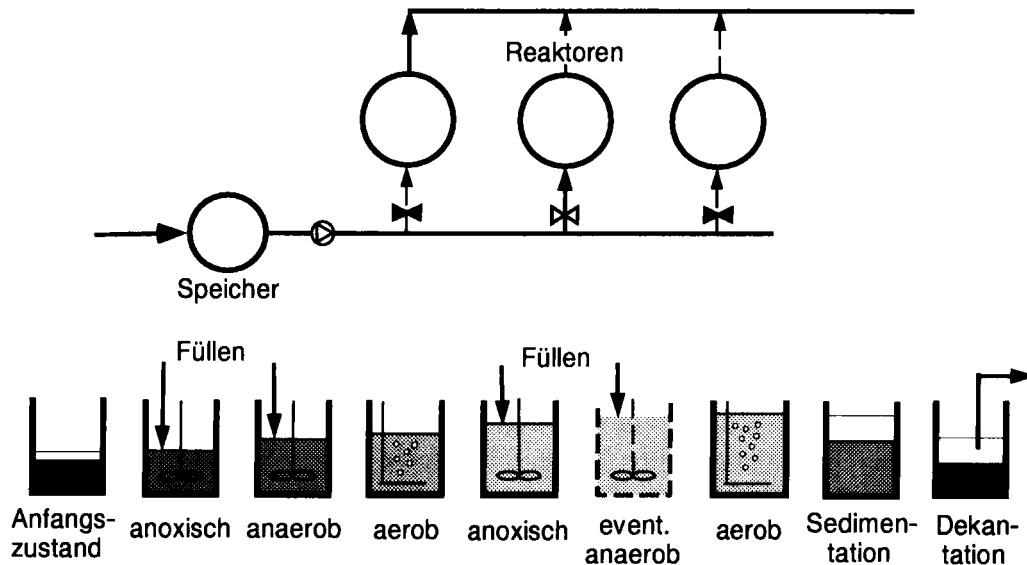
### 2.1.6. Sequencing Batch Reaktor (SBR)

Der Sequencing Batch Reaktor (SBR, Einbeckenanlage im Aufstaubetrieb) kann bevorzugt bei Einzugsgebieten mit Trennkanalisation oder mit kleinem Fremdwasseranteil sowie bei Industrieabwasser eingesetzt werden.

Interessant kann das Verfahren auch werden, wenn, bedingt durch die Hanglage der Kläranlage, der Bau von tiefen Becken möglich ist und keine zusätzliche Pumpenergie benötigt wird, um den Wasserspiegel während der Dekantierphase abzusenken. Der Sedimentationsteil, zu vergleichen mit dem Nachklärbecken, liegt quasi unter dem für den Betrieb notwendigen Austauschvolumen. Dadurch benötigt

dieses Verfahren weniger Platz als das konventionelle Belebungsverfahren und die Kosten für die elektromechanischen Einrichtungen vermindern sich.

Bei Industrieabwässern und stark schwankendem Abwasseranfall sowie zur Reduktion der Regenwetterspitzen ist ein Ausgleichsbecken von grossem Vorteil. Es ermöglicht auch sehr kurze Füllphasen. Mit kurzen Füllphasen kann ein grosser Substratgradient erreicht werden, der sowohl die Aktivität der biologischen Prozesse erhöht (kurze Substratlimitierung) wie auch die Blähschlamm- bildung reduziert. Dies wiederum ermöglicht es, die Absetz- und Dekantierphase zu verkürzen.



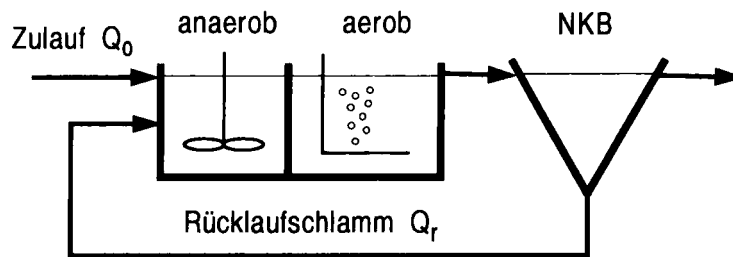
FIGUR 2.7: Verfahrensschema und zeitlicher Verlauf beim Betrieb eines Sequencing Batch Reaktors (SBR).

Zur Stickstoff- und biologischen Phosphorelimination ist es zweckmässig, das Abwasser in mehreren Schüben zuzugeben (Fig. 2.7). Bedingt durch die lange Sedimentations- und Dekantationsphase ist die Nitratkonzentration zu Beginn des Zyklus tief. Das Verfahren eignet sich deshalb ebenfalls gut zur biologischen Phosphorrücklösung bzw. -elimination, wenn am Anfang des Zyklus eine genügend lange anaerobe Phase eingeschaltet wird (>1.5 Stunden, s. auch Berechnungen mit stationärem Modell). Für einen optimalen Betrieb wird auch dieses Verfahren mit einer effizienten Prozessregelung ausgerüstet, wobei als Ersatz für die Online Signale Nitrat und Ammonium die billigere Messung des Redoxpotentials und des Luftdurchsatzes bzw. der Sauerstoffkonzentration verwendet werden kann (s. Beitrag Bassanello und Siegrist).

### 2.1.7. Verfahren ohne Nitrifikation

Bei Anlagen ohne Nitrifikation mit einem aeroben Schlammalter von 1-2 Tagen, z.B. in der ersten Stufe einer zweistufigen Anlage, wird dem ständig belüfteten Belebungsbecken zur biologischen Phosphorelimination ein anaerobes Becken vorgeschaltet. Durch die hohe Schlammbelastung und ohne das Vorhandensein von Nitrat kann im Vergleich zu nitrifizierenden Anlagen mit eher kürzeren anaeroben Phasen gearbeitet werden. Bei sehr kurzen totalen Schlammaltern (< 1.5 – 2 Tagen)

wurde von Schwierigkeiten berichtet, eine substantielle biologische P-Elimination zu erreichen.

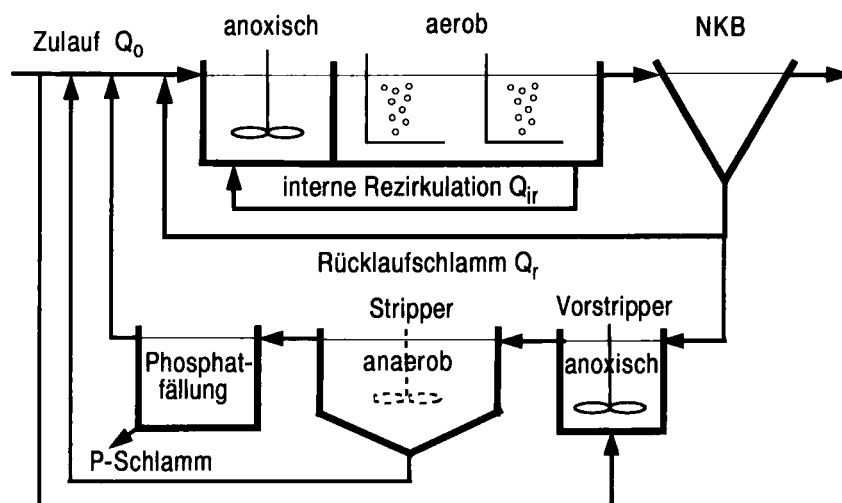


FIGUR 2.8: Verfahren ohne Nitrifikation

Dieses Verfahren eignet sich im Einzugsgebiet von Seen, wo keine Nitrifikation gefordert ist. Es hat jedoch den Nachteil, dass zur Unterdrückung der Nitrifikation das aerobe Schlammalter sehr kurz (im Sommer < 1.5 Tage) gehalten werden muss. Dadurch werden schwerer abbaubare Verbindungen wie z.B. der Waschmittel-inhaltsstoff Nitritotriacetat (NTA) nur teilweise mineralisiert (Siegrist et al., 1988).

## 2.2. Nebenstromverfahren

Beim Nebenstromverfahren wird ein Teil des Rücklaufschlammstromes über ein separates Becken mit 8-24 Stunden Aufenthaltszeit geführt, wo unter anaeroben Bedingungen (unter Zugabe von vorgeklärtem Abwasser) das Polyphosphat rückgelöst wird. Da danach das gelöste Phosphat relativ konzentriert vorliegt, kann es nach Abtrennung und Rückführung des polyphosphatarmen Belebtschlammes mit Kalk oder Eisen separat gefällt werden (Phostripverfahren). Dies hat den Vorteil, dass ein Teil des Phosphors getrennt rezykliert und als Dünger verwertet werden kann. Zudem kann ein phosphatarmer Schlamm erhalten werden, was bei der Verbrennung des Schlammes in der Zementindustrie, wo ein niedriger Phosphatgehalt erwünscht ist, von Vorteil ist.



FIGUR 2.9: Vorgeschnittene Denitrifikation kombiniert mit P-Rücklösung und Fällung im Nebenstrom (Phostripverfahren). Zur Verbesserung der Phosphatrücklösung im Stripper wird ein Teil des Zulaufs in den anoxischen Vorstripper geführt.

Ursprünglich ist das Verfahren für nicht nitrifizierende Anlagen entwickelt worden. Wird der Rücklaufschlamm-Nebenstrom jedoch zuerst über ein anoxisches Becken (Vorstripper) geführt, so ist auch in nitrifizierenden Anlagen eine biologische Phosphorentfernung möglich.

### 3. DENITRIFIKATION IM NACHKLÄRBECKEN

Im Schlammbett des Nachklärbeckens kann abhängig vom Schlammalter, des CSB-Tagesgangverlaufs und der Temperatur ein grosser Anteil des Rücklauf-Nitrats denitrifiziert werden (s. Berechnung mit dem stationären Modell). Zudem ist zu beachten, dass durch eine schlechte Verteilung und ungenügende Räumung des Rücklaufschlammes lokal hohe Denitrifikationsleistungen erreicht werden. Bei einer Reduktion der Rücklaufverhältnisse ist daher immer zu beachten, dass durch die Denitrifikation im NKB die Stickstoffsättigungskonzentration nicht überschritten und es durch Anhaften von Gasbläschen nicht zu einem Auftreiben von Belebtschlammflocken kommt (Gujer, 1986).

Für einen Partialdruck von 1 atm berechnet sich die Sättigungskonzentration in Funktion der Temperatur zwischen 5 und 25°C mit der nachfolgenden exponentiellen Beziehung:

$$S_{N_2, \text{sätt}}(1 \text{ atm}) = 19.4 \cdot \exp(0.018 \cdot (20 - T)) \quad [\text{g N m}^{-3}]$$

Einen signifikanten Partialdruck haben in Belebungsanlagen nur die Gase Sauerstoff und Stickstoff ( $\text{CO}_2$  kann vernachlässigt werden). Da eine Denitrifikation nur dort auftritt, wo kein Sauerstoff vorhanden ist, müssen wir bei der Überprüfung der Stickstoffsättigung im NKB nur Stickstoffgas berücksichtigen. Luft enthält einen Stickstoffanteil von 78%. Im Belebungsbecken wird Stickstoff solange gelöst, bis der Partialdruck von Stickstoff im Abwasser dem mittleren Partialdruck des Belüftungsgases entspricht:

$$p_{N_2, \text{bb, mittel}} = (p_{\text{Luft}} + 0.5 H_{\text{einblastiefe}}/10.3) \cdot 0.78 \quad [\text{atm}]$$

Daraus berechnet sich die Stickstoffsättigungskonzentration

$$S_{N_2, \text{sätt, bb}} = p_{N_2, \text{bb, mittel}} \cdot S_{N_2, \text{sätt}}(1 \text{ atm}) \quad [\text{g N m}^{-3}]$$

Wird dieses Wasser nun in ein NKB eingeleitet, so muss durch die Denitrifikation soviel Stickstoff freigesetzt werden, bis in der mittleren Tiefe des Schlammbetts  $T_{\text{Schlammbett}}$  (entspricht ca. der Nachklärbeckentiefe) der Partialdruck von Stickstoff

$$p_{N_2, \text{nkb}} = p_{\text{Luft}} + T_{\text{Schlammbett}}/10.3 \quad [\text{atm}]$$

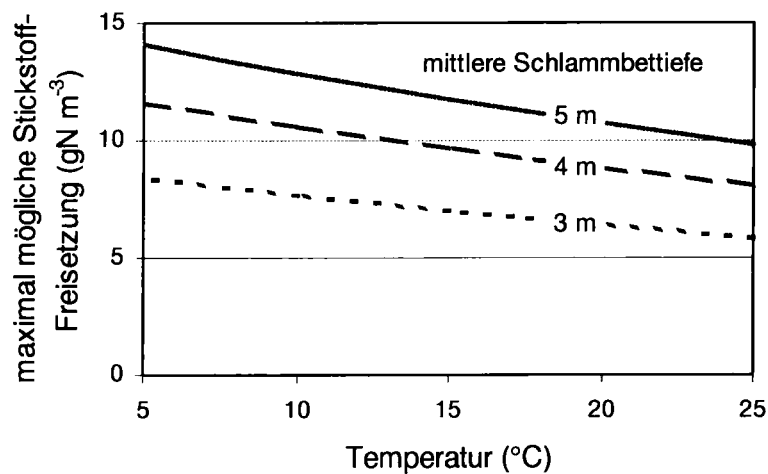
überschritten wird und die Tendenz besteht, Gasblasen auszuscheiden.

Die maximale Stickstofffreisetzung durch Denitrifikation, die nicht überschritten werden sollte, beträgt (Fig. 3.1):

$$\Delta S_{N_2, \text{nkb}} = (p_{N_2, \text{nkb}} - p_{N_2, \text{bb, mittel}}) \cdot S_{N_2, \text{sätt}}(1 \text{ atm}) > Q/Q_r \cdot S_{\text{NO, den, nkb}} \quad [\text{g N m}^{-3}]$$

Wobei berücksichtigt werden muss, dass im stationären Modell die Denitrifikationsleistung im NKB  $S_{\text{NO, den, nkb}}$  auf den Zulauf bezogen ist. Ist der Rücklauf geringer als der Zulauf, ist die auf den Rücklauf bezogene Nitratabnahme entsprechend grösser. Zudem kann im Falle einer schlechten Verteilung und

Räumung des Rücklaufschlammes die Stickstofffreisetzung etwa der Nitratlaufkonzentration entsprechen, wenn lokal alles Nitrat denitrifiziert wird.



FIGUR 3.1 Maximal mögliche Stickstofffreisetzung im Nachklärbecken in Abhängigkeit der Temperatur und der mittleren Schlammbedtiefe bei einer Einblastiefe im Belebungsbecken von 4.5 m und einer Kläranlagenhöhe von 400 m ü.M.

#### 4. BETRIEBLICHE UND BAULICHE DETAILS

Bei nicht intermittierendem Betrieb der Belüftung (AAO, UCT-Verfahren) sind im belüfteten Teil bivalente Zonen einzurichten, damit das Belüftungsvolumen bei wärmeren Temperaturen der grösseren Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten angepasst, sowie das anoxische bzw. anaerobe Volumen vergrössert werden kann. Ist es nicht möglich, bivalente Zonen einzurichten bzw. die Belüftung intermittierend zu betreiben, ist im Winter, wenn betrieblich möglich, die Belebtschlammkonzentration und damit das aerobe Schlammalter zu erhöhen.

Bei Belebungsanlagen mit einem Schlammalter unter 14 Tagen kann die vorgeschaltete anaerobe Zone im Winter durch grössere aerobe Zonen und damit ungenügende Stickstoffelimination im denitrifizierenden Teil teilweise zur anoxischen Zone werden (s. Übungen mit stationärem Modell). Dadurch wird die biologische P-Elimination entsprechend verdrängt und muss durch eine chemische P-Fällung ergänzt werden. Die Zugabe der Fällmittel sollte wenn möglich im letzten Drittel des aeroben Beckens nach Abschluss der P-Aufnahme oder im Verteilbauwerk zum Nachklärbecken erfolgen.

Bedingt durch die tiefen CSB:N-Verhältnisse an den Feiertagen und Wochenenden vermindert sich die Denitrifikationsleistung und die anaerobe Zone wird teilweise anoxisch, was die P-Rücklösung und die interne Substratspeicherung der Polyphosphat speichernden Bakterien vermindert. Bedingt durch den tiefen Substratspeicher kommt es hauptsächlich an den darauffolgenden Montagen beim Wiedereinsetzen der Phosphatrücklösung zu einer verminderten P-Aufnahme (s. Beitrag Kühni et al.). Der damit verbundene erhöhte Phosphatgehalt im Ablauf muss durch eine temporäre Restfällung reduziert werden. Die Fällmitteldosierung kann entweder auf Grund von Erfahrungswerten oder mit Hilfe von Phosphat-Online-



Messungen gesteuert werden. Die Zugabe von Eisen vermindert zudem die Schwefelwasserstoffkonzentration im Faulgas (Eisensulfid-Fällung).

Um eine substantielle P-Rücklösung während der gemeinsamen Absetzung von Primär- und Sekundärschlamm im Vorklärbecken zu vermeiden, ist es von Vorteil, eine separate Entwässerung des Überschussschlammes vorzusehen. Dadurch kann auch die hydraulische Aufenthaltszeit im Vorklärbecken vermindert und als Folge die abbaubare partikuläre CSB-Fracht im Zulauf zur Biologie erhöht werden, was wiederum die Nährstoffelimination verbessert.

Bei der Gestaltung von denitrifizierenden Anlagen ist mit den folgenden Massnahmen der Sauerstoffeintrag in die unbelüfteten Zonen möglichst klein zu halten:

• **Massnahmen vor der Belebung:**

- Belüftete Sandfänge sollten mehrsträssig angeordnet werden, damit die Aufenthaltszeit im Sandfang (3-10 Minuten) den Zulaufmengen optimal angepasst werden kann.
- Überfälle möglichst niedrig halten. Der Einsatz von Leitblechen kann bei bereits bestehenden Abstürzen den Sauerstoffeintrag vermindern.
- Verteilgerinne für die Belebungsbecken sind im Querschnitt so klein zu halten, dass auch ohne grösseren Turbulenzeintrag eine einwandfreie Verteilung möglich ist und Faulungserscheinungen verhindert werden.
- Bei grossen Förderhöhen ist es vorteilhaft, Druckpumpen (verstopfungsfreie Kreiselpumpen, z.B. Schraubenzentrifugalpumpen) zu verwenden und das Abwasser in Druckleitungen möglichst unterhalb des Wasserspiegels ins Belebungsbecken einzuführen.

• **Massnahmen in der Belebung:**

- Alle Überfälle möglichst niedrig halten, damit bei der Rücklaufschlammförderung der Energie- und Sauerstoffeintrag möglichst klein gehalten werden kann. Überlauf aus dem Belebungsbecken in einer Beruhigungszone entgasen, Sohlstürze in Düker sollten vermieden werden.
- Rücklaufschlammförderung wenn möglich als Druckgerinne mit langsam drehenden, flockenschonenden, drehzahlgesteuerten Kreiselpumpen ausführen, damit die Rücklaufschlammmenge möglichst optimal eingestellt werden kann. Mit mehreren Rücklaufschlamm-pumpen mit konstanter Leistung ist eine stufenweise Anpassung des Rücklaufs (z.B. saisonal, Anschlussgrad) an den Zulauf und die Denitrifikationsleistung ebenfalls möglich.
- Die Rücklaufschlammförderung kann mit einer internen Rezirkulation mit flockenschonender Pumpe ergänzt werden, damit die (externe) Rücklaufschlammmenge möglichst niedrig gehalten werden kann. Die geschlossene Rohrleitung der internen Rezirkulation ist vom Auslaufbereich des aeroben Beckenteils (wenn möglich nicht in der Nähe einer Belüftungseinrichtung) bis zum Kopf des anoxischen (nitrat-haltigen) Beckenteils zu führen.
- Sind bereits Schneckenpumpen vorhanden, sollten sie auf Drehzahlregelung umgebaut werden, damit die Fördermenge optimal den Betriebsbedingungen angepasst werden kann (Überfälle zum Pumpensumpf sind zu vermeiden).
- Rücklaufstrom unterhalb des Wasserspiegels ins Belebungsbecken einführen.

- Die Rührer in den unbelüfteten Beckenteilen sollten nur soviel Mischenergie eintragen, dass der Belebtschlamm in Schwebe bleibt. Energieeintrag etwa 1-5 Watt m<sup>-3</sup> Becken ( $K_L a < 2 \text{ d}^{-1}$  bzw. O<sub>2</sub>-Eintrag  $< 20 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ), wobei der tiefere Wert für Hyperboloidrührer und für Umlaufbecken gilt, wo für das gesamte Umlaufbecken meist nur ein horizontal gestellter Propellerrührer eingebaut werden muss. Längsdurchflossene Becken werden in annähernd quadratische Beckenteile unterteilt und z.B. mit auf Brücken befestigten oder schwimmenden Vertikalrührwerken ausgerüstet. Eine billigere aber energieaufwendigere Variante ist die Ausrüstung des Anoxbeckens mit beckenseitig an Gestängen befestigten, in der Höhe und im Winkel verstellbaren Horizontalrührwerken. Die Rührwerke sollten drehzahl geregelt sein, damit die Mischenergie optimal der Beckengeometrie angepasst werden kann. Eine investitionsmäßig günstige Lösung ist eine intermittierende Durchmischung mit einer grobblasigen, intermittierenden Belüftung. Sie ermöglicht eine höhere Belebtschlammkonzentration und damit eine bessere Denitrifikationsleistung (Levy, 1998).
- Trennwände zur Unterteilung der längsdurchströmten Becken sollten einen möglichst geringen Druckverlust erzeugen, um grössere Wasserdrücke auf die in Leichtbauweise ausgeführten Trennwände zu vermeiden.

$$\Delta H = v_{\text{horiz}}^2 / 2g < 1 \text{ cm, mit: } v_{\text{horiz}} \approx 0.4 \text{ m s}^{-1} = (Q_o + Q_r + Q_{ir}) / A_{\text{Durchtrittsöffnung}}$$

Bei Trennwänden zwischen belüfteten und unbelüfteten Beckenteilen ist nicht gleichzeitig unten und oben eine grössere Öffnung vorzusehen, um eine grössere Rückmischung von sauerstoffhaltigem Wasser aus der belüfteten in die unbelüftete Zone zu vermeiden (Mammutpumpenwirkung der Belüftung).

- Damit bei Beckenentleerungen sich nicht einseitig grosse Wasserdrücke an den Trennwänden aufbauen können, sollte am Beckenboden immer eine kleine Öffnung vorhanden sein. Bei Anlagen, die zu Schwimmschlamm bildung neigen, sind die Trennwände nicht über die Wasseroberfläche zu ziehen, damit der Schwimmschlamm problemlos entfernt werden bzw. abfliessen kann.
- Wird die Belebung so betrieben, dass die Rücklaufschlamm menge möglichst klein und die Schwebstoffkonzentration im Belebungsbecken möglichst hoch ist, kann sich im Nachklärbecken ein grosses Schlammbett aufbauen, das die Denitrifikationsleistung der gesamten Biologie und die P-Rücklösung im anaeroben Becken verbessert.
- Die Nachklärbecken sollten mit einer Schwimmschlammräumung ausgerüstet sein und ähnlich tief sein wie die Belüftungsbecken, damit bei einer substantiellen Denitrifikation im Nachklärbecken keine Stickstoffausgasung mit damit verbundenem Schlamm treiben stattfindet.

## 5. SCHLUSSFOLGERUNGEN

Die meisten denitrifizierenden Verfahrensschemata können durch Vorschaltung eines anaeroben Beckens mit einer erhöhten biologischen Phosphatelimination kombiniert werden. Anlagen mit intermittierend betriebenen Belüftungen können besser an die saisonal sich ändernden Bedürfnisse der Nitrifikation angepasst werden und damit tendenziell höhere N- und P-Eliminationsleistungen erreichen.

Eine effiziente Prozessregelung mit Hilfe von Online-Messungen (z.B. Ammonium im Ablauf der Belebung oder evtl. Luftmengenverbrauch), zur Anpassung der Belüftung

an die täglichen Belastungsschwankungen der Nitrifikation, bringt zusätzlich eine Verbesserung der Nährstoffelimination und eine Einsparung an Belüftungsenergie. Im weiteren ist der Sauerstoffeintrag durch Zulauf, Rücklauf und Rührer sowie der Fremdwasseranteil möglichst klein zu halten. Ein Schlammbett im Nachklärbecken kann die Denitrifikationsleistung und damit die biologische P-Elimination deutlich verbessern.

Stickstoff und Phosphoreliminationsleistungen von 60-80% sind bei entsprechenden Erweiterungen und verfahrenstechnischen Massnahmen auch mit einem durchschnittlichen, kommunalen, schweizerischen Abwasser zu erreichen.

Um eine substantielle P-Rücklösung während der gemeinsamen Absetzung von Primär- und Sekundärschlamm im Vorklärbecken zu vermeiden, ist es von Vorteil, eine separate Entwässerung des Überschussschlammes vorzusehen.

## 6. LITERATURVERZEICHNIS

- Abwassertechnische Vereinigung (ATV) (1994) Merkblatt M 208, Biologische Phosphatentfernung bei Belebungsanlagen.
- Abwassertechnische Vereinigung (ATV) (1991) Arbeitsblatt A 131, Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5'000 Einwohnerwerten.
- Daigger G.T. and Buttz J.A. (1998) Upgrading wastewater treatment plants, Water Quality Management Library, Vol. 2, Technomic Publishing Co.,INC, Lancaster.
- Gujer W. (1986) Denitrifikation im Nachklärbecken, VSA Verbandsbericht Nr. 311.
- Kayser R. (1991) Verfahren zur Stickstoffelimination, ATV Fortbildungskurs G/2 Abwasserreinigung, Verbesserter Gewässerschutz durch weitergehende Reinigungsmassnahmen.
- Randall C.W., Barnard J.L. and Stensel H.D. (1992) Design and Retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal, Water Quality Management Library, Vol. 5, Technomic Publishing Co.,INC, Lancaster.
- Siegrist H., Alder A., Gujer W., and Giger W. (1988) Verhalten der organischen Komplexbildner NTA und EDTA in Belebungsanlagen, *GWA*, **68**, 101-109.
- Levy G.A. (1998) Intermittierende Umwälzung der Denitrifikationsbecken mit grobblasiger Druckluft, *GWA*, Nr. 3, 204-206.
- Crawford G., Elliott M. and Daigger G. (1999) Step feed BNR – an approach to process design, Proceeding of the 8<sup>th</sup> IAWQ-conference on Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants, 398-405, Budapest.



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

## **Übungen zur Dimensionierung einer Belebungsanlage**

Gerhard Koch  
Martin Kühni  
Reto Manser  
Leiv Rieger  
Willi Gujer  
Hansruedi Siegrist

**EAWAG**  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf

# ÜBUNGEN ZUR DIMENSIONIERUNG EINER BELEBUNGSANLAGE

G. Koch, dipl. Ing. ETH, M. Kühni, dipl. sc. nat. ETH, R. Manser, dipl. Ing. ETH,  
L. Rieger, Dipl. Ing. TU, W. Gujer, Prof. Dr. und H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH,  
EAWAG, 8600 Dübendorf

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. ABWASSERZUSAMMENSETZUNG .....	2
1.1 Definitionen .....	2
1.2 Beispiele .....	3
1.3 Übungsaufgabe: .....	4
2. DATENAUFBEREITUNG, DIMENSIONIERUNG NITRIFIKATION .....	5
3. DENITRIFIKATIONSLEISTUNG .....	7
3.1 Abschätzung .....	7
3.2 Detaillierte Berechnung (Demo) .....	9
4. BIOLOGISCHE PHOSPHORELIMINATION .....	15
4.1 Einleitung .....	15
4.2 AAO-Verfahren (Demo) .....	16
4.3 Anwendung Excel-Kalkulation: Vergleich verschiedener Massnahmen in Belegung und ARA zur Erhöhung der P-Elimination .....	20
4.3.1 Das AAO- Verfahren .....	20
4.3.2 Verfahrensvergleich AAO-UCT .....	23
4.3.3 Verfahrensvergleich intermitt. und SBR-Verfahren .....	24
5. LÖSUNGEN .....	28
5.1 Abwasserzusammensetzung .....	28
5.2 Datenaufbereitung, Dimensionierung Nitrifikation .....	28
5.3 Denitrifikationsleistung, Abschätzung .....	29
5.4 Massnahmen im AAO-Verfahren (Excel-Kalkulation) .....	30
5.5 Verfahrensvergleich AAO-UCT (Excel-Kalkulation) .....	31
5.6 Verfahrensvergleich intermitt. und SBR-Verfahren (Excel-Kalkulation) .....	33

## 1. ABWASSERZUSAMMENSETZUNG

### 1.1 Definitionen

Heute werden in der internationalen englischen Literatur zunehmend die folgenden Definitionen von Konzentrationen verwendet:

Als **partikulär** werden Stoffe bezeichnet, die mit Hilfe eines Membranfilters mit einer Porengrösse von meistens  $0.45 \mu\text{m}$  (0.45 Tausendstel Millimeter) aus dem Abwasser abgetrennt werden können.

Als **gelöst** werden Stoffe bezeichnet, die bei der Filtration über ein Membranfilter im Abwasser verbleiben.

Die folgenden Symbole gelten für Stoffkonzentrationen:

$C_{i,x}$  = Totale Konzentration (gelöst plus partikulär) des Stoffes  $i$  am Orte  $x$ , meist in  $\text{g m}^{-3}$  (= mg / l)

$S_{i,x}$  = Konzentration des gelösten Stoffes  $i$  am Orte  $x$  in  $\text{g m}^{-3}$  (mg / l)

$X_{i,x}$  = Konzentration des partikulären Stoffes  $i$  am Orte  $x$  in  $\text{g m}^{-3}$  (mg / l)

$i_{i,j}$  = Verhältnis der Stoffkonzentration  $C_i$  zu  $C_j$  in  $\text{g}^{-1} \text{j}$  (z.B.  $\text{gN g}^{-1}\text{CSB}$ )

Es gilt nach Definition:

$$C_{i,x} = X_{i,x} + S_{i,x} \quad (1)$$

$$C_{i,x} = i_{i,j} \cdot C_{j,x} \quad (2)$$

**Der Index  $i$  gibt Hinweise auf die Art des Stoffes, die gemessen wird:**

TSS	=	Total suspendierte Stoffe (auch GUS = gesamt ungelöste Stoffe)
CSB	=	Chemischer Sauerstoffbedarf
TN	=	Totaler Stickstoff
TKN	=	Totaler Kjeldahl Stickstoff
orgN	=	Organisch gebundener Stickstoff
NH	=	Ammonium – Stickstoff, $\text{NH}_4^+\text{-N}$
NO	=	Nitrat (+ Nitrit) – Stickstoff, $(\text{NO}_3^- + \text{NO}_2^-) - \text{N}$
S	=	Substrat (abbaubare organische Stoffe)
I	=	Inerte, nicht abbaubare organische Stoffe
H	=	Heterotrophe Organismen (bauen organische Stoffe ab)
N	=	Nitrifizierende Organismen

**Der Index x gibt Hinweise auf den Ort der Probenahme:**

0	=	Zulauf zum betrachteten System
e	=	Ablauf aus dem betrachteten System (e von effluent)
BB	=	Belebungsbecken
aer	=	Aerobes Belebungsbecken
anox	=	Anoxisches Belebungsbecken
den	=	Denitrifiziert
nit	=	Für die Nitrifikation verfügbar (bei Ammonium)
r	=	Rücklaufschlamm
ir	=	Interne Rezirkulation
nkb	=	Nachklärbecken

**1.2 Beispiele**

Die totale CSB Konzentration im Zulauf einer Belebungsanlage erhält das Symbol  $C_{CSB,0}$ . Die entsprechende gelöste Konzentration wird mit  $S_{CSB,0}$  und die partikuläre Fraktion mit  $X_{CSB,0}$  angegeben.

Die gesamten ungelösten Stoffe im Zulauf (total suspendierte Stoffe) erhalten das Symbol  $X_{TSS,0}$ .

Die totale CSB Konzentration im Ablauf einer Belebungsanlage setzt sich zusammen aus dem inerten gelösten Anteil  $S_{I,e}$  und dem partikulären Anteil, den wir z.B. aus den suspendierten Stoffen  $X_{TSS,e}$  berechnen können zu:

$$C_{CSB,e} = X_{TSS,e} \cdot i_{CSB,TSS} + S_{I,e}$$

dabei vernachlässigen wir den geringen Anteil der abbaubaren gelösten Stoffe  $S_{S,e}$ .

Kjeldahl-Stickstoff (TKN) setzt sich aus organisch gebundenem Stickstoff und dem gelösten Ammonium zusammen entsprechend gilt z.B. für den Ablauf einer Anlage:

$$C_{TKN,e} = C_{orgN,e} + S_{NH,e}$$

Analog zum oben berechneten  $C_{CSB,e}$  ergibt sich für  $C_{TKN,e}$ :

$$C_{TKN,e} = X_{TSS,e} \cdot i_{N,TSS} + S_{I,e} \cdot i_{N,CSB} + S_{NH,e}$$

Die totale Stickstoffkonzentration in einem Abwasser kann berechnet werden aus

$$C_{TN} = C_{TKN} + S_{NO}$$

### 1.3 Übungsaufgabe:

Der Zulauf zu einer Belebungsanlage wird mit den folgenden Größen charakterisiert:

Parameter	Wert	Symbol	Wert
BSB <sub>5</sub>	125 mg / l	?	
TKN	30 mg / l	?	
TSS	100 mg / l	?	
CSB <sub>total</sub>	260 mg / l	?	
CSB <sub>gelöst</sub>	?	?	
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	18 mg / l	?	
GKN	?	?	
		$i_{\text{CSB,BSB5}}$	?
		$i_{\text{CSB,TSS}}$	1.1 gCSB gTSS <sup>-1</sup>
		$i_{\text{N,CSB}}$	?
		$i_{\text{N,TSS}}$	?

Füllen Sie alle Elemente mit Fragezeichen in die Tabelle ein.

Wie gross ist der gelöste Kjeldahl-Stickstoff GKN, wenn Sie annehmen, dass alle organischen Stoffe den gleichen Anteil Stickstoff haben?



## 2. DATENAUFBEREITUNG, DIMENSIONIERUNG NITRIFIKATION

Diese Übung ist stark vereinfacht, aber sie soll aufzeigen, wie Daten aufbereitet und für die Dimensionierung genutzt werden können. In der Realität müssen sehr viel längere Messreihen verfügbar sein und mehrere Lastfälle berechnet werden!

### Aufgabe:

Auf einer Abwasserreinigungsanlage sind die Messungen in TABELLE 1 und TABELLE 2 verteilt über 14 Tage im Zulauf zur biologischen Reinigung gemacht worden. Sie sollen berechnen:

1. Auf welchen Wochentag fällt Tag 1 in TABELLE 1?
2. Damit Sie die Auswertung der Daten im Detail nachvollziehen können, sollen Sie vorerst die drei fehlenden Werte in TABELLE 1 berechnen.
3. Welches Schlammalter ist erforderlich, damit eine Belebungsanlage mit 33% anoxischem Anteil des Belebungsbeckens (Denitrifikation) das hier charakterisierte Abwasser zuverlässig (d.h. an allen Tagen) nitrifizieren kann? Das Belebungsbecken besteht aus insgesamt 6 gleichen Beckenteilen, davon sind 4 aerob.
4. Wie gross wird das erforderliche Belebungsbecken?

### Annahmen:

1. Die maximal zulässige Ammoniumkonzentration im Tagesgang soll auf  $5 \text{ g N m}^{-3}$  begrenzt werden.
2. Das gemessene Ammonium entspricht der Ammoniumfracht, die nitrifiziert werden kann.
3. Die maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten kann aus FIGUR 3 („Nitrifikation in Belebungsanlagen“) entnommen werden.
4. Der Sättigungsbeiwert der Nitrifikanten wird auf  $1.2 \text{ g NH}_4^+\text{-N m}^{-3}$  geschätzt
5. Phosphate werden mit Eisensulfat gefällt, das hat zur Folge, dass das Wachstum, nicht aber der Zerfall der Nitrifikanten um 10% verlangsamt wird.
6. Der scheinbare Ausnutzungskoeffizient beträgt  $0.5 \text{ kg CSB kg}^{-1} \text{ CSB}$ .
7. Die zulässige Belebtschlammkonzentration im Belebungsbecken beträgt  $3.3 \text{ kg CSB m}^{-3}$ .
8. Wo gleitende Mittelwerte erforderlich sind, kann mit Werten über eine Periode von 7 Tagen gerechnet werden (weil sonst die Handrechnungen zu lange werden). Es sollen mindestens 4 Datenpunkte verfügbar sein.

TABELLE 1: Charakterisierung des Zulaufes zur biologischen Reinigung (reale Daten). GM steht für gleitendes Mittel über 7 Tage, wobei ein Wert berechnet wird, wenn mindestens 4 Datenpunkte verfügbar sind.

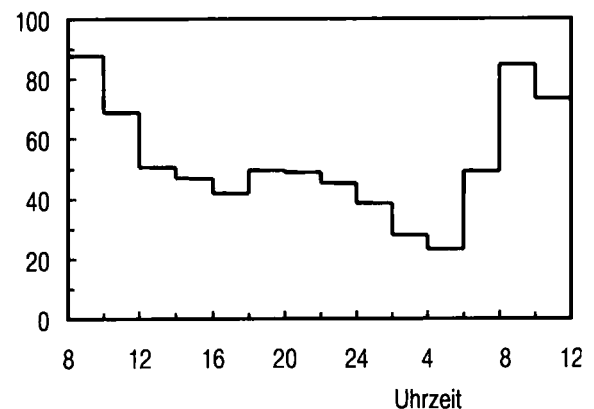
Tag -	Q m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	Temp °C	T <sub>GM</sub> °C	CSB kg d <sup>-1</sup>	CSB <sub>GM</sub> kg d <sup>-1</sup>	NH <sub>4</sub> -N kg d <sup>-1</sup>	N <sub>GM</sub> kg d <sup>-1</sup>	N/N <sub>GM</sub> -
1	4046	12.8		1376				
2	3790	10.2		1145		69.4		
3	3872	12.3		1158		49.2		
4	3813	11.5	11.7	1285	1241	48.8		
5	3970	9.8	11.3	1532	1299	53.6	55.2	0.97
6	3450	11.2	11.3	707	1200	47.3	53.6	0.88
7	3279	10.9	11.2	541	1106		53.6	
8	3930	11.8	11.1	1395	1109		53.6	
9	3839	11.7	a)		1103	42.5	48.3	0.88
10	3818	11.5	11.2	1695	1193	44.1	b)	0.93
11	3824	10.7	11.1	1568	1240	52.5	48.0	1.09
12	3805	10.8	11.2	1511	1236	58.2	48.9	1.19
13	3387	12.0	11.3	718	1238	57.1	50.9	c)
14	3196	13.2	11.7	796	1281	53.8	51.4	1.05
Mittel		11.5	11.3	1187		52.4	51.1	

Fehlende, berechnete Werte : a) 11.3°C, b) 47.3 kg N d<sup>-1</sup>, c) 1.12

TABELLE 2: Typischer Tagesgang der Ammoniumbelastung

Uhr- Zeit	Fracht kg N d <sup>-1</sup>	Summe kg N d <sup>-1</sup>
8 – 10	87.72	87.72
10 – 12	68.93	156.65
12 – 14	50.61	207.26
14 – 16	46.75	254.01
16 – 18	41.93	295.95
18 – 20	49.65	345.59
20 – 22	48.68	394.28
22 – 24	45.31	439.58
24 – 2	38.56	478.14
2 – 4	27.96	506.10
4 – 6	23.14	529.24
6 – 8	49.16	578.40
8 – 10	84.83	663.23
10 – 12	73.26	736.50

Momentane Ammonium-Fracht in kg N d<sup>-1</sup>



FIGUR 1: Grafische Darstellung des Tagesganges der Ammoniumfracht aus TABELLE 2

### 3. DENITRIFIKATIONSLEISTUNG

#### 3.1 Abschätzung

Diese Übung ist eine vereinfachte Version der detaillierten Berechnung mit dem stationären Modell (Demo 3.2), die in vollständig gelöster Form abgegeben wird. Das vereinfachte Beispiel soll Einsichten vermitteln, es soll nicht das detailliertere Modell, welches auch als Excel-Kalkulation vorliegt, ersetzen.

In TABELLE 3 ist der Betrieb der Belebungsanlage aus Übung 1 mit vorgeschalteter Denitrifikation sowie die Abwasserzusammensetzung charakterisiert. In Ihren Überlegungen können Sie den Belebtschlamm im Nachklärbecken vernachlässigen. Der scheinbare Ausnutzungskoeffizient und die effektiven Ausnutzungskoeffizienten sind in TABELLE 3 gegeben.

#### Beantworten Sie die folgenden Fragen:

1. Wie gross ist das Schlammalter in dieser Anlage? (Gleichung 1 „Nitrifikation in Belebungsanlagen“)
2. Wie gross ist das aerobe Schlammalter? (Schlammalter bezogen auf das aerobe Belebungsbecken)
3. Wieviel Stickstoff (bezogen auf den Zufluss) wird in dieser Anlage durch Denitrifikation eliminiert? (Bilanz: Zufließender Stickstoff – abfließender Stickstoff – Stickstoff im Überschussschlamm)
4. Wieviel Sauerstoff (bezogen auf den Zufluss) wird in dieser Anlage in die anoxische Zone eingetragen? ( $S_{O,in,ano}$  nach Beispiel 2 oder Gleichung 5, „Denitrifikation in Belebungsanlagen“)
5. Wieviel Denitrifikation (bezogen auf den Zufluss) geht durch Sauerstoffeintrag in die Denitrifikation verloren? (Beispiel 2, „Denitrifikation in Belebungsanlagen“)
6. Welcher Anteil der Atmung im anoxischen Becken wird durch Substratatmung, welcher durch Grundatmung verursacht? (Kapitel 2.4 „Denitrifikation in Belebungsanlagen“)
7. Ist die Denitrifikation Substrat- oder Nitratlimitiert? (Kapitel 2.6, „Denitrifikation in Belebungsanlagen“)
8. Wie verbessert sich die Denitrifikationsleistung der Anlage, wenn es gelingt den Sauerstoffgehalt im Zulauf auf  $1.0 \text{ g m}^{-3}$  zu reduzieren?

TABELLE 3: Gegebene Größen. Betriebsdaten der denitrifizierenden Belebungsanlage mit vorgeschalteter Anoxzone und typische Abwasserzusammensetzung.

Parameter:	Symbol	Einheit	Wert
<b>Zulauf (Ablauf VKB):</b>			
Zufluss	$Q_0$	$m^3 d^{-1}$	5'000
Totaler CSB	$C_{CSB,0}$	$g_{CSB} m^{-3}$	250
Leichtverfügbarer CSB	$S_{S,0}$	$g_{CSB} m^{-3}$	25
Nitrat+Nitrit-Stickstoff	$S_{NO,0}$	$g_N m^{-3}$	0.0
Suspendierte Stoffe	$X_{TSS,0}$	$g_{TSS} m^{-3}$	90.0
Totaler Kjeldahl-Stickstoff	$C_{TKN,0}$	$g_N m^{-3}$	30
Sauerstoffgehalt	$S_{O,0}$	$g_{O_2} m^{-3}$	4.0
<b>Ablaufkonzentrationen (Ablauf NKB):</b>			
Totaler CSB	$C_{CSB,e}$	$g_{CSB} m^{-3}$	30
Gelöster inerter CSB (= $S_{I,e}$ )	$S_{CSB,e}$	$g_{CSB} m^{-3}$	20
Total suspendierte Stoffe als CSB	$X_{CSB,e}$	$g_{CSB} m^{-3}$	10
Gelöster Kjeldahl-Stickstoff	$S_{TKN,e}$	$g_N m^{-3}$	1
Nitrit+Nitrat-Stickstoff	$S_{NO,e}$	$g_N m^{-3}$	12.2
<b>Belebtschlamm:</b>			
Schlammkonzentration im Belebungsbecken als CSB	$X_{CSB,BB}$	$g_{CSB} m^{-3}$	3300
Stickstoffgehalt des Belebtschlammes	$i_{N,CSB}$	$g_N g^{-1}_{CSB}$	0.055
CSB-Gehalt des Belebtschlammes	$i_{CSB,TSS}$	$g_{CSB} g^{-1}_{TSS}$	1.10
Konzentration des Überschussschlammes als CSB	$X_{CSB,ÜS}$	$g_{CSB} m^{-3}$	5500
<b>Betriebsdaten:</b>			
$O_2$ Eintrag über die Oberfläche	$k_{ia}$	$d^{-1}$	2.0
$O_2$ Sättigungskonzentration	$S_{O,sät}$	$g_{O_2} m^{-3}$	9.0
Rücklaufschlamm	$Q_r$	$m^3 d^{-1}$	7'500
Interne Rezirkulation	$Q_{ir}$	$m^3 d^{-1}$	10'000
Überschussschlamm, abgezogen in Rücklaufschlamm	$Q_{ÜS}$	$m^3 d^{-1}$	96
Sauerstoffgehalt im Rücklaufschlamm	$S_{O,r}$	$g_{O_2} m^{-3}$	2.0
Sauerstoffgehalt im Belebungsbecken	$S_{O,BB}$	$g_{O_2} m^{-3}$	2.0
<b>Anlagenschema:</b>			
Volumen der Anoxzone	$V_{ano}$	$m^{-3}$	800
Volumen der Aerobzone	$V_{aer}$	$m^{-3}$	1600
Schlammfraktion im NKB	$\beta_{nkb}$	-	0 resp. 0.1 <sup>1)</sup>
<b>Kinetische Information:</b>			
Scheinbarer Ausnützungskoeffizient	$Y_{CSB}$	$g_{CSB} g^{-1}_{CSB}$	0.5
Aerober effektiver Ausnützungskoeffizient	$Y_{H,aer}$	$g_{CSB} g^{-1}_{CSB}$	0.64
Anoxischer effektiver Ausnützungskoeffizient	$Y_{H,ano}$	$g_{CSB} g^{-1}_{CSB}$	0.46
Anteil Sauerstoffzehrung durch Nitrifikation	$f_{nit}$	-	0 resp. 0.4 <sup>1)</sup>

1) Zweiter Wert gilt für Aufgaben in Kap. 3.2 und Kap. 4

### 3.2 Detaillierte Berechnung (Demo)

Mit dem geeichten und validierten stationären Modell soll die *effektive* Stickstoff-Eliminationsleistung der denitrifizierenden Belebungsanlage aus der Übung 2 resp. 3.1 für die Dimensionierungstemperatur von  $T = 11^\circ\text{C}$  berechnet werden. Das Schlammalter beträgt 13.7 Tage (vgl. Lösung 5.2), der anoxische Volumenanteil 33% (vgl. Übung 2). Abwasserbedingungen (Ablauf VKB) sowie Betriebsdaten gemäss TABELLE 3. 10% der gesamten Belebtschlammmenge im System liegt in der Nachklärung (im Schlammbett und in den Einlaufkanälen). Dieser Anteil ( $\beta_{\text{nkB}} = 0.10$ ) vergrössert die Denitrifikationsleistung und soll hier berücksichtigt werden. Der Spitzenfaktor  $L_{\text{dim}}$  beträgt 1.0 (bestehende Anlage).

**Vorgehen (vgl. „Denitrifikation mit dem Belebungsverfahren, stationäres Modell“):**

1. Fraktionierung des CSB im Ablauf Vorklärbecken (Kapitel 3.4):

$$S_{S,o} = 25 \text{ gCSB m}^{-3}, S_{I,e} = 20 \text{ gCSB m}^{-3} \text{ (TABELLE 3, Übung 3.1)}$$

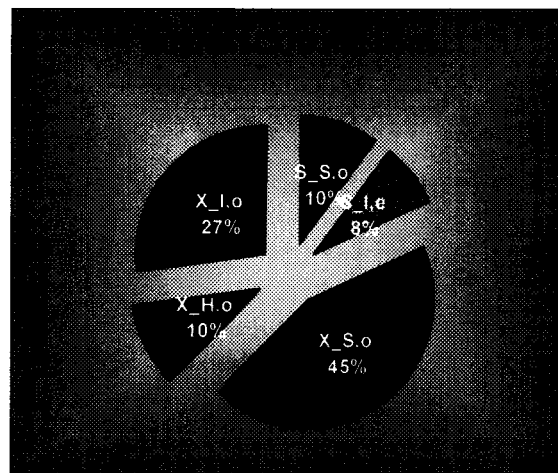
$$X_{I,o} = C_{\text{CSB},o} \cdot f_{\text{cal}} \cdot \left( 0.8 \cdot \frac{X_{\text{TSS},o}}{C_{\text{CSB},o}} - 0.08 \right) \quad \text{(Gleichung 34)}$$

$$X_{I,o} = 250 \cdot 1.3 \cdot \left( 0.8 \cdot \frac{90}{250} - 0.08 \right) = 67.6 \text{ gCSB m}^{-3}$$

$$X_{H,o} = C_{\text{CSB},o} \cdot \left( 0.4 \cdot \frac{X_{\text{TSS},o}}{C_{\text{CSB},o}} - 0.04 \right) \quad \text{(Gleichung 33)}$$

$$X_{H,o} = 250 \cdot \left( 0.4 \cdot \frac{90}{250} - 0.04 \right) = 26 \text{ gCSB m}^{-3}$$

$$X_{S,o} = C_{\text{CSB},o} - S_{I,o} - S_{S,o} - X_{I,o} - X_{H,o} = 250 - 20 - 25 - 67.6 - 26 = 111.4 \text{ gCSB m}^{-3}$$



FIGUR 2: Modellierte CSB-Fraktionierung des Zulaufs. 100% = 250 gCSB m<sup>-3</sup>.

2. Mittlerer effektiver Ausnutzungskoeffizient der heterotrophen Organismen in der Belebungsanlage:

$$Y_H \approx 0.5 \cdot (Y_{H,aer} + Y_{H,ano}) = 0.5 \cdot (0.64 + 0.46) = 0.55 \text{ gCSB gCSB}^{-1}$$

3. Anoxische und aerobe Schlammfraktionen  $\beta_{ano}$  und  $\beta_{aer}$  bezogen auf die totale Schlammmasse im System (inkl. Schlamm im NKB):

$$\beta_{ano} = \frac{V_{ano}}{V_{BB}} \cdot (1 - \beta_{nkb}) = 0.333 \cdot (1 - 0.10) = 0.30 \text{ [-]} \quad (\text{Kap. 3.4})$$

$$\beta_{aer} = 1 - \beta_{ano} - \beta_{nkb} = 1 - 0.30 - 0.10 = 0.60 \text{ [-]}$$

4. Bei denitrifizierenden Belebungsanlagen ist die mittlere Zerfallsrate der heterotrophen Organismen im Belebtschlamm  $b_H$  kleiner als die rein aerobe Zerfallsrate  $b_{H,aer}$ :

$$b_H = b_{H,aer20} \cdot e^{\theta_{bH} \cdot (T-20)} \cdot (\beta_{aer} + \eta_{ano} \cdot (\beta_{ano} + \beta_{nkb})) \quad (\text{Kap. 3.4})$$

Für eine Temperatur von 11°C wird:

$$b_H = 0.3 \cdot e^{0.07 \cdot (11-20)} \cdot (0.60 + 0.5 \cdot (0.30 + 0.10)) = 0.159 \cdot 0.8 = 0.128 \text{ d}^{-1}$$

5. Totales Schlammalter:

$$SA_{tot} = SA_{BB} \cdot \frac{1}{1 - \beta_{nkb}} = 13.7 \cdot \frac{1}{1 - 0.1} = 15.2 \text{ d} \quad (\text{Kapitel 3.4})$$

6. Scheinbarer Ausnutzungskoeffizient:

$$Y_{CSB} = \frac{X_{I,o} + (X_{H,o} + Y_H \cdot (X_{S,o} + S_{S,o})) \cdot \frac{(1 + f_{XI} \cdot b_H \cdot SA_{tot})}{(1 + b_H \cdot SA_{tot})}}{(C_{CSB,o} - S_{I,e})} \quad (\text{Gleichung 11})$$

$$Y_{CSB} = \frac{67.6 + (26.0 + 0.55 \cdot (111.4 + 25)) \cdot \frac{(1 + 0.2 \cdot 0.128 \cdot 15.2)}{(1 + 0.128 \cdot 15.2)}}{(250 - 20)} = 0.50 \text{ gCSB gCSB}^{-1}$$

7. Stickstoffeinbau in die Biomasse (bezogen auf den Zulauf):

$$X_{N,org} = (C_{CSB,o} - S_{I,e}) \cdot Y_{CSB} \cdot i_{N,CSB} = (250 - 20) \cdot 0.50 \cdot 0.055 = 6.3 \text{ gN m}^{-3}$$

(aus Gleichung 14)

Davon verlassen 0.5 gN m<sup>-3</sup> das System über die Ablaufschwebstoffe. Der Rest, 5.8 gN m<sup>-3</sup> werden mit dem Überschussschlamm eliminiert.

8. Substratatmung  $S_{O,sub}$  auf leicht abbaubaren Verbindungen:

$$S_{O,sub} = (1 - Y_{H,ano}) \cdot S_{S,o} = (1 - 0.46) \cdot 25 = 13.5 \text{ gCSB m}^{-3} \quad (\text{Gleichung 18})$$

Vereinfachend wird hier angenommen, dass die leicht abbaubaren Verbindungen anoxisch veratmet werden (vgl. Beispiel 2).

9. Atmung auf Hydrolyseprodukten:

Vorgeschaltete Anoxzone:

$$S_{O,hydr,ano} = X_{S,o} \cdot \frac{\beta_{ano} \cdot f_{ano}}{\beta_{ano} \cdot f_{ano} + \beta_{aer} + \beta_{nkb} \cdot f_{nkb}} \cdot (1 - Y_{H,ano}) \quad \text{(Gleichung 20)}$$

$$S_{O,hydr,ano} = 111.4 \cdot \frac{0.30 \cdot 1.5}{0.30 \cdot 1.5 + 0.60 + 0.10 \cdot 0.7} \cdot (1 - 0.46) = 24.2 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

Nachklärbecken:

$$S_{O,hydr,nkb} = X_{S,o} \cdot \frac{\beta_{nkb} \cdot f_{nkb}}{\beta_{ano} \cdot f_{ano} + \beta_{aer} + \beta_{nkb} \cdot f_{nkb}} \cdot (1 - Y_{H,ano}) \quad \text{(Gleichung 21)}$$

$$S_{O,hydr,nkb} = 111.4 \cdot \frac{0.10 \cdot 0.7}{0.30 \cdot 1.5 + 0.60 + 0.10 \cdot 0.7} \cdot (1 - 0.46) = 3.8 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

10. Endogene Atmung auf systeminternem Substrat:

Zuerst muss die Konzentration der heterotrophen Biomasse im System berechnet werden:

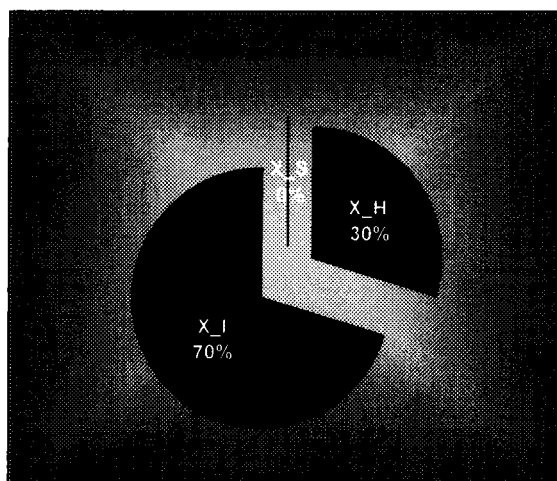
$$X_H = \frac{X_{H,o} + Y_H \cdot (C_{CSB,o} - X_{H,o} - X_{I,o} - S_{I,e})}{1 + b_H \cdot SA_{tot}} \quad \text{(Gleichung 12)}$$

$$X_H = \frac{26 + 0.55 \cdot (250 - 26 - 67.6 - 20)}{1 + 0.128 \cdot 15.2} = 34.3 \text{ gCSB m}^{-3}$$

Der inerte Anteil wäre:

$$X_I = X_{I,o} + X_H \cdot SA_{tot} \cdot b_H \cdot f_{XI} \quad \text{(Gleichung 13)}$$

$$X_I = 67.6 + 34.3 \cdot 15.2 \cdot 0.128 \cdot 0.2 = 80.9 \text{ gCSB m}^{-3}$$



FIGUR 3: Modellerte CSB-Fraktionierung des Überschussschlammes (gelöste Anteile vernachlässigbar). 100% = 115.3 gCSB m<sup>-3</sup>.

Vorgeschaltete Anoxzone:

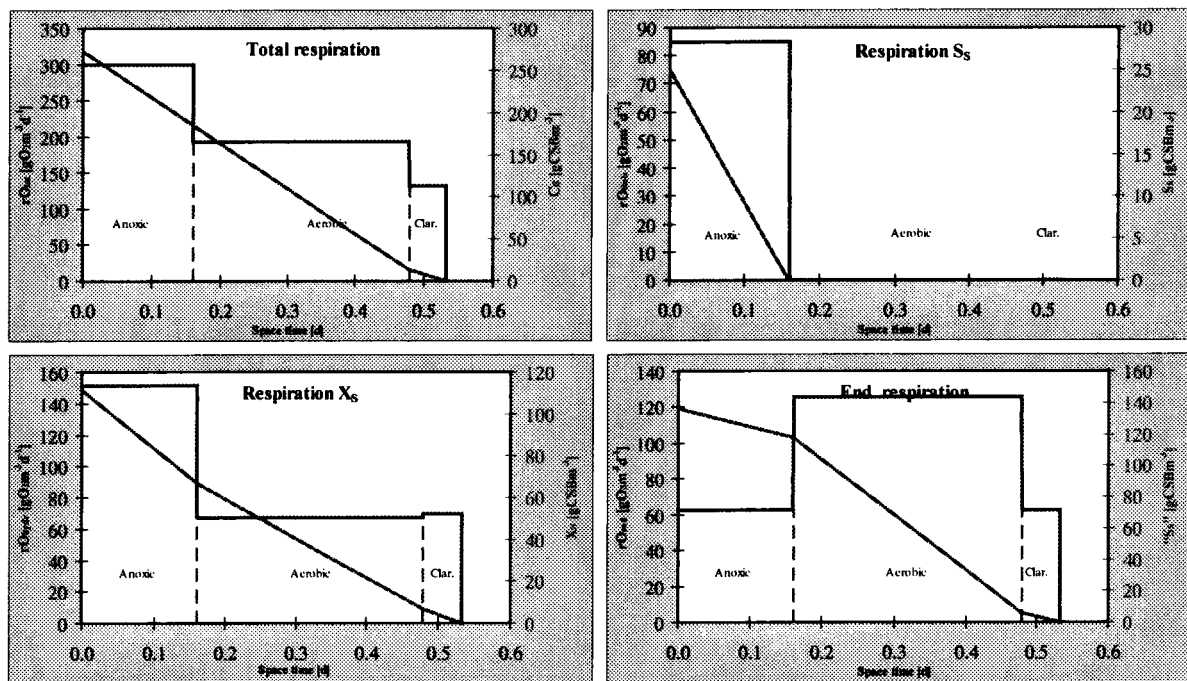
$$S_{O,end,ano} = \eta_{ano} \cdot b_{H,aer} \cdot \beta_{ano} \cdot SA_{tot} \cdot X_H \cdot (1 - f_{XI}) \quad (\text{Gleichung 22})$$

$$S_{O,end,ano} = 0.5 \cdot 0.159 \cdot 0.30 \cdot 15.2 \cdot 34.3 \cdot (1 - 0.2) = 10.0 \text{ gO}_2\text{m}^{-3}$$

Nachklärbecken:

$$S_{O,end,nkb} = \eta_{ano} \cdot b_{H,aer} \cdot \beta_{nkb} \cdot SA_{tot} \cdot X_H \cdot (1 - f_{XI}) \quad (\text{Gleichung 23})$$

$$S_{O,end,nkb} = 0.5 \cdot 0.159 \cdot 0.10 \cdot 15.2 \cdot 34.3 \cdot (1 - 0.2) = 3.3 \text{ gO}_2\text{m}^{-3}$$



FIGUR 4: Modellierte Atmung und Substratkonzentration entlang der denitrifizierenden Anlage. Die Fläche unter der totalen Respirationkurve (rechteckige Kurve links oben) entspricht dem total veratmeten CSB in der Belebungsanlage =  $(C_{CSB,0} - S_{l,e}) \cdot (1 - Y_{CSB})$ .

11. Sauerstoffeinträge bezogen auf den Zulauf:

$$S_{O,in,ano} = \left( S_{O,0} + S_{O,r} \cdot \frac{Q_r}{Q_0} + S_{O,ir} \cdot \frac{Q_{ir}}{Q_0} + k_1 a \cdot S_{O,sätt} \cdot \frac{V_{ano}}{Q_0} \right) \cdot (1 - f_{nit}) \quad (\text{Gleichung 24})$$

$$S_{O,in,ano} = \left( 4.0 + 2.0 \cdot 1.5 + 2.0 \cdot 2.0 + 2.0 \cdot 9.0 \cdot \frac{800}{5000} \right) \cdot (1 - 0.4) = 8.4 \text{ gO}_2\text{m}^{-3}$$

$$S_{O,in,nkb} = S_{O,BB} \cdot \frac{Q_0 + Q_r}{Q_0} \cdot (1 - f_{nit}) \quad (\text{Gleichung 25})$$

$$S_{O,in,nkb} = 2.0 \cdot (1.0 + 1.5) \cdot (1 - 0.4) = 3.0 \text{ gO}_2\text{m}^{-3}$$

12. Effektive Denitrifikationsleistung:

Vorgeschaltete Anoxzone:



$$S_{O,den,ano} = S_{O,sub} + S_{O,hydr,ano} + S_{O,end,ano} - S_{O,in,ano} \quad (\text{Gleichung 26})$$

$$S_{O,den,ano} = 13.5 + 24.2 + 10.0 - 8.4 = 39.3 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

Nachklärbecken:

$$S_{O,den,nkb} = S_{O,hydr,nkb} + S_{O,end,nkb} - S_{O,in,nkb} \quad (\text{Gleichung 27})$$

$$S_{O,den,nkb} = 3.8 + 3.3 - 3.0 = 4.1 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$$

Total:

$$S_{NO,den} = \frac{S_{O,den,ano} + S_{O,den,nkb}}{2.86} \quad (\text{Gleichung 28})$$

$$S_{NO,den} = \frac{39.3 + 4.1}{2.86} = 15.2 \text{ gN m}^{-3}$$

Das Nachklärbecken erbringt ca. 10% der gesamten Denitrifikationsleistung. Die mit dem detaillierten Modell berechnete effektive Denitrifikationsleistung ist deutlich höher als aufgrund der einfachen Abschätzung zu erwarten ist (vgl. Übung 3.1). Dies wegen der berücksichtigten Denitrifikationsleistung des Nachklärbeckens und der höheren Grundatmung in der vorgeschalteten Anoxzone infolge des  $X_S$ -Gradienten (FIGUR 4).

13. Nitratkonzentration im Ablauf:

$$S_{NO,e} = C_{TKN,o} + S_{NO,o} - S_{TKN,e} - S_{NO,den} - X_{N,org} \quad (\text{aus Gleichung 14})$$

$$S_{NO,e} = 30.0 + 0.0 - 1.0 - 15.2 - 6.3 = 7.5 \text{ gN m}^{-3}$$

14. Überprüfung ob eine Nitratlimitierung im Anoxbecken vorliegt:

$$\frac{Q_r + Q_{ir}}{Q_o} > \frac{S_{NO,den} - S_{NO,o}}{S_{NO,e}} \quad (\text{Gleichung 15})$$

$$\frac{Q_r + Q_{ir}}{Q_o} = 1.5 + 2.0 = 3.5$$

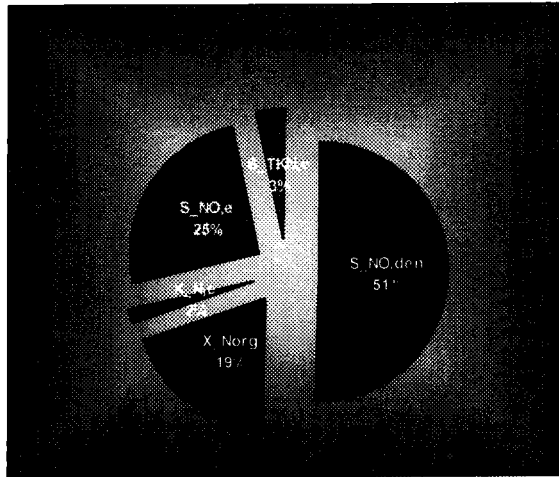
$$\frac{S_{NO,den} - S_{NO,o}}{S_{NO,e}} = \frac{15.2 - 0.0}{7.5} = 2.0$$

Es liegt keine Nitratlimitierung vor.

15. Stickstoffelimination bezogen auf den Zulaufstickstoff:

$$\eta_{Ntot} = \frac{C_{TKN,o} + S_{NO,o} - (S_{TKN,e} + S_{NO,e} + i_{N,CSB} \cdot i_{CSB,TSS} \cdot X_{TSS,e})}{C_{TKN,o} + S_{NO,o}} \quad (\text{Gleichung 8})$$

$$\eta_{Ntot} = \frac{30.0 + 0.0 - (1.0 + 7.5 + 0.055 \cdot 10.0)}{30.0 + 0.0} = 70\%$$



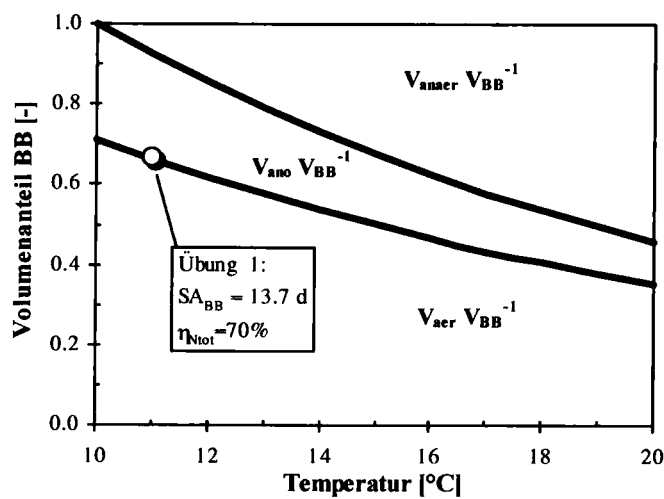
FIGUR 5: Modellierte Stickstoffanteile. 100% =  $30.0 \text{ gN m}^{-3}$ .

## 4. BIOLOGISCHE PHOSPHORELIMINATION

### 4.1 Einleitung

Ausgehend von der unter Winterbedingungen dimensionierten denitrifizierenden Belebungsanlage aus der Übung 2 und 3 soll das Potenzial zur erhöhten biologischen Phosphorelimination bei erhöhter Abwassertemperatur beurteilt werden.

Steht eine Bivalentzone zur Verfügung kann während den wärmeren Jahreszeiten bei gleichbleibender Stickstoffelimination und ohne Gefährdung der Nitrifikation ein Teil des aeroben Beckens unbelüftet betrieben und für die P-Rücklösung zur Verfügung gestellt werden. Bei einer Temperatur von  $T = 15^\circ\text{C}$  beträgt der grösstmögliche, unbelüftete Volumenanteil des Belebungsbeckens 50%, bei  $T = 20^\circ\text{C}$  maximal 65% (FIGUR 6).



FIGUR 6 : Für die P-Rücklösung zur Verfügung stehender anaerober resp. anoxischer Volumenanteil in Abhängigkeit der Abwassertemperatur. Randbedingungen: Ganzjährige 70%-ige Stickstoffelimination, vollständige Nitrifikation, Temperaturkoeffizient für Nitrifikation  $0.07\text{ }^\circ\text{C}^{-1}$  (Nitritoxidierer), totales Schlammalter  $SA_{BB}$  bezogen auf das Belebungsbecken ist 14.0 Tage.

Die reduzierte Chemikaliendosierung vermindert die Schlammproduktion. Dies bedeutet, dass sich bei gleichbleibender Belebtschlammkonzentration das Schlammalter erhöht. Im folgenden wird mit einem leicht erhöhten Schlammalter von 14.0 Tagen (statt 13.7, Lösung 5.2) gerechnet.

## 4.2 AAO-Verfahren (Demo)

Für die Belebungsanlage aus den Übungen 2 und 3 soll die biologische Phosphorelimination im AAO-Verfahren bei einer Temperatur von  $T = 15^\circ\text{C}$  mit dem geeichten und validierten stationären Modell berechnet werden. Die Abwasserzusammensetzung und die Rücklaufverhältnisse können aus der TABELLE 3 und TABELLE 4 entnommen werden (die interne Rezirkulation wird beim AAO-Verfahren nach hinten ins anoxische Kompartiment geführt). Der anaerobe und anoxische Volumenanteil geht aus FIGUR 6 hervor.

Die Nitratkonzentration im Rücklaufschlamm wird vereinfachend vorgegeben und beträgt  $5.7 \text{ gN m}^{-3}$  (vgl. Lösung 5.4, „Grundkonfig.“).

**Vorgehen (vgl. „Biologische P-Elimination mit dem Belebungsverfahren, stationäres Modell“):**

1. Max. Volumenanteil der unbelüfteten Zone und aerobes Schlammalter.

$$\frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}} = 0.35 \text{ und } \frac{V_{\text{ano}}}{V_{\text{BB}}} = 0.15 \quad (\text{FIGUR 6, Einleitung 4.1})$$

$$SA_{\text{aer}} = SA_{\text{BB}} \cdot \frac{V_{\text{aer}}}{V_{\text{BB}}} = SA_{\text{BB}} \cdot \frac{0.5 \cdot V_{\text{BB}}}{V_{\text{BB}}} = 14 \cdot 0.5 = 7.0 \text{ d}$$

2. Anaerobe, anoxische und aerobe Schlammfraktionen bezogen auf die totale Schlammmasse im System (inkl. Schlamm im NKB):

$$\beta_{\text{anaer}} = \frac{V_{\text{anaer}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) = 0.35 \cdot (1 - 0.10) = 0.315 \text{ [-]} \quad (\text{Gleichung 5})$$

$$\beta_{\text{ano}} = \frac{V_{\text{ano}}}{V_{\text{BB}}} \cdot (1 - \beta_{\text{nkb}}) = 0.15 \cdot (1 - 0.10) = 0.135 \text{ [-]}$$

$$\beta_{\text{aer}} = 1 - \beta_{\text{anaer}} - \beta_{\text{ano}} - \beta_{\text{nkb}} = 1 - 0.315 - 0.135 - 0.10 = 0.45 \text{ [-]}$$

3. Mittlere Zerfallsrate der heterotrophen Organismen im Belebtschlamm:

$$b_{\text{H}} = b_{\text{H, aer20}} \cdot e^{\theta_{\text{bH}} \cdot (T-20)} \cdot (\beta_{\text{aer}} + \eta_{\text{ano}} \cdot (\beta_{\text{ano}} + \beta_{\text{nkb}})) \quad (\text{Gleichung 4})$$

Für eine Temperatur von  $15^\circ\text{C}$  wird:

$$b_{\text{H}} = 0.3 \cdot e^{0.07 \cdot (15-20)} \cdot (0.45 + 0.5 \cdot (0.135 + 0.10)) = 0.211 \cdot 0.568 = 0.120 \text{ d}^{-1}$$

4. Totales Schlammalter (vgl. Übung 3.2):

$$SA_{\text{tot}} = SA_{\text{BB}} \cdot \frac{1}{1 - \beta_{\text{nkb}}} = 14.0 \cdot \frac{1}{1 - 0.1} = 15.6 \text{ d}$$

5. Scheinbarer Ausnutzungskoeffizient ( $X_{\text{I},0}$  und  $X_{\text{H},0}$  siehe Demo 3.2):

$$Y_{\text{CSB}} = \frac{X_{\text{I,o}} + (X_{\text{H,o}} + Y_{\text{H}} \cdot (X_{\text{S,o}} + S_{\text{S,o}})) \cdot \frac{(1 + f_{\text{XI}} \cdot b_{\text{H}} \cdot \text{SA}_{\text{tot}})}{(1 + b_{\text{H}} \cdot \text{SA}_{\text{tot}})}}{(C_{\text{CSB,o}} - S_{\text{I,e}})}$$

$$Y_{\text{CSB}} = \frac{67.6 + (26 + 0.55 \cdot (111.4 + 25)) \cdot \frac{(1 + 0.2 \cdot 0.120 \cdot 15.6)}{(1 + 0.120 \cdot 15.6)}}{(250 - 20)} = 0.50 \text{ gCSB gCSB}^{-1}$$

6. Physiologisch gebundener Phosphor im Überschussschlamm:

$$X_{\text{P,org}} = ((C_{\text{CSB,o}} - S_{\text{I,e}}) \cdot Y_{\text{CSB}} - X_{\text{TSS,e}} \cdot i_{\text{CSB,TSS}}) \cdot i_{\text{Porg,CSB}} \quad \text{(Gleichung 3)}$$

$$X_{\text{P,org}} = ((250 - 20) \cdot 0.50 - 10.0) \cdot 0.013 = 1.38 \text{ gP m}^{-3}$$

7. Anorganischer Phosphor im Überschussschlamm:

$$X_{\text{P,anorg}} = 0.10 \cdot C_{\text{P,o}} \cdot \frac{(C_{\text{CSB,o}} - S_{\text{I,e}}) \cdot Y_{\text{CSB}} - X_{\text{TSS,e}} \cdot i_{\text{CSB,TSS}}}{(C_{\text{CSB,o}} - S_{\text{I,e}}) \cdot Y_{\text{CSB}}} \quad \text{(Gleichung 6)}$$

$$X_{\text{P,anorg}} = 0.10 \cdot 4.5 \cdot \frac{(250 - 20) \cdot 0.50 - 10.0}{(250 - 20) \cdot 0.50} = 0.41 \text{ gP m}^{-3}$$

8. Sauerstoff- und Nitratreinträge in die vorgeschaltete anaerobe Zone:

$$C_{\text{CSB,resp}} = \frac{\left( S_{\text{O,o}} + S_{\text{O,r}} \cdot \frac{Q_{\text{r}}}{Q_{\text{o}}} + k_{\text{Ia}} \cdot S_{\text{O,sätt}} \cdot \frac{V_{\text{anaer}}}{Q_{\text{o}}} \right) \cdot (1 - f_{\text{nit}}) + (S_{\text{NO,o}} + S_{\text{NO,r}} \cdot \frac{Q_{\text{r}}}{Q_{\text{o}}}) \cdot 2.86}{1 - Y_{\text{H,ano}}} \quad \text{(Gleichung 9)}$$

$$C_{\text{CSB,resp}} = \frac{\left( 4.0 + 2.0 \cdot 1.5 + 2.0 \cdot 9.0 \cdot \frac{0.35 \cdot 2400}{5000} \right) \cdot (1 - 0.4) + (0.0 + 5.7 \cdot 1.5) \cdot 2.86}{1 - 0.46} = 56.5 \text{ gCSB m}^{-3}$$

9. Für das Wachstum der PAO verfügbares Substrat (die anaerobe endogene Atmung ist vernachlässigbar):

$$C_{\text{CSB,anaer,verf}} = S_{\text{S,o}} + X_{\text{S,o}} \cdot \frac{\beta_{\text{anaer}} \cdot f_{\text{anaer}}}{\beta_{\text{anaer}} \cdot f_{\text{anaer}} + \beta_{\text{aer}} + \beta_{\text{ano}} \cdot f_{\text{ano}} + \beta_{\text{nkB}} \cdot f_{\text{nkB}}} - C_{\text{CSB,resp}} \quad \text{(Gleichung 8)}$$

$$C_{\text{CSB,anaer,verf}} = 25.0 + 111.4 \cdot \frac{0.315 \cdot 1.5}{0.315 \cdot 1.5 + 0.45 + 0.135 \cdot 1.5 + 0.10 \cdot 0.7} - 56.5 = 12.5 \text{ gCSB m}^{-3}$$

10. Mittlerer Polyphosphatzerfall (anaerob kein Zerfall):

$$b_{\text{PP}} = b_{\text{PP,aer}} \cdot (\beta_{\text{aer}} + \eta_{\text{ano}} \cdot (\beta_{\text{ano}} + \beta_{\text{nkB}})) \quad \text{(Gleichung 11)}$$

$$b_{\text{PP}} = 0.14 \cdot (0.45 + 0.50 \cdot (0.135 + 0.10)) = 0.079 \text{ d}^{-1}$$

11. Polyphosphat im Überschussschlamm:

$$X_{PP} = C_{CSB,anaer,verf} \cdot Y_{PAO} \cdot i_{PP} \cdot \frac{1}{1 + SA_{tot} \cdot b_{PP}} \cdot \frac{(C_{CSB,o} - S_{Ie}) \cdot Y_{CSB} - X_{TSS,e} \cdot i_{CSB,TSS}}{(C_{CSB,o} - S_{Ie}) \cdot Y_{CSB}}$$

(Gleichung 12)

$$X_{PP} = 12.5 \cdot 0.55 \cdot 0.13 \cdot \frac{1}{1 + 15.6 \cdot 0.079} \cdot \frac{(250 - 20) \cdot 0.50 - 10.0}{(250 - 20) \cdot 0.50} = 0.37 \text{ gP m}^{-3}$$

## 12. Phosphor-Ablaufkonzentrationen:

$$C_{P,e} = C_{P,o} - X_{P,org} - X_{P,anorg} - X_{PP} - X_{P,Fäll} \quad (\text{Gleichung 18})$$

$$C_{P,e} = 4.50 - 1.38 - 0.41 - 0.37 - 0.0 = 2.34 \text{ gP m}^{-3}$$

Der spezifische Phosphorgehalt des Überschussschlammes ist:

$$i_{P,CSB} = \frac{X_{P,org} + X_{P,anorg} + X_{PP} + X_{P,Fäll}}{Y_{CSB} \cdot (C_{CSB,o} - S_{I,e}) - X_{CSB,e}} = \frac{1.38 + 0.41 + 0.37 + 0.0}{0.50 \cdot (250 - 20) - 10} = 0.021 \text{ gP gCSB}^{-1}$$

Da keine vollständige P-Elimination erreicht wird, ist der P-Gehalt geringer als der Richtwert in TABELLE 2.

Die Orthophosphatkonzentration im Ablauf ist:

$$S_{PO_4,e} = C_{P,e} - i_{P,CSB} \cdot i_{CSB,TSS} \cdot X_{TSS,e} - S_{Porg,e}$$

$$S_{PO_4,e} = 2.34 - 0.2 - 0.1 = 2.0 \text{ gP m}^{-3}$$

Fällmitteleinsparung ca. 20% bei  $C_{P,e,erf} = 0.8 \text{ gP m}^{-3}$ .

Nach weiterer Optimierung mit „nur“ 70%-iger N-Elimination (erreicht durch leicht reduzierte Rückläufe ( $Q_r \cdot Q_o^{-1} = 1.3$  und  $Q_{ir} \cdot Q_o^{-1} = 0.8$ , vgl. Lösung 5.4 „Rückläufe“) beträgt die Fällmitteleinsparung bereits 32%.

## 13. Phosphorrücklösung bezogen auf den Zulauf:

$$\Delta S_{P,anaer} = Y_{PO_4} \cdot C_{CSB,anaer,verf} \quad (\text{Gleichung 13})$$

$$\Delta S_{P,anaer} = 0.33 \cdot 12.5 = 4.1 \text{ gP m}^{-3} \text{ (resp. } 7.6 \text{ gP m}^{-3} \text{ nach weiterer Optimierung)}$$

## 14. Messbare OrthoP-Konzentration im anaeroben Becken:

$$S_{PO_4,anaer} = \frac{S_{PO_4,o} + \frac{Q_r}{Q_o} \cdot S_{PO_4,e} + \Delta S_{P,anaer}}{1 + \frac{Q_r}{Q_o}} \quad (\text{Gleichung 14})$$

$$S_{PO_4,anaer} = \frac{3.0 + 1.5 \cdot 2.0 + 4.1}{1 + 1.5} = 4.0 \text{ gP m}^{-3}$$

Bei einer Restfällung zur Einhaltung von  $0.8 \text{ gP m}^{-3}$  resp.  $0.5 \text{ gP m}^{-3}$  im Ablauf würde die messbare OrthoP-Konzentration im anaeroben Becken etwas geringer:

$$S_{PO_4,anaer} = \frac{3.0 + 1.5 \cdot 0.5 + 4.1}{1 + 1.5} = 3.1 \text{ gP m}^{-3}$$

Die effektiv messbaren OrthoP-Konzentrationen im anaeroben Becken sind bei teilweiser biologischer Phosphorelimination relativ gering und erreichen wegen

Verdünnungseffekten nicht unbedingt höhere Werte als im Zulauf. Trotzdem sind sie höher als die messbaren Konzentrationen in der Anoxzone einer rein chemisch eliminierenden Belebungsanlage (nur 1.0-2.0 gP m<sup>-3</sup>). Bei der Überprüfung der BioP-Aktivität durch Stichproben aus dem Anaerobbecken ist eine Abschätzung mit Gleichung 14 notwendig. Im Zweifelsfall geben Rücklöseversuche deutlichere Hinweise für eine BioP-Aktivität.

### 4.3 Anwendung Excel-Kalkulation: Vergleich verschiedener Massnahmen in Belebung und ARA zur Erhöhung der P-Elimination

#### 4.3.1 Das AAO-Verfahren

Die BioP-Leistung der Anlage im AAO-Verfahren soll ausgehend von der Grundkonfiguration bei  $T = 15^\circ\text{C}$  (Demo 4.2) durch verschiedene Massnahmen in der Belebung resp. innerhalb der gesamten Kläranlage verbessert werden. Bei allen Massnahmen ist eine Stickstoffelimination von 70% einzuhalten. Abwasserzusammensetzung und Betriebsdaten siehe TABELLE 3 und TABELLE 4.

TABELLE 4: Zusätzlich zu TABELLE 3 gegebene Grössen für Bio-P-Anlage.

Parameter:	Symbol	Einheit	Wert
<b>Zulauf (Ablauf VKB):</b>			
Totaler Phosphor	$C_{P,o}$	$\text{g}_P \text{ m}^{-3}$	4.5
Orthophosphat	$S_{PO_4,o}$	$\text{g}_P \text{ m}^{-3}$	3.0
Anorganischer partikulärer Phosphor	$X_{Panorg,o}$	$\text{g}_P \text{ m}^{-3}$	0.45
<b>Ablaufkonzentrationen (Ablauf NKB):</b>			
Organisch gelöster Phosphor	$S_{Porg,e}$	$\text{g}_P \text{ m}^{-3}$	0.1
<b>Anlageschema:</b>			
Anoxischer Volumenanteil (siehe FIGUR 6)	$V_{ano} V_{BB}^{-1}$	-	0.15 <sup>1)</sup>
Anaerober Volumenanteil (siehe FIGUR 6)	$V_{anaer} V_{BB}^{-1}$	-	0.35 <sup>1)</sup>

1) für  $T = 15^\circ\text{C}$  ohne separate Faulwasserbehandlung

#### Aufgaben:

- Berechnen Sie die Stickstoff- und Phosphor-Eliminationsleistung der Grundkonfiguration bei  $T = 15^\circ\text{C}$  anhand der Excel-Kalkulation und geben Sie alle in der TABELLE 5 gesuchten Werte an (vgl. Demo 4.2).
- Die Stickstoffelimination soll genau 70% betragen. Wie verbessert sich die Phosphoreliminationsleistung und wie verändert sich die Grösse des Rücklaufs und der internen Rezirkulation?
- Durch Optimierungsmassnahmen im Nachklärbecken verdoppelt sich die Schlammmasse im Nachklärbecken von  $\beta_{nkb} = 0.1$  auf 0.2. Wie verändert sich die Phosphoreliminationsleistung sowie die Grösse des Rücklaufs und der internen Rezirkulation?  
Ermitteln Sie die maximale Löslichkeit von elementarem Stickstoff im Schlammbett des NKB (mittlere Schlammbetttiefe = 4,5m) für  $T = 15^\circ\text{C}$  und vergleichen Sie diese mit der Denitrifikationsleistung des Schlammbetts. Siehe hierzu Beitrag „Gestaltung von Belebungsanlagen zur Nährstoffelimination“ Figur 3.1.
- Was bringt eine separate biologische Faulwasserentstickung für die biologische Phosphatlimination? Annahme: 20% des totalen Stickstoffs im Zulauf  $C_{TKN,o}$



stammen von den Rückläufen der Schlammbehandlung. Die separate Entstickung verläuft zu 100%.  $\beta_{nkb} = 0.1$ .

Neue Stickstoffzulaufkonzentration resp. geforderte N-Eliminationsleistung für Excel-Kalkulation:

$$C_{TKN,o}^* = 0.8 \cdot C_{TKN,o} = 0.8 \cdot 30.0 = 24.0 \text{ gN m}^{-3}$$

$$\eta_{N_{tot}}^* = \frac{C_{TKN,o}^* + S_{NO,o} - (S_{TKN,e} + S_{NO,e} + i_{N,CSB} \cdot i_{CSB,TSS} \cdot X_{TSS,e})}{C_{TKN,o}^* + S_{NO,o}} = 62.5\%$$

Dies entspricht einer gesamten Stickstoffelimination (inkl. Faulwasser) von:

$$\eta_{N_{tot}} = \frac{C_{TKN,o} + S_{NO,o} - (S_{TKN,e} + S_{NO,e} + i_{N,CSB} \cdot i_{CSB,TSS} \cdot X_{TSS,e})}{C_{TKN,o} + S_{NO,o}} = 70\%$$

5. Der CSB-Gehalt im Abwasser kann durch die Versäuerung von Frischschlamm um 3% mit leicht abbaubaren Fettsäuren aufgestockt werden. Wie verändert sich nun die Eliminationsleistung der Anlage? Annahme: Keine separate Faulwasserentstickung.
6. Ermitteln Sie die maximalen Eliminationsleistungen im Sommer, bei einer Abwassertemperatur von  $T = 20^\circ\text{C}$ . Der aerobe resp. gerührte Volumenanteil kann mit FIGUR 6 bestimmt werden. Wie gross wird das aerobe Schlammalter? Annahme: Keine Versäuerung und keine separate Faulwasserentstickung.

TABELLE 5: Gesuchte Größen AAO-Verfahren. Grundkonfiguration vgl. Demo 4.2.

	Einheit	Grund- konfig.	Rück- läufe	$\beta_{\text{nkb}} =$ 0.2	FW - Beh.	$\Delta S_S$	T = 20°C
<b>Eliminationsleistungen:</b>							
$\eta_{\text{Ntot}}$	%	...	70	70	70 <sup>1)</sup>	70	70
$\eta_{\text{P}}$	%	...	...	...	...	...	...
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>							
Nitrat ( $S_{\text{NO,e}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Orthophosphat ( $S_{\text{PO}_4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
<b>Fractionen im ÜSS (bezogen auf den Zulauf!):</b>							
Org. Stickstoff ( $X_{\text{N,org}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Org. Phosphor ( $X_{\text{P,org}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Anorg. Phosphor ( $X_{\text{P,anorg}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Polyphosphat ( $X_{\text{PP}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
<b>Konzentrationen im BB:</b>							
Nitrat im RLS ( $S_{\text{NO,r}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Nitrat in Anoxzone ( $S_{\text{NO,ano}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Den. im NKB ( $S_{\text{NO,den,nkb}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{\text{P,anaer}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
<b>Betriebsdaten:</b>							
Anox. Volumen ( $V_{\text{ano}} V_{\text{BB}}^{-1}$ )	-	0.15	0.15	0.15	...	0.15	0.15
Anaer Volumen ( $V_{\text{anaer}} V_{\text{BB}}^{-1}$ )	-	0.35	0.35	0.35	...	0.35	...
Rücklaufschlamm ( $Q_{\text{r}} Q_{\text{o}}^{-1}$ )	-	1.5	...	...	...	...	...
Int. Rezirkulation ( $Q_{\text{ir}} Q_{\text{o}}^{-1}$ )	-	2.0	...	...	...	...	...

1) Bezüglich der gesamten Anlage inkl. Stickstoffelimination durch FW-Behandlung

### 4.3.2 Verfahrensvergleich AAO-UCT

Die beiden Verfahrensschemen AAO und UCT sollen bezüglich Phosphor- und Stickstoffelimination für alle untersuchten Massnahmen (analog Übung 4.3.1) anhand der Excel-Kalkulation miteinander verglichen werden. Die gesuchten Grössen können in TABELLE 6 eingetragen und mit TABELLE 5 verglichen werden. Gibt es grundsätzliche Unterschiede zum AAO-Verfahren? Die Sauerstoffkonzentration in der internen Rezirkulation beträgt  $0.0 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$  (Rezirkulation aus unbelüfteter, anoxischer Zone).

**Bemerkung:** Beim UCT-Verfahren ist das Schlammalter kleiner, da die Feststoffkonzentration im Anaerobbecken geringer ist. Das Schlammalter variiert hier je nach anaerobem Volumenanteil und Grösse der internen Rezirkulation. Für die Grundkonfiguration bei  $T = 15^\circ\text{C}$ ,  $V_{\text{anaer}} V_{\text{BB}}^{-1} = 0.35$  und  $SA_{\text{aer}} = 7.0 \text{ d}$  ergibt sich z.B. ein Schlammalter von  $SA_{\text{BB}} = 12.4 \text{ d}$ .

TABELLE 6: Gesuchte Grössen UCT-Verfahren.

	Einheit	Grund- konfig.	Rück- läufe	$\beta_{\text{nkb}} =$ 0.2	FW - Beh.	$\Delta S_s$	T = 20°C
<b>Eliminationsleistungen:</b>							
$\eta_{\text{Ntot}}$	%	...	70	70	70 <sup>2)</sup>	70	70
$\eta_{\text{P}}$	%	...	...	...	...	...	...
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>							
Nitrat ( $S_{\text{NO,e}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Orthophosphat ( $S_{\text{PO}_4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
<b>Fraktionen im ÜSS (bezogen auf den Zulauf!):</b>							
Org. Stickstoff ( $X_{\text{N,org}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Org. Phosphor ( $X_{\text{P,org}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Anorg. Phosphor ( $X_{\text{P,anorg}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Polyphosphat ( $X_{\text{pp}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
<b>Konzentrationen im BB:</b>							
Nitrat im RLS ( $S_{\text{NO,r}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Nitrat in Anoxzone ( $S_{\text{NO,ano}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>
Den. im NKB ( $S_{\text{NO,den,nkb}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{\text{P,anaer}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...	...	...
<b>Betriebsdaten:</b>							
Anox. Volumen ( $V_{\text{ano}} V_{\text{BB}}^{-1}$ )	-	0.15	...	...	...	...	...
Anaer Volumen ( $V_{\text{anaer}} V_{\text{BB}}^{-1}$ )	-	0.35	...	...	...	...	...
Rücklaufschlamm ( $Q_{\text{r}} Q_0^{-1}$ )	-	1.5	2.0	2.0	...	2.0	2.0
Int. Rezirkulation ( $Q_{\text{ir}} Q_0^{-1}$ )	-	2.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0

1) „exakt“ null, d.h. ohne Reserven 2) Bezüglich der gesamten Anlage inkl. Stickstoffelimination durch FW-Behandlung

### 4.3.3 Verfahrensvergleich intermitt. und SBR-Verfahren

Die beiden Verfahren intermittierende Belüftung mit intermittierender Beschickung und SBR sollen bezüglich Phosphor- und Stickstoffelimination anhand der Excel-Kalkulation miteinander verglichen werden. Ausgehend von einer Grundkonfiguration bei einer mittleren Temperatur von  $T = 15^{\circ}\text{C}$  soll die Wirkung unterschiedlicher Massnahmen zur Erhöhung der Eliminationsleistung der beiden Verfahren beurteilt werden. Die Abwasserzusammensetzung und die Betriebsdaten gehen aus TABELLE 7 hervor.

TABELLE 7: Abwassercharakteristik einer Anlage mit Schlammbehandlung und Betriebsdaten:

Parameter:	Symbol	Einheit	Wert
<b>Abwasserbedingungen (Ablauf VKB)</b>			
Mittlerer Zufluss	$Q_{o,aver}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	100
Max. Zufluss	$Q_{o,max}$	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	300
Totaler CSB	$C_{CSB,o}$	$\text{gCSB m}^{-3}$	250
Leicht abbaubarer CSB	$S_{S,o}$	$\text{gCSB m}^{-3}$	25
Inerter CSB	$S_{I,e}$	$\text{gCSB m}^{-3}$	20
Total Suspensierte Stoffe	$X_{TSS,o}$	$\text{gTSS m}^{-3}$	90
Nitrat+Nitrit-Stickstoff	$S_{NO,o}$	$\text{gN m}^{-3}$	0.0
Totaler Kjeldahl-Stickstoff	$C_{TKN,o}$	$\text{gN m}^{-3}$	30.0
Totaler Phosphor	$C_{P,o}$	$\text{gP m}^{-3}$	4.5
partikulärer anorg. Phosphor	$X_{P,anorg,o}$	$\text{gP m}^{-3}$	0.45
Sauerstoff im Zulauf	$S_{O,o}$	$\text{gO}_2 \text{m}^{-3}$	4.0
Temperatur	$T$	$^{\circ}\text{C}$	15
<b>Ablauf:</b>			
Total Suspensierte Stoffe im Ablauf	$X_{TSS,e}$	$\text{gTSS m}^{-3}$	10
gelöster KjN,e im Ablauf	$S_{TKN,e}$	$\text{gN m}^{-3}$	1.0
gelöster org. Phosphor im Ablauf	$S_{Porg,e}$	$\text{gP m}^{-3}$	0.1
<b>Belebtschlamm:</b>			
CSB-Gehalt des Belebtschlammes	$i_{CSB,TSS}$	$\text{gCSB TSS}^{-1}$	1.10
Stickstoffgehalt des Belebtschlammes	$i_{N,CSB}$	$\text{gN CSB}^{-1}$	0.055
<b>Betriebsdaten:</b>			
O <sub>2</sub> -Eintrag über Oberfläche	$k_{L,a}$	$\text{d}^{-1}$	2.0
Sauerstoff in belüfteter Phase	$S_{O,aer,(intermit)}$	$\text{gO}_2 \text{m}^{-3}$	2.0
Sauerstoff im Abfluss Post-Aeration-Tank (Intermitt.)	$S_{O,post}$	$\text{gO}_2 \text{m}^{-3}$	2.0
Sauerstoff im Rücklaufschlamm (Intermitt.)	$S_{O,rs}$	$\text{gO}_2 \text{m}^{-3}$	1.5
Gesamt-Schlammalter (SBR o. Sedim. u. Dekant.-Phase)	$S_{ABB}$	$\text{d}$	14
Aerobes Schlammalter	$S_{A_{aer}}$	$\text{d}$	7.0
<b>Anlageschema Intermittierend:</b>			
Gesamtzyklus	$t_{Zykl,intermit}$	$\text{h}$	2
Zyklusanteil aerob	$t_{aer}$	$\text{h}$	0.75
Anteil $V_{intermittent}$ an $V_{BB}$	$V_{intermit}/V_{BB}$	-	0.8
Schlammfraktion im Schlammbett	$\beta_{nkb}$	-	-
Rücklaufschlamm:Zulauf-Verhältnis Intermitt.)	$Q_r Q_o^{-1}$	-	1.5
<b>Bemessung Intermittierend:</b>			
max. Belebtschlammkonz. BB	$X_{COD,BB,max}$	$\text{gCSB m}^{-3}$	3000
Sicherheitsfaktor Bemessung zu mittlere Belastung	$L_{design}/L_{aver}$	-	1.2
<b>Anlageschema SBR:</b>			
Gesamtzyklus	$t_{Zykl}$	$\text{h}$	6
Zyklusanteil sedimentieren + dekantieren	$t_{dek}$	$\text{h}$	2
Zyklusanteil aerob	$t_{aer}$	$\text{h}$	2
Zyklusanteil Zulauf	$t_{feed}$	$\text{h}$	3
Anzahl Zulaufschübe pro Zyklus	-	-	1
<b>Bemessung SBR:</b>			

Belebtschlammkonz. im dekant. Volumen	$X_{\text{COD},V\text{min}}$	gCSB m <sup>-3</sup>	5500
Gesamtzyklus bei $Q_{\text{max}}$	$t_{\text{Zykl},Q_{0,\text{max}}}$	h	4
Sicherheitsfaktor Bemessung zu mittlere Belastung	$L_{\text{design}}/L_{\text{aver}}$	-	1.2

**Aufgaben:**

1. Berechnen Sie die Stickstoff- und Phosphor-Eliminationsleistung des Intermittierenden und des SBR-Verfahrens in der Grundkonfiguration und geben Sie alle in der TABELLE 8 und TABELLE 9 gesuchten Werte an.
2. Optimieren Sie die Anlagen bezüglich Stickstoff- und alternativ bezüglich Phosphor-Elimination ( $SA_{\text{aer}} = 7.0 \text{ d}$ ). Wie verändern sich die Zykluslängen beim SBR und wie die Zykluslänge sowie die Höhe des Rücklaufs und von  $\beta_{\text{NKB}}$  beim Intermittierenden Verfahren?

Realistische Größenordnungen:  $t_{\text{Zykl},\text{SBR}} = 4\text{-}8\text{h}$ ,  $t_{\text{Zykl},\text{Intermitt.}} = 1\text{-}4\text{h}$

3. Eine bestehende ARA mit Intermittierendem Anlagenaufbau soll aufgrund verschärfter Einleitbedingungen auf 90%-ige biologische P-Elimination ausgebaut werden. Diskutieren sie die Vor- und Nachteile eines vorgeschalteten Anaerobbeckens in Bezug auf die biologische P-Elimination (siehe Tip Kap. 5.2 Beitrag Kühni *et al.*).

TABELLE 8: Gesuchte Größen Intermittierendes-Verfahren.

	Einheit	Grund- konfig.	Optim. N-El.	Optim. P-El.	vorgesch. Anaerob- Becken <sup>1)</sup>
<b>Eliminationsleistungen:</b>					
$\eta_{Ntot}$	%	...	...	...	...
$\eta_P$	%	...	...	...	...
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>					
Nitrat ( $S_{NO,e}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Orthophosphat ( $S_{PO4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
<b>Fractionen im ÜSS (bezogen auf den Zulauf!):</b>					
Org. Stickstoff ( $X_{N,org}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Org. Phosphor ( $X_{P,org}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Anorg. Phosphor ( $X_{P,anorg}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Polyphosphat ( $X_{PP}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
<b>Interne Konzentrationen:</b>					
Nitrat im RLS ( $S_{NO,r}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Nitrat Ablauf Intermit. Reaktor ( $S_{NO,intermit}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Den. im NKB ( $S_{NO,den,nkb}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{P,anaer}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
<b>Betriebsdaten:</b>					
Zykluslänge $t_{Zykl,intermit}$	h	...	...	...	...
Aerobe Phase $t_{aer,intermit}$	h	...	...	...	...
Anoxische Phase $t_{ano,intermit}$	h	...	...	...	...
Anaerobe Phase $t_{anaer,intermit}$	h	...	...	...	...
Rücklaufschlamm ( $Q_r Q_o^{-1}$ )	-	...	...	...	...
$\beta_{NKB}$	-	...	...	...	...

1) Siehe Tip Kap. 5.2

TABELLE 9: Gesuchte Größen SBR-Verfahren.

	Einheit	Grund- konfig.	Optim. N-El.	Optim. P-El.	vorgesch. Anaerob- Becken
<b>Eliminationsleistungen:</b>					
$\eta_{N_{tot}}$	%	...	...	...	...
$\eta_P$	%	...	...	...	...
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>					
Nitrat ( $S_{NO,e}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Orthophosphat ( $S_{PO_4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
<b>Fractionen im ÜSS (bezogen auf den Zulauf!):</b>					
Org. Stickstoff ( $X_{N,org}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Org. Phosphor ( $X_{P,org}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Anorg. Phosphor ( $X_{P,anorg}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Polyphosphat ( $X_{PP}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
<b>Interne Konzentrationen:</b>					
Nitrat zu Zyklus-Beginn ( $S_{NO,to}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Den. während Anox.-Phase ( $S_{NO,den,anox}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Den. während Dekantation ( $S_{NO,den,dekant}$ )	gN m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{P,anaer}$ )	gP m <sup>-3</sup>	...	...	...	...
<b>Betriebsdaten:</b>					
Gesamtzyklus $t_{Zykl}$	h	...	...	...	...
Anoxische Phase $t_{ano}$	h	...	...	...	...
Anaerobe Phase $t_{anaer}$	h	...	...	...	...
Aerobe Phase $t_{aer}$	h	...	...	...	...
Sed.- u. Dekant.-Phase $t_{dek}$	h	...	...	...	...
Zulaufzeit $t_{feed}$	h	...	...	...	...
Anzahl Zulaufschübe pro Zykl	-	...	...	...	...

## 5. LÖSUNGEN

### 5.1 Abwasserzusammensetzung

Parameter	Wert	Symbol	Wert
BSB <sub>5</sub>	125 mg / l	C <sub>BSB5</sub>	
TKN	30 mg / l	C <sub>TKN</sub>	
TSS	100 mg / l	X <sub>TSS</sub>	
CSB <sub>total</sub>	260 mg / l	C <sub>CSB</sub>	
CSB <sub>gelöst</sub>	150 mg / l	S <sub>CSB</sub>	
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	18 mg / l	S <sub>NH</sub>	
GKN	24.9 mg / l	S <sub>GKN</sub>	
		i <sub>CSB,BSB5</sub>	2.08 g <sub>CSB</sub> g <sup>-1</sup> <sub>BSB</sub>
		i <sub>CSB,TSS</sub>	1.1 g <sub>CSB</sub> g <sub>TSS</sub> <sup>-1</sup>
		i <sub>N,CSB</sub>	0.046 g <sub>N</sub> g <sup>-1</sup> <sub>CSB</sub>
		i <sub>N,TSS</sub>	0.051 h <sub>N</sub> g <sup>-1</sup> <sub>TSS</sub>

### 5.2 Datenaufbereitung, Dimensionierung Nitrifikation

Frage 1: Montag (Wochengang beachten)

Frage 2: a) 11.3°C, b) 47.3 kg N d<sup>-1</sup>, c) 1.12

Frage 3:

Kritisch ist Tag 12, bei tiefer Temperatur aber erhöhter Ammoniumfracht und hoher CSB Fracht.

Gleitendes Mittel der Temperatur:

$$T_{\text{Mittel}} = 11.2^\circ\text{C}$$

Aktuelle Temperatur

$$T = 10.8^\circ\text{C}$$

Ammonium Tagesfracht / Gleitendes Mittel

$$= 1.19 \text{ (max. Wert)}$$

Ammonium Tagesgang (Max<sub>4h</sub> / Mittel<sub>24h</sub>)

$$= 1.63$$

Maximal Zulässige Ammoniumkonzentration

$$S_{\text{NH,max}} = 5 \text{ g N m}^{-3}$$

Gleitendes Mittel der CSB Fracht am Tag 12

$$= 1236 \text{ kg CSB d}^{-1}$$

Aerober Anteil des Belebungsbeckens

$$\beta_{\text{aerob}} = 0.67$$

Anzahl aerober Reaktoren in Serie

$$n = 4$$

Sättigungsbeiwert für Ammonium

$$K_{\text{NH}} = 1.2 \text{ g N m}^{-3}$$

Hemmungsfaktor für die Nitrifikation

$$0.9 \text{ (10\% Hemmung)}$$

Berechnete Grössen:

Maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten bei aktueller Temperatur:

$$\mu_{\text{Nm}}(10.8^\circ\text{C}) = 0.35 \text{ d}^{-1}$$

Nach Berücksichtigung der Hemmung durch Fällung:

$$\mu_{\text{Nm,gehemmt}} = 0.9 \cdot 0.35 = 0.31 \text{ d}^{-1}$$

Zerfallskoeffizienten (T<sub>GM</sub> = 11.2°C)

$$b_{\text{aerob}} = 0.1 \cdot \mu_{\text{Nm}}(11.2^\circ\text{C}) = 0.037 \text{ d}^{-1}$$

$$b_{\text{anox}} = 0.05 \cdot \mu_{\text{Nm}}(11.2^\circ\text{C}) = 0.018 \text{ d}^{-1}$$

Aus Gleichungen 2 und 20 („Nitrifikation in Belebungsanlagen“):

$$\text{Erforderliches Schlammalter} = SA = 1/D_X = V_{\text{BB}} \cdot X_{\text{TSS,BB}} / SP_{\text{TSS}}$$



$$SA = \frac{1}{\frac{\mu_{Nm} \cdot \beta_{aerob}}{F_{Nit,max}} \cdot \frac{n-1 + \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}}}{n} - \overline{b_{aerob} \cdot \beta_{aerob}} - \overline{b_{anox} \cdot \beta_{anox}}}$$

$$SA = \frac{1}{\frac{0.35 \cdot 0.9 \cdot 0.67}{1.19 \cdot 1.63} \cdot \frac{4-1 + \frac{5.0}{1.2+5.0}}{4} - 0.037 \cdot 0.67 - 0.018 \cdot 0.33} = 13.7 \text{ d}$$

Frage 4:

Scheinb. Ausnutzungskoeffizient

$$Y_{CSB} = 0.5 \text{ kg CSB kg}^{-1} \text{ CSB}$$

Schlammproduktion ( $S_{I,e} = 5\% \text{ CSB}_o$ )

$$SP_{CSB} = 0.95 \cdot 1236 \cdot 0.5 = 587 \text{ kg CSB d}^{-1}$$

Zulässige Belebtschlammkonzentration

$$X_{CSB, BB} = 3.3 \text{ kg CSB m}^{-3}$$

$$V_{BB} = SA \cdot SP_{CSB} / X_{CSB, BB} \cong 2400 \text{ m}^3$$

### 5.3 Denitrifikationsleistung, Abschätzung

1.  $SA_{BB} = X_{CSB, BB} \cdot V_{BB} / (Q_{\text{ÜS}} \cdot X_{CSB, \text{ÜS}} + Q_e \cdot X_{CSB, e}) = 3'300 \cdot 2'400 / (96 \cdot 5'500 + (5'000 - 96) \cdot 10) = 13.7 \text{ d}$
2.  $SA_{aer} = SA \cdot V_{aer} / V_{BB} = 13.7 \cdot 1'600 / 2'400 = 9.15 \text{ Tage}$
3.  $S_{NO, den, ano} = S_{NO, den} = C_{TKN, o} + S_{NO, o} - S_{TKN, e} - S_{NO, e} - (C_{CSB, o} - S_{CSB, e}) \cdot Y_{CSB} \cdot i_{N, CSB} = 10.5 \text{ g N m}^{-3}$   
( $S_{NO, den, nkb} = 0$ )
4.  $S_{O, in, ano} = (Q_o \cdot S_{O, o} + Q_r \cdot S_{O, r} + Q_{ir} \cdot S_{O, ir} + V_{ano} \cdot k_a \cdot S_{O, sätt}) / Q_o = 13.9 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$
5.  $\Delta S_{NO, den, ano} = S_{O, in, ano} \cdot (1 - Y_{H, ano}) / (2.86 \cdot (1 - Y_{H, aer})) = 7.3 \text{ g N m}^{-3}$
6. Totale Atmung in Anoxbecken:  $S_{NO, den, ano} \cdot 2.86 + S_{O, in, ano} = 43.8 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$   
 $S_{O, sub} = S_{S, o} \cdot (1 - Y_{H, aer}) = 25 \cdot (1 - 0.64) = 9 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$  (Annahme: alles  $S_S$  wird aerob veratmet)  
 $S_{O, grund, ano} = 43.8 - 9 = 34.8 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$
7.  $S_{NO, den, CSBlimitiert} = S_{NO, den} = 10.5 \text{ g N m}^{-3}$   
 $S_{NO, den, NO3limitiert} = 0 + 12.2 \cdot 1.5 + 12.2 \cdot 2.0 = 42.7 \text{ g N m}^{-3}$   
deutlich Substrat limitiert
8.  $S_{O, in, ano} = 10.9$  statt  $13.9 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ .  
 $\Delta S_{NO, den, ano} = S_{O, in, ano} \cdot (1 - Y_{H, ano}) / (2.86 \cdot (1 - Y_{H, aer})) = 5.7 \text{ g N m}^{-3}$ .  
Es werden zusätzlich  $1.6 \text{ g N m}^{-3}$  denitrifiziert.  
 $S_{NO, den, ano} = 12.1 \text{ g N m}^{-3}$

## 5.4 Massnahmen im AAO-Verfahren (Excel-Kalkulation)

TABELLE 10: Gesuchte Größen AAO-Verfahren. Grundkonfiguration vgl. Demo 4.2.

	Einheit	Grund- konfig.	Rück- läufe	$\beta_{nkb} =$ 0.2	FW - Beh.	$\Delta S_S$	T = 20°C
<b>Eliminationsleistungen:</b>							
$\eta_{Ntot}$	%	71	70	70	70	70	70
$\eta_P$	%	48	53	63	79	62	78
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>							
Nitrat ( $S_{NO,e}$ )	gN m <sup>-3</sup>	7.1	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5
Orthophosphat ( $S_{PO4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	2.0	1.8	1.3	0.5	1.4	0.6
<b>Fractionen im ÜSS (bezogen auf den Zulauf!):</b>							
Org. Stickstoff ( $X_{N,org}$ )	gN m <sup>-3</sup>	5.8	5.8	5.7	5.9	5.9	5.8
Org. Phosphor ( $X_{P,org}$ )	gP m <sup>-3</sup>	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
Anorg. Phosphor ( $X_{P,anorg}$ )	gP m <sup>-3</sup>	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Polyphosphat ( $X_{PP}$ )	gP m <sup>-3</sup>	0.4	0.6	1.1	1.8	1.0	1.7
<b>Konzentrationen im BB:</b>							
Nitrat im RLS ( $S_{NO,r}$ )	gN m <sup>-3</sup>	5.7	5.7	2.4	2.0	5.3	3.9
Nitrat in Anoxzone ( $S_{NO,ano}$ )	gN m <sup>-3</sup>	2.0	0.1	0.1	0.0	0.1	0.1
Den. im NKB ( $S_{NO,den,nkb}$ )	gN m <sup>-3</sup>	2.0	2.3	6.5 <sup>1)</sup>	3.4	2.6	3.8
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{P,anaer}$ )	gP m <sup>-3</sup>	4.1	6.6	13	20	11	17
<b>Betriebsdaten:</b>							
Anox. Volumen ( $V_{ano} V_{BB}^{-1}$ )	-	0.15	0.15	0.15	0.10	0.15	0.15
Anaer Volumen ( $V_{anaer} V_{BB}^{-1}$ )	-	0.35	0.35	0.35	0.40	0.35	0.50
Rücklaufschlamm ( $Q_r Q_o^{-1}$ )	-	1.5	1.3	1.3	0.6 <sup>2)</sup>	1.2	1.1
Int. Rezirkulation ( $Q_{ir} Q_o^{-1}$ )	-	2.0	0.8	0.8	0.6	0.9	1.0

1) Max. Löslichkeit von N<sub>2</sub> im Schlammbett des NKB (bei t=4,5m) = 11 gN m<sup>-3</sup> (aus Figur 3.1)  
 errechnete Denitrifikationsrate bezogen auf RS:  $S_{NO,r} = S_{NO,den,nkb} / (Q_r Q_o^{-1}) = 6.5 / 1.3 = 5.0$  gN m<sup>-3</sup>  
 Keine Gefahr von Schlammauftrieb. Jedoch generell möglich bei:

- hoher Temperatur
- Tages-Spitzenwerten
- mangelhafter Schlammräumung
- flachen NKB
- kleinen Rücklaufverhältnissen
- mangelhafte Denitrifikationsleistung

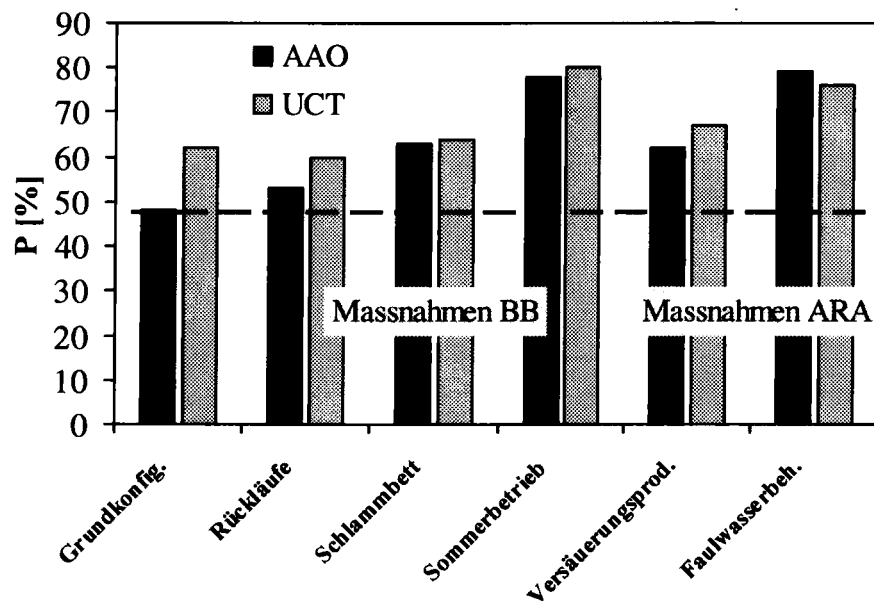
2) Nur bei sehr guter Schlammeindickung im NKB möglich

## 5.5 Verfahrensvergleich AAO-UCT (Excel-Kalkulation)

TABELLE 11: Gesuchte Größen UCT-Verfahren.

	Einheit	Grund- konfig.	Rück- läufe	$\beta_{\text{nkb}} =$ 0.2	FW - Beh.	$\Delta S_S$	T = 20°C
<b>Eliminationsleistungen:</b>							
$\eta_{\text{Ntot}}$	%	59	70	70	70	70	70
$\eta_{\text{P}}$	%	62	60	64	76	67	80
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>							
Nitrat ( $S_{\text{NO},e}$ )	gN m <sup>-3</sup>	10.7	7.6	7.6	7.5	7.6	7.6
Orthophosphat ( $S_{\text{PO}_4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	1.4	1.4	1.3	0.7	1.1	0.5
<b>Fraktionen im ÜSS (bezogen auf den Zulauf):</b>							
Org. Stickstoff ( $X_{\text{N},\text{org}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	5.8	5.7	5.7	5.9	5.8	5.7
Org. Phosphor ( $X_{\text{P},\text{org}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
Anorg. Phosphor ( $X_{\text{P},\text{anorg}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Polyphosphat ( $X_{\text{pp}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	1.0	0.9	1.1	1.6	1.2	1.8
<b>Konzentrationen im BB:</b>							
Nitrat im RLS ( $S_{\text{NO},r}$ )	gN m <sup>-3</sup>	9.2	6.6	4.7	5.2	6.4	6.1
Nitrat in Anoxzone ( $S_{\text{NO},\text{ano}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	1.7	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>	0.0 <sup>1)</sup>
Den. im NKB ( $S_{\text{NO},\text{den},\text{nkb}}$ )	gN m <sup>-3</sup>	2.2	2.0	5.8	2.8	2.2	2.9
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{\text{P},\text{anaer}}$ )	gP m <sup>-3</sup>	11	12	14	18	15	19
<b>Betriebsdaten:</b>							
Anox. Volumen ( $V_{\text{ano}} V_{\text{BB}}^{-1}$ )	-	0.15	0.34	0.25	0.14	0.31	0.25
Anaer Volumen ( $V_{\text{anaer}} V_{\text{BB}}^{-1}$ )	-	0.35	0.16	0.25	0.36	0.19	0.40
Rücklaufschlamm ( $Q_r Q_o^{-1}$ )	-	1.5	2.0	2.0	1.2	2.0	2.0
Int. Rezirkulation ( $Q_{\text{ir}} Q_o^{-1}$ )	-	2.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0

Tendenziell führt das UCT-Verfahren bei gleichem Beckenvolumen wegen der etwas besseren Doppelnutzung des Substrats für P- und N-Elimination zu einer leicht höheren biologischen Phosphorelimination (FIGUR 7). Vor allem bei Zugabe von leichtabbaubarem Substrat wie beispielsweise Versäuerungsprodukte ist dies klar ersichtlich. Hingegen wäre bei einer separaten Faulwasserbehandlung das AAO-Verfahren hinsichtlich P-Elimination leicht besser. Dies allerdings nur, wenn das Rücklaufschlammverhältnis und damit der Sauerstoffeintrag ins anaerobe Becken tief gehalten werden kann (bedingt eine gute Schlammverdickung in der Nachklärung). Generell sind die Rückläufe und damit auch der Energiebedarf beim UCT-Verfahren wesentlich grösser als beim AAO-Verfahren.



FIGUR 7: Verfahrensvergleich AAO-UCT anhand der verschiedenen Massnahmen in der Belebung und der ARA zur Erhöhung der P-Elimination. Mit Ausnahme der Grundkonfiguration beträgt die Stickstoffeliminationsleistung bei allen Massnahmen 70%.

## 5.6 Verfahrensvergleich intermitt. und SBR-Verfahren (Excel-Kalkulation)

TABELLE 12: Gesuchte Größen Intermittierendes Verfahren.

	Einheit	Grund- konfig.	Optim. N-El.	Optim. P-El.	vorgesch. Anaerob- Becken <sup>1)</sup>
<b>Eliminationsleistungen:</b>					
$\eta_{Ntot}$	%	82	88	74	78
$\eta_P$	%	41	38	53	65
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>					
Nitrat ( $S_{NO,e}$ )	gN m <sup>-3</sup>	3.9	2.2	6.3	4.9
Orthophosphat ( $S_{PO4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	2.3	2.5	1.8	1.2
<b>Fractionen im ÜSS (bezogen auf den Zulauf!):</b>					
Org. Stickstoff ( $X_{N,org}$ )	gN m <sup>-3</sup>	5.6	5.5	5.6	5.6
Org. Phosphor ( $X_{P,org}$ )	gP m <sup>-3</sup>	1.3	1.3	1.3	1.3
Anorg. Phosphor ( $X_{P,anorg}$ )	gP m <sup>-3</sup>	0.4	0.4	0.4	0.4
Polyphosphat ( $X_{PP}$ )	gP m <sup>-3</sup>	0.1	0.0	0.7	1.3
<b>Interne Konzentrationen:</b>					
Nitrat im RLS ( $S_{NO,r}$ )	gN m <sup>-3</sup>	2.6	0.0	0.0	0.0
Nitrat Ablauf Intermit. Reaktor ( $S_{NO,intermit}$ )	gN m <sup>-3</sup>	2.0	1.2	2.6	-
Den. im NKB ( $S_{NO,den,nkb}$ )	gN m <sup>-3</sup>	2.0	1.3	3.8	7.3
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{P,anaer}$ )	gP m <sup>-3</sup>	2.1	0.0	10	13
<b>Betriebsdaten:</b>					
Zykluslänge $t_{Zykl,intermit}$	h	2	1	4	-
Aerobe Phase $t_{aer,intermit}$	h	0.75	0.375	1.5	-
Anoxische Phase $t_{ano,intermit}$	h	1.1	0.6	1.4	-
Anaerobe Phase $t_{anaer,intermit}$	h	0.2	0.01	1.1	-
Rücklaufschlamm ( $Q_r Q_o^{-1}$ )	-	1.5	0.6 <sup>2)</sup>	0.6 <sup>2)</sup>	1
$\beta_{NKB}$	-	0.1	0.2	0.2	0.2

1) Bezogen auf P-optimierten Zustand

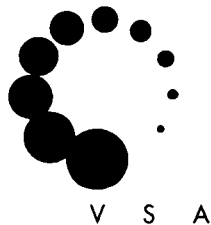
Nach Tip Kap. 5.2 beträgt das anaerobe Volumen 22,6% (aufgerundet 25%) des Gesamtvolumens.

→  $Q_{ir}/Q_o = 2,7$  bei  $S_{NO3ano} = 0,1$

2) Nur bei sehr guter Schlammindickung im NKB möglich

TABELLE 13: Gesuchte Größen SBR-Verfahren.

	Einheit	Grund- konfig.	Optim. N-El.	Optim. P-El.
<b>Eliminationsleistungen:</b>				
$\eta_{N_{tot}}$	%	72	89	63
$\eta_P$	%	58	47	63
<b>Ablaufkonzentrationen:</b>				
Nitrat ( $S_{NO,e}$ )	gN m <sup>-3</sup>	6.8	1.7	9.5
Orthophosphat ( $S_{PO_4,e}$ )	gP m <sup>-3</sup>	1.2	1.7	1.0
<b>Fraktionen im ÜSS(bezogen auf den Zulauf!):</b>				
Org. Stickstoff ( $X_{N,org}$ )	gN m <sup>-3</sup>	5.5	5.4	5.7
Org. Phosphor ( $X_{P,org}$ )	gP m <sup>-3</sup>	1.3	1.3	1.4
Anorg. Phosphor ( $X_{P,anorg}$ )	gP m <sup>-3</sup>	0.4	0.4	0.4
Polyphosphat ( $X_{pp}$ )	gP m <sup>-3</sup>	0.9	0.4	1.1
<b>Interne Konzentrationen:</b>				
Nitrat zu Zyklus-Beginn ( $S_{NO,t_0}$ )	gN m <sup>-3</sup>	2.5	0.0	6.4
Den. während Anox.-Phase ( $S_{NO,den,anox}$ )	gN m <sup>-3</sup>	7.2	12	9.7
Den. während Dekantation ( $S_{NO,den,dek}$ )	gN m <sup>-3</sup>	8.9	9.5	3.5
Rückgel. Phosphor ( $\Delta S_{P,anaer}$ )	gP m <sup>-3</sup>	12	6.1	13
<b>Betriebsdaten:</b>				
Gesamtzyklus $t_{Zykl}$	h	6.0	4.0	9.0
Anoxische Phase $t_{ano}$	h	0.8	0.8	1.6
Anaerobe Phase $t_{anaer}$	h	1.2	0.4	2.2
Aerobe Phase $t_{aer}$	h	2	1.25	3.75
Sed.- und Dek.-Phase $t_{dek}$	h	2	1.5	1.5
Zulaufzeit $t_{feed}$	h	3	2	3
Anzahl Zulaufschübe pro Zykl	-	1	2	1



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Organische C-Quellen aus der Schlamm- versäuerung und der Industrie zur Unter- stützung der Nährstoffelimination**

Ruedi Moser-Engeler  
Colenco-HOLINGER AG  
Luchswiesenstrasse 217  
8051 Zürich

und

Martin Kühni  
Hansruedi Siegrist

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf

# ORGANISCHE C-QUELLEN AUS DER SCHLAMMVERSÄUERUNG UND DER INDUSTRIE ZUR UNTERSTÜTZUNG DER NÄHRSTOFFELIMINATION

R. Moser-Engeler, dipl. Umwelting. ETH, Colenco-HOLINGER AG, 8051 Zürich,  
M. Kühni, dipl. sc. nat. ETH, H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH, EAWAG, 8600 Dübendorf

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. EINLEITUNG .....	2
2. EXTERNE SUBSTRATE ZUR NÄHRSTOFFELIMINATION .....	2
3. GRUNDLAGEN DER SCHLAMMVERSÄUERUNG.....	4
4. TECHNISCHE ANWENDUNG DER SCHLAMMVERSÄUERUNG.....	6
5. VERSÄUERUNG IM BATCHVERFAHREN .....	9
6. ABSETZ- UND EINDICKVERHALTEN DES VERSÄUERTEN SCHLAMMES .....	11
7. VERSÄUERUNG IM DURCHLAUFBETRIEB.....	14
8. OPTIMIERTE VERSÄUERUNG IN DEN VOREINDICKERN DER ARA WERDHÖLZLI .....	16
9. GASVERLUST, RÜCKBELASTUNGEN.....	17
10. EIGNUNG DER VERSÄUERUNGSPRODUKTE ZUR NÄHRSTOFFELIMINATION .....	19
11. LOHNT SICH DER BETRIEB EINER VERSÄUERUNG FINANZIELL?.....	22
12. SCHLUSSFOLGERUNGEN, AUSBLICK.....	25
13. GLOSSAR UND BEZEICHNUNGEN .....	27
14. LITERATURVERZEICHNIS .....	28
15. ANHANG.....	29



## 1. EINLEITUNG

Mit durchschnittlichem, kommunalem, schweizerischem Abwasser sind Stickstoffeliminationsleitungen bis zu 60% bezogen auf die Stickstoffzulaufmenge meist gut erreichbar, bei einem Schlammalter von 10-13 Tagen. Ist durch ein ungünstiges CSB:N-Verhältnis nur eine ungenügende Denitrifikationsleistung erreichbar oder sind durch regionale Abkommen höhere Denitrifikationsleistungen gefordert, kann die Zugabe von leicht abbaubaren externen C-Quellen als Alternative zu grösseren Beckenvolumina sinnvoll sein.

Für die Elimination von Phosphor wird heute in der Schweiz hauptsächlich die Simultanfällung und in Einzugsgebieten von Seen zusätzlich die Flockungsfiltration mit Eisen- oder Aluminiumsalzen eingesetzt. 1980 waren 53% der Abwasserreinigungsanlagen mit chemischer Phosphatfällung ausgerüstet, 1991 bereits 78% (BUWAL, 1994). Eine Alternative bei grösseren Anlagen wäre die erhöhte biologische Phosphorelimination (Bio-P). Ein Vorteil ist dabei insbesondere der kleinere Schlammfall. Voraussetzung ist auch bei diesem Verfahren das Vorhandensein von genügend rasch abbaubaren Kohlenstoffverbindungen im Zulauf zur biologischen Reinigungsstufe.

Eine Möglichkeit, Substrate auf der Kläranlage selbst zu produzieren, ist die Versäuerung von Frischschlamm. Bis heute ist in der Schweiz keine ARA mit Schlammversäuerung in Betrieb. Das Optimierungspotential dieses Verfahrens wird v.a. bei grösseren ARA mit bestehendem leeren Reaktorvolumen (alte Faultürme, Eindicker, Stapelräume) noch nicht genutzt. 1994 wurde erstmals die Versäuerung von Frischschlamm in den bestehenden Eindickern der beiden Zürcher Kläranlagen Werdhölzli und Glatt untersucht (Siegrist *et al.*, 1995). 1996-98 folgten Versuche im halbtechnischen Massstab auf der ARA Neugut in Dübendorf (Moser-Engeler *et al.*, 1999).

## 2. EXTERNE SUBSTRATE ZUR NÄHRSTOFFELIMINATION

Sowohl für die Denitrifikation als auch für die erhöhte biologische Phosphorelimination (Bio-P) wird eine leicht abbaubare Kohlenstoffquelle als Substrat benötigt. Dabei sind insbesondere kurzkettige Fettsäuren wie Essigsäure oder Propionsäure vorteilhaft. Während das Substrat in der Denitrifikation zum Wachstum und zur Veratmung verwendet wird, benötigen die Polyphosphat akkumulierenden Organismen (PAO) beim Bio-P kurzkettige Fettsäuren zum Aufbau des internen Speicherstoffes Polyhydroxyalkanoat (PHA) unter anaeroben Bedingungen. Leicht abbaubares Substrat stammt entweder direkt aus dem Zulauf zur biologischen Stufe oder wird in den Belebungsbecken durch Hydrolyse bzw. Fermentation organischer Feststoffe produziert.

Zum Teil zeigen ähnlich aufgebaute Stoffgruppen erhebliche Unterschiede in ihrer Eignung als Substrate. Tab. 1 zeigt günstige und ungünstige Substrate für die Denitrifikation. Ungünstig sind z.B. Proteine und Fette. Proteine deswegen, weil sie stickstoffhaltig sind und zu einer unerwünschten Nährstoffbelastung der Belebungsanlage führen. Fette sind in der Versäuerung wegen dem tiefen pH schlecht oder gar nicht hydrolisierbar.

Tab. 1: Eignung von Stoffgruppen als Substrate für die Denitrifikation (Larsen, 1993a).

Mögliche Substrate		Beispiel	
Kohlenhydrate:	$(\text{CH}_2\text{O})_n$	Glukose	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$
Alkohole:	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n\text{OH}$	Methanol	$\text{CH}_3\text{OH}$
		Ethanol	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$
Kurzkettige Fettsäuren:	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n\text{COOH}$	Essigsäure	$\text{CH}_3\text{COOH}$
		Propionsäure	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$
Ungünstige Substrate			
Fette, Öle:	z.B. $(\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_2)_n$	(Fette und Öle sind Verbindungen bestehend aus Glycerin und langkettigen Fettsäuren)	
Proteine:	z.B. $(\text{C}_{14}\text{H}_{12}\text{O}_7\text{N}_2)_n$	(Proteine bestehen aus Aminosäuren mit unterschiedlicher Zusammensetzung)	

Kriterien für den Einsatz synthetischer C-Quellen sind der Kostenaufwand, die Gefährlichkeit der Handhabung, die Eignung für den gewünschten Prozess, der entstehende zusätzliche Schlammfall sowie allfällige Restkonzentrationen im Ablauf der Kläranlage. Damit bieten sich Stoffe wie Essigsäure, Ethanol oder Methanol für die Unterstützung der Denitrifikation an. Das kostengünstige Methanol verursacht als  $\text{C}_1$ -Verbindung auch die geringste zusätzliche Schlammproduktion, ist aber durch seine Toxizität und die Gefährlichkeit der Lagerung umstritten. Der anoxische Abbau von Methanol ist ausserdem hauptsächlich auf eine Gruppe von Organismen, *Hyphomicrobium sp.*, beschränkt, wodurch eine Adaption des Belebtschlammes notwendig ist (Purtschert *et al.*, 1996). Soll mit der Substratzugabe die Denitrifikation im nachgeschalteten Filter unterstützt werden, ist eine sorgfältige Abflusskontrolle nötig.

Für die biologische Phosphorelimination können nur kurzkettige Carbonsäuren (Essigsäure, Propionsäure) oder zumindest schnell fermentierbare Stoffe eingesetzt werden. Methanol eignet sich nicht. Beim Einsatz von synthetischen Produkten muss stets beachtet werden, dass die Rentabilität stark beeinflusst wird von der Preisdynamik des Chemikalienmarktes.

## Industrielle Abfallstoffe

Als eine weitere Möglichkeit externer C-Quellen bieten sich Abwässer aus der Nahrungsmittel-, Papier- oder chemischen Industrie an (Baumann und Krauth, 1995; Siegrist *et al.*, 1995). Beispiele sind Brauereiabwässer oder Melasse. Da diese Reststoffe oft nährstoffarm und damit für eine separate Behandlung problematisch sind, kann der Einsatz in kommunalen Kläranlagen sowohl für die Industrie als auch für die ARA vorteilhaft sein. Dies ist jedoch nur unter der Bedingung möglich, dass die Abwässer keine hemmenden oder toxischen Stoffe enthalten. Auch würden Reststoffe, welche die Qualität des Klärschlammes beeinträchtigen, gegen einen Einsatz sprechen. Die Tauglichkeit eines Produktes muss im Einzelfall abgeschätzt und evtl. experimentell überprüft werden.

## Behandlung von Grünabfällen

Grünabfall wird in der Schweiz mittlerweile grosstechnisch kompostiert oder vergärt. Zur Zeit steht beim anaeroben Nassgärverfahren die Produktion von Biogas im Vordergrund. Bei der zweistufigen Vergärung (Arbi, 1996; Wellinger und Widmer, 1998) kann das flüssige substratreiche Hydrolysat nach dem ersten Abbauschritt (die mikrobiologischen Prozesse entsprechen denjenigen bei der Versäuerung von Frischschlamm) jedoch auch einer Nährstoffelimination und/oder Schlammfäulung zugeführt werden. Dadurch entfällt der aufwendige zweite Schritt bei der Grünabfallvergärung. Sollen Substrate aus einer Vergärung auf diese Weise zur Nährstoffelimination genutzt werden, empfiehlt sich die räumliche Nähe der Grünabfallbehandlung zur ARA.

## Versäuerung von Frischschlamm

Schnell abbaubare Verbindungen können auf der Kläranlage selbst durch Hydrolyse und Fermentation von Frischschlamm gewonnen werden. Im Falle der biologischen Phosphorelimination ist diese Möglichkeit auf Primärschlamm beschränkt, da bei der anaeroben Hydrolyse von Überschussschlamm das gespeicherte Polyphosphat zurückgelöst und mit den Hydrolyseprodukten wieder in die Belebungsanlage gelangen würde. Die Zersetzung von organischen Feststoffen ist auf chemischem, thermischem oder biologischem Wege möglich, wobei die ersten beiden infolge des zusätzlichen Chemikalien- und Energieaufwands in der Praxis selten verwendet werden. Das Verfahren der Schlammversäuerung hat im Gegensatz zu industriellen Produkten den Vorteil, dass über die ganze Anlage betrachtet kein zusätzliches Kohlendioxid produziert wird. Diese Verträglichkeit ist gerade bei der heutigen Brisanz der weltweiten CO<sub>2</sub>-Problematik nicht zu unterschätzen.

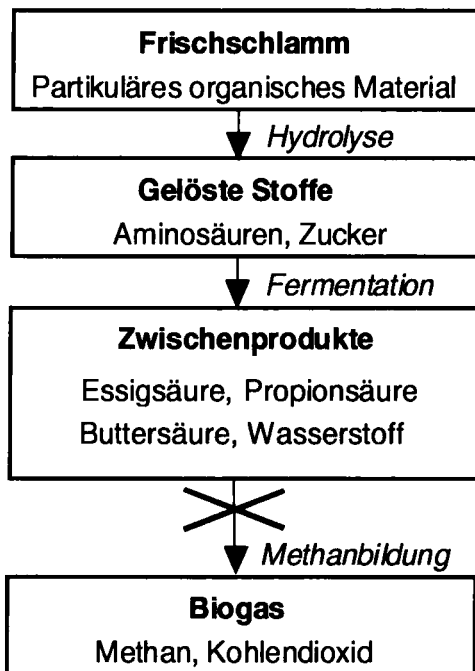
## 3. GRUNDLAGEN DER SCHLAMMVERSÄUERUNG

### Mikrobiologische Prozesse

Die partikulären organischen Stoffe im Primär- resp. Mischschlamm bestehen vorwiegend aus Kohlenhydraten, Proteinen und Fetten. Diese Feststoffe werden durch Hydrolyse in lösliche Stoffe wie Zucker, Aminosäuren und Fettsäuren abgebaut. Die Prozesse der Schlammversäuerung sind in Abb. 1 vereinfacht dargestellt. Aus den gelösten Stoffen werden nun durch Fermentation kurzkettige Zwischenprodukte wie Essigsäure oder Propionsäure erzeugt. Da die Fermentation durch rasch wachsende Bakterien vollzogen wird, ist die vorgängige Hydrolyse der geschwindigkeitslimitierende Schritt. Bei genügend langen Aufenthaltszeiten wird aus den kurzkettigen Säuren Methan gebildet. Um also die Zwischenprodukte Essigsäure und Propionsäure zu erhalten, muss der Prozess vor dem Einsetzen der Methanbildung gestoppt werden.

Eine Methanbildung kann durch kurze Aufenthaltszeiten und Temperaturen <25°C vermieden werden, welche es den methanogenen Organismen verunmöglicht, ins System einzuwachsen. Allerdings ist bei den resultierenden pH Werten von 5.5-6.5 auch die Hydrolyse von Fetten inhibiert, so dass nur ein Teil der abbaubaren Fest-

stoffe, nämlich Proteine und Kohlenhydrate, für die Fettsäureproduktion zur Verfügung steht.



**Abb. 1: Abbauschema der Schlammversäuerung bzw. -fäulung. Für die Anreicherung von Zwischenprodukten muss die Methanbildung vermieden werden.**

## Modell des Versäuerungsprozesses

Die Hydrolyse der partikulären Stoffe mit anschließender Versäuerung der Hydrolyseprodukte wird üblicherweise vereinfacht ausgedrückt als Prozess 1. Ordnung bezüglich der abbaubaren partikulären Komponenten ( $X_S$ ), gegeben durch die Hydrolysegeschwindigkeit ( $k_h$ , Lilley *et al.*, 1990). Die temperaturabhängige Säureproduktionsrate  $r_{ac}$  wird damit

$$r_{ac} = -r_h = -k_h \cdot X_S \quad [\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}] \quad \text{Gl. 1}$$

wobei die pH-Abhängigkeit vernachlässigt wird. Die Gleichung beschreibt die Produktion von gelöstem Substrat  $S_A$  durch Hydrolyse aus abbaubaren Feststoffen  $X_S$ . Die ursprünglich vorhandene Konzentration dieser Stoffe wird mit  $X_{S,0}$  bezeichnet. Da die anschließende Fermentation rasch abläuft besteht das gelöste Substrat hauptsächlich aus leichtflüchtigen Fettsäuren.

Durch die Aufenthaltszeit des frischen Schlammes in der Vorklärung liegt bei Reaktionsbeginn bereits ein Teil der organischen Stoffe in gelöster Form vor ( $S_{A,0}$ ). Daraus ergibt sich für eine Versäuerung im Batchbetrieb unter Verwendung von Gl. 1 die produzierte Menge Substrat  $S_A$  als

$$S_A(t) = X_{S,0} - (X_{S,0} - S_{A,0}) \cdot e^{-k_h \cdot t} \quad [\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}] \quad \text{Gl. 2}$$

Dabei steht  $t$  für die Reaktionszeit. Die Formel ist im Anhang hergeleitet. Für eine Versäuerung im Durchlaufbetrieb mit Schlammverweilzeiten ( $\theta_x$ ), die kurz genug sind, um eine Methanbildung zu verhindern, folgt

$$S_A(\theta_x) = \frac{X_{S,0} \cdot k_h \cdot \theta_x + S_{A,0}}{k_h \cdot \theta_x + 1} \quad [\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}] \quad \text{Gl. 3}$$

Auch die Herkunft dieser Gleichung ist im Anhang beschrieben. Diese einfachen Prozessdarstellungen sind ausreichend für die Abschätzung der Versäuerungsleistung des praktischen Betriebes. Die Erstellung eines Modelles unter Berücksichtigung aller Wechselwirkungen würde die Kenntnis aller Abhängigkeiten und Inhibitionen voraussetzen.

Einfach zu beschreiben ist ebenfalls die Temperaturabhängigkeit von  $k_h$ . Nach einem exponentiellen Ansatz gilt für diese Reaktionen

$$k_{h,T} = k_{h,T_0} \cdot e^{-\Theta \cdot (T_0 - T)} \quad [d^{-1}] \quad \text{Gl. 4}$$

mit dem Temperaturkoeffizient  $\Theta$  ( $^{\circ}C^{-1}$ ).

In einem einfachen biokinetischen Modell kann der Versäuerungsprozess als Summe von anaerober Hydrolyse und Fermentation zusammengefasst werden (Tab. 2). Nicht ganz alle versäuerbaren Feststoffe  $X_S$  ergeben kurzkettige Säuren  $S_A$ . Höchstens 5% des CSB gehen in der mehrtägigen Versäuerung bei  $20^{\circ}C$  in Form von Methan und Wasserstoff verloren, wie Laborversuche zeigten (Wild, 1997).

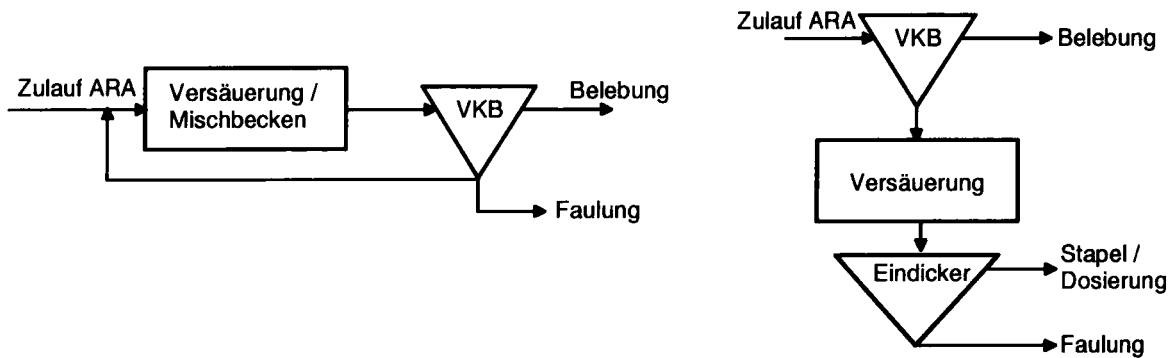
**Tab. 2: Stöchiometrische Matrix des Versäuerungsprozesses bei Aufenthaltszeiten von 1 bis 10 Tagen bei Temperaturen  $< 25^{\circ}C$ .**

	$S_A$ $kg_{CSB} m^{-3}$	$X_S$ $kg_{CSB} m^{-3}$	$S_{NH_4-N}$ $kg_N kg^{-1}_{CSB}$	$S_{PO_4-P}$ $kg_P kg^{-1}_{CSB}$	Prozessgeschwindigkeit $kg_{CSB} m^{-3} d^{-1}$
Versäuerung	$>0.95$	-1	$v_N$	$v_P$	$k_h \cdot X_S$

Experimentell bestimmt werden müssen neben  $k_h$  und der Temperaturabhängigkeit ( $\Theta$ ) der maximal versäuerbare Anteil  $X_{S,0}$  der partikulären Stoffe, der vorversäuerte Anteil  $S_{A,0}$  sowie die Verhältnisse von rückgelösten Nährstoffen ( $v_N$ ,  $v_P$ ) zu produzierten Fettsäuren. Diese Nährstoffbelastung im Versäuerungswasser muss beachtet werden.

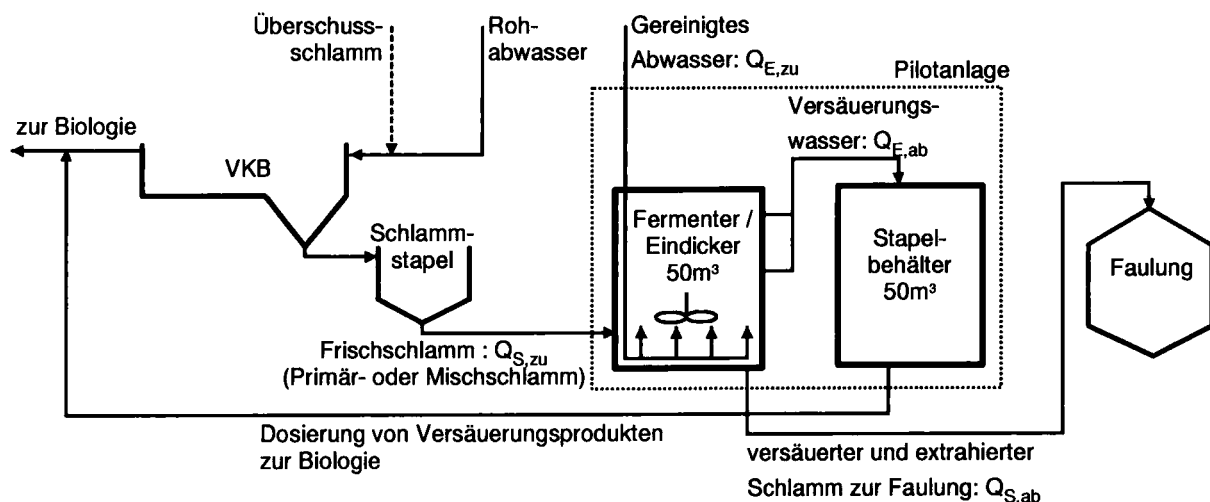
#### 4. TECHNISCHE ANWENDUNG DER SCHLAMMVERSÄUERUNG

Die Versäuerung von Primär- resp. Mischschlamm lässt sich entweder im Haupt- oder im Nebenstrom durchführen. Im Hauptstromverfahren (Abb. 2a) wird ein Teil des in der Vorklärung abgesetzten Schlammes in einem abgetrennten Mischbecken versäuert und anschliessend zur Vorklärung rezirkuliert. Dadurch wird der versäuerte Schlamm abgetrennt, die produzierten Substrate mit dem Zulauf ausgewaschen und direkt der Biologie zugeführt. Die Aufrechterhaltung eines ungemischten, erhöhten Schlammбетtes im Vorklärbecken ohne zusätzlichen Fermenter hat sich nicht bewährt, da bei der Räumung mechanische Probleme auftreten und bei starken Regenereignissen versäuerter Schlamm in die Biologie gelangen kann. Nachteile des Hauptstromverfahrens liegen in der erhöhten Belastung des Vorklärbeckens durch den zurückgeführten Schlamm sowie im kontinuierlichen Auswaschen der Substrate. Dieses ist zwar effizient, verunmöglicht aber eine gezielte Dosierung.



**Abb. 2: Versäuerung im Hauptstromverfahren (a) mit separatem Fermenter und im Nebenstromverfahren (b) mit Fermenter und Eindicker.**

Wird die Versäuerung im Nebenstrom (Abb. 2b) durchgeführt, besteht kein Recycling des versäuerten Schlammes. Nach dem Fermentationsreaktor werden die gelösten Stoffe in einem zusätzlichen Eindicker vom Schlamm getrennt und stehen für eine gezielte Dosierung zur Verfügung. Als Alternative besteht im Nebenstrom die Möglichkeit, den Fermenter batchweise zu betreiben und die gelösten Produkte auszuwaschen, indem wiederholt Wasser beigemischt, der Schlamm abgesetzt und die Produktlösung dekantiert wird. Auf diese Art geschehen Versäuerung und Eindickung im selben Reaktor. Wenn im Nebenstromverfahren der versäuerte Schlamm von den Produkten abgetrennt wird, ohne mehrmals mit Wasser auszuwaschen, ist die Produktivität der Versäuerung stark durch die Eindickbarkeit des Schlammes eingeschränkt. Denkbar ist auch eine Abtrennung der gelösten Stoffe durch Zentrifugation. Im Vergleich zum Nebenstrom ist die Extraktion der Säuren im Hauptstrom kein Problem, da durch die Einmischung in den Zulaufstrom mehr als 95% der gelösten Stoffe die Belebungsanlage erreichen. Das ATV-Arbeitsblatt M 208 gibt zusätzliche Hinweise zur Verfahrensführung.



**Abb. 3: Versuchsanlage zur Schlammversäuerung auf der ARA Neugut, Dübendorf**

Bei einer technischen Anwendung der Versäuerung muss der Bewältigung des Geruchproblems grosse Aufmerksamkeit geschenkt werden. Die akkumulierenden Produkte wie Propion-, Butter- und Valeriansäure sind flüchtig und enorm übelriechend. Dies bedingt, dass die Fermentation in geschlossenen Behältern durchgeführt wird und deren Abluft beispielsweise über einen Biofilter gereinigt wird.

1996-98 wurden auf der ARA Neugut (55'000 EGW) in Dübendorf durch Versuche der EAWAG mit einer halbtechnischen Versäuerungsanlage Erkenntnisse über den praktischen Betrieb einer Nebenstrom-Versäuerung gewonnen, unter Einbezug des Abtrennens der gelösten Produkte. Abb. 3 zeigt die Einbindung der Pilotanlage zur Versäuerung in die ARA Neugut.

### Verfahrensmöglichkeiten im Nebenstromverfahren

Der gewünschte Einsatz der Versäuerungsprodukte bestimmt das eingesetzte Verfahren. Sowohl die Versäuerungsphase als auch die Extraktionsphase fanden in der Pilotanlage auf der ARA Neugut im selben Reaktor statt. Fermenter und Eindicker sind also nicht getrennt, wie das im Nebenstromverfahren oft auch angewendet wird.

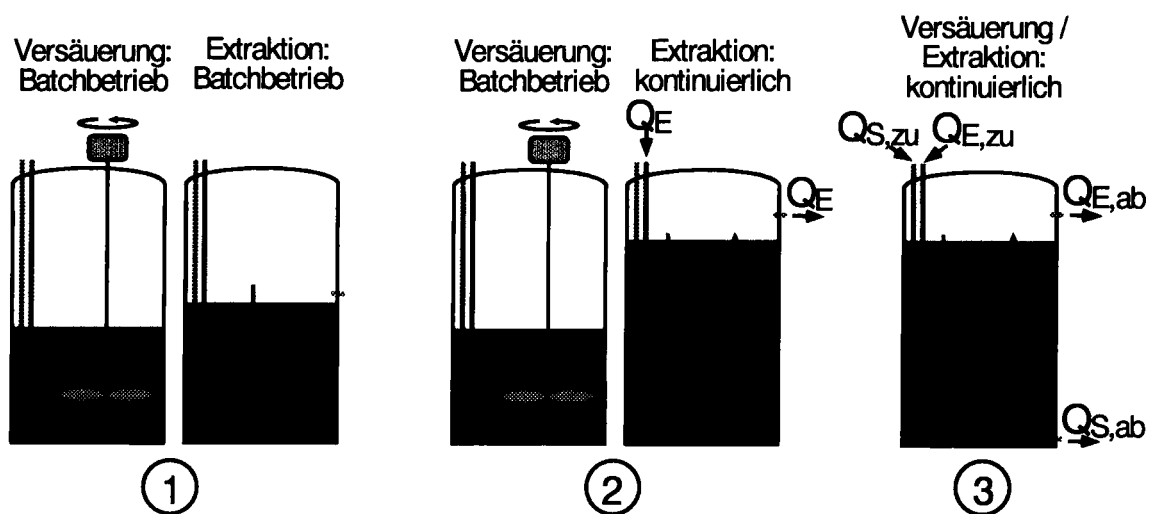


Abb. 4: Mit der Versäuerungsanlage auf der ARA Neugut konnten drei Verfahrensvarianten gefahren werden. Versäuerung und Extraktion fanden stets im selben Reaktor statt.

Die Art und Weise der Versäuerung und Extraktion der gelösten Stoffe bestimmt die drei Verfahrensvarianten, die mit der Pilotanlage möglich waren (Abb. 4):

1. Sowohl die Versäuerung als auch die Extraktion finden batchweise statt. Nach dem Füllen mit Schlamm gibt es während der mehrtägigen Versäuerungsphase keine weiteren Zu- bzw. Abflüsse. Erst für die Extraktion wird der Reaktor mit Wasser aufgefüllt und der Schlamm soweit abgesetzt, dass die gelösten Stoffe auf einem gewünschten Niveau abgepumpt werden können. Der Extraktionsvorgang kann durch wiederholtes Auffüllen des Reaktors mit Wasser beliebig oft durchgeführt werden. Kritische, das Verfahren bestimmende Parameter sind in der Versäuerungsphase die Geschwindigkeitskonstante  $k_h$ , welche die Produktionsleistung bestimmt und in der nachfolgenden Extraktion die Absetzgeschwindigkeit  $v_s$  des versäuerten Schlammes. Das Produkt dieser Variante ist ein konzentriertes Versäuerungswasser bezüglich der gelösten Stoffe. Das Verfahren eignet sich vor allem dann, wenn die Produkte gestapelt und an einzelnen Tagen oder Stunden der Biologie zudosiert werden sollen, z.B. am Wochenende zum Ausgleich von CSB-Schwankungen im Zulauf bei Bio-P Anlagen.
2. Als Variante zum ersten Fall kann die Extraktion nach einer Batchversäuerung kontinuierlich erfolgen. Extraktionswasser ( $Q_E$ ) wird mit kleinem Durchfluss an der Reaktorsohle zudosiert und der Überstand oben kontinuierlich dekantiert. Kriti-

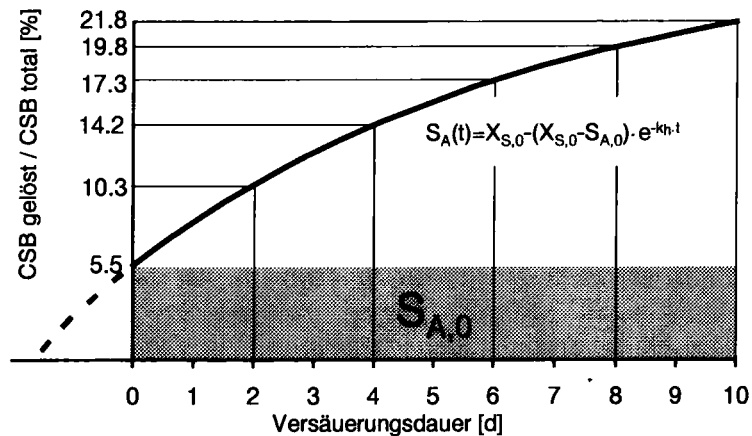
sche Parameter während der Extraktion sind die mittlere Strömungsgeschwindigkeit  $v_E$  des Extraktionswassers und die homogene Verteilung über den Reaktorquerschnitt sowie die Absetzgeschwindigkeit  $v_S$  des Schlammes. Sollen keine oder nur möglichst wenige Feststoffe dekantiert werden, darf  $v_E$  höchstens gleich  $v_S$  sein. Ansonsten treibt das Schlambett auf. Zu beachten ist bei diesem Verfahren der Konzentrationsverlauf im Versäuerungswasser bezüglich gelöster Stoffe. Die Konzentration nimmt mit zunehmender Auswaschung ab. Das Verfahren eignet sich z.B. dann, wenn mehrere kleinere, für die Versäuerung geeignete Behälter zur Verfügung stehen. Diese werden im Kreislauf mit Schlamm beschickt und nach einigen Tagen extrahiert, so dass eine vorgeschaltete Denitrifikation gleichmässig mit Versäuerungsprodukten unterstützt wird. Analog der Variante 1 können die Produkte beim Vorhandensein von lediglich einem Fermenter auch im Zyklus nach mehrtägiger Versäuerung am Wochenende in die Biologie dosiert werden.

3. Schliesslich ist es möglich, die Versäuerung und die Extraktion parallel im Durchlaufbetrieb zu fahren. Gleichzeitig wird also Frischschlamm zu- bzw. versäuerter Schlamm abgeführt ( $Q_{S,zu}$  bzw.  $Q_{S,ab}$ ) und die gelösten Stoffe mit Wasser ausgewaschen und dekantiert ( $Q_{E,zu}$ ,  $Q_{E,ab}$ ). Normalerweise dickt bei diesem Verfahren der Frischschlamm ein, so dass der Schlammabfluss  $Q_{S,ab}$  kleiner ist als der Zufluss  $Q_{S,zu}$ . Sind die Durchflüsse im Gleichgewicht (d.h.  $Q_{S,zu} + Q_{E,zu} = Q_{S,ab} + Q_{E,ab}$ ) und damit die hydraulische Aufenthaltszeit konstant, ist das Produkt ein Versäuerungswasser mit konstanter Konzentration an gelösten Stoffen. Ebenfalls ist das Schlammniveau stabil. Die mögliche Schlammaufenthaltszeit  $\theta_x$  ist gegeben durch das verfügbare Reaktorvolumen. Beachtet werden muss bei diesem Verfahren, dass das Gleichgewicht - falls es überhaupt erreicht wird - labil ist, da die Feststoffkonzentration des Frischschlammes aus der Vorklärung durchaus Schwankungen unterworfen ist. Geeignet ist das Verfahren für die kontinuierliche Beschickung einer Denitrifikation bzw. einer Bio-P Anlage mit Trübwasser aus dem Voreindicker der Schlammbehandlung. Die Produkte können natürlich für eine spezielle Dosierung gestapelt werden, was wegen üblicherweise limitiert zur Verfügung stehendem Stapelvolumen nur dann sinnvoll ist, wenn das Produkt konzentriert extrahiert wird, d.h. der Extraktionswasserfluss nicht zu gross ist.

## 5. VERSÄUERUNG IM BATCHVERFAHREN

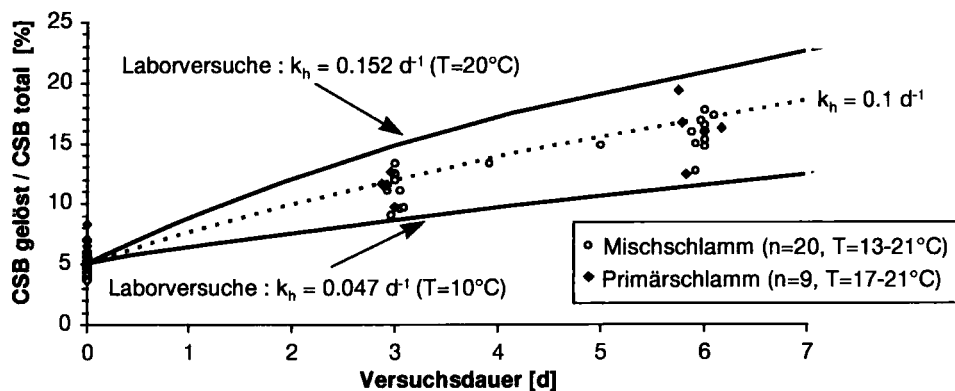
Von grosser Bedeutung ist der Teil des totalen CSB, der im Frischschlamm bereits in gelöster Form vorliegt. Diese Vorversäuerung  $S_{A,0}$  bestimmt die eigentliche Anfangsbedingung und widerspiegelt die Vorgeschichte des Schlammes. Wo immer das Rohwasser anaerobe Zonen in Kanalisation und mechanischer Reinigungsstufe durchläuft, beginnt der Prozess der Versäuerung. Je nach Kläranlage kann dies verschieden sein. Auf der ARA Neugut beträgt die Vorversäuerung, als Verhältnis  $CSB_{gel} CSB_{tot}^{-1}$  ausgedrückt, rund 5.5%.





**Abb. 5: Versäuerung in der Pilotanlage der ARA Neugut.**  
Der vorversäuerte Anteil  $S_{A,0}$  beträgt 5.5% ( $T = 20^\circ\text{C}$ , Gl. 5).

Bis sich der Frischschlamm in der Versäuerung befindet, ist der gewollte Versäuerungsprozess also schon bemerkenswert fortgeschritten. Wegen der Kinetik 1. Ordnung in Abhängigkeit der maximalen hydrolysierbaren Stoffe (Gl. 2) ist die tägliche Produktion am Anfang am schnellsten, und nimmt mit zunehmender Aufenthaltszeit des Schlammes im Fermenter immer mehr ab. Nach zwei Tagen im Versäuerungsreaktor bei  $20^\circ\text{C}$  liegen rund 10.3% des totalen CSB im Primärschlamm in gelöster Form vor, nach weiteren zwei Tagen sind es 14.2%, also keineswegs die doppelte Menge. Für den vorversäuerten Anteil  $S_{A,0}$  konnte keine signifikante Abhängigkeit von der Temperatur festgestellt werden.



**Abb. 6: Vergleich der aus Laborversuchen bestimmten Versäuerungskinetik (durchgezogene Linien) mit experimentellen Resultaten der Pilotanlage (Punkte).**

Ein Vergleich mit den aus Laborversuchen gefitteten Versäuerungskinetiken für  $20^\circ\text{C}$  bzw.  $10^\circ\text{C}$  zeigt, dass die Versuche in der Pilotanlage bei Temperaturen zwischen  $13$  und  $21^\circ\text{C}$  eher kleinere Versäuerungsgeschwindigkeiten aufweisen als im Labor-massstab (Abb. 6).

Mit den Resultaten der Experimente zur Versäuerung im Batchverfahren können die Parameter im Versäuerungsmodell auf Seite 4 bestimmt werden. Der maximale versäuerbare Anteil  $X_{S,0}$  beträgt rund 30% des totalen CSB im Misch- bzw. Primärschlamm ( $X_{\text{tot}}$ ), wobei diesbezüglich keine signifikante Temperaturabhängigkeit festgestellt werden konnte. Der vorversäuerte Anteil  $S_{A,0}$  liegt bei 4-7% des totalen CSB und die Geschwindigkeitskonstante  $k_h$ , welche etwas von der Schlammzusammensetzung abhängt, beträgt im Mittel bei  $20^\circ\text{C}$   $0.09$  bis  $0.11 \text{ d}^{-1}$ , die Temperaturab-

hängigkeit  $\Theta = 0.09 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ . Die Rückbelastungen mit Nährstoffen betragen  $v_N = 0.03 \text{ kgNH}_4\text{-N kgCSB}_{\text{gel}}^{-1}$  und  $v_P = 0.005 \text{ kgPO}_4\text{-P kgCSB}_{\text{gel}}^{-1}$  bei der Verwendung von Frischschlamm mit keinem oder sehr wenig Polyphosphat. Diese Werte gehen in das biokinetische Modell (Tab. 2) ein.

Die auf S. 4 aufgestellte Gleichung zur Substratproduktion im Batchverfahren (Gl. 2) lässt sich mit obigen Parametern unter Berücksichtigung der Temperaturabhängigkeit (Gl. 4) schreiben als:

$$S_A(t) = 0.3 \cdot X_{\text{tot}} - 0.245 \cdot X_{\text{tot}} \cdot e^{(-0.11 \cdot e^{-0.09 \cdot (20-T)} \cdot t)} \quad [\text{kg}_{\text{CSB}} \text{ m}^{-3}] \quad \text{Gl. 5}$$

Wie Abb. 7 zeigt, kann die Modellgleichung Gl. 5 mit lediglich 3 einfach zu bestimmenden Parametern ( $X_{\text{tot}}$ ,  $T$ ,  $t$ ) die Versäuerung sowohl von Misch- als auch Primärschlamm ausreichend gut beschreiben.

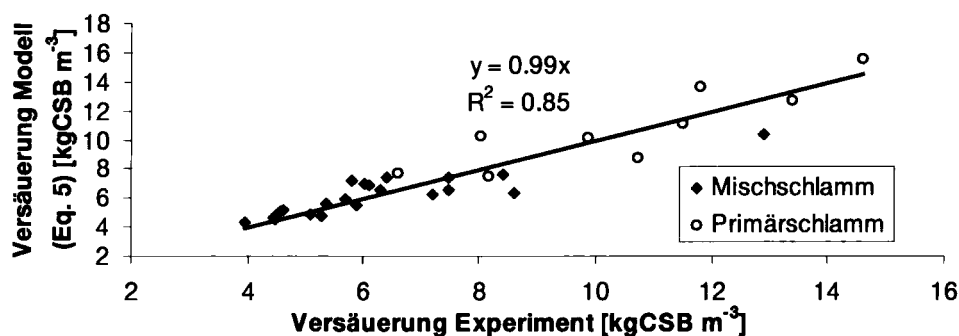


Abb. 7: Vergleich von gemessenen und mit Gl. 5 berechneten Konzentrationen an gelösten Stoffen für Versäuerungszeiten von 3 bis 10 Tagen.

## 6. ABSETZ- UND EINDICKVERHALTEN DES VERSÄUERTEN SCHLAMMES

Die Absetzeigenschaft des mit Betriebswasser verdünnten Schlammes bestimmt die Zeit, welche nötig ist, um den eingedickten Schlamm bis zu einem bestimmten Niveau absetzen zu lassen. Das Ziel ist stets eine möglichst schlammfreie Extraktion, d.h. es sollen möglichst wenig Feststoffe abgepumpt werden. Mit Versuchen kann gezeigt werden, dass sich der versäuerte Schlamm mit zunehmender Verdünnung besser absetzt (Abb. 8). Es zeigt sich auch, dass sich die Absetzgeschwindigkeit  $v_s$  des Schlammes während der Eindickung stark verändert. Die Absetzkurven zeigen zwei charakteristische Phasen:

Phase 1: Lineares Absetzverhalten ( $v_{s,\text{lin}}$ ), gehemmte Sedimentation

Phase 2: Kompression: das an der Sohle aufgebaute Schlammbett hemmt den Eindickvorgang, dadurch verringert sich die Absetzgeschwindigkeit erheblich.

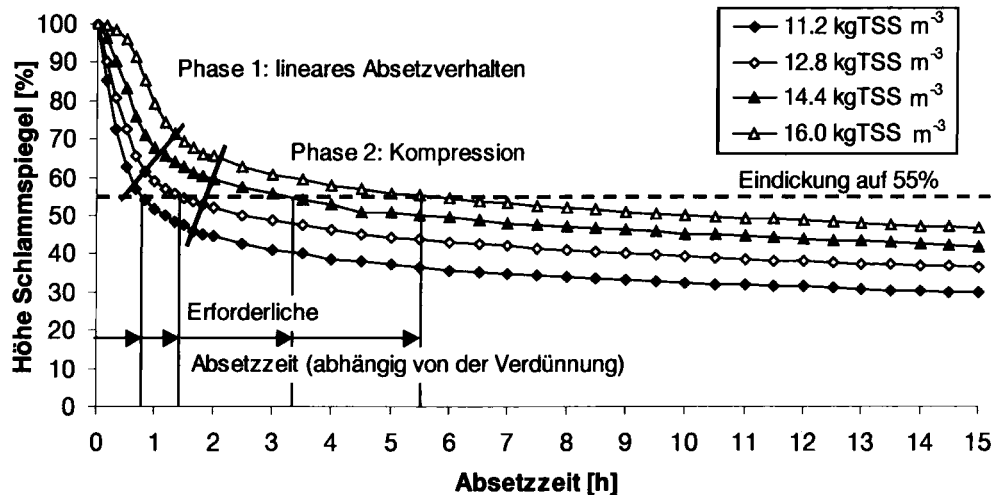


Abb. 8: Absetzversuche mit versäuertem Mischschlamm (5 Tage,  $32 \text{ kgTSS m}^{-3}$ ) in Standzylindern ( $h = 60 \text{ cm}$ ). Der Schlamm wurde mit Wasser zu 4 verschiedenen TSS-Konzentrationen verdünnt.

Zwischen den beiden Absetzphasen bildet sich ein Übergangsbereich, der das Ende des linearen Absetzverhaltens anzeigt. Die Feststoffkonzentration des eingedickten Schlammes im Übergangsbereich betrug bei den Experimenten in Abb. 8 für Mischschlamm ungeachtet der gewählten Verdünnung 22 bis  $25 \text{ kgTSS m}^{-3}$ . Bei allen Konzentrationen wurde zudem deutlich, dass eine maximale Eindickung zu einer Konzentration von  $32\text{-}35 \text{ kgTSS m}^{-3}$  erreicht werden konnte, was auch etwa dem Feststoffgehalt des unverdünnten Mischschlammes entsprach. Primärschlamm, der ein besseres Absetzverhalten zeigt, dickt hingegen weiter ein.

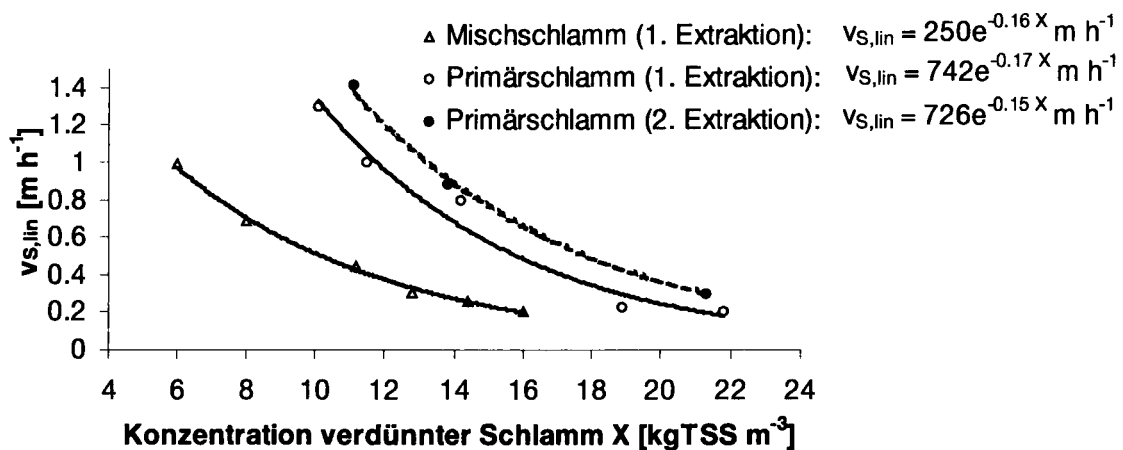
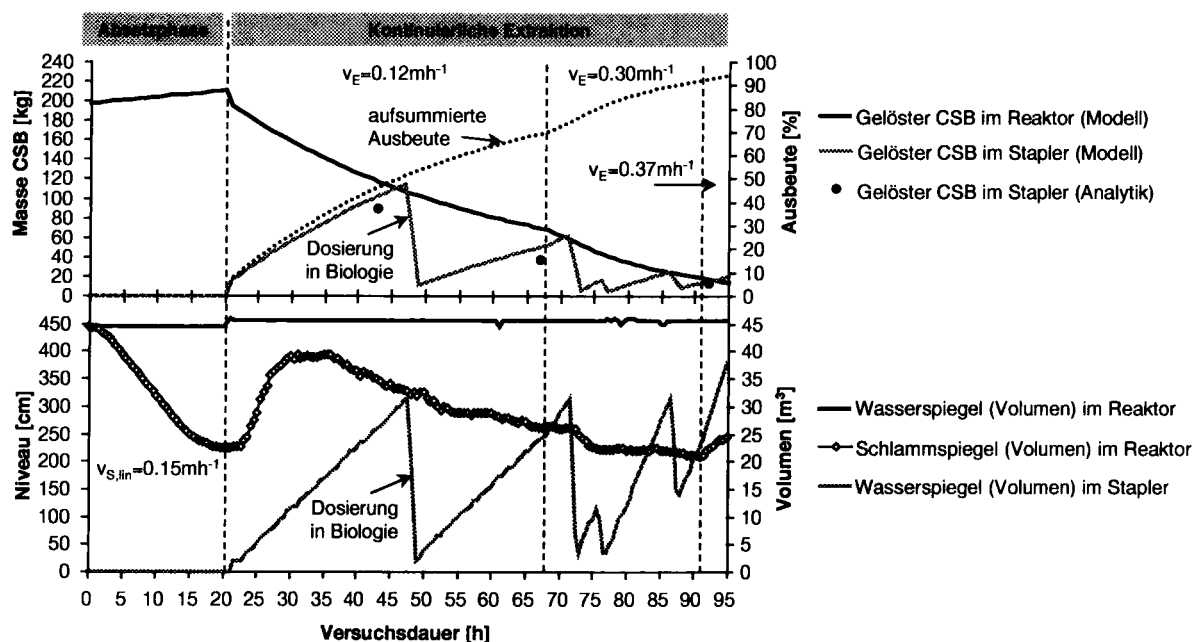


Abb. 9: Lineare Absetzgeschwindigkeit von verdünntem Primär- bzw. Mischschlamm nach 4-6 tägiger Versäuerung.

Bei der Extraktion von Versäuerungsprodukten werden neben den gewünschten, gelösten Produkten ebenfalls immer auch während der Versäuerung gebildete Schwebstoffe ausgetragen. Bei mehrfacher Extraktion kann beobachtet werden, dass sich das Absetzverhalten des zunehmend ausgewaschenen Schlammes verbessert. Dies lässt sich einerseits durch die Tatsache erklären, dass der Feststoffgehalt des Schlammes durch den Schwebstoffaustrag nach jeder Extraktion leicht abnimmt, andererseits hemmen die während der Versäuerung gebildeten, feinen Schwebstoffe den Eindickvorgang des unausgewaschenen Schlammes.

Für die Versäuerung im Batchbetrieb hatte dieses verbesserte Absetzverhalten Vorteile für die üblicherweise zweifache Extraktion. Beim zweiten Schritt war die benötigte Absetzzeit zur Erreichung des Extraktionsniveaus kleiner als beim ersten. Für Primärschlamm zeigte sich dabei aufgrund der Auswaschung von Schwebstoffen eine um rund 20% erhöhte lineare Absetzgeschwindigkeit  $v_{S,lin}$  nach 4-6 tägiger Versäuerung (Abb. 9). Das Versäuerungswasser der ersten Extraktion hatte im Mittel eine Schwebstoffkonzentration von  $1.5 \text{ kgTSS m}^{-3}$ .

Als Alternative zum obigen Batchbetrieb kann die Extraktion auch kontinuierlich bei konstantem Wasserspiegel im Reaktor erfolgen (Variante 2 in Abb. 4). Dabei kommt der homogenen Verteilung des Extraktionswassers an der Reaktorsole grosse Bedeutung zu, um Kurzschlussströmungen zu vermeiden. Der maximal mögliche Fluss  $Q_E = v_E \cdot A_F$  ist gegeben durch die lineare Absetzgeschwindigkeit des Schlammspiegels.



**Abb. 10: Kontinuierliche Extraktion von versäuertem Primärschlamm. Während den ersten 20 h wurde  $v_{S,lin}$  aus der Absetzkurve des Schlammspiegels bestimmt.**

Abb. 10 zeigt das Resultat einer kontinuierlichen Extraktion. Während 6 Tagen versäuerter Primärschlamm wurde mit Extraktionswasser verdünnt und die Absetzkurve des Schlammspiegels bestimmt. Die daraus bestimmte, lineare Absetzgeschwindigkeit  $v_{S,lin}$  ergab die maximal mögliche Strömungsgeschwindigkeit  $v_E$  des Extraktionswassers. Der Beginn der kontinuierlichen Extraktion hatte ein Ansteigen des Schlammspiegels zur Folge. Erst nachdem die Schwebstoffe ausgewaschen waren, begann der Schlamm wieder vermehrt einzudicken, so dass der Extraktionswasserstrom deutlich erhöht werden konnte. Die in Abb. 9 gemachte Beobachtung des Einflusses der Schwebstoffe auf das Eindickverhalten des versäuerten Schlammes kann damit untermauert werden. Versäuerter, ausgewaschener Schlamm zeigt ein gutes Eindickverhalten. Dies ist wichtig, da die hydraulische Belastung der Faulung durch den Betrieb einer Versäuerung nicht erhöht werden soll.

Als kritische Phase zeigt sich der Start der kontinuierlichen Extraktion, bis die feinen Schwebstoffe extrahiert sind. Der Extraktionswasserfluss darf in den ersten Stunden nicht zu hoch gewählt werden.

## 7. VERSÄUERUNG IM DURCHLAUFBETRIEB

Das Ziel beim Durchlaufbetrieb ist es in der Regel, die grösstmögliche Substratproduktion zu erreichen und diese kontinuierlich in die Biologie zu dosieren. Dazu wird der ganze Frischschlamm anfall im Fermenter versäuert. Die gewünschte Aufenthaltszeit des Schlammes  $\theta_x$  bestimmt die Reaktorgrösse. Sie muss beim Betrieb als Voreindicker für die nachfolgende Schlammbehandlung mit dem Eindickverhalten des Schlammes abgestimmt werden. Aufgrund der Überlegungen zur Vorversäuerung auf Seite 10 empfiehlt sich eine Aufenthaltsdauer des Schlammes von 2-4 Tagen. Diese Zeit sollte auch genügen, den Schlamm an der Sohle ausreichend einzudicken.

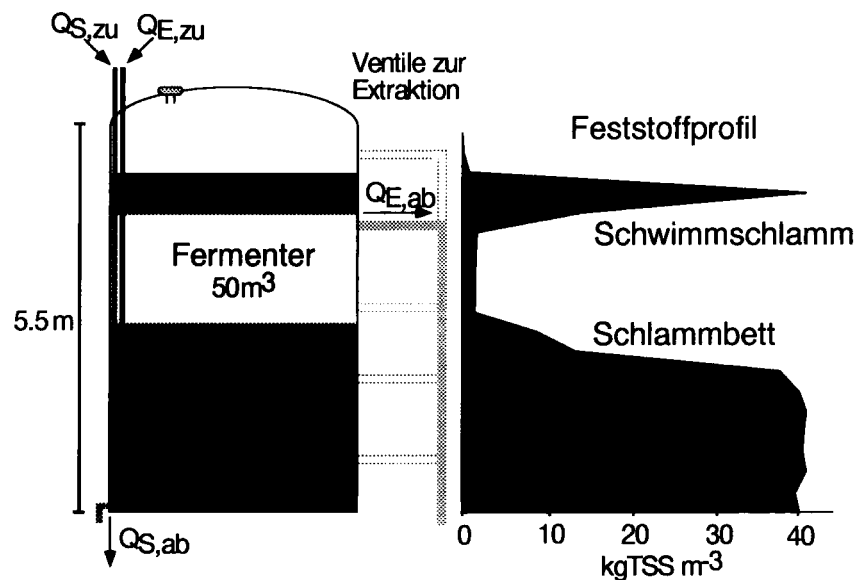


Abb. 11: Durchlaufbetrieb im Versäuerungseindicker mit Feststoffprofil.

Frischschlamm ( $Q_{S,zu}$ ) wird in den Voreindicker und parallel dazu versäuerter, eingedickter Schlamm ( $Q_{S,ab}$ ) zur Faulung gepumpt. Mit vor- oder nachgeklärtem Abwasser ( $Q_{E,zu}$ ) werden der versäuerte Schlamm ausgewaschen und die Versäuerungsprodukte ( $Q_{E,ab}$ ) in den Zulauf zur Vorklärung rezirkuliert oder direkt der Biologie zugeführt (Abb. 11). Wird der Voreindicker als volldurchmischter Reaktor unter Gleichgewichtsbedingungen modelliert, ergibt sich für die Versäuerung mit Hilfe von Gl. 3 folgende Säurenproduktion:

$$S_A(\theta_x) = \left( \frac{X_{S,0} \cdot k_h \cdot \theta_x + S_{A,0}}{k_h \cdot \theta_x + 1} \right) \cdot \frac{Q_{S,zu}}{Q_{S,zu} + Q_{E,zu}} \quad [\text{kg}_{\text{CSB}} \text{ m}^{-3}] \quad \text{Gl. 6}$$

mit  $X_{S,0}$  = Konzentration an versäuerbarem Material im Schlammzulauf  $Q_{S,zu}$

Die Ausbeute  $\eta$  der Extraktion ist gegeben durch das Verhältnis der abgeführten Versäuerungsprodukte ( $Q_{E,ab}$ ) zum totalen Fluss:

$$\eta = \frac{Q_{E,ab}}{Q_{S,zu} + Q_{E,zu}} = \frac{Q_{S,zu} + Q_{E,zu} - Q_{S,ab}}{Q_{S,zu} + Q_{E,zu}} \quad [-] \quad \text{Gl. 7}$$

Analog den Beobachtungen in Kapitel 6 muss die hydraulische Bedingung  $v_E < v_S$  eingehalten werden. Dabei ist zu beachten, dass sich  $v_S$  einerseits durch Variationen in der Frischschlammkonzentration und andererseits durch die Auswaschung (vgl. Abb. 9) verändert. Um Schlammabtrieb aus dem Eindicker zu verhindern, sollte der Zufluss von Extraktionswasser konservativ gewählt werden.

Versuche mit der Pilotanlage als Versäuerungseindicker zeigten, dass bei der Extraktion eine Ausbeute  $\eta = 70\%$  möglich ist (dies bei  $v_E \approx v_S \approx 0.13 \text{ m h}^{-1}$ ). Bisweilen bildete sich ein zäher, stark fetthaltiger Schwimmschlammdeckel, der durch Abspritzen nur mühsam entfernt werden konnte. Eine gut funktionierende Öl- und Fettabscheidung ist für einen störungsfreien Betrieb des Versäuerungseindickers unabdingbar. Es zeigte sich, dass bei der Extraktionsausbeute eine Differenz von 30% zwischen der Modellannahme des volldurchmischten Reaktors und den entnommenen und analysierten Proben bestand. Dies ist eine Folge der nicht ideal homogenen Verteilung des Extraktionswassers.

Pro 10 kg leicht abbaubares Substrat (gemessen als CSB) werden auch 5 kg CSB inerte Schwebstoffe in die Biologie rezykliert. Versuche zeigten, dass diese Partikel biologisch nicht abbaubar sind und an den Belebtschlamm adsorbieren. So wird wegen der zusätzlichen Schlammproduktion das Schlammalter leicht vermindert.

## Vergleich des Batch- und Durchlaufbetriebes

Die Frage liegt nun auf der Hand, welches der Nebenstromverfahren für die Versäuerung das Beste ist. Wie bereits auf Seite 8 dargestellt, bestimmt die Verwendung der Versäuerungsprodukte das geeignete Verfahren. Tab. 3 beschreibt die Vor- und Nachteile der Varianten.

Tab. 3: Verfahrensvergleich bei gleichem Reaktorvolumen.

	Vorteile	Nachteile
<b>Batchverfahren</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>gezielte Dosierung zur Unterstützung des Bio-P am Wochenende möglich</li> <li>hohe Konzentration der Versäuerungsprodukte</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Kleine Tagesproduktion, weil nur ein Teil des Schlammanfalls auf der Kläranlage versäuert wird</li> <li>Speichervolumen als Ausgleich notwendig</li> <li>schlechte Eindickung des Schlammes</li> </ul>
<b>Durchlaufbetrieb (Eindicker)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Hohe Tagesproduktion, weil gesamter Schlammanfall der Kläranlage versäuert werden kann</li> <li>gute Eindickung des behandelten Schlammes</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>kleine Fettsäurekonzentration im Versäuerungswasser</li> <li>nur kontinuierliche Dosierung zur Unterstützung der Nährstoffelimination möglich, Wochenenddosierung wegen enormem Speicherbedarf unrealistisch, evtl. Tag/Nacht-Variation durch intermittierende Zugabe</li> </ul>

## 8. OPTIMIERTE VERSÄUERUNG IN DEN VOREINDICKERN DER ARA WERDHÖLZLI

Die ARA Werdhölzli ist für 600'000 Einwohnergleichwerte ausgebaut und hat einen Trockenwetterzufluss von  $150'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ . Drei der fünf Voreindicker – mit je  $1200 \text{ m}^3$  Volumen – sind in Betrieb, um den Frischschlamm vor der Faulung einzudicken. Zwei sind leer und könnten als Stapelbehälter für Versäuerungswasser verwendet werden. Mindestens  $1350 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  Frischschlamm werden täglich in den vier Vorklärbecken abgesetzt und alternierend in 45min Intervallen in die drei Voreindicker gepumpt. Die Vorversäuerung  $S_{A,0}$  des Frischschlammes beträgt  $0.02 - 0.03 \text{ kgCSB}_{\text{gel}} \text{ kgCSB}_{\text{tot}}^{-1}$ . In den Voreindickern wird der Frischschlamm bei einer Aufenthaltszeit von  $\theta_x=2 - 4$  Tagen von  $26$  auf  $38 \text{ kg TSS m}^{-3}$  eingedickt. Der Trübwasserfluss als Differenz zwischen dem eingetragenen Frischschlamm und dem an der Sohle abgepumpten Dickschlamm beträgt  $150 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  pro Voreindicker. Somit ist die theoretische Ausbeute aufgrund der hydraulischen Verhältnisse  $\eta=33\%$  (Abb. 12).

Aus der Säurenkonzentration im Dickschlamm in Abb. 12 links ist ersichtlich, dass im Schlammbett tatsächlich eine signifikante Versäuerung stattfindet. Die Säurenkonzentration im Schlamm ist dreimal so gross ( $S_A = 2.5 \text{ kg CSB m}^{-3}$ ) wie im Frischschlamm. Diese Versäuerungsprodukte ergeben für die erweiterte Nährstoffelimination in der Belebung jedoch keinen Nutzen, da sie offensichtlich beim heutigen Betrieb nicht extrahiert werden können. Die Säurekonzentration im Frischschlamm und Trübwasser sind sich gleich. Die tägliche Menge an kurzkettigen Fettsäuren im Trübwasser beträgt aus einem Voreindicker  $Q_{E,ab} \cdot S_A \approx 120 \text{ kg CSB d}^{-1}$  ( $\eta = 13\%$ ), total also rund  $360 \text{ kg CSB d}^{-1}$ .

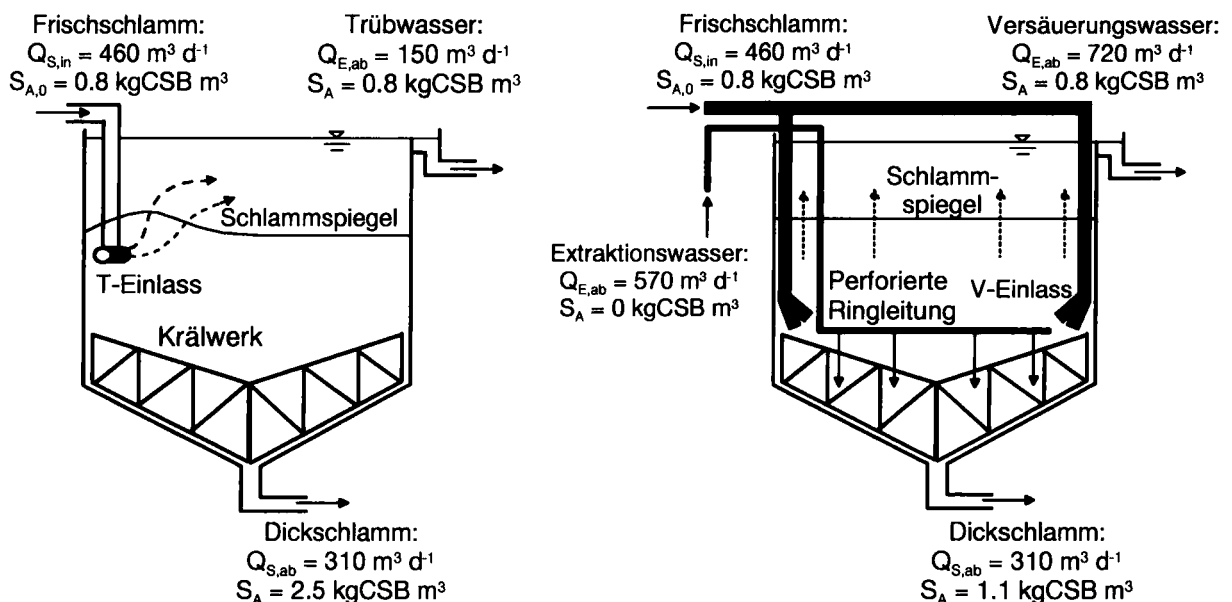


Abb. 12: Einer der drei Voreindicker auf der ARA Werdhölzli in Zürich heute (links) und mit Installationen zur Optimierung der Fettsäureextraktion (rechts).  
 $V_F=1200 \text{ m}^3$ ,  $A_F=177 \text{ m}^2$ ,  $T=18^\circ\text{C}$ .

Grundsätzlich bestehen zwei Möglichkeiten, um die Extraktion der gebildeten Fettsäuren zu verbessern. Zur Zeit wird der Frischschlamm durch einen T-Einlass an der Reaktorwand wenig unter dem Schlamm Spiegel zugepumpt. Die Flüssigphase des Frischschlammes, die eine geringere Dichte als der eingedickte Schlamm aufweist,

wird sofort nach oben verdrängt und lässt auf diese Weise keine Auswaschung der im Schlammkörper vorhandenen, gelösten Versäuerungsprodukte zu.

Der Frischschlamm muss weiter unten eingeleitet und durch zwei oder vier V-Einlässe homogen verteilt werden (Abb. 12). Zusätzliches Extraktionswasser muss ebenfalls möglichst tief durch eine perforierte Ringleitung zugeleitet werden. Alternativ zu diesem Verfahren wird ein Teilstrom des eingedickten Schlammes in das Zulaufrohr des Frischschlammes rezykliert. Auf diese Weise werden die gebildeten Säuren ebenfalls ausgewaschen.

Die Überlegungen in Abb. 9 zum Absetzverhalten von versäuertem Mischschlamm zeigen, dass mit einem Extraktionswasserfluss von  $Q_{E,zu} = 570 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  – was einer Strömungsgeschwindigkeit von  $v_E = 0.14 \text{ m h}^{-1}$  entspricht – gefahren werden kann ( $v_E < v_{S,lin}$ ). Diese Extraktion ergibt eine Ausbeute von 70% der gelösten Versäuerungsprodukte. Diese Ausbeute hat sich auch in den Pilotversuchen als betrieblich sinnvoll erwiesen. Es hat sich aber auch gezeigt, dass eine ideale, homogene Extraktion nicht möglich. Es besteht eine Differenz von rund 30% zwischen der mit dem Modell des vollaufmischten Reaktors erwarteten und der gemessenen Säurekonzentration. Berücksichtigt man diese Einbusse in der Praxis, ergibt sich für die Voreindicker der ARA Werdhölzli eine tägliche Säuremenge im Versäuerungswasser von  $560 \text{ kgCSB d}^{-1}$  pro Reaktor, total also rund  $1680 \text{ kgCSB d}^{-1}$ . Auf diese Weise lassen sich aus der Voreindickung etwa viermal soviel Fettsäuren ( $\eta = 50\%$ ) der Denitrifikation zuführen, als dies heute der Fall ist.

Diese Optimierung der Extraktion ergibt eine Zunahme der leicht abbaubaren Stoffe um etwa  $10 \text{ g CSB m}^{-3}$  und ermöglicht eine zusätzliche Denitrifikation von  $2 \text{ g NO}_3\text{-N m}^{-3}$  Abwasser im Belebtschlammssystem, was rund 10% des  $\text{NH}_4$ -Eintrags in die Biologie entspricht. Diese Denitrifikationsleistung stellt in etwa die Grenze des möglichen mit einer Schlammversäuerung dar und kann erbracht werden, wenn keine Nitratlimitierungen in der Anoxzone auftreten. Andernfalls könnte der Extraktionswasserfluss  $Q_{E,zu}$  leicht im Tagesgang variiert werden (immer unter Berücksichtigung der Bedingung  $v_E < v_{S,lin}$ ).

Die Verwendung der Versäuerungsprodukte für die separate Faulwasserbehandlung eignet sich wegen den kleinen Fettsäurekonzentrationen und den tiefen Temperaturen nicht. Zur Unterstützung der biologischen Phosphorelimination an den Wochenenden ist Stapelvolumen erforderlich. Dazu könnten auf der ARA Werdhölzli die zwei heute leeren Voreindicker verwendet werden.

## 9. GASVERLUST, RÜCKBELASTUNGEN

Nachdem die Säuren vom versäuerten Schlamm abgetrennt worden sind, wird der Schlamm ausgefault. Ein Teil des Ammoniums wurde bereits in der Versäuerung freigesetzt und mit den Säuren zusammen abgetrennt. Daher wird bei der Faulung weniger Ammonium und als Gegenion Bikarbonat freigesetzt. Die Bikarbonat-Kohlensäurepufferung im Faulturm wird dadurch je nach Versäuerungsgrad und Extraktionsausbeute bis zu 20% vermindert. Die Stabilität einer bereits problematischen Schlammfäulung kann auf diese Weise zusätzlich beeinträchtigt werden.

Der verkleinerte CSB-Gehalt im versäuerten und ausgewaschenen Schlamm hat Auswirkungen auf die nachfolgende Gasproduktion in der Faulung. Dieser Gasver-



lust, der eine vieldiskutierte Folgeerscheinung der Versäuerung darstellt, kann abgeschätzt werden. Buchauer (1996) stellte Gaseinbussen zwischen 4 und 19% fest, Seyfried und Hartwig (1991) beobachteten um 15% verringerte Methanproduktionen. Schlegel (1994) hingegen berichtet sogar von einem Anstieg der Gasproduktion bei Inbetriebnahme einer Primärschlammversäuerung.

Beim Einsatz einer der Faulung vorgeschalteten, mehrtägigen Versäuerung muss berücksichtigt werden, dass der Frischschlamm längere Zeit anaeroben Bedingungen ausgesetzt ist als bei einem Verfahren ohne Versäuerung. Zudem bewirkt die Reaktorkaskade Versäuerung-Faulung einen verbesserten Abbau. Diese Tatsache erhöht die Gasproduktion. Andererseits wird ein Teil der gebildeten Säuren in der Versäuerung abgetrennt, was einen CSB-Verlust zur Folge hat. Berücksichtigt werden muss auch eine zusätzliche Schlammproduktion in der Belebung durch die Zudosierung von Versäuerungswasser.

Vergleicht man eine mesophile Faulung ( $T = 35^{\circ}\text{C}$ ) mit 18 Tagen Aufenthaltszeit und einer zusätzlichen, vorgeschalteten 4tägigen Versäuerung ( $T = 20^{\circ}\text{C}$ ) mit der alleinigen entsprechenden Faulung, so resultiert bei ersterer ein Gasverlust von höchstens 10%. Beträgt die Aufenthaltszeit des Schlammes lediglich 2 Tage, so senkt sich der Gasverlust sogar auf 5%. Wild (1997) berechnete mit einer Simulation unter denselben Bedingungen ebenfalls einen Verlust von nur 6% an Biogas durch den Einsatz einer Versäuerung.

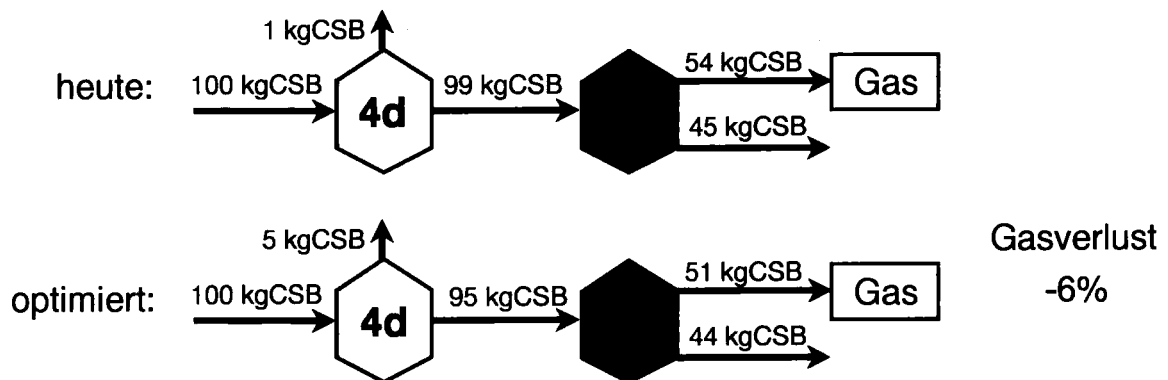


Abb. 13: Gasverlust bei optimierten Voreindickern in der ARA Werdhölzli

Als Beispiel zeigt die Abb. 13 den Gasverlust für die gemäss Abb. 12 optimierte Versäuerung in den Voreindickern der ARA Werdhölzli. Werden 5% des totalen CSB im Frischschlamm zu gelöstem CSB versäuert und extrahiert, so resultiert daraus in der Faulung ein Biogasverlust von 6% gegenüber dem heutigen Zustand. Die Reduktion des Gasanfalls ist also relativ bescheiden. Bei Kläranlagen, in denen Biogas zur Elektrizitäts- und Wärmeproduktion genutzt wird, müssen diese Energieverluste jedoch in die Kosten-Nutzen Rechnung miteinfließen. Ausserdem bei der Nutzung von Versäuerungsprodukten mit einer leicht geringeren Faulschlammmenge zu rechnen, was ebenfalls je nach Schlammentsorgungsweg rasch Konsequenzen auf die Jahreskosten hat.

Die Belastung des Versäuerungswassers mit Nährstoffen ist bei der Schlammversäuerung eine verfahrensbedingte Tatsache, die nicht unmittelbar verändert werden kann. Die Rückbelastung beträgt, wie auf Seite 11 zusammengefasst bei Stickstoff  $0.03\text{-}0.04 \text{ kgN kg}^{-1}\text{CSB}_{\text{gel}}$  und für Phosphat ohne die Verwendung von polyphosphathaltigem Bio-P Schlamm  $0.005 \text{ kgP kg}^{-1}\text{CSB}_{\text{gel}}$ . Bei Versäuerungszeiten von 4-6

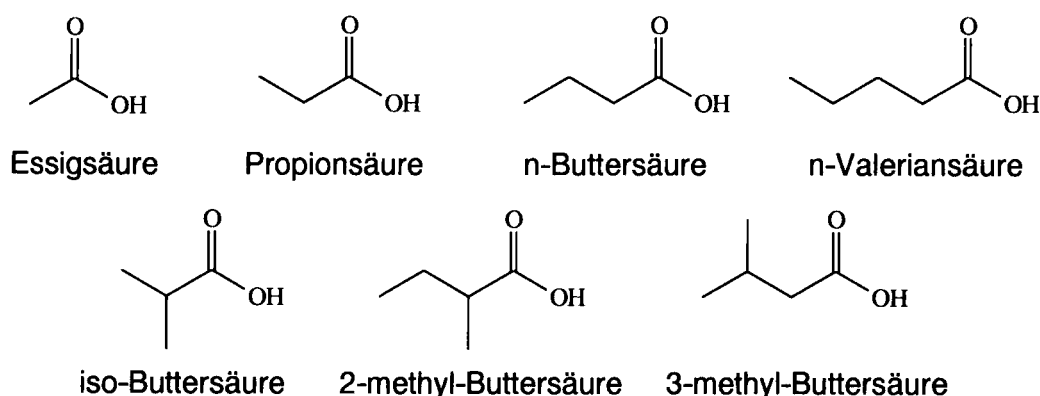
Tagen sind dies beim Batchbetrieb im Versäuerungswasser mit  $3800 \text{ gCSB}_{\text{gel}} \text{ m}^{-3}$  Stickstoffkonzentrationen von immerhin  $130 \text{ gNH}_4\text{-N} \text{ m}^{-3}$ . Rund 2% des Zulaufstickstoffs gelangt mit dem Versäuerungswasser in die Biologie. Die Zugabe von Versäuerungswasser kann also während Ammoniumspitzenbelastungen problematisch sein. Rund 30% des freigesetzten Stickstoffs wird wieder benötigt für das durch die Versäuerungsprodukte hervorgerufene, zusätzliche Biomassewachstum in der Belebung (Siegrist *et. al.*, 1994). Die restlichen 70% müssen nitrifiziert und anschliessend denitrifiziert werden. Bei erforderlichen  $6 \text{ kgCSB}_{\text{gel}} \text{ kg}^{-1}\text{N}$  bei der Denitrifikation ist der Bedarf  $550 \text{ gCSB}_{\text{gel}} \text{ m}^{-3}$ , was 14% der versäuerten und extrahierten gelösten Produkte ausmacht.

Es muss jedoch darauf hingewiesen werden, dass bei einer Kläranlage mit Schlammfäulung der Stickstoff sowieso rückgelöst und bei fehlender, separater Faulwasserbehandlung der Biologie zudosiert wird. Die gesamte N- bzw. P-Rückbelastung ändert sich bei einer ARA mit Versäuerung und Fäulung also nicht.

## 10. EIGNUNG DER VERSÄUERUNGSPRODUKTE ZUR NÄHRSTOFFELIMINATION

### Zusammensetzung der gelösten Produkte

Um die Versäuerungsprodukte zu charakterisieren, wurde im Labor Frischschlamm während mehreren Tagen versäuert und dieser in unterschiedlichen Abständen beprobt. Die Fraktionen von kurzkettigen Fettsäuren können mit Gaschromatographie (GC) detektiert werden. Es handelt sich um lineare und verzweigte Formen mit 2 bis 5 C-Atomen (Abb. 14).



**Abb. 14: Mittels GC ermittelte Produkte der Versäuerung: lineare und verzweigte Carbonsäuren**

In Abb. 15 sind Resultate von 7 Laborversäuerungen zusammengestellt. Daraus wird deutlich, dass Essigsäure mit durchschnittlich 33%, Propionsäure mit 28% und lineare Buttersäure mit 14% den wichtigsten Teil der Produkte ausmachen. Iso-Buttersäure und die  $\text{C}_5$ -Säuren Methyl-Buttersäure sowie Valeriansäure sind nur mit 3-5% in den Produkten enthalten. Der durchschnittliche Anteil nicht identifizierter Produkte am gelösten CSB lag bei 16%. Bei dieser Fraktion dürfte es sich in erster Linie um längererkettige Fettsäuren handeln.

Für die erhebliche Geruchsbelastung der Versäuerungsprodukte sind vor allem die in nur geringen Anteilen vorkommenden C<sub>5</sub>-Säuren Methyl-Buttersäure und Valeriansäure verantwortlich.

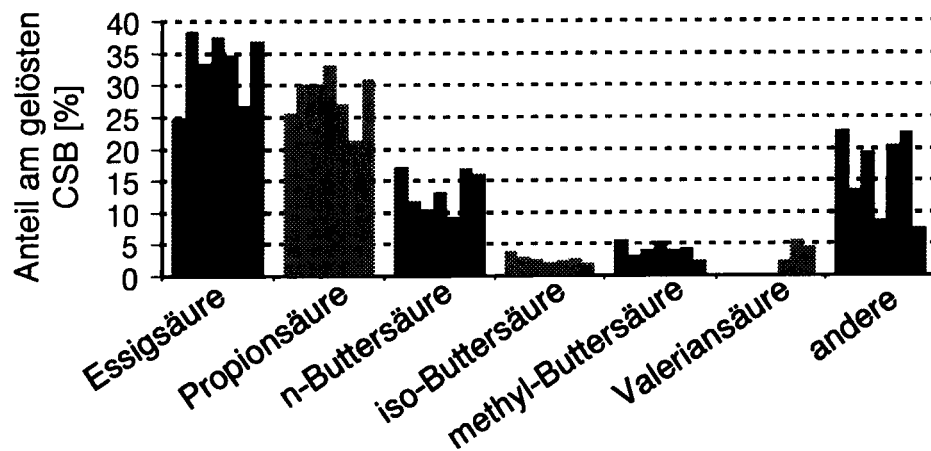


Abb. 15: Anteile der einzelnen Säuren am gelösten CSB und nicht identifizierte Restprodukte (Resultate von 7 Laborversuchen mit T = 10 bzw. 20°C, Versäuerung 4 bis 14 Tage).

## Eignung für die Denitrifikation

Um die Nitratabaurate  $r_{\text{Deni}}$  und den Ausnützungskoeffizienten  $Y$  für verschiedene Substrate zu vergleichen, wurden im Labor Batchversuche mit verschiedenen Substraten durchgeführt. Es zeigte sich bald, dass für die Versäuerungsprodukte ausserordentlich hohe Raten resultieren, höher sogar als für Essigsäure (Abb. 16). Um diese Beobachtung zu verifizieren, wurden zwei Batchversuche parallel unter exakt gleichen Bedingungen durchgeführt ( $\clubsuit$ ). Der Ausnützungskoeffizient (Yield) ist vergleichbar mit Essigsäure. Ein Versuch mit gleichen Molanteilen von Essig- und Propionsäure bestärkte die Vermutung, dass bei einem Angebot von mehreren verschiedenen Formen kurzkettiger Fettsäuren offensichtlich mehr Bakterien gleichzeitig wachsen und Nitrat abbauen können. Entweder können die Bakterien diese Säuren sogleich oder indirekt durch eine vorgängige Spaltung der C<sub>3</sub> bis C<sub>5</sub> Säuren in Essigsäure aufnehmen.

Die in einer Schlammversäuerung gebildeten, gelösten Produkte sind für die Denitrifikation im Belebtschlammverfahren von bemerkenswert guter Qualität. Die hohen Nitratabbauraten übertreffen diejenige von Essigsäure. Eine Belebungsanlage, die hauptsächlich mit Versäuerungsprodukten denitrifiziert, benötigt wegen diesen hohen Raten eher kleine anoxische Zonen, was im praktischen Betrieb ein Vorteil ist. Allerdings muss die Temperaturabhängigkeit von  $r_{\text{Deni}}$  beim saisonalen Betrieb beachtet werden (Abb. 16).

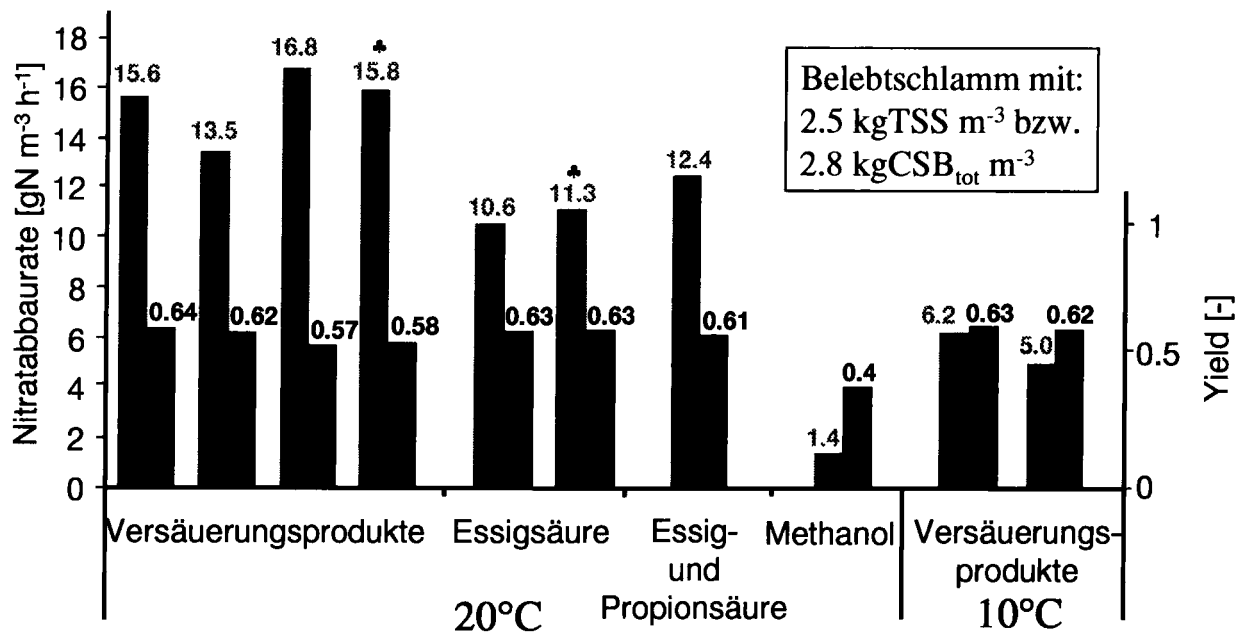


Abb. 16: Nitrat-abbaurate  $r_{Deni}$  und Ausnutzungskoeffizient  $Y$  verschiedener Substrate (\* gleichzeitig durchgeführte Versuche)

Verglichen mit dem Methanolabbau bei adaptiertem Belebtschlamm sind die Nitrat-abbauraten für Versäuerungsprodukte um das Zehnfache grösser. Der Vorteil bei Methanol liegt eher beim tiefen Yield (Purtschert *et al.*, 1996) und dem sauberen Produkt, das den Einsatz auch in einer der Biologie anschliessenden Filterstufe ermöglicht. Der Methanoleinsatz ist bei Biofilmverfahren sinnvoller als beim Belebtschlammverfahren.

### Eignung für die erhöhte biologische Phosphorelimination

Beim Betrieb einer erhöhten biologischen Phosphorelimination ist eine stabile P-Rücklösung in der anaeroben Zone die Voraussetzung für eine stabile P-Elimination (Beitrag Kühni *et al.*). Steht in der anaeroben Zone über längere Zeit wenig oder kein Substrat zur Verfügung, so werden die organischen Speicherprodukte in den Bio-P-Bakterien abgebaut und der Bio-P Schlamm verliert die Fähigkeit Polyphosphat zu speichern. Eine solche Hungerphase durchleidet der Bio-P Schlamm in der Regel am Wochenende. Am Samstag und Sonntag ist die Fracht an Substrat im Zulauf zur Biologie sehr klein. Da gleichzeitig wenig Phosphat zufließt, bleiben die Ablaufwerte während dem Wochenende tief. Am Montag jedoch, wenn viel Phosphat - und auch wieder genügend gelöster CSB - zufließen, vermögen die Bio-P Bakterien das rückgelöste Phosphat in den aeroben Becken nicht mehr vollständig aufzunehmen, was erhöhte P-Ablaufwerte zu Wochenbeginn zur Folge hat. Diese Erhöhung am Montag und zum Teil auch noch am Dienstag ist von Bedeutung. Aus diesem Grund sollte versucht werden, das CSB-Loch im Zulauf zur Biologie am Wochenende durch die Zudosierung von Versäuerungswasser auszugleichen, um einen stabilen Bio-P Betrieb zu gewährleisten.

Eine der vier Biologiestrassen der ARA Neugut wurde für Bio-P Versuche im UCT-Verfahren betrieben (Belastung von rund 14'000 EGW). Dabei wird der nitrathaltige Rücklaufschlamm aus der Nachklärung zunächst in die anoxische Zone geleitet und

dort denitrifiziert (Beitrag H. Siegrist). Aus dieser Zone wird Belebtschlamm mit einer internen Rezirkulation in die davor liegende, anaerobe Zone gepumpt, wo die Vermischung mit dem vorgeklärten Abwasser erfolgt. Die anaerobe Zone ist also lediglich durch die üblicherweise tiefen Nitratkonzentrationen des Zulaufs beeinträchtigt.

Versuche mit Zudosierung von Versäuerungswasser an den Wochenenden zeigten, dass sich die Ablaufwerte für Phosphat an Montagen und Dienstagen tatsächlich stark verbessern lassen. Abb. 17 zeigt neben dem Effekt der Säurendosierung die starken Schwankungen und dadurch das schwer kontrollierbare Verhalten der  $\text{PO}_4\text{-P}$  Ablaufwerte an den ersten beiden Wochentagen. Dem Problem kann man offensichtlich mit einer Dosierung von Versäuerungswasser begegnen. Der Effekt ist aber vom gewählten Bio-P Verfahren sowie der Menge zur Verfügung stehender Versäuerungsprodukte abhängig (Beitrag Kühni et al.).

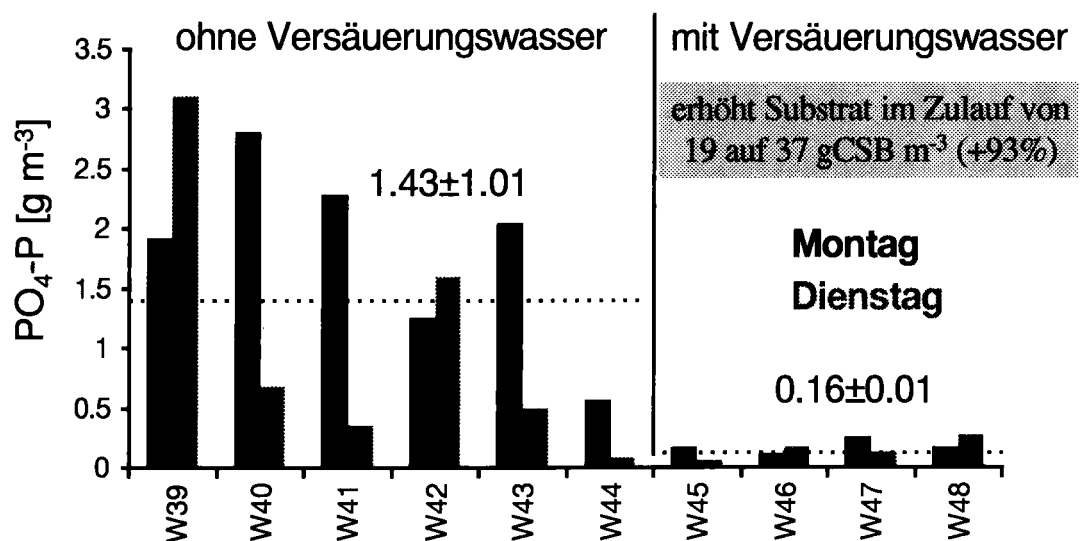


Abb. 17: Phosphatablaufwerte zu Wochenbeginn bei der biologischen P-Elimination mit dem UCT-Verfahren nach Wochenenden ohne und mit Zudosierung von Versäuerungswasser.

## 11. LOHNT SICH DER BETRIEB EINER VERSÄUERUNG FINANZIELL?

Der Entscheid, ob eine Schlammversäuerung in eine neue oder bestehende ARA als zusätzliches Verfahren integriert werden soll, hängt sowohl von den Einleitbedingungen, von verschiedenen betrieblichen Faktoren als auch von der Zusammensetzung des zu reinigenden Abwassers ab. Im folgenden soll nun aus den betrieblichen Informationen der Pilotanlage eine Kostenabschätzung für die Versäuerung in den Voreindickern der ARA Zürich-Werdhölzli durchgeführt werden. Die Berechnung stützt sich auf den Durchlaufbetrieb der drei bestehenden Voreindicker sowie die Umrüstung der beiden heute leer stehenden Tanks zur Stapelung von Versäuerungswasser.

Der Kostenaufwand in Tab. 4 ist eine grobe Abschätzung, genauere Angaben müssten von einem Ingenieurbüro eruiert werden. Der finanzielle Aufwand beruht auf der Amortisation bzw. Verzinsung der materiellen Investitionen sowie den Betriebskosten. Die einzelnen Positionen sind in Tab. 4 zusammengestellt.

Neben den Produktionskosten ist der Verlust zu berücksichtigen, der sich durch den Minderanfall an Biogas ergibt. Dazu gehört einerseits derjenige Teil der Versäuerungsprodukte, der in der Belebungsanlage zu  $\text{CO}_2$  umgesetzt wird und für die Methanbildung verloren geht. Andererseits dienen die Säuren zum Aufbau von Biomasse, die während des Aufenthalts in der Belebung teilweise zu abbaubarem sowie zu inertem partikulärem Material zerfällt. Die abbaubaren Stoffe können durch die Organismen erneut verwendet werden. Die tatsächliche Einbusse bestimmte Wild (1997) mit einer Simulation. Sie ist in der Kostenberechnung enthalten.

Ein Reaktorneubau würde die Kosten für das Substrat aus der Versäuerung verdoppeln bis verdreifachen und lohnt sich deshalb nicht.

**Tab. 4: Kosten für die Versäuerung in bestehenden Voreindickern im Vergleich mit der Zugabe von industriellen C-Quellen für die Denitrifikation sowie als Variante für die biologische P-Elimination im Vergleich mit einer bereits vorhandenen Fällmitteldosierung.**

<b>Investitionskosten:</b>	<b>Versäuerung</b>	<b>Essigsäure</b>	<b>Methanol</b>	<b>Fällung</b>
Umrüstung von 5 vorhandenen Behältern	1'200'000.-			
Lagertanks, Dosiereinrichtung, Online Analytik zweistrassig		800'000.-	800'000.-	
<b>Total</b>	1'200'000.-	800'000.-	800'000.-	
<b>Jahreskosten:</b>				
Amortisationskosten und Verzinsung (10%)	120'000.-	80'000.-	80'000.-	
Betriebskosten	120'000.-	120'000.-	120'000.-	
<b>Total</b>	240'000.-	200'000.-	200'000.-	
Kosten pro kg CSB eingesetztes Substrat (Basis: 715'000 kgCSB pro Jahr)	0.34 Fr.	0.28 Fr.	0.28 Fr.	
Kosten durch Minderanfall Biogas, 0.33 kg Heizöl pro kg Methan-CSB	0.12 Fr.			
Eingekauftes Substrat		1 Fr. $\text{kg}^{-1}\text{CSB}$	0.3 Fr. $\text{kg}^{-1}\text{CSB}$	
Kosten für zusätzlichen Schlammanfall		0.3 Fr. $\text{kg}^{-1}\text{CSB}$	0.2 Fr. $\text{kg}^{-1}\text{CSB}$	5 Fr. $\text{kg}^{-1}\text{P}$
Eingekauftes $\text{FeSO}_4$				3 Fr. $\text{kg}^{-1}\text{P}$
<b>Kosten pro kg CSB Substrat</b>	<b>0.46 Fr.</b>	<b>1.58 Fr.</b>	<b>0.78 Fr.</b>	
<b>Kosten pro kg N eliminiert falls das Substrat nur für die Denitrifikation eingesetzt</b>	<b>2.76 Fr. <math>\text{kg}^{-1}\text{N}</math></b> (6 kgCSB $\text{kg}^{-1}\text{N}$ )	<b>9.48 Fr. <math>\text{kg}^{-1}\text{N}</math></b> (6 kgCSB $\text{kg}^{-1}\text{N}$ )	<b>3.90 Fr. <math>\text{kg}^{-1}\text{N}</math></b> (5 kgCSB $\text{kg}^{-1}\text{N}$ )	
<b>Kosten pro kg P eliminiert (25 kgCSB <math>\text{kg}^{-1}\text{P}</math>) falls Substrat nur für Bio-P eingesetzt</b>	<b>11.5 Fr. <math>\text{kg}^{-1}\text{P}</math></b>	<b>39.5 Fr. <math>\text{kg}^{-1}\text{P}</math></b>	<b>kein Bio-P</b>	<b>8 Fr. <math>\text{kg}^{-1}\text{P}</math></b>

Die Produktionskosten für einsetzbares Substrat belaufen sich im Durchlaufbetrieb auf 0.46 Fr.  $\text{kg}^{-1}\text{CSB}$ . Die Preise des Grosshandels für Essigsäure liegen zur Zeit bei ~1 Fr.  $\text{kg}^{-1}\text{CSB}$ . Zugekauftes Methanol kostet ~ 0.30 Fr.  $\text{kg}^{-1}\text{CSB}$ , dient aber ausschliesslich der Denitrifikation und nicht der biologischen P-Elimination. Um die Kosten dieser Substrate mit der Versäuerung vergleichen zu können, muss die Art

der Nährstoffelimination beachtet werden. Die Versäuerungssubstrate können für die Unterstützung der Denitrifikation oder der biologischen P-Elimination verwendet werden.

### Kosten für die Denitrifikation

Gemäss der Tatsache, dass die Elimination von 1 kg Stickstoff 6 kg CSB benötigt, kostet die zusätzliche N-Elimination mit Versäuerungswasser 2.76 Fr.  $\text{kg}^{-1}\text{N}$ . Dieser Preis beträgt lediglich 30% der teuren externen C-Quelle Essigsäure (9.48 Fr.  $\text{kg}^{-1}\text{N}$ ). Auch die Denitrifikation mit dem günstigeren und effizienteren Methanol (benötigt lediglich 5 kg CSB für die Elimination von 1 kg Stickstoff) ist mit 3.9 Fr.  $\text{kg}^{-1}\text{N}$  teurer als die Versäuerungsprodukte (Tab. 5).

**Tab. 5: Vergleich der Kosten zur Denitrifikation mit verschiedenen C-Quellen (Zahlen aus Tab. 4).**

Kosten	Versäuerung	Essigsäure	Methanol
Kosten pro kg CSB Substrat	0.46 Fr.	1.58 Fr.	0.78 Fr.
<b>Kosten pro kg N eliminiert</b>	<b>2.76 Fr.</b>	<b>9.48 Fr.</b>	<b>3.9 Fr.</b>

Für die verbesserte Denitrifikationsleistung durch die Zugabe leicht abbaubarer Substrate zeigt sich die Optimierung der Schlammversäuerung in den bestehenden Voreindickern der ARA Werdhölzli als die günstigste Variante. Sind keine Behälter für einen Umbau verfügbar, wäre Methanol kostenmässig vorzuziehen.

### Kosten für die erhöhte biologische Phosphorelimination

Wegen dem gegenüber der Denitrifikation stark erhöhten Substratbedarf von etwa 25 kg CSB pro kg eliminiertem Phosphat bei der erhöhten biologischen Phosphorelimination erhöhen sich die Kosten bei dieser Verwendung. Wie erwähnt, ist bei der Unterstützung der biologischen P-Elimination durch Versäuerungsprodukte in erster Linie eine Wochenenddosierung sinnvoll, was den Einsatz von leeren Voreindickern (VED) als Stapelbehälter erfordert. Unter der Woche, wenn die CSB-Konzentration im Zulauf zur Biologie hoch ist, werden die beiden insgesamt 2400  $\text{m}^3$  fassenden VED mit etwas mehr als einer Tagesproduktion der drei im Durchlaufbetrieb gefahrenen Voreindicker gefüllt. Am Wochenende bei tiefen CSB-Frachten im Zulauf werden die gestapelten Versäuerungsprodukte der Biologie zudosiert.

Es zeigt sich im praktischen Betrieb, dass rund 20% der für die biologische Phosphorelimination benötigten Substrate im Belebungsbecken auch für die Denitrifikation verfügbar sind. Durch die biologische Elimination von 1 kg Phosphor kann auf diese Weise zusätzlich 1 kg Stickstoff denitrifiziert werden. Diese zusätzliche Nutzung muss in der Kostenrechnung für einen Vergleich von Bio-P und P-Fällung berücksichtigt werden.

Vergleicht man die Kosten für die Elimination von 1 kg P in Tab. 6, so ist die P-Fällung 30% günstiger als die biologische Phosphorelimination mit Versäuerungs-

wasser. Berücksichtigt man jedoch die zusätzliche Denitrifikation von 1 kg N pro kg eliminiertem P, so sinken die Kosten für die Variante Versäuerung. Würde als externes Substrat zur Stickstoffelimination Methanol verwendet, so kostet die biologische P-Elimination mit Versäuerungswasser mit 7.6 Fr. kg<sup>-1</sup>P etwa gleich viel wie die bestehende P-Fällung mit FeSO<sub>4</sub>. Erwähnt werden muss aber auch, dass ein minimaler Einsatz von Fällmitteln - etwa zum Ausgleich von Ablaufspitzen - auch in Bezug auf die Faulung sinnvoll ist, um Korrosionsprobleme durch Schwefelwasserstoff bei der Verwertung des Biogases zu vermeiden.

Beim Einsatz der Versäuerungsprodukte bei der biologischen Phosphorelimination muss eine P-Rückführung durch das Versäuerungswasser berücksichtigt werden. Allenfalls darf der polyphosphathaltige Überschussschlamm nicht versäuert werden.

**Tab. 6: Vergleich der Kosten für die Elimination von 1 kg Phosphor mit Bio-P oder P-Fällung (Zahlen aus Tab. 4).**

Kosten	Bio-P mit Versäuerung	P-Fällung mit FeSO <sub>4</sub>
Kosten pro kg P eliminiert	11.5 Fr.	8 Fr.
Kosten pro kg N eliminiert (Methanol als Substrat)	-3.9 Fr.	
<b>Netto Kosten pro kg P eliminiert</b>	<b>7.6 Fr.</b>	<b>8 Fr.</b>

Sind auf einer ARA leerstehende Behälter vorhanden oder lassen sich bestehende Voreindicker optimieren, so kann sich ein Umbau zu einer Schlammversäuerung kostenmässig durchaus lohnen. Bei der Denitrifikation ist die Versäuerung im Vergleich mit externen Substraten die günstigste Variante, und auch bei der Phosphorelimination ist Bio-P durchaus eine Alternative zur konventionellen Fällung mit FeSO<sub>4</sub>. Es soll noch einmal darauf hingewiesen werden, dass die Kosten beim Einsatz von externen C-Quellen vom Chemikalienmarkt abhängig und dadurch Schwankungen unterworfen sind.

## 12. SCHLUSSFOLGERUNGEN, AUSBLICK

Als C-Quellen zur erweiterten Nährstoffelimination eignen sich je nach Beschaffenheit Abwässer aus der Industrie, synthetisch hergestellte Produkte sowie Substrate aus der Grünabfallvergärung und der Schlammversäuerung. Generell müssen C-Quellen einen hohen Anteil biologisch leicht abbaubarer Stoffe enthalten und sollten die biologischen Prozesse in der Kläranlage nicht hemmen. Weitere Kriterien sind der Kostenaufwand, die Gefährlichkeit der Handhabung und der zusätzliche Schlammanfall. Die Zudosierung einer C-Quelle sollte ausschliesslich geregelt oder gesteuert erfolgen, um eine Überdosierung an organischen Verbindungen und eine unnötige Schlammproduktion zu vermeiden.

Die Besonderheit der Schlammversäuerung gegenüber anderen C-Quellen liegt darin, dass die Substrate auf der ARA selber aus dem Frischschlamm gewonnen werden. Dabei werden nach dem ersten anaeroben Abbauschritt die Zwischenpro-



dukte wie Essig- und Propionsäure vom Schlamm abgetrennt und der Belebungsanlage für die erweiterte Nährstoffelimination zugeführt.

Technisch wird bei der Schlammversäuerung grundsätzlich zwischen dem Haupt- und dem Nebenstromverfahren unterschieden. Beim Nebenstromverfahren wird ein separater Fermenter bzw. Versäuerungsreaktor benötigt, der je nach Einsatz der Produkte im Batch- oder Durchlaufbetrieb gefahren wird. Werden wirtschaftliche Aufenthaltszeiten von 2-5 Tagen nicht überschritten, so ist nicht mit einer Beeinträchtigung durch Methanbildung zu rechnen. Aus Sicherheitsgründen müssen aber dennoch Massnahmen zum Explosionsschutz ergriffen werden. Eine Entlüftung der Reaktoren vermindert zudem die Geruchsbelästigung.

Der Absetzbarkeit und Extraktion des versäuerten Schlammes kommt eine grosse Bedeutung zu. Sie entscheiden über die Ausbeute an verwendbaren Substraten. Die Schlamm-Wassertrennung durch eine Zentrifuge ist denkbar.

Die gelösten Versäuerungsprodukte sind hauptsächlich durch Essig- bzw. Propionsäure bestimmt. Es handelt sich um ein hochwertiges, schnell verfügbares Substrat für die Denitrifikation und die erhöhte biologische Phosphorelimination.

Der Gasverlust in der Faulung beträgt 5-10% bei optimierter Versäuerung in der Voreindickung. Diese relativ kleine Einbusse muss bei der Kosten-Nutzen-Rechnung berücksichtigt werden.

Eine Schlammversäuerung rechnet sich dann, wenn bestehendes Reaktor- bzw. Beckenvolumen auf einer ARA umgenutzt oder Voreindicker umgerüstet werden können, um die Fettsäureextraktion zu verbessern. Müssen die Behälter neu gebaut werden, so ergeben sich zwei- bis dreimal höhere Kosten für das Versäuerungsprodukt, was im Vergleich zu industriellen C-Quellen unwirtschaftlich ist.

Eine Möglichkeit, kürzere Aufenthaltszeiten des Schlammes in Reaktoren bei gleicher oder höherer Produktion von Substrat zu ermöglichen und damit Volumen einzusparen, ist die Vorbehandlung des Frischschlammes. Durch Schlammdeintegration mit Ultraschall, Kugelmühlen oder speziellen Eindickern kann nicht nur die Klärschlammmenge minimiert werden. Durch den Zellaufschluss von Bakterien werden die Hydrolyse bzw. die Versäuerung beschleunigt. Zur Zeit wird auf diesem Gebiet viel geforscht, es fehlen jedoch noch grosstechnische Betriebserfahrungen über längere Zeit.

### 13. GLOSSAR UND BEZEICHNUNGEN

<b>Fermenter</b>	Mit Rührwerk ausgerüsteter Reaktor, in dem der Frischschlamm versäuert wird. Der versäuerte Schlamm wird zur Vorklärung rezirkuliert (Hauptstromverfahren) bzw. die Versäuerungsprodukte werden entweder im Fermenter selber oder in einem separaten Eindicker abgetrennt (Nebenstromverfahren).
<b>Versäuerung</b>	Verfahren zur Erzeugung kurzketziger Fettsäuren aus Frischschlamm. Bei beschränkter Verweilzeit unter anaeroben Bedingungen endet der Abbau organischer Feststoffe hauptsächlich bei den flüchtigen Fettsäuren wie Essigsäure oder Propionsäure, bevor relevante Mengen an Faulgas entstehen. Die Produkte können abgetrennt und für die Denitrifikation oder biologische Phosphorelimination eingesetzt werden.
<b>Vorversäuerung</b>	Anteil des totalen CSB, der durch Hydrolyse in der Vorklärung im Frischschlamm bereits in gelöster Form vorliegt.

$A_F$	$m^2$	Querschnittsfläche des Fermenters
$k_h$	$d^{-1}$	Hydrolysekonstante 1. Ordnung
$Q_S$	$m^{-3} d^{-1}$	Schlammfluss
$Q_E$	$m^{-3} d^{-1}$	Extraktionswasserfluss
$r_{ac}$	$g\ CSB\ m^{-3}\ d^{-1}$	Säureproduktionsrate
$r_h$	$g\ CSB\ m^{-3}\ d^{-1}$	Hydrolyserate
$r_{Deni}$	$g\ N\ m^{-3}\ d^{-1}$	Nitratabbaurrate durch zugegebenes Substrat
$S_A$	$g\ CSB\ m^{-3}$	Konzentration der gelösten Produkte in der Versäuerung
$S_{A,0}$	$g\ CSB\ m^{-3}$	Konzentration der gelösten Produkte bei $t=0$ (Vorversäuerung)
$t$	$d$	Reaktionszeit in Batchversuchen
$T$	$^{\circ}C$	Temperatur
$V_F$	$m^3$	ausgenutztes Fermentervolumen
$v_S$	$m\ h^{-1}$	Absetzgeschwindigkeit des Schlammes
$v_{S,lin}$	$m\ h^{-1}$	lineare Absetzgeschwindigkeit des Schlammes
$v_E$	$m\ h^{-1}$	Strömungsgeschwindigkeit des Extraktionswassers
$X$	$kg\ TSS\ m^{-3}$	Feststoffkonzentration
$X_{tot}$	$g\ CSB\ m^{-3}$	Konzentration der totalen, partikulären Stoffe
$X_S$	$g\ CSB\ m^{-3}$	Konzentration an versäuerbarem Material
$X_{S,0}$	$g\ CSB\ m^{-3}$	Maximale Konzentration an versäuerbarem Material
$Y$	-	Substrat-Ausnutzungskoeffizient der Organismen
$\eta$	-	Ausbeute
$v_N$	$g\ N\ g^{-1}\ CSB$	Stöchiometrischer Koeffizient der Stickstoffrücklösung bei der Schlammversäuerung
$v_P$	$g\ P\ g^{-1}\ CSB$	Stöchiometrischer Koeffizient der Phosphatrücklösung
$\Theta$	$^{\circ}C^{-1}$	Temperaturkoeffizient
$\theta_x$	$d$	Mittlere Aufenthaltszeit des Schlammes im Reaktor

## 14. LITERATURVERZEICHNIS

- Arbi (Arbeitsgemeinschaft Bioenergie) (1996) Zweistufige Vergärung von festen biogenen Abfallstoffen, Forschungsprojekt Nr. 2020, Bundesamt für Energiewirtschaft, 3003 Bern.
- Baumann P. und Krauth K. (1995) Einsatz von externen C-Quellen zur Unterstützung der Denitrifikation auf kommunalen Kläranlagen unter Verwendung von Reststoffen aus der Industrie, Schlussbericht. Universität Stuttgart, Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte und Abfallwirtschaft
- Buchauer, K. (1996), Primärschlammversäuerung bei Bio-P-Anlagen - zeitlicher Verlauf und praxisorientierte Empfehlungen, *Korrespondenz Abwasser*, **8**, 1393-1401
- BUWAL (1994), Daten zum Gewässerschutz in der Schweiz. Umwelt-Materialien Nr. 22. Bundesamt für Umwelt, Wald und Landschaft, Bern
- Larsen T. (1993a): Künstliche Substrate für die Denitrifikation; in: Verband Schweizerischer Abwasser- und Gewässerschutzfachleute (VSA): Nährstoffelimination in der biologischen Abwasserreinigung; Nachdruck 1995; Zürich
- Larsen T. (1993b): Versäuerung von Klärschlamm; in: Verband Schweizerischer Abwasser- und Gewässerschutzfachleute (VSA): Nährstoffelimination in der biologischen Abwasserreinigung; Nachdruck 1995; Zürich
- Lilley, I.D., Wentzel, M.C., Loewenthal, R.E. and Marais, G.v.R. (1990), Acid fermentation of primary sludge at 20°C, Research report W64, University of Cape Town, March
- Moser-Engeler, R., Kühni, M., Bernhard C. and Siegrist, H. (1999). Fermentation of raw sludge on an industrial scale and applications for elutriating dissolved products and non-sedimentable solids. *Wat. Res.*, **33**, No. 16, pp. 3503-3511
- Moser-Engeler, R., Udert, K.M., Wild, D. and Siegrist, H. (1998). Products from primary sludge fermentation and their suitability for nutrient removal. *Wat. Sci. Tech.*, **38**, No. 1, pp. 265-273.
- Purtschert, I., Siegrist, H. und Gujer, W. (1996), Enhanced denitrification with methanol at WWTP Zürich-Werdhölzli, *Wat. Sci. Tech.*, **33**, No. 12
- Schlegel, S. (1994), Ergebnisse und Folgerungen aus der Behandlung von Abwässern in Anlagen mit weitergehender Abwasserreinigung, *Korrespondenz Abwasser*, 11/94, S. 2030-2041
- Seyfried, C.F., Hartwig, P. (1991), Neue Erkenntnisse zur biologischen Stickstoff- und Phosphorelimination in verschiedenen Kläranlagen, Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft, TU Braunschweig, Heft 50, S. 231-246
- Siegrist, H., Vogt, D. und Wild, D. (1995), Erzeugung von organischen Substraten durch Frischschlammversäuerung auf Abwasserbehandlungsanlagen, Proceedings of the 43. Darmstädter Seminar zur Abwassertechnik, *WAR*, **85**, 107-124
- Siegrist, H. (1995), Einbezug von Industrieabwasser mit abbaubaren C-Quellen beim Betrieb kommunaler Kläranlagen, 196. VSA-Mitgliederversammlung, Luzern
- Wellinger A. und Widmer C. (1998) Vergärung von Restabfall, In: Wiemer K. und Kern M., Bio- und Restabfallbehandlung II, Witzenhausen-Institut, Witzenhausen.
- Wild, D (1997), Nährstoffflüsse in Kläranlagen mit biologischer Phosphorelimination, Dissertation No. 12197, ETH Zürich

## 15. ANHANG

### Versäuerung im Batchverfahren

Kennzeichen des Batchbetriebes sind fehlende Zu- bzw. Abläufe. Aus der allgemeinen Bilanz für einen idealen Rührkessel bezüglich versäuerbaren, partikulären Stoffen  $X_S$

$$\begin{aligned} \text{Akkumulation} &= \text{Zufluss} - \text{Abfluss} - \text{Abbau} \\ V_F \cdot \frac{dX_S}{dt} &= Q_{zu} \cdot X_{S,zu} - Q_{ab} \cdot X_{S,ab} - V_F \cdot r_h \end{aligned}$$

ergibt sich mit der Bedingung  $Q_{zu} = Q_{ab} = 0$  für das Batchverfahren  $\frac{dX_S}{dt} = -r_h$  wobei  $r_h$

modelliert werden kann als  $r_h = k_h \cdot X_S$  (1.Ordnung):  $\frac{dX_S}{dt} = -k_h \cdot X_S$

Durch Integration der Differentialgleichung erhält man  $\ln X_S = -k_h \cdot t + c$  bzw.

$$X_S = c \cdot e^{-k_h \cdot t} \text{ mit der Anfangsbedingung für } t = 0: c = X_S = X_{S,0} - S_{A,0}$$

Die versäuerbaren, hydrolisierbaren Stoffe ergeben sich also als Funktion der Zeit zu

$$X_S = (X_{S,0} - S_{A,0}) \cdot e^{-k_h \cdot t} \text{ oder allgemein } X_S = X_{S,0} - S_A(t)$$

Somit ergibt sich für die Substratproduktion die Gleichung

$$S_A(t) = X_{S,0} - X_S = X_{S,0} - (X_{S,0} - S_{A,0}) \cdot e^{-k_h \cdot t}$$

### Versäuerung im Durchlaufbetrieb

Im Durchlaufbetrieb ist die  $S_A$ -Produktion abhängig von der Aufenthaltszeit des Schlammes.

Aus der allgemeinen Bilanz für einen idealen Reaktor bezüglich versäuerbarer, partikulärer Stoffe  $X_S$  ergibt sich im steady state ( $\frac{dX_S}{dt} = 0$ ) mit den Bedingungen  $Q_{zu} = Q_{ab} = Q$  für

den Durchlaufbetrieb sowie der Kinetik 1. Ordnung  $r_h = k_h \cdot X_S$  für die Versäuerung

$$Q \cdot X_{S,zu} - Q \cdot X_{S,ab} = V_F \cdot k_h \cdot X_S$$

In einem idealen Rührkessel entspricht die Ablaufkonzentration eines Stoffes der Konzentration im Reaktor selber  $X_S = X_{S,ab}$  :  $Q \cdot X_{S,zu} - Q \cdot X_S = V_F \cdot k_h \cdot X_S$

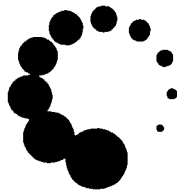
$$\text{Mit der Aufenthaltszeit } \theta_X = \frac{V_F}{Q} \text{ gilt: } X_S \cdot (1 + k_h \cdot \theta_X) = X_{S,zu} \text{ bzw. } X_S(\theta_X) = \frac{X_{S,zu}}{1 + k_h \cdot \theta_X}$$

Für die versäuerbaren Stoffe gilt  $X_S = X_{S,0} - S_A$  bzw.  $X_{S,zu} = X_{S,0} - S_{A,0}$ :

$$X_{S,0} - S_A = \frac{X_{S,0} - S_{A,0}}{1 + k_h \cdot \theta_X} \text{ bzw. } S_A = X_{S,0} - \frac{X_{S,0} - S_{A,0}}{1 + k_h \cdot \theta_X} = \frac{X_{S,0} \cdot (1 + k_h \cdot \theta_X) - X_{S,0} + S_{A,0}}{1 + k_h \cdot \theta_X}$$

Die Konzentration an leicht abbaubaren gelösten Stoffen  $S_A(\theta_X)$  ergibt sich daraus zu

$$S_A(\theta_X) = \frac{X_{S,0} \cdot k_h \cdot \theta_X + S_{A,0}}{k_h \cdot \theta_X + 1}$$



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

## **VSA-Fortbildungskurse 1999**

### **Prozessregelung und -steuerung bei der Nährstoffelimination**

Celso Bassanello

Dellenbach und Partner AG  
Ing.-Büro für Elektroplanung  
Herbrigstrasse 26  
9011 St. Gallen

und

Hansruedi Siegrist

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf

# PROZESSREGELUNG UND -STEUERUNG BEI DER NÄHRSTOFFELIMINATION

C. Bassanello, El.-Ing. Reg B, Dellenbach & Partner AG, 9011 St. Gallen  
H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH, EAWAG, 8600 Dübendorf

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. EINLEITUNG.....	2
2. GRUNDLAGEN DER REGELUNGSTECHNIK .....	3
2.1. Einteilung von Regelungssystemen .....	3
2.2. Regelkreis und Steuerkette.....	3
2.2.1. Definition der Steuerung .....	3
2.2.2. Definition der Regelung .....	4
2.3. Beharrungs- und Zeitverhalten der Regelstrecke .....	6
2.3.1. Proportionales Verhalten .....	7
2.3.2. Integrales Verhalten.....	8
2.3.3. Differentielles Verhalten.....	8
2.3.4. Totzeitverhalten .....	9
2.4. Regeleinrichtungen .....	9
2.4.1. Kontinuierlich wirkende Regler.....	10
2.4.2. Diskontinuierlich wirkende Regler .....	15
2.4.3. Einführung in die Fuzzy-Regler-Technik .....	16
3. STEUER- UND REGELKONZEPTE IN DER ABWASSERREINIGUNG.....	22
3.1. Steuer- und Regelparameter .....	22
3.2. Chemische Phosphatfällung .....	25
3.2.1. Regelung der Simultanfällung.....	25
3.2.2. Regelung bzw. Steuerung der Restfällung bei der biologischen Phosphatelimination .....	28
3.3. Biologische Nährstoffelimination.....	29
3.3.1. Regelung der Belebtschlammkonzentration.....	30
3.3.2. Steuerung der Faulwasserrückführung .....	31
3.3.3. Steuerung oder Regelung des Zulaufs .....	33
3.3.4. Regelung der internen Rezirkulation.....	34
3.3.5. Regelung der Belüftung bei der vorgeschalteten Denitrifikation.....	35

3.3.6. Regelung der Belüftung bei intermittierender und simultaner Denitrifikation.....	38
3.3.7. Zugabe von versäuertem Schlammwasser bei der Denitrifikation.....	39
3.3.8. Steuerung und Regelung bei der biologischen P-Elimination.....	41
4. HINWEISE ZUR PROJEKTIERUNG UND AUSFÜHRUNG.....	47
4.1. Analyse der Problemstellung .....	47
4.1.1. Konstruktion der Anlage oder der Maschine .....	47
4.1.2. Prozessein- und -rückwirkung, Prozessantwortzeiten .....	49
4.1.3. Beeinflussende Faktoren .....	50
4.1.4. Gestaltung der Regelkreise .....	51
4.1.5. Erweiterung des Regelkreises mit übergeordneten Regelungsfunktionen .....	55
4.2. Automatisierungstechnik.....	56
4.2.1. Hinweise zur Erstellung von Reglern in Automatisierungssystemen .....	56
4.2.2. Hinweise zur Handhabung von Prozessvariablen .....	56
4.2.2. Hilfsmittel zur Handhabung und Optimierung von Regelsystemen.....	57
5. AUSBLICK UND SCHLUSSFOLGERUNGEN .....	59
6. LITERATURVERZEICHNIS .....	61
7. ÜBUNGEN PROZESSREGELUNG .....	63

## 1. EINLEITUNG

Grundsätzlich werden mit einer Steuerung und Regelung zwei Ziele verfolgt:

- Optimierung des Betriebes, mit dem Ziel, die Betriebskosten so gering wie möglich zu halten und
- Optimierung der Reinigungsleistung, mit dem Ziel, mit einer bestehenden Anlage möglichst geringe Ablaufwerte zu erreichen.

Die beiden Ziele beeinflussen sich gegenseitig und haben sogar gegenläufige Auswirkungen. Beispielsweise kann bei einer vorgeschalteten Denitrifikation mit unterteilten bivalenten Beckenzonen (belüfteter und unbelüfteter Betrieb möglich) die Nitrifikation (minimale  $\text{NH}_4$ -Ablaufwerte) oder die Denitrifikation (minimale  $\text{NO}_3$ -Ablaufwerte und geringerer Energieverbrauch) optimiert werden.

Im Kapitel 2 werden die wichtigsten Grundbegriffe der Regelungs- und Steuerungstechnik eingeführt. Im Kapitel 3 werden mögliche Regel- bzw. Steuerstrategien für einen optimalen Betrieb der chemischen Fällung und der biologischen Nährstoffelimination diskutiert. Teilweise sind es Ideen, die erst in Zukunft durch eine sich ständig verbessernde Messtechnik und mit der Einführung der Nährstoffelimination interessant werden und heute noch nicht erprobt sind.

Im 4. Kapitel folgen dann noch Hinweise zur Projektierung und Ausführung von Belüftungsregelungen.

## 2. GRUNDLAGEN DER REGELUNGSTECHNIK

### 2.1. Einteilung von Regelungssystemen

Im modernen Sprachgebrauch ist die Bedeutung des Wortes System sehr vielschichtig. Dazu ist eine Definition angebracht (Di Stefano et al., 1976):

**Definition 1:** Ein System ist eine Anordnung, ein Aufbau oder eine Ansammlung von Dingen, die derart miteinander verbunden sind, dass sie ein Ganzes oder eine Ganzheit bilden.

**Definition 2:** Ein System ist eine Anordnung physikalischer Komponenten, die derart miteinander verbunden sind, dass sie zusammen eine Einheit bilden und/oder als eine Einheit wirken.

**Definition 3:** Ein Regelsystem ist eine Anordnung physikalischer Komponenten, die derart miteinander verbunden sind, dass sie sich selbst oder ein anderes System einstellen, steuern oder führen.

Regelsysteme unterteilt man in zwei grundsätzliche Gruppen:

Systeme mit **offener Schleife**. Bei diesem System ist das Regelverhalten unabhängig vom Ausgang, man spricht deshalb von einer **Steuerung**.

System mit **geschlossener Schleife**. Bei diesem System ist das Regelverhalten auf irgendeine Weise vom Ausgang abhängig, man spricht deshalb von einer **Regelung**.

### 2.2. Regelkreis und Steuerkette

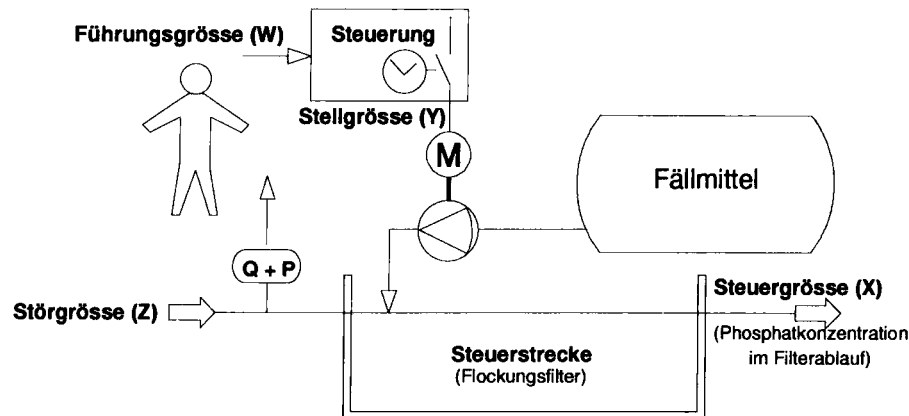
#### 2.2.1. Definition der Steuerung

Unter dem Begriff Steuern versteht man einen Vorgang, bei dem der Ausgang einer technischen Einrichtung möglichst nahe an einen Sollwert gebracht wird. Dass dabei entstehende Ergebnis (Ist-Wert) wird nicht zurückgeführt und kann somit nicht automatisch mit dem Soll-Wert verglichen werden (offene Schleife). Weil die Erfolgskontrolle des Eingriffs fehlt, ist bei einer Abweichung zwischen Soll- und Ist-Wert keine automatische Korrektur des Ausganges möglich.

**Beispiel:** In Fig. 2.1a wird durch Messung der Störgröße Z (Phosphatfracht im Ablauf des Nachklärbeckens) die Stellgröße Y (z.B. Intervallschaltung der Fällmitteldosierung im Filterzulauf) so eingestellt, dass die aus der Störung resultierende Abweichung der Steuergröße (Phosphatkonzentration im Ablauf des Filters) vom Sollwert durch die Steuereinrichtung kompensiert wird. Die Steuerstrecke ist in diesem Fall der Filter.

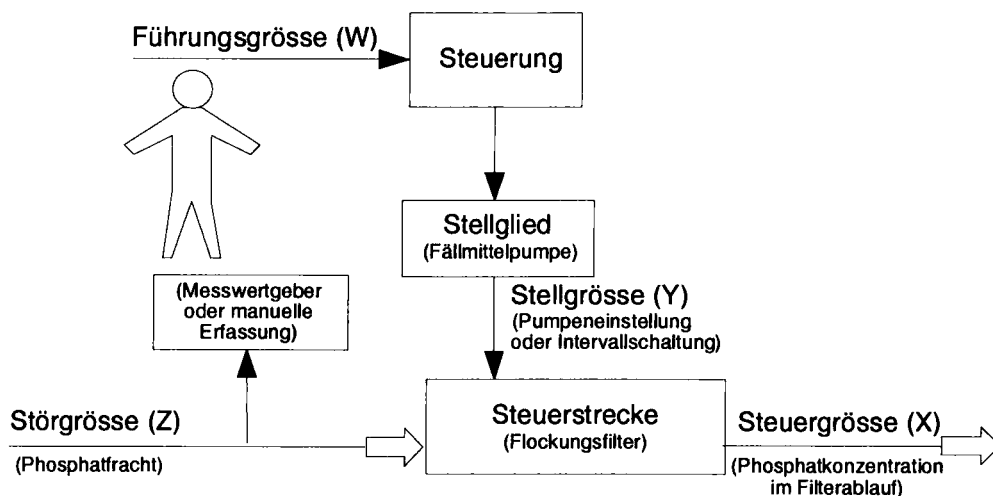
Die Steuereinrichtung bzw. Steuerkette (Fig. 2.1b) umfasst die Messung der Störgröße, die Steuerung und das Stellglied (Fällmittelpumpe). Die Messung der Störgröße kann kontinuierlich (online) oder durch Ausmessen verschiedener Tagesverläufe erfolgen.





FIGUR 2.1a: Beispiel eines Systems mit offener Schleife anhand einer zeitgesteuerten Fällmitteldosierung

Die zeitgesteuerte Fällmitteldosierung ist ein System mit offener Schleife. Die dosierte Fällmittelmenge muss vom Anwender abgeschätzt werden, der jedoch nicht Teil des Systems ist. Die Kontrolle über die erreichte Wirkung der dosierten Fällmittelmenge (Phosphatkonzentration im Ablauf des Filters) geht verloren, sobald die Zeitintervallsfunktion, die sowohl die Störgröße als auch das Verhalten der Steuerstrecke berücksichtigt, eingestellt worden ist.



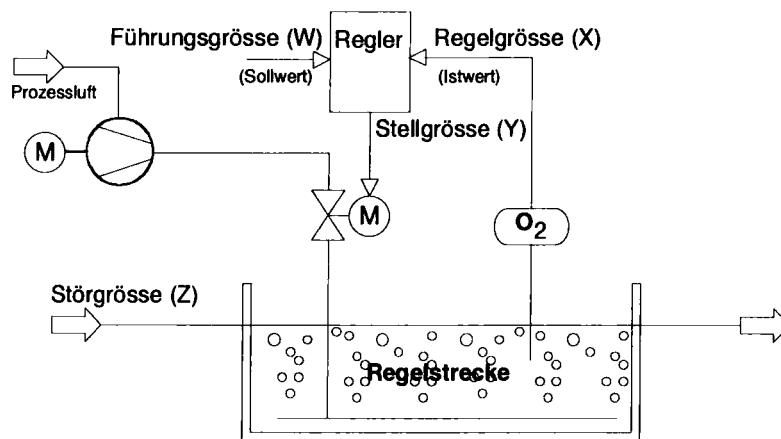
FIGUR 2.1b: Datenfluss in der Steuerkette zum Beispiel in Fig. 2.1a.

Das Kennzeichen der Steuerung ist also ein offener Wirkungsablauf, es fehlt eine Erfolgskontrolle des Eingriffs, den man vorgenommen hat (Messung ist vor der Eingriffsstelle).

### 2.2.2. Definition der Regelung

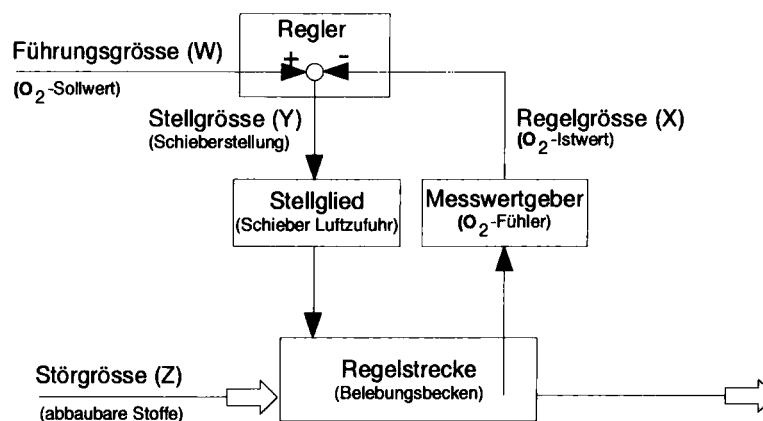
Unter Regeln versteht man einen Vorgang, bei dem in einem System die Regelgröße (X), mit der Führungsgröße (W) verglichen und aufgrund des Fehlers zwischen Soll- und Ist-Wert die Stellgröße (Y) so beeinflusst wird, dass die Abweichung zwischen Regelgröße und Führungsgröße möglichst klein wird.

**Beispiel:** Eine Störgrösse Z (z.B. abbaubare Abwasserinhaltsstoffe) bewirkt eine Abweichung der Regelgrösse X (z.B. Sauerstoffkonzentration) von der Führungsgrösse W (z.B. 2 mg O<sub>2</sub>/l). Abhängig von der Grösse dieser Abweichung aktiviert die Regeleinrichtung eine Stellgrösse Y (z.B. Schiebereinstellung bei der Luftzufuhr), welche die Regelgrösse an den Sollwert heranführt (Fig. 2.2a). Die Regelstrecke ist das Belebungsbecken, in dem die durch die Stör- und Stellgrössen beeinflussten Prozesse ablaufen.



FIGUR 2.2a: Regelung des Sauerstoffeintrags in ein Belebungsbecken.

Die Regeleinrichtung bzw. der Regelkreis (Fig. 2.2b) beinhaltet den Messwertgeber (O<sub>2</sub>-Messung), den Regler und das Stellglied (Schieber für Luftzufuhr).



FIGUR 2.2b: Datenfluss im Regelkreis des Beispiels von Fig. 2.2a.

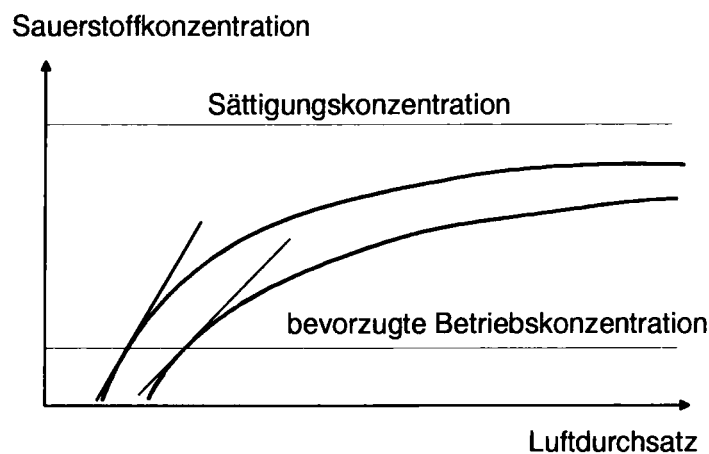
Bei der Regelung wird also ein Stellglied auf Grundlage der Messung der Regelgrösse eingestellt, während bei einer Steuerung diese Beeinflussung auf Grundlage der Messung der Störgrösse erfolgt. Das Kennzeichen der Regelung ist die Erfolgskontrolle (Feedback control), die auch gleichzeitig den nächsten Eingriff im Sinne einer Konstanz eines bestimmten Wertes auslöst (Messung erfolgt nach der Eingriffsstelle).

Bei instabilen Regelkreisen kann es geschehen, dass die eingeleitete Kompensation gegen den Störgrösseneffekt zu stark ist, was zu einem Aufschaukeln von Regel-

und Stellgröße führen kann. Diese Gefahr ist in Steuerketten nicht gegeben. Die Steuergröße kann allerdings nur dann genau an den Sollwert angepasst werden, wenn alle Störgrößen erfasst sind und der Einfluss der Störgröße auf die Steuergröße genau bekannt ist, andernfalls entfernt sich die Steuergröße unkontrolliert vom Sollwert. Aus diesem Grund sind reine Steuerungen selten realisiert.

### 2.3. Beharrungs- und Zeitverhalten der Regelstrecke

Für den Entwurf von Reglern ist die Kenntnis der statischen und dynamischen Eigenschaften der Regelstrecke, die mit dem Beharrungs- und Zeitverhalten beschrieben werden können, entscheidend. Das **Beharrungsverhalten** beschreibt den funktionalen Zusammenhang zwischen der Stellgröße (z.B. Luftdurchsatz) und der sich einstellenden Regelgröße ( $O_2$ -Konzentration im Belebungsbecken) bei einer vorgegebenen Störgröße (z.B. Sauerstoffzehrung) im Stationärzustand.

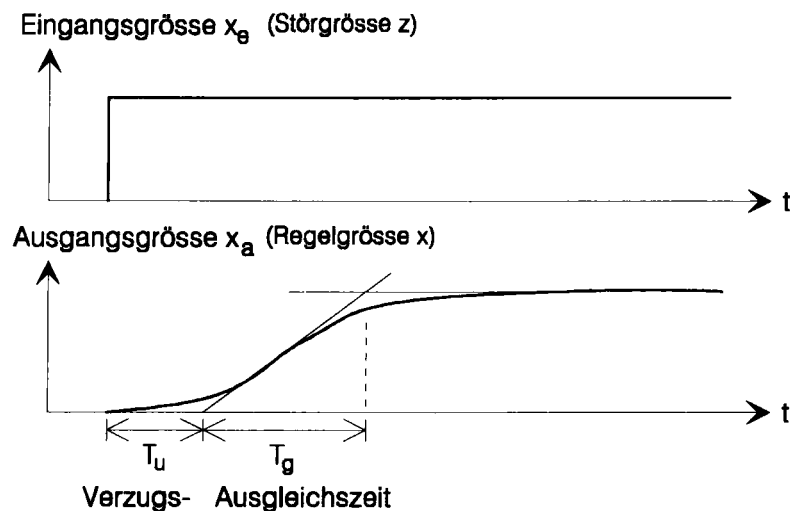


FIGUR 2.3a: Kennlinienfeld eines Belüftungsbeckens (Regelstrecke). Sauerstoffkonzentration (Regelgröße) in Funktion der Luftzufuhr (Stellglied) bei unterschiedlicher Sauerstoffzehrung (Störgröße).

Üblicherweise interessiert wegen den betrieblichen und gerätetechnischen Randbedingungen beim Regelbetrieb nur ein Ausschnitt des Beharrungsverhaltens, das durch das Kennlinienfeld beschrieben wird (Fig. 2.3a). Innerhalb dieses Ausschnitts werden die Kennlinien im Bereich häufig eingestellter Arbeitspunkte, z.B. bei der im Betrieb notwendigen Sauerstoffkonzentration, linearisiert.

Durch den zeitlichen Verlauf der Regelgröße nach einer sprunghaften Veränderung einer Eingangsgröße (Störgröße oder Stellgröße) lässt sich das **Zeitverhalten** (dynamische Verhalten) der Regelstrecke innerhalb eines vorgegebenen linearen Bereichs beschreiben. Wird eine Störgröße sprunghaft verändert (z.B. Erhöhung der organischen Fracht), so beschreibt der daraus entstehende Regelgrößenverlauf das Störverhalten der Regelstrecke. Wird die Stellgröße (Luftzufuhr) sprunghaft verändert, so wird vom Führungsverhalten gesprochen. Sprungantworten haben meistens eine typische S-Form, in der die Verzugszeit  $T_U$  und die Ausgleichzeit  $T_G$  wichtige Parameter sind (Fig. 2.3b). Lange Verzugszeiten bei gleichzeitig kurzen

Ausgleichszeiten erschweren eine gute Regelung. Experimente zur Bestimmung obiger Sprungantworten sind an der nicht geregelten Strecke durchzuführen.



FIGUR 2.3b: Allgemeine Form einer Sprungantwort bzw. Änderung der Regelgrösse  $x$  bei einer sprunghaften Veränderung einer Eingangsgrosse.

Wenn beispielsweise bei der Phosphatfällung die Messstelle zur Bestimmung der Phosphatkonzentration (Regelgrösse) im Ablauf des Belebungsbeckens liegt, die Fällmitteldosierung jedoch im Zulauf des Belebungsbeckens erfolgt, entspricht die Regelstrecke der gesamten Länge des Belebungsbeckens. Kann nun das Fließzeitverhalten des Belebungsbeckens durch eine Kaskade von vier Rührkesseln dargestellt werden, entspricht, bei einer sprunghaften Erhöhung der Phosphatzulaufkonzentration, die Ausgleichszeit  $T_g$  ca. der hydraulischen Aufenthaltszeit und das Verhältnis  $R = T_g/T_u$  wird ca. 8 (s. Beispiel in Kap. 3.2.1). Falls die Verzugszeit noch zusätzlich verlängert wird durch die Messzeit und die Messwerterfassung wird die Regelbarkeit dieses Systems sehr schwierig (Kap. 2.4).

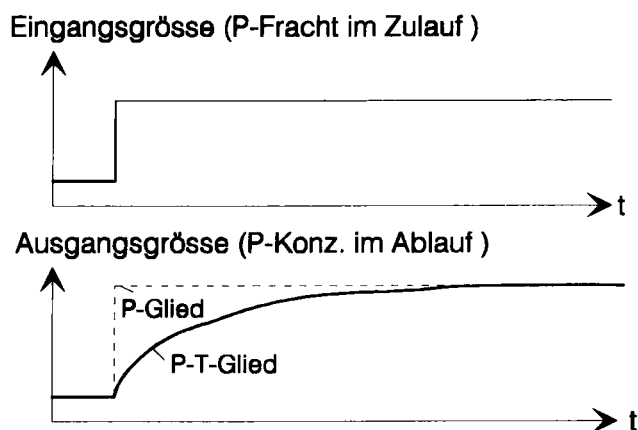
Sprungantworten lassen sich in typische Grundformen einteilen, deren kennzeichnende Parameter den Reglerentwurf erleichtern. Die wichtigsten Grundformen werden nachfolgend diskutiert.

### 2.3.1. Proportionales Verhalten

Eine Regelstrecke zeigt proportionales Verhalten, wenn eine sprunghafte Änderung der Eingangsgrosse  $x_e$  (z.B. Störgrösse  $z$ ) eine sprunghafte Änderung der Ausgangsgrosse  $x_a$  (Regelgrösse  $x$ ) ergibt, die proportional ist zur Änderung der Eingangsgrosse (P-Glied):

$$\Delta x_a = K_{PS} \cdot \Delta x_e \quad \text{mit } K_{PS} = \text{Proportionalbeiwert der Regelstrecke.}$$

Die meisten Regelstrecken reagieren mehr oder minder verzögert auf eine sprunghafte Erhöhung der Eingangsgrosse. Die Sprungantwort ist ausgerundet und leicht verzögert und man spricht von einem P-T-Glied (Fig. 2.4).



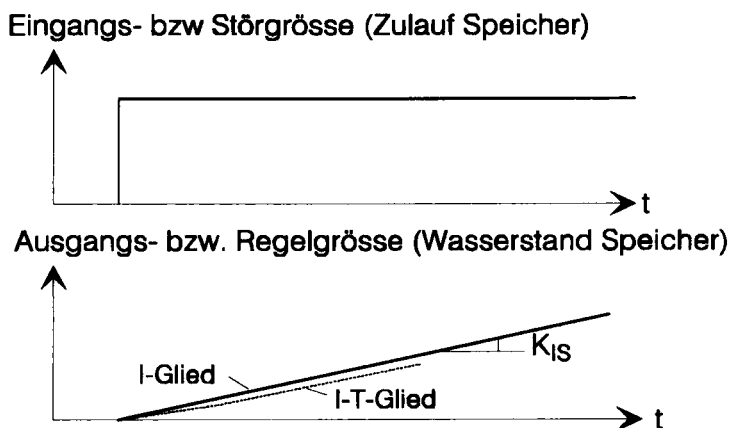
FIGUR 2.4: Regelstrecke mit proportionalem Verhalten: Der Anstieg der Phosphatkonzentration (Ausgangs- bzw. Regelgröße) im Ablauf eines volldurchmischten Belebungsbeckens nach einer sprunghaften Erhöhung der P-Zulaufmengen (Eingangs- bzw. Störgröße). Durch die Speicherwirkung des Belebungsbeckens (Regelstrecke) ergibt sich eine zeitlich verzögerte Sprungantwort (P-T-Glied).

### 2.3.2. Integrales Verhalten

Ist die Änderungsgeschwindigkeit der Ausgangsgröße (Regelgröße  $x$ ) proportional zum Betrag einer sprunghaften Änderung der Eingangsgröße, so zeigt die Regelstrecke integrales Verhalten (I-Glied):

$$dx_a(t)/dt = K_{IS} \cdot x_e(t) \quad \text{mit } K_{IS} \text{ Integrierbeiwert der Regelstrecke.}$$

I-Glieder reagieren träger als P-Glieder. In realen Regelstrecken tritt integrales Verhalten meist zeitlich etwas verzögert auf (I-T-Glied, gestrichelte Linie Fig. 2.5 unten).



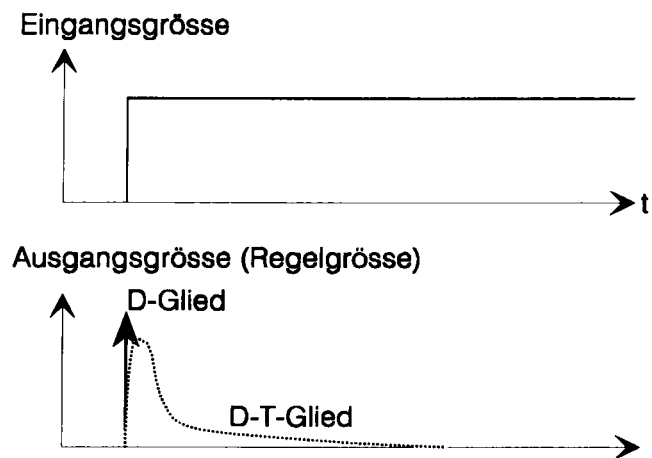
FIGUR 2.5: Integral wirkende Regelstrecke. Änderung des Wasserstands (Ausgangs- oder Regelgröße) eines Speicherbehälters (Regelstrecke) bei einer sprunghaften Anhebung der Zulaufmenge (Eingangs- oder Störgröße).

### 2.3.3. Differentielles Verhalten

Verändert sich die Ausgangsgröße proportional zur Änderungsgeschwindigkeit der Eingangsgröße, so zeigt die Regelstrecke differentielles Verhalten (D-Glied):

$$x_a(t) = K_{DS} \cdot dx_e/dt \quad \text{mit } K_{DS} = \text{Differenzierbeiwert der Regelstrecke.}$$

Bei einem idealen D-Glied ändert sich die Ausgangsgrösse nur im Augenblick der Eingangsgrössenänderung. In realen zeitlichen Systemen erstreckt sich die Ausgangsgrössenänderung über einen kurzen Zeitraum (D-T-Glied) (Fig. 2.6).



FIGUR 2.6: Differenziell wirkende Regelstrecke.

### 2.3.4. Totzeitverhalten

Regelstrecken, in denen die Ausgangsgrösse der Eingangsgrösse mit einer zeitlichen Verschiebung exakt folgt, heissen Totzeitglieder und erzeugen eine Zeitverzögerung um die Totzeit  $T_t$ . Transportstrecken mit propfenförmigem Fließverhalten sind reine Totzeitglieder und erschweren immer den Reglerentwurf, da sie das Verhältnis Ausgleichszeit zu Verzugszeit  $T_g/(T_u+T_t)$  verringern.

## 2.4. Regeleinrichtungen

Die Aufgabe einer Regeleinrichtung besteht darin, die Regelgrösse laufend mit einem vorgegebenen festen oder zeitveränderlichen Sollwert zu vergleichen und beim Auftreten einer Abweichung ein Stellsignal zu liefern, das geeignet ist, die Abweichung zu verringern oder ganz zu beseitigen. Je nach dynamischem Verhalten einer Regelstrecke ist eine gute Regelung einfacher oder schwieriger durchzuführen. Massgebend für die Regelbarkeit und die Wahl des Reglertyps ist das Verhalten der Regelstrecke auf eine sprunghafte Veränderung der Stellgrösse (Fig. 2.3b). Für die Regelbarkeit gelten folgende Kennzahlen:

$R > 10$	Regelbarkeit	gut
$10 > R > 3$	Regelbarkeit	mässig
$R < 3$	Regelbarkeit	schlecht

$$R = T_g/T_u = \text{Ausgleichszeit/Verzugszeit}$$

Bedingt durch die grossen Beckenvolumina in der Abwasserreinigung sind die Ausgleichszeiten bzw. das Verhältnis  $R$  relativ hoch, was den Reglertyp vereinfacht. Eine Ausnahme bildet die Sauerstoffregelung, wo die Sauerstoffkonzentration sehr rasch auf Änderung der Luftzufuhr reagiert.

Es wird zwischen stetigen (kontinuierlich wirkend) und unstetigen Reglern unterschieden. Die stetigen Regler bewirken eine kontinuierliche Korrektur der Regelgrößenabweichungen. Diskontinuierlich wirkende Regler können bei Regelgrößenabweichungen nur diskrete Stellungen des Stellglieds erwirken.

### 2.4.1. Kontinuierlich wirkende Regler

Damit der geschlossene Regelkreis ein optimales Verhalten annimmt, sollte der Regler der Regelstrecke angepasst werden. Im Allgemeinen kann das Verhalten einer Regelstrecke durch eine Kombination mehrerer der oben diskutierten Grundformen beschrieben werden. Eine solche Regelstrecke lässt sich dann am besten durch einen Regler beeinflussen, in dem ebenfalls mehrere Grundformen des oben diskutierten Zeitverhaltens kombiniert sind. Allenfalls werden P-Regler eingesetzt, um Regelstrecken mit proportionalem Verhalten zu kontrollieren. Gebräuchlich sind jedoch vor allem PI-, PD- und PID-Regler.

Als Reglerverhalten wird dabei der Verlauf der erzeugten Stellgröße in Funktion der Regeldifferenz (Sollwertabweichung) angegeben.

Wichtigste Kriterien bei der Wahl und Einstellung von Reglern sind Schnelligkeit, Genauigkeit, Überschwingweite und Stabilität. Wobei die letzteren beiden Forderungen immer die ersten beiden einschränken.

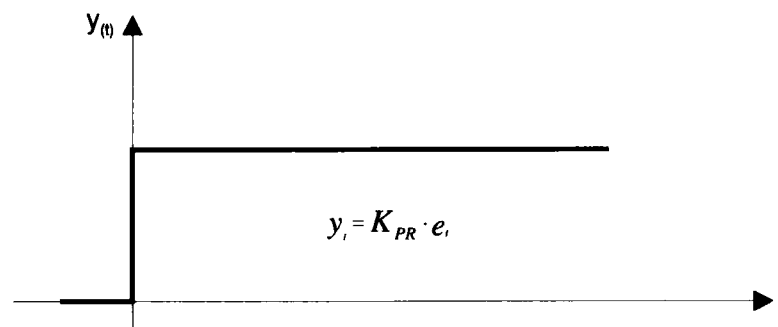
Um das erwünschte Reglerverhalten zu erreichen, ist ein Regler auszuwählen, der folgende Kriterien erfüllt:

- 1) Der Regelkreis muss stabil sein. Das heisst, es dürfen keine Schwingungen auftreten und kein Abwandern (driften) des Reglers ins Unendliche stattfinden.
- 2) Die bleibende (stationäre) Regeldifferenz muss innerhalb eines gegebenen Toleranzbandes sein. Die Abweichung vom Sollwert soll "klein" sein.
- 3) Der Regler muss möglichst schnell Führungsänderungen und Störgrößen ausregeln können. Die Reaktion des Kreises soll weder zu träge noch zu flink sein.

Das Zeitverhalten aller Regler ist durch die Sprungantwort darzustellen.

#### 2.4.1.1. P-Regler

Der einfache Verstärker, der das Eingangssignal mit einem konstanten Wert multipliziert, heisst in der Regelungstechnik Proportionalregler oder abgekürzt P-Regler.



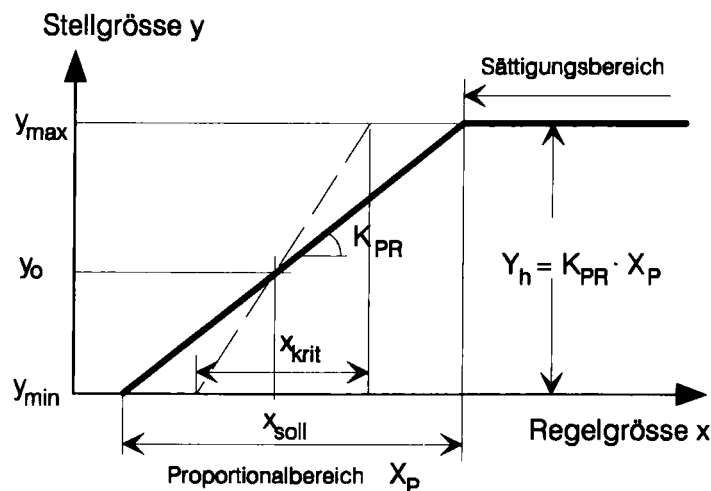
FIGUR 2.7a: Sprungantwort des P-Reglers bei einer Regelabweichung  $e_t = 0$  bei  $t < 0$  und  $e_t = 1$  bei  $t \geq 0$ .

Seine Aufgabe ist es, die Regelabweichung so weit zu verstärken, dass diese als Stellgröße an der Regelstrecke dienen kann (Fig. 2.7a).

Bei P-Reglern ist die Abweichung der Stellgröße  $y$  vom Basiswert  $y_0$  (vermutete Stellgröße, um bei mittlerer Störgröße den Sollwert  $x_{\text{Soll}}$  einzuhalten) also proportional zur Regelabweichung  $e$ . Die Regelabweichung berechnet sich aus der Differenz des Sollwerts und der Regelgröße  $x_t$  zur Zeit  $t$  ( $e_t = x_{\text{Soll}} - x_t$ ):

$$y_t = y_0 + K_{\text{PR}} \cdot e_t \quad \text{mit } K_{\text{PR}} = \text{Regler-Proportionalbeiwert (Reglerverstärkung)}.$$

Die Proportionalität zwischen Stellgröße  $y$  und Regelgrößenabweichung  $e$  besteht innerhalb des mit  $X_p$  bezeichneten Proportionalbereichs (Fig. 2.7b).



FIGUR 2.7b: Kennlinie des P-Reglers.

Die Variation des Stellgrößenbereichs  $Y_h = y_{\text{max}} - y_{\text{min}}$  ist meistens konstruktionsbedingt durch das Stellglied gegeben. Je grösser  $K_{\text{PR}}$  ist, desto schneller reagiert der Regler auf Störgrößen. Wird beim Sprungverhalten der Regelstrecke eine Verzögerungszeit beobachtet, wird der Regler bei zu grosser Reglerverstärkung allerdings instabil, d.h. Regelabweichung und Stellgröße schaukeln sich auf und nehmen laufend zu (Kap. 3.2.1). Für  $R = T_g/T_u > 10$  sind P-Regler meistens genügend.

Aus Experimenten oder Simulationen lässt sich Aufschluss erhalten, bei welchem Regelgrößenbereich  $X_{\text{krit}}$  (kritischer P-Bereich) bzw. Proportionalbeiwert  $K_{\text{PR,krit}} = Y_h/X_{\text{krit}}$  der Regler instabil wird. Sicherheitshalber verdoppelt man den P-Bereich:

$$X_p = 2 \cdot X_{\text{krit}} \quad \text{bzw. halbiert den Proportionalbeiwert } K_{\text{PR}} = 0.5 \cdot K_{\text{PR,krit}}$$

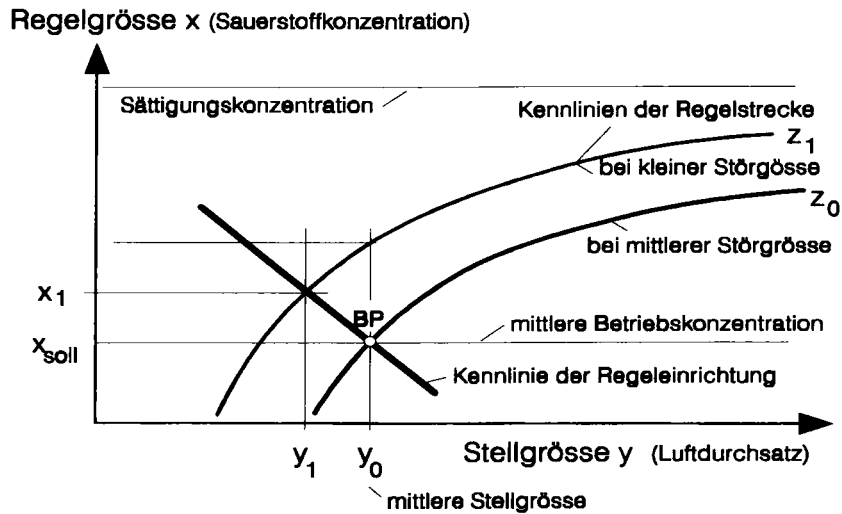
Sofern aus Experimenten oder Simulationen eine Sprungantwort vorliegt, lässt sich der P-Regler einstellen mit:

$$K_{\text{PR}} = 0.3 \cdot T_g/T_u \cdot K_{\text{PS}}^{-1} \quad \text{mit } K_{\text{PS}} = \text{Proportionalbeiwert der Regelstrecke.}$$

P-Regler haben den Nachteil, dass sie Störungen nicht vollständig ausregeln können. Es bleibt immer eine vom proportionalen Übertragungsfaktor und von der Störgröße abhängige Regelabweichung zurück (Fig. 2.7c). Wird jedoch die mittlere Stellgröße (Betriebspunkt BP) so gewählt, dass beim Auftreten der mittleren



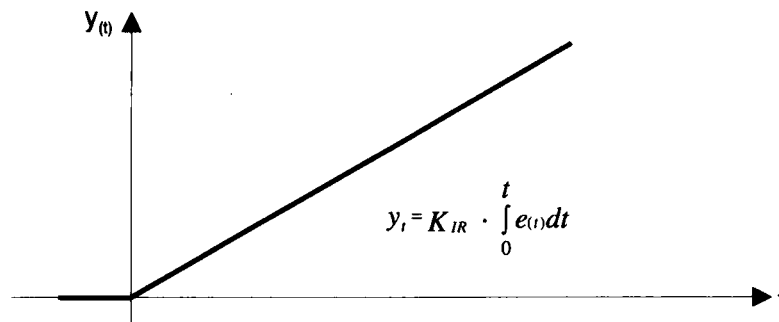
Zulaufwerte (Störgröße) sich der Sollwert  $x_{\text{Soll}}$  einspielt, sind die Regelgrößenabweichungen bei nicht zu starken Schwankungen der Störgröße meistens gering.



FIGUR 2.7c: Kennlinienfeld der Regelstrecke (Belüftungsbecken) mit Kennlinie des P-Reglers zur Regelung der Luftzufuhr (Stellgröße). Die Störgröße  $z$  ist die Sauerstoffzehrung im Belebungsbecken. Bei einer Veränderung der Störgröße von  $z_0$  nach  $z_1$  verschiebt sich die Regelgröße von  $x_{\text{Soll}}$  nach  $x_1$  und es entsteht eine bleibende Regelgrößenabweichung ( $x_1 - x_{\text{Soll}}$ ).

#### 2.4.1.2. I-Regler

Wenn eine Regelstrecke kein integrierendes Verhalten aufweist, muss an ihrem Eingang ein Signal anliegen, das von Null verschieden ist, damit der Ausgang auch von Null verschieden sein kann. Damit der Ausgang den Sollwert annimmt und der Fehler Null werden kann, ist der Einsatz eines Integrators notwendig (Fig. 2.8).



FIGUR 2.8: Sprungantwort des I-Reglers bei einer Regelabweichung  $e_t = 0$  bei  $t < 0$  und  $e_t = 1$  bei  $t \geq 0$

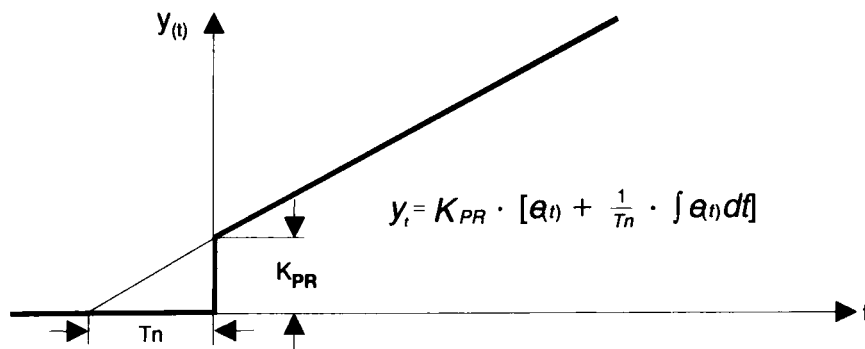
Integral wirkende Regler (I-Regler) werden also vorzugsweise dann verwendet, wenn das Auftreten einer bleibenden Regelabweichung unerwünscht ist. Die Änderung der Stellgröße  $y_t$  ist bei einem integralen Regler proportional zum Integral aller bisherigen Regelabweichungen integriert über die Zeit  $t$ :

$$y_t = K_{IR} \cdot \int_0^t e(\tau) \cdot d\tau = K_{IR} \cdot \sum_{i=0}^t e_i \cdot \Delta t \quad \text{mit } K_{IR} = \text{Regler-Integrierbeiwert}$$

und  $e_i$  die Regelabweichung beim Zeitschritt  $i$  ( $t = i \cdot \Delta t$ ). Die Stellgröße wird also solange verändert, bis die Regelgrößenabweichung Null ist. Das bedeutet, dass ein I-Regler im Gegensatz zum P-Regler Störungen vollständig ausregelt. Ein I-Regler reagiert jedoch wesentlich träger als ein P-Regler und wird daher selten verwendet.

#### 2.4.1.3. PI-Regler

Der proportional-integral wirkende Regler (P-I-Regler) ist eine Kombination aus P und I-Regler (Fig. 2.9). Das Proportionalverhalten bewirkt ein sehr schnelles Eingreifen, hat aber den Nachteil, dass die Regeldifferenz nicht vollständig beseitigt wird.



FIGUR 2.9: Sprungantwort des PI-Reglers bei einer Regelabweichung  $e_t = 0$  bei  $t < 0$  und  $e_t = 1$  bei  $t \geq 0$

Der Eingriff des I-Reglers ist relativ langsam, führt jedoch zum vollständigen Verschwinden der Regelgrößenabweichung. Daraus folgt für das Stellsignal:

$$y_t = y_0 + K_{PR} \cdot e_t + \frac{K_{PR}}{T_N} \cdot \int_0^t e(\tau) \cdot d\tau \quad \text{mit } T_N = \text{Nachstellzeit (Gewichtungsfaktor)}$$

Die vom P-Anteil zurückbleibende Regeldifferenz wird um so schneller abgebaut, je kleiner die Nachstellzeit  $T_N$  gewählt wird. Bei zu kleiner Nachstellzeit tritt jedoch auch wieder schwingendes Verhalten auf. Als Einstellrichtlinie gelten:

$$K_{PR} = 0.45 \cdot K_{PR,krit} \quad \text{und} \quad T_N = 0.85 \cdot T_{krit}$$

wobei  $K_{PR,krit}$  und  $T_{krit}$  die kritische Regelverstärkung und Schwingungsdauer der Regelstrecke bei Anwendung eines reinen P Reglers sind (s. Kap 3.2.1). Ist die Sprungantwort bekannt, kann:

$$K_{PR} = 0.35 \cdot R / K_{PS} \quad \text{und} \quad T_N = 1.2 T_g$$

gewählt werden, mit  $K_{PS}$  = Proportionalbeiwert der Regelstrecke (s. Kap. 3.2.1).

Für  $R = T_g / T_u > 7$  ist ein PI-Regler ausreichend. Bei vorwiegend lang anhaltenden Störungen ist ein starker I-Anteil sinnvoll, um die Störeinflüsse möglichst rasch abzubauen und die Regelgröße auf den Sollwert zurückzuführen. Kurzzeitige impulsförmige Störungen hingegen müssen im wesentlichen durch den P-Anteil des Reglers abgefangen werden. Die Regelung der Sauerstoffkonzentration im Belebungsbecken kann z.B. mit einem PI-Regler erfolgen.

### 2.3.1.4. PD- und PID-Regler

Beim Proportional-Differential Regler (PD- Regler) überlagert sich eine proportionale und eine differentielle Wirkung:

$$y = y_0 + K_{PR} \cdot e_t + K_{PR} \cdot T_V \cdot de_t/dt \quad \text{mit } T_V = \text{Vorstellzeit}$$

Bei Störgrößenveränderung greift der PD-Regler früher und stärker ein als der P-Regler. Zudem wirkt er dämpfend auf die Schwingungsneigung des P-Reglers.

Mit Hilfe des D-Anteils kann ein PD-Regler eine starke zeitliche Änderung der Regelgröße ( $dx/dt$  gross) schnell auskorrigieren. Beim Ausfall der Belüftung (Störgröße) einer Anlage mit biologischer Phosphatelimination ergibt sich eine sprungartige Erhöhung der Phosphatkonzentration, was eine sofortige hohe Dosierung von Fällungsmitteln (Fällmittelmenge =  $K_{PR} \cdot T_V \cdot dC_P/dt$ ) verlangt. Der P-Regler würde in diesem Fall zu langsam eingreifen und rückgelöstes Phosphat könnte über den Ablauf der Nachklärung entweichen.

Im stationären Zustand hat der D-Anteil jedoch keine Wirkung und es bleibt wie beim reinen P-Regler eine bleibende Regelgrößenabweichung zurück.

Bei vorwiegend stochastischen Störungen (Rauschen bzw. schwankende Regelgröße) ist ein D-Anteil ungünstig, da sich dadurch sehr starke Ausschläge der Stellgröße ergeben würden. Aus diesen Gründen (schwankende  $O_2$ -Konzentration) ist ein D-Anteil bei der Belüftungsregelung störend und nicht zu empfehlen.

Die Kombination von P-, I- und D-Anteil führt zum Proportional-Integral-Differential-Regler (PID-Regler). Die Stellgröße des PID-Reglers ergibt sich aus der Beziehung:

$$y = y_0 + K_{PR} \cdot e_t + \frac{K_{PR}}{T_N} \cdot \int_0^t e(\tau) \cdot d\tau + K_{PR} \cdot T_V \cdot de_t/dt$$

Der Einsatzbereich des PID-Reglers liegt bei etwa  $3 < T_g/T_u < 7$ . Die Einstellparameter sind:

$$K_{PR} = 0.6 \cdot K_{PR,krit}, \quad T_N = 0.5 T_{krit} \quad \text{und} \quad T_V = 0.12 T_{krit}$$

wobei  $K_{PR,krit}$  und  $T_{krit}$  die kritische Regelverstärkung und Schwingungsdauer der Regelstrecke bei Anwendung eines reinen P-Reglers sind. Ist die Sprungantwort bekannt, kann:

$$K_{PR} = 0.6 \cdot R/K_{PS}, \quad T_N = T_g \quad \text{und} \quad T_V = 0.5 \cdot T_u$$

gewählt werden, wobei  $K_{PS}$  = Proportionalbeiwert der Regelstrecke und  $R = T_g/T_u$ .

Größere Vorhaltezeiten  $T_V$  bewirken kleinere Überschwingweiten der Regelgröße und dämpfen die Schwingungsneigung, sind jedoch wenig sinnvoll bei starkem Rauschen der Regelgröße.

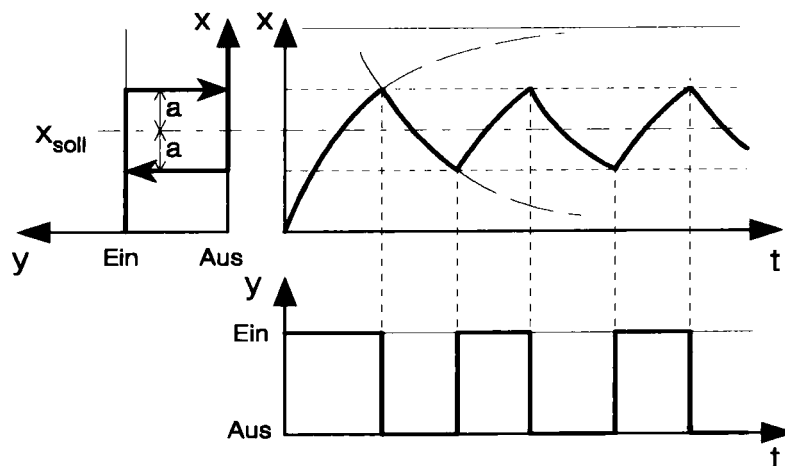
Die obigen Einstellregeln können nicht immer gute Ergebnisse liefern, da die Voraussetzungen oft nur zum Teil erfüllt sind. Sie gelten für lineare Regelstrecken mit linearen Kennlinienfeldern und liefern aber mindestens eine gute Ausgangsbasis für eine systematische Optimierung. Bei nicht linearen Kennlinien (Abb. 2.3a) müssen für unterschiedliche Betriebspunkte die Regelparameter ( $K_{PR}$ ,  $T_N$ ,  $T_V$ ) eventuell neu eingestellt werden.

## 2.4.2. Diskontinuierlich wirkende Regler

Diskontinuierlich wirkende Regler können bei Regelgrößenabweichungen nur diskrete Stellungen der Stellgröße erwirken. Sind nur zwei Stellungen möglich (z.B. ein/aus, auf/zu), spricht man von Zweipunktreglern, bei drei oder mehr möglichen Stellungen von Dreipunkt- bzw. Mehrpunktreglern.

### 2.4.2.1. Zweipunktregler

Zweipunktregler sind die wichtigsten diskontinuierlich wirkenden Regler (z.B. Schalten von Pumpen mit konstanter Drehzahl oder Belüftungseinrichtungen bei der intermittierenden Denitrifikation). Das Verhalten eines idealen Zweipunktreglers ist in Fig. 2.10 dargestellt. Der Regelgrößenunterschied  $a$  heisst Schaltdifferenz und wird vorgesehen, um zu häufige Aktivierungen von Stellgliedern auf Grund kleinerer Regelgrößenabweichungen auszuschliessen. Ein Zweipunktregler wirkt wie ein instabiler P-Regler, wobei die Schwingungsamplitude allerdings auf ein technisch sinnvolles Mass begrenzt ist. Je geringer die gewünschte Amplitude, desto häufiger muss geschaltet werden. Der Einsatzbereich von Zweipunktreglern ist bei  $R > 10$ .



FIGUR 2.10: Kennlinie (links oben) und Wirkungsweise (rechts) eines idealen Zweipunktreglers ( $a$  = Schaltdifferenz).

### 2.4.2.2. Dreipunktregler

Bei der Anwendung von Zweipunktreglern können Schwierigkeiten auftreten, wenn man versucht, eine Regelstrecke zu regeln, die schnell auf die Stellgröße reagiert. Liegt ein solches Verhalten vor, so kann es geschehen, dass der Zweipunktregler ständig ein- und ausschaltet, wenn sich der Ausgang des Regelkreises in der Nähe des Sollwertes der Führungsgröße befindet.

Diesem unerwünschten Effekt kann man mit einem Dreipunktregler begegnen. Der Dreipunktregler hat einen Ausgang, der drei verschiedene Zustände annehmen kann. Diese können mit  $+1$ ,  $0$  und  $-1$  bezeichnet werden. An Stelle der Stellungen Ein und Aus kann also der Dreipunktregler z.B. die Stellungen Öffnen, Halt und Schliessen annehmen. Im praktischen Anwendungsfall werden z.B. Dreipunktregler in der Abwasserreinigung zur Positionsregelung von elektromotorisch angetriebenen Armaturen eingesetzt.

### 2.4.3. Einführung in die Fuzzy-Regler-Technik

#### 2.4.3.1. Einleitung

Die Fuzzy-Logic (unscharfe Logik) stellt eine Erweiterung des binärlogischen Kalküls dar. Den mathematisch-historischen Hintergrund bilden Arbeiten über mehrwertige Logiken, die insbesondere im Zusammenhang mit der Ereignisunbestimmtheit in der Quantentheorie entstanden. Darin wurden die in der klassischen binären Logik möglichen Wahrheitswerte wahr und falsch (bzw. 1 und 0) einer Aussage um weitere Zwischenzustände (z.B. unbestimmt bzw.  $\frac{1}{2}$ ) ergänzt (Hansen, 1997).

Die Fuzzy-Logik beschreibt Wahrheitswerte auf einer linguistischen Werteskala. Die Werte liegen dabei in Form verbaler Ausdrücke vor, wie z.B. sehr falsch, falsch, wahr, sehr wahr und werden mit Hilfe von charakteristischen Funktionen auf die numerischen Wahrheitswerte abgebildet. Der entscheidende Schritt zur Anwendung dieser Logiktheorie im Bereich der Technik bestand darin, allgemeine Variablen mit linguistischen Werten zuzulassen und diese auf die dazugehörigen physikalischen Werteskalen abzubilden. Damit eröffnet sich eine Möglichkeit, verbale Ausdrücke in einem mathematisch erfassbaren Bereich zu transformieren und dort automatisch weiterzuverarbeiten (Hansen, 1997).

Wie wir eingangs bereits erfahren haben, bestehen die klassischen Aufgaben bei der Systemanalyse und -entwicklung darin, die beteiligten physikalischen Zusammenhänge zu verstehen und diese mit Hilfe mathematischer Methoden zu formulieren. Bei realen Systemen bereitet das Aufstellen hinreichend genauer Systemgleichungen oft besondere Schwierigkeiten, währenddem sich die physikalischen Zusammenhänge mit Worten leicht beschreiben lassen. Dies gilt ebenfalls für die Festlegung eines notwendigen Reglerverhaltens zur Stabilisierung resp. Regelung komplexer Prozesse, falls ein solches unscharfes Expertenwissen zur Verfügung steht. Die Aufgabe zur Formulierung der physikalischen Zusammenhänge verlagert sich beim Einsatz von Fuzzy-Methoden darauf, wohldefinierte Wörter zur Problembeschreibung zu verwenden und diese qualitativ umzusetzen (Hansen, 1997). Mit dieser wissensbasierten Methodik wird es möglich, Ingenieurwissen direkt und ohne Umweg über Programmiersprachen in ein Regelsystem umzusetzen. Darin können ebenfalls "unscharfe" Informationen, die auf Beobachtungen und Erfahrungen des Betriebspersonals beruhen, berücksichtigt werden.

#### Beispiel zur Umsetzung des Expertenwissens

WENN O<sub>2</sub>-Wert niedrig UND Lufteintragsschieber nicht ganz offen,  
DANN Lufteintragsschieber weiter öffnen

WENN O<sub>2</sub>-Wert niedrig UND Lufteintragsschieber ganz offen,  
DANN Gebläseleistung erhöhen.

WENN O<sub>2</sub>-Wert richtig,  
DANN nichts unternehmen.

WENN O<sub>2</sub>-Wert hoch UND Lufteintragsschieber ganz offen, DANN .....

Selbstverständlich können die Zugehörigkeitsfunktionen auch mit den "ODER"- und "NICHT"-Regeln verknüpft werden.

Dabei entspricht der Wahrheitsgrad zweier Aussagen, die durch ODER verknüpft sind, dem Maximum der Wahrheitsgrade der beiden einzelnen Aussagen. Der Wahrheitswert zweier Aussagen, die durch UND verknüpft sind, entspricht hingegen dem Minimum der Wahrheitsgrade der beiden einzelnen Aussagen.

Mittels Fuzzy-Logik lässt sich diese Art von Informationsverarbeitung in eine mathematische Form umsetzen, so dass daraus ein ausführbares Rechnerprogramm entsteht. Wie man aus dem Beispiel ersehen kann, versteht man unter einem Regelwerk die Gesamtheit der WENN-DANN-Regeln. Im WENN-Teil greifen die Regeln auf bekannte Informationen zu, die normalerweise auf Messwerte zurückgehen. Im DANN-Teil wird eine Aktion festgelegt, die normalerweise die Aktoren, also die Stellglieder, Motoren usw. betrifft. Es lassen sich jedoch auch sowohl im WENN- als auch im DANN-Teil auf andere, in sich abgeschlossene WENN- und DANN-Teile, weitere Algorithmen oder Bedingungen zugreifen. Der Erweiterung solcher Funktionen sind deshalb fast keine Grenzen gesetzt. Nicht zu unterschätzen ist jedoch die daraus entstehende hohe Anzahl von Regeln (Rules) und somit die Komplexität des Gesamtsystems. Man ist daher gut beraten, die Funktionen soweit wie möglich in kleine übersichtliche Einheiten zusammenzufassen, so dass diese jederzeit für sich selbst auf einfache Art und Weise betrachtet werden können.

Die aus dem Regelwerk entstandenen Rechnerprogramme lassen sich heute auf grösseren Speicherprogrammierbaren Steuerungen (SPS) neuester Generation fast beliebig einsetzen.

#### 2.4.3.2 Begriffsdefinition

**Fuzzy Logik** = unscharfe Logik  
unscharfe Mengenlehre

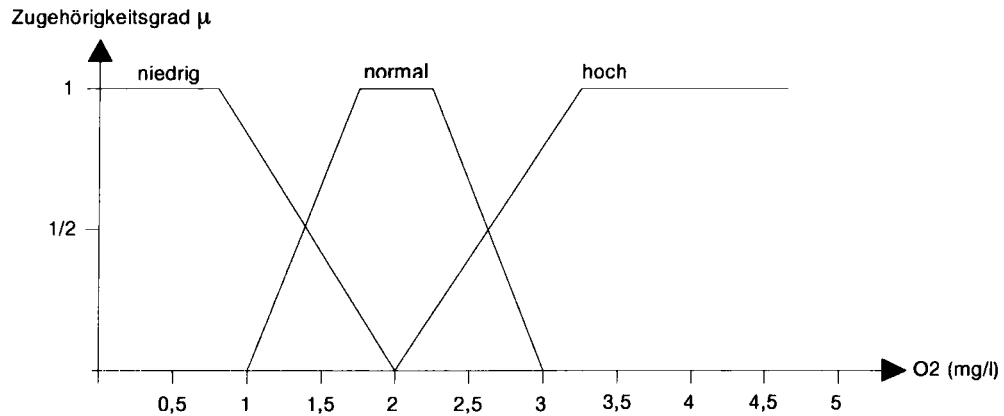
im Gegensatz dazu steht die

**Binäre Logik** = scharfe Logik, die nur eindeutige Zugehörigkeitsaussagen wie wahr oder unwahr zulässt.

Die Werte einer linguistischen Variablen sind Worte bzw. Terme einer natürlichen Sprache. Sie werden durch unscharfe Mengen bzw. deren Zugehörigkeitsfunktionen in Form von Verteilungsfunktionen über einer Basisvariablen eines physikalischen Grundbereichs repräsentiert. Diese Zugehörigkeitsfunktionen bilden eine linguistische auf einer numerische Werteskala ab.

Beispiel:

Linguistische Variable	"O <sub>2</sub> " (Sauerstoffkonzentration im Belüftungsbecken)
Linguistische Werte (Terme, s. Fig. 2.11)	hoch normal niedrig
Modifikator:	sehr, kaum, nicht .....

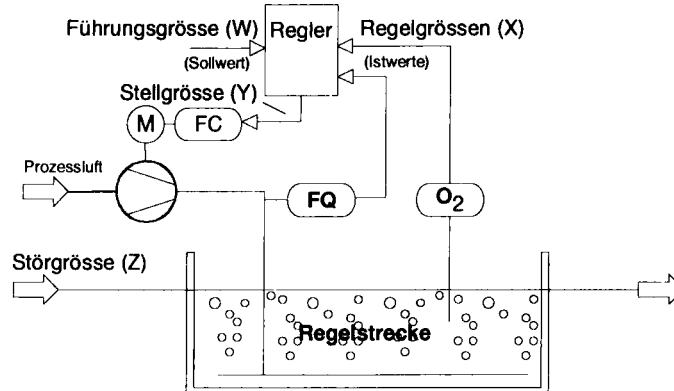


FIGUR 2.11: Festlegung des O<sub>2</sub>-Wertes als linguistische Variable mit den drei linguistischen Werten niedrig, normal und hoch.

### 2.4.3.3 Beispiel anhand einer vereinfachten Lufteintragsregelung

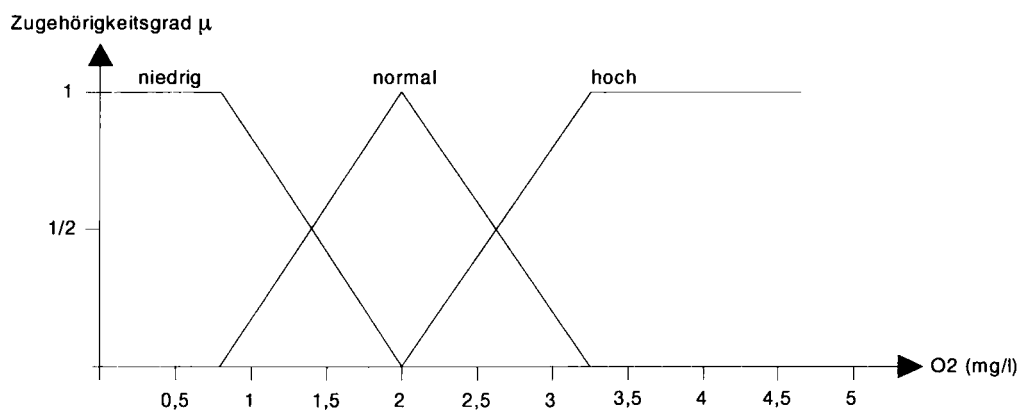
Problemstellung: Regulierbare Belüftungsgebläse, Belüftungssystem mit minimaler und maximaler Luftmengenbegrenzung

Regelziele: Optimaler O<sub>2</sub>-Eintrag bei Einhaltung der minimalen und maximalen Luftmengenbegrenzung des Belüftungssystems

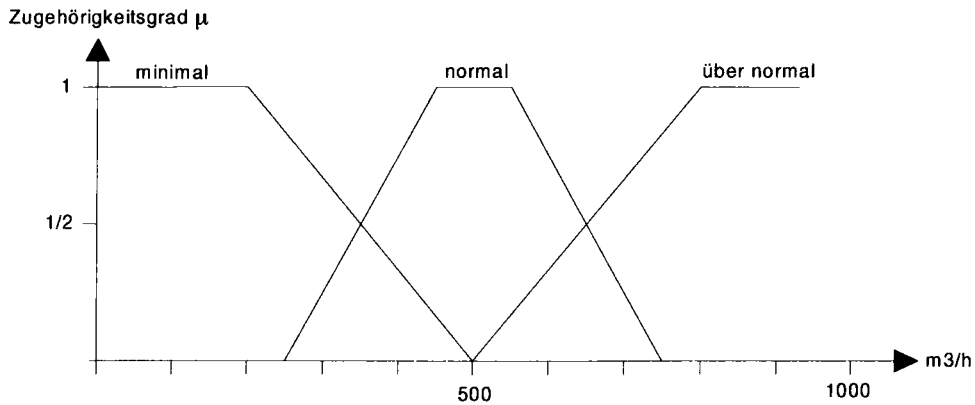


FIGUR 2.12a: Regelkreis mit einer vereinfachten Lufteintragsregelung (FC= Frequenzkonverter).

### Fuzzifizierung der Eingangsgrößen (Figuren 2.12b+c):

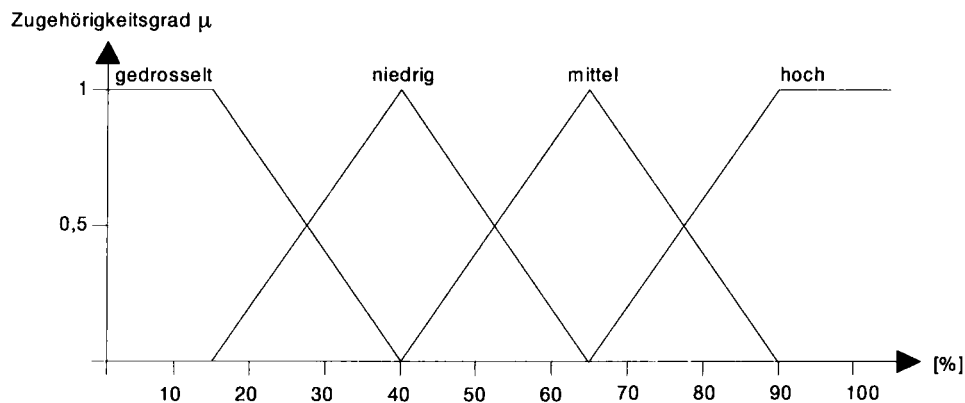


FIGUR 2.12b: O<sub>2</sub>-Gehalt im Belüftungsbecken



FIGUR 2.12c: Luftdurchsatz im Belüftungssystem

Fuzzifizierung der Ausgangsgrößen (Fig. 2.12d):



FIGUR 2.12d: Gebläseleistung

Erstellung der Fuzzy-Logik:

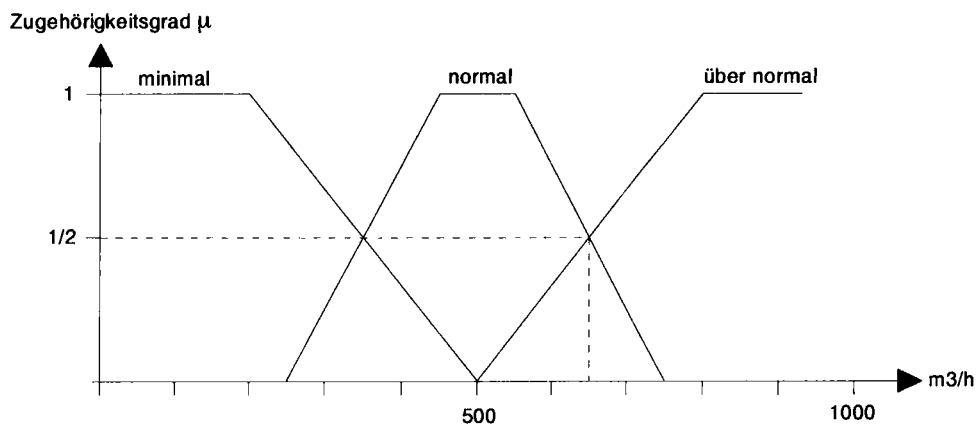
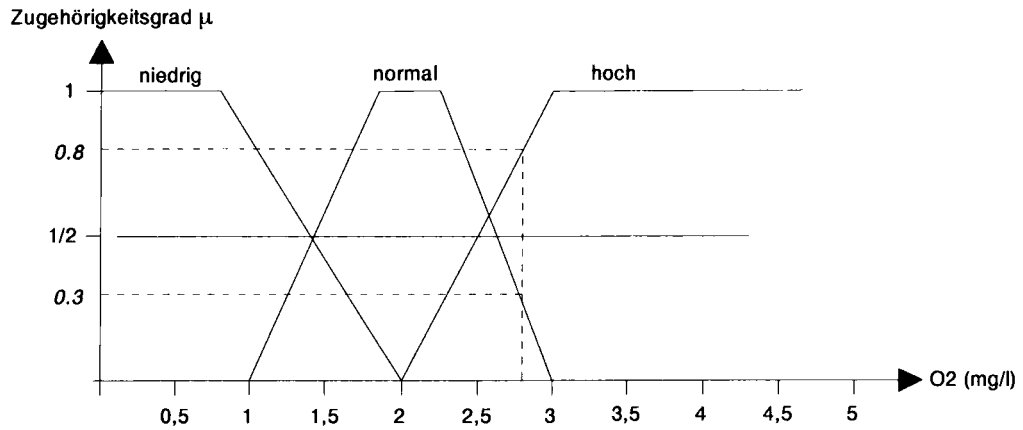
- Regel 1: WENN O<sub>2</sub>-Gehalt = hoch  
 ODER Luftdurchsatz im Belüfter = über normal  
 DANN Gebläseleistung = gedrosselt
- Regel 2: WENN O<sub>2</sub>-Gehalt = normal  
 UND Luftdurchsatz im Belüfter = normal  
 DANN Gebläseleistung = niedrig

Wirkung der Logik

Zur Wirkung der Logik wollen wir das Verhalten am obigen Beispiel in einem bestimmten Arbeitspunkt der beiden Eingangsgrößen analysieren (Fig. 2.13):

Arbeitspunkt O <sub>2</sub> -Gehalt: 2.8 mg O <sub>2</sub> /l		Arbeitspunkt Luftdurchsatz: 650m <sup>3</sup> /h	
Term	Zugehörigkeitsgrad μ	Term	Zugehörigkeitsgrad μ
hoch:	0,8	minimal:	0,0
normal:	0,3	normal;	0,5
niedrig:	0,0	über normal:	0,5

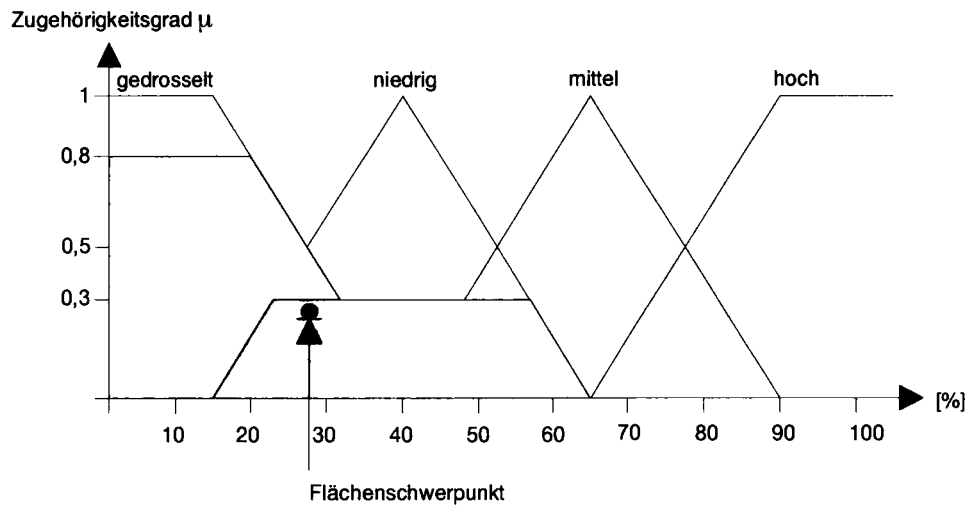




FIGUR 2.13 O<sub>2</sub>-Gehalt im Belüftungsbecken (oben) und Luftdurchsatz im Belüftungssystem (unten).

**Schlussfolgerung der Regeln:**

Während Regel 1 die Gebläseleistung zu einem Grad von 0,8 auf "gedrosselt" stellt, bewirkt Regel 2, dass die Gebläseleistung zu einem Grad von 0,3 auf niedrig gestellt wird.



FIGUR 2.14: Defuzzifizierung der Ausgangsgröße Gebläseleistung

Das Ergebnis der Regulierung (im Arbeitspunkt) ergibt eine unscharfe Menge für die Ansteuerung der Gebläse. Diese Menge wird in eine technische Grösse rückübersetzt (reelle Zahl), welche am Reglerausgang abgegriffen werden kann. Im obengenannten Beispiel ergibt die Defuzzifizierung der Ausgangsgrösse im Flächenschwerpunkt eine Gebläseleistung von ca. 28% (Fig. 2.14).

#### 2.4.3.4 Einsatz von Fuzzy-Control in der Abwasserreinigung

Das aufgeführte Beispiel zeigt, wie einfach eine Regelung mit Fuzzy-Control zu realisieren ist, wobei zu berücksichtigen ist, dass dies ein sehr einfaches Beispiel in einem sehr übersichtlichen Einsatzbereich darstellt.

Der Einsatz von Fuzzy-Control wird jedoch mit zunehmender Komplexität des oder der Regelkreise(s) erst recht interessant. Gerade in der Abwasserreinigung ist diese Art von Regulierung als besonders geeignet einzustufen. Ein Vergleich mit der Praxis zeigt jedoch, dass nur sehr wenige Regelungen mittels Fuzzy-Control realisiert wurden. Noch liegen deshalb wenig Ergebnisse vor.

In der Abwasserreinigung würden sich die Bereiche der Nährstoffelimination und der Energieoptimierung sehr gut eignen, um mittels Fuzzy-Control optimiert zu werden. Die in Zukunft zu erwartende Weiterentwicklung im Bereich der Hard- und Software dürfte zu einer zunehmenden Vereinfachung der Systeme führen, so dass der Einsatz von Fuzzy-Control im Bereich der Abwasserbehandlung in höherem Masse zu erwarten ist.

Für Einsatz von Fuzzy-Control sprechen folgende Aspekte (Hansen, 1997):

- Das Fehlen eines guten mathematischen Modells der Regelstrecke.
- Die Tatsache, dass es sich bei dem zu regelnden Prozess um ein Mehrparameterproblem handelt (d.h. viele Eingangsgrössen vorliegen) und dass zur Lösung des Problems ein Mehrgrössenregler sinnvoll ist (d.h. viele Ausgangsgrössen beeinflusst werden müssen).
- Die Grössen üben komplexe Wechselwirkungen untereinander aus.
- Es liegen starke Störgrössen vor, welche die Regelung des Prozesses über einen weiten Arbeitsbereich erforderlich machen.
- Es besteht technisches "Know-how" über den Prozess.
- Der Arbeitspunkt der Regelung ist nicht genau spezifizierbar.
- Die durch Messgeräte aufgenommenen Grössen beschreiben den Prozess nur indirekt und unvollständig. Dies gilt speziell für Messsignale wie z.B. Leitfähigkeit, Trübung, Redox, Sauerstoffkonzentration und Luftdurchsatz.
- Guter Einbezug des Klärpersonals und dessen Erfahrungen.

Gegen den Einsatz von Fuzzy-Control sprechen vor allem folgende Sachverhalte:

- Eingrößenregelung (d.h. nur eine Ein- und eine Ausgangsgrösse)
- Lösung der Aufgabenstellung ist mit konventioneller Regelungstechnik möglich.
- Es liegt ein gutes mathematisches Modell der Regelstrecke vor.
- Wird unübersichtlich, wenn zu viele Regeln vorhanden sind.

### 2.4.3.5 Hinweis zur Einführung in die Fuzzy-Regelung

Die vorliegende Kurzbeschreibung über die Fuzzy-Regelung ist als Einführung in die Technologie gedacht und erhebt keinen Anspruch auf Vollständigkeit. Über die detaillierte Anwendung von Fuzzy-Control und damit zusammenhängende Theorien wird auf die entsprechende Fachliteratur verwiesen.

## 3. STEUER- UND REGELKONZEPTE IN DER ABWASSERREINIGUNG

Nachfolgend werden Steuer- und Regelkonzepte im Bereich der chemischen Phosphatfällung und der biologischen Nährstoffelimination (N und P) diskutiert. Die vorgestellten Konzepte sollten auf keinen Fall isoliert auf Kläranlagen eingerichtet werden. Sie müssen:

- in das Prozessleitsystem eingebunden werden, damit ihr Betriebszustand in der Schaltwarte erkennbar ist und Störungsmeldungen auch Aktivitäten des Betriebspersonals auslösen und
- so abgestuft vorhanden sein, dass bei Ausfall einer höheren Regelung zumindest eine niedrigere Steuerung einen weniger angepassten, aber trotzdem noch auf der sicheren Seite liegenden Betrieb gewährleistet.

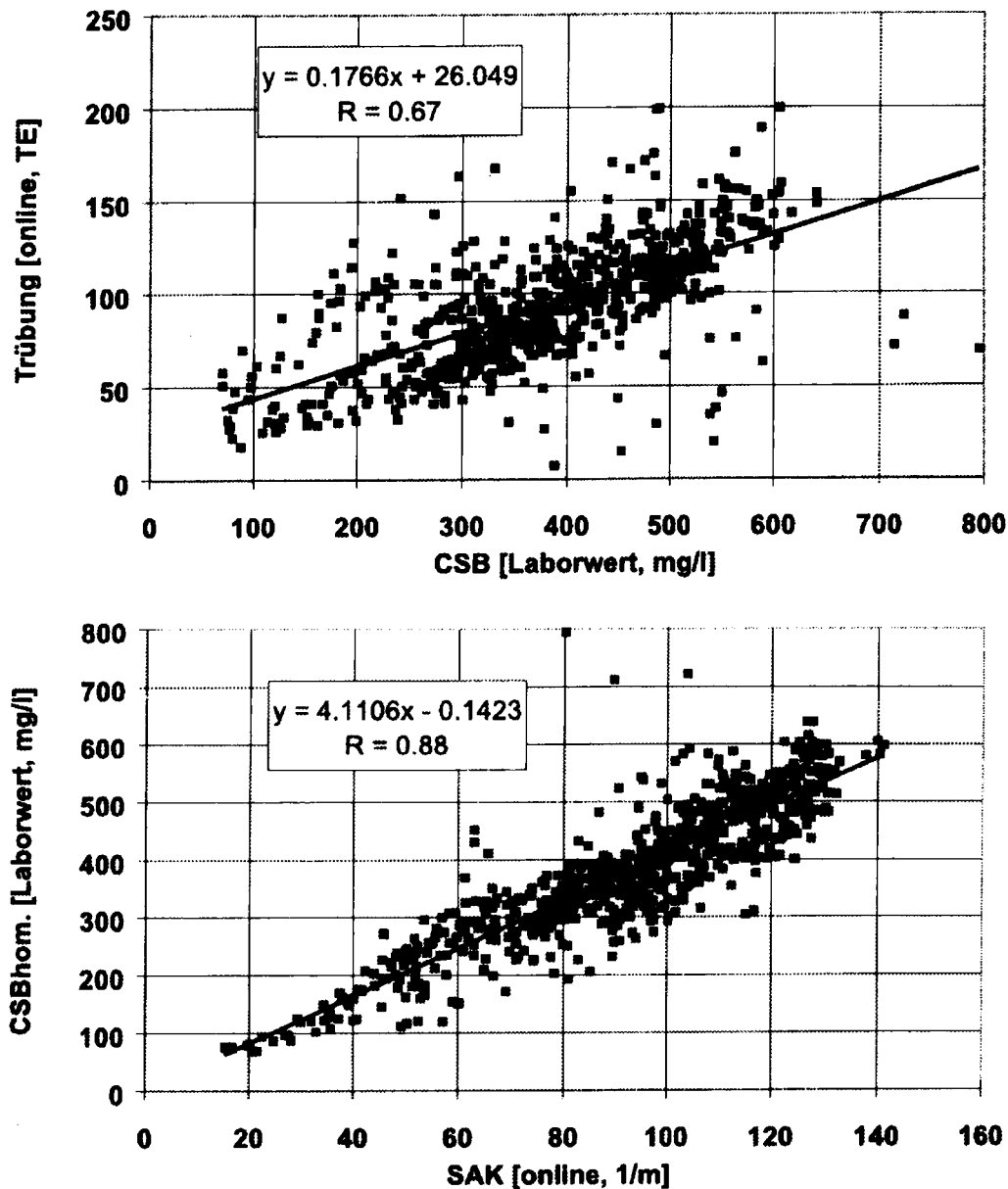
Einige der Konzepte sind heute noch nicht erprobt, und zukünftige Erfahrungen werden zeigen, ob sich ein Mehraufwand an Regeltechnik lohnt und durch verbesserte Leistung, optimalen Betrieb bzw. geringere Betriebskosten (Energie, Fällmittel, Personalaufwand) aufgewogen wird. Interessant wird eine gute Prozessregelung bei grossen Frachtvariationen (z.B. Wochentag und Wochenende) bei grossen Temperaturunterschieden (Sommer und Winter). Dies kommt in diesem Beitrag nicht so stark zum Ausdruck, da immer der gleiche Tagesgang betrachtet wird.

### 3.1. Steuer- und Regelparameter

Für die Steuerung bzw. Regelung im Bereich der chemischen Phosphatelimination und biologischen Nährstoffelimination eignen sich die folgenden Führungs- bzw. Regelgrössen:

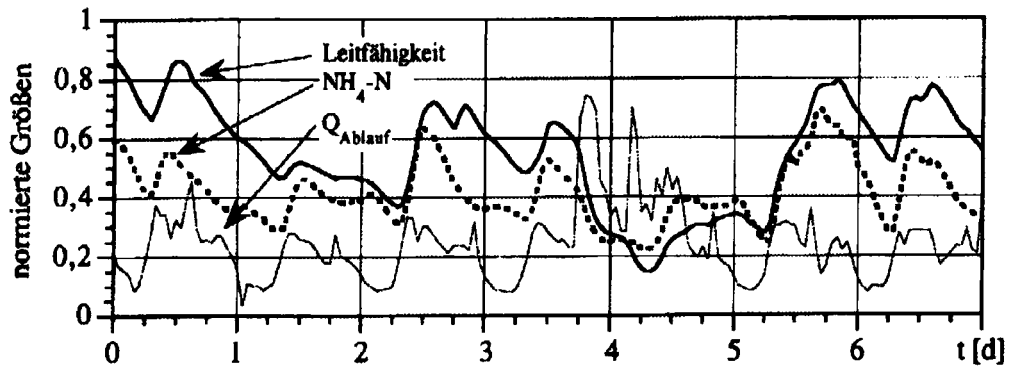
Steuerung:	Führungsgrössen:	Zulauffrachten (Biologie oder Filter) für Q, CSB, TOC, $N_{\text{tot}}$ , $NH_4$ , $P_{\text{tot}}$ , ortho-P und das Verhältnis CSB/N, CSB/P oder TOC/N, TOC/P bzw. BSB/N, BSB/P
Regelung:	Regelgrössen:	$NO_3^-$ im Ablauf Denitrifikation Redoxpotential bei intermittierender Denitrifikation $NH_4^+$ im Ablauf des Belebungsbeckens ortho-P im Ablauf des Belebungsbeckens
als Stellglieder dienen		Fällungsmittelpumpen, Belüftungszufuhr, Rücklaufschlammpumpe, interne Rezirkulation, Dosierung versäuertes Schlammwasser und Faulwasser, Schieber bzw. Pumpe für Abwasserspeicherung

Im Zulauf könnten statt der teuren, wartungsaufwendigen, aber besser definierten Messungen wie CSB und TOC billigere, wartungsarme Messsonden zur Bestimmung der Trübung und der spektralen Adsorption mittels UV (SAK) eingesetzt werden, die mit dem CSB und TOC über grosse Bereiche gut korrelieren (Fig. 3.1) (Alex et al., 1998).



FIGUR 3.1: Korrelation zwischen CSB und Trübungsmessung (oben) sowie UV (unten) im Zulauf (Alex et al., 1998).

Eine gute Korrelation wird ebenfalls beobachtet zwischen der einfachen Leitfähigkeitsmessung und der eher aufwendigen Ammoniummessung im Belebungsbecken (Fig. 3.2a) (Häck et al., 1996).



FIGUR 3.2: Verlauf von Ammoniumkonzentration, Zufluss und Leitfähigkeit in einem Belebungsbecken über einen Zeitraum von sieben Tagen (Häck et al., 1996).

Im Weiteren könnte die aufwendige Ammoniummessung im Belebungsbecken ersetzt werden durch die Messung des Luftdurchsatzes (bei geregelter Sauerstoffkonzentration) bzw. die Sauerstoffkonzentration (bei ungeregeltem Luftstrom), die ebenfalls anzeigen können, wann die Ammoniumspitze den belüfteten Teil passiert hat.

Da das Redoxpotential während der belüfteten Phase bei abnehmender Ammoniumkonzentration ansteigt (Fig. 3.2b), kann es ebenfalls als Ersatz für das Ammoniumsignal verwendet werden. Bei intermittierenden Anlagen in Dänemark wurde eine Kombination von Redoxpotential und Sauerstoffkonzentration erfolgreich zur Steuerung der Belüftung einer alternierenden Denitrifikation (Biodenitroverfahren) eingesetzt (Fig. 3.2b, Cecil, 1999).

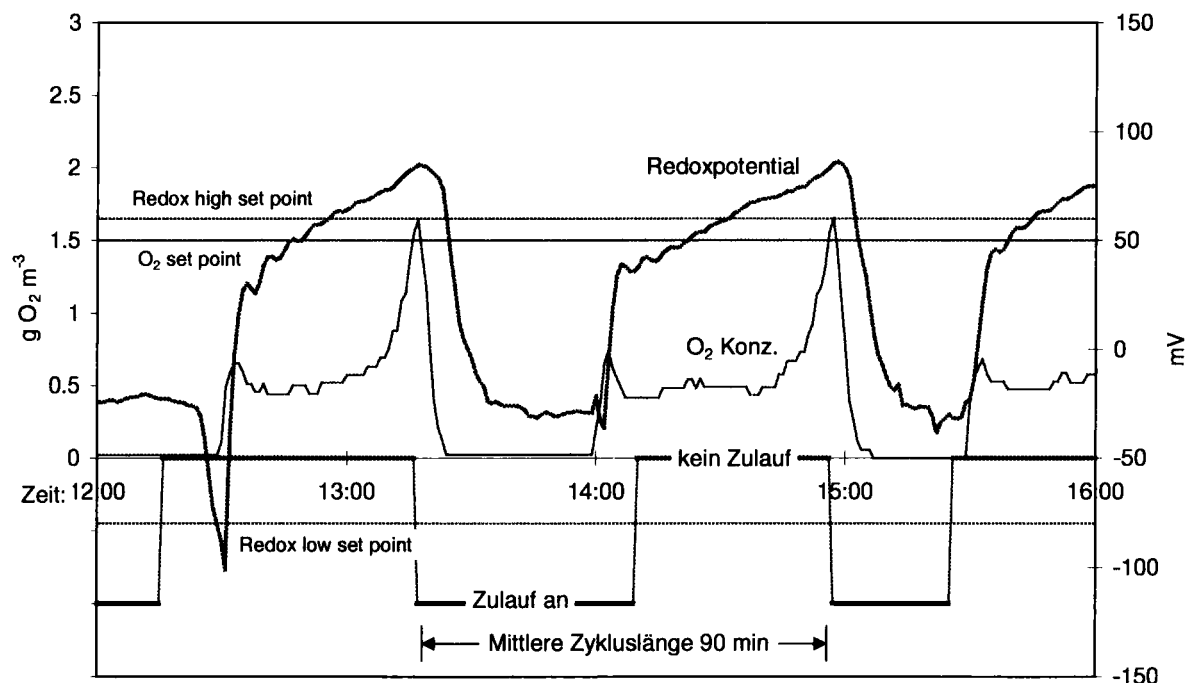


Fig. 3.2b: Steuerung der Belüftung einer alternierenden Denitrifikation (Biodenitroverfahren) mit der Sauerstoffkonzentration und dem Redoxpotential. Die Belüftung wird eingeschaltet, wenn das Redoxpotential  $-80$  mV unterschreitet. Danach wird die Belüftung erst wieder ausgeschaltet, wenn die Sauerstoffkonzentration  $1.5 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$  und das Redoxpotential  $60$  mV überschreiten oder eine bestimmten Zeitlänge erreicht ist. (z.B. 75% der Zykluslänge).

Die nachfolgend beschriebenen Regelkonzepte beruhen auf einer Anlage mit 60'000 EW mit den in Tab. 3.1 angegebenen Abwasserfrachten.

TABELLE 3.1: Mittlere Abwasserfrachten einer Kläranlage mit 60'000 EW. Wird der Primärschlamm versäuert, werden die Stickstofffrachten des Faulwassers entsprechend niedriger (Werte in Klammern).

Parameter	Zulauf Biologie		Faulwasser		Versäuertes Schlammwasser	
	$\text{g m}^{-3}$	$\text{kg d}^{-1}$	$\text{g m}^{-3}$	$\text{kg d}^{-1}$	$\text{g m}^{-3}$	$\text{kg d}^{-1}$
$Q_0$ ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )		20'000		120		200
$\text{CSB}_{\text{total}}$	200	4000	400	48		
$\text{CSB}_{\text{gelöst}}$	70	800	200	24	2000	400
$\text{Kj-N}_{\text{total}}$	24	440	750 (500)	90 (60)	150	30
$\text{NH}_4\text{-N}$	15	320	700 (470)	84 (56)	140	28
$P_{\text{total}}$	4	80	< 10	1		
$P_{\text{gelöst}}$	2.5	50	< 5	-		

Der totale CSB des Zulaufs teilt sich auf in:

- $S_{S,0}$  =  $20 \text{ g m}^{-3}$  (10%): leichtabbaubarer gelöster CSB
- $S_{I,0}$  =  $20 \text{ g m}^{-3}$  (10%): inerte gelöster CSB, entspricht ca. dem gelösten CSB im Ablauf NKB ( $S_{I,e}$ )
- $X_{S,0}$  =  $100 \text{ g m}^{-3}$  (50%): abbaubare partikuläre bzw. kolloidale Stoffe
- $X_{H,0}$  =  $40 \text{ g m}^{-3}$  (20%): Biomasse bzw. biomasseähnliche partikuläre Stoffe
- $X_{I,0}$  =  $20 \text{ g m}^{-3}$  (10%): inerte partikuläre Stoffe

Der Stickstoff- und Phosphatgehalt der partikulären Stoffe werden mit  $0.05 \text{ g N/g CSB}$  und  $0.015 \text{ g P/g CSB}$  (ohne biologische Phosphatspeicherung) angenommen.

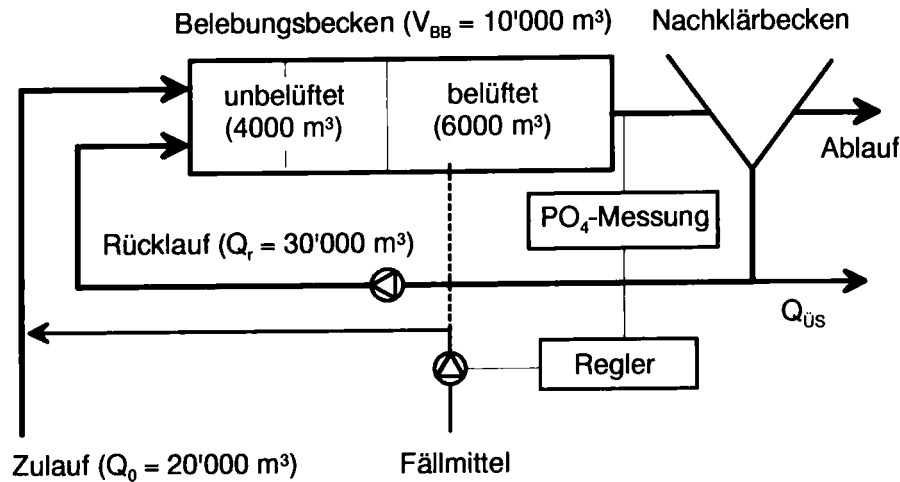
## 3.2. Chemische Phosphatfällung

Nachfolgend werden die Regelung der Simultanfällung bei Anlagen ohne biologische Phosphatelimination und der Restfällung bei Anlagen mit biologischer Phosphatelimination diskutiert. Der Betawert  $\beta$  beschreibt das molare Verhältnis zwischen zudosiertem Fällmittel und totaler Phosphorfracht im Zulauf, z.B. Mol Fe pro Mol P.

### 3.2.1. Regelung der Simultanfällung

Um Fällmittel einzusparen, sollte bei der Simultanfällung das Fällmittel mit einer Tag/Nachtschaltung gemäss einer mehrfach gemessenen Tagesganglinie gesteuert werden. Meistens wird auch am Wochenende die Fällmitteldosierung wegen der kleineren P-Frachten reduziert. Gemäss Bendzuck (1992) ergibt sich bei der Tag/Nachtschaltung ( $\beta = 1.9$ ) gegenüber der zeitproportionalen Dosierung ( $\beta = 2.5$ ),

die auf die Spitzenbelastung ausgelegt ist, eine Fällmitteleinsparung von ca. 25%, was sich natürlich auch entsprechend auf die Klärschlammmenge auswirkt. Erfolgt die Steuerung genauer dem Verlauf des repräsentativen Tagesgangs ( $\beta = 1.4$ ) kann nochmals ca. 20% Fällmittel eingespart werden.



FIGUR 3.3: Regelung der Fällmitteldosierung mit Hilfe der ortho-Phosphatkonzentration im Ablauf der Belebung.

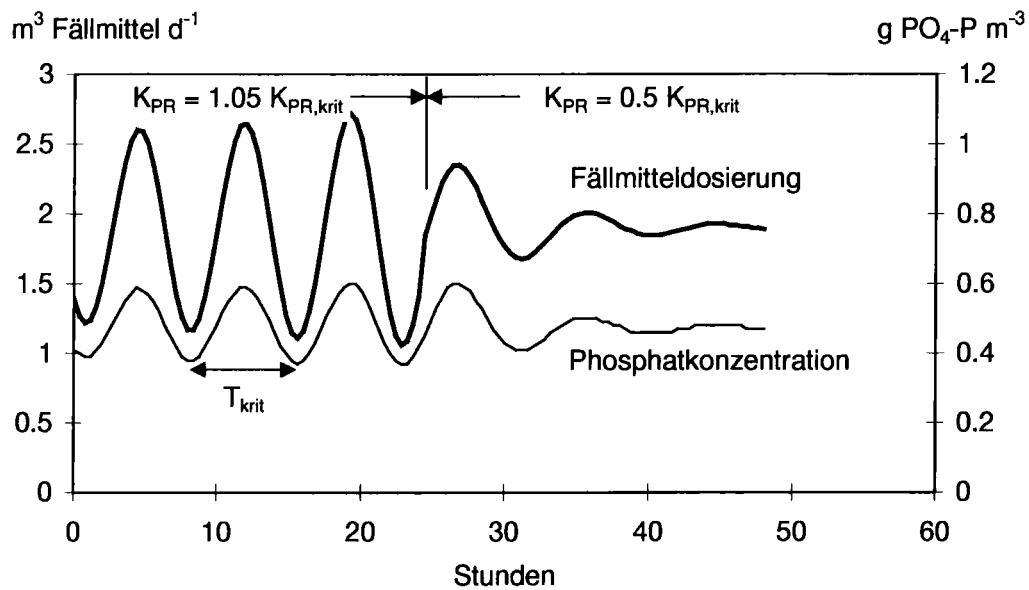
Die von einem aktuellen Messsignal unabhängige Steuerung hat den Nachteil, dass plötzliche Schwankungen weder erkannt, noch regelungstechnisch behandelt werden. Die eleganteste Art, den Fällmittelstrom dem Bedarf anzupassen, ist sicher die konzentrationsabhängige Regelung, bei der die Messung der ortho-Phosphatkonzentration hinter der Dosierstelle erfolgt und damit eine Aussage über den Wirkungsgrad der vorher abgelaufenen Fällung vorliegt. Bei der konzentrationsabhängigen Regelung sollten je nach Ablaufbedingungen  $\beta$ -Werte um 1-1.2 erreichbar sein und gleichzeitig werden auch starke P-Frachtschwankungen rechtzeitig erkannt.

Die Messstelle sollte im Ablaufbereich des Belebungsbeckens liegen, damit Phosphat, das erst beim Abbau der organischen Stoffe frei wird, ebenfalls erfasst wird. Ist die Dosierstelle zu weit von der Messstelle entfernt (Fig. 3.3), z. B. im Zulauf zur Belebung, ergeben sich zu grosse Verzugszeiten, und es kann zu der in Fig. 3.4 illustrierten Oszillation der Fällmitteldosierung führen (Regelung befindet sich im instabilen Bereich  $K_{PR} > K_{PR,krit}$ ).

Als Grundlage für die in Fig. 3.4 beschriebene Simulation der Fällmitteldosierung dienen die in Tab. 3.1 angegebenen Abwasserfrachten. Das Belebungsbecken hat ein Volumen von 10'000 m<sup>3</sup> und die Rücklaufschlammmenge beträgt 30'000 m<sup>3</sup> ( $Q_r/Q = 1.5$ ). Die Aufenthaltszeit im Belebungsbecken ist damit 0.2 Tage bzw. 4.8 Stunden. Die Aufenthaltszeitverteilung des Belebungsbeckens wird durch eine Kaskade mit 4 Rührkesseln beschrieben. Damit ergibt sich etwa eine Ausgleichszeit  $T_g \approx 13$  h und eine Verzugszeit  $T_u$  von 1.7 h,  $T_g/T_u \approx 8$ . Die Fällmitteldosierung (6% FeSO<sub>4</sub>-Lösung,  $\beta = 1.1$ ) erfolgt mit Hilfe einer P-Regelung:

$$Q_{\text{Fällmittel}} = 2 + K_{PR} \cdot (S_{P, BB} - 0.5 \text{ g P m}^{-3}) \quad (\text{m}^3 \text{d}^{-1})$$

mit  $S_{P, BB}$  = gelöster Phosphor im Ablauf des Belebungsbeckens ( $\text{g P m}^{-3}$ )



FIGUR 3.4: Schwingungsverhalten der P-Regelung, wenn der Proportionalbeiwert grösser  $K_{PR,krit}$  gewählt wird. Wenn  $K_{PR}$  nur halb so gross ist wie  $K_{PR,krit}$ , erfolgt die Einschwingung innerhalb von wenigen Stunden.

Mit Hilfe der mathematische Simulation wurde ein  $K_{PR,krit} = 6.7 \text{ m}^3 \text{ FM}/(\text{gP m}^{-3})$  und eine kritische Schwingungsdauer  $T_{krit} \approx 7 \text{ h}$  ermittelt (Fig. 3.4).  $K_{PR}$  sollte daher kleiner  $3.5 \text{ m}^3 \text{ FM}/(\text{gP m}^{-3})$  gewählt werden.

Die Fällmitteldosierung im Zulauf reagiert zu spät auf Frachtschwankungen, nämlich mit einer Zeitverzögerung in der Grössenordnung der hydraulischen Aufenthaltszeit ( $\theta_h = 4.8 \text{ h}$ ). Dadurch wird bei starken Frachtschwankungen zeitweise zuwenig bzw. zuviel Fällmittel dosiert. Die Verzugszeit wird jedoch durch weitere Faktoren wie Messzeit und Messwerterfassung zusätzlich vergrössert, was die Regelbarkeit des Systems noch mehr erschwert. Das Fällmittel sollte daher vorteilhaft ebenfalls in den aeroben Teil des Belebungsbeckens dosiert werden.

Infolge des grossen Eisengehalts des Belebtschlammes bei der Simultanfällung ergeben sich bei Variation der Phosphatkonzentration Adsorptions- und Desorptionsprozesse, die das obige Verhalten dämpfen und kaum zu solchen ausgeprägten Schwankungen führen (im Belebtschlamm wird die Phosphatfracht eines Schlammalters gespeichert). Obiges Beispiel hat daher eher didaktischen Wert, um den Einfluss einer zu langen Regelstrecke aufzuzeigen. Eine zu exakte Anpassung der Eisendosierung an die variierende Phosphatfracht ist daher kaum notwendig. Dies ist im Gegensatz zur Nachfällung auf den nachgeschalteten Filter, wo eben keine Speicherung von Eisen stattfindet, da der Filter jeden Tag gespült wird.



### 3.2.2. Regelung bzw. Steuerung der Restfällung bei der biologischen Phosphatelimination

Bei der biologischen Phosphatelimination ist eine Regelung der Restfällung wichtig, um nicht unnötig Fällmittel zu verbrauchen und die biologische Phosphatelimination durch eine Fällmittelüberdosierung zu verdrängen (s. Beitrag Kühni et al.). Um bei Störungen der biologischen Phosphatelimination sofort zu reagieren und den biologischen Prozess nicht zu konkurrenzieren, darf die Fällmitteldosierung erst erfolgen, wenn die Phosphataufnahme abgeschlossen ist. Bei länglichen Becken mit pfropfenförmiger Strömung sollte die Fällmitteldosierung daher im hinteren Teil des belüfteten Beckens erfolgen und die Messstelle im Ablauf liegen. Bei voll durchmischtem aerobem Beckenteil sollte die Fällung im Ablauf des Belebungsbeckens und die Online-Messung im Zulauf zur Nachklärung liegen. Im Ablauf der Belebung muss jedoch eine einwandfreie Einmischung des Fällmittels gewährleistet und die Fällungsreaktion an der Messstelle abgeschlossen sein. Die Online Messung im Ablauf der Nachklärung hätte zwar den Vorteil, dass eine eventuelle Phosphatrücklösung im Nachklärbecken mit erfasst würde, eine schnelle Reaktion des Regelsystemes auf P-Schwankungen wäre jedoch nicht möglich (Baumann et al., 1992). Bei Dosierung in den Ablauf des Belebungsbeckens darf kein zweiwertiges Eisen ( $\text{FeSO}_4$ ) verwendet werden, weil keine Aufoxidierung zu dreiwertigem Eisen möglich ist. Ist die Fällmitteldosierung in den Ablauf nicht möglich, muss der letzte Beckenabschnitt durch eine Trennwand abgetrennt und die Fällmitteldosierung nach der Trennwand erfolgen.

Zur Regelung der Dosierpumpe kommt eine P- oder besser eine PID-Regelung mit einem starken D-Anteil in Frage (Fällmittelmenge =  $V_{\text{aerob}} \cdot \beta' \cdot dC_P/dt$  wobei  $\beta' = \text{g FM/g P}$ ), um bei einer Störung der biologischen Phosphatelimination (durch toxische Stoffe oder durch den Ausfall der Belüftung) sofort zu reagieren. Bei stark schwankenden Wassermengen und den in der Schweiz geforderten tiefen Phosphatablaufwerten ist eine Zweipunktregelung eher ungünstig. Als Fällmittel sollte beim Ausfall der Belüftung nicht  $\text{FeSO}_4$  verwendet werden.

Eine Steuerung der Restfällung (Messstelle im Ablaufbereich der Belebung und Dosierung im Zulauf zur Nachklärung) kann zwar sehr schnell auf P-Konzentrationsänderungen reagieren, die Zugabe der Dosiermenge muss jedoch frachtproportional erfolgen und eine Kontrolle der Fällung ist nicht gegeben (Grünebaum und Dorgeloh, 1990).

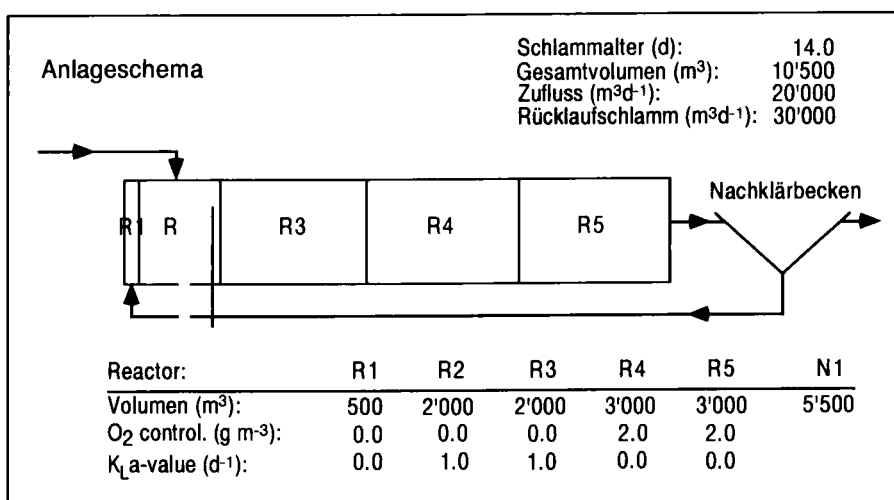
Falls eine Kläranlage über eine Flockungsfiltration verfügt, ist es sinnvoll, die Restfällung im Zulauf zum Filter mittels einer Steuerung durchzuführen (Messung der Zulaufkraft). Dies würde zugleich die Belebung vom Fällungsschlamm befreien und eine Störung der biologischen Phosphorelimination durch Fällmittelüberdosierung verhindern. Gleichzeitig könnte der Filterschlamm im Vorklärbecken zusammen mit dem Primärschlamm eingedickt und der Überschussschlamm aus der Belebung separat entwässert werden.

Bei der zweistufigen chemischen Fällung wird die Simultanfällung so betrieben, dass Ablaufwerte von ca.  $1 \text{ gP m}^{-3}$  erreicht werden. Die Chemikaliendosierung (zweite Fällstufe) kann ebenfalls mit einer Steuerung abhängig von der Phosphatfracht im Zulauf des Filters (Phosphat-Online-Messung) durchgeführt werden.

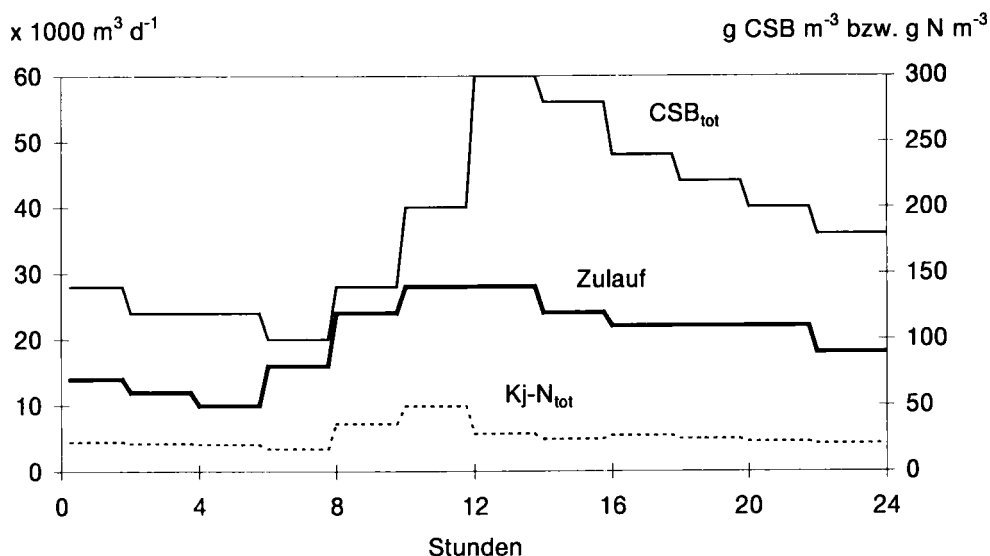
### 3.3. Biologische Nährstoffelimination

Als Grundlage für die Regelungsbeispiele dienen wiederum die in Tab. 3.1 angegebenen Frachten. Das Belebungsbeckenvolumen wird 10'000 m<sup>3</sup> und das Schlammalter 13 Tage (Nitrifikation/Denitrifikation) gewählt. Der unbelüftete Teil soll 40% betragen. Bei gutem Absetzverhalten des Schlammes und Einführung der biologischen Phosphatelimination kann das unbelüftete Beckenvolumen auf 50% erhöht werden, da der Fällungsschlamm grösstenteils wegfällt. Eine flexible Beckeneinteilung und Belüftungseinrichtung ist daher vorteilhaft. Die Nachklärung soll in den Beispielen über ein Schlammbett von 500 m<sup>3</sup> verfügen und total 6000 m<sup>3</sup> gross sein.

Für die dynamische Simulation wird ein Tagesgang (Fig. 3.6) und eine mittlere Temperatur von 12°C angenommen. Das Faulwasser wird gleichmässig über den ganzen Tag zugegeben.

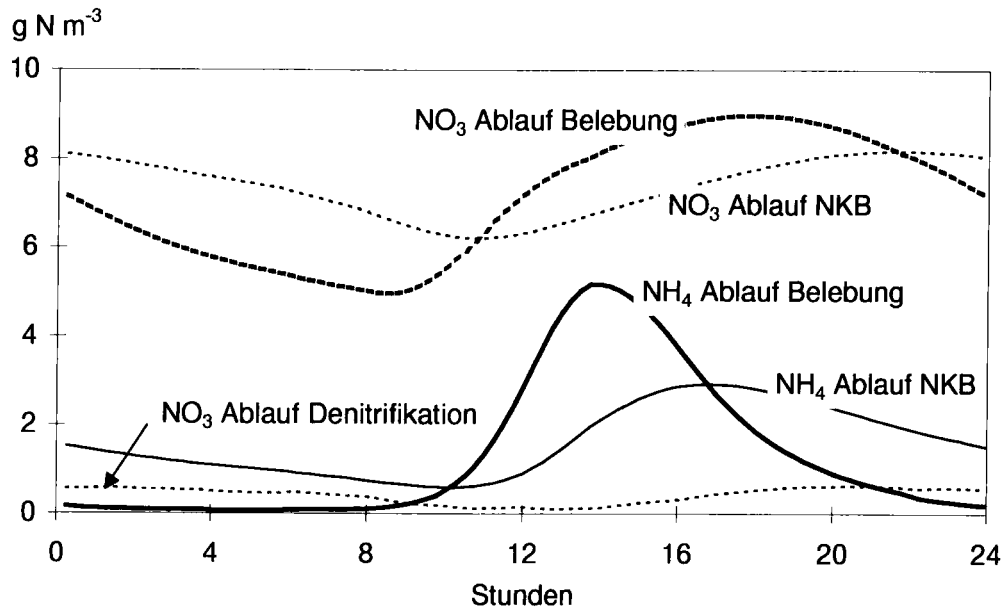


FIGUR 3.5: Gewähltes Anlagenschema. Das totale Schlammalter wird zu 14 Tagen angenommen, da das Schlammbett (R1) mit einbezogen ist. Die interne Rezirkulation wird vorläufig zu Null gewählt und der Rücklaufschlamm konstant bei 30'000 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> gehalten.



FIGUR 3.6 Tagesgang des Zulaufs, der C<sub>CSB</sub>- und der TKN-Konzentration, Aufteilung des C<sub>CSB</sub> in die einzelnen Fraktionen und Verhältnis NH<sub>4</sub>/TKN werden konstant gesetzt (Tab. 3.1)

Die mit der mathematischen Simulation berechnete Feststoffkonzentration beträgt knapp  $2.5 \text{ kg CSB m}^{-3}$ , was inkl. Fällungsschlamm einer Feststoffkonzentration von etwa  $2.5 \text{ kg TS m}^{-3}$  entspricht. Bei kälteren Temperaturen sollte eine höhere Feststoffkonzentration von  $3\text{-}3.5 \text{ kg TS m}^{-3}$  möglich sein, so dass die obige Einteilung des Belüftungsbeckens das ganze Jahr beibehalten werden kann.



FIGUR 3.7: Verlauf der  $\text{NO}_3^-$ - und  $\text{NH}_4^-$ -Gehalte im Ablauf der Belebung und des NKB, wenn keine Regelung erfolgt und das Faulwasser gleichmässig über den ganzen Tag verteilt wird.

Durch eine bessere Steuerung der Faulwasserzugabe kann die  $\text{NH}_4^-$ -Ablaufkonzentration während der Tagesspitze vermindert werden (Kap.3.3.2).

Die tiefen Nitratwerte im Ablauf des Denitrifikationsbeckens illustrieren eine deutliche Nitratlimitierung. Durch Einführung einer internen Schlammrezirkulation kann die Denitrifikationsleistung verbessert werden (Kap. 3.3.4).

### 3.3.1. Regelung der Belebtschlammkonzentration

Ein optimaler Betrieb der Denitrifikation und der biologischen Phosphatelimination verlangt eine gute Überwachung der Feststoffkonzentration im Belebungsbecken.

Am einfachsten wird täglich eine konstante Überschussschlammmenge abgezogen, die auf Grund von Kontrollmessungen und den Erfahrungen des Betriebspersonals festgelegt wird. Bei Anlagen mit hohem Schlammalter und Abzug des ÜS-Schlammes direkt aus dem Belebungsbecken führt dies meistens schon zu einem guten Resultat.

Bei höheren Anforderungen und kürzeren Schlammaltern ist eine Proportional-Regelung der Überschussschlammmenge über heute sehr zuverlässig arbeitende Inline-Feststoffmessungen möglich. Bei Entnahme des Überschussschlammes aus dem Belebungsbecken gilt:

$$Q_{\text{ÜS}} = Q_{\text{ÜS,mittel}} + K_{\text{PR}} \cdot (X_{\text{TSS, BB}} - X_{\text{TSS, soll}}) \quad (\text{m}^3 \text{ d}^{-1})$$

mit:  $Q_{\text{ÜS,mittel}} = V_{\text{BB}}/\theta_x \quad (\text{m}^3 \text{d}^{-1})$   
 $X_{\text{TSS,BB}} = \text{Mittelwert des vorangehenden Tages} \quad (\text{kg TS m}^{-3})$   
 $K_{\text{PR}} = V_{\text{BB}}/(0.2 \cdot \theta_x \cdot X_{\text{TSS,soll}}) \quad (\text{m}^6 \text{d}^{-1} \cdot \text{kg}_{\text{TS}}^{-1})$   
 $\theta_x = \text{mittleres, gewähltes Schlammalter}$

Dies entspricht folgendem Regelkreis für die Schlammverdünnungsrate  $D_x$  :

$$D_x = 1/\theta_{x,\text{mittel}} + 1/(0.2 \cdot \theta_x \cdot X_{\text{TSS,soll}}) \cdot (X_{\text{TSS,BB}} - X_{\text{TSS,soll}}) \quad (\text{d}^{-1})$$

Der Proportionalbeiwert  $K_{\text{PR}}$  wird so gewählt, dass die Regelabweichung innerhalb 20% (oder mehr) des Schlammalters wieder abgearbeitet werden kann. Wird der Überschussschlamm aus dem Rücklauf entnommen, müssen  $Q_{\text{ÜS,mittel}}$  und  $K_{\text{PR}}$  um den Faktor  $Q_r/(Q+Q_r) = X_{\text{TSS,BB}}/X_{\text{TSS,r}}$  vermindert werden. Der Sollwert der Belebtschlammkonzentration sollte saisonal angepasst werden. Er ist im Winter höher als im Sommer, da im Winter der Abbau der organischen Stoffe geringer ist und das Schlammalter eventuell ein wenig höher gewählt wird.

Um den Einfluss der schwankenden Feststoffkonzentration im Rücklauf möglichst klein zu halten, sollte der Schlammabzug über den gesamten Tag verteilt erfolgen (evtl. in gleichmässigen Zeitintervallen). Für die in Fig. 3.3 definierte Anlage ergäbe sich bei einem mittleren Schlammalter von 13 d,  $V_{\text{BB}} = 10'000 \text{ m}^3$  und einem Sollwert von  $3 \text{ kg TS d}^{-1}$  folgende Regelung:

$$Q_{\text{ÜS}} = 460 + 770 \cdot (\text{TS}_{\text{BB}} - 3) \quad (\text{m}^3 \text{d}^{-1}) \quad \text{bzw.} \quad D_x = 0.077 + 0.13 \cdot (X_{\text{TSS,BB}} - 3) \quad (\text{d}^{-1})$$

Da die Feststoffkonzentration während des Tages bedingt durch die variierenden Zulaufmengen um mehr als 10% um den Mittelwert schwankt, wird als Regelgrösse nicht der aktuelle Wert, sondern der Tagesmittelwert (ist bei einem Leitsystem meistens bereits vorhanden) von 1-3 vorangehenden Tagen verwendet.

Bei einem länger anhaltenden Regen könnte, durch die Verschiebung des Belebtschlammes ins Nachklärbecken, auch der Tagesmittelwert so tief liegen, dass der Überschussschlammabzug unterbunden wird. Im Hinblick auf die gemeinsame Eindickung von Primär- und Sekundärschlamm und die weitere Schlammbehandlung sollte jedoch ein Mindestschlammabzug nicht unterschritten bzw. ein Maximalschlammabzug nicht überschritten werden.

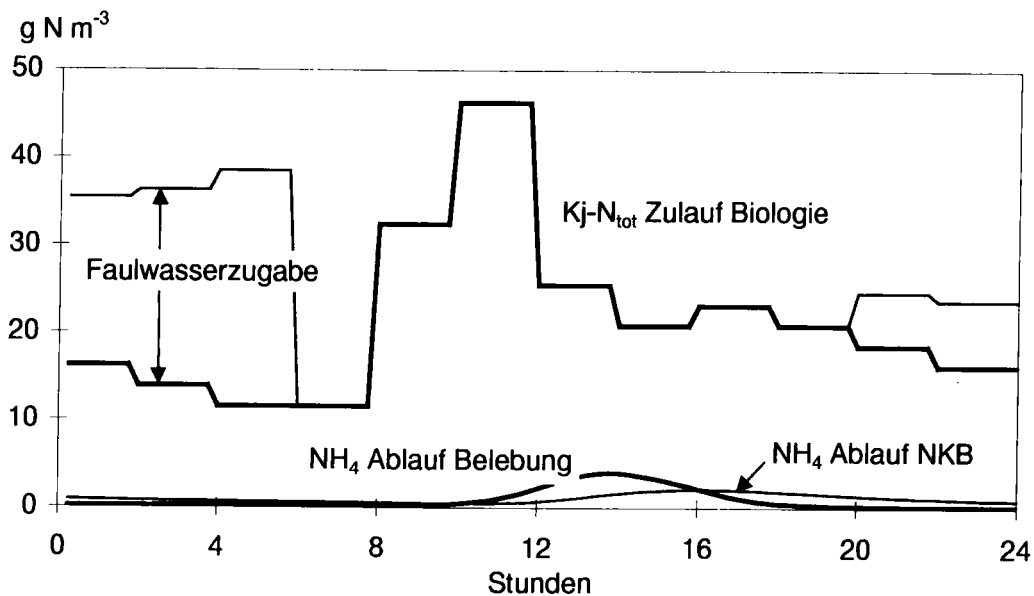
Ein Überschussschlammabzug nur nach dem Schlammalter (Feststoffkonzentration angepasst an die momentane mittlere Belastung) ist nicht zu empfehlen, da sonst während einer längeren Schwachlastperiode die Nitrifikanten zu stark vermindert werden und sie eine nachfolgende Spitzenlast schlecht abarbeiten können.

### 3.3.2. Steuerung der Faulwasserrückführung

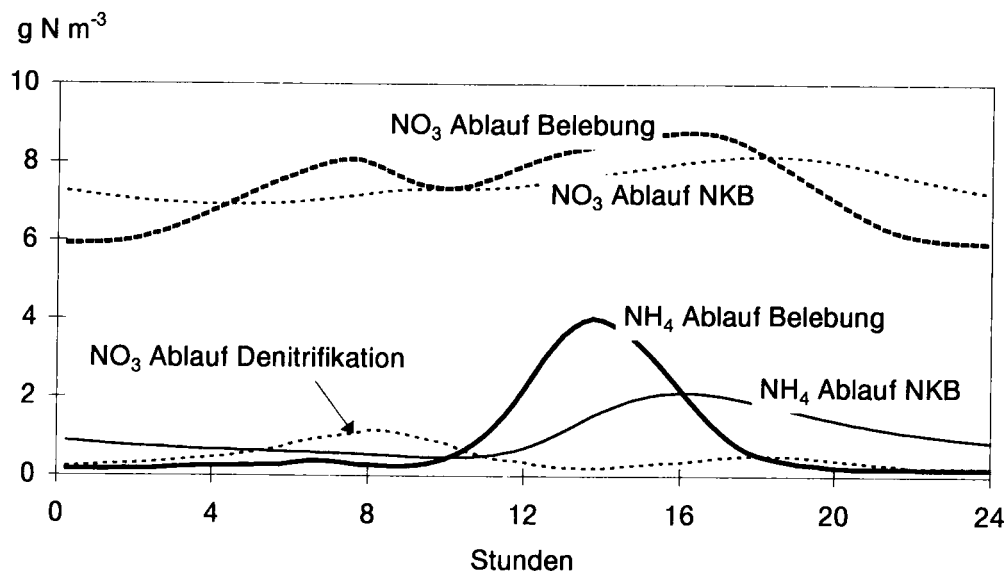
Die Faulwasserrückführung könnte bei Zugabe des Faulwassers in den Ablauf der Vorklärung durch Messung der  $\text{NH}_4$ -Fracht im Zulauf zur Belebung geregelt werden. Dieser Aufwand lohnt sich jedoch kaum, da unter Berücksichtigung der stark unterbelasteten Nachtstunden (mehrmalige Aufnahme der  $\text{NH}_4$ -Tagesgangfracht) einfacher und billiger eine feste Steuerung der Faulwasserdosierung eingerichtet

werden kann (Fig. 3.8 oben). Gegenüber der gleichmässigen Zugabe ergibt sich eine spürbare Verminderung der  $\text{NH}_4$ -Ablaufwerte (vergleiche Fig. 3.7 und 3.8b).

Durch den Ausgleich der  $\text{NH}_4$ -Tagesgangfracht mittels einer geschickten Zudosierung des Faulwassers kann das Verhältnis  $\text{N-Fracht}_{\text{max}} / \text{N-Fracht}_{\text{mittel}}$  (entspricht dem Sicherheitsfaktor SF) von 2.5 auf 2.3 vermindert werden, was eine Reduktion des erforderlichen Schlammalters  $\theta_x = \text{SF} \cdot \mu_{\text{max}}$  ergibt.



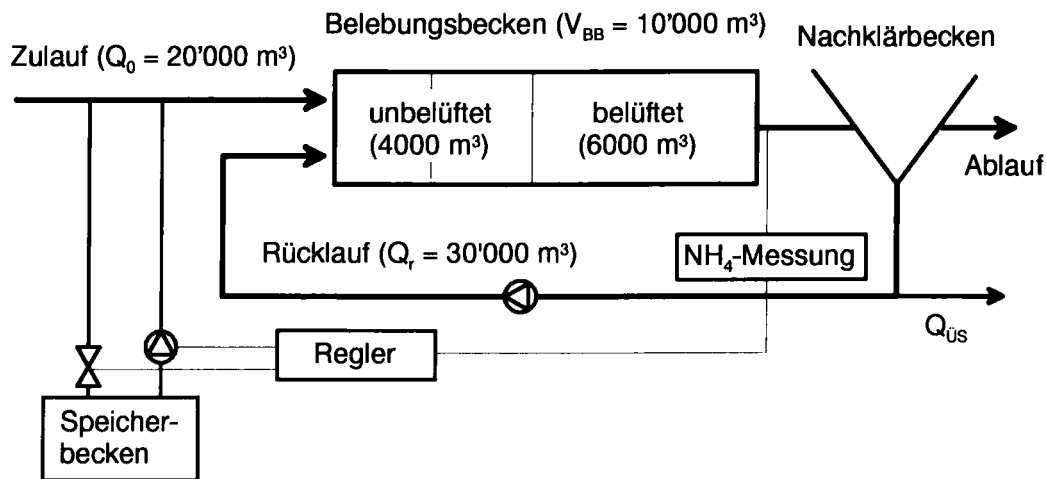
FIGUR 3.8a: Dosierung des Faulwassers während der Nachtstunden. 75% des Faulwassers wird zwischen 0 und 6 Uhr und 25% zwischen 20 und 24 Uhr zugegeben.



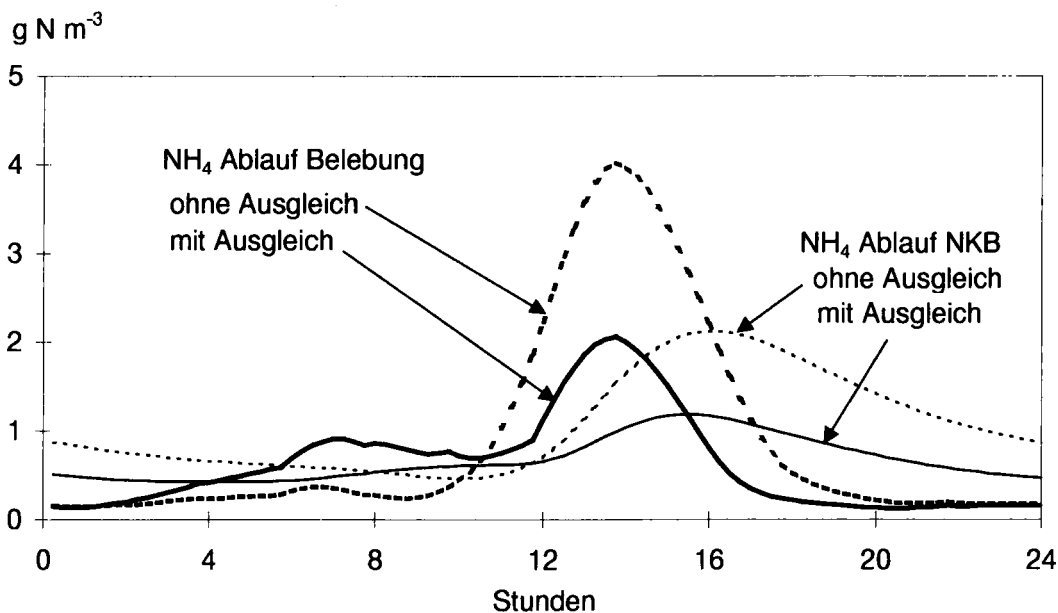
FIGUR 3.8b: Verlauf der  $\text{NH}_4$ - und  $\text{NO}_3$ -Konzentrationen im Ablauf des Belebungsbeckens und der Nachklärung, bei Zugabe des Faulwassers während der Nachtstunden.

### 3.3.3. Steuerung oder Regelung des Zulaufs

Eine weitere Möglichkeit den Einfluss der N-Spitzenfracht zu dämpfen, ist die Speicherung eines Teils des Zulaufs während Spitzenzeiten und Rückführung des gespeicherten Abwassers während Schwachlastzeiten. Durch Zwischenspeicherung von ca. 1000 m<sup>3</sup> Abwasser zwischen 10 und 12 Uhr könnte im obigen Beispiel (Fig. 3.8) das Verhältniss N-Fracht<sub>max</sub>/N-Fracht<sub>mittel</sub> von 2.3 auf 1.4 reduziert werden und die Ammoniumablaufkonzentration deutlich vermindert werden (Fig. 3.10). Diese Massnahme ist ziemlich aufwendig und lohnt sich nur, wenn die Belebung relativ knapp ausgelegt ist und regelmässig ausgeprägte Spitzenlasten auftreten, die die maximale Nitrifikationsleistung der Biologie überschreiten.



FIGUR 3.9: Fließschema bei Regelung der Teilspeicherung des Zulaufs während Spitzenlasten (Stellglied: Schieber) und Rückführung (Stellglied: Pumpe) während tiefer Ammoniumablaufwerte.



FIGUR 3.10: Reduktion der Ammoniumablaufkonzentration nach Zwischenspeicherung von 1000 m<sup>3</sup> Abwasser zwischen 10-12 Uhr und Rückführung des gespeicherten Abwassers zwischen 0-8 Uhr morgens (Faulwasserdosierung wie in Fig. 3.8).

Die temporäre Speicherung des Zulaufs kann über die N-Zulauffracht gesteuert bzw. über die  $\text{NH}_4$ -Konzentration im Ablauf der Belebung geregelt werden (Fig. 3.9). Speicherbecken könnten z.B. durch Verminderung des meist grosszügig dimensionierten Vorklärbeckenvolumens geschaffen werden.

Die Steuerung nach der Zulauffracht hat den Vorteil einer raschen Anpassung an die Zulaufbedingungen, jedoch den Nachteil der aufwendigen Online-Stickstoffmessung im Zulauf und der fehlenden Eigenkontrolle des Eingriffs. Die Regelung nach der  $\text{NH}_4$ -Ablaufkonzentration hat den Nachteil, dass die Spitzenfracht erst mit einer zeitlichen Verzögerung erfasst wird. Es ist darum notwendig, die Regelung mit einem PD-Regler mit starkem D-Anteil auszurüsten:

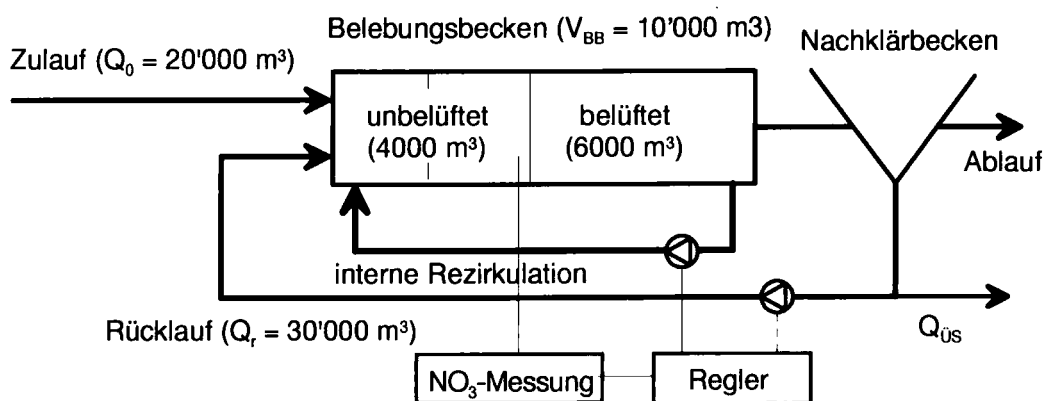
$$Q_{\text{Speichern}} = K_{\text{DR}} \cdot \Delta C_{\text{NH}_4} / \Delta t \quad (\text{Schwentner und Zerrer, 1992})$$

Während Regenwetter lohnt sich diese Regelung kaum. Auf eine Überlastung der Biologie durch rasches Ausstossen von stark ammoniumhaltigem, noch aus dem Trockenwetterzufluss stammendem Abwasser aus dem Vorklärbecken reagiert diese Regelung zu spät. Zudem wäre das Speichervolumen bei Regenwetter zu klein.

### 3.3.4. Regelung der internen Rezirkulation

In Fig. 3.8 unten ist ersichtlich, dass die Nitratkonzentration im Ablauf der Denitrifikation während den Nachmittags- und Abendstunden limitierend ist. Im nächsten Schritt wird daher eine interne Rezirkulation eingeführt, die proportional zur Nitratkonzentration im Ablauf des Denitrifikationsteils ( $S_{\text{NO},\text{BB}}$ ) geregelt wird (Fig. 3.11):

$$Q_{\text{Rez}} = 20'000 - 20'000 \cdot (S_{\text{NO},\text{BB}} - 1 \text{ g N m}^{-3}) \quad (\text{m}^3 \text{ d}^{-1})$$

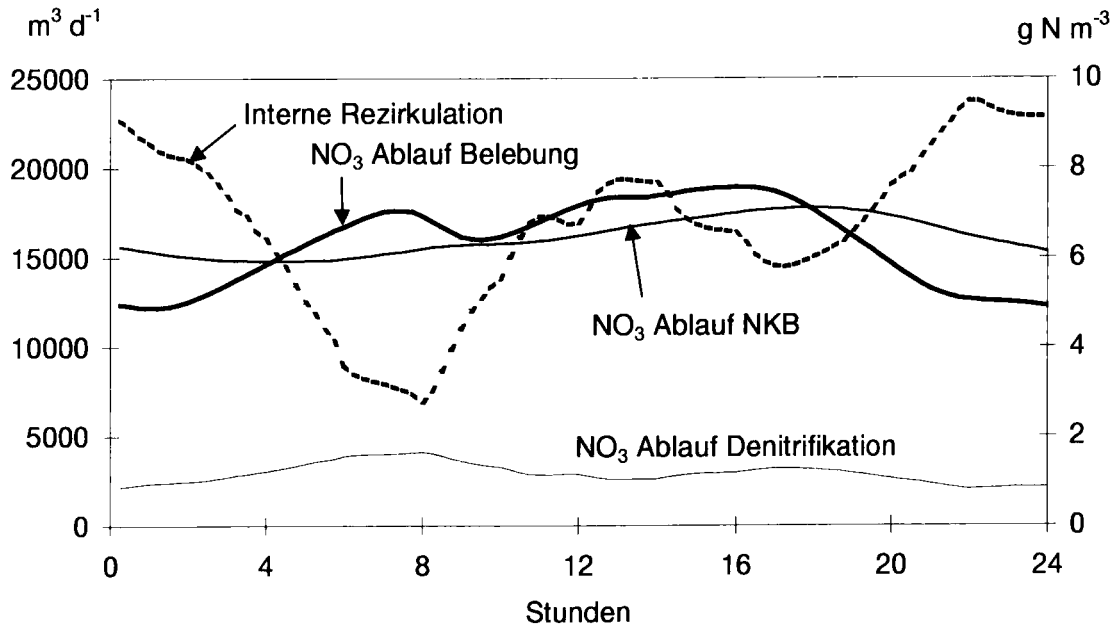


FIGUR 3.11: Fließschema bei Regelung der internen Rezirkulation nach der Nitratkonzentration im Ablauf des Denitrifikationsteils.

Eine Regelung nach dem Redoxpotential eignet sich nicht, da der Knickpunkt ( $0 \text{ mg NO}_3\text{-N}$ ) bei der vorgeschalteten Denitrifikation selten erreicht wird. Durch die interne Rezirkulation verbessert sich die Denitrifikationsleistung um knapp 10% und die Nitratkonzentration vermindert sich im Tagesmittelwert von  $7.5$  auf  $6.5 \text{ g NO}_3\text{-N m}^{-3}$  (vergleiche Fig. 3.8 und 3.12).

Mit einer konstanten Einstellung der internen Rezirkulation auf  $15000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  kann praktisch das gleiche Resultat erreicht werden wie mit der obigen Regelung. Inwieweit sich also eine Regelung lohnt und wie stabil die Regelgrösse bei sehr

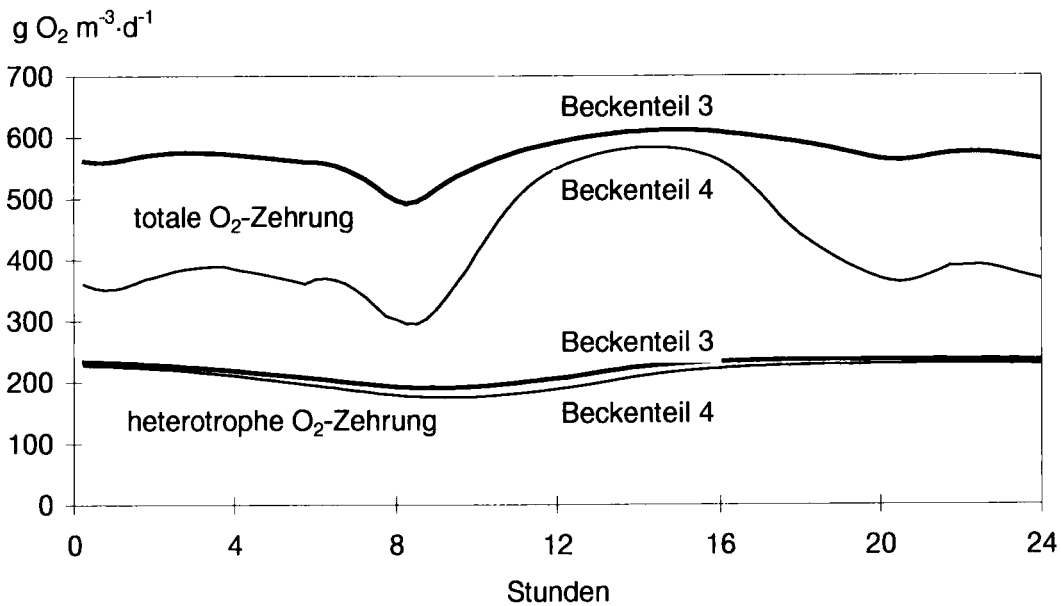
tiefen Nitratkonzentrationen gemessen werden kann oder ob eine saisonale Einstellung der internen Rezirkulation genügt, muss von Fall zu Fall abgeklärt werden.



FIGUR 3.12: Verlauf der internen Rezirkulation und der Nitratkonzentration im Ablauf Denitrifikation, Belebung und Nachklärung.

### 3.3.5. Regelung der Belüftung bei der vorgeschalteten Denitrifikation

Da die leicht abbaubaren organischen Stoffe grösstenteils im anoxischen Beckenteil abgebaut werden, ergibt sich eine Vergleichmässigung der Sauerstoffzehrung der heterotrophen Bakterien im Tagesgang und längs der belüfteten Beckenteile (Fig. 3.13), was die Planung der Belüftung und die O<sub>2</sub>-Regelung wesentlich erleichtert.



FIGUR 3.13: Verlauf der Sauerstoffzehrung der heterotrophen und der nitrifizierenden Mikroorganismen in den beiden belüfteten Beckenteilen bei Dosierung des Faulwassers während der Nachtstunden.

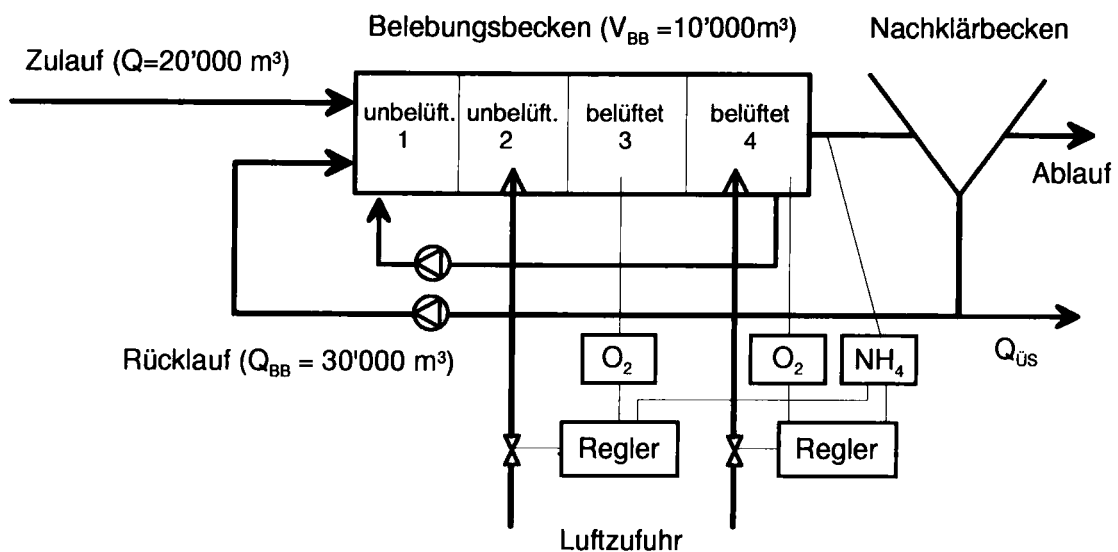


Eine Variation der totalen Sauerstoffzehrung ergibt sich nur durch die nitrifizierenden Bakterien, da in den Nachtstunden praktisch kein Ammonium in das letzte Beckenteil gelangt. Der Sollwert der Sauerstoffkonzentration könnte während den Nachtstunden reduziert werden. Dies würde den Sauerstoffeintrag in den Denitrifikationsteil vermindern und die simultane Denitrifikation im aeroben Teil fördern.

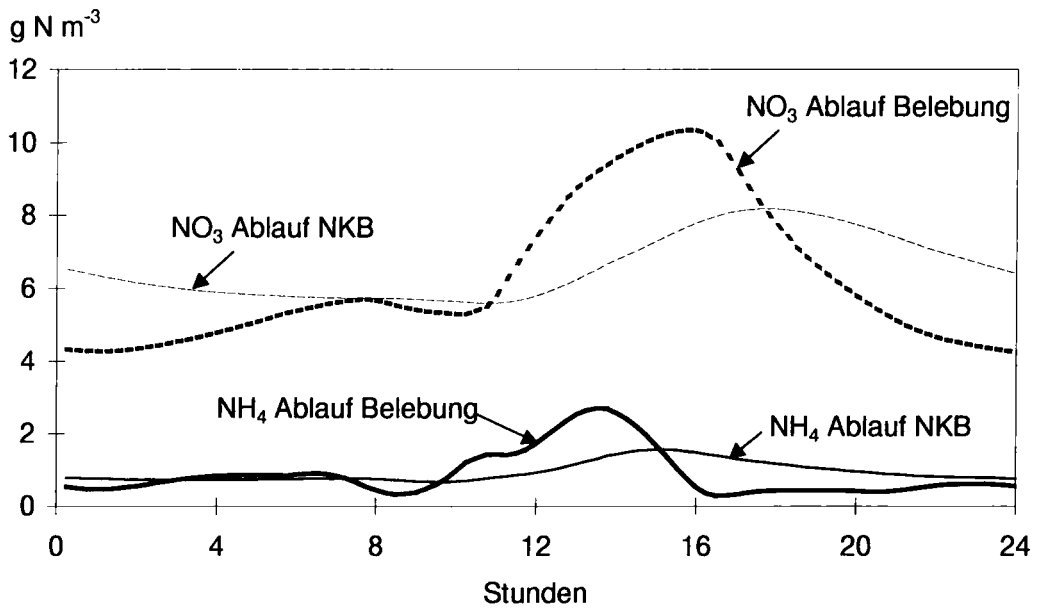
Es ist daher anzustreben, parallele Strassen möglichst gleichmässig zu beschicken und die Belüftung des dritten bzw. des vierten Beckenteils von parallelen Strassen zusammenzufassen und mit je einer Sauerstoffmessung im dritten Beckenteil bzw. am Beckenende zu regeln.

Wenn der belüftete Teil relativ knapp bemessen wurde, kann, zur Verminderung von Ammoniumspitzen im Ablauf, der zweite Beckenteil als bivalente Zone ausgerüstet werden und die Belüftung über die  $\text{NH}_4$ -Konzentration im Ablauf des Belebungsbeckens geregelt werden (Fig. 3.14). Evtl. genügt als Signal auch der Luftdurchsatz (bei geregelter Belüftung), der abnimmt, wenn die Ammoniumbelastungsspitze die Anlage passiert hat.

Bei Anlagen, die nur über ein kleines Denitrifikationsvolumen verfügen, eignet sich dieses Regelschema auch, um die Denitrifikationsleistung zu verbessern und das vorhandene Beckenvolumen optimal auszunutzen (Vergrößerung des Denitrifikationsvolumens bei mittleren und kleinen  $\text{NH}_4$ -Frachten).

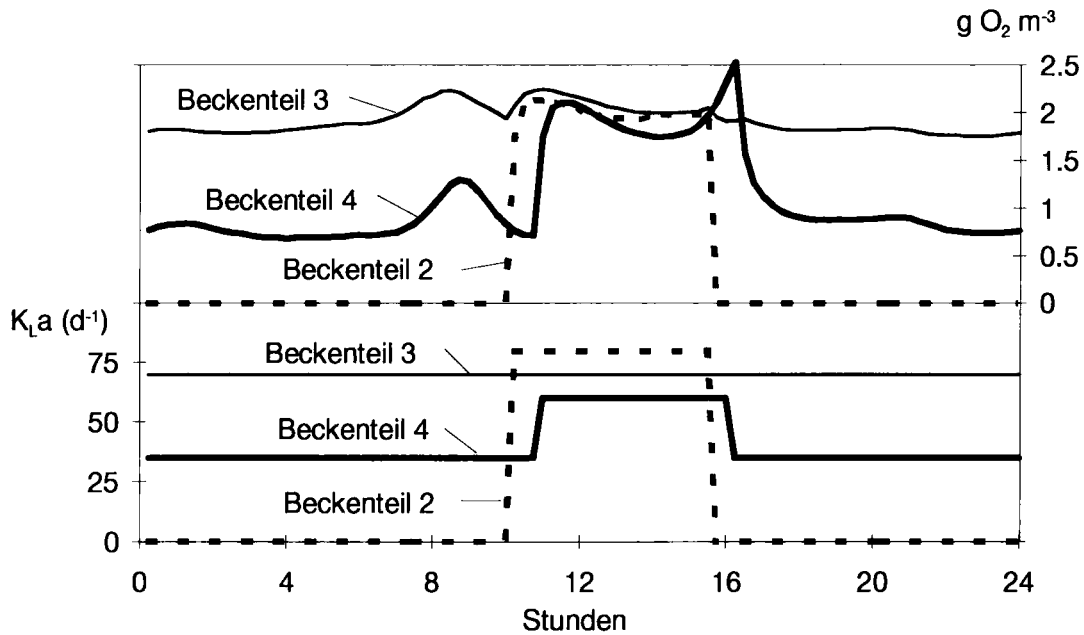


FIGUR 3.14: Regelung der Belüftung bei vorgeschalteter Denitrifikation um Ammoniumspitzen zu vermindern und die Denitrifikationsleistung zu verbessern.



FIGUR 3.15: Ammonium- und Nitratkonzentrationen im Ablauf der Belebung und des NKB bei Steuerung der Belüftung im bivalenten Teil und im letzten aeroben Beckenteil mit Hilfe der  $\text{NH}_4$ -Konzentration im Ablauf des Belebungsbeckens.

Ist die  $\text{NH}_4$ -Konzentration ansteigend und überschreitet einen bestimmten Wert, wird die Belüftung im zweiten Beckenteil angestellt, bzw. bei abnehmender Konzentration und Unterschreiten eines bestimmten Wertes abgestellt (Figuren 3.15 und 3.16). Das Belüftungsangebot der bivalenten Zone kann mit der Sauerstoffkonzentration des dritten Beckenteils gesteuert werden, da die totale Sauerstoffzehrung im zweiten Beckenteil nicht wesentlich grösser ist als im dritten Beckenteil.



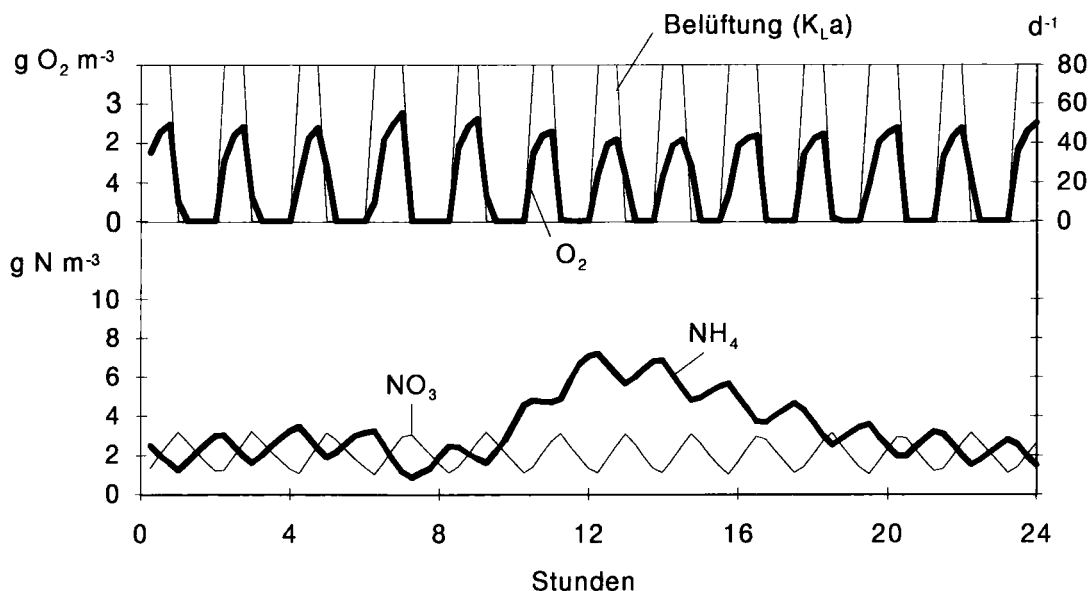
FIGUR 3.16: Schaltung der Belüftung in Funktion der  $\text{NH}_4$ -Ablaufkonz. (unten, Zweipunktregelung) und Verlauf der Sauerstoffkonzentration (oben) in den Beckenteilen 2, 3 und 4.

Wird gleichzeitig die Belüftung im vierten Beckenteil bei tiefen  $\text{NH}_4$ -Ablaufwerten reduziert (z.B. von 2 auf  $0.5\text{-}1 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ , Fig. 3.16), kann die Energie für die zusätzliche Belüftung während den  $\text{NH}_4$ -Spitzenfrachten zum Teil wieder kompensiert und gleichzeitig die Denitrifikationsleistung verbessert werden. Die Reduktion der Sauerstoffkonzentration im letzten Beckenteil könnte auch mit einer Steuerung erfolgen, die auf Grund von mehrtägigen Aufnahmen des Tagesgangverlaufs der  $\text{NH}_4$ -Ablaufkonzentration festgelegt wurde.

### 3.3.6. Regelung der Belüftung bei intermittierender und simultaner Denitrifikation

Wird bei einem volldurchmischten Belebungsbecken die Belüftung intermittierend zu- und abgeschaltet, können im gleichen Becken sowohl Nitrifikations- als auch Denitrifikationsprozesse ablaufen (intermittierende Denitrifikation). Bei Karussellbecken, die mit zwei Belüftern ausgestattet sind, wird meistens ein Belüfter kontinuierlich betrieben und der zweite je nach Bedarf zugeschaltet. Nitrifikation und Denitrifikation können damit simultan im gleichen Becken ablaufen (simultane Denitrifikation).

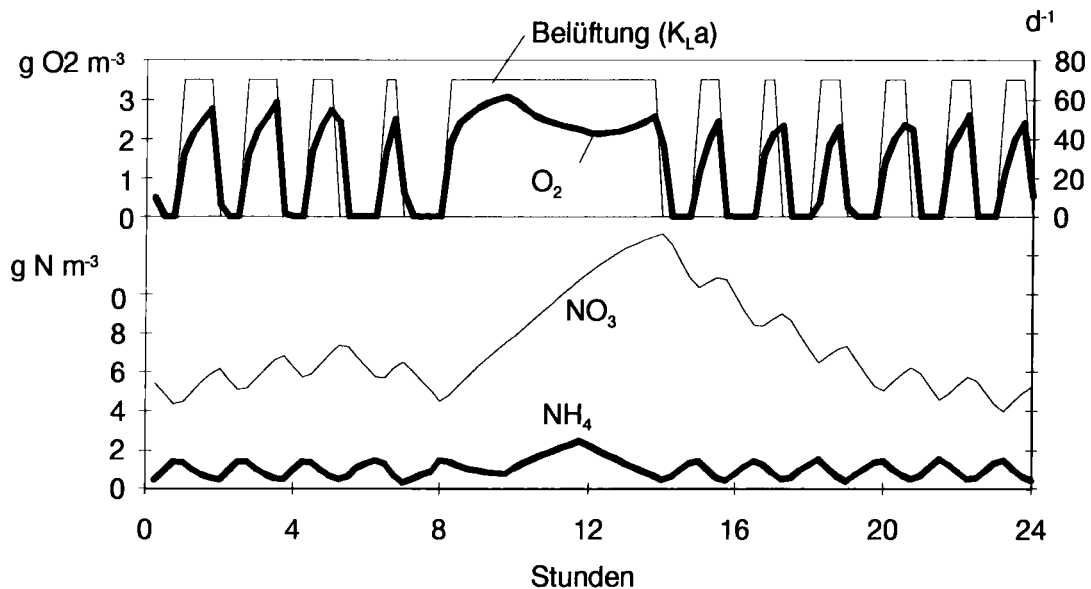
Die Einschaltlängen der Belüftung bei der intermittierenden Denitrifikation als auch des zweiten Belüfters bei der simultanen Denitrifikation können, sowohl mit Hilfe des Nitrats bzw. des Redoxpotentials (vor dem Belüfter) oder des Ammoniums im Beckenablauf gesteuert werden. In den achtziger Jahren wurde die Belüftung meistens nur mit dem Redoxpotential gesteuert (einfachste Messmethode). Es hat sich jedoch gezeigt, dass während Ammoniumspitzenfrachten die Nitrifikationszeit zu kurz wird, was ein Ansteigen des Ammoniumgehalts im Ablauf zur Folge hat. Die Denitrifikation wird auf Kosten der Nitrifikation optimiert (Fig. 3.17).



FIGUR 3.17: Regelung der intermittierenden Belüftung nach der Nitratkonzentration im Belebungsbecken (Belüftung on:  $\text{NO}_3\text{-N} < 1 \text{ g N m}^{-3}$ , Belüftung off:  $\text{NO}_3 > 3 \text{ g N m}^{-3}$ ).

Heute wird zur Regelung der Belüftung vermehrt die Online-Ammoniummessung (z.B.  $\text{NH}_4$ -Elektrode) im Ablauf beigezogen (Fröse, 1992). Während der  $\text{NH}_4$ -

Spitzenfracht über die Mittagsstunden wird die Belüftung ständig betrieben, was eine niedrigere  $\text{NH}_4$ - jedoch eine höhere Nitrat-Ablaufkonzentration zur Folge hat (Fig. 3.18). Da bei tieferen  $\text{NH}_4$ -Konzentrationen belüftet wird als in Fig. 3.17, sind die Belüftungszeiten im Vergleich zu den unbelüfteten Phasen ein wenig länger und die Denitrifikationsleistung ist auch in den Nachtstunden geringer.



FIGUR 3.18: Regelung der intermittierenden Belüftung nach der Ammoniumkonzentration im Belebungsbecken (Belüftung on:  $\text{NH}_4 > 1.5 \text{ g N m}^{-3}$ , off:  $\text{NH}_4 < 0.5 \text{ g N m}^{-3}$ ).

Sind zwei parallele Strassen vorhanden und ist die Abwasserzusammensetzung ungünstig (kleines CSB/N- Verhältnis), kann es zweckmässig sein, auch das Abwasser intermittierend zu beschicken. Bei Zugabe während der unbelüfteten Phase wird das leicht abbaubare Substrat mehrheitlich der Denitrifikation zur Verfügung gestellt und die N-Eliminationsleistung verbessert.

Damit knapp bemessene Belebungsanlagen während des ganzen Jahres mit Nitrifikation und Denitrifikation betrieben werden können, sollten drei Signale zur Verfügung stehen:

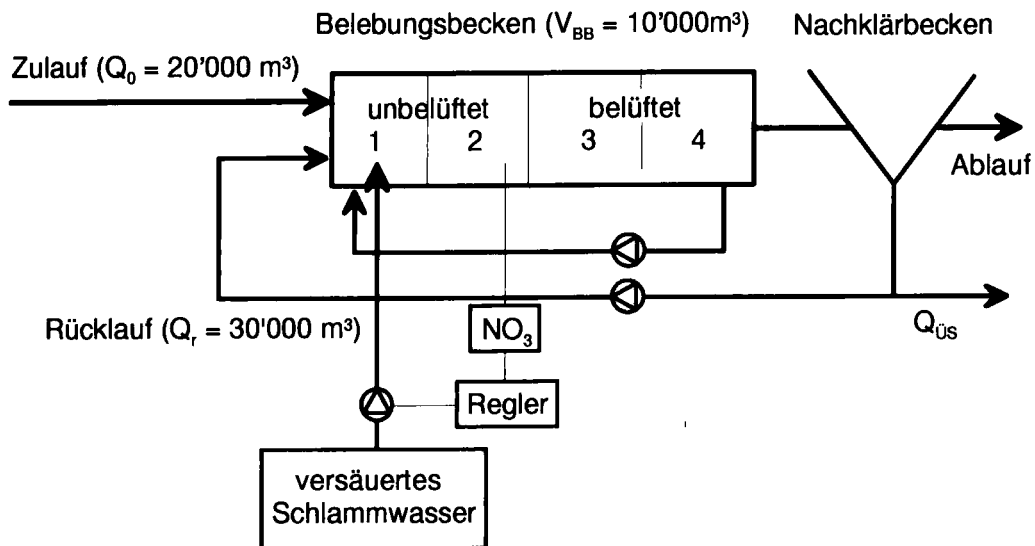
- $\text{O}_2$  zur Limitierung der maximalen  $\text{O}_2$ -Konzentration während der aeroben Phasen,
- $\text{NH}_4$  zur Steuerung der Belüftung während  $\text{NH}_4$ -Spitzenbelastungen (wurde bei der alternierenden Denitrifikation durch das Redoxpotential ersetzt, Fig. 3.2b) und
- $\text{NO}_3$  bzw. Redoxpotential zur Steuerung des  $\text{O}_2$ -Eintrags während unterbelasteter Perioden.

Die Regelungsstrategie, mit der diese drei Signale eingesetzt werden, hängt ab vom Energieverbrauch, Rest- $\text{NH}_4$ -Fracht, N-Elimination und Momentanwerten.

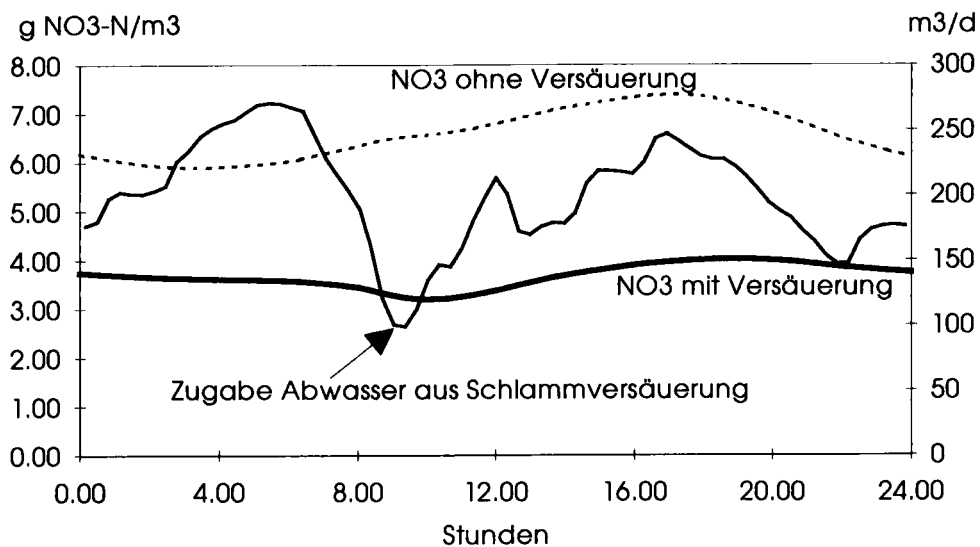
### 3.3.7. Zugabe von versäuertem Schlammwasser bei der Denitrifikation

Ist die Abwasserzusammensetzung ungünstig (kleines CSB/N-Verhältnis, stark verdünnt, hoher Nitratgehalt), kann durch Zugabe von versäuertem Trübwasser die Denitrifikationsleistung wesentlich verbessert werden (s. Beitrag Moser et al.). Es ist

jedoch zu beachten, dass bei einer Versäuerung des Klärschlammes auch erhebliche Anteile Ammonium freigesetzt werden. Wird z.B. der Frischschlamm direkt entwässert und verbrannt, ergibt sich mit der Versäuerung eine zusätzliche Ammoniumbelastung. Die Zugabe der Versäuerungsprodukte kann mit Hilfe der Nitratkonzentration im Ablauf der Denitrifikation ( $S_{NO, BB}$ ) gesteuert werden (Fig. 3.19), z.B.  $Q_{Vers.} = K_{PR} \cdot (S_{NO, BB} - 1 \text{ gN m}^{-3})$ .



FIGUR 3.19: Regelung der Nitratkonzentration im Ablauf der Denitrifikation durch Zugabe von versäuertem Schlammwasser.



FIGUR 3.20: Verlauf des Nitratgehalts im Ablauf NKB mit und ohne versäuertem Schlammwasser (Tab. 3.1). Durch die Nitrat-Regelung erfolgt die Zugabe mehrheitlich während der schwächer belasteten Abend- und Nachtstunden.

Ist die Denitrifikationsleistung bereits relativ hoch, muss bei Zugabe von versäuertem Schlammwasser die interne Rezirkulation wesentlich erhöht werden (im Beispiel von Fig. 3.20 von 20'000 auf 50'000  $\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$ ), damit nicht eine Nitratlimitierung im Denitrifikationsbecken erfolgt. Die Versäuerungsprodukte werden dann sinnvoller-

weise zur Steigerung der biologischen Phosphorelimination eingesetzt und dem anaeroben (nicht nitrathaltigen) Becken zugegeben.

### 3.3.8. Steuerung und Regelung bei der biologischen P-Elimination

In den folgenden Berechnungsbeispielen soll eine Ammoniumregelung der Belüftung, eine Regelung der internen Rezirkulation und die Dosierung von Versäuerungsprodukten dynamisch modelliert werden. Die besondere Dynamik der Bio-P und die unterschiedlichen Zulaufbedingungen machen die Simulation eines Wochenganges nötig (s. Beitrag Kühni et al.). Die zusätzlichen Daten (vergl. Kap. 3.3. und Tab. 3.1) sind nachfolgend aufgelistet.

Für die Simulation wird von einer gleichen Tagesverteilung von Stickstoff und Phosphor ausgegangen. Die Stickstofffracht wird durch eine separate Faulwasserbehandlung reduziert. Da die Anlage auf eine Bio-P-Aktivität nur im Sommer dimensioniert werden soll, wird eine Temperatur von 18°C angenommen. Bei warmen Temperaturen ist die organische Schlammproduktion, aufgrund der höheren endogenen Atmung, geringer und die Fällschlammmenge nimmt bei kleinerem Fällmitteleinsatz ebenfalls ab. Das Schlammalter inklusive Schlammbett wird deswegen auf 18 Tage festgelegt. Hieraus folgt eine Feststoffkonzentration in der Belebung von 2-2.5 kg m<sup>-3</sup>. Um die Bio-P zu fördern, wird das Rücklaufschlammverhältnis  $Q_{rs}/Q_0$  von 1.5 auf 1 abgesenkt (vergl. Fig. 3.21).

TABELLE 3.2: Abminderungsfaktoren für Wochenend-/Wochentagsfrachten

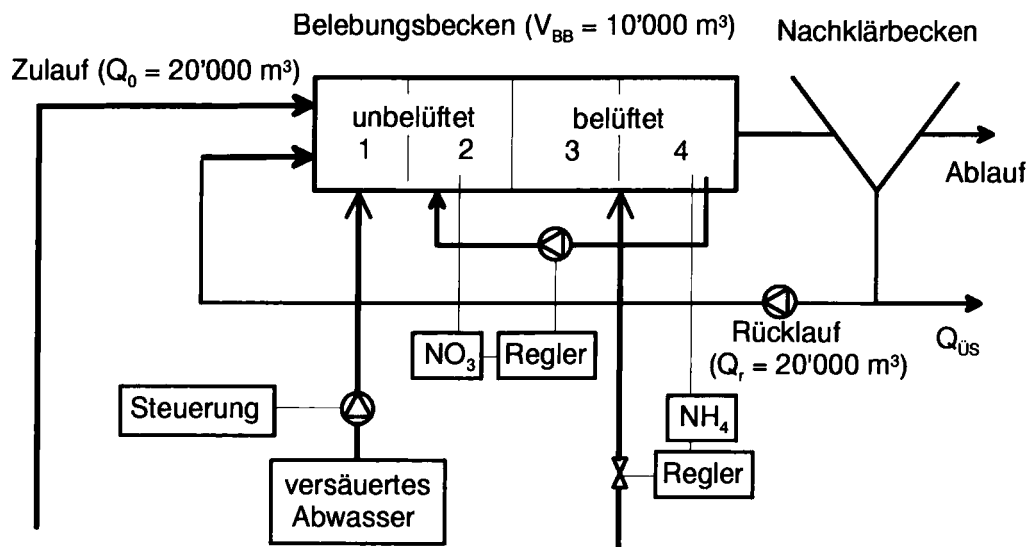
Faktor	Zulauf	CSB <sub>tot</sub>	TKN	NH <sub>4</sub> -N	P <sub>tot</sub>	PO <sub>4</sub> -P
Faktor Wochenende (2/7)	1	0.65	0.9	0.9	0.75	0.75
Faktor Arbeitstage (5/7)	1	1.14	1.04	1.04	1.1	1.1

Als Ausbauvarianten sollen folgende Verfahrensänderungen diskutiert werden:

- Grundzustand: Rücklaufschlammstrom in Abhängigkeit der Zulaufmenge  $RV=1$ , sep. Faulw.-Behandlung,  $Q_{IR}/Q_0 = 1$ .
- Ammonium-Regelung durch Variation der Belüftung in den Beckenteilen 3 und 4 (Fig. 3.21).
- interne Rezirkulation gesteuert über NO<sub>3</sub> im Beckenteil 2 (R2) und NH<sub>4</sub>-Regelung (Fig. 3.21).
- Dosierung von externem Substrat aus der Primärschlammversäuerung und NH<sub>4</sub>-Regelung (interne Rezirkulation konstant bei 30'000 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>)

TABELLE 3.3: Definition der Ausbauvarianten

Variante	NH <sub>4</sub> -Regelung	Q <sub>IR</sub> R5→R3, Q <sub>IR</sub> /Q <sub>0</sub> =1	Dosierung Versäuerungs- produkte
A (Grundzustand)	-	X	-
B	X	X	-
C	X	gesteuert	-
D	X	X	X



FIGUR 3.21: Steuerung und Regelung bei der biologischen P-Elimination.

### Variante B: Ammonium-Regelung

Zunächst soll die Wirkung einer Ammoniumregelung der Belüftung aufgezeigt werden, die besonders bei der Bio-P von herausragender Bedeutung ist.

Bei tiefen Ammoniumkonzentrationen im Ablauf, die bei schwacher Stickstoffbelastung (z.B. nachts) oder bei hohen Temperaturen vorkommen, kann die Sauerstoffkonzentration im Belüftungsbecken reduziert werden. Dadurch lässt sich Belüftungsenergie einsparen und gleichzeitig die Denitrifikationsleistung der gesamten Anlage substantiell erhöhen. Dies verbessert wiederum die Bedingungen für die Bio-P, da weniger Nitrat über den Rücklaufschlamm in die anaerobe Zone eingetragen wird. Darüber hinaus erhöht sich die Nitrifikationskapazität der Anlage, da der Nitrifikantenzersetzungsprozess unter sauerstofffreien Bedingungen deutlich verlangsamt ist. Als Regelsignal kann die Ammoniumkonzentration im Beckenablauf verwendet werden. Auf der Kläranlage Neugut konnte eine solche Regelung mit einem Zweipunktregler grostechnisch mit Erfolg getestet werden (Kühni et al., 1999).

Abweichend zu Kapitel 3.3.5. kommt bei dieser Simulation ein kontinuierlicher Regler zum Einsatz. Im Prinzip handelt es sich um einen Zweipunktregler, der die Belüftung nach der Unterschreitung einer bestimmten gewünschten Ammoniumkonzentration im Beckenablauf jedoch kontinuierlich statt diskret reduziert (Fig. 3.22).

Die modellierte Ammonium-Regelung ist stark idealisiert und berücksichtigt keine Totzeiten. Folgende Regelgleichung zur Bestimmung der einzustellenden Sauerstoffkonzentration wurde für die Simulation gewählt (Regelung für die Becken 4 und 5):

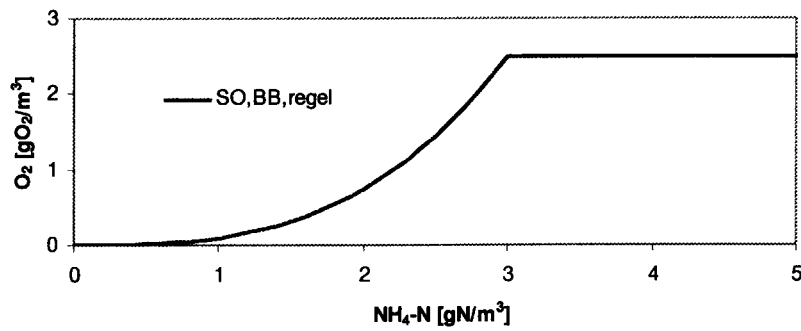
$$\text{if } S_{\text{NH},R4} < S_{\text{NH},R4,\text{soll}} \text{ then } S_{\text{O},\text{BB},\text{regel}} = \left( \frac{S_{\text{NH},R4}}{S_{\text{NH},R4,\text{soll}}} \right)^3 \cdot S_{\text{O},\text{BB},\text{soll}} \text{ else } S_{\text{O},\text{BB},\text{soll}}$$

$S_{\text{NH},R4,\text{soll}}$  = Sollwert der Ammoniumkonzentration im Beckenteil 4 resp. im Beckenablauf =  $3.0 \text{ gN m}^{-3}$

$S_{\text{NH},R4}$  = Aktuelle Ammoniumkonzentration im Beckenteil 4

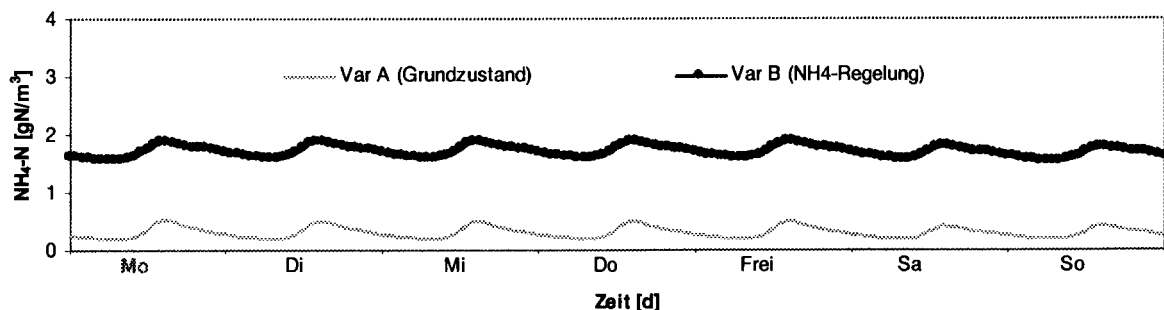
$S_{\text{O},\text{BB},\text{soll}}$  = Sollwert der Sauerstoffkonzentration Belebungsbecken =  $2.5 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$

$S_{\text{O},\text{BB},\text{regel}}$  = Einstellende Sauerstoffkonzentration



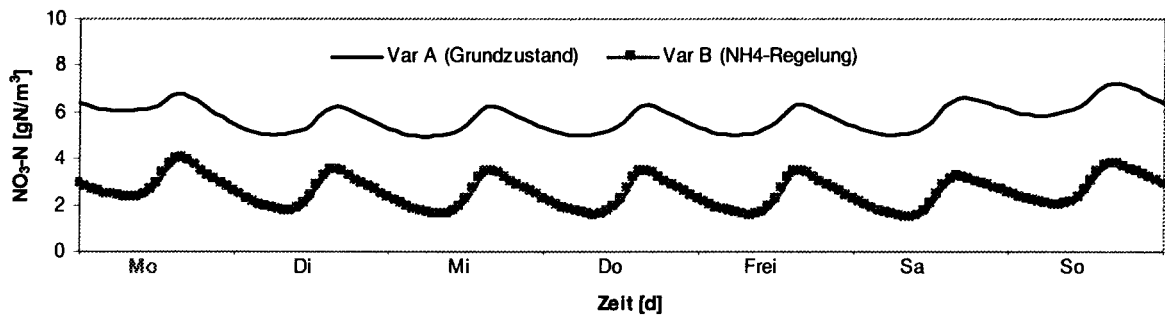
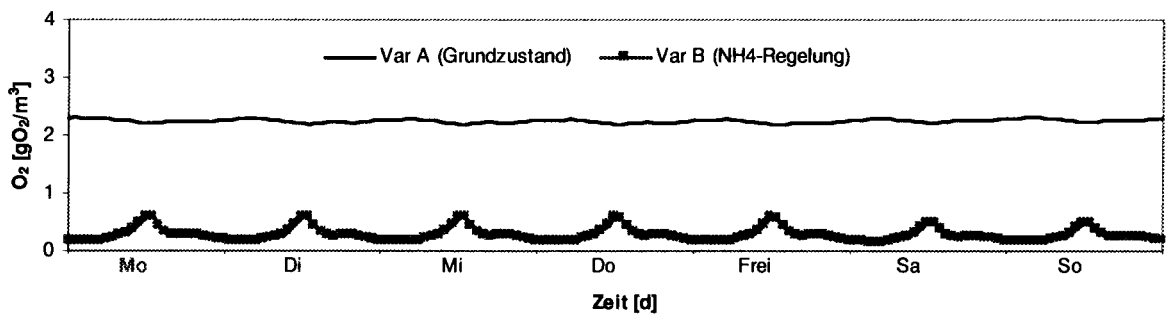
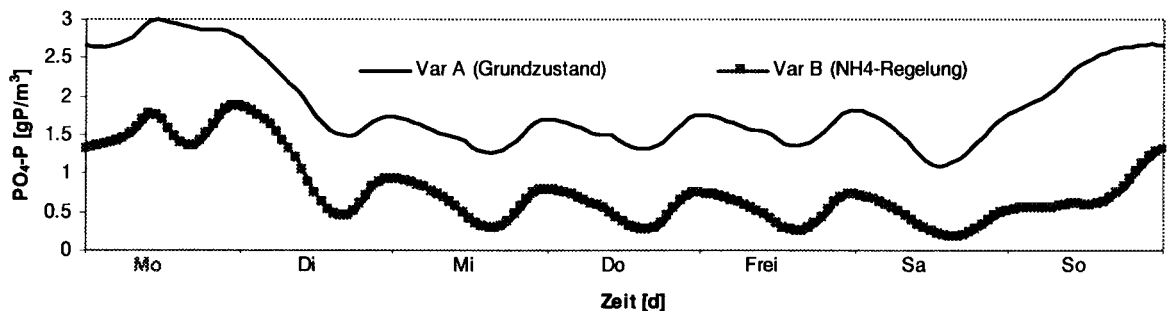
FIGUR 3.22: Einstellende Sauerstoffkonzentration in der belüfteten Zone nach der Ammoniumregelung

Fig. 3.23 zeigt, dass mit dieser Regelung eine relativ konstante Ammoniumkonzentration von ca.  $2 \text{ gN m}^{-3}$  im Ablauf resultiert (Regelabweichung  $1 \text{ gN m}^{-3}$ ). Im Grundzustand stellen sich in den Beckenteilen 3 und 4 Sauerstoffkonzentrationen von  $2.0\text{-}2.5 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$  ein, mit Ammoniumregelung sinkt diese auf  $0.2\text{-}1.0 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$  ab (Fig. 3.25), wodurch die Nitratkonzentration im Ablauf durch die geringere Nitrifikationsleistung und die simultane Denitrifikation gegenüber dem unregulierten Betrieb stark abnimmt (Fig. 3.24).



FIGUR 3.23: Ausbauvariante B (NH<sub>4</sub>-Regelung), NH<sub>4</sub>-N im Ablauf



FIGUR 3.24: Ausbauvariante B (NH<sub>4</sub>-Regelung), NO<sub>3</sub>-N im AblaufFIGUR 3.25: Ausbauvariante B (NH<sub>4</sub>-Regelung), O<sub>2</sub> im Beckenteil 3FIGURE 3.26: Ausbauvariante B (NH<sub>4</sub>-Regelung), PO<sub>4</sub>-P im Ablauf

In Bezug auf die Bio-P zeigt sich ebenfalls eine deutliche Verbesserung durch die Einführung der Ammonium-Regelung (Fig. 3.26). Im Mittel kann, bezogen auf den Zulauf, eine P-Elimination von  $C_{P,elim} = 80\%$  erreicht werden. Das Wochenmittel der PO<sub>4</sub>-P-Ablaufwerte beträgt  $0.8 \text{ gP m}^{-3}$ .

#### Variante C: Regelung der internen Rezirkulation

Zur Modellierung einer Regelung der internen Rezirkulation wird zunächst, analog zu Kapitel 3.3.4., folgende Formel benutzt, die den Durchfluss proportional zur Nitrat-Konzentration regelt:

$$Q_{IR} = 20'000 - 20'000 \cdot (S_{NO,R2} - 1 \text{ g N m}^{-3}) \quad (\text{m}^3 \text{ d}^{-1})$$

Wie schon in Kapitel 3.3.4. beschrieben, wirkt sich die Regelung der internen Rezirkulation nach der Nitrat-Konzentration im anoxischen Beckenteil (R2) bei den angegebenen Betriebsbedingungen kaum aus. Auch mit einer konstant eingestellten

internen Rezirkulation steigt die Nitrat-Konzentration im Beckenteil 2 selten über  $1 \text{ gN m}^{-3}$ . Eine Absenkung des Nitrat-Sollwertes auf  $0.5 \text{ gN m}^{-3}$  würde zwar die Bio-P verbessern, aber die Bestimmung des Messwertes dürfte bei derart tiefen Konzentrationen mit grösseren Ungenauigkeiten behaftet sein. Als Alternative wird der Regelung eine feste Tag/Nacht-Aufteilung der internen Rezirkulation gegenübergestellt. In der Nacht ( $15:30 - 10:45$ ) beträgt der Durchfluss  $35'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ , am Tag  $25'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ .

In Fig. 3.28 ist zu erkennen, dass die Regelung die Grösse der internen Rezirkulation eher erhöht. Eine leichte Drosselung der internen Rezirkulation gegenüber dem konstanten Wert von  $30'000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  ist nur am Sonntag zu erkennen. Bei den Nitrat-Ablaufwerten zeigen sich Veränderungen ebenfalls nur am Sonntag. Die tagsüber stärkere Drosselung der festen Aufteilung bedingt leicht verbesserte  $\text{NO}_3\text{-N}$ -Ablaufwerte (Fig. 3.27).

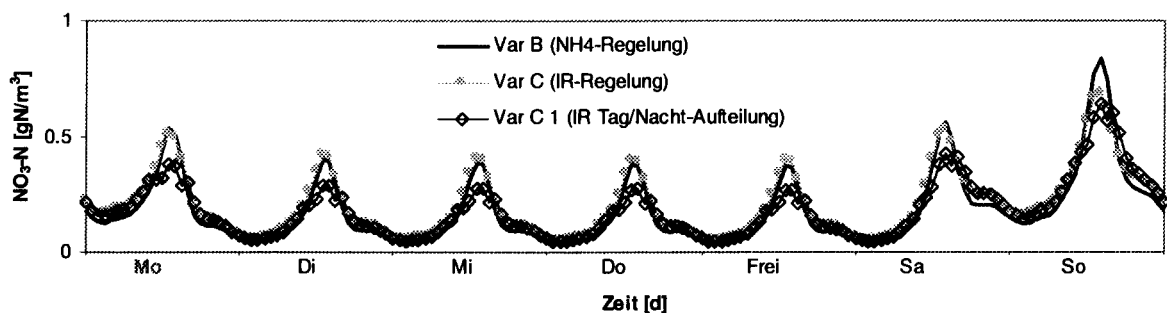


FIGURE 3.27: Ausbauvariante C (Regelung IR, feste Tag/Nacht-Aufteilung),  $\text{NO}_3\text{-N}$  im anoxischen Becken (R2)

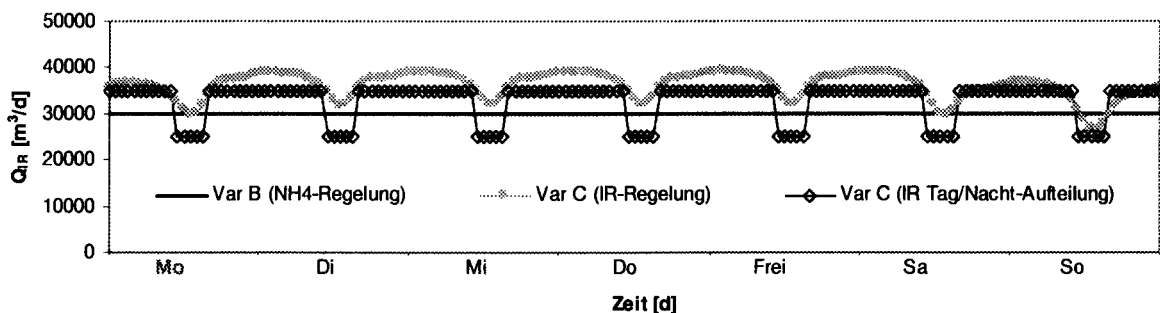


FIGURE 3.28: Ausbauvariante C (Regelung IR, feste Tag/Nacht-Aufteilung), Grösse der internen Rezirkulation  $Q_{IR}$

Auf die Bio-P haben die beiden Alternativen zur Anpassung der internen Rezirkulation, zumindest bei diesen Bedingungen, keinen Einfluss.

#### Variante D: Dosierung von Versäuerungsprodukten

Da zur Regelung der Zugabe des versäuerten Abwassers heute noch kein geeignetes Regelsignal zur Verfügung steht, kommt hier eher eine Steuerung in Funktion der TOC/N bzw. CSB/N-Fracht in Frage (Fig. 3.21). Wobei meist auch Erfahrungswerte, bestimmt durch Sammelproben, genügen. Das versäuerte

Abwasser wird während tiefer CSB/N-Verhältnisse eingesetzt (s. Beitrag Kühni et al.). Da im benutzten Wochengang am Wochenende sehr tiefe CSB/N-Verhältnisse auftreten (Fig. 3.29), sollen in diesem Beispiel nur am Wochenende Versäuerungsprodukte zudosiert werden.

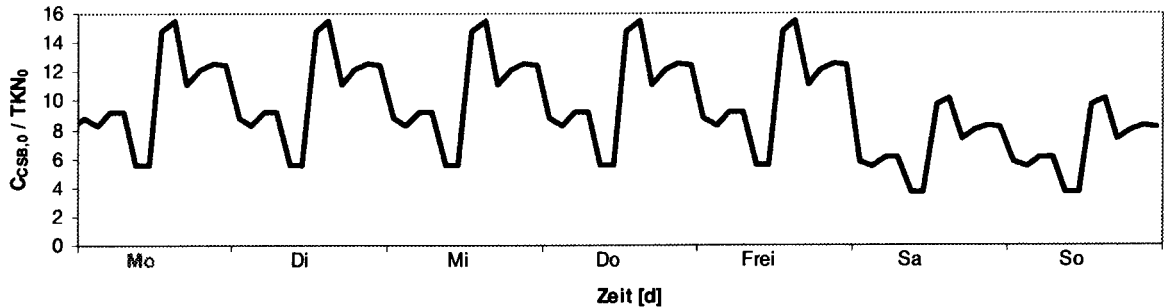


FIGURE 3.29:  $C_{CSB,0} / TKN_0$ -Verhältnis im Zulauf zur biologischen Stufe

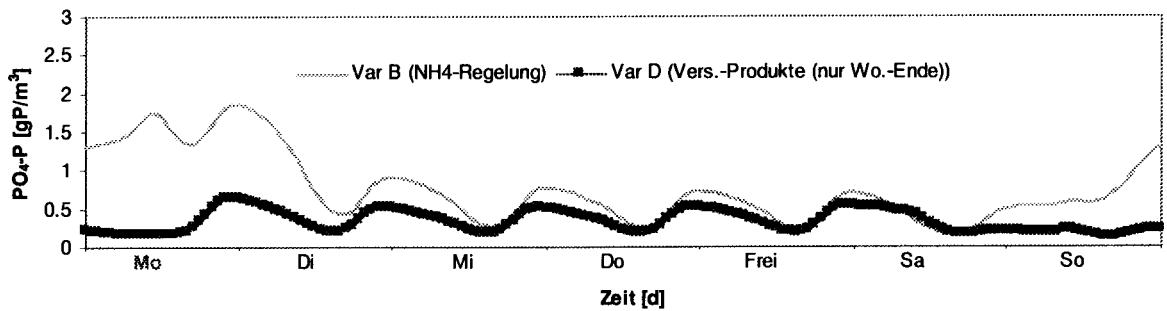


FIGURE 3.30: Ausbauvariante D (Dosierung Vers.-Produkte),  $PO_4\text{-P}$  im Ablauf

Bei dieser Variante ist der Einfluss der Substratdosierung deutlich zu erkennen. Beim Phosphat treten am Wochenende und am folgenden Montag keine erhöhten Ablauf-Konzentrationen mehr auf (Fig. 3.30). Die Denitrifikation am Wochenende ist ebenfalls leicht verbessert (Fig. 3.31). Die Bio-P-Aktivität steigt aufgrund der Dosierung am Wochenende insgesamt an.

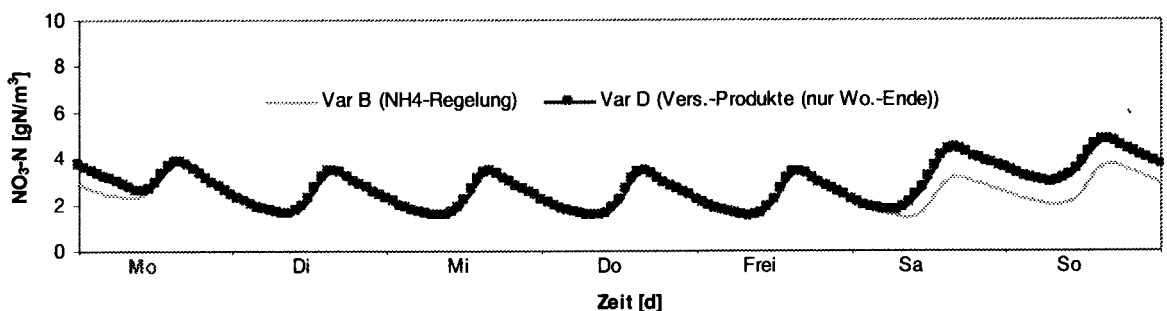


FIG. 3.31: Ausbauvariante D (Dosierung Vers.-Produkte),  $NO_3\text{-N}$  im Ablauf

Die mittlere Ablaufkonzentration für Phosphat beträgt  $0.3 \text{ gP m}^{-3}$ , was einer Gesamteliminationsleistung von 92 % bezogen auf den Zulauf entspricht.

## 4. HINWEISE ZUR PROJEKTIERUNG UND AUSFÜHRUNG

### 4.1. Analyse der Problemstellung

Nach der Definition ist ein Regelsystem eine Anordnung physikalischer Komponenten, die derart miteinander verbunden sind, dass sie sich selbst oder ein anderes System einstellen, steuern oder führen.

Bevor das System automatisiert werden kann, ist es unumgänglich, eine umfassende Analyse der Problemstellung vorzunehmen.

Die aus der Analyse hervorgehenden Informationen sind für den Reglerentwurf zwingend erforderlich und Voraussetzung für eine effiziente Lösung des Regelproblems.

Während der Analyse empfiehlt es sich, folgende Überlegungen anzustellen:

- Wie ist die Anlage oder Maschine hydraulisch/mechanisch angeordnet?
- Welche Prozessantwortzeit(en) ergibt/ergeben sich?
- In welcher Größenordnung bewegt sich die zeitliche Dauer der Prozessrückwirkung?
- Welche beeinflussenden Faktoren sind zudem zu berücksichtigen?

(Zum Beispiel das Betriebsverhalten der elektromaschinellen und messtechnischen Einrichtungen)

Die Analyse hat zudem aufzuzeigen, ob die vorhandenen Einrichtungen eine Regelung überhaupt ermöglichen oder ob dazu Änderungen oder Erweiterungen an den maschinellen Einrichtungen notwendig sind.

#### 4.1.1. Konstruktion der Anlage oder der Maschine

Für ein gut funktionierendes Regelsystem sind beim Konstruktionsentwurf einer Anlage oder Maschine sämtliche Anforderungen für deren Automatisierung zu berücksichtigen.

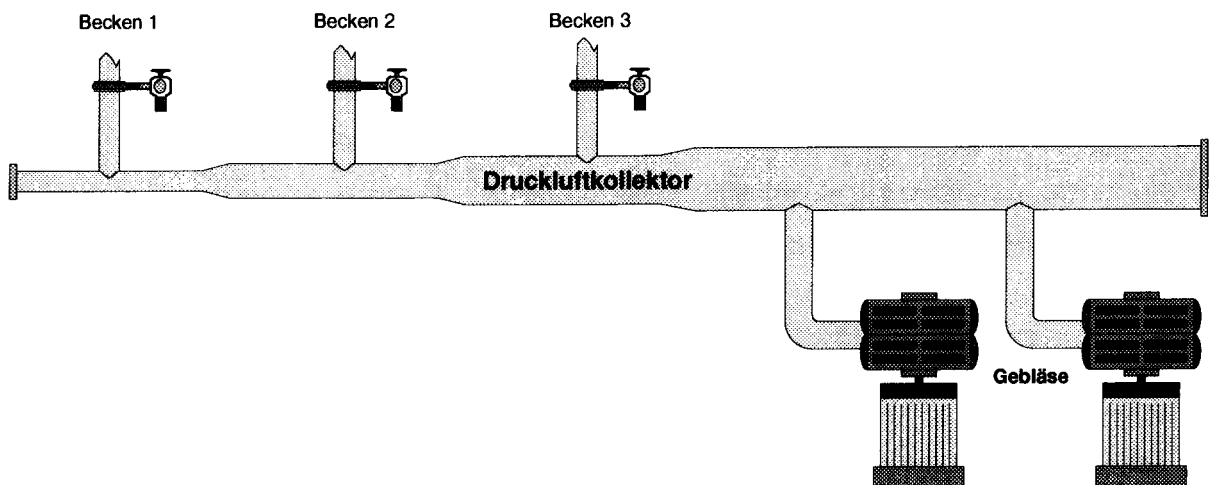
Anlagen oder Maschinen zur Abwasserreinigung, welche so angeordnet oder konstruiert sind, dass sie sich manuell nicht regeln lassen, können grundsätzlich auch nicht automatisch reguliert werden. Es gilt deshalb zu beachten, dass mit dem Einsatz von Automatisierungstechnik nur Anlagen reguliert werden können, welche die dazu notwendigen Anforderungen erfüllen.

Eine Konstruktion oder Anordnung einer Anlage kann die Anforderungen zur Regulierung mehr oder weniger erfüllen, d.h. man kann eine Anlage bezüglich Regelverhalten optimal oder minimal auslegen. Bei einer optimalen Ausführung werden sicherlich die Anforderungen an eine Regulierung minimiert, währenddem bei einer minimal ausgeführten Anlage die zur Regulierung notwendigen Automatisierungskomponenten (Software) sicherlich umfangreicher und komplexer ausfallen.

Als Beispiel wollen wir an Hand eines Systems zur Regulierung des Sauerstoffeintrags bei einer mehrstrassigen Abwasserreinigungsanlage die in der Praxis häufig anzutreffende Anlagenausführung der Luftverteilung diskutieren.

#### 4.1.1.1. Asymmetrische Luftverteilung

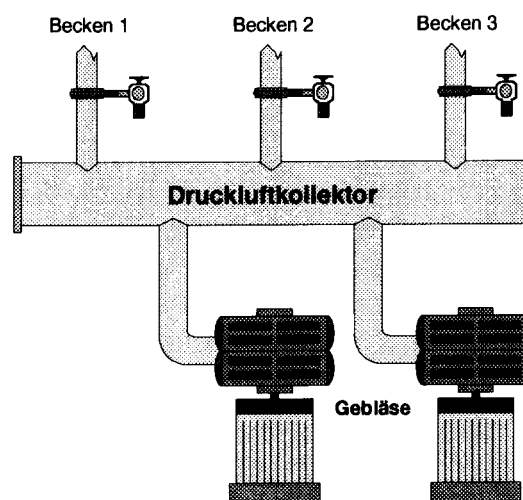
Vielfach sind die Luftverteillrohre hydraulisch so konzipiert, dass die Verteilung auf die verschiedenen Belüftungsbecken ab einem zentralen Druckluftkollektor erfolgen, an dessen Anfang sich die Gebläsestation, also die Gebläse oder Kompressoren, und am anderen Ende die Luftertrags- oder Regulierringe befinden (Fig. 4.1). In einer solchen Verteilung weisen die Rohrlängen von der Gebläsestation bis in die einzelnen Becken unterschiedliche Längen auf. Daraus folgt, dass die Druckverhältnisse und demnach auch die Luftmengen für jedes Becken unterschiedlich sind. Dies bedingt eine aufwendige und autonome Ausführung der Regelung jedes Luftertragsringes. Aus regelungstechnischer Sicht sind solche Lösungen als nicht optimal einzustufen und wenn möglich zu vermeiden.



FIGUR 4.1: Beispiel für eine asymmetrische Luftverteilung

#### 4.1.1.2. Symmetrische Luftverteilung

Bei einer symmetrischen Luftverteilung werden die Luftleitungen so konzipiert, dass sich die Druck- und Mengenverhältnisse für jedes Becken in etwa gleich verhalten (Fig. 4.2). Solche Lösungen lassen sich viel besser und mit weniger Aufwand regulieren.



FIGUR 4.2: Beispiel für eine symmetrische Luftverteilung

#### 4.1.2. Prozessein- und -rückwirkung, Prozessantwortzeiten

Zur Abschätzung des Regelverhaltens einer biologischen Reinigungsstufe ist das Wissen über die Prozessrückwirkungs- resp. -antwortzeit unerlässlich.

Unter den Begriffen "Prozessrückwirkung resp. Prozessantwortzeit" wird die Zeitdauer vom Zeitpunkt der Einwirkung in die Regelstrecke bis zur Erkennung der Einwirkung durch das regelnde System verstanden. In der Regeltechnik wird dafür der Begriff "Totzeit" verwendet.

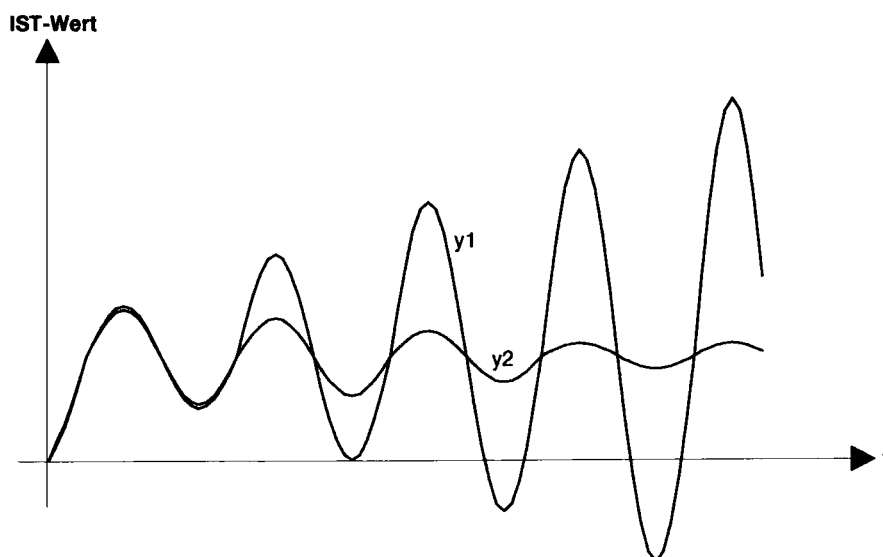
Die Totzeit ist der grösste Feind aller Regelungen, weil während dieser Zeit keine verlässliche Rückkoppelung vom Prozessgeschehen erfolgt und demzufolge auch keine Kontrolle über die Einwirkung möglich ist.

Idealerweise sollten Totzeiten gar nicht auftreten oder wenn dies nicht möglich ist, so klein wie möglich gehalten werden. Zu beachten gilt es dabei, dass sich die Totzeit für einen Regelkreis aus der Summe aller im Regelkreis vorkommenden Totzeiten ergibt.

So ergibt sich zum Beispiel die Totzeit bei einer Sauerstoffeintragsregelung mittels regulierbarem Lufteintragsschieber aus der Summe folgender Einzelkomponenten:

- Totzeit des Stellglieds infolge der Schieberlaufzeit,
- Totzeit des Prozesses infolge der Laufzeit zwischen Änderung des Lufteintrags am Belüfter und Änderung der Sauerstoffkonzentration im Becken und
- Totzeit der Sauerstoffmessung infolge der Messzeit, Mittelwertbildung und Signallaufzeit.

Währenddem sich die Totzeit des Stellgliedes in Abhängigkeit von dessen Konstruktion und Auslegung ergibt, lässt sich die Totzeit des Prozesses nur durch korrektes Plazieren der Messung minimieren.



FIGUR 4.3: Beispiel des Schwingungsverhaltens eines Regelkreises wobei y1 das Verhalten eines instabilen und y2 eines stabilen Regelkreises darstellt

Die Totzeit der Signallaufzeit selbst ist grundsätzlich sehr klein und im Millisekundenbereich anzusiedeln. Für eine Sauerstoffeintragsregelung ist deshalb die Dauer der Signallaufzeit der Sauerstoffmessung selbst, als nicht relevant einzustufen.

Ein Nichtbeachten der Totzeiten bei der Reglerkonzeption und Regelparametereinstellung kann zu einer verstärkten Schwingungsneigung der Regelungseinrichtung führen (Fig. 4.3). Treten in einem Regelsystem solche Schwingungen auf, so besteht die Gefahr, dass diese durch unpassende Parametereinstellungen noch verstärkt werden. Schwingungen mit zunehmender Amplitude wandern häufig in exponentieller Form nach unendlich ab und werden dabei nur vom Verhalten der im Regelkreis vorhandenen elektromechanischen Einrichtungen gedämpft. Dabei können sehr schnell grössere Störungen oder gar Schäden an den Einrichtungen der Regelstrecke entstehen.

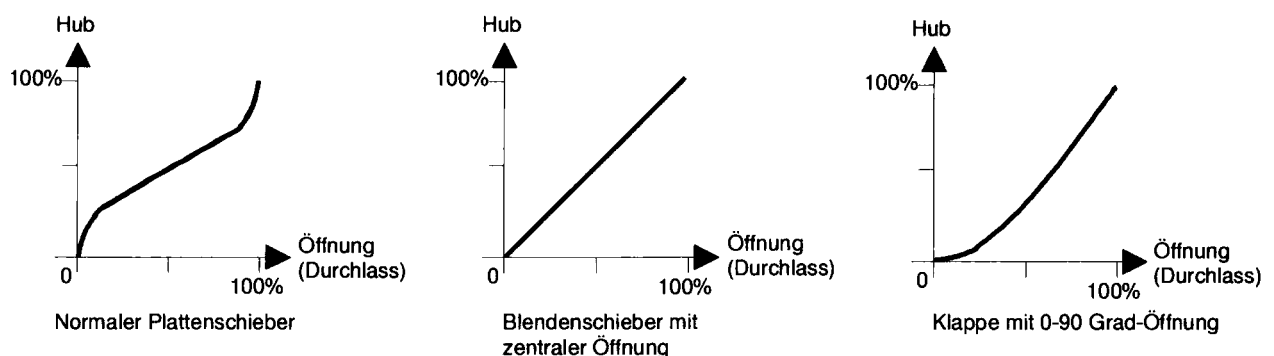
Um den Anforderungen an einen Regelkreis zu genügen, sind folgende Merkmale resp. Verhaltensweisen unabdingbar:

- Die Regelgrösse muss stabil sein, d.h. es dürfen keine Schwingungen und kein Abwandern der Regelgrösse nach "unendlich" auftreten.
- Das stationäre Verhalten muss "gut" sein, d.h. die Abweichung der Regelgrösse vom Sollwert soll sich innerhalb einer bestimmten Toleranz bewegen.
- Das Einschwingverhalten der Regelgrösse muss dem zu regelnden Prozess angepasst sein, d.h. die Reaktion der Regelgrösse auf eine Änderung des Sollwerts darf weder zu flink noch zu träge sein.

#### 4.1.3. Beeinflussende Faktoren

Nebst der Analyse des Regelsystems bezüglich des zu regelnden Prozesses ist es sehr wichtig, das Betriebsverhalten der eingesetzten elektromechanischen und messtechnischen Komponenten genau zu kennen. Die Annahme, dass es sich dabei um Komponenten mit linearem Verhalten handelt, erweist sich in vielen Fällen als falsch (Fig. 4.4).

Z.B. liegt lineares Verhalten bei einem Gebläse dann vor, wenn die durch die Änderung der Geschwindigkeit des Gebläsemotors verursachte Änderung der Luftmenge sich proportional verhält. Bei einem Reglerschieber gilt dasselbe, wobei an Stelle der Geschwindigkeit die Veränderung der Schieberöffnung tritt.



FIGUR 4.4: Angenähertes Hub/Öffnungsverhältnis von Schiebern und Klappen.

Währenddem dieses Verhalten bei den im Abwasserbereich eingesetzten Gebläsen und bei den Blendenschiebern mit zentraler Öffnung einigermaßen stimmt, ergeben sich bei Plattenschiebern und Regulierklappen unlineare Verhaltensweisen.

Der nichtlinearen Verhaltensweise wird von der mechanischen Seite bei der Herstellung der Lufteintragschieber soweit wie möglich entgegengewirkt. Das Resultat zeigt sich in den verschiedensten Schieber- und Blendenausführungen, welche je nach Konstruktion eine Verbesserung des Verhältnisses bezüglich Öffnung/Luftdurchlass mit sich bringen.

Das nichtlineare Verhalten der Stellorgane kann je nach sich einstellendem Arbeitspunkt zu unbrauchbaren Regelresultaten führen. Es ist daher unerlässlich, in den Reglern das Verhalten dieser Komponenten entsprechend zu berücksichtigen. So sollte zum Beispiel ein Lufteintragsregulierschieber in Plattenausführung je nach Öffnungsgrad unterschiedlich angesteuert werden. Dies kann zum Beispiel so gelöst werden, dass die Regelschritte zur Veränderung der Schieberöffnung bei fast geschlossenem Schieber sehr klein gehalten und bei zunehmender Schieberöffnung entsprechend vergrößert werden (Schieberöffnungsschritte mit gleicher Wirkung).

Idealerweise wäre die Ansteuerung so auszuführen, dass sich daraus ein lineares Verhalten ergibt. Weil dies jedoch vielfach mit einem erhöhten Umfang an Steuerungssoftware und evtl. auch an Hardware verbunden ist, genügt es, diesbezüglich einige wenige Funktionen vorzusehen.

Die messtechnischen Komponenten, welche für den regeltechnischen Einsatz in biologischen Reinigungsstufen konzipiert sind, liefern als elektrische Ausgangsgröße einen Absolutwert. Bei diesen messtechnischen Komponenten ist es deshalb nicht notwendig, auf evtl. Nichtlinearitäten zu achten. In der Auslegung des Regelkreises jedoch zu berücksichtigen bleibt die Reaktionsgeschwindigkeit der Messgeräte auf Änderungen des verfahrenstechnischen Prozesses. (Siehe dazu 4.1.2 Prozessein- und -rückwirkung, Prozessantwortzeiten).

#### **4.1.4. Gestaltung der Regelkreise**

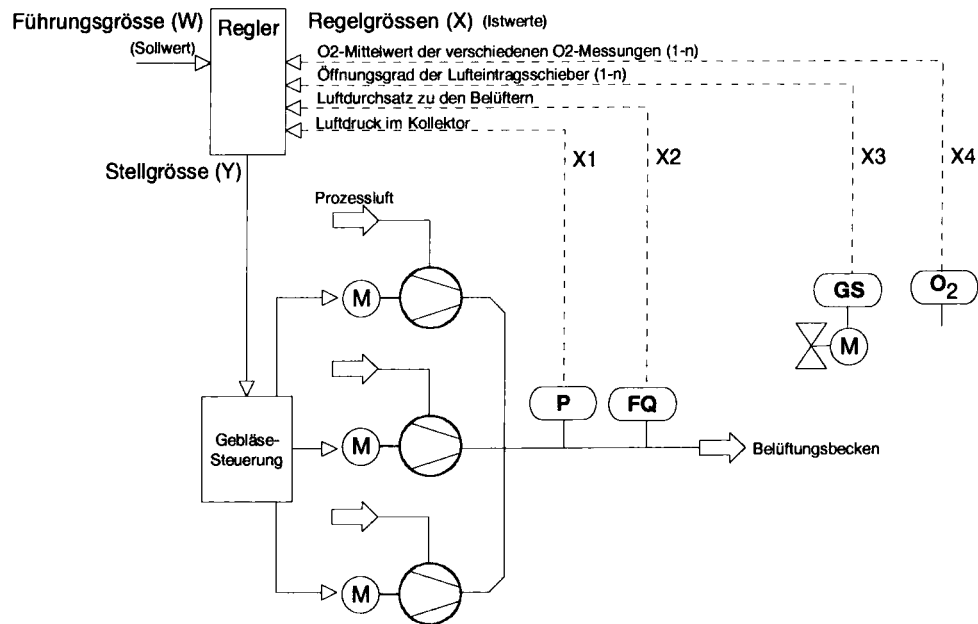
Besteht die zu regelnde verfahrenstechnische Einrichtung aus mehreren Systemen, so ist bei der Gestaltung und beim Entwurf des Regelkonzeptes die Einteilung des Gesamtsystems in mehrere Regelkreise angezeigt.

Mit der Zerlegung eines je nach Situation komplizierten Regelsystems in einzelne, in sich abgeschlossene Module gewinnt das Ganze an Transparenz und Einfachheit.

Anhand des Beispiels einer Sauerstoffeintragsregelung in eine biologische Reinigungsstufe lassen sich die Regelkreise in vielen Fällen in einen Prozess- und in einen Maschinenregelkreis aufteilen (Fig. 4.5).

Der Maschinenregelkreis hat die Aufgabe, dem Prozessregelkreis die für den Lufteintrag benötigte Luft zur Verfügung zu stellen. Dazu werden, je nach regelungstechnischer Konzeption, die Gebläse in Abhängigkeit der Abweichung zwischen dem Sollwert und dem Sauerstoffmittelwert der verschiedenen Sauerstoffmessungen oder in Abhängigkeit des Luftdruckes in der Kollektorleitung angesteuert.



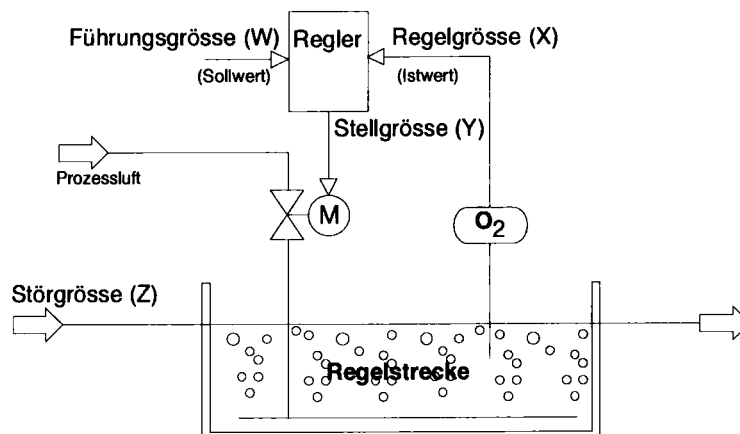


FIGUR 4.5: Beispiel eines Maschinenregelkreises

### Hinweis zur evtl. Mittelwertbildung:

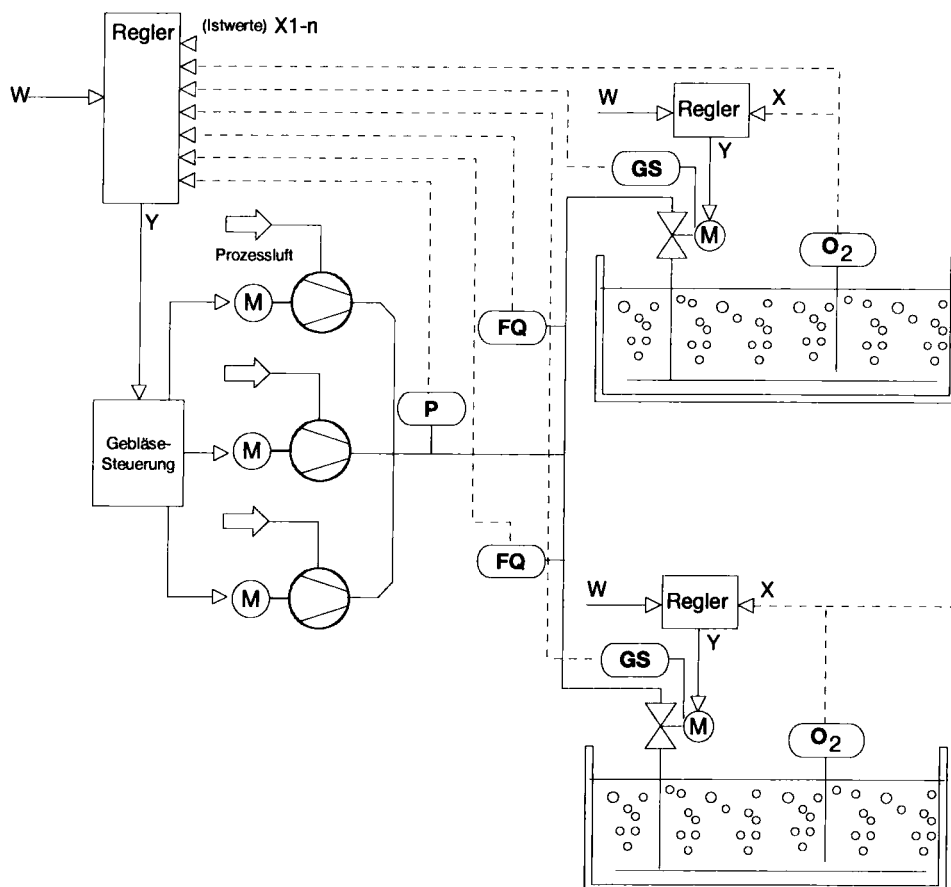
Bei der Realisierung der Mittelwertbildung aus verschiedenen Sauerstoffmessungen ist eine Definition der für die Mittelwertbildung zulässigen Messresultate zwingend erforderlich. So dürfen zum Beispiel nur plausible Messergebnisse, also Messwerte, die sich innerhalb einer bestimmten Bandbreite bewegen, zur Mittelwertbildung herangezogen werden.

Der Prozessregelkreis sorgt für den Lufteintrag in das Biologiebecken mittels Wirkung auf den Lufteintragsschieber in Abhängigkeit des gemessenen Sauerstoffwertes und des eingestellten Sollwertes (Fig. 4.6).



FIGUR 4.6: Beispiel eines Prozessregelkreises (M = Motor).

Zu beachten gilt es, dass bei Ausführungen mit mehreren Lufteintragsschiebern resp. bei Anlagen mit mehreren biologischen Strassen, für jeden zu regelnden Lufteintragsschieber ein autonomer Regelkreis vorzusehen ist (Figuren 4.7 und 4.8).



FIGUR 4.7: Beispiel eines Maschinenregelkreises mit zwei Prozessregelkreisen (FQ = Luftmessung, GS = Stellungsrückmeldung, M = Motor, P = Druck).

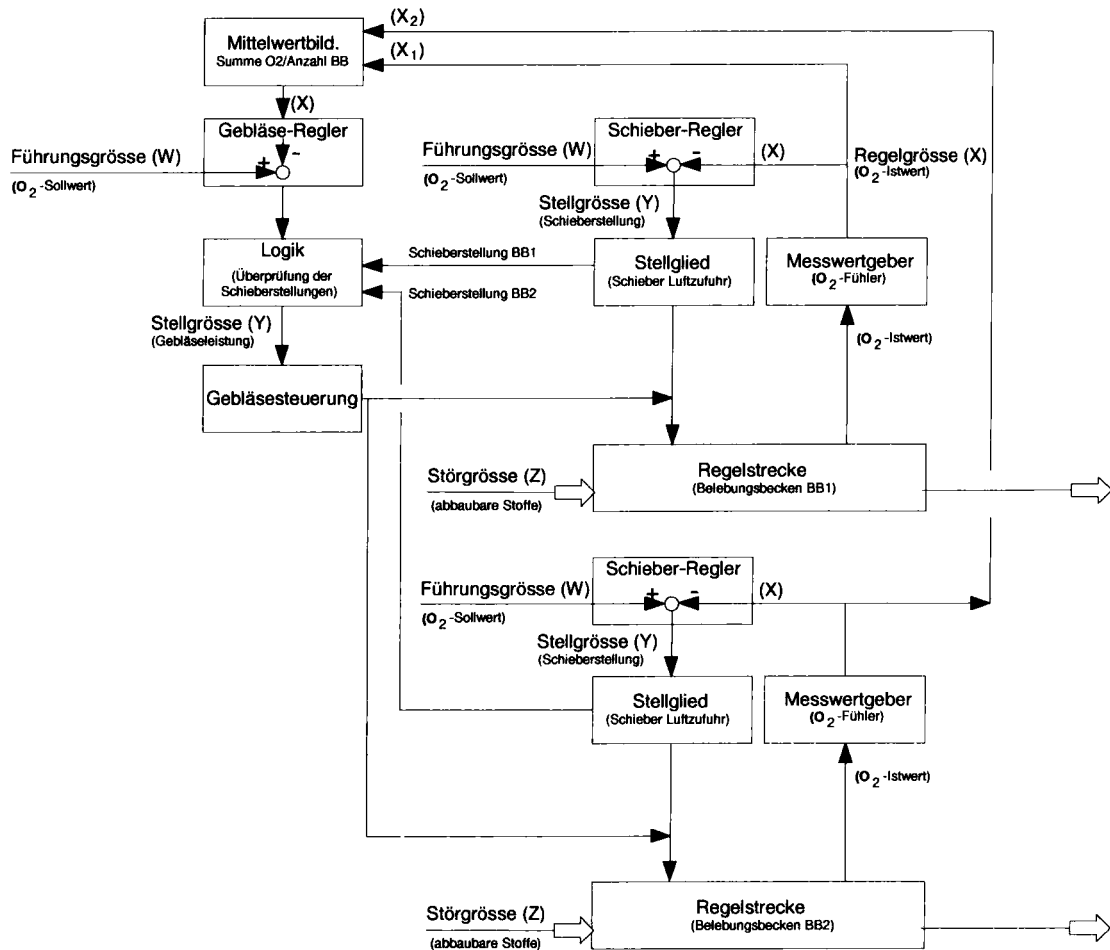
### Hinweise zum behandelten Beispiel

Die Konzipierung des behandelten Regelbeispiels erfolgte auf Grund der Aufgabenstellung, eine Luftertragsregelung für eine mehrstrassige Anlage zu realisieren mit dem Ziel, den Verbrauch an elektrischer Energie zu minimieren. Daraus gingen für die maschinellen, elektromechanischen Einrichtungen folgende Zielsetzungen hervor:

- Die Gebläse sollen nur soviel Luft zur Verfügung stellen, wie unbedingt benötigt wird (Minimierung des Energiebezugs).
- Die Luftertragschieber sollen so weit wie möglich in ungedrosselter Stellung betrieben werden (Minimierung des Energieverlustes).

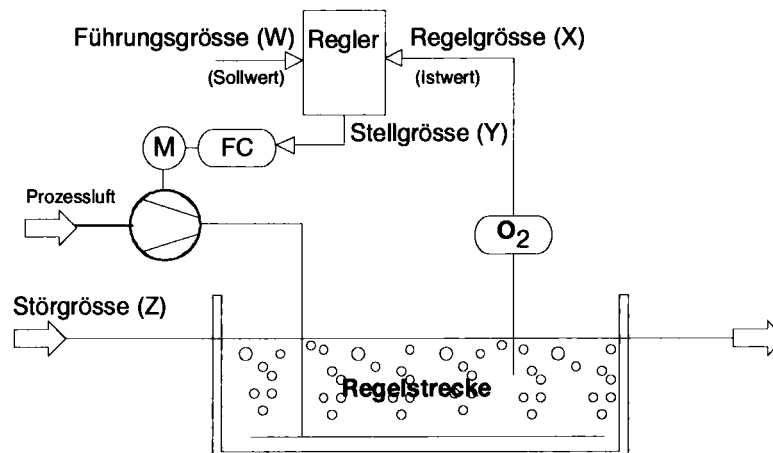
Eine solche Regulierung weist gegenüber anderen Lösungen den Vorteil auf, dass effektiv nur so wenig Luft erzeugt wird, wie auch in den Belüftungsbecken benötigt wird. Mittels den Schieberregelkreisen werden allfällige hydraulische oder verfahrenstechnische Unterschiede zwischen den einzelnen Belüftungsbecken ausreguliert.

Das aufgeführte Beispiel ist als eine der verschiedenen Möglichkeiten einer Sauerstoffeintragsregelung für mehrstrassige Anlagen zu betrachten. Das gewählte Prinzip lässt sich fast beliebig erweitern und somit auch auf Anlagen mit einer höheren Anzahl von Belüftungsbecken (Strassen) anwenden. Zudem kann die Regelung mit zusätzlichen Funktionen verknüpft und erweitert werden.



FIGUR 4.8: Darstellung des Datenflussschemas des gesamten Regelsystems, bestehend aus dem Maschinenregelkreis und zwei Prozessregelkreisen.

Für die Regelung von einfachen biologischen Stufen mit nur einer Luftertragsstelle kann in vielen Fällen auf die Kombination von Prozess- und Maschinenregelkreis verzichtet werden. In solchen Fällen genügt es meistens, die Gebälseleistung dem benötigten O<sub>2</sub>-Eintrag entsprechend zu regulieren und auf eine Regelung des Luftertragschiebers zu verzichten (Fig. 4.9).



FIGUR 4.9: Beispiel eines einfachen Prozessregelkreises mit drehzahlreguliertem Gebläse, ohne Regelung des Luftertragschiebers (FC = Frequenzkonverter)

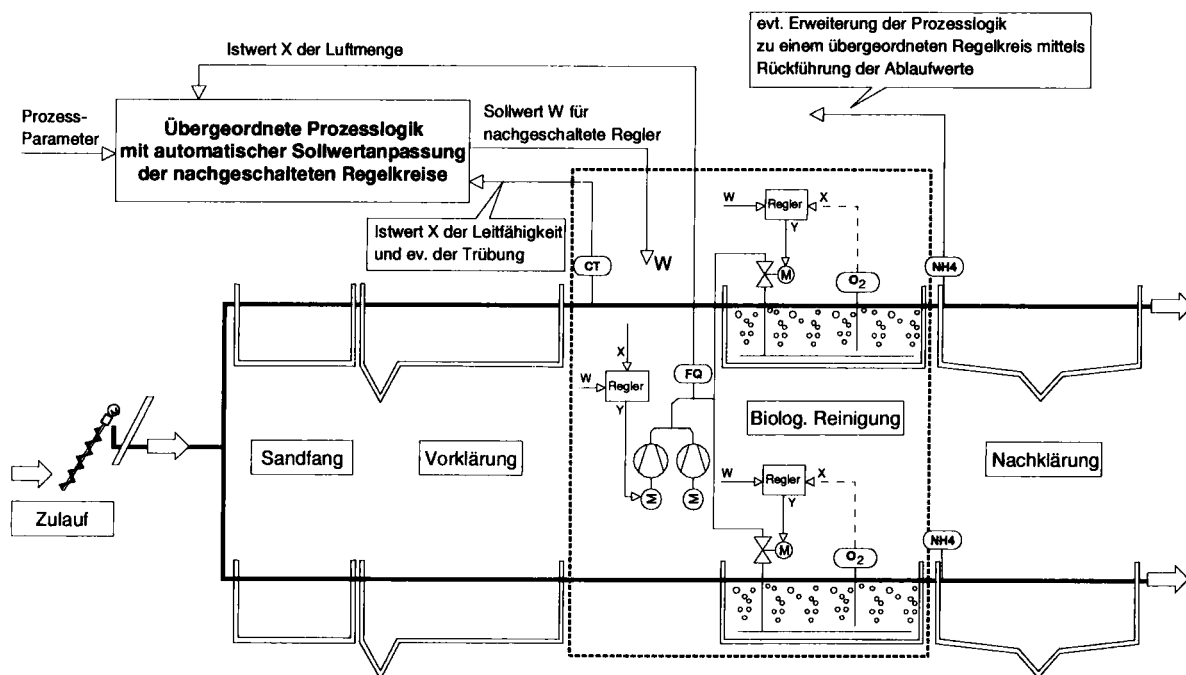
**4.1.5. Erweiterung des Regelkreises mit übergeordneten Regelungsfunktionen**

Im Normalfall wird der Sollwert  $W$  für einen Regelkreis fest vorgegeben und manuell in das System eingetragen und selten verändert. Ein solches System arbeitet immer mit Bezug auf diesen fest eingestellten Sollwert.

Wird das Regelsystem mit moderner, computergestützter Technik ausgeführt, so besteht die Möglichkeit, dieses auf einfache Art und Weise zu erweitern. Nimmt zum Beispiel in der biologischen Stufe die Sauerstoffzehrung bzw. die Luftzufuhr ab, so ist das ein Zeichen, dass hohe Ammonium- und CSB-Belastungen die Anlage passiert haben. Daraufhin könnte die Belüftung auf eine tiefere Sauerstoffkonzentration eingeregelt werden.

Mit Messung der Leitfähigkeit (korreliert mit Ammonium, s. Fig. 3.2a) und evtl. der Trübung oder UV-Absorption (korreliert mit CSB, s. Fig. 3.1) im Zulauf könnte man die Ankunft einer neuen Spitze erkennen und die Belüftung erneut rechtzeitig auf die höheren Sauerstoffkonzentrationen einregeln.

Das Ganze bedingt deshalb eine übergeordnete Funktion in Form einer Prozesslogik, welche wie folgt konzipiert werden kann (Fig. 4.10):



FIGUR 4.10: Regelkreis mit automatischer Sollwertführung durch übergeordnete Prozesslogik.

Der Ausgang des Reglers respektive der Logik wird mit den uns bereits bekannten Regelmodulen des Maschinen- und Prozessregelkreises verbunden, und es entsteht daraus ein Regelungssystem mit automatisch arbeitender Sollwertanpassung.

Zu beachten ist, dass die Belüftung nicht beliebig auf eine tiefere Sauerstoffkonzentration eingeregelt werden kann, weil dadurch evtl. der Belebtschlamm sich teilweise absetzt (zusätzlich Rührer notwendig). Es empfiehlt sich daher, die zu treffende Lösung unter Berücksichtigung des gewählten oder vorhandenen Belüftungssystems zu konzipieren.

Die übergeordnete Logik lässt sich auch dahingehend erweitern, dass z.B. die gemessenen Ablaufwerte eingebunden werden. Damit entsteht ein übergeordneter Regelkreis mit prädiktiver (vorausschauender) Wirkung. Eine solche Regelung erlaubt zum Beispiel aufgrund der aktuell gemessenen Zulauffracht eine Vorhersage zukünftiger Ablaufwerte bezgl. Ammonium-Stickstoff ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ).

## **4.2. Automatisierungstechnik**

### **4.2.1. Hinweise zur Erstellung von Reglern in Automatisierungssystemen**

Automatisierungseinrichtungen sind auf Kläranlagen nicht nur ein Hilfsmittel, sondern für das Steuern, Regeln, Überwachen und Bedienen unabdingbar.

Falsch konzipierte und danach ausgelegte Automatisierungssysteme können sich sehr negativ auf die verfahrenstechnischen Einrichtungen auswirken und somit den geforderten Prozess und die Betriebssicherheit gefährden.

Wo früher für umfangreiche Automatisierungsaufgaben der Einsatz von Prozessrechnern gefordert war, übernehmen heute leistungsstarke speicherprogrammierbare Steuerungen (SPS) deren Funktion. Mit dem Einsatz von solchen SPS lassen sich praktisch alle in der Abwasserreinigung heute bekannten Steuerungs-, Regelungs- und Überwachungsaufgaben erfüllen.

Bei der Konzipierung von Regelungsfunktionen stellt sich häufig das Problem, ob dafür Standardregler (P, PI, PID) verwendet werden können oder ob dafür eine individuelle Regellogik erstellt werden soll. Diesbezügliche Erfahrungen bei der Realisierung von Regelungskonzepten für biologische Reinigungsstufen zeigen, dass die heutigen verfahrenstechnischen Anforderungen bei der weitergehenden Abwasserreinigung und der Energieoptimierung in vielen Fällen sich nur durch eine Kombination von wissensbasierter Prozesslogik und Standardreglern bewältigen lassen.

Bezüglich des Einsatzes von Fuzzy-Logik in der weitergehenden Abwasserreinigung liegen z.Z. noch wenige Applikationen vor. Diesbezügliche Erfahrungen sind deshalb nur spärlich vorhanden. Aber auch beim Einsatz von Fuzzy wird eine Kombination von Prozess- und Fuzzy-Logik unumgänglich sein.

Zur Auswahl der richtigen Regelsysteme empfiehlt es sich, darauf zu achten, dass die Problemstellung bereits bei der Projektierung und Ausschreibung von Automatisierungssystemen frühzeitig erkannt und berücksichtigt wird.

### **4.2.2. Hinweise zur Handhabung von Prozessvariablen**

Werden Regelungsaufgaben mittels SPS ausgeführt, so ist es sehr wichtig, dass alle im Regelungssystem vorkommenden Prozessvariablen auf einem geeigneten Visualisierungs- und Bediensystem dargestellt werden. Zu beachten gilt es zudem, dass zur Optimierung der Regelungsfunktionen die Regelparameter häufig angepasst werden müssen.

Prozessparameter sind deshalb ausnahmslos über das Bediensystem zugänglich zu gestalten und nicht direkt in die entsprechende Prozess- oder Regulierlogik zu programmieren.

Beim Regelkreis gemäss dem Beispiel in Fig. 4.7 wurden folgende Parameter über das Leitsystem zugänglich ausgeführt:

*a) Für den Prozessregelkreis:*Minimaler O<sub>2</sub>-GehaltMaximaler O<sub>2</sub>-Gehalt

Aus den Parametern für den minimalen und maximalen O<sub>2</sub>-Gehalt wird die Bandbreite festgelegt, innerhalb der sich die Regelabweichung bewegen kann, ohne dass dabei eine Korrektur erfolgt.

*b) Für die Regelung des Lufteintragsschiebers:*

Regelschritt (Impulsdauer für die Ansteuerung des Schieberantriebs)

Zykluszeit (Wartezeit zwischen den einzelnen Impulsen)

Schieberregelbereich (für die Regulierung massgebender Öffnungsbereich des Schiebers)

Minimaler Öffnungsgrad des Schiebers

Luftmenge (unterer und oberer Grenzwert)

*c) Für die Regelung der Gebläse:*P-Anteil für den Regler (K<sub>p</sub>)I-Anteil für den Regler (T<sub>n</sub>)

Zykluszeit (Wartezeit zwischen den einzelnen Korrekturschritten)

Maximale Gebläseleistung

Minimale Gebläseleistung

In dieser Aufstellung nicht aufgeführt sind die im Prozess gemessenen Werte, Maschinen- und Aggregatzustände. Deren Visualisierung ist beim Einsatz von modernen Bedien- und Beobachtungssystemen unbedingt zu empfehlen.

**4.2.2. Hilfsmittel zur Handhabung und Optimierung von Regelsystemen**

Die im Bereich der Abwasserreinigung anzutreffenden Regelungssysteme zeigen sehr häufig ein träges (langsames) Verhalten. Weil die Momentanaufnahme der Prozesswerte keine diesbezügliche Aussage ermöglicht, ist der Einsatz von Aufzeichnungsgeräten sehr sinnvoll.

Eine repräsentative Aussage über die Qualität des Regelsystems und des Prozessverhaltens erfordert deshalb, dass die wichtigsten im System vorkommenden Größen über einen längeren Zeitraum erfasst werden.

Bei einem einfachen Regelsystem ist dazu die gleichzeitige Aufzeichnung von folgenden Größen empfehlenswert:

- Soll-Wert (W)

- Stellsignal (Y) oder Positions- resp. Drehzahlrückmeldung des Regulierantriebs

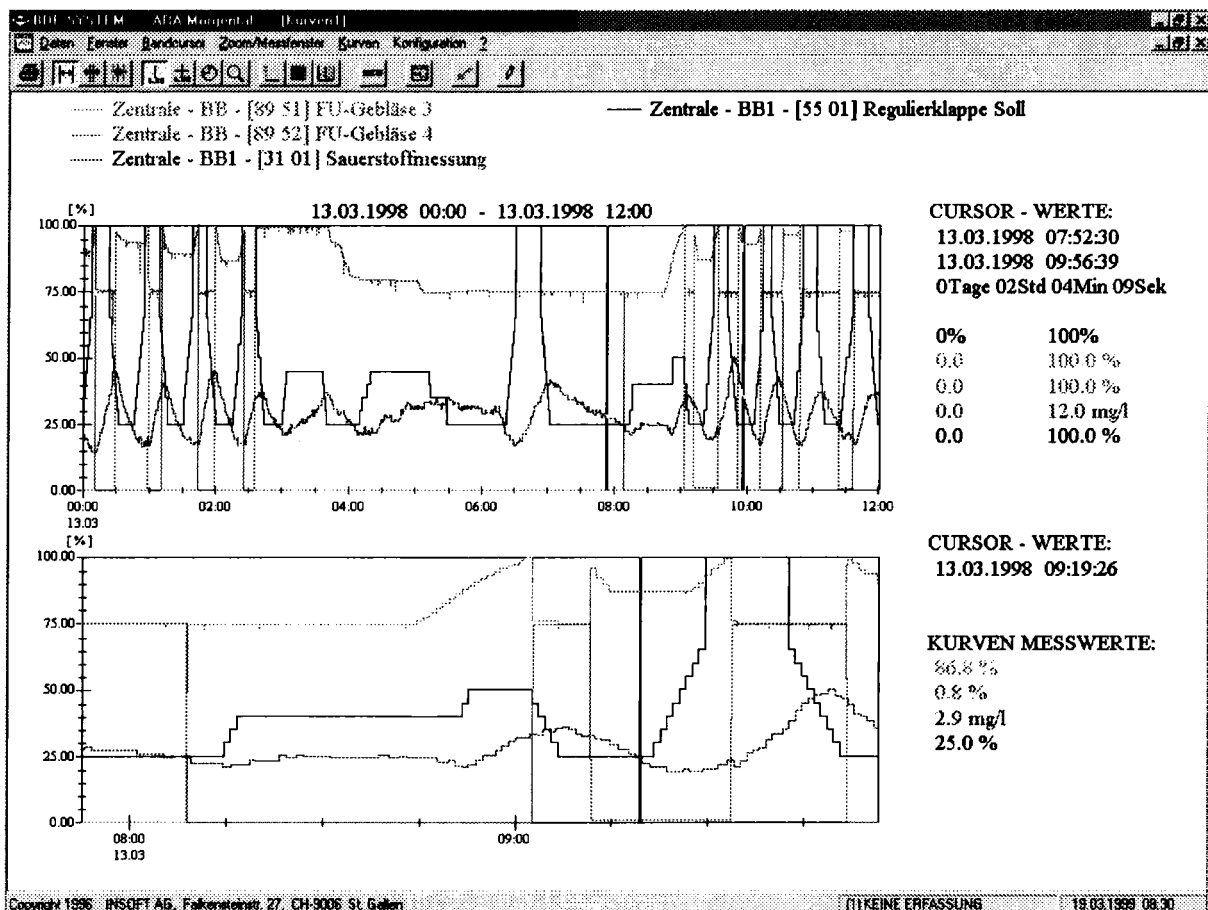
- Ist-Wert (X) vom Prozess

Erst die Aufzeichnung dieser Werte ermöglicht eine Analyse des Systemverhaltens, aus der hervorgehen sollte, ob das Regelsystem stabil arbeitet, das Verhalten auf Änderungen der Störgrößen akzeptabel ist und ob die gewünschten Soll-Werte erreicht werden.

Die graphische Visualisierung von Messdaten anhand von repräsentativen Vergangenheitswerten ist also häufig die einzige Möglichkeit, das wirkliche Verhalten einer Anlage oder eines Systems zu prüfen. Am besten eignen sich dazu Aufzeichnungssysteme, bei denen die Datenerfassung vorzugsweise ereignisorientiert und nicht zeitlich gesteuert erfolgt. Solche Systeme lassen sich heute mit einer intelligenten Kombination von Prozessautomatisierung (SPS) und PC-basierten Systemen ohne weiteres erstellen (Fig. 4.11).

Bei der Visualisierung und Protokollierung sollte wenn möglich auf eine feste Zuordnung von Prozesswerten je Graphik verzichtet werden.

Moderne Aufzeichnungssysteme erlauben dem Benutzer eine individuelle und beliebige Zusammensetzung der in der Graphik gleichzeitig darzustellenden Werte. Dem Benutzer wird damit die Möglichkeit geboten, die für ihn interessanten Werte auszuwählen und einander in einer graphischen Darstellung gegenüberzustellen. Solche Lösungen erlauben dem Benutzer nicht nur das Regelverhalten innerhalb des entsprechenden Regelkreises zu prüfen, sondern ebenfalls anlageweite Zusammenhänge zu erkennen.



FIGUR 4.11: Beispiel einer effizienten und modernen Datenaufzeichnung und -visualisierung

## 5. AUSBLICK UND SCHLUSSFOLGERUNGEN

Die neuesten Erkenntnisse innerhalb der Abwasserreinigung machen deutlich, dass der Einsatz von den vielfach nur als Hilfsmittel bezeichneten Mess-, Steuer- und Regelungseinrichtungen (MSR) heute für das Funktionieren einer Abwasserreinigungsanlage unabdingbar sind.

Angesichts immer schärferer Anforderungen an die Leistung von Kläranlagen, sowie die Optimierung des Energieverbrauchs und der Betriebskosten, gewinnt die gezielte Einflussnahme auf die bei der biologischen Abwasserreinigung ablaufenden Prozesse zunehmend an Bedeutung.

Das Einhalten der vom Gesetzgeber vorgeschriebenen Ablaufwerte während verschiedenster Betriebszustände und Belastungsschwankungen stellen an die Projektierung und den Einsatz der MSR höchste Anforderungen.

Nebst den regeltechnischen Ausführungen gilt es zu beachten, dass zur Prozessautomatisierung der Einsatz von entsprechenden Messgeräten notwendig ist. Fehlerhafte oder ungenau arbeitende Messgeräte können schnell zu Fehlfunktionen innerhalb der geregelten Abwasserreinigung führen. Der richtigen Auswahl und dem Einsatz dieser Komponenten kommt deshalb ebenfalls eine hohe Bedeutung zu.

Häufig ergeben sich aus den regeltechnischen Lösungen und der damit im Automatisierungssystem zu verarbeitenden Flut von Informationen und Signalen für das Kläranlagenpersonal nicht mehr handhabbare Regelungen. Mittels wissensbasierter Regelungskonzepte und dem Einsatz von Fuzzy-Logic könnten in dieser Problemstellung sicherlich Fortschritte erzielt werden.

Die zur Prozessautomatisierung notwendige Elektronik ermöglicht bereits heute nebst der bewährten konventionellen Regelung den Einsatz der modellgestützten oder wissensbasierten Regelungstechnik wie Fuzzy-Logic oder neuronaler Netze.

Erste Ansätze für den Einsatz von wissensbasierten Regelungssystemen in der Abwasserreinigung sind erkennbar. Allerdings werden zur Zeit immer noch sehr viele regelungstechnische Probleme sehr begrenzt, also nur gerade den lokalen Bereich betreffend, gelöst. Übergeordnete Prozessführungskonzepte werden immer noch sehr selten angewendet, obwohl die zur Lösung solcher Probleme notwendige Technik verfügbar wäre.

Der vollständige Ersatz der seit Jahren vielfach eingesetzten und bewährten konventionellen Regelungstechnik ist jedoch nicht angebracht. Die neuen Methoden sind vielmehr als eine Erweiterung der bisher im Bereich der Regelungstechnik vorhandenen Optionen zu verstehen.

Je nach Problemstellung können Kombinationen von konventioneller und wissensbasierter Regelungstechnik sinnvoll und zielführend sein. Noch liegen jedoch diesbezüglich wenige Erfahrungen vor. Es ist jedoch anzunehmen, dass, infolge der Weiterentwicklung im Bereich der Hard- und Software, innerhalb der Prozessautomatisierung künftig eine Vereinfachung der Handhabung solcher komplexen Einrichtungen resultiert. Es ist daher anzunehmen, dass der Einsatz der wissensbasierten Methodik und der damit verbundenen Vorteile zur Ausführung von Regelungssystemen in Zukunft zunehmen wird.

Die Mess-, Steuerungs- und Regelungstechnik mittels Fuzzy-Logik kann heute in Fachkreisen als bekannt und in der industriellen Anwendung auch als vielfach er-



probt klassiert werden. In der Abwasserreinigung weitaus weniger bekannt und unerprobt ist der Einsatz neuronaler Netze. In diesem Bereich besteht ein sehr hoher Entwicklungsbedarf.

In der Entwicklung von Mess-Sensoren und deren Verhalten bei der Signalverarbeitung könnte der Einsatz von Komponenten auf der Basis von neuronalen Netzen mit grosser Wahrscheinlichkeit zu technisch und wirtschaftlich interessanten und zukunftsgerichteten Lösungen führen.

Die aktuelle Situation zeigt, dass sowohl im verfahrenstechnischen als auch im automatisierungstechnischen Bereich der weitergehenden Abwasserreinigung künftig noch viele Entwicklungen und Innovationen möglich sind. Die praxisorientierte Erprobung und der Einsatz von neuen Lösungen bedingt allerdings eine enge Zusammenarbeit zwischen den Forschungsanstalten, den Anlagenbetreibern, den planenden Ingenieuren und den Unternehmen. Nur dadurch wird es möglich, die Theorie in die Praxis umzusetzen, so dass daraus taugliche, effiziente und zukunftsgerichtete Lösungen hervorgehen.

Im Allgemeinen werden die oben diskutierten Regelkonzepte sicher zu einem besser optimierten Betrieb führen. Einige der diskutierten Regelkonzepte müssen jedoch in den nächsten Jahren auf ihre Praxistauglichkeit hin überprüft und der Mehraufwand an Regeltechnik gegenüber der Einsparung an Energie, Betriebskosten und der Verbesserung der Ablaufbedingungen abgewogen werden.

Bei sehr grosszügig dimensionierten Anlagen hat die Regelung der Prozesse sicher weniger Auswirkung als bei eher knapp bemessenen Anlagen, da durch die grossen Beckenvolumina ein starker Ausgleich der Frachten erfolgt. Im Hinblick auf die Nährstoffelimination ist es aber möglich, mit Hilfe der Prozesssteuerung und -Regelung die Abbauleistung bezüglich Denitrifikation und biologischer Phosphorelimination zu steigern, bzw. die Denitrifikation auch in nur für die Nitrifikation ausgelegten Anlagen einzuführen.

Die Regelungstechnik erfordert ein relativ gutes Verständnis der Prozesse, die in der biologischen Stufe, der Schlammfäulung und -Versäuerung ablaufen, und der analytische Aufwand ist gross. In kleineren Betrieben ist daher von zuviel Regelungstechnik eher abzuraten.

Die vorgestellten Konzepte dürfen nicht isoliert auf Kläranlagen eingerichtet werden, sondern müssen in das Prozessleitsystem eingebunden werden, damit das Betriebspersonal bei Störungen einschreiten kann. Bei Ausfall einer höheren Regelung muss eine niedrigere Steuerung einen noch sicheren, aber weniger angepassten Betrieb ermöglichen.

## 6. LITERATURVERZEICHNIS

- Alex J., Obenaus F., Tschepetzki R., Rosenwinkel K.-H. und Jumar U. (1998) Modellbasierte Zustandserfassung biologischer Kläranlagen, *Korresp. Abwasser*, 45(11), 2090-2103.
- ATV Arbeitsblatt A 131 (1991) Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5'000 Einwohnerwerten.
- ATV Schriftenreihe, Hinweis H265 (1991) Regelung der Sauerstoffzufuhr beim Belebungsverfahren.
- Bandemer H., Gottwald S. (1990) Einführung in Fuzzy-Methoden (ETH-BIB 746 685).
- Baumann P., Krauth Kh. und Schwentner G. (1992) Beispiele zum Einsatz der kontinuierlichen Messgeräte bei der Regelung und Überwachung der Nährstoffelimination, 8. Schriftenreihe des Fachgebiets Siedlungswasserwirtschaft, Gesamthochschule Kassel.
- Benzuck C. (1992) Steuer- und Regelkonzepte zur Phosphatfällung, In: Messen und Regeln in der Abwasserreinigung, 8. Schriftenreihe des Fachgebiets Siedlungswasserwirtschaft, Gesamthochschule Kassel.
- Bothe H. (1993) Fuzzy-Logic: Einführung in Theorie und Anwendungen, (ETH-BIB 756 269).
- Cecil David (1999) Redox potential and the control of nitrogen removal, Proceedings of the Scandinavian Conference on Nitrogen and Biological Phosphorus Removal, Oslo.
- Di Stefano J., Stubberud A. und Williams I. (1976) Regelsysteme Theorie und Anwendung, McGraw-Hill, ISBN 0-07-084363-5.
- Fröse G. (1992) Betriebserfahrungen mit der Ammoniummessung und -Regelung, Erfahrungen mit Analysen- und Prozessmessgeräten in Abwasserreinigungsanlagen, Symposium der Technischen Akademie Esslingen, 29.11-1.12.
- Grünebaum T. und Dorgeloh E. (1990) Biologische Phosphorelimination in Kombination mit Fäll- und Flockungsstufen, *Gewässerschutz-Wasser-Abwasser*, 115, 173-183, Aachen.
- Häck M., Rahrbach B. und Köhne M. (1996) Schätzung wichtiger Prozessgrößen der Abwasserreinigung mit Hilfe neuronaler Netze, *Korresp. Abwasser*, 43(3), 368-378.
- Hansen J. (1997) Der Einsatz von Fuzzy-Control für Regelungsaufgaben im Bereich der Nährstoffelimination in kommunalen Kläranlagen, Schriftenreihe des Fachgebiets Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kaiserslautern, Band 10.
- Hering, Martin, Stohrer (1988) Physik für Ingenieure, VDI-Verlag, ISBN 3-18-400655-7.
- Kühni M., Koch G., Rieger L. und Siegrist H. (1999). Erhöhte biologische Phosphorelimination in Belebungsanlagen. Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut. *EAWAG Report*
- Mann H. und Schiffelgen H. (1989) Einführung in die Regelungstechnik, Carl Hanser Verlag, München.
- Müller E., Thommen R., Stähli P. (1994) Energie in ARA, EDMZ Bern.
- Schmitt T. und Hansen J. (1998) Fuzzy Control und neuronale Netze zur Optimierung der Stickstoff- und Nährstoffelimination, Fachtagung zum Einsatz innovativer Methoden der Steuerungs- und Regelungstechnik in der Abwasserbehandlung, Schriftenreihe des Fachgebiets Siedlungswasserwirtschaft der Universität Kaiserslautern, Band 11.
- Schilling W. (1990) Operationelle Siedlungsentwässerung, Kap. 3: Grundlagen der Regelungstechnik, Oldenbourg Verlag, München.
- Schwentner G. und Zerrer H. (1992) Kontinuierliche  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Messung als Regelgröße zur Vergleichsmässigung der Belastung der biologischen Reinigungsstufe - Erfahrungen auf der Kläranlage Bietigheim-Bissingen, Erfahrungen mit Analysen- und Prozess-

messgeräten in Abwasserreinigungsanlagen, Symposium der Technischen Akademie Esslingen, 29.11-1.12.

Simulationssoftware für PID-Regler der Chestonag Automation AG, Boniswil (1999)

Steiner M. (1990) Regelungstechnik, Institut für Mess- und Regeltechnik, ETH Zürich.

Unterlagen und Software der SIEMENS AG: ZN München (1988) Grundlagen der Regelungstechnik; AUT 941 Softwarepaket PROFUZZY V1.0. (1992).

Unterlagen, Software der Insoft AG, St. Gallen (1996) Betriebsdatenerfassungssystem (BDE).

Unterlagen der Armaturenhersteller: SISTAG-Absperrtechnik AG, Eschenbach; ERHART-Armaturen AG, Pratteln; Emile Egger AG, Cressier.

## 7. ÜBUNGEN PROZESSREGELUNG

### Vorbemerkung:

Der spezifische Sauerstoffeintrag (oxygen capacity) in ein Belüftungsbecken beträgt:

$$oc = K_{La} \cdot (S_{O_2, \text{Sättigung}} - S_{O_2}) \quad (\text{g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1})$$

### Aufgabe 1

In einem Belüftungsbecken beträgt der mittlere  $K_{La}$ -Wert unter Betriebsbedingungen  $100 \text{ d}^{-1}$ . Die Sättigungskonzentration für Sauerstoff beläuft sich auf  $10 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ .

Entwerfen Sie einen Regelkreis (Proportionalregler), der die Sauerstoffkonzentration im Mittel bei  $2 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$  hält und nie über  $3 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$  ansteigen lässt.

Wie gross wird der  $K_{La}$ -Wert, wenn im Becken eine Sauerstoffkonzentration von 1.0 oder  $4.0 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$  gemessen wird?

Wie gross ist der maximale Sauerstoffeintrag in dieses Becken?

### Aufgabe 2

In einem Belüftungsbecken schwankt der Sauerstoffverbrauch im Tagesgang zwischen  $300$  und  $800 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . Die Sättigungskonzentration beträgt  $10 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ . Damit der Belebtschlamm nicht aussedimentiert und die Belüfter nicht beeinträchtigt werden, muss der  $K_{La}$ -Wert immer grösser als  $50 \text{ d}^{-1}$  sein, der maximale  $K_{La}$ -Wert der Belüftungsanlage beträgt  $100 \text{ d}^{-1}$ .

Entwerfen Sie einen Zweipunktregler, der dieser Aufgabe gerecht wird und die Sauerstoffkonzentration soweit als möglich im Bereich von  $1.5 - 2.5 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$  behält.

Wie ist der Verlauf der Sauerstoffkonzentration in der Nacht, bei minimalem Sauerstoffverbrauch?

In welchen Zeitschritten schaltet die Belüftung tagsüber, wenn der Sauerstoffverbrauch über mehrere Stunden  $600 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  beträgt? Zeichnen Sie qualitativ den Verlauf der Sauerstoffkonzentration und des  $K_{La}$ -Wertes gegen die Zeit auf.

### Aufgabe 3

Eine Belebungsanlage ist für ein Schlammalter von 10 Tagen dimensioniert worden, der Überschussschlamm soll kontinuierlich über 24 Stunden abgezogen werden.

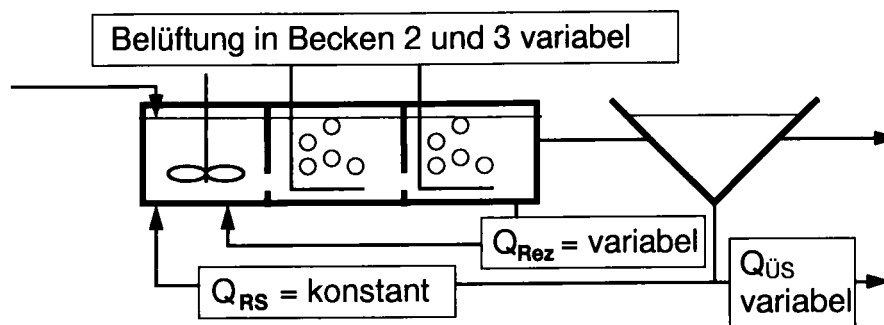
Entwerfen Sie einen Regelkreis (Proportionalregler), der den Überschussschlamm ( $D_x$ ) so steuert, dass die Belebtschlammkonzentration im Zulauf zum Nachklärbecken im Bereich von  $2800 - 3200 \text{ g TSS m}^{-3}$  gehalten wird.

Welche Probleme ergeben sich bei Regenwetter, wenn ein grosser Teil des Belebtschlammes ins Nachklärbecken verfrachtet wird? Welche Probleme ergeben sich nach dem Abklingen des Regens?

### Aufgabe 4 (Qualitative Aufgabe)

In der untenstehenden Figur ist das Fließschema einer Belebungsanlage abgebildet. Die Anlage ist mit Membranbelüftern ausgerüstet, die erlauben, den Luftdurchsatz ganz zu stoppen. Das zweite belüftete Becken ist zusätzlich mit einem Rührwerk ausgerüstet, das den Belebtschlamm in Schwebelage hält. Welche Regelkreise sind erforderlich, damit die folgenden Bedingungen auch bei variabler Belastung eingehalten werden?

- Die Sauerstoffkonzentration steigt nirgends über  $2.5 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ .
- Die Nitratkonzentration im denitrifizierenden Becken ist nicht  $< 2 \text{ g NO}_3^- \text{-N m}^{-3}$ ?
- Die Ammoniumkonzentration im Ablauf soll im Mittel  $2 \text{ g NH}_4^+ \text{-N m}^{-3}$  nicht überschreiten
- Die Belebtschlammkonzentration wird im Bereich von  $3000 - 3500 \text{ g TSS m}^{-3}$  gehalten.



Wie würden Sie die Sauerstoffregelung formulieren, damit die Regelung mit einer wissenschaftlicher Methode gelöst werden kann (unter Einbezug von Schieber, Luftmenge,  $\text{O}_2$ -Konzentration in Becken 3 und  $\text{NH}_4$ -Konzentration im Ablauf)?

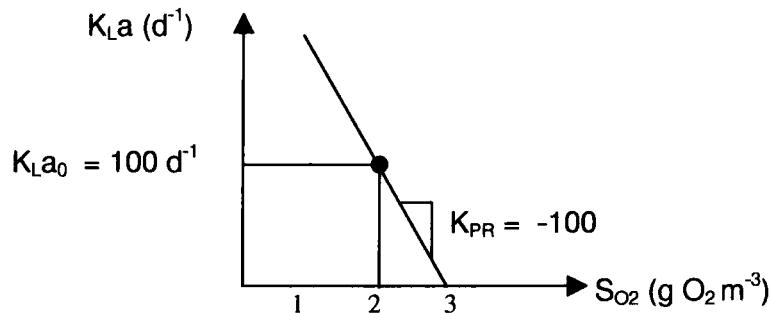
## Lösungen der Übungen Prozessregelung

### Aufgabe 1

Ausgangspunkt ist die Regelgleichung:  $y_t = y_0 + K_{PR} \cdot (x_t - x_{soll})$   
 mit dem Eingangssignal  $S_{O_2}$  und dem Ausgangssignal  $K_{La}$  ergibt sich:

$$K_{La} = K_{La_0} + K_{PR} \cdot (S_{O_2} - S_{O_2,soll})$$

Die Bestimmung von  $K_{La}$  und  $K_{PR}$  erfolgt graphisch:



damit wird die Regelgleichung:  $K_{La} = 100 - 100 \cdot (S_{O_2} - 2)$  und bei

$$S_{O_2} = 4 \text{ mg O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ wird } K_{La} = 0 \text{ d}^{-1}$$

$$S_{O_2} = 1 \text{ mg O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ wird } K_{La} = 200 \text{ d}^{-1}$$

Der maximale Sauerstoffeintrag  $oc$  in das Belebungsbecken ergibt sich, wenn die Sauerstoffkonzentration  $S_{O_2} = 0$  ist ( $K_{La} = 300 \text{ d}^{-1}$ ):

$$oc = K_{La} \cdot (S_{O_2,sätt} - S_{O_2}) = 300 \cdot (10 - 0) = 3000 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$$

### Aufgabe 2

Zweipunktregler, der zwei Stellungen *geringe Leistung* und *hohe Leistung* anbietet:

*Geringe Leistung:* Falls  $O_2$ -Konzentration  $> 2.5 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ , wird  $K_{La} = 50 \text{ d}^{-1}$

*Hohe Leistung:* Falls  $O_2$ -Konzentration  $< 1.5 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ , wird  $K_{La} = 100 \text{ d}^{-1}$

In der Nacht ist der Sauerstoffverbrauch minimal bei  $300 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . Die Eintragsleistung ist mit  $K_{La} = 50 \text{ d}^{-1}$  auf *geringe Leistung* gestellt. Die  $O_2$ -Konz. beträgt:

$$S_{O_2} = S_{O_2,sätt} - O_2\text{-Verbrauch} / K_{La} = 10 - 300/50 = 4.0 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$$

Die Belüftung schaltet nicht und die  $O_2$ -Konzentration bleibt konstant auf  $4 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ .

Tagsüber bei einer mittleren Sauerstoffzehrung von  $600 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  kann die Schaltzeit berechnet werden über die mittleren Zunahme und Abnahme der Sauerstoffkonzentration bei hoher und geringer Leistung:

$$dS_{O_2}/dt = K_{La} \cdot (S_{O_2,sätt} - S_{O_2,mittel}) - O_2\text{-Verbrauch}$$

$$\text{Bei hoher Leistung wird: } dS_{O_2}/dt = 100 \cdot (10 - 2) - 600 = +200 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$$

$$\text{Bei geringer Leistung wird: } dS_{O_2}/dt = 50 \cdot (10 - 2) - 600 = -200 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$$

Die Sauerstoffkonzentration steigt bzw. sinkt innerhalb von  $7.2 \text{ min}$  um  $1 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ .

Die Belüftung ist also ca.  $7.5 \text{ min}$  an- und  $7.5 \text{ min}$  abgestellt. Um die Schaltintervalle zu vermindern ist es sinnvoll, eine grössere Regelbreite ( $O_2$ ) zuzulassen

### Aufgabe 3

Die Verdünnungsrate  $D_x$  entspricht dem reziproken Wert des Schlammalters  $\theta_x$ . Mit einem Proportionalregler soll die Belebtschlammkonzentration auf eine Konzentration von  $3000 \text{ gTSS m}^{-3}$  geregelt werden. Die Regelgleichung lautet:

$$D_x = D_{x,0} + K_{PR} \cdot (X_{TSS} - 3000)$$

Die ÜS-Menge beträgt:  $M_{ÜS} =$

$$D_x \cdot V_{BB} \cdot X_{TSS} \text{ bzw. } Q_{ÜS} = D_x \cdot V_{BB} \cdot X_{TSS} / X_{TSS, \text{Rücklauf}}$$

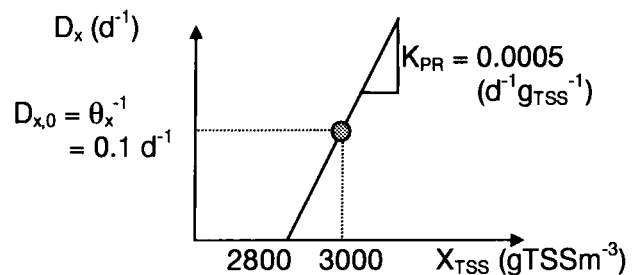
Bei Regen kann 20-30% des Belebtschlammes in das Nachklärbecken verschoben werden. Dabei sinkt die Schlammkonzentration im Belebungsbecken unter  $2800 \text{ gTSS m}^{-3}$ . Die Überschussschlammmentnahme wird gemäss obiger Regelcharakteristik gestoppt und das Schlammalter erhöht sich. Nach Abklingen des Regens gelangt der vorübergehend in die Nachklärung verfrachtete Schlamm wieder in das Belebungsbecken, wo die TSS-Konzentration und dadurch die Überschussschlammmentnahme stark ansteigt.

Für die Regelung der Belebtschlammkonzentration sollte daher ein schleifendes Mittel über 1-3 Tage gewählt und eine minimale bzw. maximale Schlammmentnahme nicht unter bzw. überschritten werden.

Der Regelkreis reagiert zu rasch auf eine Änderung der Belebtschlammkonzentration. Unter Annahme einer konstanten mittleren Schlammproduktion wird:

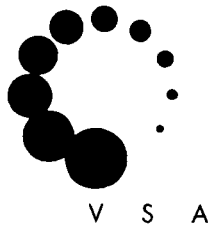
$$V_{BB} \cdot dX_{TSS}/dt = -\Delta M_{ÜS} = -K_{PR} \cdot \Delta X_{TSS} \cdot V_{BB} \cdot X_{TSS} \Rightarrow \frac{\Delta X_{TSS}}{dX_{TSS}/dt} = \frac{1}{K_{PR} \cdot X_{TSS}} \cong 0.7 \text{ d}$$

Möglicherweise reagiert diese Regelung zu schnell auf eine Änderung der Schlammkonzentration, da eine TSS-Abweichung praktisch innerhalb eines Tages korrigiert wird  $\Rightarrow$  Regelkonstante  $K_{PR}$  vermindern auf ca.  $1/(0.2 \cdot \theta_x \cdot X_{TSS})$ .



### Aufgabe 4

1. PI-Regler zur Regelung des  $K_{La}$ -Werts der Belüftung. Gemessen wird  $S_{O_2}$  in Reaktor 2 und 3.
2. P oder PI-Regel zur Regelung von  $Q_{rez}$ . Gemessen wird  $S_{NO_3}$  in Reaktor 1.
3. On/Off-Regler zur Regelung der Belüftung im zweiten bivalenten Reaktor. Wenn z.B.  $S_{NH_4}$ , gemessen im Ablauf von Reaktor 3, kleiner  $1 \text{ g N m}^{-3}$  wird Belüftung ausgeschaltet, wenn  $S_{NH_4} > 3 \text{ g N m}^{-3}$  wird Belüftung angestellt. Dieser Regelkreis muss gekoppelt sein mit Regelkreis 1. Es hat keinen Sinn, mehr Luft in die aeroben Zonen zu pumpen als bis zu einer Konzentration von  $S_{O_2} = 2.5 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$ , da die Nitrifikation dann nicht mehr sauerstofflimitiert ist.
4. Proportionalregler zur Regelung von  $Q_{ÜS}$ . Die Feststoffkonzentration wird z.B. in Reaktor 3 gemessen.



Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

**Nitrifikation und Denitrifikation  
im Wirbelbett**

Christian Fux  
Max Maurer  
Hansruedi Siegrist

EAWAG  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf



# Nitrifikation und Denitrifikation im Wirbelbett

C. Fux, dipl. Umwelting. ETH, M. Maurer, Dr. sc. nat. ETH und  
H. Siegrist, Dr. sc. nat. ETH, EAWAG, 8600 Dübendorf

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. EINLEITUNG.....	3
1.1. Grundlage dieses Berichts .....	3
1.2. Aufbau des Wirbelbettverfahrens .....	3
1.3. Verfahrensmöglichkeiten .....	3
1.4. Vor- und Nachteile des Wirbelbettverfahrens.....	4
2. BIOFILMTHEORIE.....	5
2.1. Diffusion .....	5
2.2. Stofffluss.....	5
2.3. Abhängigkeit von der (Sauerstoff-) Konzentration.....	7
2.4. Temperaturabhängigkeit.....	8
2.5. Limitierender Nährstoff .....	8
2.6. Konkurrenz der Mikroorganismen.....	9
3. VERSUCHSANLAGEN .....	10
3.1. Teilbetrieb.....	10
3.2. Pilotanlage.....	10
4. NITRIFIKATION .....	12
4.1. Nitrifikationsleistung im Teilbetrieb .....	12
4.2. Nitrifikationsleistung der einzelnen Becken .....	13
4.3. Versuche zur Nitrifikation auf der Industriekläranlage der Maggi AG (Kemptthal, CH).....	13
4.3.1. Ausgangslage.....	13
4.3.2. Pilotierung.....	14
4.3.3. Versuche auf der Hochlaststufe.....	15
4.4. Maximale Sauerstoffumsatzrate .....	17
4.5. Einfluss der Sauerstoffkonzentration und der Temperatur .....	17
4.6. Dimensionierung mit den Resultaten der ARA Laufäcker .....	17

5. DENITRIFIKATION .....	19
5.1. Denitrifikationskapazität im Teilbetrieb .....	19
5.2. Maximale Denitrifikationskapazität mit Abwasser .....	20
5.3. Temperaturabhängigkeit.....	20
5.4. Dimensionierung.....	20
6. ENERGIE .....	21
6.1. Belüftung .....	21
6.2. Sauerstoffausnützung.....	22
6.3. Einfluss der Sauerstoffkonzentration.....	23
6.4. Regelstrategien .....	23
6.5. Durchmischung.....	24
7. BETRIEB.....	25
7.1. Handhabung des Trägermaterials .....	25
7.2. Sicherheit.....	25
7.3. Messtechnik.....	25
7.4. Schlamm .....	26
8. DIMENSIONIERUNG EINER WIRBELBETTANLAGE .....	27
8.1. Totaler Sauerstoffbedarf.....	28
8.2. Aerobe Prozesse .....	29
8.2.1. Nitrifikation.....	29
8.2.2. CSB-Abbau.....	29
8.2.3. Aerobes Beckenvolumen .....	30
8.3. Denitrifikation.....	30
8.3.1. Sauerstoffeintrag .....	30
8.3.2. Rücklaufverhältnis .....	30
8.3.3. Anoxisches Beckenvolumen .....	31
8.4. Phosphatelimination .....	31
9. DIMENSIONIERUNGSBEISPIEL UND FAZIT .....	32
9.1. Annahmen / Vorgaben.....	32
9.2. Sauerstoffbedarf.....	33
9.3. Beckenvolumen .....	33
9.4. Fazit.....	35
10. LITERATUR.....	37
11. NOMENKLATUR .....	39

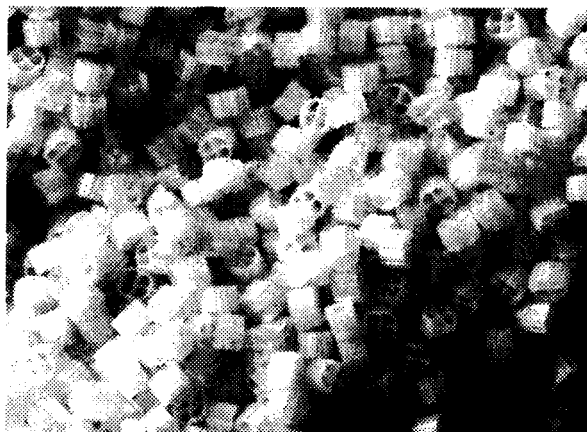
## 1. EINLEITUNG

### 1.1. Grundlage dieses Berichts

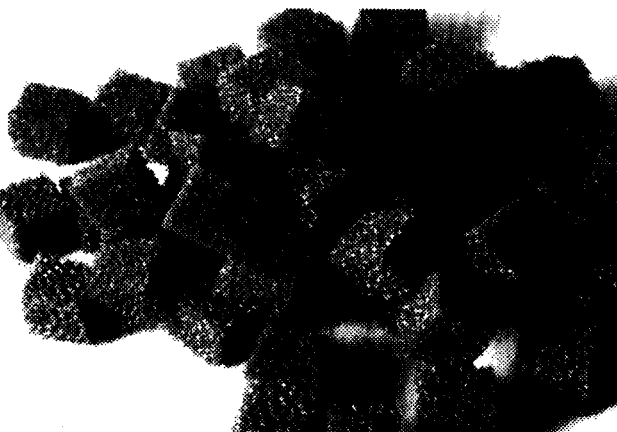
Der vorliegende Bericht beschreibt die Anwendung des Wirbelbettverfahrens (Moving bed biofilm system) in der kommunalen Abwasserreinigung. Im Vordergrund stehen vor allem die biologischen Aspekte (Nitrifikation und Denitrifikation) und der Energieverbrauch. Die Versuche fanden grosstechnisch auf einer Strasse der ARA Laufäcker in Turgi (Teilbetrieb mit 850 m<sup>3</sup> Beckenvolumen, Figur 6) und auf einer halbtechnischen Anlage (Pilot mit 1.7 m<sup>3</sup>) statt.

### 1.2. Aufbau des Wirbelbettverfahrens

Im Wirbelbettverfahren wird ein suspendierbares Trägermaterial für den Aufwuchs der Mikroorganismen bereitgestellt, wobei sich auf den Trägern ein Biofilm bildet. Dieses bewachsene Trägermaterial wird im Reaktor eingemischt. Das System steht somit zwischen dem Belebtschlamm- und dem Festbettverfahren. Es ist nicht auf eine Schlammrezirkulation angewiesen, und langsam wachsende Organismen können mit dem Trägermaterial zurückgehalten werden.



Figur 1: Kommerzielles Trägermaterial aus Polyethylen der Firma KALDNES® (Durchmesser ca. 1 cm). Entwicklung an der Universität Trondheim (Norwegen). Die Innenflächen sind vor Abrasion geschützt.



Figur 2: Trägermaterial aus Polyurethanschaumstoffwürfeln (Durchmesser ca. 1 cm). Einsatz bei Pilotversuchen auf der Kläranlage Laufäcker. Ähnliches Trägermaterial wurde auch beim LINPOR®- und Captor®-Verfahren verwendet.

### 1.3. Verfahrensmöglichkeiten

Es gibt eine Reihe von technisch realisierten Wirbelbettverfahren. Dieser Bericht konzentriert sich ausschliesslich auf ein Verfahren, in dem ein einfach rückhaltbares Trägermaterial (Kaldnes, Figur 1) in konventionellen Becken ohne Belebtschlamm suspendiert wird. Die norwegische Firma Kaldnes-Miljøteknologi (KMT<sup>[1]</sup>) hat das Patent für die Abwasserreinigung mit diesem Träger erworben. Das Verfahren ist in

<sup>1</sup> Eine Firma der Anglian Water Services Ltd. (AWS)

etlichen öffentlichen Publikationen detailliert und fundiert dargestellt (Rusten et al., 1992, 1993, 1994a, 1994b, 1995a, 1995b, 1995c, 1996; Pastorelli et al., 1997a, 1997b; Dalentoft et al., 1997; Æsøy et al., 1998).

Während mehreren Monaten wurde durch die EAWAG auf der Kläranlage Laufäcker eine Pilotanlage mit Schaumstoffwürfeln als Trägermaterial betrieben (Figur 2). Resultate hierzu sind in Maurer et al., 1999 zu finden. Ebenfalls mit Schaumstoffwürfeln wurde in den 70er Jahren in England das Captor-Verfahren entwickelt. Überschussschlamm wurde kontinuierlich durch das Auspressen der Schaumstoffträger entfernt. Verglichen mit dem Belebtschlammssystem konnte aber weder eine verbesserte Umsatzleistung noch eine bessere Sauerstoffausnützung gemessen werden. Weitere Informationen sind in Atkinson et al., 1979 – 1981; Heidmann et al., 1988; Golla et al., 1994 und Reddy et al., 1994 angegeben. Im weiteren ist aber auch eine Kombination von Belebtschlamm und suspendierten Trägermaterialien (z. B. LINPOR<sup>®</sup> der Firma Linde die ebenfalls Schaumstoffe benutzten, Figur 2) denkbar. Auch dieses Verfahren hat sich nicht durchgesetzt. Beschreibungen sind in folgenden Publikationen zu finden: Fuchs, 1982; Hegemann und Englmann, 1983; Hegemann und Wildmoser, 1986; Morper und Wildmoser, 1990; Reimann, 1990; Morper, 1994; Yuan, 1997. Das Wirbelbettverfahren mit Kaldnes-Trägermaterial hingegen breitete sich besonders in Skandinavien in den letzten Jahren stark aus.

#### **1.4. Vor- und Nachteile des Wirbelbettverfahrens**

Das Wirbelbettverfahren verspricht insbesondere beim Ausbau von bestehenden und überlastenden Kläranlagen eine Leistungsverbesserung gegenüber dem Belebtschlammverfahren bei gleichem Beckenvolumen.

Folgende Vorteile bietet das Verfahren:

- Die Nitrifikation kann aufgrund des stationären Biofilmes mit relativ kleinen Beckenvolumina etabliert werden.
- Die Denitrifikationskapazität ist höher als beim Belebtschlammverfahren.
- Der fehlende Rücklaufschlamm entlastet die Feststoffbelastung der bestehenden Nachklärbecken. Probleme mit Blähschlamm in Biofilmanlagen sind selten.
- Bestehende Belebtschlammbecken können oft mit relativ geringem Bauaufwand für das Wirbelbettverfahren umgestaltet werden.

Allerdings belasten prinzipiell auch Nachteile das Verfahren:

- Die Durchmischung der Träger muss zu jeder Zeit sicher gewährleistet sein.
- Die Teilchen müssen sicher in der Anlage zurückgehalten werden. Ein Ausschwemmen des Trägermaterials hat im Vergleich zu Belebtschlamm drastische Folgen.
- Da relativ hohe Turbulenzen nötig sind, und die Sauerstoffkonzentration einen Einfluss auf die Umsatzleistung hat, muss mit einem höheren Energieaufwand gerechnet werden.

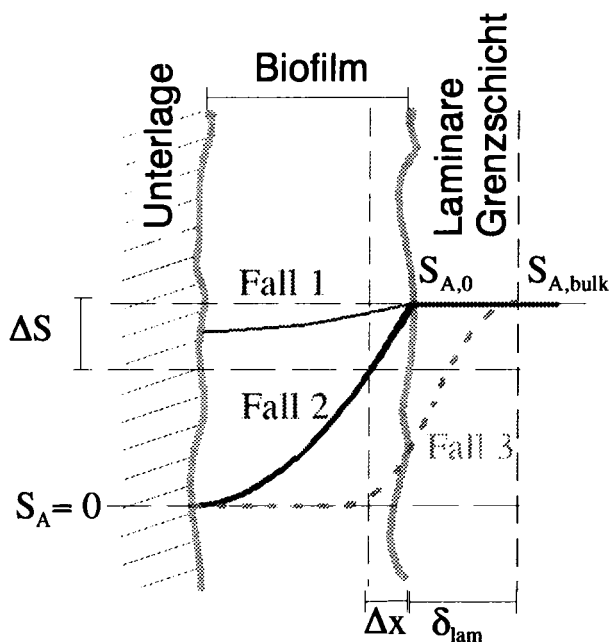
## 2. BIOFILMTHEORIE

### 2.1. Diffusion

Die spezifische Umsatzleistung eines Biofilmes ist ein Zusammenspiel zwischen der effektiven Umsatzrate der Mikroorganismen im Biofilm und dem Transport der Nährstoffe zu den Mikroorganismen hin.

$$\text{Fluss } j = -D \cdot \frac{\Delta S \text{ (Konzentrationsgradient)}}{\Delta x \text{ (Diffusionsweg)}}$$

Die von den Bakterien verbrauchten Nährstoffe erzeugen einen Konzentrationsgradienten, der die treibende Kraft für die Diffusion darstellt (Figur 3).



Figur 3: Der Stofffluss in einer dünnen Biofilmschicht der Dicke  $\Delta x$  ist proportional zum Konzentrationsgradienten  $\Delta S/\Delta x$  (am Beispiel Fall 2) und einer Stoffkonstanten  $D$  (Diffusionskoeffizient). Die in der Graphik eingezeichneten Fälle werden im Text erläutert.

### 2.2. Stofffluss

Vereinfacht kann man für den Stofffluss in einen Biofilm drei unterschiedliche (Grenz-)Fälle unterscheiden (Figur 3):

#### Fall 1

Die Abbauleistung des Biofilmes ist nicht durch das Angebot von Substrat limitiert, sondern durch zu wenig Biomasse. Der Stoffumsatz ist in diesem Fall nur abhängig von der Biomassekonzentration. Der Fluss  $j_A$  [ $\text{g}_A \text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$ ] des Stoffes A in den Biofilm berechnet sich dann wie folgt:

$$j_A = v_A \cdot \mu_{\max} \cdot (L_B \cdot \gamma) \quad \text{Gl. 1}$$

$v_A$  Stöchiometrischer Koeffizient des am Bakterienwachstum beteiligten Stoffes A [ $\text{g}_A \text{g}_{\text{BM}}^{-1}$ ]

$L_B$  Durchschnittliche Biofilmdicke [m]

$\mu_{\max}$  Maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Organismen [ $\text{d}^{-1}$ ]

$\gamma$  Packungsdichte der Biomasse im Biofilm [ $\text{g}_{\text{BM}} \text{m}^{-3}$ ]

Die Änderung der Temperatur wirkt sich ähnlich wie im Belebungsverfahren auf die Wachstumsgeschwindigkeit der Mikroorganismen aus.

### Fall 2

Die Abbauleistung des Biofilmes ist durch den Transport eines Nährstoffes im Biofilm limitiert<sup>[2]</sup> (d. h. seine Konzentration ist spätestens auf der Trägeroberfläche null) und der Einfluss der laminaren Grenzschicht ist vernachlässigbar. Die Abbauleistung für diesen Stoff A berechnet sich dann vereinfacht mit:

$$j_A = -\sqrt{-D_A' \cdot \mu_{\max} \cdot \nu_A \cdot \gamma \cdot S_{A,0}} \quad \text{Gl. 2}$$

$D_A'$  Diffusionskoeffizient des Stoffes A [ $\text{m}^2\text{d}^{-1}$ ] im Biofilm

$S_{A,0}$  Konzentration des Stoffes A an der Oberfläche des Biofilms [ $\text{g}_A\text{m}^{-3}$ ]

Der zweite Fall ist typisch für dickere Biofilme mit einem relativ hohen Stoffumsatz. Interessant dabei sind folgende Tatsachen:

a) Die Umsatzrate ist von der gemeinsamen Oberfläche von Biofilm und Wasser und nicht von der absoluten Menge Biomasse abhängig. Aus diesem Grund wird üblicherweise die Rate ( $j$ ) auf die Biofilmfäche bezogen.

b) Da der Stofftransport vom Konzentrationsgradienten abhängt, hat eine Erhöhung der Nährstoffkonzentration in der umgebenden Flüssigkeit einen Einfluss auf die Umsatzrate. Eine Verdoppelung der Konzentration von A vergrößert den Umsatz um den Faktor 1.4 ( $=\sqrt{2}$ ), resp. um 40%.

c) Die Änderung der Temperatur wirkt sich sowohl auf die maximale Wachstumsgeschwindigkeit wie auch auf die Diffusionsgeschwindigkeit aus. Bei einer Erhöhung der Temperatur um 10 Grad vergrößert sich der Diffusionskoeffizient um ca. 35%. Damit erhöht sich, bei konstanter Sauerstoffkonzentration im Bulk, der Stoffumsatz für den Kohlenstoffabbau (heterotrophe Organismen mit einer Verdoppelung von  $\mu_{\max}$  um 65% ( $\sqrt{1.36 \cdot 2.0} = 1.65$ ) und für die Nitrifikation (mit einer Verdreifachung von  $\mu_{\max}$ ) um 100% ( $\sqrt{1.36 \cdot 3.0} = 2.0$ ). Ein Beispiel ist in Figur 4 zu sehen. Damit ist der Einfluss der Temperatur in Biofilmsystemen deutlich kleiner als in Belebtschlamm-systemen, die üblicherweise durch die Menge Biomasse limitiert sind (Fall 1).

### Fall 3

Die Abbauleistung des Biofilmes wird durch den Transport in der sogenannten diffusiven Grenzschicht limitiert:

$$j_A = -\frac{D_A}{\delta_{lam}} \cdot (S_{A,bulk} - S_{A,0}) \quad \text{Gl. 3}$$

$D_A$  Diffusionskoeffizient des Stoffes A [ $\text{m}^2\text{d}^{-1}$ ] im Wasser

$\delta_{lam}$  Dicke der laminaren Grenzschicht [m]

$S_{A,0}$  Konzentration des Stoffes A an der Oberfläche des Biofilms [ $\text{g}_A\text{m}^{-3}$ ]

$S_{A,bulk}$  Konzentration des Stoffes A im Bulk [ $\text{g}_A\text{m}^{-3}$ ]

Der dritte Fall ist typisch für Biofilme an denen das Wasser relativ langsam vorbeifliesst. Durch die fehlenden lokalen Turbulenzen bildet sich auf der Biofilmoberfläche eine grosse laminare Grenzschicht, durch die der Nährstoff diffundieren

<sup>2</sup> Dieser Fall ist nur für Reaktionen gültig, wo das Wachstum der Bakterien über weite Bereiche nicht substratlimitiert ist (Monodkinetik: 0. Ordnung,  $S_{\text{Substrat}} \gg K_S$ ).

muss (Figur 3). Ist diese Grenzschicht stark ausgebildet, dann bestimmt der darin stattfindende Transport den Stofffluss. Die Stoffkonzentration ( $S_{A,0}$ ) auf der Biofilmoberfläche ist somit deutlich geringer als in der umgebenden Flüssigkeit ( $S_{A,bulk}$ ). Für diesen Fall sind folgende Punkte charakteristisch.

- Die Umsatzrate ist von der gemeinsamen Oberfläche von Biofilm und Wasser und nicht von der absoluten Menge Biomasse abhängig (analog Fall 2).
- Wie beim Fall 2 ist der Stofftransport vom Konzentrationsgradienten abhängig. Eine Erhöhung der Nährstoffkonzentration in der umgebenden Flüssigkeit hat aus diesem Grunde einen Einfluss auf die Umsatzrate. Allerdings ist der Einfluss linear (siehe Gl. 3). Eine Verdoppelung der Konzentration von A vergrößert den Umsatz um den Faktor 2.
- Die Änderung der Temperatur wirkt sich lediglich auf die Diffusionsgeschwindigkeit aus. Bei einer Erhöhung der Temperatur um 10 Grad vergrößert sich der Diffusionskoeffizient um ca. 35%. Damit ist die Temperatureinfluss noch kleiner als in Fall 2 und unabhängig von der Wachstumsgeschwindigkeit der Biomasse.
- Die Dicke der laminaren Grenzschicht ist von den lokalen Turbulenzen und deshalb von der Relativgeschwindigkeit des Wirbelkörper zum umgebenden Wasser. Damit hat der Energieeintrag für die Durchmischung der Träger ebenfalls einen Einfluss auf den Stoffumsatz.

### 2.3. Abhängigkeit von der (Sauerstoff-) Konzentration

Für die aeroben Prozesse ist üblicherweise der Sauerstoff der limitierende Nährstoff. Aus diesem Grund spielt die Sauerstoffkonzentration eine zentrale Rolle für die aeroben Abbauleistungen eines Biofilmsystems. Kennt man die Umsatzrate bei einer spezifischen Sauerstoffkonzentration, dann kann die Umsatzrate folgendermassen auf andere Sauerstoffkonzentrationen extrapoliert werden:

$$j_2 = j_1 \cdot \left( \frac{S_{O_2,2}}{S_{O_2,1}} \right)^\kappa \quad \text{Gl. 4}$$

- $j$  Spezifische aerobe Umsatzrate des Biofilmes [ $\text{g} \times \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ ]  
 $\kappa$  Konzentrationskoeffizient [-]

Der Konzentrationskoeffizient hängt vom Transportregime, respektive von den im letzten Kapitel beschriebenen Fällen ab und sind in Tabelle 1 zusammengestellt.

Tabelle 1: Beispiele für den Sauerstoffkonzentrations- und Temperaturkoeffizienten der Nitrifikation ( $\kappa$  in Gl. 4,  $\theta$  in Gl. 5).

Transportregime		$\kappa$ [-]	$\theta$ [ $^{\circ}\text{C}^{-1}$ ]
Biomasselimitation	Fall 1	0	0.11
Diffusion im Biofilm	Fall 2	0.5	0.07
Laminare Grenzschichtlimitierung	Fall 3	1.0	0.03

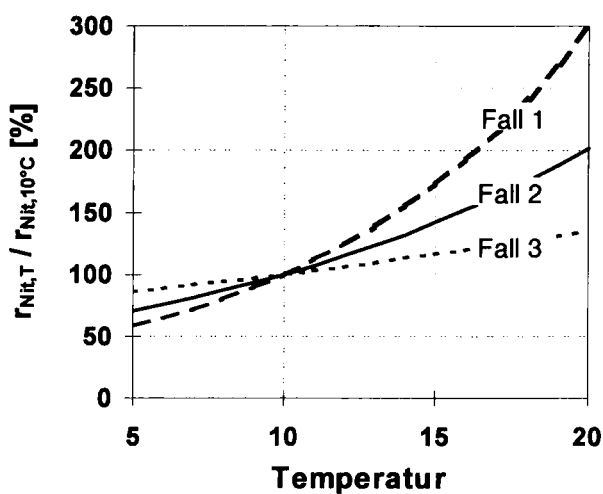
## 2.4. Temperaturabhängigkeit

Analog zur Konzentrationsabhängigkeit kann der Einfluss der Temperatur mit folgender Gleichung berücksichtigt werden:

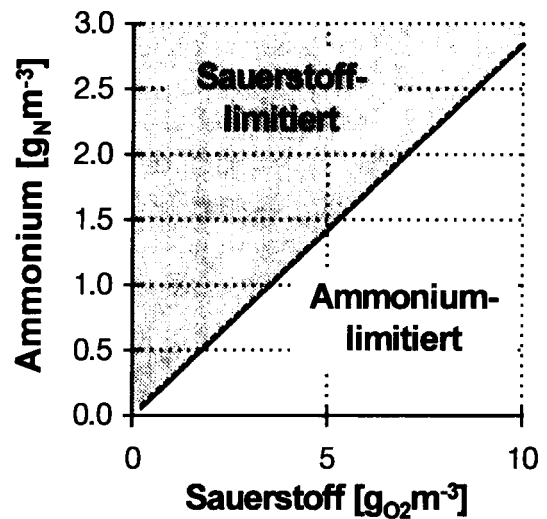
$$j_{T_2} = j_{T_1} \cdot e^{\theta(T_2 - T_1)} \quad \text{Gl. 5}$$

$j$  Spezifischer Sauerstoffumsatzrate des Biofilmes bei der Temperatur  $T_1$  oder  $T_2$  [ $\text{g}_\text{xm}^{-3}\text{d}^{-1}$ ]  
 $T_1, T_2$  Temperatur 1 oder 2 [ $^\circ\text{C}$ ]  
 $\theta$  Temperaturkoeffizient [ $^\circ\text{C}^{-1}$ ]

Der Temperaturkoeffizient hängt vom Transportregime und der Temperatursensitivität der mikrobiologischen Prozesse und liegt zwischen  $0.03$  und  $0.11$   $^\circ\text{C}^{-1}$ . Ein Beispiel für die Nitrifikation ist in Tabelle 1 zusammengestellt.



Figur 4: Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation für die drei im Text unterschiedenen Fälle



Figur 5: Ammonium- oder Sauerstofflimitierung bei der Nitrifikation als Beispiel für Gl. 6.

## 2.5. Limitierender Nährstoff

Mikrobiologische Prozesse benötigen meistens mehrere Substrate. So muss für die Nitrifikation (neben den Spurenelementen) Bicarbonat, Ammonium und Sauerstoff in den Biofilm hinein und Nitrat und Kohlendioxyd wieder heraus diffundieren. Welcher Stoff nun die Gesamtleistung limitiert (und durch die Gl. 2 resp. Gl. 3 beschrieben wird) kann mit folgender Gleichung abgeschätzt werden:

$$\frac{S_B}{S_A} = \frac{D_A}{D_B} \cdot \frac{\nu_B}{\nu_A} \quad \text{Gl. 6}$$

$\nu_A$  Stöchiometrischer Koeffizient des am Bakterienwachstum beteiligten Stoffes A [ $\text{g}_\text{Ag}^{-1}\text{B}_\text{M}$ ]  
 $D_A$  Diffusionskoeffizient des Stoffes A [ $\text{m}^2\text{d}^{-1}$ ]  
 $S_A$  Konzentration des Stoffes A in der Flüssigkeit [ $\text{g}_\text{Am}^{-3}$ ]

Ist das Konzentrationsverhältnis kleiner als der in Gl. 6 berechnete Wert, dann limitiert der Stoff B die Reaktion; ist es grösser, dann begrenzt Stoff A den Stoffumsatz.

In Figur 5 ist das üblicherweise in der Praxis relevante Beispiel für die Limitierung der Nitrifikation durch Sauerstoff oder Ammonium in einer Graphik aufgetragen.



## 2.6. Konkurrenz der Mikroorganismen

Konkurrieren zwei verschiedene Mikroorganismen um denselben Nährstoff, dann wird üblicherweise die Population mit der kleineren Wachstumsgeschwindigkeit von der schnelleren überwachsen. Ein Beispiel ist der Kohlenstoffabbau durch die heterotrophen und die Nitrifikation durch die autotrophen Mikroorganismen. Beide Prozesse konkurrieren um den Sauerstoff. Solange rasch abbaubarer Kohlenstoff für die heterotrophen Organismen verfügbar ist, verbrauchen diese den Sauerstoff für ihr Wachstum. Ist die Verfügbarkeit von Substrat so hoch, dass dafür aller Sauerstoff verbraucht wird, werden mittelfristig die Nitrifikanten verdrängt. Je tiefer das C-Angebot ist, desto eher können auch Nitrifikanten aufwachsen (Wanner und Gujer, 1986).

Tendenziell kann man daher davon ausgehen, dass in der vorderen aeroben Becken vor allem CSB abgebaut wird und in den hinteren Zonen nitrifiziert wird. Allerdings kann vorne eine Nitrifikation nicht ausgeschlossen werden, und es muss damit gerechnet werden, dass am Ende der Anlage eine Limitierung der Nitrifikanten durch CSB-Abbau bei grossen Frachtspitzen stattfinden kann.

Bezüglich dieser Faktoren lassen sich in der Anlage grob drei verschiedene Zonen unterscheiden:

Vordere Zone ⇒ viel Ammonium & viel CSB: In diesen Becken ist zwar genügend Ammonium für die Nitrifikation vorhanden, allerdings vermindert der CSB-Abbau die Verfügbarkeit von Sauerstoff.

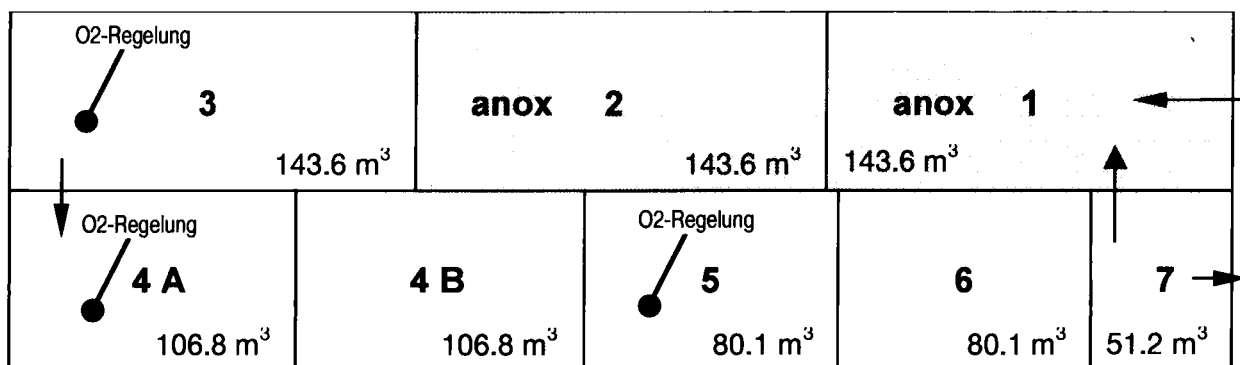
Mittlere Zone ⇒ viel Ammonium & wenig CSB: Optimale Bedingungen für die Nitrifikation.

Hintere Zone ⇒ wenig Ammonium & wenig CSB: Durch das limitierte Angebot an Ammonium ist, trotz genügend Sauerstoff, auch das Wachstum der Nitrifikanten beschränkt.

### 3. VERSUCHSANLAGEN

#### 3.1. Teilbetrieb

Eine der sieben Strassen der Kläranlage Laufäcker (Turgi, AG) wurde für das Kaldnes-Verfahren ausgerüstet. Dazu wurde eine zweiteilige Strasse in sieben Kompartimente unterteilt (Figur 6):



Figur 6 Fließschema und Bezeichnungen der Reaktoren in der Teilstrom-Anlage. Das Becken 7 ist nicht mit Trägermaterial gefüllt. Die ganze Strasse hat eine Länge von 30.2 m und ist (mit Trennwand in der Mitte) 8 m breit und 4.6 m tief (Freibord rund 0.6 bis 0.7 m).  
Totales Beckenvolumen: 860 m<sup>3</sup> davon 33% anoxisch, 60% aerob.

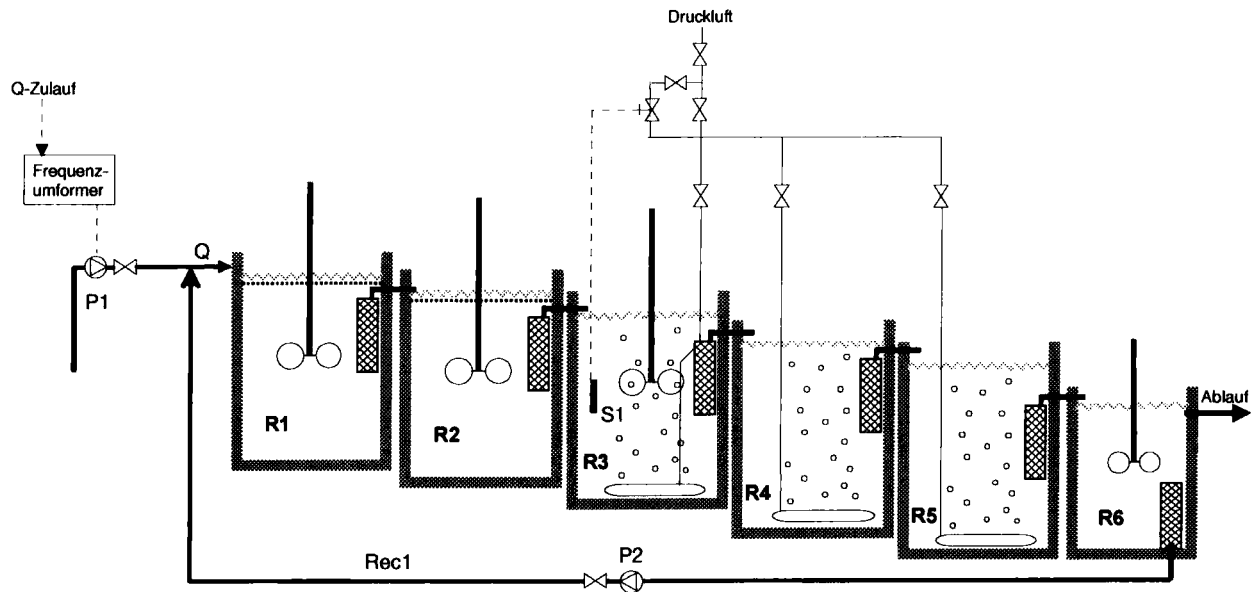
Die ersten beiden Becken wurden mit je zwei Rührwerken ausgestattet. Becken 3 bis 4B erhielten eine grobblasige Rohrbelüftung, während in den Becken 5 und 6 die feinblasigen Membranbelüftungen belassen wurden. Drei Belüftungsregime mit eigenen Gebläsen regelten mittels 3 Sauerstoffsonden (Becken 3, 4A und 5) die Becken 3, 4A & 4B und 5 & 6. Das letzte Becken dient zur Fällung und Flockung und wurde mit einem Rührwerk aber ohne Belüftung oder Trägermaterial ausgerüstet.

Gemauerte Trennwände mit zwei Durchlässen an der Beckensohle garantieren eine hydraulisch eindeutige Unterteilung der Kaskade. Vor diesen Trennwänden wird das Trägermaterial mit Lochblechen (Schlitzbreite: 4 mm) zurückgehalten. Die Fläche dieser Siebe basiert auf einer Anströmgeschwindigkeit von 60 m h<sup>-1</sup>. Bei dieser Teilstrom-Anlage errechnet sich eine Siebfläche, welche rund 70% grösser als der Beckenquerschnitt ist. Aus diesem Grund mussten die Siebe U-förmig den Wänden entlang gezogen werden.

Um die Siebflächen vom Trägermaterial frei zu halten, wurden (auch in den anoxischen Becken) spezielle Siebelüftungen installiert, welche pro Sieb auf 166 Nm<sup>3</sup> Luft h<sup>-1</sup> ausgelegt wurden.

#### 3.2. Pilotanlage

Das Fließschema der parallel zum Teilbetrieb gefahrene Pilotanlage ist in Figur 7 zu sehen. Die Anlage steht direkt neben dem Teilbetrieb und bezieht das Abwasser über die gleiche Leitung. Der Zulauf kann über die Zulaufmengenmessung der ARA gesteuert werden.



Figur 7: Schematische Darstellung der Pilotanlage (Frequenzgesteuerter Zulauf: 2.4 bis  $9.6 \text{ m}^3 \text{d}^{-1}$ , Rezirkulation: 2.4 bis  $9.6 \text{ m}^3 \text{d}^{-1}$ , Beckenvolumina: B1 bis B5:  $0.31 \text{ m}^3$ , B6:  $0.15 \text{ m}^3$ , Sauerstoffkonzentration im dritten Becken durch Magnetventil geregelt).

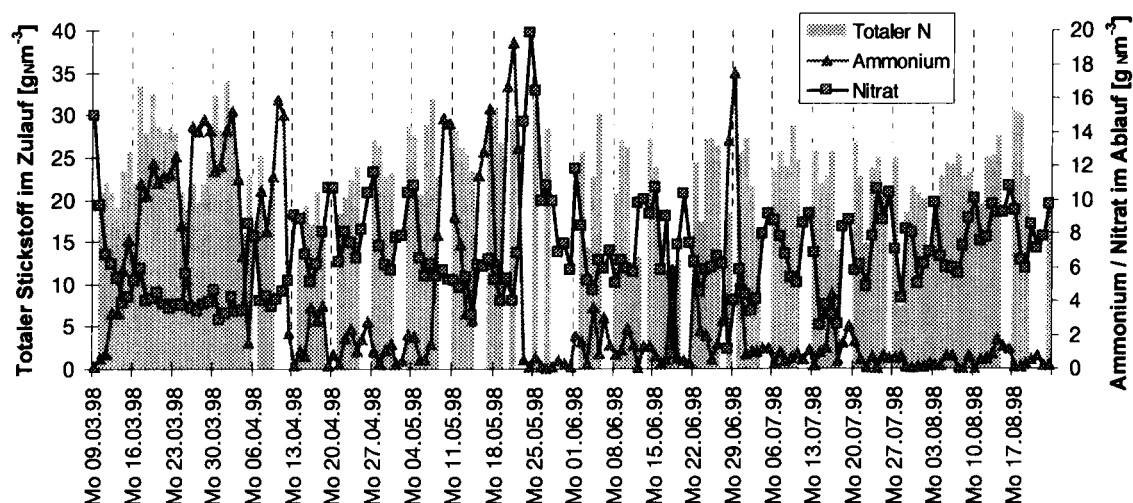
Die beiden ersten Becken werden anoxisch betrieben und sind mit einem Rührwerk versehen. Die drei folgenden Reaktoren sind belüftet, wobei im dritten Reaktor zusätzlich gerührt wird. In diesem Becken ist eine Sauerstoffsonde installiert, mit welcher die  $\text{O}_2$ -Konzentration in den aeroben Zonen durch ein Magnetventil geregelt werden kann. Der letzte Reaktor ist kleiner als die andern, wird gerührt aber nicht belüftet und dient der Sauerstoffzehrung, so dass durch die interne Rezirkulation möglichst wenig Sauerstoff in die Denitrifikationszone gelangt. Rückhaltesiebe verhindern, dass das Trägermaterial aus den Becken ausgewaschen wird. Die Anlage ist mit einer grobblasigen Belüftung ausgerüstet.

## 4. NITRIFIKATION

Anders als im Belebtschlammssystem kann die Nitrifikation im Wirbelbett nicht getrennt vom CSB-Abbau betrachtet werden. Der Grund liegt im limitierten Transport von Sauerstoff in den Biofilm hinein. Die CSB-abbauenden und nitrifizierenden Mikroorganismen konkurrieren um diesen begrenzten Nährstoff. Aufgrund der geringen Eindringtiefe des Sauerstoffes ist lediglich ein Teil der Biomasse aktiv. Damit spielt vor allem die spezifische Biofilmläche (resp. der Füllgrad) pro Beckenvolumen eine zentrale Rolle und nicht wie im Belebtschlammssystem das Schlammalter.

### 4.1. Nitrifikationsleistung im Teilbetrieb

Vom März bis August 98 wurde beim Teilbetrieb im Zu- und Ablauf fast täglich der totale Stickstoff, Ammonium, Nitrat und Nitrit gemessen (Figur 8). Der durchschnittliche Zufluss betrug  $3780 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  (proportional zum ARA-Zulauf) mit einem Rücklaufverhältnis von 1.5. Die Temperatur stieg von  $12^\circ\text{C}$  im März bis auf  $21^\circ\text{C}$  gegen Ende der Messkampagne.

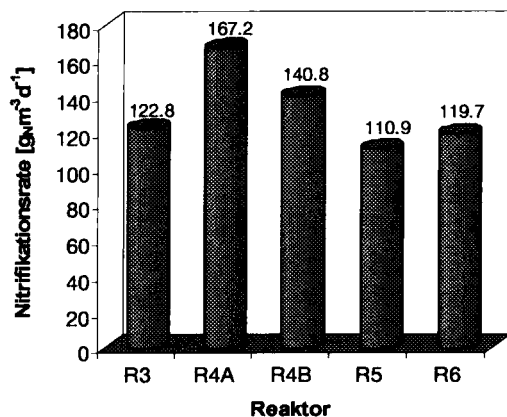


Figur 8: Nitrifikation beim Teilbetrieb in der Periode März bis August 98. Auf der linken Abszisse ist der totale Stickstoff des Zulaufs, rechts Ammonium und Nitrat im Ablauf dargestellt. Die Lücken in der Graphik sind fehlende Messwerte (29.6.98: Ausfall Belüftung).

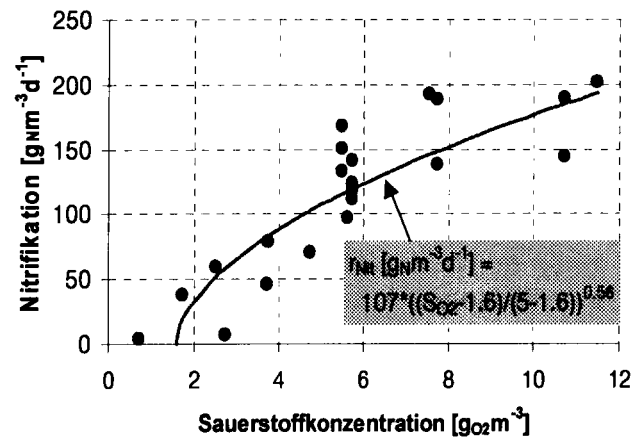
Auffallend sind die grossen Sprünge in den Ammoniumablaufwerten. In den betrachteten 168 Tagen waren an 103 Tagen die Konzentrationen von Ammonium im Ablauf unter  $2.0 \text{ gNm}^{-3}$  (Durchschnitt:  $0.8 \text{ gNm}^{-3}$ ), die restlichen Tage wiesen einen Durchschnitt von  $7.6 \text{ gNm}^{-3}$  auf. Dieses Verhalten ist relativ charakteristisch für Biofilmanlagen. Wird die Abbauleistung (z. B. durch zu hohe Zulauffrachten wie zu Beginn der Messperiode oder durch zu tiefe Sauerstoffkonzentrationen bei hohen Belastungen) überschritten, dann verliert man fast schlagartig die Nitrifikationsleistung. Anders als beim Belebtschlammssystem besteht dabei aber nicht die Gefahr, die Mikroorganismen auszuwaschen, sondern diese bleiben auf den Trägern und können nach der Überlastung wieder nitrifizieren.

## 4.2. Nitrifikationsleistung der einzelnen Becken

Um die erreichbaren Nitrifikationsraten in den Becken ohne CSB-Belastung ermitteln zu können, wurden Batchversuche mit dem Trägermaterial durchgeführt. Die Ergebnisse in Figur 9 legen den Schluss nahe, dass das Nitrifikationspotential relativ gleichmässig über die Becken verteilt ist. Die höchsten Raten können in den Becken 4A und 4B erreicht werden, während in den hinteren Becken die Nitrifikation (aufgrund der kleineren Ammoniumbelastung) sich wieder abschwächt.



Figur 9: Profil der Nitrifikationsleistung im Teilbetrieb ( $10^\circ\text{C}$ ,  $5.5 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{m}^{-3}$ , keine Substratzugabe, Ammonium im Überschuss; Grundatmung: ca  $300 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ ).



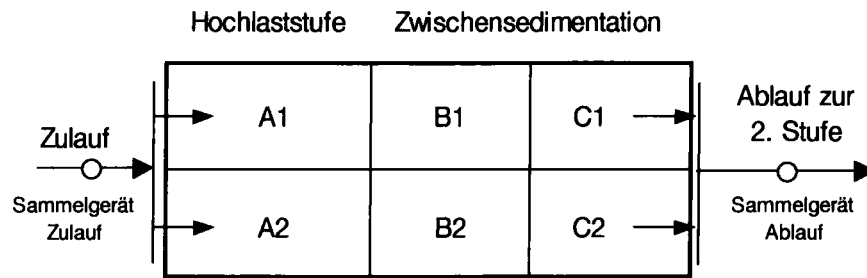
Figur 10: Abhängigkeit der maximalen Nitrifikationsrate von der Sauerstoffkonzentration (Alle Werte normiert auf 60% Füllgrad und  $10^\circ\text{C}$ ).

Zur Bestimmung der Nitrifikationsleistung für die Dimensionierung dient Figur 10. Ohne CSB-Zugabe betrug bei  $5 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{m}^{-3}$ ,  $10^\circ\text{C}$  und 60% Füllgrad die durchschnittliche Nitrifikationsleistung  $107 \text{ g}_{\text{N}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ . Die mittlere Ammoniumbelastung der aeroben Zonen betrug  $125 \text{ g}_{\text{N}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ . Rusten *et al.* (1995b) erhielten in einer halbertechnischen Pilotanlage eine Rate von  $130 \pm 160 \text{ g}_{\text{N}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$  bei einer Ammoniumbelastung von durchschnittlich  $180 \text{ g}_{\text{N}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ . Somit liegt die auf der ARA Laufäcker gemessene Leistung rund 30% tiefer. Dies könnte einerseits auf die tiefere durchschnittliche Ammoniumbelastung und andererseits auf die schlechte Beckendurchmischung zurückzuführen zu sein.

## 4.3. Versuche zur Nitrifikation auf der Industriekläranlage der Maggi AG (Kemptthal, CH)

### 4.3.1. Ausgangslage

Die Kohlenstoff- und Stickstoffeliminationsleistung der Industriekläranlage der Maggi AG (Kemptthal) reichte 1995 nicht mehr aus, um die grösstenteils firmeninternen Abwässer genügend zu reinigen. Die Anlage bestand aus zwei Stufen; einer Hochlaststufe mit Zwischensedimentation (Figur 11) und einer zweiten Stufe zur Nitrifikation (nicht abgebildet). Als Alternative zum Ausbau des bestehenden Belebtschlammverfahrens wurde der Umbau zu einer Wirbelbetтанlage mit Kaldnes als Trägermaterial geprüft.

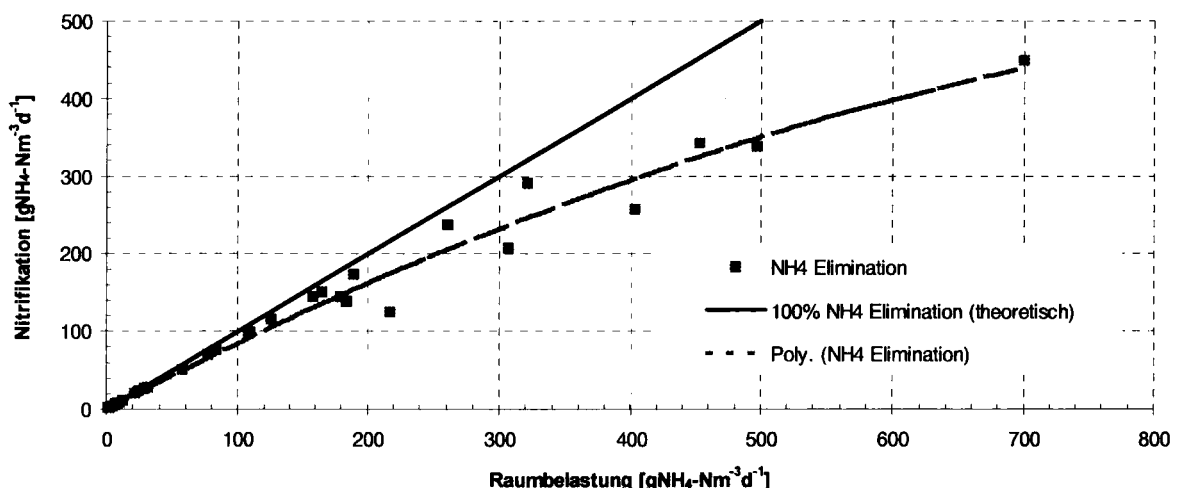


Figur 11: Schematischer Aufbau der Hochlaststufe der Kläranlage der Maggi AG. Beide Strassen werden parallel gefahren. Grösse der Becken: A1 und A2 je  $90 \text{ m}^3$ , B1, B2 und C1, C2 je  $75 \text{ m}^3$ .

#### 4.3.2. Pilotierung

Die beiden mit „A“ bezeichneten Reaktoren dienen der CSB-Elimination mit dem herkömmlichen Belebtschlammverfahren, wobei in den Becken „B“ und „C“ die Zwischensedimentation stattfand. Das ammoniumreiche Abwasser wurde anschliessend der zweiten Stufe der Anlage zugeführt, wo die Nitrifikation ablief. Ziel der Pilotversuche war es, die Nitrifikationsleistung einer Wirbelbetтанlage zu bestimmen, die mit dem Abwasser aus dem Ablauf der Hochlaststufe beschickt wurde.

Hierzu wurde zwischen November 95 und Mai 96 aus dem Ablauf der Hochlaststufe (siehe Figur 11, „Ablauf zur 2. Stufe“) stark ammoniumhaltiges Abwasser in ein mit Kaldnes gefülltes Becken (ca  $1 \text{ m}^3$ ) geführt. Der Zufluss zum Behälter lag zwischen  $7$  und  $15 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ . Aufgrund der Sedimentation der vorgeschalteten Biologie betrug der TSS-Gehalt im Zufluss nur etwa  $150 \text{ g}_{\text{TSS}} \text{ m}^{-3}$ . Aus den 24h-Sammelproben im Zu- und Ablauf dieses Reaktors ergab sich die in Figur 12 dargestellte Nitrifikationsleistung.



Figur 12: Nitrifikationsleistung der Pilotierung mit biologisch gereinigtem Abwasser bei einer mittleren Ammoniumbelastung von  $88 \text{ g}_\text{N} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  (24h-Sammelproben, normiert auf  $10^\circ \text{C}$  und 60% Füllgrad, Sauerstoffgehalt:  $5\text{--}7 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{ m}^{-3}$ , Reaktorvolumen: ca  $1 \text{ m}^3$ ).

Aufgrund der vorgängigen CSB-Elimination sind in Figur 12 bei hohen Raumbelastungen die maximal möglichen Nitrifikationsraten gemessen worden (keine

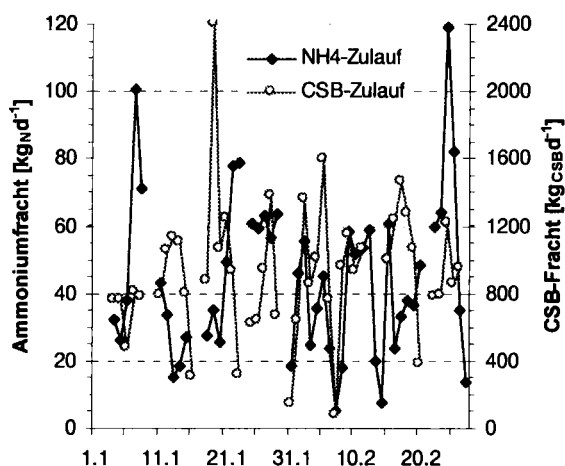
Sauerstoffkonkurrenz der heterotrophen Biomasse). Bei tiefen Raumbelastungen (unter  $150 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$ ) findet eine fast vollständige Nitrifikation statt, wobei es folglich zu Ammoniumlimitierungen kommt. Bei höheren Belastungen flacht die Kurve „Polynomisch ( $\text{NH}_4$  Elimination)“ zwar etwas ab, aber die maximal gemessenen Nitrifikationsraten von über  $350 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$  sind bei weitem höher als auf der Kläranlage Laufäcker (maximale Rate bei  $5+6 \text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$  bei rund  $150 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$ ). Sogar bei Ammoniumkonzentrationen unter  $2 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$  wurden Abbauraten bis  $300 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$  erreicht.

#### 4.3.3. Versuche auf der Hochlaststufe

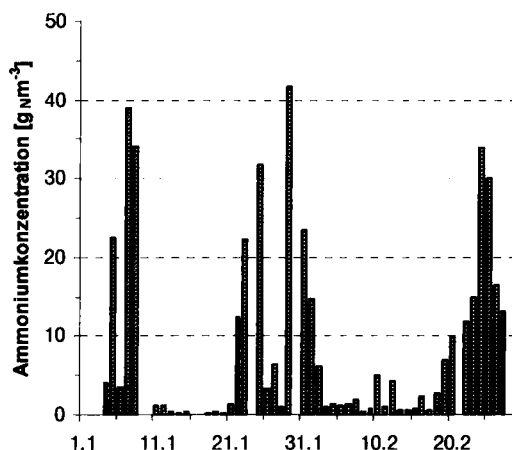
Aufgrund der positiven Resultate der Pilotphase wurde die zweite Stufe der Anlage auf das Kaldnes-Verfahren umgebaut. Da weitere Versuche zum CSB-Abbau ebenfalls vielversprechend ausfielen, wurde anschliessend auch die Hochlaststufe mit dem Wirbelbettverfahren ausgerüstet.

Der durchschnittliche Zufluss zur ersten Stufe von Januar bis März 99 betrug  $600 \text{ m}^3\text{d}^{-1}$  oder  $7 \text{ lts}^{-1}$  (Trockenwetter:  $540 \text{ m}^3\text{d}^{-1}$ ), wobei das Maximum ( $30 \text{ lts}^{-1}$ ) und das Minimum ( $2 \text{ lts}^{-1}$ ) weit auseinander lagen<sup>[3]</sup>. Das CSB zu N-Verhältnis im Zulauf lag bei rund  $19 \text{ g}_{\text{CSB}}\text{g}_{\text{N}}^{-1}$  (Figur 13). Bei höheren Kohlenstoffbelastungen im Zulauf wurde die Nitrifikation der Hochlaststufe deutlich reduziert.

Sammelproben im Zu- und Ablauf der Hochlaststufe ergaben neben dem CSB-Abbau auch eine beträchtliche Nitrifikationsleistung. Aufgrund der tiefen Ammoniumkonzentrationen im Ablauf (Figur 14) ist deutlich sichtbar, dass sogar die Hochlaststufe deutlich ammoniumlimitiert nitrifiziert. Die zweite Stufe der Anlage dient folglich nur mehr der Restnitrifikation, um die Ablaufwerte einzuhalten.



Figur 13: Ammonium- und CSB-Fracht im Zulauf zur Hochlaststufe.

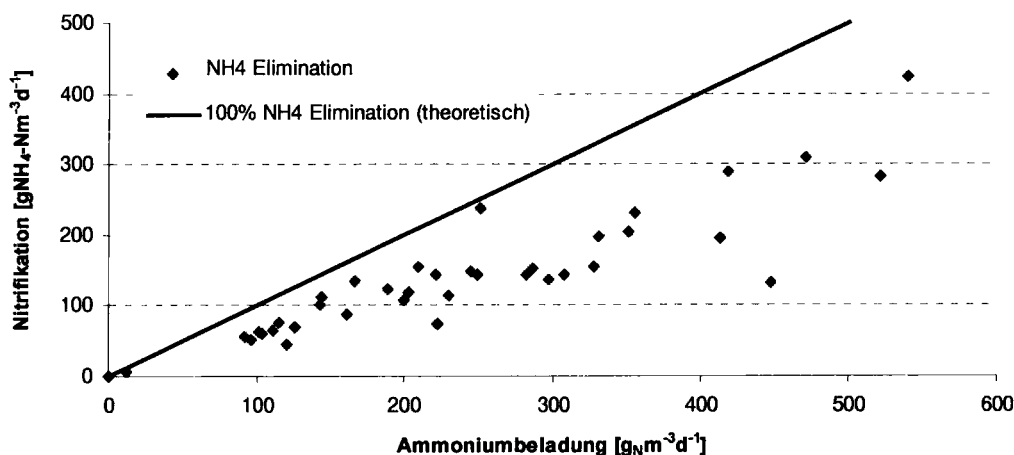


Figur 14: Ammoniumkonzentration im Ablauf der Hochlaststufe (Durchschnitt:  $10 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$ ; Median:  $5 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$ ; Minimum:  $0.1 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$ ).

Um die Nitrifikationsleistung der Hochlaststufe zu berechnen, muss zuerst abgeschätzt werden, wieviel Volumen für den CSB-Abbau verwendet wird. Als Basis dient die Kaldnes-Dimensionierungsrate von  $1.3 \text{ kgBSB}_5\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$ , was bei einem gemessenen CSB zu  $\text{BSB}_5$ -Verhältnis von  $1.8 \text{ g}_{\text{CSB}}\text{g}_{\text{BSB}_5}^{-1}$  eine Abbaurrate von

<sup>3</sup> Betriebsdaten der Maggi AG, Kempthal, CH

2.34 kgCSBm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> ergibt. Subtrahiert man für alle Tage der Messkampagne das somit berechnete Volumen des CSB-Abbaus vom Gesamtvolumen (480 m<sup>3</sup>), ergibt sich das Restvolumen für die Nitrifikation. Werden nun die Ammoniumbelastungen und -Eliminationsraten auf dieses verbleibende Volumen bezogen, so erhält man die in Figur 15 dargestellte Nitrifikationsleistung (normiert auf 10°C und 60% Füllgrad; Sauerstoffgehalt: 4÷5 gO<sub>2</sub>m<sup>-3</sup>).



Figur 15: Nitrifikationsleistung der Hochlaststufe. Normiert auf 10°C und 60 % Füllgrad; Sauerstoffgehalt: 4÷5 gO<sub>2</sub>m<sup>-3</sup>. Mittlere Belastung: 240 g<sub>N</sub>m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>.

Die Hochlaststufe war eigentlich für die CSB-Elimination geplant, so dass die in Figur 15 dargestellten Abbauraten die Erwartungen übertrafen. Die Nitrifikation wurde aufgrund tiefer Ammoniumkonzentrationen teils stark limitiert (Figur 14). Verglichen mit den Pilotversuchen liegen die erhaltenen Raten etwas tiefer. Trotzdem ist die maximale Nitrifikationsleistung deutlich über jener auf der ARA Laufäcker. Die durchschnittlichen maximalen Nitrifikationsraten liegen bei beiden Versuchsreihen zwischen 150 und 200 g<sub>N</sub>m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> (10°C, 5 gO<sub>2</sub>m<sup>-3</sup>, Raumbelastung: 200÷300 g<sub>N</sub>m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>), was etwa der Kaldnesdimensionierung (200 g<sub>N</sub>m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> bei Vorklärung und vorgeschaltener Denitrifikation) entspricht. Auf der ARA Laufäcker wurde eine durchschnittliche maximale Nitrifikationsrate von 107 g<sub>N</sub>m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> bestimmt.

Die Ursachen dieser Differenz sind nicht offensichtlich. Da die spezifische Ammoniumbelastung während des Betriebs auf der Kläranlage Laufäcker (125 g<sub>N</sub>m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>) deutlich tiefer lag als bei der Hochlaststufe der Maggi AG, konnte sich dort nur ein reduzierter Biofilm aufbauen. Da die fehlenden Nitrifikaten nicht während eines Batchversuches nachwachsen können, liegt die erhaltene maximale Nitrifikationsrate tief, obwohl die Ammoniumbelastung während des Versuchs hoch ist. Dies hat zur Folge, dass eine Erhöhung der Ammoniumkonzentration im Zulauf zu einer Kläranlage ohne Anpassung der Sauerstoffkonzentration nicht abgefangen werden kann. Die schlechte Durchmischung der längsdurchflossenen Becken auf der ARA Laufäcker sowie die industrielle Herkunft der Abwassers auf der Maggi-Kläranlage könnten weitere Gründe für die unterschiedliche Eliminationsleistung sein.

Es muss aber unbedingt beachtet werden, dass bei der Dimensionierung nach Kaldnes nur der Mittelwert berücksichtigt wird, und somit teils viel höhere Ammoniumkonzentrationen im Ablauf zugelassen werden als bei der



schweizerischen Gewässerschutzverordnung. Dies zeigt sich auch bei den 24h-Tagessammelproben im Ablauf der Hochlaststufe (Figur 14), die des öfteren deutlich über  $10 \text{ g}_N\text{m}^{-3}$  liegen. Nur durch den Einsatz von zusätzlichem Beckenvolumen (Schwachlaststufe) können die Einleitbedingungen eingehalten werden.

Das Verhältnis zwischen maximaler und mittlerer Nitrifikationsleistung ist bei der Pilotanlage sowie der Hochlaststufe in Keptthal ähnlich wie beim Belebtschlammverfahren. Diese Flexibilität konnte auf der ARA Laufäcker nicht beobachtet werden. Somit ist eine flexible Sauerstoffregelung - welche bei erhöhter Ammoniumfracht im Zulauf die Betriebssauerstoffkonzentration anhebt - empfehlenswert.

#### 4.4. Maximale Sauerstoffumsatzrate

Die maximalen Sauerstoffumsatzraten mit Abwasser als Substrat wurden direkt aus den Belastungsdaten des Teilbetriebes oder aus den Abluftmessungen bestimmt. Bei Temperaturen zwischen  $12^\circ\text{C}$  und  $22^\circ\text{C}$  wurden maximale Sauerstoffumsatzraten zwischen  $1500$  und  $2000 \text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$  gemessen. Der Datensatz ist aber zu klein, um eine ausgeprägte Temperaturabhängigkeit abzuleiten.

#### 4.5. Einfluss der Sauerstoffkonzentration und der Temperatur

Der Einfluss der Temperatur und der Sauerstoffkonzentration wurde aus einer Reihe von Batchversuchen abgeschätzt. In Figur 10 ist die Nitrifikationsrate für unterschiedliche Sauerstoffkonzentrationen zusammengestellt. Auffällig ist, dass bei Sauerstoffkonzentrationen unter  $2$  bis  $3 \text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$  keine nennenswerte Nitrifikation stattfindet. Der erhaltene Konzentrationskoeffizient ( $\kappa$ , siehe Gl. 4) beträgt  $0.56$ . Dies bedeutet eine Erhöhung der Nitrifikationsrate um  $73\%$ , falls die Sauerstoffkonzentration von  $4$  auf  $8 \text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$  erhöht wird.

Der Koeffizient für die Temperaturabhängigkeit ( $\theta$ , Gl. 5) wurde mit  $0.050 \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$  bestimmt. Dieser Wert bedeutet für  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  Temperaturerhöhung eine Vergrößerung der Umsatzrate um  $65\%$ . Dies entspricht der Biofilmkinetik eines Biofilms mit einer kleinen laminaren Grenzschicht (Tabelle 1).

#### 4.6. Dimensionierung mit den Resultaten der ARA Laufäcker

Für die Dimensionierung ( $10 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $60\%$  Füllgrad) nach der Spitzenbelastung können folgende Raten verwendet werden ( $r$  = volumetrische Umsatzraten,  $S_{\text{O}_2}$  = Sauerstoffkonzentration im Becken):

- Nitrifikation ohne CSB-Abbau (basierend auf den Durchschnitten der maximalen Nitrifikationsraten aller aeroben Reaktoren).

$$r_{\text{Nit}} [\text{g}_N\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}] = 107 \cdot \left( \frac{S_{\text{O}_2} - 1.6}{5 - 1.6} \right)^{0.56} \cdot e^{(0.05 \cdot (T - 10))} \quad \text{Gl. 7}$$

Gemäss den Dimensionierungsgrundlagen von Kaldnes wird bei vorgeklärtem Abwasser und vorgeschalteter Denitrifikation mit rund  $200 \text{ g}_N\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$  gerechnet. Es sind jedoch deutlich höhere Ammoniumkonzentrationen im Ablauf zugelassen, als bei der schweizerischen Gewässerschutzverordnung.

- CSB-Abbau und Nitrifikation:

$$r_{O_2} [g_{O_2} m^{-3} d^{-1}] = 1500 \cdot \left( \frac{S_{O_2}}{5} \right)^{0.56} \quad \text{Gl. 8}$$

Beim reinen CSB-Abbau ergibt sich keine wesentliche Erhöhung der Leistung über  $5 g_{O_2} m^{-3}$ .

## 5. DENITRIFIKATION

Bei der vorgeschalteten Denitrifikation sind der maximalen Denitrifikationskapazität theoretische Grenzen gesetzt. Sie ist abhängig von der im internen Rücklauf zurückgeführten Nitrat- und Sauerstofffracht und somit vom Rücklaufverhältnis. Der Anteil am Nitrat, das maximal entfernt werden kann, berechnet sich mit:

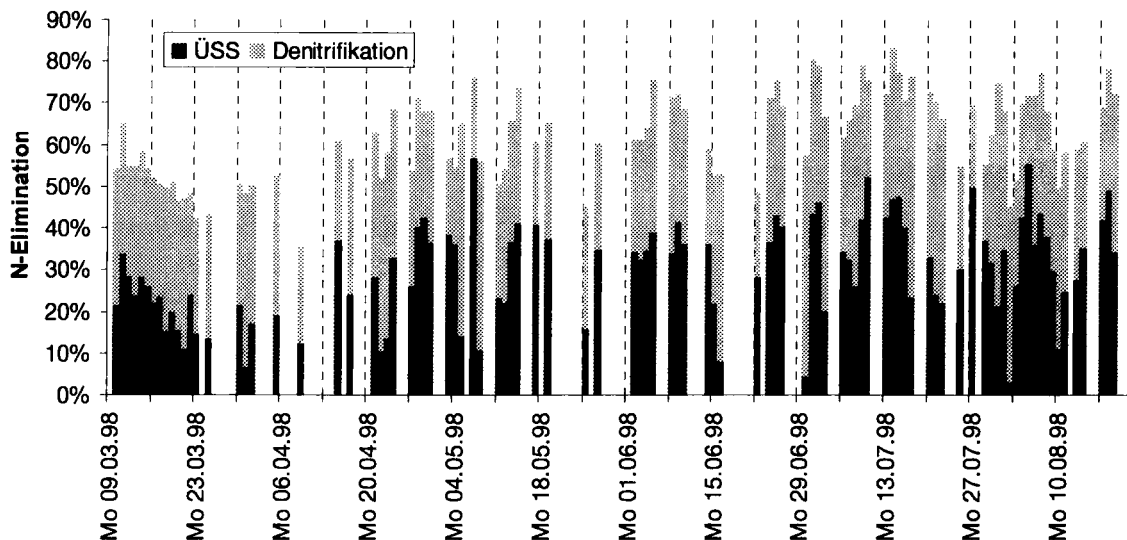
$$S_{NO,den} = \frac{RS}{1+RS} \cdot \Delta S_{NH} + S_{NO,zu} \quad \text{Gl. 9}$$

$S_{NO,den}$  Denitrifizierter Nitrat-Stickstoff [ $g_{NM}^{-3}_{zu}$ ]  
 $\Delta S_{NH}$  Nitrifizierter Ammonium-Stickstoff [ $g_{NM}^{-3}_{zu}$ ] (siehe Gl. 17)  
 $S_{NO,zu}$  Nitrat im Zulauf [ $g_{NM}^{-3}_{zu}$ ]  
 $R$  Rücklaufverhältnis [-]

Als Stickstoffelimination wird in diesem Bericht die Denitrifikation und die Stickstofffixierung im Überschussschlamm bezeichnet und auf den totalen Stickstoff im Zufluss zur Biologie (Ablauf Vorklämung) bezogen.

### 5.1. Denitrifikationskapazität im Teilbetrieb

Die aus den totalen Stickstoffmessungen im Zu- und Ablauf ermittelten Stickstoffeliminationsleistung betrug im Durchschnitt 62% (Figur 16). Gut die Hälfte davon (32%) wird im Überschussschlamm fixiert, der Rest wird denitrifiziert.



Figur 16: Stickstoffelimination im Teilbetrieb mit 35% anoxischem Beckenanteil. Die Stickstofffixierung im Überschussschlamm und die Denitrifikation sind im Durchschnitt etwa gleich gross (32% resp. 30% bezogen auf den totalen Stickstoff im Zulauf,  $R = 1.6$ ).

Mit dem durchschnittlichen Rücklaufverhältnis von 1.6 kann maximal eine Denitrifikation von 35% erwartet werden (siehe Gl. 9). Somit liegt der gemessene Wert relativ nahe beim theoretischen Maximum. Stichproben zeigten, dass das zweite Becken mit meistens weniger als  $1 \text{ gNO}_3\text{-Nm}^{-3}$  deutlich nitratlimitiert ist. Um das ganze anoxische Beckenvolumen zu nutzen, müsste also noch deutlich mehr recirkuliert werden.

## 5.2. Maximale Denitrifikationskapazität mit Abwasser

Um die maximale Denitrifikationskapazität mit dem zufließenden Abwasser ohne Limitierung durch Nitrat zu ermitteln, wurden auf der Pilotanlage in den normalen Betrieb Nitrat über einen längeren Zeitraum (mehrere Tage) dosiert. Über die totalen Stickstoffgehalte im Zu- und Ablauf (inkl. Überschussschlamm) der Biologie kann dann auf die Denitrifikation geschlossen werden. Bezogen auf das Beckenvolumen, 10 °C Temperatur, 60% Füllgrad und ohne Berücksichtigung der Sauerstoffeinträge ergab sich eine spezifische Umsatzleistungen von  $211 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$ . Ohne Sauerstoffeintrag in die Denitrifikationszone käme man maximal auf rund  $260 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$ .

Eine Folge dieser guten Denitrifikation ist auch die hohe CSB-Elimination. Rechnet man den denitrifizierten Stickstoff in Sauerstoffäquivalente um, dann wird mindestens 48% bis 58% des Sauerstoffbedarfes für die CSB-Elimination in der anoxischen Zone verbraucht. Dieser Wert ist höher als man von Belebtschlamm-anlagen erwarten würde. Gemäss dem Beitrag von Siegrist H. an dieser VSA-Tagung kann mit 35% anoxischem Beckenvolumen rund 30% bis 40% des CSB-Sauerstoffbedarfes durch die Denitrifikation gedeckt werden. Dies ist vermutlich darauf zurückzuführen, dass ein grosser Teil des partikulären CSB in den denitrifizierenden Kompartimenten an den Biofilm geflockt wird.

## 5.3. Temperaturabhängigkeit

Die berechnete Temperaturkonstante für alle ausgewerteten Versuche liegt zwischen  $0.06$  und  $0.07 \text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$ . Bei einer Erhöhung der Temperatur um  $10 \text{ }^{\circ}\text{C}$  wird somit die Umsatzrate verdoppelt, was für ein Biofilmsystem relativ hoch ist.

## 5.4. Dimensionierung

Theoretisch wären mit 35% vorgeschaltetem anoxischem Beckenvolumen mehr als 50% des Sauerstoffbedarfes für den CSB-Abbau und eine 80% bis 100% Stickstoffelimination möglich. Aufgrund hydraulischer Limiten der Becken-Ablaufsiebe kann der Rücklauf nicht wie im Belebtschlammssystem beliebig erhöht werden. Für massvolle Rücklaufverhältnisse erreicht man mit einer 20% bis 30% Denitrifikationszone das Maximum der Stickstoffeliminationskapazität. Durch eine Kaskadendenitrifikation könnte die Stickstoffelimination ohne Rücklauf vergrössert und gleichzeitig die Ammoniumbelastung besser auf die nitrifizierenden Beckenkompartimente verteilt werden.

Für die Dimensionierung muss davon ausgegangen werden, dass die Denitrifikationsrate durch die geringen Nitratkonzentrationen im anoxischen Becken limitiert wird und deshalb nicht mit der maximalen Denitrifikationsrate gerechnet werden darf. Empfohlen wird<sup>[4]</sup>:

**$190 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$**  (für  $10 \text{ }^{\circ}\text{C}$ , 60% Füllgrad und  $1.5 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$  Nitrat im Becken).

Dies entspricht recht genau dem Wert, der auch durch Kaldnes vorgeschlagen wird.

<sup>4</sup> Reduktion der maximalen Denitrifikationsrate mit Abwasser von  $260 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}\text{d}^{-1}$  aufgrund der kleinen Nitratkonzentration im Ablauf des anoxischen Reaktors. Monod-Term (ohne Berücksichtigung der Diffusionslimitierung) mit einer Halbsättigungskonstante von  $0.5 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3} \rightarrow 1.5/(1.5+0.5) = 0.75$ .

## 6. ENERGIE

Auf der durchschnittlichen schweizerischen Kläranlage wird rund 70% des Elektrizitätsverbrauches für die Belüftung verwendet. Beim Wirbelbettverfahren benötigt die Durchmischung der Denitrifikationszonen etwas mehr Energie als beim Belebtschlamm. Aufgrund der höheren Schlammproduktion beim Wirbelbett wird aber etwas mehr Biogas produziert, wodurch der Mehrverbrauch des Rührens kompensiert wird. Deshalb wird im folgenden Kapitel nur auf die Belüftung eingegangen.

### 6.1. Belüftung

Beim Wirbelbettverfahren werden üblicherweise grobblasige Luftertragssysteme eingesetzt, die relativ hohe Luftdurchsätze erlauben. Von den Festbettverfahren ist bekannt, dass die Einbauten den Aufstieg der Blasen stark verlangsamen und so die Sauerstoffübertragung Luft - Wasser begünstigen. Auf diese Weise ist der spezifische Sauerstoffeintrag eines grobblasigen Belüftungselementes in Festbettanlagen höher als im Belebtschlammverfahren.

Wesentlich ist im weiteren auch der Zusammenhang zwischen der Sauerstoffkonzentration und der Umsatzleistung. Kleine Sauerstoffkonzentrationen, wie sie in Belebtschlammmanlagen üblich sind, führen auch zu kleinen Umsatzleistungen. Hohe Sauerstoffkonzentration verbessern diesen Umstand, benötigen allerdings auch wegen der kleineren treibenden Kraft für den Sauerstoffeintrag überproportional mehr Energie.

Der Energiebedarf für die Belüftung kann dann mit folgender Beziehung abgeschätzt werden:

$$P_{Bel} = \frac{Q_L \cdot 9.81 \cdot (T_e + T_v)}{3.6 \cdot \eta'} \quad \text{Gl. 10}$$

$P_{Bel}$	Leistungsaufnahme Belüftung [Wh m <sup>-3</sup> <sub>zu</sub> ]
$Q_L$	Luftmenge unter Betriebsbedingungen (bezogen auf Zulauf!) [Nm <sup>3</sup> m <sup>-3</sup> <sub>zu</sub> ]
$\eta'$	Energieeffizienz der Gebläse. (Messungen ergaben einen Wert von 0.6 bis 0.65 [-])
$T_e$	Einblastiefe [m <sub>WS</sub> ]
$T_v$	Druckverlust [m <sub>WS</sub> ]

Die benötigte Luftmenge ergibt sich aus:

$$Q_L = \frac{SB_{tot}}{\alpha OU^*} \cdot \frac{S_{O_2}^*}{S_{O_2,m} - S_{O_2}} \cdot e^{\varepsilon \cdot (10 - T)} \quad \text{Gl. 11}$$

$\alpha OU^*$	Spezifischer Sauerstoffeintrag (Oxygen Utilisation) in Sauerstoff pro Normkubikmeter Luft bei Betriebswasser, normiert für Standardbedingungen (10 °C, 1013 mbar, $S_{O_2} = 0 \text{ g}_{O_2}\text{m}^{-3}$ ) [g <sub>O<sub>2</sub></sub> Nm <sup>-3</sup> ]
$\varepsilon$	= 0.033 °C <sup>-1</sup> . Temperaturkorrektur des spezifischen Sauerstoffeintrags
$SB_{tot}$	Der totale Sauerstoffbedarf in der Anlage (Gl. 14) [g <sub>O<sub>2</sub></sub> m <sup>-3</sup> <sub>zu</sub> ]
$S_{O_2,m}$	Mittlere Sättigungskonzentration von Sauerstoff unter Betriebsbedingungen [g <sub>O<sub>2</sub></sub> m <sup>-3</sup> ]; abhängig von der Eintauchtiefe, der Sauerstoffausnützung und der Temperatur (Berechnung: Gl. 12)
$S_{O_2}^*$	= 11.3 g <sub>O<sub>2</sub></sub> m <sup>-3</sup> . Sättigungskonzentration unter Standardbedingungen: 10 °C, 1013 mbar
$S_{O_2}$	Sauerstoffkonzentration unter Betriebsbedingungen [g <sub>O<sub>2</sub></sub> m <sup>-3</sup> ]
$T$	(Dimensionierungs-) Wassertemperatur [°C]

Für die mittlere Sättigungskonzentration in einem Becken muss noch der Sauerstoffpartialdruck berücksichtigt werden. Dieser wird durch den Luftdruck, die Einblastiefe

und den mittleren Sauerstoffgehalt in der Luftblase (welche sich durch die Sauerstoffausnützung verkleinert) bestimmt:

$$S_{O_2,m,T} = S_{O_2,s,T} \cdot \underbrace{\frac{p_0 + 0.5 \cdot T_e \cdot 98.1}{1013}}_{\text{Druckkorrektur}} \cdot \underbrace{\left(1 - \frac{\alpha OU}{2 \cdot 299}\right)}_{\text{Sauerstoffausnützung}} \quad \text{Gl. 12}$$

- $S_{O_2,m,T}$  Mittlere Sättigungskonzentration unter Betriebsbedingungen im Becken [ $g_{O_2}m^{-3}$ ]  
 $S_{O_2,s,T}$  Sättigungskonzentration von Sauerstoff bei der Temperatur T und 1013 mbar Luftdruck [ $g_{O_2}m^{-3}$ ]  
 $p_0$  Luftdruck [mbar], wobei „98.1“ der Umrechnungsfaktor von mWS auf mbar ist  
 $T_e$  Einblastiefe [m]  
 $\alpha OU$  Spezifischer Sauerstoffeintrag (Oxygen Utilisation) in Sauerstoff pro Normkubikmeter Luft unter Betriebsbedingungen [ $g_{O_2}Nm^{-3}$ ]

Der energetische Vergleich zwischen zwei verschiedenen spezifischen Sauerstoffeinträgen unter ansonsten gleichen Randbedingungen (Sauerstoffbedarf, Gebläse, ...) kann mit folgender Gleichung gemacht werden:

$$\frac{P_{\text{Bel},2}}{P_{\text{Bel},1}} = \underbrace{\alpha OU_1}_{F_{ou}} \cdot \underbrace{\frac{S_{O_2,m,1} - S_{O_2,1}}{S_{O_2,m,2} - S_{O_2,2}}}_{F_{O_2}} \cdot \underbrace{\frac{T_{e,2} + T_{v,2}}{T_{e,1} + T_{v,1}}}_{F_p} \cdot e^{0.033 \cdot (T_1 - T_2)} \quad \text{Gl. 13}$$

## 6.2. Sauerstoffausnützung

Wie in der Gl. 11 zu sehen, bildet der spezifische Sauerstoffeintrag,  $\alpha OU^*$ , eine zentrale Kenngrösse für die benötigte Luftmenge und damit für die Dimensionierung der Gebläse und für den spezifischen Energieverbrauch des Verfahrens. Für die Dimensionierung massgebend ist die Sauerstoffausnützung,  $\alpha OU^*$ , mit Abwasser / Schlamm ( $\alpha'$ ), meistens angegeben für 10°C Wassertemperatur, 1013 mbar Umgebungsdruck und null gelöstem Sauerstoff im Wasser ( $^*$ ).

Die Resultate der auf der ARA Laufäcker erhaltenen Messungen sind widersprüchlich. Die gemessenen und auf die Eintauchtiefe bezogene Sauerstoffausnützungen ( $\alpha OU^* \cdot T_e^{-1}$ ) lagen bei der feinblasigen Belüftung im Mittel bei  $11.2 g_{O_2}Nm^{-3}m^{-1}$  und bei der grobblasigen bei  $4.1 g_{O_2}Nm^{-3}m^{-1}$ . Der für die grobblasige Belüftung sehr tiefe Wert deckt sich mit den aufgezeichneten Verbrauchsdaten für die Gebläse und mit den Abschätzungen der Abbauleistungen aus dem Tagesgang. Weitere Messungen auf der Industrieanlage Maggi ergaben im Schnitt

$10.1 g_{O_2}Nm^{-3}m^{-1}$ , was sehr viel besser mit den empfohlenen  $8.5 g_{O_2}Nm^{-3}m^{-1}$  der Lieferfirma Kaldnes (Siljudalen J. and Cumiskey A., 1996) übereinstimmt. Hem *et al.* (1995) rapportieren Messwerte ( $\alpha OU^*$ ) aus einer Industrieanlage (Papiermühle) von 9.3 bis  $10.2 g_{O_2}m^{-3}m^{-1}$ .

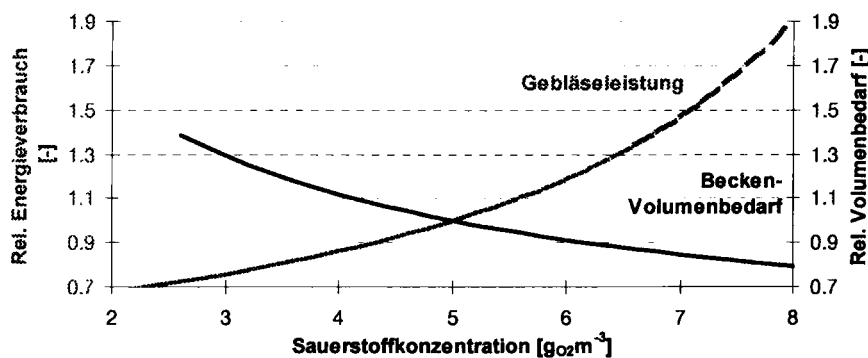
Über die Gründe der gemessenen Abweichungen kann nur spekuliert werden. Es mag mit der nicht optimalen Durchmischung in der ARA Laufäcker zusammenhängen. Im Moment kann dazu lediglich festgehalten werden, dass in einem günstigen Fall die Belüftungseffizienz der grobblasigen ähnliche Grössenordnungen wie diejenige einer feinblasigen Belüftung erreichen kann. Allerdings existieren noch keine soliden Kriterien, um solche optimalen Bedingungen definieren zu können.

Aufgrund der Wichtigkeit dieses Punktes (die Auslegung der Belüftung und der Energieverbrauch wird um einen Faktor 2 bis 3 beeinflusst), sind detailliertere Unter-

suchungen nötig. Es ist abzuklären, welcher Einfluss die Beckenform<sup>[5]</sup>, die hydraulische Belastung die Durchmischung des Wirbelbetts und die Belüfterbelegung auf die Effizienz des Sauerstoffeintrages haben.

### 6.3. Einfluss der Sauerstoffkonzentration

Gemäss des  $F_{O_2}$ -Terms in Gl. 13 beeinflusst die Sauerstoffkonzentration den Energieverbrauch nicht linear. Je näher man zur Sättigungskonzentration kommt desto grösser ist der Mehraufwand. Bei gleicher Effizienz der Belüftung, hat die höhere Sauerstoffkonzentration im Wirbelbettssystem mit Kaldnes ( $5 \text{ g}_{O_2}\text{m}^{-3}$ ) verglichen mit dem Belebtschlammssystem ( $2.5 \text{ g}_{O_2}\text{m}^{-3}$ ) für  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  Wassertemperatur einen Mehrverbrauch von rund 25% zur Folge. Erhöht man beim Wirbelbettverfahren die Konzentration nochmals um  $1.5 \text{ g}_{O_2}\text{m}^{-3}$  auf  $6.5 \text{ g}_{O_2}\text{m}^{-3}$ , dann benötigt man bereits 70% mehr Energie als beim Belebtschlammssystem. Das Volumen der aeroben Becken verkleinert sich dadurch um 10% (Figur 17). . Dieses Diagramm eignet sich nicht, um Wirbelbett- mit Belebtschlammssystemen zu vergleichen, da nicht beide Verfahren die gleiche Schlammproduktion und die gleichen Sauerstoffausnutzungskoeffizienten haben. Innerhalb eines Verfahrens ist ein Vergleich jedoch möglich.



Figur 17: Relative Gebläseleistung für den Sauerstoffeintrag versus Volumenbedarf in Abhängigkeit der Betriebs-sauerstoffkonzentration. Dieses Diagramm eignet sich nicht, um Wirbelbett- mit Belebtschlammssystemen zu vergleichen (siehe Text).

### 6.4. Regelstrategien

Es existieren je nach Anforderung an die Reinigungsleistung eine ganze Reihe von Möglichkeiten zur Regulierung der Sauerstoffkonzentration:

- Nach der Ammoniumkonzentration im Ablauf / Zulauf
- Gebläseleistung des hintersten Becken: Falls für die Einhaltung einer vorgegebenen Sauerstoffkonzentration die Gebläseleistung einen bestimmten Wert überschreitet, werden die Sollwerte für die vorderen Becken angehoben (und umgekehrt).
- Sollwertvorgabe über die Temperatur, eventuell in Kombination mit einer Zulaufcharakterisierung (z. B. Leitfähigkeit, Trübung, Ammonium oder CSB im Zulauf).
- Feste Zeitsteuerung über die Tageszeit oder Jahreszeit.

<sup>5</sup> In schmale Becken können sich einfacher stabile Walzen ausbilden. Diese haben zur Folge, dass die Luft in Kanälen nach oben steigt, statt sich möglichst uniform im Wasser zu verteilen.

Weitere Varianten sind durchaus denkbar. Allerdings sollte man sich bewusst sein, dass das Einführen und Absichern von Regelkreisen nicht trivial ist und sorgfältig gemacht werden muss. Insbesondere muss dabei immer beachtet werden, dass die Sauerstoffkonzentration ein zentraler und sensibler Parameter für die Abbauleistung der Anlage ist.

## 6.5. Durchmischung

In den aeroben Becken wird das Trägermaterial durch den Lufteintrag in Schwebelage gehalten. Die im Teilbetrieb für die aerobe Durchmischung der Becken benötigte Luftmenge war hoch. Für einen sicheren Betrieb wurden in Becken 3 nie weniger als  $17.0 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ Beckenfläche}$  ( $610 \text{ Nm}^3 \text{ Luft h}^{-1}$ ) Luft eingeblasen. Es ist deshalb durchaus möglich, dass in schwach belasteten Zonen im hinteren Teil der Anlage für die Durchmischung teils mehr Luft eingetragen werden muss, als für die biologischen Prozesse notwendig wäre. In solchen Anlagen ist eine energieeffiziente Regelung nur mit Hilfe von Rührwerken machbar.

Die Durchmischung der anaeroben Becken konnte mit  $10$  bis  $13 \text{ W m}^{-3}$  garantiert werden. Dieser Energieeintrag liegt um einen Faktor 2 bis 3 höher als beim Belebtschlamm. Die Wahl des Rührertyps (und ihre Anzahl) ist zentral für eine gute Durchmischung. Für die länglichen Becken in der Versuchsanlage haben sich Vertikalrührer mit zwei relativ grossen Rührerblättern pro Achse bewährt.

Bei den aeroben sowie auch den anaeroben Becken wird eine Ansammlung des Trägermaterials vor den Trennsieben durch eine periodische Siebbelüftung (z. B. alle 30 Minuten während 90 Sekunden) verhindert.



## **7. BETRIEB**

### **7.1. Handhabung des Trägermaterials**

Das Trägermaterial wird in Big-Packs angeliefert. Die Becken wurden in zwei Teilschritten im Abstand von etwa einer Woche befüllt. Um das Anwachsen eines Biofilmes zu erleichtern, wurde in den ersten Tagen zusätzlich Belebtschlamm rezirkuliert.

Der Betrieb der Anlage war aufgrund der hohen Wassergeschwindigkeit geprägt von der Optimierung und einer garantierten Durchmischung. Die Einführung periodischer Siebbelüftungen für alle Becken mit grossen Luftdurchsätzen (alle 30 Minuten 90 Sekunden) hat sich dabei gut bewährt. Neben den endständigen Trennsieben ist der Einbau von Rohrsieben eine weitere Möglichkeit das Wasser aus den Becken zu führen. Diese horizontal in das Becken ragenden gelochten Rohre sind über der Belüftung angeordnet und werden dadurch automatisch gereinigt. Eine separate Siebbelüftung entfällt.

Sollte das vollständige Entleeren eines Beckens nötig werden, muss Stapelplatz für das Trägermaterial vorhanden sein. Ein Teil kann in anderen gleichzeitig stillgelegten Becken deponiert werden. Nach Abschluss der Arbeiten muss aber auf eine gleichmässige Befüllung der Becken geachtet werden. Das Entleeren kann z. B. mit einem Saugwagen oder einer geeigneten Pumpe geschehen.

### **7.2. Sicherheit**

Die Anlage muss mit aktiven und passiven Sicherungen versehen werden, so dass das Trägermaterial nicht in den Vorfluter gelangen kann. Bei mehreren Strassen kann eine Niveausonde installiert werden, die beim Anspringen in einer Strasse den Zulauf auf die anderen verteilt. Zum anderen können die Oberkanten der Trennwände tiefer gelegt werden als die Beckenkronen, so dass bei einem Stau das Trägermaterial in das nächste Becken geschoben wird. Die Abläufe der Nachklärbecken sollten mit Tauchwänden versehen werden, um vereinzelt Irrläufer am Verlassen der Anlage zu hindern.

### **7.3. Messtechnik**

Für den Betrieb der Anlage ist die Sauerstoffkonzentration in den Becken eine zentrale Grösse. Um die gewünschte Reinigungsleistung zu erhalten, muss die vorgegebene Sauerstoffkonzentration sicher eingehalten und geregelt werden können. Im Teilbetrieb wurden die Sauerstoffsonden ohne zusätzlichen Schutz der Membranen betrieben, was relativ oft zu Ausfällen der O<sub>2</sub>-Messung führte. Auf einen mechanischen Schutz der Sonden sollte in der Praxis aufgrund der Wichtigkeit einer zuverlässigen Messung nicht verzichtet werden. Neben der regelmässigen Kontrolle der Messgeräte wird auch empfohlen, das üblicherweise in den Geräten vorhandene Alarmsignal abzugreifen und deutlich (z. B. auf der Schalttafel oder in der Prozesssteuerung) anzeigen zu lassen.

## 7.4. Schlamm

Die Feststoffkonzentration in den Becken war beträchtlich und lag in der Grössenordnung von Belebtschlammanlagen, wobei je nach Belastung grosse Unterschiede zwischen den einzelnen Becken vorlagen. Insbesondere bei den hinteren Becken war eine starke Variation der Biomasse auch deutlich von Auge sichtbar. Die Träger zeigten einen dichten pelzigen Bewuchs in den Innenräumen, während die Aussenflächen relativ sauber wirkten. In den Ecken der kleinen Aussenzacken kann aber meistens auch noch ein deutlicher Bewuchs festgestellt werden. Suspendiert im Wasser war visuell in den Trägern aus Becken 1 bis 4B keine freien Durchgänge mehr erkennbar. Der ‚Pelz‘ bestand aus Fäden im Millimeterbereich, der nicht ‚verfilzt‘ war und nach dem Ausblasen des Wassers einen dünnen Film auf dem Kunststoff bildete.

Die Schlammproduktion wurde aus den CSB-Messungen der 24h Sammelproben im Ablauf ermittelt. Im Schnitt produzierte der Teilbetrieb in der Periode März bis August 98 aus 1 g CSB im Zulauf 0.51 g CSB Überschussschlamm ( $Y' = 0.51 \text{ g}_{\text{CSB}} \text{ g}_{\text{CSB}}^{-1}$ , durchschnittliche Temperatur: 17.5 °C). Die grosse Streuung der Messdaten lässt keine gesicherten Werte für die Temperaturabhängigkeit zu.

Die Absetzeigenschaften des Schlammes weichen nicht wesentlich von den Erfahrungen aus anderen Biofilmanlagen (z. B. Tropfkörperanlagen) ab.

## 8. DIMENSIONIERUNG EINER WIRBELBETTANLAGE

Der folgende Dimensionierungsvorschlag basiert auf den Versuchsergebnissen auf der Kläranlage Laufäcker. Das zufließende Abwasser ist typisch für die Verhältnisse im schweizerischen Mittelland. Die Grössenordnung der Versuche bietet eine gewisse Garantie für die grosstechnische Übertragbarkeit auf andere Gegebenheiten. Trotzdem sollte man sich bewusst sein, dass die Untersuchungen in einem relativ engen Zeitraum (knapp ein Jahr) durchgeführt wurden und Ergebnisse eines Einzelfalles darstellen.

Die Berechnung der Umsatzleistung einer Wirbelbettanlage entspricht grundsätzlich der Dimensionierung anderer Biofilmverfahren. Für das Trägermaterial Kaldnes dürfte die Dimensionierung auf die Ammoniumspitze im Zulauf genügen. Die Bestimmung des zusätzlichen Volumens für den CSB-Abbau kann mit der durchschnittlichen Belastung des der Dimensionierung zugrunde gelegten Tages gemacht werden, da der CSB-Abbau über einen längeren Zeitraum erfolgt, und die CSB-Spitzenbelastung kaum mit derjenigen des Ammoniums zusammenfällt.

Basis für die Dimensionierung sind meistens die Anforderungen an die Nitrifikation: 80% der 24 Stunden Sammelpollen im Ablauf dürfen einen bestimmten Grenzwert ( $2 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$ ) nicht überschreiten. Eine konservative Möglichkeit für die Berücksichtigung dieser Randbedingung ist die Dimensionierung auf den 80% Wert (Perzentil) der Zulaufmengen bei  $10 \text{ }^{\circ}\text{C}$  (resp. Wintertemperatur) unter Einbezug der Tagesvariation. Damit muss an dem zehngrädigen Tag an dem 80% der maximalen Fracht in die Anlage fließt die Sammelpolle unter dem Grenzwert liegen. Die Berechnung der zusätzlichen Abbauleistung aufgrund des Tagesganges muss auf der Basis von realen Messdaten geschehen. Je nach Einzugsgebiet und Laufzeit im Kanalnetz kann der Tagesgang ausgeprägter oder flacher ausfallen. Vereinfacht kann angenommen werden, dass für die Einhaltung von  $2 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$  im Tagesdurchschnitt ein Spitzenwert von 4 bis  $6 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$  Ammonium nicht überschritten werden darf.

Die Dimensionierung der aeroben Becken erfordert die Wahl einer Sauerstoffkonzentration. Je höher die Sauerstoffkonzentration, desto kleiner die Becken, desto höher der Energiebedarf und grösser die Gebläseleistung. Starke saisonale Schwankungen können auf dieselbe Weise durch die Regelung der Belüftung oder falls möglich oder nötig durch den Einsatz von Reinsauerstoff erfasst werden. Allerdings muss dabei aber bedacht werden, dass massiv höhere Abbauleistungen des Biofilms nicht unmittelbar zur Verfügung stehen, sondern je nach Belastungssituation zuerst aufgebaut werden müssen.

Investitions- und Betriebskosten müssen für die Wahl einer spezifischen Auslegungskonfiguration sorgfältig gegeneinander abgewogen werden. Ebenfalls wichtig ist dementsprechend die Festlegung der Belüftungsstrategie und die entsprechende Auslegung der Gebläse

Falls nicht ausdrücklich anders bezeichnet, beziehen sich alle Konzentrationen auf die Zulaufwassermenge. Die Berechnungen und die angegebenen Zahlen beziehen sich auf die kommunale Abwasserreinigung mit vorwiegend häuslichem Abwasser und sind Richtwerte.

## 8.1. Totaler Sauerstoffbedarf

Der für die biologischen Prozesse benötigte Sauerstoff ( $SB_{\text{tot}}$ ) berechnet sich aus einer CSB-Bilanz ( $SB_{\text{CSB}}$ ) um die Belebung und aus dem Sauerstoffbedarf für die Nitrifikation ( $SB_{\text{Nit}}$ ):

$$SB_{\text{tot}} = SB_{\text{CSB}} + SB_{\text{Nit}} - SG_{\text{Den}} \quad \text{Gl. 14}$$

$$SB_{\text{CSB}} = (C_{\text{CSB},o} - S_{i,e}) - SP_{\text{CSB}} \quad \text{Gl. 15}$$

$SB_{\text{CSB}}$  Der Sauerstoffbedarf für die Respiration von CSB aufgrund der CSB-Bilanz [ $g_{O_2}m^{-3}_{zu}$ ]

$SB_{\text{Nit}}$  Der Sauerstoffbedarf für die Nitrifikation aufgrund der N-Bilanz (siehe Gl. 18) [ $g_{O_2}m^{-3}_{zu}$ ]

$SG_{\text{Den}}$  Sauerstoff-Gutschrift aus der Denitrifikation (siehe Gl. 21) [ $g_{O_2}m^{-3}_{zu}$ ]

$C_{\text{CSB},o}$  Totaler CSB im Zulauf [ $g_{CSB}m^{-3}_{zu}$ ]

$S_{i,e}$  Gelöster, inerte CSB im Ablauf [ $g_{CSB}m^{-3}_{zu}$ ]

$SP_{\text{CSB}}$  Überschussschlammproduktion (inkl. TSS im Ablauf der Anlage; siehe Gl. 16) [ $g_{CSB}m^{-3}_{zu}$ ]

Die Menge Überschussschlamm ( $SP_{\text{CSB}}$ ) entspricht der Konzentration an suspendierten Stoffen im Zulauf zur Nachklärung und wird mit folgender Gleichung beschrieben:

$$SP_{\text{CSB}} = Y' \cdot (C_{\text{CSB},o} - S_{i,e}) \quad \text{Gl. 16}$$

$Y' \approx 0.51 [g_{CSB}g^{-1}_{CSB}]$ ; scheinbarer Ausnutzungskoeffizient bei Kaldnes

Die nitrifizierte Ammoniumkonzentration berechnet sich mit:

$$\Delta S_{\text{NH}} = TKN_o - S_{\text{NH},e} - i_{\text{N,CSB}} \cdot SP_{\text{CSB}} \quad \text{Gl. 17}$$

$$SB_{\text{Nit}} = \Delta S_{\text{NH}} \cdot 4.33 \quad \text{Gl. 18}$$

$\Delta S_{\text{NH}}$  Nitrifizierter Ammonium-Stickstoff [ $g_{\text{N}}m^{-3}_{zu}$ ]

$TKN_o$  Totaler Kjeldahl-Stickstoff im Zulauf [ $g_{\text{N}}m^{-3}_{zu}$ ]

$S_{\text{NH},e}$  Ammonium im Ablauf [ $g_{\text{N}}m^{-3}_{zu}$ ]

$i_{\text{N,CSB}}$  0.06 [ $g_{\text{N}}g^{-1}_{\text{CSB}}$ ]; Stickstoffgehalt im Überschussschlamm bezogen auf CSB

$SP_{\text{CSB}}$  Überschussschlammproduktion (inkl. TSS im Ablauf der Anlage; siehe Gl. 16) [ $g_{\text{CSB}}m^{-3}_{zu}$ ]

4.33 [ $g_{O_2}g^{-1}_{\text{N}}$ ]; Sauerstoffbedarf der Nitrifikanten für die Oxidation von Ammonium zu Nitrat

Die Menge Stickstoff, welche denitrifiziert wird oder werden soll berechnet sich entweder aus der Nitrat- Ablaufkonzentration oder aufgrund der N-Eliminationsvorgabe:

$$S_{\text{NO,den}} = S_{\text{NO},o} + \Delta S_{\text{NH}} - S_{\text{NO},e} \quad \text{Gl. 19}$$

$$S_{\text{NO,den}} = \frac{\eta_{\text{N-eli}}}{100} \cdot (TKN + S_{\text{NO},o}) - i_{\text{N,CSB}} \cdot SP_{\text{CSB}} \quad \text{Gl. 20}$$

$S_{\text{NO,den}}$  Denitrifizierter Nitrat-Stickstoff [ $g_{\text{N}}m^{-3}_{zu}$ ]

$S_{\text{NO},e}$  Nitrat im Ablauf [ $g_{\text{N}}m^{-3}_{zu}$ ]

$\eta_{\text{N-eli}}$  Anteil in Prozent des Stickstoffes im Zulauf zur Biologie, welcher eliminiert werden muss [%].

$TKN_o$  Totaler Kjeldahl-Stickstoff im Zulauf [ $g_{\text{N}}m^{-3}_{zu}$ ]

$S_{\text{NO},o}$  Nitrat im Zulauf [ $g_{\text{N}}m^{-3}_{zu}$ ]

$i_{\text{N,CSB}}$  0.06 [ $g_{\text{N}}g^{-1}_{\text{CSB}}$ ]; Stickstoffgehalt im Überschussschlamm bezogen auf CSB

$SP_{\text{CSB}}$  Überschussschlammproduktion (inkl. partikulärer CSB im Ablauf der Anlage; Gl. 16) [ $g_{\text{CSB}}m^{-3}_{zu}$ ]

Die Gutschrift für die Verwendung von Nitrat anstelle von Sauerstoff in der Denitrifikation berechnet sich dann mit:

$$SG_{\text{Den}} = 2.86 \cdot S_{\text{NO,den}} + S_{\text{O,inp}} \quad \text{Gl. 21}$$

$S_{\text{NO,den}}$  Denitrifizierter Nitrat-Stickstoff [ $\text{g}_\text{N}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]

$S_{\text{O,inp}}$  Sauerstoffeintrag in die anoxische Zone [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]. Kann in erster Näherung vernachlässigt werden, Berechnung siehe Gl. 25

2.86 [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{g}^{-1}\text{N}$ ]; Sauerstoffäquivalente von Nitrat bei der Denitrifikation

## 8.2. Aerobe Prozesse

### 8.2.1. Nitrifikation

Das Beckenvolumen für die Nitrifikation wird mit folgender Gleichung berechnet:

$$V_{\text{Nit}} = \frac{Q_o}{j_{\text{NH}} \cdot F_{\text{spez}} \cdot f_{\text{aerob}}} \cdot \Delta S_{\text{NH}} \quad \text{Gl. 22}$$

$Q_o$  Zufluss zur Anlage [ $\text{m}^3\text{d}^{-1}$ ]

$j_{\text{NH}}$  Spezifische Nitrifikationsrate des Biofilmes [ $\text{g}_\text{N}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ ]. Typische Werte:  $0.3 \div 1 \text{ g}_\text{N}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , abhängig von der Sauerstoffkonzentration und der Temperatur.

$F_{\text{spez}}$  Spezifische Biofilmmfläche der Wirbelkörper bezogen auf das Schüttvolumen [ $\text{m}^2\text{m}^{-3}$ ]. Typischer Wert:  $500 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$

$f_{\text{aerob}}$  Trägermaterial-Füllgrad (bezogen auf Schüttvolumen) im aeroben Becken i [-], maximal 0.65

$\Delta S_{\text{NH}}$  Nitrifizierter Ammonium-Stickstoff (aus Gl. 17) [ $\text{g}_\text{N}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]

Die im Rahmen diese Berichtes gemachten Messungen ergaben die folgenden sauerstoffabhängigen Raten ( $10 \text{ }^\circ\text{C}$ ; umgerechnet auf einen Füllgrad von 100% und in [ $\text{g}_\text{N}\text{m}^{-3}\text{Kaldnesd}^{-1}$ ]):

$$j_{\text{NH}} \cdot F_{\text{spez}} = 178 \cdot \left( \frac{S_{\text{O}_2} - 1.6}{5 - 1.6} \right)^{0.56} \cdot e^{0.05 \cdot (T - 10)} \quad \text{Gl. 7}$$

$S_{\text{O}_2}$  Sauerstoffkonzentration im Becken [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$ ].

$T$  Temperatur [ $^\circ\text{C}$ ]

### 8.2.2. CSB-Abbau

Für den reinen CSB-Abbau mit Kaldnes als Trägermaterial berechnet sich das aerobe Beckenvolumen folgendermassen:

$$V_{\text{CSB}} = \frac{Q_o}{j_{\text{O}_2} \cdot F_{\text{spez}} \cdot f_{\text{aerob}}} \cdot (SB_{\text{CSB}} - SG_{\text{Den}}) \quad \text{Gl. 23}$$

$Q_o$  Zufluss zur Anlage [ $\text{m}^3\text{d}^{-1}$ ]

$j_{\text{O}_2}$  Spezifische Sauerstoffumsatzrate des Biofilmes beim CSB-Abbau [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ ]. Typische Werte:  $2 \div 6 \text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , abhängig von der Sauerstoffkonzentration und der Temperatur.

$F_{\text{spez}}$  Spezifische Biofilmmfläche der Wirbelkörper bezogen auf das Schüttvolumen [ $\text{m}^2\text{m}^{-3}$ ]. Typischer Wert:  $500 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$

$f_{\text{aerob}}$  Trägermaterial-Füllgrad (bezogen auf Schüttvolumen) im aeroben Becken i [-], maximal 0.65

$SB_{\text{CSB}}$  Der Sauerstoffbedarf für die Respiration von CSB aufgrund der CSB-Bilanz [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]

$SG_{\text{Den}}$  Sauerstoff-Gutschrift aus der Denitrifikation (siehe Gl. 21) [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]

Die im Rahmen diese Berichtes gemachten Messungen ergaben die folgenden sauerstoffabhängigen Raten, wobei über  $5 \text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$  nicht mit einer Steigerung des CSB-Abbaus zu rechnen ist ( $10 \text{ }^\circ\text{C}$ ; umgerechnet auf einen Füllgrad von 100% und in [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}\text{Kaldnesd}^{-1}$ ]).

$$j_{O_2} \cdot F_{spez} = 2500 \cdot \left( \frac{S_{O_2}}{5} \right)^{0.56} \cdot e^{0.04 \cdot (T-10)} \quad \text{Gl. 8}$$

$S_{O_2}$  Sauerstoffkonzentration im Becken [ $g_{O_2}m^{-3}$ ]  
 $T$  Temperatur [ $^{\circ}C$ ]

### 8.2.3. Aerobes Beckenvolumen

Das totale aerobe Beckenvolumen berechnet sich nun aus:

$$V_{aerob} = V_{Nit} + V_{CSB} \quad \text{Gl. 24}$$

$V_{aerob}$  Totales aerobes Beckenvolumen [ $m^3$ ].  
 $V_{Nit}$  Aerobes Beckenvolumen für die Nitrifikation [ $m^3$ ].  
 $V_{CSB}$  Aerobes Beckenvolumen für den CSB-Abbau [ $m^3$ ].

Die Berechnung von  $V_{Nit}$  muss auf die Ammonium-Tagesspitzenbelastung ausgerichtet werden, während  $V_{CSB}$  auf der durchschnittlichen CSB-Belastung dimensioniert werden kann. Diesem Vorgehen liegt die Annahme zugrunde, dass die Belastungsspitze für CSB und Ammonium kaum aufeinander treffen und dass die heterotrophe Grundatmung über den Tag hinweg relativ ausgeglichen ist.

## 8.3. Denitrifikation

Aufgrund der guten Umsatzraten, spielt die Verfügbarkeit von Nitrat eine wichtige Rolle. Die Berechnung der entsprechenden Rückläufe darf aus diesem Grunde nicht vernachlässigt werden.

### 8.3.1. Sauerstoffeintrag

Ein Teil der Denitrifikationskapazität wird für das Veratmen von eingetragem Sauerstoff verbraucht. Dieser kann vom Zulauf (Überfälle, Abstürze,...), vom Rücklauf (Sauerstoffkonzentration im Becken, Freispiegelleitung) und von der Oberflächenbelüftung durch den Rührer stammen. Der gesamte eingetragene Sauerstoff,  $S_{O,inp}$ , berechnet sich mit:

$$S_{O,inp} = S_{O,o} + R \cdot S_{O,r} + K_{La} \cdot S_{O,sät} \cdot \frac{V_{anox}}{Q_o} \quad \text{Gl. 25}$$

$S_{O,o}$  Sauerstoffkonz. im Zulauf [ $g_{O_2}m^3_{zu}$ ]  
 $S_{O,r}$  Sauerstoffkonz. im Rücklauf (bezogen auf Zulaufwassermenge) [ $g_{O_2}m^3_{zu}$ ]  
 $R$  Rücklaufverhältnis [-]  
 $K_{La}$  Spezifischer Sauerstoffübergangskoeffizient [ $d^{-1}$ ]. Typische Werte: 5-10  $d^{-1}$   
 $S_{O,sät}$  Sauerstoff-Sättigungskonzentration [ $g_{O_2}m^3$ ]  
 $V_{anox}$  Anoxisches Beckenvolumen, kann für eine erste Abschätzung mit rund 25% des aeroben Beckenvolumens angenommen werden [ $m^3$ ]  
 $Q_o$  Zufluss zur Anlage [ $m^3d^{-1}$ ]

### 8.3.2. Rücklaufverhältnis

Das Nitrat muss üblicherweise mit einem Rücklauf aus der Nitrifikation in die anoxische Zone gebracht werden. Da das Wirbelbettverfahren keinen Rücklaufschlamm besitzt, hat man prinzipiell die freie Wahl, wo der Rücklauf entnommen und wieviel gefördert wird. Das Rücklaufverhältnis  $R$ , das die gewünschte Menge Nitrat für die Denitrifikation in das anoxische Becken fördert, berechnet sich mit:

$$R = \frac{Q_r}{Q_o} = \frac{S_{NO,den} - S_{NO,o} + S_{NO,min}}{S_{NO,r} - S_{NO,min}} \quad \text{Gl. 26}$$

- R Rücklaufverhältnis [-]  
 $Q_r$  Rücklauf Wassermenge [ $m^3 d^{-1}$ ]  
 $Q_o$  Zufluss zur Anlage [ $m^3 d^{-1}$ ]  
 $S_{NO,den}$  Denitrifizierter Nitrat-Stickstoff (siehe Gl. 19 & Gl. 20) [ $g_N m^{-3}_{zu}$ ]  
 $S_{NO,r}$  Effektive Nitratkonzentration (nicht bezogen auf den Zulauf) im Rücklauf [ $g_N m^{-3}$ ]. Falls der Recycle aus dem letzten Becken stammt, dann kann  $S_{NO,r} = S_{NO,e}$  gesetzt werden. Die Berechnung erfolgt mit Gl. 19 und Gl. 20.  
 $S_{NO,min}$  Minimale Nitratkonzentration (nicht bezogen auf den Zulauf) im anoxischen Becken welche der Denitrifikationsrate zugrunde liegt [ $g_N m^{-3}$ ]. Typischer Wert:  $1.5 g_N m^{-3}$ .

### 8.3.3. Anoxisches Beckenvolumen

Die Berechnung des anoxischen Beckenvolumens hängt, analog zur Nitrifikation, von der Umsatzrate ab:

$$V_{anox} = \frac{Q_o}{j_{NO} \cdot F_{spez} \cdot f_{anox}} \cdot \left( S_{NO,den} + \frac{S_{O,inp}}{2.86} \right) \quad \text{Gl. 27}$$

- $V_{anox}$  Volumen des anoxischen Beckens für den CSB-Abbau bzw. Denitrifikation [ $m^3$ ]  
 $Q_o$  Totale Zulaufwassermenge [ $m^3 d^{-1}$ ]  
 $j_{NO}$  Spezifische Denitrifikationsrate des Biofilmes [ $g_N m^{-2} d^{-1}$ ]. Typisch:  $0.6 \div 1 g_N m^{-2} d^{-1}$  ( $10^\circ C$ ).  
 $F_{spez}$  Spezifische Biofilmfläche der Wirbelkörper bezogen auf das Schüttvolumen [ $m^2 m^{-3}$ ]. Typischer Wert:  $500 [m^2 m^{-3}]$   
 $f_{anox}$  Trägermaterial-Füllgrad (bezogen auf Schüttvolumen) im anoxischen Becken i [-], max. 0.65  
 2.86 [ $g_{O_2} g^{-1}_N$ ]; Sauerstoffäquivalente von Nitrat bei der Denitrifikation

Damit kann aus Gl. 27 direkt das erforderliche anoxische Beckenvolumen berechnen ( $S_{NO,den}$  aus Gl. 19 oder Gl. 20).

## 8.4. Phosphatelimination

Analog zu anderen Biofilmverfahren ist eine Simultanfällung im Wirbelbett nicht möglich. Die Details für die Auslegung von Vor- oder Nachfällungen und die damit verbundenen Vor- und Nachteile kann der Literatur entnommen werden (s. Beitrag Siegrist und Boller). Vereinfacht muss bei der Nachfällung für die Flockung eine Verweilzeit von 10 bis 20 Minuten berücksichtigt werden.

Da die Denitrifikation einen erheblichen Anteil des CSB nutzen kann, ist auch eine Vorfällung durchaus denkbar. Vorteilhaft ist dabei vor allem eine Entlastung der Nitrifikation durch die parallele Elimination von CSB.

Eine erhöhte biologische Phosphorelimination in Wirbelbettsystemen ist zwar denkbar aber noch nie durchgeführt worden. Insbesondere in SBR-Reaktoren gibt es keinen Grund nicht durch die Integration einer anaeroben Phase die Organismen zur Phosphorspeicherung anzuregen. In kontinuierlichen Systemen sind die für diesen Prozess nötigen abwechselnden Umweltbedingungen für den Biofilm nur schwierig zu integrieren.

## 9. DIMENSIONIERUNGSBEISPIEL UND FAZIT

### 9.1. Annahmen / Vorgaben

Ein Einwohnerwert (EW) im Zulauf der Biologie entspricht:

- Totaler Stickstoff  $TKN_o = 10 \text{ g}_{\text{Nd}}^{-1} \text{EW}^{-1}$
- Ammonium aus der Schlammbehandlung  $TKN_{\text{FW}} = 1.5 \text{ g}_{\text{Nd}}^{-1} \text{EW}^{-1}$
- Abwassermenge  $Q_o = 0.35 \text{ m}^3 \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$
- Eliminierter CSB  $C_{\text{CSB},o} - S_{\text{l,e}} = 72 \text{ g}_{\text{CSBd}}^{-1} \text{EW}^{-1}$
- Nitrat im Zulauf zur Anlage  $S_{\text{NO},o} = 0 \text{ g}_{\text{Nd}}^{-1} \text{EW}^{-1}$
- Sauerstoff im Zulauf zur Anlage  $S_{\text{O},o} = 0 \text{ g}_{\text{O}_2\text{d}}^{-1} \text{EW}^{-1}$

Kennzahlen:

- Stickstoffgehalt im Schlamm  $i_{\text{N,CSB}} = 0.06 \text{ g}_{\text{Ng}}^{-1} \text{CSB}$
- Ausnützungskoeffizient  $Y' = 0.51 \text{ g}_{\text{CSB}}^{-1} \text{CSB}$
- Minimale Wassertemperatur  $T = 10 \text{ }^\circ\text{C}$
- Spitzenfaktor Stickstoff  $SF_{\text{TKN},o} = 1.7$
- Spitzenfaktor Zufluss  $SF_{Q,o} = 1.4$

Die Spitzenfaktoren werden durch Division der maximalen 2 Std. Sammelprobe oder Abwassermenge durch den Tagesmittelwert berechnet.

Abbauraten (10 °C, 60% Füllgrad):

Als Grundlage dienen einerseits die von der EAWAG auf der ARA Laufäcker erhobenen Raten (Spalte „EAWAG“) bei zwei unterschiedlichen Sauerstoffkonzentrationen im Reaktor ( $S_{\text{O}_2} = 5$  und  $6.5 \text{ g}_{\text{O}_2\text{m}^{-3}}$ ). Als Vergleich hierzu wird parallel auch mit den Dimensionierungsdaten der Firma Kaldnes-Milijøteknologie (KMT) gerechnet (Spalte „Kaldnes“).

			$S_{\text{O}_2}$ [ $\text{g}_{\text{O}_2\text{m}^{-3}}$ ]	EAWAG	Kaldnes
Nitrifikationsraten	$j_{\text{NH}} \cdot F_{\text{spez}} \cdot f_{\text{aerob}} \Big _1$	[ $\text{g}_{\text{Nm}^{-3}\text{d}}$ ]	5	107	200
			6.5	131	
Sauerstoffumsatzrate für den CSB-Abbau	$j_{\text{O}_2} \cdot F_{\text{spez}} \cdot f_{\text{aerob}} \Big _1$	[ $\text{g}_{\text{O}_2\text{m}^{-3}\text{d}}$ ]	5	1500	1200
Denitrifikationsrate	$j_{\text{NO}} \cdot F_{\text{spez}} \cdot f_{\text{anox}} \Big _1$	[ $\text{g}_{\text{Nm}^{-3}\text{d}}$ ]	0	190	185

Anforderungen an die Abwasserreinigung:

- N-Elimination (bezogen auf Zulauf ohne FW) 60%
- P-Elimination  $0.8 \text{ g}_{\text{Pm}^{-3}}$
- Ammonium im Ablauf (Durchschnitt)  $1 \text{ g}_{\text{Nm}^{-3}}$
- Die Anlage muss jederzeit in 4 von 5 Tagessammelproben weniger als  $2 \text{ g}_{\text{Nm}^{-3}}$  Ammonium im Ablauf aufweisen.



## 9.2. Sauerstoffbedarf

- Überschussschlammproduktion (Gl. 16):

$$SP_{\text{CSB}} = Y' \cdot (C_{\text{CSB},o} - S_{\text{I,e}}) = 0.51 \cdot 72 = 36.7 \text{ g}_{\text{CSB}} \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

- Sauerstoffbedarf für den CSB-Abbau :

$$SB_{\text{CSB}} = (1 - Y') \cdot 72 = (1 - 0.51) \cdot 72 = 35.3 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

- Für die Berechnung des Sauerstoffbedarfs für die Nitrifikation ( $SB_{\text{Nit}}$ ) wird angenommen, dass im Durchschnitt rund  $2 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$  Ammonium im Ablauf sind:

$$SB_{\text{Nit}} = 4.33 \cdot (\text{TKN}_o - S_{\text{NH,e}} - i_{\text{N,CSB}} \cdot SP_{\text{CSB}}) = 4.33 \cdot (10 - 0.35 \cdot 2 - 0.06 \cdot 36.7) = 30.7 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

- Sauerstoffbedarf für die Nitrifikation des Ammoniums aus der Schlammbehandlung:

$$SB_{\text{Nit}} = 4.33 \cdot 1.5 = 6.5 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

- Sauerstoffgutschrift für die Denitrifikation :

$$SG_{\text{Den}} = -SB_{\text{Den}} = -2.86 \cdot \left( \frac{\eta_{\text{Den}}}{100} \cdot (\text{TKN}_o + S_{\text{NO},o}) - i_{\text{N,CSB}} \cdot SP_{\text{CSB}} \right) = -10.9 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

Folglich: Totaler Sauerstoffbedarf eines Einwohnerwertes für die vollständige Nitrifikation und weitgehende Stickstoffelimination mit Schlammbehandlung:

$$SB_{\text{tot}} = SB_{\text{CSB}} + SB_{\text{Nit}} + SG_{\text{Den}} = 61.6 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

## 9.3. Beckenvolumen

### Nitrifikation

Für das Kaldnes-Trägermaterial richtet sich die Dimensionierung nach der Nitrifikation. Für die Berechnung der Beckenvolumen eines Einwohnerwertes muss der Tagesgang der Stickstofffracht berücksichtigt werden.

Vereinfacht wird angenommen, dass für die Einhaltung von  $2 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$  Ammonium im Ablauf kurzfristig (2 h Sammelprobe) maximal  $S_{\text{NH,e,Spitze}} = 5 \text{ g}_{\text{NM}}^{-3}$  toleriert werden kann. Die Rückläufe aus der Schlammbehandlung werden für die Spitzenberechnung nicht berücksichtigt, da sie bei tiefer Belastung (nachts) zugegeben werden. Weiter wird angenommen, dass die Ablauf- und die Zulaufspitze zusammenfallen und dass gleichzeitig eine erhöhte Inkorporation von Stickstoff aufgrund der Flockung des partikulären CSB stattfindet.

$$\Delta S_{\text{NH,Mittel}} = \text{TKN}_o - \text{TKN}_{\text{FW}} - Q_o \cdot S_{\text{NH,e}} - i_{\text{N,CSB}} \cdot SP_{\text{CSB}} = 10 + 1.5 - 0.35 \cdot 1 - 2.2 = 9.0 \text{ g}_N \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

$$\Delta S_{\text{NH,Spitze}} = SF_{\text{TKN},o} \cdot \text{TKN}_o - SF_{\text{Q},o} \cdot Q_o \cdot S_{\text{NH,e,Spitze}} - SF_{\text{Q},o} \cdot i_{\text{N,CSB}} \cdot SP_{\text{CSB}} = 11.5 \text{ g}_N \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

Tagesspitzenbelastungen können mit erhöhter Sauerstoffkonzentration ( $S_{\text{O}_2} = 6.5 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{m}^{-3}$ ) berücksichtigt werden, da sie nur kurzzeitig anfallen und die Erhöhung meist nur im Winterhalbjahr erforderlich ist (im Sommerhalbjahr sind die Raumleistungen bis zu einem Faktor zwei grösser). Dies bewirkt jedoch einen Anstieg der Belüftungsleistung.

Damit berechnet sich das Beckenvolumen für die Nitrifikation.

Nitrifikation		EAWAG		Kaldnes
	$S_{O_2} [g_{O_2}m^{-3}]$	5.0	6.5	5.0
Mittelwert	$V_{Nit} = \frac{\Delta S_{NH,Mittel}}{j_{NH} \cdot F_{spez} \cdot f_{aerob}}$	$0.084 \frac{m^3 EW}{1}$		$0.045 \frac{m^3 EW}{1}$
Spitzenwert	$V_{Nit} = \frac{\Delta S_{NH,Spitze}}{j_{NH} \cdot F_{spez} \cdot f_{aerob}}$	$0.107 \frac{m^3 EW}{1}$	$0.088 \frac{m^3 EW}{1}$	

Da die Nitrifikationsrate bei den Dimensionierungsdaten von Kaldnes fast doppelt so hoch ist, reduziert sich der Beckenbedarf auf rund die Hälfte.

### Denitrifikation

Durch die Denitrifikation muss die folgende Nitratfracht eliminiert werden:

$$S_{NO,den} = \frac{\eta_{N-ell}}{100} \cdot (TKN_o + S_{NO,o}) - i_{N,CSB} \cdot SP_{CSB} = 0.6 \cdot 10 - 0.06 \cdot 0.51 \cdot 72 = 3.8 \text{ g}_N d^{-1} EW^{-1}$$

Die Rezirkulation wird aus dem letzten Becken entnommen. Somit ist die Nitratkonzentration im Rücklauf dieselbe wie im Ablauf ( $S_{NO,r} = S_{NO,e}$ ):

$$S_{NO,r} = S_{NO,e} = \frac{S_{NO,o} + \Delta S_{NH,Mittel} - S_{NO,den}}{0.35} = \frac{0 + 9.0 - 3.8}{0.35} = 14.9 \text{ g}_N m^{-3}$$

$$R = \frac{S_{NO,den} - S_{NO,o} + S_{NO,min}}{S_{NO,r} - S_{NO,min}} = \frac{3.8/0.35 - 0 + 1.5}{14.9 - 1.5} = 0.9$$

Zusätzlich muss noch die eingetragene Menge Sauerstoff abgeschätzt werden. Der  $K_{La}$ -Wert wird mit ca.  $8 \text{ d}^{-1}$ , die Sauerstoffkonzentration im letzten Becken mit  $5 \text{ g}_{O_2} m^{-3}$  und das anoxischen Beckenvolumen mit ca.  $0.025 \text{ m}^3 EW^{-1}$  angenommen. Die Sauerstoffsättigung bei  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  ist  $11.3 \text{ g}_{O_2} m^{-3}$ . Die Sauerstofffracht pro Einwohner und Tag berechnet sich:

$$S_{O,inp} = (S_{O,zu} + S_{O,r} + K_{La} \cdot S_{O_2}^* \cdot \frac{V_{anox}}{Q_o}) \cdot Q_o = \left( 0 + 0.9 \cdot 5 + 8 \cdot 11.3 \cdot \frac{0.025}{0.35} \right) \cdot 0.35 = 3.8 \text{ g}_{O_2} d^{-1} EW^{-1}$$

Für das anoxische Beckenvolumen erhält man ( $S_{O,r} = 5 \text{ g}_{O_2} m^{-3}$ ; eine Erhöhung auf  $S_{O,r} = 6.5 \text{ g}_{O_2} m^{-3}$  hat keinen wesentlichen Einfluss auf das Volumen):

Denitrifikation	EAWAG	Kaldnes
$V_{anox} = \frac{S_{NO,den} + S_{O,inp}}{j_{NO} \cdot F_{spez} \cdot f_{anox}} / 2.86$	$0.027 \text{ m}^3 EW^{-1}$	$0.028 \text{ m}^3 EW^{-1}$

### CSB-Abbau

Das Beckenvolumen für den CSB-Abbau basiert auf der durchschnittlichen CSB-Belastung und der Sauerstoffgutschrift aus der Denitrifikation:

$$SB_{CSB} = (1 - Y') \cdot 72 = (1 - 0.51) \cdot 72 = 35.3 \text{ g}_{O_2} d^{-1} EW^{-1}$$

$$SG_{\text{Den}} = S_{\text{NO,den}} \cdot 2.86 + S_{\text{O,jnp}} = 3.8 \cdot 2.86 + 3.8 = 14.7 \text{ g}_{\text{O}_2} \text{d}^{-1} \text{EW}^{-1}$$

Damit berechnet sich das Beckenvolumen:

CSB-Abbau	EAWAG	Kaldnes
$V_{\text{CSB}} = \frac{SB_{\text{CSB}} - SG_{\text{Den}}}{j_{\text{O}_2} \cdot F_{\text{spez}} \cdot f_{\text{aerob}}}$	0.014 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.017 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>

### Phosphorelimination

Für die nachgeschaltete Phosphorfällung wird ein separates Becken benötigt, das rund 10 bis 20 Minuten Verweilzeit für die Flockung bereitstellt. Dies sind - umgerechnet auf die 0.35 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> Zufluss eines Einwohnerwertes - rund 3 bis 5 Liter Beckenvolumen pro EW.

Volumen für die Phosphorelimination: 0.004 m<sup>3</sup>EW<sup>-1</sup>

### Totales Beckenvolumen

Damit wird für das Wirbelbettverfahren mit Kaldnes-Träger das folgende Volumen benötigt:

Belastung, S <sub>O2</sub>	EAWAG		Kaldnes
	Mittel, 5 g <sub>O2</sub> m <sup>-3</sup>	Spitze, 6.5 g <sub>O2</sub> m <sup>-3</sup>	Mittel, 5 g <sub>O2</sub> m <sup>-3</sup>
V <sub>Nit</sub>	0.084 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.088 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.045 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>
V <sub>CSB</sub>	0.014 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.014 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.017 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>
V <sub>anox</sub>	0.027 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.027 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.028 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>
V <sub>P-Eli</sub>	0.004 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.004 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>	0.004 m <sup>3</sup> EW <sup>-1</sup>
<b>V<sub>Total</sub></b>	<b>0.129 m<sup>3</sup>EW<sup>-1</sup></b>	<b>0.133 m<sup>3</sup>EW<sup>-1</sup></b>	<b>0.094 m<sup>3</sup>EW<sup>-1</sup></b>

Das Wirbelbettverfahren benötigt gemäss den Dimensionierungsdaten der EAWAG rund 130 Liter pro Einwohnerwert für die Belebung. Mit jenen von KMT kommt man auf lediglich 94 Liter pro Einwohnerwert.

## 9.4. Fazit

Mit den von der EAWAG auf der ARA Laufäcker erarbeiteten Dimensionierungsgrundlagen bei 5 g<sub>O2</sub>m<sup>-3</sup> ist keine wesentliche Leistungssteigerung gegenüber dem Belebtschlammssystem zu erwarten. Auch mit suspendierter Biomasse (3500 g<sub>TSS</sub>m<sup>-3</sup>) kann mit 130 Litern Beckenvolumen pro Einwohnerwert (davon 25% Denitrifikationszone) eine gute Nährstoffelimination erreicht werden. Durch die Erhöhung der Sauerstoffkonzentration um 1.5 g<sub>O2</sub>m<sup>-3</sup> können Belastungsspitzen abgefangen werden, ohne dass hierfür das Volumen erhöht werden muss.

Aufgrund der hohen Dimensionierungs-Nitrifikationsrate der Firma Kaldnes reduziert sich das Beckenvolumen um rund 30%, was einen Umbau auf das Wirbelbettssystem interessant machen würde. Es muss aber beachtet werden, dass hierfür mit einer durchschnittlichen Ammoniumfracht im Ablauf gerechnet wird, und somit die Spitzen nicht berücksichtigt sind. In Norwegen sind erhöhte Ammoniumablaufwerte erlaubt,

wenn die durchschnittlich geforderte Nitrifikationsleistung eingehalten wird. Spitzenbelastungen im Zulauf können deshalb durchbrechen und das Kriterium „die Anlage muss jederzeit in 80÷90% der Tagessammelproben weniger als  $2 \text{ g}_{\text{N}}\text{m}^{-3}$  Ammonium im Ablauf aufweisen“ kann kaum eingehalten werden. Obwohl auch bei der Maggi-Kläranlage hohe Nitrifikationsraten gemessen wurden, ist eine Dimensionierungsgrundlage für die Nitrifikation von  $200 \text{ g}_{\text{N}}\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$  sehr hoch angesetzt. Auch Rusten et al. (1995b) erhielten bei ähnlicher Abwasserzusammensetzung wie auf der ARA Laufäcker und mit einer vorgeschalteten Denitrifikation nur  $130\div 160 \text{ g}_{\text{NH}_4}\text{-Nm}^{-3}\text{d}^{-1}$  ( $10^\circ\text{C}$  und  $5\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$ ). Die Dimensionierungsgrundlagen der EAWAG und KMT für den CSB-Abbau und die Denitrifikation sind jedoch ähnlich und resultieren in vergleichbaren Beckenvolumina.

Im weiteren ist zu beachten, dass die Messungen der Sauerstoffausnutzung mit dem grobblasige Belüftungssystem bei Kaldnes sehr unterschiedlich ausfielen. Im schlechten Fall hat dies zur Folge, dass die Betriebskosten aufgrund des beträchtlich erhöhten Lufteintrags die eingesparten Kapitalkosten gegenüber dem Belebungsverfahren schon in kurzer Zeit kompensiert.

Trotz der Unsicherheiten bei der Nitrifikation und bei der Sauerstoffausnutzung kann das Wirbelbettverfahren bei Platzmangel durchaus eine prüfbare Alternative sein. Sind aber bei einer bestehenden Anlage grössere bauliche Massnahmen beim Umbau auf das Wirbelbettverfahren notwendig, erreichen die Kapitalkosten (inklusive Trägermaterial) bald einmal die Grössenordnung eines Ausbaus mit zusätzlichem Beckenvolumen für Belebtschlamm.

## 10. LITERATUR

- Atkinson, B. et al. (1979) Biological particles of given size, shape and density for use in biological reactors. *Biotech. and Bioeng.* 21(2), 193-200
- Atkinson, B., Black, G.M. and Pinches, A. (1980) Process intensification using cell support systems. *Process Biochem.* 15(4), 24-32
- Atkinson, B., Black, G.M. and Pinches, A. (1981) The characteristics of solid supports and biomass support particles when used in fluidised beds. In "Biological fluidised bed treatment of water and wastewater" (P. F. Cooper and B. Atkinson, eds), pp. 75-106. Ellis Horwood Ltd, Chichester, England.
- Dalientoft, E. and Thulin, P. (1997) The use of the Kaldnes suspended carrier process in treatment of wastewaters from the forest industry. *Water Science And Technology* 35, 123-130.
- Æsøy, A., Ødegaard, H., Haegh, M., Risla, F. and Bentzen, G. (1998) Upgrading wastewater treatment plants by the use of biofilm carriers, oxygen addition and pre-treatment in the sewer network. *Water Science And Technology* 37, 159-166.
- Fuchs, U (1982) LINPOR-Verfahren zur biologischen Abwasserreinigung. *Berichte der Abwassertechnischen Vereinigung (ATV)* 34, 457-460
- Golla, P S, Reddy, M P, Simms, M K and Laken, T J (1994) Three years of full-scale Captor registered process operation at Moundsville WWTP. *Water, Science and Technology* 20, 175-181.
- Hegemann, Werner and Englmann, Erich (1983) Belebungsverfahren mit Schaumstoffkörpern zur Aufkonzentrierung von Biomasse. *GWF - Wasser, Abwasser* 124, 233-239.
- Hegemann, W. and Wildmoser, A. (1986) Sanierung einer Belebungsanlage durch den Einsatz von schwimmenden Aufwuchskörpern zur Biomassenanreicherung. *gwa-Wasser/Abwasser* 127, 415-421.
- Heidman, A, Brenner, R C and Shah, H J (1988) Pilot-Plant Evaluations of Porous Biomass Supports. *Journal of Environmental Engineering (ASCE)* 114, 1077-1096.
- Hem, L.J., Rusten B., Broch-Due A., Mattsson E. and Westrum T. (1995) Treatment of forest industry wastewaters in moving bed biofilm reactors. In: "Proceedings of the 49<sup>th</sup> industrial waste conference, May 9-11, 1994, Lewis Publishers, Boca Raton, ISBN 1-56670-132-5
- Maurer, M. und Siegrist, H. (1999) Nitrifikation und Denitrifikation im Wirbelbett. Interner Bericht.
- Morper, M. and Wildmoser, A (1990) Improvement of existing wastewater treatment plants efficiencies without enlargement of tankage by application of the linpor-process - case studies. *Wat. Sci. Tech.* 22, 207-215.
- Morper, M R (1994) Upgrading of activated sludge systems for nitrogen removal by application of the LINPOR (registered)-CN process. *Water, Science and Technology* 29, 167-176.

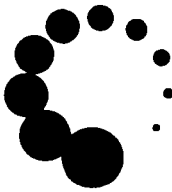
- Pastorelli, G., Andreottola, G., Canziani, R., Darriulat, C., Frangipane, E. D. F. and Rozzi, A. (1997a) Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactors. *Water Science And Technology* 35, 91-99.
- Pastorelli, G., Andreottola, G., Canziani, R., Frangipane, E. D., DePascalis, F., Gurrieri, G. and Rozzi, A. (1997b) Pilot-plant experiments with moving-bed biofilm reactors. *Water Science And Technology* 36, 43-50.
- Reddy, M P, Pagilla, K R, Senthilnathan, P R, Johnson, H W and Golla, P S (1994) Estimation of biomass concentration and population dynamics in a captor super activated sludge system. *Water, Science and Technology* 29(7), 149-152
- Reimann, H. (1990) LINPOR-Process for Nitrification and Denitrification. *Water, Science and Technology* 22(7-8), 297-298
- Rusten, B. , Badin, H. and Ødegaard, H. (1993) Small wastewater treatment plant based on moving bed biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.* 28, 351-359.
- Rusten, B. , Hem, L. and Ødegaard, H. (1995a) Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using movin-bed biofilm reactors. *Water Environment Research* 67, 65-74.
- Rusten, B. , Hem, L. and Ødegaard, H. (1995b) Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. *Water Environment Research* 67, 75-86.
- Rusten, B. , Ødegaard, H. and Westrum, T. (1994) A new moving bed biofilm reactor - Applications and results. *Wat. Sci. Tech.* 29, 157-165.
- Rusten, B., Siljudalen, J G and Nordeidet, B (1994b) Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process. *Water Science And Technology* 29, 185-195.
- Rusten, B. , Ødegaard, H. and Lundar, A. (1992) Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor. *Wat. Sci. Tech.* 26, 703 - 711.
- Rusten, B., Siljudalen, J.G. and Bungun, S. (1995c) Moving bed biofilm reactors for nitrogen removal: From the initial pilot testing to start-up of the lillenhammer WWTP. In "Water Environment Federation 68th Annual Conference & Exposition" . Water Environment Federation, 601 Wythe Street, Alexandria, VA 22314-1994, USA, Miami Beach, Florida, USA.
- Rusten, B., Siljudalen, J. G. and Strand, H. (1996) Upgrading of a biological-chemical treatment plant for cheese factory wastewater. *Water Science And Technology* 34, 41-49.
- Siljudalen J. and Cumiskey A. (1996) Kaldnes Design Manual. Dimensionierungsgrundlagen für Kaldnes. Anglian Water Services Ltd.
- Wanner O. and Gujer W. (1986) A multispecies biofilm model. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 28, p. 314-328
- Yuan, Guowen. (1997) Stickstoffelimination unter Einsatz von extern gezüchteten immobilisierten Nitrifikanten. *Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft*, Band 144. Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte- und Abfallwirtschaft der Universität Stuttgart, Stuttgart. ISBN 3-486-26405-2

## 11. NOMENKLATUR

$\alpha$	Abminderung des Sauerstoffeintrags bei Betriebswasser im Vergleich zu Reinwasser [-]
$\kappa$	Konzentrationskoeffizient [-]
$\gamma$	Packungsdichte der Biomasse im Biofilm [ $\text{g}_{\text{BM}}\text{m}^{-3}$ ]
$\varepsilon$	Temperaturkorrektur des spezifischen Sauerstoffeintrags [ $^{\circ}\text{C}^{-1}$ ]
$\theta$	Temperaturkoeffizient [ $^{\circ}\text{C}^{-1}$ ]
$\eta'$	Energieeffizienz der Gebläse [-]
$\nu_{\text{A}}$	Stöchiometrischer Koeffizient des beteiligten Stoffes A [ $\text{g}_{\text{A}}\text{g}_{\text{BM}}^{-1}$ ]
$\eta_{\text{N-eli}}$	Anteil des Stickstoffes des Zulaufs welcher eliminiert werden muss [%]
$\delta_{\text{lam}}$	Dicke der laminaren Grenzschicht [m]
$\mu_{\text{max}}$	Maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Organismen [ $\text{d}^{-1}$ ]
$\alpha_{\text{OU}}$	Spezifischer Sauerstoffeintrag (Oxygen Utilisation) in Sauerstoff pro Normkubikmeter Luft mit Betriebswasser [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{Nm}^{-3}$ ]
$\alpha_{\text{OU}}^*$	Spezifischer Sauerstoffeintrag (Oxygen Utilisation) in Sauerstoff pro Normkubikmeter Luft unter Betriebsbedingungen, normiert für Standardbedingungen ( $10^{\circ}\text{C}$ , $1013\text{ mbar}$ , $S_{\text{O}_2} = 0\text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-3}$ ) [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{Nm}^{-3}$ ]
$\alpha_{\text{OU}} \cdot T_e^{-1}$	Spezifischer Sauerstoffeintrag in Sauerstoff pro Normkubikmeter Luft unter Betriebsbedingungen pro Meter Einblastiefe [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{Nm}^{-3}\text{m}^{-1}$ ]
$\theta$	Temperaturkoeffizient [ $^{\circ}\text{C}^{-1}$ ]
$\Delta S_{\text{NH}}$	Nitrifizierter Ammonium-Stickstoff (aus Gl. 17) [ $\text{g}_{\text{N}}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]
$\Delta S_{\text{NH,Mittel}}$	Mittlerer Ammonium-Stickstoff, der nitrifiziert wird [ $\text{g}_{\text{N}}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]
$\Delta S_{\text{NH,Spitze}}$	Maximaler Ammonium-Stickstoff, der nitrifiziert wird [ $\text{g}_{\text{N}}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]
2.86	[ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{g}_{\text{N}}^{-1}$ ]; Sauerstoffäquivalente von Nitrat bei der Denitrifikation
4.33	[ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{g}_{\text{N}}^{-1}$ ]; Sauerstoffbedarf der Nitrifikanten für die Oxidation von Ammonium
$C_{\text{CSB,o}}$	Totaler CSB im Zulauf [ $\text{g}_{\text{CSB}}\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]
$D_{\text{A}}$	Diffusionskoeffizient des Stoffes A im Wasser [ $\text{m}^2\text{d}^{-1}$ ]
$D'_{\text{A}}$	Diffusionskoeffizient des Stoffes A im Biofilm [ $\text{m}^2\text{d}^{-1}$ ]
$f_{\text{aerob}}$	Füllgrad (Schüttvolumen des Trägermaterials) im aeroben Becken i [-]
$f_{\text{anox}}$	Füllgrad (Schüttvolumen des Trägermaterials) im anoxischen Becken i [-]
$F_{\text{spez}}$	Spezifische Biofilmdicke der Wirbelkörper bezogen auf das Schüttvolumen [ $\text{m}^2\text{m}^{-3}$ ]. Typischer Wert: $500\text{ m}^2\text{m}^{-3}$
$i_{\text{N,CSB}}$	$0.06\text{ g}_{\text{N}}\text{g}_{\text{CSB}}^{-1}$ ; Stickstoffgehalt im Überschussschlamm
$j$	Spezifische Umsatzrate des Biofilms [ $\text{g}_{\text{X}}\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$ ]
$j_{\text{NH}}$	Spezifische Nitrifikationsrate des Biofilms [ $\text{g}_{\text{N}}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ ]. Typisch: $0.3 \div 1\text{ g}_{\text{N}}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , abhängig von der Sauerstoffkonzentration und der Temperatur.
$j_{\text{NO}}$	Spezifische Denitrifikationsrate des Biofilms [ $\text{g}_{\text{N}}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ ]. Typisch: $0.6 \div 1\text{ g}_{\text{N}}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$
$j_{\text{O}_2}$	Spez. Sauerstoffumsatzrate des Biofilms [ $\text{g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ ]. Typisch: $2 \div 6\text{ g}_{\text{O}_2}\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , abhängig von der Sauerstoffkonzentration und der Temperatur.
$K_{\text{A}}$	Halbsättigungskoeffizient des Stoffes A [ $\text{g}_{\text{A}}\text{m}^{-3}$ ]
$K_{\text{L,a}}$	Spezifischer Sauerstoffübergangskoeffizient [ $\text{d}^{-1}$ ]. Typische Werte: $5\text{--}10\text{ d}^{-1}$
$L_{\text{B}}$	Durchschnittliche Biofilmdicke [m]
$P_{\text{Bel}}$	Leistungsaufnahme Belüftung [ $\text{Wh m}^{-3}\text{zu}$ ]
$Q_{\text{L}}$	Luftmenge unter Betriebsbedingungen (bezogen auf Zulauf!) [ $\text{Nm}^3\text{m}^{-3}\text{zu}$ ]
$Q_{\text{r}}$	Rücklauf Wassermenge [ $\text{m}^3\text{d}^{-1}$ ]

$Q_o$	Totale Zulaufwassermenge in die Anlage [ $m^3 d^{-1}$ ]
$R$	Rücklaufverhältnis [-]
$S^*_{O_2}$	= $11.3 g_{O_2} m^{-3}$ . Sättigungskonzentration unter Standardbedingungen: $10^\circ C$ , $1013 mbar$ .
$S_A$	Konzentration des Stoffes A in der Flüssigkeit [ $g_{AM} m^{-3}$ ]
$S_{A,0}$	Konzentration des Stoffes A an der Oberfläche des Biofilms [ $g_{AM} m^{-3}$ ]
$S_{A,bulk}$	Konzentration des Stoffes A im Bulk [ $g_{AM} m^{-3}$ ]
$SB_{CSB}$	Sauerstoffbedarf für die Respiration von CSB aus der CSB-Bilanz [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ]
$SB_{Nit}$	Der Sauerstoffbedarf für die Nitrifikation aufgrund der N-Bilanz [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ]
$SB_{tot}$	Der totale Sauerstoffbedarf in der Anlage (Gl. 14) [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ]
$SF_{TKN,0}$	Spitzenfaktor des Stickstoffs im Zufluss [-]
$SF_{Q,0}$	Spitzenfaktor des Zuflusses [-]
$S_{I,e}$	Gelöster, inerte CSB im Ablauf [ $g_{CSB} m^{-3}_{zu}$ ]
$SG_{Den}$	Sauerstoff-Gutschrift aus der Denitrifikation (siehe Gl. 21) [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{NH,e}$	Ammonium im Ablauf [ $g_{NM} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{NH,e,Spitze_3}$	Maximale $NH_4$ -Konzentration einer 2h-Sammelprobe im Ablauf [ $g_{NM} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{NO,e}$	Nitrat im Ablauf [ $g_{NM} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{NO,den}$	Denitrifizierter Nitrat-Stickstoff (siehe Gl. 19 & Gl. 20) [ $g_{NM} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{NO,min}$	Minimale Nitratkonzentration (nicht bezogen auf den Zulauf) im anoxischen Becken. Grundlage für Denitrifikationsrate [ $g_{NM} m^{-3}$ ]. Typisch: $1.5 g_{NM} m^{-3}$ .
$S_{NO,r}$	Effektive Nitratkonzentration (nicht bezogen auf Zulauf) im Rücklauf [ $g_{NM} m^{-3}$ ]. Falls der Rücklauf aus dem letzten Becken stammt, dann kann $S_{NO,r} = S_{NO,ab}$ gesetzt werden. Die Berechnung erfolgt mit Gl. 19 und Gl. 20.
$S_{NO,0}$	Nitrat im Zulauf [ $g_{NM} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{O,0}$	Sauerstoff im Zulauf [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{O,inp}$	Sauerstoffeintrag in die anoxische Zone [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ]. Kann in erster Nähe vernachlässigt werden, Berechnung siehe Gl. 25
$S_{O,r}$	Sauerstoffkonzentration im Rücklauf (bezogen auf Zulaufmenge) [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ]
$S_{O,sät}$	Sauerstoff-Sättigungskonzentration [ $g_{O_2} m^{-3}$ ]
$S_{O,zu}$	Sauerstoffkonzentration im Zulauf [ $g_{O_2} m^{-3}_{zu}$ ].
$S_{O_2}$	Sauerstoffkonzentration unter Betriebsbedingungen [ $g_{O_2} m^{-3}$ ]
$S_{O_2,m}$	Mittlere Sättigungskonzentration von Sauerstoff unter Betriebsbedingungen [ $g_{O_2} m^{-3}$ ]; abhängig von der Eintauchtiefe, der Sauerstoffausnützung und der Temperatur (Berechnung siehe Gl. 12)
$S_{O_2,s,T}$	Sättigungskonzentration von Sauerstoff bei der Temperatur T und $1013 mbar$ Luftdruck [ $g_{O_2} m^{-3}$ ]
$SP_{CSB}$	Überschussschlammproduktion (inkl. TSS im Ablauf der Anlage) [ $g_{CSB} m^{-3}_{zu}$ ]
$T$	(Dimensionierungs-) Wassertemperatur [ $^\circ C$ ]
$T_1, T_2$	Temperatur 1 oder 2 [ $^\circ C$ ]
$T_e$	Einblastiefe [ $m_{ws}$ ]
$TKN_o$	Totaler Kjeldahl-Stickstoff im Zulauf [ $g_{NM} m^{-3}_{zu}$ ]
$TKN_{FW}$	Totaler Kjeldahl-Stickstoff im Faulwasser [ $g_{NM} m^{-3}_{zu}$ ]
$T_v$	Druckverlust [ $m_{ws}$ ]
$V_{anox}$	Anoxisches Beckenvolumen, kann für eine erste Abschätzung mit rund 25% des aeroben Beckenvolumens angenommen werden [ $m^3$ ]
$Y'$	Scheinbarer Ausnützungskoeffizient, bei Kaldnes: $0.51 g_{CSB} g^{-1}_{CSB}$ ; abhängig von der Temperatur, den Betriebsbedingungen und dem Trägermaterial





V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

**Schlammbehandlung und Nährstoff-  
elimination: Bilanzen, Ausfällungen  
und Ablagerungen**

Daniel Wild

Ernst Basler & Partner AG  
Ingenieurunternehmen  
Zollikerstrasse 65  
8702 Zollikon

# SCHLAMMBEHANDLUNG UND NÄHRSTOFFELIMINATION: BILANZEN, AUSFÄLLUNGEN UND ABLAGERUNGEN

D. Wild, Dr. sc. tech. ETH, Ernst Basler & Partner AG, 8702 Zollikon

INHALTSVERZEICHNIS	Seite
1. EINLEITUNG.....	1
2. N-BILANZ IN DER SCHLAMMBEHANDLUNG .....	2
2.1. Freisetzung von Stickstoff .....	2
2.2. Elimination von Stickstoff aus dem Schlammwasser.....	3
3. P-BILANZ IN DER SCHLAMMBEHANDLUNG .....	4
3.1. Situation mit Phosphorfällung.....	4
3.2. Situation mit biologischer P-Elimination.....	4
3.3. Korrosion durch Schwefel.....	10
3.4. Elimination von Phosphor aus dem Schlammwasser.....	11
4. AUSFÄLLUNGEN IN SCHLAMMLEITUNGEN .....	11
5. DISKUSSION UND SCHLUSSFOLGERUNGEN.....	12
6. LITERATURVERZEICHNIS .....	13

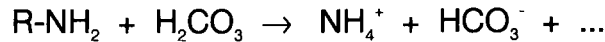
## 1. EINLEITUNG

Kläranlagen sollen Reinigungsziele möglichst effizient und kostengünstig erreichen. Ein erfolgreicher Betrieb setzt daher voraus, dass die Anlagen als Gesamtes betrachtet und optimiert werden. Bezüglich Nährstoffe kommt dabei insbesondere der Wechselwirkung zwischen Belebungsanlage und Schlammbehandlung eine wichtige Rolle zu. In Anlagen ohne biologische P-Elimination sind die Stickstofffrachten, die das Faulwasser zur Belebung zurückbringt, von Bedeutung. Betreibt man die Anlage mit biologischer P-Elimination, müssen zusätzlich die Phosphorfrachten aus der Schlammbehandlung in die Betrachtung miteinbezogen werden. Erst die Beurteilung aller involvierter Betriebsschritte und deren Zusammenspiel zeigt das Potential und die Grenzen einer neuen Technologie wie die biologische P-Elimination. Dieser Kursbeitrag quantifiziert Stickstoff- und Phosphorflüsse in Kläranlagen für gegenwärtige schweizerische Abwasserbedingungen, identifiziert potentielle Problemstellen und stellt Lösungsansätze für diese Probleme vor.

## 2. N-BILANZ IN DER SCHLAMMBEHANDLUNG

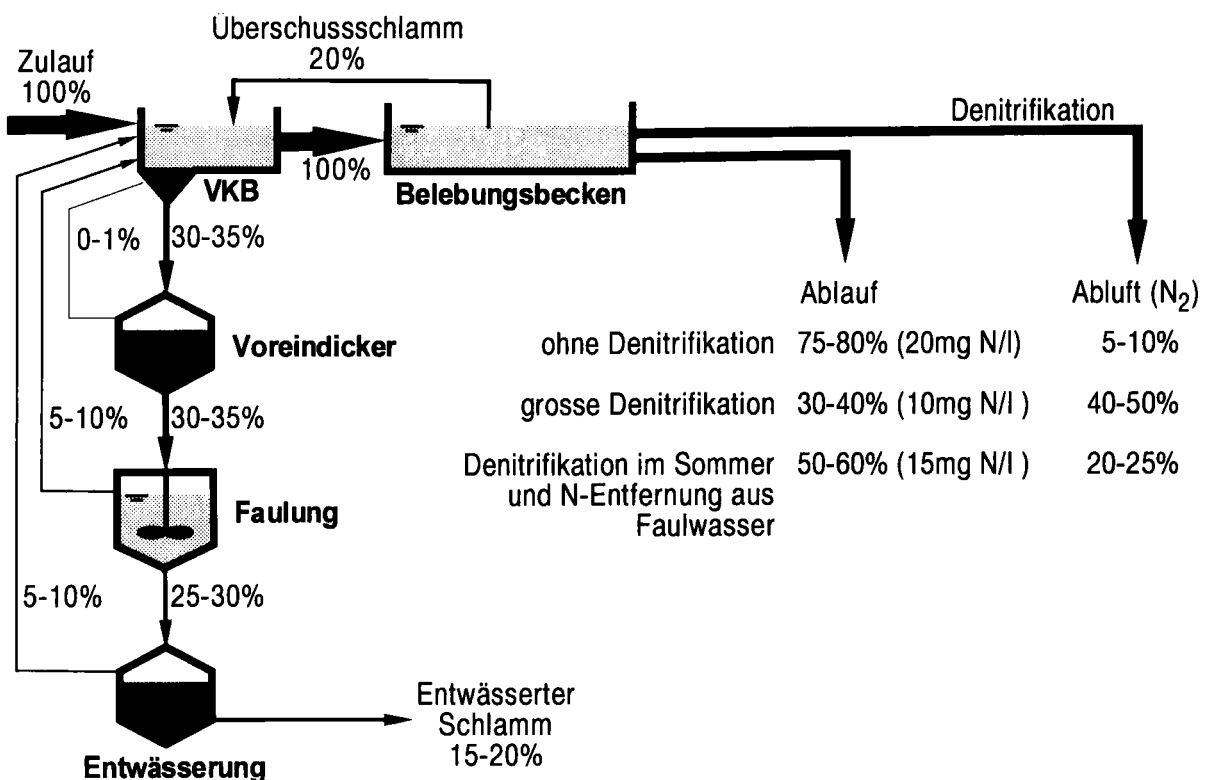
### 2.1. Freisetzung von Stickstoff

Während der Stabilisierung von Klärschlamm wird der in den Proteinen gebundene Stickstoff ( $R-NH_2$ ) als Ammonium freigesetzt. Daneben entsteht die stöchiometrisch gleiche Menge an Bikarbonat:



Je mehr organische Feststoffe in der Stabilisierung abgebaut werden, desto mehr Stickstoff gelangt dadurch ins Faulwasser. Die Ammoniumkonzentration im Faulwasser ist abhängig vom Stickstoff- und Trockensubstanzgehalt des Frischschlammes und von dessen Abbaubarkeit.

Der tägliche Anfall von Frischschlamm beträgt ca. 100 g Trockensubstanz (TS) pro Einwohner, gegeben durch Primär- und Sekundärschlamm, inkl. Fällungsschlamm. Der Stickstoffgehalt des Frischschlammes liegt bei ca. 40 gN/kgTS. Nach der Voreindickung hat der Frischschlamm eine typische Feststoffkonzentration von 40-50 kgTS/m<sup>3</sup> bei einer Stickstoffkonzentration von 1.5-2 kg/m<sup>3</sup>. Bei einem Abbau von 50% der organischen Feststoffe werden 40-50% des Stickstoffs als Ammonium freigesetzt, was im Faulwasser zu einer Konzentration von 600-1000 mg NH<sub>4</sub>-N/l führt.



FIGUR 1: Stickstofffrachten in einer Kläranlage mit Schlammfäulung und -entwässerung

Unter der Annahme dass der organische Anteil der Trockensubstanz im Frischschlamm 60% beträgt und dass die Hälfte davon in der Faulung abgebaut wird, vermindert sich die totale Trockensubstanz (organisch + anorganisch) in der Faulung um 30% auf 25-30 kgTS/m<sup>3</sup>. Wird anschliessend der ausgefaulte Schlamm im Nacheindicker auf 5-8% TS eingedickt, gelangt Stickstoff in Form von Ammonium in die Wasserstrasse zurück. Diese Fracht beträgt 5-10% des totalen Stickstoffzulaufes zur Kläranlage (FIGUR 1). Bei einer allfälligen Entwässerung des Klärschlammes entsteht eine Rückbelastung von nochmals 5-10%. Falls ausserdem Fremdschlamm entwässert wird, kann sich die N-Rückbelastung einer Kläranlage zusätzlich massiv erhöhen. Ein hoher Anteil an Stickstoff aus dem Faulwasser kann zu einer spürbaren Hemmung der Nitrifikation führen.

Die Stickstofffrachten für eine typische Anlage sind in FIGUR 1 dargestellt. Alle Werte sind auf den Zulauf zur Kläranlage bezogen. Während 30-35% N im Frischschlamm enthalten ist, gerät 15-20% aus der Schlammbehandlung wieder in die Wasserstrasse zurück. Nur 15-20% der Zulauffracht findet sich im entwässerten Schlamm, so dass ohne Denitrifikationsstufe rund 80% im gereinigten Abwasser die Anlage verlässt. Dies entspricht bei einem durchschnittlichen Abwasseranfall von 350-400 l/E-d einer Ablaufkonzentration von rund 20 mgN/l.

Wird der Stickstoff aus dem Schlammwasser chemisch oder physikalisch entfernt, kann die Ablauffracht auf 60-70% reduziert werden. Ist die biologische Reinigungsstufe auf Nitrifikation ausgelegt, kann während der Sommermonate eine denitrifizierende Stufe im bestehenden Beckenvolumen eingeführt werden. Dadurch reduziert sich die Ablauffracht weiter auf 50-60% (bezogen auf das ganze Jahr), was einer mittleren Ablaufkonzentration von ca. 15 mgN/l entspricht. Eine ganzjährig denitrifizierende Kläranlage braucht 30-40% des totalen Beckenvolumens für die Denitrifikation. Sie reduziert die Ablauffracht auf 30-40% des Zulaufs, bzw. erreicht mittlere Ablaufkonzentrationen von ca. 10 mgN/l.

Die Nährstoffelimination kann mit einer Primärschlamm-Versäuerung verbessert werden (Moser, 1999). In der Versäuerung wird neben den erwünschten Fettsäuren auch Ammonium freigesetzt, das mit dem Versäuerungswasser in die Wasserstrasse dosiert wird. Da die gleiche Menge Stickstoff sonst im Faulwasser auftreten würde, handelt es sich nicht um eine Zusatzbelastung der Belebungsanlage. Der Ammoniumgehalt der Versäuerungsprodukte ist aber zu berücksichtigen für einen optimalen Zeitpunkt der Substratdosierung. Es ist sicherzustellen, dass die Dosierung der Versäuerungsprodukte nicht zusammenfällt mit den Belastungsspitzen durch Ammonium im Zulauf zur Biologie.

## 2.2. Elimination von Stickstoff aus dem Schlammwasser

Die Auswirkungen einer N-Rückbelastung durch Schlammwasser (Belastungsspitzen, Inhibierung der Nitrifikation) können verringert werden, wenn die Dosierung während tiefen Ammonium-Zulauffrachten in den Nachtstunden erfolgt. Eine separate Elimination von Stickstoff aus dem Schlammwasser ist in Betracht zu ziehen, wenn die Denitrifikation in den Belebungsbecken die geforderte Gesamtstickstoff-Entfernung nicht gewährleistet und ein Ausbau der Belebung nötig wäre. In Kläranlagen mit zentraler Fremdschlamm-entwässerung, bei denen der rückgeführte Stickstoff 40-50% der Zulauffracht übersteigt, kann eine separate Entstickung des

Schlammwassers ebenfalls vorteilhaft sein. Koch (1999) diskutiert die Möglichkeiten für eine biologische Entstickung von Faulwasser. Weitere Alternativen sind die Fällung von Magnesium-Ammonium-Phosphat (Struvit) oder Ammoniakstripping (Siegrist, 1993). Beide Verfahren sind jedoch mit grösserem Chemikalieneinsatz verbunden und verursachen zusätzliche Entsorgungskosten, wenn der Klärschlamm nicht in der Landwirtschaft verwendet werden kann.

### **3. P-BILANZ IN DER SCHLAMMBEHANDLUNG**

#### **3.1. Situation mit Phosphorfällung**

Der mit Metallsalzen in der Belebungsanlage ausgefällte Phosphor gelangt mit dem Überschussschlamm in die Faulung. Wird Eisen als Fällmittel eingesetzt, liegt dieses als dreiwertiges  $\text{Fe}^{\text{III}}$  vor und wird unter den anaeroben Faulungsbedingungen zum zweiwertigen  $\text{Fe}^{\text{II}}$  reduziert. In der Folge ändert die stöchiometrische Zusammensetzung der Fällungsprodukte von beispielsweise Strengit,  $\text{FePO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , zu Vivianit,  $\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ . Durch die Eisenreduktion geht also ein Drittel der theoretischen Bindungskapazität für Phosphat verloren. Während der Schlammstabilisierung wird beim Abbau organischer Feststoffe neben Stickstoff auch Phosphat freigesetzt. Der Phosphorgehalt im Frischschlamm liegt bei 15-20 gP/kgTS. Durch den Abbau von 50% der organischen Feststoffe werden theoretisch 15-20% des totalen Phosphors im Faulraum verfügbar.

In der Praxis wird jedoch oft mit einer Fällmittel-Überdosierung von einem Faktor 1.5-2 (molar) gearbeitet, so dass in der Faulung zusätzliche Bindungskapazität für Phosphor zur Verfügung steht. Weitere Bindungsmechanismen für Phosphor (Adsorption, Fällung mit Calcium) werden im folgenden Abschnitt diskutiert. Dank diesen Bindungskapazitäten bleibt die gelöste P-Konzentration im Faulwasser gering, und die P-Rückbelastung ist in Anlagen mit Phosphorfällung in der Regel kein Problem.

#### **3.2. Situation mit biologischer P-Elimination**

##### **3.2.1 Eindicker**

Die biologische P-Elimination ändert die Bedingungen für die P-Freisetzung in der Schlammbehandlung entscheidend. Polyphosphate aus dem Überschussschlamm werden hydrolysiert und als Phosphat freigesetzt, sobald anaerobe Bedingungen vorliegen. Da bereits in Eindickern die Aufenthaltszeiten einige Stunden betragen können, kann die Rückbelastung der Belebungsanlage durch Phosphat problematisch sein.

Die Freisetzung von Phosphat ist besonders schnell, wenn gelöste Fettsäuren (Acetat, Propionat) zur Verfügung stehen. In der Schweiz wird der Überschussschlamm oft über das Vorklärbecken abgezogen. Unter diesen Bedingungen kommt der Schlamm mit Fettsäuren aus dem frischen Abwasser in Kontakt und eine entsprechend forcierte Rücklösung setzt ein. Innerhalb von 2-3 Stunden lösen sich sämtliche Polyphosphate zurück, was bei Schweizer Betriebsbedingungen 35-40% des totalen Phosphors im Schlamm entspricht. Bei P-Restfällung in der Biologie ist der Anteil entsprechend kleiner. Wieviel Phosphat bereits aus der Eindickung zu

einer Rückbelastung führt, hängt vom Eindickungsgrad, von der Aufenthaltszeit und der Durchmischung im Eindicker ab. In einer deutschen Studie betragen die Rückbelastungen (bezüglich Eindicker-Zulauf) aus einem Schwerkrafteindicker durchschnittlich 4%, bei einer schnelleren Eindickung mittels Flotation oder Zentrifugation nur 1-1.5% (Jardin und Pöpel, 1995). Sobald im Schwerkrafteindicker Turbulenzen vorliegen, wird Wasser aus der Schlammschicht mit dem klaren Überstand vermischt. In diesem Falle wäre die Rückbelastung durch Phosphor weit höher. Bei der Abtrennung des Überschussschlammes in der Vorklärung besteht daher unter günstigen Strömungsverhältnissen nur eine geringe Gefahr, freigesetztes Phosphat direkt in die Belebung zu führen. Wird der Frischschlamm jedoch anschliessend weiter eingedickt, bedeutet dies eine Rückführung des in der Schlammschicht vorhandenen gelösten Phosphates. Der rückfliessende Anteil bezüglich Phosphor im Eindickerzulauf lässt sich dann gemäss folgender Formel berechnen:

$$\begin{array}{ccccccc}
 \text{Rückbelastung bezüglich} & & \text{Polyphosphat-} & & \text{Anteil des freigesetzten} & & \text{Anteil abgezogenen} \\
 \text{Eindickerzulauf} & & \text{Anteil am} & & \text{Polyphosphates} & & \text{Wassers} \\
 & & \text{Gesamtphosphor} & & & & \\
 \\
 \mathbf{0.063-0.19} & = & \mathbf{0.35-0.4} & \times & \mathbf{0.9-0.95} & \times & \mathbf{0.2-0.5} \\
 & & \text{Poly-P / P}_{\text{total}} & & \text{PO}_4\text{-P / Poly-P} & & 
 \end{array}$$

Sie entstammt der Überlegung, dass im Eindicker bereits 90-95% der vorhandenen Polyphosphate (35-40% des totalen Phosphors im Überschussschlamm) hydrolysiert worden sind und gelöst vorliegen. Proportional zur abgezogenen Wassermenge (20-50%) wird ein Teil des gelösten Phosphats zur Belebung zurückgeführt. Wie obige Berechnung zeigt, kann dies bis zu einem Fünftel der totalen Phosphormenge ausmachen, die ursprünglich im Frischschlamm enthalten war.

Es ist somit empfehlenswert, den Überschussschlamm separat und möglichst schnell nach der Entnahme einzudicken. FIGUR 3 und FIGUR 4 zeigen einen Vergleich der P-Bilanzen für Anlagen mit getrennter und gemeinsamer Eindickung von Primär- und Sekundärschlamm.

### 3.2.2 Faulung

Spätestens während der anaeroben Schlammstabilisierung werden sämtliche Polyphosphate als Phosphat in das Schlammwasser rückgelöst. Der Abbau organischer Feststoffe setzt zusätzliches Phosphat frei (siehe Kapitel 3.1). Dank der Aufenthaltszeit von 15-20 Tagen in der Faulung sind jedoch Prozesse wirksam, die das freigesetzte Phosphat teilweise wieder aus dem Schlammwasser entfernen. Im folgenden werden diese Prozesse kurz beschrieben und anschliessend eine Quantifizierung der einzelnen Phosphorfractionen vorgestellt.

*Magnesium-Ammonium-Phosphat.* Die Ausfällung von Magnesium-Ammonium-Phosphat, auch MAP oder Struvit genannt, kann im Schlammwasser spontan erfolgen und läuft nach folgendem Reaktionsschema ab:



Das Löslichkeitsprodukt bei 25°C beträgt  $10^{-13.15}$ , womit die Ausfällung näherungsweise solange stattfindet, bis eine der 3 Ausgangskomponenten aufgebraucht ist. Ammonium ist im Faulwasser mit 600-1000 mgN/l im Überschuss vorhanden, um Struvit auszufällen. Magnesiumionen dienen in den Bio-P-Organismen als Gegenionen für das gespeicherte Polyphosphat in einem molaren Verhältnis Mg:P von 1:3. Diese Magnesiumionen werden bei der Polyphosphat-Hydrolyse in der Faulung zusammen mit Phosphat freigesetzt und sind limitierend für die Bildung von Struvit. Das molare Verhältnis von 1:3 bewirkt, dass ein Drittel des freigesetzten Polyphosphates in der Faulung wieder fixiert wird. Die Ausfällung von Struvit ist abhängig vom pH im Faulwasser. Liegt der pH-Wert unter 7, findet nur eine reduzierte Ausfällung statt. Solche tiefe pH-Werte sind aber für einen stabilen Faulungsbetrieb auch aus biologischer Sicht kritisch und zu vermeiden.

**Calciumphosphat.** Ein weiteres Fällungsprodukt für Phosphat aus der biologischen P-Elimination ist Calciumphosphat. Bereits im anaeroben Becken der Belebungsanlage, wo Phosphatkonzentrationen von 20-30 mgP/l auftreten, können solche Ausfällungen stattfinden. Die Wasserhärte und der pH sind dabei wesentliche Einflussgrößen (Röske und Schönborn, 1994; Maurer et al., 1999). In der Faulung sind Calciumphosphate in einem grösseren Ausmass für die Wiederfixierung des freigesetzten Phosphors verantwortlich. Die totale Calciumkonzentration liegt in den Faulräumen um die 1000mg/l, wobei nicht die gesamte Menge in einer verfügbaren Form vorliegt. Gut verfügbares Calcium stammt beispielsweise aus Zeolithen. Zeolithe sind Aluminiumsilikate, die in Waschpulvern eingesetzt werden, um das Wasser zu enthärten. Sie werden über Primär- und Sekundärschlamm in der Kläranlage entfernt und transportieren Calciumionen in die Faulung. Der Zeolithverbrauch in der Schweiz liegt bei ca. 6.9 g/E·d, was zu einem Gehalt im Frischschlamm (Primär- und Sekundärschlamm) von 6-7% führt. Der am weitesten verbreitete "Zeolith A" kann 0.11 gCa pro Gramm Zeolith aufnehmen. Dieses Calcium steht in der Faulung für Fällungsreaktionen zur Verfügung, wobei verschiedene Formen von Calciumphosphaten möglich sind TABELLE 1.

TABELLE 1: Mögliche Fällungsprodukte für Calcium und Phosphat in der Faulung bei 37°C nach Nancollas (1984).

Name	Reaktion	pK <sub>L</sub>
Brushit	$(\text{CaHPO}_4) \cdot 2\text{H}_2\text{O} = \text{Ca}^{2+} + \text{HPO}_4^{2-}$	6.6
Hydroxyapatit	$\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH} = 5\text{Ca}^{2+} + 3\text{PO}_4^{3-} + \text{OH}^-$	58.3
β-Tricalciumphosphat	$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 = 3\text{Ca}^{2+} + 2\text{PO}_4^{3-}$	28.9
Octacalciumphosphat	$\text{Ca}_8\text{H}(\text{PO}_4)_6 \cdot 5\text{H}_2\text{O} = 8\text{Ca}^{2+} + 6\text{PO}_4^{3-} + \text{H}^+$	46.9

Die Ausfällungen finden bevorzugterweise an den Oberflächen der Zeolithe statt und verlaufen über verschiedene Zwischenstufen, bevor Apatit als stabilstes Fällungsprodukt vorliegt. Der Prozess kann beispielsweise geschrieben werden als



wobei X stellvertretend für Hydroxid (OH<sup>-</sup>), Chlorid (Cl<sup>-</sup>) oder Fluorid (F<sup>-</sup>) steht. Dem ersten reversiblen Schritt zum Zwischenprodukt Brushit folgt die Umwandlung zum

stabilen Apatit. Aus diesem Grund können gleichzeitig mehrere Formen von Calciumphosphat im Schlamm vorliegen. Die Ausfällung von Calciumphosphat erfolgt zudem viel langsamer als die Struvitbildung. Hohe Aufenthaltszeiten in der Faulung und hohe pH-Werte wirken sich daher günstig auf den Phosphoranteil aus, der mit Calcium gebunden vorliegt.

*Aluminiumphosphat.* Zeolithe und weitere Aluminiumsilikate werden unter Faulungsbedingungen in einem geringen Ausmass zersetzt. Die dadurch entstehenden Aluminiumionen tragen ebenfalls zur Phosphatfixierung bei. Der Anteil an Aluminiumphosphat erhöht sich natürlich entsprechend, wenn in der Belebungsanlage Aluminiumsalze zur Restfällung eingesetzt werden.

*Eisenphosphat.* Faulschlamm in biologisch P eliminierenden Kläranlagen enthält natürlicherweise eine geringe Menge an Eisen. Dessen Ausfällung mit Phosphat wird jedoch konkurrenziert durch Schwefelwasserstoff (H<sub>2</sub>S), der in der anaeroben Stabilisierung gebildet wird und mit Eisen eine starke Verbindung eingeht. Solange nicht zusätzlich Eisensalze zur Restfällung eingesetzt werden, ist daher Eisenphosphat nur von untergeordneter Bedeutung. Die Rolle von H<sub>2</sub>S wird in Kapitel 3.3 in Zusammenhang mit Korrosion eingehender diskutiert.

*Adsorption an Feststoffen.* Der letzte bedeutende Vorgang für die Fixierung von Phosphor ist die Adsorption an Feststoffen. Die adsorbierte Menge ist abhängig von der gelösten Phosphat-Konzentration. Der Feststoffgehalt im Faulraum beträgt üblicherweise 20-30 gTS/l. Nach Hierse (1982) kann die adsorbierte Phosphatmenge berechnet werden als

$$i_{P,ads} = a \frac{P_{gel}}{P_{gel} + b}$$

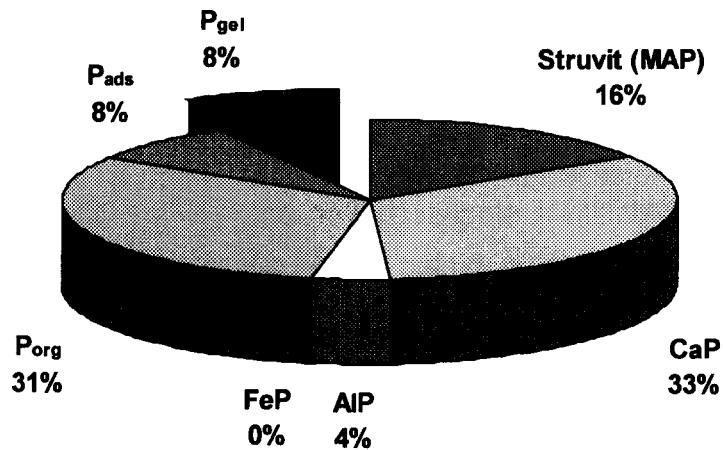
wobei  $i_{P,ads}$  die adsorbierte Phosphatmenge in gP/gTS ist,  $P_{gel}$  die gelöste Phosphatkonzentration in gP/m<sup>3</sup> und a bzw. b Adsorptionsparameter sind. Für Faulschlamm hat Hierse die durchschnittlichen Werte  $a = 0.0052$  gP/gTS und  $b = 58$  gP/m<sup>3</sup> ermittelt.

Die Rücklösungs- und Fixierungsprozesse für Phosphor während der Schlammstabilisierung müssen im Zusammenspiel betrachtet werden. Eine ausführliche Berechnung mit einem stationären Modell wird durch Wild et al. (1996) vorgestellt. Typische Bedingungen für eine Schweizer Kläranlage mit biologischer P-Elimination (ohne Restfällung) würden in der Faulung zu einer Situation führen, wie sie in FIGUR 2 dargestellt ist. Bei einer totalen Phosphorkonzentration von 840 mgP/l liegt 8% in gelöster Form vor. Das Faulwasser enthält demnach ca. 70 mgP/l gelösten Phosphor und je nach Eindickungsgrad des Klärschlammes führt dies zu einer Rückbelastung der Belebungsanlage. Ein knappes Drittel des Phosphors ist immer noch in organischen Feststoffen enthalten, während ein weiteres Drittel als Calciumphosphat vorliegt. Struvit trägt mit 16%, adsorbiertes Phosphat mit 8% und Aluminiumphosphat mit 4% zur Phosphorfixierung bei.

Diese Berechnungen werden bestätigt durch Erfahrungen in Deutschland, wo vergleichbare Schlammzusammensetzungen in der Faulung vorliegen: Baumann (1991) beobachtete 50-100 mgP/l im Faulwasser aus Bio-P Anlagen. Die Phosphatkonzentration im Faulwasser kann sich aber stark erhöhen, wenn die Randbedingungen ändern. Beispiele: Hohe P-Konzentrationen im ARA-Zulauf wie vor dem



Phosphatverbot für Waschmittel; Mitbehandlung von Fremdschlamm in der Schlammstabilisierung.



FIGUR 2: Typische P-Anteile bei der Faulung von Mischschlamm aus einer Bio-P Anlage ohne Restfällung. Totale Phosphorkonzentration: 860 mgP/l (=100%). CaP: Calciumphosphat, AIP: Aluminiumphosphat, FeP: Eisenphosphat, P<sub>org</sub>: organisch gebundener P, P<sub>ads</sub>: adsorbiertes Phosphat, P<sub>gel</sub>: gelöstes Phosphat.

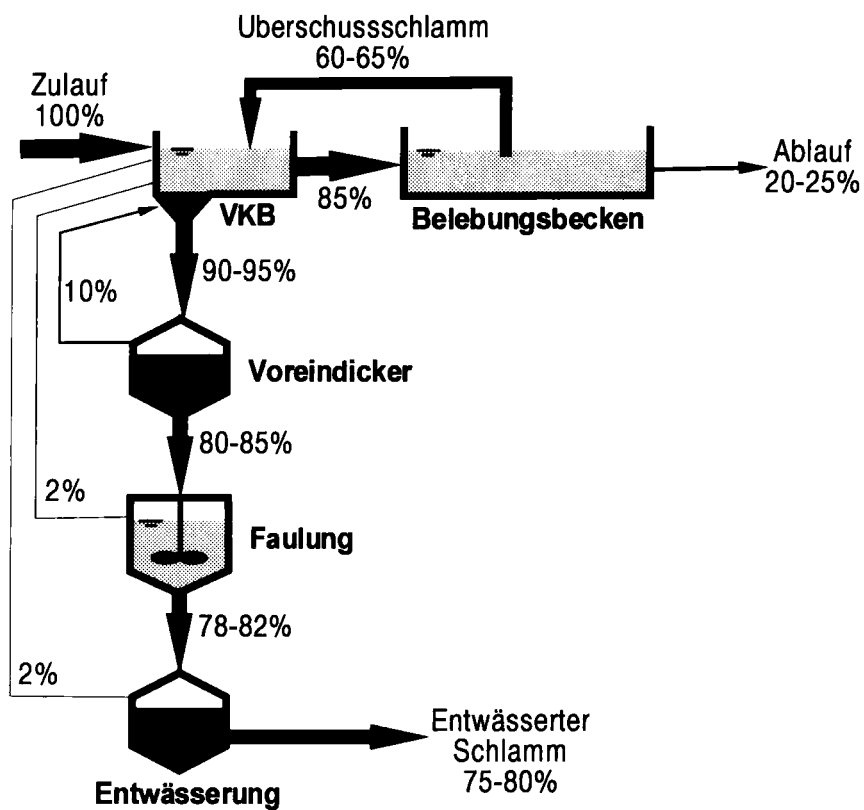
Eine typische Phosphorbilanz für eine Bio-P Anlage mit Stickstoffelimination unter schweizerischen Abwasserbedingungen ist in FIGUR 3 dargestellt (Wild, 1997). Die Berechnung basiert auf 5.7 mgP<sub>total</sub>/l im Rohabwasser und zeigt die Situation mit gemeinsamer Eindickung von Primär- und Sekundärschlamm. Weitere Grundlagen und Annahmen für die Berechnung sind in TABELLE 2 zusammengefasst.

TABELLE 2: Modellannahmen für die Stofffluss-Berechnungen.

Mittlere Zulaufmenge	10000	m <sup>3</sup> /d
CSB total (Rohabwasser)	434	g/m <sup>3</sup>
CSB gelöst (Rohabwasser)	25	g/m <sup>3</sup>
P total (Rohabwasser)	5.74	g/m <sup>3</sup>
N total (Rohabwasser)	29.8	g/m <sup>3</sup>
NH <sub>4</sub> -N (Rohabwasser)	18	g/m <sup>3</sup>
Vorklärung: Oberfläche	345	m <sup>2</sup> (bei Abzug von Überschussschlamm via VKB)
Belebung: Beckenvolumen	1600	m <sup>3</sup> (anaerob)
	800	m <sup>3</sup> (anox)
	3200	m <sup>3</sup> (aerob)
Faulung: Aufenthaltszeit	20	d (bei 35°C)

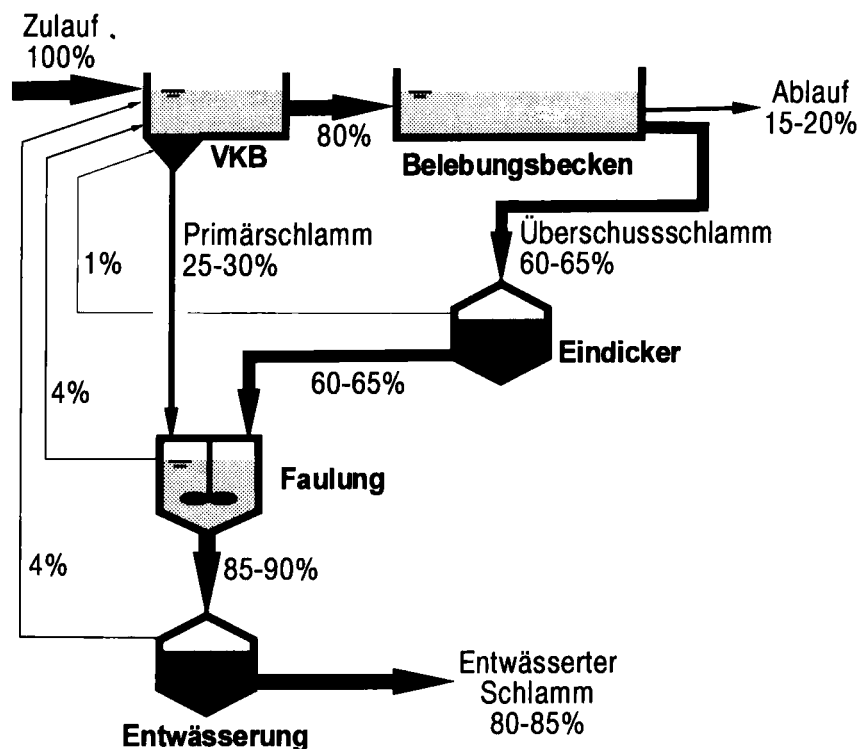
Ca. 20-25% des Phosphors finden sich im Ablauf der Anlage wieder, was 1.3 mgP/l entspricht. Diese Ablaufwerte sind vielerorts höher als die geforderten Einleitbedingungen. Das Polyphosphat wird im Schlammbett der Vorklärung und im Voreindicker hydrolysiert und führt zu einer Rückbelastung der Wasserstrasse mit 10-12% des Anlagenzulaufes. Wenn der Frischschlamm in die Faulung gelangt, ist kaum

noch Polyphosphat vorhanden, und die Konzentrationen im Faulwasser und im Filtrat der Entwässerung sind entsprechend gering. 75-80% des Phosphors verlassen die Anlage mit dem entwässerten Schlamm. Die Situation kann verbessert werden, wenn der Überschussschlamm separat eingedickt wird (FIGUR 4). Der Primärschlamm muss nicht weiter eingedickt werden, wenn in der Vorklärung bereits ausreichend hohe Feststoff-Konzentrationen erzielt werden. Die Biologie wird entlastet durch die geringeren P-Rückführungen aus der Schlammbehandlung, wodurch sich die Ablauffrachten auf durchschnittlich 15-20% des P-Zulaufes, oder 1 mgP/l, verringern. Das Polyphosphat aus dem Überschussschlamm wird zwar in der Faulung freigesetzt, gleichzeitig aber durch die oben beschriebenen Prozesse weitgehend wieder fixiert. Dennoch wird vermutlich eine Restfällung mit Eisen- oder Aluminiumsalzen angezeigt sein, um die Einleitbedingungen zu erfüllen.



FIGUR 3: Phosphorfrachten in einer Bio-P Anlage mit gemeinsamer Eindickung von Primär- und Sekundärschlamm.

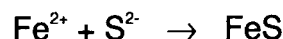
Eine Versäuerung verbessert die biologische Nährstoffelimination deutlich, wobei sich die produzierten Säuren für die Denitrifikation oder die Unterstützung des Bio-P Prozesses eignen. Keinesfalls darf Sekundärschlamm aus der biologischen P-Elimination für die Versäuerung verwendet werden, da Polyphosphat vollständig hydrolysieren und als Phosphat die Wasserstrasse belasten würde. In der betrachteten Anlage aus FIGUR 4 würde eine 4 tägige Primärschlamm-Versäuerung die P-Ablaufwerte von 1 auf <math><0.4\text{ mgP/l}</math> senken, falls die produzierten Säuren für die biologische P-Elimination eingesetzt würden.



FIGUR 4: Phosphorfrachten in einer Bio-P Anlage mit separater Überschussschlamm-Eindickung.

### 3.3. Korrosion durch Schwefel

Der Abbau organischer Feststoffe führt zur Freisetzung von Schwefel. Unter den anaeroben Bedingungen der Faulung liegt Schwefel als Schwefelwasserstoff ( $\text{H}_2\text{S}$ ) vor, der bei der Verbrennung von Faulgas zu Korrosionsproblemen führen kann. Bei Kläranlagen mit Eisenfällung ist  $\text{H}_2\text{S}$  in der Regel kein Problem, da die Eisenionen den Schwefel im Faulschlamm binden:



Motorenhersteller empfehlen für brennbare Gase einen  $\text{H}_2\text{S}$ -Gehalt von unter 100 ppm. Biogas aus Anlagen ohne Eisenfällung weist aber  $\text{H}_2\text{S}$ -Anteile von 500-5000 ppm auf (Egger, 1984). Dieser Schwefelgehalt ist auch aus der Faulung von Bio-P Schlamm zu erwarten. Wenn keine Entschwefelung des Faulgases durchgeführt werden soll, ist deshalb eine Bindung des Schwefels im Faulschlamm beispielsweise mit Eisensalzen angezeigt.

Der Schwefelgehalt der Feststoffe im Frischschlamm beträgt ca. 1%. Wenn in der Faulung 25gTS/l abgebaut werden und 80% des freigesetzten Schwefels gefällt werden soll, werden 350 mgFe/l (6.25mmol/l) benötigt. Diese Menge an Eisen müsste allenfalls in die Faulung dosiert werden, um Korrosionsprobleme bei der Verbrennung des Faulgases zu verhindern. Das benötigte Eisen ist immer noch rund 5 mal weniger, als bei Kläranlagen mit konventioneller Phosphorfällung eingesetzt wird.

Falls die Bio-P Anlage mit einer Restfällung arbeitet, kann dies für die Vermeidung von Korrosionsproblemen bereits genügen. Das eingesetzte Eisen reduziert dann

einerseits die Phosphorfracht im Ablauf der Kläranlage und bindet andererseits  $H_2S$  in der Faulung. Für die Anlage aus FIGUR 4 würde eine Eisendosierung von ca.  $1 \text{ gFe/m}^3$  Abwasser die P-Ablaufwerte von 1.0 auf 0.8 mgP/l senken und gleichzeitig die Korrosionsprobleme bei der Verwertung des Faulgases beseitigen.

### 3.4. Elimination von Phosphor aus dem Schlammwasser

Folgende Massnahmen können zusätzlich ergriffen werden, um eine P-Rückbelastung durch das Schlammwasser zu minimieren:

*Eisendosierung.* Die Eisenmenge, die zur Restfällung in der Belebung eingesetzt oder direkt in die Faulung dosiert wird kann so festgelegt werden, dass die Phosphatkonzentration im Schlammwasser eine gewünschte Limite nicht übersteigt. Damit wird immer noch substantiell Fällmittel eingespart im Vergleich zur konventionellen Phosphatfällung und gleichzeitig wird das Bio-P Potential ausgeschöpft.

*MAP-Fällung.* Die spontante Ausfällung von Magnesium-Ammonium-Phosphat ist bei der Ausfällung von Bio-P Schlamm durch die Verfügbarkeit von Magnesium limitiert. Die Dosierung von Magnesiumoxid ( $MgO$ ) oder Magnesiumchlorid ( $MgCl_2$ ) in den Faulschlamm oder das Faulwasser würde daher eine weitere Ausfällung von MAP bewirken, bis kein Phosphat mehr zur Verfügung steht. Bei der Ausfällung von 60-90 mgP/l in Form von MAP werden gleichzeitig 30-45  $mgNH_4-N/l$  aus dem Faulwasser entfernt. Damit wird die Stickstoffrückbelastung bei einer Faulwasserkonzentration von 600-1000  $mgNH_4-N/l$  nicht signifikant reduziert.

*Direkte Entwässerung des Überschussschlammes.* Bedingt durch das hohe Schlammalter in der Belebung (16-20 Tage) ist der Belebtschlamm aus dem Bio-P Verfahren meistens schon relativ stark stabilisiert. Eine zusätzliche Faulung vermindert die Schlammmenge kaum noch. Der Belebtschlamm könnte deshalb direkt (vor)entwässert und mit ausgefaultem Primärschlamm im Schlammstapler vermischt werden. Dieses Vorgehen ist jedoch nur möglich, wenn der Schlamm nachher getrocknet oder nicht landwirtschaftlich genutzt wird, da der Hygienisierungsschritt umgangen wird.

## 4. AUSFÄLLUNGEN IN SCHLAMMLEITUNGEN

Produziertes Faulgas enthält neben Methan ( $CH_4$ ) ca. ein Drittel Kohlendioxid ( $CO_2$ ). Der Schlamm im Faulbehälter steht mit diesem Gas im Gleichgewicht, d.h. grosse Mengen an gelöstem  $CO_2$  befinden sich im Faulschlamm. Bei Verlassen des Faulraumes findet eine  $CO_2$  Entspannung statt und der pH steigt leicht an. Dies gilt besonders auch bei der Entwässerung von Faulschlamm. Dadurch kann es zu Ausfällungen in Faulwasser- und Schlammleitungen kommen, die hartnäckige Ablagerungen bilden und im schlimmsten Fall zu verstopften Schlammleitungen führen. Während in konventionellen Anlagen vor allem Calciumcarbonat abgelagert wird, können sich in Bio-P Anlagen auch MAP (Struvit) Ablagerungen bilden. Ob im konkreten Fall ein Ablagerungs-Problem auftaucht, wird stark durch betriebliche Gegebenheiten bestimmt. Ein grosses Oberflächen/Volumen-Verhältnis der Rohre, die Rauigkeit der Oberflächen, der Energieeintrag (Turbulenzen) und Druckabfall (Venturimessungen, Pumpenansaugstellen) sind kritische Faktoren, welche die

Ausfällung begünstigen (Booram et al., 1975). Zur Vermeidung und Beseitigung von Ablagerungen können verschiedene Methoden eingesetzt werden. Sie kommen teilweise bei MAP-Ablagerungen in Bio-P-Anlagen und Tierzuchtbetrieben, oder bei Calciumcarbonat-Verkrustungen im Trink- und Abwasserbereich zum Einsatz.

*Senkung des pH durch Kohlendioxid.* Das Einblasen von Kohlendioxid senkt den pH und vermindert daher die Struvitbildung und andere pH-abhängige Ausfällungen. Positive Ergebnisse wurden durch Garelli et al. (1992) und Horenstein et al. (1990) beschrieben. Dabei haben sich auch die Eigenschaften des Faulschlammes während der Entwässerung leicht verbessert.

*Senkung des pH durch Säurezugabe und Inhibierung durch Phosphat.* Starke Säuren (z.B. Schwefelsäure, Phosphorsäure) können zur pH-Senkung verwendet oder zur Reinigung bereits verkrusteter Installationen eingesetzt werden (Mohajit et al., 1989). Phosphat und verstärkt Phosphonate haben eine inhibierende Wirkung auf die Calcitausfällung.

*Phosphatfällung mit Eisenchlorid.* Die Fällung mit Eisenchlorid vermindert die Phosphatkonzentration im Faulwasser und damit die Bildung von Struvit (Mamais et al., 1994). Natürlich wird damit auch die P-Rückbelastung verkleinert (vgl. 3.4). Bei der Dosierung ist zu beachten, dass zuerst Schwefel als FeS gebunden werden muss, bevor Eisen für die P-Fällung zur Verfügung steht.

*Anlegen von Magnetfeldern.* Eine neuere Methode verwendet elektromagnetische Felder für die Verhinderung und Beseitigung von Ausfällungen und Verkrustungen. Das Verfahren hat in Boilern, Wärmetauschern, Trinkwasser- und Schlammleitungen zu teilweise guten Erfolgen geführt (Lloyd, 1991; Baker und Judd, 1996). Der Einfluss von Magnetfeldern auf Verkrustungsprobleme wurde kürzlich auch in der Schweiz untersucht (Müller, 1998). In der Kläranlage Worblental traten in den Wärmetauschern der Schlammrezirkulationsleitungen Ablagerungen von Vivianit ( $\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ ) auf, deren Bildung durch die Magnetfelder nachhaltig und kostengünstig verhindert werden konnte. Demgegenüber zeigten Versuche zur Vermeidung von Kalkablagerungen in Schlammleitungen der Kläranlage Zürich-Werdhölzli keine eindeutigen Resultate. Nach Weiterentwicklung und Optimierung der Geräte konnten jedoch auch die Kalkausfällungen in den Faulwasserleitungen der ARA Buholz (Luzern) und in der thermischen Vorbehandlung des Frischschlammes auf der ARA Au-St.Gallen erfolgreich bekämpft werden (Müller et al., 1999).

## 5. DISKUSSION UND SCHLUSSFOLGERUNGEN

Eine sorgfältige Abschätzung der Wechselwirkungen zwischen Belebung und Faulung und entsprechende Massnahmen bergen ein grosses Potential für Betriebsoptimierungen. Welche Betriebsvariante schliesslich ökologisch und ökonomisch am vorteilhaftesten ist, muss für die spezifische Anlagensituation entschieden werden.

Eine ganzjährige vorgeschaltete Denitrifikation mit einem Beckenanteil von 30% erreicht bei einem durchschnittlichen schweizerischen Abwasser eine Stickstoffelimination von 50-60% im Jahresmittel. Die EG Richtlinien von 1991 verlangten 70-80% Stickstoffelimination für Kläranlagen im Einzugsgebiet eutropher Küstengewässer. Diese Zielsetzung macht vermutlich zusätzliche Massnahmen nötig. Die Vermeidung

von Stickstofffrachten aus der Schlammbehandlung, beispielsweise durch eine separate Entstickung, stellen eine Option dar, die geforderten Werte zu erreichen.

Bei der biologischen P-Elimination verlangen die Rückbelastungen aus der Schlammbehandlung zusätzliche Aufmerksamkeit. Für die gegenwärtige Abwasserzusammensetzung in der Schweiz liegen die P-Rückbelastungen unter 10%, allerdings nur bei einer getrennten Eindickung des Überschussschlammes. Erfolgt die Eindickung gemeinsam mit Primärschlamm, können die rückgeführten Wässer aus dem Voreindicker je nach Verfahren hohe Phosphormengen enthalten.

In der Faulung wird das gespeicherte Polyphosphat vollständig zurückgelöst und grösstenteils durch Ausfällungs- und Adsorptionsprozesse wieder fixiert. Zeolithe aus Waschmitteln wirken sich dabei positiv auf das Bindungsvermögen aus. Die Bindungskapazität für Phosphat ist limitiert und könnte bei allfälligen gesteigerten Zulauffrachten von Phosphor nicht beliebig vergrössert werden. Dies verlangt einen flexiblen Betrieb (z.B. mit Restfällung), falls sich die Abwassersituation verändern würde. Es scheint daher ökonomisch und ökologisch vorteilhaft, die potentiellen Kapazitäten der biologischen P-Elimination nach Möglichkeit zu nutzen, und die Eisendosierung im Bedarfsfall und zur Restfällung einzusetzen. Sowohl für die Stickstoff- als auch Phosphorfrachten aus der Schlammbehandlung gilt, dass die Wasserstrasse stärker belastet wird, wenn Fremdschlamm mitgefällt wird.

Eine minimale Eisendosierung von ca. 14 mgFe pro Gramm abgebauter TS in der Faulung wird nötig sein, um den entstehenden Schwefelwasserstoff zu binden. Es spielt keine Rolle, ob dieses Eisen bereits in der Belebungsanlage eingesetzt oder direkt in die Faulung dosiert wird. Aus thermodynamischen Gründen wird zuerst Eisensulfid gebildet, bevor überschüssiges Eisen mit Phosphat zusammen ausfällt.

Bei Anlagen mit biologischer P-Elimination können vermehrt Ablagerungen in Schlammlleitungen und Installationen auftreten, insbesondere bei pH-Werten gegen 8 oder höher. Geeignete Massnahmen stehen jedoch zur Verfügung, um Ablagerungen zu beseitigen oder neue Ausfällungen zu vermindern.

## 6. LITERATURVERZEICHNIS

Baker, J.S. and Judd, S.J. (1996), Magnetic amelioration of scale formation, Review Paper, *Wat. Res.*, **30**, No. 2, 247-260.

Baumann, P. (1991), Untersuchung der biologischen Phosphatelimination bei gleichzeitiger Stickstoffelimination auf der Kläranlage Waiblingen, Korrespondenz Abwasser, **38**, 192-198.

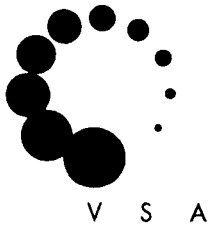
Booram, C.V., Smith, R.J. und Hazen, T.E. (1975), Crystalline phosphate precipitation from anaerobic animal waste treatment lagoon liquors, *Transactions of the ASAE*, **18**, 340-343.

Egger, K. (1984), Trockenentschwefelung von Biogas, *gwa*, **7**, 485-488.

Garelli, B.A., Schwartz, B.J. und Dring, R.W. (1992), Improved centrifuge sludge dewatering by steam and carbon dioxide injection, *Water Environ. & Tech.*, June.

Hierse, W. (1982), Untersuchungen über das Verhalten phosphathaltiger Schlämme unter anaeroben Bedingungen, Schriftenreihe WAR 11, Dissertation, Darmstadt.

- Horenstein, B.K., Hernandez, G.L., Rasberry, G. und Crosse J. (1990), Successful dewatering experience at Hyperion wastewater treatment plant, *Wat. Sci. Tech.*, **22**, No. 12, 183-191.
- Jardin, N. und Pöpel, H.J. (1995), Rücklösung und Rückbelastung von Phosphaten aus der Schlammbehandlung, *WAR*, **84**, 77-104.
- Koch, G. (1999), Biologische Entstickung von Faulwasser, Nährstoffelimination auf Kläranlagen, VSA Fortbildungskurs Engelberg 1999.
- Lloyd, D.J. (1991), Blocking of piggery effluent pipes - a magneto-hydrodynamic solution, *Water*, **18**, No. 1, 39-40.
- Mamais, D., Pitt, P.A., Cheng, Y.W., Loiacono, J. und Jenkins, D. (1994), Determination of ferric chloride dose to control struvite precipitation in anaerobic sludge digesters, *Water Environ. Res.*, **66**, No. 7, 912-918.
- Maurer, M., Abramovich, D., Siegrist, H. and Gujer, W. (1999), Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in wastewater treatment, *Wat. Res.*, **33**, No. 2, 484-493.
- Mohajit, K.K.B., Taiganides, E.P. und Yap B.C. (1989), Struvite deposits in pipes and aerators, *Biological Wastes*, **30**, 133-147.
- Moser, R. (1999), Organische C-Quellen aus der Schlammversäuerung und Industrie zur Unterstützung der Nährstoffelimination, Nährstoffelimination auf Kläranlagen, VSA Fortbildungskurs Engelberg 1999.
- Müller, R. (1998), Einfluss elektromagnetischer Felder auf Kristallisationsvorgänge: Praktische Anwendungen in der Schlammbehandlung von Kläranlagen und in Trinkwassersystemen, Dissertation ETH No. 12644, Zürich.
- Müller R., Siegrist H. and Wehrli B. (1999) Elektromagnetische Felder gegen mineralische Ablagerungen, *GWA*, **79**(7), 553-560.
- Nancollas, H.G. (1984), The nucleation and growth of phosphate minerals, in Nriagu, J.O. und Moore, P.B. (eds.), *Phosphate Minerals*, Springer-Verlag.
- Röske, I. und Schönborn, Ch. (1994), Interactions between chemical and advanced biological phosphorus elimination, *Wat. Res.*, **28**, No. 5, 1103-1109.
- Siegrist, H. (1993), Nährstoffelimination und Schlammbehandlung, Nährstoffelimination in der biologischen Abwasserreinigung, VSA Fortbildungskurs Engelberg 1993.
- Wild, D. (1997), Nährstoffflüsse in Kläranlagen mit biologischer Phosphorelimination, Dissertation, ETH-Nr.: 12197, Zürich.
- Wild, D., Siegrist, H. und Gujer, W. (1996), Die Schlammbehandlung auf Abwasserreinigungs-Anlagen mit biologischer P-Elimination, Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut, EAWAG, Dübendorf.



V S A

Verband Schweizer  
Abwasser- und  
Gewässerschutz-  
fachleute

Association suisse  
des professionnels  
de la protection  
des eaux

Associazione svizzera  
dei professionisti  
della protezione  
delle acque

Swiss Water  
Pollution Control  
Association

**VSA-Fortbildungskurse 1999**

## **Biologische Entstickung von Faulwasser**

Gerhard Koch  
Christian Fux  
Philipp Huber  
Irene Brunner  
Karin Lange  
Alessandro Monti  
Hansruedi Siegrist

**EAWAG**  
Eidg. Anstalt für Wasserversorgung,  
Abwasserreinigung und Gewässerschutz  
Überlandstrasse 133  
8600 Dübendorf



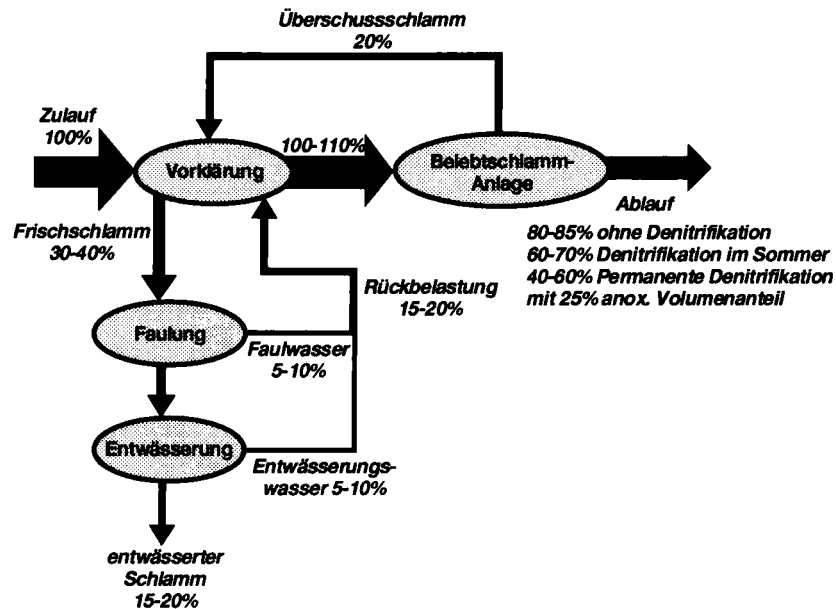
# BIOLOGISCHE ENTSTICKUNG VON FAULWASSER

G. Koch, dipl. Bauing. ETH, C. Fux, dipl. Umwelting. ETH, P. Huber, dipl. Umwelting. ETH, I. Brunner, dipl. Lab., K. Lange, cand. Ing. TU, A. Monti cand. Ing. TU und H. Siegrist, Dr. sc. Nat. ETH, EAWAG, 8600 Dübendorf

<b>INHALTSVERZEICHNIS</b>	<b>Seite</b>
1. EINLEITUNG.....	2
2. BIOLOGISCHE VERFAHREN, LITERATURÜBERSICHT .....	3
2.1 Vollständige Nitrifikation/Denitrifikation im SBR .....	3
2.2 Nitritation/Denitritation .....	3
2.3 Die Anaerobe Ammonium-Oxidation (ANAMMOX) .....	4
2.4 Das Nitritation-ANAMMOX-Verfahren .....	6
2.5 Aerobe Biofilmverfahren .....	6
2.6 Verfahrensvergleich.....	8
3. SAUERSTOFF- UND KOHLENSTOFFBEDARF .....	9
3.1 Sauerstoffbedarf, Anforderung an die Belüftung .....	9
3.2 Kohlenstoffbedarf und Schlammproduktion.....	10
4. WÄRMEBILANZ.....	12
5. VERSUCHSANLAGEN .....	15
5.1 Pilotversuche .....	15
5.2 Laborversuche.....	16
6. ERSTE VERSUCHSRESULTATE .....	16
6.1 Vollständige Nitrifikation/Denitrifikation im SBR .....	16
6.2 Partielle Nitritation .....	21
6.3 Vollständige Nitritation/Denitritation im SHARON-Verfahren.....	26
6.4 Anaerobe Ammonium-Oxidation (ANAMMOX).....	27
7. SCHLUSSFOLGERUNGEN.....	30
8. LITERATURVERZEICHNIS .....	32
9. ANHANG.....	34
9.1 Beispiel Wärmebilanz .....	34
9.2 Ammoniak und salpetrige Säure .....	35

## 1. EINLEITUNG

Innovative Technologien bei der Behandlung ammoniumreicher Abwässer könnten zu sehr effizienten Lösungen bei der weitergehenden Stickstoffelimination kommunaler Abwasserreinigungsanlagen (ARA) und bei der Behandlung von Deponiesickerwässern beitragen.



FIGUR 1: Stickstofffrachten in einer kommunalen ARA mit Schlammfäulung und -entwässerung (Siegrist, 1996).

Üblicherweise wird während der Schlammfäulung etwa 40-50% des im Frischschlamm gebundenen organischen Stickstoffs als Ammonium freigesetzt, wodurch Konzentrationen im Faulwasser zwischen 600-1'000  $\text{gNH}_4\text{-N m}^{-3}$  resultieren. Die Rückführung des ammoniumreichen Wassers der Nacheindicker und der Entwässerung in die Wasserstrasse führt zu einer Stickstoff-Rückbelastung in der Grössenordnung von 15-20% bezogen auf den im Zulauf zur Kläranlage enthaltenen Gesamtstickstoff (FIGUR 1). Durch die separate Behandlung dieser Teilströme wird die Stickstoffelimination der Kläranlage verbessert. Zudem wird die biologische Stufe entlastet, wodurch evtl. Beckenvolumen für die biologische Phosphor-Elimination zur Verfügung steht. Sickerwässer von Abfalldeponien sind, je nach Anteil an Hausmüll, im Vergleich zu Faulwasser wesentlich stärker mit organisch abbaubaren Stoffen belastet. CSB-Konzentrationen bis 1'000  $\text{g m}^{-3}$  sind möglich, die Ammoniumkonzentrationen sind eher tiefer als im Faulwasser.

Neben chemischen und chemisch-physikalischen Verfahren, bei denen der Ammoniumstickstoff dieser Abwässer entweder als Magnesium-Ammonium-Phosphat (MAP) ausgefällt oder mit Hilfe von Luft resp. Dampf ausgestrippt wird, sind vor allem die meist billigeren biologischen Verfahren für die Behandlung solcher Abwässer interessant (Siegrist, 1996, Janus und Van der Roest, 1997).

## 2. BIOLOGISCHE VERFAHREN, LITERATURÜBERSICHT

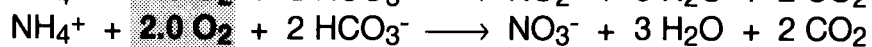
### 2.1 Vollständige Nitrifikation/Denitrifikation im SBR

Ein eher konventionelles Verfahren zur Stickstoffelimination in Faulwasser in einer SBR-Anlage (Sequencing Batch Reactor) wurde in Schweden im grosstechnischen Massstab ausgetestet (Karsson, 1994). Dabei wird der Belebtschlamm im Reaktor abwechselnd aeroben und anoxischen Bedingungen ausgesetzt und das Abwasser chargenweise zugegeben. Während der aeroben Phase wird Ammonium ( $\text{NH}_4$ ) durch Nitrifikanten über das Zwischenprodukt Nitrit ( $\text{NO}_2$ ) zu Nitrat ( $\text{NO}_3$ ) oxidiert und gleichzeitig Alkalinität verbraucht. Nach Abschluss der Nitrifikation wird die Belüftung abgestellt, so dass Nitrat unter anoxischen Bedingungen durch die Denitrifikation mit gleichzeitiger Produktion von Alkalinität zu gasförmigem Stickstoff reduziert werden kann. Da der CSB-Gehalt von Faulwasser gering ist, muss während dieser Phase eine externe C-Quelle (z.B. Methanol, Substrat aus der Schlammversäuerung oder Reststoffe aus der Industrie) zudosiert werden. Bei Temperaturen im Reaktor zwischen 25-35°C sollte ein totales Schlammalter in der Grössenordnung von 4-5 Tagen genügen, da die Prozesse bei solch hohen Temperaturen sehr rasch ablaufen (Siegrist, 1996). Der bei diesem Verfahren anfallende Überschussschlamm enthält sehr viele Nitrifikanten und wird deshalb wieder in die Wasserstrasse zurückgeführt. Dadurch wird eine Steigerung der maximalen Nitrifikationsleistung des Belebtschlammes zur Verarbeitung von Ammonium-Spitzenfrachten erwartet.

### 2.2 Nitritation/Denitritation

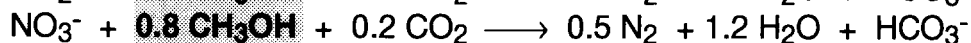
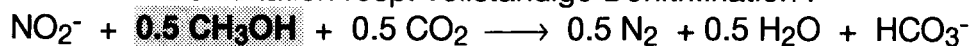
Gelingt es, Ammonium nur bis zum Zwischenprodukt Nitrit zu oxidieren (Nitritation) und den zweiten Teilschritt der Nitrifikation, die Oxidation von Nitrit zu Nitrat (Nitratation), zu unterbinden, kann sowohl der Sauerstoff- wie auch der Kohlenstoffbedarf bei der anschliessenden Denitrifikation von Nitrit zu elementarem Stickstoff (Denitritation) stark reduziert werden. Der Unterschied zur vollständigen Nitrifikation /Denitrifikation über Nitrat wird aus folgenden Reaktionsgleichungen deutlich:

Nitritation resp. vollständige Nitrifikation:



Einsparung 25%

Denitritation resp. vollständige Denitrifikation :



Einsparung 40%

Der Sauerstoffverbrauch reduziert sich dadurch um 25%. Zusätzlich kann 40% der erforderlichen externen Kohlenstoffquelle (z.B. Methanol) eingespart werden.

Das SHARON-Verfahren (Single Reactor System for High Ammonium Removal Over Nitrite) ist speziell für stark ammoniumbelastete Abwässer entwickelt und mit Laborversuchen ausgetestet worden (Mulder und Van Kempen, 1997). Im

Gegensatz zu herkömmlichen Belebtschlammverfahren ist bei SHARON keine Schlammrezirkulation zur mehrfachen Verwendung der Biomasse erforderlich, d.h. das Schlammalter entspricht der hydraulischen Aufenthaltszeit des Reaktors. Bei Abwassertemperaturen zwischen 25-35°C und einem aeroben Schlammalter von nur einem Tag wird erreicht, dass die nitritoxidierenden Bakterien aus dem System ausgewaschen werden, so dass nur noch die im Vergleich zu den Nitritoxidierern schneller wachsenden Ammoniumoxidierer im System verbleiben. Neben der Temperatur spielen sicher auch Hemmmechanismen bei der Auswaschung der nitritoxidierenden Bakterien eine wichtige Rolle (Hellinga *et al.*, 1998). Ammoniak (NH<sub>3</sub>) und salpetrige Säure (HNO<sub>2</sub>) sind dabei von zentraler Bedeutung und können anhand der Dissoziationsgleichgewichte für Ammonium und salpetrige Säure berechnet werden (siehe Anhang 9.2, pK-Werte für T = 30°C):



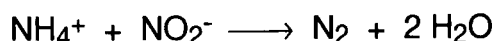
Welcher Stoff dominiert, hängt sehr stark vom pH-Wert der Lösung ab. Abnehmende pH-Werte erhöhen den Anteil an salpetriger Säure HNO<sub>2</sub> und vermindern den Anteil an Ammoniak NH<sub>3</sub>. Da die neutralen Verbindungen NH<sub>3</sub> und HNO<sub>2</sub> die bevorzugten Substrate von Ammonium- bzw. Nitritoxidierern sind, führt dies beispielsweise dazu, dass bei pH-Werten < 6.5 Nitritoxidierer trotz hoher Temperaturen schneller wachsen als Ammoniumoxidierer und folglich nicht ausgewaschen werden können (Hellinga *et al.*, 1998, Hellinga *et al.*, 1999).

Ein besonderes Augenmerk gilt bei diesem Verfahren neben der pH-Wert- vor allem auch der Temperaturkontrolle und -regelung. Durch die ablaufenden biochemischen Umwandlungsprozesse entsteht sehr viel Wärme, die zu einer starken Erhöhung der Reaktortemperatur führt (siehe Kap. 4). Bei zu hoher Temperatur kann der Prozess instabil werden, bei zu tiefer Temperatur wird die Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten zu klein und die Biomasse wird aus dem System ausgewaschen.

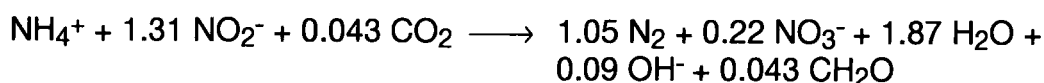
### 2.3 Die Anaerobe Ammonium-Oxidation (ANAMMOX)

Zur Oxidation von Ammonium sind bis anhin nur aerobe Systeme in Betracht gezogen worden. Vor einigen Jahren liess sich in einem denitrifizierenden Fließbett-Reaktor beobachten, dass Ammonium bei ammoniumreichen Abwässern auch unter anoxischen Bedingungen oxidiert wird (Mulder *et al.*, 1995). Diesem neuen biologischen Prozess wurde der Name ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation) gegeben. Bis heute konnten verschiedene Gattungen von ANAMMOX-Organismen mittels molekularbiologischer Untersuchungsmethoden identifiziert werden. In Zukunft lassen sich somit Struktur und Dynamik der Organismen in situ quantitativ untersuchen und Prozessabläufe gezielt optimieren.

Van de Graaf *et al.* (1995) konnten zeigen, dass das Endprodukt dieser Oxidation elementarer Stickstoff ist. Folgende Reaktionsgleichung wurde von ihnen mittels Batchversuchen ermittelt:



Nitrit wird von autotrophen Bakterien, mit Ammonium (an Stelle von org. Substrat), zu elementarem Stickstoff reduziert, eine Kohlenstoffquelle ist dabei nicht erforderlich. Van de Graaf *et al.* (1997) geben aufgrund ihrer Experimente mit markierten Stickstoffverbindungen einen detaillierteren Abbauweg an und postulieren, dass Ammonium mit Hydroxylamin (NH<sub>2</sub>OH) oxidiert wird. Hydroxylamin selber stammt vermutlich vom Nitrit, wobei die dafür notwendigen Elektronen durch die Oxidation von Hydrazin (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) zu N<sub>2</sub> generiert werden. Dass das starke Reduktionsmittel Hydrazin tatsächlich als Zwischenprodukt im ANAMMOX-Prozess eine wichtige Rolle spielt, konnten Schalk *et al.* (1998) nachweisen. Stickstoffbilanzen von Laborversuchen zeigen, dass ein kleiner Teil des Nitrits durch die Bildung von Biomasse (CH<sub>2</sub>O) aus CO<sub>2</sub> zu Nitrat oxidiert wird. Die detailliertere *Reaktionsgleichung* für den ANAMMOX-Prozess lautet (Van de Graaf *et al.*, 1996):



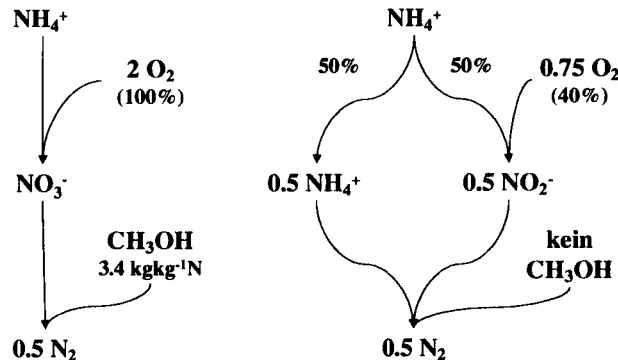
Da diese Bakterien langsam wachsen, sind Systeme mit effizientem Biomassenrückhalt, z.B. Biofilmverfahren, Membranverfahren aber auch SBR-Anlagen (Strous *et al.*, 1998), prädestiniert, um ANAMMOX-Schlamm zu züchten. Die Adaptationsphase von über drei Monaten, die bei einem Laborversuch mittels eines Fliessbett-Reaktors (Faulwasser als Abwasser) ermittelt wurde, zeigt, dass die Einfahrzeit beträchtlich ist (Strous *et al.*, 1997a). Untersuchungen von Strous *et al.*, (1999) ergeben eine beobachtete *Wachstumsgeschwindigkeit* von ca. 0.06 d<sup>-1</sup>.

Mit Fliess- oder Festbettreaktoren und bei adaptierter Biomasse sind im Laborreaktor bei 36°C sehr hohe *Stickstoff-Eliminationsraten* im Bereich  $r_N = r_{\text{NH}_4} + r_{\text{NO}_2,3} = 1.5\text{-}4.8 \text{ kgN m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  (hohe Werte mit synthetischem Abwasser) beobachtet worden (Mulder *et al.*, 1995; Strous *et al.*, 1997a; Van de Graaf *et al.*, 1996). Ein weiterer Vorteil dieses Verfahrens ist sicher der kleine Ausnützungskoeffizient (0.11 gTS g NH<sub>4</sub>-N<sup>-1</sup>, Strous *et al.*, 1998; 0.07 gTS g NH<sub>4</sub>-N<sup>-1</sup>, Van de Graaf *et al.*, 1996) und dementsprechend die geringe Schlammproduktion.

Die *Hemmwirkung* von verschiedenen Einzelstoffen auf die ANAMMOX-Aktivität wurde ebenfalls von Van de Graaf *et al.* (1996) untersucht. Dabei wurde eine starke Hemmung der Bakterien nach Zugabe von 150 gP m<sup>-3</sup> beobachtet, Phosphorkonzentrationen bis 30 gP m<sup>-3</sup> scheinen keinen Einfluss zu haben. Bei Kläranlagen mit biologischer Phosphorelimination muss dies beachtet werden, da die gelöste Phosphorkonzentration des Faulwassers nach der Faulung von Mischschlamm ähnliche Werte erreicht (Wild, 1997). Van de Graaf *et al.* (1996) geben weiter an, dass Licht ebenfalls zu einer 30-50%-igen Reduktion der Aktivität führt. Bereits sehr geringe Sauerstoffkonzentrationen von weniger als 0.2 gO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup> bewirken eine vollständige Hemmung des Prozesses (Strous *et al.*, 1997b; Hippen *et al.*, 1998), kurze aerobe Phasen werden aber von den Bakterien unbeschadet überstanden (Strous *et al.*, 1997b). Der ANAMMOX-Prozess wird aber auch durch Nitrit selber stark gehemmt. Nach Jetten *et al.* (1999) führt eine Nitritkonzentration von ca. 280 gN m<sup>-3</sup> zu einer vollständigen, 140 gN m<sup>-3</sup> bereits zu einer teilweisen Hemmung des Prozesses. Strous *et al.* (1999) beobachteten sogar eine vollständige Hemmung bereits bei einer Nitritkonzentration von nur 100 gN m<sup>-3</sup>. Ammonium- und Nitratkonzentrationen bis 1'000 gN m<sup>-3</sup> hemmen jedoch den ANAMMOX-Prozess nicht.

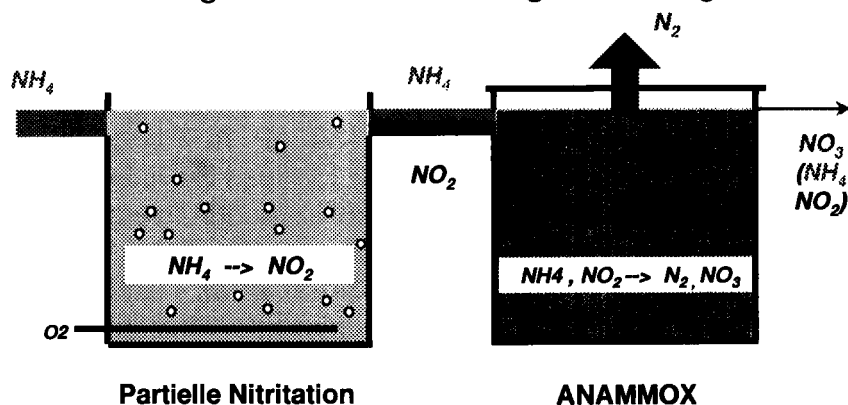
## 2.4 Das Nitritation-ANAMMOX-Verfahren

Damit der ANAMMOX-Prozess abläuft, muss die Bereitstellung von Nitrit sichergestellt werden. Mit einem vorgeschalteten aeroben Chemostaten lässt sich ein Teil des Ammoniums im Abwasser zu Nitrit oxidieren (partielle Nitritation), so dass eine für das ANAMMOX-Verfahren optimale Abwasserzusammensetzung entsteht. Dadurch kann der Sauerstoffverbrauch gegenüber der konventionellen Nitrifikation/Denitrifikation um 60% gesenkt und die Entstickung ohne organische Kohlenstoffquelle durchgeführt werden:



FIGUR 2: Ressourcenvergleich zwischen der vollständigen Nitrifikation/Denitrifikation über Nitrat (links) und dem Verfahren partielle Nitritation/ANAMMOX (rechts).

Die Serieschaltung von partieller Nitritation und ANAMMOX (FIGUR 2) ist ebenfalls im Labormassstab durch Jetten *et al.* (1997) erfolgreich getestet worden. Sie stellten fest, dass eine Hemmung der Ammoniumoxidierer durch hohe Nitritkonzentrationen nicht zu befürchten ist, Werte bis  $1'000 \text{ g N m}^{-3}$  werden toleriert. Bei genügender Pufferkapazität des Abwassers stoppt die Nitritation nach der Oxidation von etwa 55-60% des Ammoniums infolge Bikarbonatlimitierung selbständig.

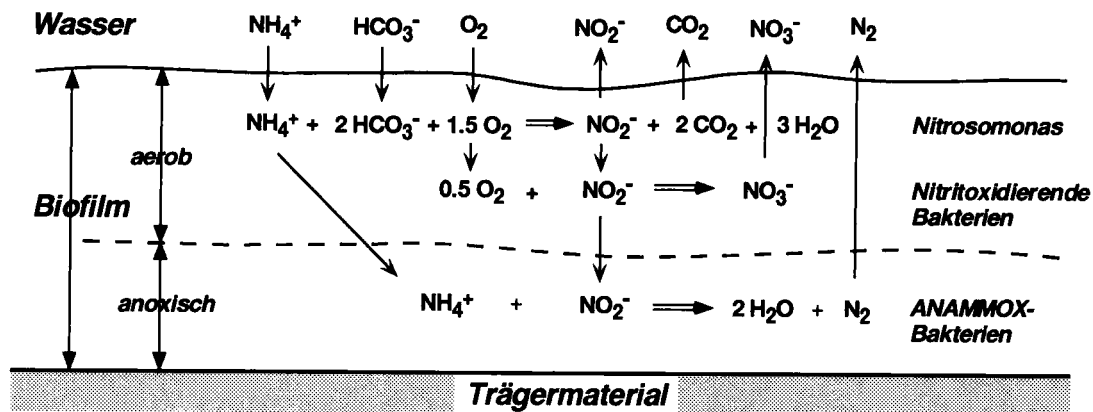


FIGUR 3: Mögliches Verfahrensschema zur vollständigen Entstickung von ammoniumreichen Abwässern.

## 2.5 Aerobe Biofilmverfahren

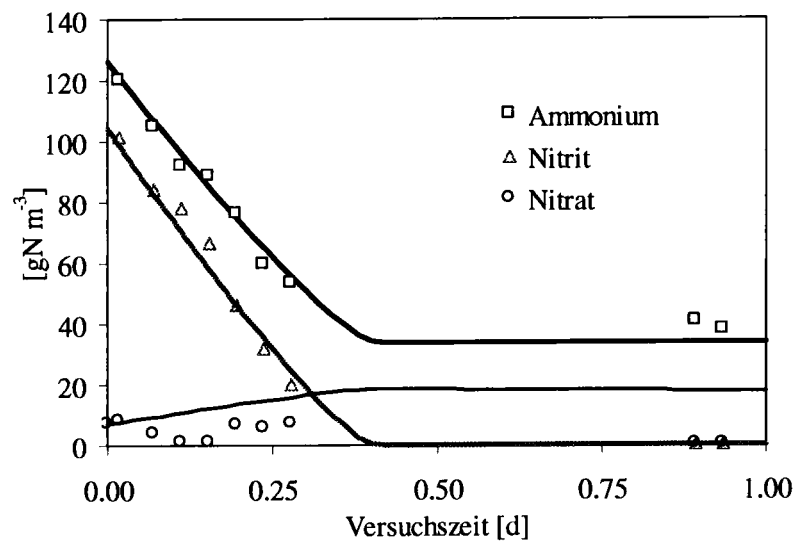
Ein unerwartet hoher aerober Stickstoffverlust von 50% bezogen auf Ammonium im Zulauf nebst einer vollständigen Nitrifikation wurde bei der Tauchkörper-Kläranlage der Mülldeponie in Mechernich (D) beobachtet (Hippen *et al.*, 1997). Einen aeroben

Stickstoffverlust bis 70% völlig ohne organischen Kohlenstoff berechneten Siegrist *et al.* (1997) aufgrund der Resultate einer Messkampagne auf der nitrifizierenden Tauchkörper-Kläranlage der Sondermülldeponie Kölliken (CH). Möglicherweise diffundiert Nitrit, welches in der äusseren aeroben Biofilmschicht durch *Nitrosomonas* gebildet wird, zusammen mit Ammonium in tiefere sauerstofffreie Schichten, wo ANAMMOX-Bakterien die Umwandlung zu elementarem Stickstoff vornehmen (FIGUR 4). Das restliche Nitrit wird durch Nitritoxidierer zu Nitrat oxidiert. Bei einem Batchversuch unter anoxischen Bedingungen mit Biofilm dieser Anlage konnte später eine deutliche ANAMMOX-Aktivität nachgewiesen werden (FIGUR 5).



FIGUR 4: Oxidation eines Teils des Ammoniums zu Nitrit durch *Nitrosomonas* und Reduktion des Nitrits mit Ammonium zu Stickstoffgas durch ANAMMOX-Bakterien in tieferen Schichten des Biofilms.

Die Nitrifikation und die Entstickung sind in diesem System stark miteinander verkoppelt. Eine Steigerung der Ammoniumoxidation durch eine Erhöhung des Sauerstoffpartialdruckes oder der Ammoniumfracht bewirkte beim Tauchtropfkörper in Kölliken gleichzeitig eine überproportionale Erhöhung der Entstickung. Dieser Effekt ist auch qualitativ anhand einer mathematischen Simulation (mit AQUASIM) des Tauchkörpers als eingetauchter Biofilmreaktor mit den in FIGUR 4 definierten Organismengruppen beschreibbar, was die vermutete Funktionsweise des Verfahrens untermauert (Koch *et al.*, 1999). Ein Teil der Denitrifikationsleistung des Biofilms könnte jedoch auch auf *Nitrosomonas* zurückzuführen sein (Schmidt und Bock, 1997; Siegrist *et al.*, 1997; Bock *et al.*, 1991). Inwieweit *Nitrosomonas*- oder ANAMMOX-Bakterien für die Stickstoffelimination in Tauchtropfkörpern verantwortlich sind, kann heute noch nicht eindeutig beantwortet werden, dafür sind weitergehende mikrobiologische Abklärungen notwendig. Die simultane Nitrifikation /Entstickung weist zwar einen einfachen Betrieb auf, die Prozesse sind jedoch nicht direkt kontrollierbar. Zudem lässt sich bei diesen Systemen keine vollständige N-Elimination erreichen.



FIGUR 5: Batchexperiment vom 6.8.97 mit abgekratzter, suspendierter Biomasse des Biofilms der Nitrifikationsstufe TTK 2 ARA Kölliken. Aufstockung von je 100 gN m<sup>-3</sup> NaNO<sub>2</sub> resp. NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>. X<sub>TSS</sub>=10.2 g l<sup>-1</sup>, T=20°C, pH=7.7-8.0, N<sub>2</sub>-Begasung. r<sub>NH<sub>4</sub></sub>:r<sub>NO<sub>2</sub></sub>= 1 : 1.25. Kurven aus mathematischer Simulation (Koch *et al.*, 1999).

## 2.6 Verfahrensvergleich

Die Tabelle 1 fasst die Vor- und Nachteile der verschiedenen Verfahren in Bezug auf Ressourcenverbrauch, Leistung, Schlammproduktion und Betrieb zusammen. Für jedes Verfahren sind jeweils Beispiele von funktionierenden Anlagen aufgelistet.

Tabelle 1: Verfahrensvergleich.

Verfahren	Vorteile	Nachteile	Beispiele
<b>Konv. SBR</b>	Stabiler Betrieb Animpfung der Belebung mit Nitrifikanten möglich Sehr gute N-Eliminationsleistung Geringes Reaktorvolumen	Externe C-Quelle nötig O <sub>2</sub> -Bedarf gross	ARA Linköping (S), ARA Bern (CH), ARA Strass (A)
<b>Nitrifikation/ Denitrifikation (SHARON)</b>	O <sub>2</sub> - und Kohlenstoffbedarf gegenüber vollständiger Nit./Denit. stark reduziert	Externe C-Quelle nötig Stabiler Betrieb anspruchsvoll da Temp.- und pH-empfindlich NH <sub>4</sub> im Ablauf >50-100 gN m <sup>-3</sup>	ARA Rotterdam (NL), ARA Utrecht (NL), ARA Landshut (D), ARA Amsterdam (NL),
<b>Nitrifikation- ANAMMOX</b>	Kein CSB-Bedarf Geringe Schlammprod. O <sub>2</sub> -Bedarf minimal Sehr gute N-Eliminationsleistung	Effizienter Biomassenrückhalt erforderlich Lange Adaptationsphase Bereitstellung von Nitrit durch Verfahrenskombination CSB darf nicht vorhanden sein	Bis jetzt nur Laboranlage (NL) und Pilotanlage (D)
<b>Simultane aerobe Nit/N-EI.</b>	Einfacher Betrieb Kein CSB-Bedarf Geringe Schlammproduktion	Prozesse schlecht kontrollierbar Nur Biofilmverfahren möglich Nur Teilentstickung möglich CSB darf nicht vorhanden sein	ARA Kölliken (CH) und ARA Mechernich (D)



### 3. SAUERSTOFF- UND KOHLENSTOFFBEDARF

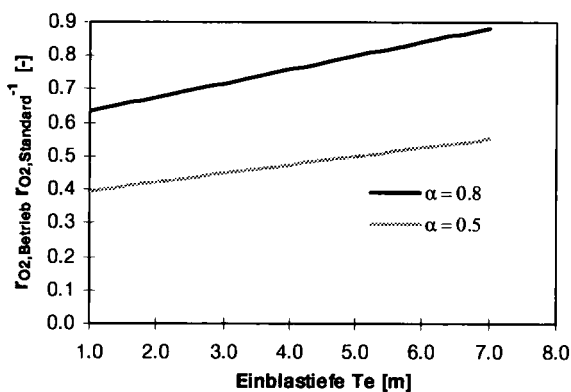
#### 3.1 Sauerstoffbedarf, Anforderung an die Belüftung

Wegen der hohen Nitrifikationsleistung sind die Sauerstoffzehrungen, besonders beim konventionellen SBR-Verfahren, sehr gross (siehe FIGUR 7). Dem entsprechend müssen leistungsfähige Belüftungssysteme zum Einsatz gelangen. Die für die Berechnung der Belüftung erforderlichen Parameter wie die maximale Wasserlöslichkeit von Sauerstoff und der  $\alpha$ -Wert werden durch die Abwassercharakteristik (Temperatur, oberflächenaktive Substanzen wie Tenside, Proteine, etc.) stark beeinflusst und müssen für die neuen Verfahren noch untersucht werden. Erste Messungen deuten jedoch auf einen ähnlichen  $\alpha$ -Wert wie in Belebungsanlagen hin. Ist die Abminderung unter Betriebsbedingungen  $r_{O_2, \text{Betrieb}}$   $r_{O_2, \text{Standard}}^{-1}$  bekannt (FIGUR 6), lässt sich daraus der erforderliche spezifische Sauerstoffeintrag unter Standardbedingungen ( $T=10^\circ\text{C}$ ,  $p=1.0 \text{ atm}$ , Reinwasser) berechnen und die Belüftung entsprechend auslegen ( $r_{O_2}$  = Sauerstoffeintrag):

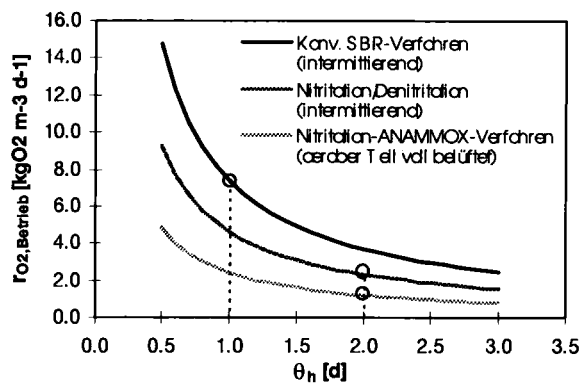
$$r_{O_2, \text{Standard}} = \frac{r_{O_2, \text{Betrieb}}}{\alpha \cdot \frac{1}{k_3} \cdot \frac{1}{k_4}} \quad [\text{gO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}]$$

$$\text{mit } k_3 = \frac{S_{O_2, \text{sätt, Standard}}}{S_{O_2, \text{sätt, Betrieb}} - S_{O_2, \text{Betrieb}}} \text{ und } k_4 = \sqrt{\frac{D_{O_2, \text{Standard}}}{D_{O_2, \text{Betrieb}}}} \quad [-]$$

- $\alpha$  = Verhältnis Sauerstoffeintrag mit Betriebswasser im Vergleich zu Reinwasser [-]
- $S_{O_2, \text{sätt}}$  = Sauerstoffsättigungskonzentration unter Standard- resp. Betriebsbedingungen  $[\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}]$
- $S_{O_2, \text{Betrieb}}$  = Betriebssauerstoffkonzentration  $[\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}]$
- $D_{O_2}$  = Diffusionskoeffizient von Sauerstoff unter Standard- resp. Betriebsbedingungen  $[\text{m}^2 \text{ s}^{-1}]$



FIGUR 6: Abminderung des  $O_2$ -Eintrags unter Betriebsbedingungen ( $T=30^\circ\text{C}$ ,  $S_{O_2, \text{Betrieb}}=2.0 \text{ g m}^{-3}$ , feinblasige Belüftung) in Funktion der Einblastiefe und  $\alpha$  (nach Siegrist und Boller, 1996).



FIGUR 7:  $r_{O_2, \text{Betrieb}}$  in Funktion der totalen hydr. Aufenthaltszeit für  $S_{NH, zu}=700 \text{ gN m}^{-3}$ . SBR- und Nitrifikation/Denitrifikation:  $\eta_{N, Nit}=1.0$ ; Nitrifikation-ANAMMOX-Verfahren:  $\eta_{N, Nit}=0.5$ .

Bei Vernachlässigung der Grundatmung ergibt sich der Sauerstoffeintrag unter Betriebsbedingungen  $r_{O_2, \text{Betrieb}}$  wie folgt:

$$r_{O_2, \text{Betrieb}} = \frac{\eta_{N, \text{Nit}} \cdot (S_{NH, \text{zu}} - i_{N, \text{BM}} \cdot SP_{\text{CSB}}) \cdot i_{O_2, \text{NH}}}{t_{\text{acr}} / t_{\text{Zyk}} \cdot \theta_h} \quad [\text{gO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}]$$

- $\eta_{N, \text{Nit}}$  = Anteil zu oxidierendes Ammonium [-]  
 $S_{NH, \text{zu}}$  = Ammoniumkonzentration der Rückläufe [ $\text{gN m}^{-3}$ ]  
 $i_{O_2, \text{NH}}$  =  $O_2$ -Bedarf für  $NH_4$ -Oxidation (SBR: 4.57; Nitrit./Denitrit.: 3.43) [ $\text{gO}_2 \text{ gN}^{-1}$ ]  
 $i_{N, \text{BM}}$  = Stickstoffgehalt der Biomasse (0.04-0.06) [ $\text{gN gCSB}^{-1}$ ]  
 $SP_{\text{CSB}}$  = Schlammproduktion bez. auf Zulauf (siehe weiter unten) [ $\text{gCSB m}^{-3}$ ]  
 $\theta_h$  = Totale hydraulische Aufenthaltszeit =  $V_{\text{Reaktor}} / Q_{\text{zu}}$  [d]  
 $t_{\text{acr}}/t_{\text{Zyk}}$  = Anteil der aeroben Phase pro Zyklus [-]

Der Sauerstoffbedarf unterscheidet sich bei den verschiedenen Verfahren beträchtlich (FIGUR 7). Während beim konventionellen SBR-Verfahren Zehrungen infolge Nitrifikation zwischen  $7-8 \text{ kgO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  ( $\theta_h=1.0 \text{ d}$ , Kap.2) möglich sind, betragen diese bei der Nitritation/Denitritation und beim Nitritation-ANAMMOX-Verfahren nur noch ca.  $2-3$  ( $\theta_h=2.0 \text{ d}$ , Kap. 2) resp.  $1-2 \text{ kgO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ .

### 3.2 Kohlenstoffbedarf und Schlammproduktion

Sowohl für das konventionelle SBR- als auch für die Nitritation/Denitritation ist eine externe C-Quelle erforderlich. Als besonders geeignet erweist sich für diesen Zweck Methanol, da dieses relativ billig ist und zudem einen kleinen Ausnutzungskoeffizienten  $Y_{H, \text{me}}$  aufweist (Purtschert *et al.*, 1996; Koch *et al.*, 1996). In der Abwasserreinigung werden aber auch andere Industriesubstrate wie Ethanol, Essigsäure, etc. eingesetzt. Ein Vergleich dieser Substrate mit Methanol bezüglich zusätzlicher Schlammproduktion oder Substratbedarf kann aus Siegrist (1995) entnommen werden. Beim Einsatz von Restsubstraten aus der Industrie als Alternative zu den teureren Industriesubstraten (z.B. Brauereiabwasser, Schlachthofabwasser, etc.) sollten folgende Punkte beachtet werden:

- hoher Anteil an leicht abbaubaren Stoffen
- BSB/CSB-Verhältnis möglichst hoch, um Schlammanfall niedrig zu halten
- geringer P-, N- und Schwermetall-Anteil
- keine Stoffe, welche die Nitrifikation hemmen
- Lagerung und Verfügbarkeit

Einen umfassenden Überblick über in der Abwasserreinigung brauchbare Reststoffe sowie eine Zusammenstellung ihrer Eignung zur Denitrifikation liefern Baumann und Krauth (1995). Bei Vernachlässigung der Grundatmung kann der Substratbedarf  $S_{\text{CSB, dos}}$  abgeschätzt werden zu ( $S_{\text{CSB, dos}}$  bezogen auf den Zulauf):

$$S_{\text{CSB, dos}} = \frac{\eta_{N, \text{Den}} \cdot (S_{\text{Nanorg, zu}} - i_{N, \text{BM}} \cdot SP_{\text{CSB}}) \cdot i_{\text{CSB, NO}}}{1 - Y_{H, \text{me}}} \quad [\text{gCSB m}^{-3}]$$

Die aufgrund der Substratdosierung zu erwartende Schlammproduktion  $SP_{CSB}$  (organisches Substrat in den Rückläufen vernachlässigt) ergibt sich zu ( $SP_{CSB}$  bezogen auf den Zulauf):

$$SP_{CSB} = X_{I,zu} + \frac{\eta_{N,Den} \cdot S_{Nanorg,zu} \cdot i_{CSB,NO}}{1 - Y_{H,me} + i_{N,BM} \cdot i_{CSB,NO}} \cdot \frac{1 + f_{XI} \cdot b_H \cdot SA}{1 + b_H \cdot SA} \quad [gCSB \ m^{-3}],$$

Bei Vernachlässigung des Stickstoffeinbaus in die Biomasse resp. des Produkts  $i_{N,BM} \cdot i_{CSB,NO}$  vereinfacht sich die Beziehung zu:

$$SP_{CSB} \cong X_{I,zu} + \frac{\eta_{N,Den} \cdot S_{Nanorg,zu} \cdot i_{CSB,NO}}{1 - Y_{H,me}} \cdot Y_{H,me} \cdot \frac{1 + f_{XI} \cdot b_H \cdot SA}{1 + b_H \cdot SA} \quad [gCSB \ m^{-3}],$$

Die zulaufbezogene Feststoffproduktion und die resultierende Feststoffkonzentration im Reaktor ergeben sich schliesslich zu:

$$SP_{TSS} = \frac{SP_{CSB}}{i_{CSB,BM}} \quad \text{resp.} \quad X_{TSS} = \frac{SA \cdot SP_{TSS} \cdot Q_{zu}}{V_{\text{Reaktor}}} \quad [gTSS \ m^{-3}]$$

- $\eta_{N,Den}$  = Denitrifikationsleistung bezogen auf verfügbaren anorg. Stickstoff [-]  
 $S_{Nanorg,zu}$  = Summe anorg. Stickstoffkomponenten im Zulauf [gN m<sup>-3</sup>]  
 $i_{CSB,NO}$  = CSB-Äquivalent von Nitrat (SBR: 2.86; Nitrit./Denitrit.: 1.72) [gCSB gN<sup>-1</sup>]  
 $i_{N,BM}$  = Stickstoffgehalt der Biomasse (0.06) [gN gCSB<sup>-1</sup>]  
 $Y_{H,me}$  = Mittlerer Ausnützungskoeffizient der heterotrophen Biomasse (hauptsächlich Methanolabbauer), substratabhängig (Methanol ca. 0.40) [gCSB<sub>BM</sub> gCSB<sub>Meth</sub><sup>-1</sup>]  
 $b_H$  = Mittlere Zerfallsrate der het. Biomasse, milieuabhängig (ca. 0.4) [d<sup>-1</sup>]  
 $SA$  = Schlammalter [d]  
 $f_{XI}$  = Anteil inerter CSB bei den Zerfallsprodukten (0.2) [-]  
 $i_{CSB,BM}$  = CSB-Gehalt der Biomasse (1.3) [gCSB gTSS<sup>-1</sup>]  
 $C_{CSB,zu}$  = Totaler CSB im Zulauf [gCSB m<sup>-3</sup>]  
 $S_{CSB,zu}$  = Gelöster CSB im Zulauf [gCSB m<sup>-3</sup>]  
 $X_{I,zu}$  = Inerter partikulärer CSB im Zulauf, ca. 0.7 · (C<sub>CSB,zu</sub> - S<sub>CSB,zu</sub>) [gCSB m<sup>-3</sup>]

Die Schlammproduktion wird neben der Substratdosierung auch durch Feststoffe resp. inerten partikulären CSB in den Rückläufen bestimmt. Die Rückläufe sollten daher möglichst frei von Feststoffen sein (gute Schlammeindickung).

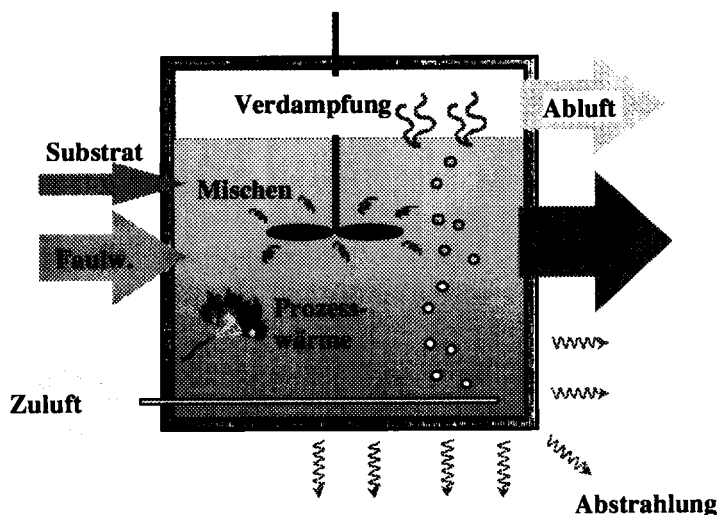
Die Rücklaufbehandlung stellt im Vergleich zur normalen Abwasserreinigung erhöhte Anforderungen an die zu verwendenden Reststoffe als C-Quelle, da aufgrund der hohen Stickstoffkonzentration sehr hohe Substratdosierungen erforderlich sind. Nimmt man eine Verdünnung der Rückläufe durch die zudosierten Reststoffsubstrate von 1:1 in Kauf, muss beim konventionelle SBR-Verfahren das Substrat bereits eine Konzentration von ca. 3'000 gCSB m<sup>-3</sup> in Form von leicht abbaubarem CSB aufweisen. Durch die Primärschlamm-Versäuerung lässt sich diese Konzentration

nur knapp erreichen, ausserdem reicht die Substratausbeute beim SBR-Verfahren nur für die Denitrifikation von maximal 8-12% des Zulaufstickstoffs aus (nach Moser-Engeler *et al.*, 1998). Zusätzlich muss auch die Veränderung im Wärmehaushalt durch die Verdünnung des warmen Rücklaufwassers mit kaltem Substratwasser beachtet werden (FIGUR 8).

#### 4. WÄRMEBILANZ

Der Wärmeinput resp. der Wärmeoutput dieser Verfahren und die daraus resultierende Reaktortemperatur sind sehr stark mit den biologischen Prozessen verknüpft. Die Sicherstellung eines stabilen Betriebes dieser Anlagen erfordert daher neben Kenntnissen der Kinetik aller beteiligten Prozesse und deren Temperaturabhängigkeit auch Einsichten in den Wärmehaushalt und dessen Einflussfaktoren (FIGUR 8). Einflussfaktoren sind:

- **Wärmeinput:** Bioenergie  $E_{\text{Bio}}$ , Mischenergie  $E_{\text{Misch}}$  (Belüftung, Umwälzung)
- **Wärmeoutput:** Zulaufenerwärmung  $E_{\text{Zu}}$ , Abstrahlung  $E_{\text{Abstrahl}}$ , Wasserverdampfung  $E_{\text{Verdampf}}$ , Luftstromerwärmung  $E_{\text{Luftstrom}}$



FIGUR 8: Massgebende Einflussfaktoren zur Erstellung der Wärmebilanz bei der separaten biologischen Faulwasserbehandlung. Luftstromerwärmung  $E_{\text{Luftstrom}}$  und Mischenergie  $E_{\text{Misch}}$  vernachlässigbar (vgl. FIGUR 9).

Die Berechnung der einzelnen Faktoren ist in Siegrist (1988) ausführlich erläutert. Bei der Berechnung der Zulaufenerwärmung durch die Rücklaufbehandlung dominieren beim konventionellen SBR- und beim Verfahren Nitritation/Denitrifikation vor allem der Wärmeeintrag durch die ablaufenden Prozesse sowie der Wärmebedarf durch die Abstrahlung über die Oberfläche und die Wasserverdampfung (FIGUR 9). Die Bioenergie ( $E_{\text{Bio}}$ ) setzt sich hauptsächlich aus der Wärmeproduktion durch Nitritation resp. Nitritation ( $E_{\text{Nit}}$ ) und Denitrifikation resp. Denitrifikation ( $E_{\text{Den}}$ ) zusammen. Die pro kgN frei werdende Energie  $g_{\text{Nit}} = 28.1$  resp.  $21.1$  MJ  $\text{kgNH}_4\text{-N}^{-1}$  und  $g_{\text{Den}} = 30.1$  resp.  $18.1$  MJ  $\text{kgNO-N}^{-1}$  (gültig für konv. SBR-Verfahren resp. Nitritation/Denitrifikation) lässt sich aus der Thermodynamik ableiten (z.B. aus Sigg und Stumm, 1989). Je nach erreichter Eliminationsleistung resp. vorhandener Stickstoffkonzentration im Rücklaufwasser, ergibt sich damit für die täglich produzierte Wärmemenge (Grundatmung und Stickstoffeinbau in Biomasse vernachlässigt):

$$E_{\text{Bio}} = E_{\text{Nit}} + E_{\text{Den}} = Q_{\text{zu}} \cdot (\eta_{\text{N,Nit}} \cdot S_{\text{NH}_4,\text{zu}} \cdot g_{\text{Nit}} + \eta_{\text{N,Den}} \cdot S_{\text{Nanorg},\text{zu}} \cdot g_{\text{Den}}) \quad [\text{MJ d}^{-1}]$$

Beim kombinierten Verfahren Nitritation-ANAMMOX lässt sich  $g_{\text{Den}}$  und  $g_{\text{Nit}}$  durch  $g_{\text{komb}} = g_{\text{Nit}} + g_{\text{ANAM}} = 21.1 + 23.9 = 45.0 \text{ MJ kgNH}_4\text{-N}^{-1}$  ersetzen. Da jedoch nur 50% des Ammoniums im Zulauf oxidiert werden muss, gilt (Grundatmung und Stickstoffeinbau in Biomasse vernachlässigt):

$$E_{\text{Bio}} = 0.5 \cdot \eta_{\text{N,el}} \cdot S_{\text{NH}_4,\text{zu}} \cdot Q_{\text{zu}} \cdot g_{\text{komb}} \quad [\text{MJ d}^{-1}]$$

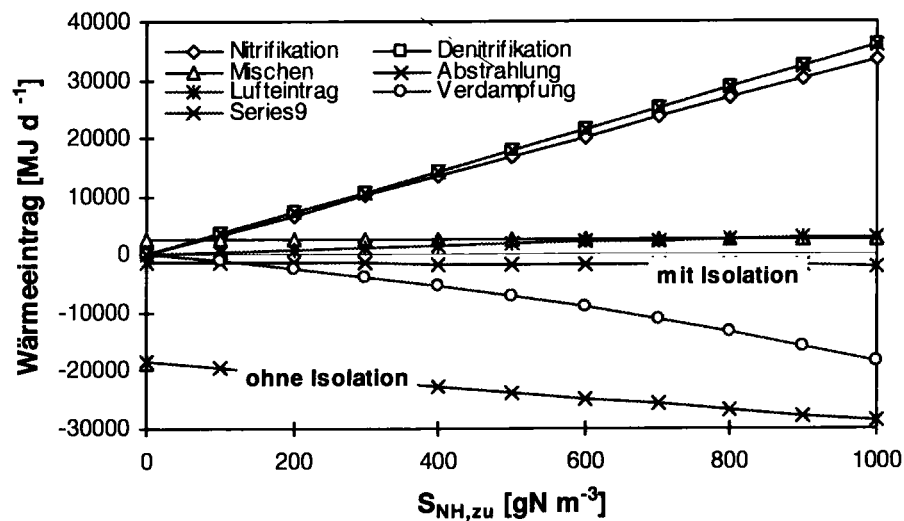
Die Differenz zwischen der Umgebungstemperatur  $T_{\text{Umgebung}}$  und der Reaktortemperatur  $T_{\text{Reaktor}}$  bewirkt einen ständigen Wärmetransport ( $E_{\text{Abstrahl}}$ ) durch die Reaktoroberfläche  $A_{\text{Reaktor}}$  ( $\text{m}^2$ ). Dieser Wärmetransport hängt sehr stark von der Wärmedämmung resp. vom mittleren Wärmedurchgangswiderstand  $k_{\text{Reaktor}}$  ( $\text{MJ m}^{-2} \text{ d}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ ) (siehe FIGUR 9) und von der Oberfläche des Reaktors ab. Bei kleinem Reaktorvolumen wird die Isolation infolge des grossen Verhältnisses  $A_{\text{Reaktor}} V_{\text{Reaktor}}^{-1}$  entscheidend. Somit steht für die Planung des Verfahrens eine wichtige Grösse zur Beeinflussung des Wärmehaushaltes und der Temperaturkontrolle zur Verfügung. Der Wärmedurchgang über die Reaktoroberfläche ergibt sich zu:

$$E_{\text{Abstrahl}} = A_{\text{Reaktor}} \cdot k_{\text{Reaktor}} \cdot (T_{\text{Reaktor}} - T_{\text{Umgebung}}) \quad [\text{MJ d}^{-1}]$$

Die dem Reaktor zugeführte atmosphärische kalte Luft hat eine relative Luftfeuchtigkeit zwischen 40-90% und verlässt den Reaktor wassergesättigt mit erhöhter Temperatur. Durch die Wasserverdampfung wird dem Reaktor proportional zur Frischluftmenge  $Q_{\text{Luft}}$  ( $\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$ ) Wärme ( $E_{\text{Verdampf}}$ ) entzogen. Die erforderliche Luftmenge wiederum hängt stark vom Wirkungsgrad resp. von der Sauerstoffausnützung der Belüftungseinrichtung ab. Durch die Rezirkulation der wassergesättigten Abluft kann eine erhöhte Sauerstoffausnützung erreicht werden, wodurch die Frischluftmenge und damit der Wärmeverlust kleiner werden. Der Wärmeaustrag über die Abluft ergibt ( $h_v = \text{spez. Verdampfungswärme von Wasser} = 2.505 - 0.00239 \cdot T_{\text{Reaktor}}$  in  $\text{MJ kgH}_2\text{O}^{-1}$ ,  $m_w = \text{volumenspez. Wasseraufnahme} = 0.017 \text{ bis } 0.032 \text{ kgH}_2\text{O kgLuft}^{-1}$  für  $T_{\text{Reaktor}} = 25 \text{ resp. } 35^\circ\text{C}$ , nach Siegrist, 1988):

$$E_{\text{Verdampf}} = m_v \cdot h_v \cdot Q_{\text{Luft}} \quad [\text{MJ d}^{-1}]$$

Da die Abluft auch  $\text{CO}_2$ -gesättigt ist, erhöht sich durch die Rezirkulation der Abluft der  $\text{CO}_2$ -Partialdruck im System, was eine leichte pH-Abnahme bewirkt. Für den Betrieb der Anlage steht damit eine Steuergrösse zur pH- und vor allem zur Temperaturkontrolle (Winter/Sommer) zur Verfügung. Wie sensitiv die Temperatur resp. der pH-Wert auf eine Veränderung des rezirkulierten Abluftanteils reagiert, kann aufgrund der Wärmebilanz abgeschätzt werden. Mit zunehmender Eliminationsleistung gewinnt der Wärmeverlust durch Wasserverdampfung wegen der steigenden Reaktortemperatur an Bedeutung (FIGUR 9), so dass sich eine Abluftrezirkulation für die Beeinflussung des Wärmehaushaltes anbietet.

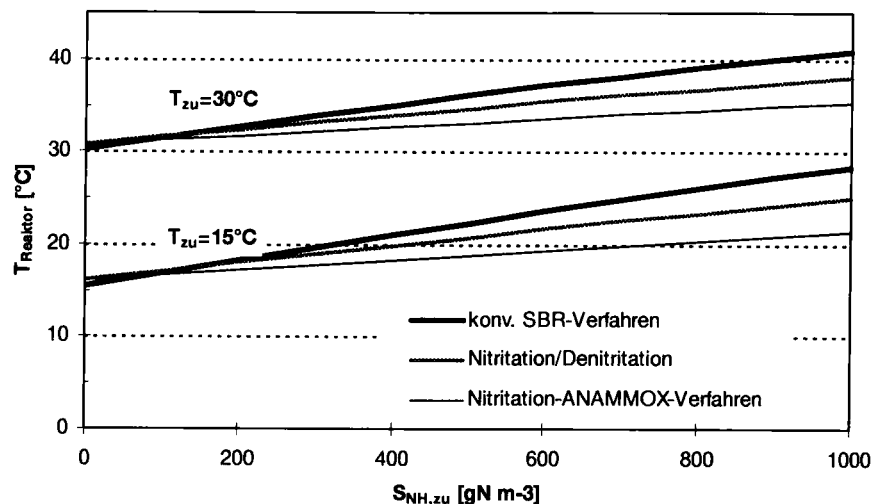


FIGUR 9: Anteil der einzelnen Einflussfaktoren  $i$  am Wärmehaushalt beim konventionellen SBR-Verfahren. Rücklaufemperatur  $T_{zu}=30^{\circ}\text{C}$ .  $V_{\text{Reaktor}}=1'200 \text{ m}^3$ . Parameter siehe Anhang Tabelle 5.

Sind alle Einflussfaktoren quantifiziert ( $E_{\text{misch}}$  und  $E_{\text{Luftstrom}}$  vernachlässigbar), kann die Zulaufenerwärmung resp. die resultierende Reaktortemperatur  $T_{\text{Reaktor}}$  wie folgt berechnet werden ( $c_w$  = spez. Wärmekapazität von Wasser =  $4.19 \text{ MJ }^{\circ}\text{C}^{-1} \text{ m}^{-3}$ ,  $Q_{zu}$  = Rücklaufmenge inkl. Substratlösung in  $\text{m}^3 \text{ d}^{-1}$ ,  $T_{zu}$  = Mischtemperatur von Rücklauf und Substratlösung in  $^{\circ}\text{C}$ ,  $i$  = Einflussfaktor):

$$T_{\text{Reaktor}} = T_{zu} + \frac{\sum_i E_i}{c_w \cdot Q_{zu}} \cong T_{zu} + \frac{E_{\text{Bio}} - E_{\text{Abstrahl}} - E_{\text{Verdampf}}}{c_w \cdot Q_{zu}} \quad [^{\circ}\text{C}]$$

In FIGUR 10 sind die Temperaturverläufe einer grosstechnischen Anlage für unterschiedliche Randbedingungen dargestellt. Bei einer Ammoniumkonzentration von  $700 \text{ gN m}^{-3}$  im Rücklaufwasser und bei einer Temperatur der Rückläufe von  $T_{zu} = 30^{\circ}\text{C}$  kann sich beim konventionellen SBR-Verfahren bereits eine Reaktortemperatur von  $T_{\text{Reaktor}} = 38^{\circ}\text{C}$  einstellen. Diese Temperatur liegt nahe der optimalen Temperatur für maximales Wachstum der Nitrifikanten (FIGUR 14). Bereits eine geringe Überschreitung der optimalen Temperatur führt zu einer starken Verlangsamung der Prozesse. Dadurch reduziert sich die produzierte Prozesswärme und ein neuer Gleichgewichtszustand bei tieferer Temperatur kann sich einstellen. Im anderen Extremfall resultiert bei einer Zulaufemperatur von lediglich  $T_{zu} = 15^{\circ}\text{C}$  ohne Wärmedämmung eine Reaktortemperatur von nur  $T_{\text{Reaktor}} = 22^{\circ}\text{C}$  und damit eine deutliche Verlangsamung der Prozesse resp. ein grösseres minimales Schlammalter. Beim Verfahren der Nitritation/Denitritation muss bei gleichen Randbedingungen, je nach Zulaufemperatur und Wärmedämmung, von einer gegenüber dem konventionellen SBR-Verfahren um 25%, beim Nitritation-ANAMMOX-Verfahren gar 50% geringeren Temperaturerhöhung ausgegangen werden.



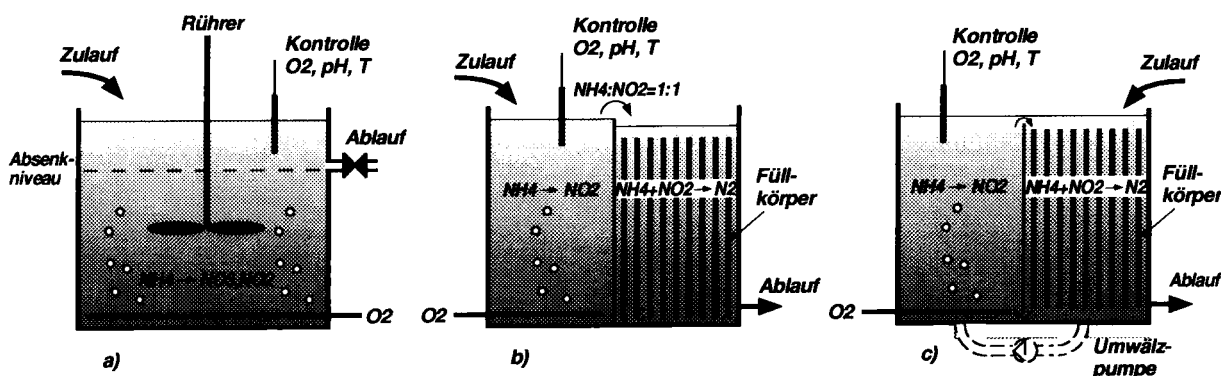
FIGUR 10: Resultierende Reaktortemperaturen für kalte und warme Rückläufe bei einem abgedeckten Behälter mit Wärmedämmung.  $V_{\text{Reaktor}} = 1'200 \text{ m}^3$ , Parameter siehe Anhang Tabelle 5.

## 5. VERSUCHSANLAGEN

### 5.1 Pilotversuche

Versuche mit einer Pilotanlage (Reaktorvolumen  $4.0 \text{ m}^3$ ) sollen zeigen, ob die in Kap. 2 diskutierten neuen Verfahren zur Entstickung von Rückläufen aus der Schlammbehandlung geeignet sind. In einer ersten bereits abgeschlossenen Versuchsphase wurde das konventionelle SBR-Verfahren mit vollständiger Nitrifikation/Denitrifikation mit Methanol als C-Quelle auf der ARA St. Gallen (Versuchsergebnisse siehe Hunziker, 1998 resp. Koch und Siegrist, 1998) und auf der Kläranlage Zürich-Werdhölzli (Kap. 6.1) untersucht. In der zweiten und dritten Versuchsphase wird auf der ARA Zürich-Werdhölzli die Nitritation/Denitrifikation im Chemostaten und das kombinierte Verfahren der teilweisen Nitritation und nachfolgendem ANAMMOX-Prozess getestet.

Die Pilotversuche erfordern eine flexible Versuchseinrichtung die es erlaubt, Trennwände und/oder Biofilm-Trägermaterialien je nach Verfahren einzusetzen respektive wegzunehmen, so dass verschiedene Verfahren mit demselben Reaktor ausgetestet werden können (FIGUR 11). Das kombinierte Verfahren kann z.B. auch als Kaskadenreaktor betrieben werden. Im ersten Kompartiment findet die Teiloxidation des Ammoniums zu Nitrit statt (partielle Nitritation), im zweiten Kompartiment der ANAMMOX-Prozess. Zu untersuchen ist auch eine Reaktorkonfiguration bei der, analog einem Airlift-Reaktor, das Abwasser ständig im Kreis herumgeführt wird. Durch die zyklisch aeroben resp. anoxischen Bedingungen kann die Nitritkonzentration tief gehalten werden.



FIGUR 11: Reaktorkonfigurationen zur Untersuchung der intermittierenden vollständigen Nitrifikation /Denitrifikation resp. Nitritation/Denitritation in einem SBR-Reaktor (a) und des kombinierten Verfahrens mit den Prozessen Nitritation und ANAMMOX (b,c).

## 5.2 Laborversuche

Mit Reaktoren im Labormassstab können relativ rasch vertiefte Prozesskenntnisse bei unterschiedlichen Versuchsbedingungen gewonnen werden. Parallel zu den Pilotversuchen werden daher verschiedene Laborreaktoren zur Untersuchung der einzelnen Verfahrensschritte betrieben:

- Partielle Nitritation in Durchlaufreaktoren (Chemostat) im Labor und Pilotmassstab mit suspendierter und festsitzender Biomasse. Diese aerob betriebenen Reaktoren werden Faulwasser der ARA Werdhölzli beschickt.
- ANAMMOX in verschiedenen Durchlaufreaktoren mit Festbett. Rein anaerobe Betriebsweise, Beschickung mit einer Ammonium-Nitrit-Lösung plus Nährsalze und Phosphor.
- Auf der ARA Werdhölzli ist im weiteren ein 2 m<sup>3</sup> Durchlaufreaktor mit Trägermaterial zur Züchtung eines Biofilms mit ANAMMOX-Organismen in Betrieb.
- Auf der Kläranlage der Sondermülldeponie Kölliken wird das Wirbelbettverfahren in einem Durchlaufreaktor mit Kaldnes-Trägermaterial untersucht.
- Die partielle Nitritation und der ANAMMOX-Prozess werden später auch im SBR untersucht.

## 6. ERSTE VERSUCHSRESULTATE

### 6.1 Vollständige Nitrifikation/Denitrifikation im SBR

Die Pilotversuche zeigen, dass sich mit einem Austauschvolumen von 10 bis 13% und einer Zykluslänge zwischen 3.0 und 3.5 Stunden (entspricht einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 1.1 bis 1.5 Tagen) eine nahezu vollständige Stickstoffelimination erreichen lässt (Tabelle 2). Die im Abwasser bereits vorhandene Alkalinität zusammen mit der infolge der Denitrifikation produzierten Alkalinität (siehe Kap. 2) reicht



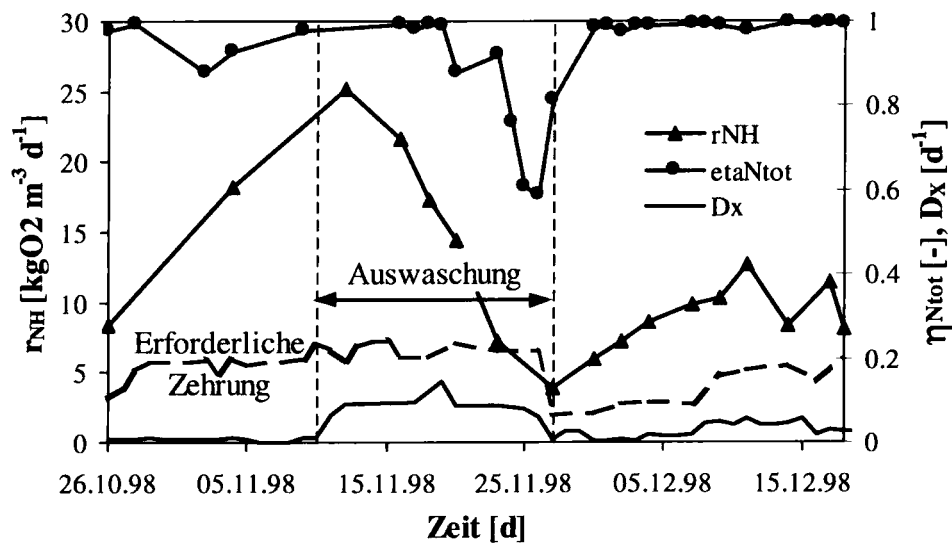
aus, um eine Alkalinitätslimitierung während der Nitrifikationsphase zu verhindern. Eine aktive pH-Kontrolle z.B. mittels Laugendosierung ist nicht notwendig.

Tabelle 2: Mittlere Zulauf- und Ablaufcharakteristik während der stabilen Versuchsphase vom 30.11.-18.12.98 auf der ARA Werdhölzli. Betriebsdaten:  $t_{zyk} = 3.5$  h,  $t_{aer}/t_{zyk} = 0.43$ ,  $X_{TSS} = 7.1$  kgTSS  $m^{-3}$ , hydraulische Aufenthaltszeit 1.1-1.5 d. Belebtschlamm:  $i_{CSB, TSS} = 1.3$ ,  $i_{N, CSB} = 0.06$ ,  $i_{P, CSB} = 0.02$ .

Parameter	Einheit	Zulauf	Ablauf
Temperatur	°C	20	28.2
pH-Wert	-	8.0	8.1
Alkalinität	mol $m^{-3}$	56	10
Totaler Phosphor / Ortho-P	gP $m^{-3}$	22 / 13	5.2 / 2.3
Total suspendierte Stoffe	gTSS $m^{-3}$	260	80
TOC	gC $m^{-3}$	260	-
DOC	gC $m^{-3}$	60	40
Totaler CSB	gCSB $m^{-3}$	500	340
Gelöster CSB	gCSB $m^{-3}$	210	240
Totaler Kjeldahl-Stickstoff	gN $m^{-3}$	680	-
Ammonium	gN $m^{-3}$	630	1
Nitrat+Nitrit	gN $m^{-3}$	0	1

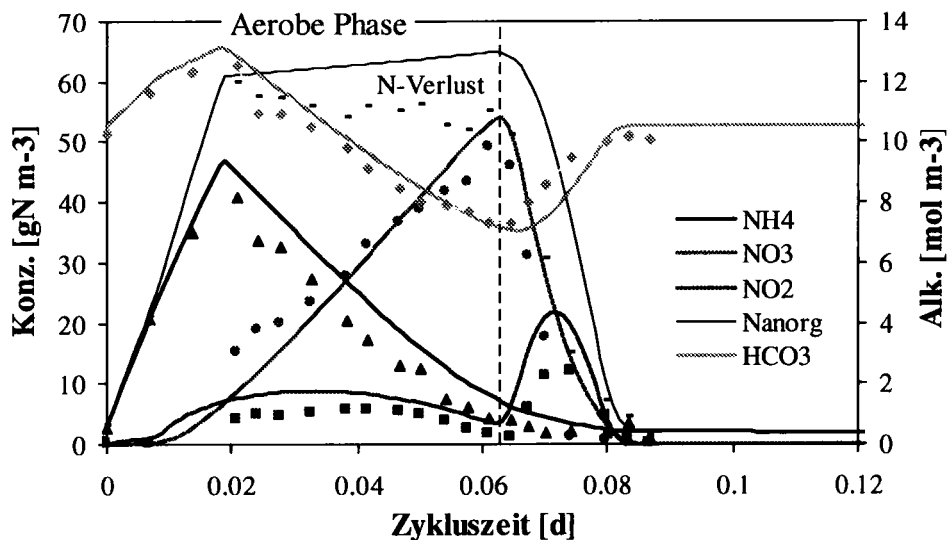
Ein totales Schlammalter von rund 10 Tagen (Verdünnungsrate  $D_x = SA^{-1} = 0.10$   $d^{-1}$ ) führte in der Pilotanlage bereits zu einer Auswaschung von Ammonium- und Nitritoxidierern und folglich zu einer stetig abnehmenden maximalen Zehrungsrate (FIGUR 12). Das minimal erforderliche totale Schlammalter, welches für einen stabilen Betrieb eingehalten werden muss, liegt im Bereich von 15 bis 20 Tagen ( $D_x = 0.05-0.06$   $d^{-1}$ , FIGUR 12), das aerobe Schlammalter im Bereich von 6 bis 7 Tagen. Dieses ist bedeutend höher als erwartet (Kap. 2.1).

Die Ursache für die geringe beobachtete Wachstumsgeschwindigkeit der Organismen ist unklar. Die Analyse der Zyklen deutet jedoch darauf hin, dass die Ammoniumoxidierer infolge tiefer pH-Werte während der aeroben Phase möglicherweise substratlimitiert (ammoniaklimitiert) wachsen ( $K_{NH_3} = 0.3$  gN  $m^{-3}$ , Lange, 1999;  $0.3$  gNH<sub>3</sub>-N  $m^{-3}$  entspricht bei pH = 7.3 ca.  $20$  gNH<sub>4</sub>-N  $m^{-3}$ ). Bei höheren Nitritkonzentrationen, wie sie bei Phasen ohne Nitritoxidation auftraten (siehe weiter unten), ist zudem eine Hemmung der Ammoniumoxidierer durch salpetrige Säure zu erwarten ( $I_{HNO_2} = 0.005-0.015$  gN  $m^{-3}$ , Lange, 1999;  $0.01-0.02$  gN  $m^{-3}$ , Nyhuis, 1985;  $0.01$  gHNO<sub>2</sub>-N  $m^{-3}$  entspricht bei pH = 7.3 ca.  $100$  gNO<sub>2</sub>-N  $m^{-3}$ ). Wegen des hohen Schlammalters spielt möglicherweise der Frass durch höhere Organismen wie Protozoen eine Rolle. Das meist im Überschuss zudosierte und folglich aerob abgebaute Methanol könnte ebenfalls eine Reduktion der Nitrifikantenaktivität verursachen. Das Verfahren sollte wenn möglich substratlimitiert betrieben werden.



FIGUR 12: Verlauf der maximalen Zehrungsrate  $r_{NH}$  (aus Batchversuchen), der Stickstoffelimination  $\eta_{Ntot}$  und der Schlamm-Verdünnungsrate  $D_x$  während einer ausgewählten Versuchsphase. Ab 1.12.98 wurde  $r_{NH}$  beim konstantem pH = 8.0 bestimmt.

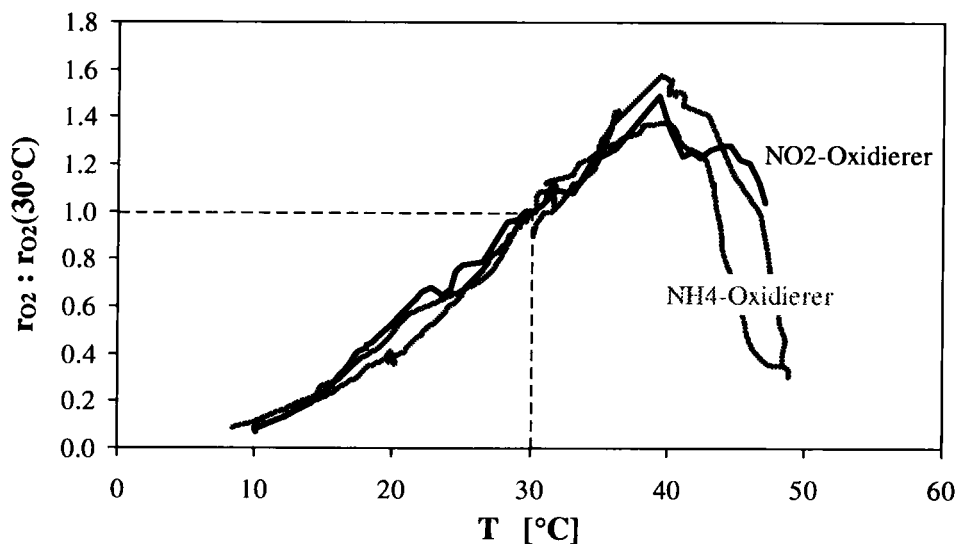
Das hohe Schlammalter führt zu Feststoffkonzentrationen bis  $8.5 \text{ kgTSS m}^{-3}$  im SBR-Reaktor. Dank des geringen Schlammvolumen-Index von  $SVI < 50 \text{ ml g}^{-1}$  ist eine gute Schlammeindickung in kurzer Zeit gewährleistet. Zeitweise muss allerdings mit massiver Schaumentwicklung gerechnet werden. Das Übersäumen lässt sich mit einer Sprinkleranlage (möglichst hoher Druck und wenig Wasser, evt. rotierend) verhindern. Zusätzlich sollte ein genügend hohes Freibord eingeplant werden.



FIGUR 13: Gemessener und simulierter Zyklus vom 18.12.98. Hemm- und Sättigungskonstanten aus Batchversuchen (Lange, 1999). Füllphase 0.5 h (0.02 d), aerobe Phase 1.5 h (0.063 d), Sedimentationsphase 0.8 Stunden (0.03 d), Zyklusdauer 3.5 h (0.15 d). Betriebsdaten siehe Tabelle 2.  $X_{TSS} = 8.6 \text{ kgTSS m}^{-3}$ , pH = 6.8-7.3.

Aus FIGUR 13 sind die gemessenen und simulierten Konzentrationsverläufe in der SBR-Pilotanlage während eines Zyklus ersichtlich. Trotz einer Sauerstoffkonzentration von  $2.0 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$ , ist bereits während der aeroben Phase ein Stickstoffverlust von 10-15% zu verzeichnen (Kurve  $N_{\text{anorg}}$ ). Dieses Verhalten konnte mit weiteren Zyklusaufnahmen bestätigt werden. Möglicherweise findet eine simultane heterotrophe Denitrifikation bei tieferen Sauerstoffkonzentrationen innerhalb der Belebtschlammflocken statt. Als Kohlenstoffquelle könnte das im Überschuss dosierte Methanol des vorangehenden Zyklus dienen.

Während der in FIGUR 12 dargestellten Versuchsphase wurde eine vollständige Nitrifikation/Denitrifikation über Nitrat festgestellt. Bei einer früheren Versuchsphase liess sich während einer längeren Periode keine Nitratbildung beobachten. Dies geht aus Stichproben und Zyklusaufnahmen hervor. Die Nitrifikation lief nur bis zum Zwischenprodukt Nitrit ab (Nitritation), die Nitritoxidation weiter zu Nitrat (Nitratation) wurde trotz hohem Schlammalter unterdrückt. Im Dezember 98 wurde der Schlamm während zwei Wochen anaerob gelagert. Nach der Wiederinbetriebnahme anfang Januar 99 bildete sich wieder nur Nitrit jedoch kein Nitrat. Die Ursache dafür ist unklar.



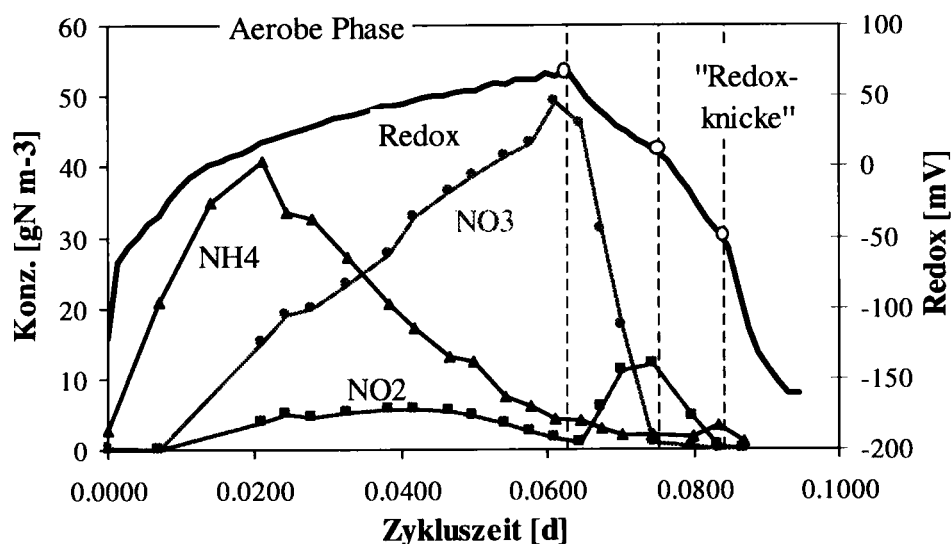
FIGUR 14: Temperaturabhängigkeit der Ammonium- und Nitritoxidierer. pH = 7.8-8.1.

Die maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Ammonium- und Nitritoxidierer wird bei einer Temperatur von ca.  $40^\circ\text{C}$  erreicht (FIGUR 14), die Temperaturabhängigkeit beider Organismengruppen ist praktisch identisch. Bei Nitrifikanten in nitrifizierenden Belebungsanlagen liegt das Temperaturoptimum deutlich tiefer zwischen  $25$  und  $30^\circ\text{C}$  (aus Holiencin, 1996). Offenbar findet eine Adaptation an höhere Betriebstemperaturen statt. Aufgrund der Temperaturabhängigkeit wird ersichtlich, dass bei der in Belebungsanlagen üblichen Temperatur von  $T = 15^\circ\text{C}$  die Nitrifikanten der SBR-Anlage noch rund 20% der Aktivität bei  $T = 30^\circ\text{C}$  aufweisen. Die Nitrifikanten adaptieren sich jedoch auch an die hohen Ammoniumkonzentrationen (resp. Ammoniakkonzentrationen). Ein Vergleich der Sättigungskonstanten zeigt, dass die Substrataffinität der in der Pilotanlage gezüchteten Ammoniumoxidierer um ein Vielfaches geringer ist, als diejenige der Ammonium-

oxidierer in Belebungsanlagen (Pilotanlage:  $K_{\text{NH}_3} = 0.3 \text{ gN m}^{-3}$ , Lange, 1999; Belebungsanlage, geschätzt aus  $K_{\text{NH}_4} = 1.0\text{-}2.0 \text{ gN m}^{-3}$  bei pH 7.0-7.5:  $K_{\text{NH}_3} = 0.001\text{-}0.05 \text{ gN m}^{-3}$ ). Es ist deshalb zu erwarten, dass eine Rückführung des Überschussschlammes in die Belebungsanlage keine wesentliche Erhöhung der Nitrifikationskapazität bewirkt.

Das SBR-Verfahren könnte weiter optimiert werden, indem man nicht fest vorgegebene Zykluslängen vorgibt, sondern mit einfach messbaren Signalen (Redox, Leitfähigkeit, Lufteintrag, etc.) die Länge der aeroben bzw. der anoxischen Phase regelt. Die Übergänge zu sauerstoff-, nitrat- und nitritfreien Zuständen wird durch die Änderung der Steigung des Redoxsignals signalisiert (FIGUR 15). Dabei ist vor allem der Zeitpunkt der vollständigen Nitritelimination deutlich ausgeprägt. Die Redoxmessung eignet sich also zur Einleitung der Sedimentationsphase beim SBR-Betrieb. Der Abbruch der aeroben Phase kann bei Verringerung der erforderlichen Luftmenge resp. Abnahme der Gebläseleistung erfolgen. Beide Regelungen sind jedoch nicht ausgetestet worden.

Basierend auf den Zyklusaufnahmen und Luftmengenmessungen konnte die mittlere Sauerstoffausnutzung des Belüftungssystems abgeschätzt werden (Lange, 1999). Unter Betriebsbedingungen ergibt sich pro Meter Reaktorhöhe eine Ausnutzung von  $4.0 \text{ \% m}^{-1}$  (Belegungsdichte  $0.33 \text{ m}^2 \text{ Membranbelüfter}^{-1}$  resp. 64%), unter Standardbedingungen mit Schlammwasser ( $T = 10^\circ\text{C}$ ,  $p = 1.0 \text{ atm}$ ,  $\text{SO}_{2,\text{Betrieb}} = 0 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$ ) errechnet sich eine Ausnutzung von  $4.1 \text{ \% m}^{-1}$ . Dies ist ca. 60% des unter Standardbedingungen mit Reinwasser durch die Lieferanten angegebenen Wertes.



FIGUR 15: Zyklus vom 18.12.98 mit gemessenem Redoxpotential. Aerobe Phase 1.5 h (0.063 d), Zyklusdauer 3.5 h (0.15 d).

## 6.2 Partielle Nitrifikation

### 6.2.1 Betrieb der partiellen Nitrifikation

Da im Faulwasser kein Nitrit vorhanden ist, muss dieses durch einen aeroben Reaktor (analog zum ersten Teilschritt der vollständigen Nitrifikation/Denitrifikation) zuerst gebildet werden. Dabei sollte rund 55-60% des Ammoniums nitrifiziert werden, um eine optimale Abwasserzusammensetzung für den ANAMMOX-Prozess zu erhalten (Kap. 2.3). Bei der Nitrifikation wird pro Mol Ammonium zwei Mol Bikarbonat (Alkalinität) verbraucht. Das molare Verhältnis von Bikarbonat zu Ammonium lag im verwendeten Faulwasser jeweils bei rund 1.2. Somit kann theoretisch maximal 60% des Zulaufammoniums zu Nitrit oxidiert werden. Damit resultiert ein Verhältnis von Nitrit zu Ammonium im Ablauf von 1.5. Diese partielle Nitrifikation wird an der EAWAG und auf der Kläranlage Werdhölzli im Durchlaufbetrieb mit mehreren Reaktoren untersucht:

- Laborreaktor, Volumen: 2.8 Liter, Betrieb mit suspendierter Biomasse, Animpfung erfolgte mit Belebtschlamm einer kommunalen nitrifizierenden Kläranlage.
- Laborreaktor, Volumen: 4.0 Liter, Betrieb im Wirbelbettverfahren und somit Biofilmsystem, Kaldnes-Trägermaterial, Füllgrad: 60%, spezifische Oberfläche:  $275 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$
- Pilotanlage, Volumen:  $4 \text{ m}^3$ , Betrieb mit suspendierter Biomasse.

In allen drei Reaktoren konnte ein stabiler Betrieb erreicht werden, welcher ein für den ANAMMOX-Prozess günstiges Ablaufverhältnis von Nitrit zu Ammonium aufweist. Alle Versuche wurden mit Faulwasser der ARA Werdhölzli durchgeführt. In Tabelle 3 sind die Betriebsparameter, die Zulaufkonzentrationen und die wesentlichen Resultate zusammengefasst.

Tabelle 3: Mittlere Zulaufkonzentrationen des Faulwassers (ARA Werdhölzli) sowie Betriebsparameter der Reaktoren zur Untersuchung der partiellen Nitrifikation.

Parameter	Einheit	Labor suspendiert	Labor Wirbelbett	Pilotanlage suspendiert
Zulauf-Ammonium	gN m <sup>-3</sup>	680	660	640
Zulauf-Alkalinität	mol m <sup>-3</sup>	59.7	51	60.5
Versuchsdauer	d	36	91	23
Temperatur	°C	35.0	30.5	27.0
Sauerstoff	gO <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	2.3	3.0	2.3
pH	-	6.7	6.5	6.7
Min. hydr. Aufenthaltszeit	d	0.6	0.5	1.75 *
Verhältnis NO <sub>2</sub> -N zu NH <sub>4</sub> -N im Ablauf	-	$1.6 \pm 0.12$	$1.4 \pm 0.08$	$1.5 \pm 0.13$

\*Kapazität nicht ausgeschöpft

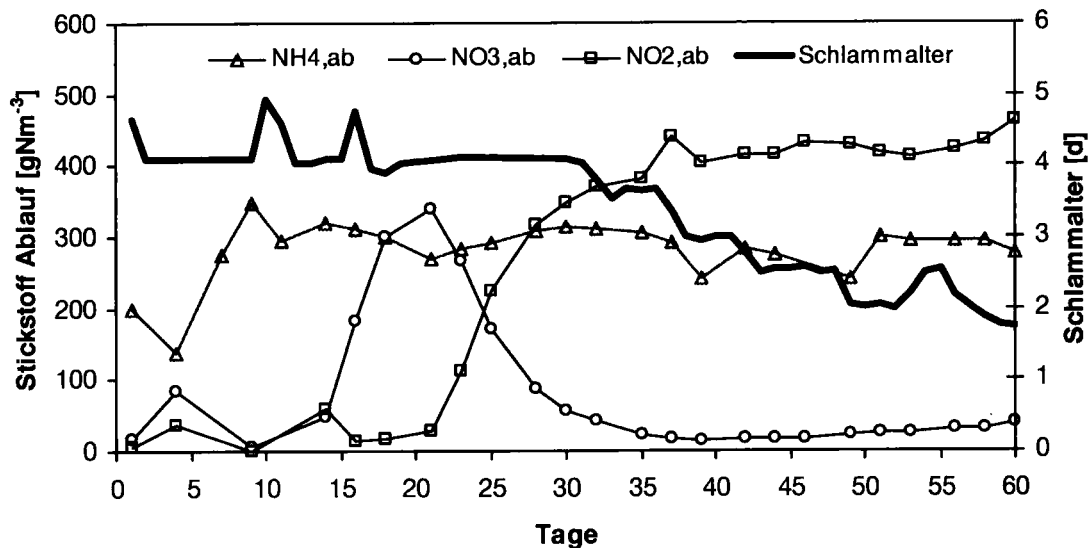
Bei allen Versuchen ist keine Nitritoxidation bis zum unerwünschten Nitrat zu verzeichnen. Bei den Reaktoren mit suspendierter Biomasse können die Nitritoxidierer aus dem Reaktor ausgewaschen werden, da sie bei hohen Temperaturen eine geringere effektive Wachstumsgeschwindigkeit als die Ammoniumoxidierer

aufweisen. Die geringere Wachstumsgeschwindigkeit könnte auch durch eine Hemmung durch Ammoniak verursacht werden, da bei pH-Werten zwischen 6.5-6.7, Ammoniumkonzentrationen zwischen 300-350 gN m<sup>-3</sup> und Temperaturen von 30°C Ammoniakkonzentrationen zwischen 1.5-2.0 gN m<sup>-3</sup> auftreten (FIGUR 25). Diese Konzentrationen liegen im Bereich von Hemmkonstanten aus der Literatur (5 gN m<sup>-3</sup>, Nyhuis, 1985; 0.08-0.8 gN m<sup>-3</sup>, Anthonisen *et al.*, 1976). Eigene Untersuchungen mit adaptierter Biomasse haben jedoch gezeigt, dass weit höhere Ammoniakkonzentrationen ohne Hemmwirkung toleriert werden ( $I_{NH_3} = 15 \text{ gN m}^{-3}$ , Lange, 1999).

Die Unterdrückung der Nitritoxidation gelingt auch beim Biofilmverfahren, obwohl das Schlammalter bei fixierter Biomasse viel grösser ist als die hydraulische Aufenthaltszeit. Weitere Untersuchungen im Biofilmverfahren sollen zeigen, ob eine stabile Nitritation über längere Zeit möglich ist und ob ANAMMOX-Bakterien in den tiefen Schichten des Biofilms einwachsen können (analog Tauchtropfkörper Kolliken und Wirbelbettreaktor). Die hohe Nitritkonzentration führt möglicherweise zu einer vollständigen Hemmung der ANAMMOX-Aktivität (vgl. Kap. 2.3).

### 6.2.2 Einfahren der partiellen Nitritation

Während rund zwei Monaten wurde die Pilotanlage mit suspendierter Biomasse betrieben (FIGUR 16), bevor durch Zugabe von Methanol eine komplette Stickstoffelimination angestrebt wurde. Es dauerte ungefähr einen Monat, bis ein stabiles Nitrit zu Ammoniumverhältnis im Ablauf erhalten wurde, wobei in den ersten 11 Tagen einige Pannen den Betrieb erschwerten (Tag 3: Durchflussstörung, kein Zulauf; Tag 9: Ausfall der Belüftung; Tag 11: Riss einer Membran, Entleerung des gesamten Reaktors, wird jedoch mit der gleichen Biomasse wieder angefahren). Anschliessend erfolgte der Betrieb problemlos.



FIGUR 16: Einfahr- und Versuchsphase der Pilotanlage für partielle Nitritation. Hydraulische Aufenthaltszeit (=Schlammalter) am dritten Versuchstag über 20 Tage aufgrund einer Zuflussstörung (nicht abgebildet). Betriebsparameter siehe Tabelle 3.

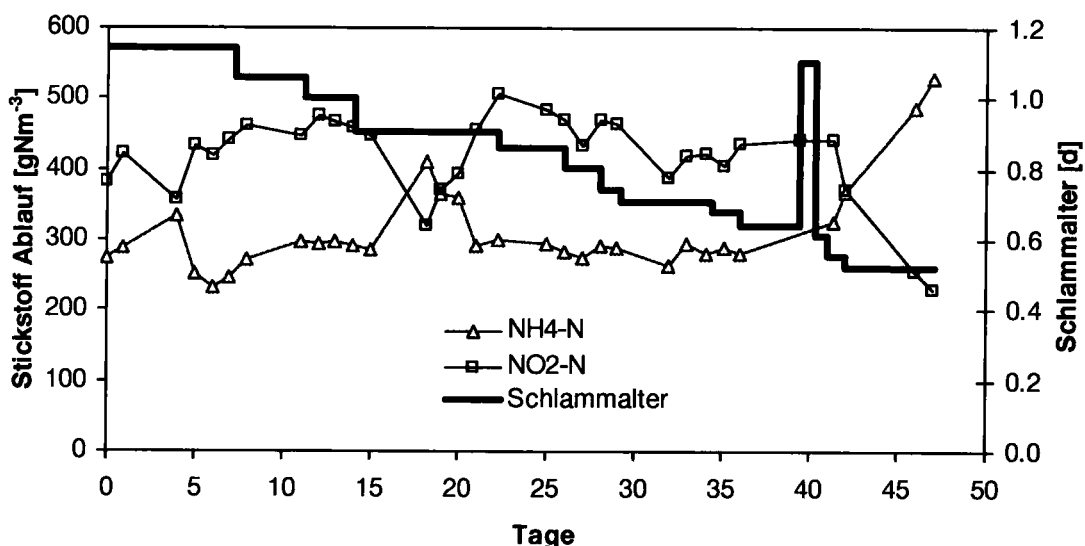
Bei tiefen Temperaturen unter 21°C erfolgte während 10 Tagen eine Nitrifikation mit Nitrat als Endprodukt. Erst durch Erhöhung der Reaktortemperatur mit einem

Heizstab konnte oberhalb von 21°C Nitrit angereichert werden. Offenbar findet erst über 21°C eine Nitritakkumulation statt, welche durch weitere Erhöhung der Temperatur beschleunigt wird. Es dauerte weitere zehn Tage, bis das gewünschte Ammonium-Nitrit-Verhältnis vorlag. In Laboranlagen konnte mehrmals bei 30°C die gesamte Einfahrzeit auf 5-10 Tage gesenkt werden, wobei nur in den ersten Tagen Nitrat entstand (Resultate nicht abgebildet).

Das durchschnittliche Schlammalter lag in den ersten 31 Versuchstagen bei 4 Tagen. Anschliessend wurde der Zulauf schrittweise erhöht. Gegen Versuchsende wurde ein Schlammalter von 1.75 Tagen erreicht. Eine weitere Erhöhung des Zulaufs wäre durchaus möglich gewesen. Ein solches Experiment ist im folgenden Kapitel beschrieben.

### 6.2.3 Bestimmung des minimalen Schlammalters mit suspendierter Biomasse

Zur Abschätzung des minimalen Schlammalters wurde der Laborreaktor mit suspendierter Biomasse verwendet ( $V = 2.8$  Liter). Die Zulaufkonzentrationen und die Betriebsparameter gehen aus Tabelle 3 hervor. Durch kontinuierliche Erhöhung des Zuflusses kann die Leistungsgrenze des Systems ermittelt werden (FIGUR 17).

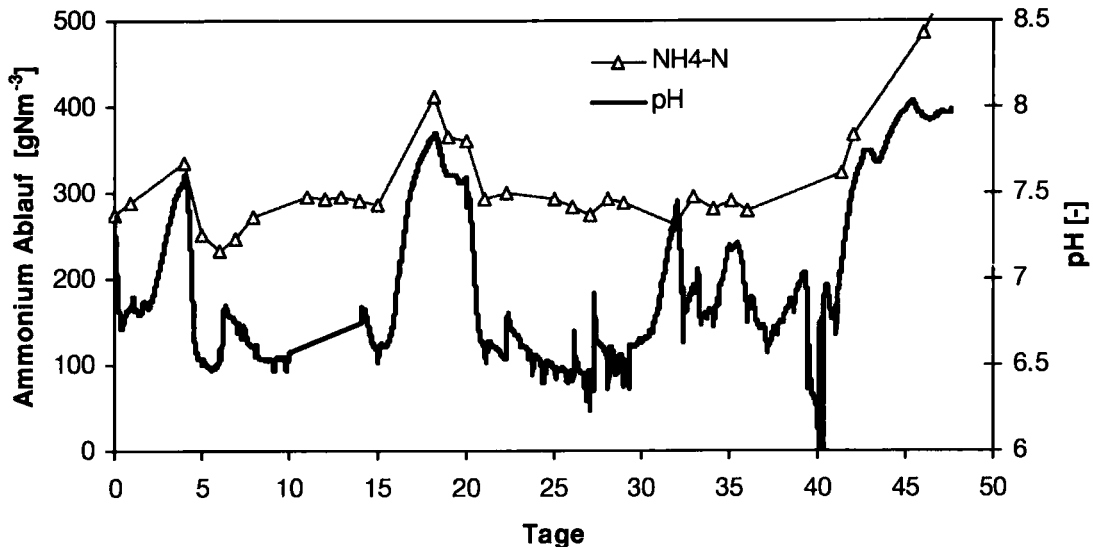


FIGUR 17: Ammonium- und Nitritkonzentrationen im Ablauf des Reaktors bei Reduktion des Schlammalters. Die starke Erhöhung des Schlammalters bei Versuchstag 39 ist auf einen Pumpendefekt zurückzuführen. Betriebsdaten siehe Tabelle 3, pH siehe FIGUR 18.

Bei einem Schlammalter von 0.6 Tagen konnte noch ein günstiges Verhältnis von Ammonium zu Nitrit im Ablauf gemessen werden. Eine Reduktion des Schlammalters auf 0.55 Tagen führte jedoch zu einer Auswaschung der Biomasse, so dass sich Ammonium anreicherte. Das so erhaltene minimale Schlammalter von 0.6 Tagen (35°C) konnte jedoch noch nicht durch weitere Versuche bestätigt werden. Zu keinem Zeitpunkt wurde Nitrat in nennenswerten Konzentrationen nachgewiesen.

Der pH eignet sich sehr gut als Kontrollvariable für die Nitrifikation (FIGUR 18). Eine Erhöhung der Ammoniumkonzentration im Reaktor führt zu einem Anstieg des pH-Wertes, da nicht mehr alles Bikarbonat abgebaut wird. Umgekehrt sinkt der pH stark ab, wenn der Zufluss reduziert wird (Versuchstag 40). Mehrmals konnte beobachtet

werden, dass eine Vergrößerung des Zulaufs den pH ansteigen liess. Somit sollte das Schlammalter nur langsam und erst weiter reduziert werden, wenn der pH aufgrund der Nitritation auf unter 6.8 gesunken ist, da nur so eine stabile Betriebsführung erreicht werden kann. Andererseits kann der pH auch ansteigen ohne Eingriff von aussen. So findet zwischen dem 2. und 5. sowie zwischen dem 15. und 20. Betriebstag eine pH-Erhöhung statt, ohne dass der Zufluss erhöht worden wäre. Der Prozess konnte sich jedoch relativ schnell selber wieder stabilisieren.



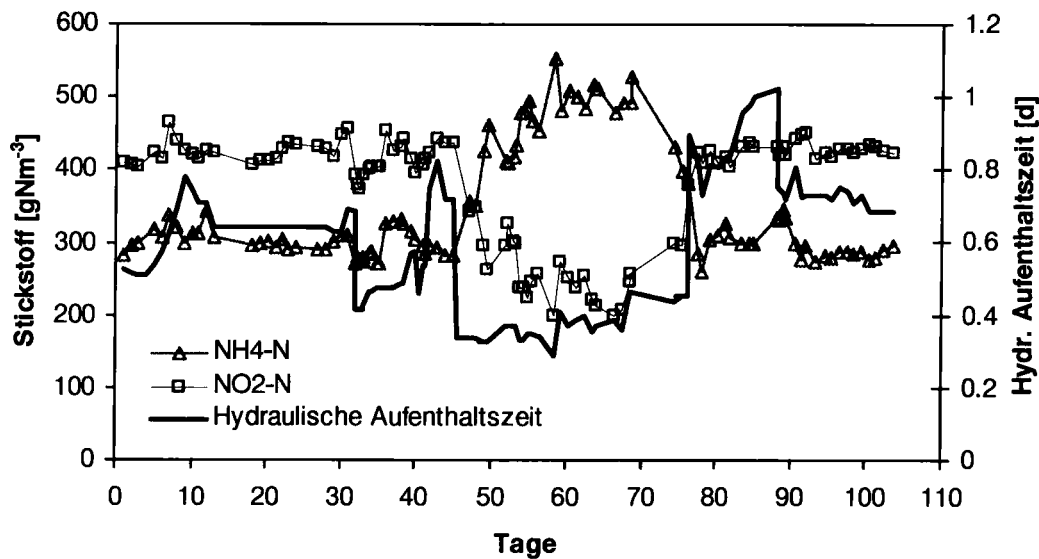
FIGUR 18: Korrelation der Ammoniumkonzentration und des pH-Wertes im Reaktor. Ein Ansteigen des Ammoniums führt zu einer Erhöhung des pHs. Ablaufkonzentrationen und Schlammalter siehe FIGUR 17.

#### 6.2.4 Bestimmung des maximalen Zulaufs beim Wirbelbettreaktor

Im Gegensatz zu Verfahren mit suspendierter Biomasse können beim Wirbelbettverfahren die Ammoniumoxidierer nicht ausgespült werden. Trotzdem darf eine bestimmte hydraulische Belastung nicht überschritten werden, da sonst das Ablaufverhältnis von Nitrit zu Ammonium nicht mehr für den anschliessenden ANAMMOX Prozess geeignet ist.

Der im Kap 5.2 beschriebene Wirbelbettreaktor wurde so betrieben (Betriebsdaten siehe Tabelle 3), dass die hydraulische Aufenthaltszeit zwischen 0.3 und 1.1 Tagen lag (FIGUR 19). Falls diese unter 0.5 Tage sank, konnte nicht mehr genügend nitrifiziert werden. Bei genügend hoher Aufenthaltszeit blieb der Prozess trotz relativ starken und kurzfristigen Änderungen des Zulaufs stabil.

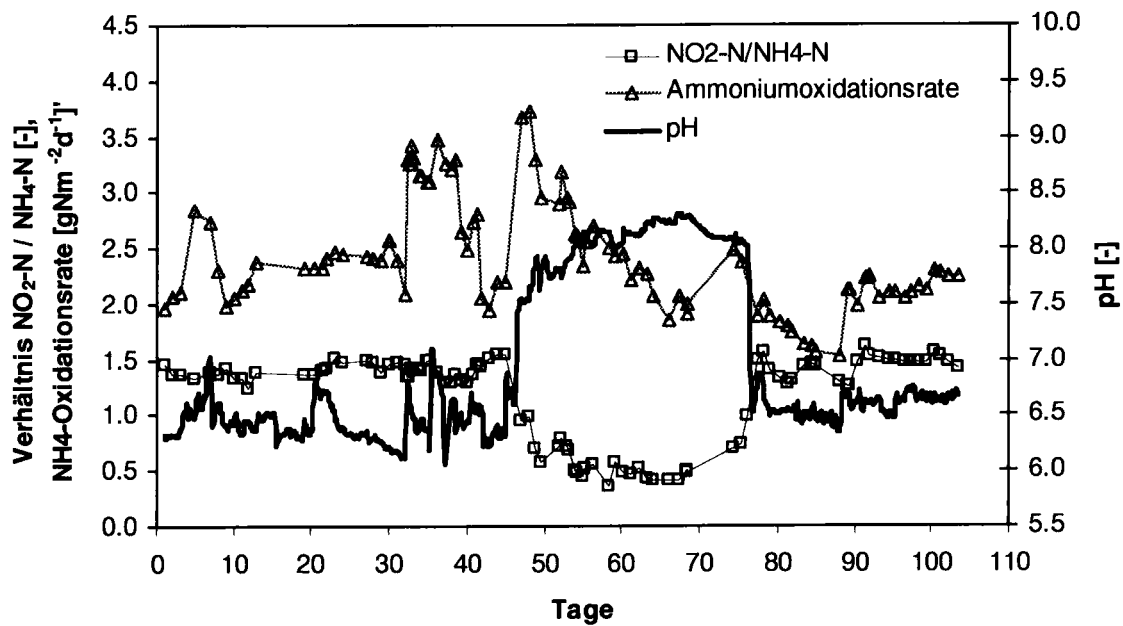




FIGUR 19: Bei zu kurzer hydraulischer Aufenthaltszeit sinkt die Nitritkonzentration im Ablauf des Wirbelbettreaktors (hydraulische Aufenthaltszeit bezogen auf totales Reaktorvolumen). Trägermaterial: Kaldnes mit 60% Füllgrad, spez. Fläche: 275 m<sup>2</sup>m<sup>-3</sup>. Zulauf- und Betriebsparameter siehe Tabelle 3, weitere gemessene Größen siehe FIGUR 20.

Die maximal gemessene Nitritationsrate betrug in diesem Versuch rund 3.6 gNm<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> (FIGUR 20). Solange die Ammoniumbelastung des Reaktors kleiner bleibt als die maximale Nitritationsrate, ergibt sich ein konstantes Verhältnis von Nitrit zu Ammonium im Ablauf. Wenn die hydraulische Aufenthaltszeit zu klein wird, kann nicht mehr genügend Ammonium und Bicarbonat abgebaut werden, wodurch das dieses Verhältnis sinkt und der pH steigt (FIGUR 20). Während der Belastungsphase zwischen dem 45. und dem 75 Versuchstag war dies ersichtlich. Die ständige Überbelastung führte zu einer stetig zunehmenden Hemmung der Ammonium-oxidierer und die Nitritationsrate nahm von 3.6 gNm<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> auf unter 2.0 gNm<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> ab. Durch Reduktion des Zuflusses konnte aber in sehr kurzer Zeit das gewünschte Ablaufverhältnis wieder hergestellt werden. Somit gilt zu beachten, dass der Prozess nicht an der Leistungsgrenze gefahren werden sollte, da sonst das Nitrit zu Ammoniumverhältnis im Ablauf nicht mehr stabil bleibt. Im Weiteren ist es denkbar, dass durch eine Erhöhung der Sauerstoffkonzentration die Abbauleistung noch weiter zunehmen würde und mehr Faulwasser behandelt werden könnte.

Die Nitritation mit dem Wirbelbett zeichnet sich als sehr stabiles und leistungsfähiges Verfahren aus. Während der ganzen Versuchsdauer konnte kein Nitrat im Ablauf beobachtet werden, obwohl die Nitritoxidierer eigentlich genügend Zeit hätten, im Festbett einzuwachsen. Dieses Phänomen muss mit weiteren Experimenten noch geklärt werden. Falls im Laufe der Zeit Nitritoxidierer einwachsen sollten, stellt dies ein beträchtliches Problem dar, da Nitrat im nachfolgenden ANAMMOX-Prozess nicht als Oxidationsmittel verwendet werden kann.

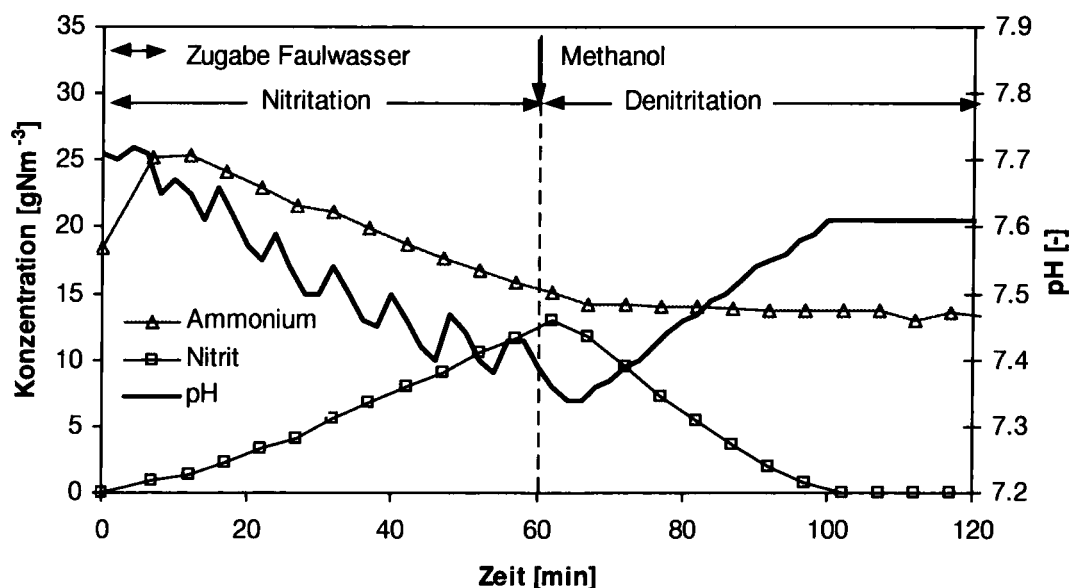


FIGUR 20: Spezifische Nitritproduktionsrate, pH und Verhältnis von Nitrit zu Ammonium im Ablauf des Wirbelbetts. Weitere gemessene Grössen siehe FIGUR 19. Trägermaterial: Kaldnes mit 60% Füllgrad, spez. Fläche:  $275 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$ . Zulauf- und Betriebsparameter siehe Tabelle 3.

### 6.3 Vollständige Nitritation/Denitritation im SHARON-Verfahren

Beim SHARON-Verfahren wird der Belebtschlamm nicht durch eine Sedimentationsphase im Reaktor zurückgehalten wie im SBR-Verfahren. Somit entspricht die hydraulischen Aufenthaltszeit genau dem Schlammalter und kann durch die Zuflussmenge gesteuert werden. Es muss besonders darauf geachtet werden, dass weder die Ammoniumoxidierer noch die Denitrifikanten (Methanolabbauer) aus dem System ausgewaschen werden.

Das SHARON-Verfahren wurde in der Pilotanlage ( $4 \text{ m}^3$ ) auf der Kläranlage Werdhölzli während mehreren Wochen getestet. Das Einfahren der Pilotanlage erwies sich als heikle Angelegenheit, so dass mehrmals neu gestartet werden musste. Während der ganzen Versuchszeit wurde eine Zykluszeit von 2 Stunden gewählt, wobei das Verhältnis der belüfteten zur unbelüfteten Phase laufend angepasst wurde. In den ersten Minuten erfolgt die Zugabe von Faulwasser unter Beibehaltung des Niveaus (Reaktor überläuft). Wegen der hohen Zykluszahl (12 Zyklen pro Tag) wird während der Beschickung nur wenig Ammonium aus dem Reaktor ausgetragen. Der Konzentrationsverlauf während eines Zykluses zeigt, dass schon nach 100 Minuten kein Nitrit mehr vorhanden ist (FIGUR 21). Die unbelüftete Phase könnte deshalb verkürzt werden.



FIGUR 21: Zyklus zum SHARON-Verfahren (Nitritation/Denitritation) vom 20.8.99 in der Pilotanlage. Zugabe von Faulwasser während den ersten 3 min. des Zykluses. Totales Schlammalter resp. hydraulische Aufenthaltszeit 4 Tage, Zykluslänge 120 min. (60 min. belüftet, 60 min. unbelüftet),  $T = 28.9^{\circ}\text{C}$ . Die pH-Schwankungen sind aufgrund der intermittierenden Belüftung entstanden (Zweipunktregelung).

Während der ganzen Versuchszeit konnte jedoch das totale Schlammalter nie unter 4 Tage verkürzt werden. Obwohl bei der partiellen Nitritation bei  $29^{\circ}\text{C}$ , allerdings bei deutlich tieferem pH, ein Schlammalter von 1.75 Tagen genügte (vgl. Tabelle 3), wurde bei der Nitritation/Denitritation schon bei einem aeroben Schlammalter von 2.0 Tagen die Ammoniumoxidierer ausgewaschen. Diese Tatsache konnte wiederholt festgestellt werden. Es ist möglich, dass durch die Zugabe von Methanol die Ammoniumoxidierer durch die heterotrophen Organismen überwachsen und so in ihrer Leistung gehemmt werden. Die Methanolzugabe sollte deshalb auf jeden Fall vorsichtig und nicht im Überschuss erfolgen.

Durch geschickte Zykluseinteilung kann auch im SBR-Verfahren bei hohem Schlammalter eine Nitritation/Denitritation erreicht werden (Kap. 6.1). Es ist deshalb gar nicht nötig, dass Schlammalter so stark zu reduzieren, um die Nitritoxidierer auszuwaschen. Die gemessenen Abbauraten im SBR-Verfahren sind bedeutend höher (minimale totale hydraulische Aufenthaltszeit ca. 1 Tag) und bei guten Sedimentationseigenschaften kann die Biomasse problemlos zurückgehalten werden. Aufgrund dieser Feststellungen werden keine weiteren Versuche zur Nitritation/Denitritation im SHARON-Verfahren mehr durchgeführt und bei Anwendung der heterotrophen Denitrifikation mit Methanol das SBR-Verfahren empfohlen.

#### 6.4 Anaerobe Ammonium-Oxidation (ANAMMOX)

Das Einwachsen der ANAMMOX-Bakterien wird zur Zeit in drei parallel betriebenen Festbett-Durchlaufreaktoren (R1-R3, Tabelle 4) untersucht. Belebtschlamm der Tauchtropfkörper-Kläranlage Kölliken diente zur Animpfung aller Reaktoren, welche

unabhängig voneinander betrieben und beprobt wurden. Die Beschickung erfolgt mit einer Ammonium-Nitrit-Lösung, welche auch die essentiellen Spurenstoffe enthält.

Tabelle 4.: Dimensionen und Betriebsdaten der verschiedenen Festbett-Durchlaufreaktoren zur Anreicherung der ANAMMOX-Bakterien.

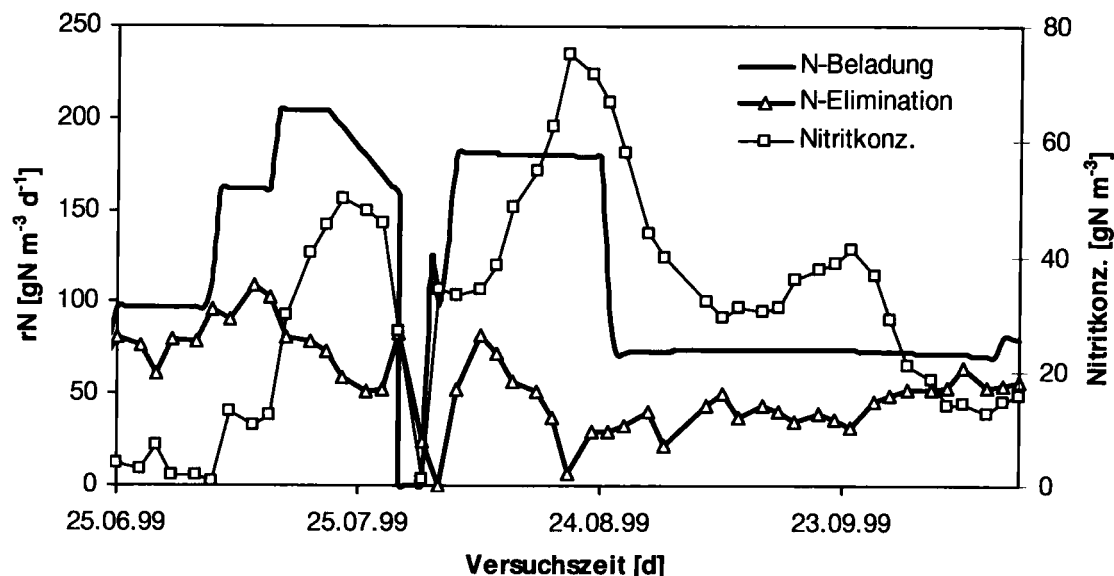
Parameter	Einheit	R1	R2	R3
Festbett-Volumen	Liter	2.5	2.5	70
Hydraulisches Volumen	Liter	3.5	3.5	120
Spez. Oberfläche Festbett	m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup>	220	220	90
Versuchsdauer	d	125	125	123
Temperatur	°C	27.3	25.6	25.3
Sauerstoff	gO <sub>2</sub> m <sup>-3</sup>	0.0	0.0	0.0
pH, geregelt	-	7.9	7.6	7.8
Nitritkonz. im Ablauf	gN m <sup>-3</sup>	31 ±20	16 ±19	4 ±4
Max. Flächenleistung <sup>1)</sup>	gN m <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup>	0.4	1.3	3.9
Verhältnis Stickstoff <sup>2)</sup>	-	1:1.27:0.23	1:1.33:0.16	1:1.41:0.19

<sup>1)</sup> Die Reaktorwände sind als Aufwuchsfläche für den Biofilm berücksichtigt

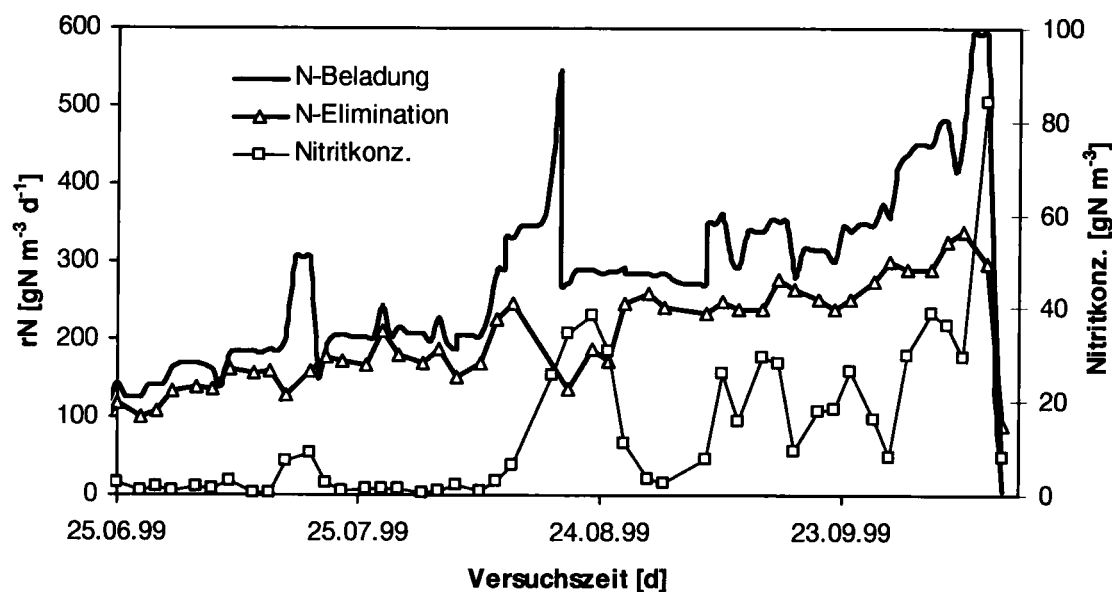
<sup>2)</sup> Mittleres gemessenes stöchiometrisches Verhältnis des Abbaus von Ammonium und Nitrit und der Produktion von Nitrat

Die Versuche zeigen, dass Nitritkonzentrationen über 40 gN m<sup>-3</sup> zu einer deutlichen und Nitritkonzentrationen über 80 gN m<sup>-3</sup> zu einer vollständigen Hemmung der ANAMMOX-Aktivität führen (FIGUR 22 und FIGUR 23). Die Beobachtung von Strous *et al.* (1999) (vgl. Kap. 2.3) über den negativen Einfluss von Nitrit konnte damit bestätigt werden. Im selben Bericht wird erwähnt, dass durch Nitrit gehemmte ANAMMOX-Populationen durch Zugabe von Hydrazin wieder aktiviert werden können. Solche Versuche wurden an der EAWAG jedoch noch nicht durchgeführt. Eine Belastungssteigerung durch Erhöhung des Durchflusses oder der Konzentration im Zulaufwasser induziert bei den Versuchsreaktoren stets erhöhte Nitritkonzentrationen und damit eine Leistungseinbusse (FIGUR 22 und FIGUR 23).

Die höchste im Festbettreaktor erreichte volumetrische Stickstoff-Eliminationsrate  $r_N = r_{NH_4} + r_{NO_{2,3}}$  beträgt zur Zeit bei den Reaktoren R2 und R3 ungefähr 0.30-0.35 kgN m<sup>-3</sup>Festbett d<sup>-1</sup>. Im Vergleich zu Literaturangaben (vgl. Kap. 2.3) ist diese 5-10-mal geringer. Die Ursache der stark unterschiedlichen flächenspezifischen Stickstoff-eliminations-Leistungen der Reaktoren R1 bis R3 (Tabelle 4) liegt in der unterschiedlichen Hemmung durch Nitrit. Die höchste Nitritkonzentration lag stets im Reaktor R1 vor, während dem der grössere Reaktor R3 nie erhöhte Nitritkonzentrationen ausgesetzt war. Lange Adaptationsphasen und die Inhibition durch erhöhte Nitritkonzentrationen machen das System empfindlich auf Betriebsschwankungen.



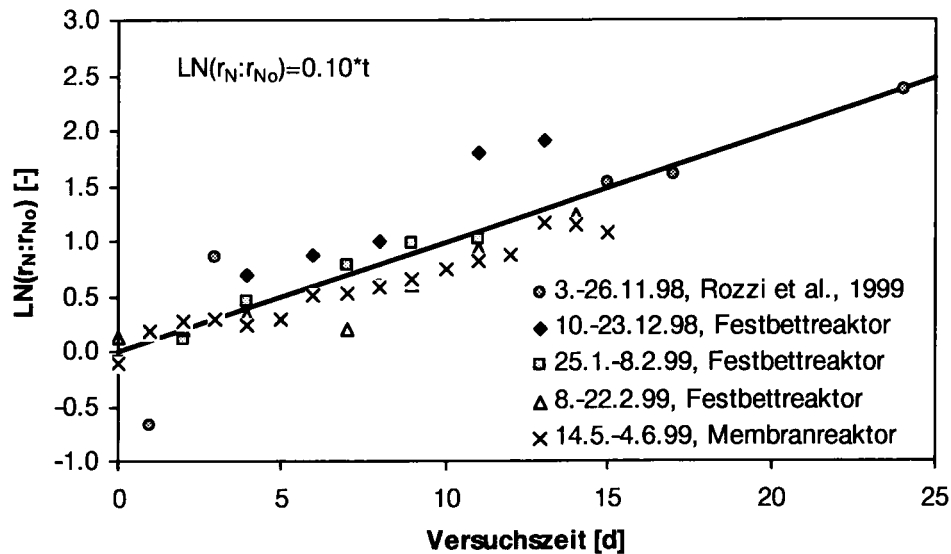
FIGUR 22: Totale Stickstoffbeladung und Stickstoff-Eliminationsrate des ANAMMOX-Reaktors R1 bezogen auf das Festbettvolumen. Betriebsdaten siehe Tabelle 4.



FIGUR 23: Totale Stickstoffbeladung und Stickstoff-Eliminationsrate des ANAMMOX-Reaktors R2 bezogen auf das Festbettvolumen. Betriebsdaten siehe Tabelle 4.

Aus der Zunahme der Stickstoff-Eliminationsraten während der Einfahrperioden in verschiedenen Laborreaktoren ergibt sich eine beobachtete Wachstumsgeschwindigkeit der ANAMMOX-Bakterien von  $0.10 \pm 0.03 \text{ d}^{-1}$  bei einer Temperatur von  $T = 23\text{-}24^\circ\text{C}$  (FIGUR 24). Im Vergleich zu den Literaturangaben aus Kap. 2.3 ist diese deutlich höher. Aus der Zunahme der Stickstoff-Eliminationsrate der Tauchkörper-Kläranlage in Kölliken lässt sich ebenfalls eine beobachtete Wachstumsgeschwindigkeit berechnen. Diese beträgt ca.  $0.05 \text{ d}^{-1}$  bei einer Temperatur von nur  $T = 15^\circ\text{C}$ , womit sich ein Temperaturkoeffizient für die ANAMMOX-Organismen von

ca.  $0.09 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$  ergibt. Mit gezielten Versuchen muss die Temperaturabhängigkeit vor allem auch für höhere Temperaturen noch genauer ermittelt werden.



FIGUR 24: Zunahme der Stickstoff-Eliminationsrate  $r_N$  resp. der ANAMMOX-Aktivität während verschiedener Einwachspannen in verschiedenen Laborreaktoren (normiert auf die Anfangsaktivität  $r_{No}$ , logarithmische Darstellung).  $T = 23\text{-}24 \text{ } ^\circ\text{C}$ ,  $\text{pH} = 7.3\text{-}8.0$ .

Aus Stickstoffbilanzen aller Laborreaktoren ergibt sich ein mittleres stöchiometrisches Verhältnis von ca. 1.0:1.3:0.2 für den Umsatz von Ammonium und Nitrit und der Produktion von Nitrat. Das stöchiometrische Verhältnis stimmt mit den holländischen Versuchsergebnissen (1:1.31:0.22) sehr gut überein (Kap. 2.3).

## 7. SCHLUSSFOLGERUNGEN

Die separate Faulwasserbehandlung erhöht die Stickstoffelimination einer Kläranlage und führt zu einer substantiellen Entlastung der Belebungsanlage mit Stickstoff (15-20%). Dadurch wird die erhöhte biologische Phosphorelimination begünstigt. Die separate Behandlung ist jedoch nur sinnvoll, wenn effiziente ressourcensparende Technologien zur Behandlung dieser stickstoffreichen Teilströme zur Verfügung stehen. Kürzlich teilweise neu entwickelte biologische Verfahren wie das SBR-Verfahren und vor allem das Verfahren der Nitrifikation/Denitrifikation über Nitrit, sowie das ANAMMOX-Verfahren könnten diese Anforderung erfüllen. Versuche mit einer  $4.0 \text{ m}^3$  Pilotanlage sowie Versuche mit Laborreaktoren sollen Aufschluss über die Tauglichkeit dieser Verfahren auf Kläranlagen geben. Aufgrund einer Literaturstudie und basierend auf ersten Versuchsergebnissen lassen sich folgende Schlüsse ziehen:

**Vollständige Nitrifikation/Denitrifikation:** Die Versuche zur vollständigen Nitrifikation und Denitrifikation im SBR-Verfahren mit Methanol als Kohlenstoffquelle zeigen, dass mit kurzen Zykluszeiten von 3.0 bis 3.5 Stunden und einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 1.1 bis 1.5 Tagen eine N-Eliminationsleistung von 95% ohne Laugendosierung erreichbar ist. Das totale Mindestschlammalter liegt zwischen 15 bis 20 Tagen und ist damit bedeutend höher als aufgrund der Literaturstudie

hervorgeht. Trotz hohem Schlammalter gelang teilweise die Auswaschung der Nitritoxidierer, so dass mit dem SBR-Verfahren vermutlich auch eine stabile Nitritation/Denitritation möglich ist. Bei feststoffarmen Rückläufen und bei guten Eindickeigenschaften des Belebtschlammes kann das Mindestschlammalter eingehalten werden. Zeitweise kommt es zu einer massiven Schaumentwicklung. Das Übersäumen lässt sich mit einer Sprinkleranlage (möglichst hoher Druck und wenig Wasser, evt. rotierend) verhindern. Zusätzlich sollte ein genügend hohes Freibord eingeplant werden. Die Temperatur-Abhängigkeitsversuche zeigen, dass die maximale Wachstumsgeschwindigkeit der Ammonium- und Nitritoxidierer bei 40°C liegt. Das Verfahren sollte deshalb nahe resp. leicht unterhalb der optimalen Temperatur betrieben werden. Um diese zu erreichen, ist ein möglichst warmer Rücklauf, ein abgedeckter und gut isolierter Reaktor sowie eine hohe Sauerstoffausnutzung durch z.B. feinblasige Belüftung oder Abluftzirkulation notwendig.

*Nitritation/Denitritation:* Die Versuche zur Nitrifikation/Denitrifikation im SHARON-Verfahren fielen negativ aus. Die Einfahrphase ist heikel und bei einem totalen Schlammalter von 4 Tagen (davon 2 Tage aerob) brach bei unseren Versuchen die Nitritationsleistung bereits mehrmals zusammen. Im SBR-Verfahren kann die Nitritation/Denitritation mit bedeutend kleinerem Volumen und weit vermutlich stabiler durchgeführt werden.

*Partielle Nitritation:* Die Versuche zeigen, dass bei einer Temperatur von 30-35°C und einer hydraulischen Aufenthaltszeit resp. einem aeroben Schlammalter von 0.5 bis 0.6 Tagen eine 55-60%-ige Nitritation des Zulaufammoniums stattfindet. Damit resultiert eine für den ANAMMOX-Prozess optimale Ammonium-Nitrit-Lösung. Die Nitratbildung (Nitritation) kann stabil unterdrückt werden. Die partielle Nitritation gelingt sowohl mit suspendierter als auch mit feststehender Biomasse. Warum dies jedoch möglich ist, muss noch untersucht werden.

*ANAMMOX-Prozess:* Die bei der partiellen Nitritation gebildete Ammonium- und Nitrit-Lösung kann bei Abwesenheit von Sauerstoff direkt durch "ANAMMOX-Bakterien" zu elementarem Stickstoff und etwas Nitrat umgewandelt werden (ANAMMOX = Anaerobic Ammonium Oxidation). Die Bakterien konnten mittels molekularbiologischer Untersuchungsmethoden identifiziert werden und lassen sich erfolgreich in Laborreaktoren als Biofilm züchten, welche mit Belebtschlamm der Kläranlage Kölliken angeimpft wurden. Daraus ergibt sich eine beobachtete Wachstumsgeschwindigkeit von ca. 0.10 d<sup>-1</sup> (T = 23-24°C) und ein stöchiometrisches Verhältnis von 1:1.3:0.2 für den Umsatz von Ammonium und Nitrit und der Produktion von Nitrat. Im Festbettreaktor liegen die Abbauraten zur Zeit im Bereich von 0.30-0.35 kgN m<sup>-3</sup><sub>Festbett</sub> d<sup>-1</sup>. Die geringe Wachstumsrate sowie die massive Hemmwirkung hoher Nitritkonzentrationen stellen für die grosstechnische Verwirklichung dieses Prozesses (noch) bedeutende Hürden dar. Die Verwendung des SBR zur Anreicherung von ANAMMOX-Bakterien wird in Zukunft ebenfalls im Pilotmassstab untersucht.

## 8. LITERATURVERZEICHNIS

- Anthonisen A.C., Loehr R.C., Prakasam T.B. and Srinath E.G. (1976). Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal WPCF*, **48**(5), 835-852.
- Baumann P. und Krauth K. (1995). Einsatz von externen C-Quellen zur Unterstützung der Denitrifikation auf kommunalen Kläranlagen unter Verwendung von Reststoffen aus der Industrie. Schlussbericht. Universität Stuttgart, Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte- und Abfallwirtschaft, Abteilung Abwassertechnik.
- Bock E., Koops H.P., Harm H. and Ahlers B. (1991). The biochemistry of nitrifying organism. In Variations in autotrophic life, Ed. By Shively Jessup M. and Barton L.L., London, 179-180.
- Schmidt I. and Bock E. (1997). Anaerobic ammonia oxidation with nitrogen dioxide by *Nitrosomonas eutropha*. *Arch. Microbiol.*, **167**, 106-111.
- Hellinga C., Schellen A.A.J.C., Mulder J.W., Van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen J.J. (1998). The SHARON process: An innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water. *Wat. Sci. Tech.*, **37**(9), 135-142.
- Hellinga C., Van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen J.J. (1999). Model based design of a novel process for nitrogen removal from concentrated flows. *Mathematical and Computer Modelling of Dynamical Systems*, submitted.
- Her J.J. and Huang J.S. (1995). Influence of carbon source and C/N ratio on nitrate/nitrite denitrification and carbon breakthrough. *Biores. Tech.*, **54**, 45-51.
- Hippen A., Rosenwinkel K.H., Baumgarten G. and Seyfried C.F. (1997). Aerobic deammonification: a new experience in the treatment of wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, **35**(10), 111-120.
- Hippen A., Helmer Ch., Scholten E, Kunst S., Diekmann H., Rosenwinkel K.H. und Seyfried C.F. (1998). Neue Möglichkeiten der Stickstoffelimination bei Abwässern mit niedrigem C/N-Verhältnis: Aerobe Deammonifikation. *Korrespondenz Abwasser* **45**(12).
- Holiencin A. (1996). Nitritumsatz in nitrifizierenden Belebungsanlagen. Dissertation ETH-Nr. 11875.
- Hunziker (1998). Ausbau ARA Au - Separate Rücklaufbehandlung. Technischer Bericht.
- Janus H.M., Van der Roest H.F. (1997). Don't reject the idea for treating reject water. *Wat. Sci. Tech.*, **35**(10), 27-34.
- Jetten M.S., Horn S.J. and Van Loosdrecht M.C. (1997). Towards a more sustainable municipal wastewater treatment system. *Wat. Sci. Tech.*, **35**(9), 171-180.
- Jetten M.S.M., Strous M., Van de Pas-Schoonen K.T., Schalk J., Van Dongen G.J.M., Van de Graaf A.A., Logemann S., Muyzer G., Van Loosdrecht M.C.M. and Kuenen J.G. (1999). The anaerobic oxidation of ammonium. *FEMS Microbiology Reviews*, **22**, 421-437.
- Karsson S.G. (1994). Experience with the SBR process at the Linköping WWTP. Conference on: *Upgrading for nitrogen and phosphorus removal*. Eslöv, Schweden, 4-5 May.
- Koch G., Siegrist H. und Gujer W. (1996). Denitrifikation mit Methanol in der Flockungsfiltration. *Gas Wasser Abwasser*, **11**, 859-866.
- Koch G. und Siegrist H. (1998). Separate biologische Faulwasserbehandlung – Nitrifikation und Denitrifikation. 208. VSA-Mitgliederversammlung, Zürich.



- Koch G., Egli K., Van der Meer J.R. and Siegrist H. (1999). Mathematical modeling of autotrophic denitrification in a nitrifying biofilm of a rotating biological contactor. *Wat. Sci. Tech.*, submitted.
- Lange K. (1999). Separate Faulwasserbehandlung im SBR-Verfahren. Interner Bericht, EAWAG.
- Moser-Engeler R., Siegrist H. und Gujer W. (1998). Versäuerung von Frischschlamm zur Gewinnung leicht abbaubarer Substrate. Untersuchung der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination auf den Kläranlagen Werdhölzli und Neugut.
- Mulder J.W., Van de Graaf A. A., Robertson L.A. and Kuenen J.G. (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. *FEMS Microbiology Ecology*, 16, 177-184.
- Mulder J.W. and Van Kempen R. (1997). N-removal by SHARON. *Water Quality International*. April, 30-31.
- Nyhuis G. (1985). Beitrag zu den Möglichkeiten der Abwasserbehandlung bei Abwässern mit erhöhten Stickstoffkonzentrationen. *Heft 61*, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover.
- Okayasu Y., Abe I. and Matsuo Y. (1997). Emission of nitrous oxide from high-rate nitrification and denitrification by mixed liquor circulating process and sequencing batch reactor process. *Wat. Sci. Tech.*, 36(12), 39-45.
- Purtschert I., Siegrist H. und Gujer W. (1996). Denitrifikation mit Methanol in Belebungsanlagen. *Gas Wasser Abwasser*, 11, 847-853.
- Rozzi A., Siegrist H., Canziani R., Marchesi V. and Fux C. (1999). Partial nitrification to nitrite combined with ANAMMOX process in biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.*, submitted.
- Schalk J., Oustad H., Kuenen J.G. and Jetten M.S. (1998). The anaerobic oxidation of hydrazine: a novel reaction in microbial nitrogen metabolism. *FEMS Microbiology Letters*, 158, 61-67.
- Siegrist H. (1988). Aerob thermophile Schlammbehandlung. 20. VSA-Fortbildungskurs, Engelberg.
- Siegrist H. und Boller M. (1996). Abwasserreinigung 1 Teil 2: Physikalische und chemische Prozesse. Vorlesungsskript ETH-Zürich.
- Siegrist H. (1996). Nitrogen removal from digester supernatant - comparison of chemical and biological methods. *Wat. Sci. Tech.*, 34(1-2), 399-406.
- Siegrist H., Reithaar S., Koch G. and Lais P. (1998). Nitrogen loss in a nitrifying rotating contactor treating ammonium-rich wastewater without organic carbon. *Wat. Sci. Tech.*, 38(8-9), 241-248.
- Sigg L. und Stumm W. (1989). *Aquatische Chemie. Einführung in die Chemie wässriger Lösungen und natürlicher Gewässer*. VDF-Verlag Zürich und Teubner-Verlag Stuttgart.
- Strous M., Van Gerven E., Zheng P., Kuenen J.G. and Jetten M.S. (1997a). Ammonium removal from concentrated waste streams with the anaerobic ammonium oxidation (Anammox) process in different reactor configurations. *Wat. Res.* 31(8), 1955-1962.
- Strous M., Van Gerven E., Kuenen J.G. and Jetten M.S. (1997b). Effects of aerobic and microaerobic conditions on anaerobic ammonium-oxidizing (Anammox) sludge. *Applied and Environmental Microbiology*, June, 2446-2448.

- Strous M., Heijnen J.J., Kuenen J.G. and Jetten M.S. (1998). The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 50, 589-596.
- Strous M., Kuenen J.G. and Jetten M.S. (1999). Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. *Appl. and Environ. Microbiol.*, July, 3248-3250.
- Van de Graaf A.A., Mulder A., de Bruijn P., Jetten M.S., Robertson L.A. and Kuenen J.G. (1995). Anaerobic Oxidation of ammonium is a biologically mediated process. *Applied and Environmental Microbiology*, Apr., 1246-1251.
- Van de Graaf A.A., de Bruijn P., Robertson L.A., Jetten M.S. and Kuenen J.G. (1996). Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing micro-organisms in a fluidized bed reactor. *Microbiology*, 142, 2187-2196.
- Van de Graaf A.A., de Bruijn P., Robertson L.A., Jetten M.S. and Kuenen J.G. (1997). Metabolic pathway of anaerobic ammonium oxidation on the basis of  $^{15}\text{N}$  studies in a fluidized bed reactor. *Microbiology*, 143, 2415-2421.
- Von Schulthess (1994). Die Emission von Lachgas ( $\text{N}_2\text{O}$ ) in denitrifizierenden Belebungsanlagen. Dissertation ETH-Nr. 10790.
- Wild D. (1997). Nährstoffflüsse in Kläranlagen mit Biologischer Phosphorelimination. Dissertation ETH-Nr. 12197.

## 9. ANHANG

### 9.1 Beispiel Wärmebilanz

Tabelle 5: Randbedingungen und Reaktorkonfiguration der in FIGUR 10 und FIGUR 9 berechneten Grafen (N-Einbau in die Biomasse vernachlässigt). A: Konv. SBR-Verfahren, B: Nitritation/Denitritation, C: Nitritation-ANAMMOX-Verfahren.

	Einheit	A/B/C
<b>Reaktorkonfiguration:</b>		
Totale hydr. Aufenthaltszeit	d	1.0/2.0/2.0
Reaktorvolumen	m <sup>3</sup>	1'200
Reaktorhöhe	m	3.50
Reaktoroberfläche	m <sup>2</sup>	1'800
Belüftete Phase	%	40
Gerührte Phase	%	25/50/50
Sedimentationsphase	%	35/0/0
k-Wert mit Wärmedämmung	MJ m <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup> °C <sup>-1</sup>	0.035
<b>Randbedingungen:</b>		
Zulufttemperatur (komprimierte Aussenluft)	°C	60
Aussenlufttemperatur	°C	10
Rel. Luftfeuchte Aussenluft	%	50
Rel. Luftfeuchte Abluft	%	100
Luftdruck	mbar	970
Abluftrezirkulation	-	keine
N-Eliminationsleistung	%	100
Sauerstoffausnützung unter Betriebsbeding.	% m <sup>-1</sup>	6.5
rO <sub>2</sub> Betrieb rO <sub>2</sub> Standard <sup>-1</sup>	-	0.5

### 9.2 Ammoniak und salpetrige Säure

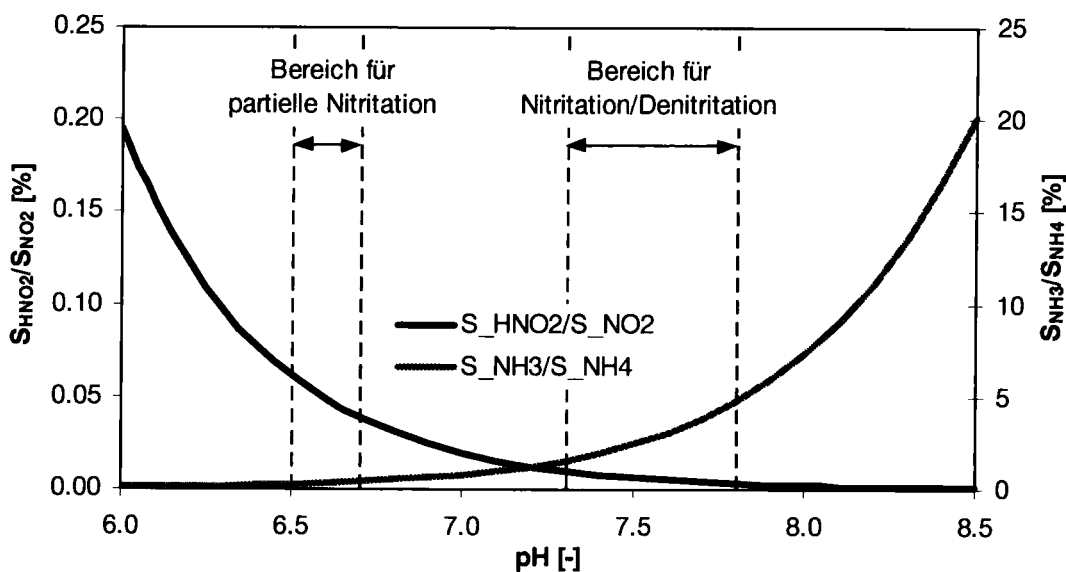
Die neutralen Verbindungen Ammoniak  $S_{NH3}$  und salpetrige Säure  $S_{HNO2}$  können anhand folgender Gleichungen berechnet werden (pK-Werte siehe Tabelle 6):

Ammoniak: 
$$S_{NH3} = \frac{S_{NH4}}{10^{(pK_{NH4}-pH)} + 1}$$

Salpetrige Säure: 
$$S_{HNO2} = S_{NO2} \cdot 10^{(pK_{HNO2}-pH)}$$

Tabelle 6: pK-Werte für Ammonium und salpetrige Säure in Funktion der Temperatur.

T °C	pK <sub>NH4</sub>	pK <sub>HNO2</sub>
10	9.73	3.53
15	9.56	3.47
20	9.40	3.41
25	9.25	3.35
30	9.10	3.29
35	8.95	3.24
40	8.81	3.19
45	8.67	3.14
50	8.54	3.09



FIGUR 25: Ammoniakanteil ( $S_{NH3}$ ) resp. Anteil salpetriger Säure ( $S_{HNO2}$ ) in Abhängigkeit des pH-Wertes für eine Temperatur von  $T=30^{\circ}C$ .