



# Entwicklung eines Schlamm Spiegelreaktors

DBU AZ 17954

## Abschlussbericht

Aachen, im September 2004

A handwritten signature in blue ink, appearing to be 'M. Dohmann', written over the date.

(Prof. Dr.-Ing. M. Dohmann)

## Inhalt

<b>1. Vorbemerkungen .....</b>	<b>1</b>
1.1 Allgemeine Angaben zum Projekt .....	1
1.1.1 Antragsteller .....	1
1.1.2 Angaben zu den Antragsstellern .....	1
1.1.3 Thema .....	2
1.1.4 Kennworte .....	2
1.1.5 Dauer des Vorhabens .....	2
1.2 Projektidee und Beschreibung des Verfahrenskonzeptes .....	2
1.3 Aufgabenteilung im Projekt .....	5
1.4 Aufbau des Abschlussberichtes .....	5
<b>2. Untersuchungen und Ergebnisse des ISA Aachen .....</b>	<b>6</b>
2.1 Reaktortechnik: Aufbau der Versuchsanlage und Einlaufvarianten .....	7
2.1.1 Versuchsanlage in der Übersicht .....	7
2.1.2 Einlaufkonstruktionen .....	9
2.1.3 Ablaufkonstruktion .....	11
2.1.4 Gaslöseeinheit .....	12
2.1.5 Wasserführung in der Versuchsanlage .....	13
2.2 Anlagensteuerung .....	13
2.3 Messeinrichtungen .....	14
2.3.1 Geschwindigkeitsmessungen .....	15
2.3.2 Schlammspiegelmessung .....	17
2.3.3 Feststoff-Messungen .....	17
2.4 Eingesetzte Modellsuspension .....	17
2.4.1 Kriterien zur Auswahl der Modellsuspension .....	17
2.4.2 Kunstschlamm Polysulfon .....	18
2.5 Versuchsübersicht .....	22
2.6 Versuchsergebnisse und Reaktortechnik .....	25

2.6.1	Ermittlung der Größen für die Ausbildung des Schlammbetts .....	25
2.6.2	Erprobung verschiedener Zu- und Ablaufgestaltungen.....	30
2.6.3	Zusammenfassung.....	36
2.7	Versuchsergebnisse Betriebsführung .....	37
<b>3.</b>	<b>Untersuchungen und Ergebnisse des ISAH Hannover .....</b>	<b>39</b>
3.1	Untersuchungen und Ergebnisse ISAH.....	39
3.1.1	Beschreibung der Versuchsanlage.....	40
3.1.2	Theoretische Grundlagen.....	43
3.1.3	Durchgeführte Versuche .....	47
3.2	Auswertungs- und Designphase I .....	54
3.3	Zusammenfassung .....	57
<b>4.</b>	<b>Untersuchungen und Ergebnisse der TuTech Hamburg .....</b>	<b>59</b>
4.1.	Aufgabenstellung .....	59
4.1.1.	Expansion des Schlammbetts .....	59
4.1.2.	Gasbildung.....	59
4.1.3.	Denitrifikationsgeschwindigkeit.....	59
4.2.	Theoretische Grundlagen .....	60
4.2.1.	Stickstofflöslichkeit .....	60
4.2.2	Stoffübergang .....	61
4.2.3	Stickstoffbildung.....	62
4.3	Laborversuche.....	62
4.3.1	Versuchsanlage .....	62
4.3.2	Einflusses des TS-Gehalts und der Aufströmgeschwindigkeit auf die Schlammbettexpansion.....	64
4.3.3	Einfluss der Aufströmgeschwindigkeit auf die Feststoffkonzentration im Ablauf .....	66
4.3.4	Versuch zur Bestimmung der realen Gaslöslichkeit.....	69
4.3.5	Ermittlung der Denitrifikationsgeschwindigkeit.....	71
4.4	Versuchsanlage Flensburg (technischer Maßstab) .....	72
4.4.1	Einleitung .....	72

4.4.2 Aufgabenstellung .....	72
4.4.3 Versuchsanlage .....	73
4.4.4 Versuchsprogramm.....	74
4.4.5 Zusammenfassung.....	79
<b>5. Zusammenfassung und weiteres Vorgehen .....</b>	<b>82</b>
5.1 Zusammenführung der Ergebnisse der drei Projektbereiche .....	82
5.1.1 Verfahrenstechnik allgemein .....	84
5.1.2 Anaerobe Betriebsweise .....	85
5.1.3 Anoxische Betriebsweise .....	85
5.2 Workshop .....	85
5.3 Weiteres Vorgehen.....	87
<b>Literatur.....</b>	<b>90</b>
<b>A.2 Anhang zu Kapitel 2 .....</b>	<b>91</b>
<b>A.4 Anhang zu Kapitel 4 .....</b>	<b>99</b>
<b>A.5 Anhang zu Kapitel 5 .....</b>	<b>102</b>

**Verzeichnis der Bilder**

Bild 1.1:	Schlamm Spiegelreaktor zur vorgeschalteten Denitrifikation und Überschussschlamm-Verminderung .....	2
Bild 1.2	Schlamm Spiegelreaktor als anaerobe Vorstufe .....	3
Bild 1.3:	Schlamm Spiegelreaktor zur Rest-Denitrifikation, Überschussschlamm-Stabilisation und Rückhaltung abfiltrierbarer Stoffe (DN: Denitrifikation, NK: Nachklärung, BB: Belebungsbecken, SSR: Schlamm Spiegelreaktor .....	3
Bild 2.1:	Schematischer Aufbau der Versuchsanlage mit Einlaufvariante Düsenboden..	8
Bild 2.2:	Foto der Versuchsanlage während eines Klarwasserversuches.....	8
Bild 2.3:	Reaktorzulauf seitlich gerichtet mit Beschickung durch eine Lochplatte .....	9
Bild 2.4:	Reaktorzulauf mittig nach unten gerichtet mit Beschickung durch eine Lochplatte .....	10
Bild 2.5:	Reaktorzulauf mittig nach unten gerichtet mit Beschickung durch einen Düsenboden.....	10
Bild 2.6:	Einlaufdüse .....	11
Bild 2.7:	Aufteilung der Flächen innerhalb und außerhalb der Ablaufkonstruktion .....	11
Bild 2.8:	Gaslöseeinheit .....	12
Bild 2.9:	Kleine Versuchssäule während Gaslöseversuch .....	12
Bild 2.10:	Mobiler Messschlitten in der Versuchsanlage.....	14
Bild 2.11:	Messprinzip der ADV-Sonde .....	15
Bild 2.12:	ADV-Messpunkte im Reaktor .....	16
Bild 2.13:	Polysulfonproben mit unterschiedlichen Korngrößenverteilungen .....	19
Bild 2.14:	Anfangsviskosität $\eta_0$ von belebtem Schlamm und Polysulfon in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt .....	20
Bild 2.15:	Endviskosität $\eta_{\infty}$ von belebtem Schlamm und Polysulfon in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt .....	20
Bild 2.16.	Sieblinien von Polysulfon .....	21

Bild 2.17:	Schlamm Spiegelhöhen in Abhängigkeit der Aufstromgeschwindigkeit für die Modellsuspension Polysulfon mit zwei unterschiedlichen TS-Gehalten .....	26
Bild 2.18:	Schlamm Spiegelhöhe im Versuchsreaktor für drei verschiedene Einlaufkonstruktionen bei stationären Aufstromgeschwindigkeiten.....	27
Bild 2.19:	Schlamm Spiegelhöhen im Reaktor bei instationären Aufstromgeschwindigkeiten (TS-Gehalt im System 1,195 g/l) .....	28
Bild 2.20:	Gegenüberstellung beispielhafter Strömungsprofile für die drei Einlaufkonstruktionen.....	31
Bild 2.21:	Schlamm betthöhen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die Einlaufkonstruktion seitlich mit Lochplatte .....	33
Bild 2.22:	Schlamm betthöhen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die Einlaufkonstruktion unten mit Lochplatte .....	34
Bild 2.23:	Schlamm betthöhen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die Einlaufkonstruktion unten mit Düsenboden .....	34
Bild 2.24:	Maximalwerte für die Ausdehnung des Schlamm betts in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die drei untersuchten Einlaufkonstruktionen (TS-Gehalt 1,2 kg im Gesamtsystem) .....	35
Bild 2.25:	Schlamm Spiegelhöhen für zwei unterschiedliche TS-Konzentrationen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit .....	38
Bild 3.1:	Aufbau der Versuchsanlage.....	41
Bild 3.2:	Verteilerboden.....	42
Bild 3.3:	Foto der Versuchsanlage .....	43
Bild 3.4:	Löslichkeit der Gase Methan (CH <sub>4</sub> ), Schwefelwasserstoff (H <sub>2</sub> S) und Kohlendioxid (CO <sub>2</sub> ) in Wasser in Abhängigkeit von der Temperatur bei unterschiedlichem Gesamtdruck .....	45
Bild 3.5:	notwendiger Durchfluss und daraus resultierende Aufström-geschwindigkeit bei unterschiedlichen Drücken in Abhängigkeit von der Schlammbelastung ..	46
Bild 3.6:	Bilanzschema (Flüssigphase) des SSR.....	47
Bild 3.7:	Schlammausdehnung in Abhängigkeit der Aufströmgeschwindigkeit .....	48
Bild 3.8:	Prozentuale Schlamm bettausdehnung bei unterschiedlicher Einfüllhöhe .....	49

Bild 3.9:	Schlammausdehnung in Abhängigkeit der Schlammbelastung .....	49
Bild 3.10:	Schlammbelastung sowie CSB-Abbaugrad in der Versuchsanlage .....	51
Bild 3.11:	Raumbelastung sowie CSB-Abbaugrad in der Versuchsanlage .....	52
Bild 3.12:	berechnete und gemessene Gasproduktion .....	53
Bild 3.13:	Vorschlag für eine Versuchsanlagenerweiterung .....	55
Bild 3.14:	Vorschlag für eine halbtechnische Versuchsanlage .....	56
Bild 4.1:	Abhängigkeit der Stickstoff-Löslichkeit von der Temperatur (Hristo S. 32) .....	60
Bild 4.2:	Theoretische N <sub>2</sub> -Löslichkeit bei 20°C in Abhängigkeit vom Druck .....	61
Bild 4.3:	Verlauf der Stickstoffgassättigung .....	62
Bild 4.4:	Laborversuchsanlage des Schlamm Spiegelreaktors .....	63
Bild 4.5:	Einflusses des TS-Gehaltes auf die Schlamm Bettexpansion .....	65
Bild 4.6:	Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 17 g/l (Auszug) .....	67
Bild 4.7:	Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 17 g/l (alle Werte) .....	67
Bild 4.8:	Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 35 g/l (Auszug) .....	68
Bild 4.9:	Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 35 g/l (alle Werte) .....	68
Bild 4.10:	Vergleich theoretischer und gemessener Stickstoffkonzentrationen im Abwasser bei verschiedenen Drücken .....	70
Bild 4.11:	Abhängigkeit der Denitrifikationsgeschwindigkeit von der Kaliumnitrat-Konzentration .....	71
Bild 4.12:	Schlamm Spiegelreaktor der Kläranlage Flensburg .....	74
Bild 5.1:	Übersicht über die zentralen Erkenntnisbereiche .....	82

**Verzeichnis der Tabellen**

Tabelle 2.1: Kenndaten der Versuchsanlage .....	7
Tabelle 2.2: Umrechnungswerte zur Bestimmung der Strömungsgeschwindigkeiten.....	17
Tabelle 2.3: Übersicht über die Versuche mit stationären Strömungsbedingungen.....	23
Tabelle 2.4: Übersicht über die Versuche mit instationären Strömungsbedingungen.....	24
Tabelle 2.5: Versuche mit stationären Strömungsbedingungen und mit Gaslöseeinheit .	30
Tabelle 2.6: Anwendungsempfehlungen für die unterschiedlichen Einlaufkonstruktionen .....	36
Tabelle 3.1: Henry-Konstanten für Methan (CH <sub>4</sub> ), Kohlendioxid (CO <sub>2</sub> ) und Schwefelwasserstoff (H <sub>2</sub> S) nach [Helgeson, 1967].....	44
Tabelle 3.2: vorgenommene Analytik im Zu- und Ablauf .....	50
Tabelle 3.3: Gasanalyse des am 20.11.02 im SSR produzierten Gases .....	52
Tabelle 3.4: Rücklaufverhältnis in Abhängigkeit der Zulaufkonzentration.....	56
Tabelle 4.1: Henry-Konstanten für Stickstoff in Wasser .....	60
Tabelle 4.2: Versuchsbedingungen und Ergebnisse der Versuchsreihen.....	79
Tabelle 5.1: Zusammenführung zentraler Ergebnisse hinsichtlich Verfahrenstechnik, Schlamm-betausdehnung und Gasproduktion .....	83



# 1. Vorbemerkungen

Der vorliegende Bericht umfasst die Beschreibung und Auswertung der Untersuchungsergebnisse der ersten Projektphase vom 15.07.2001 bis 31.12.2003 im durch die Deutsche Bundesstiftung Umwelt (DBU) geförderten Vorhaben „Entwicklung eines Schlamm Spiegelreaktors: anaerobe und anoxische Abwasserreinigungsprozesse im produktionsintegrierten Industriebereich“.

## 1.1 Allgemeine Angaben zum Projekt

### 1.1.1 Antragsteller

- **ISA** der RWTH Aachen, Univ.-Prof. Dr.-Ing. M. Dohmann (Koordination)
- **ISAH** der Universität Hannover, Univ.-Prof. Dr.-Ing. K.-H. Rosenwinkel
- **TUHH-Technologie GmbH**, em. Prof. Dr.-Ing. I. Sekoulov

### 1.1.2 Angaben zu den Antragsstellern

#### Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen (ISA)

Univ.-Prof. Dr.-Ing. M. Dohmann

52056 Aachen

Tel.: 0241/ 80-2 5207

Fax: 0241/ 80 222 85

#### Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (ISAH)

der Universität Hannover

Univ.-Prof. Dr.-Ing. K.-H. Rosenwinkel

Welfengarten 1

30167 Hannover

Tel.: 0511/762-2276

Fax: 0511/762-2881

#### TUHH Technologie GmbH (TUTECH)

em. Prof. Dr.-Ing. I. Sekoulov

Schellerdamm 4

21079 Hamburg

Tel.: 040/ 767 307 77

Fax.: 040/ 767 307 99

### 1.1.3 Thema

Entwicklung eines Schlamm Spiegelreaktors zur Durchführung von ressourcenschonenden anaeroben und anoxischen biologischen Abwasserreinigungsprozessen unter Berücksichtigung einer einfachen Anlagengestaltung und sicheren Betriebsführung

### 1.1.4 Kennworte

Schlamm Bettreaktor, Anaerobtechnik, Denitrifikation, Ressourcenschonung, Innovative Abwasserreinigungsverfahren

### 1.1.5 Dauer des Vorhabens

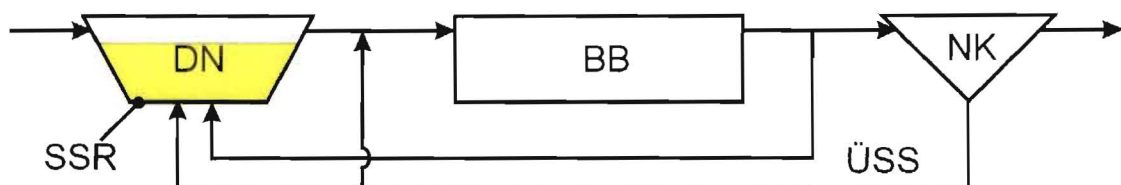
Projektlaufzeit: vom 15. Juli 2001 bis 31. Dezember 2003

## 1.2 Projektidee und Beschreibung des Verfahrenskonzeptes

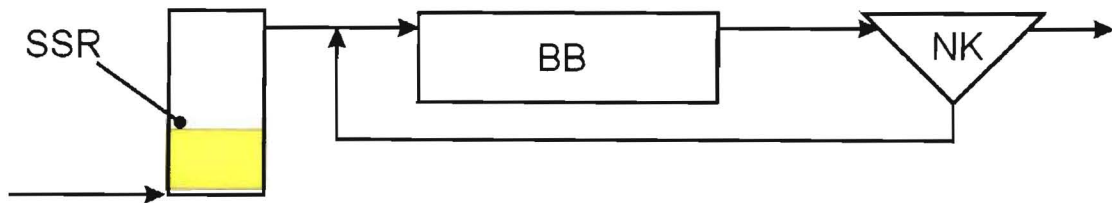
### Projektidee

Gegenstand des Vorhabens war die Entwicklung eines Schlamm Spiegelreaktors (SSR) zur Durchführung von ressourcenschonenden anaeroben und anoxischen biologischen Abwasserreinigungsprozessen mit einer einfachen Anlagengestaltung und sicheren Betriebsführung. Unter anoxischen Bedingungen sollte die Denitrifikation des Abwassers, im anaeroben Bereich im Schlamm Bett dagegen die Umsetzung organischer Verbindungen zu Biogas erfolgen.

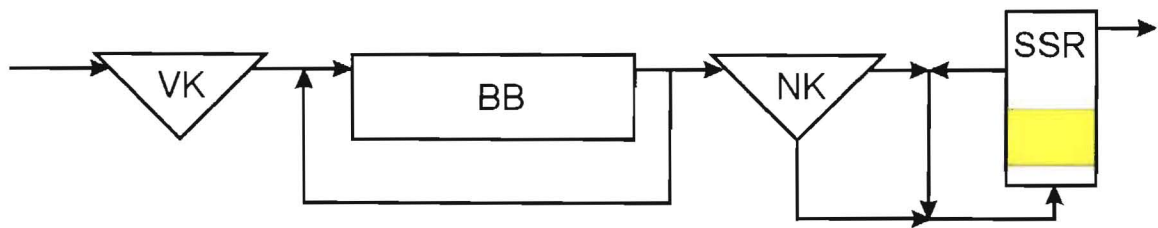
Bei der Entwicklung des Schlamm Spiegelreaktors sollten bekannte Vorteile angewandter Abwasserbehandlungsverfahren, wie beispielsweise das Suspensarückhaltevermögen oder eigendynamische Mehrphasenströmungen, mit dem biologischen Reinigungsprozess kombiniert und somit synergetisch genutzt werden. Auf Grund der Reaktorkonstruktion und der Prozessführung sollte der Reaktor verschiedene Einsatzmöglichkeiten bieten. Beispielhafte Anwendungen sind nachstehend in Bild 1.1, Bild 1.2 und Bild 1.3 dargestellt.



**Bild 1.1: Schlamm Spiegelreaktor zur vorgeschalteten Denitrifikation und Überschussschlamm-Verminderung**



**Bild 1.2 Schlamm Spiegelreaktor als anaerobe Vorstufe**



**Bild 1.3: Schlamm Spiegelreaktor zur Rest-Denitrifikation, Überschuss-schlamm-Stabilisation und Rückhaltung abfiltrierbarer Stoffe (DN: Denitrifikation, NK: Nachklärung, BB: Belebungsbecken, SSR: Schlamm Spiegelreaktor)**

Beim Schlamm Spiegelreaktor sollten insbesondere die Gase, die bei anaeroben und anoxischen Reinigungsprozessen entstehen ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  oder  $\text{N}_2$ ), mit einfachsten Mitteln vorteilhaft genutzt bzw. berücksichtigt werden, so dass es nicht zu Betriebsstörungen kommt, die die Leistungsfähigkeit der Reinigungsanlage zumindest zeitweilig einschränken.

Für das beschriebene Reaktorsystem lagen einige Ergebnisse aus Voruntersuchungen vor. Die notwendige weitere Entwicklung und Umsetzung des Verfahrens stand aber vor Durchführung der in diesem Bericht beschriebenen Untersuchungen noch aus.

### Verfahrenskonzept

Der zu entwickelnde bzw. zu optimierende Schlamm Spiegelreaktor (SSR) stellt eine innovative Hybridverfahrenstechnik dar. So wird bei diesem Verfahrenskonzept auf die Trennung des 3-Phasengemisches im biologischen Reaktionsbereich sowie auf den Einsatz von Wirbelbettmaterialien verzichtet. Der Aufbau des Schlammbettes geschieht durch eine interne Zirkulation im unteren Reaktorbereich. Die notwendige Rezirkulation beschränkt sich bei diesem System auf das eigentliche Schlammbett, was gegenüber üblichen Systemen mit suspendierter Biomasse vorteilhaft ist, da die dort nachgeschaltete Phase-separationseinheit entsprechend belastet wird. Da sich die übliche Wasser-

zirkulation im Klärsystem auf das Schlammbett reduziert, kann die sonst notwendige entsprechende Beschickung anderer Anlagenteile vermieden werden. Weiterhin ist durch den im Schlammbett vorherrschenden Druck von 0,8-1,5 bar eine hohe Denitrifikationsrate bzw. anaerobe Umsatzrate ohne die Bildung von ungelöstem Stickstoffgas bzw. Methan möglich. Um Ausgasungen im biologischen Reaktionsraum zu vermeiden, soll entweder eine entsprechende Reaktorhöhe von 10-12 m vorgesehen werden, bei der im Schlammbett keine Ausgasung stattfinden kann, oder ein Druckreaktor zum Einsatz kommen. Die Abtrennung der Gasphase geschieht außerhalb des Schlammbetts, sodass eine Flotation von Feststoffen vermieden wird. Die Feststoffabtrennung wird somit von der Gasabtrennung separiert und dieser wichtige Teilprozess maßgeblich verbessert. Dies führt zu einer gegenüber herkömmlichen Reaktoren erheblich vereinfachten Anlagentechnik und Betriebsführung und steigert die Auslastung und die Betriebssicherheit der Anlage.

Insgesamt dürfte die vorgesehene Verfahrenstechnik auf Grund der hohen Umsatzraten und der kompakten unkomplizierten Reaktortechnik deutlich weniger Ressourcen in Anspruch nehmen als andere herkömmliche Technologien und dadurch deutliche Kostenvorteile aufweisen. Zusammengefasst ergeben sich durch den Einsatz des Schlamm Spiegelreaktors folgende Vorteile:

- kleine Reaktorvolumina und geringer Flächenbedarf,
- platzsparende Erweiterungs- und Ertüchtigungsmöglichkeiten für bestehende Anlagen,
- vereinfachte Reaktortechnik und Betriebsführung,
- niedriger Energiebedarf (anoxisch) bzw. Energieüberschuss (anaerob),
- keine zusätzliche hydraulische Beschickung anderer Kläreinheiten gegenüber anderen Verfahren (z.B. Belebungsverfahren)
- vereinfachte Phasenseparation auf Grund der hohen Filterwirkung des Schlammbettes und daraus folgend keine abfiltrierbaren Stoffe im Ablauf, d. h. dass auf eine Nachklärung bzw. Flotation oder Filtration des Ablaufs verzichtet werden kann,
- hohe Umsatzraten durch hohe Biomassekonzentration;

Speziell für die Denitrifikation ergeben sich folgende Vorteile:

- Nutzung des ÜS-Schlammes einer Hochlastbelebungsstufe als H-Donator und
- Reduzierung des Schlammanfalls durch anoxische Schlammstabilisierung.

Darüber hinaus werden im anaeroben Milieu folgende Vorteile erwartet:

- verminderte Kohlendioxidemissionen infolge der Substitution fossiler Energieträger durch gewonnenes Biogas und
- verminderte Entsorgungskosten durch geringeren Schlammanfall.

### 1.3 Aufgabenteilung im Projekt

Auf Grund des großen Arbeitsumfanges zur Entwicklung des Schlamm Spiegelreaktors wurden die Arbeiten in zwei Projektabschnitte untergliedert. Eine Industriebeteiligung ist erst für den zweiten Projektabschnitt geplant. Im ersten Projektabschnitt wurden für einen effizienten Forschungs- und Entwicklungsablauf die maßgeblichen Einflussfaktoren und Rahmenbedingungen für die Entwicklung, die Bemessung und den Betrieb des Schlamm Spiegelreaktors an den drei beauftragten Instituten parallel untersucht. Folgende Aufgabenteilung wurde dabei vorgenommen:

- Reaktortechnik und Betriebsführung: ISA RWTH Aachen, Prof. Dohmann
- Anaerobe Kohlenstoffelimination und Stickstoffelimination: ISAH Uni Hannover, Prof. Rosenwinkel
- Denitrifikation: TUTech GmbH, Prof. Sekoulov

### 1.4 Aufbau des Abschlussberichtes

Im vorliegenden Abschlussbericht werden die Vorgehensweise und Untersuchungsergebnisse für die einzelnen Aufgabenbereiche durch die einzelnen Institute getrennt voneinander dargestellt. Anschließend werden die Teilergebnisse zusammengeführt, verfahrenstechnische und betriebliche Empfehlungen formuliert und darauf aufbauend Schritte für eine großtechnische Umsetzung des Schlamm Spiegelreaktors vorgeschlagen, die im Rahmen der zweiten Projektphase mit Industriebeteiligung erfolgen soll.

## 2. Untersuchungen und Ergebnisse des ISA Aachen

### Umfang der Untersuchungen am ISA

Dem Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen oblag es, die Untersuchungen zur Reaktortechnik und Betriebsführung durchzuführen. Die entsprechenden Untersuchungen wurden gemäß dem Projektantrag vom 21. Juli 2000 und der Bewilligung für einen ersten Projektabschnitt durch die DBU vom 26. Juni 2001 in fünf Versuchsphasen aufgeteilt. Diese fünf Phasen gliedern sich wie nachstehend aufgeführt in die:

1. Versuchsphase: Ermittlung der Größen für die Ausbildung des Schlammbeds
2. Versuchsphase: Erprobung verschiedener Zu- und Ablaufgestaltungen
3. Versuchsphase: Entwicklung von Betriebsstrategien zum Anfahren des Reaktors
4. und 5. Versuchsphase: Optimierung der Ausbildung des Schlammbeds und Untersuchung von Lastfällen

Der vorliegende Bericht zum ersten Projektabschnitt umfasst die Versuchsphasen 1 bis 3. Die verbleibenden Versuchsphasen 4 und 5 sind erst für den zweiten Projektabschnitt vorgesehen. Nachstehend werden der Aufbau der Versuchsanlage, die installierten Messeinrichtungen und der eingesetzte Kunstschlamm Polysulfon beschrieben. Anschließend werden die Versuchsdurchführung und die -ergebnisse für die Versuchsphasen 1 bis 3 dargestellt. Der Berichtsteil endet mit Empfehlungen für eine optimale Betriebsweise des Schlamm Spiegelreaktors bei unterschiedlichen Betriebszuständen.

### Zeitablauf im ersten Projektabschnitt

Der Zeitablauf hinsichtlich der Untersuchungen des ISA im ersten Projektabschnitt (06/2001 bis 12/2003) gliedert sich wie folgt:

Bau der Versuchsanlage	07/2001 - 09/2001
Durchführung der Untersuchungen	10/2001 - 09/2003
Workshop mit Industriebeteiligung zur Vorstellung der Versuchsergebnisse und zur konkretisierenden Planung des zweiten Projektabschnittes	18.12.2003
Erstellung des Abschlussberichtes zum ersten Projektabschnitt	09/2003 - 12/2003
Zusammenführung mit den Ergebnissen der anderen Institute	04/2004

## 2.1 Reaktortechnik: Aufbau der Versuchsanlage und Einlaufvarianten

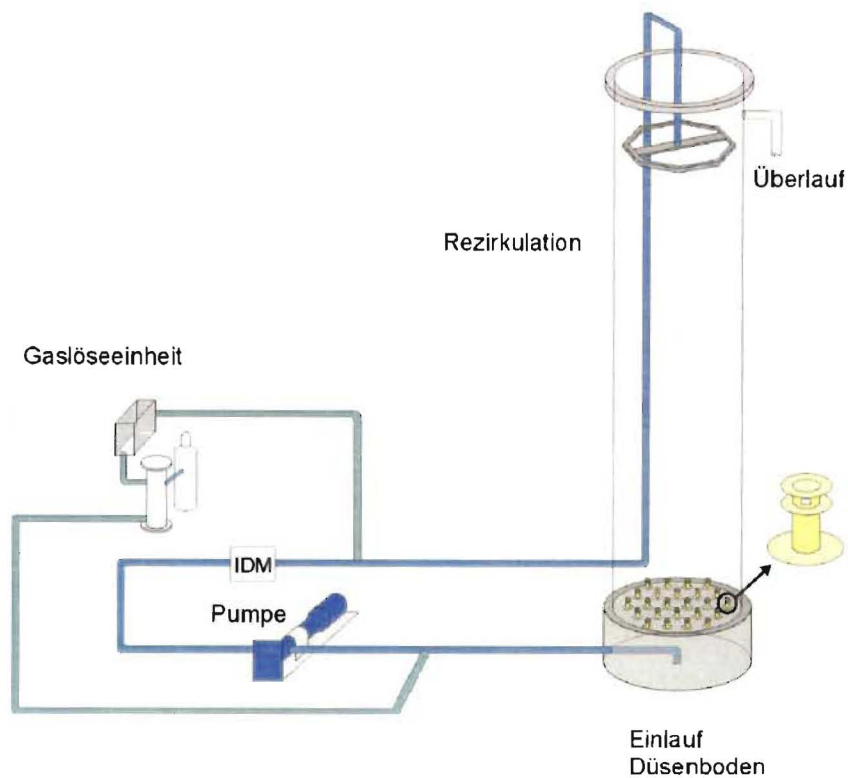
### 2.1.1 Versuchsanlage in der Übersicht

Auf der Basis von Vorversuchen hatten sich insbesondere die Größen Aufstrom- und Durchströmungsgeschwindigkeit, Rezirkulationsrate, TS-Gehalt im Schlammbett, Zulaufgestaltung und -verteilung, Rezirkulationsabzug und Gasbildung im Schlammbett (Reaktorhöhe) als bedeutsam herausgestellt. Um den Einfluss dieser Größen auf den Prozess im Hinblick auf eine zukünftige Reaktorgestaltung zu untersuchen, wurde am Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen (ISA) ein Schlamm Spiegelreaktor im halbtechnischen Maßstab installiert. Um Wandeinflüsse zu minimieren, wurde ein Innendurchmesser des Reaktorraums von mindestens 400 mm als notwendig erachtet. So diente als Versuchsanlage eine vier Meter hohe Plexiglassäule mit einem Durchmesser von 630 mm. Die spezifischen Anlagenkenndaten sind in Tabelle 2.1 zusammengestellt.

**Tabelle 2.1: Kenndaten der Versuchsanlage**

$D_{\text{Reaktor}}$	=	0,63 m	
$A_{\text{Reaktor}}$	=	0,312 m <sup>2</sup>	
$Q_{\text{Pumpe}}$	=	0 - 3,8 m <sup>3</sup> /h	=> $V_{\text{Aufstrom}} = 0 - 12 \text{ m/h}$
$H_{\text{Reaktor}}$	=	4,00 m	
$H_{\text{Überlauf}}$	=	3,78 m	

In Ergänzung zu Tabelle 2.1 zeigen Bild 2.1 und Bild 2.2 den Aufbau der Versuchsanlage mit der Einlaufvariante eines Düsenbodens (zu Einlaufvarianten siehe Ausführungen in [Abschnitt 2.1.2](#)). Es sind die wesentlichen Elemente der Versuchsanlage zu erkennen, das heißt die Plexiglassäule, die Gaslöseeinheit, die Pumpeneinheit und das Messgerät zur induktiven Durchflussmessung.



**Bild 2.1: Schematischer Aufbau der Versuchsanlage mit Einlaufvariante Düsenboden**



**Bild 2.2: Foto der Versuchsanlage während eines Klarwasserversuches**

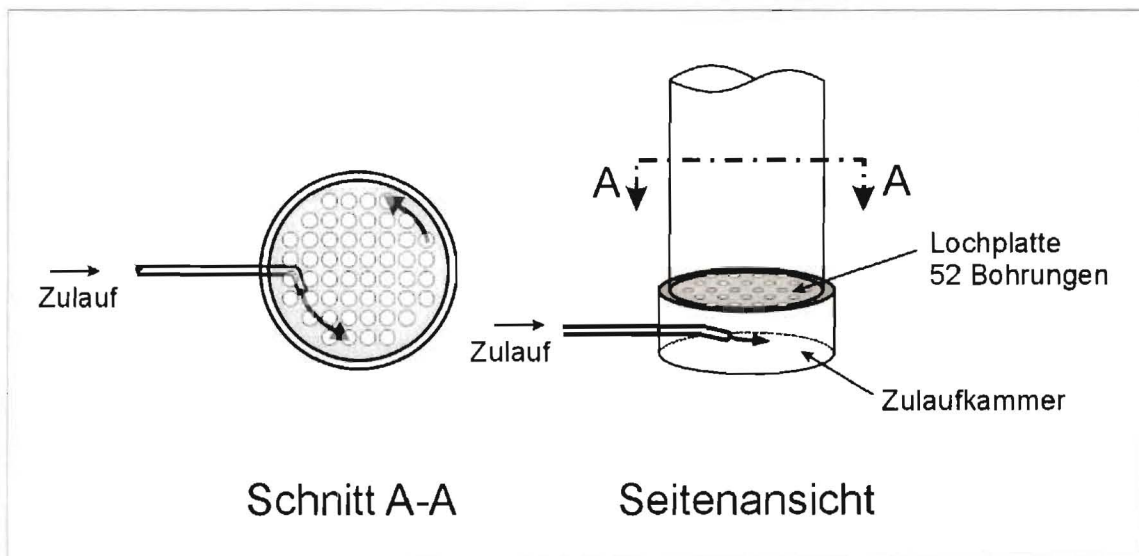


### 2.1.2 Einlaufkonstruktionen

Der Zulauf in den Reaktor erfolgte durch ein Rohr, das in eine Zulaufkammer im Reaktorboden mündete. Die eigentliche Beschickung des Reaktors erfolgte durch eine oberhalb der Zulaufkammer angeordnete flächige Einlaufkonstruktion. Im Rahmen des Versuchsbetriebes wurden insgesamt drei unterschiedliche Einlaufvarianten untersucht. Diese drei Varianten unterschieden sich sowohl hinsichtlich der Zuleitung des Wasser in die Zulaufkammer als auch bezüglich der Konstruktion zur flächigen Beschickung des Reaktors. Im Einzelnen wurden untersucht:

1. Zulauf in die Zulaufkammer seitlich gerichtet mit Beschickung des Reaktors durch eine Lochplatte,

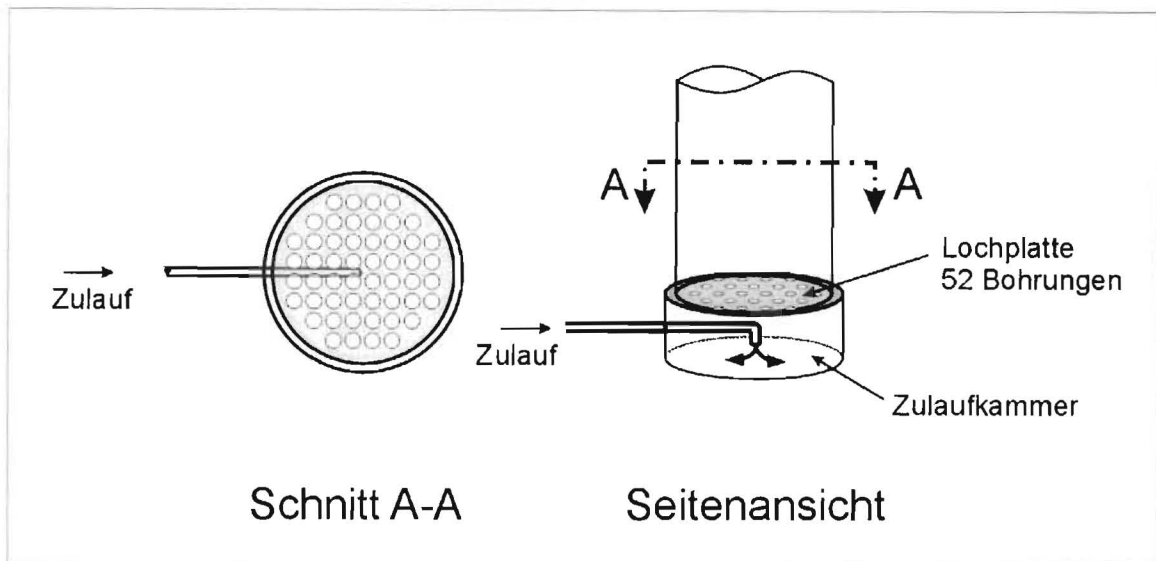
Diese erste Einlaufvariante verfügte über ein in der Zulaufkammer seitlich ausgerichtetes Zulaufrohr. Die Beschickung des Reaktors erfolgte anschließend durch eine Lochplatte mit 52 Bohrungen (vgl. Bild 2.3).



**Bild 2.3: Reaktorzulauf seitlich gerichtet mit Beschickung durch eine Lochplatte**

2. Zulauf in die Zulaufkammer mittig nach unten gerichtet mit Beschickung des Reaktors durch eine Lochplatte und

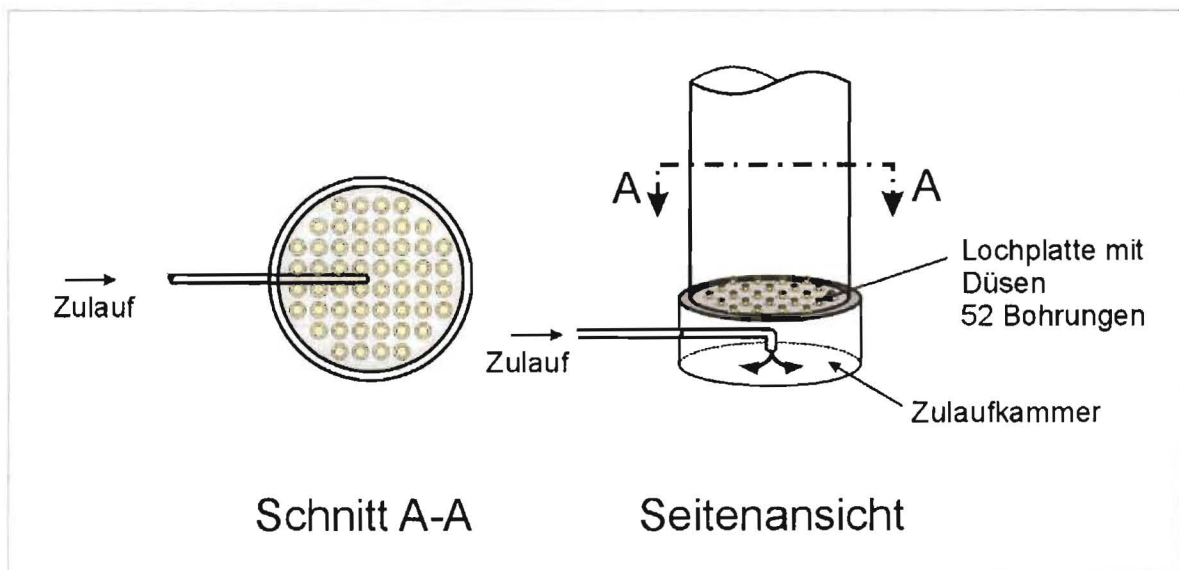
Bei dieser zweiten Einlaufvariante handelte es sich um einen Zulauf, der in der Mitte der Zulaufkammer senkrecht nach unten abgelenkt verlief, also genau entgegengesetzt zu der Aufströmrichtung (vgl. Bild 2.4). Die Beschickung der Reaktorsäule erfolgte ebenfalls durch eine Lochplatte mit 52 Bohrungen.



**Bild 2.4: Reaktorzulauf mittig nach unten gerichtet mit Beschickung durch eine Lochplatte**

3. Zulauf in die Zulaufkammer mittig nach unten gerichtet mit Beschickung des Reaktors durch einen Düsenboden

Bei der dritten Einlaufvariante wurde im Vergleich zu der zweiten Einlaufkonstruktion die Lochplatte durch eine Lochplatte mit aufmontierten Düsen ersetzt (vgl. Bild 2.5).



**Bild 2.5: Reaktorzulauf mittig nach unten gerichtet mit Beschickung durch einen Düsenboden**

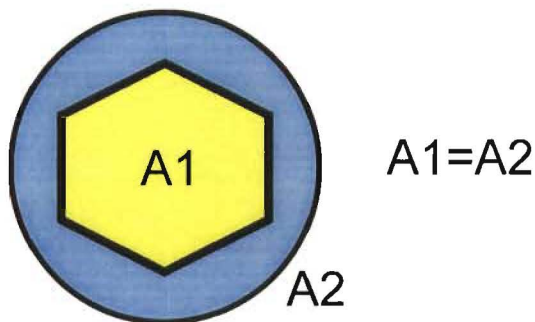
Es wurden insgesamt 52 Korbfilterdüsen eingebaut (vgl. Bild 2.6), sodass die Anzahl der Einzelöffnungen der Lochplatte aus den ersten beiden Einlaufvarianten entsprach. Bei den eingebauten Düsen handelte es sich um handelsübliche Filterdüsen. Vor ihrem Einbau in den Reaktor wurde jedoch der Düsenkorb demontiert, da die Durchlassseiten des Korbes für die Kunstschlamm-Suspension zu klein waren. Es lagen pro Düse vier, ausreichend große Durchlassöffnungen vor.



**Bild 2.6: Einlaufdüse**

### 2.1.3 Ablaufkonstruktion

Der (Klarwasser-)Ablauf des Reaktors bestand aus einem sechseckigen Lochring. Der Lochring verfügte sowohl im Außenbereich als auch im Innenbereich über Bohrungen, um einen gleichmäßigen Abzug über die gesamte Reaktorfläche zu gewährleisten.



**Bild 2.7: Aufteilung der Flächen innerhalb und außerhalb der Ablaufkonstruktion**

Dabei wurden die Abmessungen des Lochrings so ausgelegt, dass, wie in Bild 2.7 dokumentiert, die innen liegende Fläche der außen liegenden Fläche entsprach. Auf Untersuchungen weiterer Ablaufgestaltungen wurde im ersten Projektabschnitt verzichtet, da die Erfahrungen mit dieser Konstruktion positiv verliefen.

### 2.1.4 Gaslöseeinheit

Bei dem untersuchten Verfahrenskonzept des Schlamm Spiegelreaktors wurde eine Trennung des 3-Phasengemisches im eigentlichen Reaktionsbereich bewusst vermieden. Ziel war vielmehr die Abtrennung der Gasphase außerhalb des Schlammbeds, sodass eine Flotation von Feststoffen vermieden werden konnte.

Der eingesetzte Kunstschlamm (siehe [Abschnitt 2.4.2](#)) verfügte auf Grund seiner inerten Eigenschaften über keine eigene Gasbildung. Daher war zur Berücksichtigung der Gasphase die externe Zugabe eines Gases notwendig. Diese Zugabe erfolgte über eine Gaslöseeinheit, die, wie in Bild 2.1 skizziert, im Bypass der Klarwasser-Rezirkulation betrieben wurde. Als Gas wurde Stickstoff eingesetzt.



Bild 2.8: Gaslöseeinheit

Vor ihrem Einsatz in der Versuchsanlage wurde die Gaslöseeinheit im Rahmen von Vorversuchen in einer weiteren, 3,88 m hohen Plexiglassäule mit Klarwasser getestet. Diese Plexiglassäule hatte einen Durchmesser von 288 mm. Wie in Bild 2.9 zu erkennen, erhielt das Klarwasser durch den eingetragenen Stickstoff ein milchiges Aussehen. Die Einstellung einer trennscharfen Grenze zwischen *Gas in Lösung* („klares“ Wasser) und einer *Ausgasung* („milchiges“ Wasser) war in der Wassersäule nicht möglich. Das milchige Erscheinungsbild des Wassers zog sich über die komplette Säulenhöhe.



Bild 2.9: Kleine Versuchssäule während Gaslöseversuch

### 2.1.5 Wasserführung in der Versuchsanlage

Der Versuchsreaktor wurde flächig durch den Reaktorboden beschickt (vgl. Bild 2.1). Mit dem Kunstschlamm Polysulfon (vgl. Ausführungen zu Polysulfon [Abschnitt 2.4.2](#)) wurde im Reaktor kontinuierlich ein Schlammbett aufrecht erhalten. Das durch den Reaktorboden eintretende Wasser floss zunächst durch das Schlammbett und anschließend in den darüber liegenden Klarwasserbereich bis zum Klarwasserabzug. Über eine Rezirkulationsleitung wurde das abgezogene Wasser wieder in die Zulaufkammer gepumpt. Wie bereits erwähnt, konnte die Gaslöseeinheit in der Rezirkulation im Bypass hinzugeschaltet werden. Hierzu wurde ein Teilstrom des rezirkulierenden Wassers abgezweigt und in der Gaslöseeinheit mit Stickstoff versetzt. Hinter der Pumpe wurde das gasversetzte Wasser wieder dem Wasserkreislauf der Versuchsanlage zugeführt.

Zur Wasserförderung wurde eine ventillose Drehkolbenpumpe der Fa. Vogelsang des Typs 45 (Baureihe 100) eingesetzt. Die Pumpe bestand aus zwei gegenläufigen, elastomerbeschichteten Drehkolben, die in allen Kolbenstellungen eine Abdichtung zwischen Saug- und Druckseite ermöglichten. Der maximale Druck betrug 10 bar. Die Förderrichtung war dabei beliebig einstellbar. Die Pumpe gestattete eine Einstellung einer drehzahlproportionalen Fördermenge und wäre auch für hochviskose Medien einsetzbar (Schlamm-Wasser-Gemische mit hohen TS-Gehalten).

## 2.2 Anlagensteuerung

Die Anlagensteuerung bestand im Wesentlichen aus der durchflussabhängigen Pumpensteuerung und der händischen Einstellung der Gaslöseeinheit. Die Pumpensteuerung erfolgte anhand der Durchfluss-Messdaten, die durch den magnetisch-induktiven Durchflussmesser aufgenommen und an die Anlagensteuerung weitergegeben wurden. Der ständige Soll-Ist-Abgleich hinsichtlich des Durchflusses erlaubte eine unmittelbare und automatische Steuerung der Pumpenleistung. So konnte die Pumpenleistung bei Abweichung des Ist-Zustandes vom Soll-Zustand automatisch durch die Software LabVIEW, die zur Anlagensteuerung eingesetzt wurde, angepasst werden. Die Software LabVIEW war im Vorfeld der Untersuchungen für die Versuchsanlage programmiert worden. LabVIEW ist ein grafisches Programmiersystem, das auf der Programmiersprache G basiert und zur Datenerfassung und Steuerung sowie zur Datenanalyse und Datenpräsentation eingesetzt wird. Sie bietet die Flexibilität einer leistungsstarken Programmiersprache ohne die sonst damit verbundene Schwierigkeit und Komplexität, denn die entsprechende grafische Programmiermethodik ist relativ leicht anwendbar (NI, 2003).

## 2.3 Messeinrichtungen

Die drei Versuchsphasen des ersten Projektabschnittes machten als kontinuierliche Versuchsdatenerfassung Geschwindigkeitsmessungen (dreidimensionale Strömungsmessungen), Messungen des TS-Gehaltes und der Schlammspiegelhöhe notwendig. Im Ablaufbereich waren die Schlammspiegelsonde (Modell SONATAX der Fa. Dr. Lange) und eine Feststoff-Sonde (Modell SOLITAX der Fa. Dr. LANGE) installiert. Um die Feststoff- und Geschwindigkeitsmessungen über die gesamte Reaktorhöhe durchführen zu können, wurde ein mobiler Messschlitten, der in Bild 2.10 dargestellt ist, entwickelt und in den Reaktor eingehangen. Der Messschlitten war an insgesamt acht Ketten aufgehängt und konnte somit beliebig in der Höhe variiert werden. Auf dem Messschlitten waren auf zwei parallelen Schienen sowohl eine TS-Sonde (SOLITAX der Fa. Dr. Lange) als auch eine ADV-Sonde zur Geschwindigkeitsmessung montiert.

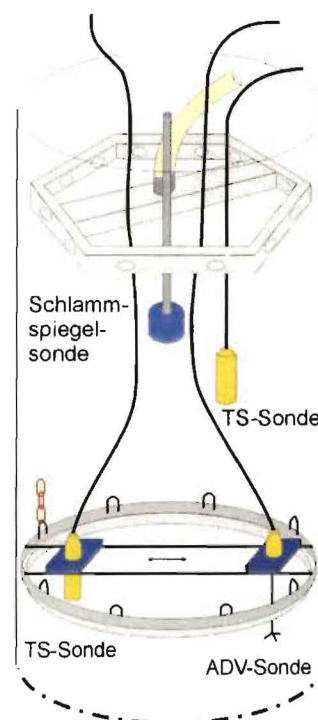


Bild 2.10: Mobiler Messschlitten in der Versuchsanlage

Der Messschlitten war nicht nur in seiner Höhe beliebig zu positionieren, sondern war auch drehbar, sodass – insbesondere für die ADV-Messungen (vgl. [Abschnitt 2.3.1](#)) – jeder Messpunkt im Inneren des Reaktors erreicht werden konnte.

### 2.3.1 Geschwindigkeitsmessungen

Die Geschwindigkeitsmessungen wurden mittels Acoustic-Doppler-Velocimetry (ADV) durchgeführt. Bei diesem, auf dem Doppler-Effekt beruhenden Messverfahren wird ein Ultraschall-Impuls ausgesendet, der von den im Wasser befindlichen Partikeln reflektiert wird. Aufgrund der Eigenbewegung der Teilchen tritt im reflektierten Impuls eine von der Raumrichtung abhängige Phasenverschiebung der Signale und deren Laufzeit auf. Wie in Bild 2.11 dargestellt, lässt sich hieraus mittels dreier Empfänger, die äquidistant um den Ultraschall-Sender angebracht sind, zeitgleich die Geschwindigkeit der Partikel entlang der drei Raumrichtungen ermitteln.

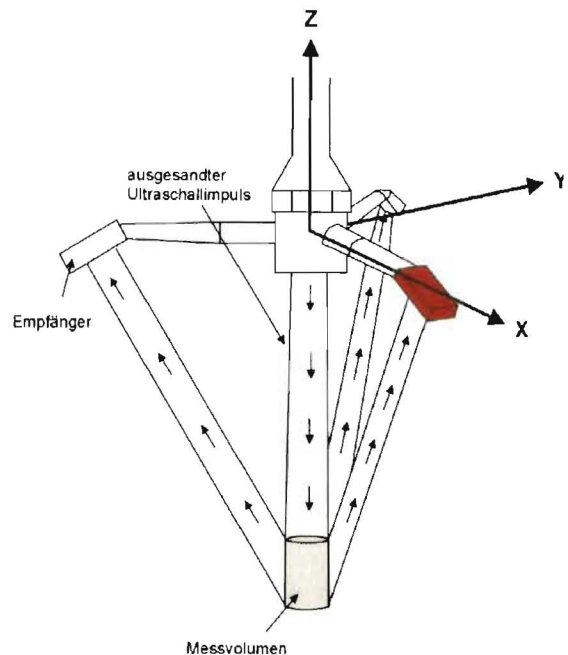


Bild 2.11: Messprinzip der ADV-Sonde

Für die Messungen stand jeweils eine ADV-Sonde der Hersteller NORTEK und SONTEK zur Verfügung. Die ADV-Sonden sind in der Lage, Fließgeschwindigkeiten zeitgleich in drei Dimensionen aufzunehmen. Das Messvolumen befindet sich 50 mm unterhalb des Senders. Es ist von zylindrischer Form mit einem Durchmesser von 6 mm und einer Höhe von 9 mm. Der Messkopf der Sonde muss mindestens 10 mm in das zu messende Medium eingetaucht sein. Damit ergibt sich eine minimale Messtiefe von 60 mm unterhalb der Flüssigkeitsoberfläche. Die Messfrequenz ist zwischen 0,1 und 25 Herz einstellbar. Die ADV-Sonde ermöglicht die Messung von Strömungsgeschwindigkeiten zwischen 0,05 und 250 cm/s. Die Messungenauigkeit beträgt nach Herstellerangaben  $\pm 0,25$  % des eingestellten Messbereiches. Die Schallgeschwindigkeit des Ultraschallimpulses ist von der Wassertemperatur und dem Salzgehalt abhängig. Eine Änderung der Wassertemperatur um 5 °C erzeugt bei der Bestimmung der Fließgeschwindigkeit einen Messfehler von 2 % (KÖNGETER, 1999).

Zur Wahl eines geeigneten Messbereiches mussten vor Beginn der Messung die größten zu messenden Geschwindigkeiten abgeschätzt werden.

Mit einem PC wurden die empfangenen Signale digitalisiert und anschließend die so gewonnenen, umfangreichen Daten mit entsprechenden Software-Tools ausgewertet (z. B. mit der Software WinADV). Im Ergebnis wurden dreidimensionale Durchschnittsgeschwindigkeiten und die Lage des Messvolumens zum Boden ermittelt. Außerdem standen von jedem Messpunkt die Standardabweichungen der Fließgeschwindigkeiten

(rms-Geschwindigkeiten) zur Verfügung. Die rms-Geschwindigkeiten stellen ein Maß für die mittlere Schwankungen der in der Strömungsgeschwindigkeiten dar.

### Messpunkte im Reaktor

Aus versuchspraktischen Gründen (sehr hoher Zeitaufwand) wurde hinsichtlich der ADV-Messungen nur ein Viertelkreis mit insgesamt vier Messpunkten aufgenommen. Ein Messpunkt lag im Mittelpunkt der Reaktorfläche, der dem Ursprung des Mess-Koordinatensystems entsprach. Die anderen drei Messpunkte verteilten sich gemäß Bild 2.12 auf drei Punkte im Viertelkreis. Zur Messung der Strömungsgeschwindigkeiten an den äußeren Messpunkten musste die ADV-Sonde mit dem mobilen Messschlitten gedreht werden.

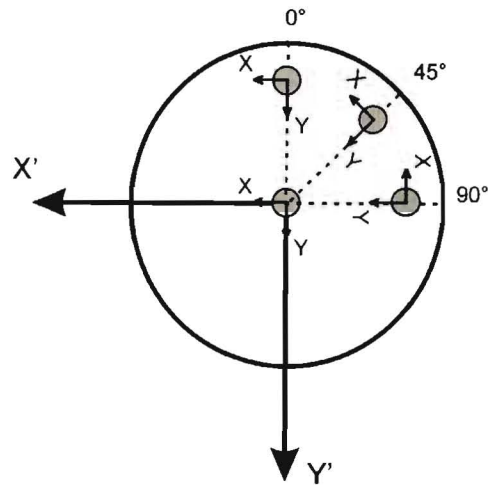


Bild 2.12: ADV-Messpunkte im Reaktor

### Auswertung der ADV-Messungen

Zur Auswertung der ADV-Messungen waren insgesamt die drei nachstehend genannten Schritte notwendig:

1. Schritt: Datenverdichtung unter WinADV
2. Schritt: Datentransformation unter MS Excel
3. Schritt: Datenvisualisierung unter TecPlot

1. Schritt Datenverdichtung: WinADV bietet eine Visual Basic 4.0 basierte Softwareumgebung zur Ansicht, Bearbeitung und Auswertung von Messdaten, die mit ADV-Sonden der Firmen SONTEK und NORTEK erfasst wurden. WinADV wurde im Vorhaben genutzt, um durch eine Stapelverarbeitung die großen Datenmengen herabzusetzen und dadurch die weitergehende Verarbeitung und die Analyse der Daten in MS Excel und mit der Visualisierungssoftware TecPlot zu vereinfachen.

2. Schritt Datentransformation: Die Strömungsmessungen waren dreidimensional, sodass die Messwerte nach erfolgter Messung noch auf das globale Koordinatensystem zu beziehen waren. Da lediglich im Mittelpunkt (Messpunkt 1) und bei 0° (Messpunkt 2) das lokale Koordinatensystem der ADV-Sonde dem globalen Koordinatensystem entsprach,



war die Umrechnung für die Messpunkte 3 (45°) und 4 (90°) vorzunehmen. Die zugehörigen Formeln zur Umrechnung der lokalen Messwerte in globale Werte sind Tabelle 2.2 zu entnehmen.

**Tabelle 2.2: Umrechnungswerte zur Bestimmung der Strömungsgeschwindigkeiten**

Messpunkt	0°	45°	90°	Mitte
Umrechnung	$X' = x$ $Y' = y$	$X' = x \cdot \cos 45^\circ + y \cdot \cos 45^\circ$ $Y' = -x \cdot \cos 45^\circ + y \cdot \cos 45^\circ$	$X' = y$ $Y' = -x$	$X' = x$ $Y' = y$
X', Y': globale Koordinaten x, y: lokale Koordinaten der ADV-Sonde				

**3. Schritt Datenvisualisierung:** Die Messdaten wurden mit der Software Tecplot visualisiert. Tecplot ist eine Plotting-Software mit umfangreichen Möglichkeiten der zwei- und dreidimensionalen Visualisierung von technischen Daten.

### 2.3.2 Schlammspiegelmessung

Die Schlammspiegelsonde SONATAX bestimmt die Höhe des Schlammspiegels über die Laufzeit eines Ultraschallechos. Die Messsonde befindet sich immer nur wenige Zentimeter unterhalb der Wasseroberfläche. Der Messbereich liegt zwischen 0,2 und 6,0 m und war somit ausreichend für den Einsatz im Versuchsreaktor. Die Messauflösung des Gerätes liegt nach Herstellerangaben bei 0,03 m. Die Messabweichung liegt unter 0,1 m. Die Sonde ist mit einem selbsttätigen Wischer ausgestattet, sodass sich keine Verschmutzungen an der Sonde anlagern können, die die Messwerte verfälschen würden.

### 2.3.3 Feststoff-Messungen

Die TS-Sonde SOLITAX ermöglicht eine kontinuierliche und direkte Trübungs- und Feststoff-Messung. Das kombinierte Infrarot-Absorptions-Streulicht-Verfahren stellt sicher, dass sowohl geringste Trübungswerte als auch hohe Schlammgehalte präzise ermittelt werden. Die beiden Feststoffsonden wurden mit Proben der Wasser-Polysulfon-Suspension mit unterschiedlichen Feststoffgehalten vor Versuchsbeginn kalibriert.

## 2.4 Eingesetzte Modellsuspension

### 2.4.1 Kriterien zur Auswahl der Modellsuspension

Die erforderlichen Eigenschaften der im Reaktor eingesetzten Modellsuspension waren an den vorgesehenen Anwendungsgebieten des Schlamm Spiegelreaktors auszurichten.

Grundsätzlich waren zwei Anwendungsgebiete des Schlamm Spiegelreaktors zu unterscheiden. Das erste Anwendungsgebiet ist die Denitrifikation, die unter anoxischen Bedingungen stattfindet (SSR zur vorgeschalteten Denitrifikation und Überschussschlamm-Verminderung; SSR zur Rest-Denitrifikation, Überschussschlamm-Stabilisierung und Rückhalt abfiltrierbarer Stoffe). Das zweite Anwendungsgebiet ist die anaerobe Verfahrenstechnik (SSR als anaerobe Vorstufe).

Die Struktur der Schlämme in Abwasserreinigungsanlagen ist im Wesentlichen abhängig von der Abwasserart und Anlagenkonzeption. Zu beachten ist dabei, dass die Struktur belebter Schlämme in einer Denitrifikationszone sich wesentlich von der Struktur anaerober Schlämme unterscheiden kann. Beispielsweise treten in anaeroben Verfahrenstechnologien wie dem UASB-Reaktor, der hinsichtlich des Verfahrensansatzes dem Schlamm Spiegelreaktor ähnelt, pelletartige also granuliert Schlämme auf. Bei den Pellets handelt es sich in der Regel bis zu 0,5 cm große, feste und gut sedimentierbare Körnchen, die stäbchen- oder kokkenförmige Methanbakterien in hoher Konzentration enthalten. Typische Schlamm Bett-Bodenschlammkonzentrationen liegen für eine pelletartige Schlammzusammensetzung bei 75-150 kg/m<sup>3</sup> (Handbuch Anaerobtechnik).

Den unterschiedlichen Eigenschaften anoxischer und anaerober Schlämme konnte in dem ersten Projektabschnitt durch eine einzelne Modellsuspension allein nicht ausreichend Rechnung getragen werden. Für die ersten drei Versuchsphasen wurde daher der Kunstschlamm Polysulfon gewählt, der im Hinblick auf die Stoffeigenschaften (Struktur, Schlammindex, Viskosität) belebtem Schlamm hinreichend genau entspricht (vgl. auch [Abschnitt 2.4.2](#)). In Anbetracht der verfahrenstechnischen Rahmenbedingungen wurde der Einsatz anoxischer bzw. aerober Schlämme als deutlich schwieriger bewertet als der Einsatz anaerober (pelletartiger) Schlämme. Grund hierfür ist, dass beim Betrieb des Schlamm Spiegelreaktors als Denitrifikationsstufe die Ausbildung eines *fluidisierten Schlamm Bettes* zu erwarten ist. Im Gegensatz dazu ist eine solche Fluidisierung des Schlamm Bettes bei Vorliegen von granulierten Schlamm pellets nicht zu erwarten.

Besonderer Vorteil eines Kunstschlammes ist die Möglichkeit der Einstellung reproduzierbarer Versuchszustände, die nicht biologischen Abbauprozessen, die zu veränderlichen Schlamm eigenschaften führen, unterliegen.

## 2.4.2 Kunstschlamm Polysulfon

Der Kunstschlamm Polysulfon wurde von der Firma ATZ-EVUS für die Simulation von Absetzvorgängen von belebten Schlämmen entwickelt (Markenname: Visofloc 2000®). Der Kunstschlamm besteht aus Spänen des Kunststoffes Polysulfon, die aus einem Granulat aufwändig in Handarbeit gewonnen werden. Der Kunststoff Polysulfon hat eine

Dichte von  $2,41 \text{ g/cm}^3$ . Durch eine Behandlung mit dem Lösungsmittel Aceton und weiteren Behandlungsschritten, wird die Oberfläche der Polysulfonspäne stark vergrößert. Schließlich werden die Späne durch Zugabe von Wasser ausgeflockt (BUER, 2000; KREIFELTS, 1999). Polysulfonproben mit unterschiedlichen Korngrößenverteilungen sind in Bild 2.13 dargestellt.



**Bild 2.13: Polysulfonproben mit unterschiedlichen Korngrößenverteilungen**

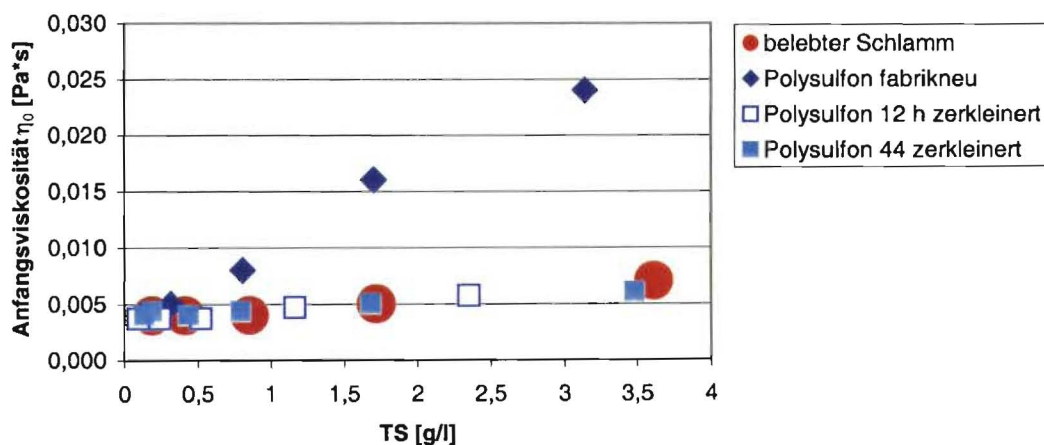
Das ISA Aachen hat Polysulfon bereits in mehreren Forschungsvorhaben eingesetzt. Bisher wurde der Kunstschlamm jedoch als Modellsuspension in halbtechnischen Versuchsanlagen eingesetzt, also als Suspension mit zu skalierenden Eigenschaften.

Im Rahmen der zurückliegenden Vorhaben wurden die Eigenschaften des Kunstschlammes Polysulfon als Modellsuspension für belebten Schlamm eingehend untersucht. Diese Untersuchungen gaben zu der Einschätzung Anlass, dass Polysulfon - nach einer entsprechenden Material-Konditionierung - sich ebenfalls gut für Versuche in Anlagen mit einem Größenmaßstab 1:1 eignen dürfte, da über die Partikelgröße die (Absetz-)Eigenschaften und die Rheologie des Polysulfons gezielt beeinflusst bzw. eingestellt werden können.

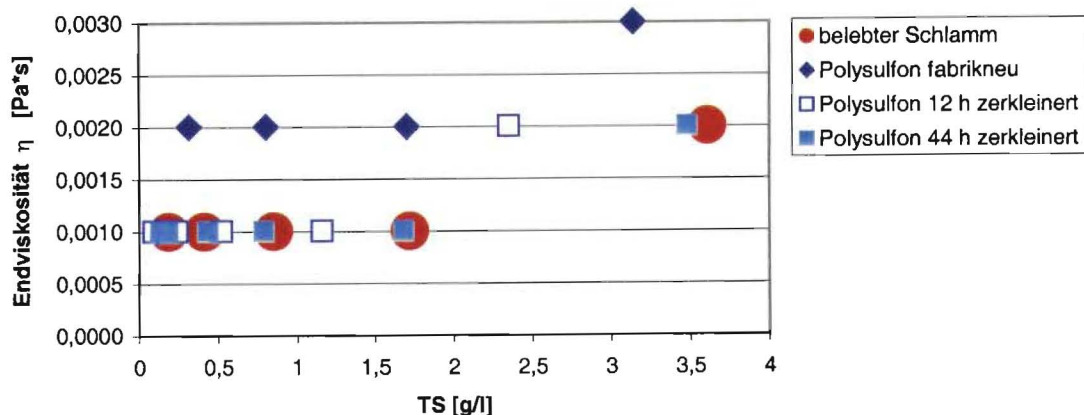
### **Konditionierung des Kunstschlammes Polysulfon**

Die Voruntersuchungen des ISA zum Reaktorbetrieb des Schlammspiegelreaktors Aachen haben ergeben, dass insbesondere die rheologischen Eigenschaften eines fabrikneuen Polysulfons nicht in ausreichender Form den Fließeigenschaften von belebtem Schlamm entsprechen. Um neben dem Absetzverhalten auch eine Annäherung bei den Fließeigenschaften zu erzielen, wurde das fabrikneue Polysulfon kontrolliert zerkleinert. Die Zerkleinerung erfolgte durch einen 44-stündigen Pumpbetrieb mittels Waschmaschinenpumpen.

Fließverhalten der Modellsuspension: Die Fließeigenschaften der Wasser-Polysulfon-Modellsuspension und von belebtem Schlamm der Kläranlage Aachen-Soers wurden mit einem Rotationsviskosimeter bestimmt und die Ergebnisse miteinander verglichen. Bild 2.14 zeigt die dynamische Anfangsviskosität  $\eta_0$  und Bild 2.15 die dynamische Endviskosität  $\eta_\infty$  des untersuchten belebten Schlammes und des Polysulfons in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt. Es wurde zwischen fabrikneuem Polysulfon, Polysulfon, das über 12 h zerkleinert wurde und Polysulfon, das über 44 h zerkleinert wurde, unterschieden.



**Bild 2.14: Anfangsviskosität  $\eta_0$  von belebtem Schlamm und Polysulfon in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt**

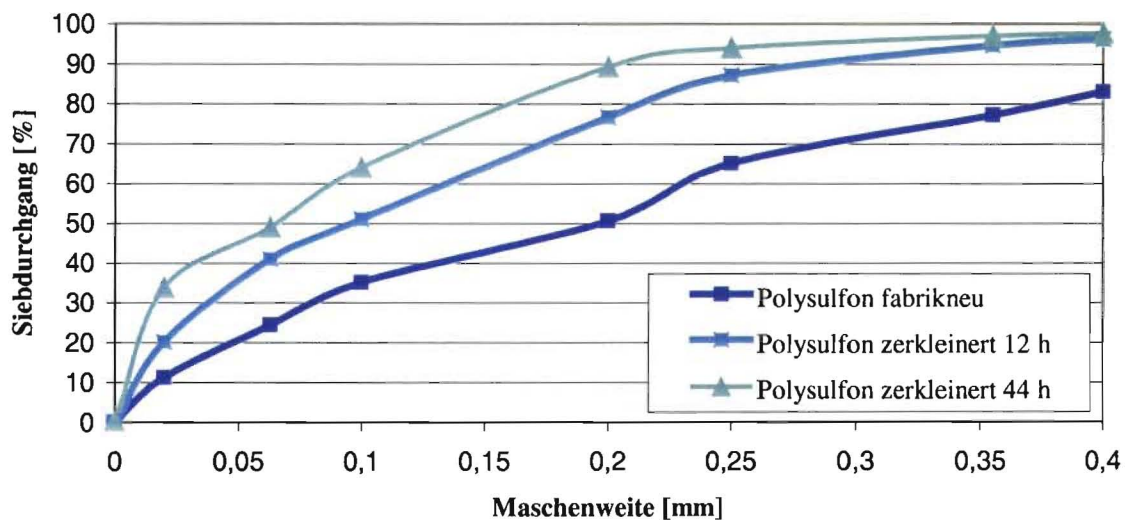


**Bild 2.15: Endviskosität  $\eta_\infty$  von belebtem Schlamm und Polysulfon in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt**

Ergebnis der Viskositätsmessungen im Hinblick auf den Kunstschlamm Polysulfon ist, dass alle untersuchten Chargen des Polysulfons mit Ausnahme des fabrikneuen Materials ein ähnlich viskoses Verhalten wie belebter Schlamm aufweisen. Das gilt sowohl zu Beginn der Scherung ( $\eta_0$ ) als auch nach hoher Scherbelastung ( $\eta_\infty$ ). Die beste Über-

einstimmung wird mit dem Polysulfon erreicht, dass über 44 h zerkleinert wurde. Die Abweichungen der Anfangs- und Endviskositäten des fabrikneuen Polysulfons im Vergleich zu den anderen untersuchten Proben verdeutlichen den Einfluss der Partikelgrößenverteilung auf die Viskosität. Da das fabrikneue Polysulfon im Vergleich zu den beiden anderen Polysulfonchargen wesentlich größere Partikel und einen geringeren Feinanteil besitzt, bildet es belebten Schlamm, der in der Regel einen sehr hohen Feinanteil kleiner 5 µm und vergleichbar wenig größere Flocken aufweist, nur unzureichend ab.

**Korngrößenverteilung:** Die Auswirkungen der Zerkleinerung hat Einfluss auf die Korngrößenverteilung der Modellsuspension. Hierzu wurde eine Bestimmung der Korngrößenverteilung durch eine Nass-Siebung gemäß DIN 18123 „Baugrund, Untersuchung von Bodenproben, Bestimmung der Korngrößenverteilung“ (1996) durchgeführt. Die ermittelten Sieblinien für die unterschiedlichen Chargen des Polysulfons ist in Bild 2.16 dargestellt.



**Bild 2.16. Sieblinien von Polysulfon**

### Absetzeigenschaften

Neben dem nachgewiesenen Zusammenhang zwischen Korngrößenverteilung und rheologischen Eigenschaften sind ebenfalls die Absetzeigenschaften abhängig von der Teilchengröße und der TS-Konzentration. Das Ergebnis früherer Untersuchungen war, dass der Polysulfonschlamm sowohl bei geringen als auch bei hohen TS-Konzentrationen eine gute Übereinstimmung mit dem Absetzverhalten von Belebtschlämmen aufweist (KREIFELTS, 1999). Eine zunächst als notwendig erachtete Erhöhung der TS-Konzentration in der Modellsuspension, um die materialbedingt fehlende biologische Partikelinteraktion ausgleichen und die Absetzgeschwindigkeit an die der langsameren Belebtschlammteilchen anzupassen (KREIFELTS, 1999), erwies sich als nicht notwendig.

Im Gegenteil, es wurde vielmehr, wie im nächsten Absatz beschrieben, der TS-Gehalt der Modellsuspension im Vergleich zu TS-Gehalten in Denitrifikationsstufen reduziert.

Ferner konnten sowohl im Rahmen der Untersuchungen zum Schlamm Spiegelreaktor als auch in früheren Forschungsvorhaben flockende Eigenschaften des Polysulfons beim Absetzvorgang beobachtet werden.

### **TS-Konzentration im Reaktor**

Vor Aufnahme der Versuche wurden im Rahmen mehrerer Vorversuche im Versuchsreaktor unterschiedliche TS-Konzentrationen der Modellsuspension untersucht. Ziel war die Ermittlung einer optimalen TS-Konzentration im Reaktor, die eine große Bandbreite an unterschiedlichen Einstellungen ermöglichte.

Begonnen wurde mit einer TS-Konzentration von 2,84 kg im Gesamtsystem (Durchschnittswert aus vier Analysen), die in etwa mit der TS-Konzentration in Belebungsbecken vergleichbar ist. Da es mit dieser TS-Konzentration bereits bei relativ geringen Aufstromgeschwindigkeiten zu Schlammabtrieb über den Klarwasserablauf kam, wurde die TS-Konzentration weiter sukzessive abgesenkt. Der letztendlich gewählte TS-Gehalt lag bei 1,195 kg im Gesamtsystem (Durchschnittswert aus sieben Analysen). In diesem Zusammenhang ist zu betonen, dass die Reaktorsäule mit einer Höhe von 4 m im Vergleich zu den später beabsichtigten Abmessungen noch deutlich unterdimensioniert war. Das System hätte bei einer deutlich größeren Reaktorhöhe auch mit höheren TS-Gehalten mit großen betrieblichen Bandbreiten betrieben werden können.

Im Rahmen aller Versuche befand sich das gesamte Polysulfon nach dem Einfahrbetrieb vollständig als Schlammbett im Reaktor. So lässt sich bei Annahme einer gleichmäßigen TS-Verteilung im (fluidisierten) Schlammbett die TS-Konzentration des Schlammbettes ausschließlich anhand der Schlammbettexpansion rechnerisch ermitteln.

## **2.5 Versuchsübersicht**

Es wurden insgesamt 40 Versuche durchgeführt. Begonnen wurde mit 5 Tracer-Versuchen, die unter stationären Strömungsbedingungen mit Klarwasser und Lebensmittelfarbe durchgeführt wurden. Anschließend wurde die Anlage mit der oben beschriebenen Modellsuspension mit Polysulfon betrieben. Es wurden 21 Versuche mit stationären und 19 Versuche mit instationären Strömungsbedingungen durchgeführt. Die Gaslöseeinheit wurde in 4 Versuchen im Bypass zugeschaltet (3 stationär, 1 instationär). Hinsichtlich der Einlaufkonstruktion erfolgten 24 Versuche mit seitlichem Einlauf und Lochplatte, 6 Versuche mit unten liegendem Einlauf und Lochplatte sowie 10 Versuche mit unten liegendem Einlauf und Düsenboden.

### Versuche mit stationären Strömungsbedingungen

Von den insgesamt 21 Versuchen mit stationären Strömungsbedingungen wurden 16 mit der Modellsuspension Polysulfon durchgeführt. In Tabelle 2.3 sind die entsprechenden Versuche zusammengestellt.

**Tabelle 2.3: Übersicht über die Versuche mit stationären Strömungsbedingungen**

Datum	Zulauf	GLE	ADV	TS	Fluid	Einlauf
10.06.2002	0,50	Nein	Nein	0,0	Klarwasser	Seitlich + LP
10.06.2002	2,00	Nein	Nein	0,0	Klarwasser	Seitlich + LP
11.06.2002	3,00	Nein	Nein	0,0	Klarwasser	Seitlich + LP
14.06.2002	0,50	Nein	Nein	0,0	Klarwasser	Seitlich + LP
19.06.2002	0,25	Nein	Nein	0,0	Klarwasser	Seitlich + LP
07.10.2002	2,00	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	Seitlich + LP
21.11.2002	1,50	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Seitlich + LP
22.11.2002	2,00	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Seitlich + LP
25.11.2002	2,50	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Seitlich + LP
29.11.2002	2,00	Ja	Ja	1,2	Polysulfon	Seitlich + LP
02.12.2002	1,50	Ja	Ja	1,2	Polysulfon	Seitlich + LP
09.12.2002	1,50	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Seitlich + LP
20.01.2003	1,50	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Unten + LP
24.01.2003	2,00	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Unten + LP
27.01.2003	2,50	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Unten + LP
10.02.2003	3,00	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Unten + LP
27.03.2003	1,50	Ja	Nein	1,2	Polysulfon	Unten+ Düsen
07.04.2003	2,00	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Unten+ Düsen
09.04.2003	2,50	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	Unten+ Düsen
28.08.2003	0,62	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	Unten+ Düsen
18.09.2003	0,62	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	Unten+ Düsen

- SP = Schlamm Spiegel
- GLE = Gaslöseeinheit
- ADV = ADV-Messung
- TS = TS-Gehalt im Gesamtsystem in kg
- LP = Lochplatte

**Tracer-Versuche:** Die Versuche mit Lebensmittelfarbe als Tracer-Element wurden im Juni 2002 durchgeführt. Ziel der Tracer-Versuche war, einen ersten Eindruck bezüglich der Strömungsverhältnisse im Reaktor zu gewinnen. Auf Basis dieser Erkenntnisse wurden noch einige kleinere Korrekturen an der ersten Einlaufvariante (seitlicher Zulauf und Lochplattenboden) vorgenommen.

ADV-Messungen: Auf Grund des extrem großen Zeitaufwandes waren die Geschwindigkeitsmessungen mit der ADV-Sonde gemäß dem unter Abschnitt 2.3.1 beschriebenen Verfahren ausschließlich bei Versuchen mit stationären Strömungsbedingungen möglich.

### Versuche mit instationären Strömungsbedingungen

Es wurden insgesamt 19 Versuche mit instationären Strömungsbedingungen durchgeführt (vgl. [Tabelle 2.4](#)). Alle Versuche erfolgten mit der Modellsuspension.

**Tabelle 2.4: Übersicht über die Versuche mit instationären Strömungsbedingungen**

Datum	GLE	ADV	TS	Fluid	Einstellungen [m <sup>3</sup> /h]	Einlauf
28.06.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	1,5/2,0/1,5	Seitlich + LP
01.07.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	1,5/2,0	Seitlich + LP
02.07.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	2,0/2,5	Seitlich + LP
03.07.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	2,0/2,5/2,0/1,5	Seitlich + LP
04.07.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	2,0/1,5/1,0/1,5/2,0	Seitlich + LP
05.07.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	1,5/2,0/1,5	Seitlich + LP
08.07.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	2,0/1,5/2,0	Seitlich + LP
08.10.2002	Nein	Nein	2,8	Polysulfon	1,5/2,5	Seitlich + LP
10.10.2002	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	2,0/2,5/0,5	Seitlich + LP
21.10.2002	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	0,5/1,0/1,5/2,0/2,5	Seitlich + LP
25.10.2002	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	2,5/1,5/0,5	Seitlich + LP
28.10.2002	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	1,5/2,0/1,5	Seitlich + LP
31.01.2003	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	1,0/1,5/2,0/2,5	Unten + LP
07.02.2003	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	2,5/2,0/1,5/1,0	Unten + LP
26.03.2003	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	1,5/2,0/2,5/1,5	Unten + Düsen
03.04.2003	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	1,0/1,5/2,0/2,5/3,0	Unten + Düsen
16.04.2003	Nein	Ja	1,2	Polysulfon	1,5/2,0/2,5	Unten + Düsen
01.09.2003	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	0,3/0,5/0,6/0,9/1,2	Unten + Düsen
17.09.2003	Nein	Nein	1,2	Polysulfon	0,3/0,5/0,6/0,9/1,2	Unten + Düsen

- GLE = Gaslöseeinheit
- ADV = ADV-Messung
- TS = TS-Gehalt im Gesamtsystem in kg
- LP = Lochplatte

Die im Rahmen der Versuche mit instationären Strömungsbedingungen gewählten Zuläufe variierten zwischen 0,3 und 3,0 m<sup>3</sup>/h. Zum einen wurde mit minimalen Beschickungen begonnen, die anschließend sukzessive gesteigert wurden. Nach Erreichen der Spitzenbelastung wurde die Beschickung in einigen Versuchen wieder reduziert. Zum anderen wurden auch Versuchseinstellungen gewählt, in denen direkt mit einer maximaler Beschickung begonnen wurde und anschließend die Belastung schrittweise reduziert wurde (vgl. [Tabelle 2.4](#): Einstellungen). Diese beiden Vorgehens-



weisen gaben Aufschluss darüber, welche zuflussabhängige Schlammbettexpansion vorlag beziehungsweise welche Steig- und Sinkgeschwindigkeiten das Schlammbett bei unterschiedlichsten dynamischen Zuflussbedingungen aufwies.

## 2.6 Versuchsergebnisse und Reaktortechnik

### 2.6.1 Ermittlung der Größen für die Ausbildung des Schlammbetts

In der ersten Versuchsphase waren die Größen für die Ausbildung des Schlammbetts zu ermitteln. Im Vordergrund standen dabei der Einfluss der TS-Konzentration auf das Schlammbett, die Aufstromgeschwindigkeit und die daraus resultierende Turbulenz im Schlammbett. Der Einfluss von Gasbildung bzw. der Verschleppung von Gasblasen aus der Strippeinheit sollte durch die am ISA vorhandene Gaslöseeinheit, die in den Rezirkulationsstrom eingebunden wird, simuliert werden.

Die Beschickungen des Reaktors werden als Aufstromgeschwindigkeiten ausgedrückt. Die Umrechnung eines in  $[m^3/h]$  angegebenen Zulaufs in die entsprechende Aufstromgeschwindigkeit erfolgte mit der nachstehenden Formel:

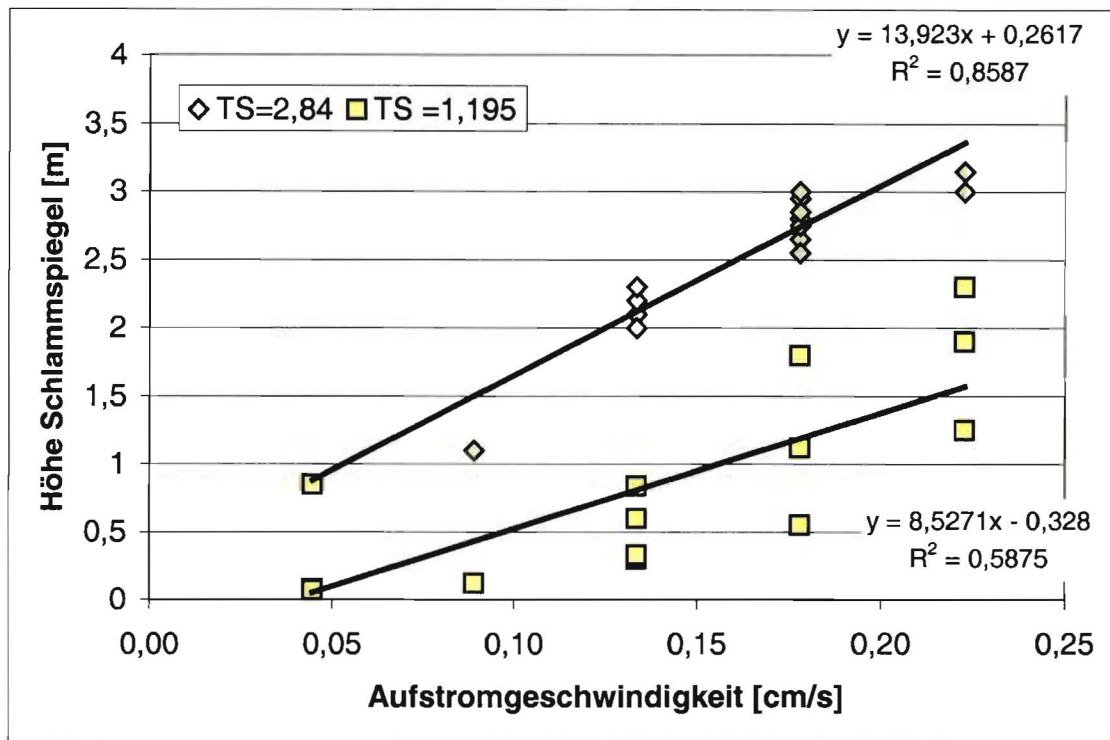
$$q_A = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{0,312} [m/h] = \frac{Q}{(0,312 \times 36)} [cm/s]$$

Zu betonen ist, dass die Beschickung lediglich einer *virtuellen* und nicht der tatsächlichen Aufstromgeschwindigkeit entspricht. Die realen Strömungsgeschwindigkeiten in z-Richtung sind naturgemäß heterogen und können in Teilbereichen des Reaktors auch negative Werte aufweisen (vgl. Bild 2.20).

### **Einfluss unterschiedlicher Feststoffgehalte auf die Schlammbettexpansion**

Der Einfluss unterschiedlicher TS-Gehalt auf die Schlammbettexpansion kann durch die Untersuchungsergebnisse genauer spezifiziert werden.

In Bild 2.17 wird die Entwicklung der Schlamm Spiegelhöhen für zwei unterschiedliche TS-Gehalte aufgezeigt. Im Reaktor wurden Versuche mit 2,84 kg und mit 1,195 kg Polysulfon durchgeführt.



**Bild 2.17: Schlamm Spiegelhöhen in Abhängigkeit der Aufstromgeschwindigkeit für die Modellsuspension Polysulfon mit zwei unterschiedlichen TS-Gehalten**

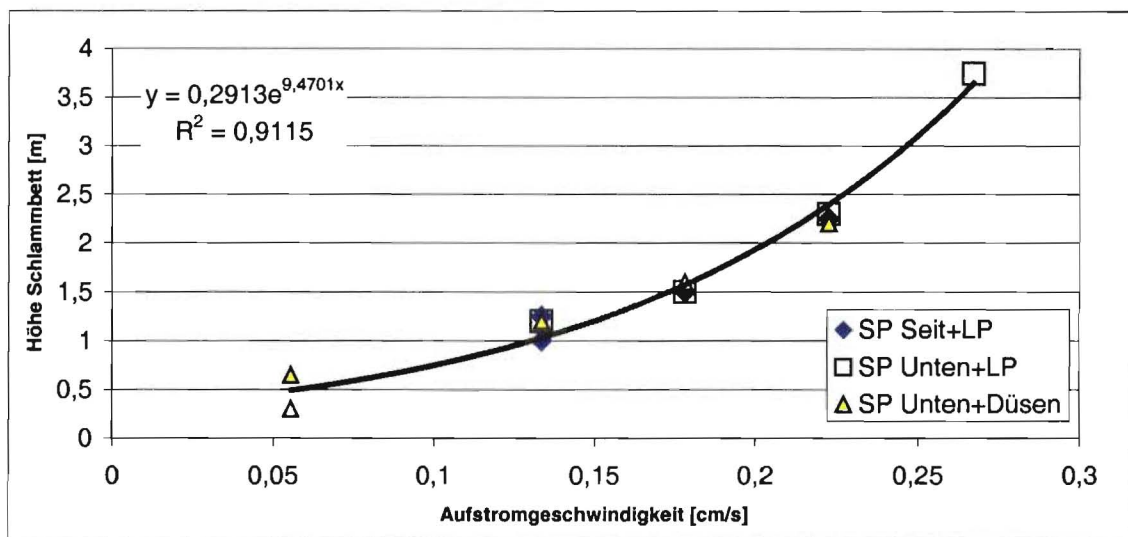
Die Untersuchungen ergaben, dass mit steigendem TS-Gehalt und bei gleicher Aufstromgeschwindigkeit, die Ausdehnung des Schlamm bettes zunimmt. Bei einem Feststoffgehalt von 2,8 kg hatte das Schlamm bett eine doppelte bis dreifache Ausdehnung im Vergleich zu der Ausdehnung des Schlamm bettes bei einem Feststoffgehalt von lediglich 1,2 kg.

Für den TS-Gehalt von 1,2 kg im Gesamtsystem konnte mit steigender Aufstromgeschwindigkeit eine zunehmende Streuung bei den Messwerten für die Schlamm Spiegelhöhen festgestellt werden. Daher werden Vorhersagen hinsichtlich einer beschickungsabhängigen Schlamm Spiegelhöhe mit steigender Aufstromgeschwindigkeit zunehmend ungenauer.

### Schlamm Spiegelhöhen bei stationären Strömungsbedingungen

Die Schlamm Spiegelhöhen bei stationären Strömungsbedingungen wurden für einen TS-Gehalt von 1,195 kg im Gesamtsystem für alle drei Zulaufkonstruktionen untersucht. Bild 2.18 zeigt die entsprechenden Höhen im Schlamm Spiegelreaktor in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit. Die Messwerte der Schlamm Spiegelhöhen sind für die einzelnen Einlaufkonstruktionen annähernd deckungsgleich, sodass die Einlaufgestaltung scheinbar nur einen geringen Einfluss auf die Entwicklung der Schlamm Spiegelhöhe bei stationären Strömungsbedingungen hat. Daher lässt sich die Schlamm Spiegelhöhe in Abhängigkeit von der Beschickung gut durch eine *allgemein gültige* Trendlinie ausdrücken,

deren Funktion mit einem Bestimmtheitsmaß  $R^2 > 0,9$  ebenfalls in Bild 2.18 angegeben ist.



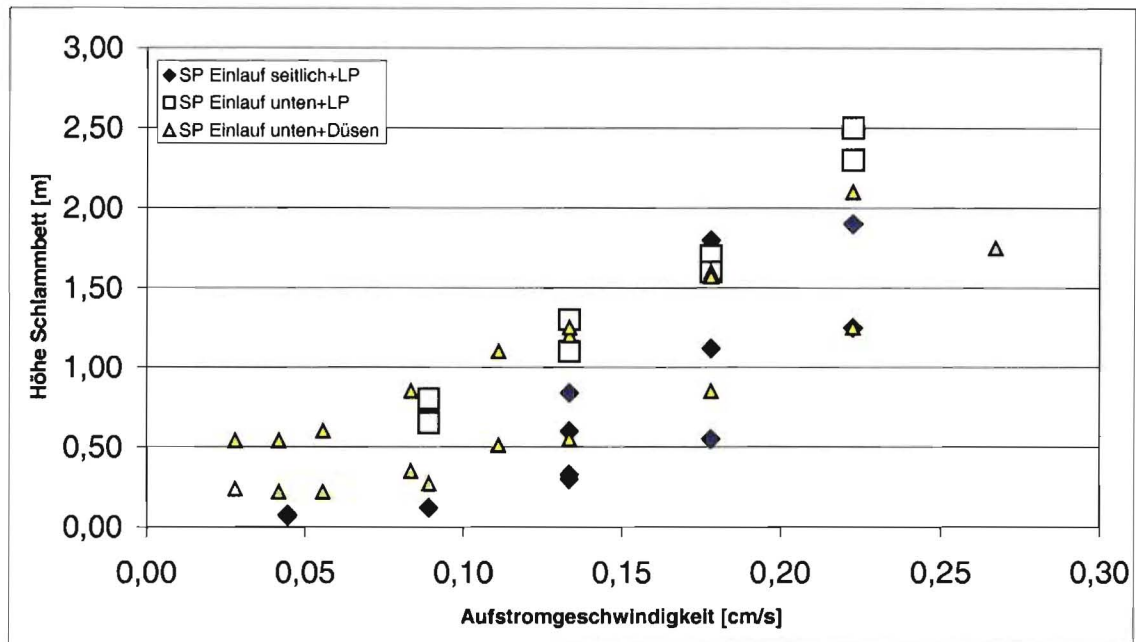
**Bild 2.18: Schlamm Spiegelhöhe im Versuchsreaktor für drei verschiedene Einlaufkonstruktionen bei stationären Aufstromgeschwindigkeiten**

Der höchste Wert für eine Schlamm Spiegelhöhe bei den Versuchen mit stationären Strömungsbedingungen lag bei 3,75 m und wurde bei einem Zulauf von 3 m<sup>3</sup>/h erreicht, entsprechend einer Aufstromgeschwindigkeit von 0,267 cm/s. Bei dieser Schlamm Spiegelhöhe trieb jedoch der Schlamm aus dem Versuchsreaktor ab. Die TS-Konzentration im Schlamm Bett lag bei einer Schlamm Bett ausdehnung von 3,75 m bei rund 1 g/l.

### Schlamm Spiegelhöhen bei instationären Strömungsbedingungen

Die Schlamm Spiegelhöhen bei instationären Strömungsbedingungen wurden ebenfalls für die drei Einlaufkonstruktionen untersucht. In Bild 2.19 sind die entsprechenden Schlamm Spiegelhöhen im Schlamm Spiegelreaktor dargestellt. Der TS-Gehalt lag wiederum bei 1,195 kg.

Während bei den Versuchen mit stationären Strömungsbedingungen von einem steady-state ausgegangen werden kann, entsprechen die Schlamm Spiegelhöhen bei den instationären Strömungsbedingungen eher Momentaufnahmen. Daher ist es nicht überraschend, dass für eine Einlaufkonstruktion bei gleichen Aufstromgeschwindigkeiten erhebliche Unterschiede bei den Schlamm Spiegelhöhen auftraten. Die größten Abweichungen ergaben sich für die beiden Einlaufkonstruktionen *seitlich mit Lochplatte* und *unten mit Düsen*.



**Bild 2.19: Schlammspiegelhöhen im Reaktor bei instationären Aufstromgeschwindigkeiten (TS-Gehalt im System 1,195 g/l)**

### Auswirkungen der Schlammбетhöhe auf die TS-Konzentration des Schlammбетtes

Ausgehend von einer konstanten Gesamt-Trockenmasse im Reaktorsystem und einer unveränderlichen Grundfläche des Reaktors ergeben sich bei unterschiedlichen Ausdehnungszuständen des Schlammбетtes – gemäß nachstehender Berechnung – von der Höhe abhängige durchschnittliche TS-Konzentrationen im Schlammбет.

$$\frac{TS[kg]}{A \cdot h[m^3]} = TS[kg / m^3]$$

So nehmen mit zunehmender Schlammбетexpansion die durchschnittlichen TS-Konzentrationen des Schlammбетtes ab. Dadurch ergeben sich Veränderungen zum einen hinsichtlich der Stabilität der Grenzschicht (Schlamm Spiegel) und zum anderen hinsichtlich der Sinkgeschwindigkeit der Schlammartikel.

### Auswirkungen der Schlammбетhöhe auf die Stabilität der Grenzschicht

Bei turbulenter Bewegung in mindestens zwei Schichten, die eine Differenz in ihrer Dichte aufweisen, wirkt die Schichtgrenze behindernd auf den turbulenten Austausch. Ein Turbulenzballen der unteren Schicht muss beim Überschreiten gegen die Wirkung der Schwerkraft angehoben werden, wozu eine vom Dichteunterschied abhängige Arbeit ( $g \cdot d\rho / dz$ ) verrichtet werden muss (BOLLRICH, 1989, KRANAWETTREISER, 1989). Die erforderliche Energie kann nur aus der Energie der turbulenten Schwankungsbewegung

entnommen werden, die proportional dem Quadrat des Gleichgewichtsgradienten  $(du/dz)^2$  ist. Das Verhältnis der Arbeit  $g \cdot d\rho/dz$  zur Energie  $\rho \cdot (du/dz)^2$  wird als Richardsonzahl (Ri) bezeichnet.

$$Ri = \frac{g \cdot \frac{d\rho}{dz}}{\rho \cdot \left(\frac{du}{dz}\right)^2}$$

Die Stabilität der Grenzschicht wird durch die Richardsonzahl charakterisiert. Große Richardsonzahlen weisen auf stabile Strömungen hin, da die Dichteunterschiede eher groß (und/oder die ebenfalls eingehenden Geschwindigkeitsgradienten) klein sind. Aus theoretischen Untersuchungen, die durch Versuche bestätigt wurden, ist bekannt, dass bei  $Ri > 1/24$  kein Austausch zwischen den beiden Schichten erfolgt (BAUMER, 1996; KRANAWETTREISER, 1989).

Bezüglich der Grenzschicht im Schlamm Spiegelreaktor ist daher zu beachten, dass mit zunehmender Schlammбетhöhe der Dichteunterschied zwischen der Schlamm-Wasser-Suspension und dem Wasser abnimmt. Diese Abnahme des Dichteunterschieds hat signifikante Auswirkungen auf die Stabilität der Grenzschicht im Reaktor. So wäre die abnehmende Stabilität der Grenzschicht auch ein Erklärungsansatz dafür, warum im Rahmen der Untersuchungen bei relativ hohen Aufstromgeschwindigkeiten und unter instationären Strömungsbedingungen die Schlamm Spiegelhöhen im Reaktor nicht (immer) reproduzierbar waren.

### **Auswirkungen der Schlammбетhöhe auf die Sinkgeschwindigkeiten**

Eine abnehmende durchschnittliche TS-Konzentration hat zur Folge, dass sich die Schlammpartikel freier im Wasser bewegen können und sich weniger beziehungsweise gar nicht mehr gegenseitig beim Absetzen behindern. Somit ist zu unterstellen, dass die Absetzeigenschaften in Abhängigkeit von der Schlammбетexpansion variieren. Die Sinkgeschwindigkeit vermindert sich mit einem höheren Schlammgehalt aufgrund der dann eintretenden gegenseitigen Behinderung beim Absetzen (ATV, 1985, S. 270-271). Eine genaue Bezifferung dieses Effektes ist jedoch (noch) nicht möglich.

### **Einfluss der Gaslöseeinheit**

Durch die Zuschaltung der Gaslöseeinheit wurde der Einfluss der Gasbildung bzw. der Verschleppung von Gasblasen aus der Strippeinheit simuliert. Die Versuche mit stationären Strömungsbedingungen, die unter Einsatz der Gaslöseeinheit stattfanden, sind in Tabelle 2.5 aufgeführt.

**Tabelle 2.5: Versuche mit stationären Strömungsbedingungen und mit Gaslöseeinheit**

Datum	Zulauf	SP	TS-Gehalt	Bodenkonstruktion
	[m³/h]	[m]	[g/l]	
29.11.2002	2,0	k. A.	1,2	Einlauf seitlich
02.12.2002	1,5	k. A.	1,2	Einlauf seitlich
27.03.2003	1,5	1,2	1,2	Düsen

SP = Schlamm Spiegelhöhe

TS = Trockensubstanz

k. A. = keine Angabe möglich

Für die beiden Versuche mit seitlichem Einlauf waren keine visuellen Ablesungen der Schlamm Spiegelhöhe möglich, da diese zu stark schwankte bzw. nicht deutlich zu erkennen war. Im Rahmen des Versuches vom 2. Dezember 2002 war zu beobachten, dass der Schlamm Spiegel mit dem Messschlitten wanderte, also unmittelbar durch die Messvorrichtung beeinflusst wurde. Einzig für den Versuch vom 27. März 2003 kann eine Schlamm Spiegelhöhe angegeben werden, die bei 1,2 m lag. Insgesamt sind die Aussagen zur Gaslöseeinheit wenig repräsentativ. Grund hierfür ist, dass es trotz erheblicher Bemühungen bei der Anlagenkonstruktion und Versuchsdurchführung durch den Einsatz der Gaslöseeinheit nicht gelang, die Ausgasung des gelösten Gases gesichert erst oberhalb des Schlamm bettes erfolgen zu lassen. Daher sind hierzu noch weitere Untersuchungen notwendig.

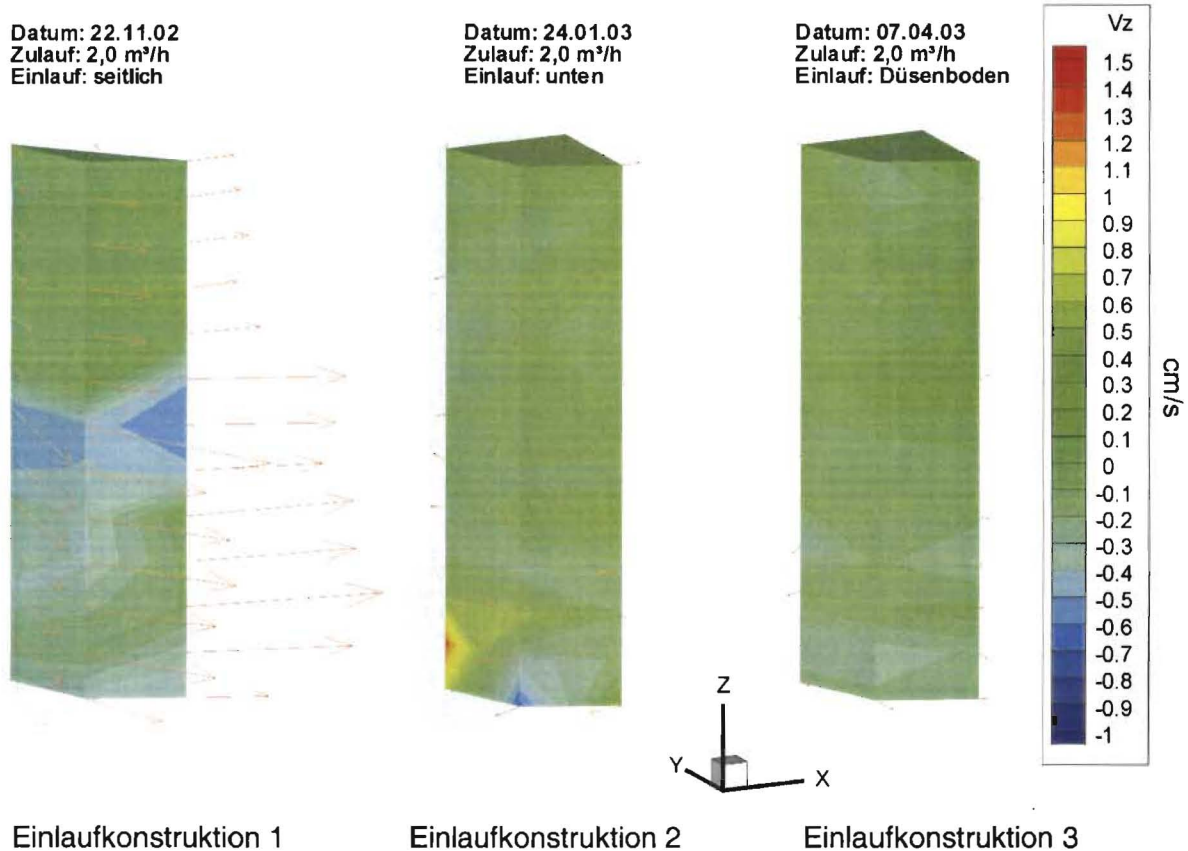
### 2.6.2 Erprobung verschiedener Zu- und Ablaufgestaltungen

Ausgehend von den Untersuchungen hinsichtlich der Haupteinflussgrößen bei der Bildung und Expansion des Schlamm bettes erfolgte eine gezielte Optimierung der Zulaufgestaltung. Im Vordergrund standen dabei die Sicherstellung einer flächigen Beaufschlagung des Schlamm bettes zur Gewährleistung einer homogenen Verweilzeitverteilung des Zuflusses im Schlamm bett. Hierzu wurden insgesamt drei verschiedene Einlaufkonstruktionen untersucht, deren bauliche Ausführung in Abschnitt 2.1.2 beschrieben wird. Nachstehend werden zunächst die Ergebnisse der Strömungsmessungen dargestellt. Darauf aufbauend wird die Schlamm bettentwicklung in Abhängigkeit von den einzelnen Einlaufkonstruktionen vorgestellt.

### Strömungsgeschwindigkeiten und Geschwindigkeitsprofile

Für alle drei Einlaufkonstruktionen wurden Geschwindigkeitsmessungen durchgeführt. In Bild 2.20 sind beispielhaft für die drei Einläufe die an den jeweiligen Messpunkten

aufgenommenen Strömungsgeschwindigkeiten für einen Zulauf von  $2,0 \text{ m}^3/\text{h}$  (respektive einer Aufstromgeschwindigkeit  $0,178 \text{ cm/s}$ ) als Vektoren eingetragen. Der jeweilige Farbverlauf der Strömungsprofile in Bild 2.20 entspricht der Geschwindigkeitskomponente  $z$ , also der Aufstromrichtung. Analog zu der Darstellung der Schlamm Spiegelhöhen sind alle Geschwindigkeiten in  $\text{cm/s}$  dargestellt. Die vollständige Übersicht über die Ergebnisse der Geschwindigkeitsmessungen finden sich in der Anlage A2.



**Bild 2.20: Gegenüberstellung beispielhafter Strömungsprofile für die drei Einlaufkonstruktionen**

Einlaufkonstruktion seitlich mit Lochplatte: Zunächst sind insbesondere die ausgeprägten Geschwindigkeitskomponenten in  $x$ - und  $y$ -Richtung bei dem seitlichen Einlauf mit Lochplatte bei Zuläufen zwischen  $1,5 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $0,134 \text{ cm/s}$ ) und  $2,5 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $0,223 \text{ cm/s}$ ) auffällig. Hier wurden deutlich höhere Geschwindigkeiten erreicht als bei den anderen Einlaufkonstruktionen. Die Folge der ausgeprägten  $x$ - und  $y$ -Komponenten war eine starke Rotationsbewegung des Schlamm betts beziehungsweise der gesamten Wassersäule. Dabei war die Rotationsbewegung im Schlamm bett deutlich ausgeprägter als in dem darüber liegenden Klarwasserbereich. Dies ist besonders auffällig bei einem Zulauf von  $1,5 \text{ m}^3/\text{h}$ , wo ein klarer Sprung bei der Rotationsintensität auf Höhe des Schlamm Spiegels zu erkennen war. Die Ursache für die starke Rotation war die seitliche Anordnung des

Zuflussrohres unterhalb der Lochplatte. Die Rotationsbewegung wurde durch die Lochplatte nicht wesentlich beeinflusst bzw. vermindert.

Im Vergleich zu den Strömungsgeschwindigkeiten in x- und y-Richtung liegen in z-Richtung nur geringe Geschwindigkeiten vor. So erreichten die Werte für x- und y das 10 bis 20-fache der Geschwindigkeiten in z-Richtung. Weiterhin traten in z-Richtung auch negative z-Geschwindigkeiten auf. Diese waren vornehmlich im Schlammbett zu verzeichnen. Die negativen Geschwindigkeiten nahmen mit steigendem Zulauf zu, sodass es zu erhöhten Turbulenzen im Reaktor beziehungsweise im Schlammbett kam.

Im Rahmen von zwei Versuchen mit zugeschalteter Gaslöseeinheit (vgl. [Tabelle 2.5](#)) wurden auch Geschwindigkeitsmessungen durchgeführt. Im Vergleich zu den Versuchen ohne Gaslöseeinheit traten hierbei deutlich mehr negative z-Geschwindigkeiten auf, d. h. dass sich mit der Gaslöseeinheit insgesamt ein noch unruhigeres Strömungsbild ergab. Auf Grund der geringen Versuchsanzahl sind diese Ergebnisse jedoch nur als erster Hinweis zu betrachten.

Einlaufkonstruktion unten mit Lochplatte: Insgesamt war bei dieser Einlaufvariante im Vergleich zu der Einlaufkonstruktion *seitlich mit Lochplatte* eine Strömungsberuhigung zu beobachten, die selbst noch bei sehr hohen Zuläufen von bis zu 3,0 m<sup>3</sup>/h aufrecht erhalten werden konnte. Grund hierfür war, dass in der Zulaufkammer durch den veränderten Zulauf keine Anregung für eine Rotation der Wassersäule erfolgte. Die x- und y-Strömungsgeschwindigkeiten nahmen über die Höhe nochmals deutlich ab und erreichten im oberen Teil des Reaktors in der Größenordnung Werte wie die Geschwindigkeiten in z-Richtung. Bei isolierter Betrachtung der z-Richtung war im Zulaufbereich eine deutlich höhere Turbulenz als bei den anderen Einlaufkonstruktionen zu verzeichnen.

Einlaufkonstruktion unten mit Düsenboden: Die Auswertungen zeigten für diese Einlaufkonstruktion eine weitgehend gleichmäßige Geschwindigkeitsverteilung über die gesamte Höhe der Reaktorsäule, sodass sich hier insgesamt das homogenste Strömungsbild ergab. Im Hinblick auf die x- und y-Geschwindigkeiten lagen auch im unteren Zulaufbereich sehr geringe Ausprägungen vor. Bezüglich der Geschwindigkeiten in z-Richtung waren zwar auch negative Geschwindigkeiten in der unteren Reaktorhälfte, also im Schlammbett, zu verzeichnen. Insgesamt waren diese aber nur gering ausgeprägt.

### **Schlammbettentwicklung in Abhängigkeit von den Einlaufkonstruktionen**

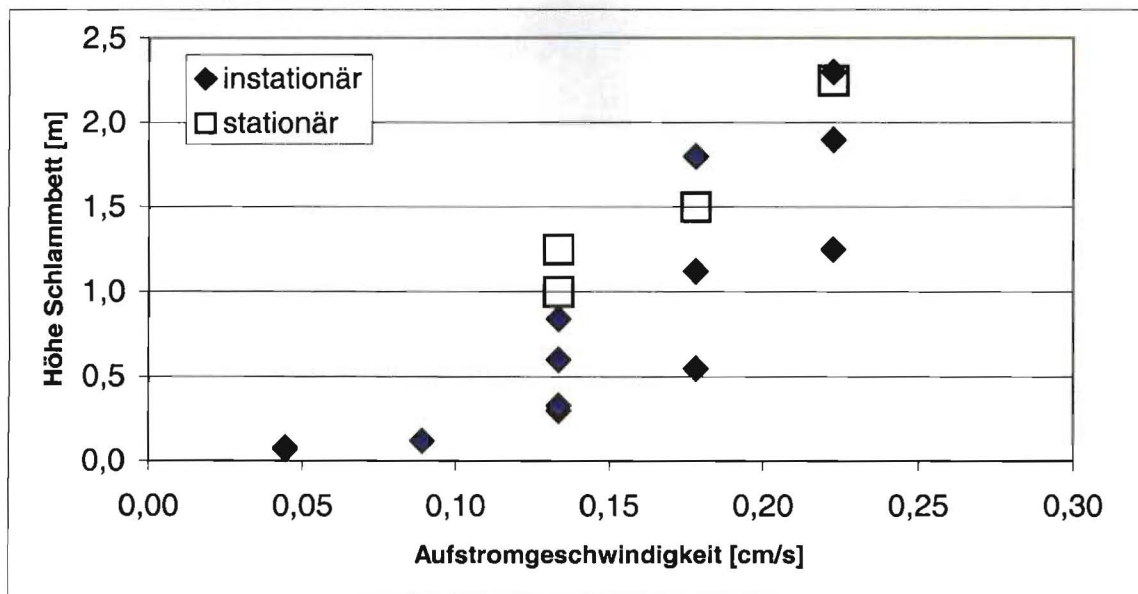
In Abschnitt 2.6.1 konnte bereits gezeigt werden, dass die Wahl der Einlaufkonstruktion bei stationären Strömungsbedingungen kaum Einfluss auf die Schlamm Spiegelentwicklung hat. Bei instationären Strömungsbedingungen ergab sich dagegen in



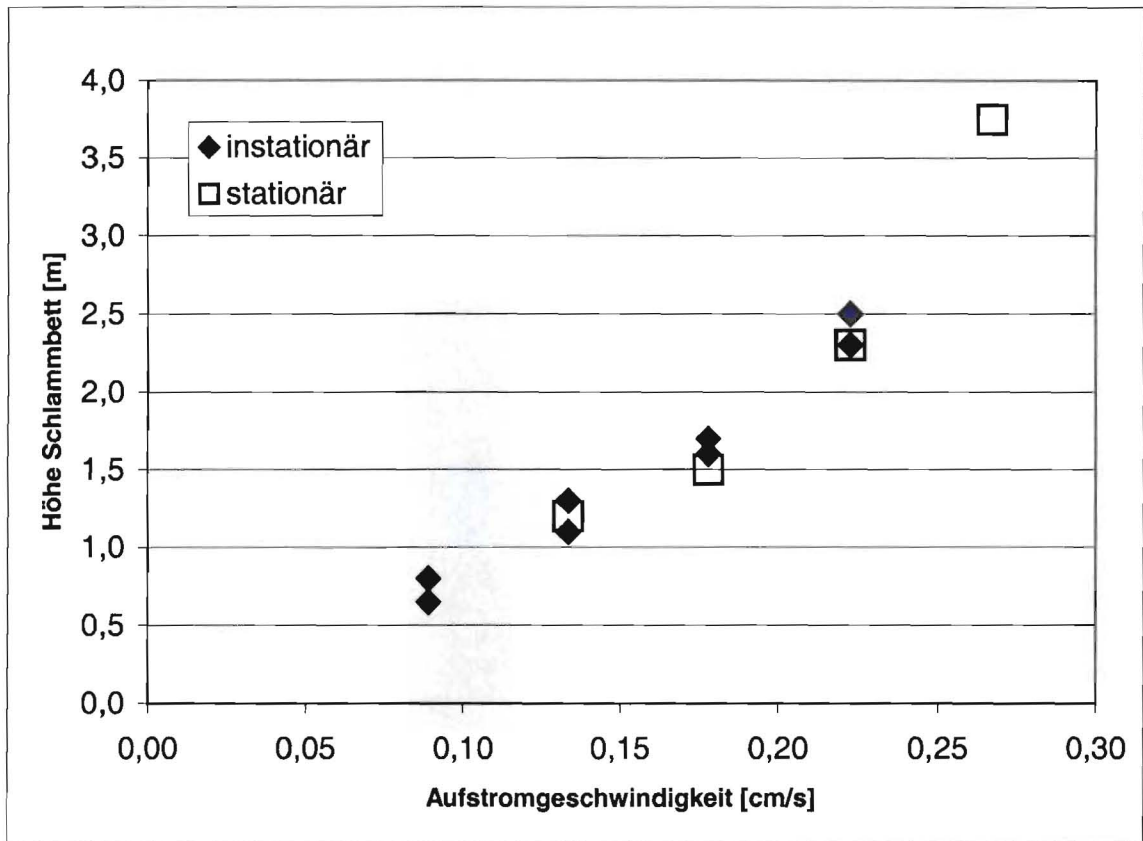
Abhängigkeit von den Aufstromgeschwindigkeiten eine starke Streuung der Werte für die Schlamm Spiegelhöhen. In Ergänzung zu den Auswertungen in Bild 2.17, Bild 2.18 und Bild 2.19 wird nachstehend die Schlamm bettentwicklung für die einzelnen Einlaufkonstruktionen aufgeschlüsselt. In Bild 2.21, Bild 2.22 und Bild 2.23 werden die Messwerte sowohl für die Versuche mit stationären als auch mit instationären Strömungsbedingungen zusammen dargestellt.

Nur für die in Bild 2.22 dargestellten Schlamm betthöhen für die Einlaufkonstruktion *unten mit Lochplatte* ergibt sich in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit eine gute Übereinstimmung zwischen den Messwerten für die Versuche mit stationären und instationären Strömungsbedingungen. Weniger ausgeprägte Übereinstimmungen liegen für die Einlaufkonstruktionen *seitlich mit Lochplatte* (Bild 2.21) und *unten mit Düsenboden* (Bild 2.23) vor.

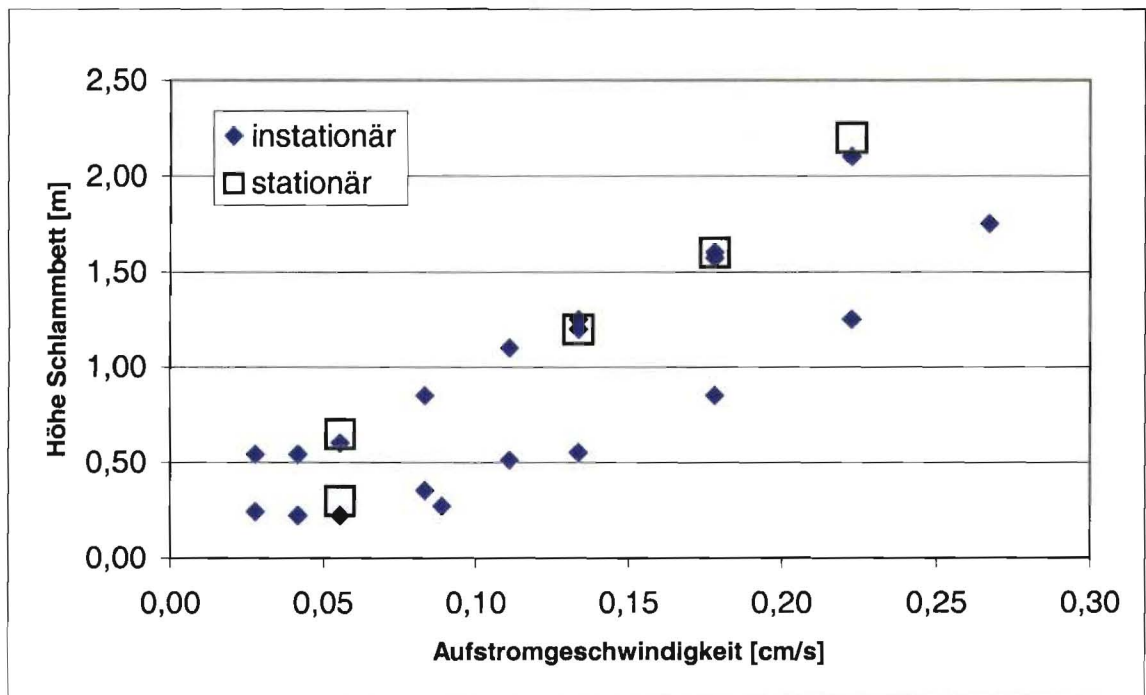
Hervorzuheben ist, dass die Messwerte aus den Versuchen mit instationären Strömungsbedingungen – bis auf eine Ausnahme – nicht (signifikant) größer sind als die Messwerte aus den Versuchen mit stationären Strömungsbedingungen. Häufig liegen die „instationären“ Messwerte sogar deutlich unter den „stationären“ Werten. Dies rechtfertigt die Schlussfolgerung, dass im Regelfall die Messwerte aus den stationären Versuchen zur Bestimmung der maximalen Ausdehnung des Schlamm bettes in Abhängigkeit einer Aufstromgeschwindigkeit maßgeblich sind.



**Bild 2.21: Schlamm betthöhen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die Einlaufkonstruktion seitlich mit Lochplatte**



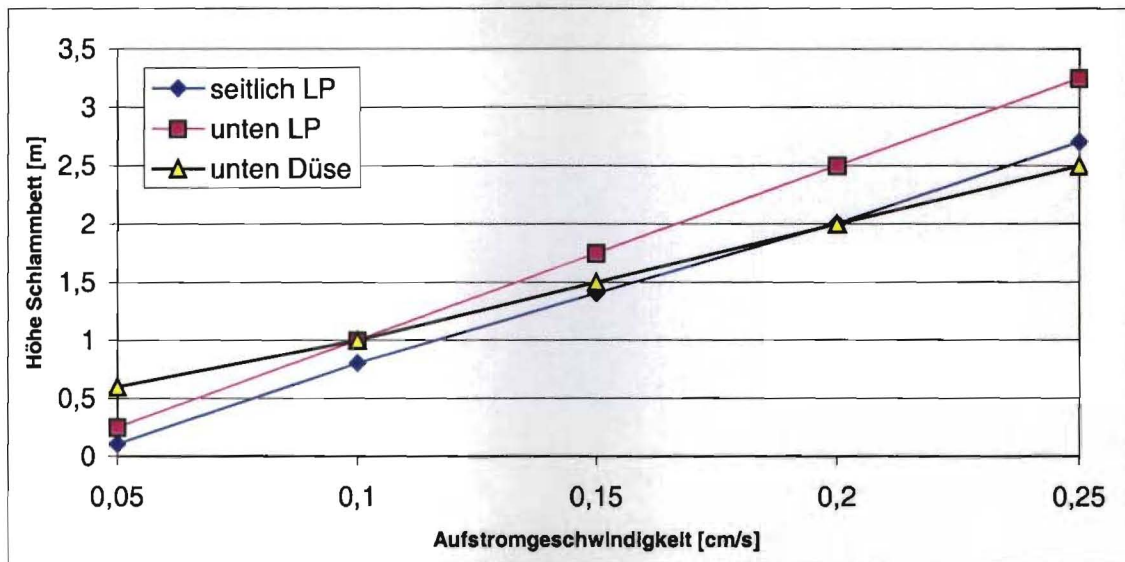
**Bild 2.22: Schlammбетhöhen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die Einlaufkonstruktion unten mit Lochplatte**



**Bild 2.23: Schlammбетhöhen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die Einlaufkonstruktion unten mit Düsenboden**

## Fazit und Empfehlungen zu den Einlaufkonstruktionen

Bezüglich der Messwerte zur Ausdehnung des Schlammbettes in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit stellte sich die Einlaufkonstruktion *unten mit Düsenboden* als die betrieblich günstigste Variante heraus. So lagen die maximalen Schlamm Spiegel bei dieser Einlaufkonstruktion unter Berücksichtigung der Versuche mit stationären und instationären Strömungsbedingungen bei hohen Beschickungen  $> 0,2 \text{ cm/s}$  (entsprechend  $2,25 \text{ m}^3/\text{h}$ ) niedriger als bei den anderen beiden Einläufen (vgl. Bild 2.24).



**Bild 2.24: Maximalwerte für die Ausdehnung des Schlammbetts in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit für die drei untersuchten Einlaufkonstruktionen (TS-Gehalt 1,2 kg im Gesamtsystem)**

Signifikanten Einfluss hatten die Einlaufkonstruktionen im Reaktor auf die Strömungsgeschwindigkeiten in x- und y-Richtung. Werden homogene Strömungsverhältnisse im Reaktor benötigt, bietet sich eine Einlaufgestaltung mit einem nach unten gerichteten Zulauf in die Zulaufkammer und eine Beschickung durch einen Düsenboden an. Je nach Prozesszielsetzung kann aber auch eine andere Einlaufvariante gewählt werden. In Tabelle 2.6 sind entsprechende Anwendungsempfehlungen für die einzelnen Einlaufkonstruktionen aufgenommen worden, die auf der Betriebserfahrung mit der Versuchsanlage und dem Einsatz des Kunstschlammes Polysulfon basieren.

Tabelle 2.6: Anwendungsempfehlungen für die unterschiedlichen Einlaufkonstruktionen

Einlaufkonstruktion	Anwendungsempfehlung
Reaktorzulauf seitlich gerichtet mit Beschickung durch eine Lochplatte	Anwendung empfehlenswert, wenn eine intensive Durchmischung bei mittlerer Schlamm-betausdehnung erforderlich ist.
Reaktorzulauf mittig nach unten gerichtet mit Beschickung durch eine Lochplatte	Anwendung empfehlenswert, wenn eine gute Durchmischung und ein hohe Schlamm-betausdehnung gefordert sind.
Reaktorzulauf mittig nach unten gerichtet mit Beschickung durch einen Düsenboden	Anwendung empfehlenswert, wenn ein homogenes Strömungsbild und eine geringe Schlamm-betausdehnung erforderlich sind.

### 2.6.3 Zusammenfassung

Die wesentlichen Erkenntnisse aus den Untersuchungen der ersten Projektphase zur Reaktortechnik und Betriebsführung, die durch das ISA durchzuführen waren, lassen wie folgt zusammenfassen:

- Das System Schlamm Spiegelreaktor funktioniert verfahrenstechnisch.
- Der Kunststoffschlamm Polysulfon wies eine gute Übereinstimmung mit dem Absetz- und Fließverhalten belebter Schlämme auf. Er entsprach nicht den Absetz- und Fließigenschaften pelletartiger anaerober Schlämme.
- Die Schlamm-bettexpansion war mit dem Kunstschlamm gezielt steuerbar. Es konnten eindeutige Zusammenhänge zwischen Schlamm-bettexpansion, TS-Gehalt im Reaktor und der Aufstromgeschwindigkeit nachgewiesen werden. Diese Zusammenhänge lassen sich durch Trendlinien bzw. Funktionen annähernd genau ausdrücken, die somit die Grundlage für die Formulierung von Betriebsstrategien bilden.
- Mit allen drei untersuchten Einlaufkonstruktionen konnte der Versuchsreaktor ohne Einschränkungen betrieben werden. Die Einlaufkonstruktionen haben jedoch einen signifikanten Einfluss auf die Strömungsbedingungen im Reaktor (und unterscheiden sich hier maßgeblich).
- Ein weitgehend homogenes Strömungsbild mit ausreichender Durchmischung des Schlamm-bettes ergibt sich mit einem mittig nach unten Zulauf gerichteten Zulauf in

der Zulaufkammer und einer flächigen Beschickung über eine düsenbestückte Lochplatte.

- Hinsichtlich des notwendigen Überdruckes zur blasenfreien Durchströmung des Schlammbettes sind angesichts des Einsatzes von inertem Kunstschlamm noch keine detaillierten Aussagen möglich. Die Ausgasung ist für den Einsatz biologischer Schlämme und bei einer ausreichenden Reaktorhöhe noch weiter zu untersuchen.

## 2.7 Versuchsergebnisse Betriebsführung

Aus den Ergebnissen und -auswertungen der Untersuchungen des ISA lassen sich nun konkrete Empfehlungen für einen optimalen Reaktorbetrieb – insbesondere für den Einsatz des Reaktors als Denitrifikationsstufe – ableiten. Zur Formulierung entsprechender Betriebsstrategien sind dabei grundsätzlich zwei betriebliche Aufgabenstellungen zu unterscheiden. Zum einen betrifft dies den Aufbau des Schlammbetts im Anfahrbetrieb des Reaktors und zum anderen den dauerhaften Reaktorbetrieb mit einem stabilen Schlamm Spiegel. Während der Anfahrbetrieb des Reaktors eher einer singulären Betriebssituation entspricht, stellt der dauerhafte Betrieb insbesondere bei dynamischen Zuläufen die Standardsituation dar, der nachstehend auch das Hauptaugenmerk gilt.

### **Strategien zum Anfahren des Reaktors**

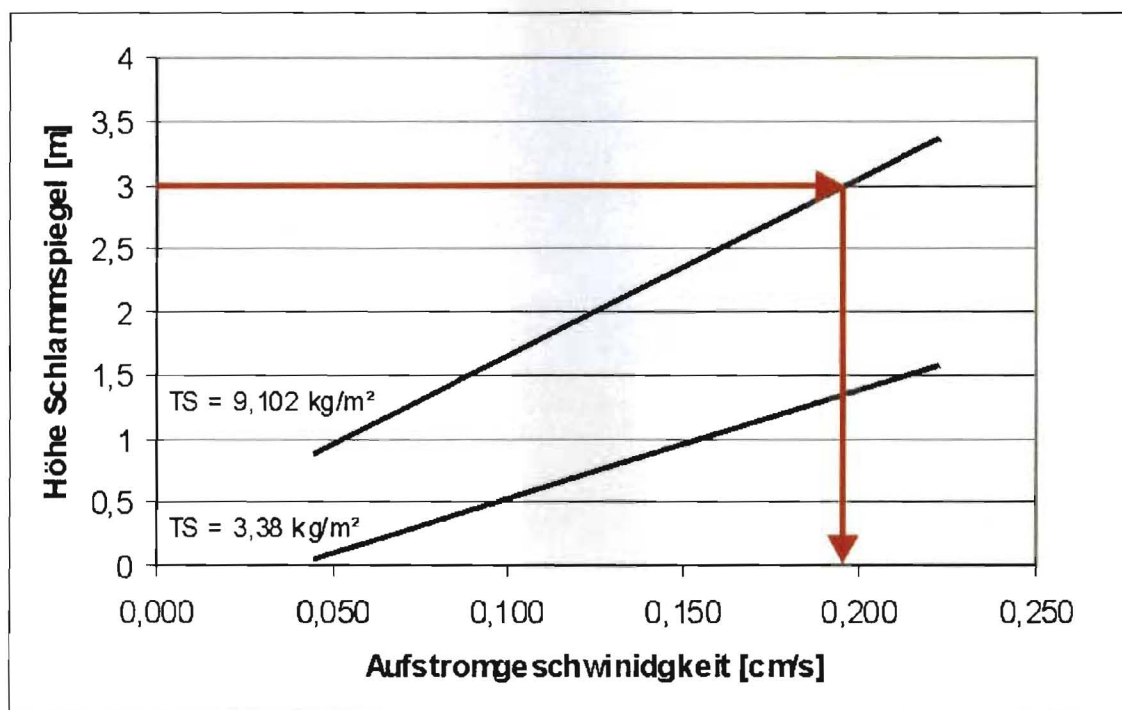
Setzt man geeignete Schlammeigenschaften (Absetzverhalten) und verfahrenstechnische Rahmenbedingungen (ausreichender Druck im Reaktor zur Vermeidung einer Ausgasung im Schlammbett) voraus, gestaltet sich der Aufbau eines Schlammbetts regelungstechnisch relativ einfach. Für einen zügigen Aufbau können vorübergehend Aufstromgeschwindigkeiten gewählt werden, die bei stationären Einstellungen zu Schlammabtrieb führen würden.

### **Strategien für einen dauerhaften Betrieb des Reaktors**

Für den dauerhaften Betrieb des Schlamm Spiegelreaktors ist die gleichmäßige Aufrechterhaltung des Schlammbettes auch bei dynamischen Zuflussbedingungen entscheidend. Die relevanten „Stellgrößen“ sind die Aufstromgeschwindigkeit und die Trockensubstanz im Reaktor. In Anlehnung an Bild 2.17 werden in Bild 2.25 Schlamm Spiegelhöhen in Abhängigkeit der Aufstromgeschwindigkeit für zwei unterschiedliche, auf die Reaktorgrundfläche bezogene TS-Konzentrationen angegeben. Diese flächenbezogenen TS-Konzentrationen ergeben sich aus unterschiedlichen Trockensubstanzmengen im Reaktor, die auf die Grundfläche des Reaktors bezogen sind und sich somit auf größere Anlagen übertragen lassen. Ferner ist zur Veranschaulichung in Bild 2.25 ein

Ablesebeispiel für eine Schlammбетhöhe von 3,0 Metern enthalten. Diese Höhe wird – im hier berücksichtigten Bereich für Trockenmassen und Aufstromgeschwindigkeiten – nur mit der auf die Reaktorgrundflächen bezogenen TS-Konzentration von  $9,1 \text{ kg/m}^2$  erreicht. Die zugehörige Aufstromgeschwindigkeit liegt bei knapp  $0,2 \text{ cm/s}$ , entsprechend einer Oberflächenbeschickung von  $7,2 \text{ m/h}$ . Mit einer TS-Konzentration von  $3,4 \text{ kg/m}^2$  würde mit der Aufstromgeschwindigkeit von  $0,2 \text{ cm/s}$  lediglich eine Schlammбетexpansion von  $1,35 \text{ m}$  erreicht.

Die Verknüpfung der oben formulierten betrieblichen Vorgaben mit den Untersuchungsergebnissen hinsichtlich der aeroben und anaeroben Biologie im Reaktor (Berichtsteile ISAH und TuTech) erfolgt im Rahmen der Zusammenführung der Ergebnisse in Kapitel 5.



**Bild 2.25: Schlamm Spiegelhöhen für zwei unterschiedliche TS-Konzentrationen in Abhängigkeit von der Aufstromgeschwindigkeit**

Die Optimierung der Ausbildung des Schlammбетts und Untersuchung von Lastfällen ist Gegenstand der weiteren Untersuchungen in Projektphase 2.

## 3. Untersuchungen und Ergebnisse des ISAH Hannover

### 3.1 Untersuchungen und Ergebnisse ISAH

#### Umfang der Untersuchungen

Im Rahmen des Teilprojektes „Anaerobreaktor“ hatte das Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover (ISAH) die Aufgabe, wesentliche Auslegungs- und Konstruktionsparameter für den Einsatz des Schlamm Spiegelreaktor (SSR) zur anaeroben Abwasserbehandlung zu ermitteln. Von besonderem Interesse waren diesbezüglich Angaben zu:

- Schlammбетhöhe, Schlammfeststoffgehalt, -dichte und -viskosität,
- Rezirkulationsraten im Reaktor und im Schlammбет
- Reaktorgeometrie und -gestaltung
- Druckverhältnissen und Energieverbrauch sowie
- Raumumsatzraten, Gasproduktion, -verwertung und -wiedereinsatz.

Die notwendigen Untersuchungen wurden entsprechend des Projektantrages vom 21. Juli 2000 in sechs Versuchsphasen aufgeteilt. Diese gliedern sich wie folgt:

- |                                       |  |
|---------------------------------------|--|
| <b>V1. Vorbereitungsphase</b>         | - Theoretische Überlegungen; u.a. Ermittlung der Auslegungsparameter, Anpassung und Übertragung der für den SSR typischen Betriebseigenschaften auf den anaeroben Betrieb  |
| <b>V2. Inbetriebnahmephase</b>        | - Einkauf und Aufbau der Versuchsanlage<br>- Inbetriebnahme und hydraulische Tests der Versuchsanlage<br>- Untersuchungen zu Betriebseinstellungen beim Aufbau des Schlammбетtes<br>- Funktionsüberprüfung der Gasabtrennung |
| <b>V3. Versuchsbetriebsphase I</b>    | - Betrieb bei unterschiedlichen Drücken und Durchflusgeschwindigkeiten<br>- Ermittlung der Umsatzraten mit zwei Abwässern unter zwei Raumbelastungen   |
| <b>Auswertungs- und Designphase I</b> | - Zwischenbilanz der Versuchsphasen V1-V3<br>- Vorbereitung und Durchführung einer Workshops zur Industriebeteiligung und Optimierung  |
| <b>V4. Versuchsbetriebsphase II</b>   | - Umsetzung der gewonnenen Erkenntnisse in den halotechnischen Maßstab<br>- Ermittlung von Prozessparametern mit realen Abwässern  |
| <b>Auswertungs- und Designphase I</b> | - Auswertung, Zusammenführung und Bericht der Ergebnisse<br>- Suche von Industriepartnern  |

Im vorliegenden Bericht sind entsprechend und der Bewilligung für einen ersten Projektabschnitt durch die DBU vom 26. Juni 2001 die Ergebnisse der ersten drei Versuchsphasen sowie des Workshops zusammengefasst. Die verbleibenden Versuchsphasen sind für einen zweiten Projektabschnitt vorgesehen.

Zunächst erfolgt die Beschreibung der Versuchsanlage und der eingesetzten Medien. Anhand eines kurzen Theorieteils werden anschließend die wesentlichen Gesetzmäßigkeiten und zu berücksichtigende Abhängigkeiten aufgezeigt. Darauf aufbauend folgt die Beschreibung der Versuchsdurchführung und die Diskussion der Ergebnisse. Der Berichtsteil schließt mit Empfehlungen für den zweiten Projektabschnitt.

### **Zeitablauf im ersten Projektabschnitt**

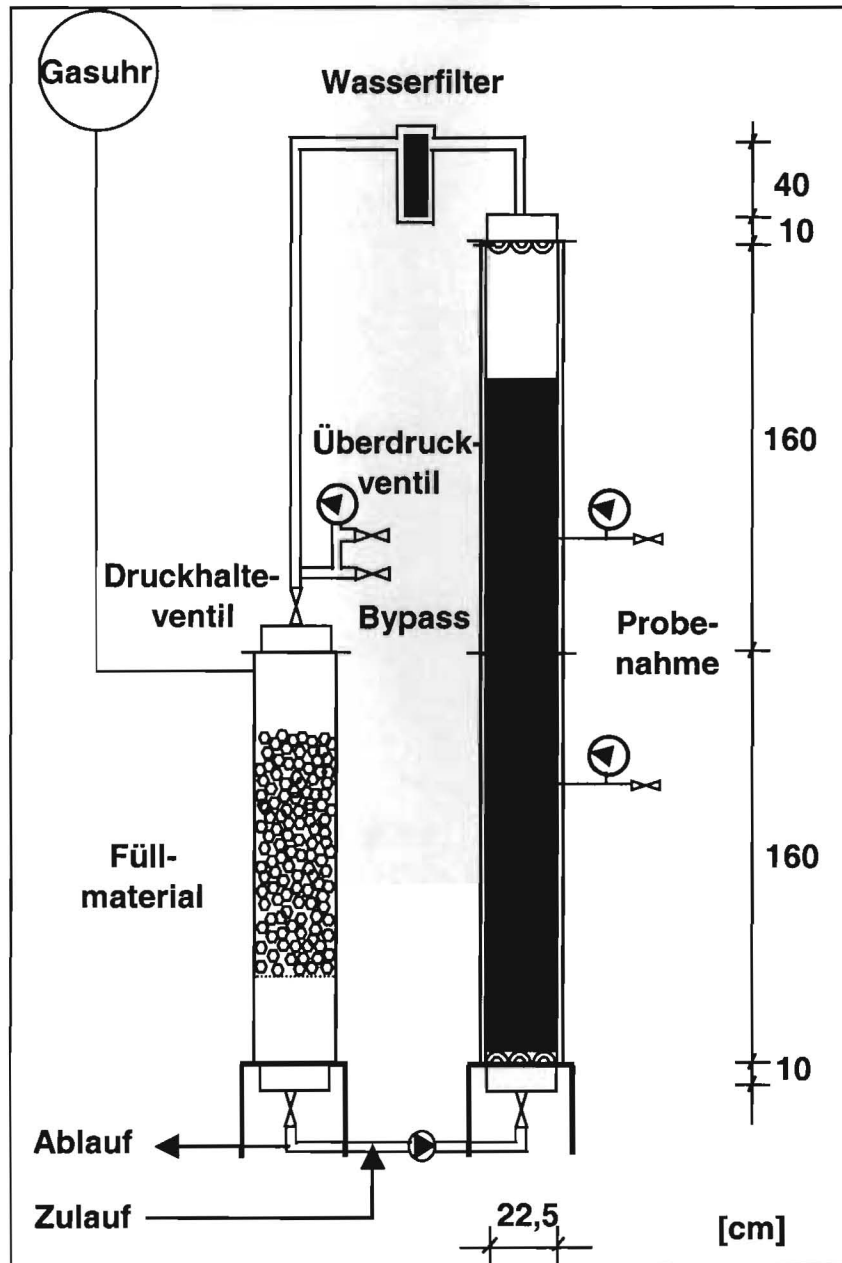
Der Zeitablauf hinsichtlich der Untersuchungen des ISAH im ersten Projektabschnitt (06/2001 bis 12/2003) gliedert sich wie folgt:

- theoretische Überlegungen und Personalsuche	06/2001 – 11/2001
- Auslegung, Bestellung und Aufbau der Versuchsanlage	12/2001 – 03/2002
- Durchführung von Untersuchungen	04/2002 – 06/2002
- Unterbrechung, Versuchsanlagenumbau, Personalsuche	07/2002 – 10/2002
- Vorbereitung und Durchführung des Workshops am 18.12.02	11/2002 – 12/2002
- Durchführung von Untersuchungen	01/2003 – 03/2003
- Konzeption einer halbtechnischen Versuchsanlage	03/2003 – 04/2003
- Suche von möglichen Industriepartnern	04/2003 – 08/2003
- Projektpause	09/2003 – 12/2003
- Schlussberichtserstellung	01/2004 – 03/2004

#### **3.1.1 Beschreibung der Versuchsanlage**

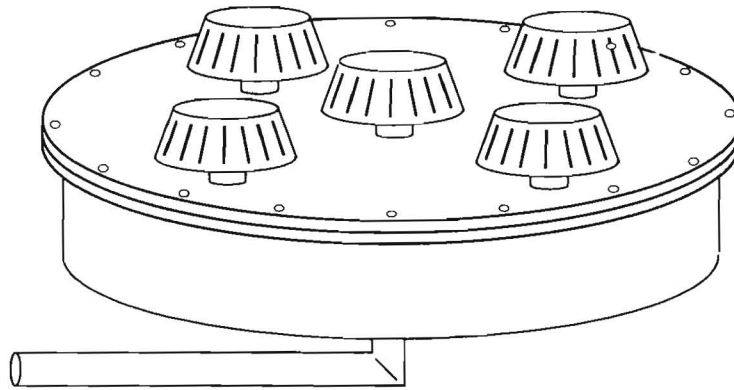
Auf Basis theoretischer Überlegungen wurde auf der Kläranlage Hannover-Herrenhausen eine halbtechnische Versuchsanlage (Bild 3.1) aufgebaut, die aus einem Reaktionsraum für die anaeroben Umsetzungen und einem Desorbtiionsraum für die Entgasung der dabei gebildeten und gelösten Gase ( $\text{CH}_4$  und  $\text{CO}_2$ ) besteht. Der Reaktionsraum hat ein Volumen von 127 L und der Desorbtiionsraum von 63,5 L. Der Reaktionsraum ist doppelwandig ausgeführt und kann mit Hilfe eines Thermostates auf die gewünschte Temperatur von 36°C beheizt werden.





**Bild 3.1:** Aufbau der Versuchsanlage

Am Boden des Reaktors ist ein Verteilerboden eingebaut, von dem die Flüssigphase über 5 geschlitzten Düsen (Filterkerzen aus der Sandfiltration) in den Reaktor einströmt und somit eine gleichmäßige Strömung ermöglicht (s. Bild 3.2).



**Bild 3.2: Verteilerboden**

Der Reaktor ist mit Pelletschlamm aus einer industriellen Anaerobanlage gefüllt. Der oTR-Gehalt des Pelletschlammes war im Mittel  $80 \text{ kg/m}^3$ . Die Füllhöhe wurde entsprechend der zu untersuchenden Parameter zwischen 0,5 m und 1,8 m variiert.

Um für den Austritt die gleichen strömungstechnischen Bedingungen einzustellen wie für den Eintritt, ist am Kopf des Reaktors ebenfalls ein Düsenboden – nur umgekehrt – eingebaut.

Auf Grund der doppelwandigen Bauweise und des verwendeten PVC-hart Materials ist die Versuchsanlage nahezu undurchsichtig. Um unerwünschtes und vorzeitiges Entgasen sowie unerwünschten Schlammabtrieb frühzeitig zu erkennen, ist zur Sicherheit zwischen dem Ablauf des Reaktors und dem nachfolgenden Desorber ein handelsüblicher Trinkwasserfilter mit einer Durchlassweite von  $80 - 160 \mu\text{m}$  installiert. Dies dient auch zum Schutz des Desorbers vor einer Verschmutzung.

Direkt vor dem Desorber ist ein Druckhalteventil angeordnet, um im Reaktionsraum der Versuchsanlage einen Druck von bis zu 4 hPa einstellen zu können. Mit Hilfe dieses Ventils kann – ohne Aufbau eine sehr hohen Versuchsanlage – der hydrostatische Druck auf das Schlammbett simuliert werden. In einer späteren großtechnischen Anwendung kann diese Ventil durch eine entsprechende Wassersäule ersetzt werden. Die Absorption des entstehenden Methangases ist entsprechend dem Henry'schen Gesetz direkt proportional zum Druck im Reaktionsraum. Somit kann der Ort der Desorption so eingestellt werden, dass im Schlammbett kein Gas ausgast und dieses negativ beeinträchtigt.

Erst durch den Druckabfall im Desorber geht das Gas aus der Lösung und kann dann aus dem System geführt werden, wobei die Gasmenge mit einem Gasmengenmesser oberhalb der Versuchsanlage erfasst wird. Um die spezifische Stoffaustauschfläche zu erhöhen und somit eine verbesserte Entgasung zu erreichen, ist der Desorber bis zu  $2/3$  mit Füllkörpern (Kaldnessmaterial) gefüllt. Dem Desorber nachgeschaltet ist ein Behälter (25,0 L), in dem über ein Überfallwehr der Ablauf in freiem Gefälle abfließt. Aus diesem

Ablaufbehälter wird das Abwasser mit Hilfe einer Excenter-Schneckenpumpe rezirkuliert und gemeinsam mit dem Zulauf wieder unten in den Reaktor geführt.



**Bild 3.3: Foto der Versuchsanlage**

### **3.1.2 Theoretische Grundlagen**

#### **Löslichkeit der beim anaeroben Abbau entstehenden Gase**

Gasförmige Stoffe sind im Wasser mehr oder weniger löslich. Die Löslichkeit eines Gases ist abhängig von der Art des Gases, der Temperatur und vom Partialdruck. Bei konstanter Temperatur wird die Löslichkeit von Gasen in Wasser mit einer für die praktischen Belange hinreichenden Genauigkeit durch das Gesetz von Henry-Dalton beschrieben:

$$c_i = H \cdot p_i$$

mit

- $c_i$  Konzentration des Gases  $i$  im Wasser in mol/L
- $H$  Henry-Konstante in mol/(L · bar)
- $p_i$  Partialdruck des Gases  $i$

Die Henry-Konstante nimmt in der Regel mit steigender Temperatur ab, wodurch die Löslichkeit der Gase geringer wird. Die geringfügige Abhängigkeit der Henry Konstante vom Druck und vom Salzgehalt des Wassers (Ionenstärke) kann für praktische Berechnungen vernachlässigt werden.

Die beim Anaerobprozess maßgeblichen Gase sind Methan, Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff. Wasserstoff hat auf die Physiologie anaerober Bakterien große Bedeutung, die auftretenden Konzentration bzw. Partialdrücke sind aber so gering, dass er für die Bilanzierung keine Rolle spielt.

In Tabelle 3.1 sind die Henry-Konstanten für Methan (CH<sub>4</sub>), Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) und Schwefelwasserstoff (H<sub>2</sub>S) nach [Helgeson, 1967] tabellarisch aufgeführt.

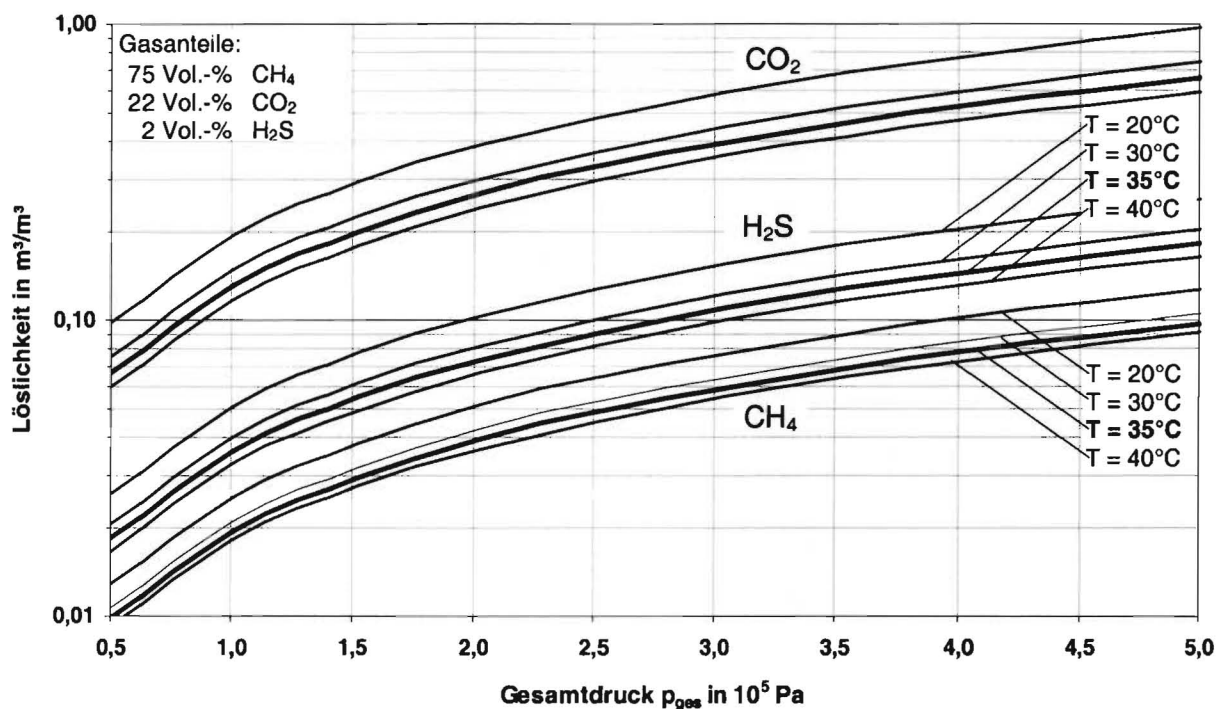
**Tabelle 3.1: Henry-Konstanten für Methan (CH<sub>4</sub>), Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) und Schwefelwasserstoff (H<sub>2</sub>S) nach [Helgeson, 1967]**

T [°C]	20	25	30	35	40	45	50
H <sub>CH<sub>4</sub></sub> [mol/(L bar)]	1,51E-03	1,37E-03	1,25E-03	1,16E-03	1,08E-03	1,01E-03	9,63E-04
H <sub>CO<sub>2</sub></sub> [mol/(L bar)]	3,92E-02	3,41E-02	3,00E-02	2,67E-02	2,39E-02	2,16E-02	1,98E-02
H <sub>H<sub>2</sub>S</sub>	1,14E-01	1,01E-01	8,99E-02	8,07E-02	7,30E-02	6,66E-02	6,10E-02

Das beim anaeroben Abbauprozess von industriellem Abwasser entstehenden Biogases setzt sich im wesentlichen zusammen aus 70-80 % Methan (CH<sub>4</sub>) und 20-30 % Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>). Der Anteil des Schwefelwasserstoffes (H<sub>2</sub>S) liegt deutlich unter 5 %, so dass dieser Gasbestandteil nicht weiter bei den hydraulischen Fragestellungen betrachtet wird.

In der nachfolgenden Bild 3.4 sind für Kohlendioxid, Methan und Schwefelwasserstoff die Löslichkeiten für unterschiedliche Drücke und den für den anaeroben Prozess relevanten Temperaturbereich aufgetragen. Für die Berechnungen wurde angenommen, dass sich das beim anaeroben Abbauprozess entstehende Gas aus 75 Vol.-% CH<sub>4</sub>, 22 Vol.-% aus CO<sub>2</sub> und zu 2 Vol.-% zusammensetzt. Die Zusammensetzung des entstehenden Biogases hängt wesentlich von dem verarbeiteten Substrat ab. Bei der Biogasentstehung können theoretisch für die Substrate Kohlenhydrat, Fett, und Protein 50, 70 und 84 % CH<sub>4</sub>-Anteil vorhanden sein. Diese Anteile werden jedoch auf Grund der unterschiedlichen Löslichkeit von CH<sub>4</sub>- und CO<sub>2</sub> zu Gunsten von CH<sub>4</sub> verschoben [Mudrack, 1994].

Bei der oben genannten Annahme kann abgelesen werden, welcher hydrostatische Druck bzw. Betriebsdruck gewählt werden muss. Beim anaeroben Abbauprozess kann davon ausgegangen werden, dass 350 L CH<sub>4</sub>/ kg abgebautem CSB entstehen. Entsprechend des anaeroben Abbaus und der Löslichkeit ist auch der Desorber zu bemessen, um bei einem Recycling des Wassers in den Reaktor wieder eine hohe Aufnahmekapazität unterhalb des Schlammspiegels zu erhalten.



**Bild 3.4: Löslichkeit der Gase Methan (CH<sub>4</sub>), Schwefelwasserstoff (H<sub>2</sub>S) und Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) in Wasser in Abhängigkeit von der Temperatur bei unterschiedlichem Gesamtdruck**

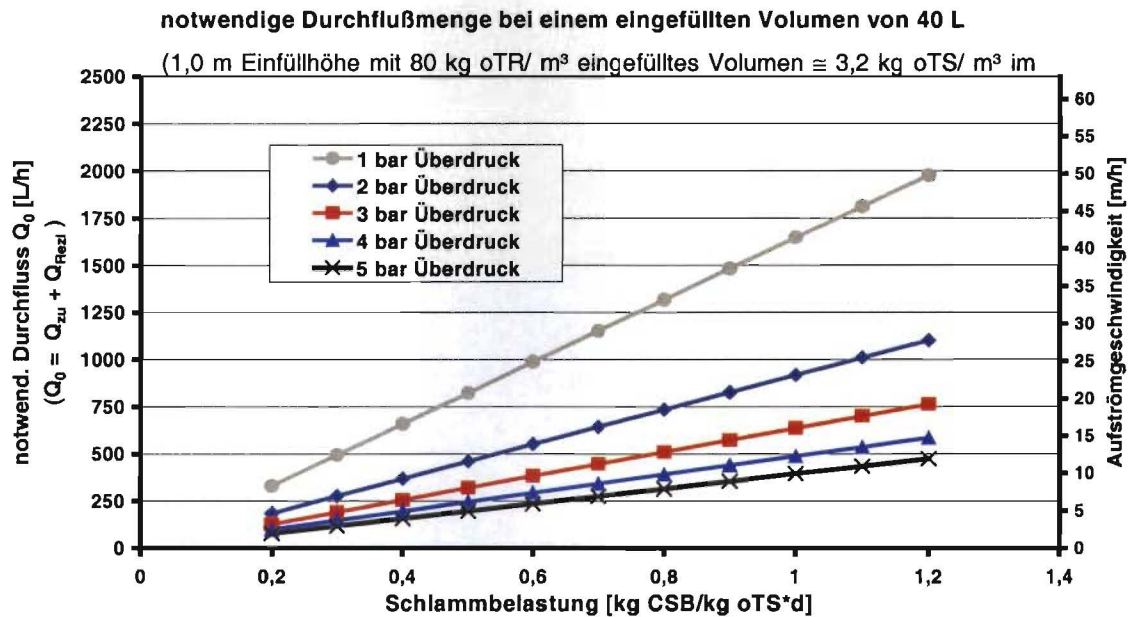
Im Vorfeld und während der Planungen der Versuchsanlage, wurden die im anoxischen Bereich bereits bestehenden Erfahrungen mit dem Schlamm Spiegelreaktor auf die anaerobe Abwasserreinigung übertragen und folgende theoretische Berechnungen angestellt.

Ausgehend von einer eingefüllten Schlammmenge kann unter Annahme eines vollständigen CSB-Abbaus für jede Schlammbelastung die theoretische Gasproduktion berechnet werden. Dies erfolgt mit den Annahmen einer Methanproduktion von 350 l Methan/abgebautem kg CSB und einem Methananteil von 75 % im Gas.

Für diese Gasmenge kann mit Hilfe des oben aufgeführten Henry-Dalton Gesetzes (Löslichkeit = Henrykonstante x Partialdruck) für unterschiedliche Drücke die notwendige Wassermenge berechnet werden, um das Gas in gelöster Form aus dem Schlamm Spiegel

zu führen. Daraus ergibt sich wiederum die zu rezirkulierende Wassermenge und die damit verbundene Aufströmgeschwindigkeit im Reaktor.

Bild 3.5 zeigt die theoretischen Berechnungen für die Versuchsanlage bei unterschiedlichen Drücken und einem eingefüllten Volumen von 40 Liter (80 kg oTR/m<sup>3</sup>).



**Bild 3.5: notwendiger Durchfluss und daraus resultierende Aufströmgeschwindigkeit bei unterschiedlichen Drücken in Abhängigkeit von der Schlammbelastung**

Bei einer Schlammbelastung z.B. von 1 kgCSB/(kg oTS \*d) und vollständigem CSB-Abbau ist mit einem Gasanfall von  $3,2 \text{ kg CSB}_{\text{abgeb}}/\text{d} * 350 \text{ L CH}_4/\text{kgCSB}_{\text{abgeb}} = 1,1 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{d}$  bzw.  $47 \text{ L CH}_4/\text{h}$  und  $3,2 \text{ kg CSB}_{\text{abgeb}}/\text{d} * 102 \text{ L CO}_2/\text{kgCSB}_{\text{abgeb}} = 0,34 \text{ m}^3\text{CO}_2/\text{d}$  bzw.  $14 \text{ L CO}_2/\text{h}$  zu rechnen. Als Löslichkeiten ergeben sich entsprechend Bild 3.4 bei einem Gesamtdruck von  $2,5 * 10^5 \text{ Pa}$  (2 bar Überdruck + 0,5 bar hydrost. Druck) für Methan  $0,05 \text{ L CH}_4/\text{L}$  und für Kohlendioxid  $0,33 \text{ L CO}_2/\text{L}$ .

Damit errechnet sich eine zu lösende Gasmenge bzw. der notwendigen Durchfluss  $Q_0$  zu  $940 \text{ L CH}_4/\text{h} + 42 \text{ L CO}_2/\text{h} \approx 980 \text{ L/h}$ .

Zu Bild 3.5 ist anzumerken, dass die berechnete Durchflussmenge  $Q_0$  sowohl den Zulauf als auch die Rezirkulationsmenge  $Q_{\text{Rezi}}$  beinhaltet (siehe Bild 3.6). Dies bedeutet, dass bei konstanter Schlamm- bzw. Raumbelastung eine relativ geringe Zulaufkonzentration und einer höhere Zulaufwassermenge bedeutet und die tatsächlich zu pumpende Rezirkulationsmenge abnimmt.

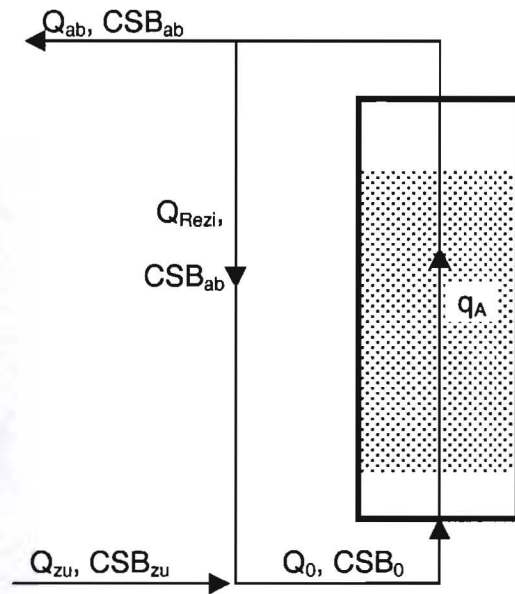


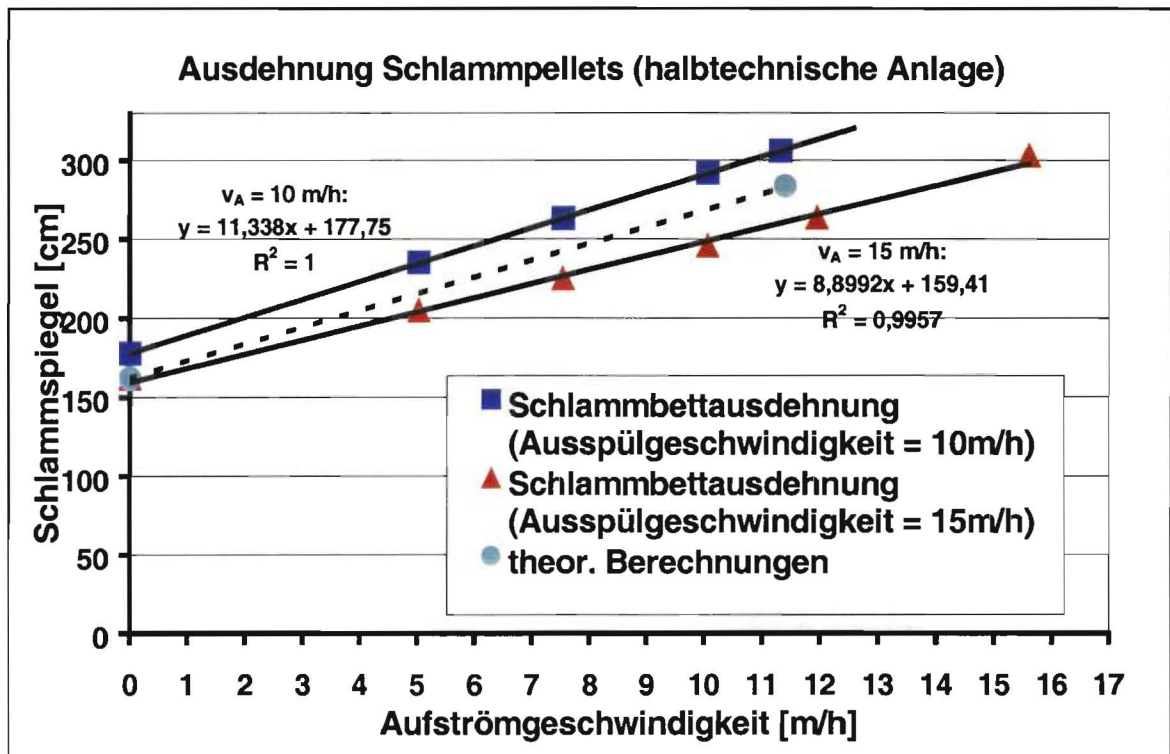
Bild 3.6: Bilanzschema (Flüssigphase) des SSR

### 3.1.3 Durchgeführte Versuche

Aufbauend auf den theoretischen Berechnungen gliedern sich die durchgeführten Versuche in hydraulische Vorversuche und den kontinuierlichen Versuchsbetrieb.

#### Hydraulische Vorversuche

Um eine Aussage über die Ausdehnung des Schlamm-bettes bei bestimmten Rezirkulationsmengen treffen zu können, wurden im Vorfeld des Versuchsbetriebes hydraulische Versuche mit Brauchwasser durchgeführt. Hierbei wurde das Schlamm-bett mit unterschiedlichen Aufströmgeschwindigkeiten durchflossen und der sich jeweilig einstellende Schlamm-spiegel gemessen. Ausschlaggebend für die Ausdehnung des Schlamm-bettes ist hierbei auch die Größe der Schlamm-pellets. Um eine gleichmäßige Schlamm-pellet-größe im Reaktor einzustellen, wurde der Reaktor mit Schlamm-pellets gefüllt und mit einer konstanten Wassermenge durchspült. Entsprechend der Aufstrom- bzw. Ausspülgeschwindigkeiten von  $10 \text{ m/h}$ ,  $12 \text{ m/h}$  und  $15 \text{ m/h}$  wurden die Größenverteilung der Schlamm-pellets eingengt und für die Versuche variiert. Für die Analyse der Korngrößenverteilung der Schlamm-pellets standen keine Finanzmittel zu Verfügung. Mit den so eingestellten Größenverteilungen der Schlamm-pellets wurden dann die Ausdehnungsversuche bzgl. des Schlamm-bettes durchgeführt.

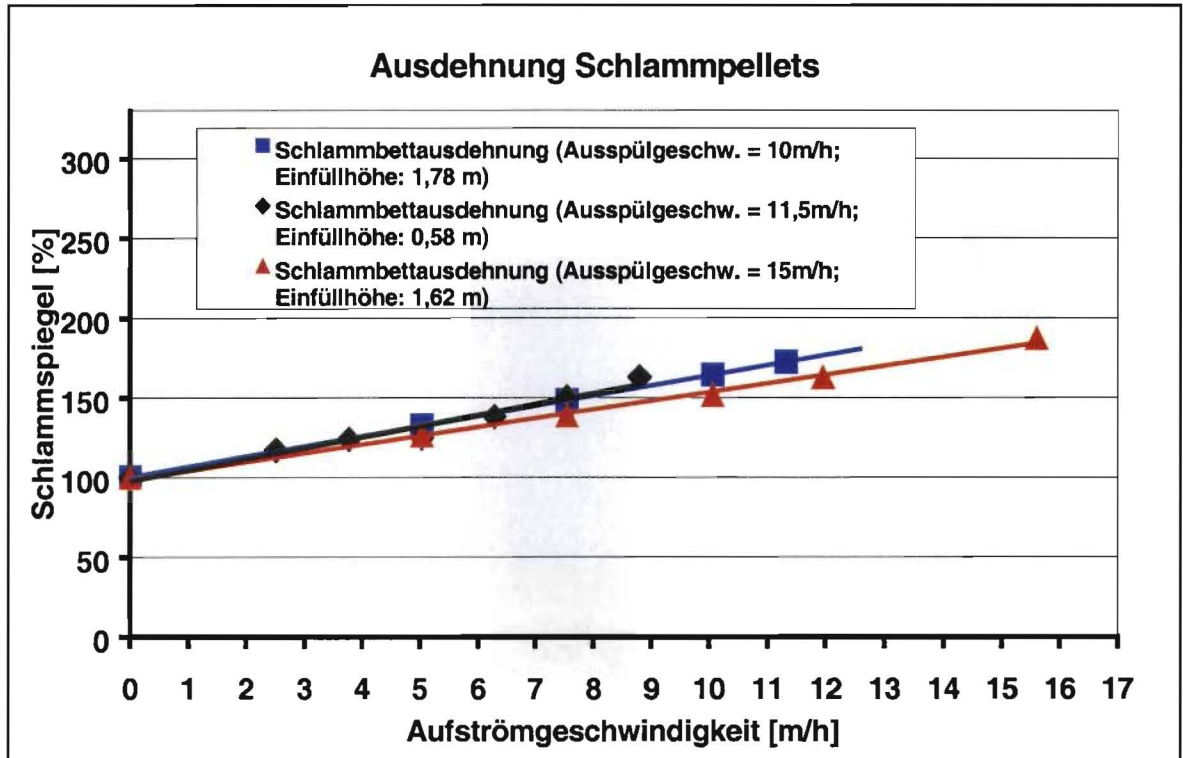


**Bild 3.7: Schlammausdehnung in Abhängigkeit der Aufströmgeschwindigkeit**

Versuche bei einem bzw. zwei bar Überdruck zeigten keine Veränderungen der Schlammausdehnung. Der Einfluss der Pelletgrößenverteilung kann aus der Steigung der angegebenen Regressionsgleichung abgelesen werden. Die zuvor durchgeführten theoretischen Berechnungen wurden durch die Versuche bestätigt.

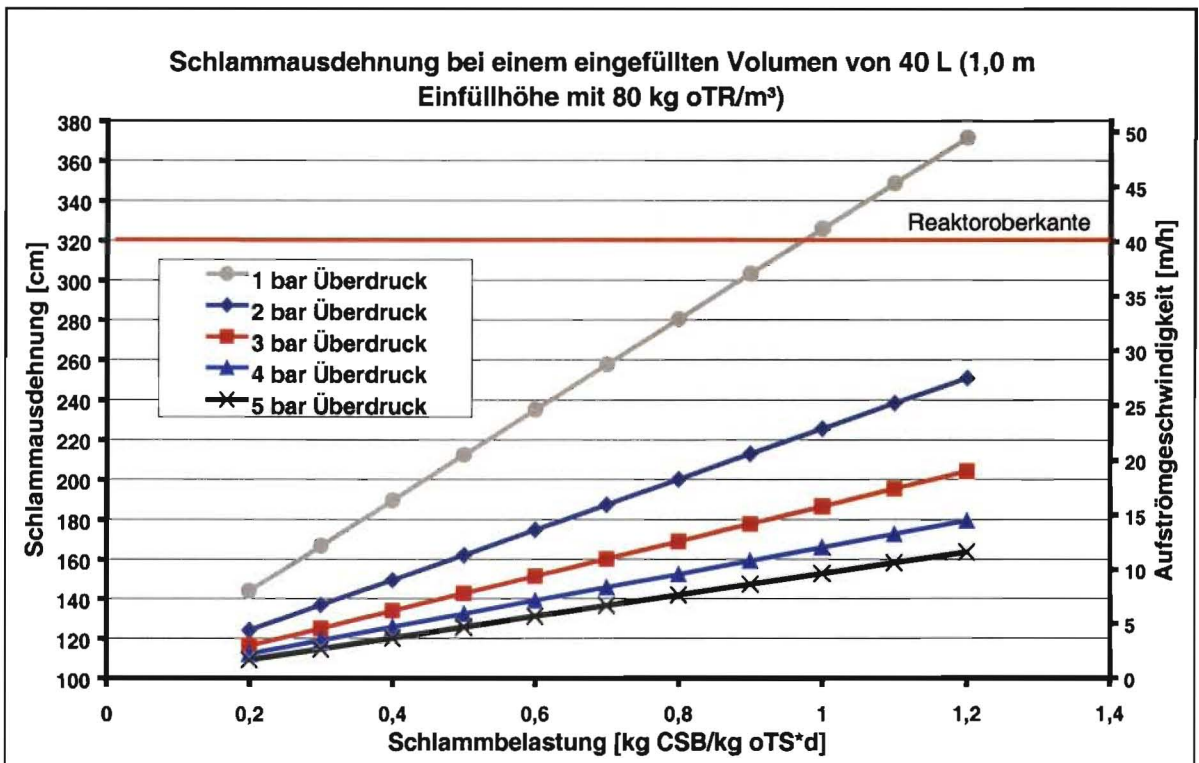
In Bild 3.8 sind die Ergebnisse weiterer Versuche mit veränderter Einfüllmenge des Pellet-schlammes und damit TS-Gehaltes aufgetragen. Es ist deutlich zu erkennen, dass die Variation der Einfüllhöhe oder der Pelletgrößenverteilung nahezu keinen Einfluss auf die prozentuale Ausdehnung des Schlamm-bettes haben bzw. erst mit hohen Aufströmgeschwindigkeiten sichtbar wird.





**Bild 3.8: Prozentuale Schlammbetausdehnung bei unterschiedlicher Einfüllhöhe**

Bezieht man die Versuchsergebnisse in die theoretischen Berechnungen ein, stößt man an die Grenzen der Versuchsanlage. So ist z.B. ein Betrieb mit einem bar Überdruck nur bis zu einer Schlammbelastung von 0,9 kg CSB / kg oTS·d möglich, da dies eine Schlammbetausdehnung im gesamten Reaktor zur Folge hätte.



**Bild 3.9: Schlammausdehnung in Abhängigkeit der Schlammbelastung**

Das Bild 3.9 zeigt deutlich, dass bei höheren Drücken im Reaktor auch höhere Belastungen der Anlage möglich sind.

### **Versuchsbetrieb**

Basierend auf den Ergebnissen der hydraulischen Versuche und der theoretischen Berechnungen, wurde die Anlage in Betrieb genommen. Ziel der ersten Versuchsphase war es zunächst, das Prinzip des Schlamm Spiegelreaktors zu bestätigen und einen stabilen Betrieb bei Schlammbelastungen um 0,5 kg CSB/kg oTS zu erreichen. Hierbei richteten sich die Fragestellungen insbesondere auf den Aufbau eines stabilen Schlamm-bettes und die mögliche Umsetzung bzw. Optimierung, das entstehende Gas gelöst aus dem Reaktor zu führen und außerhalb des Reaktors dem System zu entziehen.

### **Schlamm/Abwasser:**

Sowohl die verwendeten Schlamm pellets als auch das Abwasser stammen von der Brennerei Kraul & Wilkening u. Stelling (KWST) aus Anderten in der Nähe von Hannover. Die dortige Anlage ist ein EGSB-Reaktor der Firma Paques (IC<sup>®</sup>-Reaktor).

Die Schlamm pellets wiesen beim Befüllen ein organisches Trockensubstanz-Gehalt von 80 g/l auf. Die CSB<sub>hom</sub>- Konzentration des Abwassers schwankte zwischen 15-35 g/l.

### **Analytik:**

Die Versuchsanlage wurde im Zu- und im Ablauf beprobt. Tabelle 3.2 gibt einen Überblick über die untersuchten Parameter. Zudem wurde täglich die produzierte Gasmenge erfasst und mehrfach eine Gasanalyse vorgenommen.

**Tabelle 3.2: vorgenommene Analytik im Zu- und Ablauf**

<b>Probenahme</b>	<b>Zulauf</b>	<b>Ablauf</b>
<b>täglich</b>	pH-Wert, Leitfähigkeit	CSB <sub>hom</sub> , CSB <sub>filt</sub> , pH-Wert, Leitfähigkeit
<b>nach Bedarf, mind. wöchentlich</b>	CSB <sub>hom</sub> , CSB <sub>filt</sub> org.Säuren,	org.Säuren,

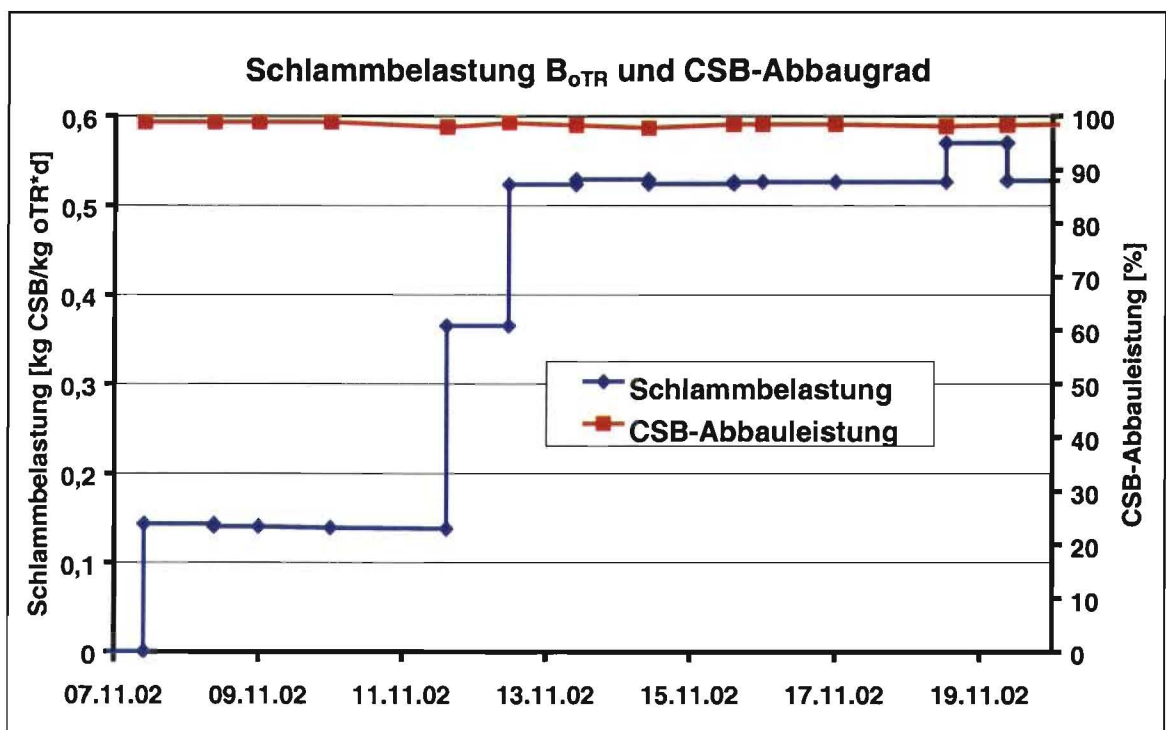
Die Rezirkulationsmenge  $Q_{Rezi}$  wurde mit Hilfe eines Induktiven Durchflussmessgerätes eingestellt und täglich überprüft. Der Zu- und Ablauf ( $Q_{Zu}$ ,  $Q_{Ab}$ ) wurden ebenfalls täglich ausgelitert.

### Ergebnisse der Versuchsbetriebsphase I (V3):

Aufgrund der sehr guten und homogenen Eigenschaften der Schlamm pellets erwies sich der Aufbau eines stabilen Schlamm bettes als relativ unproblematisch. Analog zu den hydraulischen Versuchen, wurden auch vor der Inbetriebnahme der Versuchsanlage zunächst kleinere Partikel aus dem Reaktor ausgespült. Die Aufströmgeschwindigkeit richtete sich nach der zu erwartenden höchsten Rezirkulationsrate im Reaktor, um die Gefahr des Schlamm abtriebes während des Versuchsbetriebes schon im Vorfeld zu vermindern.

Die Anlage wurde daraufhin bei einer Betriebstemperatur von ca. 36 °C und einem Überdruck von 2 bar zunächst mit einer sehr niedrigen Belastung in Betrieb genommen. Die Schlamm- bzw. Raumbelastung wurde dann allmählich erhöht, wobei die Rezirkulation in der ersten Phase mit einem Sicherheitsfaktor von 1,5 bezogen auf die theoretisch berechneten Rezirkulationsmengen ebenfalls gesteigert wurde.

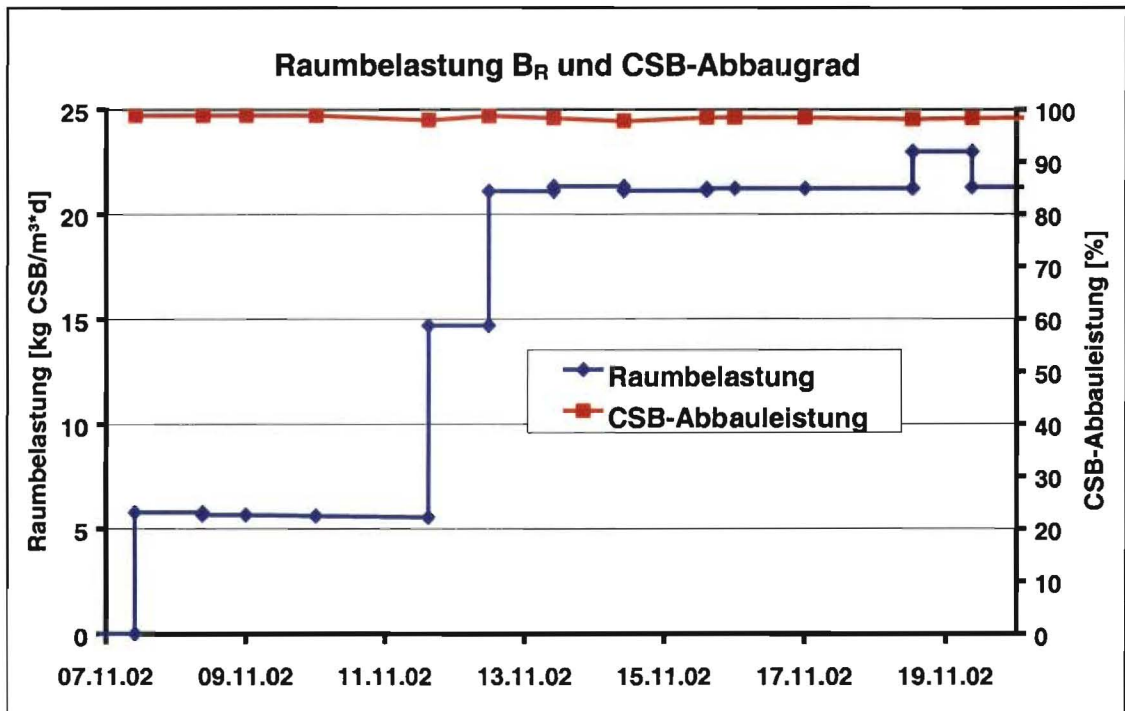
Bild 3.10 zeigt eine Inbetriebnahme nach betrieblichen Problemen und den sich anschließenden stabilen Betrieb bei ca. 0,5 kg CSB/kg oTR · d Schlamm belastung.



**Bild 3.10: Schlamm belastung sowie CSB-Abbaugrad in der Versuchsanlage**

Der CSB-Abbaugrad bleibt auch bei Erhöhungen der Belastung sehr konstant bei durchschnittlich 98,25 %. Die für viele Anaerobreaktoren als Bemessungsgröße verwendete Raumbelastung zeigt Bild 3.11. Bei dem Vergleich der Raum- mit der Schlamm belastung wird deutlich, dass schon bei Schlamm belastungen von 0,5 kg

CSB/kg oTR · d Raumbelastungen von über 20 kg CSB/m<sup>3</sup>·d (bezogen auf das Reaktorvolumen) möglich sind.



**Bild 3.11: Raumbelastung sowie CSB-Abbaugrad in der Versuchsanlage**

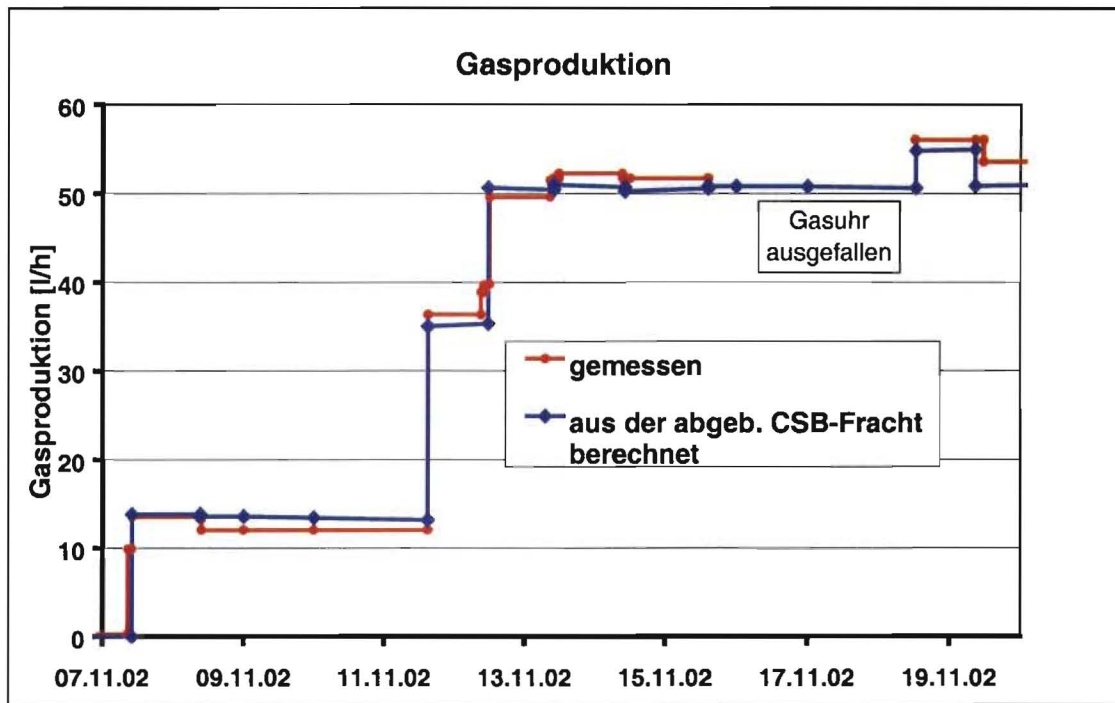
Die Aufenthaltszeit im Reaktor betrug bei einer Schlammbelastung von ca. 0,5 kg CSB/kg oTR · d über 21 Stunden, was im Bereich vergleichbarer (ähnliche Schlammbelastung und Abwasserkonzentrationen) IC<sup>®</sup>-Reaktoren liegt.

Eine der entscheidenden Fragen zu Beginn dieser Projektphase war, ob auch das schwerlösliche Methan CH<sub>4</sub> durch das Verfahrensprinzip des Schlamm Spiegelreaktors in Lösung gehalten werden kann. In Bild 3.12 sind die gemessenen Gasmengen sowie die aus der abgebauten CSB-Fracht berechneten Gasmengen aufgetragen. Die berechneten Gasmengen ergeben sich aus der Annahme, dass 350 L Methan pro abgebautem kg CSB entstehen. Der Methananteil im Gas wurde aus den Gasanalysen übernommen und so auf den gesamten Gasanfall hochgerechnet. Die Analysen wurden mit einem Gas-Chromatographen im Labor des ISAH durchgeführt. Die nachfolgende Tabelle 3.3 zeigt beispielsweise Werte für den 20.11.2002.

**Tabelle 3.3: Gasanalyse des am 20.11.02 im SSR produzierten Gases**

	CH <sub>4</sub> [Vol.-%]	CO <sub>2</sub> [Vol.-%]	H <sub>2</sub> S [ppm]
20.11.2002	78,2	21,66	1391

Beide Kurven zeigen eine sehr gute Übereinstimmung.



**Bild 3.12: berechnete und gemessene Gasproduktion**

Über einen zwischen Reaktor und Desorber eingebauten Wasserfilter wurde während des Betriebes kontrolliert, ob das gebildete Methan schon vor Erreichen des Desorbers aus der Lösung geht und gasförmig wird. Dieser hätte zudem eine Störung des Schlammbettes zur Folge, was zu einem Schlammabtrieb führen würde. Beides war während des Versuchsbetriebes nicht zu beobachten. Da auch im Ablaufbehälter keine Blasenbildung zu erkennen war, kann davon ausgegangen werden, dass das gesamte Gas im Desorber aus dem System geführt wurde. Die Gasflächenbeschickung  $v_{\text{Gas}}$  bei UASB-Reaktoren mit Dreiphasenabscheider wird bei der Bemessung der Anlagen mit Werten  $< 1$  m/h bezogen auf die Reaktorgrundfläche angenommen. Dieser Wert richtet sich allerdings stark nach der Güte der Abscheiderkonstruktion, so dass bei entsprechend guten Konstruktionen, grundsätzlich auch höhere Werte gewählt werden können. So wird beispielsweise bei der Bemessung von IC<sup>®</sup>-Reaktoren der Richtwert  $< 12,0$  m/h (bezogen auf die Reaktorgrundfläche) angenommen um eine ausreichende Gasabtrennung zu gewährleisten. Dieser Wert wird allerdings auch bei hohen Raumbelastungen in der Praxis nur selten erreicht (ca. 10 m/h) [Meyer, 2003].

Ein Vergleich zu der Gasabtrennung im Schlamm Spiegelreaktor ist zum derzeitigen Untersuchungsstand noch nicht möglich. Hier sind in weiteren Versuchen Grenzwerte zu ermitteln. Die Gasbeschickung im Versuchsbetrieb lag bei einer Schlammbelastung von ca. 0,5 kg CSB/kg oTR · d bei 1,1 m/h. Für die Füllkörper (Kaldnessmaterial) kann eine spezifische Oberfläche von 500 – 750 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> angenommen werden, so dass ist davon auszugehen bei dieser Art der Abscheiderkonstruktion auch deutlich höhere Gasbeschickungen möglich sind.

Das vorhandene H/D-Verhältnis der Versuchsanlage mit 14,2 ist im Vergleich zu großtechnischen IC<sup>®</sup>-Reaktoren (2,5 – 8) relativ hoch. Aus diesem Grund wurde im späteren Verlauf der Versuchsphase der Reaktor halbiert, so dass sich ein H/D-Verhältnis von 7,1 ergab.

Die Versuche konnten leider aufgrund mehrerer technischer Probleme (Thermostatausfall, Pumpenausfall) nicht in der geplanten Ausführlichkeit durchgeführt werden. Trotzdem zeigten auch die Versuche mit einem geringeren H/D-Verhältnis ähnliche Ergebnisse, wie die dem doppelten H/D-Verhältnis.

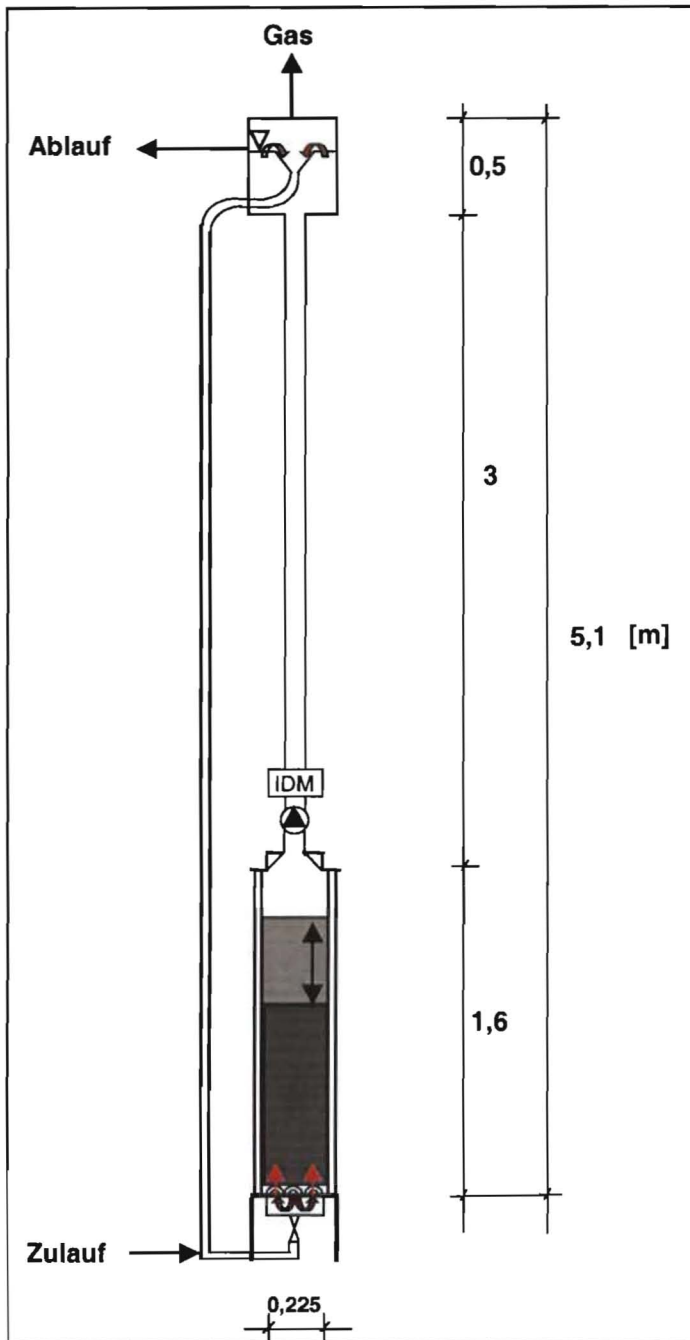
## 3.2 Auswertungs- und Designphase I

### **Zwischenbilanz der Versuchsphasen VI – V3**

Aus dem bisherigen Betrieb der Versuchsanlage ergibt sich als zu optimierende Zielgröße neben der Raumumsatzrate die Rezirkulation des Volumenstroms. Um die damit verbundenen Pumpkosten in einer großtechnischen Umsetzung zu minimieren, bietet sich das Prinzip des Gasliftes an.

Das beim Kohlenstoffabbau entstandene Biogas erzeugt beim Übergang in die Gasphase einen Gaslift, der eine interne Rezirkulation der Flüssigphase antreibt. Die interne Rezirkulationsmenge richtet sich dementsprechend nach dem Kohlenstoffumsatz und damit der gebildeten Biogasmenge.

Vor der Umsetzung in den technischen Maßstab muss untersucht werden, ob der Gaslift sich als alleiniger Antrieb für die Rezirkulation im Schlamm Spiegelreaktor eignet. Um diese Untersuchungen durchzuführen sind an der bestehenden Versuchsanlage Umbauten und Ergänzungen vorzunehmen. Bild 3.13 zeigt eine mögliche Variante.



**Bild 3.13: Vorschlag für eine Versuchsanlagenerweiterung**

Auf den bestehenden unteren Reaktorteil wird ein Rohrsystem mit Gas/Flüssig-Trennung installiert. In diesem Rohr („riser“) steigt die biogasgesättigte Lösung auf, wobei der Durchfluss mit einem induktiven Durchflussmesser erfasst wird. Auf dem Weg zum Kopf des Reaktors nimmt der hydrostatischen Druck ab und es kommt zur Entspannung. Das hierbei aus der Lösung gehende Biogas wird dem System im Gas/Flüssigkeits-Separator entzogen. Die entgaste Flüssigkeit wird anschließend über ein weiteres Rohr („downer“) erneut dem Schlammbett zugeführt.

Ein weiterer zu untersuchender Aspekt, ist die in der umgebauten Versuchsanlage geänderte Gasabtrennung. Hier erscheint es, analog zur ersten Versuchsphase, sinnvoll,

die spezifische Oberfläche im Gas/Flüssigkeitsseparator mit Füllkörpern zu erhöhen. Für Bemessung und den Betrieb einer halbtechnischen Anlage würden die in Bild 3.14 und Tabelle 3.4 angegebenen Parameter ergeben.

		<b>Versuchs-anlage</b>	<b>Möglicher SSR</b>
	$V_{ges}$	127 L	1000 L
	<b>Füllvolumen (10m / 20m)</b>	35L / 44 L	276L / 346 L
	<b>oTR-Gehalt des eingefüllten Schlammes</b>	80 kg/m <sup>3</sup>	80 kg/m <sup>3</sup>
	<b>B<sub>oTR</sub> [kg CSB/kg oTR*d]</b>	1,0	1,0
	<b>B<sub>R</sub> [kg CSB/m<sup>3</sup>*d]</b>	22 / 27,5	22 / 27,5

**Bild 3.14:** Vorschlag für eine halbtechnische Versuchsanlage

**Tabelle 3.4:** Rücklaufverhältnis in Abhängigkeit der Zulaufkonzentration

$C_{o,CSB}$	Erf. Recycle im Verhältnis zum Zulauf (RV)	
	1 bar (10m)	2 bar (20m)
1000 mg/l	14,6	6,8
2000 mg/l	30,1	14,6
3000 mg/l	45,7	22,3
4000 mg/l	61,2	30,1
5000 mg/l	76,8	37,9
10.000 mg/l	154,6	76,8



Zur Durchführung dieser weiteren grundlegenden Untersuchungen ist die Versuchsanlage umzubauen und zu erweitern. Dazu sind zusätzlichen Anlagenteile notwendig, die im bisherigen Kostenansatz nicht enthalten sind.

Nach einer Inbetriebnahmephase liegt neben dem Ziel des stabilen Betriebes auch die Funktionsüberprüfung der im Aufstrom betriebenen Gasabtrennung. In dieser Phase soll die Rezirkulation zunächst mit Hilfe einer unmittelbar über dem Reaktor zwischengeschalteten Pumpe betrieben werden.

Mit zunehmender Beschickung des Reaktors, also einer zunehmenden Biogasproduktion in der Versuchsbetriebsphase, ist zu überprüfen ob die durch den Gaslift erzeugte Rezirkulation für einen stabilen Betrieb des SSR ausreicht und auf die Umwälzpumpe verzichtet werden kann. Da die Anlage im Gegensatz zum bisherigen Projektverlauf ohne Überdruck betrieben wird, gilt bei zunehmender Belastung der Verschiebung der Höhe, in der das Biogas in die Gasphase übergeht besondere Beachtung. Der Reaktor soll in dieser Phase mit einer Raumbelastung von bis zu 18 kg CSB/m<sup>3</sup>.d betrieben werden.

Daran anzuschließen ist eine Optimierungsphase, in der die Auswirkungen von verschiedenen Durchmessern von „riser“ und „downer“ auf den Betrieb des SSR zu ermitteln sind. Die damit gewonnen Ergebnisse dienen als notwendige Grundlage für ein Anlagendesign und -konstruktion des SSR mit innenliegenden (internen) Gaslifts ohne Rezirkulationspumpe. Damit könnte für Großtechnik eine einfache Bauweise ohne der bisher üblichen speziellen Dreiphasenseparatoren mit geringem Energieverbrauch erreicht werden. Der Abbau der organischen Abwasserbindungen und damit die Gasproduktion würden auf Grund der Gaslöslichkeit und der vorhandenen hydraulisch eingestellten Parameter die Rezirkulation von selbst aufrecht erhalten.

### 3.3 Zusammenfassung

Im Technikum des Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover wurde ein Schlamm Spiegelreaktor zum anaeroben Abbau mit einem Reaktionsvolumen von 127 L aufgebaut. Der Desorber der Versuchsanlage hatte ein Volumen von 63,5 L. Die im Vorfeld vorgenommenen theoretischen Betrachtungen hinsichtlich Gasproduktion, Rezirkulationsrate und Schlamm-betausdehnung konnten in den Versuchen bestätigt werden. Die Schlamm-betausdehnung steigt linear mit zunehmender Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor. Die zu Beginn der Versuche gewählt Einfüllhöhe der Schlamm pellets und der Größenverteilung hatte nahezu keinen Einfluss auf die Schlamm-betausdehnung. Bei höheren Drücken im Reaktor sind deutlich höhere Schlammbelastungen zu erreichen. Es wurden anaerobe Abbauprobe mit Pellet-schlamm eines Industriebetriebes durchgeführt. Der anaerobe Abbau verlief stabil und es konnte ein Methananteil von 75 % im Gas erreicht werden. Die Schlammbelastung im

Schlamm Spiegelreaktor konnte bisher bis auf  $B_{TS} = 0,55 \text{ kg CSB/kg oTR d}$  ( $B_R = 23 \text{ kg CSB/m}^3 \text{ d}$ ) bei nahezu konstantem CSB Abbau von 98% gesteigert werden. Die zugehörige Gasproduktion beträgt 55 L/h, was der theoretisch berechneten entspricht. Die gesamte Gasmenge blieb im Reaktor in Lösung und konnte im anschließenden Desorber entgast werden. Für die großtechnische Entwicklung ist die Möglichkeit der internen Rezirkulation zu untersuchen. Die dafür notwendigen Versuche konnten im Rahmen der bisherigen Projektphase nicht durchgeführt werden. Es wurde ein Workshop zum Thema Schlamm Spiegelreaktor unter Industriebeteiligung durchgeführt. Bisher ist keine Firma bereit eigene Finanzmittel für die weiteren Untersuchungen bereitzustellen.

## 4. Untersuchungen und Ergebnisse der TuTech Hamburg

### 4.1. Aufgabenstellung

Im Rahmen des Forschungsprojekts Schlamm Spiegelreaktor (SSR), Teilprojekt Denitrifikation, sollen grundlegende Parameter für die Auslegung und den stabilen Betrieb des Schlamm Spiegelreaktors (SSR) bestimmt werden. Hierfür sollen in Laborversuchen die Expansion des Schlamm betts, die Gasbildung und Denitrifikationsgeschwindigkeiten bestimmt werden. Mit einer Versuchsanlage im technischen Maßstab auf der KA Flensburg soll die grundsätzliche Eignung des SSR als Denitrifikationsstufe in diesem Maßstab nachgewiesen werden. Zusätzlich soll die Denitrifikationsleistung und die Feststoffabscheidung in Abhängigkeit von den Betriebsparametern untersucht werden.

#### 4.1.1. Expansion des Schlamm betts

Für den stabilen Betrieb eines SSR ist es von fundamentaler Bedeutung, die Expansion des Schlamm betts kontrollieren zu können. In einer Laborversuchsreihe soll daher der Einflusses der Aufströmgeschwindigkeiten und des TS-Gehalts des zugeführten Schlamm s untersucht werden, um daraus grundsätzliche Betriebsparameter ableiten zu können. Diese Ergebnisse sollen anhand von Versuchen mit der Versuchsanlage Flensburg verifiziert werden.

#### 4.1.2. Gasbildung

Die Gasbildung ( $N_2$ ) bei der Denitrifikation und der erforderliche Betriebsdruck sollen in Laborversuchen bestimmt werden.

#### 4.1.3. Denitrifikationsgeschwindigkeit

Für die Auslegung eines SSR ist die Kenntnis von der erforderlichen hydraulischen Verweilzeit von grundlegender Bedeutung. Diese lässt sich anhand der Umsatzrate d.h. der Denitrifikationsgeschwindigkeit ermitteln, die in Laborversuchen in Abhängigkeit von der Nitrat-Zulaufkonzentration bestimmt werden kann.

Anhand von Versuchen mit der Versuchsanlage Flensburg soll die mittleren Denitrifikationsleistung in Dauerversuchen bestimmt werden. Zusätzlich soll die Leistung des SSR anhand von Belastungsversuchen mit erhöhter hydraulischer Belastung oder erhöhten Zulauffrachten erfasst werden.

## 4.2. Theoretische Grundlagen

### 4.2.1. Stickstofflöslichkeit

Mathematisch kann die Löslichkeit eines Gases  $i$  in einer Flüssigkeit  $j$  wie folgt mit dem Henryschen Gesetz beschrieben werden.

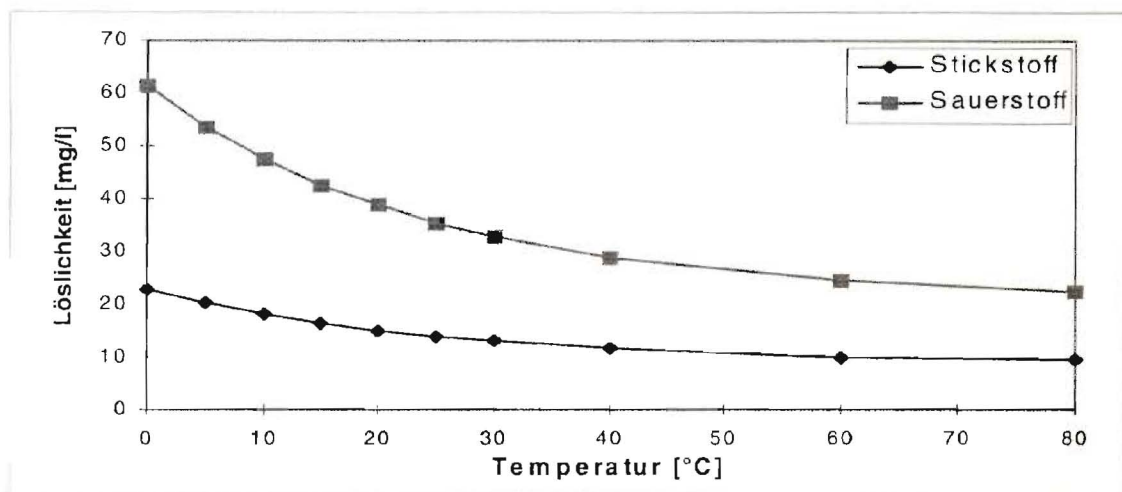
$$x_i = \frac{p_i}{H_{i,j}(T)}, \quad \forall x_i \rightarrow 0$$

Das Henryschen Gesetz, mit dem sich die theoretische Stickstofflöslichkeit leicht berechnen lässt, besagt, dass die Löslichkeit eines Gases in einer Flüssigkeit proportional zum Partialdruck über der Lösung ist. Der Henry-Koeffizient  $H_{i,j}$  beschreibt das Verhalten eines Stoffpaares und ist somit keine Reinstoffgröße. Die Werte der Henry-Konstanten für Stickstoff in Wasser sind in Tabelle 4.1 angegeben:

**Tabelle 4.1: Henry-Konstanten für Stickstoff in Wasser**

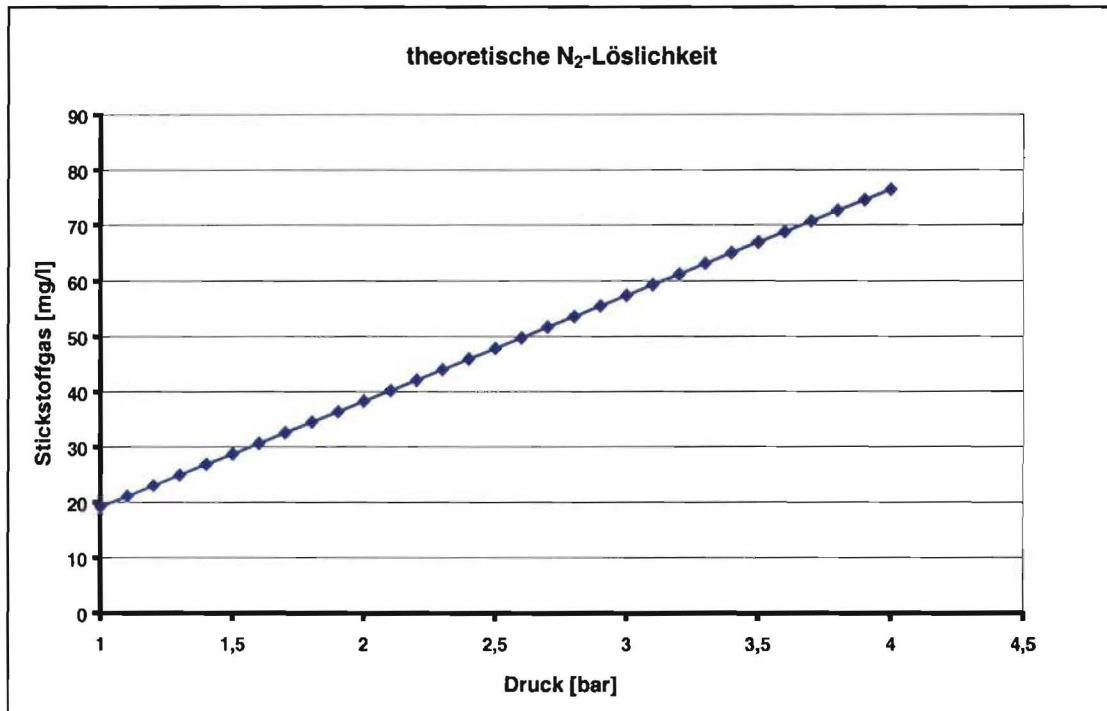
Temperatur, °C	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80
Henry-Konstante, Gpa	5,35	6,05	6,71	7,47	8,14	8,75	9,35	10,4	12,1	12,7

Es handelt sich dabei um einen Gleichgewichtszustand im System Gas-Flüssigkeit. Ein Entgasen oder Lösen des Gases geschieht in Folge einer Abweichung vom Zustand des dynamischen Gleichgewichts. Mit Hilfe des Henryschen Gesetzes lässt sich Gleichgewichtskonzentration von Stickstoff in Wasser in Abhängigkeit vom Systemdruck berechnen (s. Bild 4.1).



**Bild 4.1: Abhängigkeit der Stickstoff-Löslichkeit von der Temperatur (Hristo S. 32)**

Da im Reaktor kein Luftstickstoff vorhanden ist, sondern reiner Stickstoff als Produkt der Denitrifikation vorliegt, ergibt sich aus Bild 4.2 z. B. für ein bar Druck eine Löslichkeit in Wasser von  $c_{S,L} = 19,1 \text{ mg/l}$ . Bild 4.2 zeigt die theoretische Löslichkeit in Abhängigkeit vom Druck bis insgesamt 4 bar.



**Bild 4.2:** Theoretische  $N_2$ -Löslichkeit bei  $20^\circ\text{C}$  in Abhängigkeit vom Druck

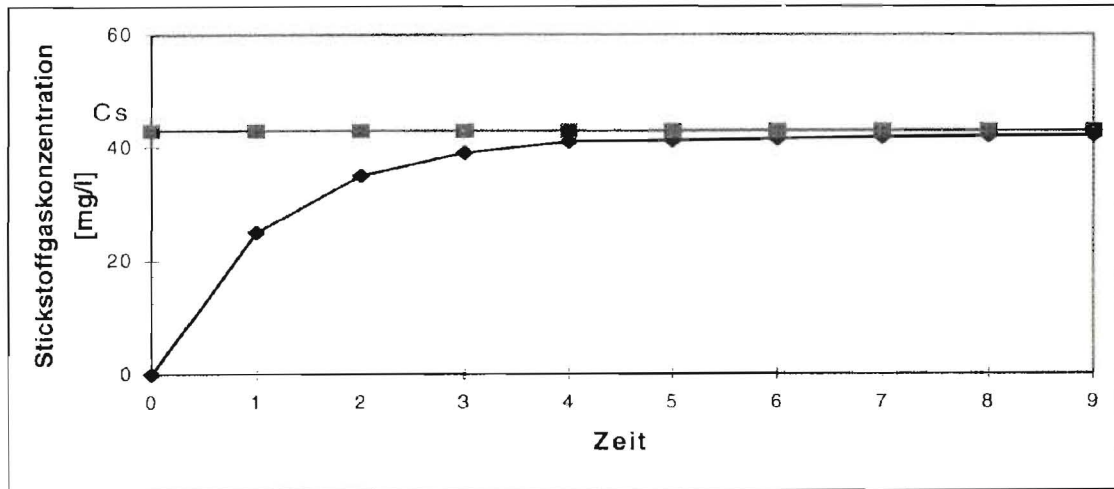
#### 4.2.2 Stoffübergang

Für die Berechnung der Stickstoffmenge, die in die flüssige Phase übergehen kann, müssen neben der Gaslöslichkeit unter Gleichgewichtsbedingungen auch dynamische Systemgrößen berücksichtigt werden. Dies ist im sogenannten Eintragskoeffizienten beinhaltet.

$$C_{N_2} = k_m * C_s \quad \text{mit } k_m \text{ in } [\text{mg } N_2/\text{l h}]$$

$$C_s = C_{s0} * e^{kt}$$

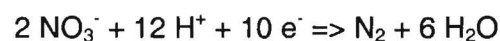
Der Parameter  $k$  aus dem exponentialen Term  $e^{kt}$  ist systembedingt. Gleichzeitig sinkt dabei die Sättigungskonzentration mit steigender Temperatur, während der Eintragskoeffizient  $k_m$  steigt, so dass sich beide nach einer gewissen Zeit ausgleichen (s. Bild 4.3).



**Bild 4.3: Verlauf der Stickstoffgassättigung**

### 4.2.3 Stickstoffbildung

Für einen erfolgreichen Betrieb eines Schlamm Spiegelreaktors ist es notwendig, dass der durch die Denitrifikation gebildete Stickstoff erst oberhalb des Schlammspiegels ausgast. Sollte eine Ausgasung innerhalb des Schlammbetts stattfinden, würden die aufsteigenden Gasblasen das Schlammbett durch Flotation zerstören. Neben dem unerwünschten Feststoffaustrag würde auch die Denitrifikationsleistung deutlich herabgesetzt. Der gebildete Stickstoff wird mit Hilfe eines erhöhten Druckes im Reaktor kontrolliert in Lösung gehalten und über einen Rezirkulationsstrom aus dem Reaktor geführt. Hier kommt es zu einer Entspannung und somit einer Ausgasung des Stickstoffes. Außerhalb des Reaktors wird der Stickstoff durch eine Entspannung aus dem Wasser entfernt. Aus der Denitrifikationsgleichung



ist zu folgern, dass zwei mol Nitrat ein mol Stickstoff liefern, wobei dieses bei 273 K und einem Druck von 1,013 bar ein Volumen von 22,4 l aufweist.

$$1 \text{ mg NO}_3\text{-N/l} \Rightarrow 0,5 \text{ mg N}_2\text{/l} \Rightarrow 0,75 \text{ ml N}_2$$

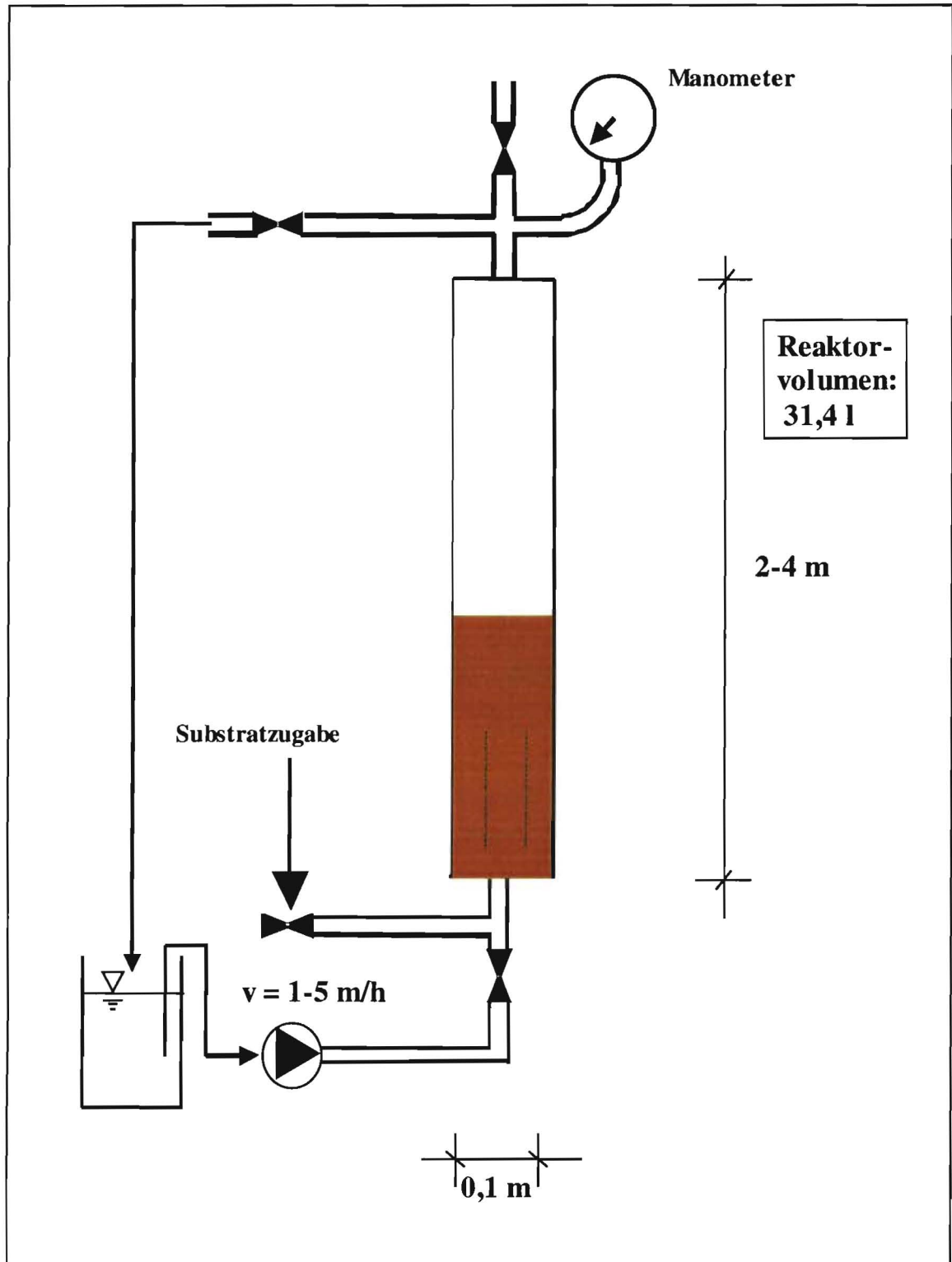
$$(20^\circ\text{C}, 1,013 \text{ bar})$$

## 4.3 Laborversuche

### 4.3.1 Versuchsanlage

Die Laborversuche wurden mit dem in Bild 4.4 dargestellten Versuchsaufbau realisiert. Der Reaktor bestand aus einem durchsichtigen Plexiglasrohr mit zehn Zentimetern Durchmesser. Durch austauschbare Rohrlängen konnte die Höhe des Reaktors zwischen 2 und 4 m variiert werden. Dabei ergab sich ein rechnerisches Reaktorvolumen von 15,7

bis maximal 31,4 Litern. Bei den meisten Versuchen wurde, wenn nicht ausdrücklich abweichend beschrieben, eine Reaktorhöhe von 2 m verwendet.



**Bild 4.4: Laborversuchsanlage des Schlamm Spiegelreaktors**

Im Gegensatz zum großtechnischen Schlamm Spiegelreaktor der Flensburger Kläranlage, konnte in der Laborversuchsanlage das Verhalten des Schlammбетtes bei unterschiedlichen Auf- und Abstromgeschwindigkeiten optisch kontrolliert werden. Eine

Pumpe mit stufenlos verstellbare Förderleistung förderte das Abwasser aus einem Vorratsbehälter durch den Reaktor. Die Fördermenge wurde so gewählt, dass die Aufströmgeschwindigkeit im Reaktor zwischen 1 und 5 m/h ergaben. Der Reaktor wurde von unten nach oben durchströmt. Zur Überwachung des Betriebsdrucks wurde ein Manometer am Reaktorkopf installiert. Der Boden des Reaktor bestand aus einer perforierten Gummimembran, durch die der Abwasserzufluss gleichmäßig auf die gesamte Querschnittsfläche verteilt wurde. Diese Maßnahme war erforderlich, da es sich zeigte, dass hohe Anforderungen an die Vergleichmäßigung der Zulaufströmung bestehen, um einen stabilen Schlamm Spiegel etablieren zu können. Im Labormaßstab konnten diese Anforderungen nur durch den Einsatz einer Gummimembran mit kleinsten Porendurchmessern, die sich erst bei Überschreiten eines Mindestdrucks definiert öffnen, erfüllt werden. Zur Versorgung der Mikroorganismen konnten aus einem zusätzlichen Vorratsbehälter Nährstoffe wie Kaliumnitrat und Methanol in den Zulauf des Schlamm Spiegel dosiert werden.

Für einige Laborversuche wurde zusätzlich eine kleinere Ausführung des Reaktors aufgebaut. Hierfür wurde Plexiglasrohr mit 4 cm Durchmesser und 0,55 m Höhe verwendet. Es ergab sich somit ein Reaktorvolumen von 800 ml Litern.

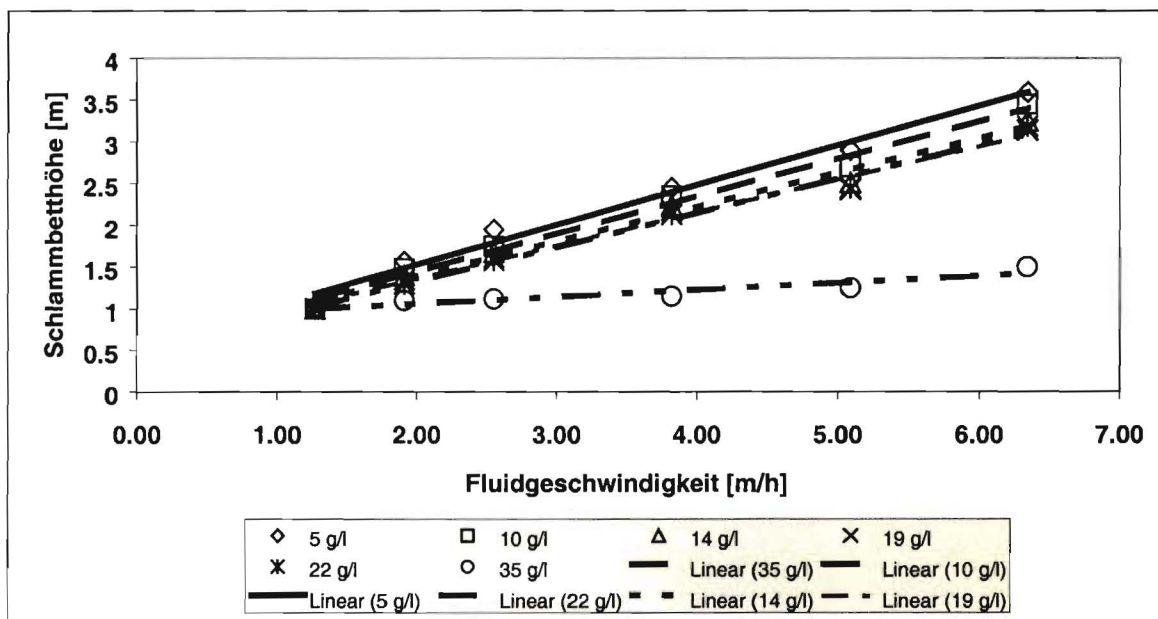
#### **4.3.2 Einflusses des TS-Gehalts und der Aufströmgeschwindigkeit auf die Schlamm Bettexpansion**

In dieser Versuchsreihe sollte die Zunahme der Schlamm Betthöhe durch unterschiedliche Aufströmgeschwindigkeiten und der Einflusses des TS-Gehalts untersucht werden. Die Versuche wurden mit dem beschriebenen Laborreaktor von 10 cm Durchmesser und 4 m Höhe durchgeführt. Es wurden Schlämme mit TS-Gehalten von 5, 10, 14, 19, 22 und 35 g/l eingesetzt. Zuerst wurde der Reaktor mit Schlamm bis zu einer Füllhöhe von 1 m befüllt. Danach wurde der Abwasserzufluss gestartet. Das Abwasser wurde dabei nach dem Aufenthalt im Reaktor zurück in den Vorlagebehälter geleitet. In den einzelnen Versuche wurde der Reaktor mit Aufströmgeschwindigkeiten von 1.27, 1.91, 2.55, 3.82, 5.09 und 6.34 m/h betrieben.

#### **Ergebnisse**

Es konnte beobachtet werden, dass sich abhängig vom TS-Gehalt unterschiedliche Strömungszustände einstellten. Bei niedrigen TS-Gehalten zwischen 7 und 22 gTS/l wurde eine turbulente Wirbelschicht beobachtet, während es bei höheren TS-Gehalten von 35 g/l zu einer Verdichtung des Schlamm unter Ausbildung von Strömungskanälen kam.





**Bild 4.5: Einfluss des TS-Gehaltes auf die Schlammбетexpansion**

Die Versuchsergebnisse zeigen (s. Bild 4.5) bei allen untersuchten Schlämmen eine lineare Zunahme der Schlammбетexpansion mit steigender Aufströmgeschwindigkeit. Zusätzlich erkennt man, dass Schlämme mit höheren TS-Gehalten bei gleicher Aufströmgeschwindigkeit weniger expandieren. Allerdings ist die Abnahme der Expansion bei Erhöhung des TS-Gehalts von 5 auf 22 g/l relativ gering. Im Gegensatz dazu liegt die Schlammбетexpansion bei dem TS-Gehalt von 35 g/l deutlich niedriger. Im Vergleich expandierte das Schlammбет von anfangs 1 m auf 3,6 m bei einem TS von 5 g/l während es bei einem TS von 22 g/l noch auf 3,2 m anstieg. Bei einem TS-Gehalt von 35 g/l expandierte das Schlammбет nur noch auf eine Höhe von 1,5 m.

### Diskussion

Anhand der gemessenen Schlammexpansionen lässt sich deutlich der Unterschied zwischen turbulenter Wirbelschicht und Kanalströmung erkennen. Bei einem TS-Gehalt des Schlamms  $\leq 22$  gTS/l verhält sich das Schlammбет wie eine Wirbelschicht. Bei einem TS-Gehalt von 35 g/l kann jedoch eine Verdichtung des Schlamms beobachtet werden, die auch bei höheren Fluidgeschwindigkeit bestehen bleibt. Es ist eine Kanalströmung besonders in der Nähe der Rohrwand zu beobachten. Anstatt einer Expansion des Schlammbetts bei steigender Fluidgeschwindigkeit vergrößerten und verbreiterten sich die Kanäle. Aufgrund der höheren Verdichtung erhöhte sich die Kohäsion des Schlamms und das Fluid konnte nicht in den Schlammkörper eindringen. Bei einer Wirbelschicht können die Haftkräfte der Partikel vom durchströmenden Fluid überwunden werden, so dass sich im Schlammбет immer mehr Wasser akkumulieren kann. Es kommt zu einer Verdünnung der Schlammkonzentration im Bett. Beim Durchströmen eines eingedickten Schlammbettes kann das Fluid die Haftkräfte nicht mehr überwinden und in die Feststoffphase

eindringen. Das Schlammbett wird nicht mehr gleichmäßig durchströmt sondern nur noch umströmt.

### **Fazit**

Die Ausbildung von verdichteten Schlammbetten mit Kanalströmung muss verhindert werden, da sich daraus unvollständige Durchmischung und damit auch unvollständige Nutzung des Schlammbetts ergibt. Mit dem hier untersuchten Schlamm und Schlammбетthöhen ergab sich eine maximale TS-Gehalt von 22 g/l, der noch zuverlässig die Ausbildung einer Wirbelschicht ermöglicht.

### **4.3.3 Einfluss der Aufströmgeschwindigkeit auf die Feststoffkonzentration im Ablauf**

In einer weiteren Versuchsreihe sollte die Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) im Reaktorablauf in Abhängigkeit von der Aufströmgeschwindigkeit für unterschiedlich eingedickte Schlämme ermittelt werden. Auch diese Versuche wurden mit dem beschriebenen Laborreaktor von 10 cm Durchmesser und 4 m Höhe durchgeführt. Es wurden zwei Schlämme mit TS-Gehalten von 17 und 35 g/l eingesetzt. Zuerst wurde wie im vorangegangenen Versuch der Reaktor mit Schlamm bis zu einer Füllhöhe von 1 m befüllt. Danach wurde der Abwasserzufluss gestartet. Das Abwasser wurde wie vorher im Kreis geführt. In den einzelnen Versuche wurde der Reaktor mit Aufströmgeschwindigkeiten von 1.27, 2.54, 3.82, 5.09, 6.36, 7.64 und 8.91 m/h betrieben. Gemessen wurde der Feststoffgehalt in mg AFS/l durch Filtration (0,45 $\mu$ m) und Auswiegen des getrockneten Filterpapiers.

### **Ergebnisse**

Die Messergebnisse für den Schlamm mit dem TS von 17 g/l sind im Bild 4.6 (Auszug) und Bild 4.8 (alle Werte) dargestellt. Analog sind die Messergebnisse des Schlammes mit dem TS von 35 g/l im Bild 4.6 (Auszug) und Bild 4.8 (alle Werte) abgebildet. Man kann bei beiden Schlämmen und bei allen Strömungsgeschwindigkeiten eine Abnahme der Feststoffkonzentration im Ablauf mit der Zeit feststellen. Zusätzlich kann erkennen, dass während der ersten 2,5 Stunden die Abnahme der Konzentration bei allen Versuchen über die Zeit nahezu linear ist. Danach nimmt die Konzentration erneut nahezu linear ab, das jedoch deutlich langsamer. Bei beiden Schlämmen zeigt sich, dass mit steigender Strömungsgeschwindigkeit auch die Feststoffkonzentration im Ablauf steigt. Dieser Trend ist am Versuchsbeginn deutlich stärker als gegen Ende. Es zeigt sich, dass bei allen Versuchen auch nach 45 Stunden Versuchsdauer noch Feststoffkonzentrationen von rund 10 mg AFS/l im Ablauf zu finden sind. Bei den Versuchen mit dem dünnen Schlamm sind

die Ablaufwert zu Beginn deutlich höher (50-112 mg AFS/l) als bei denen mit dem dickeren Schlamm (8-32 mg AFS/l).

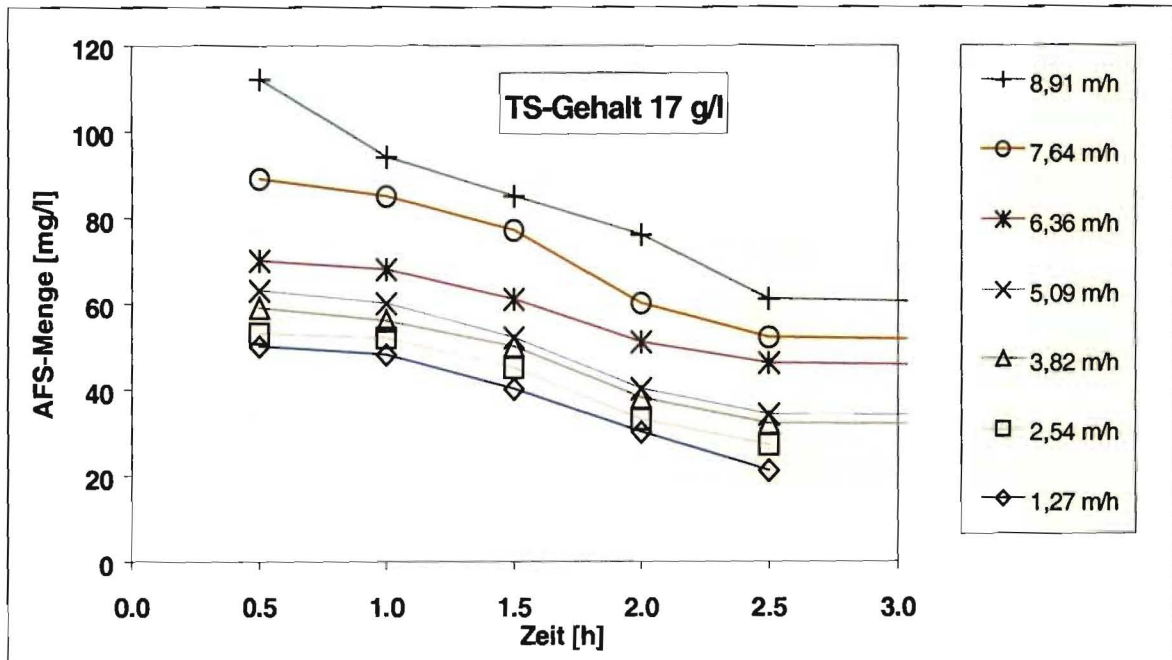


Bild 4.6: Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 17 g/l (Auszug)

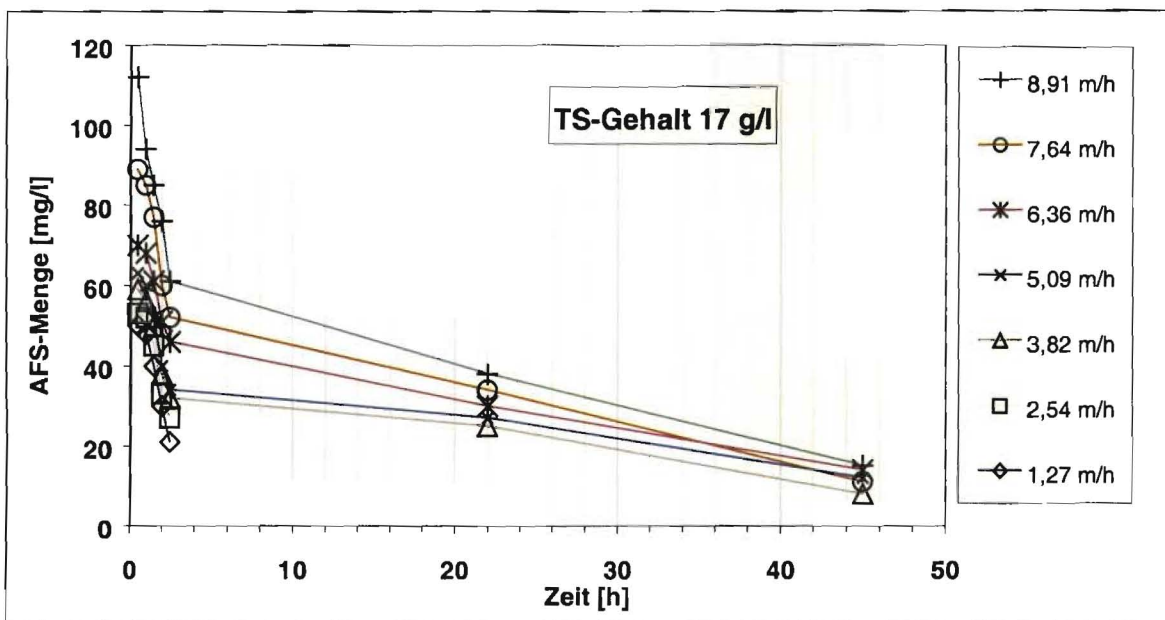


Bild 4.7: Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 17 g/l (alle Werte)

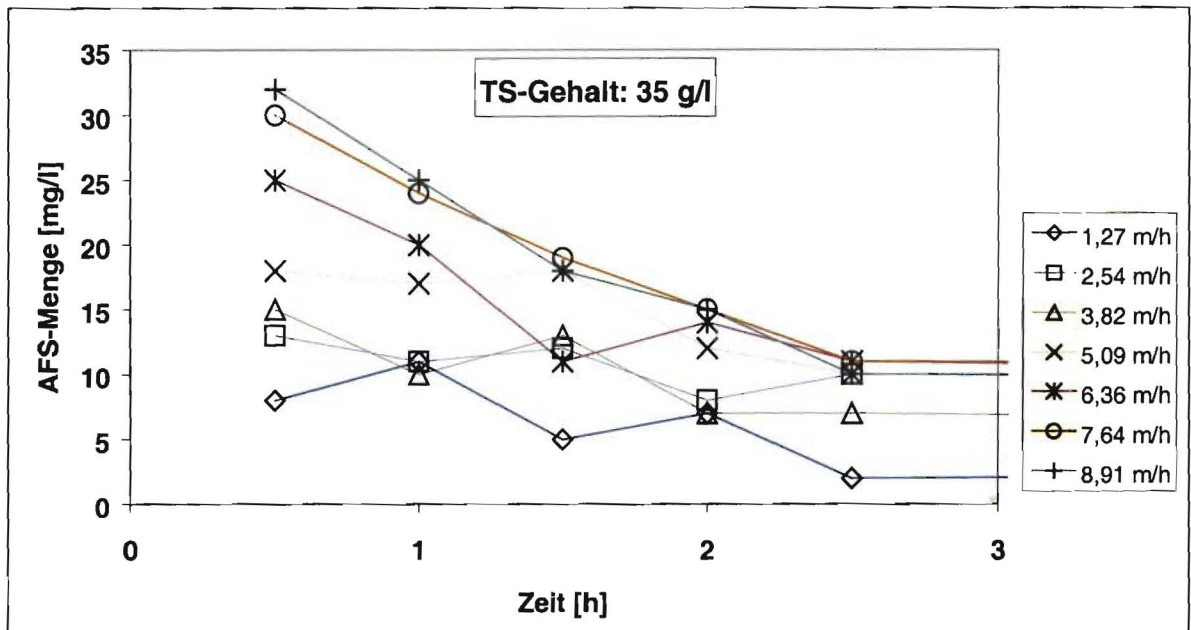


Bild 4.8: Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 35 g/l (Auszug)

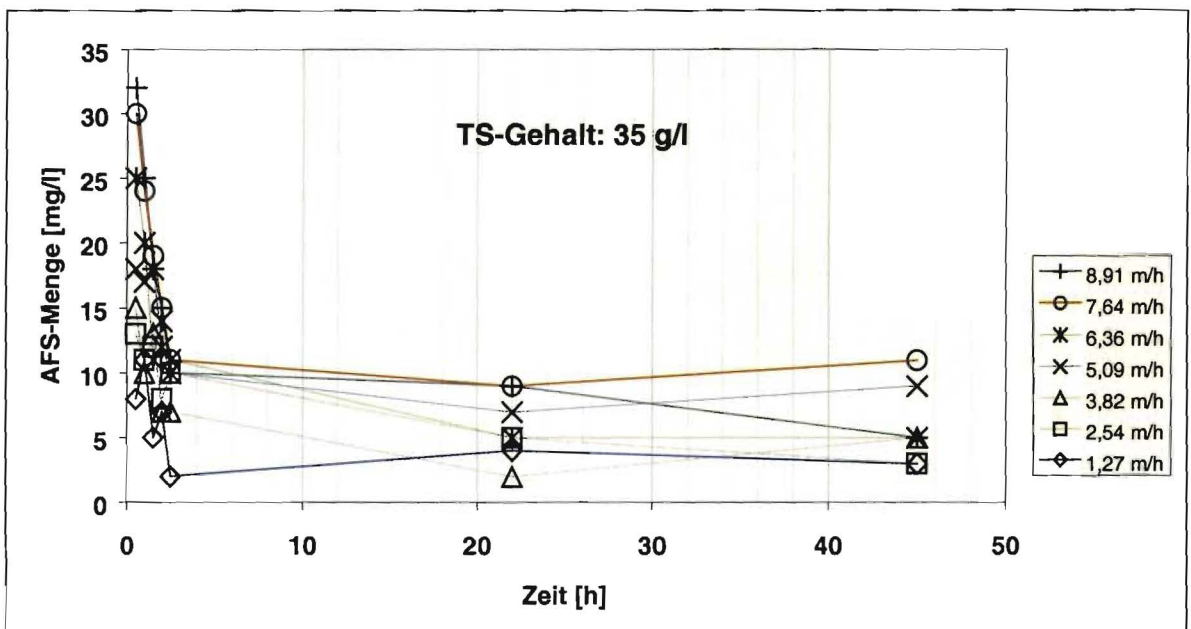


Bild 4.9: Ablaufkonzentrationen von AFS bei verschiedenen Fluidgeschwindigkeiten und Betriebszeiten, TS-Gehalt = 35 g/l (alle Werte)

### Diskussion

Die beiden Schlämme wurden gezielt als Vertreter der beiden unterschiedlichen Strömungstypen „Wirbelbett“ (bei 17 g TS/l) und „Kanalströmung“ (bei 35 g TS/l) gewählt. Es zeigt sich, dass die Kanalströmung deutlich schneller einen stabilen Zustand erreicht, während die Wirbelschicht auch nach 45 Stunden Betrieb noch keine konstante

Ablaufkonzentration erreicht hat. Es ist bemerkenswert, dass der Einfluss der Vorbehandlung (hier des Eindickgrads) über eine lange Zeit anhaltend erkennbar ist.

### **Fazit**

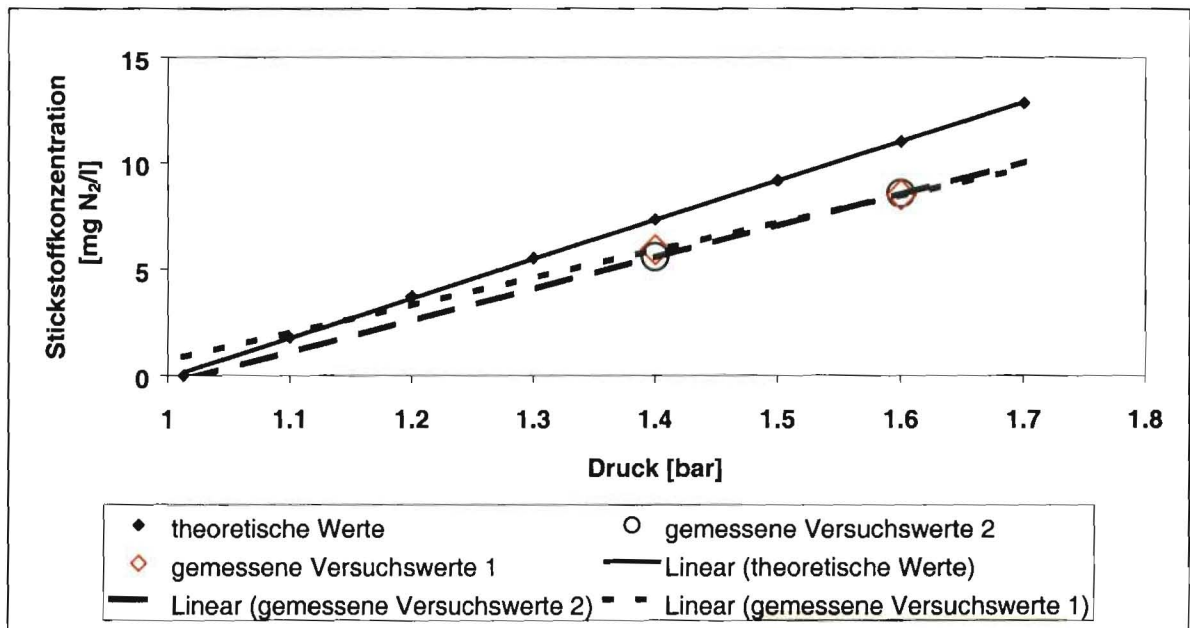
Die wichtigste Erkenntnis aus dieser Versuchsreihe ist, dass ein verdichtetes Schlammbett mit ausgebildeter Kanalbildung weder durch hohe Strömungsgeschwindigkeiten (bis 8,91 m/h) noch durch längeres Durchströmen (bis 46 h) in eine anzustrebende Wirbelschicht umgewandelt werden kann. Es muss daher unbedingt vermieden werden, dass die Schlammexpansion einen kritischen Wert unterschreitet und die Gefahr entsteht, dass sich das Schlammbett irreversibel komprimiert.

### **4.3.4 Versuch zur Bestimmung der realen Gaslöslichkeit**

Zur Bestimmung der realen Gaslöslichkeit wurde die kleine Reaktorausführung mit einem Volumen von 800 ml verwendet. In den Reaktor wurden 700 ml Belebtschlamm der Kläranlage Ahrensburg eingefüllt. Zur Versorgung der Mikroorganismen mit Stickstoff und Kohlenstoff wurden entsprechend des stöchiometrischen Gleichgewichts Kaliumnitrat ( $\text{KNO}_3$ ) und Methanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) dazugegeben. Es wurde die Stickstoffkonzentration bei einem Systemdruck von 1,4 bzw. 1,6 bar absolut indirekt bestimmt und optisch der Beginn der Gasblasenbildung kontrolliert. Die jeweilige Stickstoffkonzentration beim Beginn der Gasblasenbildung wurde protokolliert.

### **Ergebnisse**

Die bestimmten Stickstoffkonzentrationen lagen sowohl bei Systemdruck von 1,4 als auch bei 1,6 bar unterhalb der theoretisch möglichen. Die maximale reale Konzentration betrug im Mittel 80 % der theoretischen Sättigungskonzentration (s. [Bild 4.10](#)).



**Bild 4.10: Vergleich theoretischer und gemessener Stickstoffkonzentrationen im Abwasser bei verschiedenen Drücken**

### Diskussion

Der bei der Denitrifikation entstehende Stickstoff wird von den Mikroorganismen als Gas an die wässrige Phase abgegeben. Aufgrund von zu überwindenden Stoffübergängen kann bei dynamischen Versuchen weniger Gas im Wasser gelöst werden als theoretisch möglich. Die Sättigungskonzentration wird nicht erreicht, so dass überschüssiges Gas als Blasen aufsteigen.

### Fazit

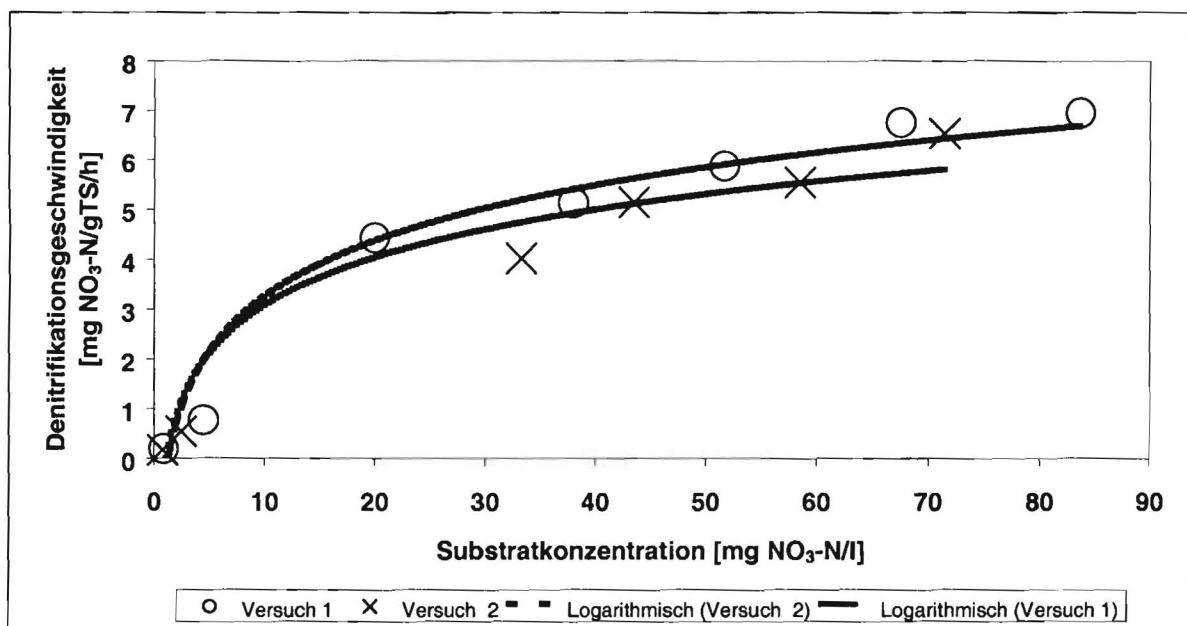
Die maximale Gaslöslichkeit lag bei diesen Versuchen bei 80 % der Sättigungskonzentration. Zum Erreichen einer blasenfreien Durchströmung des Schlammbetts muss der Betriebsdruck daher entsprechend höher gewählt werden, so dass auch bei Nichterreichen der Sättigungskonzentration die Löslichkeit ausreicht für die Aufnahme des gesamten produzierten Stickstoffs. Für die erste Auslegung eines Versuchsreaktors sollte ausgehend von der erforderlichen Denitrifikationsleistung und der aus hydraulischen Anforderungen abgeleitete Strömungsgeschwindigkeit die erforderliche Sättigungskonzentration berechnet werden. Mit Hilfe des Henryschen Gesetzes kann damit der theoretisch erforderliche Betriebsdruck bestimmt werden. Der zu wählende Betriebsdruck sollte dann das 1,6 bis 1,8-fache des theoretischen Betriebsdrucks betragen.

### 4.3.5 Ermittlung der Denitrifikationsgeschwindigkeit

Die Kenntnis der Denitrifikationsgeschwindigkeit ist für die Auslegung eines Schlamm Spiegelreaktors von grundlegender Bedeutung. Aus der Reaktionsgeschwindigkeit kann die erforderliche Aufenthaltszeit im Reaktor in Abhängigkeit von der Substratkonzentration im Zulauf ermittelt werden. Im Rahmen der Untersuchungen sollten für unterschiedliche Nitrat-Zulaufkonzentrationen die zugehörigen Denitrifikationsgeschwindigkeiten bestimmt werden. Hierzu wurde Denitrifikationsschlamm in eine 1 l Labor-Glasflasche gefüllt. Nach Zugabe von Kaliumnitrat und Methanol wurde die Flasche mittels eines Schraubverschlusses mit Silikonseptum gasdicht verschlossen. Die Dosiermengen wurden in den einzelnen Versuchen variiert. Die Flasche wurde mit Hilfe eines Magnetrührers permanenten gerührt. In regelmäßigen Abständen wurden Proben mit einer Spritze durch das Septum entnommen. Die Proben wurden zentrifugiert und filtriert. Anschließend wurden die Nitrat- und Nitritkonzentration mittels Küvetten-Schnelltests bestimmt. Anhand der Konzentrationsabnahme über die Zeit wurde sich die Denitrifikationsgeschwindigkeit bestimmt. Die Abwassertemperatur lag bei 15°C.

#### Ergebnisse

Es zeigt sich eine deutliche Abhängigkeit der Denitrifikationsgeschwindigkeit von der Nitratkonzentration (s. Bild 4.11). Während die Geschwindigkeit ohne Nitratzugabe unter 0,3 mg NO<sub>3</sub>-N/gTS/h lag, konnte sie bei einer Nitratkonzentration von 70 mg NO<sub>3</sub>-N/l auf Wert von 7 mg NO<sub>3</sub>-N/(gTS\*h) erhöht werden. Eine weitere Erhöhung der Nitratkonzentration ergab keine nennenswerte Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit.



**Bild 4.11: Abhängigkeit der Denitrifikationsgeschwindigkeit von der Kaliumnitrat-Konzentration**

## Diskussion

Ein Vergleich mit Literaturwerten zeigt, dass die gemessenen Denitrifikationsgeschwindigkeit relativ hoch sind. Andere Autoren [u. a. Bever et al. 2002] geben Umsatzraten zwischen 3-10 mgNO<sub>3</sub>-N/(gTS\*h) an (s. Bild A4.1). Es empfiehlt sich daher, die in den Versuchen bestimmten maximalen Geschwindigkeit nicht zur Auslegung von Reaktoren anzusetzen, da erstens bei einer technischen Umsetzung nicht von optimalen Bedingungen im Reaktor ausgegangen werden kann und zweiten die Zulaufkonzentration von Nitrat i.d.R. deutlich unterhalb von 70 mg/l liegt.

## Fazit

Anhand der gewonnenen Daten kann eine maximale Denitrifikationsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Nitrat-Zulaufkonzentration bestimmt werden. Mit dieser Geschwindigkeit kann für eine vorgegebene Ablaufkonzentration die erforderliche Verweilzeit bestimmt werden. Damit lässt sich für einen gegebenen Durchfluss das erforderliche Reaktorvolumen berechnen. Bei der Auslegung einer technischen Anlage empfiehlt es sich einen Sicherheitszuschlag zu berücksichtigen.

## 4.4 Versuchsanlage Flensburg (technischer Maßstab)

### 4.4.1 Einleitung

Auf der KA Flensburg wurde im Rahmen des Projekts eine SSR-Versuchsanlage im technischen Maßstab eingerichtet und in Betrieb genommen. Es wurden sowohl Dauerversuche als auch Belastungsversuche gefahren. Die KA Flensburg hatte zur Zeit des Projektbeginns ein zweistufiges Reinigungssystem bestehend aus einer Belebungsstufe (BSB-Abbau) und Tropfkörpern (Nitrifikation). Es war geplant die Anlage in zwei Ausbausritten zu erweitern. Im ersten Schritt sollte eine nachgeschaltete Denitrifikation und anschließend eine Filterstufe gebaut werden.

### 4.4.2 Aufgabenstellung

Im Rahmen der Versuche sollten die grundsätzliche Eignung des SSR als Denitrifikationsstufe und die Fähigkeit einer dauerhafte Einhaltung der Anforderungen nachgewiesen werden, die aufgrund des Anlagenkonzepts wie folgt definiert wurden:

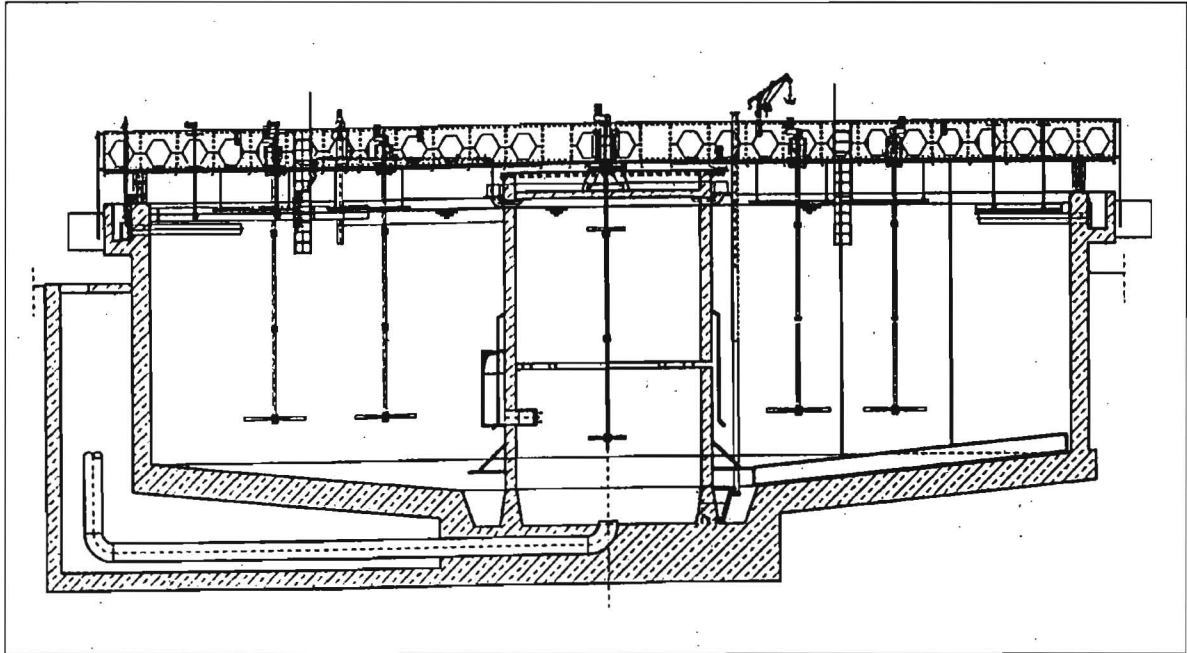
- Denitrifikation, Anlagenablauf:  $\leq 5$  mg/l
- Feststoffabscheidung: Ablauf-SSR:  $\leq 100$  mg AFS/l
- stabiler Betrieb.



Eine effiziente Feststoffabscheidung war zur Entlastung der geplanten nachgeschalteten Filterstufe erforderlich. Im Einzelnen sollte mit Hilfe der Versuchsanlage der Einfluss der Aufströmgeschwindigkeit auf den Betrieb des Reaktors und die Reinigungsleistung untersucht werden. Es galt, Denitrifikationsgeschwindigkeiten bei unterschiedlichen Abwasserbeschaffenheiten zu bestimmen. Versuche mit unterschiedlichen Drücken konnten aufgrund der offenen Bauweise des Reaktors nicht durchgeführt werden.

#### 4.4.3 Versuchsanlage

Der SSR wurde in dem ehemaligen Nachklärbecken eingerichtet und betrieben. Es handelte sich dabei um ein offenes Rundbecken (s. [Bild 4.12](#)) mit einem Durchmesser von 24,5 m und einer mittleren Beckentiefe von 7,0 m. Es ergab sich somit ein Reaktorvolumen von 3300 m<sup>3</sup>. Der SSR wurde über einen zylindrischen Mitteldom (D = 5,5 m) mit Abwasser und Überschussschlamm (ÜS) beschickt. Der Mitteldom diente zusätzlich der intensiven Durchmischung des Abwassers und des ÜS und war daher mit einem Rührwerk ausgestattet. Danach strömte das Abwasser-Schlammgemisch durch Schlitzöffnungen in der Mitteldomwand geführt durch Leitbleche in den Außenring des SSR. Es sollte ein möglichst flächiges Einströmen in Bodennähe erreicht werden, um das ausgebildete Schlammbett gleichmäßig zu durchströmen. Das Wasser floss durch getauchte Ablaufrohre und die Ablaufrinne aus dem SSR. Der Schlammabzug erfolgte über eine um den Mitteldom verlaufende Schlammabzugsrinne. Die Versuchsanlage war mit einer drehbaren Brücke ausgerüstet, an der eine Schlammräumung eine Reinigungsbürste für die Ablaufrohre, 4 langsam laufende Rührwerke für die Umwälzung des Schlammbetts sowie ein Räumchild für die Schlammabzugsrinne des SSR befestigt waren. Aufgrund gewonnener Erfahrungen wurde zwischen den Versuchsphasen konstruktive Verbesserungen am SSR vorgenommen.



**Bild 4.12: Schlamm Spiegelreaktor der Kläranlage Flensburg**

#### 4.4.4 Versuchsprogramm

Für die Bearbeitung der Aufgabenstellung wurde das folgende Versuchsprogramm aufgestellt und abgearbeitet:

1. Einfahrphase
2. Dauerversuche für die Bestimmung der mittleren Denitrifikationsleistung
3. Dauerversuche für die Optimierung der Betriebsbedingungen
4. Belastungsversuche (hydraulische Belastung)
5. Belastungsversuche (max. Denitrifikationsleistung)

Die Versuchsbedingungen und Ergebnisse der einzelnen Versuchsreihen sind in Tabelle 4.2 zusammengestellt.

#### Einfahrphase

##### *Durchführung*

Während der zweimonatigen Einfahrphase der Versuchsanlage wurde diese mit einem voreingedicktem Überschussschlamm (ÜS) aus der Belebung mit einem TS von 30-60 gTS/l versorgt. Der SSR wurde mit einer Aufströmgeschwindigkeit von 1-2 m/h gefahren. Mit Hilfe des Schlammabzugs wurde die Höhe des Schlammspiegels zwischen 4-6 m

eingestellt, so dass sich eine Klarwasserphase von 1-3 ergab. Die mittlere Abwassertemperatur lag bei 10-12 °C.

### *Ergebnisse*

Es stellte sich eine Feststoffkonzentration im Bodenbereich von 15-20 gTS/l und in mittlerer Tiefe von 3-7 gTS/l ein. Es wurde eine Denitrifikationsgeschwindigkeit von 0,5-0,7 gNO<sub>x</sub>-N/(kgTS\*h) bestimmt. Der SSR konnte nicht in dieser Zeit jedoch nicht stabil betrieben werden, da es mehrfach zu stoßweisen Schlammabtrieben in regelmäßigen Abständen von 7-10 Tagen kam.

### *Diskussion*

Es wird vermutet, dass der regelmäßige Schlammabtrieb durch Faulung des Bodenschlammes und die damit verbundene Faulgasbildung hervorgerufen wurde.

### *Fazit*

Zur Unterbindung der Bodenschlammfäulung wurde ein provisorischer Bodenumwälzer an der Drehbrücke installiert. Zusätzlich wurde entschieden, dass in den nächsten Versuchsreihen nur unvoreingedickter ÜS verwendet wird, um den TS-Gehalt besonders in Bodennähe zu reduzieren.

## **Dauerversuche für Bestimmung der mittleren Denitrifikationsleistung**

### *Durchführung*

Im Anschluss an die Einfahrphase folgte eine 5-monatige Versuchsphase bei der die Betriebsbedingungen möglichst konstant gehalten wurden. Die Versuchsanlage wurde nun mit unvoreingedicktem Überschussschlamm (ÜS) mit einem TS von 4-7 gTS/l beschickt. Die Aufströmgeschwindigkeit variierte zwischen 1,8 und 2,4 m/h. Die Höhe des Schlammspiegels blieb unverändert bei 4-6 m.

### *Ergebnisse*

Die Feststoffkonzentration im Reaktor nahm durch die neue Schlammzufuhr deutlich ab. Im Bodenbereich stellt sich eine Konzentration von 2-5 gTS/l und in mittlerer Tiefe von 1-4 gTS/l ein. Der Betrieb des Reaktors erwies sich als stabil. Es wurde kein nennenswerter Schlammabtrieb beobachtet. Die wiederholte Bestimmung der Denitrifikationsgeschwindigkeit ergab jeweils Wert kleiner gleich 2 gNO<sub>2/3</sub>-N/ (kgTS\*h).

### *Diskussion*

Die Denitrifikationsgeschwindigkeit befand sich im typischen Bereich (s. Bild A4.1). Durch die geringe Schlammkonzentration war jedoch die absolute Leistung des Reaktors zu

gering. Es zeigte sich, dass der neu eingebaute Bodenumwälzer ein Faulung des Bodenschlamm anhaltend verhinderte.

#### *Fazit*

Zur Erhöhung der Denitrifikationsleistung sollte die Feststoffkonzentration im Reaktor erhöhet werden. Dies schien auch durch den stabilen Betrieb möglich zu sein. So wurde entschieden, dass für den nächsten Dauerversuch erneut voreingedickter Schlamm eingesetzt werden sollte. Die provisorische Ausführung des Bodenumwälzer wurde durch eine dauerhafte ersetzt. Zusätzlich wurden weitere konstruktive Verbesserung, wie die Anpassung der Leitbleche und Einrichtung einer Rezirkulationsoffnung in die Wand des Mitteldoms.

### **Dauerversuche für die Optimierung der Betriebsbedingungen**

#### *Durchführung*

Es folgte eine zweimonatige Versuchsphase während der die Versuchsanlage wieder mit voreingedicktem Überschussschlamm (ÜS) mit einem TS von 40-60 gTS/l beschickt wurde. Die Aufströmgeschwindigkeit wurde zwischen 1,2 und 2 m/h eingestellt. Die Höhle des Schlammspiegels variierte zwischen 4 und 4,5 m.

#### *Ergebnisse*

Es stellte sich eine Feststoffkonzentration im Bodenbereich von rund 20 gTS/l und in mittlerer Tiefe von 5-10 gTS/l ein. Der SSR konnte in dieser Zeit stabil ohne erhöhete Schlammabtriebe betrieben werden.

#### *Fazit*

Durch die Umstellung auf voreingedickten ÜS konnte die im SSR enthaltene Schlammmenge um den Faktor 3 bis 4 und damit auch die Denitrifikationsleistung erhöhet werden. Der neu installierte Bodenumwälzer verhinderte zuverlässig eine Faulung des Bodenschlamm trotz deutlich erhöhter Feststoffkonzentrationen im SSR.

### **Belastungsversuche (hydraulische Belastung)**

#### *Durchführung*

Für die Untersuchung der hydraulischen Belastbarkeit der Versuchsanlage wurde ein mehrtägiger Versuch die Aufwartsgeschwindigkeit von 1,2 auf 1,8-2,4 m/h erhöhet. Zu dieser Zeit wurde die Anlage noch mit unvoreingedicktem Überschussschlamm (ÜS) mit einem TS von 4-7 gTS/l versorgt. Zu Beginn des Versuchs wurde der Schlamm Spiegel auf eine Höhle von nur 2,5 m abgesenkt, um einen Schlammabtrieb bei erhöhter Expansion des Schlammbetts zu verhindern.

### *Ergebnisse*

Die Erhöhung der Auftriebsgeschwindigkeit führte zu einer Expansion des Schlammbetts um 1 bis 1,5 m, so dass sich eine Klarwasserzone von 3-3,5 m einstellte. Trotz der erhöhten hydraulischen Belastung konnte der Reaktor stabil ohne Schlammabtrieb betrieben werden.

### *Fazit*

Der SSR kann auch bei einer erhöhten Aufwärtsgeschwindigkeit von 2,4 m/h stabil betrieben werden. Die deutliche Expansion des Schlammbetts reduziert jedoch die Schlammmenge, die im Reaktor gehalten werden kann, deutlich.

## **Belastungsversuche (max. Denitrifikationsleistung)**

### *Durchführung*

Während einer viertägigen Versuchsreihe wurde die Erhöhung der Denitrifikationsleistung durch Zugabe von Methanol als Substrat bei höheren Abwassertemperaturen untersucht. Es wurde ein Intensivmessprogramm durchgeführt bei dem mit automatischen Probennehmern 2h-Mischproben vom Zu- und Ablauf der Anlage genommen und auf CSB (membranfiltriert), Nitrat und AFS u.a. analysiert wurden. Zusätzlich wurde die Schlamm Spiegelhöhe im Becken sowohl mittig („Innen“) als auch im äußeren Bereich („Außen“) intensiv vermessen.

### *Ergebnisse*

Bei einer Zulaufkonzentration bis 30 mgNO<sub>2/3</sub>-N/l und einer ausreichenden Substratdosierung konnte ein Nitrat ablauf von 5 mg/l dauerhaft eingehalten werden. Es wurden jedoch auch Phasen erhöhter Nitrat ablaufkonzentrationen festgestellt. Nach rund 60 Stunden lag der Ablaufnitratwert anhaltend bei < 2 mgNO<sub>2/3</sub>-N/l (s. Bild A4.2). Die Denitrifikationsgeschwindigkeit lag bei 1,2 bis 1,6 gNO<sub>2/3</sub>-N/ (kgTS\*h). Trotz einer konstanten Schlamm beschickung und der geringen und relativ konstanten AFS-Werten im Zulauf (30-50 mg/l) des SSR, wurden erhöhte AFS-Werte von bis 260 mg/l im Ablauf während der Abend und Nachtstunden verzeichnet (s. Bild A4.3). Die Abwassermenge lag tagsüber zwischen 1200 und 1600 m<sup>3</sup>/h und fiel in den Nacht- und frühen Morgenstunden auf unter 600 m<sup>3</sup>/h (s. Bild A4.4).

### *Diskussion*

Die Zunahme der Nitrat ablaufkonzentration auf Wert von 10 mg/l konnte auf eine nicht ausreichende Substratdosierung für die hohe Zulauf fracht am Mo., den 09.07.01 zurückgeführt werden. In der Nacht von Dienstag (10.07.01) auf Mittwoch war kurzzeitig die Substrat-Dosierung unterbrochen, was zu einem Anstieg der Ablaufkonzentration von

8 mgNO<sub>3</sub>-N/l führte. Aus dem Anstieg der CSB-Konzentrationen im Ablauf von < 45 auf > 85 mg/l des SSR kann abgelesen werden, dass es am 10. und 11.07.01 zu einer Überdosierung von Methanol gekommen ist. Als am 12.7.01 ab mittags die Dosierung auf 2,0 bis 2,5 g Methanol /g NO<sub>3</sub>-N im Zulauf reduziert wurde, sanken die CSB-Werte im Ablauf des SSR auf typische Werte < 45 mg/l ab (s. Bild A4.5). Die ausgeprägten Tagesganglinien der Abwassermenge beeinflusste deutlich die Expansion des Schlammbetts und dadurch auch die AFS-Ablaufwerte. Das Komprimieren des Schlammbetts von 6 m tagsüber auf 3 bis 4 m in der Nacht (s. Bild A4.6) und das erneute Expandieren am Vormittag setzten kurzfristig vermehrt AFS frei.

### *Fazit*

Es konnte gezeigt werden, dass bei geeigneter Substratdosierung ein Nitratablaufwert von 5 mg/l eingehalten werden kann. Die Feststoffabscheidung konnte zwar deutlich verbessert werden, jedoch nicht dauerhaft unterhalb der geforderten AFS-Konzentration von 100 mg/l gehalten werden. Zur Verbesserung der Feststoffabscheidung ist es erforderlich, Kompressionen und Expansionen des Schlammbetts von mehr als 1 m innerhalb weniger Stunden zu vermeiden. Zu diesem Zweck wurde eine Möglichkeit zur Vergleichmäßigung der Abwassermenge mittels Rezirkulation geschaffen. Ansonsten konnte trotz der deutlich erhöhten Feststoffkonzentration im SSR ein stabiler Anlagenbetrieb aufrecht erhalten werden.

**Tabelle 4.2: Versuchsbedingungen und Ergebnisse der Versuchsreihen**

Titel	Einfahrphase	Dauerbetrieb 1	Versuch 1	Dauerbetrieb 2	Versuch 5
Dauer	2 Monate	5 Monate	1 Woche	5 Monate	4 Tage
Versuchsinhalt	Einfahren	mittlere Deni- Leistung	hydraulisch Belastung	Optimierung d. Betriebsbed.	C(Methanol)- u.NO <sub>3</sub> - Zugabe
Versuchsbed.	-	-	v <sub>auf</sub> =1,8-2,4 m/h	-	NO <sub>3</sub> -zul =30mg/l
ÜS- voreingedickt?	ja	nein	nein	ja	ja
Bodenschlamm- umwälzer	nein	provisorisch	provisorisch	ja	ja
TS-ÜS [g/l]	30-60	4-7	4-7	40-60	50-70
TS-Boden [g/l]	15-20	2-5		20	
TS-Mitte	3-7	1-4	1-3	5-10	
H-Klarwasser [m]	1-3	1-3	3-3,5	2,5-3	2,25-3,75
Aufströmge- schwind. [m/h]	1-2	1,2	1,8-2,4	1,2-2	2,5
Umsatzrate [gNO <sub>2</sub> /3- N/(kgTS*h)]	0,5-0,7	2			1,2-1,6
zugehör. T [°C]	10-12				17,2-19
Probleme	Schlammabtrie- b (nach 7-10d) durch Faulung des Bodenschl.	nein, stabiler Betrieb	nein, stabiler Betrieb	nein, stabiler Betrieb	wenn Schlamm expandiert (>1m): AFS= 180-260mg/l
Ergebnisse	konstruktive Änderungen erforderlich	Boden- schlamm- umwälzer verhindert Faulung	Schlammbett- expansion (1- 1,5m), stabil	Erhöhung der enthaltenen Schlammmenge um Faktor 3-4	Nitratablauf von 5 mg/l sicher eingeh., Schlammbett expansion (1,5m), stabil

#### 4.4.5 Zusammenfassung

Nachstehend werden die wichtigsten Erkenntnisse aus den Untersuchungen stichpunktartig zusammengefasst.

#### Aufströmgeschwindigkeit, TS, Schlammbettexpansion

- Der zugeführte Schlamm darf einen maximalen Feststoffgehalt nicht überschreiten, da sonst die angestrebte Wirbelschicht komprimiert und eine Festbett mit Kanalströmung bildet. (Laborversuche:  $TS_{max} = 22 \text{ g/l}$ )
- Ein verdichtetes Schlammbett mit ausgebildeter Kanalbildung kann nicht wieder in eine anzustrebene Wirbelschicht umgewandelt werden. Weder hohe Strömungsgeschwindigkeiten (Labor: bis 8,91 m/h) noch ein länger andauerndes Durchströmen (Labor: bis 46 h) können eine Verbesserung bewirken.

- Bei der Versuchsanlage Flensburg haben sich Aufströmgeschwindigkeiten zwischen 1 und 1,2 m/h für einen stabilen Dauerbetrieb bewährt.
- Die Versuchsanlage Flensburg konnte auch bei einer erhöhten Aufwärtsge-  
schwindigkeit von 2,4 m/h stabil betrieben werden.

### **Gaslöslichkeit, Betriebsdruck**

- Die maximale Gaslöslichkeit lag bei diesen Versuchen bei 80% der Sättigungs-  
konzentration.
- Zum Erreichen einer blasenfreien Durchströmung des Schlammbeds sollte ein  
Betriebsdruck gewählt werden, der das 1,6 bis 1,8-fache des Drucks beträgt, der  
aufgrund der Sättigungskonzentration erforderlich wäre.

### **Denitrifikationsgeschwindigkeit und Nitrat ablaufwert**

- Die Denitrifikationsgeschwindigkeit zeigt eine deutliche Abhängigkeit von der Nitrat-  
und Substrat-Zulaufkonzentration auf. Sie kann daher durch eine Substratdosierung  
gesteuert werden. (Versuchsanlage Flensburg: s. Kap. 4.4)
- Die im Labor gemessenen maximale Denitrifikationsgeschwindigkeiten ( $7 \text{ mg NO}_3\text{-N}/(\text{gTS}\cdot\text{h})$ ) sind im Vergleich mit Literaturwerten relativ hoch.
- Die bei der Versuchsanlage Flensburg gemessene Denitrifikationsgeschwindigkeit lag  
bei hohen Feststoffkonzentrationen bei  $1,2\text{-}1,6 \text{ gNO}_{2/3}\text{-N}/(\text{kgTS}\cdot\text{h})$ .
- Mit der Versuchsanlage Flensburg konnte gezeigt werden, dass auch bei hohen  
Nitrat zulaufwerten von  $30 \text{ mg/l}$  bei geeigneter Methanoldosierung ein Nitrat ablaufwert  
von  $5 \text{ mg/l}$  eingehalten werden kann.

### **Feststoffabscheidung**

- Bei der Versuchsanlage Flensburg war die Feststoffabscheidung i.d.R. bei mittleren  
und konstanten Bedingungen sehr gut.
- Kompressionen und Expansionen des Schlammbeds von mehr als 1 m innerhalb  
weniger Stunden muss vermieden werden, da sonst die Gefahr von erhöhten AFS-  
Ablaufwerten besteht.
- Eine Aufrechterhaltung der minimalen Aufströmgeschwindigkeit soll zukünftig durch  
Rezirkulation gewährleistet werden.



## **Betriebsstabilität**

Anhand von Dauerversuchen konnte der Beweis der Zuverlässigkeit des Reaktortyps erbracht werden. Auch bei niedrigen als auch hohen Feststoffkonzentration im SSR konnte ein stabiler Anlagenbetrieb aufrechterhalten werden.

## **Konstruktion**

Konstruktive Verbesserungen konnten in den folgenden Bereich erzielt werden:

- Bodenumwälzer: Unterbindung der Bodenschlammfäulung
- Leitbleche: Vergleichmäßigung der Abwasserzuführung
- Rezirkulation (Leitung + Pumpen): Aufrechterhaltung der minimalen Aufströmgeschwindigkeit
- Schlammabzug: war im Freigefälle nicht möglich. Hierfür musste eine Exzenter-schneckenpumpe eingesetzt werden.

## 5. Zusammenfassung und weiteres Vorgehen

### 5.1 Zusammenführung der Ergebnisse der drei Projektbereiche

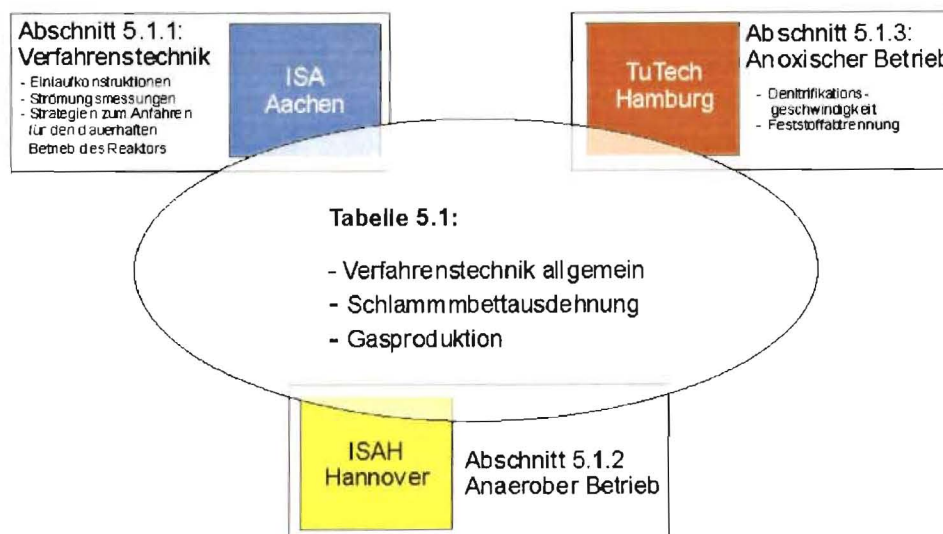
Die Untersuchungen verliefen in allen drei Projektbereichen erfolgreich. Insbesondere hinsichtlich der untersuchten Verfahrenstechnik, Schlamm-betausdehnung und Gasproduktion ergänzen sich die Ergebnisse. Zentrale Erträge der Untersuchungen sind demnach, dass

die grundsätzliche verfahrenstechnische Funktionsfähigkeit des Schlamm Spiegelreaktors nachgewiesen werden konnte, so dass nun konkrete verfahrenstechnische Erkenntnisse hinsichtlich des Betriebs sowohl unter anaeroben als auch unter anoxischen Betriebsbedingungen vorliegen,

die Schlamm-betausdehnung vom TS-Gehalt im Reaktor und der gewählten Aufstromgeschwindigkeit abhängig ist und durch lineare Funktionen annähernd genau beschrieben werden kann und

- die Gasproduktion in Abhängigkeit von den vorliegenden Betriebsbedingungen (anaerob, anoxisch) angegeben werden kann.

In Tabelle 5.1 werden die einzelnen Ergebnisse aus den drei Teilprojekten im Hinblick auf die Verfahrenstechnik, Schlamm-betausdehnung und Gasproduktion einander gegenübergestellt. Weitergehende zentrale Erkenntnisse, die ausschließlich in einem der drei Teilprojekte untersucht wurden, sind – wie in Bild 5.1 angedeutet – in den Abschnitten 5.1.1 bis 5.1.3 zusammengefasst.



**Bild 5.1: Übersicht über die zentralen Erkenntnisbereiche**

**Tabelle 5.1: Zusammenführung zentraler Ergebnisse hinsichtlich Verfahrenstechnik, Schlamm-betausdehnung und Gasproduktion**

	<b>Verfahrenstechnik (Aachen)</b>	<b>Anaerobe Betriebsweise (Hannover)</b>	<b>Anoxische Betriebsweise (Hamburg)</b>
<b>Verfahrenstechnik allgemein</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Die grundsätzliche verfahrenstechnische Funktionsfähigkeit des Schlamm Spiegelreaktors konnte im Rahmen aller Untersuchungen nachgewiesen werden.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Die im Vorfeld vorgenommenen theoretischen Betrachtungen und Berechnungen bezüglich der Gasproduktion, der Rezirkulationsrate und der Schlamm-betausdehnung konnten in den Versuchen bestätigt werden.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Anhand von Dauerversuchen konnte der Beweis der Zuverlässigkeit des Reaktortyps erbracht werden. Sowohl bei niedrigen als auch bei hohen Feststoffkonzentration im SSR konnte ein stabiler Anlagenbetrieb aufrechterhalten werden.</li> </ul>
<b>Schlamm-betausdehnung</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Der eingesetzte Kunstschlamm Polysulfon wies eine gute Übereinstimmung mit dem Absetz- und Fließverhalten belebter Schlämme auf. Er entsprach dagegen nicht den Absetz- und Fließigenschaften pelletartiger anaerober Schlämme.</li> <li>- Die Schlamm-betaexpansion war mit dem Kunstschlamm gezielt steuerbar. Es konnten Zusammenhänge zwischen Schlamm-betaexpansion, TS-Gehalt im Reaktor und der Aufstromgeschwindigkeit nachgewiesen werden, die sich durch Funktionen annähernd genau ausdrücken lassen.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Die Schlamm-betausdehnung steigt linear mit zunehmender Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor. Die zu Beginn der Versuche gewählte Einfüllhöhe der Schlamm-pellets sowie Größenverteilung hatten nahezu keinen Einfluss auf die Schlamm-betausdehnung.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Der zugeführte Schlamm darf einen maximalen Feststoffgehalt nicht überschreiten, da sonst die angestrebte Wirbelschicht komprimiert und eine Festbett mit Kanalströmung bildet (Laborversuche: <math>TS_{max} = 22 \text{ g/l}</math>).</li> <li>- Ein verdichtetes Schlamm-beta mit ausgebildeter Kanalbildung kann nicht wieder in eine Wirbelschicht umgewandelt werden.</li> <li>- Bei der Versuchsanlage Flensburg haben sich Aufstromgeschwindigkeiten zwischen 1 und 1,2 m/h für einen stabilen Dauerbetrieb bewährt.</li> </ul>
<b>Gasproduktion</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Hinsichtlich des notwendigen Überdruckes zur blasenfreien Durchströmung des Schlamm-betaes sind angesichts des Einsatzes von inertem Kunstschlamm noch keine detaillierten Aussagen möglich. Die Ausgasung ist für den Einsatz biologischer Schlämme und bei einer ausreichenden Reaktorhöhe noch weiter zu untersuchen.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Der anaerobe Abbau verlief stabil und es konnte ein Methananteil von 75 % im Gas erreicht werden.</li> <li>- Die Schlamm-belastung im SSR konnte bis auf <math>B_{TS} = 0,55 \text{ kg CSB/kg oTR d}</math> bei nahezu konstantem CSB Abbau von 98 % gesteigert werden. Die zugehörige Gasproduktion beträgt 55 L/h.</li> <li>- Die gesamte Gasmenge blieb im Reaktor in Lösung und konnte im anschließenden Desorber entgast werden.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Die maximale Gaslöslichkeit lag bei diesen Versuchen bei 80 % der Sättigungskonzentration.</li> <li>- Zum Erreichen einer blasenfreien Durchströmung des Schlamm-betaes sollte ein Betriebsdruck gewählt werden, der das 1,6 bis 1,8-fache des Drucks beträgt, der aufgrund der Sättigungskonzentration erforderlich wäre.</li> </ul>

### 5.1.1 Verfahrenstechnik allgemein

In Ergänzung zu den Ergebnissen zur Verfahrenstechnik, Schlamm-betausdehnung und Gasproduktion werden nachstehend weitere Ergebnisse zur Auswahl optimaler Einlaufkonstruktionen, zu den vorherrschenden Strömungsbedingungen im Reaktor sowie zu den Betriebsstrategien für das Anfahren beziehungsweise den dauerhaften Betrieb des Reaktors vorgestellt.

#### *Einlaufkonstruktionen*

- Mit allen drei untersuchten Einlaufkonstruktionen konnte der Versuchsreaktor ohne Einschränkungen betrieben werden. Die Einlaufkonstruktionen haben allerdings einen signifikanten Einfluss auf die Strömungsbedingungen im Reaktor (und unterscheiden sich hier maßgeblich).

#### *Strömungsmessungen*

- Ein weitgehend homogenes Strömungsbild mit ausreichender Durchmischung des Schlamm-bettes ergibt sich mit einem mittig nach unten Zulauf gerichteten Zulauf in der Zulaufkammer und einer flächigen Beschickung über eine düsenbestückte Lochplatte.

#### *Strategien zum Anfahren des Reaktors*

Setzt man geeignete Schlamm-eigenschaften (Absetzverhalten) und verfahrenstechnische Rahmenbedingungen (ausreichender Druck im Reaktor zur Vermeidung einer Ausgasung im Schlamm-bett) voraus, gestaltet sich der Aufbau eines Schlamm-betts regelungstechnisch relativ einfach.

- Für einen zügigen Aufbau können vorübergehend Aufstromgeschwindigkeiten gewählt werden, die bei stationären Einstellungen zum Schlamm-abtrieb führen würden.

#### *Strategien für einen dauerhaften Betrieb des Reaktors*

- Die relevanten „Stellgrößen“ für die gleichmäßige Aufrechterhaltung des Schlamm-bettes im Reaktor sind die Aufstromgeschwindigkeit und die Trockensubstanzkonzentration.

Auf der Grundlage der Versuchsergebnisse können lineare Funktionen für Schlamm-spiegelhöhen in Abhängigkeit der Aufstromgeschwindigkeit für unterschiedliche, auf die Reaktorgrundfläche bezogene TS-Konzentrationen angegeben werden.

### 5.1.2 Anaerobe Betriebsweise

Neben den Ergebnissen zur Verfahrenstechnik, Schlamm-betausdehnung und Gasproduktion sind die Erkenntnisse bezüglich Gaslöslichkeit und CSB-Abbau in Tabelle 5.1 unter Gasproduktion enthalten.

### 5.1.3 Anoxische Betriebsweise

Aufbauend auf den Ergebnissen zur Verfahrenstechnik, Schlamm-betausdehnung und Gasproduktion bei der Nutzung des Schlamm Spiegelreaktors zur Denitrifikation werden nachstehend weitere Ergebnisse hinsichtlich Denitrifikationsgeschwindigkeit und Nitrat-Ablaufwerten sowie Feststoffabscheidung beschrieben.

#### *Denitrifikationsgeschwindigkeit und Nitrat-Ablaufwerte*

- Die Denitrifikationsgeschwindigkeit zeigt eine deutliche Abhängigkeit von der Nitrat- und Substrat-Zulaufkonzentration auf. Sie kann daher durch eine Substratdosierung gesteuert werden (s. Versuchsanlage Flensburg: s. [Kap. 4.4](#)).
- Die im Labor gemessene maximale Denitrifikationsgeschwindigkeit (7 mg NO<sub>3</sub>-N/(g TS\*h)) ist im Vergleich mit Literaturwerten relativ hoch.
- Die bei der Versuchsanlage Flensburg gemessene Denitrifikationsgeschwindigkeit lag bei hohen Feststoffkonzentrationen bei 1,2-1,6 gNO<sub>2/3</sub>-N/(g TS\*h).
- Mit der Versuchsanlage Flensburg konnte gezeigt werden, dass auch bei hohen Nitrat-zulaufwerten von 30 mg/l bei geeigneter Methanoldosierung ein Nitrat-Ablaufwert von 5 mg/l eingehalten werden kann.

#### *Feststoffabscheidung*

- Bei der Versuchsanlage Flensburg war die Feststoffabscheidung i.d.R. bei mittleren und konstanten Bedingungen sehr gut.
- Kompressionen und Expansionen des Schlamm-betts von mehr als 1 m innerhalb weniger Stunden muss vermieden werden, da sonst die Gefahr von erhöhten AFS-Ablaufwerten besteht.
- Eine Aufrechterhaltung der minimalen Aufströmgeschwindigkeit soll zukünftig durch eine Rezirkulation gewährleistet werden.

## 5.2 Workshop

Um für die Weiterentwicklung des Schlamm Spiegelreaktors und die Fortführung des Projektes Industriepartner zu gewinnen, wurde am 18.12.2002 im Zentrum für Umwelt-kommunikation der Deutschen Bundesstiftung Umwelt (Osnabrück) ein Workshop zum

Thema „Schlamm Spiegelreaktor“ durchgeführt. Der Workshop diente dazu, die Deutsche Bundesstiftung Umwelt (DBU) über den Stand des Projektes und interessierte Unternehmen über die Projektinhalte zu informieren sowie entsprechende Industriepartner für die zweite Projektphase zu gewinnen.

Nach der Begrüßung durch die DBU wurden durch die drei Projektpartner die bis dahin vorliegenden Ergebnisse vorgestellt, Anwendungsmöglichkeiten des Schlamm Spiegelreaktors in der Industrie aufgezeigt und Marktchancen für die untersuchte Technologie prognostiziert (vgl. auch Programm des Workshops in Anlage zu Kapitel 5). Zudem sollten Anregungen und Ideen der beteiligten Firmen in den weiteren Projektverlauf einfließen. Bis zum jetzigen Zeitpunkt hat noch keine Firma signalisiert, sich mit eigenem Kapital an dem Projekt zu beteiligen.

### **Teilnehmer**

Es wurden insgesamt 10 Unternehmen (KMUs) angeschrieben und zu dem Workshop eingeladen. An dem Workshop haben die 11 nachstehend genannten Personen teilgenommen. Davon waren 4 Firmenvertreter anwesend.

- Dr. Dai (Passavant-Roediger Anlagenbau GmbH)
- Herr Brüß (A3 Abfall-Abwasser-Anlagentechnik GmbH / HESE Umwelt GmbH)
- Dr. Christ (Hans Huber AG)
- Herr Müller-Blanke (TIA Technologien zur Industrie-Abwasser-Behandlung GmbH)
- Herr Heidenreich (DBU)
- Prof. Dohmann (ISA RWTH Aachen)
- Prof. Rosenwinkel (ISAH Uni Hannover)
- Prof. Sekoulov (TuTECH Hamburg)
- Dr. Buer (ISA RWTH Aachen)
- Herr Köster (ISA RWTH Aachen)
- Herr Papst (ISAH Uni Hannover)

Im Rahmen des Workshops wurde vereinbart, den interessierten Firmen ein „Infopaket“ zum Schlamm Spiegelreaktor zur Verfügung zu stellen. Die entsprechenden Unterlagen wurden an 5 Firmen verschickt.

## 5.3 Weiteres Vorgehen

### **Beantragung der zweiten Projektphase mit Industriebeteiligung**

Zur Beantragung der zweiten Projektphase soll nun nach Vorlage des Abschlussberichtes zur ersten Projektphase die Suche nach einem Industriepartner nochmals verstärkt werden.

Unter anderem sind folgende Arbeiten für eine zweite Projektphase vorgesehen:

1. Klärung von Fragen, die sich im Rahmen des bisherigen Versuchsbetriebs ergeben haben,
2. Entwicklung eines Simulationsbausteins in der Software SIMBA zur hydraulischen und stofflichen Reaktor-Simulation,
3. Durchführung einer Marktrecherche zur weitergehenden Identifizierung von Marktpotenzialen für die untersuchte Verfahrenstechnik im nationalen und internationalen Markt,
4. Planung zur Aufstockung und zur verfahrenstechnischen Optimierung der halbtechnischen Versuchsanlagen u. a. für Begleituntersuchungen der großtechnischen Umsetzung,
5. Entwicklung einer Konzeption zur großtechnischen/pilothaften Umsetzung des Verfahrens (Up-scaling) unter enger Einbindung der beteiligten Firmen/KMUs und
6. Umsetzung der großtechnischen/pilothaften Installation sowohl für den Bereich der anaeroben Abwasserbehandlung als auch für den Bereich der Denitrifikation.

### **zu 1: Durchführung weiterer Untersuchungen**

Im Rahmen des bisherigen Versuchsbetriebs haben sich Fragen ergeben, die in weitergehenden Untersuchungen geklärt werden sollen. Darunter fallen unter anderem:

- Überprüfung der Betriebsstrategien unter Nutzung der Gaslöseeinheit (Versuchsanlage Aachen).
- Entwicklung einer optimierten Rezirkulation im Anaerobreaktor bei möglichst geringem Pumpaufwand (Versuchsanlage Hannover).

Insgesamt stehen noch Untersuchungen zur gezielten Abführung des Gases aus dem Schlamm Spiegelreaktor aus. Hierzu wäre unter anderem bei der großtechnischen Entwicklung die Möglichkeit der internen Rezirkulation zu untersuchen.

Weitere Untersuchungen böten zudem Raum für eine Verifizierung bzw. Validierung des SIMBA-Modells (siehe Punkt 2).

**zu 2: Entwicklung eines Simulationsbausteins in der Software SIMBA**

In der ersten Projektphase war aufgrund des aufwändigen Versuchsbetriebs die Entwicklung des Simulationsbausteins, der die hydraulischen Eigenschaften des Reaktors sowie die stofflichen Transportprozesse abbilden soll, nicht möglich. Die zweite Projektphase soll dazu dienen, einen entsprechenden Baustein zu entwickeln, der die Konzeption der großtechnischen Umsetzung unterstützt. Das heißt, dass aus den im Rahmen der Untersuchungen gewonnenen Erkenntnissen der Projektpartner ein verfahrenstechnischer Modellansatz entwickelt wird, mit dem der Betrieb und der Reinigungsgrad bei unterschiedlichen Reaktorbetriebsweisen (nachgeschaltete bzw. vorgeschaltete Denitrifikation oder anaerober Betrieb) abgebildet werden können. Auf dieser Basis ist angedacht, zusätzlich einen Schlammspiegelsimulationsblock für das Programm SIMBA zu entwickeln und diesen in den entsprechenden Programmtool zu integrieren. Somit könnte dann die Funktion des Schlammspiegelreaktors in biologischen Abwasserreinigungsprozessen dynamisch simuliert werden.

**zu 3: Durchführung einer Marktrecherche und Identifizierung von Marktpotenzialen**

Das Marktpotenzial ist bereits im Rahmen der Antragsstellung beziffert worden. Darüber hinaus sollen die Markt- bzw. Verkaufspotenziale der untersuchten Verfahrenstechnik tiefgreifender als bisher identifiziert werden. Aufgeschlüsselt nach den beiden Anwendungsbereichen (anaerob und anoxisch) soll beziffert werden, wie viele Systeme im Inland und (europäischen) Ausland bereits existieren und welche Zahl an neuen Anlagen jährlich zusätzlich installiert werden bzw. wie viele Anlagen-Umrüstungen jährlich vorgenommen werden können.

**zu 4: Planung zur Aufstockung und zur Verbesserung der halbtechnischen Versuchsanlagen**

Vorgesehen ist die Planung zur Aufstockung und zur Verbesserung der halbtechnischen Versuchsanlagen in den einzelnen Universitätsinstituten unter anderem für spätere Begleituntersuchungen bei der großtechnischen Umsetzung.

**zu 5: Entwicklung einer Konzeption zur großtechnischen/pilothaften Umsetzung des Verfahrens unter Einbindung der beteiligten Firmen**

Gemeinsam mit den beteiligten Firmen soll eine Konzeption zur großtechnischen / pilothaften Umsetzung des Verfahrens entwickelt werden. Darunter fallen die Planungsschritte der

- Identifizierung von möglichen Standorten für eine großtechnische Pilotanlage für eine anoxische und eine anaerobe Anwendung des Verfahrens „Schlammspiegelreaktor“,
- Auswertung der Betriebsdaten der Anwender/an den Standorten und



- konkrete Anlagenplanung.

**zu 6: Umsetzung der großtechnischen/pilothaften Installation sowohl für den Bereich der anaeroben Abwasserbehandlung als auch für den Bereich der Denitrifikation**

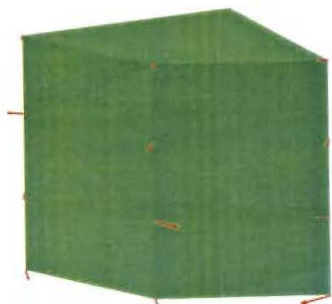
Nach der Identifizierung zweier Standorte und nach der Ausarbeitung der großtechnischen Konzeption sollen gemeinsam mit den beteiligten Firmen die entsprechenden Versuchsanlagen errichtet und betrieben werden.

## Literatur

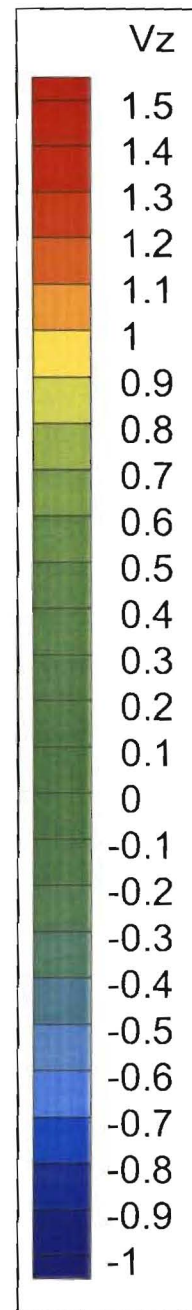
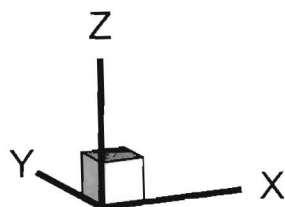
- HELGESON, H. C.** Thermodynamics of complex dissociation in aqueous solution at elevated temperatures. J. of. Phys. Chem. Vol. 71, No. 10 (1967) 3123-3136
- HRISTO, Kabaktchiev** Untersuchungen zur Denitrifikation in einem Schlamm Spiegelreaktor und seinem Betrieb, Diplomarbeit, TUHH Hamburg-Harburg, 1998
- MEYER, Hartmut** "Derzeitiger Stand der anaeroben Hochleistungsreaktoren in Deutschland; Untersuchungen der Umsetzungen in anaeroben Hochleistungsreaktoren nach dem Wirbelschichtprinzip" Abschlußbericht des gleichnamigen Forschungsvorhabens der Oswald-Schulze-Stiftung, 2003, unveröffentlicht
- MUDRACK, Kunst** Biologie der Abwasserreinigung, 4. Auflage 1994 G. Fischer Verlag
- NI** <http://www.ni.com>, 2003

## A.2 Anhang zu Kapitel 2

Datum: 16.04.03  
Zulauf: 1,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: Düsenboden



Datum: 16.04.03  
Zulauf: 2,0 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: Düsenboden

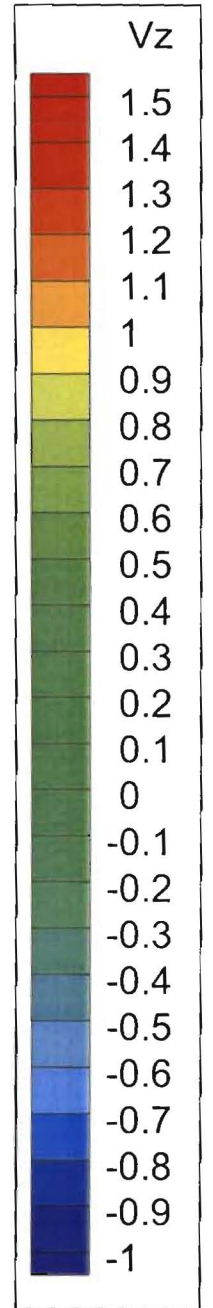
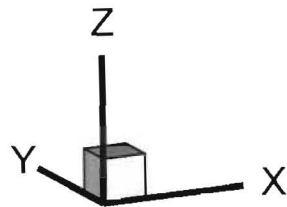


cm/s

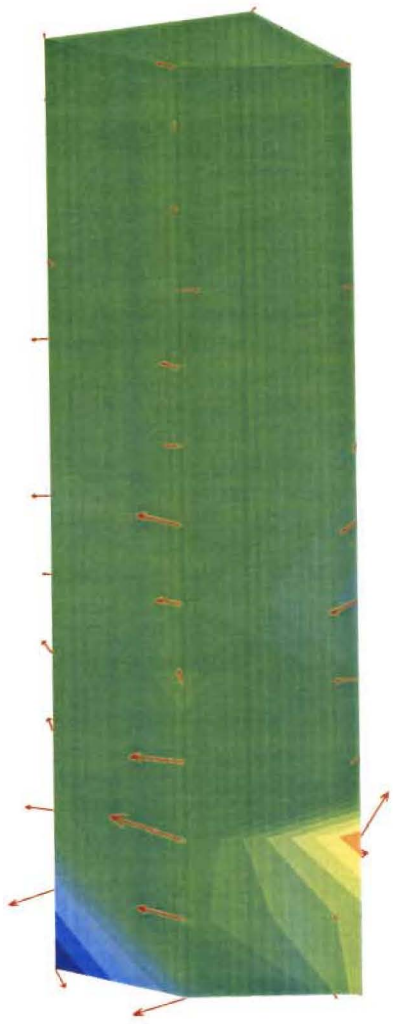
Datum: 07.04.03  
Zulauf: 2,0 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: Düsenboden



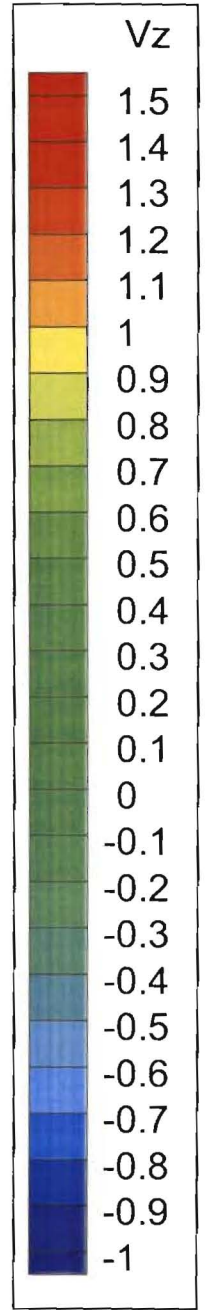
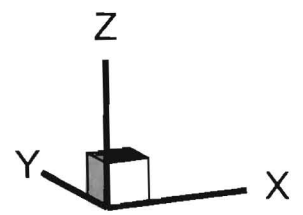
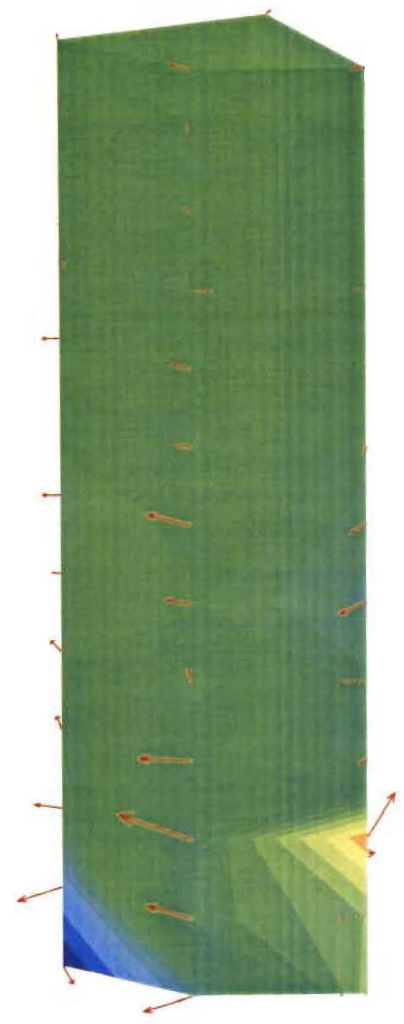
Datum: 09.04.03  
Zulauf: 2,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: Düsenboden



Datum: 27.01.03  
Zulauf: 2,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: unten



Datum: 10.02.03  
Zulauf: 3,0 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: unten

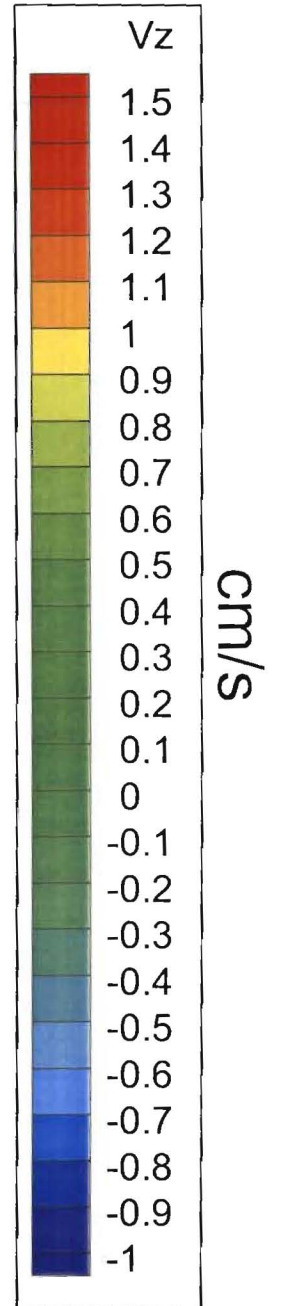
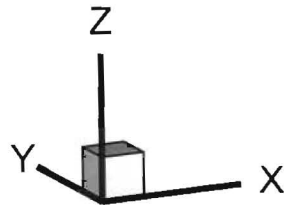
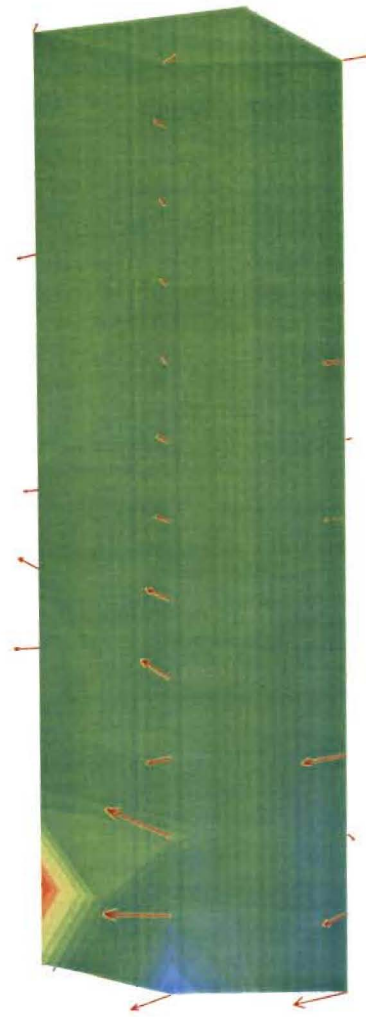


cm/s

Datum: 20.01.03  
Zulauf: 1,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: unten



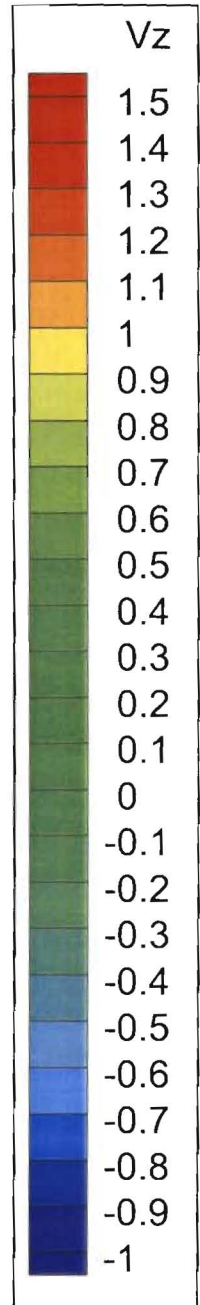
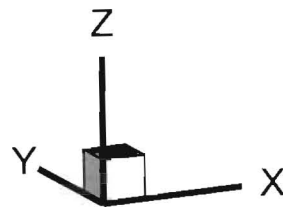
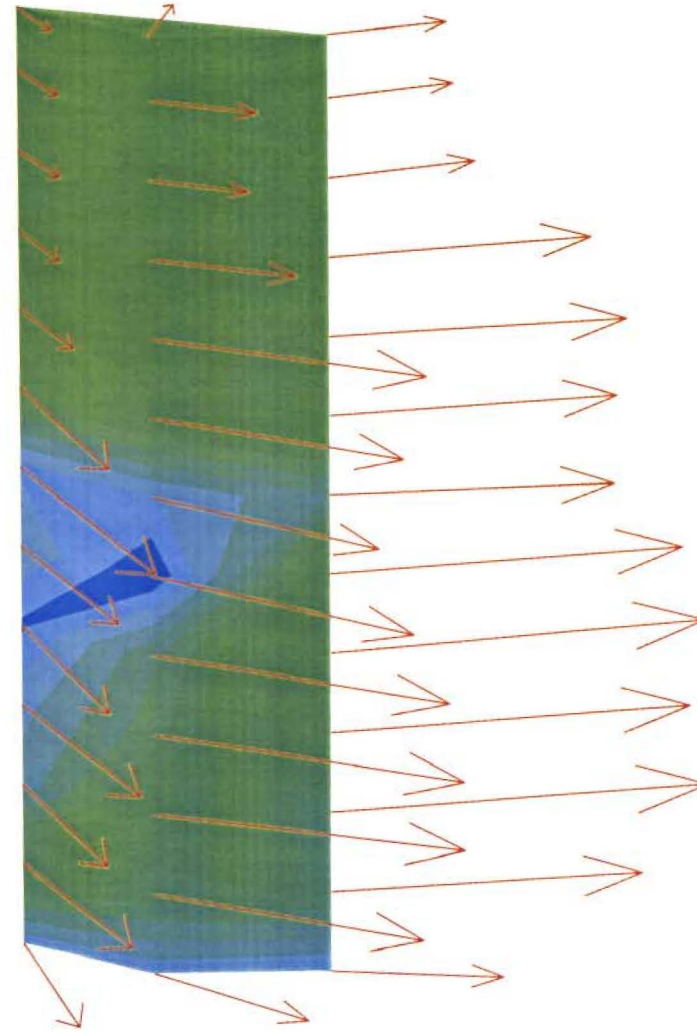
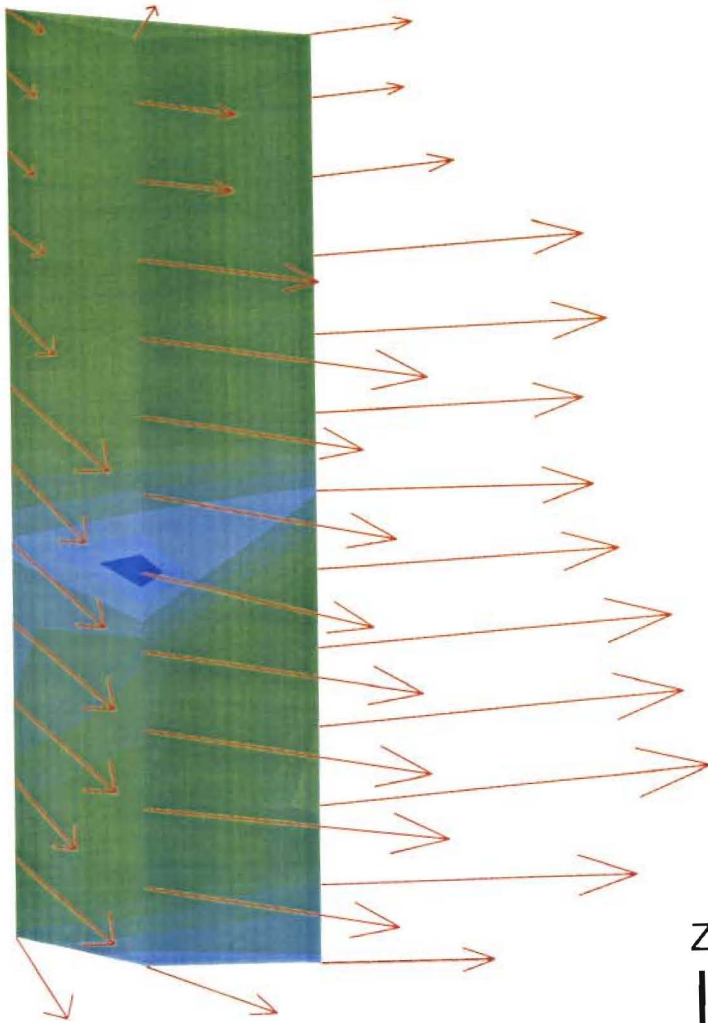
Datum: 24.01.03  
Zulauf: 2,0 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: unten



# Mit Gaslöseeinheit

Datum: 02.12.02  
Zulauf: 1,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: seitlich

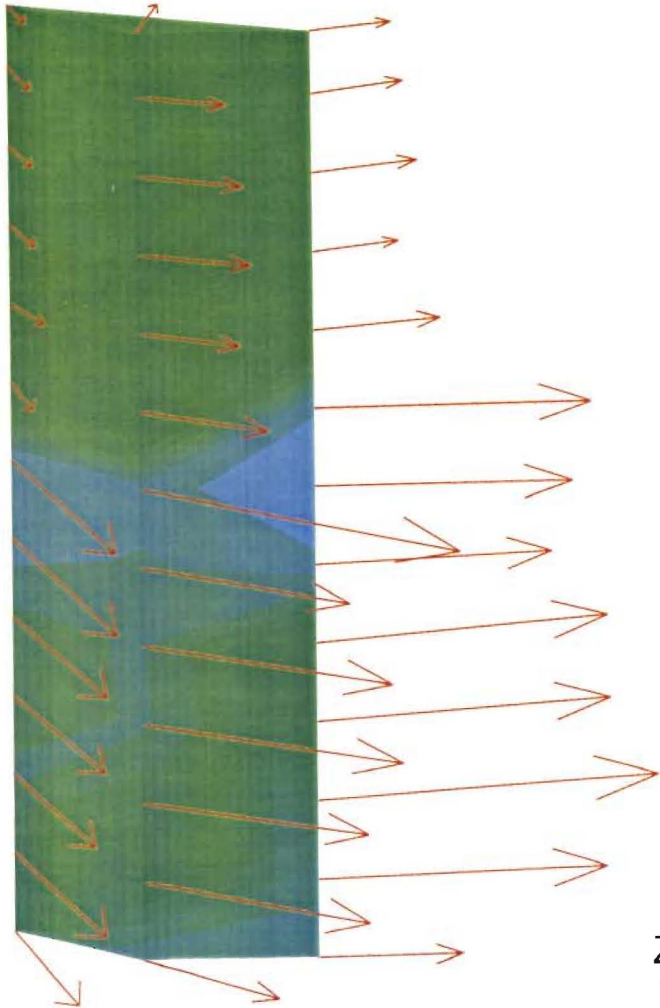
Datum: 29.11.02  
Zulauf: 2,0 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: seitlich



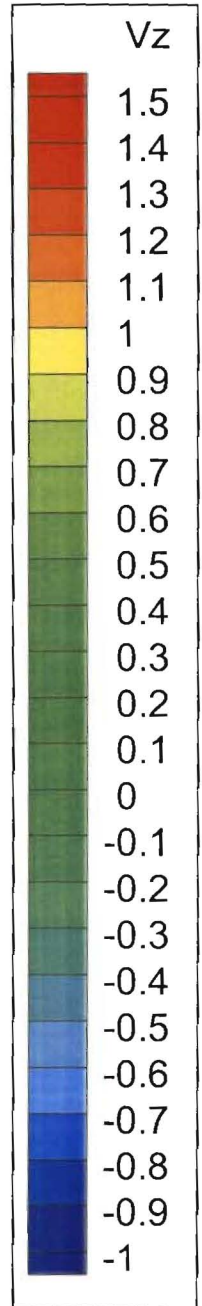
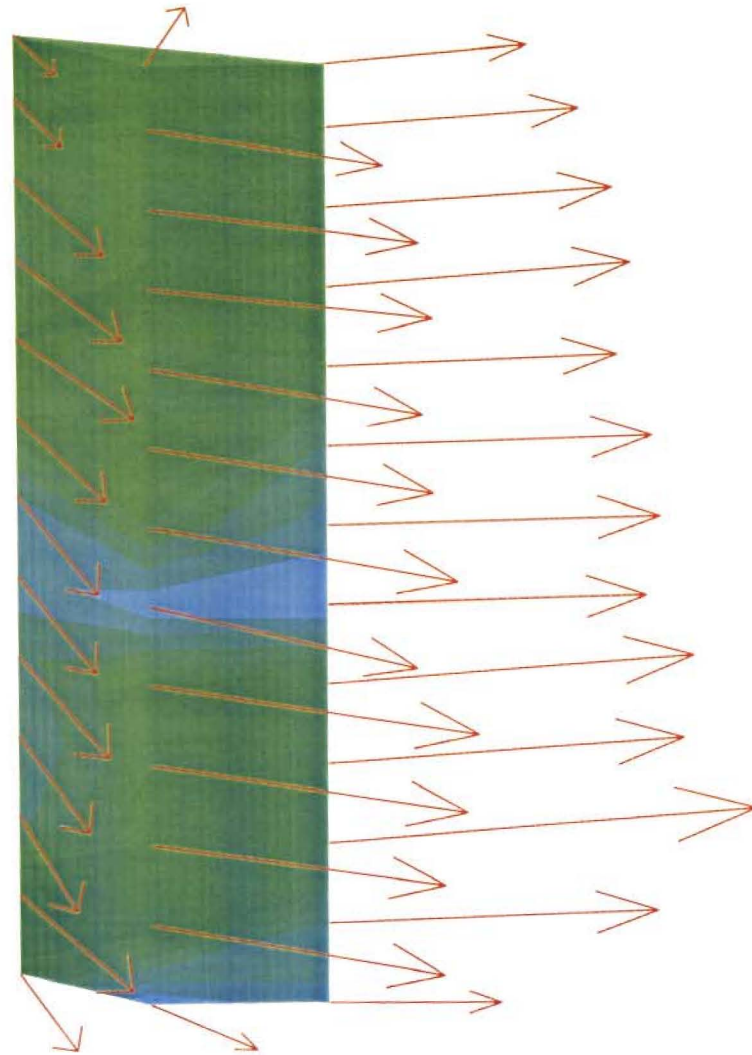
cm/s



Datum: 22.11.02  
Zulauf: 2,0 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: seitlich

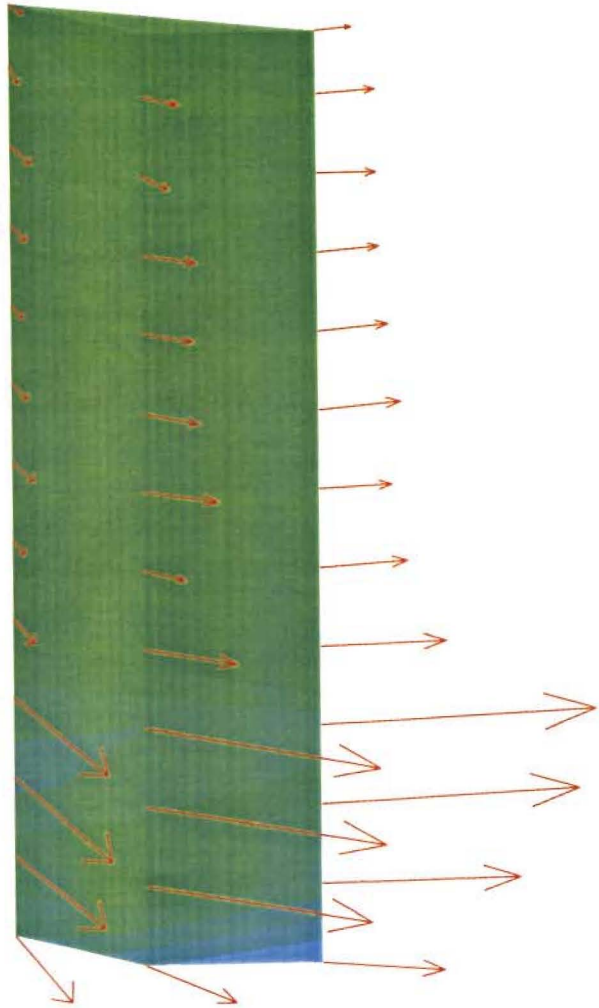


Datum: 25.11.02  
Zulauf: 2,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: seitlich

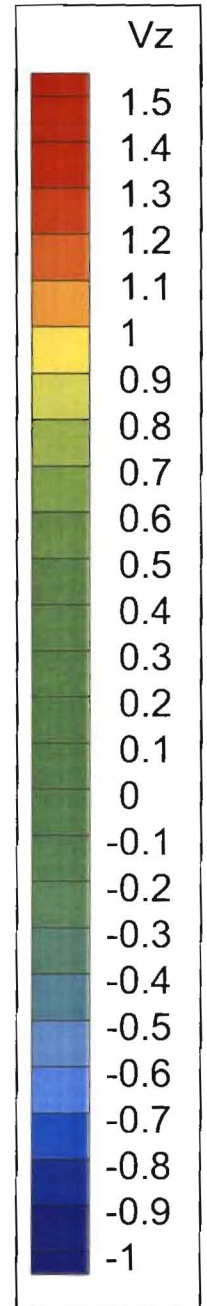
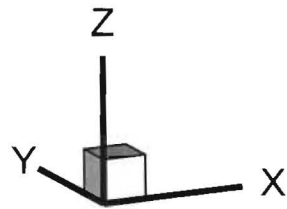
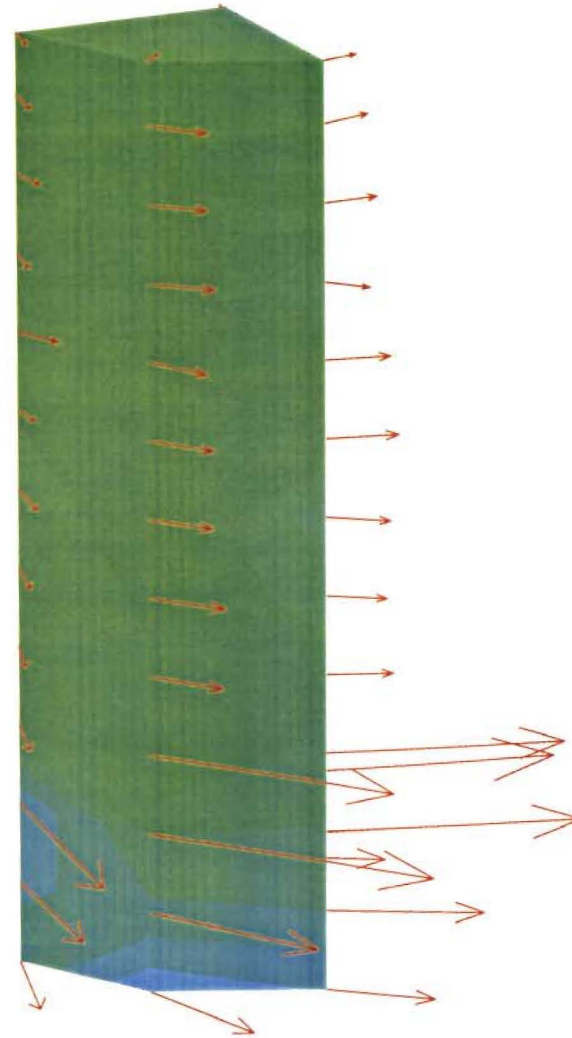


cm/s

Datum: 21.11.02  
Zulauf: 1,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: seitlich



Datum: 09.12.02  
Zulauf: 1,5 m<sup>3</sup>/h  
Einlauf: seitlich



cm/s

## A.4 Anhang zu Kapitel 4

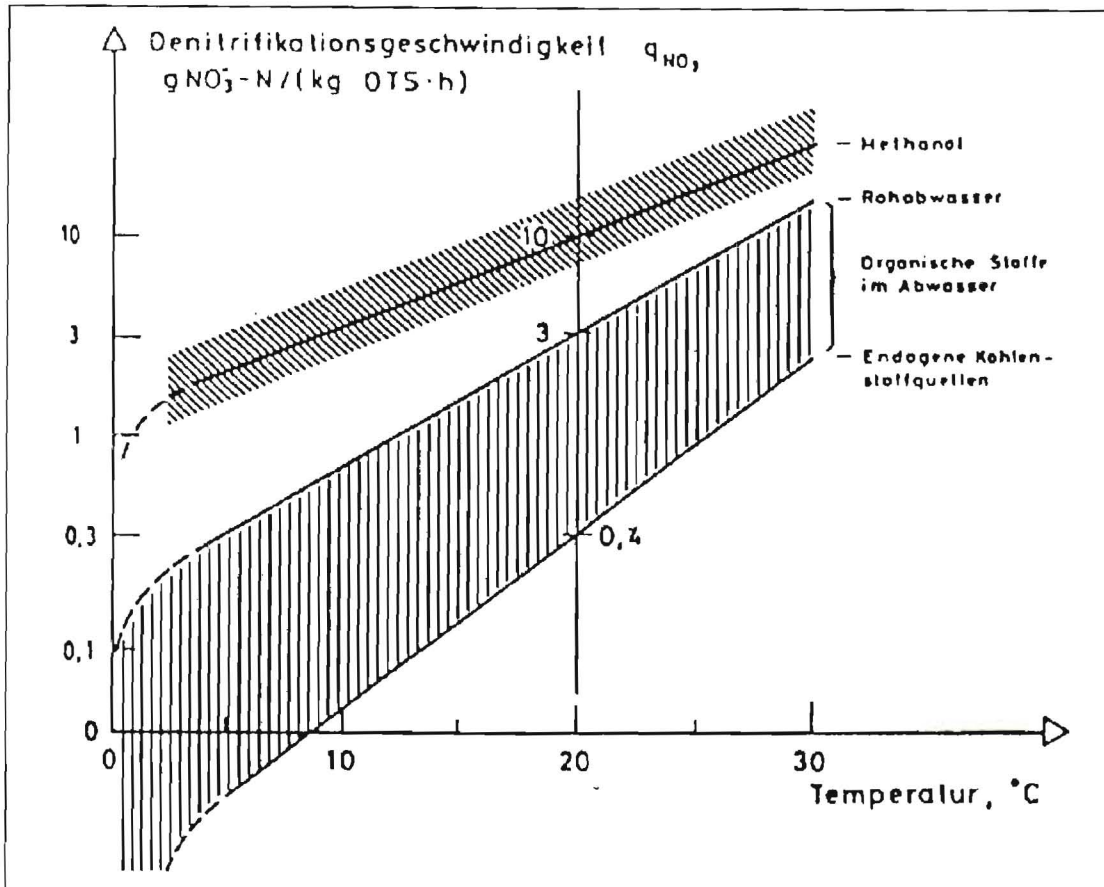


Bild A4.1: Denitrifikationsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Temperatur und Kohlenstoffquelle [Bever et al.]

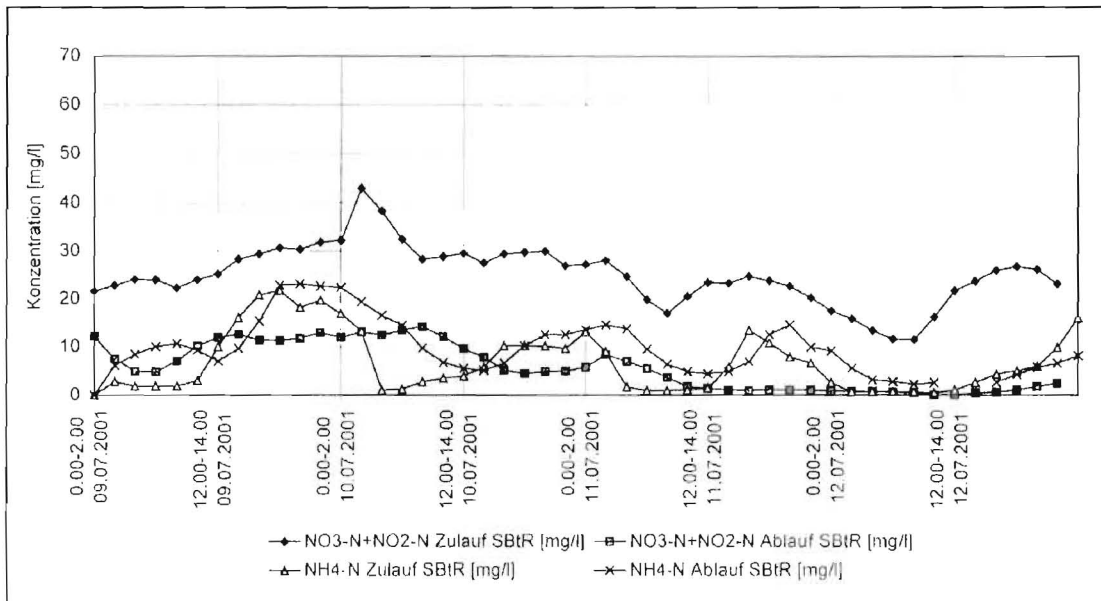
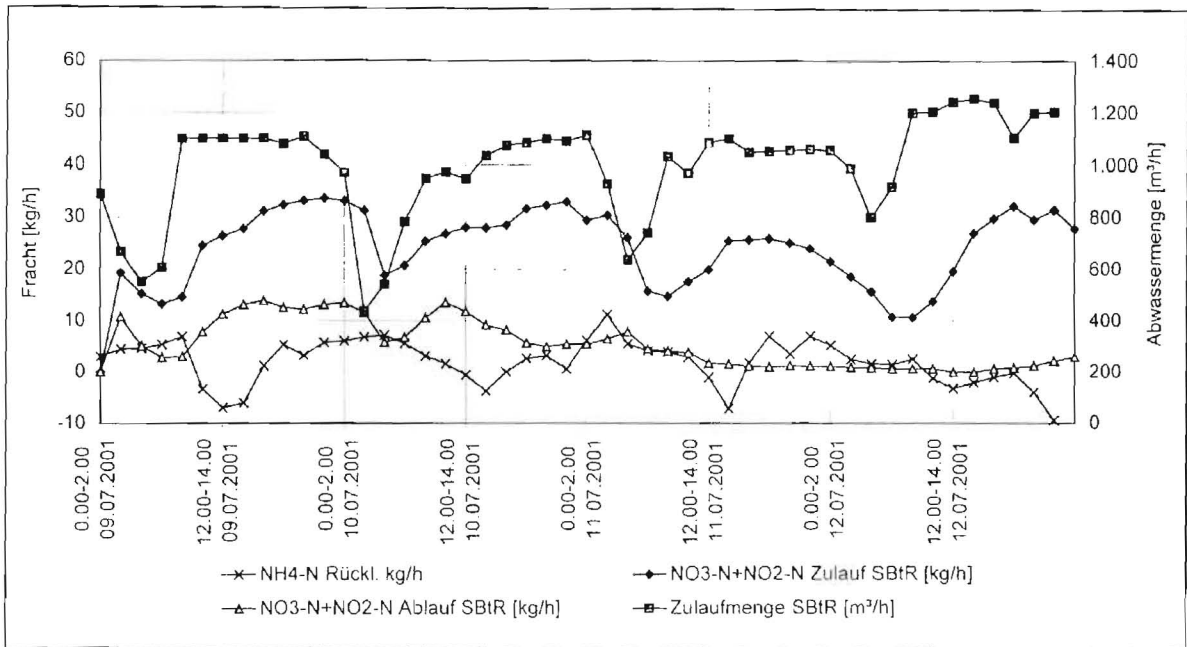
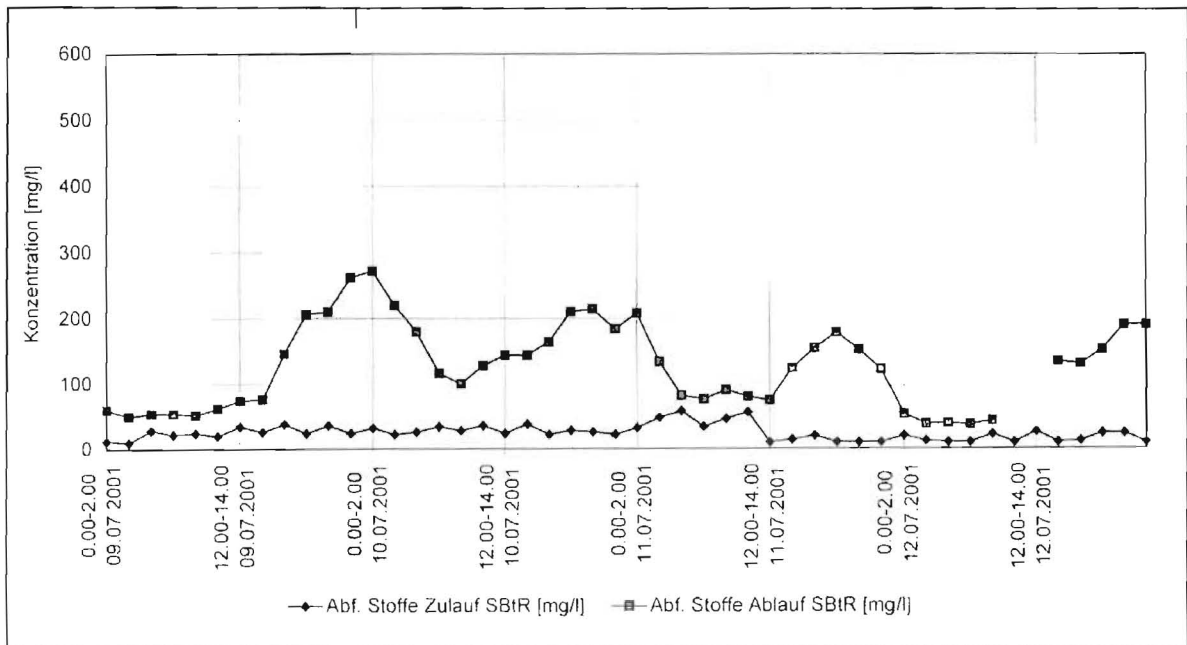


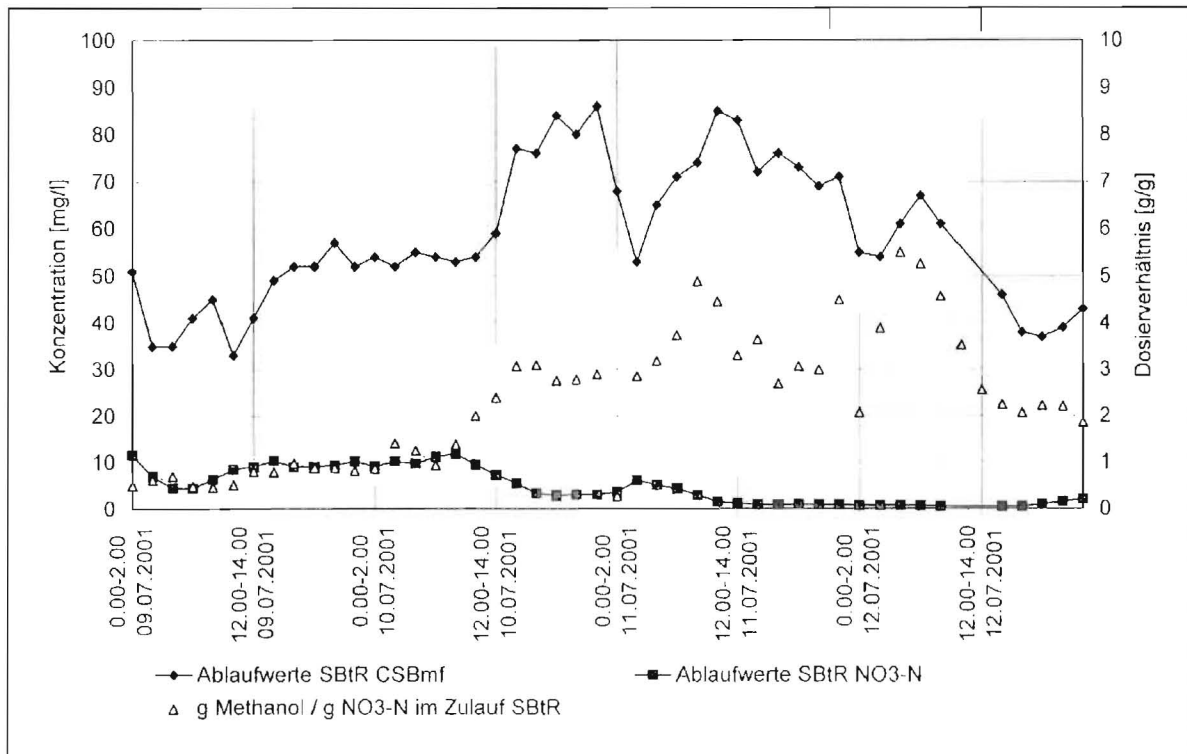
Bild A4.2: SSR der KA Flensburg, Belastungsversuch, NO<sub>3</sub>-N- und NO<sub>2</sub>-N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf, 2 h Mittelwerte



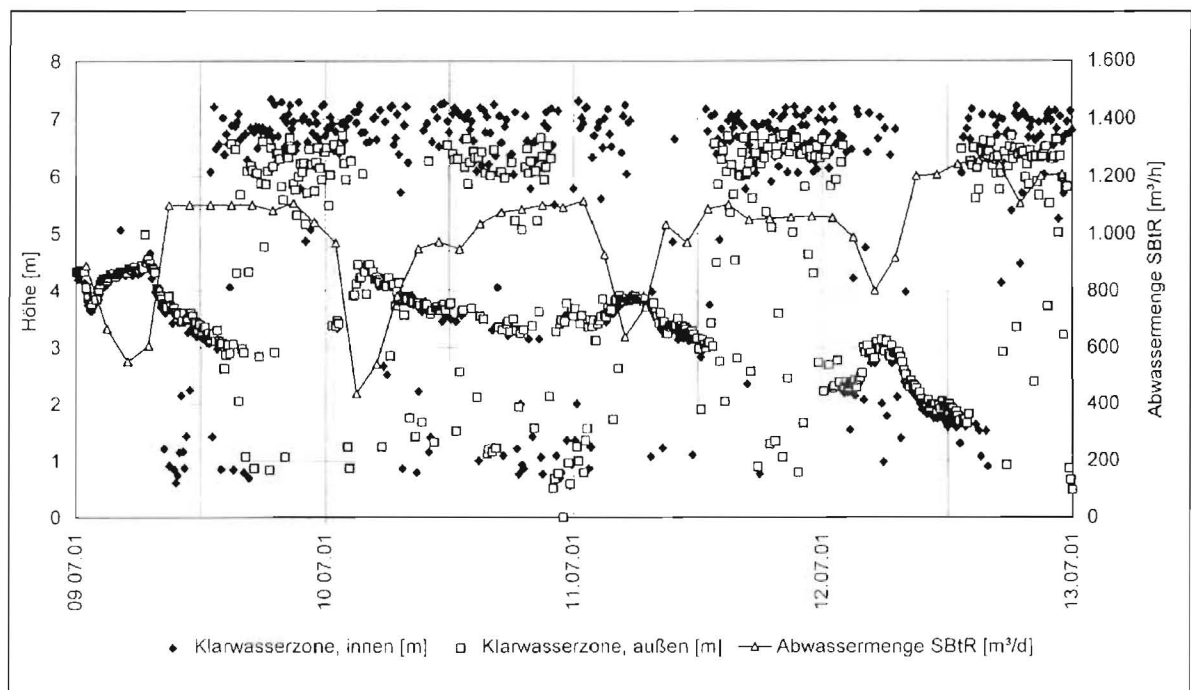
**Bild A4.3: SSR der KA Flensburg, Belastungsversuch, Abwassermengen und NO3-N- und NO2-N-Frachten, 2 h Mittelwerte**



**Bild A4.4: SSR der KA Flensburg, Belastungsversuch, AFS im Zu- und Ablauf, 2 h Mittelwerte**



**Bild A4.5: SSR der KA Flensburg, Belastungsversuch, CSB- und NO3-N-Konzentration im Ablauf und Methanoldosiermengen, 2 h Mittelwerte**



**Bild A4.6: SSR der KA Flensburg, Belastungsversuch, Schlamm Spiegelhöhen und Abwassermengen im Zu- und Ablauf, 2 h Mittelwerte**

## A.5 Anhang zu Kapitel 5

# Workshop

Entwicklung eines  
Schlamm Spiegelreaktors

18. Dezember 2002

Anaerobe und anoxische  
Abwasserreinigungsprozesse  
im produktionsintegrierten  
Industriebereich



# Workshop

Entwicklung eines  
Schlamm Spiegelreaktors

Tagungsort:  
Zentrum für Umweltkommunikation der  
Deutschen Bundesstiftung Umwelt  
An der Bormau 2  
49090 Osnabrück



Anfahrt:  
Genaue Informationen zur Anfahrt  
finden Sie unter  
<http://www.dbu.de/contact/>

Teilnahmegebühr:  
keine

Anmeldung und Auskünfte:  
Dr.-Ing. Thomas Buer (Aachen)  
[buer@isa.rwth-aachen.de](mailto:buer@isa.rwth-aachen.de)

Dr.-Ing. Dirk Weichgrebe (Hannover)  
[weichgrebe@isah.uni-hannover.de](mailto:weichgrebe@isah.uni-hannover.de)

beteiligte  
Hochschulen



Institut für  
Siedlungswasserwirtschaft  
der RWTH Aachen  
Mies-van-der-Rohe-Str. 1  
52070 Aachen



Institut für Siedlungswasserwirtschaft  
der Universität Hannover  
Welfengarten 1  
30167 Hannover



TUHH-Technologie GmbH (TuTech)  
Postfach 90 10 65  
D-21050 Hamburg

Bild A5.1: Programm Workshop Seite 1

TUTECH, Prof. Dr.-Ing. Sekoulov  
ISAH Uni Hannover, Univ.-Prof. K.-H. Rosenwinkel  
ISA RWTH Aachen, Univ.-Prof. Dr.-Ing. M. Dohmann

## Teilnehmer An wen richtet sich der Workshop?

Die DBU fördert bis zum Frühjahr 2003 eine Vorbereitungsphase für einen großtechnischen Einsatz des Schlammspiegelreaktors. Im Anschluss an diese Phase soll in einem mehrjährigem Projekt der DBU, beantragt durch ein mittelständisches Unternehmen, eine praktische Anwendung des neuen Behandlungsverfahrens erfolgen.

Der Workshop dient einmal dazu, interessierte und geeignete Unternehmen über die bisherigen Erkenntnisse und Erfahrungen mit dem Schlamm Spiegelreaktor zu informieren. Zum anderen soll eine intensive Diskussion über die praktischen und wirtschaftlichen Randbedingungen bei der Anwendung des Verfahrens stattfinden.

## Informationen zum **SSR** Schlamm Spiegelreaktor

**Projekt**  
Entwicklung eines Hochleistungsreaktors zur Durchführung von ressourcenschonenden anaeroben und anoxischen biologischen Abwasserreinigungsprozessen unter Berücksichtigung einer einfachen Anlagengestaltung und sicheren Betriebsführung

**Technik:**  
Der entwickelte Schlamm Spiegelreaktor stellt eine innovative Hybridtechnik dar, indem Abwasserbehandlungssysteme kombiniert und somit synergetisch genutzt werden. Auf Grund der Reaktorkonstruktion und der Prozessführung bietet dieser Reaktor eine Vielzahl von Einsatzmöglichkeiten.

### Anwendungsgebiete:

- zur vorgeschalteten Denitrifikation
- als anaerobe Stufe
- als Rest-Denitrifikation und USS-Stabilisation



### Vorteile des Schlamm Spiegelreaktors:

- kleine Reaktorvolumina und geringer Flächenbedarf
- platzsparende Erweiterungs- und Ertrüchtigungsmöglichkeiten für bestehende Anlagen
- vereinfachte Reaktortechnik und Betriebsführung
- niedriger Energiebedarf (Denitrifikation) bzw. Energieüberschuss (anaerob)
- keine zusätzliche hydraulische Beschickung anderer Kläreinheiten
- vereinfachte Phasenseparation aufgrund der hohen Filterwirkung des Schlammbetts
- hohe Umsatzraten durch hohe Biomassekonzentration

## Programm des Workshops

13:00-13:15	Begrüßung durch die DBU
13:15-13:30	Einführung und Projektidee Prof. Dr.-Ing. Sekoulov
13:30-14:00	Vorstellung des Systems Schlamm Spiegelreaktor Prof. Dr.-Ing. Dohmann
14:00-14:30	Übersicht über Versuchsergebnisse der 1. Projektphase Mitarbeiter
14:30-15:00	Verfahrensvergleich und Wirtschaftlichkeit des SSR Prof. Dr.-Ing. Rosenwinkel Prof. Dr.-Ing. Sekoulov
15:00-16:00	Diskussion
16:00	Ende der Veranstaltung



### Bild A5.2: **Programm Workshop Seite 2**