

Marcus Kiuntke

Entwicklung und Einsatz einer Spülmistungs- anlage im Praxismaßstab in der einstreulosen Mastschweinehaltung zur Reduzierung gas- förmiger Emissionen

Dissertation

Göttingen 2002

CUVILLIER VERLAG



GÖTTINGEN

Aus dem Forschungs- und Studienzentrum für
Veredelungswirtschaft Weser-Ems
der Georg-August-Universität Göttingen
Fakultät für Agrarwissenschaften

**Entwicklung und Einsatz einer Spülmistungsanlage im
Praxismaßstab in der einstreulosen Mastschweinehaltung zur
Reduzierung gasförmiger Emissionen**

Dissertation
zur Erlangung des Grades eines
Doktor-Ingenieurs

vorgelegt von
Dipl.-Ing. Marcus Kiuntke
geboren in Bremen

genehmigt von der
Fakultät für Bergbau, Hüttenwesen und Maschinenwesen
der Technischen Universität Clausthal

Tag der mündlichen Prüfung
5. Juli 2002

Kiuntke, Marcus:

Entwicklung und Einsatz einer Spülmistungsanlage im Praxismaßstab in der einstreulosen Mastschweinehaltung zur Reduzierung gasförmiger Emissionen / vorgelegt von Marcus Kiuntke. -

1. Aufl. - Göttingen: Cuvillier, 2002

Zugl.: Clausthal, Techn. Univ., Diss., 2002

ISBN

D 104

Referent: Univ. Prof. Dr. Ing. A. Vogelpohl

Korreferent: Prof. Dr. Ir. H. Van den Weghe

Korreferent: Prof. Dr. Ing. P. Weiland

Tag der mündlichen Prüfung: 5. Juli 2002

© CUVILLIER VERLAG, Göttingen 1999

Nonnenstieg 8, 37075 Göttingen

Telefon: 0551-54724-0

Telefax: 0551-54724-21

Alle Rechte vorbehalten. Ohne ausdrückliche Genehmigung des Verlages ist es nicht gestattet, das Buch oder Teile daraus auf fotomechanischem Weg (Fotokopie, Mikrokopie) zu vervielfältigen.

1. Auflage, 2002

Gedruckt auf säurefreiem Papier

ISBN

Vorwort

Die Intensivhaltung von Nutztieren in geschlossenen Ställen ist mit einer Reihe von negativen Umweltwirkungen verbunden und geben aus umwelttechnischer Sicht Veranlassung, die praxisübliche Prozess- und Verfahrenstechnik zu modifizieren. Insbesondere die relativ niedrige Stoffeffizienz in den Nährstoffkreisläufen und die damit einhergehenden Stoffverluste im Produktionsprozess Mastschweinehaltung bieten vielfältige Ansätze für eine deutliche Erhöhung der Umweltverträglichkeit. So enthält die Stallluft in Mastschweineeställen neben stickstoffhaltigen Emissionen auch eine Reihe von geruchsaktiven Komponenten und klimarelevanten Gasen. Schließlich beeinträchtigen eine Reihe von Gasen und luftgetragenen Partikeln (biotische und abiotische) auch die interne Luftqualität in den Ställen und stellen ein gesundheitliches Gefährdungspotential für Mensch und Tier dar.

Im Rahmen eines prozessintegrierten Ansatzes zur Reduktion der gasförmigen Emissionen steht das Handling der Reststoffe im Mittelpunkt. Dazu gehört neben der Verweildauer der Reststoffe in offenen Behältnissen auch die Steuerung der Umsetzungsprozesse der Reststoffe durch biologische Behandlung. Im Rahmen einer grundlegenden Untersuchung für eine prozessintegrierte Reduktion der Geruchs-, Ammoniak- und Methanemissionen in einstreulosen Mastschweineeställen wurde ein innovatives Konzept unter Einsatz einer Spülrippenanlage mit anschließender biologischer Behandlung der Spülflüssigkeit entwickelt. Neben Planung einer verfahrenstechnischen Basiskonzeption, standen insbesondere Fragen hinsichtlich der Prozesssteuerung (Batch-Verfahren oder kontinuierliches Verfahren zur biologischen Behandlung) und der Optimierung der biologischen Leistungsfähigkeit im Vordergrund.

In einer umfassenden mehrjährigen Untersuchung an einer größeren Mastanlage wurde das Spülmistverfahren im direkten Vergleich zu einem konventionellen Mastabteil mit identischen Randbedingungen gestellt.

Das umfangreiche Datenmaterial zeigt einerseits die quantifizierbaren Potentiale zur Emissionsminderung auf, zum anderen wurden wichtige verfahrenstechnische Parameter zur Optimierung des Gesamtprozesses herausgearbeitet. Dazu wurden die gasförmigen Emissionen in beiden Stallabteilen und die Emissionsmuster des Bioreaktors, der Kohlenstoffabbau sowie die Nitrifikations- und Denitrifikationsprozesse, kontinuierlich bzw. semi-kontinuierlich erfasst.

Die Ergebnisse belegen eindrucksvoll die Vorteile des Batch-Verfahrens in Hinblick auf Prozessstabilität, Investitionskosten und Betreuungsaufwand bei gleicher biologischer Leistungsfähigkeit im Vergleich zur kontinuierlichen Behandlung.

In Zusammenarbeit mit der LUFA-Nordwest in Oldenburg, dem Institut für Technologie und Biosystemtechnik der FAL in Braunschweig und last but not least mit dem Institut für Thermische Verfahrenstechnik der Technischen Universität Clausthal wurde ein wissenschaftlich anspruchsvolles Forschungsvorhaben mit Erfolg abgeschlossen.

An dieser Stelle sind in erster Linie der Europäischen Union und dem Land Niedersachsen herzlich für die umfangreiche finanzielle Unterstützung dieses Vorhabens (Ziel 5b-Projekt) sowie der Deutschen Bundesstiftung Umwelt in Osnabrück für die Förderung eines Teilprojekts zu danken.

Prof. Dr. Ir. Herman Van den Weghe

Abkürzungen und Symbole	VIII
1 Einleitung und Zielsetzung	1
2 Stand des Wissens	2
2.1 Gasförmige Emissionen	2
2.1.1 Klima- und Umweltwirkungen	3
2.1.1.1 Kohlendioxid, Methan und Lachgas	3
2.1.1.2 Ammoniak	4
2.1.2 Entstehung und Freisetzung im Stallbereich	6
2.1.2.1 Ammoniak	6
2.1.2.2 Lachgas.....	11
2.1.2.3 Methan.....	12
2.1.2.4 Kohlendioxid.....	15
2.2 Geruchsemissionen	17
2.2.1 Entstehung und Freisetzung von Geruchsstoffen	17
2.2.2 Geruchsemissionen aus der Mastschweinehaltung.....	18
2.3 Emissionsminderung im Stallbereich.....	19
2.4 Mikrobiologische Grundlagen	22
2.4.1 Stickstoffabbau	22
2.4.1.1 Ammonifikation	22
2.4.1.2 Nitrifikation.....	23
2.4.1.3 Denitrifikation	28
2.4.1.4 Lachgasbildung	30
2.4.2 Aerober Kohlenstoffabbau	32
2.4.3 Methangärung.....	33
2.5 Flüssigmistbehandlung.....	34
2.5.1 Mechanische Aufbereitung.....	34
2.5.2 Biologische Aufbereitung.....	37
2.5.2.1 Verfahren der Stickstoffelimination.....	37
2.5.2.2 Belüftungssysteme.....	40
3 Material und Methoden	42
3.1 Entwicklung des Aufbereitungsverfahrens	42
3.1.1 Anforderungen.....	42
3.1.2 Beschreibung	43
3.2 Zeitlicher Verlauf des Forschungsvorhabens.....	45
3.3 Aufbereitungsanlage	46
3.3.1 Kontinuierlicher Betrieb der Biologie (Versuch 1).....	46
3.3.2 Diskontinuierlicher Betrieb der Biologie (Versuch 2)	48
3.3.3 Apparatedaten und maschinelle Ausrüstung	50
3.3.4 Messtechnik der Aufbereitungsanlage.....	51
3.4 Stallsystem	52
3.5 Emissionsmessungen.....	54
3.5.1 Luftvolumenströme, Temperatur und Luftfeuchte	55

3.5.2	Gaskonzentrationen	56
3.5.3	Geruchsstoffkonzentration.....	58
3.6	Beprobung und Laboranalysen.....	60
3.6.1	Beprobung der Flüssigmist-Aufbereitung.....	60
3.6.2	Kohlenstoffanalytik	61
3.6.3	Stickstoffanalytik.....	62
3.6.4	Bestimmung von Trockenmasse, Phosphor und Kalium.....	63
3.7	Auswertung der Mess- und Analysedaten.....	63
3.7.1	Flockung und Sedimentation	63
3.7.2	Aerober Kohlenstoffabbau.....	65
3.7.3	Nitrifikation	66
3.7.4	Denitrifikation.....	67
3.7.5	Weitere Abwassertechnische Parameter.....	68
3.7.6	Massenbilanzen.....	69
3.7.7	Abluft-Emissionen	71
3.7.8	Deskriptive Statistik.....	72
4	Ergebnisse	73
4.1	Flockung und Sedimentation.....	73
4.1.1	Auswahl eines Flockungsmittels (Vorversuch).....	73
4.1.2	Stoffkonzentrationen.....	75
4.1.3	Massenströme und Abscheidegrade für N, C und P	76
4.2	Biologische Aufbereitung	78
4.2.1	Zulaufbedingungen	78
4.2.2	Kohlenstoffabbau.....	82
4.2.3	Aerobe Stickstoffumsetzung.....	87
4.2.4	Denitrifikation.....	93
4.2.5	Reaktionsverlauf bei Batch-Betrieb.....	97
4.3	Abluftemissionen des Bioreaktors	99
4.3.1	Emissionsmuster des Bioreaktors bei kontinuierlichem Betrieb	100
4.3.2	Emissionsmuster des Bioreaktors bei Batch-Betrieb.....	101
4.3.3	Emissions-Massenströme des Bioreaktors.....	105
4.3.4	Einflüsse auf die NH ₃ -Desorption im Bioreaktor	107
4.3.5	Einflüsse auf die N ₂ O-Emissionen des Bioreaktors.....	108
4.3.6	Einflüsse auf die CH ₄ -Emissionen des Bioreaktors.....	109
4.4	Gasförmige Emissionen aus dem Stallbereich	110
4.4.1	Ammoniak.....	111
4.4.1.1	Mastdurchgang 1	111
4.4.1.2	Mastdurchgang 2	113
4.4.1.3	Mastdurchgang 3	116
4.4.1.4	NH ₃ -Gesamtemissionen in den Stallabteilen.....	118
4.4.1.5	NH ₃ -Emissionsverlauf in den Stallabteilen.....	119
4.4.2	Lachgas	121
4.4.3	Methan	123

4.4.4 Kohlendioxid	126
4.5 Geruchsemissionen	128
4.6 Massenströme für Stickstoff und Emissionen.....	130
4.6.1 Stickstoff-Massenströme der Spülflüssigkeitsaufbereitung	130
4.6.2 Emissionsmassenströme	132
5 Diskussion.....	134
5.1 Flockung und Sedimentation.....	134
5.1.1 Einordnung der Untersuchungsergebnisse	134
5.1.2 Technologische Bewertung	136
5.2 Biologische Aufbereitung	137
5.2.1 Zulaufbedingungen	137
5.2.2 Kohlenstoffabbau.....	139
5.2.3 Aerobe Stickstoffumsetzung.....	141
5.2.4 Denitrifikation	144
5.3 Abluftemissionen des Bioreaktors	146
5.3.1 Ammoniak und Einfluss des Kohlendioxids	146
5.3.2 Lachgas	148
5.3.3 Methan	150
5.4 Abluftemissionen aus dem Stallbereich.....	151
5.4.1 Ammoniak.....	151
5.4.2 Lachgas	156
5.4.3 Methan	157
5.4.4 Kohlendioxid	159
5.5 Geruchsemissionen aus dem Stallbereich.....	161
5.6 Bewertung der Verfahrensvarianten	162
5.6.1 Prozessstabilität und Wartungsaufwand.....	162
5.6.2 Kosten	163
5.6.3 Gesamtbewertung	166
5.7 Bewertung der Mess- und Analysetechnik	166
5.7.1 Gasmessstechnik	166
5.7.2 Probenahme und Laboranalysen.....	168
5.8 Ausblick	170
5.8.1 Konstruktive Verbesserungen.....	170
5.8.2 Weiterer Forschungsbedarf.....	171
6 Zusammenfassung	172
Literaturverzeichnis.....	175
Anhang.....	186

Abkürzungen und Symbole

Abk. / Symbol	Bedeutung	Einheit
a	Jahr	
A _i	Phasengrenzfläche	m ²
A1	Ablauf Sedimentation (1.Stufe)	
A2	Ablauf Bioreaktor (2.Stufe)	
ab	Ablauf	
ADP	Adenosindiphosphat	
ATP	Adenosintriphosphat	
ATV	Abwassertechnische Vereinigung	
aut	autotroph	
B	Probeentnahmestelle Bioreaktor	
Bior	Bioreaktor	
BSB ₅	Biologischer Sauerstoffbedarf innerhalb von fünf Tagen	mgO ₂ /l
B _R	Raumbelastung	kg/(m ³ d)
B _{TS}	Schlammbelastung	g/(g _{TS} d)
c	Konzentration	mg/l
C	Kohlenstoff	
CaCO ₃	Calciumcarbonat	
CH ₄	Methan	
C ₆ H ₁₂ O ₆	Glucose	
C ₅ H ₄ O ₃ N ₄	Harnsäure	
CO	Kohlenmonoxid	
CO ₂	Kohlendioxid	
CO(NH ₂) ₂	Harnstoff	
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	mg/l
Cyt	Cytochrom	
d	Tag	
D	Durchmesser	m
E ₀	Elektronegativität	V
Ek	Effektivkonzentration	mg/m ³
F	Lösungsfaktor	
FeClSO ₄	Eisenchloridsulfat	
FeCl ₃	Eisen(III)chlorid	
Fe ₂ (SO ₄) ₃	Eisensulfat	
F-11, F-12	Fluor-Chlor-Kohlenwasserstoffe	
FTIR	Fourier-transformierte Infrarotspektroskopie	
G	Gas	
GE	Geruchseinheit	
$\dot{G}E$	Geruchsemissionen	GE/(GV s)
ges	gesamt	

Abk. / Symbol	Bedeutung	Einheit
GV	1 Großvieheinheit = 500 kg Lebendgewicht	
h	Stunde	
He	Henry-Koeffizient (Löslichkeit)	mg/l
H ₂ O	Wasser	
H ₃ O ⁺	Hydroniumion	
het	heterotroph	
HVZ	hydrodynamische Verweilzeit	d
hyd	hydrodynamisch	
hydr	hydraulisch	
i	Index	
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change	
k	Massenübergangskoeffizient	kg/(m ² s)
k ₁ ...k ₄	Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten	
k _b	Dissoziationskonstante (Basenkonstante)	
k _d	Absterberate heterotropher Bakterien	d ⁻¹
k _w	Dissoziationskonstante des Wassers	
K _C , K _N	Sättigungskoeffizienten für Kohlenstoff bzw. Nitrat	mg/l
K _I	Substratkonzentration bei halbmaximaler Hemmung	mg/l
K _S	Substratkonzentration bei halbmaximaler Reaktionsgeschwindigkeit	mg/l
kt	Kilotonnen	
KTBL	Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft	
L	Liquid	
Le	Level	
LK	Landkreis	
ls	Leichtstoff	
m	Masse	kg
\dot{m}	Massenstrom	kg/s
M	Molmasse	g/mol
Max	Maximum	
Md	Mastdurchgang	
min	Minute	
Min	Minimum	
Mio	Millionen	
MP	Mastplatz	
MV	Messventilator	
Mw	Mittelwert	
n	Anzahl	
NaOH	Natronlauge	
Nb	Nitrobacter	
NDIR	Nicht Dispersive Infrarotspektroskopie	

Abk./ Symbol	Bedeutung	Einheit
NH ₃	Ammoniak	
NH ₄ ⁺	Ammonium	
NH ₄ NO ₃	Ammoniumnitrat	
(NH ₄) ₂ SO ₄	Ammoniumsulfat	
Nit	Nitrifikation	
Nkb	Nachklärbecken	
NO	Stickstoffmonoxid	
NO ₂	Stickstoffdioxid	
NO _x	Stickoxide	
N ₂ O	Distickstoffmonoxid (Lachgas)	
NO ₂ ⁻	Nitrit	
NO ₃ ⁻	Nitrat	
Ns	Nitrosomonas	
oTM	organische Trockenmasse	g/kg
OV	Sauerstoffbedarf	kg/d
Oxid	Oxidase	
p	Druck oder Partialdruck	Pa
PA	Polyacrylamid	
PO ₄ ³⁻	Phosphat	
ppb(v)	parts per billion (Volumenanteile)	
ppm(v)	parts per million (Volumenanteile)	
ppt(v)	parts per trillion (Volumenanteile)	
r	Reaktionsgeschwindigkeit, allgemein	
r _O	CSB-Abbaurrate	kg/(m ³ d)
r _N	Nitrifikationsrate	g/(m ³ d)
r _{TS}	Abbaurrate bezogen auf Trockensubstanz	g/(g _{TS} d)
R	Korrelationskoeffizient	
R _k	allgemeine Gaskonstante	J/(mol K)
Red	Reduzierung	
Ref	Referenzabteil	
rel F	relative Luftfeuchte	%
RS	Rücklaufschlamm	
RV	Rücklaufverhältnis	
S	Substratkonzentration	mg/l
S'	Substratkonzentration bei maximaler Reaktionsgeschwindigkeit	mg/l
S1	Dickfraktion Sedimentation (Probeentnahmepunkt)	
SBR	Sequential Batch Reactor	
Sd	Standardabweichung	
Sed	Sedimentation	
SO ₂	Schwefeldioxid	

Abk. / Symbol	Bedeutung	Einheit
Sol	solid	
Sp	Spülvorlagebehälter	
Spfl	Spülflüssigkeit	
Spülr, Sr	Spülrinnen, Abteil mit Spülrinnen	
SVZ	Schlammverweilzeit	d
t	Zeit	s
T	Temperatur	°C
TA-Luft	Technische Anleitung Luft	
TC	Total Carbon (Gesamtkohlenstoff)	g/kg
TCER	Tranquil Carbon-dioxide Exhalation Rate	
TIC	Total Inorganic Carbon	g/kg
TKN	Total Kjeldahl Nitrogen (Gesamtstickstoff)	g/kg
TM	Trockenmasse	g/kg
TOC	Total Organic Carbon	g/kg
TP	Tierplatz	
TS	Trockensubstanz	g/kg
UF	Ultrafiltration	
Uk	Umgebungskonzentration	mg/m ³
UO	Umkehrosmose	
Üs	Überschussschlamm	
UV	Ultraviolett	
V	Volumen	m ³
\dot{V}	Volumenstrom	m ³ /h
Vg	Vorgrube	
Vk	Variationskoeffizient	
V1, V2	Versuch 1, Versuch 2	
W _p	Tiergewicht	kg
Y _s	Ertragskoeffizient des Substratabbaus	g _{TS} /g _{Substrat}
zu	Zulauf	
Z1	Zulauf Sedimentation	
η	Abbaugrad oder Abscheidegrad	%
σ	Eindickungsfaktor	
μ	Wachstumsrate	h ⁻¹
μ_{\max}	maximale Wachstumsrate	h ⁻¹

Die hier nicht aufgeführten Abkürzungen und Formelzeichen sind entweder allgemein bekannt oder unterhalb des Textes/ der Bezugsgleichung angegeben oder im Text erläutert.

1 Einleitung und Zielsetzung

Schweinemastställe stellen eine erhebliche Quelle insbesondere für Ammoniak (NH₃)- und Geruchsemissionen dar (ISERMANN, 1990; HARTUNG, 1992). Zudem kann die Luftqualität in konventionellen, geschlossenen Ställen durch erhöhte Ammoniakkonzentrationen erhebliche Defizite für Tiere und Betreuer (Tierschutz, Arbeitsschutz) aufweisen (MEHLHORN, 1993; BÜSCHER, 1996). Während die Freisetzung von Geruchsstoffen in erster Linie zu Geruchsbelästigungen führen kann, verfügt Ammoniak über ein direktes und indirektes Schadpotential. Die Schädwirkung entsteht einerseits durch die Säurebildung, wodurch Pflanzen und Gebäude geschädigt werden können (HAUCK ET AL., 1990; SPIECK ET AL., 1990). Außerdem führt es zur Eutrophierung nährstoffarmer Ökosysteme (ASMAN ET AL., 1990). Darüber hinaus werden aus dem Bereich der Mast Schweinehaltung auch klimarelevante Spurengase wie Methan (CH₄), Lachgas (N₂O) und Kohlendioxid (CO₂) freigesetzt (AHLGRIMM, 1996).

Eine Reduzierung der Emissionen von Ammoniak und klimarelevanten Gasen wird inzwischen international gefordert (KOM, 1999). Maßnahmen zur Minderung von Emissionen aus der Tierhaltung richten sich vor allem auf den Geruch und auf Ammoniak. Die Notwendigkeit der Verminderung der Ammoniakemissionen aus der Tierhaltung liegt darin begründet, dass gerade in Europa die anthropogenen Ammoniakemissionen fast ausschließlich aus der Landwirtschaft, speziell der Tierhaltung, stammen (BERG, 1997).

Die hier untersuchte Maßnahme zur Emissionsminderung setzt im Stallbereich an. Primäres Ziel ist eine Reduzierung der Ammoniak- und Geruchsemissionen durch die Verringerung der Verweilzeit des Flüssigmistes im Stall und eine Reduzierung der emittierenden Gülle-Oberflächen durch den Einsatz einer Spülrippenanlage. Die einzelnen Teilziele sind:

- Die Entwicklung eines emissionsarmen, mechanisch- und biologischen Aufbereitungsverfahrens für die Spülflüssigkeit; der Aufbau einer Pilotanlage im Praxismaßstab, wobei im ersten Versuchsabschnitt ein kontinuierliches Verfahren und im zweiten Abschnitt ein Batch-Verfahren zur biologischen Aufbereitung der Spülflüssigkeit eingesetzt werden soll;
- die Untersuchung der biologischen Leistungsfähigkeit beider Verfahrensvarianten hinsichtlich des Kohlenstoffabbaus und der Nitrifikationsleistung; die Untersuchung der Abluftemissionen des Nitrifikationsreaktors;
- die Quantifizierung der stallseitigen Ammoniak- und Geruchsemissionen und der Emissionen der klimarelevanten Spurengase Methan, Lachgas und Kohlendioxid im Abteil mit Spülrippen und in einem baugleichen Referenzabteil mit traditioneller Güllelagerung unterhalb der Spaltenböden.

2 Stand des Wissens

2.1 Gasförmige Emissionen

Die Landwirtschaft ist in bedeutendem Umfang an der Freisetzung umwelt- und klimarelevanter Emissionen beteiligt. Ohne Einbeziehung von Landnutzungsänderungen in Tropen und Subtropen (Waldrodung, Brandrodung von Wäldern, Feldern und Savannen) beträgt der Anteil der Landwirtschaft am anthropogenen Treibhauseffekt etwa 12 %. Nach AHLGRIMM (1996) werden neben Kohlendioxid vor allem Methan, Lachgas, Stickoxide NO_x und Ammoniak (indirekt wirksam) in größerem Umfang von der Landwirtschaft emittiert (Tab. 2.1).

Tab. 2.1: Daten klimarelevanter Spurengase für den Bereich der Landwirtschaft (geändert nach AHLGRIMM, 1996)

Gesamte anthropogene Emissionen [Mio. t/a]	Emissionen global / national [Mio. t/a]	Treibhausanteil global / national [%]	Wirkungen
Kohlendioxid (CO_2): 29.000		6,5 / 46	- Treibhauswirkung
Biomasseverbrennung:	5.900 / k.A.		
Fossile Brennstoffe:	300 / 38,4		
Methan (CH_4): 350		47 / 30	- starke Treibhauswirkung, - Ozon Troposphäre, - atmosphärische Abbauvorgänge
Biomasseverbrennung:	20-80 (30) / k.A.		
Reisfelder:	20-100 (60) / k.A.		
Rinderhaltung:	65-100 (100) / 1,4		
Tierische Exkrememente:	10-37 (35) / 0,6		
Lachgas (N_2O): 6,7		26 / 24	- besonders starke Treibhauswirkung, - Ozonzerstörung in der Stratosphäre
Biomasseverbrennung:	1 / k.A.		
N-Mineraldünger/ Böden:	2±0,4 / 0,065		
Wirtschaftsdünger/Böden:	2±0,4 / k.A.		
Rekultivierung:	0,4±0,2 / k.A.		
Tierhaltung:	1,5 / 0,011		
Menschen:	0,17 / k.A.		
Ammoniak (NH_3): 45 bis 63		-- / --	- geringe Treibhauswirkung, - Pflanzen-, Waldschäden, - Aerosole, N_2O , NO_x
Tierhaltung:	20-35 / ≈0,6		
N-Düngung/ -Düngerproduktion:	3,7 / ≈0,6		

k.A. : keine Angaben

2.1.1 Klima- und Umweltwirkungen

2.1.1.1 Kohlendioxid, Methan und Lachgas

Die Erdatmosphäre besteht zu 99,9 % aus den Elementen Sauerstoff (20,9 %), Stickstoff (78,1 %) und Argon (0,9 %). Die chemischen und physikalischen Veränderungen der Atmosphäre, z.B. die Veränderung des Ozongehaltes oder der Treibhauseffekt werden jedoch von dem vergleichsweise geringen Anteil an Spurengasen bestimmt (Tab. 2.2).

- Anthropogener Treibhauseffekt

Der Erde wird Energie durch kurzwellige Sonnenstrahlung zugeführt. Voraussetzung für ein energetisches Gleichgewicht ist die Abgabe einer der zugeführten entsprechenden Energiemenge an den Weltraum. Diese erfolgt durch Reflexion und Abstrahlung von langwelliger Wärmestrahlung (Infrarotstrahlung). Die treibhausaktiven Gase sind aufgrund ihrer physikalischen Eigenschaften in der Lage, Strahlung im infraroten Wellenlängenbereich zu absorbieren. Die absorbierte Energie kann zum Teil in Bewegungsenergie umgewandelt werden. Mehr Bewegungsenergie der Moleküle bedeutet aber eine höhere Temperatur. Somit erwärmen die infrarotaktiven Gase die untere Atmosphäre (TRAPP, 1996).

Wasserdampf insbesondere zusammen mit CO₂ bewirkt, dass auf der Erde eine mittlere Temperatur von +15 °C herrscht. Ohne diesen natürlichen Treibhauseffekt betrüge die Temperatur nur ca. -18 °C. Menschliche Aktivitäten führen zur zusätzlichen Freisetzung von Spurengasen und weiterer klimawirksamer Gase, die sich in der Atmosphäre anreichern. Dadurch wird zusätzlich zum natürlichen ein weiterer anthropogener Treibhauseffekt ausgelöst, der im globalen Mittel einen Anstieg der Temperatur bewirkt. In erdgeschichtlichen Dimensionen betrachtet, ist die hohe Geschwindigkeit mit der diese Veränderung abläuft, als besonders problematisch anzusehen (UMWELTBUNDESAMT, 1997).

Tab. 2.2: Eigenschaften der wichtigsten Treibhausgase, IPCC (1995)

	Konzentration vorindustriell	Konzentration 1992	mittlere Verweildauer^{*1}	Treibhauspotential
CO ₂	280 ppmv	350 ppmv	50-200	1
CH ₄	0,7 ppmv	1,7 ppmv	12-17	24,5
N ₂ O	275 ppbv	311 ppbv	120	320
F-11	0	250 pptv	50	4000
F-12	0	500 pptv	100	8500

*1 : Angabe in Jahren

- Veränderung des Ozongehaltes in der Atmosphäre

Stratosphärisches Ozon

Von den gasförmigen Emissionen aus landwirtschaftlichen Aktivitäten beeinflussen lediglich N_2O und CH_4 die Chemie der Stratosphäre in bedeutsamer Weise. Diese Gase sind in der Troposphäre reaktionsträge, werden aber in der Stratosphäre durch UV-Strahlung sowie durch Reaktionen mit angeregtem Sauerstoff und OH-Radikalen in die für den Ozonabbau verantwortlichen Radikale zerlegt.

Die Ozonschicht in der Stratosphäre absorbiert nahezu die gesamte ultraviolette Strahlung der Sonne im Wellenlängenbereich zwischen 230 und 320 nm. Der extrem kurzwellige Teil bei Wellenlängen kleiner als 290 nm wäre bei der Intensität der Sonnenstrahlung für niedrige Organismen und für Oberflächenzellen höherer Organismen bei längerer Expositionszeit tödlich. Die sogenannte UV-B-Strahlung (Wellenlängenbereich zwischen 280 und 320 nm) führt bei ausreichender Exposition zu Schädigungen bei Menschen, Tieren und Pflanzen. Ein Abbau im Bereich der maximalen atmosphärischen Ozonkonzentration (in der Stratosphäre, etwa zwischen 20 und 30 km Höhe) ist mit einer Zunahme des UV-B-Strahlungsanteils in den darunterliegenden Schichten der Atmosphäre verbunden.

Troposphärisches (bodennahes) Ozon

Ozon wird in der Troposphäre bei der durch Stickoxide katalysierten photochemischen Oxidation von CO , CH_4 und höheren Kohlenwasserstoffen gebildet. Das bodennahe Ozon gilt derzeit als ein bedeutender Luftschadstoff in der Biosphäre, wobei die Auswirkungen arten- und sortenspezifisch sind. Beim Menschen wirkt Ozon wegen seiner stark oxidativen Eigenschaften primär schädlich auf die Lunge. Ozon kann zu Augenreizungen, Reizungen der Nasenschleimhäute und der Luftröhre führen. Weiterführende Ausführungen zu diesem Thema können der Literatur, z.B. CRUTZEN (1994) entnommen werden.

2.1.1.2 Ammoniak

- Wirkungen auf die Gesundheit von Mensch und Tier

Ammoniak ist in höheren Konzentrationen physiologisch schädigend und leistungsbeeinträchtigend für Mensch und Tier. In Tierställen führt die Dauerbelastung mit Ammoniakgehalten von 20 bis 100 ppm im Komplex mit hohen Staubgehalten oder hohem Keimdruck tierartabhängig zu Reduktionen der Futteraufnahme, einer Verringerung der Lebendmassezunahme, erhöhter Morbidität und Mortalität (MEHLHORN, 1993). Nach BÜSCHER (1996) und ROBERTSON (1996) lassen sich für unterschiedliche Konzentrationsbereiche von NH_3 verschiedene Auswirkungen auf den Menschen beobachten (Tab. 2.3).

Tab. 2.3: Auswirkungen von Ammoniak auf den Menschen (aus: NIEBAUM, 2001)

Konzentrationsbereich [ppm]	Auswirkungen
5 – 10	Geruch wahrnehmbar
10 – 20	Augenirritationen, Kopfschmerz
100 – 200	reizend
300 – 500	toxisch
1.700	Husten, Schaumbildung
3.000 (für 30 min)	Lebensgefährlich

- Wirkungen auf Pflanzen und Gebäude

Durch photochemische Oxidation von Ammoniak zu NO_x und Auswaschung in der Atmosphäre entsteht „saurer Regen“. Dies kann zu Versauerung der Böden, Waldsterben und Gebäudeschäden führen. Die NH_3 -Deposition auf Blatt- und Nadeloberflächen führt in höheren Konzentrationen zu Blattrandchlorosen, Welkerscheinungen, Absterben der Blätter und anderen Blattschäden (HAUK ET AL., 1990). Die NH_3 -Deposition auf Gebäuden bewirkt eine starke Zunahme von nitrifizierenden Bakterien auf und in der Oberfläche des Mauerwerks. Nach SPIECK ET AL. (1990) führt das bakterielle Endprodukt Salpetersäure zur Schädigung der Gebäude (biogene Salpetersäurekorrosion). Eine weitere Folge des Eintrags von NH_3 und NH_4^+ in den Boden ist die Versauerung des Bodens durch nitrifizierende Bakterien und damit verbunden ein erhöhter Nitrataustrag ins Grundwasser.

- Klimarelevante (indirekte) Wirkungen

Aus Schwefeldioxid (SO_2), Ammoniak (NH_3) und den Stickoxiden (NO und NO_2) werden in einer feuchten Atmosphäre durch chemische und photochemische Reaktionsketten flüssige bzw. feste Aerosolteilchen aus Ammoniumsulfat ($(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_4$) und Ammoniumnitrat ($\text{NH}_4 \text{NO}_3$) gebildet. Diese Teilchen haben eine optisch wirksame Größe von etwa $0,1 \mu\text{m}$ und bewirken eine Strahlungsbilanzstörung in Form einer Zunahme der in den Weltraum zurückgestreuten Sonnenstrahlung (GRÄBL, 1996). Des Weiteren führen Nitrifikations- und Denitrifikationsprozesse direkt zur Bildung des Treibhausgases N_2O und tragen damit zu einer langfristigen Klimaveränderung bei (AHLGRIMM, 1995).

2.1.2 Entstehung und Freisetzung im Stallbereich

2.1.2.1 Ammoniak

- Entstehung

Etwa 80 bis 85 Prozent des Ammoniaks im Stallbereich entstehen aus Harnstoff, welcher von den Tieren mit dem Urin ausgeschieden wird. Nach SCHLEGEL (1992) entsteht Ammoniak während der Harnstoffhydrolyse mit Hilfe des Urease-Enzyms durch eine Vielzahl von Bakterien, die den Harnstoff als Stickstoffquelle nutzen



Die Urease ist überwiegend im Kot vorhanden und der gesamte Umsetzungsprozess vollzieht sich innerhalb von einer bis mehreren Stunden. Die übrigen 15 bis 20 Prozent des Ammoniaks oder Ammoniumstickstoffs entstehen durch den Abbau von Eiweißverbindungen im Kot. Dieser Vorgang kann bis zu mehreren Monaten dauern (SCHELLEKENS, 1990). Eine ausführliche Übersicht über den Stickstofffluss in der Mastschweinehaltung gibt AARNINK (1997A). Die wesentlichen N-Emissionsquellen im Stall sind dabei die interne Güllelagerung und vor allem die dauerhaft mit Kot und Harn verschmutzten Funktionsflächen und Tiere (AARNINK, 1997B), (vgl. Abb. 2.1).

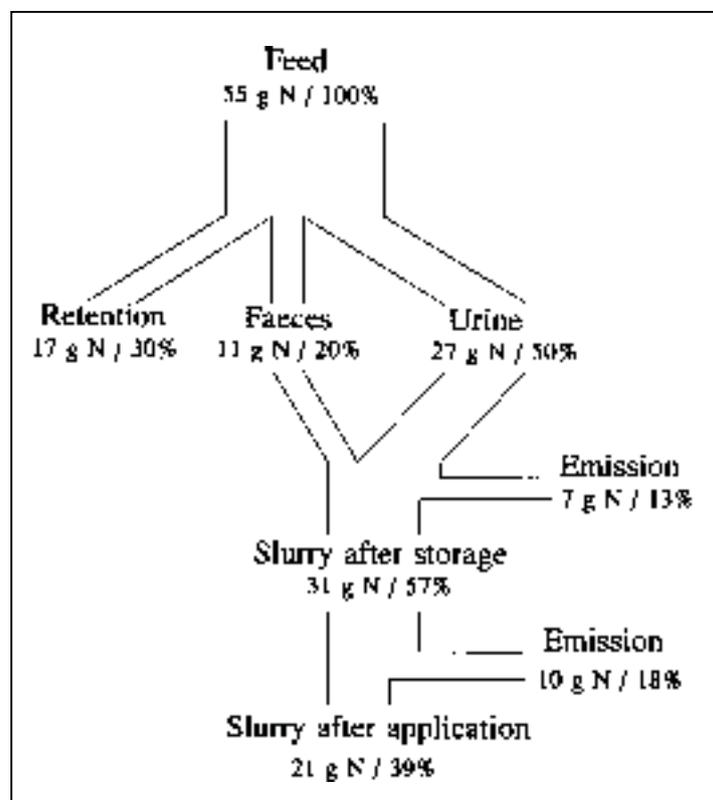


Abb. 2.1: Stickstofffluss in der Mastschweinehaltung und den Verfahrensschritten der Stallmistkette (AARNINK, 1997A)

- Freisetzung (nach LOEHR UND SRINATH, 1974)

Der Stickstoff wird entweder direkt in Form von NH_3 in die Umwelt emittiert oder aufgrund seiner guten Wasserlöslichkeit in der Lösung gebunden. In Wasser besteht ein chemisches Gleichgewicht zwischen freiem Ammoniak und dem Ammonium-Ion



Die Menge an freiem Ammoniak in der Lösung ist eine Funktion des pH-Wertes und der Ionisationskonstanten k_b und k_w

$$F = \frac{[\text{NH}_3]}{[\text{NH}_3] + [\text{NH}_4^+]} = \frac{10^{\text{pH}}}{10^{\text{pH}} + k_b/k_w} , \quad (2.3)$$

F = Anteil nicht-ionisierten Ammoniaks,

k_b = Dissoziationskonstante (Basenkonstante),

k_w = Dissoziationskonstante des Wassers.

Die Temperaturabhängigkeit des Wertes von k_b/k_w kann ausgedrückt werden als

$$k_b/k_w = [-3.398 \ln(0,0241 \cdot T)] \cdot 10^9 , \quad (2.4)$$

T = Temperatur [°C].

In Abb.2.2 sind einige Funktionswerte des Parameters F in Abhängigkeit von der Temperatur und dem pH-Wert dargestellt.

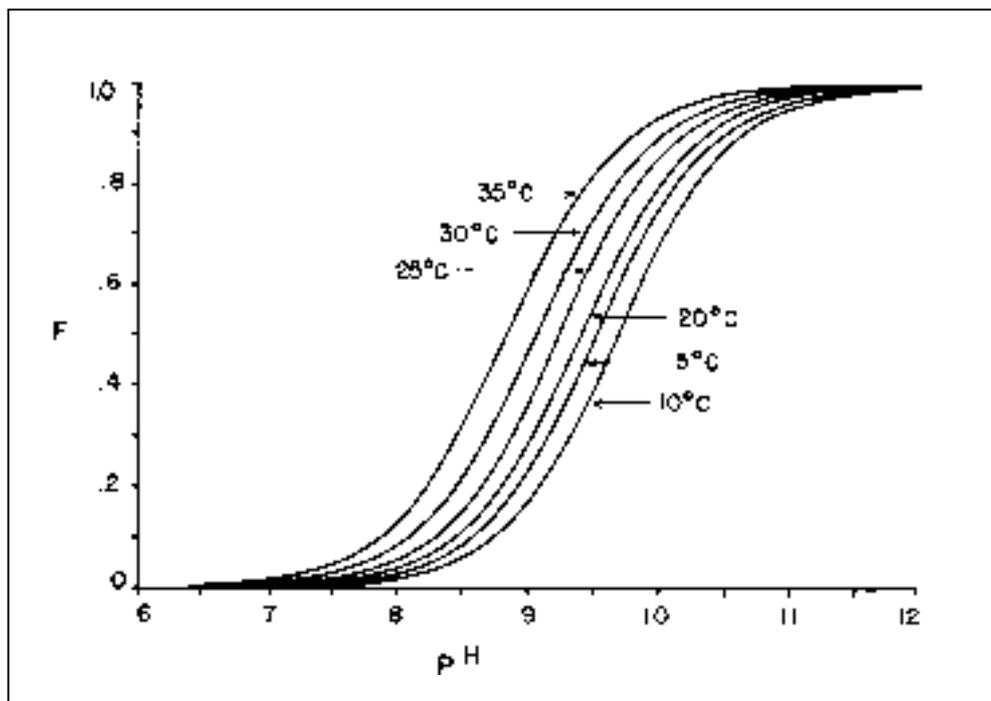


Abb. 2.2: Einfluss von Temperatur und pH-Wert auf den Anteil nicht-ionisierten Ammoniaks (LOEHR UND SRINATH, 1974)

Bei der Ammoniakfreisetzung gelangen undissoziierte Ammoniakmoleküle aus der flüssigen Phase in die Gasphase. Das Ammoniak in der Lösung versucht einen Gleichgewichtszustand mit der Luft an der Kontaktfläche zu erreichen. Bei gegebener Temperatur und atmosphärischem Druck gilt für die desorbierte Ammoniakmenge (ΔC)

$$-\Delta c = k \cdot A_i \cdot c \cdot F \cdot \Delta t \quad , \quad (2.5)$$

k = Massenübergangskoeffizient,

A_i = Phasengrenzfläche,

$c \cdot F$ = Konzentration des freien Ammoniaks in der Flüssigkeit und

Δt = Kontaktzeit.

Die Temperaturabhängigkeit der Freisetzungsreaktion kann mit Hilfe des Henryschen Gesetzes

$$p \cdot H_e = c \cdot F \quad , \quad H_e = \text{Löslichkeitskoeffizient} \quad (2.6)$$

erklärt werden, wonach bei gegebener Temperatur die Löslichkeit des Gases in der Lösung proportional zum Druck (p) des Gases über der Lösung ist. Die Werte von H sind systemabhängig und umgekehrt proportional zur Temperatur.

KECK ET AL. (1995) und HARTUNG (1995) nennen neben den kontaktfächen-, stoff- und luftgebundenen Faktoren weitere biochemische und physiologische Parameter, die zur NH_3 -Freisetzung im Stallbereich beitragen (Abb. 2.3).

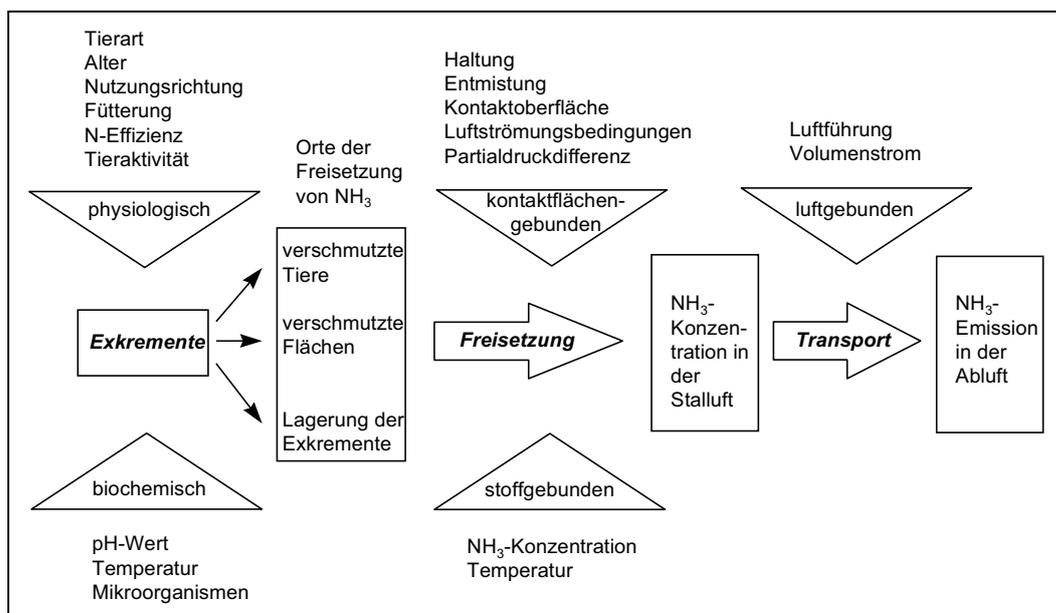


Abb.2.3: Entstehung, Freisetzung und Ausbreitung von NH_3 im Stall (KECK ET AL., 1995)

- NH₃-Emissionen aus der Schweinehaltung

Zwischen den einzelnen Tierarten variieren die Ammoniakemissionen pro Tierplatz in einem weiten Bereich. Innerhalb der Schweinehaltung kann anhand niederländischer Richtwerte in Tabelle 2.4 eine erhebliche Bandbreite bei den Ammoniakemissionen je nach Haltungsabschnitt, Haltungsform und Flüssigmistlagerung von 1,1 bis 8,3 kg je Tierplatz und Jahr ausgemacht werden (VAN OUWERKERK, 1993).

Tab. 2.4: Niederländische Richtwerte (Standardwerte) über NH₃-Emissionen für verschiedene Haltungsabschnitte (VAN OUWERKERK, 1993; VERDOES, 1995)

Haltungsabschnitt	NH ₃ -Emission [kg / Tierplatz a]
Ferkel, abgesetzt	1,1 ^a
Sauen, ausgewachsen mit Ferkeln bis 25 kg	8,3
Sauen, tragend	4,2 ^a
Jungsaunen von 25 kg bis zum ersten Decken	
Vollspalten	2,5
Teilspalten, voll unterkellert	2,5
Teilspalten, Liegeflächen nicht unterkellert	2,1
Mastschweine und Jungeber	
Vollspalten	3,0
Teilspalten, voll unterkellert	3,0
Teilspalten, Liegeflächen nicht unterkellert	2,5

a: Verdoes (1995)

In den Niederlanden wurde ein Gütezeichen mit dem Namen „Groen Label“ für besonders NH₃-emissionsarme Haltungssysteme eingeführt. Diese Stallssysteme genießen einen Bestandsschutz bis zum Jahre 2010. Darüber hinaus können die Investitionen und insbesondere der Mehraufwand steuerlich begünstigt werden. Ein mit diesem Siegel ausgezeichnete Stall oder ein Haltungssystem darf maximal 50 % der NH₃-Emissionen im Vergleich zu den Standardwerten aus dem Jahr 1980 (in Tab. 2.4) verursachen (Tab. 2.5).

Tab. 2.5: Grenzwerte der NH₃-Emissionen für das Groen Label (GL-STIFTUNG, 1996)

Grenzwert [kg NH ₃ /Tierplatz a]	Sauen im Wartestall	Säugende Sauen	Aufzucht- ferkel	Mast- schweine
Groen Label	2,5	3,3	0,3	1,5

In der folgenden Tabelle 2.6 ist eine Literaturlauswahl über Höhe der NH₃-Emissionen aus der Mastschweinehaltung und den eingesetzten Messmethoden aufgeführt.

Tab. 2.6: NH₃-Emissionen aus der Schweinemast (geändert nach KECK, 1997)

Messmethodik	Verfahren	NH ₃ -Emission [kg/MP ¹ a]	Autor
NH ₃ -Konz.			
NH ₃ -Konverter	Vollspalten	2,6	VOERMANS UND VERDOES (1994)
NO _x -Analyser	Teilspalten	2,9	
Naß-chemisch	Vollspalten	5,1	PFEIFFER ET AL. (1993)
	Teilspalten	3,3	
NDIR-Spektroskopie	Vollspalten	2,6	DEN BROK UND VERDOES (1993)
	Teilspalten	2,4	
NDIR-Spektroskopie	Vollspalten	3,1	ROM (1994A)
	Teilspalten	3,0	
Naß-chemisch	Vollspalten	2,8	HESSE (1994)
	Teilspalten	3,7	
	Schrägmist	2,9	
k.A.	Vollspalten	7,5	CIELEJEWSKI UND RATSCHOW (1997)
UV-Absorption	Vollspalten	2,8...3,4	HAHNE ET AL. (1999)
NDIR-Spektroskopie	Vollspalten	6,25 ^a	KAISER UND VAN DEN WEGHE (1999)
	Kompoststall		
	- Stroh	10,09 ^a	
	- Sägespäne	5,32 ^a	
NDIR-Spektroskopie	Außenklimastall		NIEBAUM (2001)
	- einstreulos	1,54...2,26	
	- Kompost	4,13	

¹MP : Mastplatz (1 MP ≙ 330 Stalltagen); ^aAngabe in g NH₃ / MP d; k.A. : keine Angaben

Beim Vergleich von Vollspalten- mit Teilspaltenbodenhaltung sind zum Teil gegensätzliche Ergebnisse vorhanden. Dies ist vor allem auf eine unterschiedliche Tierbelegung und die unterschiedlichen Anteile verschmutzter Flächen zurückzuführen. Bei höheren Lufttemperaturen im Sommer sind die Ammoniakemissionen höher als in der kalten Jahreszeit. Nach DEN BROK UND VERDOES (1993) ist die Flüssigmisttemperatur bei tiefen Flüssigmistkanälen geringer als bei flachen; somit ist auch bei tiefen Kanälen eine reduzierte Emission von Ammoniak zu erwarten.

2.1.2.2 Lachgas

Im Stallbereich entsteht N_2O neben den Stickoxiden (NO_x) und dem molekularen Luftstickstoff (N_2) im wesentlichen bei der Lagerung tierischer Exkremente durch die mikrobielle Umsetzung der anorganischen Stickstoffverbindungen (NH_4^+ und NO_3^-) durch Nitrifikation und Denitrifikation (vgl. Kapitel 2.4.1.2).

Die Art und Dauer der Lagerung tierischer Exkremente im Stall sowie die Art des Stallsystems beeinflussen die N_2O -Emissionen in erheblichem Maße. Stallsysteme mit Festmist- oder Kompostverfahren besitzen nach AHLGRIMM ET AL. (1995) ein bedeutend höheres N_2O -Emissionspotential als Stallsysteme mit Gülleverfahren. Dies bestätigen die Untersuchungen von GROENESTEIN UND FAASSEN (1996) und THELOSEN ET AL. (1993A). Beim Kompostverfahren ist hinsichtlich der N_2O -Emissionen ein Einfluss verschiedener Einstreumaterialien (KAISER UND VAN DEN WEGHE, 1997), aber auch der Einstreumenge und dem Trockensubstanzgehalt, also der Durchlüftbarkeit des Materials (HÜTHER ET AL., 1997) vorhanden.

Bei den verschiedenen Verfahren der Flüssigmistlagerung zeigte sich das Vorhandensein einer Schwimmdecke als eine wesentliche Voraussetzung für das Auftreten von Lachgasemissionen. Eine Schwimmdecke ermöglicht das Eindringen von geringen Sauerstoffmengen in die oberflächennahen Gülleschichten und induziert eine nitrifikationsbedingte Lachgasemission. Weiterhin ist der Ammonium- oder Ammoniakgehalt der Gülle für die Höhe der Lachgasemissionen von entscheidender Bedeutung. Ammoniak, einerseits Substrat der Nitrifikanten, kann andererseits bei hohen Konzentrationen hemmend bis toxisch auf die Mikroorganismen wirken (vgl. Kapitel 2.4.1.2). Auch bei Festmist hat sich gezeigt, dass N_2O -Emissionen erst mit abklingendem Ammoniakaustrag, d.h. bei verringertem Ammonium-/ Ammoniakgehalt des Substrates, auftreten (HÜTHER ET AL., 1997).

- N_2O -Emissionen aus der Mastschweinehaltung

Im Stallbereich zwangsbelüfteter, einstreuloser Produktionsverfahren konnten bisher keine Emissionen in nennenswerter Größenordnung festgestellt werden. Auch bei einstreulosen Außenklimastallvarianten wird das Lachgasemissionspotential als eher gering eingestuft (AHLGRIMM ET AL., 1995; NIEBAUM, 2001) (s. Tabelle 2.7). Kompoststallsysteme hingegen sind deutlich durch die Freisetzung von Lachgasemissionen charakterisiert: In den oberen O_2 -reichen Schichten führt die Nitrifikation über die Oxidation von Ammonium zur Bildung von Nitrat (N-Fixierung). Dieses wird dann bei O_2 -Mangel in den verschiedenen Reduktionsschritten der Denitrifikation zu Lachgas oder molekularem Stickstoff abgebaut (N-Freisetzung).

Tab. 2.7: N_2O -Emissionen aus der Mastschweinehaltung (geändert nach HARTUNG UND MONTENY, 2000)

Haltungssystem	N_2O -Emission [kg/TP*a]	Autor
Vollspaltenboden	0,15	HAHNE ET AL. (1999)
	0,15	KOERKAMP UND UENK (1997)
Teilspaltenboden	0,02	SNEATH ET AL. (1997)
Tiefstreu/Kompost	2,48 bis 3,73	GROENESTEIN UND FAASSEN (1996)
	1,55 bis 3,07	HAHNE ET AL. (1999)
	1,43 bis 1,89	KAISER UND VAN DEN WEGHE (1999)
	1,45 ^a bis 2,82 ^b	NIEBAUM (2001)
Einstreuloser Außenklimastall	0,59 ^a	NIEBAUM (2001)

a: Wintersituation; b : Sommersituation; TP :Tierplatz

2.1.2.3 Methan

Methan stellt das Endprodukt der anaeroben Abbaukette von organischer Substanz dar. Dabei werden die polymeren organischen Stoffe in den drei Stufen der Hydrolyse, der Fermentation und der Acetogenese von einer komplexen Mikroorganismengemeinschaft im wesentlichen zu CO_2 , H_2 und kurzkettigen Karbonsäuren abgebaut, aus denen im abschließenden Schritt der Methanogenese Methan gebildet wird (WELLINGER ET AL., 1991) (vgl. Kapitel 2.4.3). In der landwirtschaftlichen Tierproduktion gibt es im wesentlichen zwei Methanquellen: die Verdauung der Nutztiere und die Exkremete.

- Methan aus dem Stoffwechsel von Nutztieren

Die Symbiose mit Mikroorganismen im Pansen ermöglicht es Wiederkäuern pflanzliche Gerüstsubstanzen (Cellulose, Hemicellulosen, Fructosane und Pektine) als Nährstoff zu nutzen. Diese Kohlenhydrate werden mikrobiell zu Monosacchariden und flüchtigen Fettsäuren (Essig-, Propion- und Buttersäure) unter Freisetzung von CO_2 und H_2 vergärt. Daraus produzieren methanogene Bakterien im Pansen wiederum CH_4 , welches über die Atemwege an die Umwelt abgegeben wird. Aber auch das Schwein ist prinzipiell in der Lage solche Futterstoffe abzubauen, für deren Spaltung tiereigene Enzyme fehlen.

Stoffwechselbedingte CH_4 -Emissionen sind bei Schweinen als eher gering einzustufen, da die Methanbildungskapazität bei Schweinen im Vergleich zu anderen Tierarten gering ist. Diese kann mit Hilfe des CH_4 -Umwandlungsfaktors, der den Zusammenhang zwischen dem Gesamtenergiegehalt des aufgenommenen Futters und dem Energieverlust durch Methanbildung bezeichnet, abgeschätzt werden (Tab. 2.8).

Tab. 2.8: Methanumwandlungsfaktor und Methanproduktion von landwirtschaftlichen Nutztieren in Deutschland (nach HEYER, 1994; ENQUETE-KOMMISSION, 1994)

Tierart	CH ₄ -Umwandlungsfaktor [%]	CH ₄ [t/a]	Anteil [%]
Milchkühe und Rinder	2,5 – 10 ^a	1.099.741	93,05
Schafe	6	19.088	1,61
Schweine	0,6	39.772	3,36
Pferde	2,5	9.558	0,80
Geflügel	--	13.522	1,14
Summe:		1.181.681	100,0

a : keine Untergliederung in Produktionsbereiche (Milchkühe, Mastrinder etc.)

Der Energieverlust durch Methanbildung variiert stark und ist eng mit der Qualität und Art eines Futtermittels korreliert. So kann der Energieverlust durch Methanbildung durch eine intensive Fütterung mit hochwertigen Futtermitteln deutlich gesenkt werden (VAN DEN WEGHE, 1995). Insgesamt führen eiweiß- und fettreiche Futtermittel zu geringen Methanbildungsraten, während eine kohlehydrat- und cellulosereiche Nahrung hohe Methanbildungsraten zur Folge hat (ENQUETE-KOMMISSION, 1994). Der Anteil an der gesamten von Nutztieren in Deutschland verursachten Methanproduktion beträgt für die Schweine weniger als 4 %.

- Methan aus Exkrementen

Die tierischen Exkremente sind vor allem wegen ihrer großen Menge sowie des hohen Gehaltes an organischer Substanz (10 – 23 %) und dem hohen Gehalt an anaeroben Mikroorganismen eine bedeutende Methanquelle (ENQUETE-KOMMISSION, 1994). Die potentielle Methanbildungsrate hängt neben den Exkrementlagerungs- und Behandlungsbedingungen der einzelnen Entmistungssysteme (Lagerdauer, Gülle- und Stalltemperatur, pH-Wert und Sulfat-Nitratgehalt der Gülle) jedoch auch entscheidend von der (tierartabhängigen) Zusammensetzung der Exkremente ab (CORRE UND OENEMA, 1998; VAN DEN WEGHE, 1995).

Das Methanbildungspotential unterschiedlicher Entmistungssysteme und Lagerungsverfahren ist gemäß des Angebotes an Sauerstoff als primär limitierender Faktor sehr unterschiedlich. Die Methan-Konversions- oder Umwandlungsfaktoren geben den Prozentsatz an, der in den Exkrementen vorhandenen organischen Substanz bei den unterschiedlichen Formen der Lagerung zu Methan abgebaut wird (Tab. 2.9).

Tab. 2.9: Methanumwandlungsfaktoren für verschiedene Arten der Exkrementlagerung
(aus: NIEBAUM, 2001)

Lagerungsart der Exkremente	CH ₄ -Umwandlungsfaktor [%]
Anaerobe Lagunen	90
Flüssigmistsysteme	5 – 65
Festmistsysteme	0,1 – 5
Weidehaltung	1 – 2
sonstige Systeme	5 – 10

Exkremente von Tieren, die mit einem energiereichem Futter versorgt werden, führen aufgrund des größeren Anteils an leicht abbaubarer organischer Substanz zu einer höheren Methanbildung als z.B. die Exkremente von Weidetieren, die gemäß der faserreichen Nahrung einen hohen Anteil an Lignozellulose in der organischen Substanz enthalten, die nur sehr langsam anaerob mineralisiert wird und daher weniger Methan ergibt (ENQUETE-KOMMISSION, 1994; VAN DEN WEGHE, 1995). In Tab. 2.10 sind die Emissionsfaktoren der Exkremente für unterschiedliche Tierkategorien aufgeführt:

Tab. 2.10: Methan-Emissionsfaktoren unterschiedlicher Nutztierkategorien
(aus: NIEBAUM, 2001 nach CORRE UND OENEMA, 1998)

Tierkategorie	CH ₄ -Emissionsfaktor [kg CH ₄ /t]
Rindvieh	1,3
Mastkälber	2,5
Schweinehaltung	3,0
Schafe und Ziegen	3,0
Geflügel	4,1

- CH₄-Emissionen aus der Mastschweinehaltung

In Deutschland sind etwa 40 % der Methanemissionen aus Exkrementen auf die Schweinehaltung zurückzuführen. Dieser Sachverhalt ist auf die vergleichsweise hohe maximale Methanbildungsrate bei Schweinegülle, dem hohen Dunganfall aufgrund hoher Tierzahlen und dem überwiegenden Flüssigmistsystem-Anteil in der Schweinehaltung zurückzuführen (ENQUETE-KOMMISSION, 1994; CORRE UND OENEMA, 1998) (vgl. Tabelle 2.9 und Tabelle 2.10). Demgegenüber beträgt der Anteil der Schweinehaltung an den stoffwechselbedingten Methanemissionen weniger als 4 %.

In Tabelle 2.11 sind Literaturdaten zu den Methanemissionen aus der Mastschweinehaltung aufgeführt.

Tab. 2.11: *CH₄-Emissionen aus der Mastschweinehaltung (geändert nach HARTUNG UND MONTENY, 2000)*

Haltungssystem	CH ₄ -Emission [kg/TP*a]	Autor
Kompoststall	10,40 [g/Tier*d]	KAISER UND VAN DEN WEGHE (1999)
Einstreuloser Außenklimastall	3,48 – 3,74	NIEBAUM (2001)
Vollspaltenboden	2,8 bis 4,5	HAHNE ET AL. (1999)
Teilspaltenboden	4,2	SNEATH ET AL. (1997)
Schrägmiststall	0,9 bis 1,1	STEIN (1999)

TP : Tierplatz

2.1.2.4 Kohlendioxid

Im Bereich der landwirtschaftlichen Nutztierhaltung sind insbesondere die Atmung der Nutztiere und die mikrobielle Aktivität in den Exkrementen als CO₂-Quellen in Betracht zu ziehen. Bei der Dimensionierung von Stalllüftungsanlagen wird die Höhe der CO₂-Produktion durch die Tiere als Maßstab herangezogen, da der CO₂-Gehalt in der Stallluft als Indikator für die Qualität der Stallluft angesehen wird (DIN 18910, 1992) und ein Wert von 3000 ppm nicht überschritten werden soll (BROSE, 2000).

- Respiratorische CO₂-Produktion

Die CO₂-Produktionsrate der Tiere hängt in hohem Maße von der Aktivität der Tiere ab. Die CO₂-Konzentration in der Stallluft unterliegt demnach einem circadianen Rhythmus, wobei Aktivitätsspitzen im Laufe des Tages zu einer erhöhten CO₂-Produktion führen, lange Phasen der Ruhe (z.B. Nachtruhe) zeichnen sich durch niedrige CO₂-Konzentrationen in der Stallluft aus (VAN OUWERKERK UND PEDERSEN, 1994; NI, 1998). Weiterhin ist die CO₂-Produktion abhängig vom Leistungsniveau, Körpergewicht und der Retentionskapazität eines Tieres, vom Energiegehalt des Futters, der Futteraufnahme und den klimatischen Bedingungen im Stall (SCHOLTENS ET AL., 1996). Um die respiratorische CO₂-Produktion abzuschätzen, wurden verschiedene Modelle differenziert nach Tier- und Nutzungsart, Gewicht und Produktionsleistung entwickelt, z.B. das nach NI (1998) entwickelte TCER-Modell (Tranquil Carbon-dioxide Exhalation Rate):

Modell nach NI (1998):

$$Q_{\text{CO}_2\text{p,T}} = a \cdot W_p^n \quad [\text{g/h}]; \quad (2.7)$$

$Q_{\text{CO}_2\text{p,T}}$: CO₂-Produktion durch Atmung pro Schwein in Ruhe (tranquil) [g/h];

a : Konstante: $15,73 \pm 3,629$;

n : Konstante: $0,307 \pm 0,060$;

W_p : Tiergewicht [kg].

Dabei werden die Konstanten a und n je nach Gewichtsabschnitt der Tiere (a) und Ruhe- oder Aktivitätszustand der Tiere (n) an die Situation des Beobachtungszeitpunktes angepasst.

- CO₂-Produktion aus Exkrementen

Innerhalb dieser Kategorie entsteht CO₂ zum einen bei der Harnstoffhydrolyse (Gl. 2.1) und zum anderen beim anaeroben Abbau der organischen Substanz in der Gülle. Als Hauptentstehungsquelle von CO₂ in Stallungen dominiert jedoch nach VAN OUWERKERK UND PEDERSEN (1994) die Atmung der Tiere mit einem Anteil von 96 % an der gesamten CO₂-Emission. Auch für die Abschätzung der CO₂-Produktion von den Exkrementen existieren verschiedene Berechnungsmodelle, auf die jedoch aufgrund des geringen Anteils an der gesamten CO₂-Emission nicht weiter eingegangen werden soll.

Von HAHNE ET AL. (1999) wurden für einen zwangsbelüfteten Mastschweinestall mit Vollspaltenboden mittlere CO₂-Emissionen von 527 und 660 kg pro Mastplatz und Jahr gemessen. Dabei wurde weder ein Zusammenhang mit der Luftrate noch mit der Stalltemperatur, der Fütterungstechnik und der Gruppengröße festgestellt.

2.2 Geruchsemissionen

Nach einer Umfrage des Umweltbundesamtes werden von der Bevölkerung unangenehme Gerüche als drittgrößtes Umweltärgernis hinter Lärm und Staub eingeordnet (EITNER, 1985). In den letzten Jahren haben Klagen über Geruchsbelästigungen insbesondere durch die Strukturveränderungen im ländlichen Raum zugenommen. Um Geruchsbelästigungen aus der Landwirtschaft zu vermeiden, wurden die VDI-Richtlinien 3471-Schweine und 3472-Hühner erarbeitet und eine Abstandsregelung in die Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft (TA Luft) aufgenommen.

Gerüche bestehen meistens aus einer Vielzahl von Geruchsstoffen, die trotz geringster Konzentrationen wahrnehmbar sind und das menschliche Befinden und die Lebensqualität beeinträchtigen können (WENZINGER, 1993). Gerüche aus der landwirtschaftlichen Tierhaltung basieren auf komplexen Gemischen zahlreicher Einzelkomponenten, die im wesentlichen Stickstoff-, Schwefel- und Sauerstoffverbindungen darstellen. Geruchsstoffe können organische oder anorganische Verbindungen sein, die sich durch ein relativ geringes Molekulargewicht, Wasser- und Fettlöslichkeit sowie durch den Besitz einer oder mehrerer funktioneller Molekulargruppen auszeichnen (SCHÖN UND HÜBNER, 1996).

Beim Menschen besteht das Riechorgan aus etwa 10 Mio. geruchsempfindlichen primären Sinneszellen. Die zum Riechorgan, der Regio olfactoria, gelangten Geruchsstoffe müssen sich zunächst in der Schleimschicht lösen, um zu den Sinneszellen vorzudringen. Daher können nur wasser- und fettlösliche Stoffe nach Passage der Schleimschicht die entsprechenden Rezeptorproteine an den Sinneszellen erreichen (ROGENHOFER, 1996; FRECHEN, 1994).

2.2.1 Entstehung und Freisetzung von Geruchsstoffen

Die wesentlichen Bildungsquellen für Geruchsstoffe aus der Tierhaltung sind frisch abgesetzter oder gelagerter Kot und Harn sowie sich zersetzende Futtermittelreste. Weitere Quellen sind der Eigengeruch des Futters und der Tiere (HARTUNG, 1992). Nach JANSEN UND KRAUSE (1987) verursacht das Tier nur 9 % der gesamten Geruchsstoff-Freisetzung, im Gegensatz zu Flüssigmist und verschmutztem Stallboden mit 91 %.

Der Freisetzung von Geruchsstoffen aus den bereits beschriebenen Quellen an die vorbeiströmende Luft liegen die chemisch-physikalischen Grundlagen des Stoffübergangs zugrunde. In welcher Menge Geruchsstoffe emittiert werden, hängt stark von der Prozess- und Umgebungstemperatur, den Stoffübergangskoeffizienten, der Überströmungsgeschwindigkeit und von der Größe der Stoffaustauschfläche ab (GUST, 1984; JANSEN UND KRAUSE, 1987).

2.2.2 Geruchsemissionen aus der Mastschweinehaltung

In Tabelle 2.13 ist eine Auswahl verwertbarer Ergebnisse zu Geruchsmessungen aus der Mastschweinehaltung zusammengefasst.

Tab. 2.13: Geruchsemissionen aus der Mastschweinehaltung (aus: KTBL, 1998)

Haltungsform	Geruchsemissionsfaktor [GE/(GV s)]	Autor
Vollspaltenboden (Sommerbedingungen)	16 bis 495 175 ^a	HARTUNG ET AL. (1997)
Vollspaltenboden	39 ^a bis 78 ^a	RATZKI ET AL. (1989)
Teilspaltenboden	52 ^a	OLDENBURG (1989)
Kompoststall	36 bis 90 58 ^a	MÜLLER (1994)
Tiefstreu	8 bis 31 22 ^a	HESSE ET AL. (1997)

a : Mittelwert

Bei dem von HARTUNG ET AL. (1997) untersuchten Stall wurden die Tiere auf Vollspaltenboden gehalten. Die Mastschweine wurden mit Flüssigfutter gefüttert und die Zuluft wurde aus dem Versorgungsgang durch einen Rieselkanal mit Seitenklappen den Abteilen zugeführt. Die Abluft wurde Unterflur abgesaugt. Von RATZKI ET AL. (1989) wurden sechs Stallanlagen für Mastschweine mit verschiedenen Haltungssystemen (Staumistverfahren 39 GE / GV s, Speichermistverfahren 72 GE / GV s und Treibmistverfahren 72 GE / GV s) untersucht. Von OLDENBURG (1989) wurden 47 Stallanlagen für Mastschweine (strohlos) mit Teilspaltenboden (n = 42) und Vollspaltenboden (n = 5) untersucht. Die Systeme Teilspaltenboden (52 GE / GV s) und Vollspaltenboden (38 GE / GV s) unterschieden sich aufgrund der großen Streuung innerhalb der beiden Gruppen nicht signifikant. Es kamen Unterdruck-, Gleichdruck- und Überdrucklüftungsanlagen, kontinuierliche Mast oder Rein-Raus-Verfahren zum Einsatz. Von MÜLLER (1994) wurden drei Kompostställe für Mastschweine mit freier Lüftung untersucht. Aus den Ergebnissen von HESSE ET AL. (1997) geht hervor, dass bei den konventionellen Haltungsverfahren (Vollspalten, Teilspalten) eine höhere Geruchsfreisetzung als bei neuen Haltungsverfahren (Tiefstreu, Schrägmiststall) zu verzeichnen ist.

2.3 Emissionsminderung im Stallbereich

Um Emissionen aus Schweineställen, insbesondere von Ammoniak und Geruch, zu vermindern, werden Maßnahmen die bei der Entstehung und Freisetzung im Stallbereich ansetzen, durchgeführt. Dazu zählen im wesentlichen folgende Ansätze, die entweder einzeln oder in Kombination verfolgt werden:

- 1) Verminderung der Kontaktflächen zwischen Gülle und Luft,
- 2) schnelle Trennung von Urin und Festmist,
- 3) schnelles Entfernen der Gülle aus dem Stall (Entmistungshäufigkeit),
- 4) Verringerung des Ammoniak-Partialdruckes in der Gülle (z.B. durch Verdünnung),
- 5) Absenkung des pH-Wertes in der Gülle,
- 6) Absenkung der Temperatur der Gülle oder der Stallluft,
- 7) Verminderung des konvektiven Stofftransportes in die Stallluft,
- 8) Nährstoffangepasste Fütterung.

Tabelle 2.14 enthält eine Aufstellung folgeorientierter Maßnahmen zur Minderung von NH_3 -Emissionen aus der Schweinehaltung und entsprechende Reduktionspotentiale.

Tab. 2.14: Maßnahmen zur Reduzierung der NH_3 -Emissionen im Stallbereich

System	Prinzip	Autor	NH_3 -Minderung [%]
<u>Spülsysteme:</u>			
- Verdrängungssystem	3,4,7 ^a	HOEKSMÄ ET AL. (1993)	50 – 65 % (Ausspülen der Abteile mit nitrifizierter Gülle-Dünnfraktion:
- Austauschsystem	3,4,7 ^a		60 % Verdrängungssystem;
- Schrägbodensystem	2,3,7 ^a		65 % Austauschsystem;
			50 % Schrägbodensystem)
„Bolle vloer“ (Teilspaltenboden) Systeme	1,3,7	VAN ZEELAND ET AL. (1997), VAN ZEELAND ET AL. (1998)	50 % (Mastschweine) 50 % (Babyferkel)
Schiebersysteme	2,3	GROENESTEIN (1994)	12-76 % (Mistschieber unter dem Spaltenboden, unterschiedliche Kanaloberflächen und Gefälle)
Ansäuerung der Gülle	5	BERG ET AL. (1996), DEN BROK (1997A)	90 % (Ansäuern von Schweinegülle mit Milchsäure auf pH ≤ 4,5) 40 % (Ansäuern von Schweinegülle mit 1-2 % organischer Säure)
Kühlen der Gülle	6	DEN BROK (1997B)	44-71 % (Kühl lamellen auf der Flüssigmistoberfläche eines Mast-, Abferkel- und Aufzuchtteils, Wärmetauscherprinzip mit Grundwasser)
Kühlen der Zuluft	6	EPINATJEFF ET AL. (1997)	65 % (Mastschweineabteil mit Porendecke, Unterflurabsaugung, Erdwärmetauschung)
Eiweißreduzierte Multiphasenfütterung	8	KAISER ET AL. (1998)	39 % (Mastschweine, Vollspaltenboden, Unterdrucklüftung)

a : abhängig vom Lüftungssystem

- Beschreibung der Spülsysteme

Bei den Spülsystemen wird die dünne Fraktion des Flüssigmistes in unterschiedlich aufbereiteter Form zum Spülen verwendet (Abb. 2.4). Mit Hilfe eines mechanischen Abscheiders wird der Feststoff aus dem System entnommen, wodurch die Konzentration der Feststoffe im Spülkreislauf konstant gehalten werden kann. Diese Aufbereitungsstufe ist obligatorisch. Die Belüftung der Spülflüssigkeit wird optional zur Nitrifikation und zum Abbau von Geruchsstoffen durchgeführt und kann entweder vollständig oder nur für einen Teilstrom erfolgen. Von HOEKSMAS ET AL. (1993) wurden Versuche mit vollständig belüfteter Spülflüssigkeit durchgeführt während bei VAN GASTEL ET AL. (1997A) nur ein Teilstrom von etwa 38 % belüftet wurde.

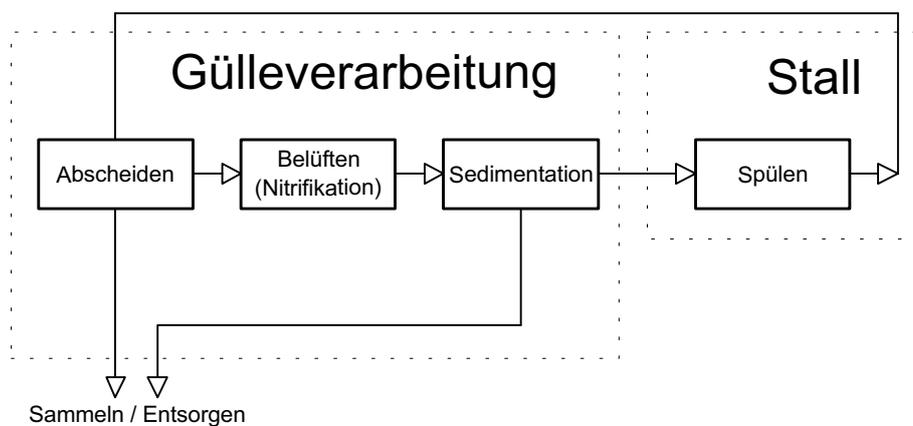


Abb. 2.4: Fließbild der Spülflüssigkeits-Aufbereitung, HOEKSMAS ET AL. (1993)

Nach HOEKSMAS ET AL. (1993) können bei den Spülanlagen im Stall drei verschiedene Typen unterschieden werden: das Verdrängungssystem (Abb. 2.5), das System mit abfallendem Boden (Abb. 2.5) und das Austauschsystem (Abb. 2.6). Bei dem Verdrängungssystem verbleibt immer eine Schicht von etwa 0,1 m Spülflüssigkeit in den Entmistungskänen. Durch den Spülvorgang (1 bis 4 mal pro Tag) erfolgt eine Verdrängung der Gülle durch die belüftete Spülflüssigkeit.

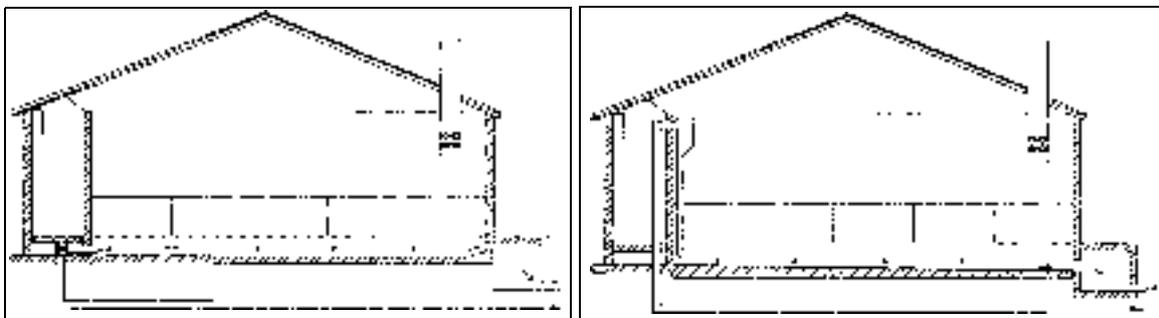


Abb. 2.5: Verdrängungssystem und System mit abfallendem Boden, HOEKSMAS ET AL. (1993)

Bei dem System mit abfallendem Boden (sog. Schrägbodensystem) kann die Harnfraktion frei ablaufen, wodurch der Verdünnungseffekt entfällt, jedoch eine schnelle Trennung von Harn und Festmist erreicht wird. Der Festmist wird sechs mal pro Tag vom Schrägboden abgespült. Bei dem Austauschsystem in Abbildung 2.6 wird die Gülle ein bis vier mal pro Tag aus den Kanälen abgelassen und anschließend werden diese wieder mit belüfteter Spülflüssigkeit gefüllt. In den Ablaufrohren wird das Abfließen der Gülle aus den Güllekanälen durch eine Unterdruckwirkung unterstützt. Die Untersuchungen wurden an einem Mastschweinestall mit Teilspaltenboden (63 % Spaltenanteil) durchgeführt. Unter jeder Buchtenreihe verlaufen zwei flache Spülkanäle mit 0,6 und 1,6 m Breite.

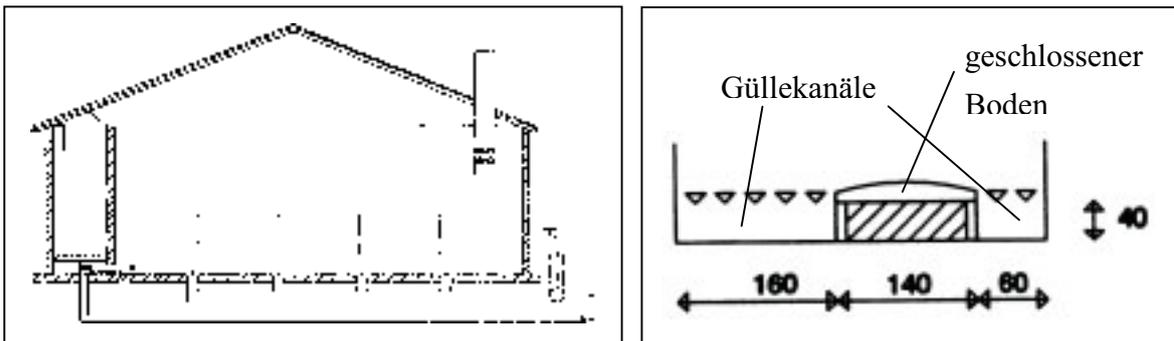


Abb. 2.6: Austauschsystem und Querschnitt der Spülkanäle, HOEKSMa ET AL. (1993)

Große auszuspülende Flächen im Stall werden oftmals mit Spülrinnen ausgestattet, um die Spülkraft zu erhöhen. In Abbildung 2.7 ist ein Fallbeispiel für einen Sauenstall dargestellt. Die Rinnen werden im Allgemeinen zweimal täglich nacheinander ausgespült.

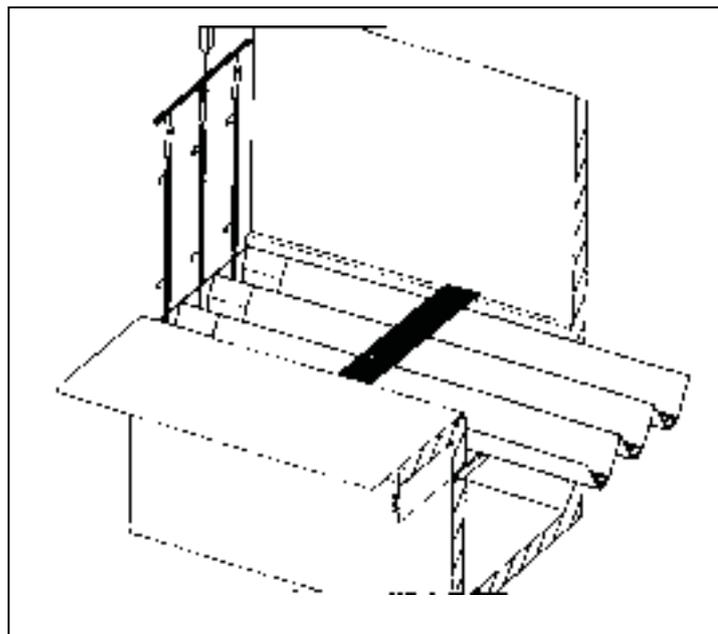
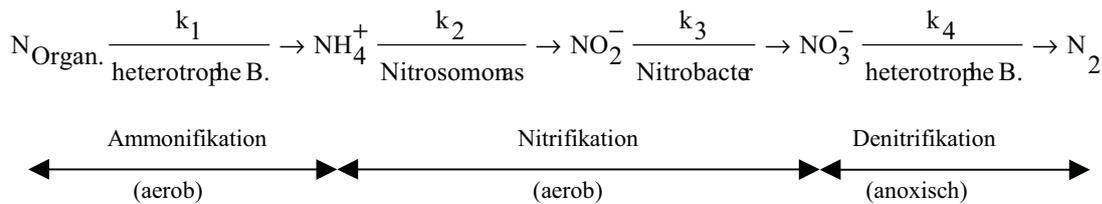


Abb. 2.7: Spülrinnen in einem Sauenstall, VAN DIJK (1994)

2.4 Mikrobiologische Grundlagen

2.4.1 Stickstoffabbau

In den Exkrementen liegt der Stickstoff in der Anfangsphase in organischer Form vor. Als Folge der aeroben und anoxischen mikrobiellen Aktivität kann folgende Umwandlungskette durchlaufen werden, wobei k_1 bis k_4 die Reaktionsgeschwindigkeiten der Teilreaktionen bedeuten (siehe Abb. 2.8, erweitert nach WONG-CHONG UND LOEHR, 1975).

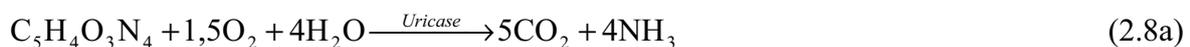


B. : Bakterien

Abb. 2.8: Umwandlung des Stickstoffs durch mikrobielle Aktivitäten

2.4.1.1 Ammonifikation

Ammoniak ist hauptsächlich ein Produkt des Abbaus leicht abbaubarer organischer Stickstoffverbindungen (Harnstoff, Harnsäure). Die biochemischen Abbauprozesse von Harnsäure (2.8a), Harnstoff (2.8b) und unverdauten Proteinen (2.8c) sind komplex, können aber nach KOERKAMP ET AL. (1998) vereinfacht werden:



Alle drei Prozesse werden von heterotrophen Bakterien unter Anwesenheit von Wasser und Sauerstoff durchgeführt, wobei Ammoniak und Kohlendioxid als Endprodukte entstehen. Der Abbau der Harnsäure und der Proteine wird positiv beeinflusst durch Temperatur, pH-Wert und Feuchtegehalt (ELLIOT UND COLLINS, 1983). Der Abbauprozess des Harnstoffs folgt dem Michaelis-Menten-Gesetz und wird begünstigt durch die Ureaseaktivität, pH-Wert und Temperatur (ELZING UND MONTENY, 1997). Nach Messungen von ELZING ET AL. (1992) erfolgt ein vollständiger Abbau des Harnstoffs im Urin von Rindern auf verschmutzten Spaltenböden innerhalb weniger Stunden. Im Vergleich dazu wird nur 8 bis 40 % der Harnsäure in Geflügelkot pro Tag zu Ammoniak abgebaut (BURNETT UND DONDERO, 1969).

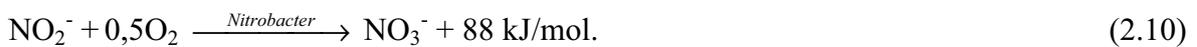
2.4.1.2 Nitrifikation

- Biochemische Grundlagen

Als Nitrifikation gilt die zweistufige Oxidation von Ammonium zu Nitrat. Sie wird von chemolithoautotrophen Bakterien im aeroben Milieu zur Energiegewinnung durchgeführt. In der ersten Reaktion der Nitritation wird Ammonium durch Bakterien des Typs *Nitrosomonas* sp. in Nitrit überführt



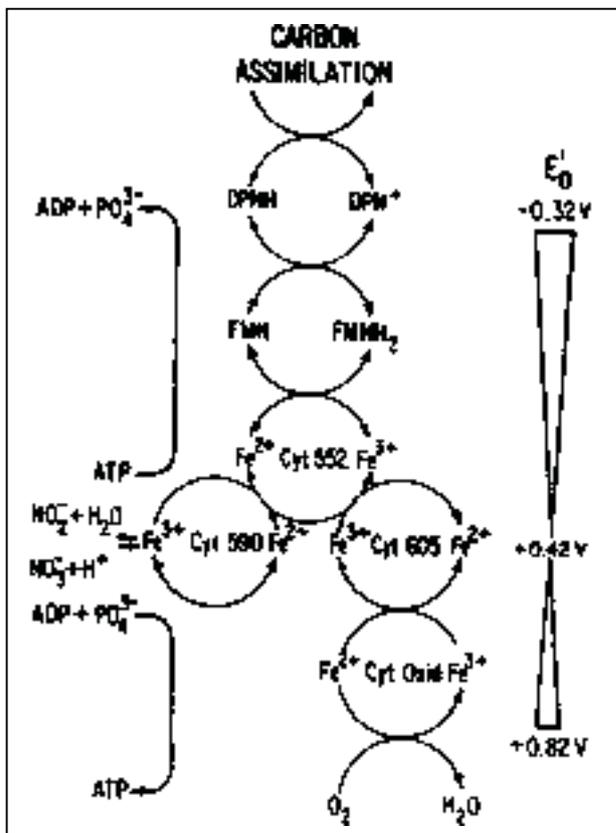
welches im zweiten Schritt der Nitratation durch Bakterien des Typs *Nitrobacter* sp. zu Nitrat umgesetzt wird



Die Gesamtreaktion lautet



Das Durchlaufen der Reaktionskette bis zum Nitrat hat eine Ansäuerung des Milieus zur Folge. Zum Aufbau der Zellsubstanz wird CO_2 als Kohlenstoffquelle assimiliert.

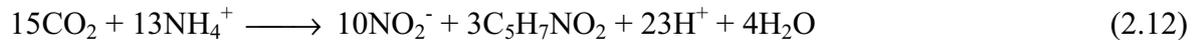


Nach KIESOW (1972) sind verschiedene Doppelschichtmembranen der *Nitrobacter*-Zelle mit den notwendigen Enzymen zur Umwandlung des giftigen Nitrites in weniger giftiges Nitrat ausgestattet. Ein Hauptmerkmal dieses Modells besteht darin, dass der Energieertrag aus der Nitritoxidation je nach Bedarf entweder für die ATP-Produktion (unterer Zweig: Cytochrom 605, Cytochromoxidase, Sauerstoff) oder die Kohlenstoffassimilation unter ATP-Verbrauch (oberer Zweig der Darstellung) verwendet werden kann. ATP wird in letzterem Fall benötigt, um den Aufwärtstransport der Elektronen zu ermöglichen (siehe Abb. 2.9).

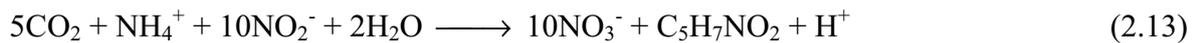
Abb. 2.9: Assimilation von anorganischer Energie durch Nitrifikation (KIESOW, 1972)

Bei Einbeziehung des Wachstums können unter Annahme der empirischen Formel $C_5H_7NO_2$ für die Zusammensetzung der Biomasse der Ammonium- und Nitritoxidierer folgende Reaktionsgleichungen angegeben werden (EPA, 1975):

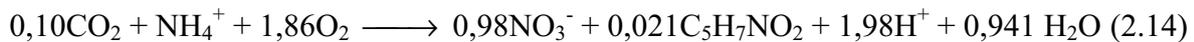
Ammonium-Oxidierer:



Nitrit-Oxidierer:



Gesamtreaktion:



Die Zellvermehrung ist aufgrund der wesentlich höheren Energiegewinnung bei den Ammonium-Oxidierern deutlich größer als bei den Nitrit-Oxidierern.

- Einfluss der Sauerstoffkonzentration

Der stöchiometrische Sauerstoffbedarf für die Oxidation von 1 mg Ammonium zu Nitrit beträgt 3,43 mg O_2 . Bei der Oxidation von Nitrit zu Nitrat werden dann nochmals 1,14 mg O_2 benötigt und demzufolge beträgt der Gesamtbedarf insgesamt 4,57 mg O_2 (SHARMA und AHLERT, 1976). In der Praxis wird jedoch meistens ein geringerer Sauerstoffverbrauch gemessen, was nach KIESOW (1972) auf eine bessere Ausnutzung des Sauerstoffs bei hohen Kohlendioxid-Partialdrücken zurückzuführen ist. Für eine stabile Nitrifikation wird von SI-SALAH (1990) eine Sauerstoffkonzentration von mindestens 2 mg/l empfohlen. Verschiedene Untersuchungen zeigen, dass darunter eine Sauerstofflimitierung eintritt (aus: SHARMA UND AHLERT, 1976).

- Einfluss der Temperatur

Die optimale Temperatur für das Wachstum der Nitrifizierer (μ_{max}) liegt im Bereich von 28 bis 36 °C. Die thermische Obergrenze scheint zwischen 54 und 58 °C erreicht zu sein. Unter 4 °C wird wenig oder gar kein Wachstum der Nitrifizierer mehr erwartet (PAINTER, 1970). Das Temperaturoptimum der enzymatischen Stickstoffoxidation (r_{max}) liegt jedoch bei nitrifizierendem Belebtschlamm zwischen 15 und 22 °C (aus: RHEINHEIMER ET AL, 1988).

Bis zu einer Temperatur von 30 °C folgt die Nitrifikation dem van't Hoff-Arrhenius-Gesetz. Für die maximale Wachstumsgeschwindigkeit gilt (EPA, 1975):

$$\mu_{max} = 0,47 \cdot e^{0,098(T-15)} \quad (\text{für Nitrosomonas}) \quad (2.15a)$$

$$\mu_{max} = 0,7 \cdot e^{0,069(T-15)} \quad (\text{für Nitrobacter}) \quad (2.15b)$$

- Einfluss des pH-Wertes, der Substrat- und Produkthemmung

Im allgemeinen liegt der optimale pH-Wert für die Nitrifikation im Bereich zwischen 8 und 9. Verschiedene Untersuchungen zum Effekt des pH-Wertes ergaben einen relativ weiten Bereich der gemessenen pH-Optima. Im allgemeinen nimmt bei abnehmendem pH-Wert auch die Nitrifikationsrate ab (SHAMMAS, 1986).

Nach ANTHONISEN (1976) wird die Nitrifikation sowohl durch Ammoniak (NH_3) als auch durch salpetrige Säure (HNO_2) stärker inhibiert als durch das entsprechende Ammonium- (NH_4^+) oder Nitrit-Ion (NO_2^-). Neben dem Gleichgewicht zwischen Ammoniak und Ammonium ist auch das Gleichgewicht von Nitrit und salpetriger Säure vom pH-Wert abhängig, siehe Abbildung 2.10 und Tabelle 2.15.

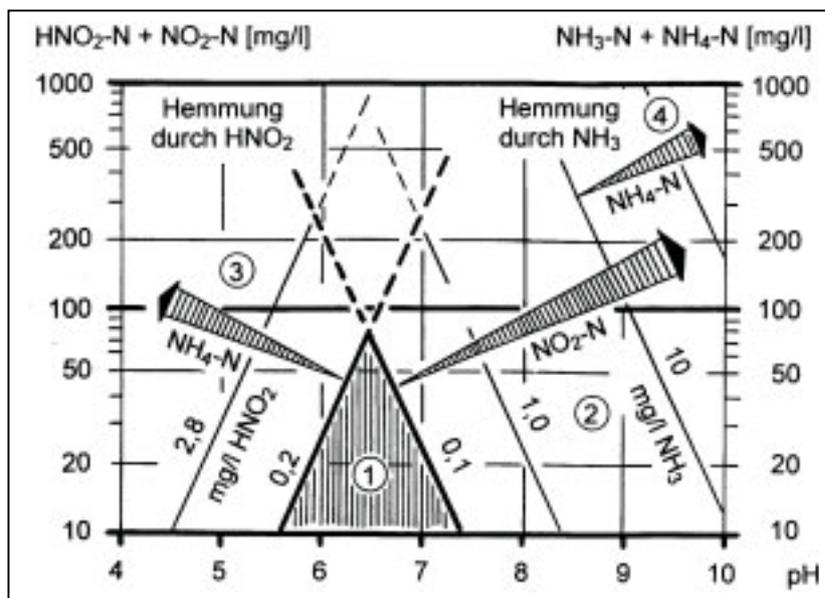


Abb. 2.10: Inhibition der Nitrifikation durch NH_3 und HNO_2 (ATV, 1997)

Tab. 2.15: Einfluss der Substrat- und Produktkonzentration auf die Nitrifikation (nach ANTHONISEN, 1976; SCHOLTYSSEK*, 1987)

Substanz	Konzentration [mg/l]	Inhibition
NH_3	0,1 bis 1,0 (Bereich 2)	Nb
NH_3	10 bis 150 (Bereich 2)	Nb, Ns
NH_3	>150 (Bereich 4)	100 % Nb und 100% Ns
HNO_2	0,2 bis 2,8 (Bereich 3)	Nb, Ns
NH_4^+ -N	8000*	8,7 % Ns (Substrathemmung)
NO_2^- -N	1400*	35-40 % Nb (Substrathemmung)
NO_2^- -N	2500*	50 % Ns (Produktthemmung)
NO_3^- -N	4200*	100 % Ns (Produktthemmung)

Ns = Nitrosomonas; Nb = Nitrobacter

- Einfluss chemischer Substanzen

Es gibt eine Vielzahl von Substanzen, die auf das Wachstum der Nitrifizierer entweder stimulierend oder inhibierend wirken (vgl. Tabelle 2.16). Die Wirksamkeit eines Stoffes als Inhibitor wird beeinflusst von: (i) der Anwesenheit anderer Mikroorganismen als der Nitrifizierer, (ii) der Inhibitor-Konzentration, (iii) der Kontaktdauer mit dem Inhibitor (iv), dem System in dem der Prozess abläuft, und (v) der Anwesenheit anderer Inhibitoren; z.B. Kupfer hebt die Inhibierung durch Thioharnstoff auf (PAINTER, 1977). Auch eine große Anzahl von organischen Verbindungen wirken sehr hemmend. Das sind im wesentlichen Thioderivate der Kohlensäure, wie z.B. Thioharnstoff, Thiosemicarbicid, Thioacetamid, substituierte Phenole und chlorierte Aliphate (SI-SALAH, 1990).

Tab. 2.16: Einfluss von Spurenelementen und chemischen Substanzen auf die Nitrifikation (aus SHARMA UND AHLERT, 1976)

Substanz	Konzentration	Effekt
P	5 mg/l	Nb W+
Mg	5 mg/l	Nb W+
Mo	10 ⁻⁹ M	Nb W, A+
Fe	0,7-7 mg/l	Ns W+ und Nb W+
Cu	0,1 mg/l	Ns A+
Pantothensäure	0,0025-0,05 mg/l	Ns A+ und Nb W+
Ascorbinsäure	50 mg/l	Nb W+
L-Glutamine	4 mg/l	Ns W, A+
Biotin	2 mg/l	Ns W, A+
n-Propanol	0,33 M	100% Ns A –
Phenolsäure	10 ⁻⁶ -10 ⁻⁸ M	sehr starker Inhibierer
Cr(III)	>0,25 mg/l	Ns W-
Ni	>0,25 mg/l	Ns W-
Cu	4 mg/l	75% Ns A –
Thioharnstoff	0,0003 M	100% A- nach 16 Tagen
CS ₂	10 µg / g Boden	97% Ns & Nb A-

Ns = Nitrosomonas; Nb = Nitrobacter; W = Wachstum; A = Aktivität; + = stimulierend; - = inhibierend

Besondere Relevanz für den landwirtschaftlichen Bereich haben vor allem Antibiotika wie Tetracycline und Sulfonamide, die (z.B. bei Infektionen) über das Futter verabreicht werden und über die Gülle, je nach Dosis, bis zu 60 - 80 % wieder ausgeschieden werden. Die hemmende Wirkung dieser Stoffe auf die Nitrifikation ist weitgehend unbekannt.

- Kinetische Modelle (nach SI-SALAH, 1990)

Für die praktische Anwendung ist die Reaktionsgeschwindigkeit des Substratabbaus die wichtigste Größe. Die Substratverwertung in $\text{kg NH}_4^+\text{-N / h}$ wird je nach Reaktortyp auf unterschiedliche Basisgrößen (Biomassetrockensubstanz, Reaktorvolumen, Oberfläche der Füllkörper oder der Einbauten) bezogen. Die Kinetik des Ammoniumsubstratabbaus lässt sich durch die Monod-Gleichung beschreiben.

$$r = r_{\max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (2.16)$$

Bei Vorliegen einer Substratüberschusshemmung, was bei der Nitrifikation zutreffend ist, beschreibt der Ansatz nach Haldane die Nitrifikationsrate mit guter Genauigkeit

$$r = r_{\max} \cdot \frac{S}{1 + \frac{K_S}{S} + \frac{S}{K_I}} \quad (2.17)$$

r = Nitrifikationsrate; Reaktionsgeschwindigkeit,

r_{\max} = maximale Nitrifikationsrate; max. Reaktionsgeschwindigkeit,

S = Substratkonzentration,

S' = Substratkonzentration bei maximaler Reaktionsgeschwindigkeit,

K_S = Substratkonzentration bei halbmaximaler Reaktionsgeschwindigkeit,

K_I = Substratkonzentration bei halbmaximaler Hemmung.

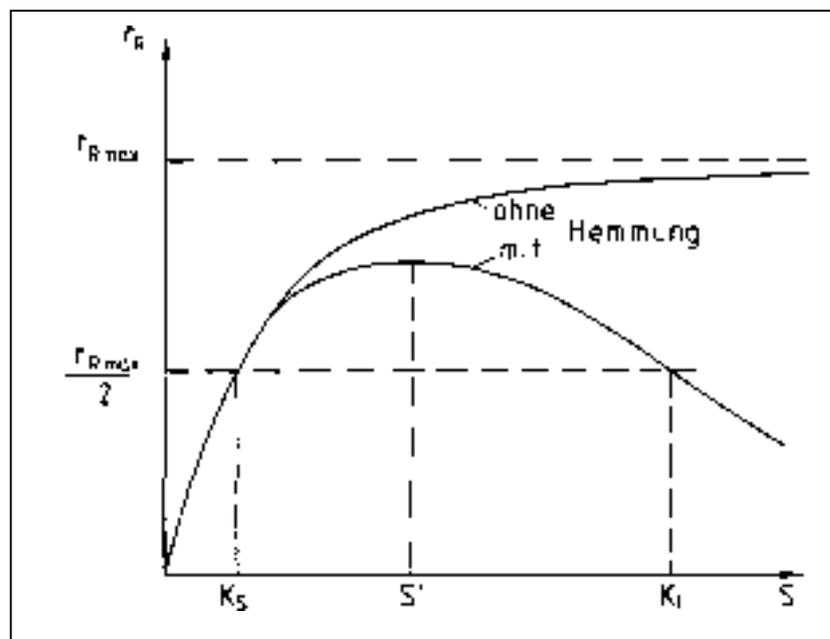


Abb. 2.11: Substratabbaukinetiken (SI-SALAH, 1990)

2.4.1.3 Denitrifikation

- Biochemische Grundlagen

Sowohl Nitrit als auch Nitrat wird von einer Vielzahl von heterotrophen Mikroorganismen bei Abwesenheit von gelöstem Sauerstoff veratmet. Dieser Vorgang wird als heterotrophe Denitrifikation bezeichnet. Die Bakterien sind in der Lage, sowohl unter aeroben (Sauerstoffatmung) als auch unter anoxischen (Nitratatmung) Bedingungen Substrat zu oxidieren und sich zu vermehren. Dabei entsteht bei vollständiger Denitrifikation elementarer Stickstoff, wie am Beispiel der Umsetzung mit Glucose zu sehen ist



Das organische Substrat dient als Elektronengeber (es wird oxidiert) und die oxidierte Stickstoffverbindung als Elektronenaufnehmer (sie wird reduziert). Der Stickstoff nimmt dabei pro mol 5 Elektronen auf und ändert seine Oxidationsstufe von +5 nach 0 (vgl. Kapitel 2.4.1.4).

Vergleicht man die in dem gebildeten ATP gespeicherte Energie mit der frei werdenden Energie ergibt sich eine Energieausnutzung beim aeroben Abbau von Glucose von 42 % und bei der Denitrifikation von 23 %. Da der Energiegewinn beim aeroben Abbau höher ist, läuft diese Reaktion bevorzugt ab und die Denitrifikation wird nur bei strikter Abwesenheit von gelöstem Sauerstoff beschränkt (LOMPE, 1992).

Allgemein gilt für die Nitratatmungskette:



Der Sauerstoffgewinn durch die Nitratatmung beträgt 2,9 g_{O₂} / g_{Nitrat}. Außerdem werden 50 % der bei der Nitrifikation gebildeten H⁺-Ionen wieder verbraucht.

- Einfluss der Temperatur

Die Temperaturabhängigkeit lässt sich mit der Arrhenius-Gleichung beschreiben

$$r_N^* = A \cdot \exp(-e_A/R_k \cdot T), \quad (2.20)$$

r_N^* = spez. Nitrat-Umsatzgeschwindigkeit,

A = reaktionsspezifische Konstante,

e_A = Aktivierungsenergie $\approx 56 \text{ kJ / mol}$,

R_k = allgemeine Gaskonstante,

T = absolute Temperatur [K].

Im Bereich von etwa 10 bis 30 °C ergibt sich damit bei einer Temperaturerhöhung von 10 °C eine Verdoppelung der Umsatzgeschwindigkeit (LOMPE, 1992).

- Einfluss des pH-Wertes

Es zeigt sich, dass der optimale pH-Wert für eine maximale Denitrifikationsrate zwischen pH = 7 und pH = 8,5 liegt und dass vor allem bei Mischkulturen in diesem Bereich ein geringer Einfluss des pH-Wertes beobachtet wird (LOMPE, 1992).

- Einfluss des C/N-Verhältnisses

Nach HER UND HUANG (1995) steigt das minimale C/N-Verhältnis, das für eine nahezu vollständige Denitrifikation (97-100 %) benötigt wird, bei nicht-aromatischen C-Quellen mit dem Molekulargewicht der C-Quelle an. Für aromatische C-Quellen (z.B. Benzoesäure) werden signifikant höhere C/N-Verhältnisse benötigt.

Tab. 2.17: Bereiche des C/N-Verhältnisses für nahezu vollständige Denitrifikation, HER UND HUANG (1995)

C-Quelle	Bereich des C/N-Verhältnisses	
	g C / g NO ₃ ⁻ -N	g C / g NO ₂ ⁻ -N
Methanol	0,9 – 10,0	0,6 – 10,0
Essigsäure	>1,9	>1,3
Glucose	>2,0	>1,6
Benzoessäure	3,0 – 3,6	2,6 – 3,6

- Kinetische Modelle

Die Wachstumsrate μ folgt (ohne Hemmungsreaktionen) aus der Monod-Beziehung, die sich um den Einfluss weiterer limitierender Stoffe erweitern lässt, z.B.:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{c_C}{K_C + c_C} \cdot \frac{c_N}{K_N + c_N}, \quad (2.21)$$

c_C, c_N = Kohlenstoff- bzw. Nitratkonzentration,

K_C, K_N = Sättigungskoeffizient bezogen auf Kohlenstoff bzw. Nitrat.

Für die Wachstumsgeschwindigkeit r_{TS} der Organismen gilt:

$$r_{TS} = (\mu - k_d) \cdot c_{TS}, \quad (2.22)$$

k_d = Absterberate der Bakterien, c_{TS} = Konzentration der Biomasse,

wobei das Produkt $k_d c_{TS}$ den Bakterienverfall beschreibt.

Die Kopplung zwischen der Wachstumskinetik und der Kinetik des Substratabbaus (r_s) ergibt sich durch Verwendung des messbaren Ertragskoeffizienten Y_s des Substrates zu

$$r_s = \frac{\mu}{Y_s} \cdot \quad (2.23)$$

In Tab. 2.18 sind die kinetischen Koeffizienten für eine Bakterienmischkultur aufgeführt.

Tab. 2.18: Kinetische Koeffizienten der Denitrifikation (Bakterienmischkultur, $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$), LOMPE (1992)

μ_{\max}	K_C	Y_C	K_N	Y_N	k_d	μ_{\max}/Y_C
[1/h]	[mgTOC/l]	[gTS/gTOC]	[mgN/l]	[gTS/gN]	[1/h]	[gTOC/ gTS h]
0,11	10-15	0,8	<0,14	1,2	0,002-0,004	0,14

2.4.1.4 Lachgasbildung

Sowohl Nitrosomonas als auch Nitrobacter sind in der Lage unter bestimmten Voraussetzungen Lachgas zu bilden (Abb. 2.12). Insbesondere bei Anwesenheit anoxischer Zonen im Bioreaktor tragen auch Denitrifikanten erheblich zur Entstehung von Lachgas bei (ALLEMAN, 1984; SCHÖN ET AL., 1994).

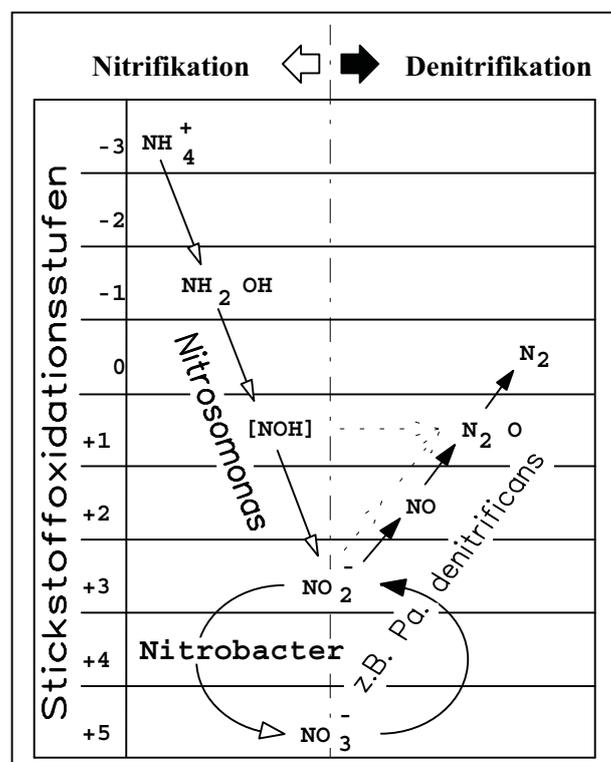


Abb. 2.12: Stoffwechselwege des Stickstoffs bei der Nitrifizierung und Denitrifizierung (ALLEMAN, 1984)

- Nitrifikation

Ist die Sauerstoff-Versorgung unzureichend, kann statt des gelösten Sauerstoffs Nitrit unter Reduktion zu N_2O als Sauerstoff-Quelle verwendet werden. Von GOREAU ET AL. (1980) wurden für Reinkulturen und eine niedrige Sauerstoffkonzentration ($0,18 \text{ mgO}_2/\text{l}$) gegenüber einer hohen Sauerstoffkonzentration ($7 \text{ mg O}_2/\text{l}$) ein Anstieg der N_2O -Produktion pro Zelle und Tag um den Faktor 7 festgestellt. Nach ZHENG ET AL. (1994) wurde mit Bakterienmischkulturen und synthetischem Abwasser ein signifikanter Anstieg der N_2O -Produktion bei Sauerstoffgehalten unter $0,5 \text{ mg/l}$ und bei Schlammverweilzeiten unter 5 Tagen festgestellt. In beiden Fällen verlief die Nitrifikation unvollständig und Nitrit wurde akkumuliert.

Tab. 2.19: Einflussfaktoren auf die Lachgasbildung bei der Nitrifikation

Ursache	Effekt	Autor
Nitrit-Akkumulierung (unvollständige Nitrifikation)	(+)	ZHENG ET AL. (1994)
limitierte Sauerstoffversorgung ($< 0,5 \text{ mgO}_2/\text{l}$)	(+)	GOREAU ET AL. (1980), ZHENG ET AL. (1994)
Schlammalter (weniger als 5 Tage)	(++)	ZHENG ET AL. (1994)

+ = verstärkt

- Denitrifikation

Bei der Denitrifikation von Nitrat oder Nitrit ist N_2O ein obligatorisches Zwischen- oder Endprodukt. Die Geschwindigkeit der Umsetzungsprozesse bzw. die Lachgasbildung bei der Denitrifikation dabei wird von verschiedenen Faktoren beeinflusst (Tab. 2.20).

Tab. 2.20: Einflussfaktoren auf die Lachgasbildung bei der Denitrifikation

Ursache	Effekt	Autor
Nitrit-Konzentration ($> 10 \text{ mg NO}_2^-/\text{l}$)	(++)	KRAUTH (1993)
C/N-Verhältnis zu gering	(+)	SCHÖN ET AL. (1994)
Anwesenheit von gelöstem Sauerstoff	(+)	VON SCHULTHESS (1994)
Anwesenheit von Hemmstoffen (z. B. Sulfide)	(+)	SÖRENSEN ET AL. (1980)
niedere pH-Werte ($\text{pH} < 6,5$)	(+)	KNOWLES (1982)
Zusammensetzung der Bakterienflora	(+/-)	KRAUTH (1993)
wechselnde Milieubedingungen (aerob/anoxisch)	(+)	SCHÖN ET AL. (1994)

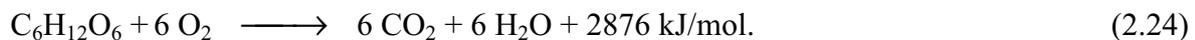
+ = verstärkt; - = vermindert

Nach KRAUTH (1993) kann die Beschleunigung der vorangehenden Reduktionsschritte zu einer Akkumulation von N_2O führen, wenn hohe Nitrit- und/oder Nitratkonzentrationen oder leichtabbaubare C-Quellen insbesondere bei Stoßbeschickung vorliegen. Da einige Denitrifikanten das Enzym zur Reduktion von N_2O nicht bilden, hat auch die Zusammensetzung der Bakterienflora einen Einfluss auf die N_2O -Bildung. Diese wird neben den Milieubedingungen vor allem durch das Schlammalter beeinflusst. Nach SÖRENSEN ET AL. (1980) und KNOWLES (1981) kann auch die Anwesenheit von Hemmstoffen (z.B. Sulfide) sowie niedere pH-Werte kleiner 6,5 zu einer Verstärkung der N_2O -Bildung führen. SCHÖN ET AL. (1994) und VON SCHULTHESS (1994) nennen noch weitere Faktoren wie ein zu geringes C/N-Verhältnis oder die Anwesenheit von gelöstem Sauerstoff.

2.4.2 Aerober Kohlenstoffabbau

- Biochemische Grundlagen

Beim aeroben Kohlenstoffabbau werden organische Kohlenstoffverbindungen von heterotrophen Mikroorganismen zu Kohlendioxid und Wasser umgesetzt. Bei dieser exothermen Reaktion wird Energie freigesetzt, wie am Beispiel der aeroben Umsetzung von Glucose gezeigt wird



Kohlenstoff- und Stickstoffverbindungen werden auch zum Zellaufbau benötigt. Für die chemo-organoheterotrophen Mikroorganismen kann angenommen werden, dass 50% des umgesetzten Kohlenstoffs für den Synthesestoffwechsel und die restlichen 50% für den Erhaltungsstoffwechsel herangezogen werden. Anhand der Elementaranalyse von Bakterien ($C_{250}H_{611}O_{77}N_{55}P_6S$) kann die assimilierte Stickstoffmenge mit dem C/N-Verhältnis von 3,9 abgeschätzt werden. Bei der Assimilation wird Ammonium gegenüber anderen Stickstoffverbindungen als Stickstoffquelle bevorzugt (MORAWE, 1995).

- Einfluss der Temperatur und des pH-Wertes

Die optimale Temperatur für den aeroben Kohlenstoffabbau beträgt etwa 35 bis 40 °C (MORAWE, 1995). Die Temperaturabhängigkeit der Reaktion lässt sich ebenfalls mit der Arrhenius-Gleichung (Gl. 2.20) beschreiben. Der optimale pH-Wert liegt im Bereich zwischen pH = 6,5 und pH = 8,5 (MORAWE, 1995).

- Kinetische Modelle

Die Wachstumsrate (μ) lässt sich mit der Monod-Kinetik beschreiben. Für die Kopplung zwischen der Wachstumskinetik und der Kinetik des Substratabbaus gelten analog die in Kapitel 2.4.1.2 beschriebenen Zusammenhänge. Für weiterführende Informationen sei z.B. auf HARTMANN (1989) und RHEINHEIMER (1988) verwiesen.

2.4.3 Methangärung

Bei der Methangärung werden organische Verbindungen unter Luftabschluss in Kohlendioxid und Methan umgewandelt. Im einzelnen sind vier Abbauschritte zu unterscheiden (Abb. 2.13): Im Zuge der Verflüssigung (Hydrolyse) werden hochmolekulare organische Stoffe wie Stärke, Fette, Eiweiße von hydrolysierenden Bakterien in niedermolekulare Bausteine zerlegt. Dieselben Bakterien nehmen anschließend die Verbindungen in die Zelle auf und wandeln sie in Karboxylsäuren und Alkohole um (Versäuerung). Diese Zwischenprodukte werden von essigsäurebildenden Bakterien in Essigsäure umgewandelt (Acetogenese), die zuletzt von Methanbakterien in Kohlendioxid und Methan gespalten wird (Methanogenese). Die hydrolysierenden und versäuernden Bakterien unterscheiden sich von den Essigsäure- und Methanproduzenten erheblich, wohingegen Essigsäure- und Methanbildner eng vergesellschaftet leben. Zum Beispiel bevorzugen hydrolysierende Bakterien eher ein saures Milieu, während Methanbakterien am besten im neutralen Bereich arbeiten (KTBL, 1999A). Weiterführende Informationen können z.B. WELLINGER ET AL. (1991) sowie BUCHHOLZ UND KASCHE (1997) entnommen werden.

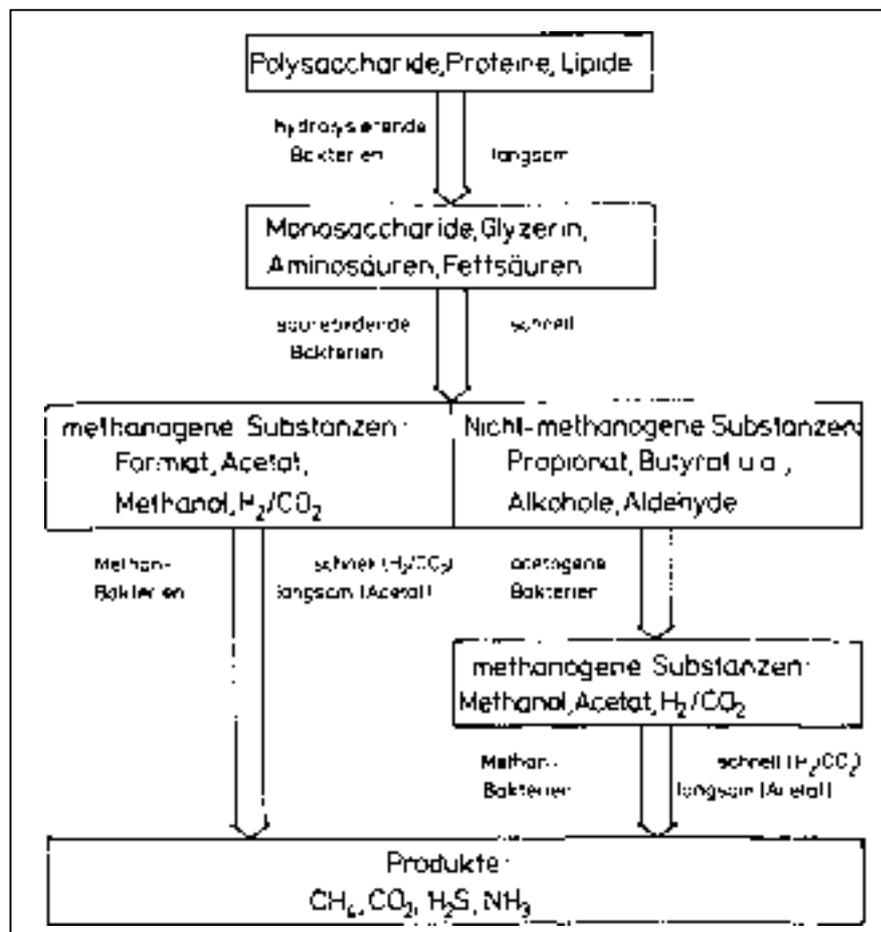


Abb. 2.13: Schema anaerober Abbaupfade (BUCHHOLZ UND KASCHE, 1997)

2.5 Flüssigmistbehandlung

Bei den Spülsystemen wird die dünne Fraktion des Flüssigmistes in mehr oder weniger aufbereiteter Form zum Spülen verwendet. Eine mechanische Aufbereitungsstufe (Fest-Flüssig-Trennung) ist daher obligatorisch, um die Feststoffe aus der Spülflüssigkeit und damit aus dem Spülkreislauf zu entnehmen. Optional kann noch eine Belüftungsstufe zur Nitrifikation dazu kommen, um den Ammoniumstickstoff und die Geruchsstoffe abzubauen und damit eine emissionsarme Spülflüssigkeit zu erhalten (vgl. Abb. 2.4).

2.5.1 Mechanische Aufbereitung

- Stoffliche Einordnung

Die zu separierende ausgespülte Gülle aus dem Stall besteht aus einem Gemisch aus frischer Gülle und Spülflüssigkeit. Die Anteile sind in der Regel nicht konstant, da die Gülleproduktion innerhalb einer Mastperiode stark variiert, die verwendete Spülmenge aber zumeist konstant gehalten wird. Das Verhältnis beträgt z.B. nach HOEKSMÄ (1993) bei einem Mastschweinstall im Mittel etwa 1 : 25 (Gülle : Spülflüssigkeit).

Die Gülle (= Flüssigmist) besteht aus einem Gemenge aus tierischen Exkrementen (Kot und Harn) und technologisch bedingten Zusätzen von Wasser und Futterresten unterschiedlicher Größenordnung. Gülle ist somit eine Suspension, die sich vorwiegend aus organischer Substanz und Wasser sowie einem geringen Anteil mineralischer Stoffe zusammensetzt. Das Korngrößenspektrum erstreckt sich von kolloiddispers (1 µm bis 1 nm) bis grobdispers (> 1 µm). Infolge der Überlagerung physikalischer und chemischer Vorgänge durch mikrobielle Umsetzungen in der Gülle weist diese ein besonderes rheologisches Verhalten auf. Dies ist dadurch gekennzeichnet, dass die Gülle mit zunehmender Trockenmasse-konzentration (TM-Konzentration) vom Newton'schen Verhalten in Nicht-Newton'sches Verhalten übergeht, wobei ab einer bestimmten TM-Konzentration eine Fließgrenze nachweisbar ist (HÖRNIG, 1981). Weitere verfahrenstechnische Kennwerte der Gülle können Tab. 2.21 entnommen werden.

Tab. 2.21: Verfahrenstechnische Kennwerte tierischer Exkremente (THAER, 1978)

Tierart	Art der Exkremente	Menge [kg/GV d]	TM [%]	oTM/TM [%]	BSB ₅ [mg/l]
Mastschweine	Kot + Harn	37	8,5	80	29.900
Milchkühe	Kot + Harn	45	11,0	77	15.100
Kälber	Kot + Harn	50	1,5	89	11.400

GV : eine Großvieheinheit = 500 kg Lebendgewicht; oTM : organische Trockenmasse

Die stoffliche Zusammensetzung der Spülflüssigkeit kann in Abhängigkeit vom dem eingesetzten Fest-Flüssig-Trennverfahren und der Größenordnung des biologisch behandelten Anteils und der Ablaufqualität aus der biologischen Behandlungsstufe stark variieren (HOEKSMAN ET AL., 1993; VAN GASTEL ET AL., 1997A).

- Verfahren und Apparate

VERDOES ET AL. (1992) haben neun verschiedene mechanische Abscheider mit Schweine-, Sauengülle und ausgespülter Gülle getestet. Die Ergebnisse zeigen, dass alle neun Abscheider mit Schweine- und Sauengülle in der Lage sind, eine gute Dickfraktion mit einem TM-Gehalt von 10 bis 35 % herzustellen. Die Dünnsfraktion betreffend waren die Ergebnisse nicht zufriedenstellend, da der TM-Gehalt nur etwa 1 bis 2 % niedriger war als in der zugegebenen Gülle. Keiner der Abscheider konnte die ausgespülte Gülle (Mastschweinegülle; 100 % aerob-biologisch behandelte Gülle-Dünnsfraktion) ausreichend trennen. In Tab. 2.23 ist eine Auswahl an Trennapparaten und deren Abscheideleistung aufgeführt. Auf die theoretischen Grundlagen der hier aufgeführten mechanischen Trennverfahren sowie die Ausführung und Auslegung der Trennapparate kann im Rahmen dieser Arbeit nicht eingegangen werden. Weiterführende Informationen können der angegebenen Literatur entnommen werden.

- Beurteilung von Trennverfahren (nach REIMANN, 1993)

Als Trennverfahren zur Aufbereitung von Gülle und Gülleaufbereitungsprodukten soll die Kopplung einzelner Trennaggregate mit ihren spezifischen Kennwerten verstanden werden (Tab. 2.22).

Tab. 2.22: Kennwerte beim Einsatz verschiedener Trennaggregate mit Schweinegülle
(nach REIMANN, 1993)

Trennaggregat	TM-Suspension [Mass.-%]	TM-Feststoff [Mass.-%]	Abscheidegrad [%]	Energieverbrauch [kWh/m ³]	Feststoffbeschaffenheit
Einkammer-eindicker	2,0	6,5	65	0,02	fließfähig
Dekanter	7,0	30,0	70	2,90	schüttfähig
Bürstensieb-schnecke	2,0	13,1	21	0,07	dränend
Preßschnecken-separator	6,4	28,4	37	0,40	schüttfähig
Siebbandpresse	4,3	24,0	56	0,14	schüttfähig
Trockenbeet	4,9	25,0	45	0	schüttfähig

Die Auswahl der richtigen Aggregatkombination hat eine große Bedeutung für die ökonomische Belastung des Aufbereitungsverfahrens. Der Abscheidegrad des Trennverfahrens sollte deshalb nur so hoch gewählt werden, wie es das Erreichen des Aufbereitungsziels bei geringstem Kapital- und Energieverbrauch erfordert.

Tab. 2.23: Apparateauswahl zur Fest-Flüssig-Trennung von Schweinegülle

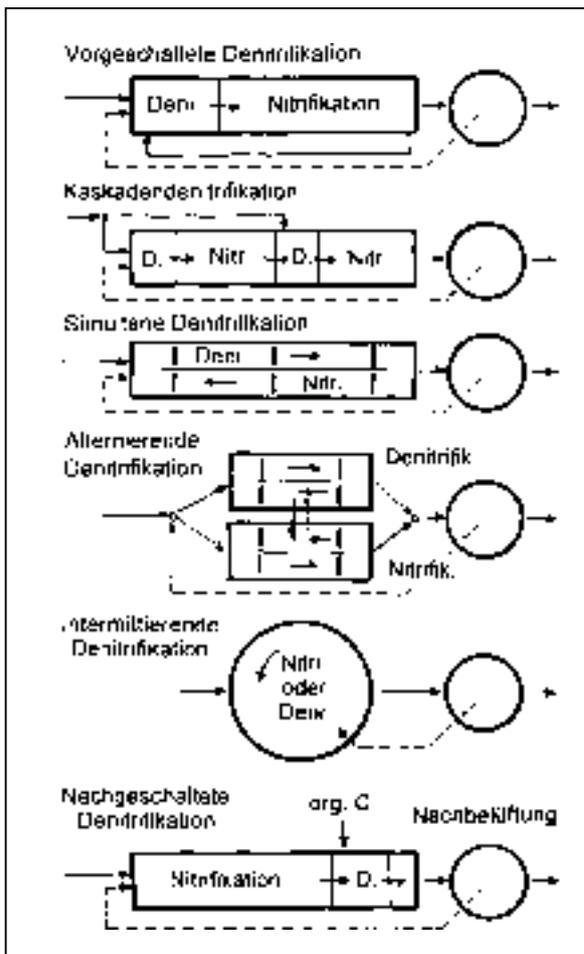
Verfahren	Apparat	Autor	TM-Abscheidegrad [%]
Sedimentation (Schwerkraft)	Absetzbecken	VAN GASTEL ET AL. (1997A)	ca. 70% (Mastschweine, Spülflüssigkeit, 3-Kammer-Eindicker, TM-Zulauf=3,2%, Schwimm- u. Sinkschichtenbildung)
		KLEIJN UND VOERMANS (1991)	68% (Sauengülle, kontin. Betrieb, 40g Polymer / m ³ Gülle)
		REIMANN (1993)	63% (Schweinegülle, TM-Zulauf= 2,0%, kontin. Betrieb, kein Flockungsmittel)
		ZHANG ET AL.(1998)	80% (Schweinegülle, TM= 4%, statischer Absetzversuch mit 0,05% kationischem Polymer)
		POWERS ET AL. (1995)	91% (Schweinegülle, TM= 1,5%, statischer Absetzversuch mit 0,75 g CaCO ₃ und 0,5ml Fe ₂ (SO ₄) ₃)
Sedimentation (Zentrifugalkraft)	Dekanter	VAN GASTEL ET AL. (1997A)	14,9% (Mastschweine, Spülflüssigkeit → 38,4% biologisch behandelter Anteil, Zulauf-TM= 2,8%, TM-Dünnfr.= 2,6%)
		ZHANG ET AL. (1997)	15-61% (Schweinegülle + kationisches Polymer, TM-Zulauf=1,0 - 7,3%)
		REIMANN (1993)	42-70% (Schweinegülle, Zulauf-TM= 2,0-7,0%, konisch-zylindr. Trommel)
	Hydrozyklon	ZHANG ET AL. (1997)	< 27% (7,6 cm, 6° Apex-Konus, PVC mit Schweinegülle)
Siebung	Schwingsieb	VERDOES ET AL. (1992)	7,4% (Spülflüssigkeit, TM-Zulauf = 4,9%, TM-Dünnfr.= 4,9%, Sieb: 1mm Maschenweite)
		HOLMBERG ET AL. (1983)	50-67% (Schweinegülle, TM-Zulauf = 3,6%, Sieb: 0,1mm Maschenweite)
	Bogensieb	VERDOES ET AL. (1992)	k.A. (Spülflüssigkeit, TM-Zulauf= 5,9%, TM-Dünnfr.= 4,3%)
	Preßschneckenseparator	REIMANN (1993)	37% (Schweinegülle, TM-Zulauf= 6,4%, TM-Dünnfr.= 4,4%)
Filtration	Scheibenfilter	VERDOES ET AL. (1992)	19,0% (Spülflüssigkeit, TM-Zulauf = 4,2%, TM-Dünnfr.= 3,4%)
	Bandfilterpressen	VERDOES ET AL. (1992)	12,7% (Spülflüssigkeit, TM-Zulauf = 5,8%, TM-Dünnfr.= 5,4%)
	Membranfiltration	REIMANN (1995)	Schweinegülle, Aufbereitung durch UF + UO, CSB= 179 mg/l, P _{ges} = n.n.

k.A. : keine Angaben; n.n. : nichts nachweisbar; Dünnfr. : Dünnfraktion

2.5.2 Biologische Aufbereitung

2.5.2.1 Verfahren der Stickstoffelimination

Aufgrund unterschiedlicher technischer Randbedingungen wird bei der Abwasserreinigung zwischen den Verfahren mit suspendierter Biomasse (Belebungsverfahren) und den Verfahren mit immobilisierten Mikroorganismen (Biofilm- oder Festbett-Verfahren) unterschieden. Im folgenden soll nur auf die Varianten des Belebungsverfahrens zur Stickstoffelimination eingegangen werden. Die heute gebräuchlichen wesentlichen Verfahren oder Betriebsweisen zur Denitrifikation sind in Abb. 2.14 zusammengestellt.



Vorgeschaltete Denitrifikation: Die Denitrifikationsgeschwindigkeit ist am größten, wenn nitrathaltiger belebter Schlamm aus dem Nitrifikationsbecken mit dem zufließenden Abwasser im vorgeschalteten, unbelüfteten Denitrifikationsbecken gemischt wird.

Kaskadendenitrifikation: Im ersten Denitrifikationsbecken wird der Rücklaufschlamm denitrifiziert und in den weiteren Denitrifikationsbecken jeweils das im vorhergehenden Nitrifikationsbecken gebildete Nitrat. Eine interne Rezirkulation ist nicht erforderlich.

Abb. 2.14: Wesentliche Verfahren zur Denitrifikation (ATV (ABWASSERTECHNISCHE VEREINIGUNG), 1997)

Simultane Denitrifikation: In Umlaufbecken erfolgen zeitgleich in den mit Sauerstoff versorgten Zonen die Nitrifikation und in den Zonen ohne Sauerstoff die Denitrifikation. Bei Sauerstoffgehalten kleiner 1,0 mg/l laufen beide Prozesse mehr oder weniger gleichzeitig ab und können daher bei entsprechender Regelung des Sauerstoffeintrages im selben Reaktionsbehälter erfolgen.

Alternierende Denitrifikation: Diese Anlagen bestehen aus zwei Belebungsbecken, die alternierend mit Abwasser beschickt und belüftet werden. Der Prozess besteht aus vier Phasen: In Phase A wird im Belebungsbecken 1 denitrifiziert (Abwasser und nitrathaltiger Belebtschlamm werden ohne Belüftung nur gemischt) während Becken 2 belüftet wird (Nitrifikation). Die Phase A ist abgeschlossen, wenn im Becken 1 das Nitrat entfernt ist. Phase B ist eine kurze Zwischenphase mit Belüftung in beiden Becken. In der Phase C wird Becken 2 als Denitrifikationsbecken benutzt und zwar in der gleichen Weise wie Becken 1 während der Phase A. Der gesamte Belüftungszyklus wird durch eine Übergangsphase D abgeschlossen, in der ähnlich der Phase B beide Becken belüftet werden.

Intermittierende Denitrifikation: Bei der intermittierenden Denitrifikation erfolgen im gleichen Becken zeitversetzt Nitrifikation und Denitrifikation. Das Belebungsbecken ist meist als Rundbecken mit feinblasiger Belüftung und getrennter Umwälzung ausgebildet. Die Dauer der Nitrifikations- und Denitrifikationsphasen sind zeitlich zu steuern. Eine Sonderform dieses Verfahrens ist das Aufstau-Belebungsverfahren oder Sequential-Batch-Reaktor Verfahren (SBR-Verfahren).

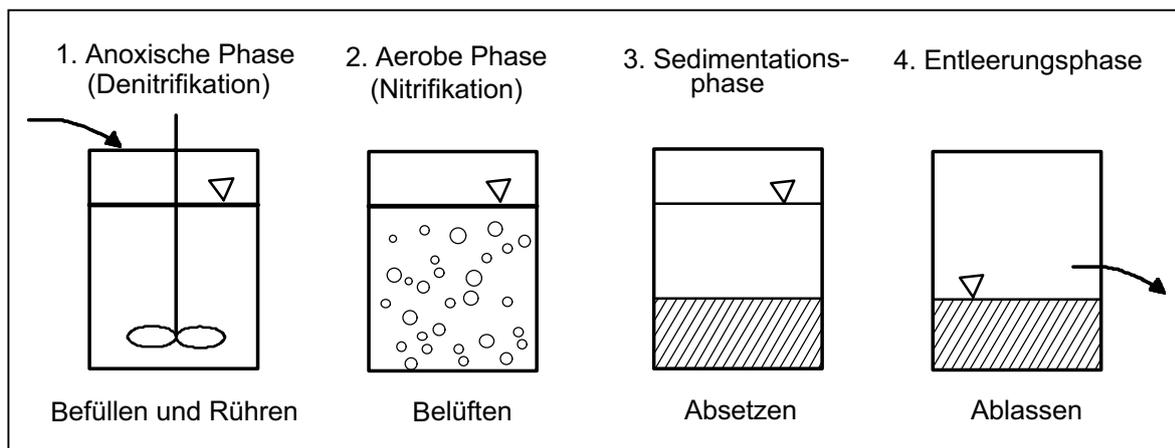


Abb. 2.15: SBR-Verfahren (nach VAN GASTEL, 1997B)

In Aufstauanlagen, auch als Ein-Becken-Anlagen bezeichnet, erfolgen die biologische Reinigung des Abwassers und die Abtrennung des belebten Schlammes im gleichen Becken. Sie werden kontinuierlich oder diskontinuierlich, wie in Abbildung 2.15 dargestellt, oder auch schubweise beschickt. Nach Erreichen der maximalen Füllung des Beckens oder nach Ablauf der Reaktionszeit wird die Belüftung abgeschaltet, damit der belebte Schlamm sedimentieren kann. Der Klarwasserüberstand wird dann in kurzer Zeit abgezogen. Die Dauer zwischen zwei Klarwasserabzügen wird mit Zykluszeit und das abgezogene Wasservolumen mit Aufstauvolumen bezeichnet (ATV, 1997).

Nachgeschaltete Denitrifikation mit externer Kohlenstoff-Dosierung: Weil in einem nachgeschalteten Denitrifikationsbecken die Nitratatmung aus Mangel an verwertbarem Kohlenstoff gering ist, kann eine weitgehende Denitrifikation nur durch Dosierung von organischem Kohlenstoff erfolgen (vgl. Tabelle 2.17). Das ist nur dort sinnvoll, wo das C/N-Verhältnis des Abwassers gering ist, so dass eine vorgeschaltete Denitrifikation keine Vorteile hat.

In Tabelle 2.24 ist eine Auswahl verschiedener Verfahren der Flüssigmistbelüftung mit den entsprechenden Prozesszielen aufgeführt.

Tab. 2.24: Verfahren und Prozessziele der Flüssigmistbelüftung

Prozessziel / Verfahren	Reaktor/ Medium	Autor
Nur C-Abbau (Geruchsstoffe)	Rührkessel: 19,9 m ³ , Tauchstrahlbelüfter, Schweinegülle, keine Schlammrückführung	SNEATH (1978)
	Rührkessel: 12 m ³ , Venturi-Belüfter, separierte Schweinegülle, ca. 6 t/d, keine Schlammrückführung	BURTON ET AL. (1998)
	Rührkessel: 244 m ³ , Oberflächenbelüfter, Belebungsverfahren, gesiebte Schweinegülle, HVZ = 17,5 d	BICUDO UND SVOBODA (1995)
Nur Nitrifikation	Rührbehälter: 3/15 Liter, keine Schlammrückführung, Schweinegülle, Ziele: Belüftungshöhe/ Redoxpotential	EVANS ET AL. (1986)
	Blasensäule: 40 m ³ , Membranrohrbelüfter, Belebungsverfahren, gesiebte Spülflüssigkeit (Mastschweine)	HOEKSMAN ET AL. (1993)
	Blasensäule: 40 m ³ , Plattenbelüfter, Belebungsverfahren, gesiebte Spülflüssigkeit (Mastschweine)	VAN GASTEL ET AL. (1997A)
Nitrifikation und C-Abbau	1.Stufe: Rührkessel: 0,5 m ³ , HVZ= 2 d, Venturi-Belüfter, 2.Stufe: Schlaufenreaktor: 5 m ³ , HVZ= 20 d, Plattenbelüfter, keine Schlammrückführung	BURTON UND FARRENT (1998)
Heißfermentation: C-Abbau, NH ₃ -Strippung	Blasensäule: 0,8 m ³ , T > 60°C, Membranbelüfter: 2,5-30 m ³ /(m ³ Gülle h), Schweinegülle, Chargenbetrieb, Hygienis.	HAHNE ET AL. (1996)
Vorgeschaltete Denitrifikation	Denitrifikation: 2,3,5,10 Liter, Nitrifikation: 20 Liter, gesiebte Kälbergülle, SVZ = 3,3 – 26,9 Tage, T= 5-20°C	WILLERS ET AL. (1993)
	Kombiniertes Rundbecken, Den.: 1.400 m ³ , Nit.: 2.900 m ³ , Zulauf: 250-300m ³ /d, Recycle: 4.000 m ³ /d, Kälbergülle	WILLERS ET AL. (1996)
N/D-Intermittierend (als SBR-Prozess)	Rundbecken: 2.500 m ³ , 24-h-Zyklus, Membrantellerbelüfter, Zulauf: 100 - 125 m ³ /d, Kälbergülle	WILLERS ET AL. (1996)
	Labormaßstab, Schweinegülle, Temperaturbereich variiert von 5 - 21 °C, 24-h-Zyklus, 3 h Füllen / 19 h Reaktion	FERNANDES (1994)
	Labormaßstab, Schweinegülle, 24-h-Zyklus, HVZ= 10 d, ein Zyklus mit zwei N/D-Phasen nacheinander	BORTONE ET AL. (1992)
Simultane Denitrifikation	Airlift-Schlaufenreaktor: 6 Liter, Begaserplatte, separierte Schweinegülle, keine Schlammrückführung, Ziele: T,HVZ	DRIEMER UND VAN DEN WEGHE (1998)

HVZ : Hydrodynamische Verweilzeit; SVZ : Schlammverweilzeit; Den. : Denitrifikation; Nit. : Nitrifikation

2.5.2.2 Belüftungssysteme

Nach Empfehlung der ATV (ABWASSERTECHNISCHE VEREINIGUNG) (1997) sollen die Belüfter in einer Belebungsanlage folgende Forderungen erfüllen:

- Ausreichende Sauerstoffzufuhr, um den Sauerstoffbedarf zu decken, und Regelbarkeit, um eine Anpassung an wechselnde Betriebsbedingungen zu ermöglichen,
- intensive Durchmischung zur gleichmäßigen Verteilung des Sauerstoffes in der Flüssigkeit,
- ausreichende Turbulenz, um Ablagerungen zu vermeiden,
- geringer Energieaufwand für Sauerstoffeintrag, Umwälzung und turbulente Durchmischung,
- große Betriebssicherheit (z.B. Verstopfungsanfälligkeit bei Druckbelüftern),
- keine Belästigung durch Gerüche, Aerosole und Lärm,
- niedrige Herstellungskosten,
- Beständigkeit gegen mechanischen und chemischen Angriff.

Es kann auch eine Trennung beider Funktionen eines Belüftungssystems, Sauerstoffeintrag und Mischung, erfolgen. Nach CUMBY (1987) können die Belüftertypen in fünf Gruppen eingeteilt werden:

Tab. 2.25: Übersicht über die Begasungseinrichtungen (aus: CUMBY, 1987)

Prinzip	Typ	Energieeintrag [kgO ₂ /kWh]	Vorteil (+) / Nachteil (-)
Pneumatisch	Rohr-, Platten- und Tellerbelüfter, Begasungsringe, o.Ä.	1,5 - 5,9 (Wasser) 0,84 - 4,8 (Abwasserschläm)	(+) bewegte Teile haben keinen Kontakt zum Medium, (+) einfacher Aufbau, kostengünstig, (-) keine Schaumkontrolle, (-) Verstopfungsgefahr (ohne Membran), (-) geringe Mischwirkung
Mechanisch / Oberflächen- eintrag	Oberflächenbelüfter: - Kreiselbelüfter, - Walzenbelüfter	1,0 - 2,0 (Abwasserschläm)	(+) für große Behälter einsetzbar, (-) geringer O ₂ -Eintrag bei TM > 1 %, (-) Korrosion, Verschleiß hoch
Mechanisch / getaucht	Selbstansaugende Rührwerke	0,3 – 1,0 (Wasser) 1,0 – 2,0 (Gülle)	(+) Schaumeinzug möglich, (+) O ₂ -Eintrag kann bis zum 10-fachen mit Druckluft gesteigert werden
Mechanisch / pneumatisch	Turbinenbelüfter: z.B. Rührkreisel kombiniert mit Begasungsring	0,7 – 3,3 (Wasser) 2,0 – 2,9 (Gülle)	(+) gute Regelbarkeit des O ₂ -Eintrages, (+) relativ hoher O ₂ -Eintrag, (-) hohe Investitions-, Betriebskosten, (-) Fluten des Rührers mit Blasen muss vermieden werden
Hydraulisch (Pumpen)	- Tauchstrahl- belüfter (1), - Ejektoren (Venturi- belüfter) (2),	(1) max. 3,5 (Gülle) (2) max. 3,85 (Abwasserschläm)	(1) (-) Probleme bei Schaum, (2) umsichtige Ausführung der Düse erforderlich, um Verstopfungen zu vermeiden

- Bemessung der Belüftungskapazität (nach VAN GASTEL, 1997B)

Die erforderliche Sauerstoffzufuhr muss mindestens gleich dem Sauerstoffverbrauch des biologischen Prozesses sein. Die erforderliche Belüftungskapazität ist abhängig von der Sauerstoffmenge, die für die Umsetzung der Kohlenstoff- und der Stickstoffverbindungen verbraucht wird. Der Sauerstoffverbrauch für den Abbau der Kohlenstoffverbindungen (OV_{CSB}) beträgt

$$OV_{CSB} = (1 - 1,4 \cdot Y_{netto}) \cdot Q_{zu} \cdot (CSB_{zu} - CSB_{inert}) \quad [\text{kg O}_2/\text{d}], \quad (2.25)$$

1,4 : kg CSB pro kg Schlamm [kg CSB/kg TS],

Y_{netto} : heterotropher Netto-Ertragskoeffizient [kg TS/ kg CSB],

Q_{zu} : Zulaufvolumenstrom [m^3/d],

CSB_{zu} : CSB-Konzentration im Zulauf [kg/m^3],

CSB_{inert} : inerte CSB-Konzentration im Zulauf [kg/m^3].

Für den heterotrophen Netto-Ertragskoeffizienten (Y_{netto}) gilt die Beziehung

$$Y_{netto} = Y_h / (1 + k_d \cdot SVZ), \quad (2.26)$$

Y_h : Biomasseausbeute heterotrophe Bakterien [0,40 kg TS /kg CSB],

k_d : Absterberate der heterotrophen Bakterien = 0,04 d^{-1} ,

SVZ : minimale Schlammverweilzeit [d].

Der Sauerstoffverbrauch durch Nitrifikation (OV_{nit}) folgt aus

$$OV_{nit} = 4,57 \cdot Q_{zu} \cdot (N_{zu} - N_{schlamm} - N_{inert}) \quad [\text{kg O}_2/\text{d}], \quad (2.27)$$

4,57 : kg O_2 -Verbrauch pro kg $\text{NH}_4\text{-N}$ nitrifiziert,

N_{zu} : N-Zulaufkonzentration [kg/m^3],

$N_{schlamm}$: N aufgenommen von heterotrophen Bakterien [kg/m^3],

N_{inert} : N-Inertkonzentration [kg/m^3] mit $N_{inert}/N_{zu} = 0,097 \text{ kg/kg}$ (Schweinegülle).

Für den heterotroph assimilierten Stickstoff gilt

$$N_{schlamm} = 0,1 \cdot Y_{netto} \cdot (CSB_{zu} - CSB_{inert}). \quad (2.28)$$

3 Material und Methoden

3.1 Entwicklung des Aufbereitungsverfahrens

Als wesentliches Verfahrensziel gilt die Herstellung einer Spülflüssigkeit mit folgenden Eigenschaften:

- Von der Spülflüssigkeit sollen möglichst wenig Spurengas- und Geruchsemissionen ausgehen.
- Um die Gülle aus den Spülrinnen wirksam ausspülen zu können, soll die Spülflüssigkeit einen Feststoffgehalt von weniger als 4 % aufweisen.

3.1.1 Anforderungen

Das Aufbereitungsverfahren betreffend können bestimmte Anforderungen und Rahmenbedingungen formuliert werden:

- 1) Als Spülflüssigkeit soll ausschließlich die Gölledünnfraktion genutzt werden, damit das gesamte Göllevolumen nicht vergrößert wird und keine Wasserzugabe erforderlich ist.
- 2) Der gewünschte Feststoffgehalt der Spülflüssigkeit ($< 4 \%$) muss erreicht werden können. Demzufolge muss der Abscheidegrad groß genug sein, um ein niedriges Konzentrationsniveau der Feststoffe in dem System zu erreichen.
- 3) Bei der Gölledickfraktion soll ein einheitlicher Entsorgungsweg gegangen werden, d.h. es wird entweder ausschließlich Flüssigmist ($TM \leq 14 \%$) oder ausschließlich Festmist ($TM \geq 30\%$) produziert.
- 4) Gelöste Stoffe der Gölledünnfraktion, die gasförmige Emissionen und Geruchsemissionen freisetzen können, wie z.B. Ammonium oder flüchtige Fettsäuren, sollen in dem Maße abgebaut werden, dass durch den Spülvorgang und durch die im Stallbereich verbleibende Restflüssigkeit keine nennenswerten zusätzlichen Emissionen entstehen.
- 5) Um eine Aufkonzentrierung (z.B. von Salzen) in der Spülflüssigkeit zu vermeiden, muss das System „offen“ sein, damit sich ein Fließgleichgewicht einstellen kann.
- 6) Aufgrund der haltungsbedingten Dynamik der Betriebsbedingungen betreffend Göllemenge und Göllezusammensetzung muss ein ausreichendes Pufferungsvermögen der Anlage vorhanden sein.
- 7) Es soll eine Trennung von Aufbereitungsanlage und Stallbereich sowohl räumlich als auch steuerungstechnisch gegeben sein, damit die Tierhaltung nicht durch den Prozess beeinflusst oder beeinträchtigt werden kann.

- 8) Die Anlage soll nach Möglichkeit für jeden Stalltyp und für jede Tierkategorie der Schweinehaltung einsetzbar sein und auch bei vorhandenen Stallanlagen nachgerüstet werden können.
- 9) Da es sich um die Verarbeitung von Reststoffen (und nicht von Wertstoffen) handelt, müssen der technologische Aufwand und die Betriebskosten möglichst niedrig gehalten werden. Die Anlage soll mit möglichst geringem zusätzlichem personellen Aufwand betrieben werden können.

3.1.2 Beschreibung

In Abbildung 3.1 ist das Fließbild der Flüssigmist-Spülanlage bestehend aus der Spülrinnenanlage und der Aufbereitungsanlage für die Spülflüssigkeit dargestellt.

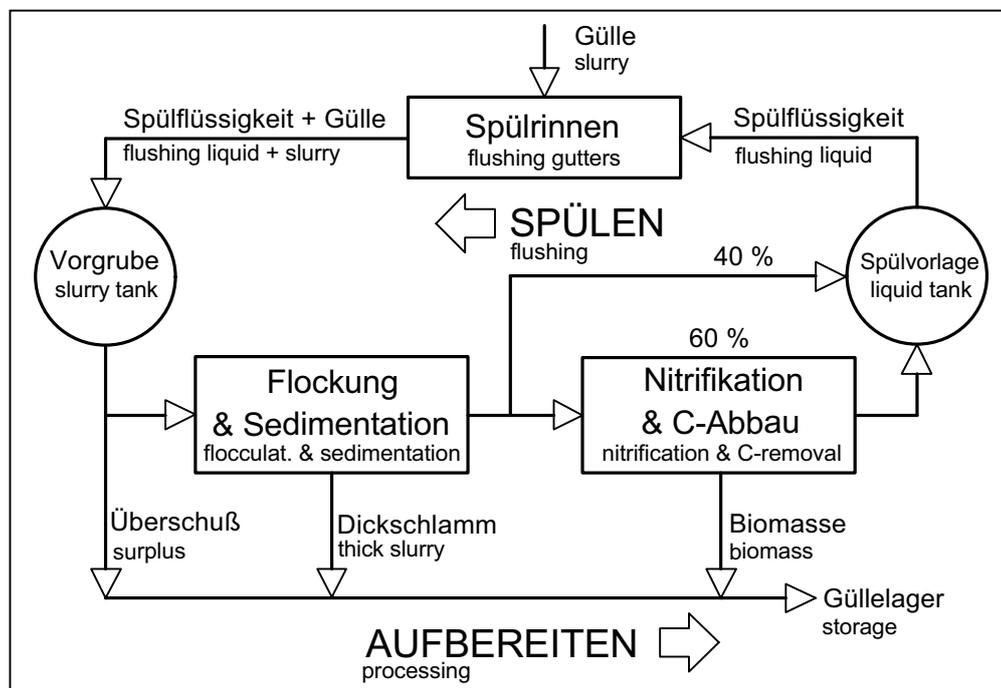


Abb. 3.1: Grundfließbild der Flüssigmist-Spülanlage

Forderung 1: Da die Gülle nicht 1:1 (Gülle volumen : Spülflüssigkeitsvolumen) ausgespült werden kann, sondern im Verhältnis von etwa 1:25 (HOEKSMÄ, 1993), wird ein Teil des Volumens durch einen kreislaufigen Prozess immer wieder aufbereitet, wodurch keine Wasserzugabe erforderlich ist.

Forderung 5: Die über die Spülrinnen in den Kreislauf eingetragene Gülle wird letztendlich durch die Zusammenführung aller ablaufenden Stoffströme (Überschuß, Dickschlamm, Biomasse) in z. T. stofflich veränderter Form dem Güllelager zugeführt. Demzufolge kann sich ein Fließgleichgewicht einstellen, das System ist also offen.

Forderung 6: Um die betriebsbedingten Schwankungen der Massenströme puffern zu können, wird eine ausreichend dimensionierte Vorgrube vorgesehen, aus der auch der Flüssigkeitsüberschuss bei Bedarf abgezogen werden kann.

Forderung 7: Eine sowohl räumliche als auch steuerungstechnische Trennung von Gülleverarbeitung und Tierproduktion (Stallbereich) kann z.B. durch den Aufbau der Anlage im Außenbereich erreicht werden. Auch die Nachrüstbarkeit ist dadurch gewährleistet.

- Fest-Flüssig-Trennverfahren

Als Fest-Flüssig-Trennverfahren wurde die Kombination aus Flockung und Sedimentation gewählt. Nach Untersuchungen von VERDOES (1992) sind die handelsüblichen Abscheider (z.B. Preßschneckenseparator, Schwingsiebe, Bandfilterpressen, Dekanter) für die Separierung von aerob-biologisch behandelte Spülflüssigkeit mit einem relativ geringen Trockenmasse (TM) -Gehalt von 3 bis 4 % nicht geeignet.

Forderung 2: Mit dem Sedimentationsverfahren wurden aber gerade bei relativ geringen Feststoffgehalten in Verbindung mit der Dosierung eines Flockungsmittels TM-Abscheidegrade zwischen 60 und 80 % erzielt (VAN GASTEL ET AL., 1997A; KLEIJN UND VOERMANS, 1991; ZHANG ET AL., 1998; Tab. 2.21).

Forderung 9: Gleichzeitig ist der Energiebedarf, z.B. bei einem Einkammereindicker mit $0,02 \text{ kWh/m}^3$ (Tab. 2.22) vergleichsweise gering.

Forderung 3: Der eingedickte Schlamm ist noch fließfähig und kann zusammen mit dem Überschuss und der Biomasse als Flüssigmist entsorgt oder weiterverarbeitet werden.

- Biologische Aufbereitung

Zum Abbau gelöster Stoffe, die gasförmige Emissionen und Geruchsemissionen freisetzen können, wurde ein Belebungsverfahren mit Nitrifikation und Denitrifikation ausgewählt. Es handelt sich dabei im Prinzip um eine nachgeschaltete Denitrifikation (vgl. Abb. 2.13). Diese findet in dem Spülvorlagebehälter statt. Nach dem Spülen noch vorhandenes Nitrat kann in der Vorgrube denitrifiziert werden.

Der Prozessschritt, bei dem Nitrifikation und Kohlenstoffabbau simultan ablaufen, kann sowohl als kontinuierlicher oder auch als diskontinuierlichen Prozess, ähnlich dem SBR-Verfahren (ohne die anoxische Phase) durchgeführt werden (vgl. Abb. 2.14). Das Ausspülen der Rinnen im Stall erfolgt in der Regel mindestens einmal täglich und ist ebenfalls als diskontinuierlicher Vorgang anzusehen.

Forderung 4: Das C/N-Verhältnis und der biologisch behandelte Anteil (hier 60 %) kann über den Bypass-Volumenstrom (hier 40 %) eingestellt werden.

Forderung 8: Die Nitrifikation von separierter Schweine- oder Kälbergülle ist ein in zahlreichen Anwendungsformen erprobtes Verfahren (vgl. Tab. 2.24).

3.2 Zeitlicher Verlauf des Forschungsvorhabens

In Tabelle 3.1 ist der zeitliche Verlauf des Forschungsvorhabens wiedergegeben. Ausgewertet werden die Mastdurchgänge mit biologischer Aufbereitung der Spülflüssigkeit. Alle Durchgänge wurden mit einem identischem Verhältnis von 60 % biologisch behandelte Spülmenge und 40 % Bypass-Volumen gefahren.

Tab. 3.1: Zeitlicher Verlauf des Forschungsvorhabens

Zeitraum	Projektphase
¹⁾ 1.1998-6.1998	Konzeptphase Literaturrecherche, Besichtigungen, Diskussion
¹⁾ 7.1998-10.1998	Vorversuche Auslegung der Sedimentation, Auswahl und Dosierungsmenge eines geeigneten Flockungsmittels
¹⁾ 10.1998-1.1999	Bauphase Stall-Neubau und Einbau der Spülrinnenanlage, Bauplanung der Aufbereitungsanlage, Genehmigungsphase.
¹⁾ 1.1999-2.1999	Aufbau der Aufbereitungsanlage im Außenbereich zunächst nur mit Sedimentation
¹⁾ 3.1999-6.1999	Inbetriebnahme, Umbau, Ausbau Inbetriebnahme der Anlage zunächst nur mit Sedimentation
¹⁾ 4.1999-5.1999	Umbau des Sedimentationsbehälters: Anflanschen einer Schneckenpumpe mit Zuführschnecke an den Auslauf des Absetztrichters
¹⁾ 5.1999-8.1999	Planung, Aufbau, Inbetriebnahme der biologischen Behandlungsstufe
¹⁾ 7.1999-11.1999	Versuch 1: kontinuierlicher Betrieb der Biologie 1. Mastdurchgang (mit biologischer Aufbereitung)
¹⁾ 1.2000-5.2000	2. Mastdurchgang (identische Einstellungen)
²⁾ 5.2000-6.2000	Umrüstung der Anlage auf diskontinuierlichen Betrieb
²⁾ 6.2000-10.2000	Versuch 2: Batch-Betrieb der Biologie 3. Mastdurchgang (diskontinuierlichem Betrieb der Biologie)

Förderung durch: 1) Europäische Union Ziel-5b 2) Deutsche Bundesstiftung Umwelt

3.3 Aufbereitungsanlage

Zur biologischen Aufbereitung der Spülflüssigkeit wurde zunächst ein kontinuierliches Belevungsverfahren (Versuch 1) eingesetzt. Anschließend wurde das Bioreaktorsystem auf diskontinuierlichen Betrieb (Versuch 2) umgestellt. Die Fließbilder zu diesen Verfahren sind in den Abbildungen 3.2 und 3.3 dargestellt.

3.3.1 Kontinuierlicher Betrieb der Biologie (Versuch 1)

In Abbildung 3.2 ist das Fließbild der Flüssigmistaufbereitung mit dem kontinuierlichen Belevungsverfahren dargestellt.

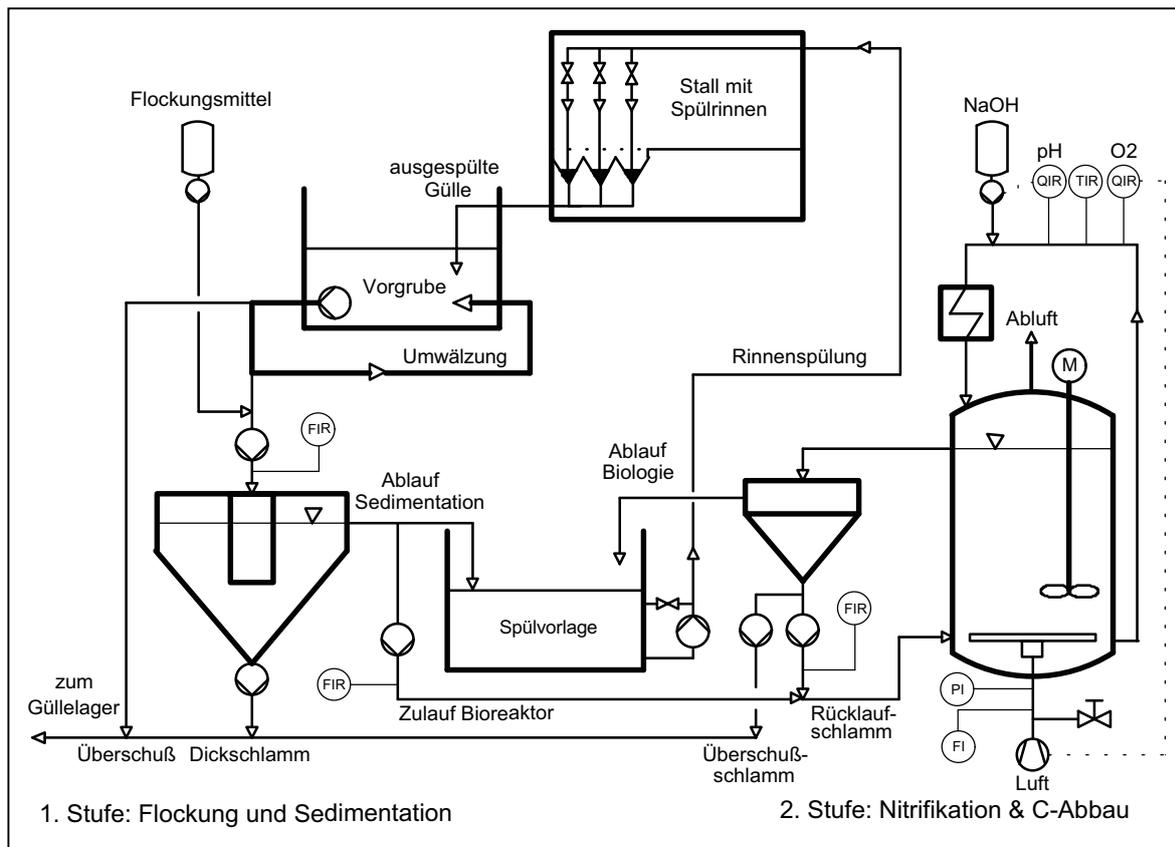


Abb. 3.2: Flüssigmistaufbereitung mit kontinuierlichem Belevungsverfahren (Versuch 1)

- Stufe I: Flockung und Sedimentation

Die mechanische Separierung der Spülflüssigkeit erfolgt in einem trichterförmigen Sedimentationsbehälter. Zur Abscheidung feinsuspendierter Partikel wird in den Zulauf des Sedimentationsbehälters ein Flockungshilfsmittel zudosiert. Verwendet wurde das nichtionische Polyacrylamid NF104 (Fa. BASF, Düsseldorf) mit einer Dosierung von 8 gNF104 pro m³ Gülle. Der Zulaufvolumenstrom kann mittels Frequenzregelung eingestellt werden. Die Einstellung des Dickschlammvolumenstromes erfolgt über eine Puls- und Pausetaktung.

- Stufe II: Nitrifikation und aerober Kohlenstoffabbau

Der Bioreaktor ist ein begaster Rührkessel. Der O₂-Eintrag erfolgt mit einer Druckbelüftungsanlage mit Membranrohrbelüftern (Fa. Suprafilt, Hannover) und einem Seitenkanalverdichter (Fa. Becker, Köln). Der Verdichter kann über eine Min./Max.-Regelung der Sauerstoffkonzentration ein- und ausgeschaltet werden. Zur Unterstützung der Umwälzung und des Schaumeinzuges ist der Reaktor außerdem mit einem Balkenrührer ausgestattet. Sauerstoffeintrag und Umwälzung erfolgen also getrennt.

Bei Versuch 1 wurde zur biologischen Aufbereitung der Spülflüssigkeit das kontinuierliche Belebungsverfahren eingesetzt. Das Verfahren stellt ein biologisch geschlossenes System dar. Das heißt, dem Reaktor wird beständig Substrat zugeführt und die Organismen werden durch das Nachklärbecken zurückgehalten und in den Reaktor zurückgeführt. Der aus der Verwertung des Substrates resultierende Zuwachs an Organismen wird als Überschussschlamm aus dem System entfernt (HARTMANN, 1989). Der Volumenstrom des Rücklaufschlammes kann mittels Frequenzregelung eingestellt werden. Die Einstellung des Überschussschlamm-Volumenstromes erfolgt über eine Puls-/Pausetaktung. Der pH-Wert kann, gesteuert über einen Regler, durch Dosierung von Natronlauge (NaOH) eingestellt werden. Bei Erreichen einer max. Reaktortemperatur kann der Zulauf abgeschaltet werden. In den Sommermonaten war in dem Mess- und Dosierkreislauf außerdem noch ein Wärmetauscher eingeschaltet.

- Stufe III: Denitrifikation

Im Spülvorlagebehälter werden die aus dem Bioreaktor und der Sedimentationsstufe zulaufenden Flüssigkeitsvolumenströme gesammelt und vermischt. Das im Bioreaktor gebildete Nitrat wird dabei zum Teil denitrifiziert. Der Inhalt des Behälters wird durch den Spülvorgang einmal täglich umgewälzt und zu etwa Zweidrittel ausgetauscht. Das in der Spülflüssigkeit verbliebene Nitrat wird nach dem Spülvorgang in der Vorgrube denitrifiziert. Die gesamte Schaltung entspricht demnach einer nachgeschalteten Denitrifikation.

- Rinnenspülung im Stall

Das Spülen der Rinnen im Stall erfolgt einmal täglich. Die Rinnen werden nacheinander durchgespült, um maximale Spülkraft zu erzielen. Die ausgespülte Gülle läuft in freiem Gefälle in eine Vorgrube ab. In der Grube befindet sich eine Tauchpumpe, die mit einer Puls-/Pausetaktung in regelmäßigen Abständen die Sinkschicht und zum Teil auch die Schwimmdecke in der Grube auflösen kann.

3.3.2 Diskontinuierlicher Betrieb der Biologie (Versuch 2)

In Abbildung 3.3 ist das Fließbild der Flüssigmistaufbereitung mit einem diskontinuierlichen Belevungsverfahren oder Aufstau-Belevungsverfahren dargestellt (vgl. Abb. 2.14).

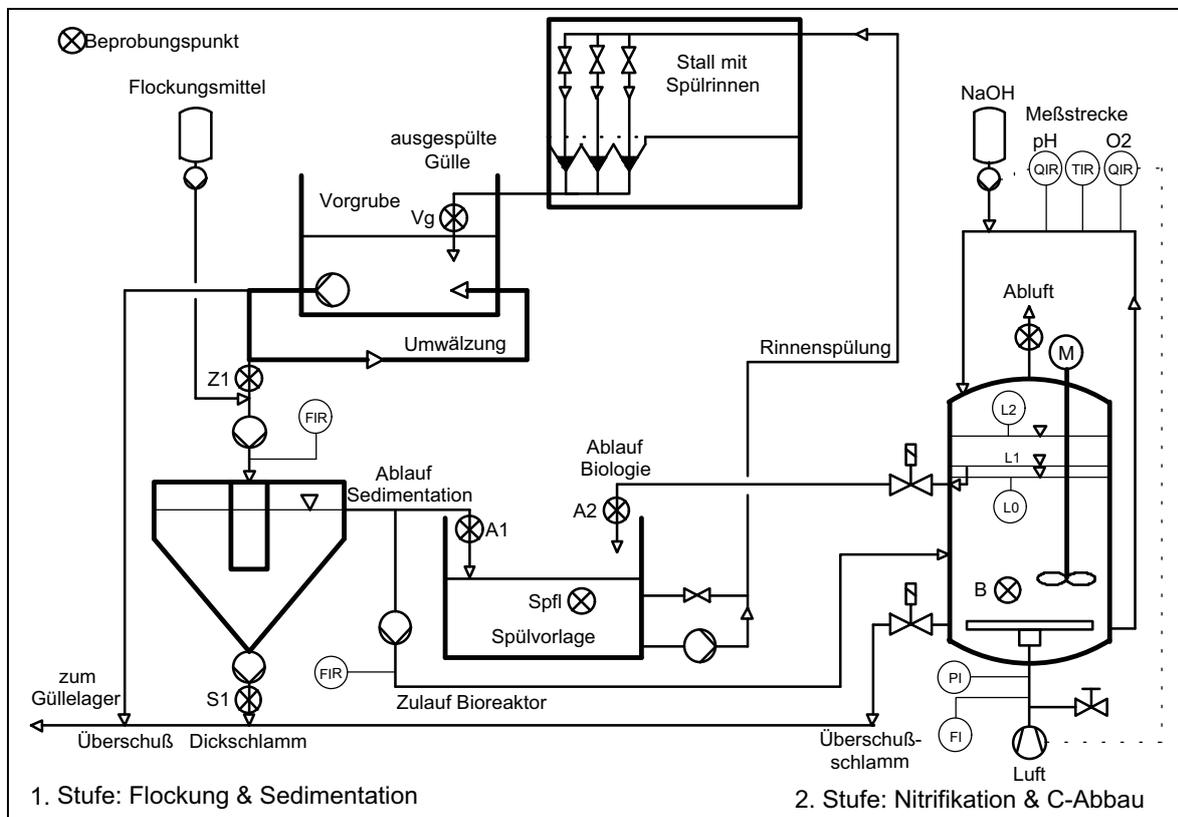


Abb. 3.3: Flüssigmistaufbereitung mit Aufstau-Belevungsverfahren (Versuch 2)

- Stufe I: Flockung und Sedimentation

Anordnung und Betrieb der Sedimentationsstufe wurden nicht verändert (vgl. Kap. 3.3.1).

- Stufe II: Nitrifikation und aerober Kohlenstoffabbau

Für Versuch 2 wurde der Bioreaktor auf diskontinuierlichen Betrieb umgestellt. Es handelt sich hier um ein Aufstau-Belevungsverfahren, ähnlich dem SBR-Prozess, jedoch ohne die anoxische Phase. Die einzelnen Teilschritte laufen innerhalb eines 24 h-Zyklus zeitlich nacheinander ab (Abb. 3.4).

Durch die Nutzung des Reaktionsbehälters als Absetzbecken zur Zurückhaltung der Biomasse, kann bei dieser Variante auf das Nachklärbecken, die Schlammumpen und einen Teil des Rohrleitungssystems verzichtet werden. Hinzu kommen jedoch zwei automatische Absperrklappen und zwei Füllstandsgeber (Niveau L0 und L2), die fast keine Energie verbrauchen.

Der gesamte Durchsatz, der beim kontinuierlichen Verfahren innerhalb von 24 Stunden durch den Reaktor strömt, wird hier innerhalb von etwa 10 Stunden in der Füllphase zugegeben bis das Niveau L2 (Abb. 3.3) erreicht ist. In der sich anschließenden Arbeitsphase laufen die Abbaureaktionen weiter, bis die biologisch abbaubaren Kohlenstoff- und Stickstoffverbindungen nahezu vollständig umgesetzt sind. In der sich daran anschließenden Absetzphase wird der Reaktionsbehälter als Sedimentationsbecken benutzt, um die Biomasse im Reaktor zurückzuhalten. Das Rührwerk und das Gebläse sind in dieser Phase abgeschaltet und die Biomasse kann in der ruhenden Flüssigkeit sedimentieren. Nach einer Stunde wird die Ablaufklappe geöffnet und der klare Überstand läuft in den Spülvorlagebehälter ab. Dabei stellt sich im Reaktor das Niveau L1 (Abb. 3.3) ein.

Um überschüssige Biomasse abzuziehen, wurde anschließend im Abstand von drei Tagen Schlamm abgezogen, indem der Bodenablass des Behälters geöffnet wurde, bis das Niveau L0 (Abb. 3.3) erreicht war. Danach begann der Zyklus erneut mit der Füllphase und gleichzeitig wurde zum Zeitpunkt 0 die tägliche Rinnenspülung gestartet.

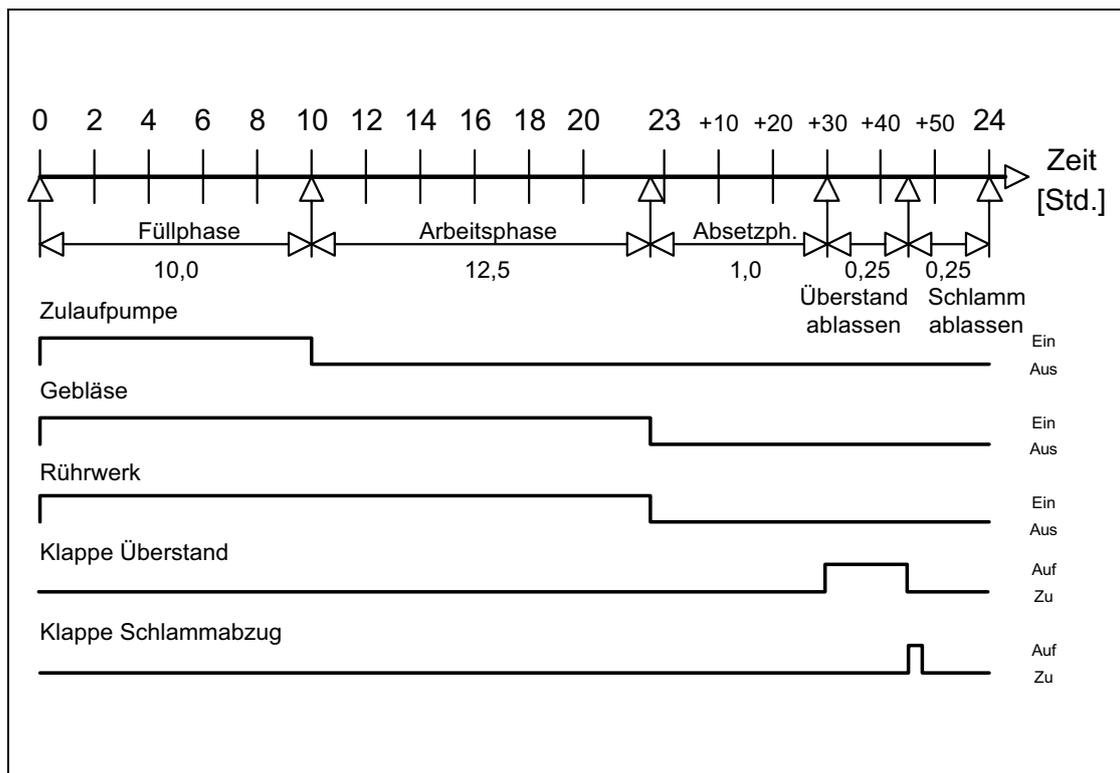


Abb. 3.4: Ablaufschema Batch-Prozess

- Stufe III: Denitrifikation

Anordnung und Betrieb des Spülvorlagebehälters wurden nicht verändert (vgl. Kap. 3.3.1). Der Bypass-Anteil von 40 % wurde ebenfalls beibehalten.

3.3.3 Apparatedaten und maschinelle Ausrüstung

Die Apparatedaten der Aufbereitungsanlage können der folgenden Tab. 3.2 entnommen werden. Der Grundriss der Anlage (Abb. A.5) und die konstruktive Ausführung der Behälter und Apparate sowie Fotos der Anlage sind in Anhang zu finden. Die maschinelle Ausrüstung der Aufbereitungsanlage ist in Tab. 3.3 aufgeführt.

Tab. 3.2: Apparatedaten

	1. Stufe	2. Stufe		3. Stufe
Funktion:	Flockung, Sedimentation	Nitrifikation, Kohlenstoffabbau	Sedimentation (nur Versuch 1)	Nachgeschaltete Denitrifikation
Apparat:	Sedimenter	Rührkessel	Nachklärbecken	Vorlagebehälter
Volumen [m ³]	1,5	15,0	0,55	4,8
Durchmesser [m]	1,7	2,7	0,95	2,4
Gesamthöhe [m]	2,2	^{a)} 3,5 / 2,8	1,6	^{a)} 1,8 / 1,4
Maschinelle Ausrüstung:	Trichterauslauf mit Schneckenpumpe	Schrägblattrührer ^{b)} d/D = 0,4		(Spülpumpe)
Begasung:		Membran-Rohrbelüfter		
Einbauten:	Einlaufrohr		Einlaufrohr	Einlaufrohr
Energieeintrag [W/m ³]		65		<5
Konstruktive Ausführung	Abb. A.1	Abb. A.3	Integrierte Konstruktion Abb. A.2	
Fotos	Abb. A.6 Abb. A.7	Abb. A.9 Abb. A.10	Abb. A.8	

a) : Füllhöhe; b) : Verhältnis von Rührwerk-Durchmesser (d) zum Reaktordurchmesser (D)

Tab. 3.3: Maschinelle Ausrüstung

Ort / Funktion	Pumpe / Verdichter	Hersteller / Typ	Elektr. Leistung [kW]
Vorgrube	Tauchpumpe	Flygt DP/MP	2,0
Zulauf Sedimentation	Schneckenpumpe	Netzsch NM015BY	0,25
Dickschlamm Sedi.	Schneckenpumpe	Netzsch NM038SO	1,5
Zulauf Bioreaktor	Schneckenpumpe	Netzsch NM015BY	0,25
Rücklaufschlamm	Schneckenpumpe	Netzsch NM015BY	0,25
Überschußschlamm	Schneckenpumpe	Netzsch NM015BY	0,25
Messkreislauf	Kreiselpumpe	Ebara DWO HS 150	1,1
Bioreaktor/ Belüftung	Seitenkanalverdichter	Becker SV.7.330/2-01	3,6
Bioreaktor/ Rührwerk	Balkenrührer (d/D=0,4)	Werkstatt FOSVWE	0,9
Rinnenspülung	Verdrängerpumpe	Calpeda	4,0

3.3.4 Messtechnik der Aufbereitungsanlage

Die Flüssigmist-Aufbereitungsanlage und die Spülmistungsanlage im Stall wurden mit der speicherprogrammierbaren Steuerung Siemens S7-300 (CPU 314) überwacht und geregelt. Die dazu gehörende Programm-Software wurde im Rahmen dieser Arbeit in der Programmiersprache STEP 7 entwickelt und im Betrieb weiter optimiert. Tabelle 3.4 enthält eine Aufstellung der online Messungen. Die Aufzeichnung der Daten erfolgte mittels Data-Logger der Fa. Technetics, Freiburg. Die Messdaten wurden in einem zeitlichen Abstand von etwa 1 s erfasst und als 10 Minuten-Mittelwerte aufgezeichnet.

Tab 3.4: Messtechnik der Flüssigmist-Aufbereitungsanlage

Messgröße	Messprinzip	Messgerät	Messort
¹⁾ Flüssigkeitsvolumenstrom	Magnetische Induktion	Durchflussmessgerät Typ MAG-Master, Fa. ABB Kent Messtechnik, Hude	Zulauf 1. Stufe Zulauf 2. Stufe Rückschlamm
Luftvolumenstrom	Kräftegleichgewicht am angeströmten Schwebekörper	Schwebekörper-Durchflussmessgerät Typ 10A1190, Fa. BFP, Göttingen	Zuluft Bioreaktor
¹⁾ Gelöst-Sauerstoff	Elektrolyse in Sauerstoffelektrode	Sauerstoffmessgerät Typ EcoLine Oxi 170 T Elektrode TriOxmatic 700-7, Fa. WTW, Weinheim	Bioreaktor
¹⁾ pH-Wert	Elektrolyse in pH-Elektrode	pH-Messgerät Typ Dulcometer 1CH, Fa. Prominent, Heidelberg	Bioreaktor
¹⁾ Temperatur	Temperaturabhängiger Widerstand	Temperaturfühler integriert in Elektrode TriOxmatic 700-7	Bioreaktor
Gaskonzentrationen: NH ₃ , N ₂ O, CO ₂ , CH ₄ , H ₂ O	Photo-akustisch (NDIR)	Brüel&Kjær Typ 1302, Fa. Innova Airtech, Naerum/DK	Abluft Bioreaktor

1) Datenaufzeichnung mit Data-Logger (10 Minuten-Mittelwerte)

Die Messorte und das Regelschema der Anlage können den Abbildungen 3.2 und 3.3 entnommen werden. Die Messung der Gaskonzentration wird in Kapitel 3.5 beschrieben.

3.4 Stallsystem

- Haltungssystem und Fütterung

Die Untersuchungen wurden an einem einstreulosen Mastschweinestall mit Vollspaltenboden und Großraumbuchten für jeweils 30 Tiere durchgeführt. Einige Stallparameter und der Aufbau der Abteile können Tabelle 3.5 bzw. Abbildung 3.5 entnommen werden.

Tab. 3.5: Fläche und Volumen des untersuchten Abteils

Tierzahl	Buchtenfläche	Fläche / Tier	Volumen	Volumen / Tier
[-]	[m ²]	[m ² /Tier]	[m ³]	[m ³ /Tier]
120	80,9	0,674	279,5	2,33

In dem Stall ist eine Sensorfütterung mit Rohrbreiautomaten (Fa. WEDA, Lutten) installiert. Es erfolgt eine Multiphasenfütterung, wobei drei verschiedenen Futtermischungen eines handelsüblichen Vormast-, Mittelmast- und Endmastfutters miteinander verschnitten werden.

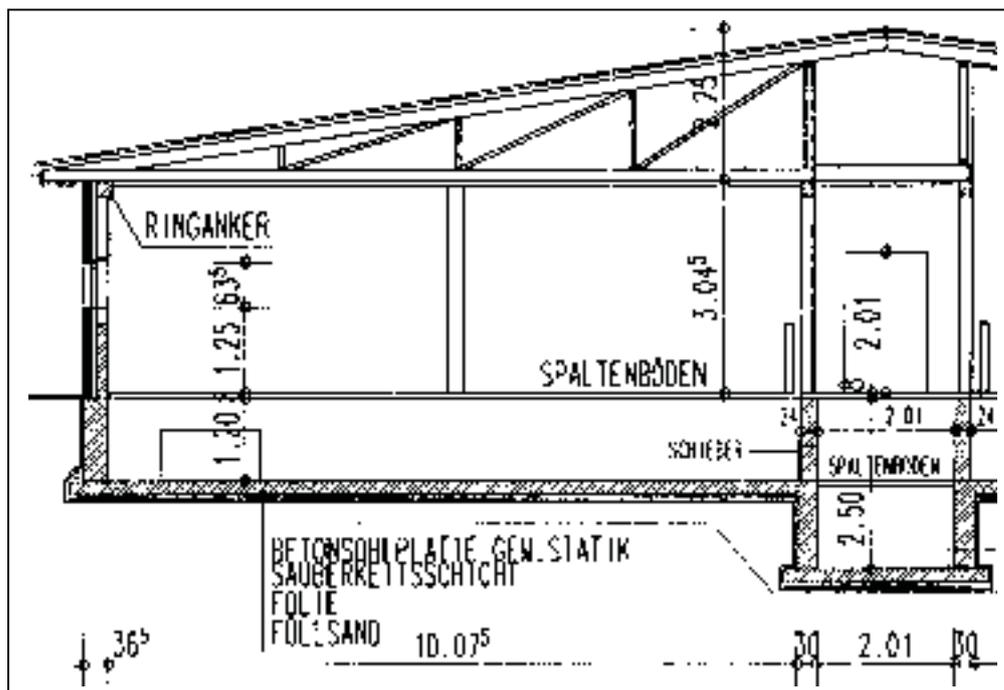


Abb. 3.5: Querschnitt durch den untersuchten Mastschweinestall (WENZEL, 1998)

- Lüftungssystem

Die Zuluft strömt unterflur durch den Mittelgang in das Abteil ein und kann dort bei Bedarf erwärmt werden. Anschließend strömt diese in den Aufenthaltsbereich der Tiere und wird dort ebenfalls unterflur in Richtung zur Abteilinnenwand wieder abgesaugt (Abb. 3.6).

Zur Lüftung des Stalles wird ein System mit zentraler Absaugung der Fa. Schultz / Fancom (Visbek) eingesetzt. Die Drehzahl der Ventilatoren (im First-Bereich) wird über die Höhe des Unterdruckes im dem darunter liegenden Dachraum und über die Stellung der Regelklappen in den einzelnen Abluftschächten (Durchmesser 45 cm) geregelt. Die Luftwechselrate in den einzelnen Abteilen wird durch die Regelklappen in den Abluftschächten eingestellt. Die Regelgröße ist die Lufttemperatur im Stall. Dort befinden sich entsprechende Sensoren.

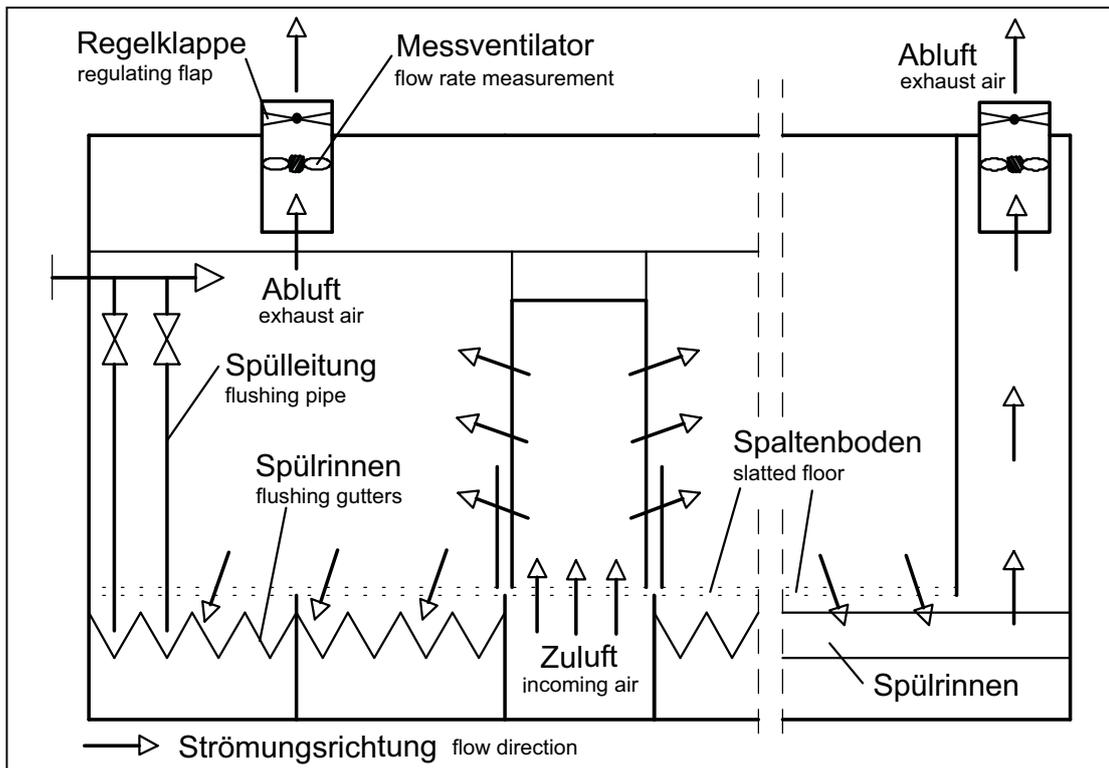


Abb. 3.6: Stallsystem mit Spülrinnenanlage (Quer- und Längsschnitt durch das Abteil)

- Entmistungssystem (Spülrinnenanlage)

Für die Untersuchungen wurde unterhalb der Spaltenböden eine Güllespülanlage mit V-förmigen Rinnen aus PVC der Firma Wolters-Agrotechnik (Zwolle/NL) eingebaut (Abb. A.11 bis A.13). Zu jeder einzelnen Spülrinne führt eine Druckleitung mit einem Magnetventil. Zu Anfang des Spülvorganges wird auf der Druckseite der Spülleitung ein Bypass-Ventil zum Spülvorlagebehälter geöffnet. Dieses bleibt offen bis die Spülpumpe (Fa. Calpeda) volle Leistung erreicht hat. Danach wird nacheinander jedes der Spülventile im Stall geöffnet, wodurch jede einzelne Rinne mit maximaler Spülkraft ausgespült werden kann. Die Spülflüssigkeit läuft anschließend in freiem Gefälle in eine Vorgrube ab (siehe auch Abb. A.4 und A.5). Nach dem Spülen bleibt immer ein Rest an Flüssigkeit in den Rinnen zurück, da diese horizontal eingebaut wurden, wodurch Anbackungen im unteren Teil der Rinnen vermindert werden.

Die an den Rändern der Bucht verlaufenden Rinnen werden erfahrungsgemäß stärker belastet als die innen liegenden Rinnen, da diese sich im Bereich der bevorzugten Kot- und Liegebereiche der Tiere befinden. Diese Rinnen wurden demzufolge auch länger ausgespült (Tab. 3.6).

Tab. 3.6: Technische Daten der Spülrinnenanlage

Spülrinnen [Anzahl]	Länge [m]	Spülintervall [h]	Spüldauer / Rinne [s]	Spülmenge [m ³]
20	10,0	24	a) 8 / b) 15	2,2 - 2,6

a) innen liegende Rinnen; b) außen liegende Rinnen

3.5 Emissionsmessungen

Zur Quantifizierung der Abluftemissionen wurden zuluft- und abluftseitig alle dazu erforderlichen Messungen im Spülrinnenabteil und im Referenzabteil durchgeführt (Tab. 3.7). Außerdem wurden die Emissionen in der Abluft des Bioreaktors gemessen. Die Anordnung der Messtechnik im Stall kann Abbildung 3.7 entnommen werden.

Um die Vergleichbarkeit mit der Referenzmessung im Stall zu gewährleisten, wurden in beiden Abteilen jeweils 120 Mastschweine mit vergleichbarer genetischer Herkunft zeitgleich eingestallt und produktionstechnisch (Fütterung, Klima, Management) identisch behandelt. Die Messungen wurden nach 100 Tagen beendet, da die ersten Tiere aufgrund ihrer Schlachtreife absortiert wurden und somit keine identischen Bedingungen in beiden Abteilen mehr vorhanden waren.

Tab. 3.7: Emissionsmessungen

Messgröße	Messprinzip	Messgerät	Messort
Abluft- volumenstrom	Strömungsprinzip	Messventilator Typ FMS 45, Fa. Fanco, Panningen/NL	Abluftschächte Sr. und Ref.
Temperatur und relative Luftfeuchte	Thermowiderstand , Feuchtefühler	Kombisensor Typ MD 681, Fa. Mütec, Ratingen	Stallluft Sr. und Ref.
Gaskonzentrationen NH ₃ , N ₂ O, CO ₂ ; CH ₄ , H ₂ O	photoakustisch (NDIR)	Brüel & Kjær Typ 1302, Fa. Innova Airtech, Naerum/DK	Abluftschächte Sr. und Ref., Bioreaktor
Geruchsstoff- konzentration	olfaktometrisch	Probandentest (DIN 3881)	Abluftschächte Sr. und Ref.

Sr. : Abteil mit Spülrinnen; Ref. : Referenzabteil

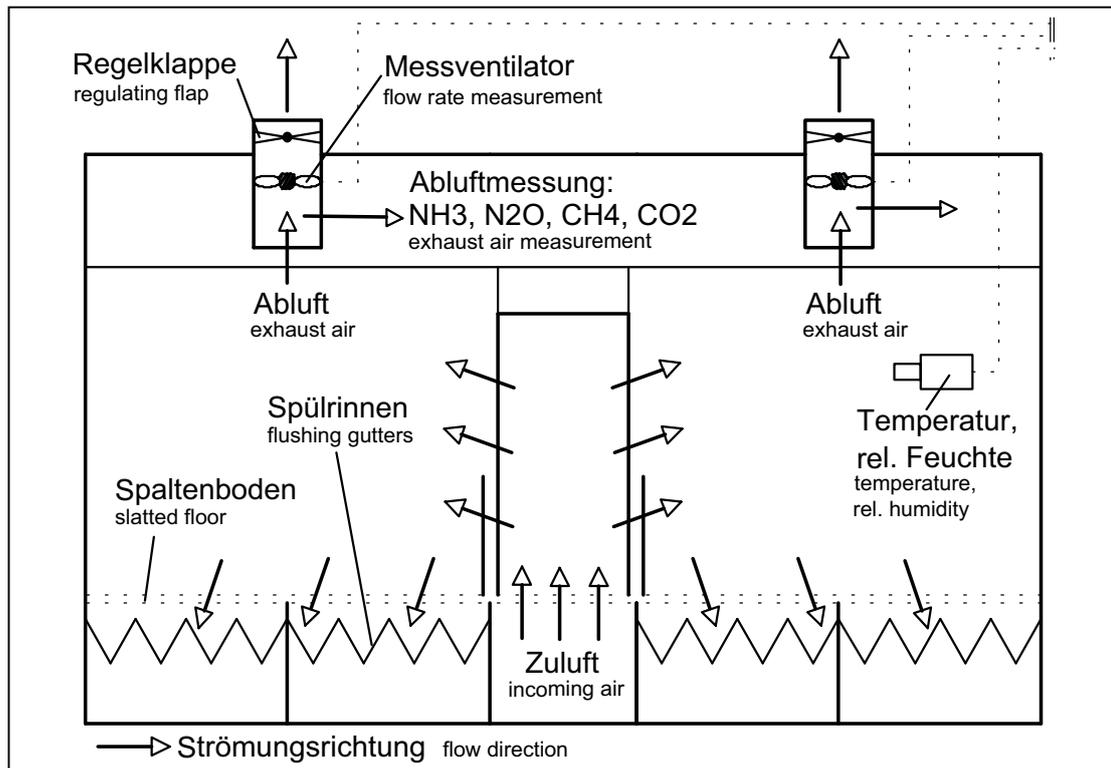


Abb. 3.7: Anordnung der Messtechnik und der Messstellen im Stall

3.5.1 Luftvolumenströme, Temperatur und Luftfeuchte

- Temperatur und relative Luftfeuchte

Die Messung der Temperatur und der relativen Luftfeuchte erfolgte mit einem Kombisensor der Fa. Mütec, Ratingen. Die Temperatur wird mittels eines temperaturveränderlichen Widerstandes (PT100) gemessen. Der relative Messfehler beträgt für den Feuchtesensor 2 % und für den Temperatursensor < 1 %. Die Messdaten wurden von einem Data-Logger in einem zeitlichen Abstand von etwa 1 s erfasst und als 10 Minuten-Mittelwerte aufgezeichnet.

- Luftvolumenströme

Zur Messung der Abluftvolumenströme war in jedem Abluftschacht ein Messventilator der Fa. Fancom, Panningen/NL, vom Typ FMS 45 eingebaut. Mit einem Data-Logger wurde die Frequenz der abgegebenen Impulse gemessen. Das Messintervall des Loggers beträgt ca. 1s, wobei 10 Minuten-Mittelwerte aufgezeichnet wurden. Die Umrechnung in den Luftvolumenstrom erfolgte über eine kalibrierte Kennlinie. Der relative Messfehler des Gerätes beträgt < 5 %.

3.5.2 Gaskonzentrationen

- Messsystem

Zur Messung der Spurengaskonzentrationen der Gase NH_3 , CH_4 , N_2O , CO_2 und H_2O wurde ein Messsystem der Firma Innova Airtech Instruments, Nærum/DK verwendet. Das Messsystem ermöglicht eine Mehrpunktmessung an bis zu 6 Kanälen und setzt sich zusammen aus dem Multigasmonitor 1302, dem Multiplexer 1303 und einem PC der mit einer entsprechenden Messsoftware (7620) zur Steuerung und Datenaufzeichnung konfiguriert ist (Abb. 3.8).

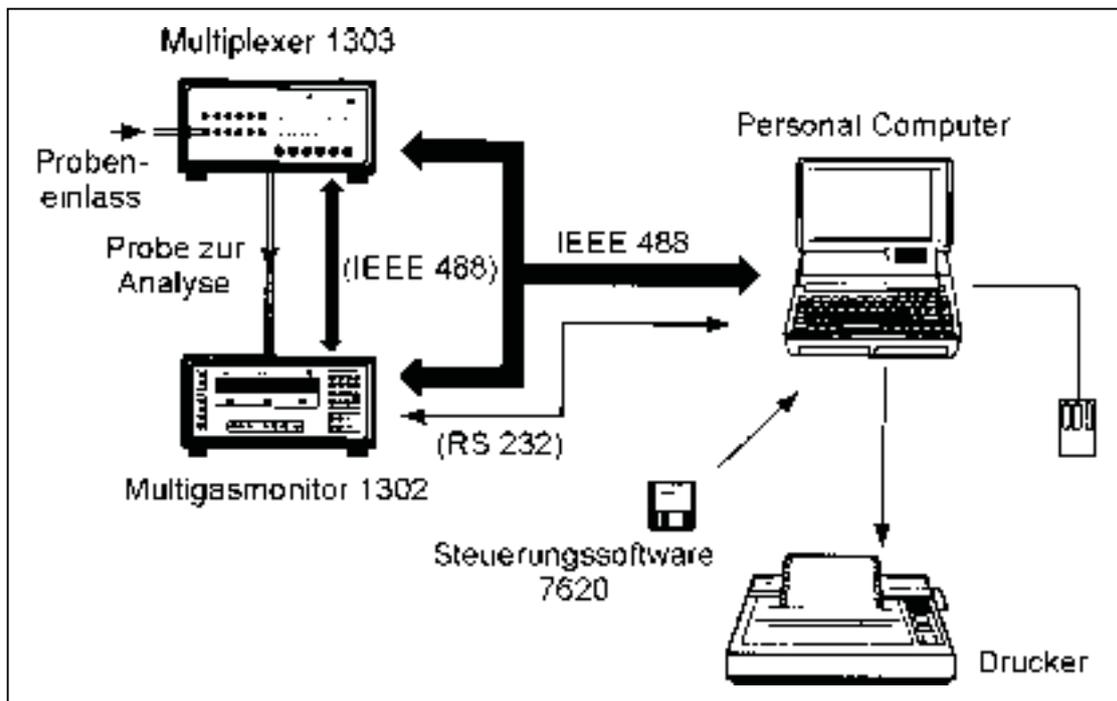


Abb. 3.8: Anordnung des Multigasmesssystems (BRÜEL & KJÆR, 1991)

Der Gasanalysator arbeitet nach dem Prinzip der photoakustischen Infrarotspektroskopie. Das Licht einer IR-Quelle wird von einem Spiegel reflektiert, fokussiert, durch einen mechanischen Zerkhacker pulsiert, um dann ein bestimmtes optisches Filter eines Filterkarussells zu passieren. Nach der Filterpassage wird das Licht selektiv von dem zu messenden Gas in der Messzelle absorbiert. Das pulsierende Licht bedingt eine ständige Schwankung der Gastemperatur, infolgedessen der Gasdruck in der Messkammer ständig steigt. Mikrofone in den Wänden der Messkammer registrieren die Druckwellen, die direkt proportional zur Konzentration des zu messenden Gases in der Messkammer sind. Mit Wechsel des Filters durch die Rotation des Filterkarussell entstehen unterschiedliche Signale, die den zu bestimmenden Gasen zugeordnet werden können (BRÜEL & KJÆR, 1991).

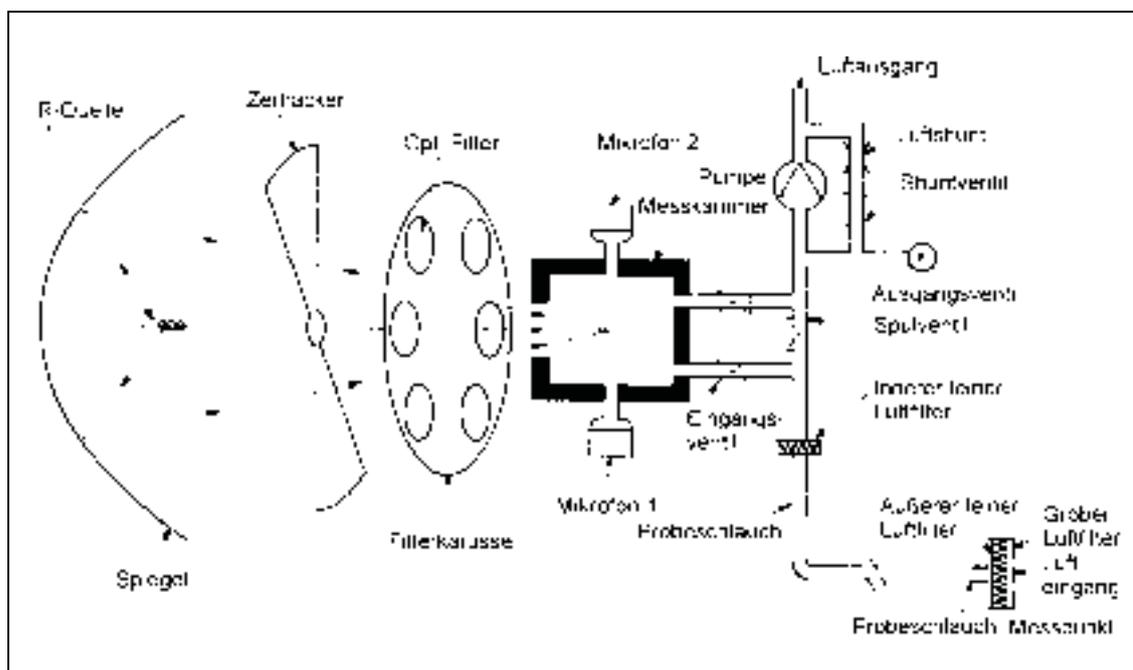


Abb. 3.9: Messprinzip des Multigasmonitors 1302 (BRÜEL & KJÆR, 1991)

Um eine möglichst hohe und gleichbleibende Messgenauigkeit zu erzielen, wurden die in der vorliegenden Untersuchung eingesetzten Geräte im Zeitraum von drei Monaten kalibriert. Die gemessenen Gase und die Nachweisgrenzen können Tabelle 3.8 entnommen werden.

Tab. 3.8: Gemessene Gase und messtechnische Nachweisgrenzen

Gas	NH ₃	N ₂ O	CO ₂	CH ₄	H ₂ O
Molmasse [g/mol]	17,03	44,01	146,05	16,04	18,02
Nachweisgrenze [ppm]	0,2	0,03	3,4	0,4	k. A.

k. A. : keine Angaben

- Messaufbau im Stall

Die Abluft aus den Stallabteilen wurde unterhalb der Messventilatoren in den jeweiligen Abluftschächten kontinuierlich beprobt und gemessen (vgl. Abb. 3.7). Für das Spülrinnen- und das Referenzabteil ergeben sich damit vier Messkanäle:

- K₁ : Spülrinnenabteil rechts, K₂ : Spülrinnenabteil links,
- K₃ : Referenzabteil rechts, K₄ : Referenzabteil links.

Die Messzeit für den gesamten Zyklus der vier Messstellen und der genannten Gase betrug etwa 10 min. Weiterhin kann der Multigasmonitor 1302 in Verbindung mit dem Multiplexer 1303 nicht bei der gleichzeitigen Analyse von Probenluft mit starken Konzentrations-unterschieden eingesetzt werden, da die geringeren Konzentrationen

aufgrund der unzureichenden Spülung der Messkammer überbewertet werden (ROM, 1994B). Eine gleichzeitige Beprobung von Stall-Abluft und Umgebungsluft ist daher nicht möglich. In die Auswertung eingegangen sind demzufolge nur Zuluft- und Hintergrundkonzentrationen, die mit dem 1302 (im Stand-Alone-Betrieb) als Stichproben gemessen wurden.

Des Weiteren hat die Messperipherie einen Einfluss auf die erzielbare Messgenauigkeit. Alle Messschläuche (PTFE) wurden mit Heizleitung und Wärmedämmung versehen. Außerdem waren alle Messleitungen aus dem Stall mit Partikelfiltern aus Zellulosenitrat ausgestattet.

- Messung in der Abluft des Bioreaktors

Der Bioreaktor ist geschlossen ausgeführt und die Abluft strömt durch einen Abluftschacht ins Freie. Dieser Abluftschacht wurde beprobt und Luftstrom wurde dem Multigasmonitor zugeführt, der im Stand-Alone-Betrieb betrieben wurde. Die Messungen wurden in einem Zeitintervall von 10 min durchgeführt. Auch bei dieser Messung wurde eine beheizte und wärmegeämmte Messleitung verwendet.

Aufgrund der hohen Ablufttemperaturen (25 bis 35 °C) in Verbindung mit feuchte gesättigter Luft war es aus Sicherheitsgründen erforderlich, vor dem Multigasmonitor neben dem Partikelfilter noch eine Kondensatabscheider-Kaskade aus vier Flaschen (Material: Glas, PTFE) einzusetzen. Die letzte Flasche der Kaskade war über einen Schlauch nach außen hin offen. Aus dieser Flasche wurde die Probeluft durch einen beheizten Schlauch in das Messgerät gesaugt.

3.5.3 Geruchsstoffkonzentration

- Probenahme

Zur Bestimmung der Geruchsstoffkonzentration der Stallluft wurden Luftproben auf der Zuluftseite im Mittelgang des Stalles und aus den Abluftschächten im Spülrinnen- bzw. im Referenzabteil gezogen und in einem geruchsneutralen Folienbeutel (Bratschlauch aus Nalophan) gesammelt.

- Messung

Die Geruchsstoffkonzentration wurde olfaktometrisch innerhalb von 24 Stunden nach der Probenahme mit einem Olfaktometer TO6 (System Mannebeck) analysiert. Das Prinzip der Messung beruht auf der Verdünnung einer riechenden Luftprobe mit nicht riechender, sog. Neutralluft und anschließender Beurteilung durch Testpersonen (Probanden), (Abb. 3.10).

Das Olfaktometer ist demnach eine Verdünnungsapparatur, mit welcher die Probe mit Neutralluft in definierten Verhältnissen gemischt und die so hergestellte Verdünnung dann einer Probandengruppe zur Beurteilung dargeboten wird. Als Neutralluft wurde durch ein spezielles Filtersystem aufbereitete Umgebungsluft verwendet.

In einer Luftprobe mit unbekannter Geruchsstoffkonzentration ist die Menge Probeluft (Volumen), die einem m^3 Neutralluft zugemischt werden muss, damit diese Verdünnung bei 50 % eines Probandenkollektivs eine eben merkliche Geruchsempfindung auslöst, ein Maß für die Menge dieser Geruchsträger. Die soweit verdünnte Gasprobe hat per Definition eine Geruchsstoffkonzentration von 1 Geruchseinheit pro Kubikmeter Luft (GE/m^3). Der Wert $100 \text{ GE}/\text{m}^3$ sagt demzufolge aus, dass die Probe 100 mal verdünnt werden muss, damit der Geruch nur noch von 50 % aller Probanden gerade eben wahrgenommen wird (MANNEBECK ET AL., 1996). Die Geruchsschwellenbestimmung wurde mit vier Probanden und jeweils zwei Messdurchgängen durchgeführt.

- Auswertung der Ergebnisse

Die Formeln für die Berechnung der Geruchsstoffkonzentration der Probe sowie weitere Einzelheiten sind der VDI-Richtlinie 3881 Blätter 1-4 zu entnehmen. Die Berechnung der Geruchsemissionen ist in Kapitel 3.7.7 aufgeführt.

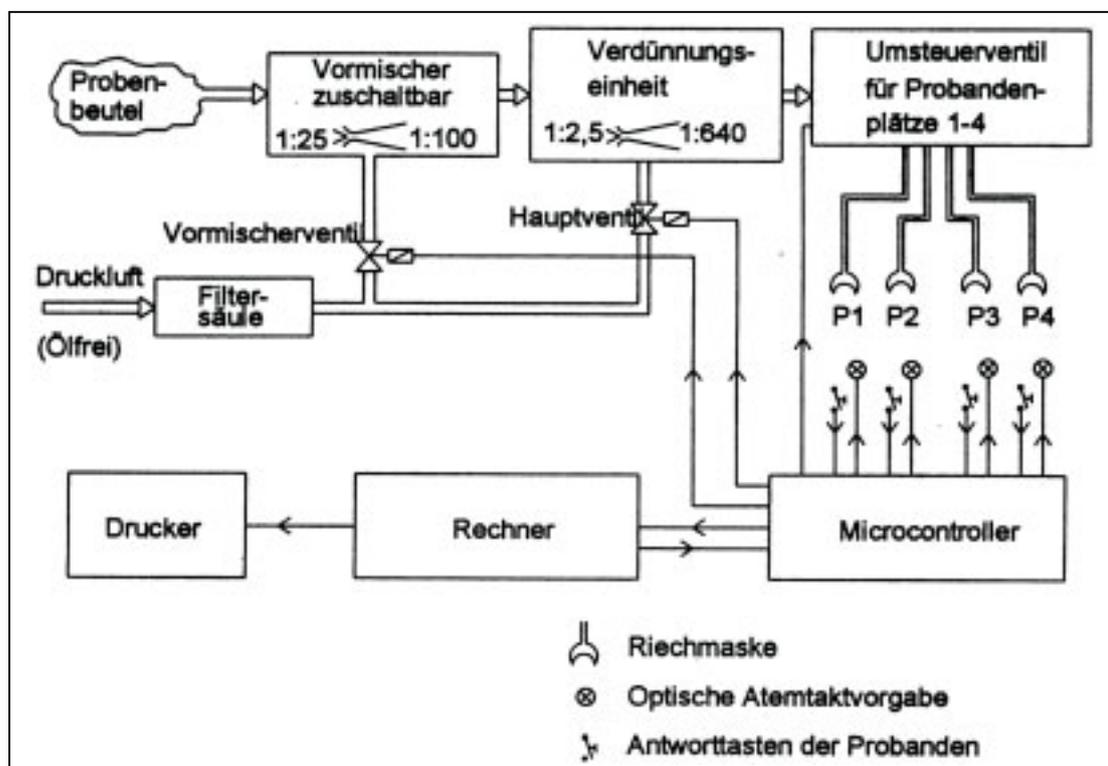


Abb. 3.10: Funktionsschema des Olfaktometers, MANNEBECK ET AL. (1996)

3.6 Beprobung und Laboranalysen

3.6.1 Beprobung der Flüssigmist-Aufbereitung

Über die online Messungen hinaus wurden der Behandlungsanlage regelmäßig Proben entnommen und im Labor analysiert. Zielsetzung dafür ist in erster Linie die Bilanzierung der Kohlenstoff- und der Stickstoffmassenströme bei der Aufbereitung der Spülflüssigkeit. Die Probenamen und die durchgeführten Analysen können Tab. 3.9 entnommen werden. Die Lage der Probeentnahmestellen ist Abb. 3.3 zu entnehmen.

Tab. 3.9: Beprobung und nasschemische Analysen

Probe	Name (Abb.3.3)	Kohlenstoff			Stickstoff			Sonstige		
		TC	CSB	BSB ₅	Nges	NH ₄	NO ₂ ⁻ NO ₃ ⁻	TM	P	K
Zulauf	Z1	X			X			X	X	X
Schlamm	S1	X			X			X	X	X
Ablauf	A1	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Bioreaktor	B	X	X		X	X	X	X		
Ablauf	A2	X	X	X	X	X	X	X		
^{a)} Rücklaufschl.	--	X	X		X	X	X	X		
Überschuss- schlamm ^a	--	X	X		X	X	X	X		
Spülflüssigkeit	Spfl	X	X		X	X	X	X		
Gülle	--	X			X			X	X	X
Vorgrube	Vg	X			X			X		

a) nur Versuch 1 (kontinuierlicher Betrieb)

Die Beprobung der biologischen Aufbereitungsstufe und der Spülflüssigkeit erfolgte drei bis vier mal pro Woche. Um den Analyseaufwand zu begrenzen, wurde die Sedimentationsstufe im Mittel nur alle 5 Tage beprobt. Die Gülleproben wurden am Ende des Mastdurchganges als Mischproben im Referenzabteil gezogen. Sämtliche Analysen, bis auf den CSB, wurden als Doppelbestimmungen durchgeführt.

Die Gülleproben wurden im Referenzabteil jeweils nach Ausstallung der letzten Tiere gezogen. Dazu wurde der Inhalt des Güllekellers mit einem Rührwerk an insgesamt vier Stellen homogenisiert und beprobt. Daraus wurde eine Mischprobe hergestellt.

3.6.2 Kohlenstoffanalytik

- Gesamt-Kohlenstoff bzw. Total Carbon (TC)

Die Bestimmung des Gesamtkohlenstoffgehaltes erfolgte aus der homogenisierten und bei 105 °C getrockneten Probe. Verwendet wurde der Elementaranalysator Leco SC 444 (Fa. Leco, Kirchheim). Nach Einwaage von etwa 100 mg des getrockneten, ungesiebten Probematerials wurde die jeweilige Probe bei 950 °C im Sauerstoffstrom verbrannt. Dabei wurden zwei Heiz- und Verbrennungszonen durchlaufen. In der ersten Zone wurden die Proben thermisch aktiviert und dann in reiner Sauerstoffatmosphäre zu CO₂ aufoxidiert. In der zweiten Zone wurden anschließend nicht vollständig umgesetzte Kohlenstoffkomponenten wie Ruß, Kohlenwasserstoffe oder CO quantitativ zu CO₂ oxidiert. Nach Passage des Gases durch mit Magnesiumperchlorat gefüllte Rohre konnte das CO₂ im NDIR-Analysator detektiert und quantifiziert werden. Die Ergebnisse wurden auf die eingesetzte Trockensubstanz bezogen (aus: KAISER, 1999).

- Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)

Der CSB-Wert der zentrifugierten und filtrierten Klarphase wurde mit Küvettentests CSB 160/300/1500 (Fa. Macherey-Nagel, Düsseldorf) gemessen. Es erfolgte eine photometrische Bestimmung der Chromat-Konzentrationsabnahme nach zweistündiger Oxidation mit Kaliumdichromat/ Schwefelsäure/ Silbersulfat bei 148 °C.

- Biochemischer Sauerstoffbedarf (BSB₅)

Die zentrifugierte und filtrierte Klarphase der Proben wurde mit dem OxiTop-Messsystem der Firma WTW gemessen. Die Messflaschen enthalten neben der je nach Messbereich unterschiedlichen Wasserprobenmenge einen definierten Luftvorrat. Dieser Luftraum ersetzt fortlaufend den von der Biologie verbrauchten Sauerstoff. Natriumhydroxid-Plätzchen binden als Absorber das beim Abbau der organischen Stoffe erzeugte Kohlendioxid. Ständiges Rühren der Probe sorgt für einen ungehinderten Stoffaustausch zwischen Luftvolumen und Wasserprobe. Aufgrund der abnehmenden Sauerstoffmenge im Luftraum sinkt der Luftdruck in der Messflasche. Das OxiTop-Druckmesssystem erfasst die Druckabnahme, die ein direktes Maß für den Sauerstoffbedarf der Abwasserprobe ist (WTW, 1996).

Die Bestimmung des Biochemischen Sauerstoffbedarfs soll nur den für die Oxidation der Kohlenwasserstoffverbindungen erforderlichen Sauerstoff erfassen. Der Sauerstoffverbrauch durch Nitrifikation wurde durch den Zusatz des Nitrifikationshemmstoffes N-Allylthioharnstoff (ATH) unterdrückt. Der Ansatz in der Messflasche muss fünf Tage in einem Thermostatschrank bei 20 °C inkubieren.

Der Messbereich beträgt 0...40 Digits und wird über einen Probevolumenfaktor und ggf. noch einen Verdünnungsfaktor in die Sauerstoffkonzentration umgerechnet.

$$BSB_5 = \text{Digit} \cdot F_{\text{Probevolumen}} \cdot F_{\text{Verdünnung}} \quad [\text{mgO}_2/\text{l}] \quad (3.1)$$

3.6.3 Stickstoffanalytik

- Gesamtstickstoff (N_{ges})

Der Gesamtstickstoffgehalt der homogenisierten Suspension wurde mit dem Stickstoffanalysator "macro N" (Fa. Elementar Analysensysteme GmbH, Hanau) gemessen. Der Probenaufschluss erfolgte dabei nach der modifizierten Methode von DUMAS: Etwa 0,75 bis 1,0 g der Probe werden in Metalltiegel eingewogen und im Analysegerät durch oxidative Verbrennung in mit O₂ angereicherter CO₂-Atmosphäre aufgeschlossen. Die entstandenen gasförmigen Zersetzungsprodukte werden anschließend im Nachverbrennungsrohr an einem CuO/Pt-Katalysator quantitativ umgesetzt. Nach Trocknung des Gasgemisches aus CO₂, H₂O und elementarem Stickstoff gelangt das Gasgemisch aus Kohlendioxid und elementarem Stickstoff zur Detektionseinheit (Wärmeleitfähigkeitsdetektor). Das Messsignal wird analog verstärkt, digitalisiert und über einen Mikroprozessor an den PC weitergeleitet. Der Messwert wird in Massenprozent ausgegeben.

- Ammonium-Stickstoff (NH₄-N)

Die NH₄-N-Konzentration in der Klarphase der Proben wurde mit dem Analysator EPOS 5060 Industrie (Fa. Eppendorf, Mannheim) gemessen. Es handelt sich um ein photometrisches Verfahren. Die Bestimmung von Ammonium-Stickstoff erfolgt auf der Basis der Indophenolblau-Reaktion (modifizierte Berthelot-Reaktion). Es erfolgt eine Kurvenkalibration mit 6 Standards. Die Messwellenlänge liegt bei 623 nm und der Messbereich beträgt 0,5 bis 20 mgNH₄-N/l.

- Nitrit- und Nitrat (NO₂ und NO₃)

Die Nitrit- und Nitratkonzentrationen der Klarphase wurden mit Hilfe der Ionenchromatographie gemessen. Bei dieser Methode werden die Nitrat- und Nitritionen über eine Trennsäule von der übrigen Matrix abgetrennt, erst dann registriert und gemessen. Als Messgerät diente der Ionenchromatograph DX120 der Fa. Dionex (UV-Vis-Detektor, Fa. Merck/Hitachi, Darmstadt), kalibriert wurde mittels externer Mehrpunktkalibration, wobei jeweils fünf Standards eingesetzt wurden (lineare Regression durch den Nullpunkt).

3.6.4 Bestimmung von Trockenmasse, Phosphor und Kalium

- Trockenmasse (TM)

Es wurden etwa 50 g der jeweiligen Probe mit Hilfe einer Analysenwaage (Fa. Sartorius, Göttingen; Auflösung 0,0001 g) in eine Porzellan- oder Aluschale eingewogen und anschließend im Trockenschrank (Fa. Heraeus, Hanau) ca. 48 h bei 105 °C getrocknet. Nach der Entnahme aus dem Trockenschrank und Abkühlung im Exsikkator wurden die Proben zurückgewogen und der Trockenmassegehalt (TM) berechnet

$$TM = \frac{m_{tr}}{m_{feu}} \cdot 100\% \quad [\%]. \quad (3.2)$$

- Kalium (K) und Phosphat (P_{ges})

Die Bestimmung von Kalium und Phosphor wurde aus der Frischsubstanz nach Trocknung bei 105 °C im Trockenschrank und anschließender Veraschung vorgenommen. Etwa 10 g Probe wurden nach Trocknung für 16 h im Muffelofen (Fa. Heraeus, Hanau) bei 500 °C verascht. Anschließend erfolgte nach Abkühlung die Zugabe von 10 ml 65 %iger HNO₃-Lösung. Über Nacht wurde die Mischung stehengelassen. Danach ist die Lösung in einen 250 ml Kolben überführt, aufgefüllt und filtriert worden. Aus dem Filtrat erfolgte die Bestimmung des Gesamt-P-Gehaltes photometrisch als PO₄-P am EPOS (Fa. Eppendorf, Hamburg) und nach weiterer Verdünnung des Filtrats das Messen des Kaliumgehaltes am Atomabsorptionsspektroskop (AAS) Spectr AA-300 (Fa. Varian, Darmstadt).

3.7 Auswertung der Mess- und Analysedaten

3.7.1 Flockung und Sedimentation

- Vorversuch

Aufgrund der Vielzahl der chemisch-physikalischen Einflussfaktoren auf die Bildung von Partikelaggregaten wurden zur Auswahl und Dosierung eines geeigneten Flockungsmittels zunächst eine Reihe statischer Absetzversuche durchgeführt (Abb. 3.11). Die dabei verwendete Schweinegülle wurde zunächst auf etwa 1,5 Mass.-% verdünnt. Dieser Ansatz wurde mit dem jeweiligen Flockungsmittel vermischt und in einen Standzylinder mit einem Volumen von 2000 ml eingefüllt. Nach einer Absetzzeit von 60 Minuten wurde das im Bodenbereich abgesetzte Sedimentvolumen abgelesen und ein Teil des Überstandes für Analysezwecke abgepumpt. Es wurden die Konzentration in der homogenen Suspension zum Zeitpunkt t = 0 Minuten und im Überstand bei t = 60 Minuten gemessen.

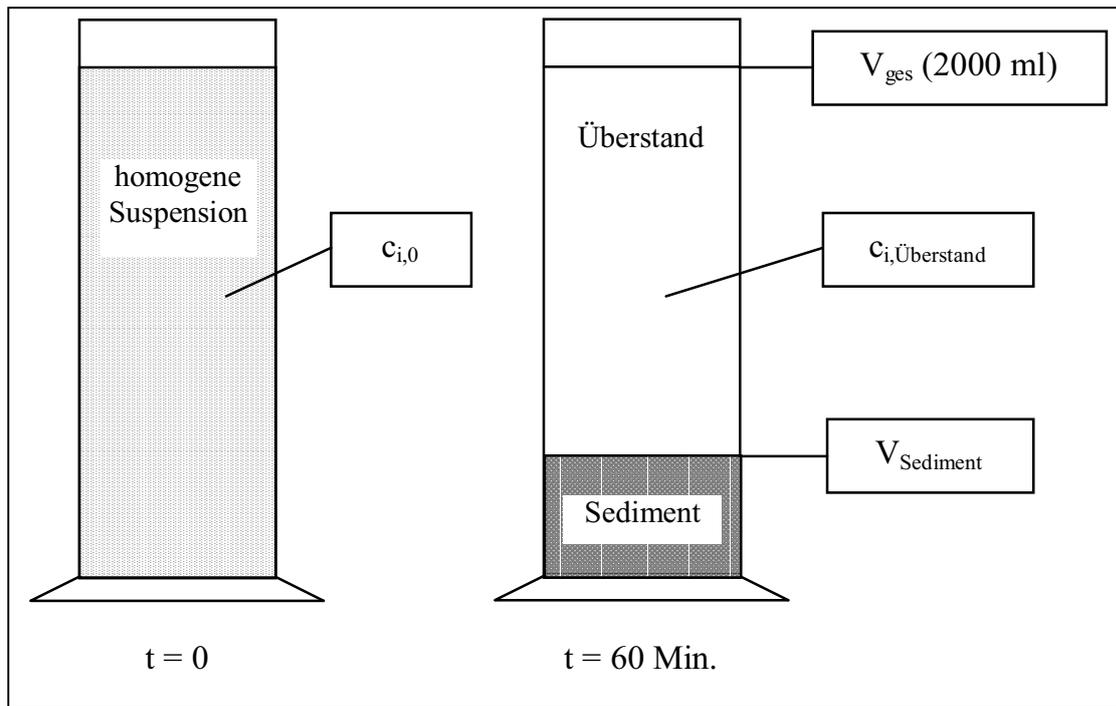


Abb. 3.11: Absetzversuch zur Auswahl eines Flockungsmittels

Die aus dem statischen Absetzversuch gewonnenen Analysedaten ermöglichen einen Vergleich der Wirksamkeit der Zuschlagstoffe hinsichtlich der Stoffabscheidung und der Sediment-Eindickung für beliebige Komponenten i . Die Massekonzentration im Sediment ($c_{i,Sediment}$) kann mit Hilfe der Massebilanz berechnet werden

$$c_{i,Sediment} = \frac{c_{i,Suspension} \cdot V_{ges} - c_{i,Überstand} \cdot (V_{ges} - V_{Sediment})}{V_{Sediment}} \quad (3.3)$$

Ausgehend davon, dass der in das Sediment gelangte Massenanteil als abgeschieden gilt, kann ein Abscheidegrad ($\eta_{Sediment,i}$) definiert werden

$$\eta_{Sediment,i} = \frac{c_{i,Sediment} \cdot V_{Sediment}}{c_{i,Suspension} \cdot V_{ges}} \cdot 100\% \quad (3.4)$$

Die Eindickung oder die Aufkonzentrierung im Sediment ($\sigma_{Sediment,i}$) kann aus dem Verhältnis der Konzentrationen im Sediment und in der homogenen Suspension berechnet werden

$$\sigma_{Sediment,i} = \frac{c_{i,Sediment}}{c_{i,Suspension}} \quad (3.5)$$

- Betriebsergebnisse der Sedimentation

Die zu- und ablaufenden Massenströme der Komponenten i des Sedimentationsbehälters können Abbildung 3.12 entnommen werden.

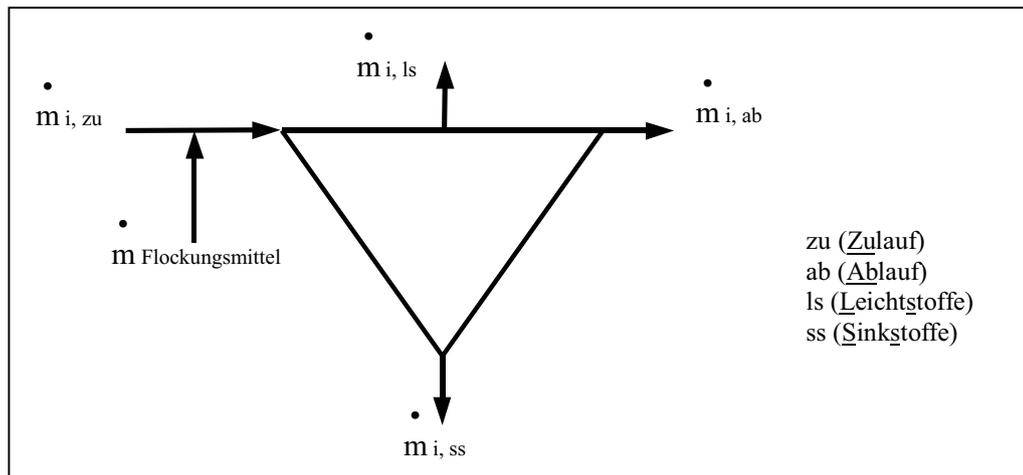


Abb. 3.12: Massenbilanz der Sedimentation

Die zu- und ablaufenden Massenströme werden aus den Messwerten des jeweiligen Volumenstromes und der Massenkonzentration der Komponente i bestimmt

$$\dot{m}_i = \dot{V} \cdot c_i \quad (3.6)$$

Aus der Bilanz der zu- und ablaufenden Massenströme

$$\dot{m}_{i, zu} = \dot{m}_{i, ls} + \dot{m}_{i, ss} + \dot{m}_{i, ab} \quad (3.7)$$

wird der Gesamtabscheidegrad ($\eta_{Sed,i}$) für die Komponente i berechnet

$$\eta_{Sed,i} = \frac{\dot{m}_{i, zu} - \dot{m}_{i, ab}}{\dot{m}_{i, zu}} \cdot 100\% \quad (3.8)$$

3.7.2 Aerober Kohlenstoffabbau

Zur Quantifizierung der Abbauleistung des Bioreaktorsystems wurden die jeweiligen Massenströme mit den in der Klarphase gemessenen Konzentrationen des Chemischen Sauerstoffbedarfs bestimmt

$$\dot{m}_{CSB,L} = \dot{V}_L \cdot c_{CSB,L} \quad (3.9)$$

Aus der Differenz der zu- und abgeführten Massenströme wird ein Gesamtabbaugrad (η_{CSB}) des Kohlenstoffs gebildet

$$\eta_{CSB} = \frac{\dot{m}_{CSB, zu} - \dot{m}_{CSB, ab}}{\dot{m}_{CSB, zu}} \quad (3.10)$$

Die volumenbezogene Reaktionsgeschwindigkeit des aeroben Kohlenstoffabbaus (r_O) lässt sich ebenfalls aus der Differenz der zu- und ablaufenden Massenströme berechnen

$$r_O = \frac{\dot{m}_{\text{CSB, zu}} - \dot{m}_{\text{CSB, ab}}}{V_{\text{Bior}}} \quad (3.11)$$

Bezogen auf die Konzentration der Trockensubstanz folgt die Reaktionsgeschwindigkeit (r_{TS})

$$r_{\text{TS}} = \frac{r_O}{c_{\text{TS}}} \quad (3.12)$$

3.7.3 Nitrifikation

Die Nitrifikation erfolgte simultan zum aeroben Kohlenstoffabbau in einer Bioreaktorstufe. Die Massenströme bei der NH_4 -Umsetzung sind in Abbildung 3.13 aufgeführt.

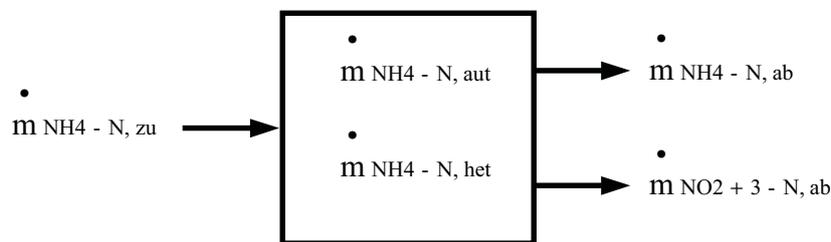


Abb. 3.13: Stickstoff-Massenströme bei der Ammoniumumsetzung

Nach Abbildung 3.7 lautet die Massenbilanz für die Ammoniumstickstoff-Umsetzung

$$\dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, zu}} = \dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, het}} + \dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, aut}} + \dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, ab}} \quad (3.13)$$

Man kann davon ausgehen, dass Ammonium gegenüber anderen Stickstoffverbindungen bei der Assimilation von heterotrophen Bakterien bevorzugt wird. Bei einem C/N-Verhältnis der Zellsubstanz von 3,9 wird daher ein nicht unerheblicher Teil des Ammoniums in Bakterienbiomasse fixiert. Im Rahmen dieser Arbeit ist jedoch nur die Ammonium-Gesamtbilanz von Interesse, weshalb auf diesen Anteil im folgenden nicht weiter eingegangen wird. Aus der Gesamtbilanz folgt der Ammoniumstickstoff-Abbaugrad (η_N)

$$\eta_N = \frac{\dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, zu}} - \dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, ab}}}{\dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, zu}}} \cdot 100\% \quad (3.15)$$

und die volumenbezogene Ammoniumstickstoff-Abbaurrate (r_N)

$$r_N = \frac{\dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, zu}} - \dot{m}_{\text{NH}_4 - \text{N, ab}}}{V_R} \quad (3.16)$$

3.7.4 Denitrifikation

Die Denitrifikation erfolgte zu einem Teil im Spülvorlagebehälter und zum anderen Teil in der Vorgrube. Da im Zulauf der Sedimentation (aus der Vorgrube) kein Nitrit und Nitrat nachgewiesen wurde, kann man davon ausgehen, dass die Denitrifikation insgesamt vollständig verläuft. Demzufolge ist auch der Zulauf des Bioreaktors nitrit- und nitratfrei. Die Bilanz der Nitrit- und Nitratmassenströme kann Abbildung 3.14 und Gleichung 3.17 entnommen werden.

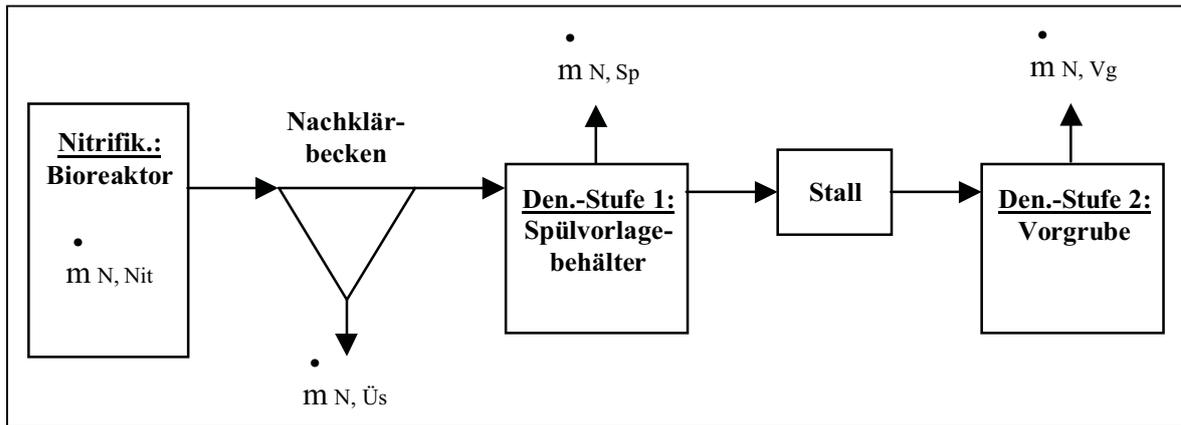


Abb. 3.14: Stickstoff-Massenströme bei der Nitrifikation und Denitrifikation

Bei Batch-Betrieb entfällt das Nachklärbecken und der Überschussschlamm wird dem Bioreaktor nach der Absetzphase direkt entnommen. Demnach gilt die Massenbilanz

$$\dot{m}_{N, Nit} = \dot{m}_{N, \ddot{U}s} + \dot{m}_{N, Sp} + \dot{m}_{N, Vg} \quad (3.17)$$

in beiden Fällen. Für den durch Nitrifikation produzierten Nitrit- und Nitratstickstoff-Massenstrom gilt die Gleichung

$$\dot{m}_{N, Nit} = \dot{V}_{Bior, zu} \cdot c_{NO_2+3-N, Bior} \quad (3.18)$$

und für den Nitrit- und Nitratstickstoff-Austrag mit dem Überschussschlamm

$$\dot{m}_{N, \ddot{U}s} = \dot{V}_{\ddot{U}s} \cdot c_{NO_2+3-N, \ddot{U}s} \quad (3.19)$$

Der denitrifizierte Stickstoff-Massenstrom setzt sich zusammen aus einem Anteil in der Spülvorlage (Denitrifikation - Stufe 1)

$$\dot{m}_{N, Sp} = \dot{V}_{Bior, ab} \cdot c_{NO_2+3-N, Bior} - \dot{V}_{Spfl} \cdot c_{NO_2+3-N, Spfl} \quad (3.20)$$

und dem übrigen Anteil in der Vorgrube (Denitrifikation - Stufe 2)

$$\dot{m}_{N, Vg} = \dot{V}_{Spfl} \cdot c_{NO_2+3-N, Spfl} \quad (3.21)$$

Die Berechnung des C/N-Verhältnisses bei der Denitrifikation im Spülvorlagebehälter kann Abbildung 3.15 und Gleichung 3.22 entnommen werden.

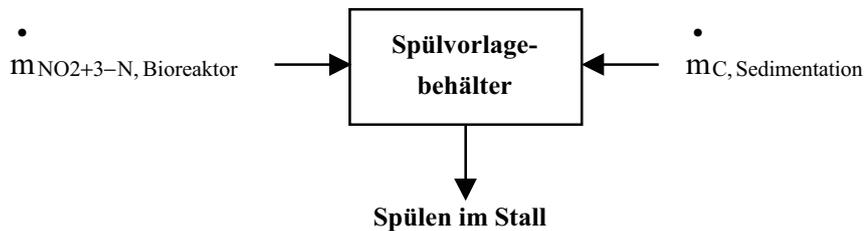


Abb. 3.15: C/N-Verhältnis bei der Denitrifikation im Spülvorlagebehälter

Man kann davon ausgehen, dass der Ablauf des Bioreaktors frei von leichtabbaubaren Kohlenstoffverbindungen ist, die bei der Denitrifikation als Energiequelle genutzt werden könnten. Daher wird nur der Kohlenstoffmassenstrom aus der Sedimentation zur Berechnung des C/N-Verhältnisses verwendet. Umgekehrt ist der Ablauf aus der Sedimentation frei von Nitrit und Nitrat. Das C/N-Verhältnis

$$C/N = \frac{(\dot{V}_{\text{Sedi, ab}} - \dot{V}_{\text{Bior, zu}}) \cdot c_{\text{CSB}} \cdot \frac{M_C}{M_{\text{O}_2}}}{\dot{V}_{\text{ab, Bior}} \cdot c_{\text{NO}_2+3\text{-N}}} \quad (3.22)$$

ist demnach der Quotient aus dem Nitrit- und Nitratstickstoff-Massenstrom aus dem Bioreaktor und dem CSB-Kohlenstoff-Massenstrom aus der Sedimentation.

3.7.5 Weitere Abwassertechnische Parameter

Für die Raumbelastung ($B_{R,j}$) des volumenbezogenen Zulaufmassenstromes gilt für beliebige Komponenten j

$$B_{R,j} = \frac{\dot{V}_{\text{Zu}} \cdot c_{j,\text{zu}}}{V_{\text{Bior}}} \quad (3.23)$$

Für die Schlammbelastung als Maß für die Belastung der Biomasse mit dem Substrat j gilt:

$$B_{\text{TS},j} = \frac{B_{R,j}}{c_{\text{TS}}} \quad (3.24)$$

Für die mittlere hydrodynamische Zulaufverweilzeit als Quotient aus dem Reaktionsvolumen und dem Zulaufvolumenstrom gilt:

$$t_{\text{hyd,zu}} = \frac{V_{\text{Reaktor}}}{\dot{V}_{\text{zu}}} \quad (3.25)$$

Das Rücklaufverhältnis (RV) des kontinuierlichen Belebungsverfahrens ist der Quotient aus dem Rücklaufschlammvolumenstrom und dem Zulaufvolumenstrom

$$RV = \frac{\dot{V}_{RS}}{\dot{V}_{zu}} \quad (3.26)$$

3.7.6 Massenbilanzen

- Massenbilanz bei diskontinuierlichem Betrieb (Batch-Betrieb)

Die Massenbilanz bei Batch-Betrieb ist in Abbildung 3.16 und Gleichung 3.27 am Beispiel des Stickstoffs wiedergegeben.

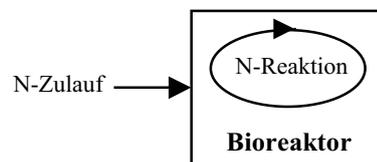


Abb. 3.16: Massenbilanz für Stickstoff bei Batch-Betrieb

Die volumenbezogene Massenbilanz lautet für den Bioreaktor

$$\frac{\Delta c_{\text{Bior}}}{\Delta t} = \left(\frac{m_{\text{zu}}}{\Delta t} - \frac{m_{\text{Reaktion}}}{\Delta t} \right) \cdot \frac{1}{V_{\text{Bior}}} \quad (3.27)$$

Die zeitliche Änderung der Konzentration im Reaktor ist gleich der Differenz des zugeführten und des durch Reaktion umgesetzten Massenstromes bezogen auf das Reaktionsvolumen. Aus der Massenbilanz lässt sich die momentane Reaktionsgeschwindigkeit für ein Zeitintervall i (r_i) berechnen. Wenn der Zulaufvolumenstrom als konstant angenommen wird, lautet die Beziehung

$$\frac{m_{\text{Reaktion}}}{\Delta t \cdot V_{\text{Bior}}} = r_i = \frac{(c_{\text{zu},i+1} + c_{\text{zu},i})/2 \cdot \dot{V}_{\text{zu}}}{V_{\text{Bior}}} - \frac{(c_{\text{Bior},i+1} - c_{\text{Bior},i})}{\Delta t_i} \quad (3.28)$$

- Stickstoff-Massenbilanz der Spülflüssigkeits-Aufbereitung

Die Gesamtbilanz der Stickstoffmassenströme der Aufbereitungsanlage kann Abbildung 3.17 entnommen werden. Dargestellt ist das kontinuierliche Belebungsverfahren. Die Bilanz der zu- und ablaufenden Massenströme für das Batch-Verfahren ist identisch. Demnach gelten die Bilanzgleichungen für beiden Betriebsarten.

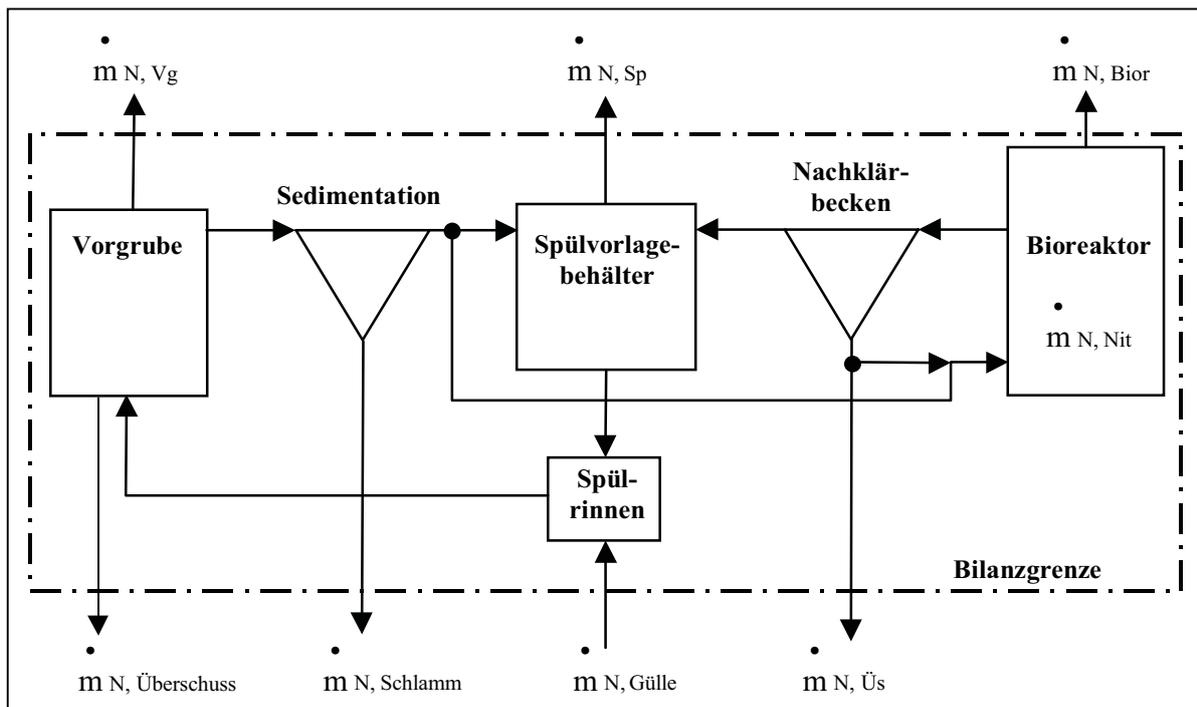


Abb. 3.17: Stickstoff-Massenbilanz der Aufbereitungsanlage (kontinuierlicher Betrieb)

Stickstoff-Input

Der Stickstoff-Input erfolgt über den Gülleeintrag im Stall. Das im Referenzabteil gemessene Güllevolumen wird mit der N-Konzentration einer repräsentativen Mischprobe der Gülle multipliziert und auf deren Produktionszeitraum bezogen.

$$\dot{m}_{N, \text{Input}} = (\dot{V}_{\text{Gülle, zu}} \cdot c_{N, \text{Gülle}}) / t \quad . \quad (3.29)$$

Stickstoff-Output

a) Der Stickstoff-Output in flüssiger oder fester Phase erfolgt durch den Gülleschlamm aus der Sedimentation

$$\dot{m}_{N, \text{Sed, Schlamm}} = \dot{V}_{\text{Sed, Schlamm}} \cdot c_{N, \text{Sed, Schlamm}} \quad (3.30)$$

den Überschussschlamm aus dem Bioreaktor

$$\dot{m}_{N, \text{Üs}} = \dot{V}_{\text{Üs}} \cdot c_{N, \text{Üs}} \quad (3.31)$$

und durch sonstige nicht erfasste Anteile, die in der Bilanzdifferenz zusammengefasst sind.

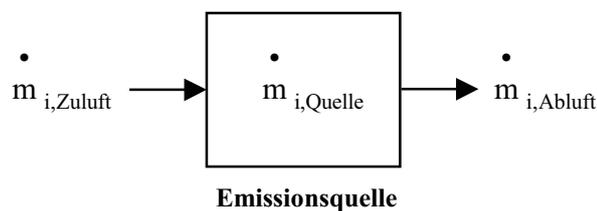
b) Der gasförmige Stickstoff-Output in Form von elementarem Stickstoff und Lachgas erfolgt durch Denitrifikation und Desorption (Tab. 3.10).

Tab. 3.10: Gasförmiger Stickstoff-Output

Reaktionsort	Ursache	Bilanzgleichung (Gl.)
Spülvorlagebehälter	Denitrifikation	3.20
Vorgrube	Denitrifikation	3.21
Bioreaktor	Desorption	3.32

3.7.7 Abluft-Emissionen

In Abbildung 3.18 ist die Massenbilanz der Gaskomponenten i einer punktförmigen Emissionsquelle wiedergegeben.

Abb. 3.18: Massenbilanz der Gaskomponenten i einer punktförmigen Emissionsquelle

- Abluft aus dem Stall

Als Bilanzraum, der die Emissionsquelle (Tierbestand, Gülle) vollständig umschließt, wird das einzelne Stallabteil angenommen. Zur Normierung der Messdaten wird für jedes der untersuchten Abteile zunächst ein einheitliches Zeitraster aus 30-Minuten-Mittelwerten gebildet. Die Abluftemissionen können dann aus der Massenbilanz mit den 30-Minuten-Mittelwerten der Zuluft- und der Abluftkonzentration der Komponente i und dem entsprechenden Volumenstrom für jeden Abluftschacht separat berechnet werden

$$\dot{m}_{i, \text{Emission}, 30\text{min}} = \dot{V}_{\text{Abluft}, 30\text{min}} \cdot (c_{i, \text{Abluft}, 30\text{min}} - c_{i, \text{Zuluft}, 30\text{min}}) \quad (3.32)$$

Auf Basis der 30-Minuten-Mittelwerte werden anschließend für jeden Abluftschacht und jede Abluftkomponente i Tagesmittelwerte gebildet. Da sich in den Abteilen jeweils zwei Abluftschächte befinden (siehe Abb. 3.2), wird der Emissionsmassenstrom für das gesamte Abteil aus der Summe der Emissionen der beiden einzelnen Schächte berechnet

$$\dot{m}_{i, 24\text{h}} = \dot{m}_{i, 24\text{h}, \text{Schacht 1}} + \dot{m}_{i, 24\text{h}, \text{Schacht 2}} \quad (3.33)$$

Um eine Vergleichbarkeit der Ergebnisse mit Literaturdaten zu ermöglichen, werden die Emissionsmassenströme auf ein Produktionsjahr (330 Tage) umgerechnet und auf die Anzahl der Tierplätze im Stall bezogen. Mit dem gemittelten Tagesmittelwert und unter

Annahme von 330 Produktionstagen ergibt sich ein Jahresmittelwert von

$$\dot{M}_{i, \text{Jahr}} = \frac{\overline{m_{i,24h}} \cdot 330}{\text{TP}} \quad (3.34)$$

- Abluft des Bioreaktors

Der Bilanzraum ist der gesamte Bioreaktor. Die Massenbilanz folgt aus Abbildung 3.18 und der Emissionsmassenstrom wird nach Gl. 3.32 und der Jahresmittelwert nach Gl. 3.34 berechnet. Der Bezugszeitraum ist 365 Tage, da der Bioreaktor dauernd in Betrieb ist.

- Geruchsemissionen

Die Geruchsemissionen werden anhand der Bilanz mit den olfaktometrisch bestimmten Geruchsstoffkonzentrationen (GE/m^3 Luft) und dem entsprechenden Momentanwert des Abluftvolumenstromes berechnet und auf die Anzahl der Großvieheinheiten (1 GV entspricht 500 kg Lebendgewicht) im Stall (Momentanwert) bezogen

$$\dot{\text{GE}}_{\text{Emission}} = \dot{V} \cdot (c_{\text{GE, Abluft}} - c_{\text{GE, Zuluft}}) / \text{GV} \quad (3.35)$$

Die gesamte Geruchsemission eines Abteils setzt sich zusammen aus der Summe der Geruchsemissionen beider Abluftschächte des betreffenden Abteils

$$\dot{\text{GE}}_{\text{Abteil}} = \dot{\text{GE}}_{\text{Schacht 1}} + \dot{\text{GE}}_{\text{Schacht 2}} \quad (3.36)$$

Für die Geruchsminderung im Abteil mit den Spülrinnen gegenüber dem Referenzabteil gilt die Definition

$$\eta_{\text{Geruch}} = \frac{\dot{\text{GE}}_{\text{Ref}} - \dot{\text{GE}}_{\text{Sr}}}{\dot{\text{GE}}_{\text{Ref}}} \cdot 100\% \quad (3.37)$$

3.7.8 Deskriptive Statistik

Für die deskriptive Auswertung der Daten wurde das Programm Microsoft Excel, Version 7,0, des Microsoft Office-Paketes (MS Office für Windows 98) verwendet. Aufgrund von Art und Umfang der durchgeführten Untersuchungen war es nicht möglich, eine ausreichende Zahl von Wiederholungsmessungen durchzuführen, die eine statistische Absicherung der Ergebnisse zulassen.

4 Ergebnisse

Im folgenden sind die Untersuchungsergebnisse der anderthalbjährigen Pilotversuchsphase der Spülmistungsanlage zusammengestellt. Die Ergebnisse sind nach Untersuchungsschwerpunkten thematisch gegliedert aufgeführt. Dies sind die Aufbereitung der Spülflüssigkeit (Flockung, Sedimentation und biologische Aufbereitung) und die Messung der Abluftemissionen (gasförmige Emissionen aus dem Stallbereich und gasförmige Emissionen in der Abluft des Bioreaktors).

4.1 Flockung und Sedimentation

Zur Reduzierung der Kohlenstoff-, Stickstoff- und der Phosphatfracht ist der biologischen Behandlung eine Flockungs- und Sedimentationsstufe vorgeschaltet. Aufgrund der Vielzahl der chemisch-physikalischen Einflussfaktoren auf die Bildung von Partikelaggregaten waren zur Auswahl und Dosierung eines Flockungsmittels zunächst eine Reihe statischer Absetzversuche erforderlich.

4.1.1 Auswahl eines Flockungsmittels (Vorversuch)

Um geeignete Bedingungen für eine Einzelteilchen-Sedimentation zu schaffen, wurde die Schweinegülle zunächst auf eine TM-Konzentration von 1,5 Mass.-% verdünnt. Dieser Ansatz wurde in einen Standzylinder mit einem Volumen von 2000 ml eingefüllt und mit dem jeweiligen Zuschlagstoff versehen. Nach einer Absetzzeit von 60 Minuten wurde das im Bodenbereich abgesetzte Sedimentvolumen abgelesen und ein Teil des Überstandes für Analysezwecke abgepumpt. In Abbildung 4.1 ist der aus der Massenbilanz errechnete Eindickungsfaktor des Sedimentes für verschiedene Zuschlagstoffe wiedergegeben.

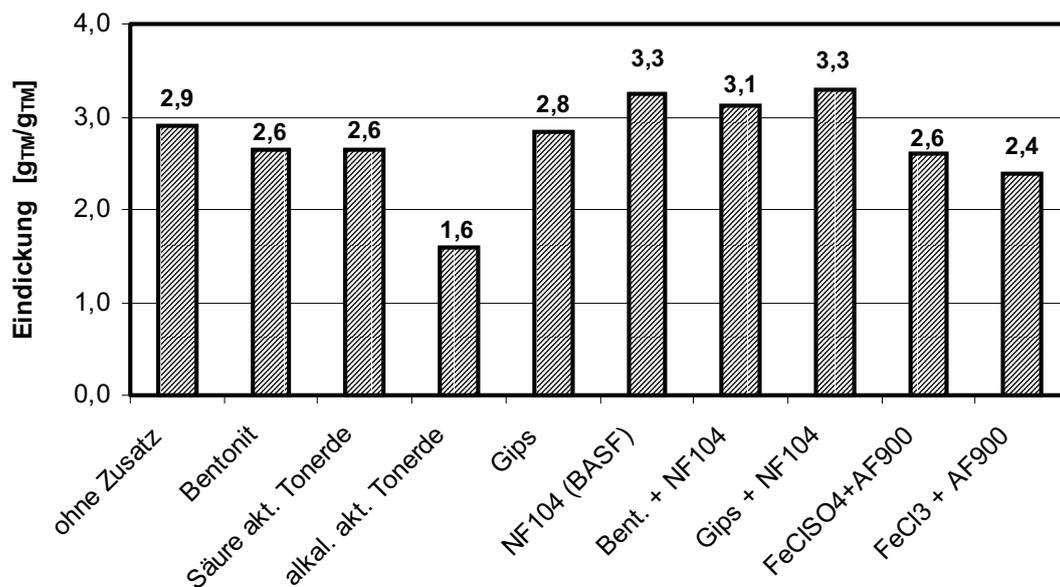


Abb. 4.1: Eindickungsfaktor der Trockenmasse (TM) für verschiedene Zusatzstoffe

Die aus dem statischen Absetzversuch erhaltenen Analysendaten ermöglichen einen Vergleich der Wirksamkeiten der Zuschlagstoffe hinsichtlich der Stoffabscheidung. Ausgehend davon, dass der Massenanteil, der in das Sediment gelangt, als abgeschieden gilt, kann der Abscheidegrad aus der Massenbilanz für beliebige Stoffe berechnet werden. In Abb. 4.2 ist der Abscheidegrad für die Trockenmasse (TM), den Chemischen Sauerstoffbedarf (CSB) und Gesamtstickstoff (N_{ges}) für verschiedene Zuschlagstoffe aufgetragen.

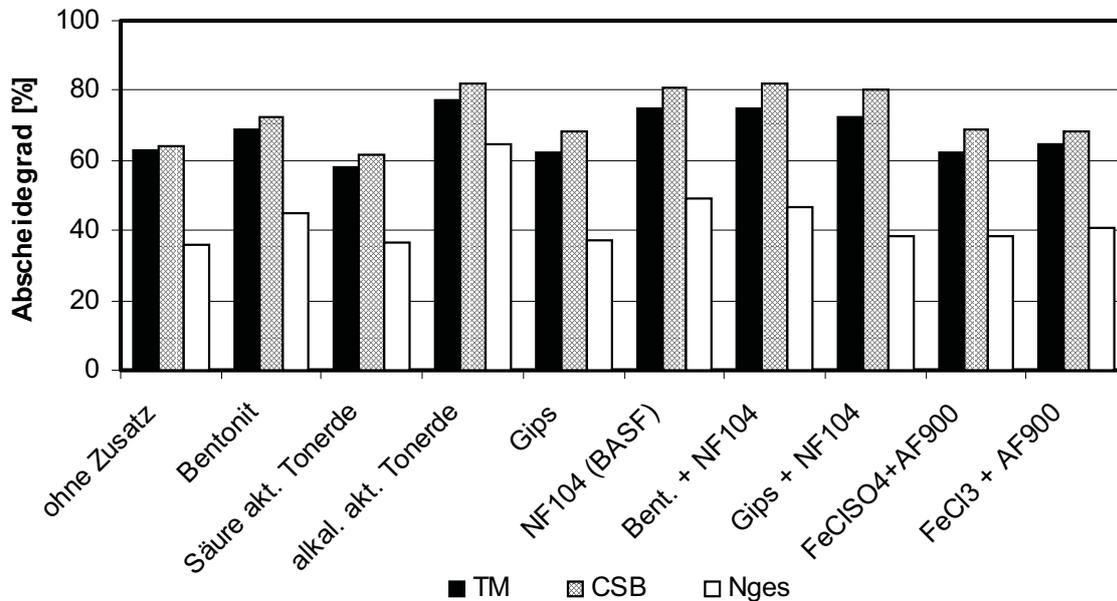


Abb. 4.2: Abscheidegrade für die Trockenmasse, CSB und N_{ges} mit verschiedenen Zuschlagstoffen im statischen Absetzversuch

Als Ergebnis der Vorversuchsreihe wurde das nichtionische Polyacrylamid NF 104 (Fa. BASF) ausgewählt. Im Vergleich ohne Zusatz wurde mit diesem Zusatzstoff im statischen Absetzversuch sowohl eine verbesserte Eindickung (3,3 / 2,9) als auch ein höherer Abscheidegrad bezüglich Trockenmasse (75 % / 63 %), CSB (81 % / 64 %) und Gesamtstickstoff (49 % / 36 %) erzielt. Durch eine kombinierte Dosierung des nichtionischen Polyacrylamides mit Bentonit oder Gips wurde keine bessere Wirkung im Vergleich mit der alleinigen Dosierung des nichtionischen Polyacrylamides festgestellt. Weder kationisch noch anionisch modifizierte Polyacrylamide verschiedener Hersteller haben sich als geeignet erwiesen.

Die Fe(III)-Salze zeigten eine ähnlich gute Abscheidewirkung wie das nicht-ionische Polyacrylamid, die Eindickung des Schlammes war jedoch etwas schlechter. Durch die Dosierung eines anionischen Polyacrylamides (z.B. AF900) zusätzlich zu den Fe-Salzen (z.B. FeCl₃, FeClSO₄) wurde keine Verbesserung der Abscheidung erzielt. Obwohl von den Fe-Verbindungen insbesondere FeCl₃ eine recht gute Wirkung zeigte, wurde der Einsatz dieser Stoffgruppe verworfen, da eine Aufsalzung in dem Spülkreislauf möglicherweise zu Problemen mit der Biologie führen kann.

Bemerkenswert ist, dass die besten Abscheidegrade mit einer alkalisch aktivierten Tonerde erzielt wurden (Trockenmasse 78 % / 63 %, CSB 82 % / 64 %, Gesamtstickstoff 65 % / 36 %). Insbesondere die Abscheidung von Stickstoff ist erheblich besser als bei allen anderen untersuchten Zusatzstoffen. Nachteilig ist jedoch die schlechte Eindickung des Schlammes von 1,6 im Vergleich zu 2,9 ohne Zusatzstoff. Der Einsatz dieses Stoffes wurde aufgrund der schlechten Eindickung des Schlammes und technologischer Schwierigkeiten beim Ansatz der Suspension nicht in Erwägung gezogen. Im Vergleich ohne Zusatzstoff zeigte die Säure aktivierte Tonerde praktisch keine Wirkung.

4.1.2 Stoffkonzentrationen

Die Gülle wurde zunächst durch den Zusatz eines nicht-ionischen Polyacrylamides (NF104, Fa. BASF) mit einer Dosierung von 8 g PA pro m³ Gülle geflockt und anschließend dem Sedimentationsbehälter zugeführt. Die Mittelwerte der TM-, TC-, N-, P- und K-Konzentrationen sind in Abbildung 4.3 am Beispiel von Mastdurchgang 1 aufgeführt.

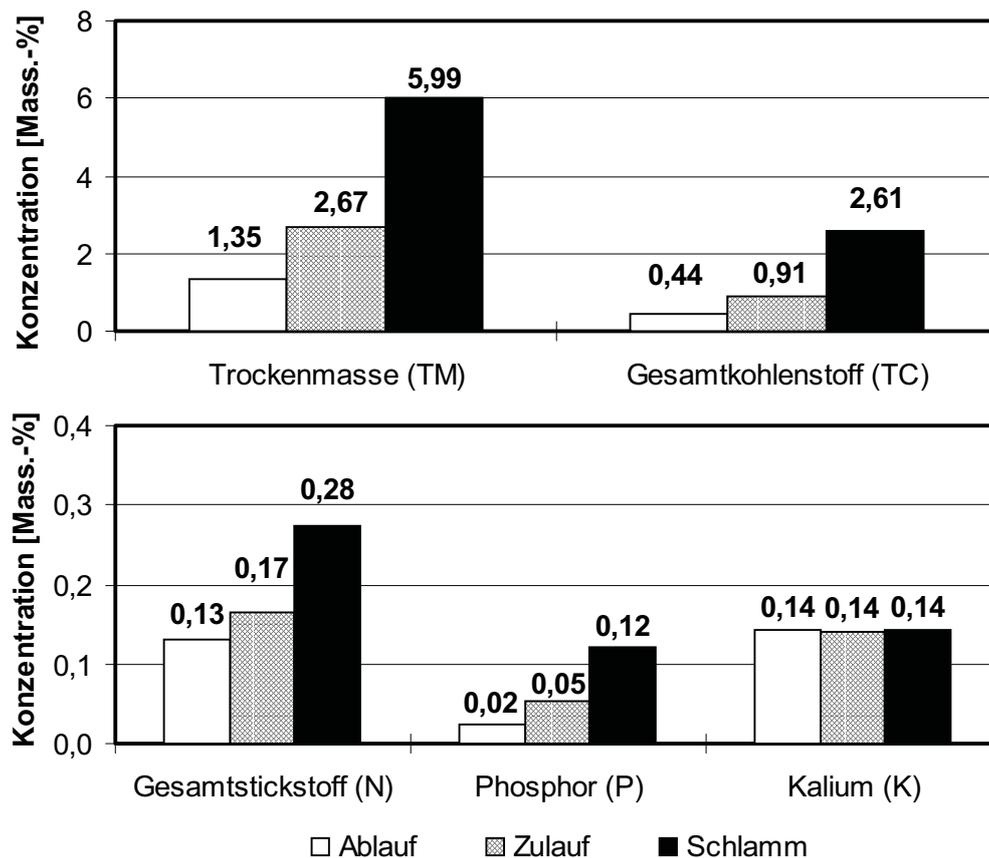


Abb. 4.3: Stoffkonzentrations-Mittelwerte der Sedimentation (Md. 1 - 1. bis 100. Masttag)

Der Gesamtkohlenstoffes (TC) und die Trockenmasse (TM) in der zulaufenden Gülle liegen größtenteils ungelöst vor und können daher mittels Sedimentation gut abgeschieden werden. Im unteren Bild ist auch für Phosphor und Stickstoff eine Verschiebung der

Konzentrationen zwischen Zulauf und Ablauf erkennbar. Ein großer Teil des Phosphors ist an den Feststoff gebunden und sedimentiert aus. Kalium liegt dagegen weitgehend in gelöster Form vor und kann demzufolge nur schlecht abschieden werden. Die Zahlenwerte für alle drei Mastdurchgänge sind in Tabelle A.2 (Anhang) aufgeführt.

4.1.3 Massenströme und Abscheidegrade für N, C und P

In Abbildung 4.4 sind die N-, C- und P-Massenströme im Zulauf und im Ablauf der Sedimentation und die entsprechenden Abscheidegrade für drei aufeinander folgende Mastdurchgänge (Md.) aufgeführt.

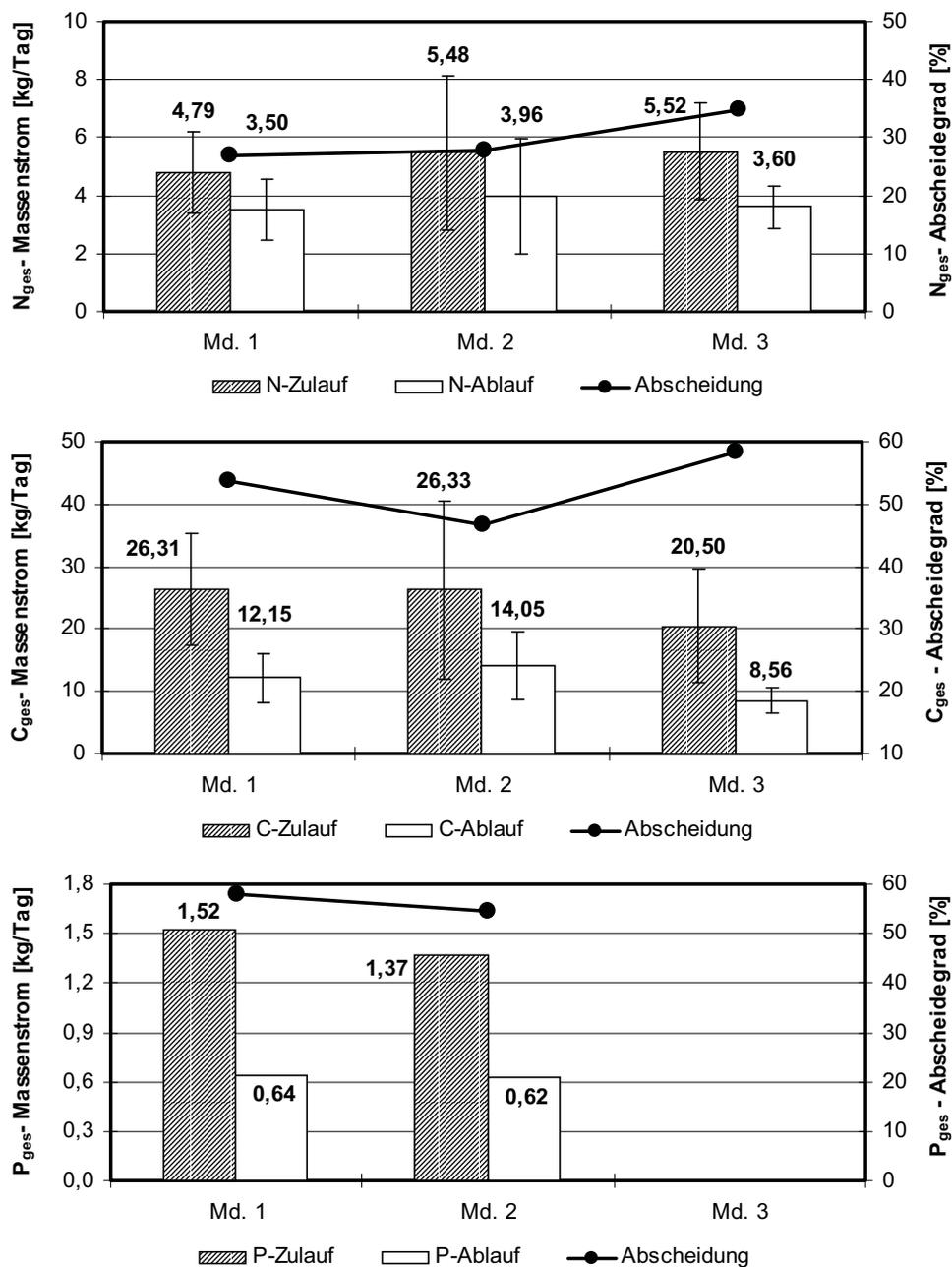


Abb. 4.4: Mittlere N-, C- und P-Massenströme und Abscheidegrade bei der Sedimentation für die Mastdurchgänge 1,2 und 3

Die Stickstofffracht zur Sedimentation beträgt im Mittel zwischen 4,8 und 5,5 kg pro Tag. Der im Ablauf des Sedimentationsbehälters verbleibende Stickstoff-Massenstrom liegt im Bereich zwischen 3,0 und 4,0 kg pro Tag. Die Abscheidegrade für Stickstoff betragen zwischen 27 und 35 %.

Der Kohlenstoffmassenstrom in die Sedimentation beträgt im Mittel eines Mastdurchganges zwischen 20,5 und 26,3 kg pro Tag. Der ablaufende Kohlenstoff-Massenstrom liegt im Bereich zwischen 8,6 und 14,0 kg pro Tag. Die daraus resultierenden Abscheidegrade betragen zwischen 47 und 58 %.

Phosphat wurde nur bei den Mastdurchgängen 1 und 2 gemessen. Die Phosphatfracht zur Sedimentation beträgt im Mittel des jeweiligen Mastdurchganges zwischen 1,37 und 1,52 kg pro Tag. Der im Ablauf der Sedimentation verbleibende Phosphat-Massenstrom liegt im Bereich zwischen 0,62 und 0,64 kg pro Tag und der Abscheidegrad beträgt zwischen 55 und 58 %. Die Zahlenwerte können der Tab. A.3 (Anhang) entnommen werden.

Die relativ großen Standardabweichungen der Mittelwerte sind auf die sich kontinuierlich ändernden Betriebsbedingungen innerhalb eines Mastdurchganges zurückzuführen. Bedingt durch die starke Zunahme der Lebendmasse im Stall erfolgt eine entsprechende Zunahme der Gülleproduktion und Veränderung der Zusammensetzung. Die damit verbundene Schwankung der Stoffeinträge in das System wird am Beispiel der Stickstoff-Massenströme für den zweiten Mastdurchgang gezeigt (Abb. 4.5). Die der Sedimentationsstufe zulaufende Tagesfracht erhöhte sich vom 1. bis zum 100. Masttag um das Vierfache. Ähnliche Verläufe wurden auch für die Trockenmasse sowie Kohlenstoff und Phosphat gemessen.

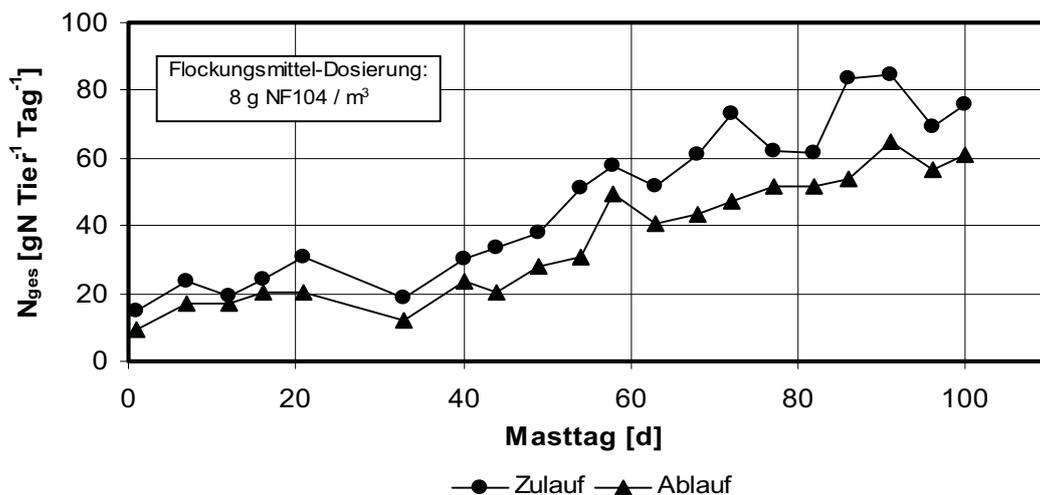


Abb. 4.5: Stickstoff-Massenströme der Sedimentation im Verlauf einer Mastperiode (Versuch 1 - Mastdurchgang 2)

4.2 Biologische Aufbereitung

4.2.1 Zulaufbedingungen

In der folgenden Abb. 4.6 sind die Volumenströme und die mittlere Zulaufverweilzeit bei kontinuierlichem Betrieb der Biologie (Versuch 1, Mastdurchgänge 1 und 2) aufgeführt.

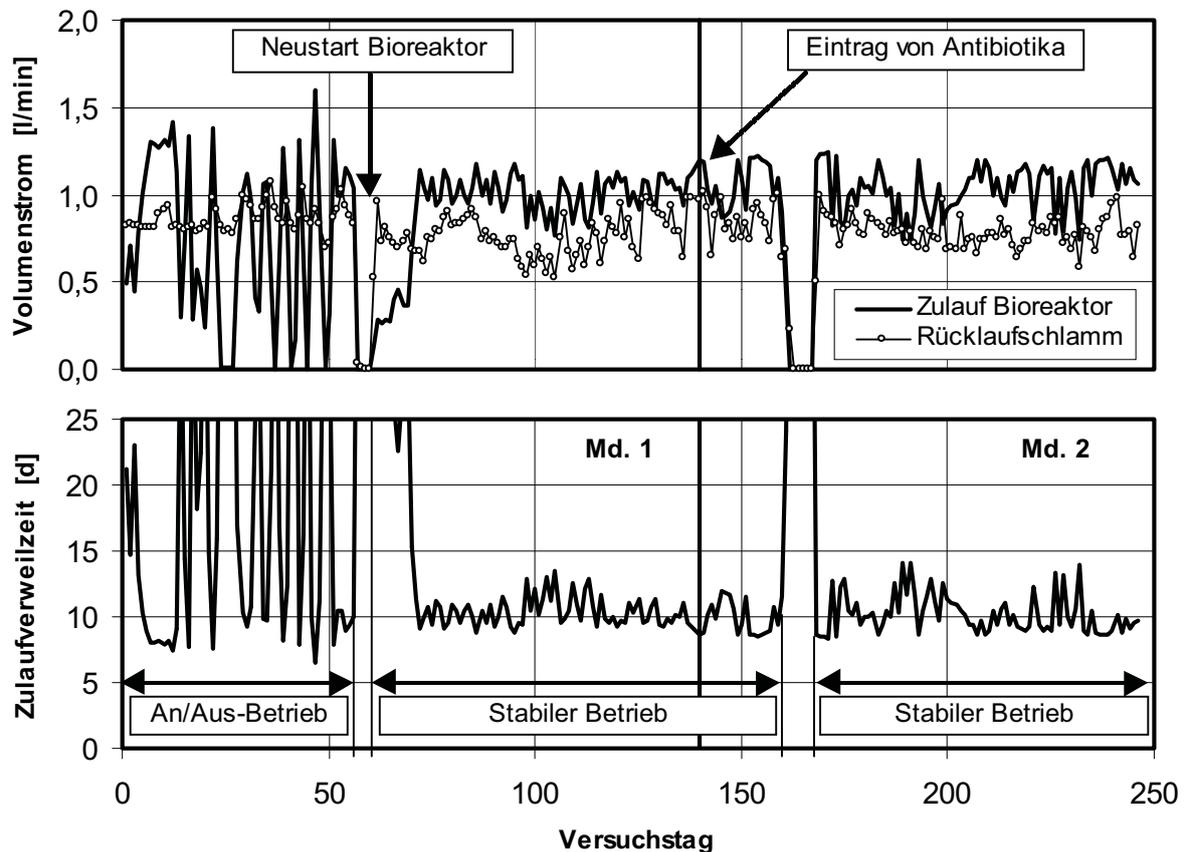


Abb. 4.6: Tagesmittelwerte der Volumenströme für den Zulauf und den Rücklaufschlamm und der Zulaufverweilzeit, kont. Betrieb (Versuch 1 - 13.8.1999 bis 16.4.2000)

Der Zulaufvolumenstrom und damit verbunden die mittlere Zulaufverweilzeit schwankten bis zum 60. Versuchstag sehr stark. Aufgrund der hohen Konzentrationen in der Spülflüssigkeit konnte der Zulauf zunächst nur absatzweise erfolgen (An-/Aus-Betrieb). Dazu kamen technische Probleme mit der Zulaufpumpe. Am 59. Versuchstag ist etwa 2/3 des Reaktorinhaltes aufgrund eines Defektes ausgelaufen. Der Reaktor musste praktisch nochmals in Betrieb genommen werden (Neustart). Danach konnte ein stabiler Betrieb mit einem Zulaufvolumenstrom zwischen 0,8 und etwa 1,2 l/min realisiert werden. Das entspricht bei einem Reaktionsvolumen von 15 m³ einer mittleren Zulaufverweilzeit von 9 bis 12 Tagen. Die Anlage wurde mit einem Rückschlammvolumenstrom zwischen 0,6 und 1,0 l/min gefahren. Das Rückschlammverhältnis beträgt demnach etwa 0,8.

Am Anfang des zweiten Mastdurchganges kam es zu einer Erkrankung des Tierbestandes in dem Spülrinnenabteil. Aus diesem Grund wurde dem Futter Antibiotika (Tetracycline und Sulfonamide) zugesetzt. Um den Schaden für die biologischen Prozess zu begrenzen, wurde der Zulauf ab dem 161. bis zum 168. Versuchstag (22. bis 29. Masttag) abgeschaltet und ein Teil der Spülflüssigkeit und des Reaktorinhaltes (4 m^3) durch Brunnenwasser ausgetauscht.

In Abbildung 4.7 sind das Aufstauvolumen, die Volumenströme und die mittlere Zulaufverweilzeit bei Batch-Betrieb (Versuch 2, Mastdurchgang 3) bezogen auf eine Zyklusdauer von 24 Stunden aufgeführt.

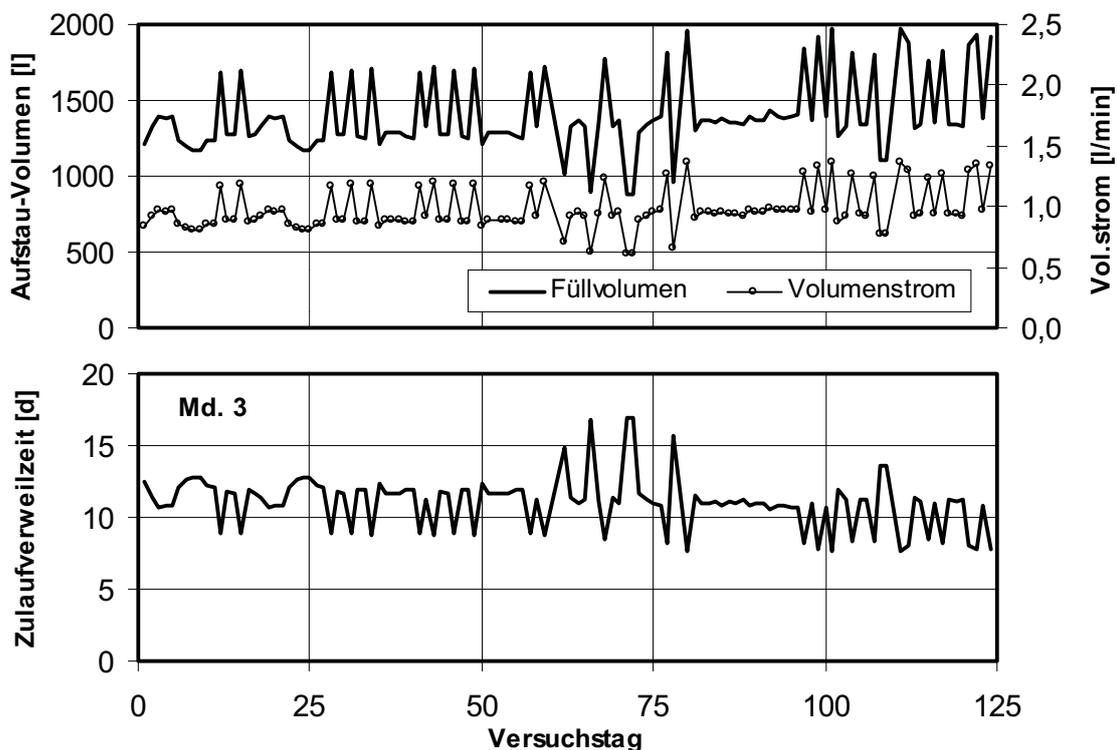


Abb. 4.7: Tagesmittelwerte des Füllvolumens, des Volumenstromes und der Zulaufverweilzeit, Batch-Betrieb (Versuch 2 - 21.6.2000 bis 24.10.2000)

Der Reaktor wurde bei Batch-Betrieb täglich bis zu einem maximalen Niveau aufgestaut. Je nach Anfangsfüllstand in der Füllphase können sich daher unterschiedliche Füllmengen ergeben. Wenn kein Schlamm abgelassen wurde, ist der Reaktor im Mittel mit etwa 1200 bis 1300 Liter Zulauf gefüllt worden. Wurde nach dem Ablassen des Überstandes außerdem noch Schlamm abgelassen, so erhöhte sich das Aufstauvolumen beim nächsten Zyklus um den entsprechenden Betrag, was man in der Abbildung 4.7 an den Peaks erkennen kann. Der überschüssige Schlamm wurde aus steuerungstechnischen Gründen nicht täglich, sondern nur alle 3 Tage oder bei Bedarf von Hand abgezogen. Das dabei abgezogene Überschuss-Schlammvolumen beträgt etwa 350 bis 450 Liter.

Zur besseren Vergleichbarkeit mit dem kontinuierlichen Betrieb (Versuch 1) wurden die Füllvolumina auf die Gesamtzykluszeit, also einen Tag bezogen. Damit ergeben sich Tagesmittelwerte des Zulaufvolumenstromes und demnach auch der mittleren Zulaufverweilzeit. Um eine Vergleichbarkeit beider Schaltungen zu ermöglichen, wurde Versuch 2 ebenfalls mit einer Zulaufverweilzeit von 9 bis 12 Tagen betrieben.

- Substratzusammensetzung

Zur Beurteilung der biologischen Abbaubarkeit eines Substrates kann sowohl das BSB_5/N - als auch das BSB_5/CSB -Verhältnis herangezogen werden. In Abbildung 4.8 sind die Verläufe dieser beiden Parameter für Versuch 1 (Mastdurchgang (Md.) 1 und 2) abgebildet.

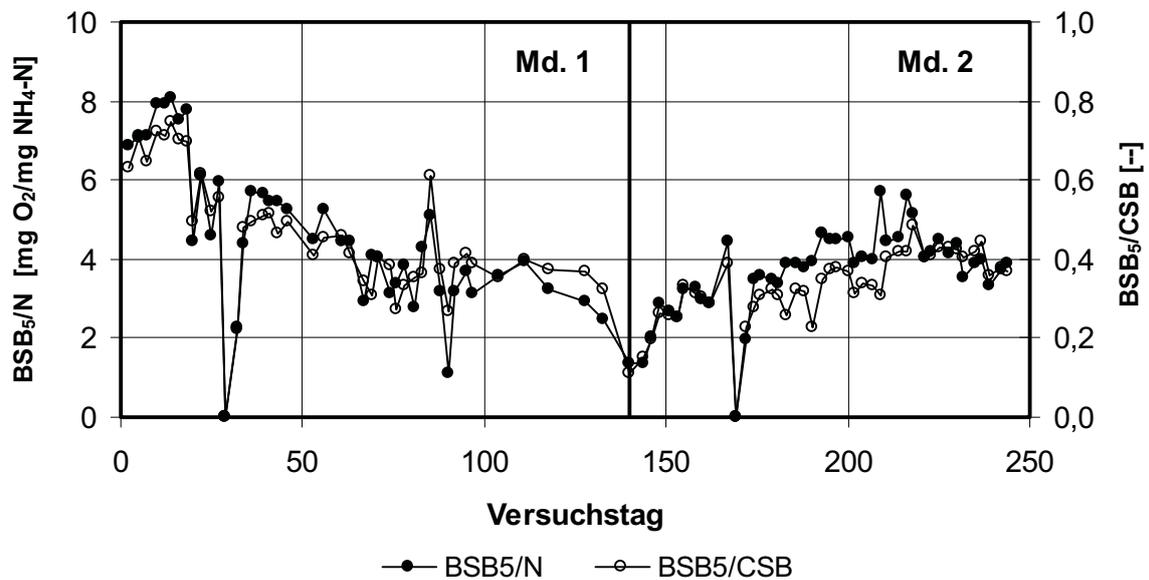


Abb. 4.8: BSB_5/N - und BSB_5/CSB -Verhältnis, kontinuierlicher Betrieb (Versuch 1)

Das Verhältnis von biologischem und chemischem Sauerstoffbedarf kennzeichnet den Anteil an biologisch verwertbarem Kohlenstoff im Substrat. Die biogene Verwertbarkeit des im Zulauf enthaltenen Kohlenstoffs nimmt in Mastdurchgang (Md.) 1 von 0,8 bis auf etwa 0,15 ab. Nach der Einstellung des nächsten Tierbestandes und dem damit verbundenen frischen Gülleeintrag steigt das BSB_5/CSB -Verhältnis sofort wieder an und erreicht am um den 220. Versuchstag ein Maximum bei etwa 0,45.

Das BSB_5/N -Verhältnis ist das Verhältnis des biologisch verwertbaren Kohlenstoffs und dem Ammonium-Stickstoff im Substrat. Dieser Parameter beeinflusst maßgeblich die Zusammensetzung der Biozönose des biologischen Systems. Je kleiner der Wert ist, desto besser sind die Bedingungen z.B. für C-autotrophe Nitrifizierer gegenüber heterotrophen Bakterien. Der Verlauf zeigt eine ähnliche Dynamik wie die des BSB_5/CSB -Verhältnisses. Im ersten Mastdurchgang ist ein Rückgang des Wertes von 8 bis auf etwa 1,5 erkennbar. Während des zweiten Mastdurchganges steigt der Wert wieder bis auf ungefähr 5 an.

In Abbildung 4.9 sind die Verläufe des BSB₅/N- und des BSB₅/CSB-Verhältnisses für den Batch-Betrieb (Versuch 2, Mastdurchgang 3) abgebildet.

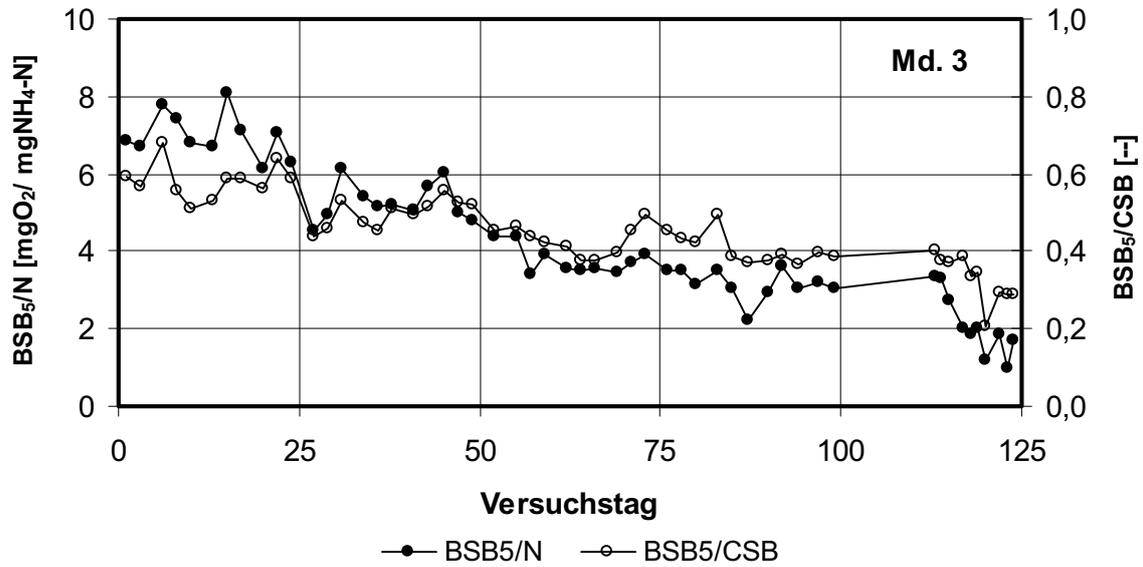


Abb. 4.9: BSB₅/N- und BSB₅/CSB-Verhältnis, Batch-Betrieb (Versuch 2)

Beide Verläufe sind über die gesamte Versuchsdauer (eines Mastdurchganges) stetig fallend. Das BSB₅/CSB-Verhältnis beträgt am Anfang des Mastdurchganges (Md.) etwa 0,6 und fällt ab bis auf etwa 0,3. Das BSB₅/N-Verhältnis sinkt von etwa 8 am Anfang der Mastperiode bis auf 0,15 am 123. Versuchstag ab. Die Zahlenwerte für drei Mastdurchgänge sind in Tabelle 4.1 zusammengefasst.

Tab. 4.1: BSB₅/N- und BSB₅/CSB-Verhältnis bis zum 100. Masttag für drei Mastdurchgänge

Substrat- Zusammensetzung	Kontinuierlicher Betrieb				Batch-Betrieb	
	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	BSB ₅ /CSB [gO ₂ /gO ₂]	BSB ₅ /N [gO ₂ /gN]	BSB ₅ /CSB [gO ₂ /gO ₂]	BSB ₅ /N [gO ₂ /gN]	BSB ₅ /CSB [gO ₂ /gO ₂]	BSB ₅ /N [gO ₂ /gN]
Mittelwert	0,47	4,80	0,33	3,64	0,48	4,82
Min	0,00	0,00	0,00	0,00	0,37	2,22
Max	0,75	8,07	0,48	5,71	0,68	8,09
Sd	0,16	1,89	0,09	1,09	0,08	1,56
Vk [%]	33,9	39,3	28,4	29,8	16,4	32,3

Md : Mastdurchgang

4.2.2 Kohlenstoffabbau

In Abbildung 4.10 sind die Konzentrationen des Chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) für den Bioreaktor und die Spülflüssigkeit bei kontinuierlichem Betrieb im Verlauf der Mastdurchgänge (Md.) 1 und 2 aufgeführt.

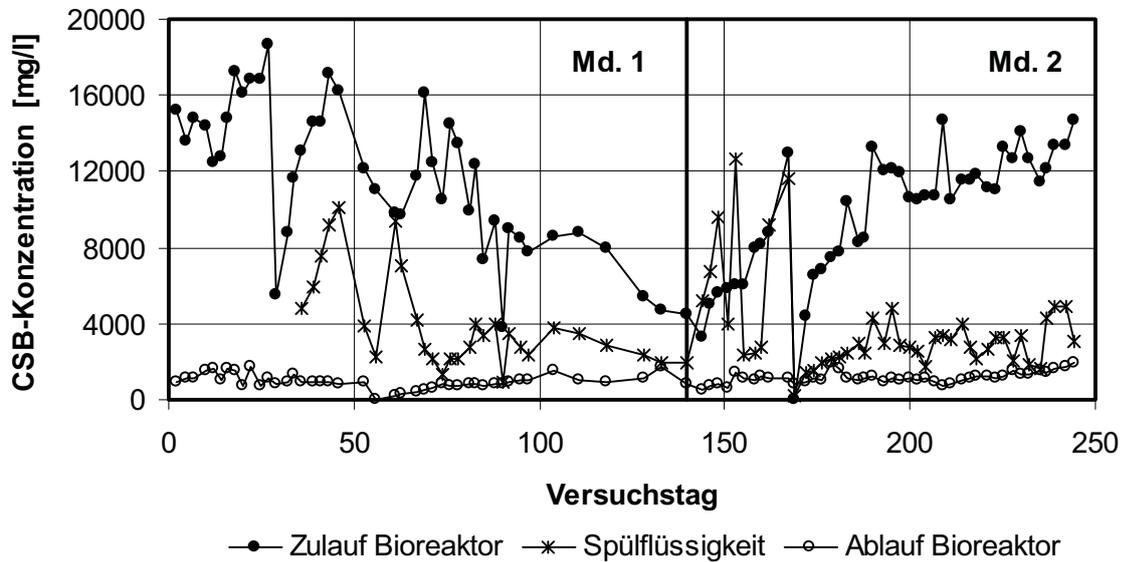


Abb. 4.10: Verlauf der CSB-Konzentrationen, kontinuierlicher Betrieb (Versuch 1)

In der folgenden Abbildung 4.11 sind die Verläufe der CSB-Konzentrationen für den Bioreaktor und die Spülflüssigkeit bei Batch-Betrieb (Mastdurchgang 3) aufgetragen.

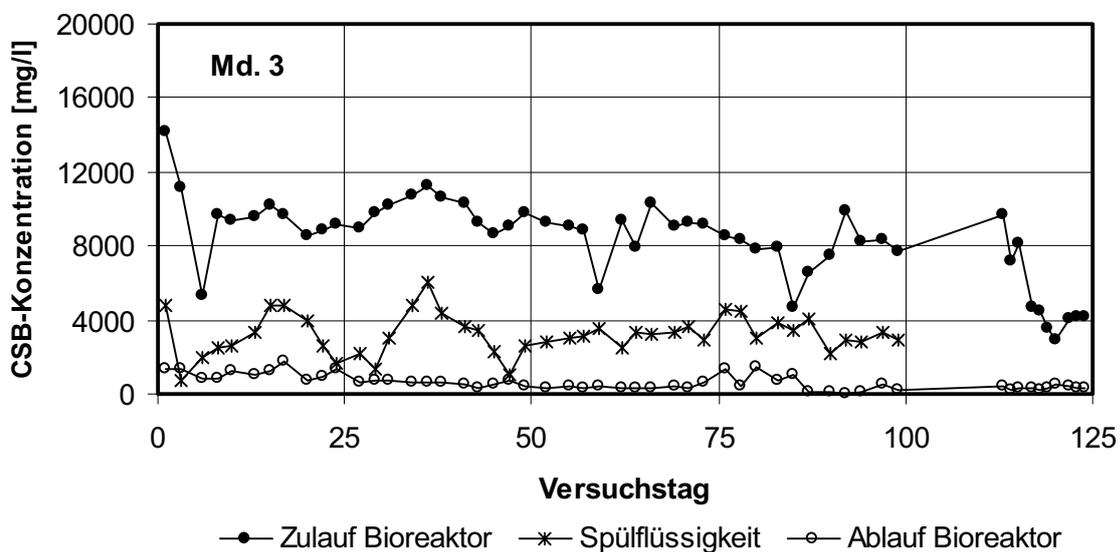


Abb. 4.11: Verlauf der CSB-Konzentrationen, Batch-Betrieb (Versuch 2)

Die Inbetriebnahme des Bioreaktors erfolgt bei einer relativ hohen Zulaufkonzentration von etwa 16.000 mg CSB / Liter. Da die Anlage zuvor über einen Zeitraum von etwa 4 Monaten nur mit einer mechanischen Separierung gefahren wurde, konnten sich gelöste Kohlenstoffverbindungen im Spülkreislauf aufkonzentrieren (Abb. 4.10).

Durch die große Wärmefreisetzung kam es zu einem starken Anstieg der Reaktortemperatur (siehe Abb. 5.7). Um diesen Anstieg zu bremsen, wurde die Anlage im An-/ Aus-Betrieb gefahren, d.h. der Zulauf wurde schubweise zugeführt. Außerdem wurde am 28. Versuchs-tag ein großer Teil der ausgespülten Gülle in der Vorgrube durch Brunnenwasser ersetzt. Aufgrund des Verdünnungseffektes fällt die CSB-Konzentration im Zulauf stark ab.

Sofort nach der Einstellung des zweiten Mastdurchganges stieg die Zulaufkonzentration zunächst stark an. Aufgrund eines Eintrages von Antibiotika in den Spülkreislauf wurde am 168. Versuchstag (29. Masttag) erneut eine Verdünnung der Spülflüssigkeit und des Reaktorinhaltes durchgeführt. Danach stieg die Zulaufkonzentration bis zum Ende der Mastperiode wieder stetig an.

Die Ablaufkonzentration des Bioreaktors liegt während der gesamten Versuchsdauer unterhalb von 2000 mg/l. Die Spülflüssigkeit setzt sich zu etwa 40 % aus dem Ablauf aus der Sedimentation und zu etwa 60 % aus dem Ablauf aus der Biologie zusammen. Das Konzentrationsniveau der Spülflüssigkeit wird daher im wesentlichen durch das Mischungsverhältnis und von den Konzentrationen der Komponenten in den beiden Volumenanteilen bestimmt. Im Vergleich zu Versuch 1 verläuft die CSB-Zulaufkonzentration bei Versuch 2 relativ gleichmäßig zwischen 6.000 und 10.000 mg/l. Auch die gemessenen Ablaufkonzentrationen sind durchgehend etwas niedriger als bei Versuch 1 und liegen im Bereich von 500 bis 1500 mg/l.

In der folgenden Abbildung 4.12 sind die Verläufe der CSB-Raumbelastung und des CSB-Abbaugrades für Versuch 1 (kontinuierlicher Betrieb) aufgetragen.

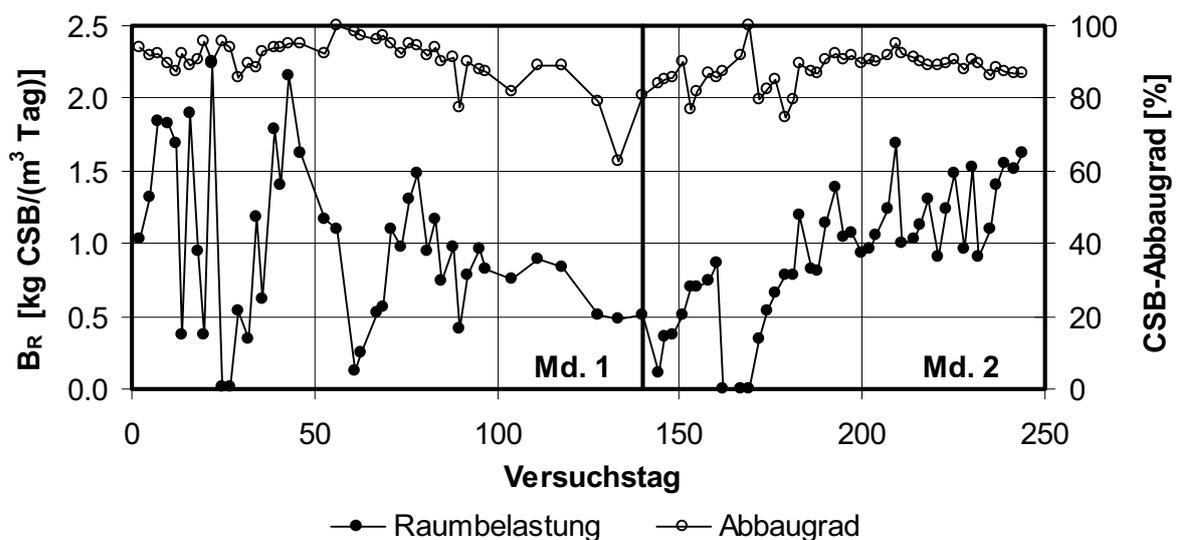


Abb. 4.12: CSB-Raumbelastung und -Abbaugrad bei kontinuierlichem Betrieb (Versuch 1)

Aufgrund der anfänglichen Probleme mit dem Zulauf unterliegt die Raumbelastung starken Schwankungen. Erst ab dem 60. Versuchstag kann von einem störungsfreien und stabilen Anlagenbetrieb ausgegangen werden. Ab diesem Zeitpunkt und bis zum Ende des Mastdurchganges schwankt die Raumbelastung zwischen 0,5 und 1,5 kg CSB / m³ d. Im Verlauf des zweiten Mastdurchganges ist ein Anstieg der Raumbelastung von anfangs etwa 0,2 bis auf über 1,5 erkennbar.

Der CSB-Abbaugrad fällt zum Ende des ersten Mastdurchganges von nahezu 100 % auf unter 80 % ab und stabilisiert sich dann am Ende des zweiten Mastdurchganges bei etwa 85 bis 90 %.

In Abbildung 4.13 sind die Verläufe der CSB-Raumbelastung und des CSB-Abbaugrades für Versuch 2 (Batch-Betrieb) aufgeführt.

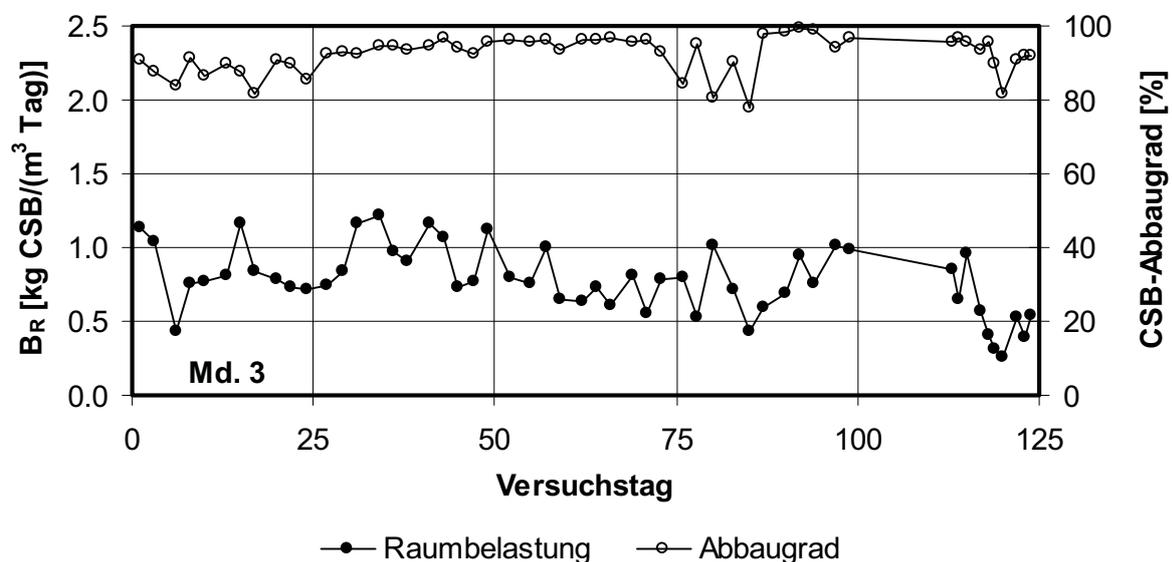


Abb. 4.13: CSB-Raumbelastung und CSB-Abbaugrad bei Batch-Betrieb (Versuch 2) (Md. : Mastdurchgang)

Die 24-Stunden Mittelwerte der CSB-Raumbelastung schwanken zwischen etwa 0,5 und 1,2 kg CSB / m³d und sind damit etwas geringer als bei Versuch 1. Nach dem 100. Masttag wurden die ersten Tiere aus dem Stall absortiert. Demzufolge sinkt auch die Güllezufuhr aus dem Stall, was sich auch auf einen Rückgang der Raumbelastung des Bioreaktors von etwa 1,0 auf 0,5 kg CSB / m³ d auswirkt.

Der Abbaugrad beträgt praktisch während der gesamten Versuchszeit über 80 %, zeitweise sogar über 90 %. Bedingt durch die geringere Reaktorbelastung können vermutlich auch etwas schwerer abbaubare Verbindungen von den Bakterien verwertet werden, wodurch der Abbaugrad insgesamt etwas höher ist als bei Versuch 1.

In Abbildung 4.14 ist die CSB-Raumbelastung (B_R) in Abhängigkeit vom Abbaugrad (η_{CSB}) für kontinuierlichen Betrieb (Versuch 1) aufgetragen.

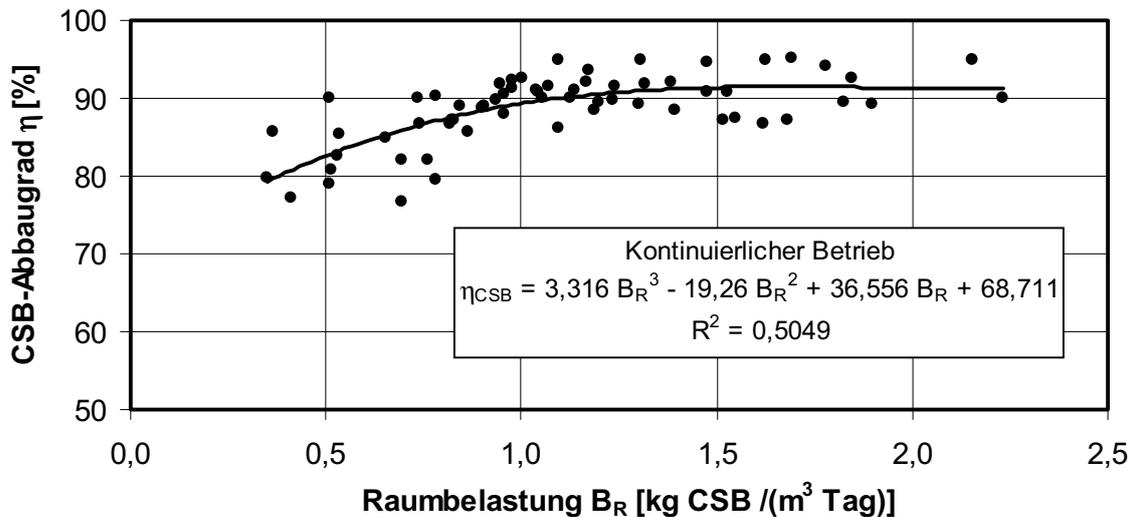


Abb. 4.14: CSB-Abbaugrad in Abhängigkeit von der Raumbelastung (Versuch 1)

Bei kontinuierlichem Betrieb mit niedrigen Raumbelastungen wurden geringere Abbaugrade erzielt als bei relativ hohen Raumbelastungen. Der Übergang liegt etwa bei 1,0 kg CSB pro m^3 und Tag. Darüber bleibt der Abbaugrad bei etwa 90 % stabil. Zum Vergleich ist in Abbildung 4.15 die CSB-Raumbelastung (B_R) in Abhängigkeit vom Abbaugrad (η_{CSB}) für Batch-Betrieb (Versuch 2) aufgeführt.

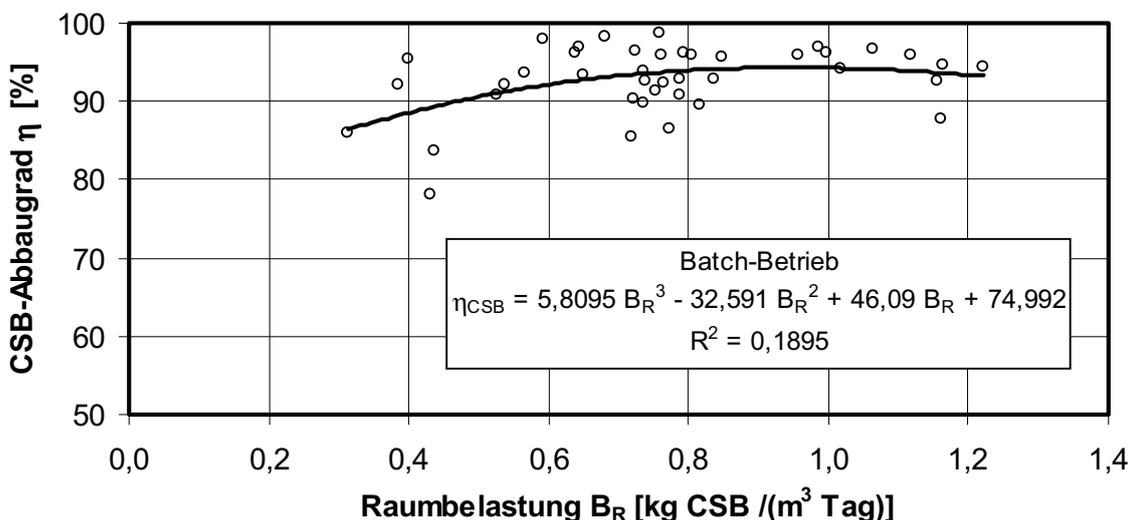


Abb. 4.15: CSB-Abbaugrad in Abhängigkeit von der Raumbelastung (Versuch 2)

Bei Batch-Betrieb ist eine ähnliche Verteilung der Werte wie beim kontinuierlichen Betrieb vorhanden. Versuch 2 wurde jedoch insgesamt mit einer etwas geringeren Raumbelastung gefahren und die Korrelation der Werte ist etwas schwächer.

In Abbildung 4.16 ist die volumenbezogene Reaktionsgeschwindigkeit des aeroben Kohlenstoff-Abbaus (r_O) in Abhängigkeit von der CSB-Zulaufkonzentration aufgetragen.

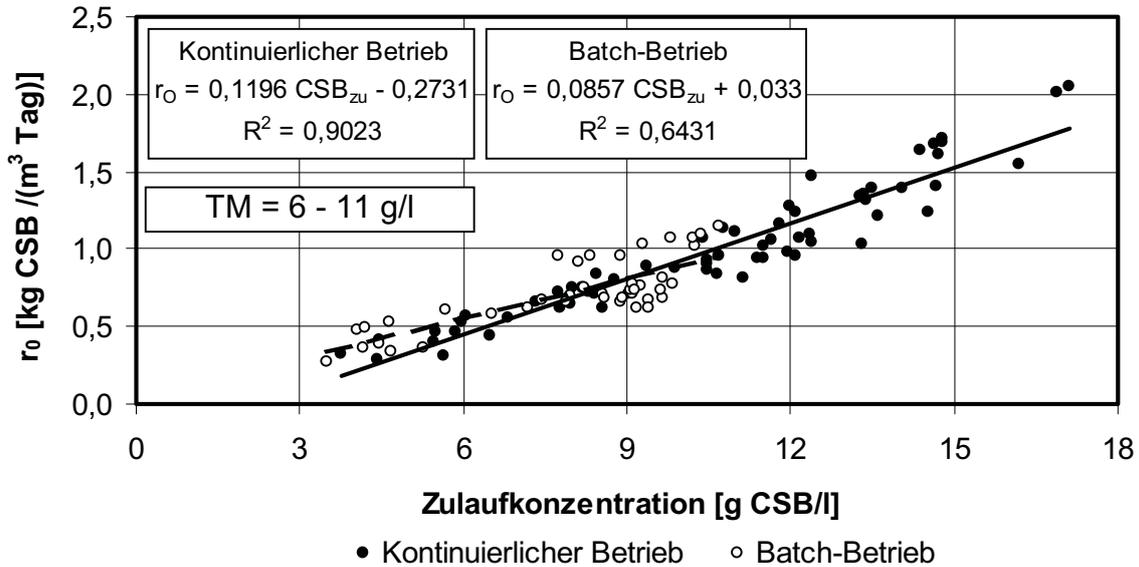


Abb. 4.16: Volumenbezogene Reaktionsgeschwindigkeit (r_O) des aeroben Kohlenstoff-Abbaus in Abhängigkeit von der CSB-Zulaufkonzentration

Bei kontinuierlichem Betrieb ist eine lineare Abhängigkeit der CSB-Abbaurrate von der Zulaufkonzentration erkennbar. Diese Aussage wird von der Regressionsanalyse mit einer hohen Korrelationswert von 0,9 unterstützt. Bei Batch-Betrieb ist ein ähnlicher Verlauf zu sehen. Auch hier deutet die Verteilung der Werte auf eine lineare Abhängigkeit hin. Die Streuung der Werte ist jedoch größer. In Abb. 4.17 ist die Trockensubstanz bezogene Reaktionsgeschwindigkeit (r_{TS}) in Abhängigkeit von der CSB-Ablaufkonzentration des Bioreaktors aufgetragen.

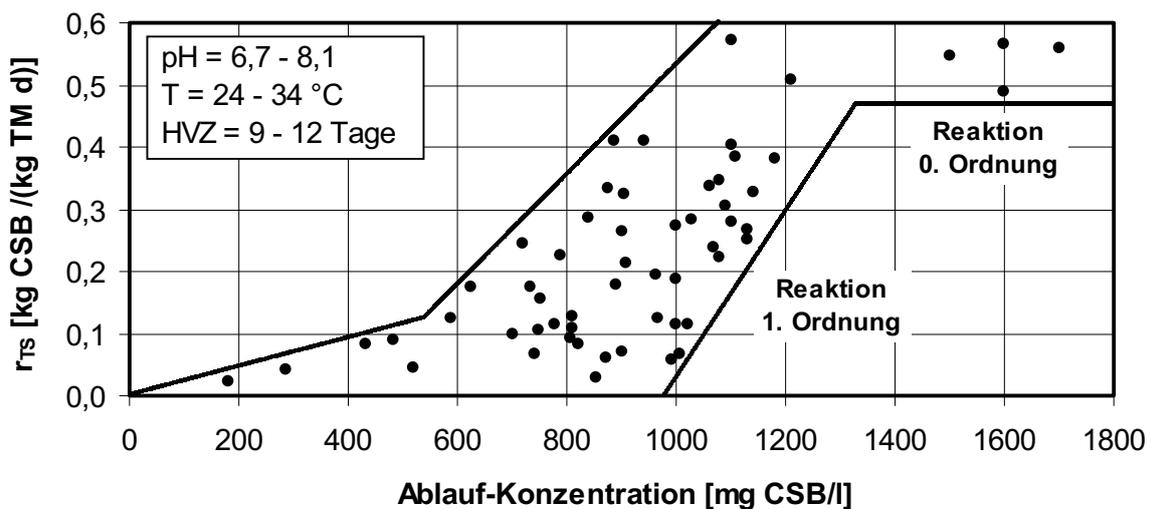


Abb. 4.17: Reaktionskinetik des aeroben Kohlenstoff-Abbaus (Versuch 1)

Die erwartete Monod-Kinetik ist vermutlich zutreffend. Es lassen sich Bereiche der Reaktion 1. Ordnung und 0. Ordnung abgrenzen. Aufgrund der großen Bandbreite des pH-Wertes und der Temperatur ist jedoch eine starke Streuung der Werte vorhanden, weshalb es nicht sinnvoll erscheint, kinetische Daten anzugeben.

4.2.3 Aerobe Stickstoffumsetzung

Die Nitrifikation erfolgte simultan zum Kohlenstoffabbau in einem Reaktor. In Abbildung 4.18 sind die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen für den Bioreaktor und die Spülflüssigkeit bei kontinuierlichem Betrieb im Verlauf der Mastdurchgang (Md.) 1 und 2 dargestellt.

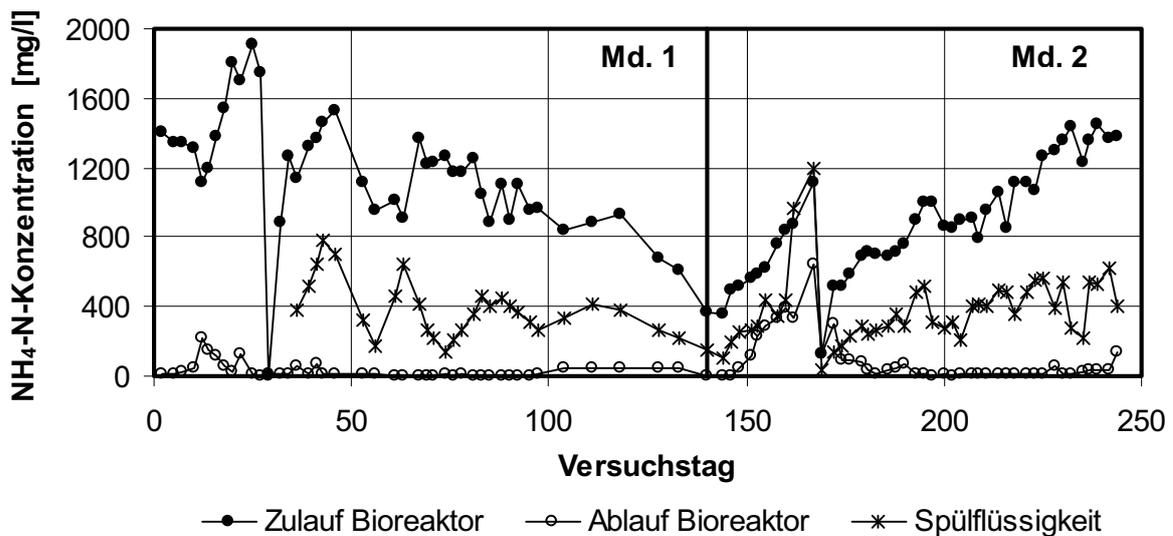


Abb. 4.18: Verlauf der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen im Bioreaktor und in der Spülflüssigkeit bei kontinuierlichem Betrieb (Versuch 1)

Es ist erkennbar, dass der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufwert in der Adaptionsphase bis zum 25. Versuchstag etwas erhöht ist. Wegen der hohen Reaktortemperatur und der Gefahr einer Substratüberschusshemmung wurde der Zulauf des Reaktors im An-/Aus-Betrieb gefahren und ein Teil der ausgespülten Gülle in der Vorgrube wurde am 28. Versuchstag durch Brunnenwasser ausgetauscht.

Sofort nach der Einstellung des zweiten Mastdurchganges stieg die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Zulauf und im Ablauf des Bioreaktors stark an. Am Anfang dieses Durchganges wurde den Tieren aufgrund einer Grippe-Infektion Antibiotika (Sulfadimidin 30 g/100 g, Sulfatazazol 30 g/100 g, Diaveridin 12 g/100 g) über das Tierfutter verabreicht. Ein erheblicher Teil davon wurde über die Gülle in den Spülkreislauf und damit in den Bioreaktor eingetragen. Diese Substanzen konnten im Zulauf und im Ablauf des Reaktors nachgewiesen werden (Tab. 4.2). Dadurch erfolgte eine Inhibierung der Nitrifikation und eine Aufkonzentrierung von Ammonium im Reaktor. Um diese zum Teil nur langsam abbaubaren Zellgifte aus dem System zu entfernen, war der Austausch eines Teils der Spülflüssigkeit und des Reaktorinhaltes am 168. Versuchstag (29. Masttag) erforderlich.

Unmittelbar nach dieser Verdünnung erfolgte dann ein Rückgang der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration. Innerhalb von etwa zwei Wochen hatte sich der biologische Prozess wieder normalisiert und die Nitrifikation verlief erneut vollständig.

Tab. 4.2: Antibiotika im Zulauf und im Ablauf des Bioreaktors, Md. 2

Versuchstag	Sulfathiazol		Sulfadimidin		Tetracyclin	
	Zulauf [$\mu\text{g/l}$]	Ablauf [$\mu\text{g/l}$]	Zulauf [$\mu\text{g/l}$]	Ablauf [$\mu\text{g/l}$]	Zulauf [mg/l]	Ablauf [mg/l]
179	91,4	3,5	104,6	15,3	1,3	0,8
189	29,8	1,3	36,8	7,8	0,7	0,2

Md: Mastdurchgang

In Abbildung 4.19 sind die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen für den Bioreaktor und die Spülflüssigkeit bei Batch-Betrieb (Versuch 2, Mastdurchgang (Md.) 3) dargestellt. Durch die zunehmende Gülleproduktion des Tierbestandes stieg die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Zulaufkonzentration ab dem 6. Versuchstag (6. Masttag) kontinuierlich bis auf über 1000 mg/l an. Aufgrund der Schlachtreife einiger Tiere wurde der Tierbestand nach dem 105. Masttag immer wieder reduziert. Der dadurch verminderte Gülleeintrag in den Spülkreislauf wirkte sich zeitverzögert auf einen Rückgang der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration in dem System aus. Unabhängig von den Schwankungen der Zulaufkonzentration lag die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration während des gesamten Versuches unter 15 mg/l . Die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration in der Spülflüssigkeit lag in im Bereich zwischen 100 und 400 mg/l . Der Verlauf folgt aufgrund des Mischungsverhältnisses von 40 % Zulauf- und 60 % Ablaufanteil im wesentlichen der Dynamik der Zulaufkonzentration.

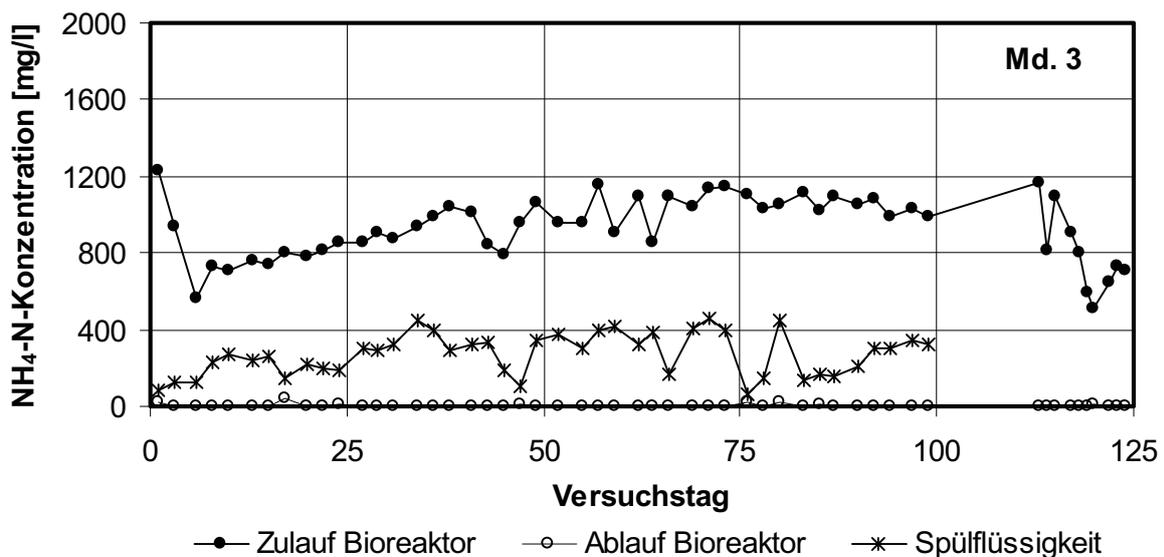


Abb. 4.19: Verlauf der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen bei Batch-Betrieb (Versuch 2)

In den Abbildungen 4.20 und 4.21 sind die Verläufe der Nitrit- und Nitrat-Stickstoff-Konzentration im Bioreaktor und in der Spülflüssigkeit bei kontinuierlichem Anlagenbetrieb (Versuch 1) und bei Batch-Betrieb (Versuch 2) aufgeführt.

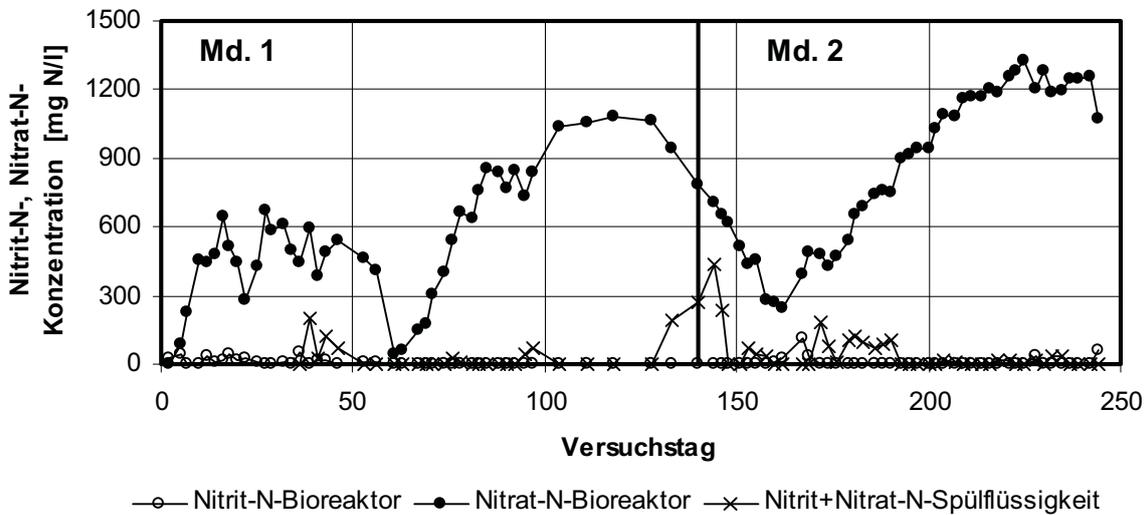


Abb. 4.20: Verlauf der Nitrit- und Nitratstickstoff-Konzentration bei kontinuierlichem Betrieb (Versuch 1); Md. : Mastdurchgang

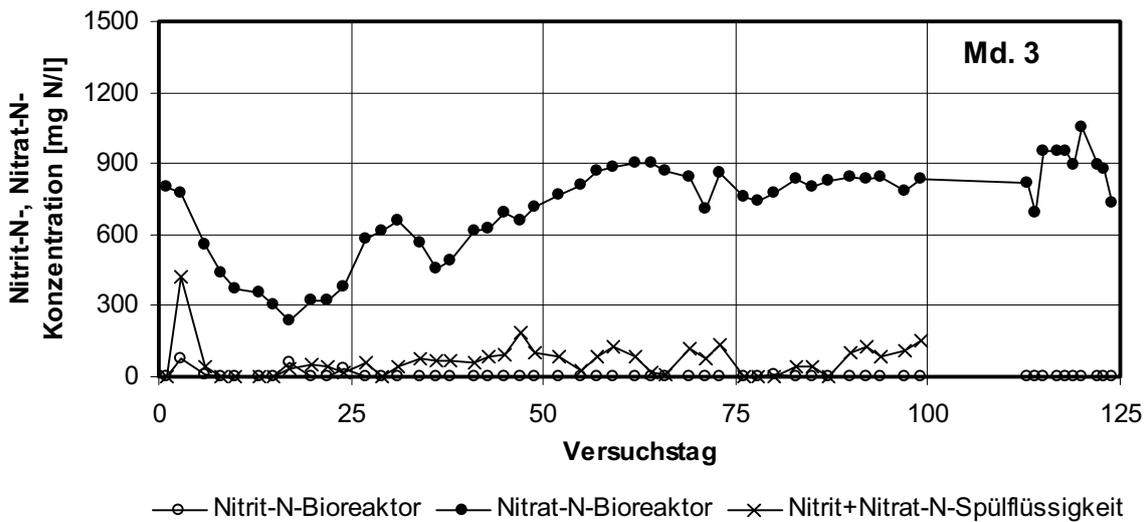


Abb. 4.21: Verlauf der Nitrit- und Nitratstickstoff-Konzentration bei Batch-Betrieb (Versuch 2); Md. : Mastdurchgang

Die Verläufe der Nitrat-Konzentration in Versuch 1 und Versuch 2 zeigen eine ähnliche Dynamik wie die Verläufe der NH_4 -Konzentration. Nitrit-Störungen größer als 50 mg pro Liter traten nur in der Adaptionphase und am Anfang des zweiten Mastdurchganges als Folge der Medikamentendosierung zwischen dem 161. und dem 168. Versuchstag auf. Die Nitrit und Nitrat-Konzentration in der Spülflüssigkeit lag im allgemeinen unter 250 mg Nitrit und Nitrat pro Liter. Am Anfang bzw. zwischen zwei Mastperioden traten jedoch vereinzelt Spitzenwerte auf.

In Abbildung 4.22 sind die Verläufe der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung (B_R) und des Abbaugrades bei kontinuierlichem Betrieb (Versuch 1, Mastdurchgänge (Md.) 1 und 2) aufgeführt.

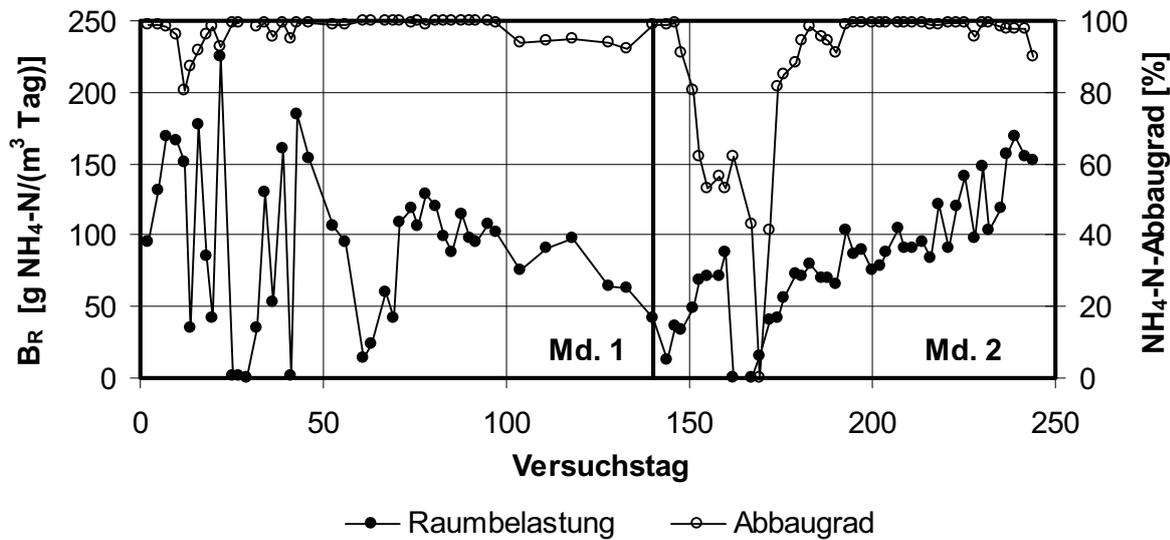


Abb. 4.22: Verlauf der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung und des $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugrades (Versuch 1)

Bei Batch-Betrieb wurden 24-Stunden Mittelwerte der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung (B_R) und des Abbaugrades gebildet um einen Vergleich mit Versuch 1 zu ermöglichen (Abb. 4.23).

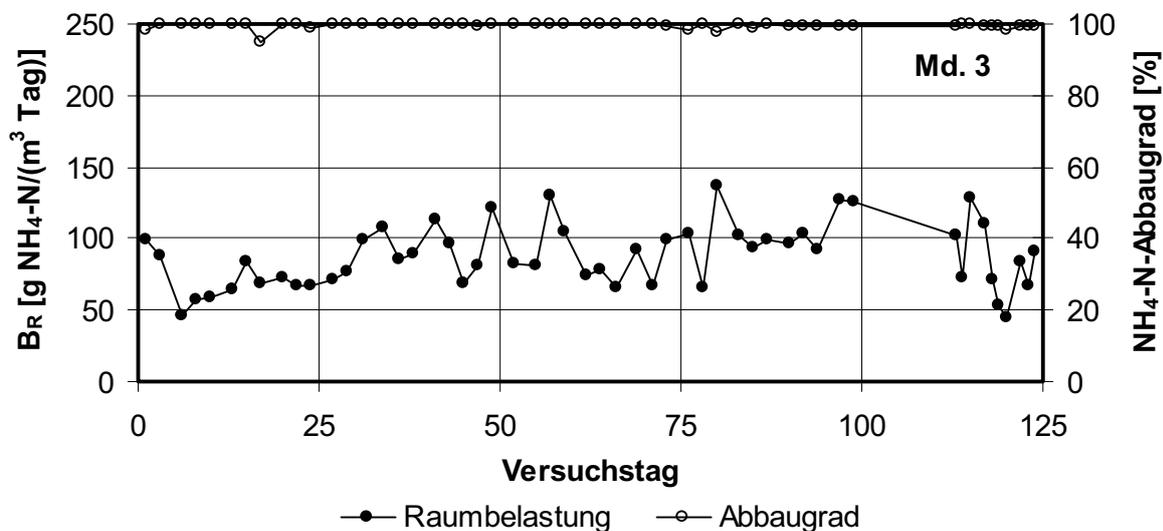


Abb. 4.23: Verlauf der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung und des $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugrades (Versuch 2)

In der Adaptionsphase (Versuch 1) wurde der Zulauf schubweise zugeführt. Dadurch entstanden starke Schwankungen der Raumbelastung. Ab dem 60. Versuchstag kann von einem störungsfreien und stabilen Anlagenbetrieb ausgegangen werden. Im Verlauf des zweiten Mastdurchganges ist ein Anstieg der Raumbelastung von anfangs etwa 10 bis auf über 150 g N pro m^3 und Tag erkennbar. Der Rückgang zwischen dem 161. und dem 168. Versuchstag (22. bis 29. Masttag) ist auf das Abschalten des Zulaufs aufgrund der Medikamentendosierung im Stall zurückzuführen. In diesem Zeitraum ist auch ein

drastischer Rückgang des Abbaugrades erkennbar. Unmittelbar nach der Verdünnung der Spülflüssigkeit am 168. Versuchstag erfolgte ein erneuter Anstieg des Abbaugrades und nach weiteren zwei Wochen später verlief die Nitrifikation erneut vollständig. Bei Batch-Betrieb lag die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung während der gesamten Versuchszeit in einem Bereich von etwa 50 bis $130 \text{ g N / m}^3 \text{ d}$ und die Nitrifikation verlief während des gesamten untersuchten Zeitraumes vollständig ($\text{NH}_4\text{-Abbaugrad} < 98 \%$).

In Abbildung 4.24 ist der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugrad in Abhängigkeit von der Raumbelastung für Versuch 1 und für Versuch 2 aufgeführt.

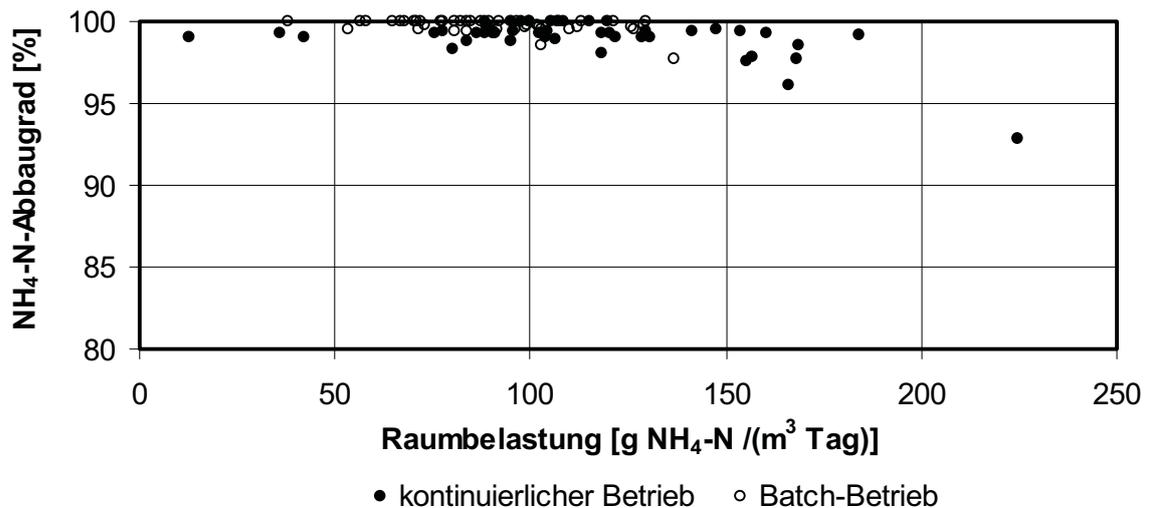


Abb. 4.24: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugrad in Abhängigkeit von der Raumbelastung, (Versuch 1 und 2)

Bei kontinuierlichem Betrieb beträgt der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugrad bis zu einer Raumbelastung von $150 \text{ g N / m}^3 \text{ d}$ konstant über 97 %. Bei höheren Raumbelastungen nimmt die Streuung der Werte zu. Da der Reaktor unter Praxisbedingungen überwiegend in einem Bereich von $70 \dots 170 \text{ g N / m}^3 \text{ d}$ gefahren wurde, kann das Abbauverhalten in höheren Raumbelastungsbereichen nicht ausreichend beurteilt werden. Bei Batch-Betrieb wurde der Reaktor in einem Raumbelastungsbereich von 50 bis 130 g N pro m^3 und Tag gefahren und die Nitrifikation verlief vollständig.

In Abbildung 4.25 ist die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaurrate in Abhängigkeit von der Zulaufkonzentration für beide Betriebsarten des Bioreaktors aufgetragen. Es ist eine lineare Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von der Zulaufkonzentration erkennbar. Diese Aussage wird durch einen relativ hohen Korrelationsfaktor gestützt. Bei Batch-Betrieb der Anlage ist eine ähnliche Verteilung der Werte erkennbar. Die Korrelation ist jedoch erheblich geringer als bei kontinuierlichem Betrieb.

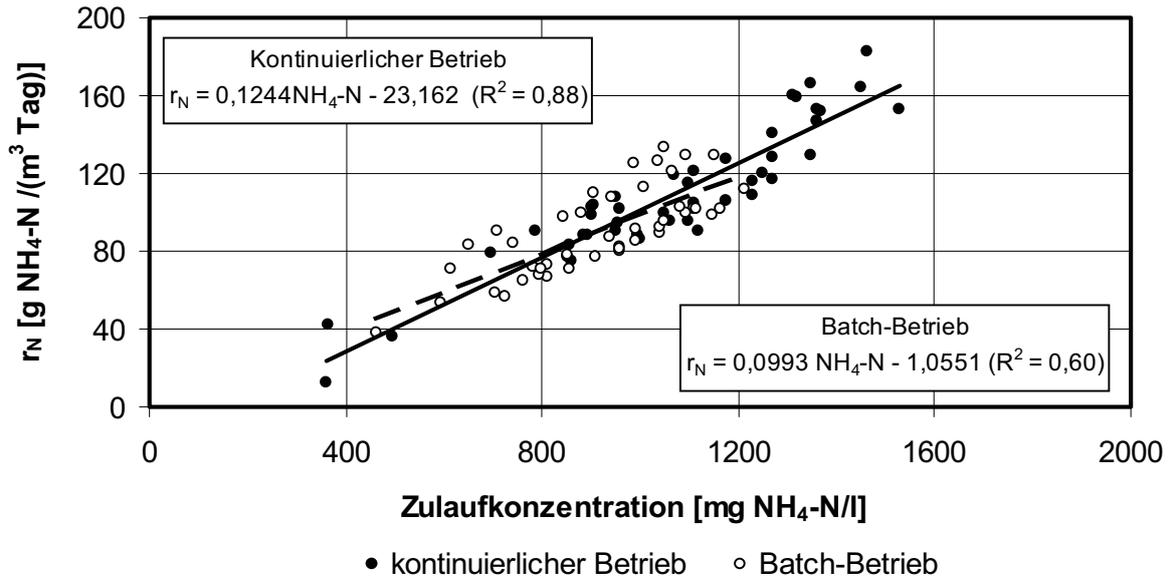


Abb. 4.25: Volumenbezogene $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaurrate in Abhängigkeit von der Zulaufkonzentration, kontinuierlicher Betrieb (Versuch 1)

In Abbildung 4.26 ist die volumenbezogene $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaurrate in Abhängigkeit von der Ablaufkonzentration für kontinuierlichen Betrieb aufgetragen. Der Verlauf zeigt im Prinzip die erwartete Haldane-Kinetik. Die maximal erreichbare Reaktionsgeschwindigkeit beträgt etwa $180 \text{ g NH}_4\text{-N} / \text{m}^3 \text{ d}$. Aufgrund der vorgegebenen Praxisbedingungen war ein relativ weiter pH-Wert- und Temperaturbereich im Reaktor und damit eine entsprechend große Streuung der Werte vorhanden.

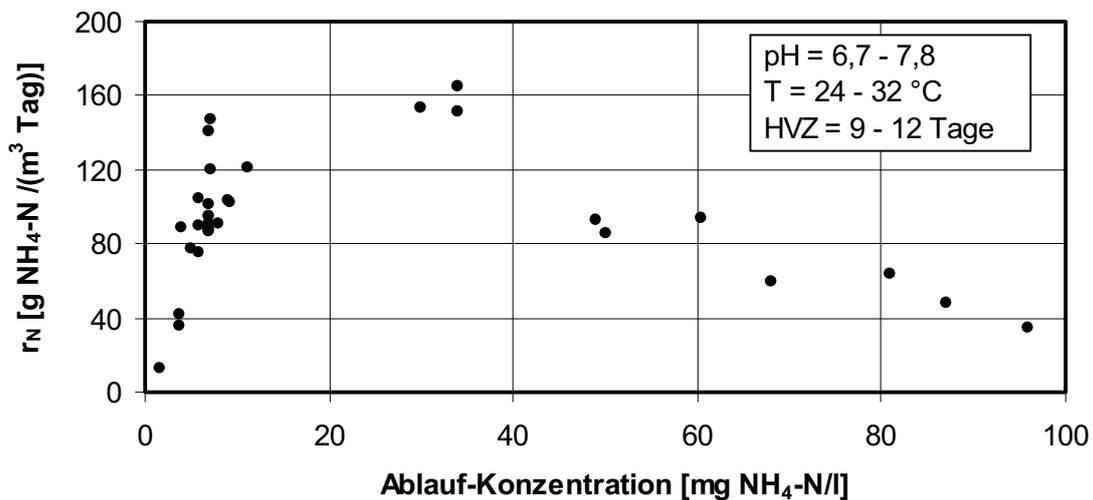


Abb.4.26: Kinetik der Nitrifikation, kontinuierlicher Betrieb (Versuch 1)

Zur Beurteilung der Reaktionskinetik bei Batch-Betrieb wurde ein Reaktorzyklus (24 Stunden) im Abstand von zwei Stunden beprobt. Die Verläufe der Konzentrationen und der Reaktionsgeschwindigkeit sind in Kapitel 4.2.5 aufgeführt.

4.2.4 Denitrifikation

Die Denitrifikation erfolgte zu einem Teil im Sammelbehälter für die Spülflüssigkeit und zum anderen in der Sammelgrube für die ausgespülte Gülle. In den Abbildungen 4.27 und 4.28 sind die Verläufe der Nitrit- und Nitrat-Konzentration in der Spülflüssigkeit für Versuch 1 (kontinuierlicher Betrieb) und Versuch 2 (Batch-Betrieb) aufgetragen.

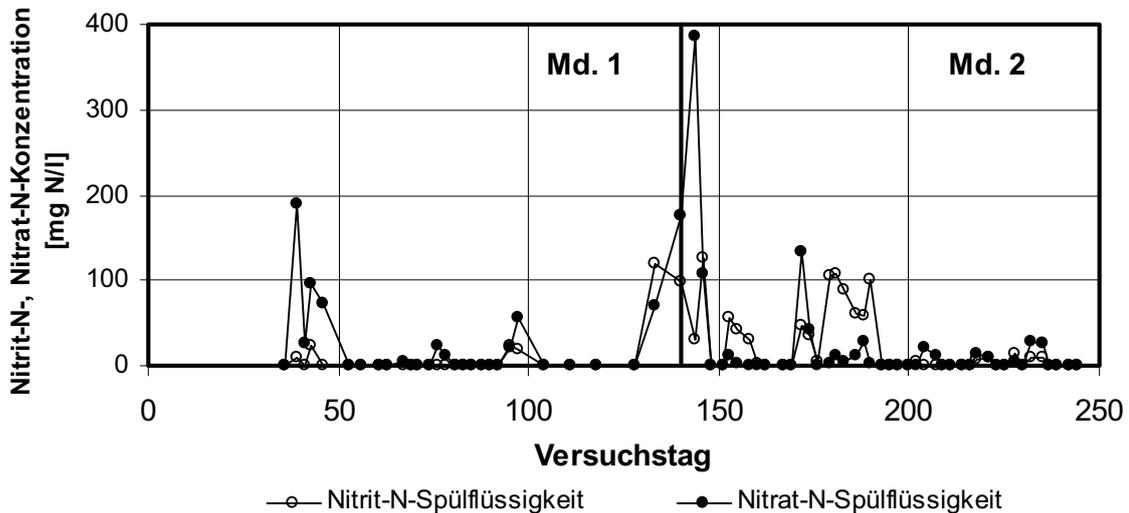


Abb. 4.27: Verlauf der Nitrit- und Nitrat-Konzentration in der Spülflüssigkeit (Versuch 1)

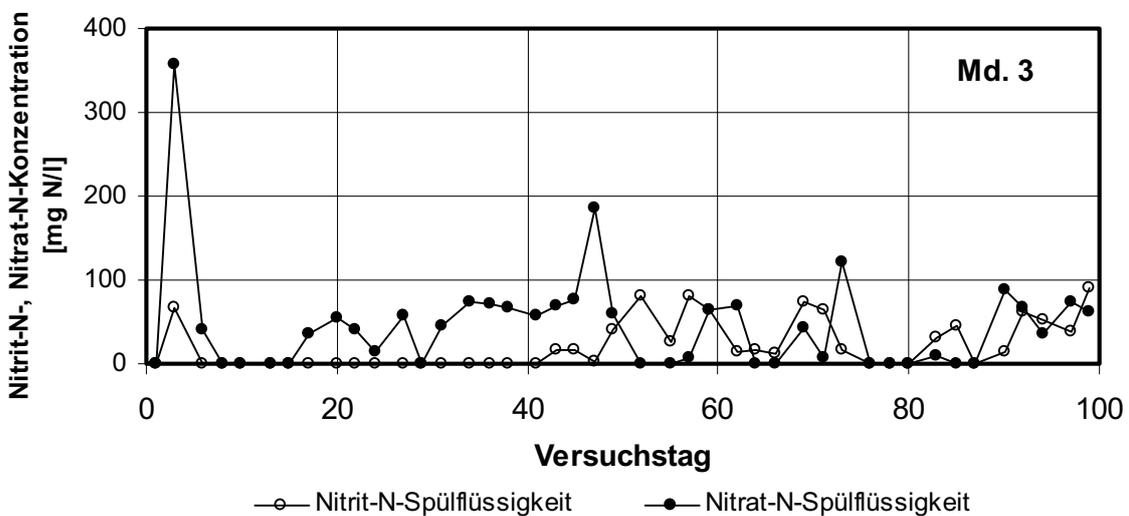


Abb. 4.28: Verlauf der Nitrit- und Nitrat-Konzentration in der Spülflüssigkeit (Versuch 2)

Die Nitrit- und die Nitratkonzentration wurden bei Versuch 1 erst ab dem 34. Versuchstag gemessen. Die Denitrifikation im Sammelbehälter für die Spülflüssigkeit verlief bei kontinuierlichem Betrieb (Abb. 4.27) weitgehend vollständig. Nitrit- und Nitrat-Anhäufungen traten in der Adaptionsphase der Biologie, im Übergangszeitraum zwischen zwei Mastdurchgängen (Md.) und zuletzt infolge der Medikamentendosierung am Anfang des zweiten Mastdurchganges auf.

Bei Batch-Betrieb der Anlage erfolgte die Denitrifikation im Sammelbehälter für die Spülflüssigkeit nur unvollständig. Trotz störungsfreien Betriebes war nach dem 40. Versuchstag bis zum Ende des Mastdurchganges immer Nitrit in der Spülflüssigkeit vorhanden. Das in der Spülflüssigkeit vorhandene Nitrit und Nitrat gelangte nach dem Spülen in die Vorgrube und wurde dort vollständig denitrifiziert. Diese Feststellung ergibt sich aus der Massenbilanz an der Vorgrube, da im Ablauf der Grube bzw. im Zulauf zur Sedimentation weder Nitrit oder Nitrat nachgewiesen werden konnte.

In Abbildung 4.29 sind die Nitrit- und Nitrat-Massenströme, gemittelt über die ersten 100 Tage eines Mastdurchganges, für kontinuierlichen Betrieb (nur Mastdurchgang 2) und Batch-Betrieb gegenüber gestellt.

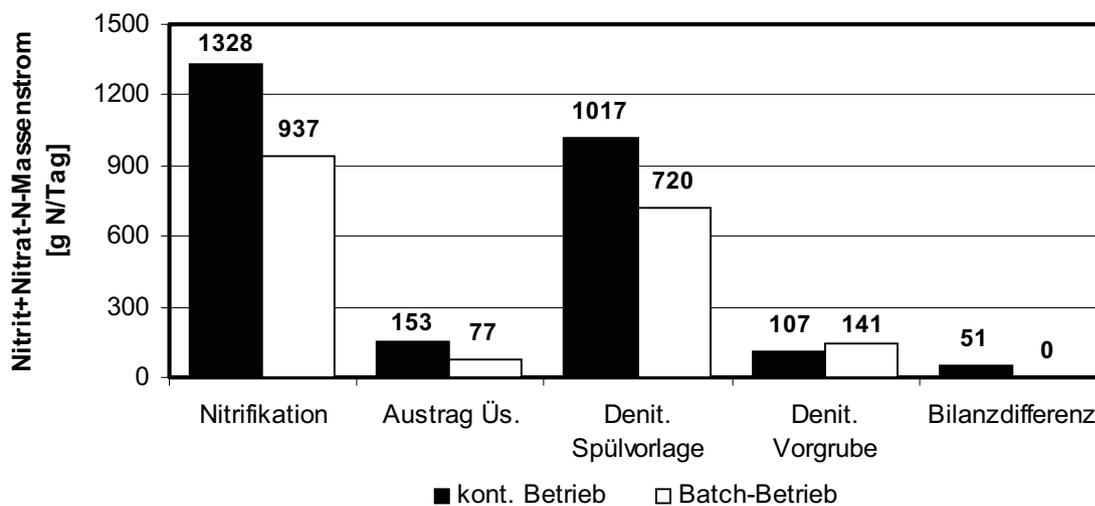


Abb. 4.29: Absolute, mittlere Nitrit- und Nitrat-Massenströme in Abhängigkeit von der Betriebsweise (Versuche 1 und 2)

Das im Rührkesselreaktor durch Nitrifikation gebildete Nitrat wird zum Teil mit dem Überschussschlamm aus dem System ausgetragen. Der größte Teil des im Ablauf des Bioreaktors enthaltenen Nitrates wird dann im Sammelbehälter für die Spülflüssigkeit (Spülvorlage) denitrifiziert. Der verbleibende Restanteil in der Spülflüssigkeit wird nach dem Spülvorgang in der Sammelgrube für die ausgespülte Gülle (Vorgrube) vollständig denitrifiziert. Die Bilanzdifferenz ergibt sich aus der Differenz des produzierten Nitrates und der Summe von Austrag und Denitrifikation. Diese Differenz kann nicht zugeordnet werden.

In Abbildung 4.30 sind die aus den Nitrit- und Nitrat-Massenströmen berechneten Massenanteile für kontinuierlichen Betrieb (nur Mastdurchgang 2) und Batch-Betrieb gegenüber gestellt und in Tab. 4.1 sind die Zahlenwerte der Massenströme und der Massenanteile zusammengefasst.

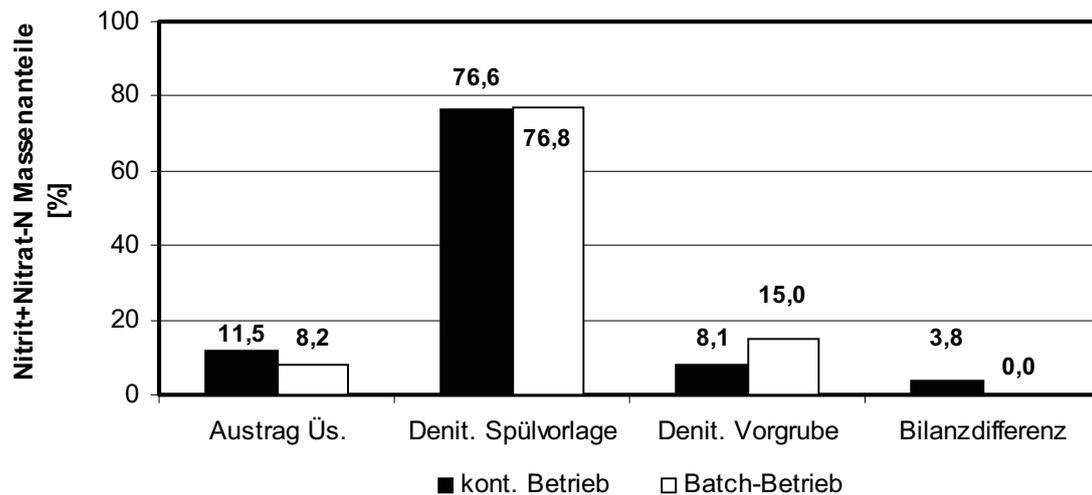


Abb. 4.30: Vergleich der relativen, mittleren Nitrit- und Nitrat-Massenanteile in Abhängigkeit von der Betriebsweise (Versuche 1 und 2)

Tab. 4.2: Absolute und relative mittlere Nitrit- und Nitrat-Massenströme

Nitrit+Nitrat-Massenströme	Nitrifikation		Austrag Überschussschlamm		Denitrifikation Spülvorlage		Denitrifikation Vorgube	
	V1	V2	V1	V2	V1	V2	V1	V2
	Mw [g/ Tag]	1328	937	153	77	1017	720	107
Min [g/ Tag]	375	377	0	0	0	299	0	0
Max [g/ Tag]	2208	1600	342	382	1866	1195	918	890
Sd [g/ Tag]	550	332	107	136	563	253	186	154
Vk [%]	41,4	35,4	69,8	176,6	55,3	35,2	173,3	109,4
Anteil [%]	100,0	100,0	11,5	8,2	76,6	76,8	8,1	15,0

V1 : Versuch 1; V2 : Versuch 2

Die Anteile sind jeweils auf den im Bioreaktor produzierten Nitrit- und Nitrat-Massenstrom bezogen. Es zeigt sich, dass die Anteile bei der Denitrifikation in der Spülvorlage in etwa gleich sind. Durch die geringeren Nitratkonzentrationen im Reaktor bei Versuch 2 wurde auch weniger mit dem Überschussschlamm ausgetragen. Wie man Abbildung 4.28 entnehmen kann, ist in der Spülflüssigkeit bei Versuch 2 technisch bedingt ein höherer Nitrit- und Nitratgehalt vorhanden. Da dieser Anteil in der Vorgube denitrifiziert wurde, ist der Massenanteil im Vergleich zu Versuch 1 höher.

- C/N-Verhältnis

In Abbildung 4.31 ist das C/N-Verhältnis des Zulaufgemisches im Spülvorlagebehälter für Versuch 1 (kontinuierlicher Betrieb) aufgetragen.

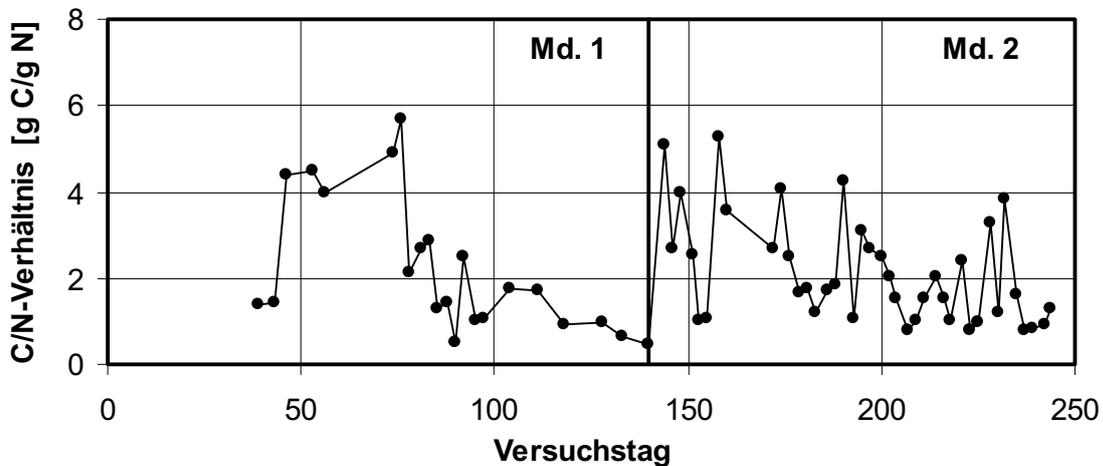


Abb. 4.31: Verlauf des C/N-Verhältnis im Zulauf des Spülvorlagebehälters (Versuch 1)

Das C/N-Verhältnis wurde rechnerisch aus der CSB- und der Nitrit- und Nitrat-Stickstoff-Konzentration gebildet. Das Zulaufgemisch besteht aus dem nitrathaltigen, aber weitgehend kohlenstoffarmen Ablauf des Bioreaktors und dem aus der Sedimentation zulaufenden Anteil. Dieser Anteil enthält kein Nitrat aber relativ viel Kohlenstoff. Das C/N-Verhältnis schwankt bei Versuch 1 zwischen 0,8 und etwa 4. Der Verlauf nimmt zum Ende des jeweiligen Mastdurchganges ab. Zum Vergleich ist in Abbildung 4.32 der Verlauf des C/N-Verhältnisses des Zulaufgemisches für Versuch 2 (Batch-Betrieb) aufgetragen.

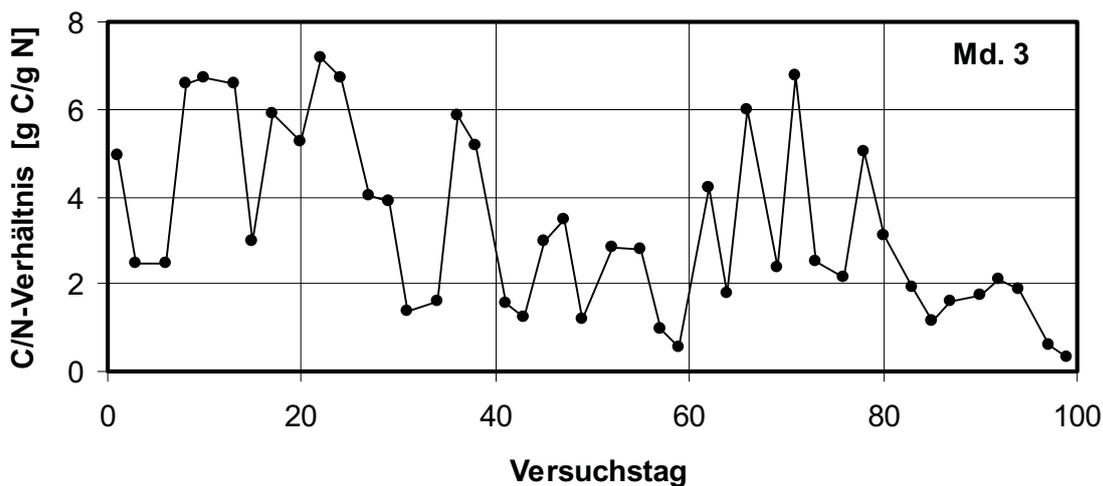


Abb. 4.32: Verlauf des C/N-Verhältnis im Zulauf des Spülvorlagebehälters (Versuch 2)

Das C/N-Verhältnis schwankt in einem weiten Bereich zwischen 0,5 und mehr als 7. Im Vergleich mit Versuch 1 ist das C/N-Verhältnis bei Versuch 2 insgesamt etwas höher.

Auch hier ist zum Ende des Mastdurchganges eine abnehmende Tendenz des Verlaufes erkennbar. In Tabelle 4.3 sind die Mittelwerte für das C/N-Verhältnis im Spülvorlagebehälter aller drei Mastdurchgänge zusammengefasst.

Tab. 4.3: C/N-Verhältnis bei der Denitrifikation (im Spülvorlagebehälter)

C/N-Verhältnis Denitrifikation		Md. 1	Md. 2	Md. 3
Mittelwert	[gC/gN]	2,75	2,07	3,29
Min	[gC/gN]	0,53	0,46	0,27
Max	[gC/gN]	5,68	5,29	7,93
Sd	[gC/gN]	1,45	1,22	2,17
Nd	[-]	22	40	43
Vk	[%]	52,70	59,01	65,75

Md. = Mastdurchgang; Nd = Anzahl der Werte

4.2.5 Reaktionsverlauf bei Batch-Betrieb

Um den Reaktionsverlauf innerhalb eines 24-Stunden Zyklus zu untersuchen, wurde exemplarisch ein einzelner Reaktorzyklus im Abstand von 2 Stunden beprobt. In Abb. 4.33 sind die Konzentrationsverläufe und die online gemessenen Betriebsparameter für den Zyklus vom 18. bis 19.7.2000 (28.- 29. Masttag) zusammengestellt. Während der gesamten Zyklusdauer beträgt die Temperatur im Reaktor beträgt etwa 32 °C.

- Füllphase

Der Reaktorzyklus beginnt mit der Füllphase, die etwa 17 Stunden andauert. Gleichzeitig ist die Belüftung eingeschaltet. Der Zulaufvolumenstrom des Reaktors beträgt etwa 1,7 Liter pro Minute. Besonders am Anfang der Füllphase kommt es zu einem leichten Absinken des pH-Wertes. Auch die Sauerstoff-Konzentration nimmt von 1,2 bis auf etwa 0,5 mg/l ab. Außerdem ist ein Anstieg sowohl der Ammoniumstickstoff- und der CSB-Konzentration erkennbar. Der Nitratgehalt bleibt dagegen weitgehend konstant.

- Arbeitsphase

Das maximale Aufstauvolumen im Reaktor ist erreicht und der Zulauf wurde abgeschaltet. Sofort kommt es zu einem Anstieg des pH-Wertes (keine pH-Wert-Regelung!) und der Sauerstoffkonzentration im Reaktor. Erst in diesem Zeitraum ist eine Abnahme der Ammonium- und der CSB-Konzentration zu erkennen.

- Pause

In der darauf folgenden Pause sind die Belüftung und das Rührwerk abgeschaltet. In diesem Zeitraum erfolgt die Sedimentation der Biomasse und dann das Ablassen des

Aufstauvolumens und ggf. noch das Ablassen von Überschussschlamm (vgl. Abb. 3.4). In dieser unbelüfteten Phase kommt es zu einem starken Rückgang der Sauerstoff-Konzentration. Zu Beginn des nächsten Zyklus haben sowohl die $\text{NH}_4\text{-N}$ - als auch die CSB-Konzentration in etwa wieder den Ausgangswert vom Anfang des Zyklus erreicht.

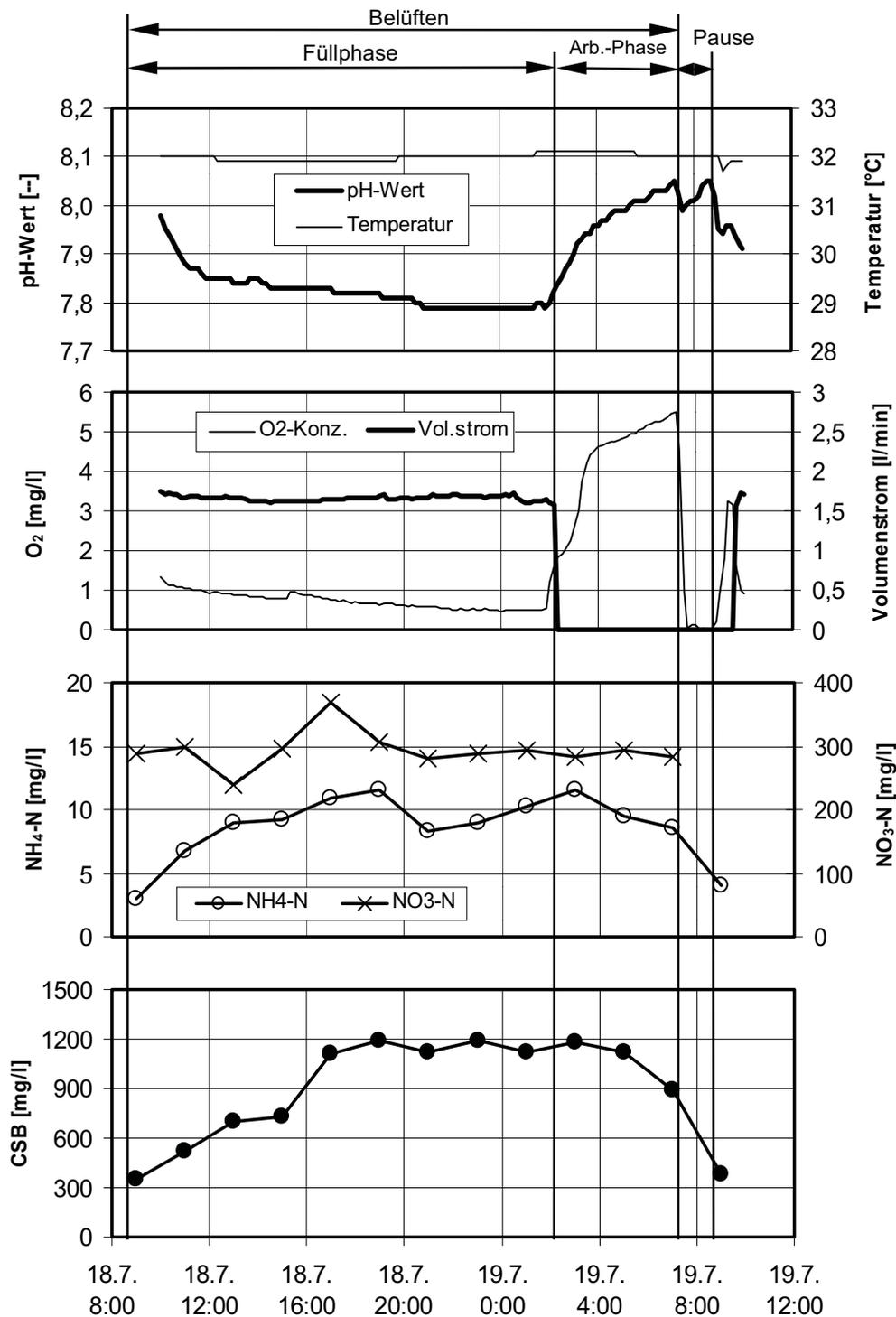


Abb. 4.33: Reaktionsverlauf bei Batch-Betrieb auf der Basis ausgewählter Betriebsparameter (18. bis 19.7.2000 - 28. bis 29. Masttag)

In Abb. 4.34 sind die zugeführten und die abgebauten $\text{NH}_4\text{-N}$ -Massenströme für den Reaktorzyklus vom 18. bis 19.7.2000 bzw. für den 28. und 29. Masttag aufgeführt.

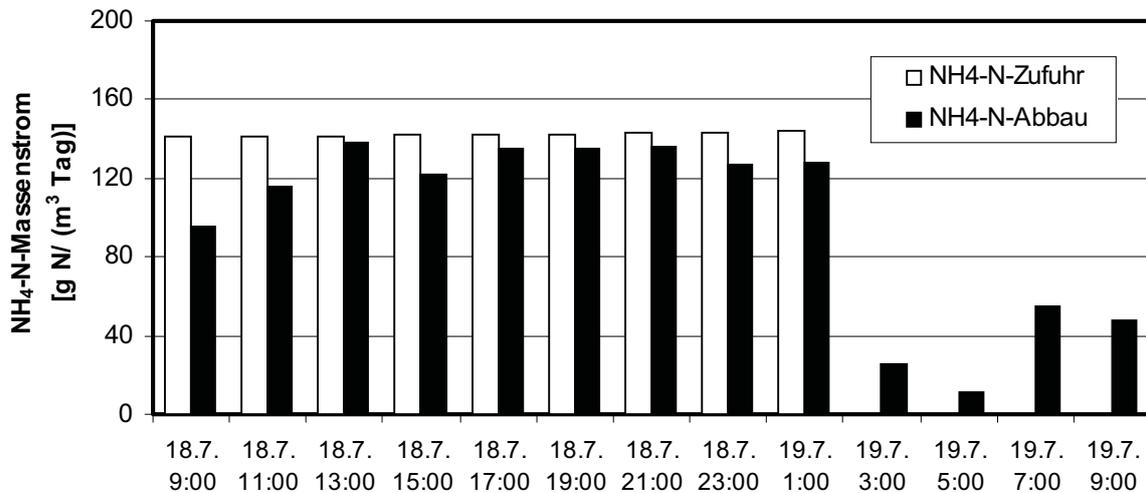


Abb. 4.34: Vergleich der zugeführten und der abgebauten $\text{NH}_4\text{-N}$ -Massenströme (18. bis 19.7.2000 - 28. bis 29. Masttag)

Der zugeführte $\text{NH}_4\text{-N}$ -Massenstrom ist mit etwa $142 \text{ g N / m}^3 \text{ Tag}$ relativ konstant. Innerhalb der Füllphase ist ein Anstieg der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbauraterate von 95 auf etwa $135 \text{ g N / m}^3 \text{ Tag}$ erkennbar. Der Wert bleibt bis zum Ende der Füllphase etwa konstant. Danach kommt es zu einem starken Rückgang auf Werte um $40 \text{ g N / m}^3 \text{ Tag}$. Ein Vergleich mit dem Mittelwert über den gesamten Reaktorzyklus von $98 \text{ g N / m}^3 \text{ Tag}$ zeigt, dass innerhalb der Füllphase wesentlich höhere Reaktionsgeschwindigkeiten erreicht werden. Um genauere Aussagen treffen zu können, müsste das Beprobungsintervall erheblich verkürzt werden, z.B. durch eine NH_4^+ -online-Messung.

4.3 Abluftemissionen des Bioreaktors

In der Gesamtbilanz wird der Minderungsgrad der gasförmigen Emissionen aus dem Stall durch die von dem Aufbereitungsverfahren selbst verursachten Emissionen reduziert. Der Bioreaktor ist dabei eine Hauptemissionsquelle des Verfahrens, da mit der Begasungsluft gasförmige Emissionen an die Umwelt abgegeben werden können.

Um zu einer Einschätzung des Emissionsverhaltens zu kommen, werden zunächst die Emissionsmuster bei kontinuierlichem Betrieb und bei Batch-Betrieb des Reaktors in einer stabilen Betriebsphase als Gesamtübersicht dargestellt. Anhand dieser Abschnitte werden mittlere Emissions-Massenströme für beide Betriebsarten berechnet und miteinander verglichen. Anschließend werden einzelne Einflüsse auf die Emissionen von Ammoniak, Lachgas und Methan untersucht.

4.3.1 Emissionsmuster des Bioreaktors bei kontinuierlichem Betrieb

In Abb. 4.35 sind die Verläufe aller online gemessenen Parameter des Bioreaktors während einer typischen, stabilen Betriebsphase (Kriterien: konstante Zulaufbedingungen, geregelter pH-Wert, vollständige Nitrifikation) bei kontinuierlichem Betrieb zusammengefasst. Es handelt sich dabei um ein Zeitintervall von 12 Tagen (29.10. bis 10.11.1999; 78.- 90. Masttag).

- Temperatur und pH-Wert im Bioreaktor

Der pH-Wert im Bioreaktor wird geregelt und bewegt sich in einem Bereich zwischen 6,6 und etwa 6,7. Der Rückgang am 89. Versuchstag ist auf einen Defekt der Laugedosierung zurückzuführen. Aufgrund des Rückgangs der Außentemperatur kommt es zu einer Abnahme der Reaktortemperatur von 30,1 auf 24,3 °C.

- Zulaufvolumenstrom und Sauerstoff-Konzentration im Bioreaktor

Der Zulaufvolumenstrom schwankt zwischen 0,9 und 1,1 Liter/min. Wegen messtechnischer Probleme konnten nur Tagesmittelwerte erfasst werden. Die Sauerstoffkonzentration wurde auf etwa 2,4 mg/l geregelt. Dieser Wert wurde als ausreichend erachtet, um eine Sauerstoff-Limitierung der Nitrifikation ausschließen zu können.

- Ammoniak (NH₃)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Der Konzentrationsverlauf weist eine leicht fallende Tendenz auf. Dies könnte mit der fallenden Reaktortemperatur zusammenhängen. Außerdem ist vermutlich ein Einfluss durch die tageszeitabhängige Temperatur der Begasungsluft überlagert. Die NH₃-Konzentration ist insgesamt sehr gering. Zeitweise wird sogar das Niveau der Außenluftkonzentration von etwa 0,5 mg/m³ erreicht.

- Lachgas (N₂O)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Während des gesamten untersuchten Zeitraumes wurde Lachgas emittiert. Die Konzentration in der Abluft beträgt bei stabilem Betrieb zwischen 10 bis 30 mg/m³. Bei wechselnden Reaktorbelastungen oder zu geringem Sauerstoffgehalt, kann es jedoch zu Spitzenwerten über 1000 mg/m³ kommen.

- Methan (CH₄)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Bei permanent aeroben Betrieb des Reaktors wurde eine CH₄-Konzentration in der Abluft von 5 bis 20 mg/m³ gemessen. Dies kann als Hinweis auf anaerobe Zonen im Reaktionsbehälter gedeutet werden, durch welche die Methanproduktion begünstigt wird.

- Kohlendioxid (CO₂)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Die Kohlendioxid-Konzentration in der Abluft ist ein Indikator für die Stoffwechselaktivität der heterotrophen Bakterien. Etwa 50% des umgesetzten Kohlenstoffs wird auf diese Weise freigesetzt. Die Konzentration schwankt zwischen 10.000 bis 60.000 mg/m³.

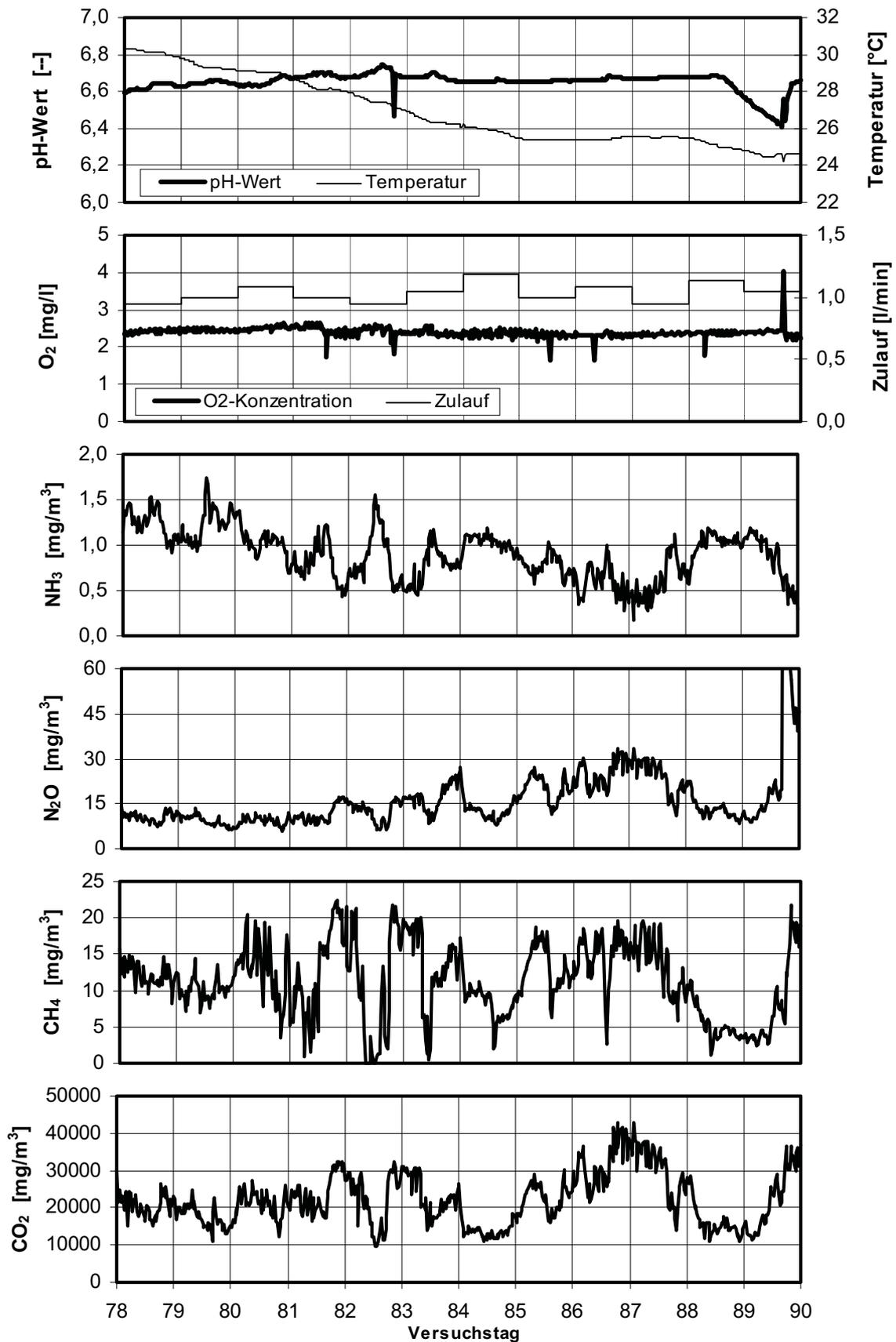


Abb. 4.35: Gaskonzentrationen in der Abluft des Bioreaktors sowie O₂-Gehalt, Temperatur und pH-Wert im Reaktor bei stabilem kontinuierlichen Betrieb

4.3.2 Emissionsmuster des Bioreaktors bei Batch-Betrieb

In Abb. 4.36 sind die Zeitverläufe der Online-Messungen während einer typischen, stabilen Betriebsphase bei Batch-Betrieb des Bioreaktors aufgeführt (gleiche Stabilitätskriterien wie zuvor bei kontinuierlichem Betrieb). Dargestellt ist ebenfalls ein Zeitintervall von 12 Tagen, (12.10. bis 24.10.2000 - 114. bis 126. Masttag).

- Temperatur und pH-Wert im Bioreaktor

Die pH-Wert-Regelung ist erst ab dem 117. Versuchstag eingeschaltet. Der Sollwert beträgt 6,8. Durch die Laugedosierung wird der pH-Wert angehoben und Schwankungen dadurch gedämpft. Die Reaktortemperatur liegt im Bereich zwischen 26 und 30 °C.

- Zulaufvolumenstrom und Sauerstoff-Konzentration im Bioreaktor

Der Zulaufvolumenstrom beträgt etwa 2,3 bis 2,5 Liter/min und die Füllzeit schwankt zwischen 10 und 17 Stunden. Die Sauerstoff-Konzentration ist bis zum 122. Versuchstag ungerregelt. Der Wert ist daher von der Sauerstoffzehrung der Bakterien abhängig und schwankt stark. Ab dem 123. Versuchstag wird die Sauerstoffkonzentration auf einen Sollwert von etwa 2,4 mg O₂ / Liter geregelt.

- Ammoniak (NH₃)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Im Verlauf der Ammoniak-Konzentration ist eine ausgeprägte tageszeitliche Schwankung erkennbar. Die NH₃-Konzentration ist bei stabilem Betrieb und praktisch vollständiger Nitrifikation sehr gering. Teilweise wird sogar das Niveau der Umgebungskonzentration von etwa 0,5 mg NH₃ / m³ unterschritten.

- Lachgas (N₂O)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Im Verlauf der N₂O-Konzentration ist ein sich täglich wiederholendes, vom Reaktorzyklus abhängiges Muster mit ausgeprägten Peaks erkennbar. Diese Peaks erreichen Werte bis zu 900 mg N₂O / m³. Die Basiskonzentration ist im Vergleich dazu mit 5 bis 15 mg N₂O / m³ relativ gering. Bei Betriebsstörungen z.B. bleibt das Muster im Prinzip erhalten, die Basiskonzentration kann jedoch bis auf mehrere Hundert mg N₂O / m³ ansteigen.

- Methan (CH₄)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Das Verlauf der CH₄-Konzentration weist ein ähnliches Aussehen auf wie der Verlauf der N₂O-Konzentration. Die Konzentrations-Peaks erreichen Werte bis zu 150 mg CH₄ / m³. Der Basiswert schwankt bei stabilem Betrieb zwischen 0 bis 30 mg CH₄ / m³.

- Kohlendioxid (CO₂)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Auch die CO₂-Konzentration in der Abluft unterliegt einer starken vom Reaktorzyklus abhängigen Dynamik. Die breiten Peaks liegen im Bereich der Füllphase. Im Verlauf eines Zyklus kann die Kohlendioxid-Konzentration zwischen der Umgebungskonzentration von etwa 700 bis zu 25.000 mg CO₂ / m³ Luft schwanken.

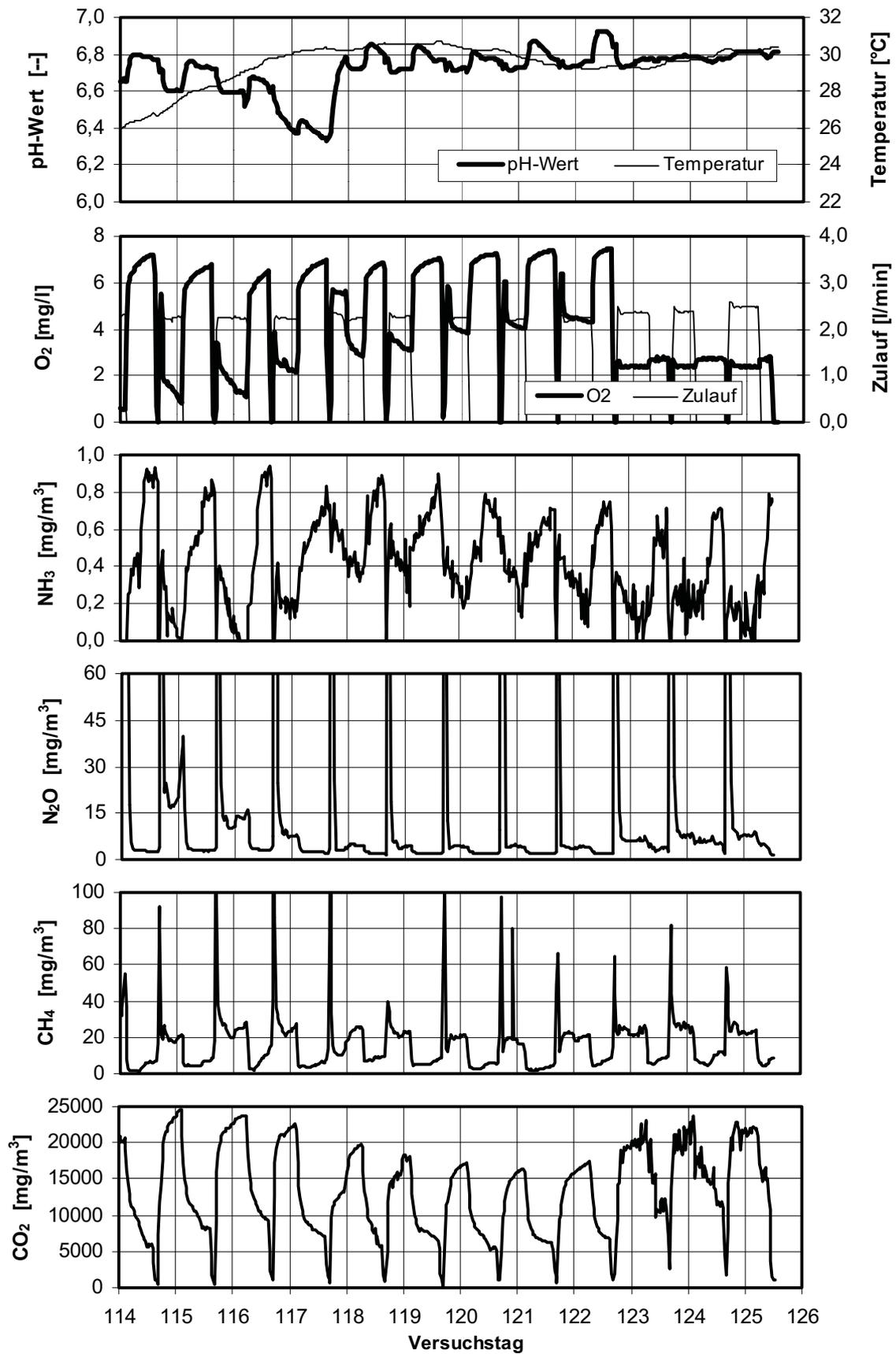


Abb. 4.36: Gaskonzentrationen in der Abluft des Bioreaktors sowie O₂-Gehalt, Temperatur und pH-Wert im Reaktor bei stabilem, diskontinuierlichen Betrieb

Um die Dynamik der Gaskonzentrationen in der Abluft des Bioreaktors für den Batch-Betrieb genauer zu untersuchen, ist in Abb. 4.37 ein Ausschnitt von 48 Stunden (120. und 121. Versuchstag) aller online gemessenen Parameter aufgeführt.

- Temperatur und pH-Wert im Bioreaktor

Unmittelbar nach der Füllphase kommt es trotz der pH-Wert-Regelung zu einem leichten Anstieg des pH-Wertes. Die Reaktortemperatur beträgt zwischen 30,2 und 29,2 °C.

- Zulaufvolumenstrom und Sauerstoff-Konzentration im Bioreaktor

Der Zulaufvolumenstrom beträgt etwa 2,2 bis 2,3 l/min und die gekennzeichnete Füllphase dauert ca. 12 Stunden. Die Sauerstoff-Regelung ist nicht aktiviert. Durch das Einschalten der Belüftung am Anfang der Füllphase kommt es zunächst zu einem sprunghaftem Anstieg der Sauerstoff-Konzentration. Durch die O₂-Zehrung der Mikroorganismen geht diese dann auf etwa 4 mg O₂/l zurück. Unmittelbar nach der Füllphase steigt die Sauerstoff-konzentration zunächst sprunghaft und dann nur noch langsam bis auf 7,5 mg O₂/l am Ende des Belüftungszeitraumes an. Durch das Abschalten der Belüftung am Anfang der Pausenphase fällt die Sauerstoffkonzentration wieder stark ab und der Zyklus beginnt erneut.

- Ammoniak (NH₃)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Während der Füllphase ist ein Rückgang der Ammoniak-Konzentration in der Abluft erkennbar. Unmittelbar nach der Füllphase steigt der Wert erneut an. Der Verlauf ist genau entgegengesetzt zum Verlauf der Kohlendioxid-Konzentration.

- Lachgas (N₂O)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Der Peak bei der Lachgas-Konzentration wird offensichtlich durch das erneute und gleichzeitige Einschalten des Rührwerks und der Belüftung ausgelöst. Diese extremen Abgasungen können bis zu zwei Stunden andauern. Dabei können Konzentration von über 1000 mg N₂O/ m³ auftreten. Kurz nach der Füllphase geht die Lachgas-Konzentration in der Abluft wieder zurück.

- Methan (CH₄)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Methan und Lachgas zeigen ein ähnlich aussehendes Emissionsmuster. Der Methan-Peak ist jedoch etwas schmaler.

- Kohlendioxid (CO₂)-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors

Nach dem Einschalten des Zulaufs setzt mit einer geringen zeitlichen Verzögerung eine starke CO₂-Freisetzung ein. Die Gaskonzentration steigt vom Niveau der Außenluftkonzentration von etwa 800 mg CO₂ / m³ innerhalb von 12 Stunden auf über 16.000 mg CO₂ / m³ an. Nachdem der Zulauf abgeschaltet wurde, erfolgt ebenfalls zeitverzögert ein ebenso starker Rückgang der CO₂-Konzentration. Nach dem Abschalten der Belüftung und des Rührwerks ist ein weiterer Rückgang der CO₂-Konzentration erkennbar.

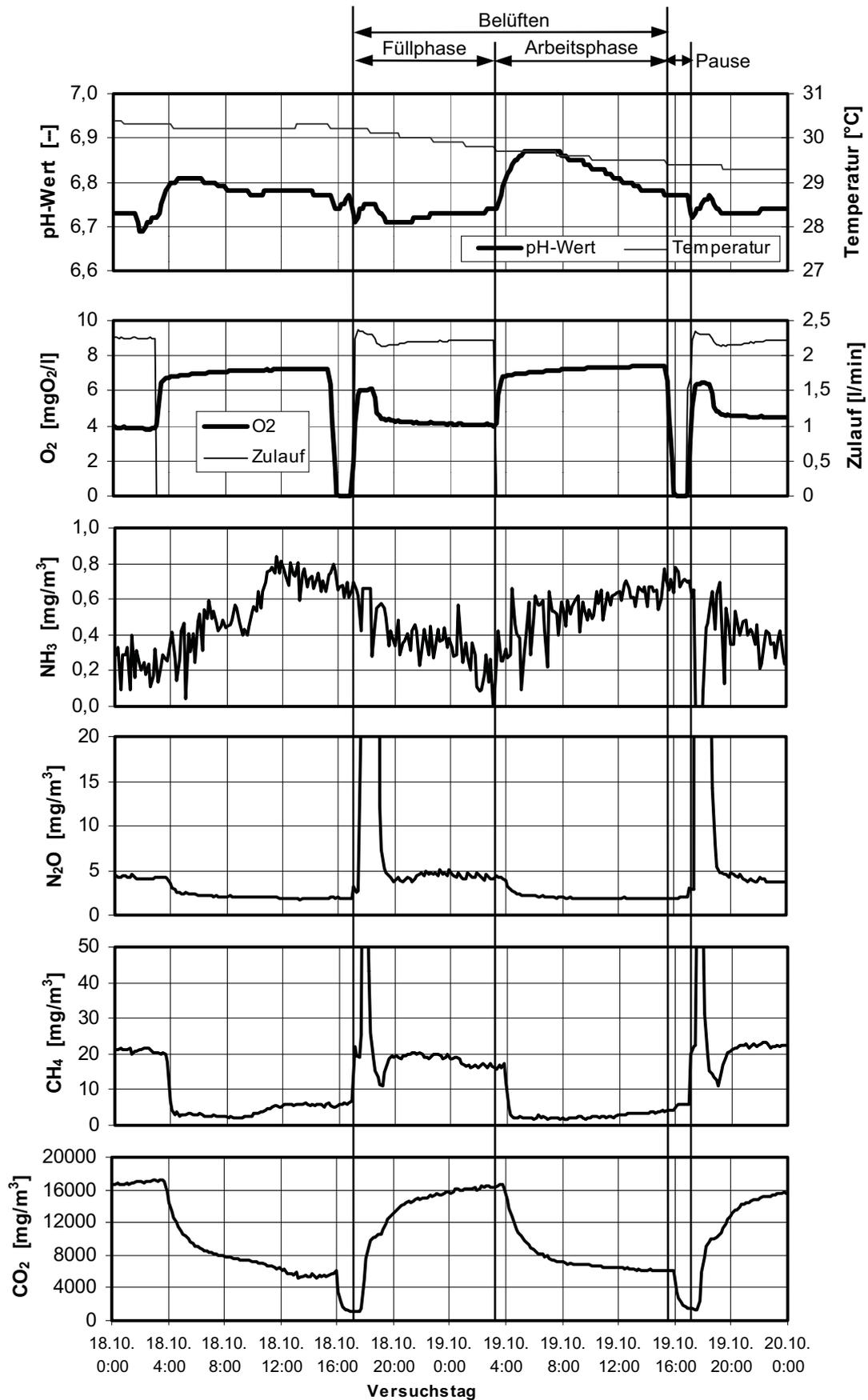


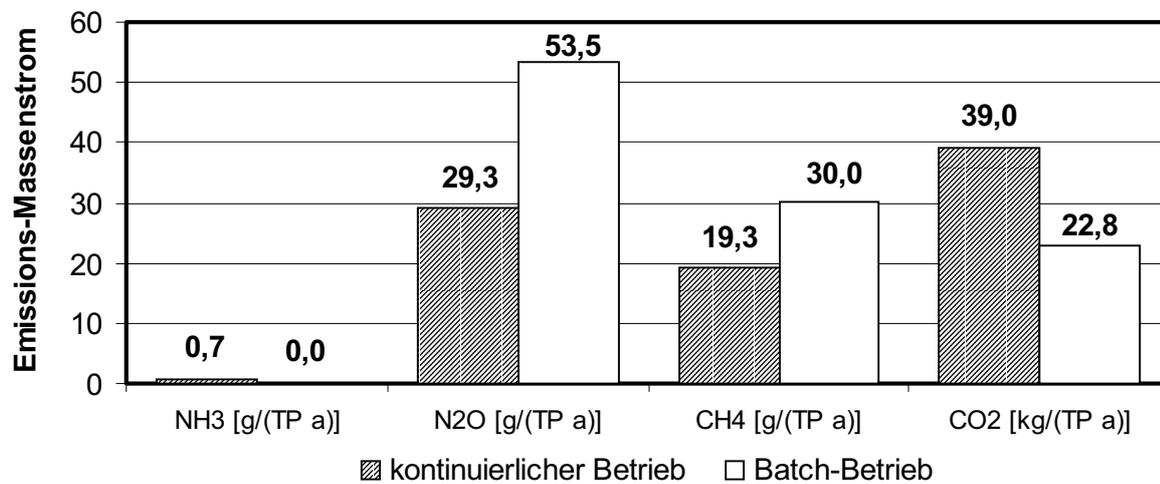
Abb. 4.37: 48-Stunden-Verlauf der Gaskonzentrationen von CO₂, CH₄, N₂O und NH₃ in der Abluft des Reaktors sowie O₂-Gehalt, Temperatur und pH-Wert im Reaktor

4.3.3 Emissions-Massenströme des Bioreaktors

In Tab. 4.4 und in Abb. 4.38 sind die Gaskonzentrationen in der Abluft des Bioreaktors und die mittleren Emissions-Massenströme bei stabilem Betrieb mit vollständiger Nitrifikation für beide Betriebsarten zusammengefasst. Datengrundlage sind die zuvor erläuterten 12-Tage Intervalle (Abb. 4.36 und 4.37).

Tab. 4.4: Mittlere Gaskonzentrationen in der Abluft des Bioreaktors und Emissions-Massenströme bei stabilem Betrieb

Konzentration	NH ₃		N ₂ O		CH ₄		CO ₂	
	V1	V2	V1	V2	V1	V2	V1	V2
Mw [mg/m ³]	0,90	0,42	16,9	30,2	11,3	17,2	22154	13276
Min [mg/m ³]	0,16	0	5,7	1,6	0	1,1	9807	870
Max [mg/m ³]	1,73	0,94	282	1234	22,33	315,7	42800	24667
Sd [mg/m ³]	0,28	0,25	17,5	116,5	5,1	23,1	7112	6240
Vk [%]	31,1	59,3	103,6	386,0	45,5	134,7	32,1	47,0
Uk. [mg/m ³]	0,5	0,5	0,85	0,85	0,7	0,7	800	800
Ek [mg/m ³]	0,40	-0,08	16,0	29,3	10,6	16,5	21355	12476
Massenströme [g/(TP a)]	0,73	0,00	29,95	53,53	19,31	30,02	22768	38973



V1 : Versuch 1; V2 : Versuch 2; Uk. : Umgebungskonzentration; Ek. : Effektiv-Konzentration

Abb. 4.38: Emissions-Massenströme des Bioreaktors bei stabilem Betrieb (Versuche 1, 2)

Ammoniak-Emissionen traten unter den gegebenen Betriebsbedingungen praktisch nicht auf. Die Gaskonzentrationen schwankten im Bereich der Umgebungskonzentration. Es waren jedoch Lachgasemissionen feststellbar. Diese entstanden bei Batch-Betrieb größtenteils unmittelbar nach dem Einschalten der Belüftung. Auch die Methanemissionen sind bei Batch-Betrieb etwas höher als bei kontinuierlichem Betrieb.

4.3.4 Einflüsse auf die NH_3 -Desorption im Bioreaktor

- pH-Wert und freies Ammoniak (NH_3) im Bioreaktor

In Abbildung 4.39 werden die Verläufe der Ammoniak-Konzentration in der Gasphase, der Konzentration von freiem Ammoniak in der flüssigen Phase sowie des pH-Wertes und der Temperatur bei kontinuierlichem Betrieb des Bioreaktors gezeigt. Bei dem dargestellten Zeitabschnitt (Mastdurchgang 1 - 17.8. bis 5.9.1999) handelt es sich um die Adaptionsphase (Anpassungsphase) der Biologie. Ausschließlich in diesem Zeitraum traten im Reaktor nennenswerte NH_4 - bzw. NH_3 -Konzentrationen (Abb. 4.39 - unten) auf.

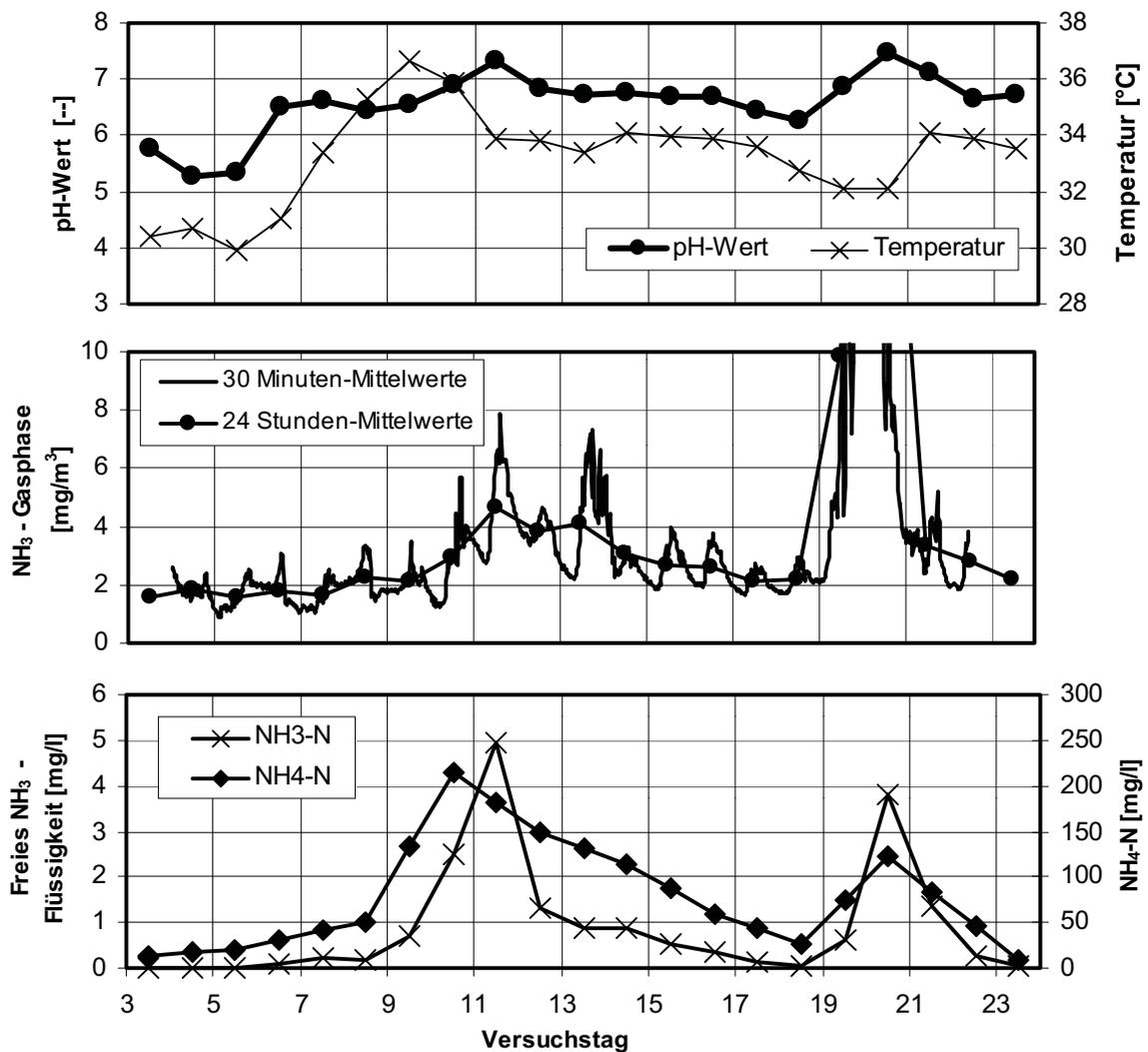


Abb. 4.39: Verlauf der NH_3 -Konzentration in der Gasphase und in der flüssigen Phase in Abhängigkeit vom pH-Wert bei kontinuierlichem Betrieb (Versuch 1)

Der Verlauf der 30-Minuten-Mittelwerte der NH_3 -Konzentration in der Abluft (Abb. 4.39 - Mitte) ist von starken tageszeitlichen Schwankungen überlagert. Durch die Mittelwertbildung über 24 Stunden ergibt sich ein geglätteter Konzentrationsverlauf, der einen Vergleich mit dem Verlauf des freien Ammoniaks in der flüssigen Phase erlaubt. Beide Verläufe zeigen wie erwartet eine ähnliche Dynamik (Korrelationskoeffizient: 0,58), da die

NH₃-Desorption und damit die NH₃-Konzentration in der Gasphase maßgeblich von der NH₃-Konzentration in der flüssigen Phase und dem Partialdruck beeinflusst wird. Die Konzentration an freiem Ammoniak wird durch die Höhe des pH-Wertes oder der H⁺-Ionen-Konzentration stark beeinflusst. Schon eine geringe Erhöhung, z.B. um einen pH-Punkt kann zu erheblichen NH₃-Emissionen führen, wie an dem zweiten NH₃-Peak am 20. Versuchstag erkennbar ist. Dieser erreicht eine maximale Höhe von etwa 40 mg NH₃ / m³.

- Kohlendioxid (CO₂) in der Abluft des Bioreaktors

Während der Füllphase, innerhalb der dem Reaktor permanent Ammoniumstickstoff zugeführt wird, erfolgt ein Rückgang der NH₃-Konzentration in der Abluft (s. Abb. 4.37). Zeitgleich ist am Anfang der Füllphase ein starker Anstieg der CO₂-Konzentration in der Abluft erkennbar. Daher ist zu vermuten, dass auch das in der Flüssigkeit freigesetzte CO₂ einen Einfluss auf die Desorption von NH₃ ausübt, zumal beim Rückgang der CO₂-Konzentration in der Abluft wiederum ein Anstieg der NH₃-Konzentration in der Abluft erfolgt. Dieser Zusammenhang wird in Kapitel 5.3.1 diskutiert.

4.3.5 Einflüsse auf die N₂O-Emissionen des Bioreaktors

In Abb. 4.40 sind die Verläufe der Lachgas-Konzentration, des pH-Wertes, der Temperatur und der Konzentration von salpetriger Säure (HNO₂) und Nitrit (NO₂⁻) in der flüssigen Phase bei kontinuierlichem Betrieb des Bioreaktors dargestellt. Es handelt sich bei dem dargestellten Zeitraum um die Adaptionsphase der Biologie. Nur in diesem Zeitraum (Mastdurchgang 1 - 17.8. bis 5.9.1999) kam es zu nennenswerten Nitrit-Anhäufungen und einer zum Teil erheblichen N₂O-Freisetzung.

- Salpetrige Säure (HNO₂) und Nitrit (NO₂⁻)

Die O₂-Konzentration beträgt in dem dargestellten Abschnitt zwischen 2,0 und 2,6 mg/l, womit eine O₂-Limitierung der Nitrifikation ausgeschlossen werden kann. Des weiteren kann davon ausgegangen werden, dass praktisch keine Denitrifikation stattfindet und das in der Abluft gemessene Lachgas ausschließlich von den Nitrifizierern gebildet wurde.

Ein Vergleich der 24-Stunden Mittelwerte der N₂O-Konzentration in der Abluft (Abb. 4.40 - Mitte) mit den Werten der HNO₂- und der Nitrit-Konzentration in der Flüssigkeit (Abb. 4.40 - unten) zeigt keinerlei Ähnlichkeit der Verläufe. Dies wird durch die geringen Korrelationsfaktoren von -0,09 (N₂O/HNO₂) bzw. 0,28 (N₂O/NO₂) bestätigt. Auch bei Abwesenheit von HNO₂ oder Nitrit kann Lachgas freigesetzt werden (N₂O-Peak am 27. Versuchstag). Die maximale HNO₂-Konzentration (17. Versuchstag) beträgt etwa 100 µg/l. Die massive N₂O-Freisetzung um den 20. Versuchstag wurde vermutlich durch eine Substratüberschusshemmung (NH₃-Hemmung) der Nitrifikation ausgelöst. Wie man Abb. 4.39 entnehmen kann, ist eine Anhäufung von NH₃ um den 20. Versuchstag mit einer maximalen Konzentration von etwa 190 mg NH₃ / l als Ursache dafür zu erkennen.

- pH-Wert und Temperatur

Weder der pH-Wert- noch der Temperaturverlauf (Abb. 4.40 - oben) können direkt mit der Lachgas-Freisetzung im mittleren Bildabschnitt in Zusammenhang gebracht werden.

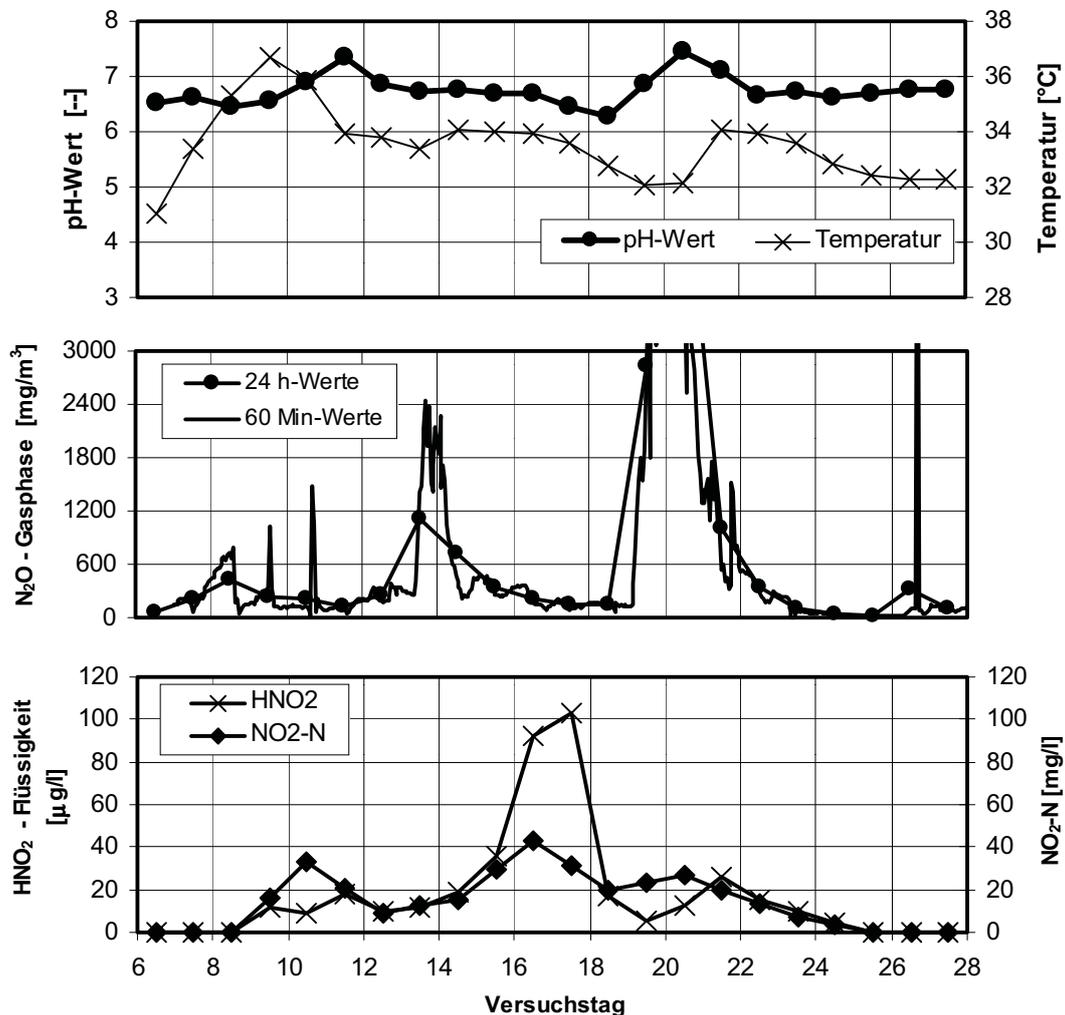


Abb. 4.40: Verläufe der Konzentration von N₂O (Gasphase), HNO₂ und NO₂-N sowie der Temperatur und des pH-Wertes im Reaktor bei kontinuierlichem Betrieb

4.3.6 Einflüsse auf die CH₄-Emissionen des Bioreaktors

In Abbildung 4.41 sind die Verläufe des pH-Wertes, der Temperatur und der O₂-Konzentration im Reaktor sowie der CH₄-Konzentration in der Abluft des Bioreaktors bei kontinuierlichem Betrieb dargestellt.

- O₂-Konzentration

Bei einer O₂-Konzentration in der Flüssigkeit < 0,5 mg/l (50. bis 55. Versuchstag) kann eine erhebliche CH₄-Konzentrationen in der Abluft (bis zu 800 mg CH₄ / m³) auftreten. Zeitgleich mit dem Anstieg der O₂-Konzentration am 54. Versuchstag geht die CH₄-Konzentration in der Abluft auf Null zurück. Andererseits wurden auch bei einer hohen Belüftungsrate, mit einer O₂-Konzentration von 2,5 mg O₂/l, vereinzelte CH₄-Abgasungen beobachtet (47. bis 49. Versuchstag). Dies könnte auf eine unzureichende Durchmischung

des Reaktorinhaltes in diesem Zeitraum zurückzuführen sein, wodurch im Bodenbereich des Reaktors Sedimente entstehen, in denen anaerobe Bedingungen vorherrschen.

- pH-Wert und Temperatur

Ein direkter Einfluss des pH-Wertes oder der Reaktortemperatur (Abb. 4.41 - oben) auf die CH_4 -Konzentration in der Abluft (Abb. 4.41 - Mitte) ist nicht erkennbar.

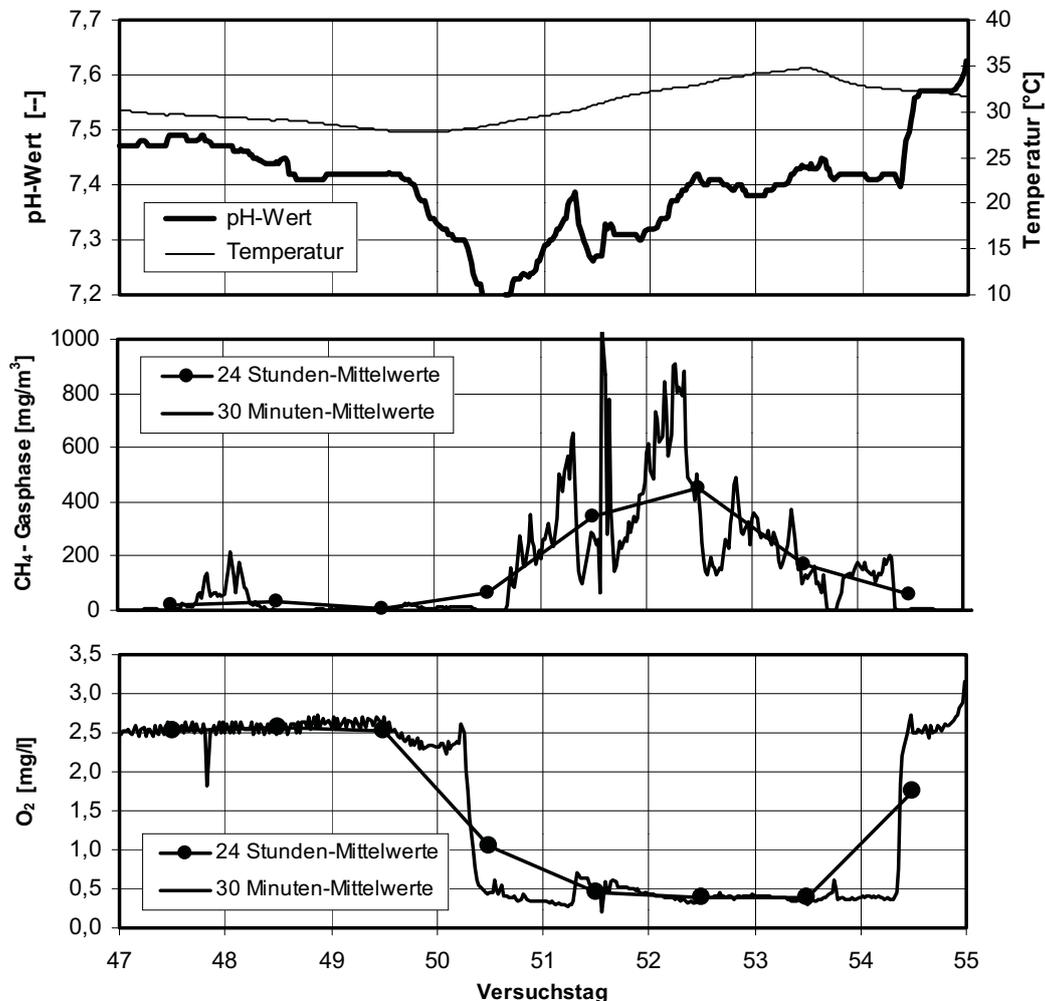


Abb. 4.41: Verlauf der Konzentration von CH_4 (Gasphase) und O_2 sowie der Temperatur und des pH-Wertes im Reaktor bei kontinuierlichem Betrieb (Versuch 1)

4.4 Gasförmige Emissionen aus dem Stallbereich

Um einen Überblick über das NH_3 -Emissionsverhalten aus dem Stallbereich zu geben, werden zunächst die Tagesmittelwerte der NH_3 -Massenströme und Konzentrationen sowie weitere für das Stallklima relevante Parameter für jeden Mastdurchgang als Gesamtübersicht dargestellt. Anschließend werden für jeden Mastdurchgang mittlere Emissionsmassenströme berechnet. Die Emissionen der direkt klimawirksamen Spurengase Lachgas, Methan und Kohlendioxid werden exemplarisch an Mastdurchgang 2 untersucht.

4.4.1 Ammoniak

4.4.1.1 Mastdurchgang 1

In Abbildung 4.42 sind die zeitlichen Verläufe der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von NH_3 sowie der Volumenströme, der Temperatur und der relativen Luftfeuchte für den ersten Mastdurchgang vom 12.8. (1. Masttag) bis zum 17.11.1999 (97. Masttag) aufgeführt.

- NH_3 -Massenstrom und Emissions-Minderungsgrad

Der Massenstrom im Referenzabteil liegt im Bereich zwischen 6 und 15 g NH_3 / TP d. Im Vergleich dazu beträgt der Massenstrom im Spülrippenabteil zwischen 3 und 8 g NH_3 / TP d. Am Anfang der Mastperiode wird aufgrund des geringen Flüssigmistanfalles auch nur wenig Ammoniak emittiert. Bedingt durch die Zunahme des Lebendgewichtes im Stall steigen der Gülleanfall und damit auch die NH_3 -Emissionen bis zum 40. Masttag an. Dann folgt ein relativ konstanter Abschnitt, in dem sich die Einflüsse der NH_3 -Konzentration und des Volumenstromes auf den Emissions-Massenstrom gegenseitig aufheben. Durch den Anstieg des Volumenstromes am 70. Masttag kommt es dann zu einem erneuten Anstieg des emittierten NH_3 -Massenstromes.

Im selben Bild ist der Minderungsgrad des NH_3 -Massenstromes im Spülrippenabteil bezogen auf das Referenzabteil abgebildet. Man erkennt zunächst eine Abnahme der Emissionsminderung von anfangs 45 % bis auf 30 % am 50. Masttag. Danach ist ein deutlicher Anstieg der Emissionsminderung bis auf 60 % zeitgleich mit einer Zunahme der Konzentrationsdifferenz zwischen Spülrippen- und Referenzabteil erkennbar.

- NH_3 -Konzentration in der Stall-Abluft

Während des gesamten Messzeitraumes wurden im Referenzabteil höhere Ammoniak-Konzentrationen als im Spülrippenabteil gemessen. Beide Konzentrationen sind bis zum 60. Masttag relativ konstant. Danach steigt die NH_3 -Konzentration im Referenzabteil bis zum 97. Masttag auf 23 mg/m^3 an. Im selben Zeitraum steigt die Konzentration im Spülrippenabteil bis auf 14 mg/m^3 .

- Luftvolumenstrom in den Stallabteilen

Der Luftvolumenstrom in beiden Abteilen schwankt zwischen 2000 und etwa 7000 m^3/h . Im Referenzabteil ist der Luftvolumenstrom während des gesamten Messzeitraumes etwa 200 bis 500 m^3/h höher als im Spülrippenabteil (siehe Abb. 4.42). Die Verläufe des Luftvolumenstromes und der Verlauf der Zulufttemperatur weisen eine ähnliche Dynamik auf. Die Ähnlichkeit der Verläufe ist auf die Regelung der Stalltemperatur mit dem Luftvolumenstrom zurückzuführen.

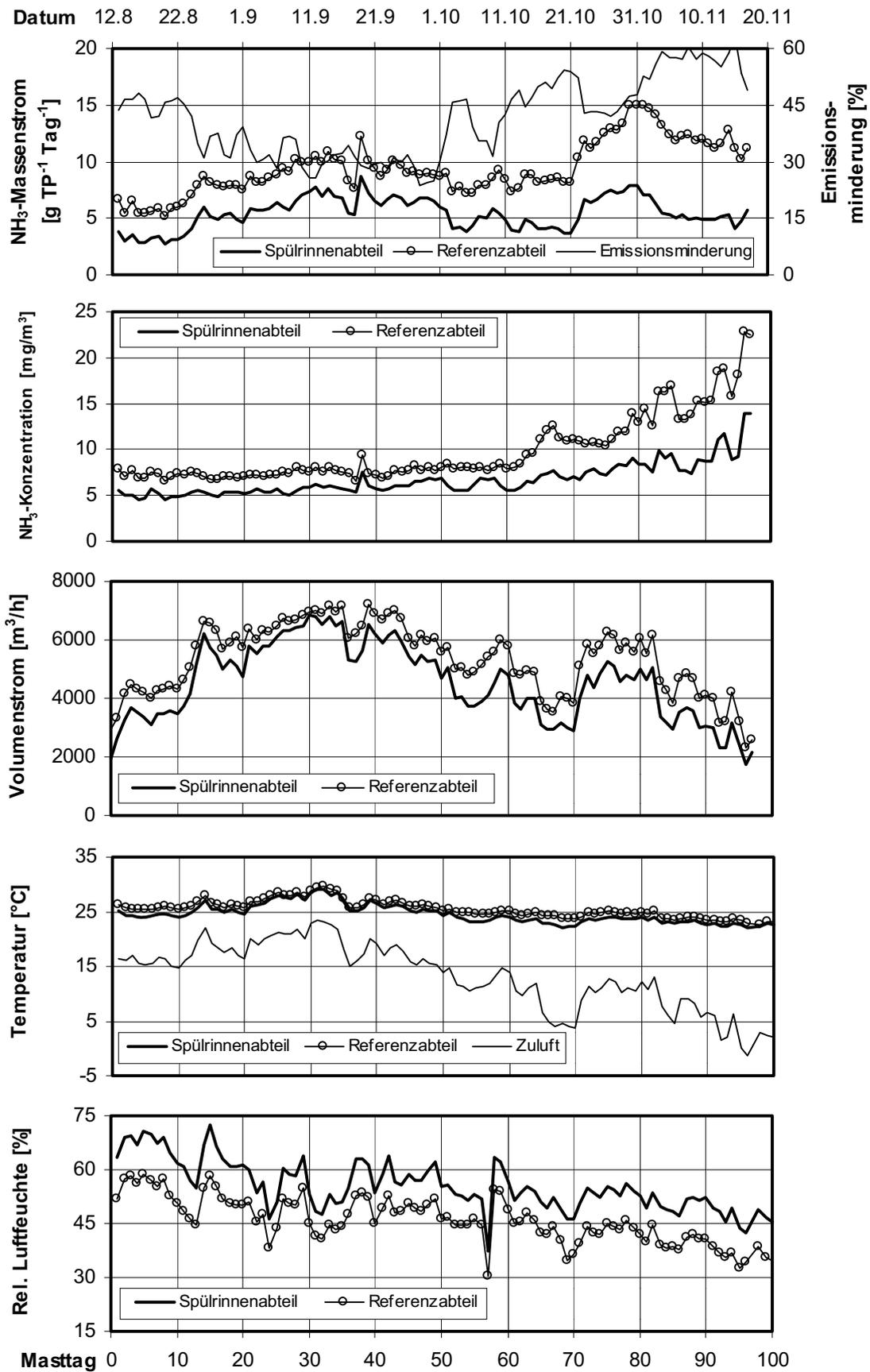


Abb. 4.42: Verlauf der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von NH₃ sowie der Luftvolumenströme, der Temperatur und der relativen Luftfeuchte (Mastdurchgang 1 - 13.8. bis 17.11.1999)

- Temperatur und relative Luftfeuchte in der Stall-Abluft

Die Lufttemperatur wird in beiden Abteilen primär über den Zuluftvolumenstrom geregelt und bewegt sich in einem Bereich von etwa 22 bis 30 °C (Tab. 4.5). In dem dargestellten Messzeitraum wurde im Referenzabteil eine im Mittel um 0,9 °C höhere Lufttemperatur als in dem Abteil mit Spülentmischung gemessen.

Die relative Luftfeuchte im Spülrinnenabteil nimmt im Verlauf der Mastperiode von etwa 70 % bei der Einstallung der Tiere bis auf 45 % am Ende des Mastdurchganges ab. Ähnliches gilt für das Referenzabteil. Hier nimmt die relative Luftfeuchte von etwa 60 % bis auf 35 % am Ende der Mastperiode ab. Im Mittel wurden im Spülrinnenabteil etwa 10 % höhere relative Luftfeuchten als im Referenzabteil gemessen.

Tab. 4.5: Temperatur und rel. Luftfeuchte der Stall-Abluft (Md. 1 - 13.8. bis 17.11.1999)

	Temperatur [°C]			Relative Luftfeuchte [%]	
	Spülr.	Ref.	Außenluft	Spülr.	Ref.
Mittelwert	24,6	25,5	13,3	55,5	45,9
Min	21,9	22,7	-1,4	37,2	30,4
Max	29,0	29,6	23,4	72,4	58,8
Sd	1,7	1,6	6,0	7,0	6,4
Vk	7,0	6,2	44,9	12,5	14,0

Spülr. : Spülrinnenabteil; Ref. : Referenzabteil; Md. 1 : Mastdurchgang 1

4.4.1.2 Mastdurchgang 2

In Abbildung 4.43 sind die zeitlichen Verläufe der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von NH₃ sowie der Luftvolumenströme, der Temperatur und der relativen Luftfeuchte für den zweiten Mastdurchgang vom 30.12.1999 (1. Masttag) bis zum 7.4.2000 (100. Masttag) aufgeführt.

- NH₃-Massenstrom und -Minderungsgrad

Der Ammoniak-Massenstrom im Referenzstall steigt von etwa 5 g Ammoniak pro Tier und Tag am Anfang des Mastdurchganges bis auf über 20 g NH₃ / TP d am Ende des Mastdurchganges an. Der Emissions-Massenstrom aus dem Spülrinnenabteil zeigt eine ähnliche Dynamik. Der Bereich liegt jedoch zwischen 1 g NH₃ / TP d am Anfang und etwa 13 g NH₃ / TP d am Ende des Messzeitraumes. Die Minderung der Ammoniakemissionen gegenüber dem Referenzabteil beträgt zu Anfang der Mastperiode über 60 % und am Ende der Messung nur noch 35 bis 40 %.

- NH₃-Konzentration in der Stall-Abluft

Die Konzentration steigt in beiden Abteilen bis zum 15. Masttag stark an. Das Maximum beträgt im Referenzabteil etwa 51 mg/m³ und im Spülrinnenabteil 27 mg/m³. Zeitgleich mit dem Anstieg des Luftvolumenstromes nimmt die NH₃-Konzentration bis zum 60. Masttag wieder bis auf 10 mg/m³ im Referenzstall bzw. 8 mg pro m³ im Spülrinnenabteil ab. Danach steigen beide Verläufe bis zum Ende des Messzeitraumes wieder leicht an.

- Luftvolumenstrom in den Stallabteilen

Der Luftvolumenstrom steigt in beiden Abteilen von etwa 800 m³ pro Stunde am Anfang der Mastperiode bis auf etwa 4000 bis 6000 m³ pro Stunde am Ende der Mastperiode an. Die Klimaregelung war in beiden Abteilen identisch eingestellt. Dennoch war der Luftvolumenstrom im Referenzabteil während des gesamten Messzeitraumes etwa 10 bis 20 % höher als im Spülrinnenabteil (siehe Abb. 4.43). Diese Abweichung kann z.B. durch die begrenzte Genauigkeit der Klimaregelung, durch unterschiedliche Wärmeproduktion der Tiere aber auch durch unterschiedliche Austräge an latenter Wärme in den beiden Abteilen entstanden sein.

- Temperatur und relative Luftfeuchte in der Stall-Abluft

Die Temperatur liegt in beiden Abteilen zwischen 22 und 30 °C. In dem dargestellten Messzeitraum war die Temperatur im Referenzabteil im Mittel um 1,3 °C höher als im Abteil mit Spülrinnen (Tab. 4.6).

Die relative Luftfeuchte im Spülrinnenabteil nimmt während der Mastperiode von etwa 60 % bei der Einstellung der Tiere bis auf 40 % am Ende des Mastdurchganges ab. Auch die relative Luftfeuchte im Referenzabteil nimmt in gleicher Größenordnung ab. Im Mittel wurden im Spülrinnenabteil etwa 1,7 % höhere relative Luftfeuchten als im Referenzabteil gemessen.

Tab. 4.6: Temperatur und rel. Luftfeuchte der Stall-Abluft (Md. 2 - 30.12. bis 7.4.2000)

	Lufttemperatur [°C]			Relative Luftfeuchte [%]	
	Spülr.	Ref.	Umgebung	Spülr.	Ref.
Mittelwert	24,2	25,5	5,3	47,4	45,7
Min	22,2	24,0	-4,3	35,5	35,8
Max	31,9	29,4	12,2	62,1	65,2
Sd	1,8	1,2	2,8	5,3	7,5
Vk	7,5	4,8	52,8	11,2	16,4

Spülr. : Spülrinnenabteil; Ref. : Referenzabteil; Md. 2 : Mastdurchgang 2

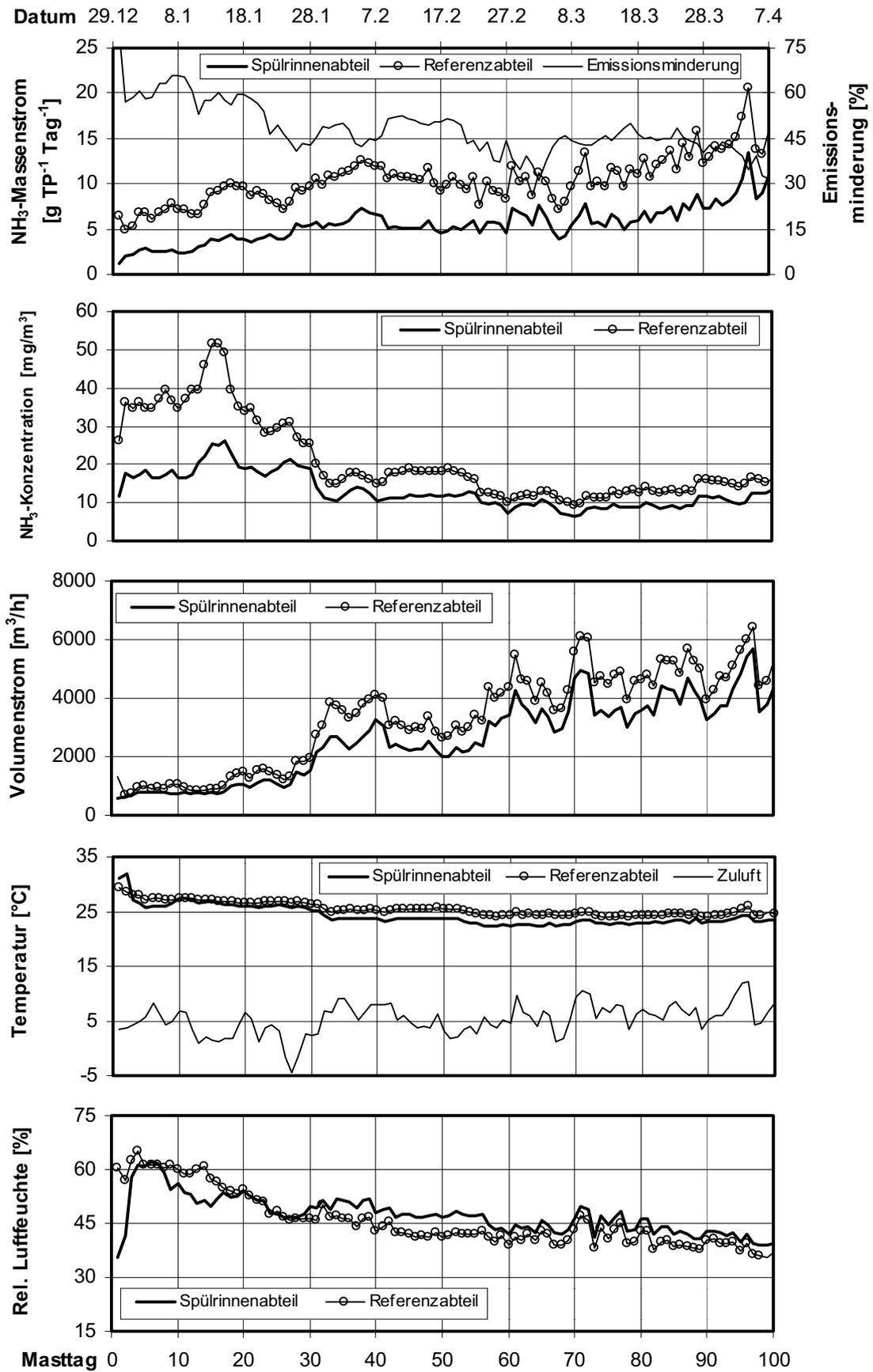


Abb. 4.43: Verlauf der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von NH₃ sowie der Luftvolumenströme, der Temperatur und der relativen Luftfeuchte (Mastdurchgang 2 - 30.12.1999 bis 7.4.2000)

4.4.1.3 Mastdurchgang 3

In Abbildung 4.44 sind die zeitlichen Verläufe der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von NH_3 sowie der Volumenströme, der Temperatur und der relativen Luftfeuchte für den dritten Mastdurchgang vom 21.6.2000 (1. Masttag) bis zum 28.9.2000 (100. Masttag) aufgeführt.

- NH_3 -Massenstrom und -Minderungsgrad

Der NH_3 -Massenstrom im Referenzstall steigt von etwa 5 g NH_3 / TP d am Anfang des Mastdurchganges bis auf über 12 g NH_3 / TP d am Ende des Mastdurchganges an. Der Emissions-Massenstrom aus dem Spülrinnenabteil zeigt eine ähnliche Dynamik. Der Wertebereich liegt jedoch zwischen 3 g NH_3 / TP d am Anfang und etwa 7 g NH_3 / TP d am Ende des Messzeitraumes.

Der Minderungsgrad der NH_3 -Emissionen steigt bis zum 30. Masttag von 30 % bis auf etwa 50 % an. Bis zum 85. Masttag beträgt die Reduzierung der NH_3 -Emissionen etwa 40 %. Der Wert steigt danach bis zum Ende des Mastdurchganges wieder bis auf 50 % an.

- NH_3 -Konzentration in der Stall-Abluft

Die NH_3 -Konzentration nimmt in beiden Abteilen bis zum 50. Masttag ab. Das Minimum beträgt im Referenzstall etwa 10 mg/m³ und im Spülrinnenabteil 7 mg/m³. Nach einer konstanten Phase bis zum 80. Masttag steigen beide Verläufe bis zum Ende des Messzeitraumes wieder leicht an.

- Luftvolumenstrom in den Stall-Abteilen

Die Luftvolumenströme sind im Spülrinnen- und im Referenzstall ab dem 10. Masttag ungefähr gleich. Die Verläufe steigen bis zum 35. Masttag auf 4000 bis 5000 m³/h an. Am Ende des Messzeitraumes ist ein Rückgang auf 3200 bis 4000 m³/h vorhanden.

- Temperatur und relative Luftfeuchte in der Stall-Abluft

Es handelt sich bei Mastdurchgang 3 um einen Sommerdurchgang. Die Lufttemperatur bewegt sich in beiden Abteilen in einem Bereich von 25 und 30 °C. Während der gesamten Messperiode wurde im Referenzabteil im Mittel eine um 1,5 °C höhere Temperatur als im Abteil mit Spülmistung gemessen (Tab. 4.7).

Die relativen Luftfeuchte liegt zwischen 30 und 45 %, wobei im Spülrinnenabteil im Mittel etwa 5 % höhere Werte als in dem Abteil mit Spülrinnen gemessen wurden. Diese Werte scheinen trotz des Sommerdurchganges zu niedrig zu sein. Mögliche Ursachen dafür werden in Kap. 5.4.1. genannt.

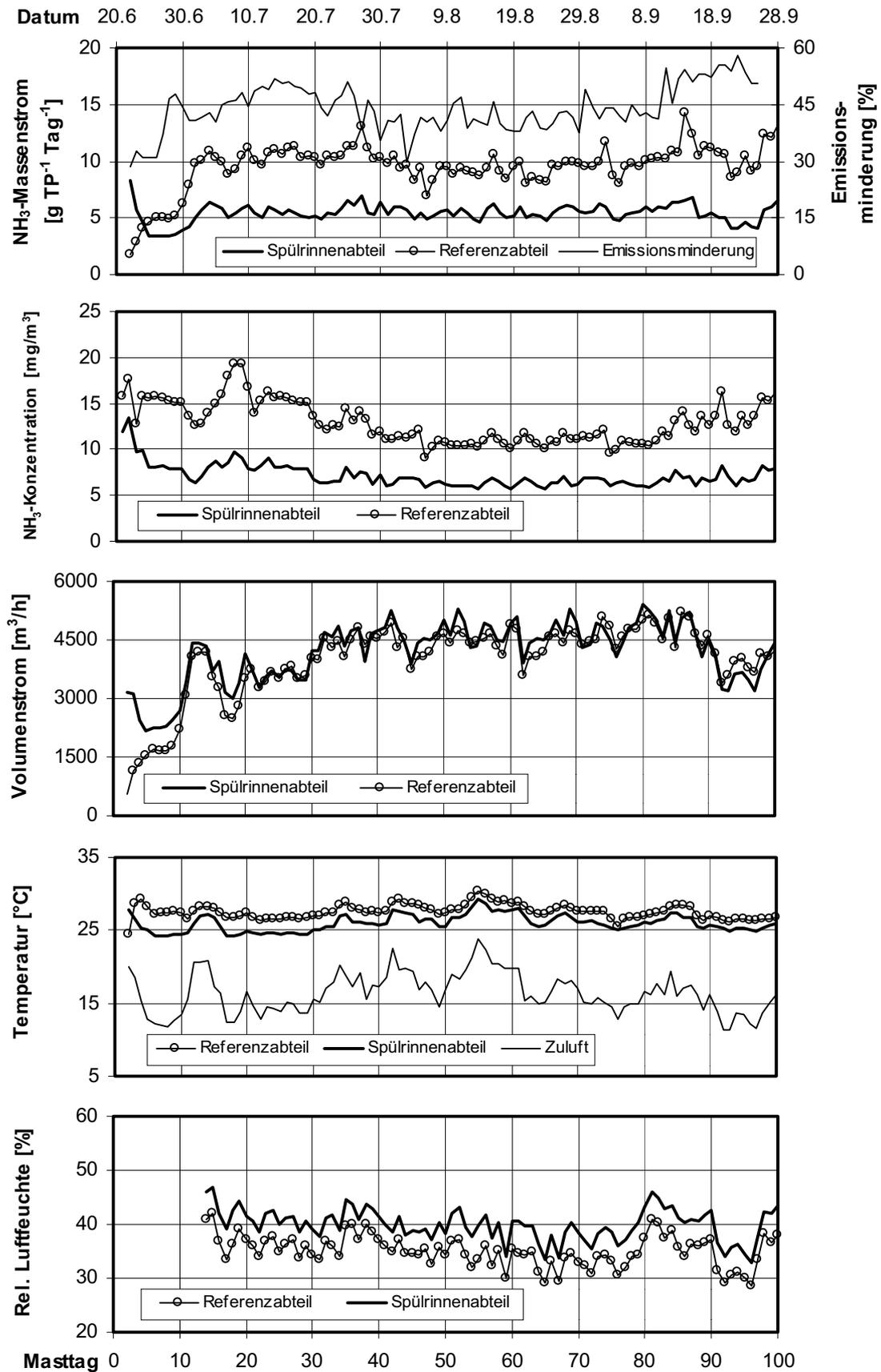


Abb. 4.44: Verlauf der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von NH₃ sowie der Luftvolumenströme, der Temperatur und der relativen Luftfeuchte (Mastdurchgang 3 - 21.6.2000 bis 28.9.2000)

Tab. 4.7: Temperatur und rel. Luftfeuchte der Stall-Abluft (Md. 3 - 21.6. bis 28.9.2000)

	Temperatur [°C]			Relative Luftfeuchte [%]	
	Spülr.	Ref.	Umgebung	Spülr.	Ref.
Mittelwert	26,0	27,5	16,3	39,9	35,0
Min	24,1	24,5	11,3	32,9	28,5
Max	29,4	30,4	23,9	46,9	42,0
Sd	1,2	1,0	2,8	2,9	2,9
Vk	4,4	3,5	17,0	7,4	8,2

Spülr. : Spülrinnenabteil; Ref. : Referenzabteil; Md. 3 : Mastdurchgang 3

4.4.1.4 NH₃-Gesamtemissionen in den Stallabteilen

In Abbildung 4.45 und in Tabelle 4.8 sind die mittleren NH₃-Massenströme aus dem Spülrinnenabteil und dem Referenzabteil aller drei Mastdurchgänge aufgeführt. Die abgebildeten Mittelwerte sind jeweils auf die ersten 100 Masttage bezogen. Unter den Abwärtspfeilen befinden sich die prozentualen Emissions-Minderungsgrade im Spülrinnen-abteil bezogen auf die Referenzmessung.

Trotz größerer Unterschiede in den Rahmenbedingungen, z.B. bei den Zulufttemperaturen und den Luftvolumenströmen, zwischen den drei untersuchten Mastdurchgängen, sind die mittleren NH₃-Emissionen relativ gleichmäßig. Im Referenzabteil beträgt die NH₃-Emission im Mittel zwischen 9,4 und 11,1 g NH₃ / TP d. Demgegenüber beträgt die NH₃-Emission im Spülrinnenabteil zwischen 5,4 und 6,1 g NH₃ / TP d.

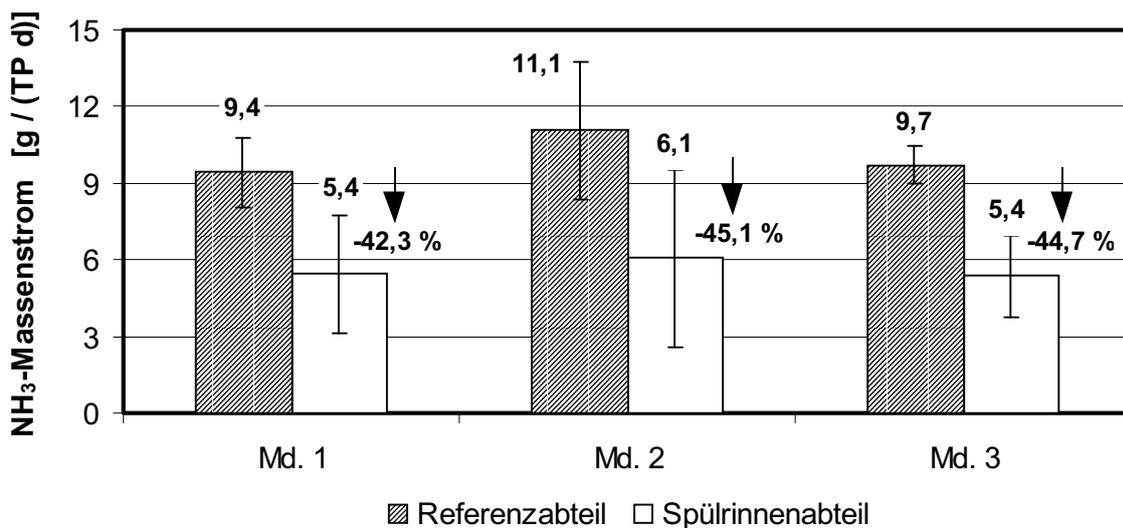


Abb. 4.45: 100-Tage-Mittelwerte der NH₃-Massenströme und Emissions-Minderungsgrade der untersuchten Mastabteile - Mastdurchgang (Md.) 1 bis 3

Tab. 4.8: Mittelwerte der NH_3 -Emissionen und Emissions-Minderungsgrade der untersuchten Mastabteile - Mastdurchgang (Md.) 1 bis 3

NH₃-Emissionen [g/(TP d)]	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	Spülr.	Ref.	Spülr.	Ref.	Spülr.	Ref.
Mw	5,4	9,4	6,1	11,1	5,4	9,7
Min	2,8	5,1	1,2	5,4	3,4	4,9
Max	8,7	15,0	13,4	20,6	6,9	14,3
Sd	1,4	2,3	2,0	2,6	0,7	1,6
Vk [%]	25,1	24,7	36,3	24,5	13,5	16,4
Red [%]	42,3		45,1		44,7	

Spülr. : Spülrinnenabteil; Ref. : Referenzabteil; Red. : Reduzierung der Emission

Die Minderung der NH_3 -Emissionen im Spülrinnenabteil bezogen auf das Referenzabteil liegt zwischen 42 und 45 %. Bei der Beurteilung dieser Werte ist jedoch zu beachten, dass die Bedingungen im Spülrinnenabteil und im Referenzabteil nicht völlig identisch waren. Während der gesamten Messperiode (Mastdurchgänge 1 bis 3) waren im Referenzabteil im Mittel 0,9 bis 1,5 °C höhere Temperaturen vorhanden. Andererseits war die relative Luftfeuchte im Referenzabteil im Mittel um 5 bis 10 % niedriger als im Spülrinnenabteil. Außerdem waren die Luftvolumenströme im Referenzabteil bei den Mastdurchgängen 1 und 2 im Mittel um 10 bis 15 % höher als im Abteil mit Spülmistung. Während des dritten Mastdurchganges waren die Abweichungen der Luftvolumenströme in beiden Abteilen relativ gering. Die Auswirkungen unterschiedlicher Rahmenbedingungen in den beiden untersuchten Stallabteilen auf den Emissionsminderungsgrad wird in Kap. 5.4.2 diskutiert.

4.4.1.5 NH_3 -Emissionsverlauf in den Stallabteilen

In Abbildung 4.46 ist ein typischer Verlauf der NH_3 -Emission und -Konzentration, des Luftvolumenstromes und der Lufttemperatur im Stall dargestellt. Wie im unteren Bildabschnitt zu erkennen, ist die Lufttemperatur in beiden Abteilen in etwa konstant. Das Temperaturniveau und der Volumenstrom sind im Referenzabteil um etwa 1,7 °C bzw. 600 bis 800 m³/h höher als im Spülrinnenabteil. Diese Tendenz war während des gesamten Messzeitraumes vorhanden.

In der Abluft des Referenzabteils sind bei hohen Volumenströmen relativ niedrige NH_3 -Konzentrationen vorhanden. Die NH_3 -Emissionen schwanken daher relativ wenig, da sich beide Parameter gegenseitig beeinflussen. In der Abluft des Spülrinnenabteils sind bei hohen Luftvolumenströmen leicht erhöhte NH_3 -Konzentrationen vorhanden und der Emissions-massenstrom weist stärkere tageszeitlichen Schwankungen auf.

Eine direkte Auswirkung des Spülvorganges auf die NH_3 -Emissionen war im allgemeinen nicht zu beobachten. Auf die verschiedenen Einflüsse auf das Emissionsverhalten der untersuchten Entmistungssysteme wird in Kap. 5.4.2 eingegangen.

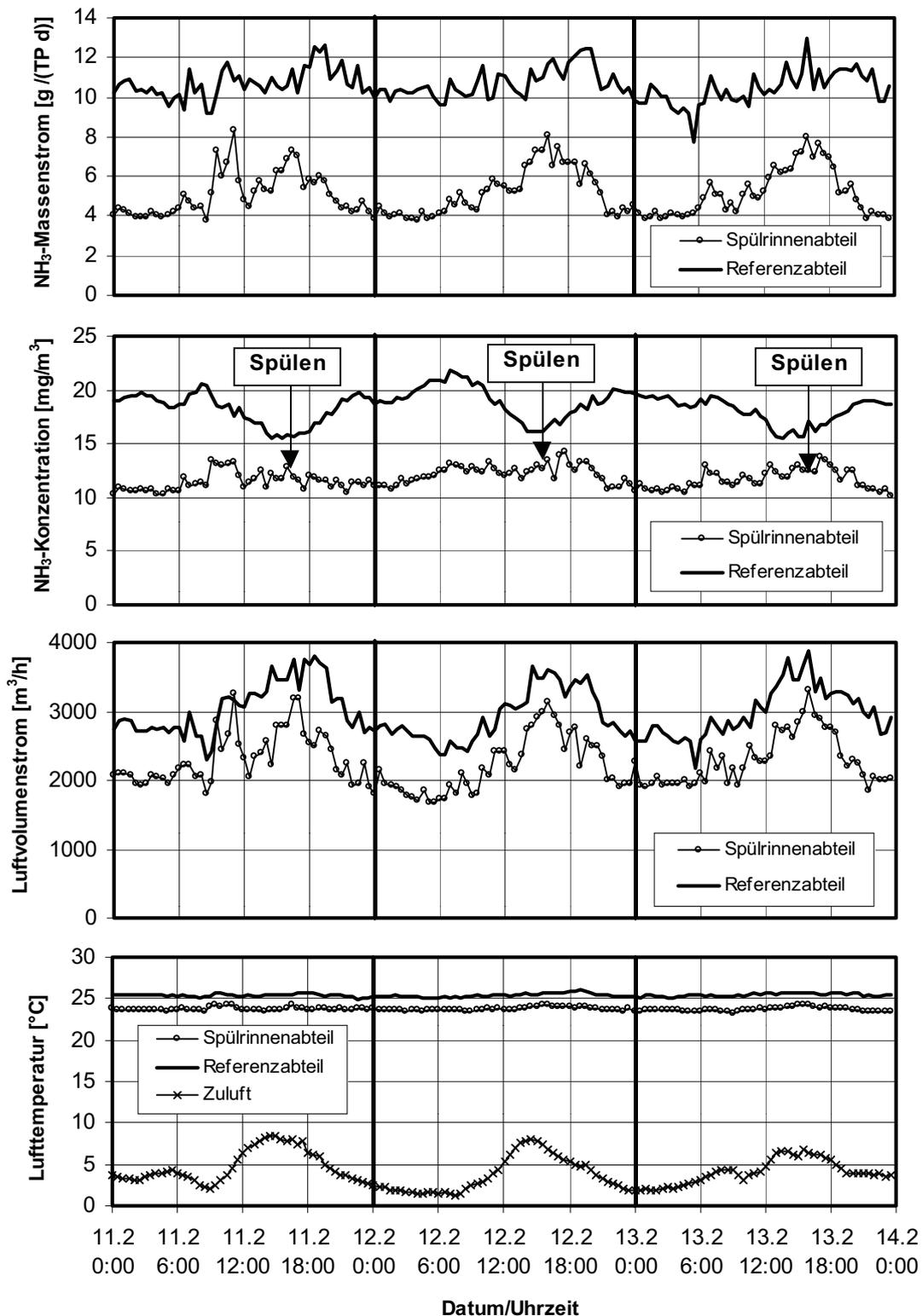


Abb. 4.46: Verlauf der 30 Minuten-Mittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von NH_3 sowie der Luftvolumenströme und der Temperatur (Mastdurchgang 2 - 22. bis 24. Masttag)

4.4.2 Lachgas

In Abbildung 4.47 sind die Verläufe der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von N_2O sowie der prozentualen Emissionsminderung und des Luftvolumenstromes dargestellt.

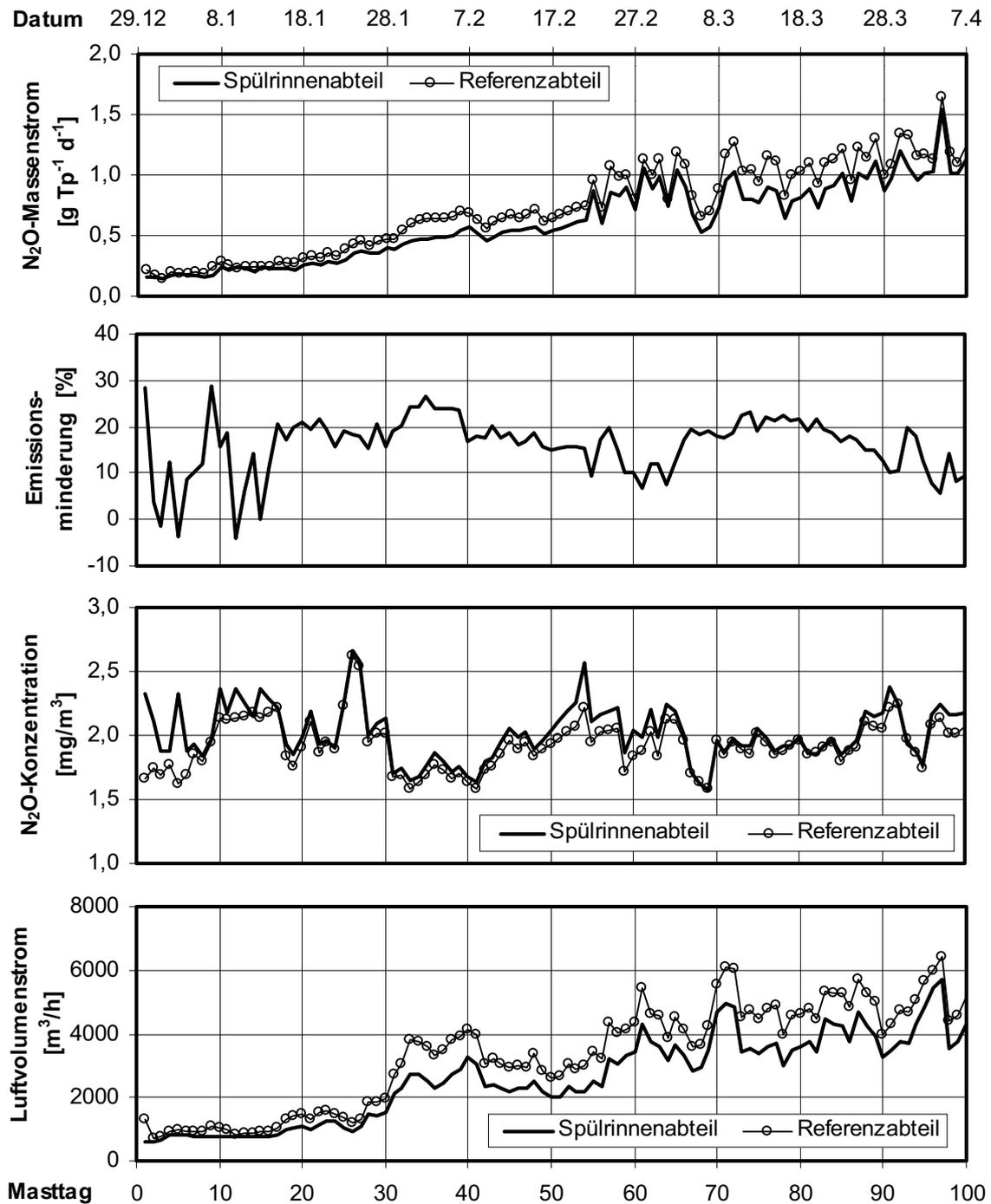


Abb. 4.47: Verlauf der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von N_2O sowie der prozentualen Emissionsminderung und des Luftvolumenstromes (Mastdurchgang 2 - 30.12.1999 bis 7.4.2000)

Der N₂O-Massenstrom (Abb. 4.47 - oben) steigt im Verlauf der Mastperiode im Spülrinnen- und im Referenzabteil von etwa 0,2 bis auf 1,2 g N₂O / TP d an. Ab dem 20. Masttag sind die N₂O-Emissionen im Spülrinnenabteil etwa 10 bis 20 % geringer als im Referenzabteil.

Die N₂O-Konzentrationen in den Stallabteilen der beiden untersuchten Abteile sind etwa gleich und liegen während der gesamten Mastperiode innerhalb von etwa 1,6 bis 2,7 mg/m³ (vgl. Tab. 4.9). Bei einer Hintergrundkonzentration in der Außenluft von etwa 0,8 mg/m³ (Mittelwert) ist das Konzentrationsniveau als recht niedrig einzustufen. Die verschiedenen Einflüsse auf die Emission von N₂O der beiden untersuchten Entmistungssysteme wird in Kap. 5.4.2 diskutiert.

Tab. 4.9: N₂O in der Stallluft (Md. 2 - Tagesmittelwerte: 30.12.1999 bis 7.4.2000)

	N ₂ O-Emissionen [g TP ⁻¹ d ⁻¹]		N ₂ O-Konzentration [mg/m ³]		Minderungsgrad [%]
	Spülr.	Ref.	Spülr.	Ref.	
Mittelwert	0,6	0,7	2,0	1,9	16,3
Min	0,1	0,1	1,6	1,6	-4,1
Max	1,6	1,6	2,7	2,6	28,7
Sd	0,3	0,4	0,2	0,2	--
Vk [%]	51,2	49,6	10,7	10,0	--

Spülr. : Spülrinnenabteil; Ref. : Referenzabteil; TP : Tierplatz; Md. : Mastdurchgang

Um den Einfluss einiger Klimaparameter auf die N₂O-Konzentration in der Abluft genauer zu betrachten, sind in Abb. 4.48 die Zeitverläufe der N₂O-Konzentration, des Luftvolumenstromes, der Lufttemperatur und der relativen Luftfeuchte für ein Intervall von drei Tagen dargestellt. Bei dem gezeigten Ausschnitt handelt sich um den Anfang der zweiten Mastperiode (6. bis 9. Masttag).

Im Verlauf der N₂O-Konzentration in der Abluft des Spülrinnenabteils (Abb. 4.48 - oben) sind unmittelbar nach dem Ausspülen der Rinnen im Stall stark erhöhte Konzentrationen erkennbar. Diese Peaks sind in dem Konzentrations-Verlauf des Referenzabteils feststellbar. Demnach müsste das N₂O aus der Spülflüssigkeit oder aus der in den Spülrinnen verbleibenden Restflüssigkeit in die Abluft emittiert worden sein (siehe auch Kap. 5.4.3).

Die Luftvolumenströme sind in dem dargestellten Zeitraum sehr gering, die relative Luftfeuchte schwankt zwischen 50 und 70 %. Ein direkter Zusammenhang mit der N₂O-Konzentration ist allenfalls an dem Verlauf der relativen Luftfeuchte erkennbar, der ähnliche tageszeitliche Schwankungen aufweist.

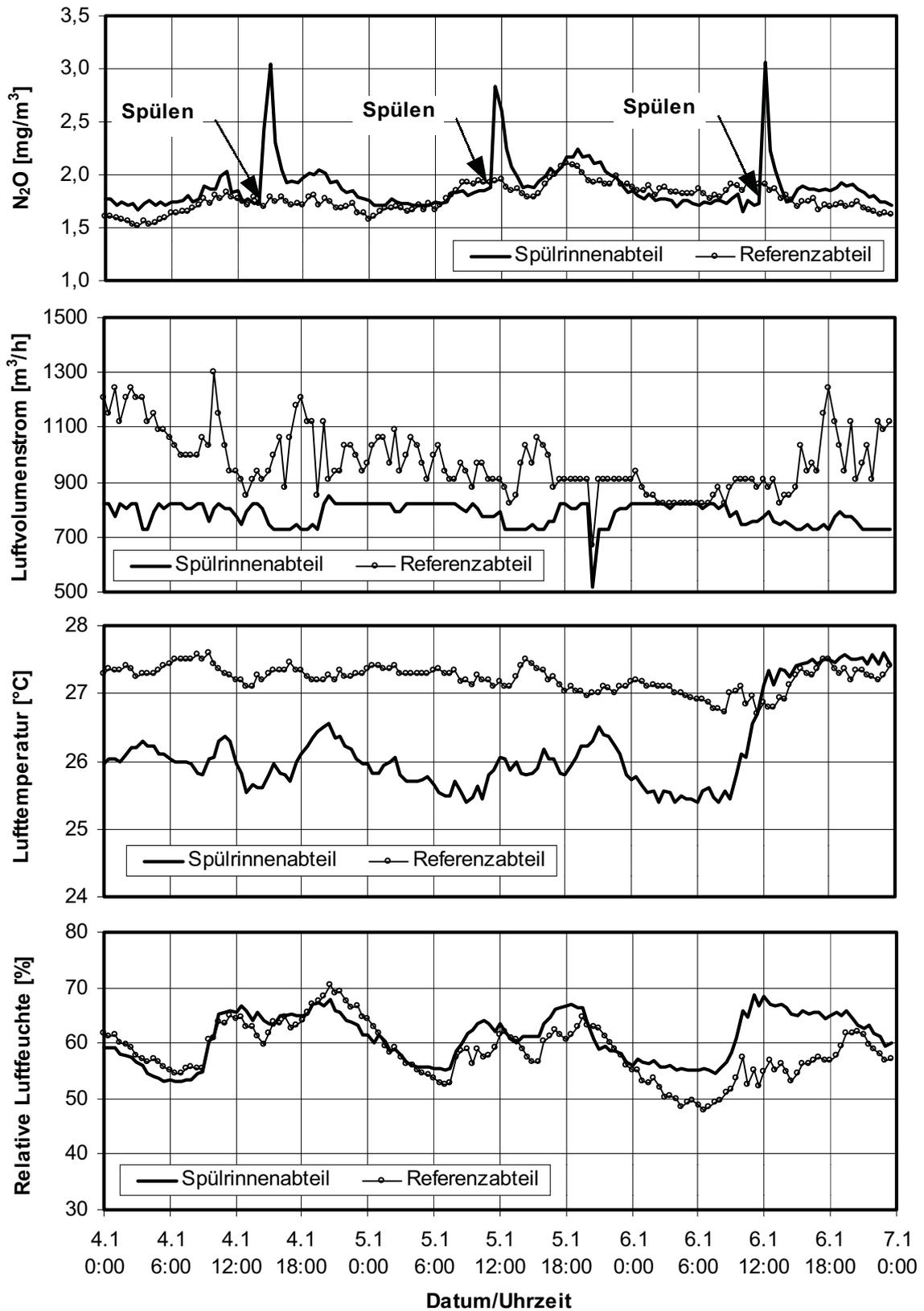


Abb. 4.48: Verlauf der 30 Minuten-Mittelwerte der N₂O-Konzentration sowie der Luftvolumenströme, der Temperatur und der relativen Luftfeuchte (Mastdurchgang 2 - 6. bis 9. Masttag)

4.4.3 Methan

In Abbildung 4.49 sind die Verläufe der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von Methan sowie der prozentualen Emissionsminderung dargestellt.

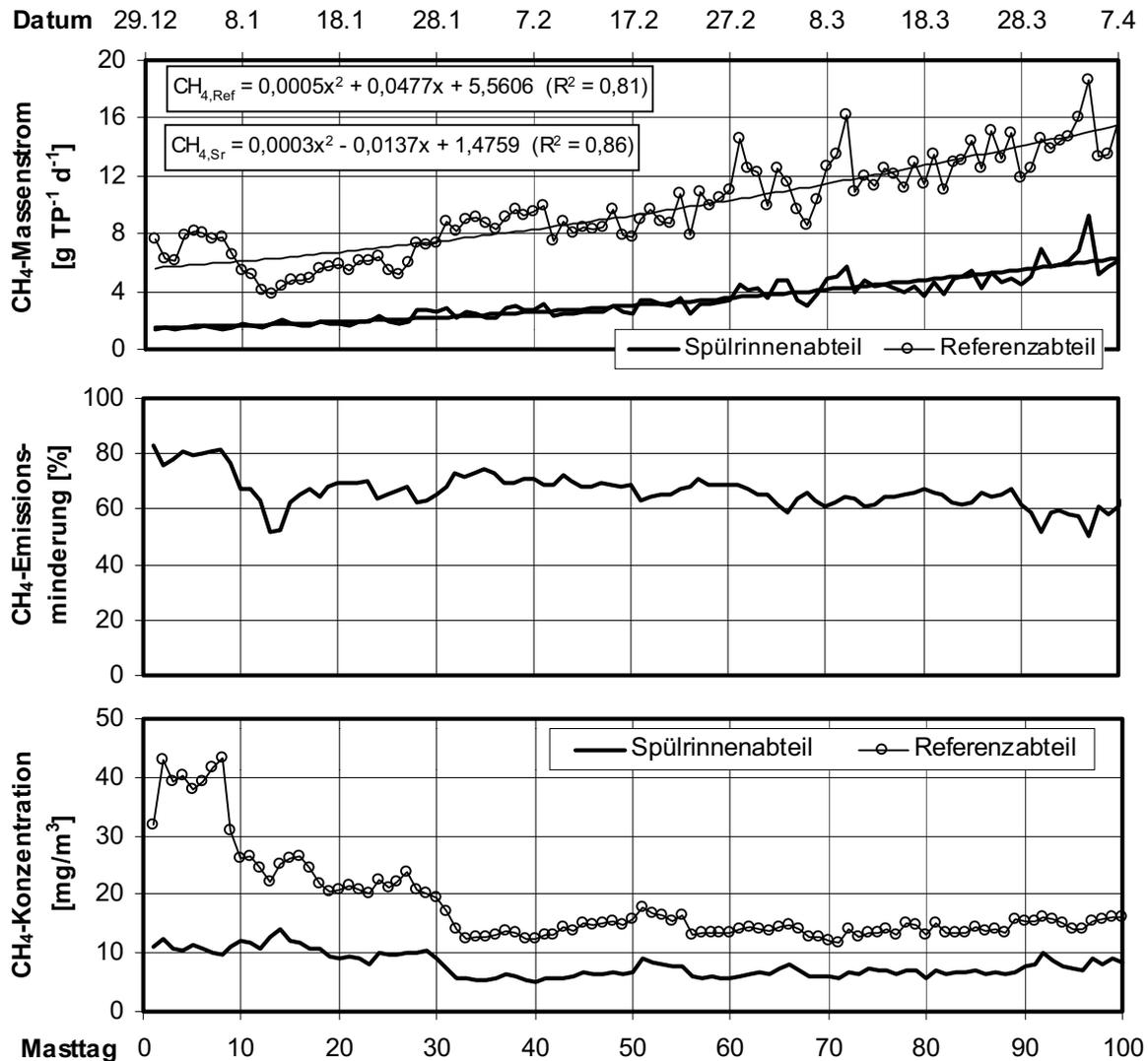


Abb. 4.49: Verlauf der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von CH₄ sowie der prozentualen Emissionsminderung (Md. 2 vom 30.12.1999 bis 7.4.2000)

Die CH₄-Emissionen im Referenzabteil steigen im Verlauf der Mastperiode von etwa 4 bis auf etwa 16 g CH₄ / TP d an. Im Spülrinnenabteil ist ebenfalls ein Anstieg der CH₄-Emissionen von etwa 1,5 auf 6 g CH₄ / TP d vorhanden. Die Emissionen aus dem Spülrinnenabteil sind im Verhältnis zum Referenzabteil um etwa 60 bis 70 % geringer. Im Mittel über den gesamten Messzeitraum ergibt sich ein Emissions-Minderungsgrad von 65,7 % (s. Tab. 4.10). Die Verläufe der CH₄-Emissionen in Abb. 4.49 - oben lassen sich recht gut mit einer Polynomfunktion darstellen (Korrelationsfaktor: Referenzabteil 0,81 und Spülrinnenabteil 0,86).

Die Methan-Konzentration in der Abluft des Spülrinnenabteils ist besonders am Anfang der Mastperiode erheblich geringer als im Referenzabteil. In dem zuletzt genannten Abteil wurden Werte bis zu $43 \text{ mg CH}_4/\text{m}^3$ gemessen. In diesem Zeitraum wurden auch die höchsten Emissions-Minderungsgrade festgestellt.

Tab. 4.10: CH_4 in der Stallluft (Md. 2 - Tagesmittelwerte: 30.12.1999 bis 7.4.2000)

	CH ₄ -Emission [g TP ⁻¹ d ⁻¹]		CH ₄ -Konzentration [mg/m ³]		Minderungsgrad [%]
	Spülr.	Ref.	Spülr.	Ref.	
Mittelwert	3,3	9,7	7,9	18,2	65,7
Min	1,3	3,8	5,0	11,8	50,3
Max	9,3	18,6	14,3	43,2	83,0
Sd	1,5	3,2	2,1	7,5	--
Vk [%]	46,1	33,3	26,1	41,2	--

Spülr. : Spülrinnenabteil; Ref. : Referenzabteil; TP : Tierplatz; Md. 2 : Mastdurchgang 2

Da der Einfluss der Klimaparameter Temperatur und relative Luftfeuchte auf die CH_4 -Konzentration bzw. -Emission an den Verläufen nicht direkt sichtbar ist, wird in Abb. 4.50 nur ein typisches, sich wiederholendes Emissionsmuster vorgestellt.

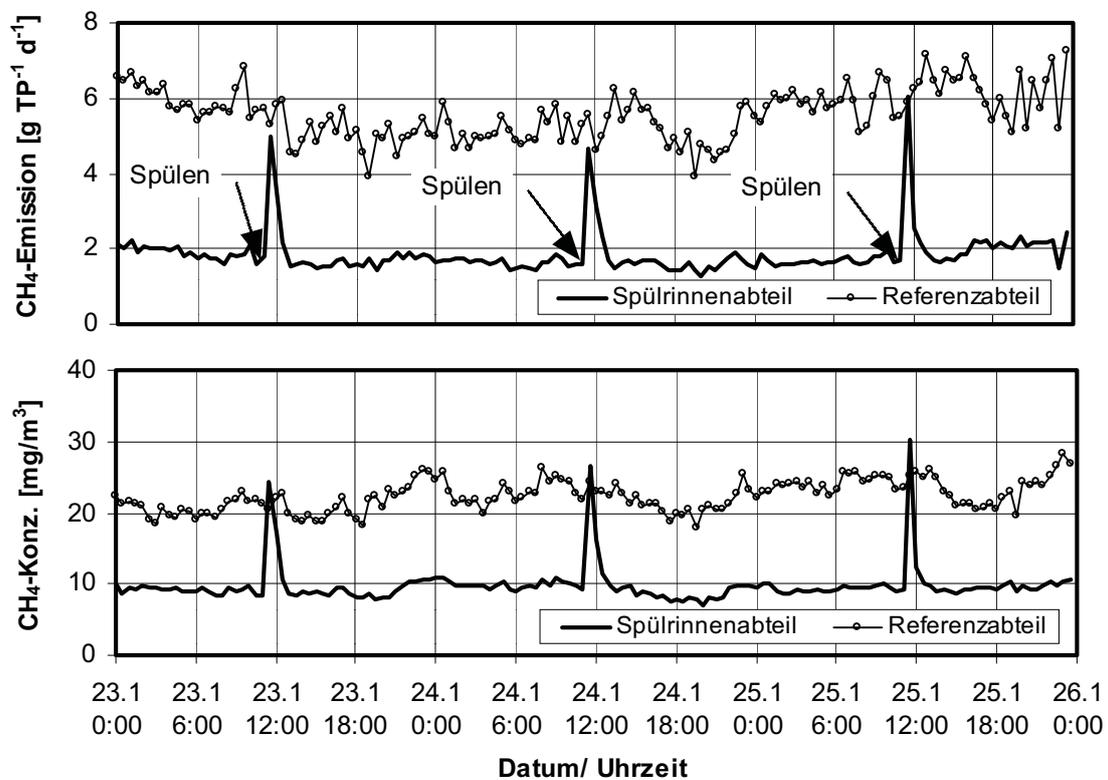


Abb. 4.50: Verlauf der 30-Minuten-Mittelwerte der CH_4 -Emission und -Konzentration (Mastdurchgang 2 - 25. bis 27. Masttag)

Bei den Verläufen der CH₄-Konzentration und -Emission in der Abluft des Spülrinnenabteils sind ebenfalls, wie schon für N₂O festgestellt wurde, Konzentrations- und Emissions-Peaks unmittelbar nach dem Ausspülen der Rinnen im Stall vorhanden. Auch diese Peaks sind ausschließlich auf den Spülvorgang zurückzuführen. Das Emissionsverhalten sowie der Einfluss des Spülvorganges auf die CH₄-Emission wird in Kap. 5.4.4 diskutiert.

4.4.4 Kohlendioxid

In Abbildung 4.51 sind die zeitlichen Verläufe der Tagesmittelwerte des CO₂-Massenstromes, der prozentualen Emissionsminderung und der Konzentration von CO₂ dargestellt. Während der gesamten Mastperiode wurden im Spülrinnenabteil etwas höhere CO₂-Emissionen (600 bis 1700 gCO₂ / TP d) als im Referenzabteil (700 bis 2300 gCO₂ / TP d) gemessen (Abb. 4.51 - oben). Die Emissionsminderung bezogen auf das Referenzabteil beträgt bis zum 65. Masttag etwa 20 % und steigt danach auf ungefähr 30 % an (Abb. 4.51 - Mitte).

Die CO₂-Konzentrationen waren in beiden Abteilen nahezu identisch (Abb. 4.51 - unten). Der Mittelwert der CO₂-Konzentration beträgt etwa 2980 ppm. Dies ist ein vergleichsweise hoher Wert, wenn man berücksichtigt, dass nach der Richtlinie DIN 18910 (1992) einen Wert von 3000 ppm nicht überschritten werden sollte. In der Anfangsphase der Mastperiode wurden Spitzenwerte bis zu 4800 ppm gemessen.

Tab. 4.11: CO₂ in der Stallluft (Md. 2 - Tagesmittelwerte: 30.12.1999 bis 7.4.2000)

	CO ₂ -Emission [g TP ⁻¹ d ⁻¹]		CO ₂ -Konzentration [mg/m ³]		Minderungsgrad [%]
	Spülr.	Ref.	Spülr.	Ref.	
Mittelwert	1316	1700	3858	3829	22,6
Min	533	673	2195	2464	10,5
Max	2456	3092	6206	6163	37,4
Sd	396	524	1060	1035	--
Vk [%]	30,1	30,9	27,5	27,0	--

Spülr. : Spülrinnenabteil; Ref. : Referenzabteil; TP : Tierplatz; Md. 2 : Mastdurchgang 2

In Abbildung 4.52 ist ein typischer Verlauf der CO₂-Konzentration und Emission dargestellt. Es ist ein Tagesgang der CO₂-Konzentration erkennbar, der in beiden Abteilen praktisch identisch verläuft (Abb. 4.52 - unten). Das CO₂ wird zu einem großen Teil durch die Atmung der Tiere freigesetzt. Demzufolge lassen sich an den Verläufen der CO₂-

Konzentration und Emission auch die Aktivitätsphase (etwa zwischen 8.00 Uhr und 22.00 Uhr) und die Ruhephase (nach 22.00 Uhr und bis etwa 8.00 Uhr) der Tiere wiederfinden. Konzentrations-Peaks durch die Fütterung sind nicht erkennbar, da durch die Rohrbreifütterung quasi ad libitum gefüttert wurde.

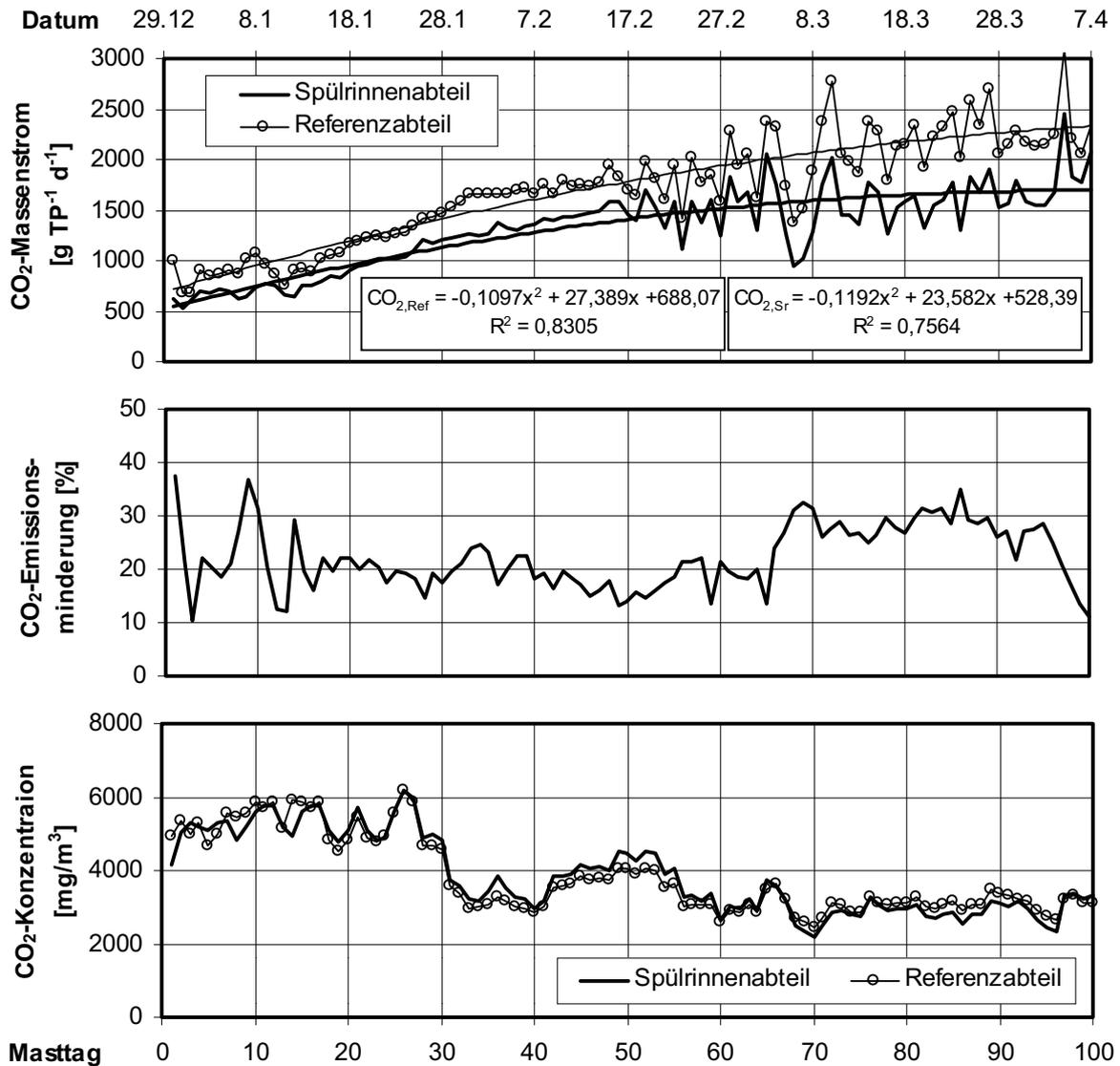


Abb. 4.51: Verlauf der Tagesmittelwerte des Massenstromes und der Konzentration von CO₂ sowie der prozentualen Emissionsminderung (Md. 2 vom 30.12.1999 bis 7.4.2000)

Die Konzentrationswerte sind zum Zeitpunkt des Spülens in beiden Abteilen nahezu identisch. Weder die Konzentration noch die Emission von CO₂ wird durch das Ausspülen der Rinnen im Stall beeinflusst. Dies stimmt auch mit der Beobachtung überein, dass sich die Tiere schon nach wenigen Tagen an das Spülen und insbesondere die damit verbundenen Geräusche gewöhnt hatten. Selbst ruhende Tiere empfanden das Spülen nicht als störend. Es kommt also zu keinerlei Aufregung oder damit einhergehender höherer Atmungsaktivität und damit erhöhter CO₂-Produktion.

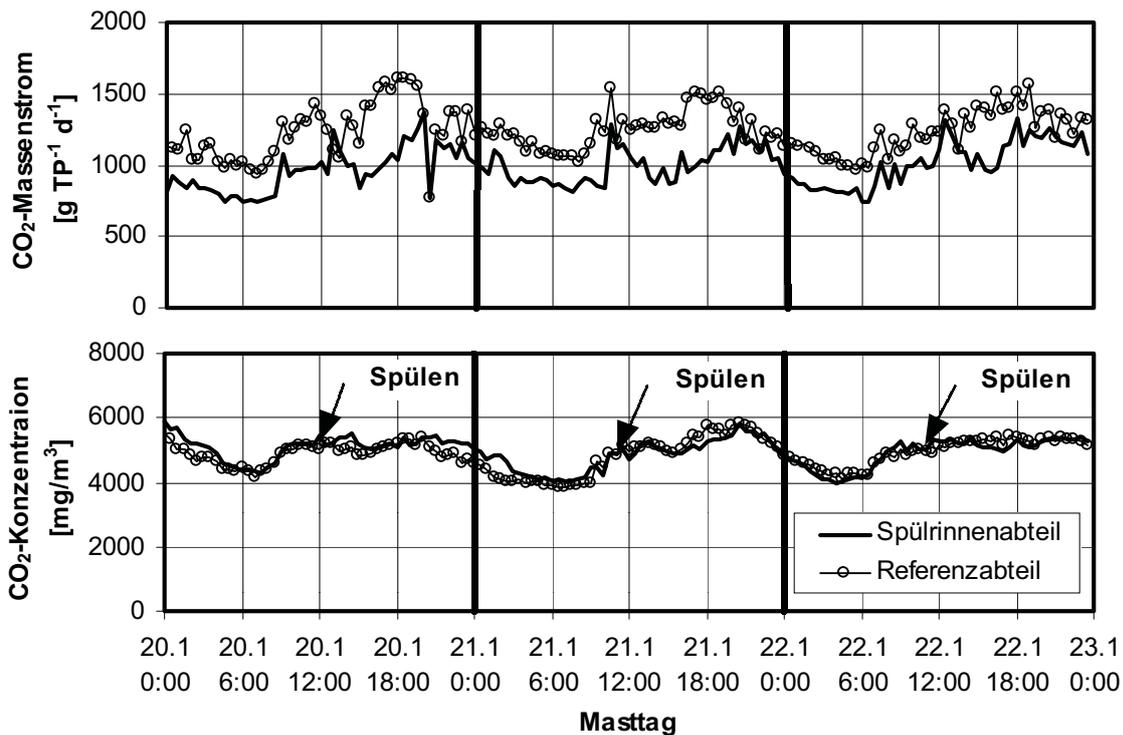


Abb. 4.52: Verlauf der 30-Minuten-Mittelwerte der CO₂-Emission und -Konzentration (Mastdurchgang 2 - 22. bis 24. Masttag)

4.5 Geruchsemissionen

In Abbildung 4.53 sind die Messwerte der Geruchsstoff-Konzentration für den zweiten Mastdurchgang (30.12.1999 bis 7.4.2000) aufgeführt. Es wurden stichprobenartig fünf Messungen innerhalb eines Beobachtungszeitraums von 94 Tagen durchgeführt. Im Referenzabteil wurden dabei mit 508 bis 813 GE/m³ durchgehend höhere Werte als im Spülrinnenabteil mit 243 bis 683 GE/m³ gemessen.

Die entsprechenden Geruchsemissionen und Minderungsgrade können Abbildung 4.54 entnommen werden. Die Geruchsemissionen betragen im Referenzabteil zwischen 10 und 53 GE / s GV. Im Vergleich dazu sind die Geruchsemissionen im Spülrinnenabteil mit 8 bis 27 GE / s GV deutlich vermindert. Aufgrund des relativ großen zeitlichen Abstands von 14 bis 20 Tagen zwischen den Messungen kann kein zuverlässiger Mittelwert für die gesamte Mastperiode angegeben werden. Erkennbar ist jedoch ein Trend dahingehend, dass die Abluft im Spülrinnenabteil nach dem Verdunsten der Restflüssigkeit in den Rinnen weniger Geruchsstoffe aufnimmt als im Referenzabteil. Die prozentuale Verminderung der Geruchsemissionen im Spülrinnenabteil gegenüber dem Referenzabteil liegt bei den gemessenen Stichproben im Bereich von 25 bis 71 %.

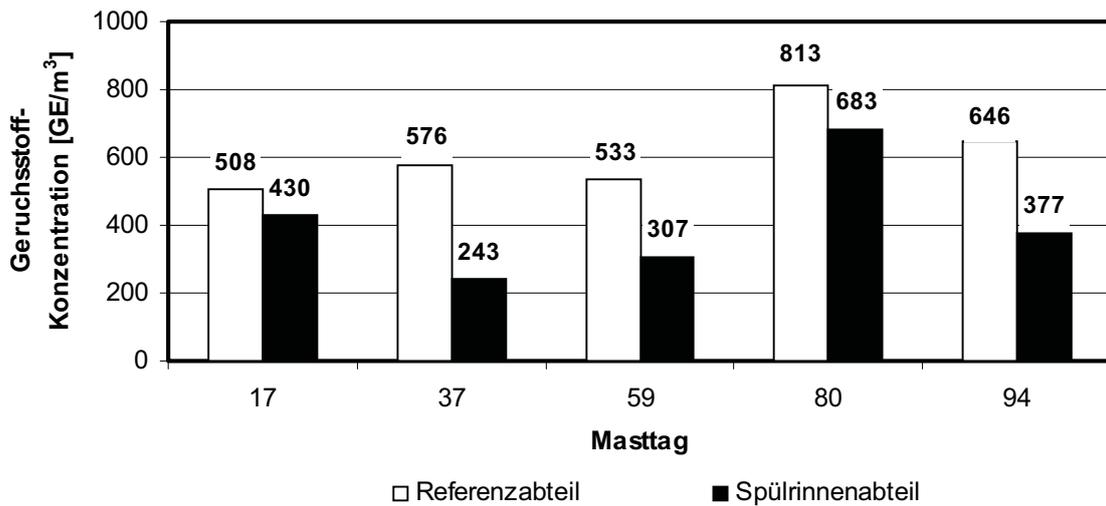


Abb. 4.53: Geruchsstoff-Konzentration in der Abluft der beiden Stallabteile (Mastdurchgang 2 - 30.12.1999 bis 7.4.2000)

Während und kurze Zeit nach dem Spülvorgang war in dem Stallabteil mit Spülmistmischung ein deutlicher Anstieg der Geruchsstoffkonzentration in der Luft wahrnehmbar. Diese Emissions-Peaks wurden durch den intensiven Kontakt der Spülflüssigkeit und der frischen Gülle in den Rinnen mit der Abluft hervorgerufen.

Da das Ausspülen der Rinnen nur einmal am Tag erfolgte und eine teilweise biologisch behandelte Spülflüssigkeit verwendet wurde, ist der Einfluss auf die Gesamtemissionen durch den Spülvorgang vermutlich gering. Diese Vermutung konnte jedoch innerhalb der Messperiode nicht durch entsprechende Messungen belegt werden.

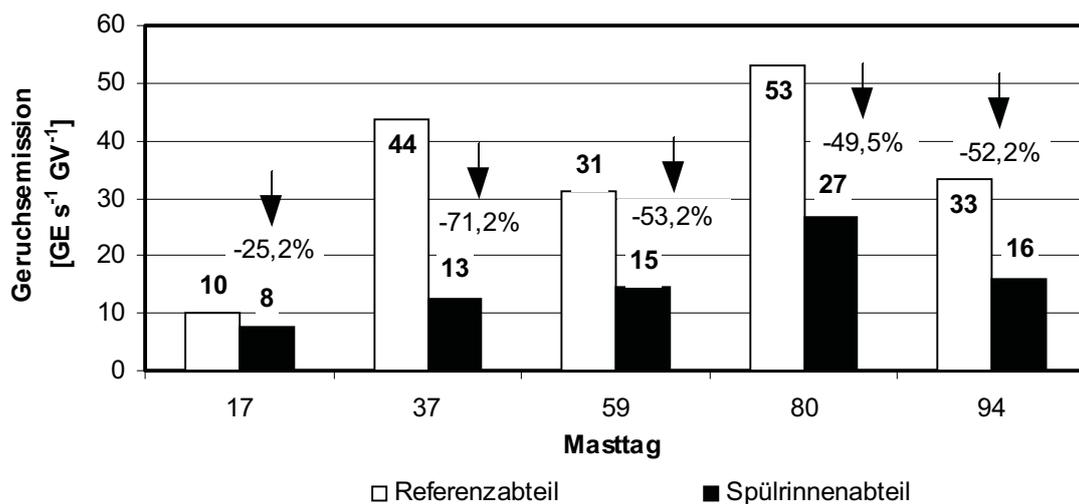


Abb. 4.54: Geruchsemissionen in den beiden Stallabteilen und relative Minderungsgrade durch das Spülmistverfahren (Md. 2 - 30.12.1999 bis 7.4.2000)

4.6 Massenströme für Stickstoff und Emissionen

4.6.1 Stickstoff-Massenströme der Spülflüssigkeitsaufbereitung

Durch das mechanisch-biologische Aufbereitungsverfahren wird der Stickstoff in der Gülle zum Teil in andere organische und anorganische Verbindungen umgelagert und in dieser Form aus dem Spülsystem abgeführt oder abgegeben. Die Bilanzen der Massenströme für das kontinuierliche Belebungsverfahren und das Batch-Verfahren sind identisch (s. Abb. 3.17). Die Mittelwerte der N-Massenströme wurden für die ersten 100 Tage des jeweiligen Mastdurchganges berechnet und sind in Abb. 4.55 sowie den Tabellen A.7 und A.8 aufgeführt.

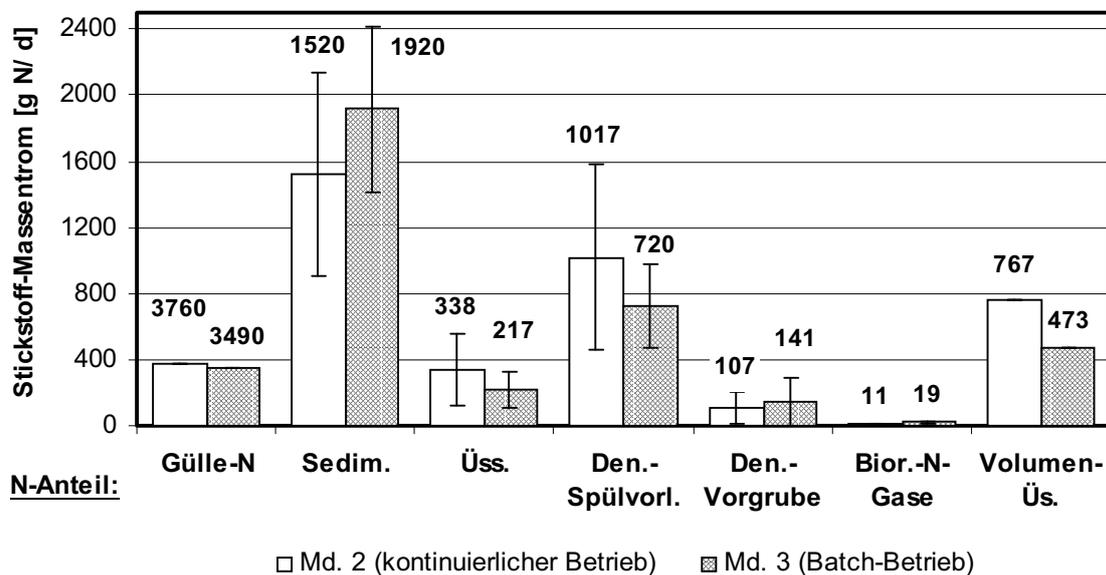


Abb. 4.55: Mittlere Stickstoff-Massenströme bei der Spülflüssigkeits-Aufbereitung

Der Stickstoff-Input in den Spülkreislauf erfolgt über die Gülleproduktion im Stall (Gülle-N). Die Inputgröße ist in Abb. 4.55 im Maßstab 1:10 dargestellt. Der Stickstoff-Output mit der flüssigen Phase erfolgt durch den Gülleschlamm aus der Sedimentation (Sedim.), den Überschussschlamm aus der Biologie (Üss.) und durch das Ablassen von überschüssigem Volumen (Volumen-Üs.). In Mastdurchgang 3 wurde durch die Sedimentation aufgrund des größeren Schlammvolumenstromes und etwas höherer Abscheidegrade insgesamt mehr Stickstoff abgeschieden. Der Stickstoff-Anteil durch den Überschussschlamm aus der Biologie war vergleichsweise gering.

Alle nicht erfassten Stickstoff-Outputanteile sind unter der Bezeichnung Volumenüberschuss (Volumen-Üs.) zusammengefasst. Darin enthalten sind im wesentlichen der Volumenüberschuss, die Schwimmdeckenbildung in der Vorgrube sowie der Fehler der Messung (Konzentrationen, Volumenströme) und der Probenahme (s. Kap.5.7.2).

Die relativ großen Standardabweichungen der gemittelten Output-Größen sind im wesentlichen auf die sich kontinuierlich ändernden Betriebsbedingungen eines Mastdurchganges zurückzuführen (s. Abb. 4.5). Ein Vergleich der N-Massenströme beider Betriebsarten ist jedoch nur bedingt möglich, da z.B. die Anfangsbedingungen (Konzentrationsniveaus im Spülkreislauf) unterschiedlich waren. Insgesamt ist aber eine größenordnungsmäßige Einordnung der einzelnen N-Outputanteile (etwa $\pm 30\%$) gegeben, die zumindest einen Überblick über die Aufteilung der N-Massenströme zulässt.

Der gasförmige Stickstoff-Output entsteht im wesentlichen durch die zweistufige Denitrifikation im Spülvorlagebehälter (Den.-Spülvorl. = Denitrifikation im Spülvorlagebehälter) und in der Vorgrube (Den.-Vorgrube = Denitrifikation in der Vorgrube). Der denitrifizierte Stickstoff wird größtenteils in Form von N_2 und N_2O an die Umgebung abgegeben. Außerdem werden durch die aerob-biologische Behandlung Stickstoffgase in geringer Menge in Form von N_2O und NH_3 in der Abluft des Bioreaktors emittiert (Bior.-N-Gase).

Zum Vergleich der Output-Anteile werden in Abbildung 4.56 die einzelnen Stickstoff-Massenströme auf den Stickstoff-Input bezogen und als Prozentwerte dargestellt.

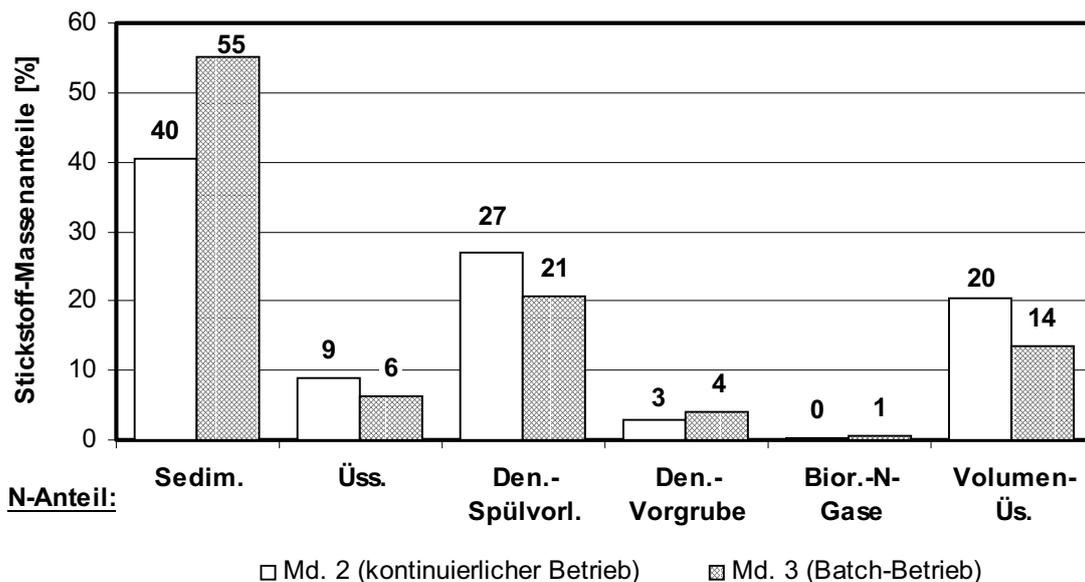


Abb. 4.56: Stickstoff-Massenanteile bei der Spülflüssigkeits-Aufbereitung

Bezogen auf den Stickstoff-Input durch die Gülle aus dem Stall zeigt sich, dass ungefähr die Hälfte des gesamten Stickstoffs durch Flockung und Sedimentation abgeschieden wurde. Der N-Austrag durch überschüssige Biomasse lag zwischen 6 und 9 %. Weitere 14 bis 20 % des Stickstoffs wurden durch Ablassen von überschüssigem Volumen und Schwimmdecken-bildung in der Vorgrube aus dem System entnommen. Etwa 25 bis 30 % des N-Eintrages wurde durch die zweistufige Denitrifikation im Spülvorlagebehälter und in der Vorgrube in Form von Stickstoffgasen an die Umgebung abgegeben.

4.6.2 Emissionsmassenströme

Die Gesamtemission der untersuchten Spurengase setzt sich zusammen aus der Summe der stallseitigen Emissionen und der Emissionen des Bioreaktors. Der gesamte Emissionsminderungsgrad ergibt sich durch den Bezug der jeweiligen Gesamtemission auf die Emissionen des Referenzabteils. Die Gesamtemissionen und die Emissionsminderungsgrade sind in Abb. 4.57 als Prozentangaben unter den Pfeilen aufgeführt.

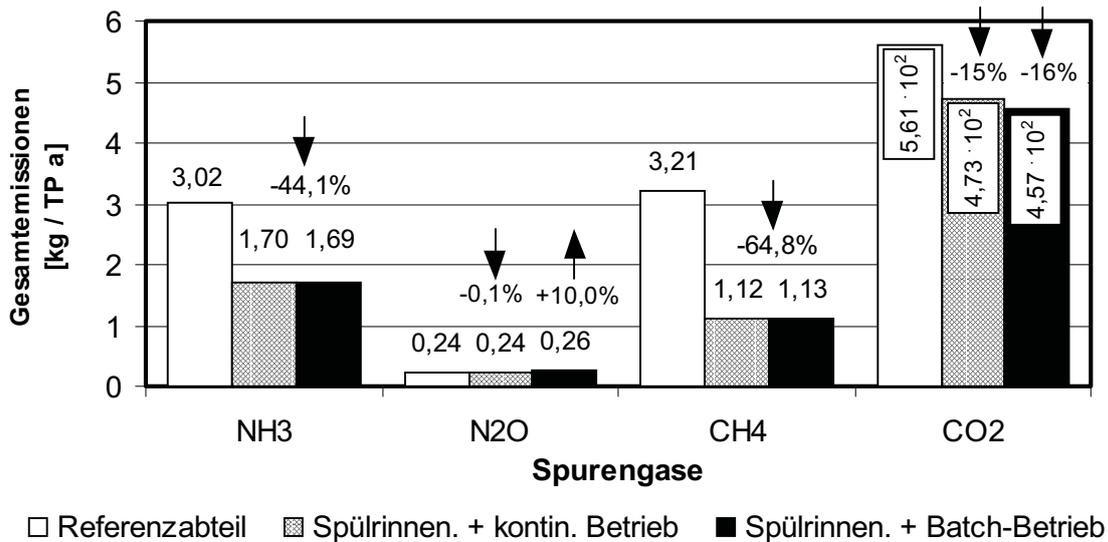


Abb. 4.57: Gesamtemissionen und Minderungsgrade der Gase NH₃, N₂O, CH₄, CO₂

Gemittelt über drei Mastdurchgänge und hochgerechnet auf ein Produktionsjahr ergibt sich für Ammoniak eine Gesamtemission von 3,02 kgNH₃ / TP a und für das Spülrinnenabteil ein Wert von 1,70 / 1,69 kgNH₃ / TP a (kontinuierlicher Betrieb / Batch-Betrieb). Die gesamte NH₃-Emissionsminderung beträgt damit für beide Betriebsarten 44,1 %.

Die N₂O-Emissionen (Datengrundlage nur Mastdurchgang 2) lagen im Referenzabteil bei 0,24 und im Spülrinnenabteil bei 0,24 / 0,26 kgN₂O / TP a (kontinuierlicher Betrieb / Batch-Betrieb). Bei Batch-Betrieb des Bioreaktors waren die Gesamtemissionen (Spülrinnenabteil und Bioreaktor) um 10 % höher als die N₂O-Emissionen aus dem Referenzabteil.

Bezüglich Methan wurde eine besonders deutliche Reduzierung der Emissionen um 64,8 % gegenüber dem Referenzabteil erzielt (Datengrundlage nur Mastdurchgang 2). Die CH₄-Emissionen betragen im Referenzabteil 3,21 und im Spülrinnenabteil 1,12 / 1,13 kgCH₄ / TP a (kontinuierlicher Betrieb / Batch-Betrieb).

Die CO₂-Emissionen waren im Referenzabteil etwa 15 bis 16 % höher als im Abteil mit Spülentmischung (Datengrundlage nur Mastdurchgang 2). Der Referenzwert der CO₂-Emissionen beträgt 561 kgCO₂ / TP a und die Emissionen im Spülrinnenabteil liegen bei 473 bzw. 457 kgCO₂ / TP a (kontinuierlicher Betrieb / Batch-Betrieb).

Insgesamt sind die Unterschiede der Gesamtemissionen der vier untersuchten Gase zwischen Batch-Betrieb und kontinuierlichem Betrieb sehr gering (s. Abb. 4.57).

In Abbildung 4.58 ist der Anteil der gasförmigen Emissionen des Bioreaktors an den Gesamtemissionen dargestellt. Die Ammoniakemissionen in der Abluft des Bioreaktors waren gegenüber den Emissionen aus dem Stallbereich vernachlässigbar. Im Vergleich dazu entstanden insbesondere bei Batch-Betrieb des Bioreaktors Lachgasemissionen mit einem relativen Anteil von etwa 20 % an den Gesamtemissionen. Auch bei kontinuierlichem Betrieb wurde während des gesamten Messzeitraumes Lachgas gemessen. Der Anteil an den Gesamtemissionen beträgt bei kontinuierlichem Betrieb jedoch nur etwa 12 %. Insgesamt sind die Lachgasemissionen sowohl des biologischen Aufbereitungsverfahrens als auch des Stallsystems als gering einzustufen.

Die Methanemissionen des Bioreaktors haben einem Anteil von 1,7 % bei kontinuierlichem Betrieb und von 2,7 % bei Batch-Betrieb. Die unterschiedlichen Anteile den CO₂-Emissionen bei kontinuierlichem Betrieb und bei Batch-Betrieb (8,2 % bzw. 5,0 %) sind im wesentlichen auf die unterschiedliche Höhe der Kohlenstoff-Abbauraten im Reaktor zurückzuführen.

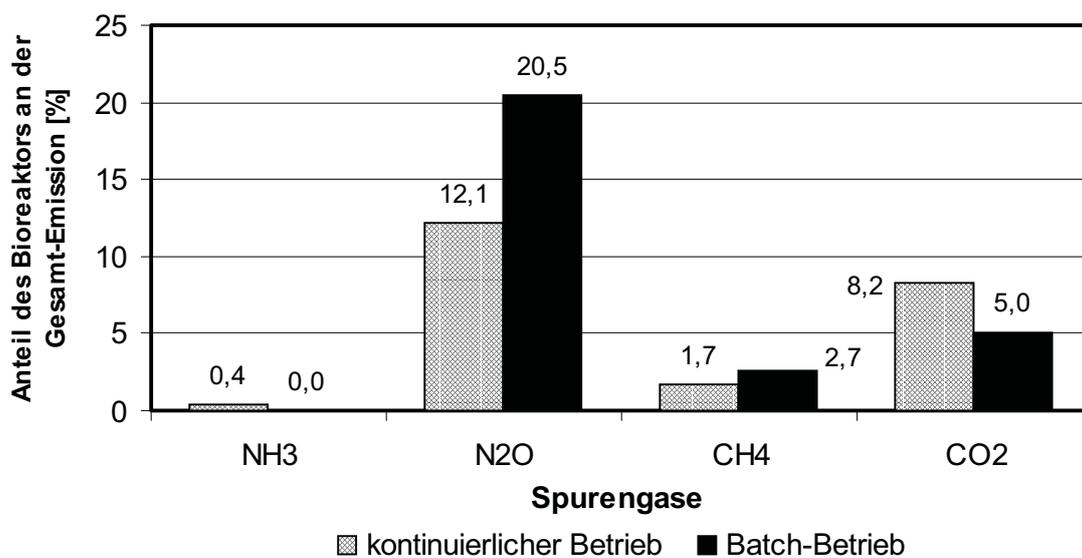


Abb. 4.58: Anteil der gasförmigen Emissionen des Bioreaktors an den Gesamtemissionen

5 Diskussion

In diesem Kapitel erfolgt zunächst eine Einordnung der Versuchsergebnisse zur Stoffabscheidung durch Flockung und Sedimentation. Anschließend wird die biologische Leistungsfähigkeit der beiden Verfahrensvarianten Batch-Betrieb und kontinuierlicher Betrieb des Bioreaktors unter Berücksichtigung der Abluftemissionen diskutiert. Danach werden die Ergebnisse der Emissionsmessungen im Stallbereich diskutiert und mit den Ergebnissen anderer Untersuchungen verglichen.

5.1 Flockung und Sedimentation

5.1.1 Einordnung der Untersuchungsergebnisse

Zur Verbesserung des Abscheidegrades wurde in den Zulauf des Einkammereindickers (Abb. A.1, A.6, A.7) ein Flockungshilfsmittel dosiert. Als Ergebnis einer Vorversuchsreihe wurde das nichtionische Polyacrylamid NF 104 (Fa. BASF) ausgewählt. In Tabelle 5.1 sind die damit erzielten Abscheidegrade bei der Sedimentation von Schweinegülle der eigenen Untersuchung im Vergleich mit anderen Untersuchungen aufgeführt.

Tab. 5.1: Abscheidegrade bei der Sedimentation von geflockter Schweinegülle

Zusatzstoff	TM-Z/S Mass.-%	TM [%]	C _{ges} [%]	N _{ges} [%]	P [%]	Autor
Laborversuche (statischer Absetzversuch, 1 Stunde Absetzzeit)						
Nichtionisches PA (8gPA /m ³)	1,5	75	81	49	--	Eigene Untersuchung
(Ohne Zusätze)	1,5	63	64	36	--	Eigene Untersuchung
5 Tropfen PA & 0,5 ml/l Fe ₂ (SO ₄) ₃	1,5	83	--	51	40	POWERS ET AL. (1995)
Kationisches PA 0,05%	2,0	78	--	--	--	ZHANG UND LEI (1998)
Kontinuierlich betriebene Eindicker						
Nichtionisches PA (8gPA /m ³)	2,5...3,2	50...62	47...58	27...46	55...58	Eigene Untersuchung
PA (40gPA /m ³)	--	68	--	38	57	KLEIJN UND VOERMANS (1991)
2,5 gPA / kgTM ≈75 gPA/m ³	3...3,2	≈70	--	--	--	VAN GASTEL ET AL. (1997)
(Ohne Zusätze)	2	63	--	--	--	REIMANN (1993)

PA : Polyacrylamid; Z/S : Zulauf / Suspension

Bei Laborversuchen mit verschiedenen geladenen Polyacrylamiden fanden VANOTTI UND HUNT (1996), dass nur das kationisch modifizierte Polymer einen signifikanten Einfluss auf die Feststoff- und Nährstoffabscheidung bei Schweinegülle hat. ZHANG UND LEI (1998) führten statische Absetzversuche mit Schweinegülle und kationischen Polymeren (Magnifloc, Fa. Cytec) in einem Absetzzylinder mit einer Höhe von 1,0 m und einem Durchmesser von 12,7 cm durch. Nach einer Absetzzeit von einer Stunde wurde ein Abscheidegrad von 78 % gemessen. Bei den eigenen Untersuchungen haben sich weder kationisch noch anionisch modifizierte Polyacrylamide verschiedener Hersteller als geeignet erwiesen. Nichtionische Polyacrylamide zeigten hingegen eine recht gute Wirkung hinsichtlich der Flockenbildung und der Stoffabscheidung.

POWERS ET AL. (1995) führten Absetzversuche in einem Standzylinder mit einem Volumen von einem Liter durch. Mit einem handelsüblichen Polymer in Kombination mit Eisensulfat wurde nach einer Absetzzeit von einer Stunde für Trockenmasse ein Abscheidungsgrad von 83 % gemessen. Bei den eigenen Untersuchungen wurden bei gleichem Trockenmassegehalt, gleicher Absetzzeit und einer Dosierung von 2 ml Eisenchloridsulfat je Liter Gülle in Kombination mit einem anionischen Polyacrylamid Abscheidungsgrade von 62 bis 65 % gemessen (vgl. Tab. A.1). Ein Vergleich mit dem Referenzversuch (ohne Flockungsmittel) zeigt praktisch keine Verbesserung der Trockenmasse-Abscheidung.

Diese zum Teil gegensätzlichen Ergebnisse sind vermutlich auf die unterschiedliche Zusammensetzung und damit verbunden auf die unterschiedlichen chemisch-physikalischen Eigenschaften der jeweils verwendeten Gülle zurückzuführen. Zur Auswahl und Dosierung eines Flockungsmittels kann für das Medium Schweinegülle demnach keine allgemein gültige Aussage getroffen werden, so dass Vorversuche für den jeweiligen Anwendungsfall unverzichtbar sind.

Die relativ hohen Abscheidungsgrade der Trockenmasse von KLEIJN UND VOERMANN (1991) oder VAN GASTEL ET AL. (1997) wurden bei einer hohen Flockungsmittel-Dosiermenge von 40 bzw. 75 g PA pro m³ erzielt. Dennoch liegen die Abscheidungsgrade z.B. von Stickstoff und Phosphat in der gleichen Größenordnung wie die Ergebnisse der eigenen Untersuchung.

Für die eigenen Untersuchungen wurde vom Hersteller (Fa. BASF) ein Flockungsmittel in Pulverform bezogen. Als gut geeignet hat sich ein Ansatz von 2 g PA / Liter (0,2 Mass.-%) bei einer Dosiermenge von 4 ml pro Liter Gülle erwiesen. Das entspricht einer Dosiermenge von 8 g PA pro m³ Spülflüssigkeit, die sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb beibehalten wurde. Die vergleichsweise großen Unterschiede in den Dosiermengen bei den verschiedenen Untersuchungen zeigen, dass erhebliche Unterschiede in der Wirksamkeit der Flockungsmittel in Kombination mit der jeweils verwendeten Gülle bestehen.

5.1.2 Technologische Bewertung

Von VERDOES ET AL. (1991) wurden einige zur Separierung von Gülle häufig eingesetzte Fest-Flüssig-Trennapparate mit ausgespülter Schweinegülle oder Dünngülle (TM-Gehalt 3 bis 4 %) getestet (vgl. Tab. 2.23). Mit keinem der untersuchten Apparate konnte ein zufriedenstellender Abscheidegrad bezüglich der Trockenmasse erreicht werden. Eine einstufige mechanische Separierung scheint daher mit den untersuchten Fest-Flüssig-Trennapparaten nicht sinnvoll zu sein.

Durch Flockung und Sedimentation können mit Dünngülle (TM < 4 %) oder biologisch behandelte Spülflüssigkeit im Vergleich zu den genannten anderen Fest-Flüssig-Trennverfahren weitaus höhere Abscheidegrade bei gleichzeitig niedrigem Energieverbrauch erzielt werden. Durch die Reduzierung der Kohlenstoff- und Stickstoffmassenströme zur nachgeschalteten Biologie werden die Kosten für die Belüftung gesenkt. Nachteilig ist jedoch der hohe Platzbedarf des Sedimentations-Behälters. Zudem besteht in Abhängigkeit von der Futterzusammensetzung, der Tierart und der Temperatur im Sedimentations-behälter zeitweise das Problem einer zum Teil extremen Schwimmschichtenbildung. Ein weiterer Nachteil ist die relativ geringe Eindickung der Dickfraktion.

Nach einer Untersuchung von REIMANN (1994) beträgt bei Schweinegülle mit einer Feststoff-Massenkonzentration von mehr als 4 % die Sinkgeschwindigkeit der Feststoffteilchen im Verband weniger als 0,1 m/h (Abb. 5.1). In Abhängigkeit vom Durchsatz kann dadurch die erforderliche Klärfläche für einen kontinuierlichen Betrieb so stark ansteigen, dass die Anwendung des Verfahrens unökonomisch wird. Bei den eigenen Untersuchungen lag die Feststoff-Massenkonzentration der ausgespülten Gülle während des gesamten Untersuchungszeitraumes unterhalb dieses Grenzwertes.

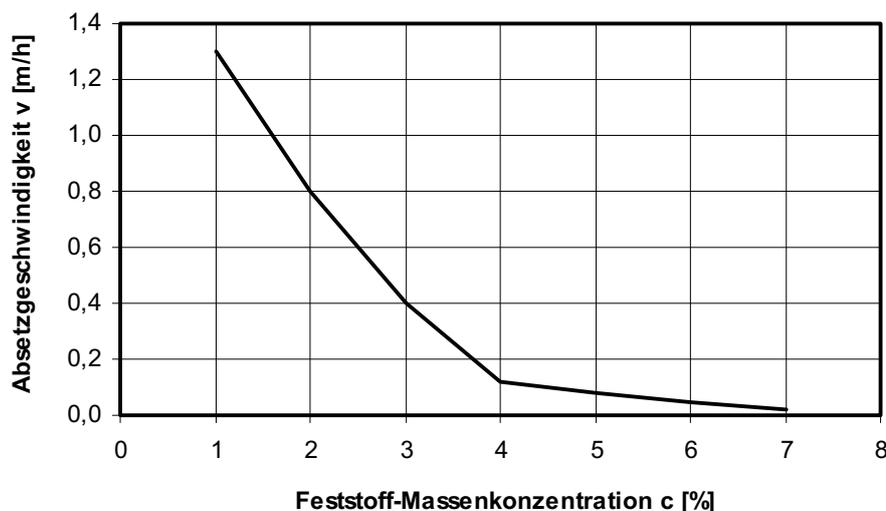


Abb. 5.1: Absetzgeschwindigkeit von Schweinegülle in Abhängigkeit von der Feststoff-Massenkonzentration (ohne Zusätze), nach REIMANN (1994)

5.2 Biologische Aufbereitung

Der Bioreaktor wurde in zwei Verfahrensvarianten erprobt. Die erste Variante ist das kontinuierliche Belevungsverfahren (Versuch 1) und die zweite Variante ist der Batch-Betrieb oder das Aufstau-Belevungsverfahren (Versuch 2). Im folgenden werden die Zulaufbedingungen und biologische Leistungsfähigkeit der beiden Verfahren bezüglich der Kohlenstoff- und Stickstoffumsetzung diskutiert.

5.2.1 Zulaufbedingungen

In Tabelle 5.2 sind die Zulaufbedingungen beider Versuche zusammengefasst. Um die Vergleichbarkeit von kontinuierlichem und diskontinuierlichem Betrieb zu ermöglichen, wurden die Füllvolumina bei Batch-Betrieb auf die Gesamtzykluszeit, also einen Tag bezogen. Damit ergeben sich rechnerisch Tagesmittelwerte des Zulaufvolumenstromes und demnach auch der Zulaufverweilzeit. Um eine Vergleichbarkeit der Verfahren hinsichtlich der Abbauleistung zu ermöglichen, wurde Versuch 2 ebenfalls mit einer Zulaufverweilzeit von 9 bis 12 Tagen gefahren.

Tab. 5.2: Zulaufbedingungen des Bioreaktors

		Versuch 1		Versuch 2	Abbildung
		Md. 1	Md. 2	Md. 3	
Biologische Abbaubarkeit der Spülflüssigkeit					
BSB ₅ /CSB	[g O ₂ /g O ₂]	0,15 – 0,75	0,15 – 0,48	0,37 – 0,68	4.8; 4.9
BSB ₅ /N	[g O ₂ /g N]	1,6 – 8,1	1,5 – 5,7	2,2 – 8,1	4.8; 4.9
Kohlenstoff (CSB) im Zulauf					
Konzentration	[g CSB/l]	4,1 – 18,2	3,8 – 15,6	3,7 – 15,5	4.10; 4.11
B _{R,CSB}	[kgCSB/(m ³ d)]	0,5 – 2,2	0,1 – 1,6	0,2 – 1,2	4.12; 4.13
Stickstoff (NH₄-N) im Zulauf					
Konzentration	[mg N/l]	390 – 1.950	380 - 1400	500 – 1.210	4.18; 4.19
B _{R,NH4-N}	[g N/(m ³ d)]	40 - 170	15 - 160	46 – 140	4.22; 4.23

Md. : Mastdurchgang

- Biologische Abbaubarkeit der Spülflüssigkeit

Der Kohlenstoff in unverdünnter Schweinegülle ist weitgehend biologisch abbaubar. Ein Indikator dafür ist das Verhältnis von biologischem und chemischem Sauerstoffbedarf BSB₅/CSB. Das BSB₅/CSB-Verhältnis beträgt etwa 0,7 bis 0,8. Zum Vergleich: Im kommunalen Rohabwasser beträgt das BSB₅/CSB-Verhältnis maximal 0,5 und nach der Reinigung etwa 0,25 bis 0,1. In dem noch verbleibenden Rest-CSB sind alle jene Stoffe

enthalten, die schwer abbaubar sind, wobei ein Teil von ihnen als hochmolekulare huminähnliche Verbindungen während der biologischen Vorgänge gebildet wurde (ATV, 1997). Eine Zunahme dieser Huminverbindungen konnte im Ablauf des Reaktors und im Spülkreislauf unmittelbar nach der Inbetriebnahme an einer zunehmenden Braun-Färbung des Filtrates beobachtet werden.

Die Zusammensetzung und damit die biologische Abbaubarkeit des Zulaufs (Substrat) änderte sich im Verlauf einer Mastperiode erheblich. Charakteristisch dafür ist die Abnahme dieses Parameters zum Ende eines Mastdurchganges (s. Abb. 4.8 und 4.9). Eine mögliche Erklärung besteht darin, dass aufgrund des abnehmenden Tierbestandes etwa ab dem 100. Masttag weniger biologisch verwertbarer Kohlenstoff aus dem Stall nachgeliefert wurde, gleichzeitig die Konzentration an biologisch schwer abbaubaren Inhaltsstoffen (Inertstoffen) im Spülkreislauf aber relativ konstant war, wodurch das Verhältnis BSB_5/CSB abnahm.

Das Verhältnis BSB_5/N hat besondere Bedeutung für die Nitrifikation, da der Anteil der Nitrifizierer an der gesamten Bakterien-Biomasse im Reaktor davon beeinflusst wird. Nach Untersuchungen von SI-SALAH (1990) an einem Festbettreaktor sinkt die Nitrifikationsrate mit der Erhöhung des BSB_5/N -Verhältnisses (Abb. 5.2)

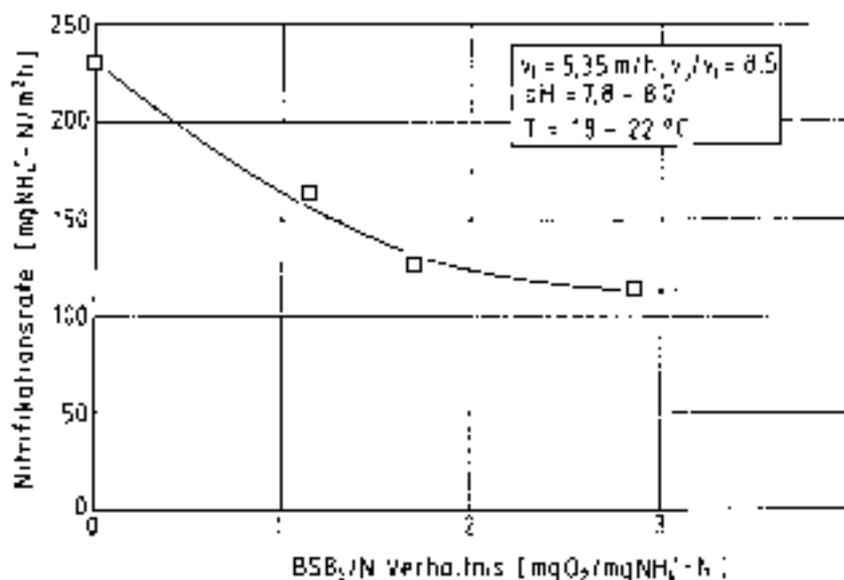


Abb. 5.2: Einfluss des BSB_5/N -Verhältnisses auf die Nitrifikationsrate, SI-SALAH (1990)

Bei einem Verhältnis von 1,5 ist der Umsatz des Reaktors fast um die Hälfte gesunken. Bei den eigenen Untersuchungen zeigten die Verläufe des BSB_5/N -Verhältnisses zum Ende der jeweiligen Mastperiode eine abnehmende Tendenz, wobei ein weiter Bereich von etwa 1,5 bis 8 durchlaufen wurde. Der Mittelwert lag bei 3,6 bis 4,8. Eine höhere Nitrifikationsrate könnte demzufolge durch eine effektivere Kohlenstoffabscheidung der vorgeschalteten Separierung erreicht werden.

- C- und N-Konzentration im Zulauf und Raumbelastung des Bioreaktors

Mit der Zunahme des Lebendgewichtes im Stall war ein Anstieg der Gülleproduktion und damit ein Anstieg der Kohlenstoff- und Stickstoffeinträge in das System verbunden. Der Anstieg des C- und N-Inputs in den Spülkreislauf führte etwa in den ersten 100 Masttagen zu einer Aufkonzentrierung dieser Stoffe in der Spülflüssigkeit. Danach erreichten die ersten Tiere die Schlachtreife und wurden nach und nach aus dem Bestand entfernt. Das führte zu einem stetigen Rückgang des Gülle-Inputs in den Spülkreislauf. Etwa ab dem 110. Masttag erfolgte ein Rückgang der C- und N-Konzentrationen im Spülkreislauf bis zum Anfang der nächsten Mastperiode. In diesem Zeitraum wurden durch den biologischen Prozess mehr Kohlenstoff- und Stickstoff verbraucht, als über die Gülle aus dem Stall nachgeliefert wurde.

Die Raumbelastungen des Reaktors (C und N) schwankten ebenfalls erheblich (s. Tab. 5.2). Da der Reaktor mit weitgehend konstanter Zulaufverweilzeit gefahren wurde, war dies im wesentlichen auf die starken Konzentrationsschwankungen im Zulauf zurückzuführen.

5.2.2 Kohlenstoffabbau

- CSB-Abbaugrad

Mit beiden Verfahrensvarianten wurden bei niedrigen Raumbelastungen geringere CSB-Abbaugrade als bei relativ hohen CSB-Raumbelastungen erreicht (s. Abb. 4.14 und 4.15). Der Übergang liegt bei etwa $1,0 \text{ kg CSB} / \text{m}^3 \text{ d}$. Niedrige Raumbelastungen traten in der Regel am Anfang und am Ende eines Mastdurchganges auf. In diesen Phasen war der inerte Kohlenstoffanteil im Spülkreislauf besonders hoch, da nur noch wenig oder kein leicht abbaubarer Kohlenstoff mehr in den Spülkreislauf eingetragen wurde (Abb. 5.3).

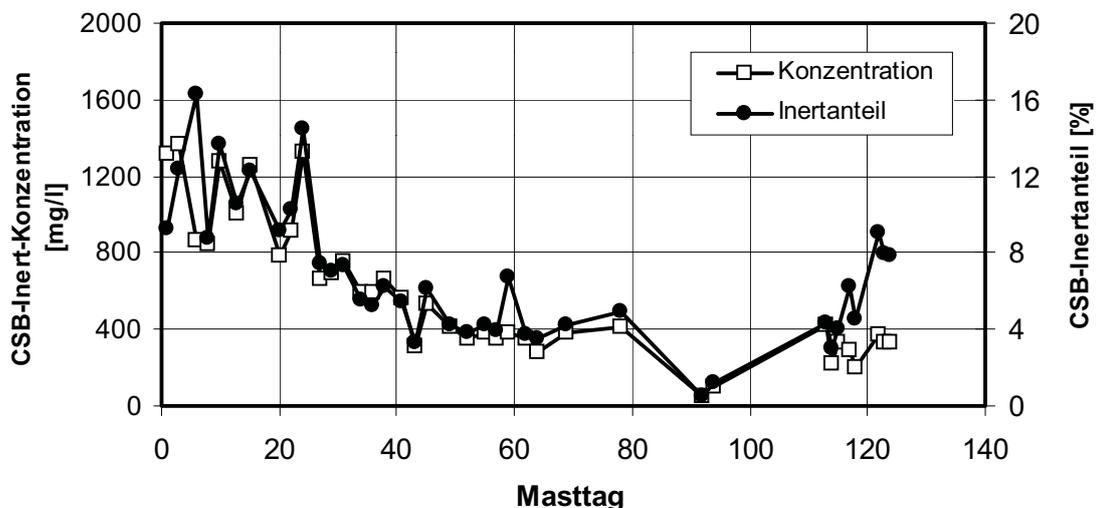


Abb. 5.3: CSB-Inert-Konzentration und -Inertanteil ($BSB_5 = 0$), Md.3 (Batch-Betrieb)

In Abb. 5.3 sind ausschließlich die CSB-Konzentrationen und CSB-Anteile im Ablauf des Reaktors bei einer BSB₅-Konzentration von 0 mg/l aufgetragen. Der gelöste CSB besteht in diesem Fall ausschließlich aus biologisch schwer abbaubaren oder biologisch inerten Stoffen.

Zum Vergleich: BICUDO UND SVOBODA (1995) erreichten bei der Belüftung von Schweinegülle in einem Rührkesselreaktor und Oberflächenbelüftung mit einer vergleichsweise langen Abwasserverweilzeit von 17,5 Tagen einen Abbau des gelösten CSB von 85 bis 90 %. Auch PITTER UND CHUDOBA (1990) zeigten, dass der Wert des gelösten CSB niemals auf Null abnimmt. Bei allen Versuchen verblieb im Ablauf ein Betrag von 1 bis 10% des CSB in der Lösung. Dieser Anteil besteht zum einen aus der biologisch nicht abbaubaren Fraktion des zulaufenden CSB und zum anderen aus hochmolekularen huminähnlichen Verbindungen, die während der biologischen Vorgänge selbst gebildet werden. Mit einer zweistufigen Belüftungsanlage wurden von BURTON UND FARRENT (1998) bezüglich CSB ein Gesamtabbaugrad von etwa 80 % (Zulauf: 18,2 g CSB / l ; Ablauf: 3,7 g/l) und bei dem einstufigen Versuch mit einer Zulaufverweilzeit von 20 Tagen sogar ein Abbaugrad von 86 % (Zulauf: 20,6 g CSB / l ; Ablauf: 2,9 g/l) erzielt. Insgesamt wurde hinsichtlich des CSB-Abbaus kein Vorteil der zweistufigen Schaltung (Verweilzeiten: 2 / 20 Tage) gegenüber dem einstufigen Prozess (Verweilzeit: 20 Tage) festgestellt.

Bei den eigenen Untersuchungen blieb der CSB-Abbau im einem Raumbelastungsbereich von etwa 1,0 bis zu 2,2 kg CSB / m³ d bei etwa 92 % konstant.

- Reaktionskinetik

Sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb ist eine lineare Abhängigkeit der CSB-Abbaurrate (r_0) von der Zulaufkonzentration erkennbar (s. Abb. 4.16). Eine obere Grenze der CSB-Abbaurrate scheint auch bei Zulaufkonzentration > 17 g CSB/l noch nicht erreicht zu sein. Demzufolge kann eine weitere Steigerung der CSB-Abbaurrate proportional zu höheren Zulaufkonzentrationen erwartet werden.

Die Abbauraten bei kontinuierlichem Betrieb und die Tagesmittelwerte von Versuch 2 liegen in den untersuchten Konzentrationsbereichen in der gleichen Größenordnung. Beide Verfahrensvarianten sind also bezüglich der CSB-Abbaurrate als gleichwertig anzusehen. Die Zahlenwert-Gleichungen können Tab. A.4 im Anhang entnommen werden.

Die erwartete Monod-Kinetik ist vermutlich zutreffend (s. Abb. 4.17). Die Bereiche der Reaktion 1. Ordnung und 0. Ordnung lassen sich jedoch nur sehr unscharf abgrenzen. Dies ist auf die große Bandbreite des pH-Wertes und der Temperatur im Reaktor zurückzuführen. Daher scheint es nicht sinnvoll zu sein, kinetische Daten anzugeben.

5.2.3 Aerobe Stickstoffumsetzung

- Belüftungsrate und Behandlungszeit

Durch aerobe Behandlung besteht die Möglichkeit, Art und Menge des Stickstoffs in der behandelten Gülle zu beeinflussen. Abhängig von den Betriebsbedingungen wird Stickstoff entweder als Ammonium-Stickstoff gebunden, durch Ammoniak-Strippung desorbiert, oxidiert und als Nitrat gebunden, oder z.B. durch Denitrifikation in Form von Stickstoffgasen an die Umgebung abgegeben. Von EVANS ET AL. (1986) werden entsprechende Bereiche in Abhängigkeit von der O_2 -Konzentration und der Behandlungszeit angegeben (Abb. 5.4).

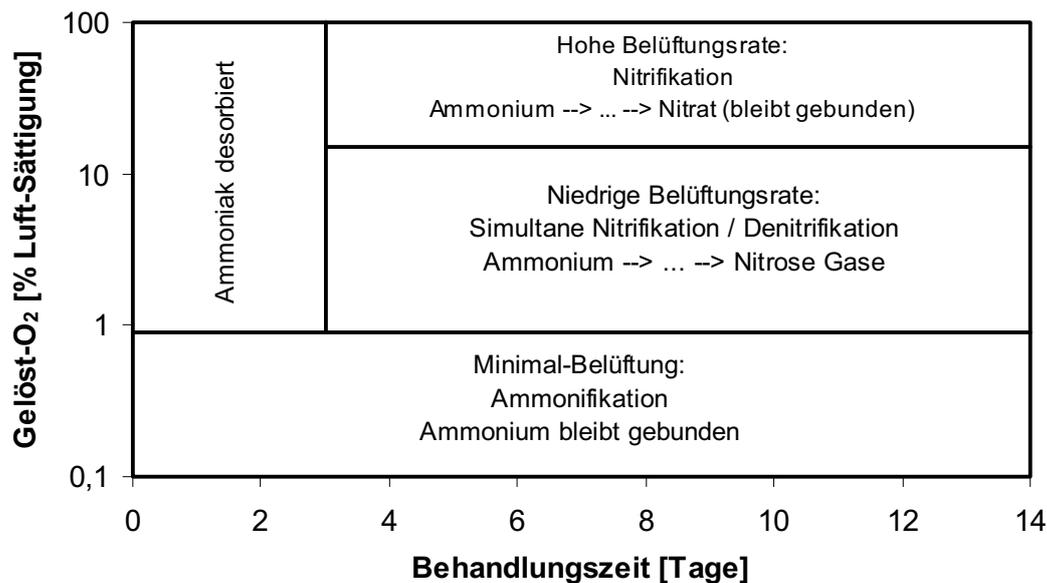


Abb. 5.4: Auswirkungen der O_2 -Konzentration und der Behandlungszeit auf die Stickstoffumsetzung in behandelter Gülle, nach EVANS ET AL. (1986)

Diese Einordnung wird durch die eigenen Ergebnisse zum Teil bestätigt. In der vorliegenden Untersuchung war eine hohe Belüftungsrate mit einer O_2 -Konzentration im Bereich zwischen 20 und 30 % der Sättigungskonzentration eingestellt. Die mittlere hydraulische Verweilzeit oder die Behandlungszeit lag sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb im Bereich von 9 bis 12 Tagen. Diese Betriebsbedingungen entsprechen dem in Abb. 5.4 dargestellten oberen, rechten Abschnitt „Hohe Belüftungsrate“.

Die Nitrifikation erfolgte sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb vollständig. Bei kontinuierlichem Betrieb lag der NH_4 -Abbaugrad bis zu einer Raumbelastung von 150 g N pro m^3 und Tag konstant über 97 %. Bei Batch-Betrieb wurde der Reaktor in einem Raumbelastungsbereich von 50 bis 130 g N pro m^3 und Tag betrieben, wobei der NH_4 -Abbaugrad ebenfalls über 97 % lag. Nitrit trat nur vereinzelt am Anfang und am Ende der Mastperiode auf. Die Emissionen von Ammoniak und Lachgas (s. Kap. 5.3.1 und 5.3.2) waren bei stabilem Betrieb des Bioreaktors als gering einzustufen.

BURTON UND FARRENT (1998) erzielten bei der aerob-biologischen Behandlung von Schweinegülle in einem Schlaufenreaktor (Verweilzeit 20 Tage, hohe Belüftungsrate) Ammonium-Abbaugrade von etwa 93 %. Außerdem wurde ein zyklisches Verhalten beobachtet mit Perioden starker und schwacher Nitrifikation, die etwa 5 bis 10 Tage andauern. Dies wurde auf eine Inhibierung von Nitrobacter durch steigende Konzentrationen von Nitrat und besonders von Nitrit zurückgeführt. Bei den eigenen Untersuchungen konnte ein solches Verhalten nicht beobachtet werden. Vollständige Nitrifikation wurde von HOEKSMAN ET AL. (1993) mit ausgespülter Schweinegülle in einer Blasensäule (40 m³) sowohl bei einer hohen als auch bei niedriger Belüftungsrate (2 bzw. 1 mg O₂/l) erreicht. Bei der zu Anfang eingestellten hohen Belüftungsrate kam es im Nachklärbecken zu Problemen mit aufschwimmendem Schlamm aufgrund von unkontrollierter Denitrifikation. Dieser Effekt wurde auch bei den eigenen Untersuchungen und kontinuierlichem Betrieb festgestellt. VAN GASTEL ET AL. (1997) erzielten mit ausgespülter Schweinegülle (belüfteter Anteil etwa 38 %) und einer Blasensäule (40 m³) bei einer hohen Belüftungsrate (O₂-Sättigung von 15 bis 20 %) einen NH₄-Abbaugrad von im Mittel 95%.

- pH-Wert, Laugeverbrauch und Reaktortemperatur

Das Ausmaß der Stickstoffoxidation ist stark abhängig vom pH-Wert. Durch die pH-Wert-Regelung (mit Natronlauge) wurde sichergestellt, dass dieser sich möglichst nahe am Optimum befindet und nicht zu weit in den sauren pH-Wert-Bereich absinkt (s. Abb. 5.5).

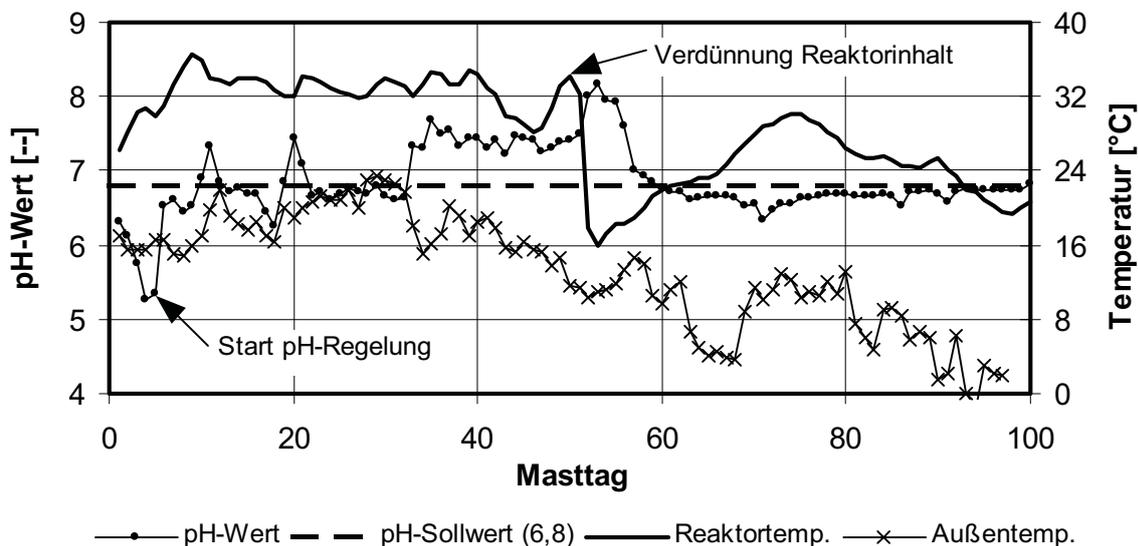


Abb. 5.5: Tagesmittelwerte der Temperatur und des pH-Wertes im Bioreaktor, Md. 1

Bei Unterschreitung des Sollwertes von pH = 6,8 wurde Natronlauge zudosiert. ALLEMAN (1985) empfiehlt ein pH-Wert-Optimum zwischen 7,2 und 8,2. WONG-CHONG UND LOEHR (1975) beobachteten eine maximale Nitrifikationsrate bei einem pH-Wert von 7,5.

EVANS (1982) beobachtete bei der aeroben Behandlung von Schweinegülle, trotz der hohen Pufferwirkung der Gülle, einen Rückgang des pH-Wertes auf 5,5 bis zur völligen Einstellung der Nitrifikation. Dieser Effekt wurde auch bei den eigenen Untersuchungen festgestellt. Vor der Inbetriebnahme der pH-Wert-Regelung nahm dieser in den ersten Tagen der Inbetriebnahme bis auf 5,3 ab (s. Abb. 5.5 - 1. bis 5. Masttag).

In einer Mastperiode von 120 Tagen wurden zwischen 29 und 43 kg NaOH (98 Mass.-%) verbraucht. Bezogen auf einen Anlagendurchsatz von $1,3 \text{ m}^3$ Spülflüssigkeit je Tag ergibt sich ein gemittelter Verbrauch von 0,19 bis 0,28 kg NaOH / m^3 Spülflüssigkeit.

Die Reaktortemperaturen lagen im Bereich zwischen $20 \text{ }^\circ\text{C}$ (an kalten Wintertagen) und bis zu $36 \text{ }^\circ\text{C}$ (an warmen Sommertagen). Die starke Aufheizung im Inbetriebnahmezeitraum ist zum einen auf den stark exothermen Kohlenstoff-Abbau zum anderen auf die jahreszeitlich bedingten hohen Außenlufttemperaturen (Anfang August) zurückzuführen. Bis zum 50. Masttag musste die Zulaufmenge immer wieder gedrosselt werden, da die von der Biomasse freigesetzte Wärmemenge nicht ausreichend abgeführt werden konnte. Nach der Verdünnung des Reaktorinhaltes vom 52. bis zum 75. Masttag ist ein nahezu linearer Anstieg der Reaktortemperatur zu verzeichnen. Nach diesem Zeitraum überwiegt die Wärmeabgabe insgesamt wieder und die Reaktortemperatur nimmt ab. Auch bei winterlichen Temperaturen (bis $-10 \text{ }^\circ\text{C}$) war die Wärmedämmung des Reaktors (50 mm Glaswolle, vgl. Abb. A.3) ausreichend, um eine Reaktortemperatur von mindestens $20 \text{ }^\circ\text{C}$ zu halten. Auf eine Reaktorheizung konnte daher verzichtet werden.

- Nitrifikationsrate

Die Nitrifikationsrate zeigt im Prinzip die erwartete Haldane-Kinetik (s. Abb. 4.26). Aufgrund der Substratüberschusshemmung liegt die maximal erreichbare Reaktionsgeschwindigkeit bei etwa $180 \text{ g NH}_4\text{-N} / \text{m}^3 \text{ d}$. Aufgrund des großen Bereiches des pH-Wertes und der Reaktortemperatur unter den gegebenen Praxisbedingungen ist die Streuung der Werte sehr groß. Außerdem ist der heterotroph assimilierte Stickstoff in dem Wert enthalten. Die tatsächliche Nitrifikationsrate ist also geringer. Demzufolge erscheint es auch nicht sinnvoll, weitere kinetische Daten anzugeben.

Des Weiteren konnte sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb eine lineare Abhängigkeit der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbauraten von der Zulaufkonzentration (s. Abb. 4.25) festgestellt werden. Die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbauraten bei kontinuierlichem Betrieb und die Tagesmittelwerte bei Batch-Betrieb sind in den untersuchten Konzentrationsbereichen als gleichwertig einzustufen. Die Zahlenwert-Gleichungen können Tabelle A.5 (Anhang) entnommen werden.

- Reaktionsverlauf bei Batch-Betrieb

Der in Abbildung 4.33 gezeigte 24-Stunden-Reaktorzyklus hat eine sehr lange Füllphase von fast 16 Stunden, weshalb die Dynamik der Konzentrationsverläufe nicht sehr ausgeprägt ist. Im Vergleich mit dem 24-Stunden-Mittelwert von $98 \text{ g N / m}^3 \text{ d}$ steigt die Nitrifikationsrate in der Füllphase bis auf etwa $135 \text{ g N / m}^3 \text{ d}$ an. Andererseits nimmt diese aber unmittelbar nach der Füllphase um mehr als $2/3$ ab. Vermutlich kann die Nitrifikationsrate in der Füllphase durch eine Verkürzung der Füllphase oder Erhöhung des Zulaufvolumenstromes erhöht werden. Dadurch könnte die Reaktion eher abgeschlossen sein und der Energieverbrauch für die Belüftung reduziert werden.

Um genauere Aussagen über die Dynamik der NH_4 -Umsetzung treffen zu können, müssten die Konzentrationsverläufe sowohl im Zulauf als auch im Bioreaktor mit einer höheren Auflösung gemessen werden, z.B. mittels einer Online-Messung.

Ebenfalls bemerkenswert ist die Abnahme der CSB-Konzentration innerhalb des unbelüfteten Zeitraumes (Pause), was vermutlich auf die Denitrifikation zurückzuführen ist.

5.2.4 Denitrifikation

Die Denitrifikation erfolgte zu einem Teil im Spülvorlagebehälter (Stufe I) und zum anderen in der Vorgrube (Stufe II) (vgl. Abb. 3.3 und 3.8).

- Stufe I: Spülvorlagebehälter

Bei der Denitrifikation im Spülvorlagebehälter handelt sich um einen unkontrollierten Prozess. Außer durch den Spülvorgang selbst erfolgte keinerlei Umwälzung des Behälterinhaltes. Auch der Eintrag von leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen (als Energiequelle benötigt) erfolgte unregelmäßig und war ausschließlich vom eingestellten Mischungsverhältnis von biologisch behandelter und unbehandelter Fraktion abhängig. Demnach erfolgte die Denitrifikation im Spülvorlagebehälter unvollständig.

Bei Batch-Betrieb erfolgte die Rinnenspülung im Stall kurze Zeit nach dem Ablassen des nitrathaltigen Überstandes aus dem Bioreaktor. Daher wurde die Nitratkonzentration in der zum Spülen verwendeten Flüssigkeit bei dieser Betriebsweise im wesentlichen durch den Verdünnungseffekt reduziert. Demzufolge sind auch die Nitrit- und Nitratkonzentrationen in der Spülflüssigkeit höher als bei kontinuierlichem Betrieb (s. Abb. 4.27). Etwa dreiviertel des produzierten Nitrit- und Nitratmassenstromes wurde sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb im Spülvorlagebehälter denitrifiziert (s. Abb. 4.30).

Das C/N-Verhältnis im Spülvorlagebehälter schwankte aufgrund der ungleichmäßigen Güllezufuhr aus dem Stall in einem weiten Bereich. Der Mittelwert lag bei einem Mischungsverhältnis von 60 % biologisch behandelte Fraktion und einem unbehandelten Restanteil von 40 % zwischen 2,1 und 3,3 gC / gN.

BERNET ET AL. (1995) beobachteten bei Laborversuchen mit Schweinegülle eine vollständige Nitrat-Denitrifikation zu elementarem Stickstoff bei C/N-Verhältnissen oberhalb von 3,4. Vollständige Nitrit-Denitrifikation wurde schon bei einem geringen C/N-Verhältnis von 1,08 beobachtet. Unterhalb eines C/N-Verhältnisses von 1,56 war die Nitrat-Reduktion nicht mehr vollständig. Bei dieser Untersuchung wurden anaerobe Vergärung und Denitrifikation im selben Reaktor durchgeführt. Nach diesen Ergebnissen wäre das C/N-Verhältnis im vorliegenden Versuch für eine vollständige Denitrifikation zumindest zeitweise zu gering gewesen. Dies trifft insbesondere auf den Übergangszeitraum zwischen den Mastdurchgängen zu, wo das C/N-Verhältnis unter 1 g C/ g N lag. Gleichzeitig trat Nitrit in höherer Konzentration auf, was ebenfalls auf eine unvollständige Denitrifikation hindeutet.

- Stufe II: Vorgrube

Da im Zulauf zur Sedimentation (aus der Vorgrube) weder Nitrit noch Nitrat nachgewiesen wurde, ist davon auszugehen, dass die Denitrifikation in der Vorgrube insgesamt vollständig verlief. Anhand der Massenbilanz zeigt sich, dass bei Batch-Betrieb technisch bedingt ein deutlich höherer Anteil des Nitrit- und Nitratmassenstromes in die Vorgrube gelangte und dort ebenfalls vollständig denitrifiziert wurde (vgl. Abb. 4.29 und 4.30).

Aufgrund des Frischgülleeintrages aus dem Stall erfolgte in der Vorgrube ein beträchtlicher Eintrag an leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen. Demzufolge war das C/N-Verhältnis zu jedem Zeitpunkt relativ groß (> 14 g C/ g N) und die Denitrifikation des in der Spülflüssigkeit noch vorhandenen Nitrates verlief zu jedem Zeitpunkt vollständig. Damit war sichergestellt, dass es zu keiner Aufkonzentrierung von Nitrit und Nitrat im Spülkreislauf und damit zu erhöhten Lachgas-Emissionen bei den folgenden Aufbereitungsschritten kommen konnte.

5.3 Abluftemissionen des Bioreaktors

In der Gesamtbilanz wird der Minderungsgrad der gasförmigen Emissionen aus dem Stallbereich durch die von dem Aufbereitungsverfahren selbst verursachten gasförmigen Emissionen reduziert. Der Bioreaktor ist dabei eine Hauptemissionsquelle des Verfahrens, da mit der Begasungsluft gasförmige Emissionen an die Umwelt abgegeben werden können.

Im folgenden werden die Ergebnisse bei kontinuierlichem Betrieb und bei Batch-Betrieb des Bioreaktors miteinander verglichen und Ergebnissen aus der Literatur gegenübergestellt.

5.3.1 Ammoniak und Einfluss des Kohlendioxids

Sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb waren die Ammoniak-Emissionen bei vollständiger Nitrifikation ($> 97\%$) sehr gering. Bei Batch-Betrieb wurde im Mittel sogar das Niveau der Außenluftkonzentration von etwa $0,5 \text{ mgNH}_3 / \text{m}^3$ erreicht (s. Abb. 4.35 und Tab. 4.4). Zu nennenswerten NH_3 -Emissionen kam es lediglich in der Adaptionsphase der Biologie (s. Abb. 4.39) und bei einer Störung der Nitrifikation durch den Einsatz von Antibiotika im Stall. Die Hemmung der Nitrifikation führte sofort zu einer Akkumulierung von Ammonium im Reaktor (s. Abb. 4.18). Gleichzeitig erfolgte aufgrund der hohen Pufferkapazität und des pH-Wertes der Gülle (8,2 bis 8,4) ein Anstieg des pH-Wertes im Reaktor. Beide Faktoren bewirken, dass der Gehalt an freiem Ammoniak in der flüssigen Phase zunimmt und demzufolge mehr Ammoniak desorbiert wird.

BURTON UND FARRENT (1995) stellten bei der aeroben Behandlung von Schweinegülle ebenfalls sehr geringe Stickstoff-Verluste durch gasförmiges Ammoniak fest. Dies wurde auf günstige Bedingungen (relativ niedrige Temperaturen und Belüftungsraten, Anwesenheit einer nitrifizierenden Umgebung) zurückgeführt. Mit Hilfe von Schnelltests wurde eine NH_3 -Konzentration um 10 ppm gemessen. WILLERS ET AL. (1996) führten Emissionsmessungen an zwei Behandlungsanlagen für Kälbergülle durch: Eine Aufstaubelebungs- oder SBR-Anlage mit Nitrifikation und Denitrifikation (Volumen: 2.500 m^3 , Flüssigkeitsoberfläche: 510 m^2 , 24 h-Zyklus, Durchsatz: 100 bis $125 \text{ m}^3/\text{d}$, Membran-Plattenbelüfter) und eine Belebungsanlage mit vorgeschalteter Denitrifikation (Volumen: 2.900 m^3 Nitrifikation, 1.400 m^3 Denitrifikation, Flüssigkeitsoberfläche: 531 m^2 , Durchsatz: 250 bis $300 \text{ m}^3/\text{d}$). Mit Bezug auf die emittierende Oberfläche oder die Flüssigkeitsoberfläche waren die NH_3 -Emissionen des Batch-Systems mit $220 \text{ mgNH}_3 / \text{m}^2 \text{ h}$ (TKN-Verlust: 0,7 %) etwa drei mal so hoch wie die entsprechenden Emissionen des kontinuierlichen Systems mit $60 \text{ mg NH}_3 / \text{m}^2 \text{ h}$ (TKN-Verlust: 0,2 %).

Bei den eigenen Untersuchungen wurden bei kontinuierlichem Betrieb mittlere NH_3 -Emissionen von $1,9 \text{ mg NH}_3 / \text{m}^2 \text{ h}$ festgestellt, der Gesamtstickstoff-Verlust war vernachlässigbar. Bei Batch-Betrieb konnten keine zusätzlichen NH_3 -Emissionen

festgestellt werden. Die gravierenden Unterschiede zu den Ergebnissen von WILLERS ET AL. können nicht allein auf die Unterschiede bezüglich der Messtechnik, Probenahme oder Reaktorgeometrie zurückgeführt werden. Derartig hohe NH_3 -Emissionen können nur bei ungünstigen pH-Wert-Bedingungen in Verbindung mit unvollständiger Nitrifikation auftreten, wie sie z.B. in der Inbetriebnahmephase bei den eigenen Untersuchungen auftraten.

- Einfluss der CO_2 -Feisetzung auf die NH_3 -Emissionen

Während der CO_2 -Konzentrationsverlauf bei kontinuierlichem Betrieb kein erkennbares Muster aufweist, kann man bei Batch-Betrieb für Kohlendioxid einen ausgeprägten vom Reaktorzyklus abhängigen Emissionsverlauf erkennen.

In der Füllphase führt die Zufuhr von leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen zu einer stark ansteigenden biologischen Aktivität der heterotrophen Bakterien. Von diesen werden große Mengen an Kohlendioxid (CO_2) an die Flüssigkeit abgegeben. Das führt zu einem starken Anstieg der CO_2 -Konzentration in der Abluft des Reaktors. Zeitgleich ereignet sich auch ein Rückgang der NH_3 -Konzentration in der Abluft bei ungefähr konstantem pH-Wert der Flüssigkeit (s. Abb. 4.37). Durch das im Wasser gelöste Kohlendioxid wird die Flüssigkeit angesäuert:



Während der Füllphase bleibt der pH-Wert jedoch ungefähr konstant. Vermutlich wird ein Teil der freien H^+ -Ionen gleich wieder zur Bindung des freien Ammoniaks (NH_3) in der Flüssigkeit verbraucht, wie die folgende Reaktionsgleichung zeigt:



Die Abnahme der NH_3 -Konzentration in der Flüssigkeit führt zu einer Abnahme der Partialdruckdifferenz zwischen der Gasphase und der Flüssigkeit. Das hat zur Folge, dass weniger Ammoniak aus der Flüssigkeit in die Gasphase desorbiert und die NH_3 -Konzentration in der Abluft abnimmt.

Unmittelbar nach der Füllphase geht die CO_2 -Produktion im Reaktor ebenso stark wieder zurück und die NH_3 -Konzentration steigt erneut an, obwohl dem Reaktor kein Ammonium-Stickstoff mehr zugeführt wird. Diese Umkehrung der Konzentrationsverläufe von CO_2 und NH_3 ist ein Indiz dafür, dass die CO_2 -Produktion im Reaktor letztlich einen maßgebenden Einfluss auf die NH_3 -Konzentration in der Abluft und damit auf die NH_3 -Emissionen des Bioreaktors ausübt. Eine Quantifizierung der Reaktionsverläufe konnte jedoch nicht durchgeführt werden, da die dazu benötigte Ammonium-Konzentration im Reaktor nur als Stichprobe gemessen wurde.

5.3.2 Lachgas

N₂O-Emissionen in der Abluft des Bioreaktors wurden sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb innerhalb des gesamten Messzeitraumes festgestellt. Das Niveau der N₂O-Konzentration und der Emissionen (bezogen auf die emittierende Oberfläche) lag bei Batch-Betrieb mit 30,2 mg/m³ bzw. 138,1 mg N₂O/ m² h fast doppelt so hoch wie bei kontinuierlichem Betrieb mit 16,9 mg/m³ bzw. 75,5 mg N₂O/ m² h.

Mit Bezug auf die Anzahl der Tierplätze und ein Jahr ergibt sich für das Batch-Verfahren ein Emissionswert von 53,5 g N₂O/TP a und bei kontinuierlichem Betrieb ein Wert von 29,3 g N₂O/ TP a (s. Tab. 4.4).

Eine mögliche Ursache für die höheren N₂O-Emissionen bei Batch-Betrieb ist die im Reaktorzyklus enthaltene unbelüftete Phase von etwa 1,5 Stunden, die in Abb. 4.37 als "Pause" bezeichnet wird. Diese Pause wird zur Sedimentation der Biomasse und zum Ablassen des aufgestauten Volumens benötigt. In dieser Phase wurden offensichtlich größere Mengen an Lachgas gebildet und im Reaktor akkumuliert. Das akkumulierte Lachgas wurde durch das gleichzeitige Einschalten der Belüftung und des Rührwerks schlagartig in die Abluft abgegeben. Dadurch entstanden Konzentrations-Peaks von z.T. über 1000 mg N₂O/m³. Das Abklingen dieser N₂O-Peaks dauerte bis zu 2 Stunden an.

Da es sich um eine Bakterienmischkultur aus Nitrifizierern und aus heterotrophen Bakterien handelt, die zur Denitrifikation in der Lage sind, kann man davon ausgehen, dass beide Spezies einen Anteil an der Lachgasbildung haben: Bei den Nitrifikanten führt nach GOREAU (1980) und ZHENG ET AL. (1994) eine limitierte O₂-Versorgung (< 0,5 mgO₂/l) zu einer Verstärkung der N₂O-Bildung. Dies trifft zu, da nach dem Abschalten der Belüftung die O₂-Konzentration sprunghaft auf Null abnimmt, also ein abrupter Wechsel von aeroben auf anoxische Verhältnisse eintritt. Für die Denitrifikanten werden von SCHÖN ET AL. (1994) ebenfalls wechselnde Milieubedingungen (aerob/ anoxisch) und ein geringes C/N-Verhältnis als verstärkende Einflussfaktoren auf die N₂O-Bildung genannt. Auch BERNET ET AL. (1995) kommen zu dem Ergebnis: Je höher das C/N-Verhältnis ist, desto niedriger ist die Lachgasproduktion und -Akkumulation. Auch letzteres ist zutreffend, da sich die Pause-Phase am Ende des Reaktorzyklus befindet und daher nur noch geringe Mengen an biologisch verwertbaren Kohlenstoff im Reaktor vorhanden sind. Ein Indiz dafür ist die vergleichsweise geringe CO₂-Emission am Ende der Arbeitsphase, was auf eine geringe Stoffwechselaktivität der heterotrophen Bakterien hindeutet.

Als Ursache für die zum Teil erheblichen N₂O-Emissionen in der Adaptionsphase der Biologie (kontinuierlichem Betrieb des Bioreaktors) konnte anhand der vorliegenden Daten weder ein direkter Zusammenhang zu den Konzentrationen von Nitrit und salpetriger Säure noch zum pH-Wert oder der Reaktortemperatur nachgewiesen werden (s. Abb. 4.40).

WILLERS ET AL. (1996) nennen für das Batch-System (SBR) eine oberflächenbezogene N_2O -Emission von $5500 \text{ mg } N_2O / \text{ m}^2 \text{ h}$ und für das kontinuierliche System (vorgeschaltete Denitrifikation) einen Wert von $8500 \text{ mg } N_2O / \text{ m}^2 \text{ h}$. Die N_2O -Emissionen aus der unbelüfteten Phase und aus dem Denitrifikationsbecken sind darin nicht enthalten. Die Stickstoffverluste bezogen auf den N-Input lagen mit 9 bis 13 % des TKN der Gülle für beide Systeme in derselben Größenordnung.

BURTON UND FARRENT (1998) fanden ähnliche N_2O -Emissionen bei der Belüftung von Schweinegülle in einer zweistufigen Anlage (Verweilzeit: 2 / 20 d) und einem einstufigen Reaktor (Verweilzeit 20 d) in Höhe von 12 % des TKN der zugeführten Gülle. BELINE ET AL. (1999) bestätigten, dass sowohl Nitrifikation als auch Denitrifikation die Ursache für N_2O -Emissionen bei der aeroben Behandlung von Schweinegülle sind. Akkumulation von Nitrit verstärkte die N_2O -Emissionen während der Nitrifikation, während gelöster Sauerstoff zu unvollständiger Denitrifikation und N_2O -Emissionen führte. Trotz hoher Belüftungsrate mit einer O_2 -Konzentration von 2 bis $4 \text{ mg } O_2 / \text{ l}$ im Reaktor wurden 7,4 bis 31,2 % des Gesamtstickstoffs der Gülle als Lachgas gemessen. Außerdem berichten DRIEMER UND VAN DEN WEGHE (1998) in Bezug auf die Belüftung von separierter Schweinegülle im Airlift-Schlaufenreaktor über einen kumulativen Effekt hoher Reaktortemperaturen ($> 28 \text{ }^\circ\text{C}$) und geringer Verweilzeiten (< 4 Tage) auf die Höhe der N_2O -Emissionen.

Bei den eigenen Untersuchungen lag der Gesamtstickstoffverlust durch N_2O -Emissionen bezogen auf den N-Input für beide Betriebsarten (kontinuierlicher Betrieb und Batch-Betrieb) im Mittel unterhalb von 1 %. Verglichen mit den Ergebnissen der oben genannten Autoren, die N-Verluste in einem Bereich zwischen 7,4 und 31,2 % nennen, sind diese als sehr gering einzustufen. Die Gründe dafür können aus den vorhandenen Messdaten aufgrund der äußerst komplexen biochemischen Vorgänge bei der Lachgasbildung und den verschiedenartigen Wechselwirkungen der einzelnen Bakterienarten mit dem umgebenden Milieu nicht zutreffend genannt werden.

Denkbar ist jedoch, dass die erheblich geringeren N_2O -Emissionen bei den eigenen Untersuchungen auf einen kumulativen Effekt verschiedener günstiger Betriebsbedingungen zurückzuführen sind. Hier sind im wesentlichen die für die Nitrifikation günstigere Substratzusammensetzung (Spülflüssigkeit: C/N-Verhältnis geringer und anorganischer N-Anteil höher als in Schweinegülle), das relativ hohe Schlammalter (> 12 Tage), niedrige Schlammbelastungen, die vollständige Nitrifikation (keine Nitrit-Akkumulation) und die konstant günstigen pH-Wert-Bedingungen im Reaktor zu nennen.

5.3.3 Methan

CH₄-Emissionen in der Abluft des Bioreaktors wurden sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb innerhalb des gesamten Messzeitraumes festgestellt. Die CH₄-Konzentrationen und die Emissionen (bezogen auf die emittierende Flüssigkeitsoberfläche) lagen bei Batch-Betrieb im Mittel bei 17,2 mg/m³ oder 77,4 mg CH₄/ m² h und bei kontinuierlichem Betrieb bei 11,3 mg/m³ oder 49,8 mg CH₄/ m² h. Bezogen auf die Anzahl der Tierplätze (TP) und ein Jahr betragen die CH₄-Emissionen für das Batch-Verfahren 30,0 g CH₄/ TP a und für kontinuierlichem Betrieb 19,3 g CH₄/ TP a (s. Tab. 4.4). Folglich traten bei Batch-Betrieb etwa 30 % höhere CH₄-Emissionen auf. Dies ist darauf zurückzuführen, dass die Milieubedingungen für Methan-Bakterien in einem Batch-Reaktor mit einer unbelüfteten Phase im Reaktorzyklus vermutlich günstiger sind als in einem kontinuierlich betriebenen und ständig belüfteten System. Methan-Bakterien können nur in einem obligat anaeroben Milieu leben und finden daher in einem solchen System allenfalls in unzureichend belüfteten, anaeroben Bereichen günstige Bedingungen vor.

Beide Emissionsmuster, sowohl für N₂O als auch für CH₄ haben bei Batch-Betrieb ein nahezu identisches Aussehen. In beiden Verläufen ist ein ausgeprägter sich wiederholender Emissionsverlauf mit einem hohen Peak am Anfang der Füllphase (s. Abb. 4.36 und 4.37) erkennbar. Das Methan wurde vermutlich ebenso wie das Lachgas in der unbelüfteten Phase des Reaktor-Zyklus (1,5 Stunden) gebildet und durch das erneute und gleichzeitige Einschalten des Rührwerks und der Belüftung schlagartig an die Abluft abgegeben.

Bei kontinuierlichem Betrieb konnte ein Einfluss der O₂-Konzentration auf die CH₄-Emissionen festgestellt werden (s. Abb. 4.41). Eine Verminderung der O₂-Konzentration von 2,5 auf etwa 0,5 mg/l führte innerhalb von zwei Tagen zu einem Anstieg der CH₄-Konzentration auf über 800 mg/m³. Unmittelbar nach einer erneuten Erhöhung der O₂-Konzentration auf 2,5 mg/l g waren keine CH₄-Emissionen mehr nachweisbar. Einen direkten Einfluss des pH-Wertes oder der Reaktortemperatur auf die CH₄-Emissionen konnte anhand der vorliegenden Daten nicht festgestellt werden.

Allgemein wird davon ausgegangen, dass derartige Emissionen bei den aeroben Verfahren nur in geringer Größenordnung auftreten, da Methan-Bakterien sehr O₂-empfindlich sind (HARTMANN, 1989). Nach den eigenen Untersuchungen können jedoch bei niedrigen Belüftungsraten (O₂-Sättigung < 10 %) und gleichzeitig auftretender unvollständiger Durchmischung des Reaktorinhaltes erhebliche CH₄-Konzentrationen bis zu 800 mg/m³ in der Abluft des Reaktors auftreten. Aufgrund der stark schwankenden Betriebsbedingungen (z.B. Zulaufmenge, C- und N-Konzentrationen) kann jedoch keine quantitative Aussage über den Zusammenhang zwischen der O₂-Konzentration und den CH₄-Emissionen getroffen werden.

5.4 Abluftemissionen aus dem Stallbereich

Die Beurteilung der Abluftemissionen aus Stallabteilen erfordert die Kenntnis der Konzentration der entsprechenden Gase in der Abluft und des zeitlich korrespondierenden Luftvolumenstromes durch das Abteil. Im vorliegenden Kapitel werden die Messergebnisse im Spülrinnenabteil und im Referenzabteil diskutiert und Ergebnissen aus der Literatur gegenübergestellt.

5.4.1 Ammoniak

- Emissionsverhalten

Im Verlauf der NH_3 -Abluftkonzentration für das Referenzabteil ist ein ausgeprägter Tagesgang erkennbar (siehe Abb. 4.46, Md. 2, 22.- bis 24. Masttag). Derartige Verläufe wurden auch von KECK (1997) und AARNINK (1997A) beobachtet. Diese zyklischen Schwankungen sind im Verlauf des Spülrinnenabteils viel schwächer ausgeprägt. Im Tagesgang des Referenzabteils treten zwischen 12 und 18 Uhr minimale NH_3 -Abluftkonzentrationen auf. Im selben Zeitraum sind die NH_3 -Konzentrationen im Spülrinnenabteil maximal.

Dieses völlig unterschiedliche Emissionsverhalten der beiden Entmistungssysteme kann zum einen durch die unterschiedlichen Nachlieferungspotentiale (Güllereservoir unterhalb der Spaltenböden oder Frischgülle in den Spülrinnen) und durch die unterschiedlichen Strömungsverhältnisse im Unterflurbereich verursacht worden sein. Für den o.g. Zeitabschnitt lässt sich bei ungefähr konstanter Lufttemperatur in den Abteilen (maximale Schwankung $\pm 0,6$ °C) zeigen, dass die Strömungsverhältnisse und der Luftvolumenstrom einen erheblichen Einfluss auf die Höhe der NH_3 -Emissionen haben (Abb. 5.6).

Die NH_3 -Emissionen in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom steigen im Spülrinnenabteil stärker an als im Referenzabteil. Am theoretischen Schnittpunkt der Regressionsgeraden (bei $5885 \text{ m}^3/\text{h}$) sind die NH_3 -Emissionen der beiden Systeme theoretisch gleich groß ($16,17 \text{ g} / \text{TP d}$). Eine mögliche Erklärung für dieses unterschiedliche Emissionsverhalten besteht in den unterschiedlichen Strömungsverhältnissen in den Unterflurbereichen. Durch die etwa 10 cm unterhalb der Spaltenböden eingebauten Spülrinnen wurde der Strömungsquerschnitt der unterflur abgesaugten Abluft auf etwa 33 % im Vergleich zum Referenzabteil reduziert. Aus dieser Querschnittsreduzierung ergeben sich rein rechnerisch im Unterflurbereich des Spülrinnenabteils, unter der Annahme gleichmäßiger Strömungsprofile, etwa drei mal so hohe Strömungsgeschwindigkeiten wie im Referenzabteil. Durch die höheren Strömungsgeschwindigkeiten besteht eine weitaus stärkere Abhängigkeit der NH_3 -Emissionen vom Luftvolumenstrom, was durch den höheren Korrelationsfaktor für das Spülrinnenabteil auch belegt wird (s. Abb. 5.6).

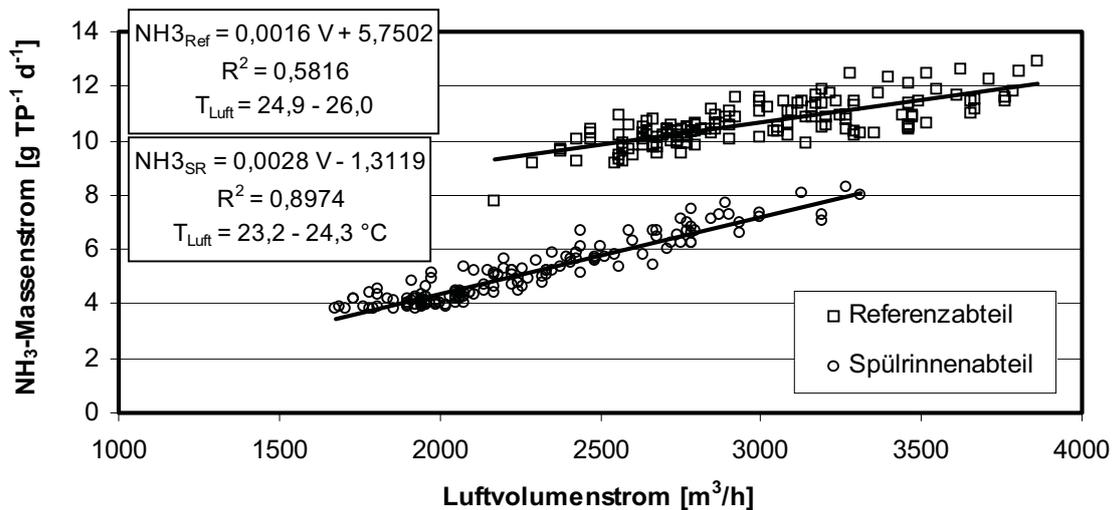


Abb. 5.6: NH_3 -Emissionsmassenströme in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom, 30-Minuten-Mittelwerte, Md. 2, 22. bis 24. Masttag (11.2. - 13.2.2000)

Durch die hohen Strömungsgeschwindigkeiten über der emittierenden Gülleoberfläche erfolgt im Spülrinnenabteil trotz des erheblich geringeren NH_3 -Nachlieferungspotentials und insgesamt niedrigerer Lufttemperaturen und Luftvolumenströme ein größerer Anstieg der NH_3 -Emission als im Referenzabteil. Demzufolge scheint die Kombination von Spülrinnen mit einer Unterflurabsaugung ungünstig zu sein, da diese den Strömungsquerschnitt der Abluft stark reduzieren, wodurch hohe Luftgeschwindigkeiten über der emittierenden Oberfläche und verhältnismäßig hohe NH_3 -Emissionen auftreten.

Ein weitere systembedingte Ursache für das unterschiedliche Emissionsverhalten oder die tageszeitlichen Emissionsschwankungen könnte in der Verschmutzung der Spülrinnen liegen. Da der obere Teil der Rinnen nur unzureichend oder gar nicht gespült wird, bildet sich auf den Kanten eine Schmutzschicht aus, die bis unter die Spaltenböden anwachsen kann. Das führt zu einer Vergrößerung der emittierenden Oberfläche und zu einer Reduzierung des Strömungsquerschnitts für die Abluft. Beide Faktoren begünstigen die Freisetzung von NH_3 -Emissionen.

Auch KECK (1997) berichtet von einer zentralen Bedeutung des Luftvolumenstromes für die NH_3 -Emission. Danach lag zwischen Oberflur- und Unterflurabsaugung bei einem Abstand zwischen Spaltenboden und Flüssigmistoberfläche von mehr als 50 cm kein Unterschied in der Höhe der NH_3 -Emissionen vor. CIELEJEWSKI UND RATSCHOW (1997) berichten bei Teilspaltenbodenhaltung über ein leichtes Absinken des NH_3 -Ausstoßes bei hohen Luftraten, während für das untersuchte Kompost- und Vollspaltenbodenabteil eine leicht steigende Tendenz zu verzeichnen war. HARTUNG UND BÜSCHER (1995) führten Messreihenuntersuchungen zum Einfluss der Luftgeschwindigkeit auf den Stoffübergang von NH_3 durch. Mit einer Zunahme der Luftgeschwindigkeit direkt über der Kontaktfläche (in 5 mm Höhe) konnte ein linear ansteigender durchschnittlicher Stoffübergang von

Ammoniak festgestellt werden. Als Fazit der Untersuchung geht hervor, dass die Menge an freigesetztem NH_3 aus der flüssigen Phase (von separierten Flüssigmist) in direkter Beziehung zur Höhe der Luftgeschwindigkeit und zur Größe der emittierenden Kontaktfläche steht. Diese Feststellung wird auch durch das Ergebnis der eigenen Untersuchungen (z.B. Abb. 5.6) bestätigt.

- Beurteilung der Gesamtemissionen

Im Mittel über den gesamten Messzeitraum (drei Mastdurchgänge, jeweils Masttag 1 bis 100) wurde mit dem Rinnenspülsystem bezogen auf das baugleiche Referenzabteil bei täglicher Spülung der Rinnen mit einer zu 60 % biologisch teilbehandelten Spülflüssigkeit eine Minderung der NH_3 -Emissionen von 44,1 % erreicht. Unter Annahme von 330 Produktionstagen pro Jahr ergibt sich für das Referenzabteil ein Emissionsmittelwert von 3,0 kg NH_3 /TP a und für das Spülrinnenabteil ein Wert von 1,7 kg NH_3 /TP a.

Bei der Beurteilung des Emissionsminderungsgrades ist jedoch zu beachten, dass die Bedingungen im Spülrinnenabteil und im Referenzabteil aufgrund der unzureichenden Genauigkeit der technischen Regelsysteme im Stall nicht völlig identisch waren (keine Laborbedingungen!). Zu einer Überschätzung des Emissionsminderungsgrades führen höhere Temperaturen (0,9 bis 1,5 °C) und höhere Luftvolumenströme (Mastdurchgängen 1 und 2: 10 bis 15 %) im Referenzabteil. Zu einer Unterschätzung führen geringere Luftfeuchtwerte im Referenzabteil (5 bis 10 %) und Einflüsse des Messsystems (z.B. Mischeffekt in der Messzelle). Der Einfluss der unterschiedlichen Luftgeschwindigkeiten im Unterflurbereich ist systembedingt und gehört daher nicht zu diesen Einflussfaktoren.

Ställe mit einem Reduktionspotential für Ammoniak von mindestens 50 % werden nach einer niederländischen Richtlinie (GL-STIFTUNG, 1996) mit dem sogenannten Groen Label ausgezeichnet. Für einen konventionellen Mastschweinestall mit Vollspaltenböden wird ein Emissionsrichtwert (Standardwert für Ammoniak) von 3,0 kg /TP a angenommen. Dieser Standardwert ist nahezu identisch mit den eigenen Messungen für das Referenzabteil. Die mit diesem Gütesiegel ausgezeichnete Ställe dürfen jedoch maximal 1,5 kg /TP a emittieren. Dieser Grenzwert wurde bei dem Spülrinnenabteil nicht ganz erreicht. Der Vergleich ist jedoch etwas problematisch, da die Werte für das Groen Label durch eine Dauermessung über zwei Mastperioden ermittelt werden, wobei der Anfangszeitpunkt der Messung im zweiten Quartal liegen muss, damit ein Sommer- und ein Winterdurchgang berücksichtigt werden kann.

Von HAHNE ET AL. (1999) wurden NH_3 -Emissionsmessungen an einem zwangsbelüfteten Mastschweinestall mit Güllelagerung unter den Ställen und Oberflur-Absaugung der Abluft durchgeführt. Dabei wurden im Jahresmittel NH_3 -Emissionen von 2,8 und 3,4 kg /TP a gemessen. In den Mastperioden über den Sommer wurden im Mittel der Versuchsvarianten die höchsten Emissionen gemessen. Die NH_3 -Emissionen stiegen vom Frühjahrsdurchgang

(9,8 g /TP d) zum Sommerdurchgang (12,5 g /TP d) um über 23 % an. Bei den eigenen Untersuchungen wurden im Spülrinnen- und im Referenzabteil im Winterdurchgang (Md. 2: Januar bis April 2000) mit 6,1 bzw. 11,1 g / TP d um 12 % höhere Werte gemessen als im Sommerdurchgang (Md. 3: Juni bis September 2000) mit 9,7 bzw. 5,4 g /TP d. Einen wesentlichen Einfluss hatte dabei vermutlich der relativ kühle Sommer in diesem Jahr. Aufgrund der vielen Einflussparameter auf das Emissionsverhalten, z. B. Haltungsform, Lüftungssystem, Fütterung, Grad der Buchtenverschmutzung und Messmethodik ist es problematisch, die absoluten Emissionswerte zu vergleichen. Die in Tab. 2.6 zusammengestellten Ergebnisse für konventionelle Schweinemastställe mit Vollspaltenböden zeigen die große Bandbreite der publizierten Ergebnisse, z.B. 2,6 kg /TP a (DEN BROK UND VERDOES, 1993) und 7,5 kg /TP a (CIELEJEWSKI UND RATSCHOW, 1997).

Bei der Gesamtbeurteilung des Verfahrens zur Emissionsminderung müssen auch die NH_3 -Emissionen des Aufbereitungsverfahrens für die Spülflüssigkeit berücksichtigt werden. Die NH_3 -Emissionen des Bioreaktors lagen aufgrund der niedrigen pH-Werte (um pH 6,8) und der ebenfalls niedrigen NH_4 -Konzentrationen ($< 15 \text{ mg/l}$) in einer vernachlässigbaren Größenordnung. Die anderen Anlagenteile (Sedimentations- und Lagerbehälter) waren verschlossen ausgeführt, so dass praktisch kein Luftaustausch mit der Umgebung erfolgen konnte und die davon ausgehenden NH_3 -Emissionen als sehr gering einzustufen sind.

- Vergleich verschiedener Spülmistungssysteme

Das Grundkonzept der Spülmistung wurde maßgeblich in den Niederlanden weiterentwickelt. Es existieren zahlreiche Varianten, die sich je nach Stallsystem und eingesetztem Spülverfahren stark voneinander unterscheiden und zum Teil in der betrieblichen Praxis Eingang gefunden haben.

HOEKSMAN ET AL. (1993) erprobten drei verschiedene Spülsysteme (Abb. 2.5 und Abb. 2.6) mit einer mechanisch aufbereiteten und vollständig nitrifizierten Spülflüssigkeit (Fließbild siehe Abb. 2.4). Die Untersuchung wurde an einem Mastschweinestall mit Teilspaltenboden (63 % Spaltenanteil) durchgeführt. Jedes Abteil war mit 80 Tieren belegt, die in 10 Buchten mit jeweils 8 Tieren aufgeteilt waren. Unter jeder Buchtenreihe verliefen zwei flache Spülkanäle, die 1 bis 4 mal pro Tag (Schrägbodensystem: 6 mal pro Tag) gespült wurden (Abb. 2.6). Die Zuluft wurde zentral über den Mittelgang zugeführt und die Abluft oberflur durch einen Ventilator in der Stalldecke abgesaugt. Die NH_3 -Emissionsminderungen lagen bezogen auf ein Referenzabteil mit Vollspaltenboden und Güllekeller (konventionelles System) zwischen 50 und 65 %. (siehe Tab. 2.14).

VAN GASTEL ET AL. (1997) verwendeten zur Aufbereitung der Spülflüssigkeit ebenfalls ein Verfahren mit Separierung (Dekanter) und biologischer Teilbehandlung (kontinuierliches Belebungsverfahren) mit einem Anteil von etwa 38 % des Spülflüssigkeitsvolumens. Zum

Spülen der Kanäle wurde das Austauschsystem (Abb. 2.6) eingesetzt. Die Güllekanäle wurden nach 24 Stunden automatisch entleert und anschließend wieder mit einer Schicht von etwa 0,1 m Spülflüssigkeit aufgefüllt. Der Aufbau der Abteile und das Lüftungssystem waren identisch mit der Untersuchung von HOEKSMÄ. Die NH_3 -Emissionen für den Bereich der Mast Schweinehaltung lagen zwischen 1,07 und 1,15 $\text{kgNH}_3 / \text{TP a}$. Der Emissions-Minderungsgrad bezogen auf das Referenzabteil mit Vollspaltenboden wurde mit 54 bis 56 % angegeben.

Die Untersuchungen von HOEKSMÄ ET AL. und VAN GASTEL ET AL. wurden an einem Stallsystem durchgeführt, bei dem neben dem Spülen auch Anpassungen in Bezug auf die Tierhaltung vorgenommen wurden (z.B. Form und Größe der Buchten, Anordnung der geschlossenen Bodenfläche und der Futtertröge, Abtrennung der Buchten). Die Messergebnisse dienten also auch zur Beurteilung dieser Einflüsse. Bei den eigenen Untersuchungen wurde ein Stallsystem mit Großraumbuchten (30 Tiere), Vollspaltenböden, Unterflurabsaugung, Rohrbreiautomaten, etc. mit einer Spülrinnenanlage nachgerüstet. Anpassungen in Bezug auf die Tierhaltung wurden nicht vorgenommen, da im Rahmen dieser Arbeit ausschließlich der Spüleffekt auf die Abluft-Emissionen untersucht werden sollte. Es handelt sich also um Untersuchungen mit völlig verschiedenen Randbedingungen und demzufolge sind die Ergebnisse nicht direkt miteinander vergleichbar.

- Vergleich mit anderen emissionsmindernden Maßnahmen im Stallbereich

Vom technischen Aufwand vergleichbar mit den Spülsystemen sind z.B. bestimmte Mistschiebersysteme. Mit unterflur eingebauten Mistschiebern in einem Mast Schweinestall wurden von GROENESTEIN (1994) NH_3 -Emissionsminderungsgrade von 12 bis 76 % bei unterschiedlichen Kanaloberflächen und Gefällen gemessen. Neben den hohen Kosten für das System kann die unzugängliche Einbaulage der Schieber zu Wartungsproblemen führen.

Mit den Spülsystemen vergleichbare NH_3 - Emissionsminderungsgrade können z.B. durch das Ansäuern oder das Kühlen der Gülle erreicht werden. BERG ET AL. (1996) erreichten durch Ansäuern von Schweinegülle mit Milchsäure auf einen pH-Wert unter 4,5 eine Minderung der NH_3 -Emissionen bis zu 90 %. Aufgrund der hohen Pufferkapazität der Gülle ist der Säureverbrauch jedoch beträchtlich. DEN BROK ET AL. (1997) erzielten durch den Einsatz von Kühllamellen auf der Flüssigmistoberfläche eines Mast-, Abferkel- und Aufzuchtabteils eine Emissionsminderung von 44 bis 71 %. Die Kühlung erfolgte mit Grundwasser nach dem Wärmetauscherprinzip. Auch das Kühlen der Zuluft ist eine in diese Richtung zielende Maßnahme (s. Tab. 2.14).

Des weiteren können ergänzende Maßnahmen auf der Fütterungsseite durchgeführt werden: KAISER UND VAN DEN WEGHE (1998) erreichten durch die eiweißreduzierte Multiphasen-fütterung (mit täglicher Anpassung der Rohproteinversorgung) in einem zwangsgelüfteten Mastschweinestall mit Unterflurabsaugung eine Emissionsminderung von etwa 39 % und 47 % im Vergleich zu einem Referenzsystem mit einmaliger Absenkung des Rohprotein-gehaltes (auf 16,5 %).

5.4.2 Lachgas

- Emissionsverhalten

Typisch für den Verlauf der N_2O -Konzentration im Spülrinnenabteil sind die Peaks unmittelbar nach dem Ausspülen der Rinnen (siehe Abb. 4.48). Da die Denitrifikation im Spülvorlagebehälter nur unvollständig verläuft, wird Lachgas in der Spülflüssigkeit akkumuliert. Dieses wird dann beim Ausspülen der Rinnen durch den intensiven Kontakt mit der Abluft (Unterflurabsaugung!) schlagartig an diese abgegeben und führt zu etwa dreifach erhöhten Konzentrationswerten in der Abluft. Die N_2O -Konzentration erreicht etwa 3 bis 4 Stunden nach dem Spülen wieder einen Basiswert in der Größenordnung des Referenzabteils. Nach dem Spülvorgang kann in der Restflüssigkeit in den Rinnen noch weiteres N_2O durch unvollständige Nitrifikations- und Denitrifikationsprozesse entstehen und in die Abluft emittiert werden. Da das Volumen der Restflüssigkeit verglichen mit dem Spülvolumen jedoch gering ist, kann das Nachlieferungspotential für N_2O als niedrig eingestuft werden. Ein direkter Zusammenhang der N_2O -Emissionen mit dem Luftvolumenstrom, der Temperatur oder der relativen Luftfeuchte im Stall konnte nicht nachgewiesen werden.

- Beurteilung der Gesamtemissionen

Im Stallbereich zwangsbelüfteter, einstreuloser Produktionsverfahren konnten bisher keine N_2O -Emissionen in nennenswerter Größenordnung festgestellt werden. Auch bei einstreulosen Außenklimastallvarianten wird das N_2O -Emissionspotential eher als gering eingestuft (AHLGRIMM ET AL., 1995; NIEBAUM, 2001). In einer Literaturstudie ermittelten HARTUNG UND MONTENY (2000) für Mastschweineställe mit Voll- oder Teilspaltenböden (Flüssigmistsysteme) eine Spannbreite der N_2O -Emissionen von 0,02 bis 0,31 $kgN_2O / TP a$ (s. Tab. 2.7). Bei den eigenen Untersuchungen betragen die N_2O -Emissionen für einen Winterdurchgang im Mittel der ersten 100 Masttage für das Referenzabteil 0,24 $kgN_2O / TP a$ und für das Spülrinnenabteil 0,21 $kgN_2O / TP a$ und liegen damit in dem oben angegebenen Bereich. Die N_2O -Konzentrationen in der Abluft waren im Spülrinnen- und im Referenzabteil nahezu identisch. Gleichzeitig wurden im Referenzabteil höhere Luft-Volumenströme gemessen, was zu etwa 16 % höheren Emissionen führte (vgl. Abb.

4.46). Die höheren Emissionen können zum einen auf das größere N₂O-Nachlieferungspotential des Güllelagers im Vergleich zu der Restflüssigkeit in Spülrinnen zurückgeführt werden. Zum anderen begünstigt die aerob-anaerobe Schichtung im Güllelager die Bildung von N₂O.

Unter Berücksichtigung der Abluft-Emissionen des Bioreaktors steigen die N₂O-Gesamtemissionen (Stallbereich und Bioreaktor) bei kontinuierlichem Betrieb auf 0,239 kgN₂O / TP a und bei Batch-Betrieb auf 0,264 kgN₂O / TP a an. Insgesamt sind die Anteile der N₂O-Emissionen des Bioreaktors mit 12,1 % (kontinuierlich) und 20,5 % (Batch-Betrieb) an den Gesamtemissionen relativ hoch (s. Kap. 5.3.2 N₂O-Emissionen des Bioreaktors). Bei kontinuierlichem Betrieb des Bioreaktors ist praktisch keine Emissionsminderung mehr vorhanden und bei Batch-Betrieb des Reaktors sind die N₂O-Gesamtemissionen um 10 % höher als im Referenzabteil. Die N₂O-Gesamtemissionen liegen jedoch noch immer innerhalb des von HARTUNG UND MONTENY (2000) recherchierten Wertebereiches für einstreulose Mast Schweineställe und sind demnach als gering einzustufen.

5.4.3 Methan

- Emissionsverhalten

Unmittelbar nach dem Ausspülen der Rinnen im Stall traten CH₄-Konzentrations- und Emissionsspitzen in der Abluft des Spülrinnenabteils auf. Diese Peaks sind ausschließlich auf den Spülvorgang zurückzuführen. Eine mögliche Erklärung besteht darin, dass durch die starken Turbulenzen beim Ausspülen der Rinnen das in der frischen Gülle gebundene Methan in die Abluft emittiert wird. Es ist eher unwahrscheinlich, dass das Methan unmittelbar nach dem Spülen gebildet wurde, da die Restflüssigkeit in den Rinnen unmittelbar nach dem Spülvorgang mit Sauerstoff angereichert ist und Gärprozesse dadurch unterbrochen werden.

- Beurteilung der Gesamtemissionen

Bei den eigenen Untersuchungen liegen die CH₄-Emissionen für das Referenzabteil bei 9,72 gCH₄ / TP d und im Spülrinnenabteil bei 3,33 gCH₄ / TP d (Mittelwert der ersten 100 Masttage eines Winterdurchganges). Gerechnet auf ein Produktionsjahr beträgt der Emissionsmittelwert für das Referenzabteil 3,21 kgCH₄ / TP a und für das Spülrinnenabteil 1,10 kgCH₄ / TP a. Das entspricht einem Emissionsminderungsgrad von 65,7 %. Bei Zuzählung der Abluft-Emissionen des Bioreaktors steigen die gesamten CH₄-Emissionen (Stallbereich und Bioreaktor) bei kontinuierlichem Betrieb auf 1,12 kgCH₄ / TP a und bei Batch-Betrieb auf 1,13 kgCH₄ / TP a an. Damit beträgt der gesamte CH₄-Emissionsminderungsgrad nur noch 64,8 %. Der Anteil des Bioreaktors an den gesamten CH₄-Emissionen beträgt bei kontinuierlichem Betrieb 1,7 % und bei Batch-Betrieb 2,7 % und ist gegenüber den Emissionen aus dem Stallbereich vernachlässigbar (s. Abb. 4.58).

In einer Literaturstudie ermittelten HARTUNG UND MONTENY (2000) im Bereich der Schweinehaltung eine erhebliche Streuung der Daten zwischen 1,5 und 11,1 kgCH₄ / TP a. Diese Streuung wurde auf unterschiedliche Tierarten, Haltungssysteme und Produktionsstufen zurückgeführt. HAHNE ET AL. (1999) ermittelten bei Mastschweinen für ein Vollspalten-Verfahren mit Güllelagerung unter den Spaltenböden und Unterdrucklüftung (oberflur) CH₄-Emissionen zwischen 2,8 und 4,5 kg / TP a. Dieses Ergebnis stimmt recht gut mit den eigenen Untersuchungen für das Referenzabteil überein. Während nach HAHNE ET AL. (1999) die Stalltemperatur keinen wesentlichen Einfluss auf die Emissionshöhe hat, führen die in der Herbstmast geringeren Luftraten (im Vergleich zur Frühjahrsmast) zu einer deutlichen Erhöhung der CH₄-Emissionen. Dieser Effekt wurde auf den Umfang der O₂-Versorgung an den emittierenden Oberflächen zurückgeführt.

Bei den eigenen Untersuchungen wurde nur ein Winterdurchgang untersucht, weshalb über saisonale Einflüsse auf die CH₄-Emissionen keine Aussage gemacht werden kann. Innerhalb des untersuchten Mastdurchganges ist jedoch eine gewisse Abhängigkeit der CH₄-Emissionen vom Luftvolumenstrom erkennbar (Abb. 4.49). Ab dem 33. bis zum 100. Masttag sind die CH₄-Konzentrationen in beiden untersuchten Abteilen ungefähr konstant und die Emissionen steigen proportional mit dem Luftvolumenstrom an. Die Abhängigkeit der CH₄-Emissionen und des Volumenstromes in dem genannten Zeitraum wird durch einen hohen Korrelationsfaktor von 0,710 für das Spülrippenabteil und 0,826 für das Referenzabteil gestützt (30-Minuten Mittelwerte). Einerseits wird durch die erhöhte O₂-Versorgung der emittierenden Oberfläche die Schichtdicke der aeroben Zone vergrößert. Andererseits ist das Nachlieferungspotential für CH₄ in der darunter liegenden anaeroben Schicht vermutlich derartig groß, dass Stofftransporteffekte gegenüber der Reduzierung der CH₄-Bildung überwiegen. Die Lufttemperatur ist in dem untersuchten Zeitraum annähernd konstant und hat demnach keinen großen Einfluss auf die Dynamik der CH₄-Emissionen.

HARTUNG UND MONTENY (2000) sehen in den im Innenraum zwischengelagerten Exkrementen der Tiere die wesentliche Quelle für die Methanfreisetzung. Diese Feststellung wird auch durch die eigenen Ergebnisse bestätigt. Im Referenzabteil mit Güllelagerung unter den Spalten liegt die CH₄-Konzentration in der Abluft zwischen 14 und 40 mg/m³. Im Vergleich dazu bleibt die CH₄-Konzentration im Spülrippenabteil während des gesamten Messzeitraumes auf einem konstant niedrigen Niveau zwischen 7 und 11 mg/m³. Bei ansonsten identischen Verhältnissen (Stallbelegung, Tiermaterial, Fütterung, Buchten-aufbau, Lüftungssystem, Stallmanagement) können diese Unterschiede nur auf den Einfluss der unterschiedlichen Flüssigmistsysteme zurückzuführen sein.

Durch die drastische Verkürzung der Gülle-Verweilzeit im Stall verglichen mit dem Referenzsystem und der intensiven Durchlüftung der Gülle beim Spülen der Rinnen wird der Gärprozess immer wieder unterbrochen. Da Methanbakterien sehr O_2 -empfindlich sind und eine relativ lange Generationszeit haben, können sie sich in einem solchen System nur schwer halten und die Methanbildungsrate ist gering. Das verbleibende Drittel der CH_4 -Emissionen im Spülrinnenabteil ist vermutlich ein Plateauwert, der im wesentlichen auf die Verschmutzung der Spaltenböden und auf die CH_4 -Abgabe der Tiere selbst zurückzuführen ist und demzufolge durch unterflur angreifende Maßnahmen nicht weiter reduziert werden kann.

5.4.4 Kohlendioxid

- Emissionsverhalten

Die Konzentrationswerte von CO_2 sind zum Zeitpunkt des Spülens in beiden Abteilen nahezu identisch. Daraus kann geschlossen werden, dass weder die Konzentrationen noch die Emissionen von CO_2 durch das Ausspülen der Rinnen im Stall merklich beeinflusst werden. Das stimmt mit der Beobachtung überein, dass sich die Tiere schon nach etwa 5 bis 10 Tagen an den Spülvorgang und die damit verbundenen Geräusche gewöhnt haben. Selbst vereinzelt schlafende bzw. ruhende Tiere reagieren auf den Spülbeginn nicht mit einem Verhaltenswechsel. Daraus kann geschlossen werden, dass durch den Spülvorgang selbst keinerlei erhöhte Atmungsaktivität bzw. CO_2 -Abgabe der Tiere bewirkt wird.

Der Tagesgang der CO_2 -Konzentration ist in beiden untersuchten Abteilen vergleichbar. Die Schwankungen der CO_2 -Konzentrationen sind mit den unterschiedlichen Aktivitätsleveln der Tiere (Aktivitätsphase zwischen 8.00 Uhr und 22.00 Uhr und Ruhephase nach 22.00 Uhr bis etwa 8.00 Uhr) gut in Verbindung zu bringen.

- Beurteilung der Gesamtemissionen

Diese CO_2 -Konzentrationen sind in beiden Abteilen nahezu gleich groß. Die unterschiedlichen Flüssigmistsysteme in den beiden untersuchten Abteilen haben demzufolge keinerlei erkennbaren Einfluss auf die Verläufe der CO_2 -Konzentration. Dies ist darauf zurückzuführen, dass die Atmung der Tiere als Hauptentstehungsquelle von CO_2 in Stallungen mit einem Anteil von 96 % an der gesamten CO_2 -Emission angesehen wird (VAN OUWERKERK UND PEDERSEN, 1994) und die Stallbelegung oder die Lebendmasse in den untersuchten Abteilen ungefähr gleich war. Der Anstieg der CO_2 -Emissionen bis zum Ende des Messzeitraumes (100. Masttag) ist im wesentlichen auf die Zunahme der Lebendmasse im Stall zurückzuführen, da die respiratorische CO_2 -Produktion eng mit dem Tiergewicht korreliert (z.B. TCER-Modell nach NI, 1998).

Bei den eigenen Untersuchungen liegen die mittleren CO₂-Emissionen (Winterdurchgang, Masttage 1 bis 100) hochgerechnet auf ein Jahr mit 330 Produktionstagen im Referenzabteil bei 561 kgCO₂ / TP a und im Spülrinnenabteil bei 434 kgCO₂ / TP a. Die CO₂-Emissionen im Referenzabteil sind um etwa 23 % höher als im Abteil mit Spülmistung. Dies kann nicht erklärt werden. Möglicherweise hat die CO₂-Produktion im Güllekeller des Referenzabteils in diesem Fall doch einen erheblichen Anteil an der gesamten Emission in der Abluft.

Von HAHNE ET AL. (1999) wurden für einen zwangsbelüfteten Mastschweinestall mit Vollspaltenboden mittlere CO₂-Emissionen von 527 und 660 kg pro Mastplatz und Jahr gemessen. Dabei wurde weder ein Zusammenhang mit der Luftrate noch mit der Stalltemperatur, der Fütterungstechnik und der Gruppengröße festgestellt. In diesen Bereich fällt auch der Wert für das Referenzabteil. Die genannten Einflüsse konnten ebenfalls nicht festgestellt werden.

Das Niveau der CO₂-Konzentration lag im Spülrinnenabteil mit Mittel bei 2980 ppm. Dies ist ein vergleichsweise hoher Wert, wenn man berücksichtigt, dass eine qualitativ gute Stallluft gemäß der Richtlinie DIN 18910 (1992) einen Wert von 3000 ppm nicht überschreiten sollte. In der Anfangsphase der Mastperiode wurden Spitzenwerte bis zu 4800 ppm gemessen (vgl. Tab. 2.12). Als Ursache hierfür ist eine zu geringe Lüftungsrate zu nennen.

Die CO₂-Emissionen durch den aeroben Kohlenstoffabbau im Bioreaktor haben bei Batch-Betrieb mit 23 kgCO₂ / TP a und bei kontinuierlichem Betrieb mit 39 kgCO₂ / TP a einen Anteil von 5,0 bzw. 8,2 % an den gesamten CO₂-Emissionen (Stallbereich und Bioreaktor).

5.5 Geruchsemissionen aus dem Stallbereich

Die Geruchsemissionen wurden in einer Wintermastperiode zwischen dem 30.12.1999 und dem 7.4.2000 gemessen. Aufgrund der aufwendigen Methodik (Probandentest mit 4 Personen und Operator) konnte die Messung nur in sehr begrenztem Umfang durchgeführt werden. Die Wintersituation stellt aufgrund der geringen Lüftungsraten eine "worst case"-Situation dar und ist daher nicht repräsentativ. Das Ziel dieser Untersuchung war jedoch ein Vergleich der unterschiedlichen Flüssigmistsysteme.

Die gemessenen Werte unterliegen starken Schwankungen. Erkennbar ist jedoch ein Trend zu geringeren Geruchsstoff-Konzentrationen und -Emissionen im Spülrinnenabteil. Im Spülrinnenabteil wurden mit 243 bis 683 GE / m³ durchgehend niedrigere Konzentrationen als im Referenzabteil mit 508 bis 813 GE / m³ gemessen. Die Geruchsemissionen im Spülrinnenabteil waren mit 8 bis 27 GE / GV s ebenfalls deutlich niedriger als im Referenzabteil mit 10 bis 53 GE / GV s. Bezogen auf das Referenzabteil ergibt sich eine Verminderung der Geruchsemissionen zwischen 25 und 71 %. Aufgrund der fehlenden Güllelagerung im Stall ist das Nachlieferungspotential an Geruchsstoffen im Spülrinnenabteil relativ gering. Außerdem erfolgt durch die biologisch teilbehandelte Restflüssigkeit in den Spülrinnen eine gewisse Verdünnung der Geruchsstoffe und damit eine Verminderung der Emissionen dieser Stoffe. Auch durch die geringere Emission geruchsintensiver Spurengase, wie z.B. Ammoniak, sind die Geruchsemissionen insgesamt niedriger als im Referenzabteil.

Bei den Geruchsemissionen aus der Mastschweinehaltung ist in der Literatur eine erhebliche Streuung der Daten zwischen 8 und 495 GE / GV s vorhanden (vgl. Tab. 2.13 und KTBL, 1998b). OLDENBURG (1989) führte Messungen an Stallanlagen mit verschiedenen Belüftungssystemen sowie Vollspalten- und Teilspaltenboden durch. Die Emissionswerte lagen im Mittel bei 38 und 52 GE / GV s, wobei sich die untersuchten Systeme aufgrund der großen Streuung der Messwerte nicht signifikant unterschieden. Diesem Bereich können auch die eigenen Ergebnisse für das Referenzabteil zugeordnet werden. Im Vergleich zu anderen geruchsreduzierenden Maßnahmen, wie z.B. dem häufig eingesetzten Biofilterverfahren, mit dem Emissionsminderungsgrade zwischen 50 und 90 % erreicht werden (MANNEBECK, 1995), ist die Geruchsminderung dieses Spülentmistungsverfahrens eher gering einzustufen.

Während und kurze Zeit nach dem Spülvorgang entstanden aufgrund des intensiven Kontaktes der Spülflüssigkeit mit der Abluft erhöhte Geruchsemissionen. Zahlenwerte für diese Peaks liegen jedoch nicht vor. Da das Ausspülen der Rinnen nur einmal am Tag für etwa 4 Minuten erfolgte und eine zumindest teilweise biologisch behandelte

Spülflüssigkeit verwendet wurde, ist der Einfluss auf die Gesamtemissionen vermutlich gering. Die verwendete Spülflüssigkeit war geruchsarm, da durch die Vermischung des nahezu geruchlosen, biologisch behandelten Volumenanteils von 60 % mit dem unbehandelten Anteil eine Verdünnung der Geruchsstoffe um den Faktor 2,5 bewirkt wurde. Die Geruchsstoffe wurden bei der aerob-biologischen Langzeitbehandlung der Spülflüssigkeit mit einer Zulaufverweilzeit von mehr als 10 Tagen praktisch vollständig abgebaut. Der Geruch in der Abluft des Bioreaktors war kaum wahrnehmbar. Daher kann davon ausgegangen werden, dass durch den Betrieb des Bioreaktors keine nennenswerte zusätzliche Geruchsbelastung der Umwelt erfolgte.

Bei Systemen mit ausschließlich mechanischer Separierung kommt es dagegen zu einer Aufkonzentrierung von Geruchsstoffen im Spülkreislauf mit der Folge, dass beim Spülen erhebliche Geruchsemissionen entstehen, die keineswegs vernachlässigt werden können. Weitere Emissionen können bei diesen Systemen von der Restflüssigkeit in den Spülrinnen ausgehen.

5.6 Bewertung der Verfahrensvarianten

5.6.1 Prozessstabilität und Wartungsaufwand

Bei kontinuierlichem Betrieb kam es zeitweise zu einer unerwünschten Denitrifikation im Nachklärbecken, was zu Problemen mit aufschwimmendem Belebtschlamm führte. Durch die Schwimmschicht wurde die Funktion des Nachklärbeckens (Überlauf, Schlammrückführung) beeinträchtigt. Um die Wirkung der Nachklärung zu erhalten und um Faulungsvorgänge in der Schwimmschicht zu vermeiden, musste diese von Zeit zu Zeit per Hand entfernt werden. Bei Batch-Betrieb trat dieses Problem nicht auf, da die Biomasse direkt im Reaktor zurückgehalten wurde. Gelegentlich auftretende Schwimmschichten während der Sedimentationsphase wurden vom Rührwerk des Reaktors wieder aufgelöst.

Zusätzlicher Wartungsaufwand entstand bei dem kontinuierlichen Verfahren im Vergleich zum Batch-Prozess durch den Wechsel der Pumpenstatoren der zwei zusätzlich benötigten Schneckenpumpen (Rücklaufschlamm und Überschussschlamm).

5.6.2 Kosten

In Abb. 5.7 ist die Aufbereitungsanlage einer Güllespülanlage für einen Mastschweinestall mit 2500 Tierplätzen aufgeführt. Ausgangspunkt der Dimensionierung ist ein biologisch behandeltes Volumenanteil der Spülflüssigkeit von 50 %. Aufgrund der Betriebserfahrungen mit der Pilotanlage wird der Sedimentationsstufe ein Pressschneckenseparator vorgeschaltet. Dadurch wird die Schwimmdeckenbildung auf dem Sedimentationsbehälter stark vermindert und das Sedimentationsverhalten verbessert. Auf eine Schlamm-Räumeinrichtung auf dem Sedimeter kann durch diese Maßnahme verzichtet werden. Zur Zwischenspeicherung der Dünnfraktion aus der Separierung und der Spülflüssigkeit wurde der mittlere Behälter geteilt ausgeführt (Trennwand in der Mitte).

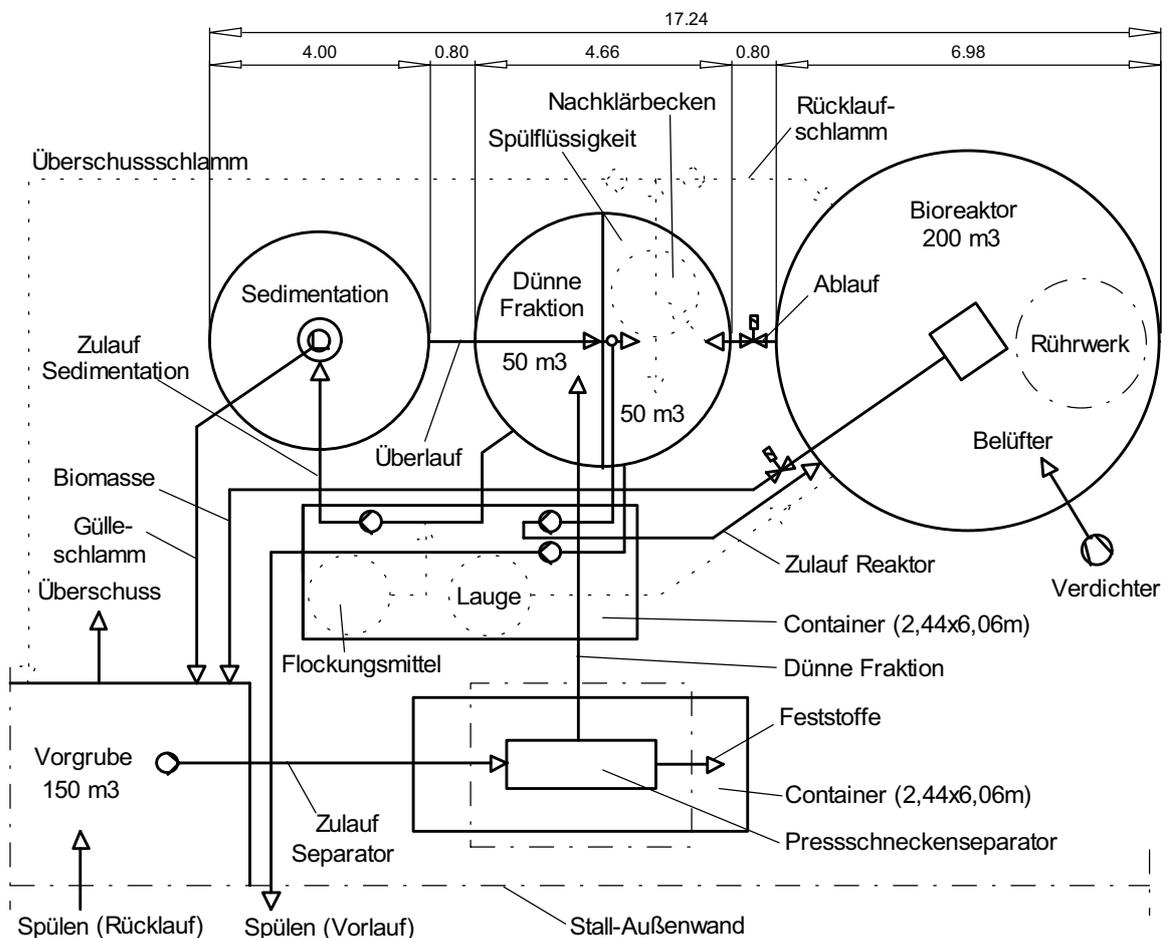


Abb. 5.7: Aufbauvorschlag einer Aufbereitungsanlage für 2.500 Mastschweine

In Tab. 5.3 sind die geschätzten Investitionskosten der in Abb. 5.7 aufgeführten Aufbereitungsanlage für das kontinuierlichen Belevungsverfahren und den Batch-Betrieb aufgeführt. Es handelt sich lediglich um Schätzwerte, die jedoch eine größenordnungsmäßige Übersicht über die zu erwartenden Kosten der Aufbereitungsanlage und der Spülrinnenanlage ermöglichen.

Tab. 5.3: Geschätzte Investitionskosten in [€/TP] einer Güllespülanlage für 2.500 Mastschweine (Stand: März 2002)

Lfd. Nr.	Position bzw. Ausführung	Kontin. System [€]	Batch-System [€]	Kommentar
1	Spülrinnenanlage (20 Abteile) inkl.: Pumpe (4 kW), Zubehör	40.000	40.000	
2	Pressschneckenseparator, inkl.: Zuführpumpe, Zubehör	28.000	28.000	Angebot
3	Sedimentationsbehälter, Absetzfläche >10 m ² , Material 1.4301	15.000	15.000	
4	Reaktionsbehälter (Nettovolumen 200 m ³), Material 1.4301, Betonplatte, Dach, 6 cm Wärmedämmung	26.000	26.000	
5	Nachklärbecken (Absetzfläche >7,5 m ² , D= 3,2m)	8.000	0	
6	Pufferbehälter Dünnsfraktion/ Spülflüssigkeit (Nettovolumen 100 m ³), Material 1.4301, Betonplatte, Dach, 10 cm Wärmedämmung	10.000	8.000	
7	Dosiereinheit Flockungsmittel	(3.000)	(3.000)	Optional
8	Dosiereinheit Lauge	(3.000)	(3.000)	Optional
9	Rührwerk (Nitrifikation)	2.500	2.500	
10	Verdichter (5 kW), Membran-Rohrbelüfter	3.500	3.500	
11	Zulaufpumpe und Schlammpumpe (Sedimentation)	4.000	4.000	
12	Zulaufpumpe (Bioreaktor)	2.000	2.000	
13	2 Schlammumpen (Biomasse)	4.000	0	
14	Rohrleitungen, Armaturen	4.000	3.500	
15	Mess- und Regelungstechnik	4.000	4.000	
16	Schaltschrank und E-Installationsmaterial	5.000	5.000	
17	Container (2,44x6,06) als Betriebsraum, gebraucht	3.000	3.000	Angebot
18	Montage, Inbetriebnahme	5.000	4.500	
Summe (mit Optionen) [€]:		172.500	157.500	
Kosten pro Tierplatz [€/TP]:		69,--	63,--	

Die gesamten Investitionskosten belaufen sich für das kontinuierliche System auf etwa 69 €/TP und für das Batch-System auf etwa 63 €/TP. Durch die Nutzung des Reaktionsbehälters als Absetzbecken zur Zurückhaltung der Biomasse, kann bei Batch-Betrieb auf das Nachklärbecken, die Rücklaufschlammpumpe und die Überschussschlammpumpe sowie die entsprechenden Rohrleitungen und Steuerungseinrichtungen verzichtet werden. Des weiteren muss der Pufferbehälter (Dünnsfraktion/ Spülflüssigkeit) bei kontinuierlichem Betrieb größer ausgeführt werden, um das Nachklärbecken aufnehmen zu können.

In Tab. 5.4 sind die geschätzten Betriebskosten für die in Abb. 5.4 aufgeführte Aufbereitungsanlage für das kontinuierlichen Belebungsverfahrens (Versuch 1) sowie für den Batch-Betrieb (Versuch 2) aufgeführt.

Tab. 5.4: Geschätzte Betriebskosten in [€/ TP a] einer Güllespülanlage für 2.500 Mast-schweine (Stand: März 2002)

Lfd. Nr.	Position	Kontin. System [€/a]	Batch-System [€/a]	Kommentar
1	Pressschneckenseparator (¹ 4 kW * ² 0,8 * ³ 4 h/d = 12,8 kWh/d)	560	560	0,12 €/kWh
2	Rührwerk Nitrifikation (5 kW * 0,8 * 22h/d = 88 kWh/d)	3.850	3.850	0,12 €/kWh
3	Verdichter (5 kW * 0,8 * 12 h/d = 48 kWh/d)	2.100	2.100	0,12 €/kWh
4	Zulaufpumpe Sediment. (1,0 kW * 0,5 * 20 h/d = 10 kWh/d)	440	440	0,12 €/kWh
5	Schlammpumpe Sediment. (1,0kW * 0,8 * 2 h/d = 1,6 kWh/d)	70	70	0,12 €/kWh
6	Zulaufpumpe Bioreakt. (1,0 kW * 0,8 * 6 h/d = 4,8 kWh/d)	210	210	0,12 €/kWh
7	2 Schlammumpen Biomasse (1,3 kW * 0,8 * 24 h/d = 25 kWh/d)	1.100	0	0,12 €/kWh
8	Spülpumpe (4 kW * 0,8 * 1h/d = 3,2 kWh/d)	140	140	0,12 €/kWh
9	NaOH-Verbrauch: ⁴ 0,25 kg/m ³ * ⁶ 40 m ³ /d * 0,5 = 9,6 kg/d); Kosten: 0,82 €/kg NaOH	1.500	1.500	
10	Flockungsmittel (nichtionisches Polyacrylamid): ⁵ 10 g/m ³ * ⁶ 40 m ³ /d = 0,4 kg/d); Kosten: 7,16 €/kg Flockungsmittel	(1.050)	(1.050)	Optional
11	30% weniger Gülle entsorgen: (2.500 TP* ⁷ 1,25 m ³ /(TP a)*0,3* ⁸)6,-- €/m ³)	-5.600	-5.600	
12	Feststoffe ≈15 Vol.-% der Gülle (Entsorgungskosten)	0	0	
Summe (ohne Flockungsmittel) [€/a]:		4.370	3.270	
Betriebskosten pro Tierplatz [€/(TP a)]:		1,75	1,31	

1)Nennleistung; 2)Auslastungsfaktor; 3)tägliche Laufzeit; 4)mittlerer NaOH-Verbrauch; 5)optimale Dosiermenge

6)Spülflüssigkeit (100 Vol.-%); 7)Gülevolumen: VAN GASTEL, 1997B; 8)Gülle-Entsorgungskosten (Landkreis Vechta)

Die gesamten Betriebskosten belaufen sich für das kontinuierliche System auf etwa 1,75 €/ (TP a) und für das Batch-System auf etwa 1,31 €/ (TP a). Der größte Kostenfaktor ist der Stromverbrauch der Nitrifikationsanlage (Rührwerk, Verdichter) mit fast 6000 €/a. Die übrigen Stromverbraucher haben einen Anteil an den gesamten Kosten von 2520 €/a für das kontinuierliche System und 1420 €/a für das Batch-System. Die geringeren Stromkosten für den Batch-Betrieb sind auf den Wegfall der beiden Bioschlamm-Pumpen zurückzuführen. Aufgrund der zweistufigen Separierung kann vermutlich auf die Dosierung des Flockungsmittels verzichtet werden.

Eine erhebliche Entlastung auf der Betriebskostenseite kommt durch das reduzierte zu entsorgende Gülevolumen zustande. Dies setzt sich jeweils zur Hälfte aus dem Volumenanteil der separierten Feststoffe (etwa 15 Vol.-%) und dem im Bioreaktor verdunsteten Volumen von ebenfalls etwa 15 Vol.-% zusammen. Des weiteren wurde angenommen, dass die Entsorgung der Feststoffe kostenlos erfolgt.

5.6.3 Gesamtbewertung

Beide Varianten des Aufbereitungsverfahrens, das kontinuierliche Belevungsverfahren und das Aufstau-Belevungsverfahren (Batch-Prozess), haben sich hinsichtlich der biologischen Leistungsfähigkeit als gleichwertig erwiesen. Die Gesamtemissionen (Stallbereich und Bioreaktor) der untersuchten Spurengase NH_3 , CH_4 und CO_2 lagen ebenfalls in ähnlicher Höhe (vgl. Abb. 4.57). Bei Batch-Betrieb des Bioreaktors traten jedoch etwa 10 % erhöhte N_2O -Gesamtemissionen auf. Im Vergleich mit anderen Untersuchungen z.B. WILLERS ET AL. (1996); BURTON UND FARRENT (1998) sind diese jedoch immer noch als gering einzustufen.

Die Vorteile des hier untersuchten des Batch-Verfahrens gegenüber dem kontinuierlichen Prozess liegen in der höheren Prozessstabilität und dem geringeren Wartungsaufwand (s. Kap. 5.6.1). Außerdem sind die Investitionskosten, bezogen auf eine Betriebsgröße von 2.500 Mast Schweinen, für das Batch-Verfahren um 6,-- € pro Tierplatz und die Energiekosten um 0,44 € pro Tierplatz und Jahr niedriger (s. Kap. 5.6.2). Für den untersuchten Anwendungsfall scheint daher das Batch-Verfahren gegenüber dem kontinuierlichen Prozess die bessere Alternative zu sein.

5.7 Bewertung der Mess- und Analystechnik

Zur Interpretation der Messdaten ist auch die Kenntnis der vorhandenen Messgenauigkeit der erzielten Ergebnisse von Bedeutung. Im folgenden Kapitel wird die Genauigkeit der Gasmessstechnik und der Analysemethoden diskutiert.

5.7.1 Gasmessstechnik

Die erzielbare Genauigkeit der Emissionsdaten wird im Prinzip von jeder einzelnen Systemkomponente der Gasmesssystems beeinflusst. Das sind im wesentlichen der Multigasmonitor, der Mehrpunktprobenehmer (bei Mehrpunktmessungen), die Schlauchleitungen von der Messstelle zu den Geräten und die Messventilatoren zur Erfassung der Abluftvolumenströme (s. Tab. 5.5).

Multigasmonitor: Nach STEGBAUER ET AL. (1998) ist eine hohe Messgenauigkeit, eine geringe Nullpunktdrift und eine verminderte Anfälligkeit für Querempfindlichkeiten des Multigasmonitors gewährleistet, wenn eine sorgfältige Auswahl der optischen Filter, eine den Untersuchungen angepasste Kalibrationseinstellung und eine regelmäßige Kalibration des Gerätes erfolgt. Das eingesetzte Gerät wurde in drei-monatigen Intervallen kalibriert. Die Abweichungen des Gasanalysators für die einzelnen Gase lagen bei jeder Kalibration unter 7 %. Als Referenzgerät wurde ein FTIR-Gerät eingesetzt.

Mehrpunktprobenehmer: ROM (1994) ermittelte bei Mehrpunktmessungen mit dem Multiplexer Brüel&Kjær 1303 eine Verschleppung der Probeluft aufeinander folgender Messkanäle aufgrund der unzureichenden Spülung der Messzelle des Multigasmonitors.

Der Effekt ist abhängig von der Konzentrationsdifferenz der Probenluft zweier Messkanäle, weshalb das Messgerät innerhalb eines Messzyklus nicht gleichzeitig mit hohen und niedrigen Konzentrationen beaufschlagt werden darf. Die Beprobung der Zuluft der Stallabteile erfolgte daher nur stichprobenartig vor und zwischen den Mastdurchgängen.

Schlauchleitungen: Als Schlauchmaterial wurde PTFE (Polytetrafluorethylen) eingesetzt. Von NIEBAUM (2001) wurde dieses Schlauchmaterial auf Diffusions- und/oder Adsorptionseigenschaften gegenüber NH_3 , N_2O und CO_2 hin untersucht. Danach sind Diffusionen oder Adsorptionen größeren Umfangs ($> 3\%$) nicht zu erwarten. Dieser Fehler kann ausgeschlossen werden, da die Messleitung zuvor bereits für etwa 3 Monate für eine Orientierungsmessung in dem Stall eingesetzt wurde und demnach von einer Sättigung des Schlauchmaterials ausgegangen werden kann.

Weitere Messfehler, z.B. durch Kondensation von Wasser (wasserlösliche Gase!), können ausgeschlossen werden, da der (wärmegeämmte und beheizbare) Messschlauch auf einer konstanten Temperatur von $28\text{ }^\circ\text{C}$ gehalten wurde.

Messventilatoren: Die Messventilatoren zur Erfassung der Luftvolumenströme im Stall haben sich als sehr zuverlässig erwiesen. Ein wiederholter Abgleich mit einem Flügelradanemometer zeigte keine Abnahme der Messgenauigkeit innerhalb des Messzeitraumes. Der relative Messfehler des Gerätes beträgt $< 5\%$ (Fa. Schulz-Fancom).

Tab. 5.5: Fehlerquellen bei der vorliegenden Messung gasförmiger Emissionen

Komponente	Fehlerquelle	Max. Fehler (Autor)	Eigene Messung
Multigasmonitor	- systembedingt: photoakustische Messmethode; Messbereich $3 - 15\text{ mg/m}^3$	$< 7\%$ (ROM, 1994)	$< 7\%$
Mehrpunktprobennehmer	- Verschleppung der Probeluft	nicht quantifizierbar	als eher gering einzustufen
Schlauchleitungen	- Adsorption / Diffusion, - Kondensation von Wasser	$< 3\%$ (NIEBAUM, 2001) nicht quantifizierbar	nicht vorhanden nicht vorhanden
Messventilator	- systembedingt	$< 5\%$ (Hersteller)	$< 5\%$

Bezüglich der Emissionsdaten muss unter Berücksichtigung auch der nichtquantifizierbaren, aber vorhandenen Fehlerquellen, von einem absoluten maximalen Fehler der Messung in Höhe von etwa $\pm 10\%$ ausgegangen werden. Diese Einschätzung ist relevant für den Vergleich mit anderen Untersuchungen.

Für die Beurteilung der Signifikanz der Unterschiede zwischen Referenz- und Spülrinnenabteil (s. Abb. 4.45) muss jedoch berücksichtigt werden, dass die Ergebnisse mit demselben Analysator gemessen wurden (Mehrpunktmessung) und demzufolge der Gerätefehler der Multigasmonitors (s. Tab. 5.5) nicht relevant ist. Demzufolge wird die Genauigkeit dieser Ergebnisse nur von dem Verschleppungsfehler der Probeluft und dem Fehler bei der Luftvolumenstrommessung beeinflusst. Die festgestellten Unterschiede zwischen beiden Abteilen liegen weit außerhalb des zu erwartenden maximalen Fehlers und sind demnach als signifikant anzusehen.

Temperatur und relative Luftfeuchte der Abluft: Aufgrund hoher Staub- und Keimgehalte in der Stallluft bildete sich auf der Oberfläche der Kombi-Sensoren (Temperatur, relative Luftfeuchte) trotz regelmäßiger Reinigung sehr schnell eine Schmutzschicht. Der Temperatursensor (PT100) hat sich unter diesen Bedingungen als sehr zuverlässig erwiesen. Der Messfehler beträgt $< 1 \%$.

Der Messfehler des verwendeten Luftfeuchte-Sensors wird vom Hersteller mit maximal 2% angegeben. Die Luftfeuchte-Sensoren im Stall waren jedoch nach zwei Mastdurchgängen stark korrodiert und mussten ausgetauscht werden. Es zeigte sich, dass die Empfindlichkeit des Sensors nach etwa fünf Monaten stark abnahm und im Vergleich zu einem neuen Sensor etwa 10 bis 20% zu niedrige Werte gemessen wurden. Dies betrifft die Messergebnisse des dritten Mastdurchgangs, da kein Austauschsensor mehr verfügbar war (s. Tab. 4.7).

5.7.2 Probenahme und Laboranalysen

Die erzielbare Genauigkeit der Analysewerte wird einerseits durch die Probenahme und andererseits durch die verwendete Analyseverfahren bestimmt.

- Probenahme

Zum Zeitpunkt der Beprobung des Bioreaktors und des Vorlagebehälters für die Spülflüssigkeit befand sich der Inhalt dieser Behälter im voll durchmischten Zustand. Man kann also davon ausgehen, dass die Probenahme repräsentativ erfolgte. Bei den übrigen Beprobungspunkten (Zulauf-, Ablauf-, Schlamm-Sedimentation) wurde an jedem Messtag jeweils eine Stichprobe entnommen. Die Proben wurden unmittelbar nach der Probenahme vor Ort bei einer Temperatur von $\leq -30 \text{ }^\circ\text{C}$ eingefroren. Man kann davon ausgehen, dass die gesamte mikrobiologische Aktivität bei dieser Temperatur zum Erliegen kommt. Demzufolge kann auch eine Verschiebung der verschiedenen N-Anteile während der Lagerung ausgeschlossen werden. Die Analysen erfolgten unmittelbar nach dem Auftauen der Proben, so dass auch hier eine nennenswerte Nachreaktion ausgeschlossen werden kann.

- Analysemethoden

Grundsätzlich wurden alle Analysen in Doppelbestimmung durchgeführt (Ausnahme: BSB₅). Bei Abweichung der beiden Analyseergebnisse von > 5 % wurde jeweils eine Wiederholungsmessung durchgeführt. Ansonsten wurde der Wert gemittelt. Damit ist sichergestellt, dass zufällige Einflüsse auf das Messergebnis so gering wie möglich sind. Die Fehlerbereiche der verwendeten Analysemethoden sind in Tab. 5.6 aufgeführt.

Tab. 5.6: Messfehler der verwendeten Analysegeräte bzw. Analysemethoden

Parameter (Geräte-Hersteller)	Mess- bzw. Analyseprinzip	Maximaler Fehler (Quellenangabe)
Kohlenstoffstoffanalytik		
C-Gesamt (Leco, Kirchheim)	NDIR	Gerät: ±1 % (Fa. Leco)
CSB (Macherey-Nagel, Bremen)	¹⁾ Photometrisch (Küvettest)	k.A. DIN-Methode: ±10 % (DIN 38409; In: (DEV, 2001))
BSB ₅ (WTW, Köln)	¹⁾ Biologischer O ₂ -Verbrauch	k.A. DIN-Methode: relative Standardabweichung bei Ringversuch: < 30 % (EN/DIN 1899-1; In: (DEV, 2001))
Stickstoffstoffanalytik		
N-Gesamt (Elementar Analysen- systeme, Hanau)	Dumas	Standardabweichung: < 0,5 % bei Testsubstanz (Untersuchung des FOSVWE)
NH ₄ (Eppendorf, Hamburg)	Photometrisch	Präzision im Mb. 0,5 - 20 mg/l NH ₄ -N: < 1 % Richtigkeit im Mb. 0,5 - 20 mg/l NH ₄ -N: 99,8 % (Eppendorf, Hamburg)
NO ₂ und NO ₃ (Dionex, Darmstadt)	Ionenchromatographie	Nitrat im Mb. 0 - 48 mg/l NO ₃ -N: R=0,999 Nitrit im Mb. 0 - 48 mg/l NO ₂ -N: R=0,999 (Untersuchung der FOSVWE)
Sonstige Analysen		
Trockenmasse (Sartorius, Göttingen)	Analysenwaage	k.A. Auflösung der Waage: 0,0001g
Phosphat (Eppendorf, Hamburg)	Photometrisch	Präzision im Mb. 0,5 - 50 mg/l: 0,8 % Richtigkeit im Mb. 0,5 - 50 mg/l: 99,8 % (Eppendorf, Hamburg)
Kalium (Varian, Darmstadt)	AAS	k.A.

1) In Anlehnung an die DIN-Methode; Mb. : Messbereich; AAS : Atomabsorptionsspektroskopie;
k.A. : keine Angaben

Die angegebenen Werte stellen den absoluten maximalen Fehlerbereich des Gerätes oder der Methode dar. Dieser Wert ist für den Vergleich mit anderen Untersuchungen relevant. Bezüglich des Vergleichs der eigenen Ergebnisse, z.B. zwischen Messreihe 1 (kontinuierlicher Betrieb) und Messreihe 2 (Batch-Betrieb) muss jedoch von einer höheren Genauigkeit ausgegangen werden, da dieselben Messgeräte oder Methoden verwendet wurden. Die festgestellten Unterschiede zwischen beiden Abteilen liegen weit außerhalb des zu erwartenden maximalen Fehlers und sind demnach als signifikant anzusehen.

5.8 Ausblick

Aufgrund der Betriebserfahrungen, die während der anderthalbjährigen Pilot-Betriebsphase unter Praxisbedingungen gesammelt wurden, können einige konstruktive Verbesserungsvorschläge gemacht werden. Dennoch bestehen im Hinblick auf die Prozessstabilität und die Energiekosten des Verfahrens in wichtigen Fragen noch weiterer Forschungsbedarf.

5.8.1 Konstruktive Verbesserungen

An einigen wichtigen Anlagenteilen sind konstruktive Verbesserungen möglich:

- Bioreaktor

Die eingesetzten Membran-Rohrbelüfter haben sich als nicht beständig genug gegenüber dem Medium erwiesen. Nach einer Betriebszeit von etwa einem Jahr waren die Membranen zum Teil aufgelöst und zerrissen. Als alternatives Belüftungssystem könnte eine Tauchpumpe in Verbindung mit einer Venturidüse (z.B. Fa. Flygt) eingesetzt werden. Dieser Pumpentyp wird (ohne Venturidüse) bereits seit zwei Jahren störungsfrei in der Vorgrube als Umwälzpumpe eingesetzt. Die Regelung des O₂-Eintrages in den Bioreaktor kann einfach über An-/Aus-Betrieb der Tauchpumpe realisiert werden. Da die Tauchpumpe gleichzeitig den Reaktorinhalt umwälzt, werden die Tauchpumpe und Rührwerk immer abwechselnd ein- und ausgeschaltet.

Durch die Verlegung der pH-Wert- und O₂-Sonden von der Messstrecke direkt in den Reaktor könnte die bisher eingesetzte Umwälzpumpe entfallen. Dabei muss darauf geachtet werden, dass insbesondere die O₂-Sonde mit einer Geschwindigkeit von mindestens 5 cm/s angeströmt wird.

- Sedimentation

Der Sedimentationsbehälter sollte für einen störungsfreien kontinuierlichen Betrieb mit einer automatischen Räumereinrichtung für auftreibenden Schlamm ausgestattet sein, wenn dieser als erste und einzige Stufe zur Separierung der Spülflüssigkeit eingesetzt wird. Die Schwimmdeckenbildung kann z.B. durch das Vorschalten eines Pressschneckenseparators

stark vermindert werden. In diesem Fall kann auf einen Schlammräumer im Sedimentationsbehälter verzichtet werden. Der Sedimenter (als 2. Stufe) verbessert den Gesamtabscheidegrad erheblich und verhindert eine Versandung der nachgeschalteten Anlagenteile.

- Spülrinnenanlage

Auf den Kanten der Spülrinnen baut sich eine Schmutzschicht auf, die nach etwa zwei Mastdurchgängen bis unter die Spaltenböden angewachsen ist. Dies führt zu einer erheblichen Fliegenbelästigung im Stall. Der Reinigungsaufwand ist erheblich (z.B. Anheben der Spaltenböden!) und betrieblich nicht vertretbar. Gangbare Lösungswege sollten mit dem Hersteller der Rinnenspülanlage diskutiert werden.

5.8.2 Weiterer Forschungsbedarf

Es sollte geprüft werden, inwieweit der biologisch behandelte Anteil der Spülflüssigkeit (bisher 60 %) weiter reduziert werden kann, um die Energiekosten für die Belüftung der Spülflüssigkeit deutlich zu senken. Gegenstand der Untersuchung wären dabei die sich neu einstellenden Stoffgleichgewichte bei Spülflüssigkeitsaufbereitung und die Auswirkungen auf die Zusammensetzung der Spülflüssigkeit und die stallseitigen Abluftemissionen.

Das Spülintervall (oder die Gülleverweilzeit im Stall) hat einen großen Einfluss auf die anfallenden gasförmigen Emissionen. Es sollte überprüft werden, ob z.B. durch zweimaliges Spülen pro Tag eine signifikante Verminderung der NH_3 -Emissionen gegenüber einmaligem Spülen erzielbar ist.

Der Einfluss verschiedener Oberflur- und Unterflur-Lüftungsanteile am Gesamtvolumenstrom auf die stallseitigen Emissionen konnte im Rahmen dieser Arbeit nicht geklärt werden. Es sollte geprüft werden, ob sich das Emissionsverhalten des Stallsystems durch die Umstellung des Lüftungssystems von Unterflur- auf Oberflurabsaugung signifikant ändert.

Mögliche positive Auswirkungen des verbesserten Stallklimas auf die Mast- und Schlachtleistung und auf die Tiergesundheit sollten quantifiziert werden.

6 Zusammenfassung

Schweinemastställe stellen eine erhebliche Quelle insbesondere für Ammoniak (NH_3)- und Geruchsemissionen dar. Es ist bekannt, dass die Luftqualität in konventionellen geschlossenen Ställen durch eine erhöhte Ammoniakkonzentration erhebliche Defizite für Tiere und Betreuer (Tierschutz, Arbeitsschutz) aufweisen kann. Darüber hinaus werden aus dem Bereich der Mastschweinehaltung auch klimarelevante Spurengase wie Methan (CH_4), Lachgas (N_2O) und Kohlendioxid (CO_2) freigesetzt.

Durch stallseitige Maßnahmen (Reduzierung der Gülleverweilzeit und der emittierenden Oberflächen) sollte primär eine Reduzierung der Ammoniak- und Geruchsemissionen in der Abluft und eine Verbesserung der Luftqualität im Stall erreicht werden. Zur Umsetzung dieses Vorhabens wurde ein Abteil eines Mastschweinestalles mit einer Belegung von 120 Tieren unterhalb der Spaltenböden mit V-förmigen Spülrippen nachgerüstet. Die Rippen wurden einmal täglich mit einer mechanisch und zum Teil aerob-biologisch aufbereiteten Spülflüssigkeit ausgespült. Ziel der biologischen Behandlung war ein weitgehender Abbau von Geruchsstoffen und die biologische Umsetzung des Ammonium-Stickstoffs in Nitrat (Nitrifikation), um damit eine emissionsarme Spülflüssigkeit zu erhalten.

Ziele der vorliegenden Arbeit waren die Entwicklung eines emissionsarmen mechanischen- und biologischen Aufbereitungsverfahrens für die Spülflüssigkeit und der Aufbau einer Pilotanlage im Praxismaßstab, wobei im ersten Versuchsabschnitt ein kontinuierliches Verfahren und im zweiten Abschnitt ein Batch-Verfahren zur biologischen Aufbereitung der Spülflüssigkeit eingesetzt werden sollte. Der Bioreaktor sollte in beiden Verfahrensvarianten hinsichtlich des Kohlenstoffabbaus, der Nitrifikationsleistung und des Emissionsverhaltens untersucht werden. Parallel dazu sollte eine Quantifizierung der stallseitigen Ammoniak- und Geruchsemissionen und der Emissionen klimarelevanter Spurengase Methan, Lachgas und Kohlendioxid im Vergleich zu einem baugleichen Referenzabteil mit traditioneller Güllelagerung unterhalb der Spaltenböden erfolgen. Die Ergebnisse der Untersuchungen sollten eine Beurteilung des gesamten Emissionsverhaltens (Stallbereich und Bioreaktor) sowie die Erstellung einer Stickstoffmassenbilanz der Spülflüssigkeitsaufbereitung für die genannten Verfahrensvarianten ermöglichen.

Für die Aufbereitung der Spülflüssigkeit wurde ein zweistufiges Verfahren ausgewählt. Im ersten Schritt wurde die Spülflüssigkeit durch Flockung und Sedimentation in eine Dickschlamm- und eine Dünnschlammfraktion separiert. Im zweiten Schritt wurde ein Teil des Ablaufs aus der Sedimentation von etwa 60 % in einer aeroben Biologie aufbereitet. Der übrige Teilstrom in Höhe von 40 % wurde direkt einem Sammelbehälter (Spülvorlagebehälter) zugeführt und dort mit dem Ablauf aus dem Bioreaktor vermischt. Dieses Gemisch wurde dann zum Ausspülen der Spülrippen im Stall verwendet.

Bei dem untersuchten einstreulosen Mastschweinegestall handelt es sich um ein System mit Vollspaltenboden Großraumbuchten für jeweils 30 Tiere und Rohrbreiautomaten. Die Luft wurde unterflur über den Mittelgang zugeführt und im Aufenthaltsbereich der Tiere ebenfalls unterflur wieder abgesaugt. Die emissionsrelevanten Messungen (Abluftvolumenströme, Spurengaskonzentrationen, Lufttemperatur und relative Luftfeuchte) wurden zeitgleich im Abteil mit Spülmistung und im Referenzabteil durchgeführt. Außerdem wurden die Abluftemissionen des Bioreaktors gemessen. Zur Ermittlung der Massenbilanzen wurden der Aufbereitungsanlage im Abstand von zwei bis drei Tagen Proben entnommen. Zur Auswertung der Mess- und Analysedaten wurde ausschließlich eine deskriptive Statistik verwendet. Aufgrund von Art und Umfang der durchgeführten Untersuchungen war es nicht möglich, eine ausreichende Zahl von Wiederholungsmessungen durchzuführen, die eine statistische Absicherung der Ergebnisse zulassen.

Durch Flockung und Sedimentation wurden die C- und die P-Frachten um etwa 50% und die N_{ges} -Frachten zwischen 27 und 35 % bezogen auf den Zulaufmassenstrom reduziert. Bei Bezug auf den N-Input durch die Gülle aus dem Stall lag die Reduzierung der Stickstofffrachten zwischen 40 und 55 %.

Der Bioreaktor wurde bei kontinuierlichem Betrieb in einem Raumbelastungsbereich bis $150 \text{ gN} / \text{m}^3 \text{ d}$ und bei Batch-Betrieb zwischen 50 und $130 \text{ gN} / \text{m}^3 \text{ d}$ gefahren. Die Nitrifikation verlief sowohl bei kontinuierlichem Betrieb als auch bei Batch-Betrieb vollständig (NH_4 -Abbaugrad $>97 \%$). Beide Varianten des Belebungsverfahrens (kontinuierlich, Batch-Betrieb) waren in den untersuchten Raumbelastungsbereichen bezüglich des NH_4 -Umsatzes gleichwertig. Der Ablauf aus dem Bioreaktor war praktisch geruchlos, da die Geruchsstoffe bei einer mittleren Zulaufverweilzeit von 9 bis 12 Tagen vollständig abgebaut wurden.

Die Denitrifikation verlief über zwei Stufen. Im Mittel wurde etwa 75 % des produzierten Nitrit- und Nitrates im Spülvorlagebehälter denitrifiziert. Der Eintrag an leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen war ausschließlich vom Mischungsverhältnis der biologisch behandelten und unbehandelten Fraktion abhängig. Demzufolge schwankte sowohl das C/N-Verhältnis (0,5 bis $5,6 \text{ gC} / \text{gN}$) und der denitrifizierte Stickstoffmassenstrom (300 bis $1870 \text{ gN} / \text{d}$) in einem weiten Bereich. Das nach dem Spülen in der Spülflüssigkeit verbliebene Nitrit und Nitrat wurde in der Vorgrube vollständig denitrifiziert.

Mit dem Rinnenspülsystem wurde eine Minderung der NH_3 -Emissionen zwischen 42 und 45 % gegenüber dem Referenzabteil erreicht. Der Emissionsmittelwert (3 Mastdurchgänge, jeweils 1. bis 100. Masttag, 330 Produktionstagen / a) beträgt für das Referenzabteil $3,02 \text{ kgNH}_3 / \text{TP a}$ und für das Spülrinnenabteil $1,69 \text{ kgNH}_3 / \text{TP a}$. Die NH_3 -Emissionen in der Abluft des Bioreaktors waren bei Batch-Betrieb praktisch gleich Null. Bei stabilem kontinuierlichem Betrieb mit vollständiger Nitrifikation lagen diese bei $0,7 \text{ gNH}_3 / \text{TP a}$.

Die N₂O-Emissionen aus dem Referenzabteil lagen bei 0,24 kgN₂O / TP a und für das Spülrinnenabteil bei 0,21 kgN₂O / TP a (ein Winterdurchgang, 1. bis 100. Masttag). Der Emissionsminderungsgrad lag bei etwa 16 %. In der Abluft des Bioreaktors wurde für das Batch-Verfahren ein Emissionsmittelwert von 53,5 g/ TP a und bei kontinuierlichem Betrieb ein Wert von 29,3 g/ TP a gemessen. Insgesamt waren die Anteile der N₂O-Emissionen des Bioreaktors mit 12,1 % (kontinuierlich) und 20,5 % (Batch-Betrieb) an den N₂O-Gesamtemissionen (Stallbereich und Bioreaktor) relativ hoch.

Die CH₄-Emissionen im Referenzabteil lagen für das Referenzabteil bei 3,21 kgCH₄ / TP a und für das Spülrinnenabteil bei 1,10 kgCH₄ / TP a (ein Winterdurchgang, 1. bis 100. Masttag). Das entspricht einem Emissionsminderungsgrad von 65,7 %. Die CH₄-Emissionen des Bioreaktors (aerob) waren vernachlässigbar.

Die unterschiedlichen Flüssigmistsysteme hatten keinen erkennbaren Einfluss auf die Verläufe der CO₂-Konzentration. Der Emissionsmittelwert beträgt für das Referenzabteil 561 kgCO₂ / TP a und für das Spülrinnenabteil 434 kgCO₂ / TP a. Die CO₂-Emissionen durch den aeroben Kohlenstoffabbau im Bioreaktor bewirkten eine Erhöhung der CO₂-Gesamtemissionen (Stallbereich und Bioreaktor) zwischen 5 und 9 %.

Die Geruchsemissionen im Spülrinnenabteil waren mit 8 bis 27 GE / GV s deutlich geringer als im Referenzabteil mit 10 bis 53 GE / GV s. Die Verminderung der Geruchsemissionen lag zwischen 25 und 71 %. Der Geruch in der Abluft des Bioreaktors war kaum wahrnehmbar. Daher kann davon ausgegangen werden, dass durch den Betrieb des Bioreaktors keine nennenswerte zusätzliche Geruchsbelastung der Umwelt erfolgte.

Die wesentlichen Vorteile des Batch-Verfahrens gegenüber dem kontinuierlichen Prozess liegen in der höheren Prozessstabilität, dem geringeren Wartungsaufwand und den zum Teil geringeren Investitionskosten (6,-- €/TP, Betriebsgröße: 2.500 Mastschweine) und Energiekosten (0,44 €/ TP a, Betriebsgröße: 2.500 Mastschweine) bei gleicher biologischer Leistungsfähigkeit. Nachteilig sind lediglich die insgesamt höheren N₂O-Emissionen, die jedoch im Vergleich mit anderen Untersuchungen z.B. WILLERS ET AL. (1996); BURTON UND FARRENT (1998) immer noch als gering eingestuft werden können. Für den untersuchten Anwendungsfall scheint daher das Batch-Verfahren gegenüber dem kontinuierlichen Prozess die bessere Alternative zu sein.

Literaturverzeichnis

- AARNINK, A.J.A. (1997A): Ammonia emission from houses for growing pigs as affected by pen design, indoor climate and behaviour. Dissertation Landbouwwuniversiteit Wageningen, NL
- AARNINK, A.J.A.; SWIERSTRA, D.; VAN DEN BERG, A.J.; SPEELMAN, L. (1997B): Effect of Type of Slatted Floor and Degree of Fouling of Solid Floor on Ammonia Emission Rates from Fattening Piggeries. *J. agric. Engng. Res.* 66: 93-102
- AHLGRIMM, H.-J.; HÜTHER, L.; SCHUCHARDT, F. (1995): Ausmaß der Emissionen von N₂O und CH₄ bei der Behandlung und Lagerung tierischer Exkrememente. Tätigkeitsbericht im Projekt A1a-5 des BMBF-Klimaforschungsteilprogramms „Spurenstoff-kreisläufe“, 1994
- AHLGRIMM, H.J. (1996): Beitrag der Landwirtschaft zur Emission klimarelevanter Spurengase, *Entsorgungs-Praxis* 5: 58-64
- ALLEMAN, J.E. (1984): Elevated nitrite occurrence in biological wastewater treatment systems. *Wat. Sci. Tech.* 17: 409-419
- ANLAUF, H. (1993): Apparative Übersicht auf dem Gebiet der Fest/Flüssig-Trennung durch Schwerkraftsedimentation. *Filtrieren und Separieren* 1: 20-26
- ANTHONISEN, A.C., LOEHR, R.C., PRAKASAM, T.B.S., SRINATH, E.G. (1976): Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid, *Journal WPCF* 48 (5) 835-852
- ASMAN, W.A.H., VAN JAARVELD, H.A. (1990): Regionale und europaweite Emission und Verfrachtung von NH_x-Verbindungen, in: *Ammoniak in der Umwelt*, KTBL (Hrsg.), Landwirtschaftsverlag, Münster
- ATV (ABWASSTERTECHNISCHE VEREINIGUNG) (1997): *Biologische und weitergehende Abwasserreinigung*, 4. Auflage, Abwassertechnische Vereinigung (Hrsg.), Ernst Verlag, Berlin
- BÉLINE, J., MARTINEZ, D., CHADWICK, F., GUIZIOU, F., COSTE, C.-M. (1999): Factors affecting nitrogen transformations and related nitrous oxide emissions from aerobically treated piggery slurry, *J. Agric. Engng. Res.* 73: 235-243.
- BERG, W., HÖRNIG, G. (1996): Wirksamere Emissionsminderung – Bietet die Ansäuerung von Gülle neue Möglichkeiten?, *Landtechnik* 51 (1): 24-25
- BERNET, N., DELGENES, N., MOLETTA, R. (1996): Denitrification by anaerobic sludge in piggery wastewater, *Environmental Technology*, Vol.17: 293-300
- BICUDO, J.R., SVOBODA, I.F. (1995): Effect of intermittend-cycle extended-aeration treatment of the fate of carbonaceous material in pig slurry, *Bioresource Technology* 54: 53-62
- BORTONE, G., GEMELLI, S., RAMBALDI, A., TILCHE, A. (1992): Nitrification, denitrification and biological phosphate removal in sequencing batch reactors treating piggery wastewater, *Wat. Sci. Tech.* 26 (5): 977-985
- BROSE, G. (2000): Emissionen von klimarelevanten Gasen, Ammoniak und Geruch aus einem Milchviehstall mit Schwerkraftlüftung, Dissertation, Univ. Hohenheim
- BRÜEL & KJÆR (1991): *Handbuch für den Multigasmonitor 1302*, Vol. 1

- BUCHHOLZ, K., KASCHE, V. (1997): Biokatalysatoren und Enzymtechnologie, VCH-Verlag, Weinheim, 343 S.
- BÜSCHER, W. (1996): Ammoniakfreisetzung aus zwangsbelüfteten Stallanlagen mit Flüssigentmischung - Ansätze zu deren Reduzierung. Agrartechnische Berichte Nr.27, Habilitationsschrift, Institut für Agrartechnik und Landesanstalt für landwirtschaftliches Maschinen- und Bauwesen, Hohenheim
- BUNDESMINISTERIUM FÜR UMWELT (1993): Klimaschutz in Deutschland – Nationalbericht der Bundesregierung in Vorgriff auf Artikel 12 des Rahmenübereinkommens der Vereinten Nationen über Klimaänderungen, Bonn
- BURNETT, W.E., DONDERO, N.C. (1969): Microbiological and chemical changes in poultry manure associated with decomposition and odour generation. In: Animal Waste Management, Proc. of Cornell Univ. Conf. of agric. Waste Management, 271-274
- BURTON, C.H. (1992): A review of strategies in the aerobic treatment of pig slurry: Purpose, theory and method, J. Agric. Engng. Res. 53: 249-272
- BURTON, C.H., FARRENT, J.W. (1998): Continuous aerobic treatment of pig Slurry: Evaluation of options based on long-treatment time and two-stage processing, J. Agric. Engng. Res. 69: 159-167
- BURTON, C.H., SNEATH, R.W., MISSELBROOK, T.H., PAIN, B.F. (1998): The effect of farm scale aerobic treatment of piggery slurry on odour concentration, intensity and offensiveness, J. Agric. Engng. Res. 71: 203-211
- CIELEJEWSKI, H., RATSCHOW, J.-P. (1997): Emissionen verschiedener Verfahren der Mastschweinehaltung. Landtechnik 52 (3): 150-151
- CORRE, W., OENEMA, O. (1998): Methane from animals and animal waste. In: Biogenic emissions of greenhouse gases caused by arable and animal agriculture - measurement technologies and emission factors, October 23-24, ECN Petten, NL. Freibauer, A. und Kaltschmitt, M. (Eds.), Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung der Universität Stuttgart, pp. 86-93
- CRUTZEN, P.J. (1994): Atmospheric chemical processes of the oxides of nitrogen, including nitrous oxide, National Centre for atmospheric Research Atmospheric Quality Division, Boulder, Colorado, In: Denitrification, Nitrification and Atmospheric Nitrous Oxide (Delwiche C C ed.), S. 17-45. New York: Wiley
- CUMBY, T.R. (1987): A review of slurry aeration – 3. Performance of aerators, J. Agric. Engng. Res. 36: 175-206
- DEN BROK, G., VERDOES, N. (1993): Hokbevuiling spelbreker in streven naar verlaging ammoniakemissie [Buchtbefüllungs-Falschläufer im Bestreben nach einer Verringerung der Ammoniakemissionen]. Praktijkonderzoek Varkenshouderij Rosmalen, 7 (6): 18-20
- DEN BROK, G (1997B): Mestkoeling bij kraamzeugen en gespeende biggen [Güllekühlen bei Abferkelsauen und Ferkeln], Praktijkonderzoek Varkenshouderij Rosmalen, 11 (1): 9-11

- DEN BROK, G., PEET-SCHWERING, C., VRIELINK, M. (1997A): Urine-pH, ammoniakemissie en technische resultaten van vleesvarkens na toevoeging aan het voer van organische zuren, met name bezoezuur [Urin-pH-Wert, Ammoniakemissionen und technische Resultate bei Mastschweinen nach Zuführung einer organischen Säure namens Benzoesäure zum Futter], Praktijkonderzoek Varkenshouderij Rosmalen, 11 (6): 16-18
- DEV (2001): Deutsche Einheitsverfahren der Wasser,- Abwasser,- und Schlamm-untersuchung, Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin.
- DRIEMER, J., VAN DEN WEGHE, H. (1998): Biologische Stickstoffelimination von Schweineflüssigmist durch simultane Nitrifizierung und Denitrifizierung, Abschlußbericht der Max-Buchner-Forschungstiftung, S. 274- 276
- EITNER, D. (1985): Abluftaufbereitung mit Biofiltern unter besonderer Berücksichtigung von Kompostfilteranlagen. Müll und Abfall 5: 1-15
- ELLIOT, H.A., COLLINS, N.E. (1983): Chemical methods for controlling ammonia release from poultry manure. American Society of Agricultural Engineers, paper 83-4521, 17 S.
- ELZING, A.; KROODSMA, W.; SCHOLTENS, R.; UENK, G.H. (1992): Ammoniakemissiemetingen in een modelsysteem van de rundveestal: Theoretische beschouwingen. [Ammoniak-Emissionsmessungen im einem Modellsystem eines Rindviehstalles: Theoretische Betrachtungen] IMAG-DLO, Rapport 3, Wageningen, NL
- ELZING, A., MONTENY, G.J. (1997): Modelling and experimental determination of ammonia emission rates from a scale model dairy-cow house. Transactions of the American Society of Agricultural Engineers, 40 (3): 721-726
- ENQUETE-KOMMISSION (1994): Schutz der Grünen Erde - Klimaschutz durch umweltgerechte Landwirtschaft und Erhalt der Wälder. Dritter Bericht der Enquete-Kommission „Schutz der Erdatmosphäre“ des 12. Bundestages, Economica-Verlag, Bonn
- EPA (ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY) (1975): Process Design Manual for Nitrogen Control. Office of Technology Transfer, Cincinnati, Ohio
- EPINATJEFF, P., BECK, J., JUNGBLUTH, T. UND SCHEUBLE, A. (1997): Kühlere Stallluft – geringere Ammoniakemissionen, Landtechnik 52 (6): 320-321
- EVANS, M.R., SMITH, M.P.W., DEANS, E.A., SVOBODA, I.F., THACKER, F.E. (1983): The effect of Temperature and Residence Time on Aerobic Treatment of Piggery Slurry-Degradation of Carbonaceous Compounds, Agricultural Wastes 5: 25-36
- EVANS, M.R., SMITH, M.P.W., DEANS, E.A., SVOBODA, I.F., THACKER, F.E. (1986): Nitrogen and Aerobic Treatment of Slurry, Agricultural Wastes 15: 205-213
- FERNANDES, L. (1994): Effect of temperature on the performance of an SBR treating liquid swine-manure, Bioresource Technology 47: 219-227
- FRECHEN, F.-B. (1994): Gerüche. ATV-Dokumentation und Schriftenreihe aus Wissenschaft und Praxis, Bd. 33: 29-33
- GL-STIFTUNG (1996): Beoordelingsrichtlijn emissie arme stallen [Bewertungsrichtlinien für emissionsarme Ställe], Groen Label-Stiftung, Ausgabe März 1996

- GOREAU, T.J., KAPLAN, W.A., WOFYSY, S.C., MC ELROY, M.B., VALOIS, F.W., WATSON, S.W. (1980): Production of NO₂ and N₂O by nitrifying bacteria at reduced concentrations of oxygen, *App. And Environm. Microbiology*, 40: 526-532
- GRABL, H. (1996): Klimawirksame Spurengase aus der Tierhaltung und Maßnahmen zur Emissionsreduktion.16. Hülsenberger Gespräche, Travemünde, 5.-7. Juni 1996, S. 97-107
- GROENESTEIN, C.M. (1994): Ammonia emission from pig houses after frequent removal of slurry with scrapers. In: *Proc. XII World Congress on Agricultural Engineering*, 29.8.-1.9.1994, Mailand. Hrsg.: CIGR. Merelbeke, Belgium, S. 543-550
- GROENESTEIN, C.M. UND VAN FAASSEN, H.G. (1996): Volatilisation of ammonia, nitrous oxide and nitric oxide in deep-litter systems for fattening pigs. *J. agric. Engng. Res.* (65): 269-274
- GUST, M. (1984): Geruchsemissionen und Möglichkeiten ihrer Vermeidung durch biologische Abluftreinigungsverfahren. *Wissenschaft und Umwelt*, 1
- HAHNE, J.; SCHUCHARDT, F., FINK, A. (1996): Aerob-thermophile Güllebehandlung zur N-Elimination und Entseuchung, *Korrespondenz Abwasser* 43: 1256-1263
- HAHNE, J.; HESSE, D.; VORLOP, K.-D. (1999): Spurengasemissionen aus der Mast-schweinehaltung. *Landtechnik* 54 (3): 180-181
- HARTMANN, L. (1989): *Biologische Abwasserreinigung*, 2.Auflage, Springer-Verlag Berlin, New York, Tokio
- HARTUNG, E. (1992): Emission und Kontrolle von Gasen und Geruchsstoffen aus Ställen und Dunglagern. *Zentralblatt für Hygiene und Umweltmedizin*, 192: 389-418
- HARTUNG, E., BÜSCHER, W. (1995): Ammoniakfreisetzung, *Landtechnik* 50 (3): 164-165
- HARTUNG, E., MARTINEC, M., JUNGBLUTH, T. (1997): Reduzierung der Ammoniak-Emissionen aus Tierhaltungsanlagen der Landwirtschaft durch biologische Abluftfilter, Univ. Hohenheim, Institut für Agrartechnik
- HARTUNG, E. UND MONTENY, G.-J. (2000): Emissionen von Methan und Lachgas aus der Tierhaltung – eine Literaturstudie, *Landtechnik* 54 (3): 180-181
- HAUK, S., GUSTER, R., ZEISIG, H.-D. (1990): Wirkung von Hühnerstallabluft auf Pflanzen. In: *Ammoniak in der Umwelt*, (Hrsg.: H. Döhler und H. Van den Weghe), Landwirtschaftsverlag, Münster
- HER, J.-J., HUANG, J.-S. (1995): Influences of carbon source and C/N ratio on nitrate/nitrite denitrification and carbon breakthrough, *Biores. Technol.* 54: 45-51
- HEYER, J. (1994): Methan. In: *Enquete-Kommission „Schutz der Erdatmosphäre“* (Hrsg.), Landwirtschaft, Studienprogramm, Economica-Verlag, Bonn
- HESSE, D. (1994): Comparison of different old and new fattening pig husbandries with focus on environment and animal welfare. In: *XII World Congress on Agricultural Engineering*, CIGR (Eds.), 29.8.-01.09.1994, Mailand, E, pp. 559-566

- HESSE, D., ZERBE, F., MANNEBECK, H., HOLSTE, D. (1997): Weiterentwicklung von Mastschweinehaltungsverfahren mit und ohne Einstreu, im Hinblick auf Tier- und Umweltschutz. In: Bau, Technik und Umwelt in der landwirtschaftlichen Nutztierhaltung. Beiträge zur 3. Internationalen Tagung, 11. und 12. März 1997, Kiel, S. 130-137
- HOEKSMAN, P., OOSTHOEK, J., VERDOES, N. UND VOERMANS, J.A.M. (1993): Reductie van ammoniak-emissie uit varkenstallen door mestspoelen met beluchte spoelvoelstof. [Reduzierung der Ammoniakemissionen aus Schweineställen durch Ausspülen der Gülle mit belüfteter Spülflüssigkeit] imag-dlo, P 1.95, Wageningen/NL
- HOLMBERG, R.D., HILL, D.T., PRINCE, T.J., VAN DYKE, N.J. (1983): Potential of solid-liquid separation of swine wastes for methane production, Transactions of the ASAE, Vol. 26 (5): 1803-1807
- HÖRNIG, G. (1981): Bemessung gülleabführender Systeme in Ställen. Habilitationsschrift, Humboldt-Universität Berlin.
- HÜTHER, L.; SCHUCHARDT, F.; AHLGRIMM, H.-J.; VORLOP, K.-D. (1997): Einflussfaktoren für die Lachgasfreisetzung bei der Lagerung/Kompostierung tierischer Exkrememente. Jahresbericht 1996 der Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft, Braunschweig-Völkenrode (Hrsg.), Braunschweig, S. 98-99
- IPCC (1995): Supplementary Report to the IPCC Scientific Assessment, University Press, Cambridge, UK
- JACOBSON, L.D.; JANNI, K.A.; JOHNSON, V.J. (1996): Toxic gas and dust concentrations inside Minnesota pig facilities. In: Proc. of the 1st International Conference on Air Pollution from Agricultural Operations. 7-9 February, Kansas City, Missouri, USA, pp. 331-337
- JANSEN, J., KRAUSE, K.-H. (1987): Stallinterne Beeinflussung der Gesamtemission aus Tierhaltungen. Grundlagen der Landtechnik, 37: 213-220
- KAISER, S., VAN DEN WEGHE, H. (1997): Kompoststall für Mastschweine. Landtechnik 52 (3): 148-149
- KAISER, S., WEIDENHÖFER, C., STROTHMEYER, L., SIEMERS, V., VAN DEN WEGHE, H. (1998): Multiphasenfütterung in vier Varianten im Kammstall mit Futterganglüftung und kombinierter Unterflur- und Oberflurabsaugung, in: Umweltverträgliche Mastschweineställe, KTBL-Schrift 259, Landwirtschaftsverlag Münster
- KAISER, S., VAN DEN WEGHE, H. (1999): Ammoniak- und Lachgasemissionen eines Zweiraumkompost- und eines Vollspaltenbodenstalles für Mastschweine. In: 4. Internationale Tagung: Bau, Technik und Umwelt in der landwirtschaftlichen Nutztierhaltung, 09./10. März, Freising/Weihenstephan, S. 447-450
- KAISER, S. (1999): Analyse und Bewertung eines Zweiraumkompoststalls für Mastschweine unter Besonderer Berücksichtigung der gasförmigen Stoffströme, Dissertation, Georg-August-Universität Göttingen
- KARGI, F. (1996): Biological treatment of high strength wastewater by feed-batch operation, Bioprocess Engineering 16: 35-38

- KECK, M.; BÜSCHER, W.; JUNGBLUTH, T. (1995): Ammoniakfreisetzung aus der Schweinehaltung. *Landtechnik* 50 (6): 374-375
- KECK, M. (1997): Beeinflussung von Raumluftqualität und Ammoniakemissionen aus der Schweinehaltung durch verfahrenstechnische Maßnahmen. Dissertation Universität Hohenheim
- KIESOW, L.A. (1972): A biologic assimilation of inorganic energy, *Aldrichimica Acta* 5: 33-37
- KLEIJN, J.P.L., VOERMANS, J.A.M. (1991): Mestscheiden door bezinken. [Gülleseparierung durch Sedimentation] Proefstation voor de Varkenshouderij, Proefverslag 1.62, Rosmalen
- KLUTE, R. (1989): Untersuchungen zur Flockung und Flockenabtrennung durch Filtration, Flotation und Sedimentation. Sachbericht zum KfW-Forschungsvorhaben A 5.7, Inst. f. Siedlungswasserwirtschaft der TU Karlsruhe
- KNOWLES, R. (1982): Denitrification. *Microbiological Reviews* 46: 43-70
- KOERKAMP, P.W.G. UND G.H. UENK (1997): Climatic Conditions and Areal Pollutans in and Emissions from Commercial, Animal Production Systems in the Netherlands. In: Proc. International Symposium Ammonia and Odour Control from Animal Facilities, 6.10-10.10.1997, Vinkeloord. Hrg.: J.A.M. Voermans; G.J. Monteny; NVTL, Rosmalen, The Netherlands, 1997, pp. 139-144
- KOERKAMP, P.W.G., UENK, G.H., METZ, J.H.M., PHILLIPS, V.R., HOLDEN, M.R., SNEATH, R.W., SHORT, J.L. U.A. (1998): Concentrations and Emissions of Ammonia in Livestock Buildings in Northern Europe, *J. Agric. Engng. Res.* 70: 79-95
- KOM (KOMMISSION DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFTEN) (1999): Richtlinie des Europäischen Parlamentes und des Rates über nationale Emissionshöchstgrenzen für bestimmte Luftschadstoffe, KOM (1999) 125 endg.
- KRAUTH, K. (1993): N₂O in Kläranlagen, *Korrespondenz Abwasser*, 40: 1777-1791
- KTBL (1998): Daten zu Geruchsemissionen aus der Tierhaltung, *KTBL-Schrift* 260, Landwirtschaftsverlag Münster
- KTBL (1999): Umweltverträgliche Gülleaufbereitung und -verwertung, *KTBL-Schrift* 272, Landwirtschaftsverlag Münster
- LOMPE, D. (1992): Kinetik und Reaktionstechnik der biologischen Denitrifikation, Dissertation, Technische Universität Berlin
- MANNEBECK, D. (1995): Biofilter an Schweineställen, Dissertation Universität Kiel, Institut für Landwirtschaftliche Verfahrenstechnik.
- MANNEBECK, H., HOLSTE, D. (1996): Messung und Bewertung von Gerüchen – Olfaktometrie, Seminar 21. Okt. 1996 in Altdorf bei Nürnberg, Firma ECOMA GmbH, Kiel
- MEHLHORN, G. (1993): Ammoniak als Schadgas für die Tiere und die Umwelt. *Schweineproduzent / wirtschaftliche Schweineproduktion*, 10: 144-149
- MORAWE, B. (1995): Nachgeschaltete Denitrifikation unter Nutzung der Belebtschlammadsorption, Dissertation, Technische Universität Clausthal

- MÜLLER, H.-J. (1994): Geruchs- und Schadgasemissionsströme aus Tierhaltungen. *Landtechnik* 6: 360-361
- NI, J. (1998): Emission of Carbon Dioxide and Ammonia from Mechanically Ventilated Pig House. Dissertation Nr. 338, Faculteit Landbouwkundige en Toegepaste Biologische Wetenschappen, Leuven, B
- NIEBAUM, A. (2001): Quantifizierung gasförmiger Emissionen aus quer gelüfteten Außenklimaställen für Mastschweine mit Hilfe der Tracergas-Technik, Dissertation, Georg-August-Universität Göttingen
- OLDENBURG, J. (1989): Geruchs- und Ammoniak-Emissionen aus der Tierhaltung. *KTBL-Schrift* 333, Darmstadt
- PAINTER, H.A. (1970): A review of Literature on Inorganic Nitrogen Metabolism in Microorganisms. *Water Res.* 4: 393
- PAINTER, H.A. (1977): Microbial transformations of inorganic nitrogen. In: *Prog. Wat. Technol.* 9, Pergamon Press, New York
- PFEIFFER, A.; ARENDS, F.; LANGHOLZ, H.-J.; STEFFENS, G. (1993): The influence of various pig housing systems and dietary protein levels on the amount of ammonia emissions in the case of fattening pigs. In: *Nitrogen flow in pig production and environmental consequences*. Verstegen, M.W.A.; den Hartog, L.A.; van Kempen, G.J.M.; Metz, J.H.M. (Eds.). Pudoc, Wageningen, NL, pp. 313-317
- PITTER, P., CHUDOBA, J. (1990): *Biodegradability of Organic Substances in the Aquatic Environment*. CRC Press, Florida, USA
- POWERS, W.J., MONTOYA, R.E., VAN HORN, H.H., NORDSTEDT, R.A., BUCKLIN, R.A. (1995): Separation of manure solids from simulated flushed manures by screening or sedimentation, *Transactions of the ASAE*, Vol. 11 (3): 431-436
- RATZKI, E., HARKORT, W. UND MEDROW, W. (1989): Forschungsvorhaben Geruchsbelästigungen durch Schweineintensivhaltung. Landesumweltamt Nordrhein-Westfalen, Okt. 1989
- REIMANN, W. (1993): Fest-Flüssig-Trennung von Gülle und Gülleaufbereitungsprodukten, *Filtrieren und Separieren* 7: 195-203
- REIMANN, W. (1994): Auslegung eines Absetzapparates über die Feststoffflusskurve (angewendet auf das Medium Gülle). *Filtrieren und Separieren* 1: 12-16
- REIMANN, W. (1995): Membrantrennverfahren zur Aufbereitung landwirtschaftlicher Abwässer, *WLB Wasser, Luft und Boden* 9: 40-44
- RHEINHEIMER, G., HEGEMANN, W., RAFF, J., SEKOULOV, I. (1988): Stickstoffkreislauf im Wasser, Stickstoffumsetzungen in natürlichen Gewässern, in der Abwasserreinigung und Wasserversorgung, R. Oldenbourg Verlag, München, Wien
- ROBERTSON, J. (1996): Ammonia - the hazards of poor management. *Pig Farming* 8/96: 31-38
- ROGENHOFER, M. (1996): Grundlagen und Prüfverfahren der Sensorik – Teil 1. *Milchwirtschaftliche Berichte*, 129: 114-118
- ROM, H.B. (1994A): Nitrogen flow and ammonia emission in fattening pig units. In: *Gasanalytik in der Nutztierhaltung und Landwirtschaft*, Berlin, 22.-23.11.1994

- ROM, H.B. (1994B): Evaluation of photoacoustic ammonia detection in livestock buildings. In: AGENG, Report No. 94-C-032, Milano, I
- SCHLEGEL, H.G. (1992): Allgemeine Mikrobiologie. 7. überarbeitete Auflage, Georg Thieme Verlag, Stuttgart
- SHELLEKENS, J. (1990): Laat maar schuiven, Tips voor de bouw van een ammoniakemissie-arme stal [(Gülle) ausschieben, Tips für den Bau eines ammoniakarmen Stalles], Boerderij/Varkenshouderij 77 (13): 70-73
- SCHÖN, G., BUBMANN, S., GEYWITZ-HETZ, S. (1994): Bildung von Lachgas (N₂O) im belebten Schlamm aus Kläranlagen, gwf Wasser Abwasser 135: 293-301
- SCHÖN, M., HÜBNER, R. (1996): Geruch – Messung und Beseitigung. Vogel Verlag, Würzburg.
- SCHOLTENS, R.; VAN DER HEIDEN-DE VOS, J.J.C.; HUIS IN'T VELD, J.W.H. (1996): Pratijsonderzoek naar de ammoniakemissie van stallen XXX. Natuurlijk geventileerde ligboxenstal voor melkvee met hellende dichte vloer en zelfrijdende sproeischuiven [Praxisuntersuchung der Ammoniakemissionen aus Ställen XXX. Frei gelüfteter Liegeboxenstall für Milchvieh mit abfallendem, geschlossenem Boden und selbstfahrenden Sprühschienen]. imag-dlo, Rapport 96-1006, Wageningen, NL
- SCHOLTYSSEK, H. (1987): Biologische Stickstoffelimination aus ammoniumreichen Abwässern, Dissertation, Technische Universität Clausthal
- SHAMMAS, N.K. (1986): Interactions of temperature, pH, and biomass on the nitrification process, Journal WPCF, Vol. 58, Nr.1
- SHARMA, B., AHLERT, R.C. (1976): Nitrification and nitrogen removal, Water Research Vol. 11: 897-925
- SI-SALAH, A. (1990): Betriebsverhalten und Abbauleistung eines Bioreaktors mit immobilisierten Bakterien, Dissertation, Technische Universität Clausthal
- SMITH, M.P.W., EVANS, M.R. (1982): The effects of low dissolved oxygen tension during the aerobic treatment of piggery slurry in completely mixed reactors, J. of Applied Bacteriology, 53: 117-126
- SNEATH, R.W. (1978): The performance of a plunging jet aerator and aerobic treatment of pig slurry. Water Pollution Control 77 (3): 408 ff.
- SNEATH, R.W., PHILLIPS, V.R., DEMMERS, T.G.M., BURGESS L.R., SHORT J.L., WELCH S.K. (1997): Long Term Measurements of Greenhouse Gas Emissions From UK Livestock Buildings. Livestock Environment V, Proceedings of the Fifth International Symposium, Bloomington, Minnesota, 1997, pp. 146-153
- SÖRENSEN, J., TIEDJE, J.M., FIRESTONE, R.B. (1980): Inhibition by sulfide of nitric and nitrous oxide reduction by denitrifying *Pseudomonas fluorescens*. Appl. Environ. Microbiol. 39: 105-108
- SPIEK, E., SAND, W. UND BOCK, E. (1990): Wirkung von Ammoniak auf Bauwerke. In: Ammoniak in der Umwelt, KTBL (Hrsg.), Landwirtschaftsverlag Münster
- SRINATH, G. UND LOEHR, R. (1974): Ammonia desorption by diffused aeration, Journal WPCF 46 (8): 1939-1957

- STEGBAUER, B., NESER, S., GROTZ, W., GRONAUER, A., SCHÖN, H. (1998): Qualitativer Vergleich von NH₃-Betriebsmesstechniken. *Landtechnik* 53 (2): 70-71
- STEIN, M. (1999): Sind Bio-Schweine Umweltschweine? Hochheim: Europäisches Institut für Lebensmittel- und Ernährungswissenschaften. <http://www.agrar.de/aktuell>
- THAER, R. (1978): Probleme der aeroben Behandlung von Flüssigmist in flüssiger Phase, *Grundlagen der Landtechnik* 28 (2): 36-47.
- THELOSEN, J.G.M., VOERMANS, J.A.M. (1993A): Comparison of two deep litter systems for fattening pigs with a traditional housing system; influence on some environmental aspects. In: Workshop deep litter systems for pig farming, Rosmalen, NL: 26-35
- THELOSEN, J.G.M., VOERMANS, J.A.M., VAN CUYCK, J. (1993B): Rioleringsystemen voor de afvoer van mest [Kanalsystem für den Ablauf von Gülle]. Proefstation voor de Varkenshouderij, Proefverslag 1.92, Rosmalen
- UMWELTBUNDESAMT (1997): Daten zur Umwelt – Der Zustand der Umwelt in Deutschland. Ausgabe 1997, herausgegeben vom Umweltbundesamt, Berlin
- VAN DEN WEGHE, H. (1995): Tierhaltung und Umwelt. In: 2. Internationalen Tagung: Bau und Technik in der landwirtschaftlichen Nutztierhaltung, 14. und 15. März in Potsdam, S. 31-39
- VAN DE SANDE-SHELLEKENS, A.L.P.; VAN BRAKEL, C.E.P.; BACKUS, G.B.C. (1995): Experiences with Haglando® manure scraper on a PROPRO-farm with finishing pigs. Research Institute for Pig Husbandry, Proefverslag no. P1.130, Rosmalen, NL
- VAN DIJK, H. (1994): Spoelgoten in Kraamafdelingen en in biggenopfokafdelingen [Spülrinnen in Abferkelabteilen und Ferkelaufzuchtteilen], *Praktijkonderzoek Varkenshouderij* 5: 4
- VAN GASTEL, J.P.B.F., VERDOES, N., BEURSKENS-VOERMANS, M.P. (1997A): Euralclar mestspoel- en mestbehandelingssysteem [Euralclar Güllespül- und Güllebehandlungssystem]. *Praktijkonderzoek Varkenshouderij*, Proefverslag 1.172, Sterksel
- VAN GASTEL, J.P.B.F., VAN DER KAA, C.C.R. (1997B): Ontwerp van biologische stikstofverwijderingssystemen voor varkensmest [Entwurf biologischer Stickstoffabbau-systeme für Schweinegülle]. Proefstation voor de Varkenshouderij, Proefverslag 1.192, Rosmalen
- VANOTTI, M.B., HUNT, P.G. (1996): The use of polymers for nitrogen removal in swine wastewater: PAM and encapsulated nitrifier technologies. In: Proc. Technical Conf. On Water Quality, 19-21 March, North Carolina State University, Raleigh, N.C., 116-120. Raleigh, N.C.: NCSU
- VAN OUWERKERK, E.N.J. (1993): Meetmethoden NH₃-emissie uit stallen [Messmethoden NH₃-Emissionen aus Ställen]. E.N.J. van Ouwerkerk (ed.): *Onderzoek inzake de mest- en ammoniakproblematiek in de veehouderij 16* [Untersuchung zum Thema der Gülle- und Ammoniakproblematik in der Viehhaltung], NL
- VAN OUWERKERK, E.N.J., PEDERSEN, S. (1994): Application of the carbon dioxide mass balance method to evaluate ventilation rates in livestock buildings. In: AGENG, Report N. 94-C-026, Milano, I, 516-529

- VAN'T KLOOSTER, C.E., HEITLAGER, B.P. (1994): Determination of minimum ventilation rate in pig houses with natural ventilation based on carbon dioxide balance. *J. agric. Engng. Res.* 57: 279-287
- VAN ZEELAND, A., VERDOES, N. (1997): Nieuw goedkoop emissie-arm systeem bij vleesvarkens [Neues und billiges emissionsarmes System für Mastschweine], *Praktijkonderzoek Varkenshouderij* 3: 16-17
- VAN ZEELAND, A., DEN BROK, G. (1998): Schuine putwand ook toepasbaar bij DeLVris-systeem voor gespeende biggen [Schräge Grubenwände auch einsetzbar bei DeLVris-System für Ferkel], *Praktijkonderzoek Varkenshouderij* 1 (12): 6-7
- VDI 3471 (1986): Emissionsminderung Tierhaltung - Schweine. Beuth Verlag, Berlin.
- VDI 3472 (1986): Emissionsminderung Tierhaltung - Hühner. Beuth Verlag, Berlin.
- VERDOES, N., DEN BROK, G., VAN CUYCK, J. (1992): Mechanische mestscheiders als mogelijke schakel in de mestbewerking op bedrijfsniveau [Mechanische Gülleseparierung als mögliches Element der Gülleverarbeitung auf Betriebsniveau]. Proefstation voor de Varkenshouderij, Proefverslag 1.77, Rosmalen
- VERDOES, H. (1995): Meetcijfers en emissiewaarden [Messwerte und Emissionswerte]. *Praktijkonderzoek Varkenshouderij* 9 (1): 2-3, Wageningen, NL
- VOERMANS, J.A.M., VERDOES, N. (1994): Reduction of ammonia volatilisation by pen design and slurry removal systems in pig houses. Papers of the 7th Consultation of the FAO-Network on Animal Waste Utilisation, Bad Zwischenahn, 17.-24.05.1994
- VOERMANS, M.P.; HENDRIKS, J.G.L. (1995): Pit or roof ventilation for growing finishing pigs. Proefverslag No. P 4.9., Research Institute for Pig Husbandry, Rosmalen ,NL
- VON SCHULTHESS, R. (1994): Nitric and nitrous oxides from denitrifying activated sludge at low oxygen concentration, in: Proc. Of the 1994 IAWQ [International Air and Water Quality] Conference, Budapest
- WELLINGER, A., BASERGA, U., EDELMANN, W., EGGER, K., SEILER, B. (1991): *Biogas Handbuch, Grundlagen – Planung – Betrieb landwirtschaftlicher Biogasanlagen.* Verlag Wirz, Aarau, Schweiz
- WENZEL, I. (1997): Zeichnung zur Bauvoranfrage AZ: VA/96 00214 (Hans Böging), Firma Wenzel, Wildeshausen
- WENZINGER, F. (1993): Entstehung, Charakterisierung und Analysierung von Gerüchen in der Luft. *Wasser Boden Luft Umweltschutz*, 6/93: 5-7
- WILLERS, H.C., DERIKX, P.J.L., TEN HAVE, P.J.W., ARTS, M.W. (1993): Temperature-dependency of nitrification and required anoxic volume for denitrification in the biological treatment of veal calf manure, *Bioresource Technology* 43: 47-52
- WILLERS, H.C., DERIKX, P.J.L., TEN HAVE, P.J.W., VIJN, T.K. (1996): Emission of ammonia and nitrous oxide from aerobic treatment of veal calf slurry, *J. Agric. Engng. Res.* 63: 345-352
- WONG-CHONG, G.M., LOEHR, R.C. (1975): The Kinetics of microbial nitrification, *Water Research*, Vol. 9: 1099-1106

- WTW (1996): BSB-Fibel der Firma Wissenschaftlich-Technische Werkstätten GmbH und DIN 38409T51 / T52
- YOSHIDA, T., ALEXANDER, M. (1970): Nitrous oxide formation by *Nitrosomonas europaea* and heterotrophic microorganisms. *Soil Science of America Proceedings*, 34: 880-882
- ZHENG, H., HANAKI, K., MATUSO, T. (1994): Production of nitrous oxide gas during nitrification of wastewater. *Water Science and Technology*, 30: 133-141
- ZHANG, R.H., LEI, F. (1998): Chemical treatment of animal manure for solid-liquid separation. *Transactions of the ASAE*, Vol.41 (4): 1103-1108
- ZHANG, R.H., WESTERMAN, P.W. (1997): Solid-Liquid separation of animal manure for odour control and nutrient management, *Transactions of the ASAE*, Vol. 13 (5): 657-664

Anhang

Tab. A.1: Wirksamkeit verschiedener Flockungsmittel bei Mastschweinegülle

Zusatzstoff	Abscheidegrad			Eindickung [g _{zu} /g _{sed}]
	TM [%]	CSB [%]	N _{ges} [%]	
ohne Zusatz	63,1	64,3	36,1	2,9
Bentonit	68,8	72,3	44,8	2,6
Säure aktivierte Tonerde	58,0	61,6	36,6	2,6
alkalisch aktivierte Tonerde	77,5	81,9	64,6	1,6
Gips	62,5	68,2	37,2	2,8
Nichtionisches PA (NF 104)	74,8	80,8	49,0	3,3
Bentonit & NF104	75,1	82,2	46,9	3,1
Gips & NF104	72,5	80,3	38,6	3,3
FeClSO ₄ & AF900	62,5	69,0	38,3	2,6
FeCl ₃ & AF900	64,6	68,0	40,7	2,4

Tab. A.2: Mittlere Konzentrationen der Sedimentation

Kohlenstoff- Konzentration	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
Mw [g/kg]	9,1	4,5	9,3	5,4	7,9	3,7
Min [g/kg]	5,5	3,2	4,3	2,3	3,5	2,4
Max [g/kg]	14,8	7,2	21,8	9,3	15,5	5,0
S [g/kg]	2,5	1,9	4,8	1,9	3,6	0,6
n [-]	27	27	18	18	18	18
Stickstoff- Konzentration	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
Mw [g/kg]	1,66	1,33	1,90	1,50	2,00	1,23
Min [g/kg]	1,11	0,92	0,86	0,57	1,32	0,67
Max [g/kg]	2,26	1,82	3,37	2,72	3,50	1,62
S [g/kg]	0,33	0,26	0,86	0,73	0,45	0,22
n [-]	28	28	20	20	20	20
Phosphat- Konzentration	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
Mw [g/kg]	0,54	0,24	0,48	0,24	nicht gemessen	nicht gemessen
Min [g/kg]	0,31	0,15	0,13	0,08		
Max [g/kg]	0,78	0,41	0,80	0,51		
S [g/kg]	0,13	0,07	0,17	0,11		
n [-]	16	16	21	21		

Tab. A.3: Mittlere Massenströme und –Abscheidegrade der Sedimentation

Kohlenstoff- Massenstrom	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
Mw [kg/Tag]	26,31	12,15	26,33	14,05	20,50	8,56
Min [kg/Tag]	12,66	6,29	11,63	5,15	10,47	6,18
Max [kg/Tag]	47,67	19,12	65,02	27,08	37,46	12,97
S [kg/Tag]	8,99	4,01	14,25	5,44	9,00	1,93
Vk [%]	34,15	33,00	54,11	38,73	43,92	22,52
n [-]	27	27	18	18	18	18
Red. [%]	53,82		46,67		58,26	
Stickstoff- Massenstrom	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
Mw [kg/Tag]	4,79	3,50	5,48	3,96	5,52	3,00
Min [kg/Tag]	2,45	1,92	1,77	1,09	3,35	1,93
Max [kg/Tag]	7,37	5,27	10,17	7,76	9,22	4,88
S [kg/Tag]	1,40	1,07	2,66	1,99	1,66	0,74
Vk [%]	29,15	30,44	48,56	50,15	30,09	24,73
n [-]	28	28	20	20	20	20
Red. [%]	26,88		27,68		45,70	
Phosphat- Massenstrom	Md. 1		Md. 2		Md. 3	
	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf	Zulauf	Ablauf
Mw [kg/Tag]	1,52	0,64	1,37	0,62	nicht gemessen	nicht gemessen
Min [kg/Tag]	0,95	0,30	0,30	0,18		
Max [kg/Tag]	2,4	1,18	2,46	1,35		
S [kg/Tag]	0,47	0,28	0,56	0,31		
Vk [%]	30,89	43,52	40,87	50,27		
n [-]	16	16	21	21		
Red. [%]	57,85		54,53			

Tab. A.4: CSB-Abbaugrad und -Abbauraten

Betriebsart	CSB-Abbaugrad η [%]	Bereich B_R [kg/(m ³ d)]	Gleichung
kontinuierlich	$\eta = 3,32 (B_R)^3 - 19,26 (B_R)^2 + 36,56 (B_R) + 68,71$ $R^2 = 0,505$	0,3 – 2,2	(A.1)
Batch-Betrieb	$\eta = 5,81 (B_R)^3 - 32,59 (B_R)^2 + 40,09 (B_R) + 74,99$ $R^2 = 0,19$	0,3 – 1,25	(A.2)
	CSB-Abbauraten r_0 [kg/(m ³ d)]	Bereich CSB [g/l]	
kontinuierlich	$r_0 = 0,1196 \text{ CSB} - 0,2731$ $R^2 = 0,902$	3,6 – 17	(A.3)
Batch-Betrieb	$r_0 = 0,0857 \text{ CSB} - 0,033$ $R^2 = 0,643$	3,5 – 10,8	(A.4)
	r_{TS} [kg/(kg d)]	B_{TS} [kg/(kg d)]	
kontinuierlich	$r_{TS} = 0,8759 B_{TS} + 0,0008$ $R^2 = 0,991$	0,04 – 0,45	(A.5)

Tab. A.5: Nitrifikationsrate in Abhängigkeit von der Zulaufkonzentration

	Nitrifikationsrate r_N [g/(m ³ d)]	Bereich $\text{NH}_4\text{-N}$ [mg/l]	Gleichung
Kontinuierlich	$r_N = 0,1244 \text{ NH}_4\text{-N} - 23,162$ $R^2 = 0,876$	380 – 1650	(A.6)
Batch-Betrieb	$r_N = 0,0993 \text{ NH}_4\text{-N} - 1,055$ $R^2 = 0,598$	460 – 1250	(A.7)

Tab. A.6: Mittlere N-Massenströme der Spülflüssigkeitsaufbereitung, Versuch 1

Md. 2 Versuch 1 (kontin. Betrieb)		Gülle (Input)	Sedimen- tation	Üss.-Bio- reaktor	Denitrif. Spülvorl.	Denitrif. Vorgrube	Bioreakt. desorbiert	Bilanz- differenz
Mw	[g/Tag]	3760	1520	338	1017	107	11	767
Min	[g/Tag]	--	282	101	609	0	--	--
Max	[g/Tag]	--	1256	698	1866	918	--	--
S	[g/Tag]	--	612	213	563	96	--	--
Vk	[%]	--	31	63	55	173	--	--
Anteil	[%]	100,0	40,4	9,0	27,1	2,9	0,3	20,4

Tab. A.7: Mittlere N-Massenströme der Spülflüssigkeitsaufbereitung, Versuch 2

Md. 3 Versuch 2 (Batch-Betrieb)		Gülle (Input)	Sedimen- tation	Üss.-Bio- reaktor	Denitrif. Spülvorl.	Denitrif. Vorgrube	Bioreakt. desorbiert	Bilanz- differenz
Mw	[g/Tag]	3490	1920	217	720	141	19	473
Min	[g/Tag]	--	398	--	299	0	--	--
Max	[g/Tag]	--	1938	--	1195	890	--	--
S	[g/Tag]	--	501	--	253	154	--	--
Vk	[%]	--	53	--	35	109	--	--
Anteil	[%]	100,0	55,0	6,2	20,6	4,0	0,6	13,6

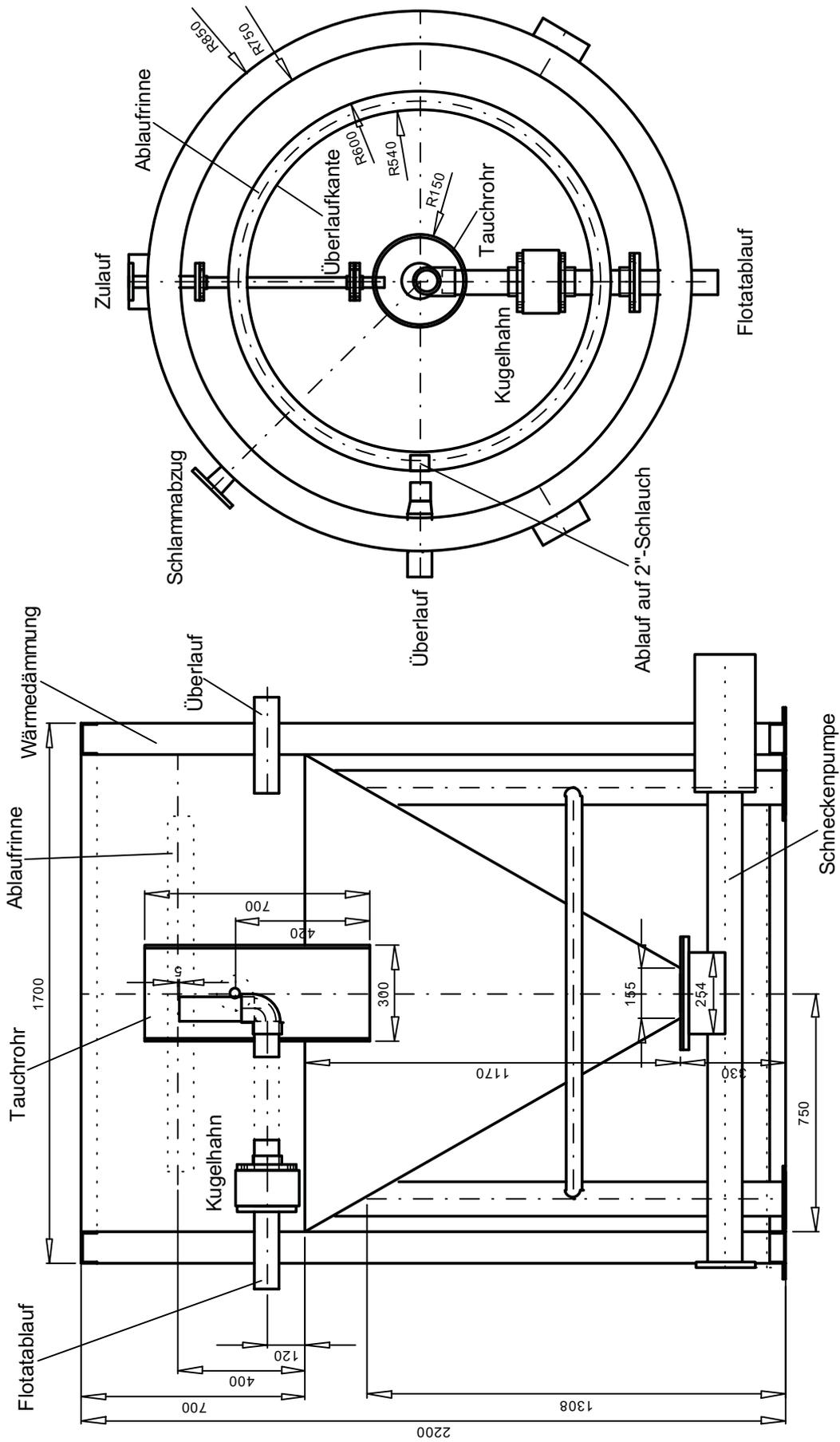


Abb. A. 1: Sedimentations-Behälter

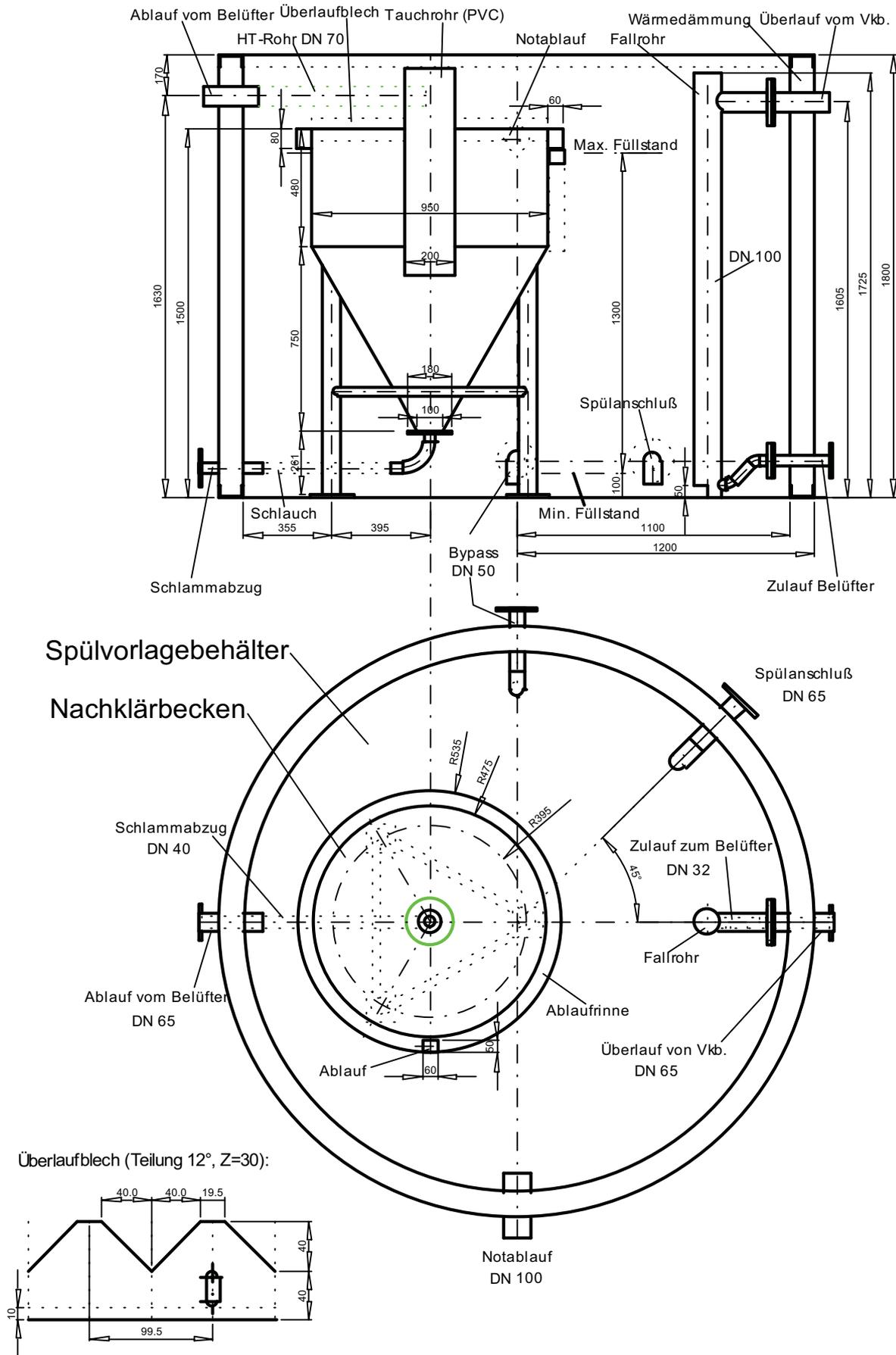


Abb. A.2: Spülvorlagebehälter und Nachklärbecken

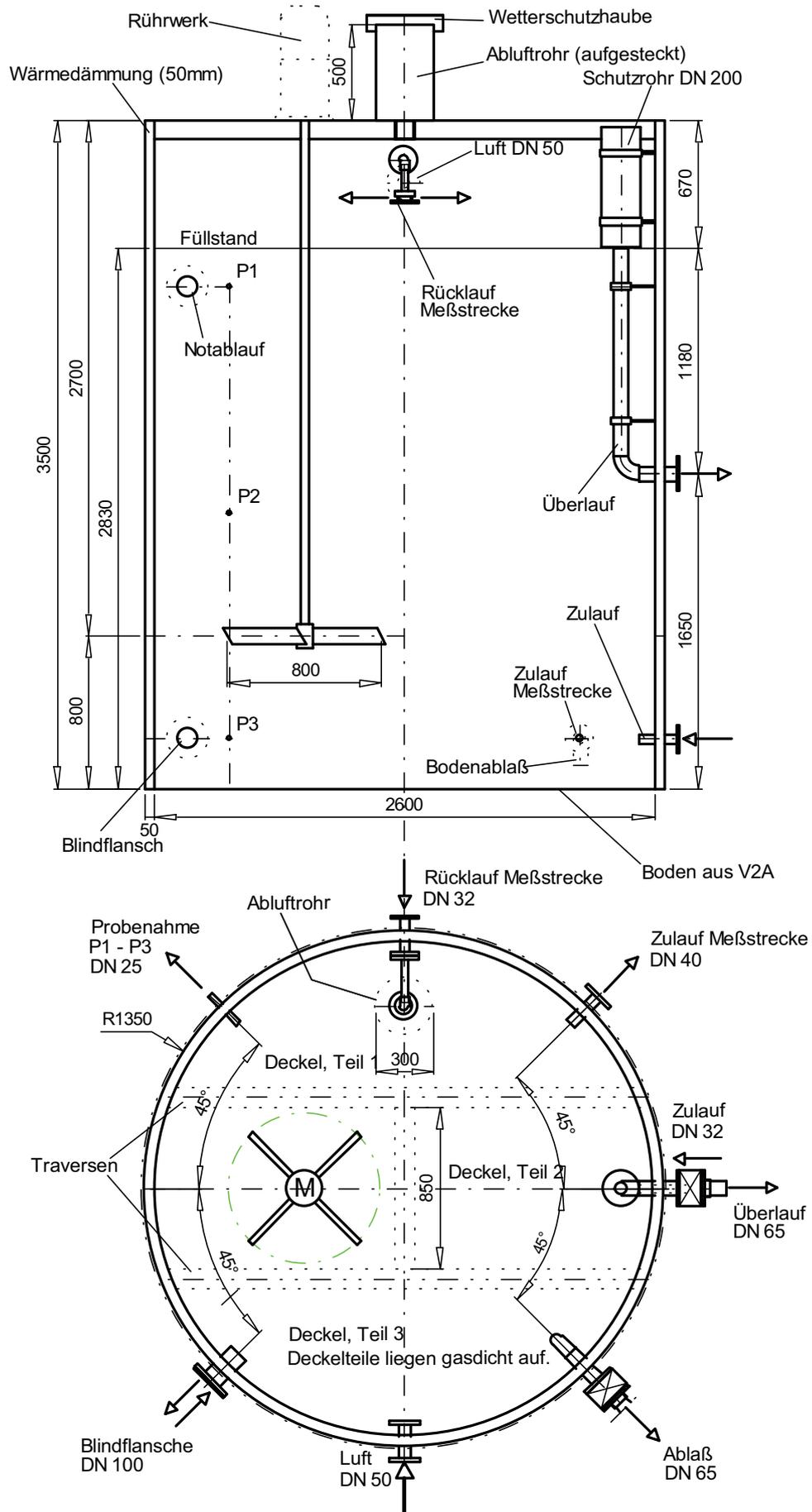


Abb. A.3: Bioreaktor, kontinuierlicher Betrieb

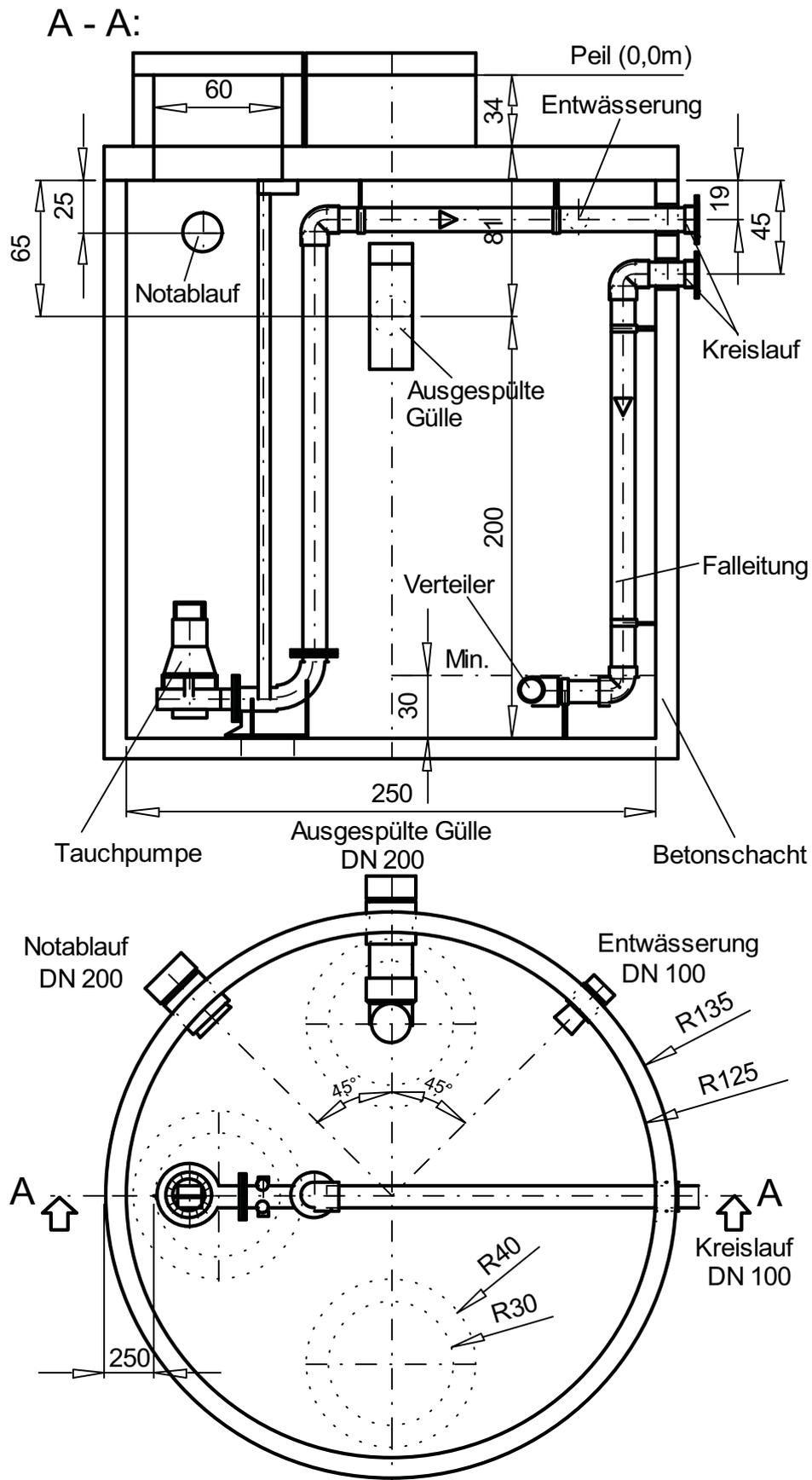


Abb. A.4: Vorgrube

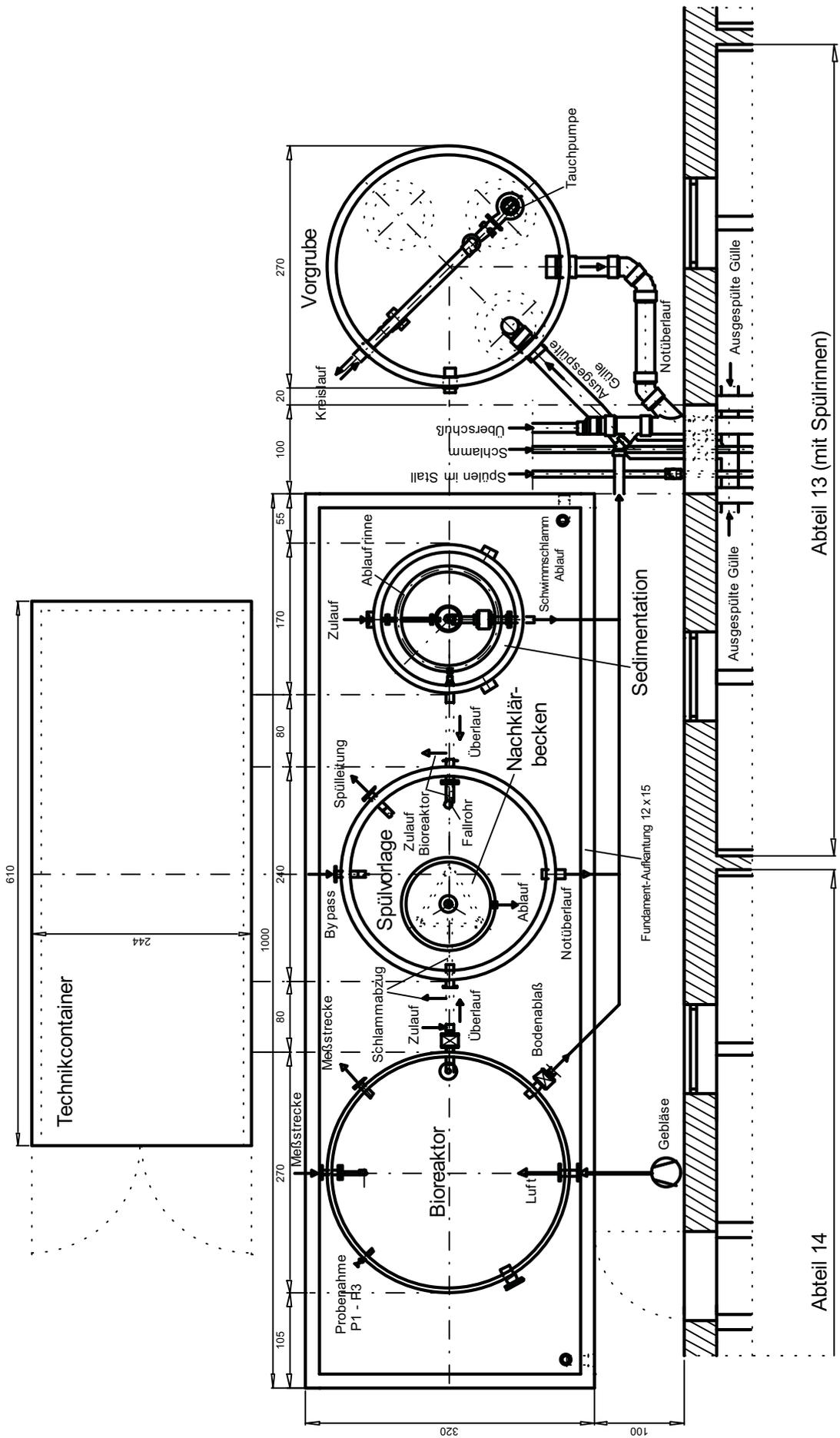


Abb. A.5: Aufstellung der Aufbereitungsanlage

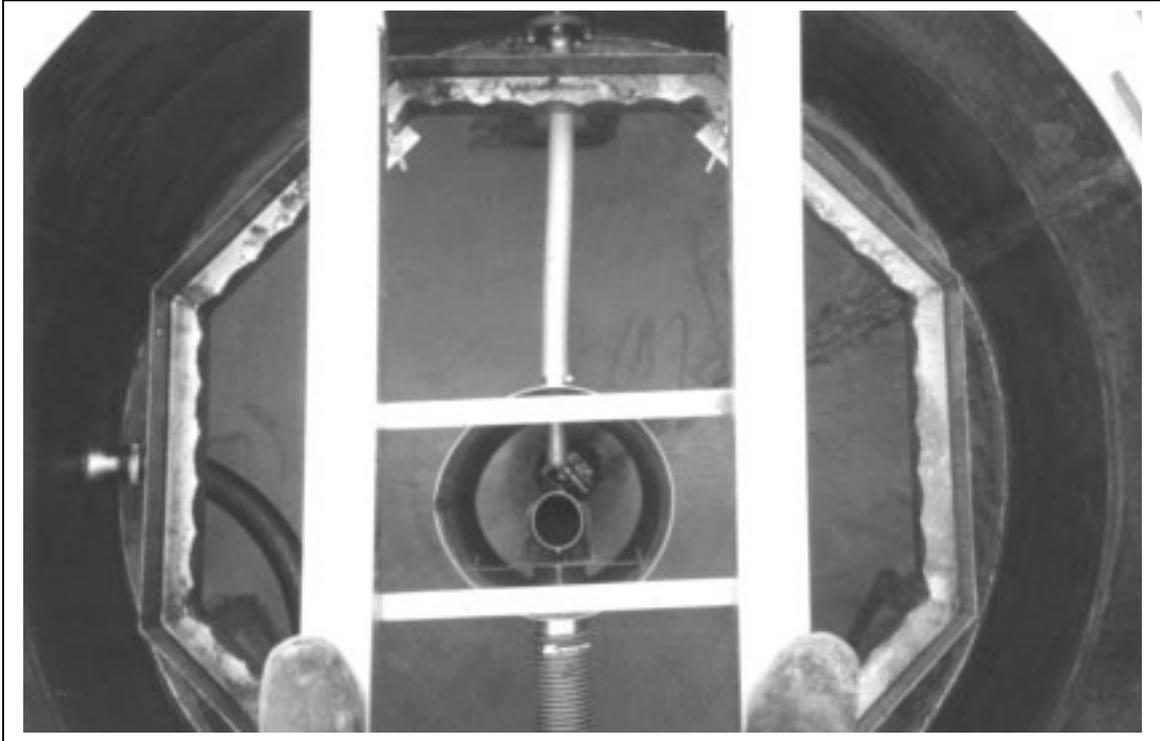


Abb. A.6: Sedimentationsbehälter (Draufsicht): Ablaufrinne, Tauchrohr, Zulauf



Abb. A.7: Sedimentationsbehälter (von unten): Schlammpumpe mit Trogeinlauf

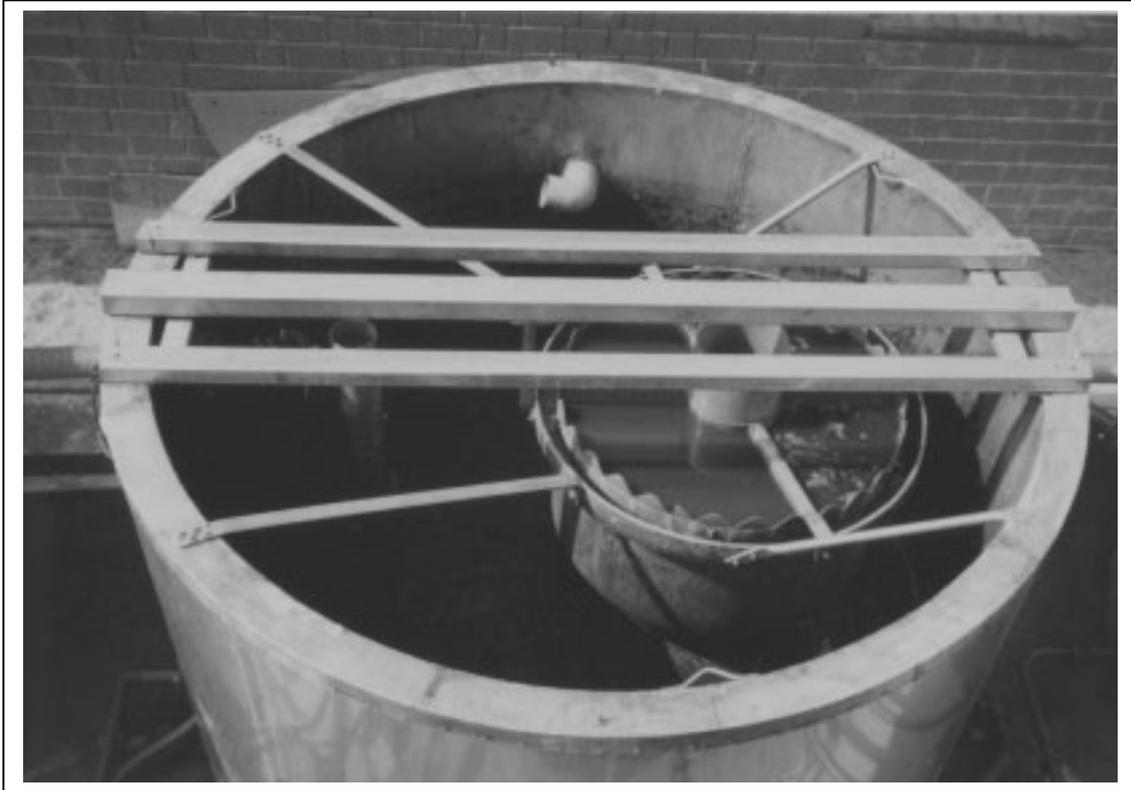


Abb. A.8: Spülvorlagebehälter und integriertes Nachklärbecken

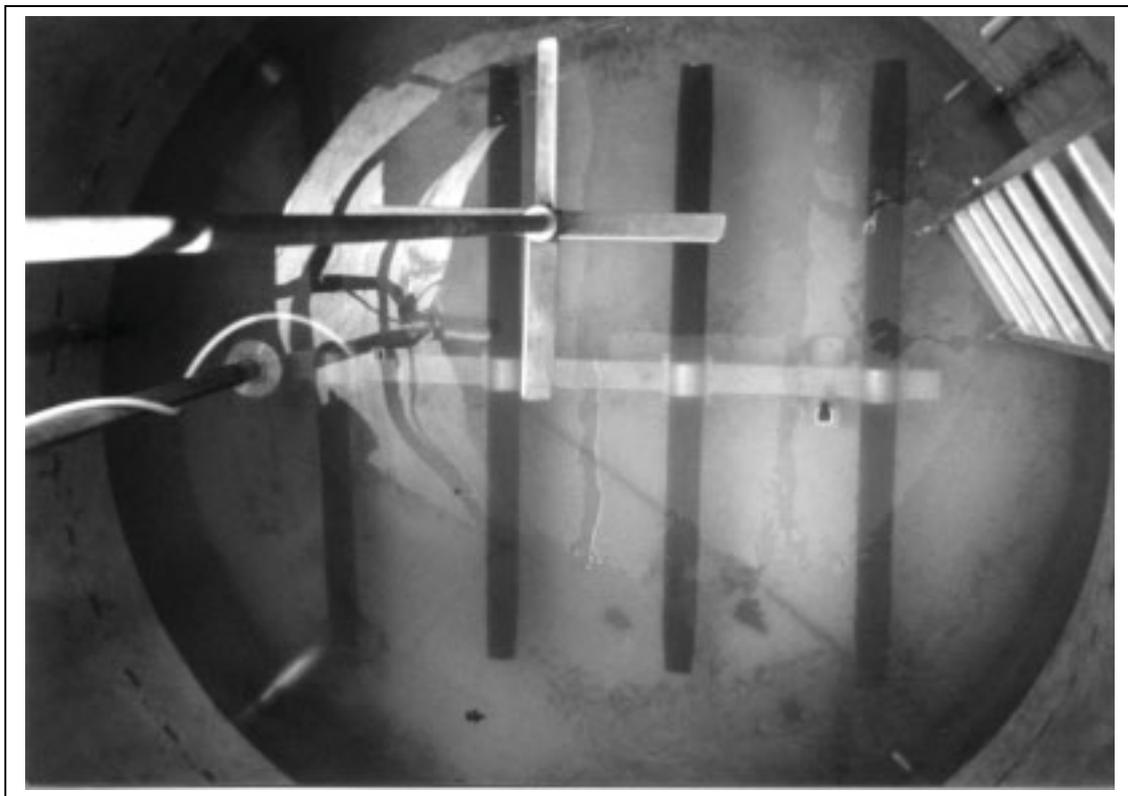


Abb. A.9: Bioreaktor: Membranrohrbelüfter und Balkenrührer



Abb. A.10: Bioreaktor: Deckelteilung, Rührwerksmotor, Abluftschacht



Abb. A.11: Spülrinnen: Montage der Rinnen in konventionellen Güllekeller



Abb. A.12: Spülrinnen: Rinnenauflage (Innenwand) und Unterzug

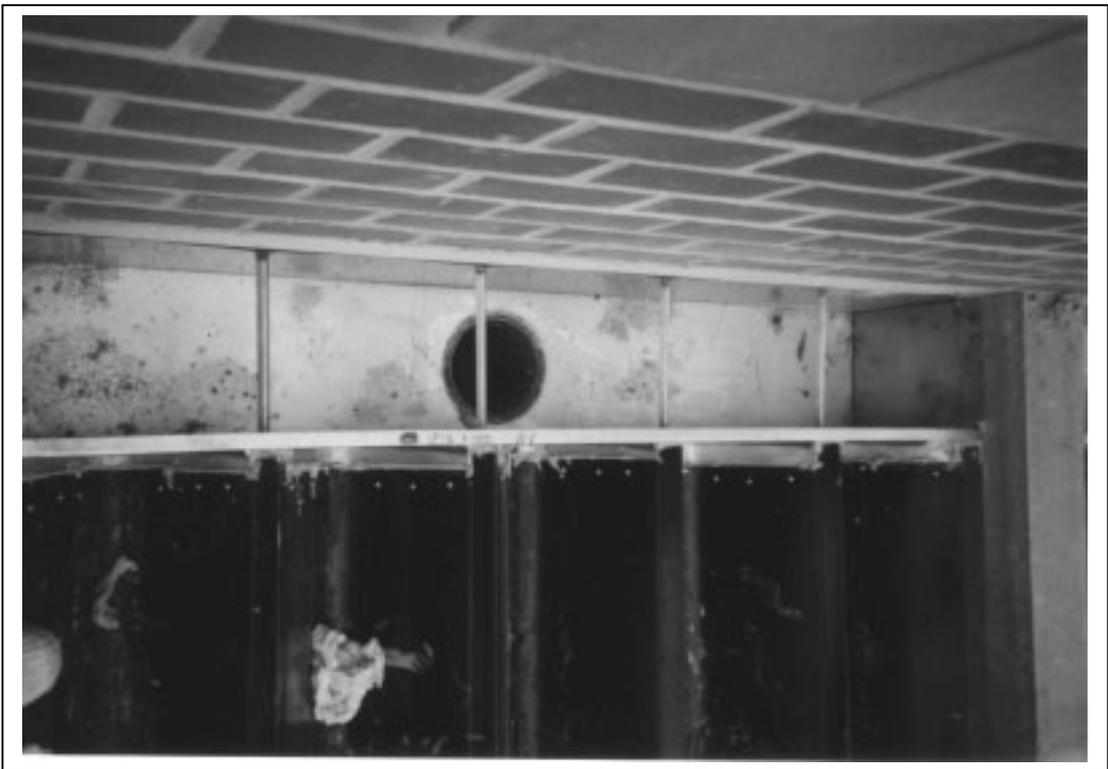


Abb. A.13: Spülrinnen: Ablaufrinne mit Rinnenauflage (Außenwand)

Danksagung

Hiermit möchte ich all jenen herzlich danken, die zum Gelingen der vorliegenden Arbeit beigetragen haben:

Herrn PROF. DR.-ING. ALFONS VOGELPOHL¹ für die freundliche Übernahme des Referates,

Herrn PROF. DR. IR. HERMAN VAN DEN WEGHE² für die Überlassung des Themas, für die wissenschaftliche Betreuung und das mir entgegengebrachte Vertrauen,

Herrn PROF. DR.-ING. PETER WEILAND³ für die Übernahme des Korreferates und hilfreiche Anmerkungen bei der Fertigstellung der Arbeit,

Frau DR. ANTJE ROß⁴ für ihr unermüdliches Korrekturlesen sowie Tipps und rege Diskussionen, die mir im Verlauf des gesamten Projektes eine große Hilfe waren, und Herrn DR. GÜNTER STEFFENS⁴ für das entgegengebrachte Vertrauen,

dem Werkstatt-Team: THOMAS KRUTHOFF², HARTMUT LIEBENOW² und HEINZ SIEBENAND² für ihr kreatives Wirken beim Aufbau der Versuchsanlage sowie stete Hilfsbereitschaft während der Versuchsdurchführung,

der gesamten Labormannschaft: UWE VEHLOW², INGE ZUMBRÄGEL², RUTH WIGGER², MARTIN KÖRNER² und ANDRÉ PEUKERT² für die präzise Durchführung meines umfangreichen Analysenprogrammes,

dem Betriebsleiter des landwirtschaftlichen Betriebes Herrn HANS BÖGING und Familie für die gute Zusammenarbeit,

der wissenschaftlichen Hilfskraft SVEN BORSTELMANN für die tatkräftige und kreative Unterstützung meiner Versuche,

und nicht zuletzt möchte ich ganz herzlich meinen Eltern danken.

¹Institut für Thermische Verfahrenstechnik der Technischen Universität Clausthal

²Forschungs- und Studienzentrum für Veredelungswirtschaft Weser/Ems der Fakultät für Agrarwissenschaften der Georg-August-Universität Göttingen, Vechta

³Institut für Technologie und Biosystemtechnik, Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft, Braunschweig

⁴LUFA-Nordwest, Oldenburg

Lebenslauf

Name		Marcus Kiuntke
<u>Persönliche Daten:</u>		
geboren am	8.7.1966	in Bremen
Staatsangehörigkeit		deutsch
<u>Schulbildung:</u>		
	1972 ... 1986	Abitur an Kooperativer Gesamtschule in Weyhe bei Bremen
<u>Grundwehrdienst:</u>		
	1986 ... 1987	Heer in Dörverden (Niedersachsen)
<u>Studium:</u>		
	1987 ... 1995	Verfahrenstechnik an Technischer Universität Clausthal, Abschluss als Diplom-Ingenieur
<u>Tätigkeiten:</u>		
	1996 ... 1997	AMG Zeitarbeit GmbH
	1997 ... 2000	Landwirtschaftliche Untersuchungs- und Forschungsanstalt (LUFA) Oldenburg der Landwirtschaftskammer Weser-Ems, Wissenschaftlicher Mitarbeiter
	2000 ... 2002	Firma Dammann & Westerkamp GmbH, Entwicklung Anlagenbau