

**Energieeffizientes Nährstoffsplitting
von flüssigen Wirtschaftsdüngern
mittels Membranfiltration**

Von der Fakultät für Umwelt und Naturwissenschaften
der Brandenburgischen Technischen Universität Cottbus-Senftenberg
zur Erlangung des akademischen Grades eines
Doktor-Ingenieurs (Dr.-Ing.)

genehmigte Dissertation

vorgelegt von

Master of Science

Franco Andolfo

aus Zeven

Niedersachsen

Gutachter: Prof. Dr. rer. nat. habil. Marion Martienssen

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. Ludwig Luckner

Tag der mündlichen Prüfung: 23. Mai 2017

meiner Tochter
Alexa Aleta Andolfo

Danksagung

Zuvor bedanke ich mich bei all denjenigen, die mich bei der Erstellung der Dissertation unterstützt haben, sei es fachlich oder durch die Schaffung von Freiräumen. Allen voran möchte ich mich in diesem Sinne bei meiner Frau Dr. med. Claudia Andolfo für ihre außerordentliche Geduld mit ihrem Mann bedanken.

Frau Prof. Dr.-Ing. Ute Rößner gilt mein ganz besonderer Dank, weil sie mich von der Betreuung der Masterarbeit, über die Projektleitung an der FH Bingen, bei der Beschäftigung von Studenten im Projekt, bis hin zur Suche nach einem weiteren Gutachter, vorbehaltlos unterstützt und begleitet hat. Sie hat immer den entscheidenden Impuls gegeben, wenn es darum ging einen nächsten Schritt zu tun. Ergebnisse und Details von Gesprächen mit ihr, finden sich an vielen Stellen dieser Arbeit wieder.

Herrn Prof. Dr. Clemens Wollny, Frau Prof. Dr. Antje Krause und dem Land Rheinland-Pfalz gilt der Dank für die Möglichkeit der Durchführung des Forschungsvorhabens FKz. 1601711-101 als Grundlage für diese Arbeit und für die Gewährung der benötigten finanziellen Mittel. Für die Möglichkeit der Nutzung von Technikum, Infrastruktur und Gewächshaus über die gesamte Laufzeit des Projekts sei der Hochschulleitung der FH Bingen, namentlich Herrn Prof. Dr.-Ing. Klaus Becker, gedankt.

Frau Prof. Dr. rer. nat. habil. Marion Martienssen möchte ich danken, mich als externen Doktorand angenommen und auch über die Distanz von Brandenburg bis Bayern administrativ unkompliziert und fachlich betreut zu haben. Für die Gewährung der Freiheit der Ausgestaltung der Dissertation und die Möglichkeit der Durchführung fluoreszenzmikroskopischer Untersuchungen im Institutslabor sei ihr ausdrücklich gedankt.

Für die Ausführung von Labortätigkeiten und die undankbare Arbeit der Erfassung von Zellzahlen, sowie für die Einweisung auf den Gerätschaften sei herzlich auch Frau Herrmann der BTU Cottbus-Senftenberg gedankt.

Bei Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Ludwig Luckner möchte ich mich für seine Bereitschaft bedanken, den zweiten Gutachter zu stellen und für die geleistete Hilfestellung bei der Einordnung von bereits erarbeiteten Inhalten in ein stimmiges Gesamtkonzept.

Abkürzungsverzeichnis

a	Partikelabstand (m)
A	Fläche (m ²)
A _F	Filterfläche (m ²)
A _q	Querschnittsfläche Membrankanal (m ²)
AwSV	BVA zum Umgang mit wassergefährdenden Stoffen
α	spezifischer Durchströmungswiderstand (m/kg)
$\alpha_{i,j}$	Selektivität
BHKW	Blockheizkraftwerk
β	Filtermittelwiderstand (m ⁻¹)
c	Massenanteil- oder Volumenkonzentration
C _{$\varphi(\epsilon)$}	Kozeny-Carman-Faktor
CTC	Chlortetracyclin
d	Partikeldurchmesser (m)
d _{gl}	gleichwertiger Durchmesser (m)
d _h	hydraulischer Membrankanaldurchmesser (m)
d _i	Innendurchmesser rohrförmiger Membrankapillare (m)
D _{3,2,i}	Sauter-Durchmesser (m)
D _K	nominaler Durchmesser der Moleküle (m)
DAPI	Fluoreszenzfarbstoff 4',6-Diamidin-2-phenylindol
DE 1 25	Wasserwert (l/h·m ²) bei 1 bar und 25°C
E _a	Aktivierungsenergie (J·mol ⁻¹)
EPDM	Dichtungswerkstoff Ethylen-Propylen-Dien-Kautschuk
EPS	Extrazelluläre Polymere Substanz
ϵ	Porosität
ϵ_z	Dielektrizitätszahl (C/V·m)
η	Viskosität (Pa·s)
η_x	Abscheidegrad
FOS	Flüchtige Organische Säuren
FS	Frischsubstanz
GV	Großvieheinheit (500 kg Nutztier-Lebendgewicht)
H _i	auf die Gesamtmasse bezogener Heizwert (J/kg)

JGS	Jauche, Gülle und Silagesickersäfte
J_p	spezifischer Filtrafluß bzw. Flux ($l/h \cdot m^2$) s.a. Wasserwert
κ	Permeabilität allgemein (m^2)
K_t	Temp.-Korrekturfaktor
KBE	Koloniebildende Einheiten
l_k	Länge rohrförmiger Membrankapillare (m)
λ	Rohrreibungsbeiwert
λ_w	Horizontaldruckverhältnis
MWCO	Molekulare Trenngrenze (Molecular Weight Cut Off)
μ_R	Reibungskoeffizient
NBR	Dichtungswerkstoff Nitril-Butadien-Kautschuk
N_{ges}	Gesamtstickstoff
N_{org}	organischer Stickstoff
ν	kinematische Zähigkeit (m^2/s)
ϕ	Ausbeute
Δp	Druckdifferenz (Pa)
p_e	Überdruck (excedenz) (Pa)
P_{ges}	Gesamtphosphor (kg)
PES	Permanent hydrophilisiertes Polyethersulfon
pH	pH-Wert
ppm	parts per million
$p_{R,P}$	Transmembrandruck (Pa) s.a. TMP
ω	Strömungsgeschwindigkeit (m/s)
φ_{ia}	Phasenvolumenverhältnis
φ_w	Wandreibungswinkel
\dot{Q}	Volumenstrom (m^3/s)
\dot{Q}_P	Permeat-Volumenstrom (m^3/s)
r_s	Filterwiderstand (m^{-2})
r_n	nominale Porengröße (m)
ρ	Dichte (kg/m^3)
Re	Reynoldszahl
R_i	Rückhaltevermögen
R_L	Rückhalteleistung

s	Wegstrecke (m)
TAC	Gesamter anorganischer Kohlenstoff (Total Anorganic Carbon)
TC	Gesamtkohlenstoff
TDS	Gesamtheit aller gelösten Stoffe (Total Dissolved Solids)
$T_{K,20}$	Temperaturkorrekturfaktor
ϑ	Temperatur (K)
THG	Treibhausgase
TKN	Kjehldal-Stickstoff (Total Kjehldal Nitrogen)
TMP	Trans Membrane Pressure (Pa)
TN _b	Gebundener Stickstoff (Total Nitrogen bound)
TOC	Gesamter organischer Kohlenstoff (Total Organic Carbon)
TS	Trockensubstanz
τ	Scherspannung (N/m ²)
τ_w	Wandschubspannung (N/m ²)
\vec{U}	Strömungsvektor
UF	Ultrafiltration
v	Geschwindigkeit (m/s)
V	Volumen (m ³)
VE	vollentsalzt
W _a	Wandreibungszahl
ζ	Zetapotential (V)

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung und Zielstellung	1
1.1	Einführung in die Thematik	1
1.2	Relevanz für den Klimaschutz	4
1.3	Zielstellung	7
2	Grundlagen	10
2.1	Wertstoff Gülle	10
2.1.1	Kategorisierung und rheologische Eigenschaften	10
2.1.2	Partikuläre Betrachtung	14
2.1.3	Zetapotential	16
2.1.4	Biofouling an Grenzflächen	19
2.1.5	Physikalische und Chemische Eigenschaften	21
2.1.6	Die vier Gase der Gülle	23
2.1.7	Hauptnährstoffe - Stickstoff, Phosphor und Kalium	24
2.2	Mechanische Vorfiltration	28
2.2.1	Verfahren der Fest-Flüssigtrennung	28
2.2.2	Oberflächenfiltration - Kuchenfiltration	29
2.2.3	Einfluss der Partikeleigenschaften auf die Permeabilität	31
2.3	Membrantrennverfahren Ultrafiltration	34
2.3.1	Trenngrenzen und Rückhalt	36
2.3.2	Permeat, Konzentrat und Retentat	38
2.3.3	Kenngößen von Membranen	39
2.3.4	Strömungszonen und dynamisches Prozeßverhalten	41
2.3.5	Membranmaterialien und Bauformen	44
3	Stand der Technik	45
3.1	Möglichkeiten der dezentralen GÜlleaufbereitung	45
3.2	Flockung und Fällung	45
3.3	Strippung und Eindampfung	47
3.4	Separation	47
3.4.1	Bogensieb und Schwerkraftfilter	47
3.4.2	Siebtrommel mit Preßwalzen	48
3.4.3	Schneckenpresse	50
3.4.4	Dekantierzentrifuge	51

3.4.5	Wendelfilter	53
3.4.6	Allgemeine Überlegungen zur Separation von Gülle	54
3.5	Vergärung und Kompostierung	60
4	Material und Methoden	61
4.1	Pilotanlage	61
4.1.1	Schema und Anlagengruppen	61
4.1.2	Spezifikation der Ultrafiltration	62
4.1.3	Dimensionierung der Verrohrung	64
4.1.4	Auslegung der Kreislauf-Pumpe	65
4.1.5	Retentatkreislauf, Arbeitstank und Spültank	65
4.1.6	Gasspülung mittels Druckgasflaschensystem	66
4.1.7	Stabilisation der Kreislauftemperatur	67
4.1.8	Feed-Strom Dosierung	68
4.1.9	Einsatz einer Hydropresse	68
4.1.10	Feed-Pumpe	70
4.1.11	Vorfiltration - Beutelfilter	71
4.1.12	Komponenten und Funktionsweise	72
4.1.13	Standort der Pilotanlage	74
4.2	Instrumentierung und Sensorik	75
4.2.1	Manometer und Drucksensoren	75
4.2.2	Durchflußmessung	76
4.2.3	Temperaturmessung	78
4.2.4	TDS-Wertbestimmung	79
4.2.5	Messung der elektrischen Leitfähigkeit	79
4.2.6	pH-Wertbestimmung	79
4.3	Meßwerterfassung und Datenmonitoring	80
4.4	Rohstoffherkunft und Lagerung	85
4.5	Gefäßversuche	86
4.5.1	Saatgut und Versuchspflanze	86
4.5.2	Versuchsboden	87
4.5.3	Analysen des aliquoten Ausgangsbodens	87
4.5.4	Probennahme und Analyse der Substrate	88
4.5.5	Versuchsgefäße	89
4.5.6	Prüfvarianten	90

4.5.7	Vorbereitung von Mikronährstoff- und Borsäurelösung	90
4.5.8	Ansetzen der Gefäße und Düngung der Böden	91
4.5.9	Aussaat und Versuchsdurchführung	94
4.5.10	Ermittlung des Trockenmasseertrags	95
4.6	Bestimmung des Biogasertrags	96
4.7	Fluoreszenzmikroskopie	97
4.8	Laboranalytik	99
4.8.1	Photometrische Bestimmung von Nährstoffen	99
4.8.2	Düngemittel- und Bodenanalyse	100
4.9	Betriebsmittel	101
4.10	Anwendung von Analyseergebnissen und Kenngrößen	102
4.10.1	Anwendung des Trockensubstanzgehalts	102
4.10.2	Anwendung des Gehalts an Organischer Substanz	102
4.10.3	Anwendung des Stickstoffgehalts	103
4.10.4	Anwendung des Phosphorgehalts	103
4.10.5	Anwendung des Kaliumgehalts	104
4.10.6	Permeat Gegendruck	104
4.10.7	Berechnung des Wasserwertes	104
5	Ergebnisse und Diskussion	105
5.1	Inbetriebnahme und Initialisierung	105
5.2	Bestimmung der Anlagenbetriebspunkte	107
5.3	Vorversuche zur Gülleseparation	108
5.3.1	Vorfiltration mittels Beutelfilter	108
5.3.2	Vorfiltration mit einer Hydropresse	111
5.3.3	Diskussion von Temperaturverlauf und Intervallspülung	112
5.4	Variation und Einfluß von Grenztemperaturen	113
5.5	Betrieb unter Produktionsbedingungen	114
5.5.1	Beurteilung des Anlagenverhaltens bei Belastung	114
5.5.2	Entwicklung des Flux im Langzeitversuch	117
5.5.3	Effizienzvergleich der Vorfiltrationsvarianten	118
5.6	Einsatz einer 300 kDa Ultrafiltrationsmembran	119
5.7	Axiale Spülung des Moduls mit Inertgas	120
5.8	Anreicherung von Methanbildnern im Retentat	122
5.9	Verwendung des Retentats als Biogassubstratergänzung	125

5.10	Ergebnisse der Gefäßversuche	128
5.11	Vorteile und Chancen eines Nährstoffsplittings	131
5.12	Energetische Beurteilung des Verfahrens	132
5.13	Quantifizierung der Nährstoffströme	133
6	Zusammenfassung	136
7	Anwendung	138
	Literaturverzeichnis	141
	Abbildungsverzeichnis	153
	Tabellenverzeichnis	160
A	Anhang	164
A.1	Korrektur des Wasserwertes der Ultrafiltration	164
A.2	Durchführung der Versuchsreihe VL000	165
A.3	Durchführung der Versuchsreihe VL001	166
A.4	Durchführung der Versuchsreihe VL002	167
A.5	Durchführung der Versuchsreihe VL003	168
A.6	Durchführung der Versuchsreihe VL004	169
A.7	Durchführung der Versuchsreihen VA011 bis VA014	170
A.8	Durchführung der Versuchsreihen VA021 bis VA024	171
A.9	Durchführung der Versuchsreihen VA051 bis VA054	172
A.10	Durchführung der Versuchsreihen VA101 bis VA104	173
A.11	Durchführung der Versuchsreihen VA001 bis VA004	174
A.12	Anlagenverhalten bei Einsatz von Beutelfilter oder Hydropresse	175
A.13	Diagramme und Tabellen - Versuchsreihe A	176
A.14	Durchführung der Versuchsreihen VAx51 bis VAx54	179
A.15	Durchführung der Versuchsreihen VL005 bis VL008	180
A.16	Durchführung der Versuchsreihe VB101	182
A.17	Durchführung der Versuchsreihe VB102	184
A.18	Durchführung der Versuchsreihe VB103	187
A.19	Durchführung der Versuchsreihe VB104	189
A.20	Durchführung der Versuchsreihe VB051	191
A.21	Durchführung der Versuchsreihe VB052	194

A.22 Durchführung der Versuchsreihe VC101	196
A.23 Durchführung der Versuchsreihe VC102	198
A.24 Durchführung der Versuchsreihe VC103	200
A.25 Durchführung der Versuchsreihe VC051	202
A.26 Durchführung der Versuchsreihe VC052	204
A.27 Effizienzbewertung Vorfiltration	207
A.28 Durchführung der Versuchsreihe VX101	210
A.29 Durchführung der Versuchsreihe UX101	212
A.30 Durchführung der Versuchsreihe VR014	215
A.31 Durchführung der Versuchsreihe VX114	216
A.32 Durchführung der Versuchsreihe VX115	218
A.33 Messprotokolle zu den Biogasversuchsreihen	219
A.34 Durchführung P-S-Kombinationsversuch	226

1 Einleitung und Zielstellung

1.1 Einführung in die Thematik

In Deutschland werden jährlich 115 Mio. m³ Rindergülle auf landwirtschaftlich nutzbaren Flächen ausgebracht und damit klimarelevante Treibhausgasmengen freigesetzt. Neben dem Klimaschutz verlangen zudem auch Rohstoffverknappung und gestiegene Anforderungen an die Hygiene nach neuen Zielstellungen für die Aufbereitung und Anwendung flüssiger und fester Wirtschaftsdünger.

Die gestiegenen Hygieneanforderungen erklären sich primär aus der kosten- und zeitoptimierten Produktion von Lebensmitteln, sowie aus den Ansprüchen der Verbraucher und den Bedingungen der globalen Transportlogistik. Die angewandte Verfahrenstechnik bietet hierfür nur wenige innovative Lösungen an, die mit vergleichsweise geringem Energieeinsatz die geforderten Hygenisierungsgrade erreichen. So werden etwa bei einer nasschemischen Aufbereitung von Klärschlämmen zu Sekundärdüngemitteln die Hygieneanforderungen nicht erfüllt, weil Keime (Viren, Salmonellen) die Prozesskette überstehen können. Unter Maßgabe der AbfKlärV (2012) darf deswegen Klärschlamm als Düngemittel auch nur auf Ackerflächen eingesetzt werden, nicht jedoch im Obst- und Gemüseanbau oder auf Dauergrünland. STRAUCH (1991) stellt für alle Wirtschaftsdünger fest, daß pathogene Keime nicht direkt über die Ausscheidungen von Nutztieren in Umlauf gebracht werden, sondern die Stallböden mit einem Gemisch aus Mist, Jauche und Gülle den Ausgangspunkt für den Wirkungsweg von Keimen darstellen. Über die Lagerstätten für Fest- und Flüssigmist, sowie die Düngung, erfolgt eine Verschleppung von Seuchenerregern und Erregern übertragbarer Krankheiten.

Die Gülle als Material der Kategorie 2 gem. EG-Verordnung (2009) kann nach Art. 13 ohne Verarbeitung auf Flächen ausgebracht werden, wenn die zuständige Behörde keine Gefahr der Verbreitung von übertragbaren Krankheiten attestiert. Mit oder ohne Verarbeitung kann Gülle auch als Brennstoff verwendet werden. Nach Verarbeitung zu organischen Düngemitteln und Bodenverbesserungsmitteln, die in Verkehr gebracht werden sollen, sowie Verarbeitung zu Kompost und als Substrat in Biogasanlagen, ist eine Drucksterilisation als Hygenisierungsmaßnahme des Materials anzuwenden. Hierbei sind Substrate der Kategorie 2 für 20 min bei 133 °C und 3 bar Druck in mehrstufigen Anlagen zu sterilisieren, um eine Keimfreiheit garantieren zu können. Insbesondere soll sichergestellt sein, daß die zu

behandelnden Substrate der Kurzschlußströme ebenfalls ausreichend thermisch behandelt werden. ADE-KAPPELMANN (2008) schlägt für prozesskontrollierte thermophile Anaerobanlagen eine Verweildauer von 22 bis 24 h bei 55 °C vor, wobei für den Prüforganismus *Coliphage 1* auch diese Verweildauer nicht ausreicht. Wenn Gülle unter allen Umständen keimfrei sein soll, ist eine Sterilisation unumgänglich. Der Hygienisierungsprozess erfordert einen unverhältnismäßig hohen apparativen Aufwand und den Einsatz von zusätzlicher Primärenergie.

Um bei wachsenden Viehbeständen eine gleichzeitige Verringerung von Verlusten in der Produktion zu erreichen, werden Antibiotika eingesetzt, die über die Ausscheidungen der Nutztiere in den Kreislauf gelangen. GROTE et al. (2005) belegen durch Studien, daß bereits eine einmalige Düngung eines vorher unbelasteten Bodens mit Gülle, zu einer mehrmonatigen Kontamination der oberen Bodenschichten mit Antibiotika führt. Die Folge ist ein signifikanter Anstieg der Resistenz von Bodenbakterien gegenüber z.B. dem Veterinär-Antibiotikum *Tetracyclin*. Die Umweltrelevanz von Antibiotika in der Landwirtschaft ist aber nicht nur auf die, im Boden aktiven Bakterien beschränkt, sondern ist auch auf die Nutzpflanzen auszuweiten. So nehmen Feldsalat und Winterweizen aus dem Boden über die Wurzeln *Sulfadiazin* und *Chlortetracyclin*¹ auf. Auch in Getreide, Mais, Kohl und Zwiebeln ist CTC nachweisbar.

BERGMANN et al. (2011) stellen weiterführend fest, daß die Ursache der Belastung von Gülle mit Rückständen von Veterinärpharmaka und deren Metaboliten zum größten Teil der Nutztier-Anwendung anzulasten ist. Im Bericht des Bund/Länderausschusses für Chemiekaliensicherheit BLAC (2003) wird z.B. ein TC-Gehalt von 45,3 mg/kg für Frischgülle bei der Vormast von Kälbern angegeben. *Sulfadiazin*, als ein Vertreter der *Sulfonamide*, wird mit einem Gehalt von 1,1 mg/kg Frischgülle in der gleichen Untersuchung gelistet. *Sulfadiazin* trifft den Mais als Nichtzielorganismus, dessen Pflanze so unbeabsichtigt abgetötet wird und verändert zudem die Bakteriengemeinschaft im Boden.

Ein Ziel in der Verwendung von Wirtschaftsdüngern muß der adäquate Einsatz von Nährstoffen sein. Die nicht durch Pflanzenaufwuchs und Bodenaufnahme genutzten Nährstoffe verändern nachhaltig bestehende Ökosysteme und gehen als Rohstoffe verloren.

¹wird im Futter gegen Infektionen durch Sulfadiazin- und Trimethoprim-empfindliche Erreger gegeben

Die LAGA (2012) sieht hier insbesondere beim Rohstoff *Phosphor* dringenden Handlungsbedarf. Die Phosphorvorkommen sind begrenzt, der weltweite Bedarf steigt durch die zunehmenden Wohlstandsansprüche an, und damit kumulieren die Schadstoffbelastungen der Aufbereitungsprozesse. Von den in Deutschland jährlich eingesetzten P-Mengen werden 63% für die Düngung, sowie weitere 20% für Futtermittel verwendet. Es besteht ein dringendes Rückgewinnungsgebot für Phosphor aus relevanten Stoffströmen. Der Stand der Technik für entsprechende Verfahren, die wissenschaftliche Befassung mit dem Thema und die gesetzlichen Voraussetzungen werden jedoch als ungenügend bewertet. Durch fehlende, eigene Lagerstätten ist Deutschland zur Gänze auf den Import von Phosphaten aus Israel (83%), Syrien, Algerien und Ägypten (zs. 17%) angewiesen. Aufgrund der fehlenden Substitutionsmöglichkeit durch andere Stoffe, werden deswegen Phosphate auch im Verfügbarkeitsrisiko mit „hoch“ bzw. „mittel“ (VBW, 2015) eingestuft.

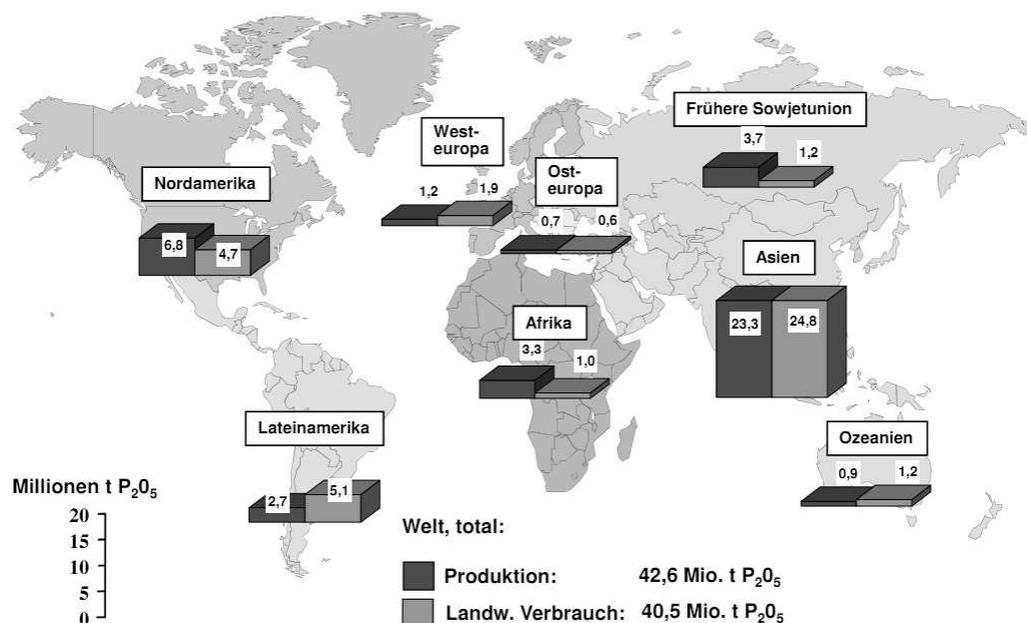


Abb. 1: Phosphat - Produktion und landw. Verbrauch 2011, Fertilizers Europe IFA (2012)

Neben dem Rückgewinnungsgebot für Phosphor sind auch die steigenden Schwermetallgehalte auf landwirtschaftlichen Nutzflächen ein wesentlicher Treiber, mineralische P-Dünger reduziert einzusetzen. Bereits in der P-Düngemittelproduktion werden durch die Rohphosphate Schwermetalle in den Stoffkreislauf eingetragen. Dem Eintragspfad von *Cadmium* über landwirtschaftliche Nutzflächen kommt mit 72% die größte Bedeutung (SCHÜTZE et al., 2003) zu, zusammen mit der atmosphärischen Deposition ergibt sich ein Anteil von 92% am Gesamteintrag.

1.2 Relevanz für den Klimaschutz

Eine besondere Relevanz hat die Aufbereitung und Anwendung flüssiger und fester Wirtschaftsdünger für den Klimaschutz. Das Treibhausgas (THG) *Ammoniak* wird im Vergleich der Quellkategorien überwiegend (UBA, 2014) durch die landwirtschaftliche Produktionstätigkeit emittiert, wobei Fleckvieh mit 49% und die Ausbringung mit 39% (AID, 2003) als Hauptverursacher in ihren Bewertungskategorien gelten. Bei der Lagerung von Gülle wirkt primär *Methan* (GROENESTEIN et al., 2012) als THG, *Kohlendioxid* und *Lachgas* werden durch unabgedeckte Lagerstätten emittiert.

Bisher werden nur 10 Mio. m³ der bundesweit ausgebrachten Rindergülle mit den emissionsmindernden Ausbringetechniken Schleppschuh, Schlitzverfahren, Güllegrubber, sowie Injektionsverfahren appliziert. Bei diesen Verfahren erfolgt durch eine zeitgleiche Ausbringung und Einarbeitung ein unmittelbarer Eintrag des Düngers in eine definierte Bodentiefe. Anteilig werden 1,6 Mio. m³ Rindergülle auf Stoppeln oder unbestellten Flächen verteilt. Der mit 91% (DESTATIS, 2011) dominierende Anteil an Rindergülle wird aber durch Verfahren wie der Breitverteilung oder der Schleppschlauchtechnik oberflächlich aufgebracht. Die Einarbeitung des Düngers in den Boden erfolgt dabei in einem zusätzlichen Arbeitsschritt, zu einem späteren Zeitpunkt. Erfolgt die Einarbeitung vergleichsweise 4 h nach der Ausbringung, entsprechen die Ammoniakverluste denen einer Ausbringung, von nicht eingearbeiteter, mit Wasser im Verhältnis 1:3 verdünnter, Gülle. Dabei gelangt nur ein Teil des Flüssigdüngers als wirksamer Stickstoffdünger direkt in den Oberboden. Der andere Teil, der auf den Pflanzen und Stoppeln über dem A-Horizont des Bodens verteilt wird, trocknet und geht als Nährstoff und anrechenbarer Dünger für die entsprechende Zielfläche verloren. Ab einer zeitlichen Verzögerung von 24 h stagnieren die Ammoniakverluste verdünnter Gülle bei einem Wert von 30%, während die Verluste der breitflächigen Verteilung auf Grünland bis zu 67% der Gesamtmenge des ausgebrachten Ammoniumstickstoffs ausmachen können (PAASS, 1993). Damit wird in Deutschland jährlich eine Menge von 70 Mio. m³ Gülle wirkungsreduziert und klimarelevant eingesetzt. Diese Menge erhöht sich noch durch ungünstige Randbedingungen beim Einsatz der konventionellen Ausbringetechniken. LEICK (2003) stellt weiterführend fest, daß eine platzierte Ausbringung von Flüssigmist nicht zwangsläufig zu einer Reduktion der Ammoniakverluste auf gemähtem Grünlandbestand führen muß, die Lachgasemissionen erhöhen sich sogar im Vergleich zur Ausbringung durch Verteilung.

Ein Vergleichskriterium der unterschiedlichen Ausbringsysteme ist die Längs- und Querverteilgenauigkeit, sie ist abhängig (NESER, 2010) von Viskosität und Trockensubstanzgehalt flüssiger Wirtschaftsdünger. Der Trockensubstanzgehalt korreliert zudem direkt über seinen Logarithmus mit den Ammoniakemissionen. BRASCHKAT et al. (1997) bewerten diesen Zusammenhang als signifikant im Vergleich zu anderen, relevanten Parametern. Neben dem Trockensubstanzgehalt ist die Windgeschwindigkeit (MISSELBROOK et al., 2005) ein weiterer, bestimmender Einflußfaktor.

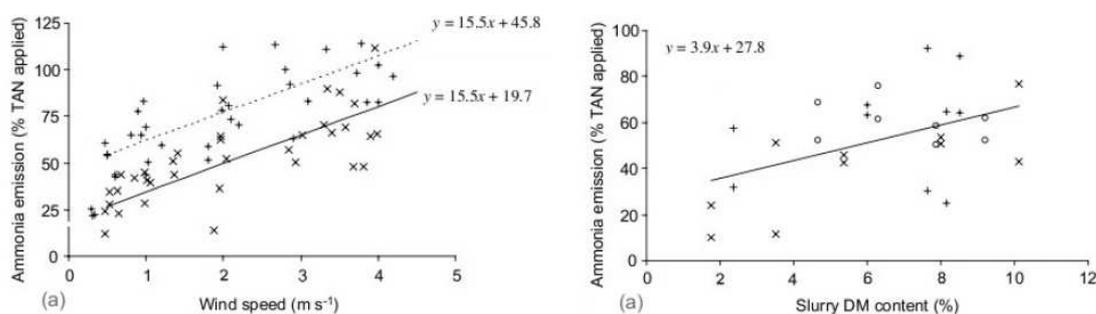


Abb. 2: Emissionstreibend: Wind und TS-Gehalt, MISSELBROOK, T.H. et al. (2005)

Als Gegenmaßnahme zur Emissionserhöhung durch die Stoffeigenschaften wird bei den Ausbringverfahren Gülleschlitz und Güllegrubber zusätzlich eine Ansäuerung² des Bodens vorgenommen, hierbei wird Schwefelsäure in den Boden injiziert. STEVENS et al. (1992) geben hierbei ein mögliches Reduktionspotenzial von 90% für einen fixierten pH-Wert von 6,0 an. Die gleiche Reduktion an Ammoniak läßt sich aber auch erreichen, wenn eine Verdünnung von Gülle mit Wasser im Verhältnis 1:1 oder eine Separation der Gülle bei einer Siebmaschenweite von 0,4 mm vor der Ausbringung bei zusätzlicher pH-Wertfixierung auf 6,5 erfolgt. Für eine Ansäuerung der Gülle schon während der Lagerung stellen CLEMENS (2005) fest, daß eine stabile Absenkung des pH-Werts über einen längeren Zeitraum nur dann erreicht werden kann, wenn der pH-Wert durch eine Ansäuerung auf einen Wert kleiner als 5 eingestellt wird. Eine einmalige Versauerung bewirkt eine stabile pH-Wert-Begrenzung auf einen Wert unter 6 für einen Zeitraum von drei bis vier Wochen mit einer Reduktion der Ammoniak- und Methanemissionen. Neben Geruchsbelastung und fehlender ökonomischer Rentabilität, erhöhen sich bei Säuregaben zudem die Stickstoff-, Schwefel- und Phosphorüberschüsse.

²SyreN-Verfahren

Der pH-Wert ist weiterführend auch ein bestimmender Parameter der Dissoziationskurve von *Ammoniak* und *Ammonium*. Bei pH-Werten kleiner als 7 liegt fast ausschließlich Ammonium vor. Dies ist direkt pflanzenverfügbar, lagert sich aber im Boden als positiv geladenes Teilchen an die Oberflächen der negativ geladenen Tonminerale an. Jede Ansäuerung auf pH-Werte kleiner als 7 wirkt somit erhöhend für den Ammoniumanteil und verzögert eine rasche Nährstoffwirkung. Bei Böden mit hohem Tonanteil tritt eine noch stärkere, limitierende Bindung von Ammonium ein, dies beschränkt die Nährstoffweitergabe und stört damit den Aufwuchs der Pflanzen.

Die Bodenbindung ist bei Nitrat geringer, dadurch werden die Pflanzenwurzeln rasch mit Nährstoffen versorgt. Die fehlende Bodenbindung ist aber auch Grund für eine erleichterte Verlagerung von Nitrat, und in folge mitverantwortlich für die Eutrophierung der Gewässer. Um den Zeitpunkt der Nährstoffwirkung beeinflussen zu können, werden Nitrifikationshemmer eingesetzt.

Eine weitere Randbedingung für die Effizienz der bekannten Ausbring- und Einarbeitungstechniken ist die Temperatur. Die Temperatur der Umgebungsluft beeinflusst die Löslichkeit von Gasen in Flüssigkeiten. Damit verschiebt sich das Gleichgewicht zwischen Ammoniak und Ammonium in Richtung des flüchtigen Ammoniaks, was zu einem Anstieg der Ammoniakverluste bei höheren Temperaturen führt. Einen signifikanten Einfluß auf die Ammoniakverluste stellt die Bodentemperatur in 3 cm Tiefe dar (LOCKYER, 1990). Die Ammoniakemissionen erhöhen sich auch durch Schneebeleg und Eis, dabei gelangen flüssige Wirtschaftsdünger gar nicht oder nur sehr verzögert in den Oberboden und die Nährstoffe werden durch Auswaschung verlagert. Aus diesem Grund besteht gemäß DüV (2012) in der Zeit von November bis Februar eine Sperrfrist für das Ausbringen von Gülle. Auslegung und Volumen der Lagerkapazitäten sind durch die Verpflichtung zur Lagerung von Jauche und Gülle nach AwSV (2014) vorgegeben. Für JGS-Anlagen soll das Fassungsvermögen in Anpassung an die Nitratrictlinie der EU zukünftig in der Düngeverordnung bundesweit einheitlich festgelegt werden. Derzeit gilt noch die VAWS-By (2009), nach der für Neuanlagen eine Lagerkapazität für sechs Monate zu schaffen ist und bestehende JGS-Anlagen bis 12/2008 nachzurüsten waren. Für bestehende Biogasanlagen wird durch die AwSV eine Mindestlagerkapazität von neun Monaten hinsichtlich des Fassungsvermögens für Gärreste vorgeschrieben, für bereits bestehende Anlagen gilt eine Übergangsfrist von fünf Jahren nach Inkrafttreten der Verordnung. Die Lager- und Vorhalteverpflichtungen sind mit zu-

sätzlichen Kosten für den Bau der Anlagen, für die Wartung, sowie für die Prüfung durch Sachverständige verbunden. Weiters werden damit die Betriebsfläche und die partielle Bodenversiegelung bei gleichbleibender Produktivität vergrößert.

KATZ (1996) benennt als Parameter bei der Emission von Ammoniak weiterführend das Wassersättigungsdefizit der Luft, das exponentiell von der Temperatur und linear von der relativen Luftfeuchtigkeit abhängig ist. Daneben sind der NH_3 -Gehalt der Güllefrischsubstanz und die flächenbezogene Gülleaufwandmenge die bestimmenden Faktoren eines empirischen Rechenmodells für Ammoniakemissionen von Rindergülle.

1.3 Zielstellung

Das Ergebnis dieser Arbeit soll die Membrantechnik als prozesstechnische Kernkomponente einer wirtschaftlich darstellbaren innerbetrieblichen Aufbereitung von flüssigem Wirtschaftsdünger einführen. Folgende Ansprüche werden an das Anlagenkonzept gestellt:

- Ausgangsstoff ist im Milchviehbetrieb anfallende Rinderrohgülle ohne Zusätze
- Vollständige, rückstandsfreie stoffliche, sowie energetische Nutzung aller Produkte bzw. der reduzierten Ausgangsstoffe einer membrantechnischen Aufbereitung
- Minimierung von Energiebedarf, Apparateaufwand und Spültechnik
- Reduktion der THG über die stoffliche Beeinflussung der Düngeprodukte
- Substitution des Eintrags an Primärenergie über ein lokales BHKW
- Erhöhung der Standzeiten durch Optimierung hydraulischer Parameter
- Verwendung von ausschließlich biologisch abbaubaren Betriebsmitteln

Unter Berücksichtigung der Transportwürdigkeit von Wirtschaftsdüngern und aufgrund klimaschutztechnischer Überlegungen wurde einem dezentralen Anlagenmodell mit möglichst geringem apparativen Aufwand der Vorzug gegeben. Als Anlagenstandort wurde ein landwirtschaftlicher Milchviehhaltungsbetrieb in Deutschland der Einzel-BWA³-Kennungen 450, 470, 731, 831 und 832 gem. Klassifizierungsschema (EG-Verordnung, 2008) definiert, dessen Systemgrenzen maßgeblich die Dimensionierung der Anlage mitbestimmt.

³Klassifizierung nach Betriebswirtschaftlicher Ausrichtung

Bereits im Vorfeld dieser Arbeit zeigte sich durch normierte Rührzellenversuche, daß bei Auswahl eines zweckmäßigen Membranmaterials eine Aufbereitung von Rindergülle aussichtsreich ist (ANDOLFO, 2010). Es wurde mit einem PES⁴-Kapillarmembranmodul als Teil einer neuartigen Versuchsanordnung in Folge der Nachweis erbracht, daß bei Limitierung der Strömungsgeschwindigkeit und der gleichzeitigen Regelung des Druck-Quotienten im Retentatkreislauf, eine kontinuierliche Abgabe von Flüssigdünger erreicht werden kann.



Abb. 3: Rührzellenvorversuche, ANDOLFO, F. (2010)

Bedingt durch das Größenverhältnis der Feststoffanteile⁵ zum freien Querschnitt der Membrankapillaren kam es in den Vorversuchen zu einzelnen Verblockungen, denen auch durch eine Variation der Vorfiltration nicht entgegen gewirkt werden konnte.

Durch die Verwendung von Membranmodulen mit Kanälen größerer hydraulischer Durchmesser und einer Abänderung des Vorfiltrationsverfahrens, sowie einer Gasbeaufschlagung der Membranoberfläche wurden die Bedingungen für einen dauerhaft stabilen Produktionsbetrieb geschaffen.

⁴Permanent hydrophilisiertes Polyethersulfon

⁵hauptsächlich Fasern mit Neigung zu agglomerieren

Im Zusammenwirken der gewählten Prozesskombination von Vorfiltration und Membranseparierung mußte in den Vorversuchen eine signifikante Nährstoffminderung in der Flüssigphase hingenommen werden. Die ermittelte Nährstoffreduktion hatte aber in einem begleitenden Gewächsversuch, gegenläufig zur Erwartungshaltung, keine limitierende Wirkung auf den Ernteertrag von Gras⁶. Vielmehr konnte im Vergleich mit Wasser und Rohgülle, ein Aufwuchs mit höherem Ertrag bei der Düngung mit *Permeat* beobachtet werden. Das *Permeat*, als ein von Bakterien freier Flüssigdünger mit reduzierter Emissionsneigung⁷ wurde in Gefäßversuchen zu dieser Arbeit unter kontrollierten Bedingungen weiterführend beprobt. Es wurde dabei der Aufwuchs von *Weidelgras* bei *Permeat*-Düngung im Vergleich zu Nährstoffgaben unterschiedlicher Zusammensetzung, sowie in Konkurrenz zur Mineralstoffdüngung und bei verschiedenen Verdünnungsverhältnissen bewertet.

In der Vorfiltration und im Retentatkreislauf kommt es durch das Rückhaltevermögen der Ultrafiltration zur Aufkonzentration von Bakterien (ANDOLFO, 2010). Dieses Ergebnis der Analyse⁸ der Vorversuche war Motivation, mittels Fluoreszenzmikroskopie Menge und Art der Bakterien im Kreislauf zu bestimmen. Vor allem galt es vorrangig die Methanbildner zu quantifizieren und Informationen über das Aggregationsverhalten der Bakterien im *Retentat* zu erhalten. Auch wurde in einem unabhängigen Versuch die Methanbildung bei Zugabe von Produkten der Membrantrennung zu unterschiedlichen Substraten für Biogasprozesse untersucht.

Die bereits in der Vorfiltration abgeschiedenen Festphase wurde auf ihre Eignung als möglicher Phosphorlieferant und Brennstoff, sowie als Wertstoff für das Verfahren der *Pyrolyse* bewertet.

⁶Grassamenmischung gem. EU-Norm Nr. 1.174.101

⁷Reduktion von Distickstoffoxid (Lachgas)

⁸in KBE 37 °C/ml ermittelt gem. ÖN EN 6222

2 Grundlagen

2.1 Wertstoff Gülle

2.1.1 Kategorisierung und rheologische Eigenschaften

Als Produkt tierischer Exkrememente und Pflanzenreste, mit der Anlagerung von Nährstoffen in organischen Verbindungen, wird Gülle als *Organischer Dünger* kategorisiert.

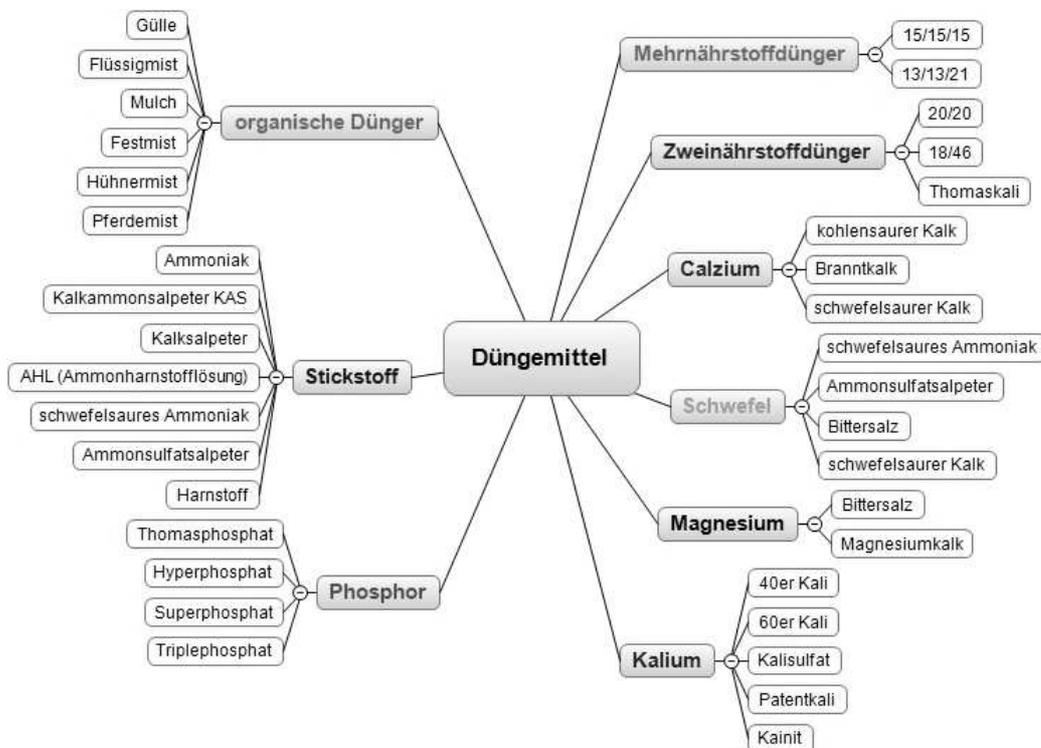


Abb. 4: Kategorisierung von Düngemitteln, InfoFARM Mediensammlung (2012)

Gülle besteht aus Flüssigkeits- und Feststoffanteilen tierischer Ausscheidungen, dessen TS-Gehalt 15% (DüngG, 2012) nicht übersteigt. Tatsächlich variiert der TS-Gehalt für unverarbeitete Rindergülle von 2,6 bis 13% (LKVBB, 2004) bei einem Anteil von 22% an der Gesamtmenge, der eine TS unter 5% aufweist. Gülle fällt überwiegend in strohlosen Aufstallungen an. Dagegen ist *Jauche* als Begrifflichkeit auf ein Gemisch aus Harn, Kot, Einstreu und Futterresten anzuwenden, bei dem der Flüssigkeitsanteil im Vergleich zur Gülle durch Reinigungs- und Niederschlagswasser noch erhöht wird. Bei Einstreumengen von 1,5 bis 3,0 kg je GV wird Jauche als Harn definiert.

Demgemäß bestehen mit Gülle und Jauche disperse Stoffsysteme, die als Dreiphasengemisch und *Suspension*⁹ (HEMMING, 2004) eingestuft werden können. Auch bei der Anwendung eines Modells von frei beweglichen Feststoffpartikeln, die in einer Flüssigkeit eingebettet sind, läßt sich Rohgülle als Suspension beschreiben. Bei unzureichender Homogenität eines Phasengemisches ist das Modell einer multiplen Emulsion anzuwenden. Für die Betrachtung der rheologischen Eigenschaften von Gülle, charakterisiert das Modell einer Zweiphasen-Suspension die Stoffeigenschaften hinreichend genau. Als Begründung wird das Absetzverhalten von Rinderrohgülle benannt, wobei aufgrund der geringen Dichteunterschiede von Flüssigkeit und Feststoff, sowie der gegenseitigen Behinderung der Feststoffteilchen, Entmischungen ausbleiben. Damit besteht für Rindergülle mit einem TS-Gehalt größer als 6%, bei unbeeinflusster Lagerung in unterschiedlichen Füllstandshöhen, ein über die Dauer von bis zu 250 Tagen homogenes, pumpfähiges Stoffgemisch. Diese Eigenschaft erlaubt eine vollständige Entleerung von Behältnissen zur Bevorratung von Rohgülle mit einem TS-Gehalt von 8% bis 15%, bei Gefällen von 0,5% bis 1,5% (BOELKE et al., 1982).

Unter der Annahme einer Zweiphasen-Suspension ist eine flüssige innere (*disperse*) Phase in einer zweiten flüssigen, äußeren (*kohärenten*) Phase verteilt. Der Quotient aus den Volumina der inneren und äußeren Phase stellt das Phasenvolumenverhältnis dar:

$$\varphi_{ia} = \frac{V_i}{V_a} \quad \text{Phasenvolumenverhältnis} \quad (1)$$

Bis zu einem Phasenvolumenverhältnis von $\approx 0,4$ bestimmt die äußere Phase maßgeblich die Eigenschaften einer Suspension (LAGALY et al., 1997). Zudem beeinflussen mittlere Teilchengrößen von 100 nm bis 1 mm, sowie die Teilchengrößenverteilung, das physikalische Verhalten des Dreiphasengemisches.

Für Rindergülle stellt MANNEBECK (1983) eine signifikant *thixotrope* Neigung fest, sich in Bewegung solartig zu verflüssigen und im Ruhezustand gelartig zu erstarren. Bei Einwirkung von Scherkräften werden die, im Gelzustand gebildeten Solvathüllen beschädigt, zusätzliches Wasser wird freigesetzt und ein Gleiten (Fließen) setzt ein. Dieses, für Milchviehgülle typische *Fließverhalten* wird zusätzlich von der Tierart und vom TS-Gehalt beeinflusst. Auch die Wahl der Einstreu kann Einfluß auf die Fließfähigkeit nehmen, da z.B. Sägemehl mit einer hohen Aufnahmefähigkeit, freies Wasser beim Schervorgang binden kann.

⁹Grobe Suspensionen: Korngröße > 100 μm , Feine Suspensionen: Korngröße 0,5 bis 100 μm

THIRION et al. (1998) stellen weiterführend fest, daß die Faserlänge von Einstreubestandteilen und der TS-Gehalt mit der Dichte jeweils in linearem Zusammenhang stehen. Kurze Faserlängen und geringe Trockenmassen erhöhen die Rohdichte. PODSTAVEK (1983) gibt eine Steigerung der Dichte von Rindergülle um $1,85 \text{ kg/m}^3$, je Erhöhung des TS-Gehalts um 1%, an. Die Abhängigkeit der Dichte für Rindergülle, im TS-Bereich von 2,5 bis 12%, kann nach JURICEK (1990) mit nachfolgender, empirisch ermittelter Zahlenwertgleichung beschrieben werden:

$$\rho = 985,72 + 7,14 \cdot \text{TS} \quad \text{Dichte in Abhängigkeit vom Trockenmassegehalt} \quad (2)$$

Auch die Lagerungszeiten von Flüssigmist wirken sich auf seine physikalischen Eigenschaften aus, so ist z.B. eine geringere mechanische Leistung in Rührwerke einzubringen und bei Transportbändern aufzuwenden, wenn Gülle gelagert wurde (THIRION et al., 1998).

Bei Einwirkung von Scherkräften auf Gülle steigt mit linear wachsendem Schergradienten die Scherspannung nicht stetig an, vielmehr ist ein pseudoplastisches, *strukturviskoses* Verhalten der Suspension zu beobachten (EL-MASHAD et al., 2004).

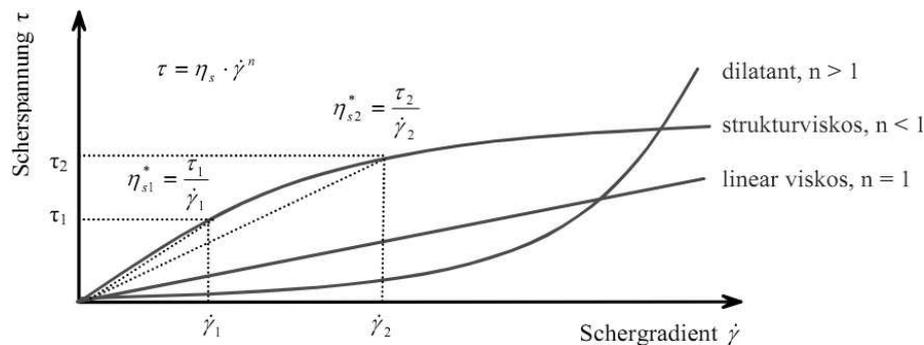


Abb. 5: Fließkurven unterschiedlicher Suspensionstypen, MLADENCHEV, T. (2007)

Die als *Herschel-Bulkley-Beziehung* bekannte Funktion beschreibt die Abhängigkeit der Scherspannung von einer *Fließgrenze* (τ_o) :

$$\tau = \tau_o + \eta \cdot \dot{\gamma}^n \quad \text{Scherspannung} \quad \eta \dots \text{dynamische Viskosität} \quad n \dots \text{Fließindex} \quad (3)$$

Die Fließgrenze kann als jene Spannung definiert werden, die zwischen zwei Gülleteilchen wirken muß, damit sich diese relativ gegeneinander verschieben und der Fließvorgang eingeleitet wird.

Durch das strukturviskose Verhalten von Gülle mit einem Fließindex $0 < n < 1$, ist diese definitionsgemäß den *Nicht-Newtonischen Fluiden* zuzuordnen. Für Untersuchungsbereiche mit nicht idealplastischem Verhalten findet bei der rheologischen Betrachtung von Flüssigmist der *Casson-Ansatz* Anwendung (STUHRMANN, 1977):

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\tau_o} + \sqrt{\eta \cdot \dot{\gamma}^n} \quad \text{Casson-Ansatz} \quad (4)$$

Hierbei ist zu beachten, daß die Anwendung der *Herschel-Bulkley-Beziehung* oder auch des *Casson-Ansatzes* von der vorhergehenden Beanspruchung der Suspension abhängt.

STUHRMANN (1977) stellen fest, daß eine Veränderung der Temperatur kein verändertes Verhalten der Suspension bewirkt, dies gilt auch für die Verringerung des TS-Gehalts von Flüssigmist durch Verdünnung mit Wasser.

Hingegen nimmt die Viskosität, als Quotient von Scherspannung und Schergradient, bei höheren Temperaturen, sowie bei zunehmender Fließgeschwindigkeit (STUHRMANN, 1977) ab. Der Temperatureffekt läßt sich hinreichend genau¹⁰ mit dem *Arrhenius-Modell* beschreiben (EL-MASHAD et al., 2004):

$$\eta = A \cdot \exp\left(\frac{E_a}{R \cdot T_{abs}}\right) \quad \text{Viskosität} \quad A \dots \text{Frequenzfaktor} \quad E_a \dots \text{Aktivierungsenergie} \quad (5)$$

Bei steigender Scherbeanspruchung wird Gülle dünnflüssiger. Wird der Feststoffgehalt angehoben, steigt die Viskosität.

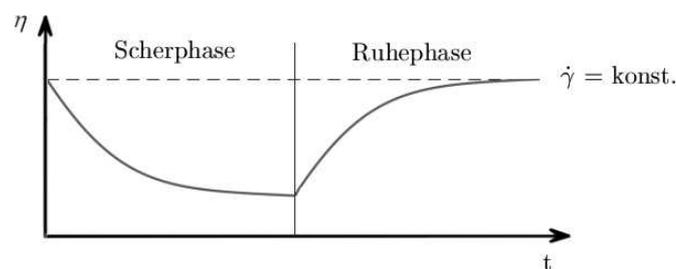


Abb. 6: Zeitabhängigkeit der Viskosität bei thixotropen Suspensionen, KÖLLING, S. (2007)

Einem TS-Gehalt können mehrere Grenzscherspannungswerte zugeordnet werden, da Gülle durch die Zeitabhängigkeit der Fließeigenschaften Hysteresen ausbildet.

¹⁰ $R^2 = 0,95$ bei einer Aktivierungsenergie von $17,0 \pm 0,3$ kJ/mol

Die Güllespiegelneigung beim Anfließen von Gülle ist abhängig von der Fließgrenze, die als Stoffkenngröße Fließvorgänge im Fließvorgang charakterisiert, aber durch die Vielzahl von Gemischvarianten nicht einheitlich bestimmbar ist (SCHEMEL, 1976). Gülle mit einem TS-Gehalt $< 3\%$ besitzt keine ausgeprägte Fließgrenze (KALININ, 1973). Wird das Fließverhalten von Flüssigmist auf einer schiefen Ebene untersucht, kann ein Reibungskoeffizient $\mu_R = 0,84$ für einen Winkel von 40 Grad ermittelt werden, an dem Gülle zu fließen beginnt (THIRION et al., 1998).

LOMMATZSCH (1971) weist nach, daß der Gasgehalt von Rindergülle die dynamische Viskosität nicht beeinflusst, aber bei gleichem Kanalquerschnitt und fortschreitender Vergärung eine höhere Neigung des Güllespiegels vorliegt. Einen größeren Einfluß im Fließkanal¹¹ stellt der Temperaturbereich um den Gefrierpunkt dar, hierbei bewirkt die ausgefrorene Flüssigkeit eine entscheidende Verminderung des freien Wassers in der Suspensionsstruktur und verringert so signifikant die Fließfähigkeit nach dem Auftauen. Das Ausfrieren ist dabei trotzdem ein reversibler Vorgang, während höhere Temperaturen beim Erhitzen irreversibel und nachhaltig die Suspensionsstruktur verändern.

2.1.2 Partikuläre Betrachtung

Unter Verwendung des Würfelzellenpackungsmodells ordnen sich bei einer Suspension die einzelnen Feststoffpartikel der dispersen Phase mit einem definierten, geometrischen Abstand zueinander an. Dieser Abstand a kann für verdünnten Flüssigmist, mit einem annähernd linearen Fließverhalten, wie folgt abgeschätzt (MLADENCHEV, 2007) werden:

$$\frac{a}{d} > 1 \quad \text{Partikelabstand bei Verdünnung} \quad d \dots \text{Partikeldurchmesser} \quad (6)$$

Dabei kann der Partikelvolumenanteil mit $\varphi_S < 0,066$ angegeben werden. Nimmt dieser Werte im Bereich $0,3 < \varphi_S < \frac{\pi}{6}$ ein, besteht bereits eine konzentrierte Suspension, mit einem geringeren Partikelabstand:

$$0 < \frac{a}{d} < 0,2 \quad \text{Partikelabstand der konzentrierten Suspension} \quad (7)$$

Besteht mit einem Partikelabstand $a=0$ Kontakt zwischen benachbarten Teilchen, wird die Suspension als *Paste* bezeichnet.

¹¹Anlagenteil ohne automatisierte Homogenisierung

Durch Scherkräfte und Druck werden die einzelnen Partikel ineinander verpresst, es kommt zu einer Kontaktabplattung und einem, theoretisch negativen Partikelabstandswert:

$$-0,01 < \frac{a}{d} < 0 \quad \text{Kontaktabplattung bei einer ungesättigten Packung} \quad (8)$$

Durch die Abplattung der, bis dato als kugelförmig angenommenen Partikel (siehe Glg. 6 und 7), erfolgt eine Änderung der Geometrie der Partikel bei Druckeinwirkung. Eine Vielzahl von Gleichungen setzen monodisperse Modelle mit geometrisch exakt definierten Formen voraus und sind somit nicht durchgängig für Suspensionen, über eine Veränderung der Partikelform hin zu verdichteten Partikelpackungen¹², anwendbar. Damit sind für die Vorausberechnung der Viskosität von Gülle als Suspension nach MLADENCHEV (2007) nur noch zwei Gleichungen anwendbar. Für eine maximale Feststoffkonzentration von $\varphi_S < 0,02$ läßt sich die Suspensionsviskosität nach EINSTEIN (1906) wie folgt bestimmen:

$$\eta_S = \eta \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi_S) \quad \eta \dots \text{Viskosität Dispersionsmedium} \quad (9)$$

Unabhängig von einer maximalen Feststoffvolumenkonzentration läßt sich nach THOMAS (1991) die Viskosität mit folgender Gleichung abschätzen:

$$\eta_S = \eta \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi_S + 10,05 \cdot \varphi_S^2 + 0,00273 \cdot \exp(16,6 \cdot \varphi_S)) \quad (10)$$

Die Viskosität des Dispersionsmediums η , oder *Relative Viskosität* (HOCHSTEIN, 1997), wird dabei eingeführt, um die Eigenschaften der Komponenten zu berücksichtigen:

$$\eta = \eta_R = \frac{\eta_S}{\eta_M} \quad \eta_M \dots \text{Viskosität der reinen Matrixflüssigkeit} \quad (11)$$

Ausgehend vom EINSTEIN-Ansatz (Glg. 9) stellen CHENG (2003) für die rechnergestützte Vorausberechnung von Viskositäten konzentrierter Suspensionen folgende Potenzreihe zur Verfügung:

$$\eta_S = \eta \cdot \left(1 + \frac{5}{2} \cdot \varphi_S + \frac{35}{8} \cdot \varphi_S^2 + \frac{105}{16} \cdot \varphi_S^3 + \dots\right) \quad (12)$$

Der Vorteil der Berechnung über den Potenzreihenansatz liegt in der möglichen Anwendung für fest-flüssig Systeme mit geringem, sowie auch höherem Feststoffgehalt. Diese breite Anwendbarkeit ist bei Güllesuspensionen erforderlich, da sich schon die Feststoffvolumenkonzentrationen der Rohstoffe stark unterscheiden können.

¹²Filterkuchen

Nachdem Gülle, vom Rohstoff ausgehend, als Fasersuspension gelten muß, kann die Viskosität näherungsweise und als Kontrollwert zum Potenzansatz (Glg. 12) auch mit der *HASHIN-Gleichung* bestimmt werden (HOCHSTEIN, 1997):

$$\eta_S = \eta \cdot \left(1 + \frac{2 \cdot \varphi_S}{1 - \varphi_S}\right) \quad (13)$$

Im Vergleich zu monodispersen Kugelsuspensionen ergeben sich für Fasersuspensionen geringere freie Abstände zwischen den einzelnen Partikeln, mit damit zu erwarteten, höheren Wechselwirkungen der Partikel untereinander. Die Abhängigkeit der Volumenkonzentration einer Fasersuspension ($D/L = 1/20$) mit einer Kugelsuspension, bei gleicher Gitterkonstante a beider Systeme, läßt sich anschaulich darstellen:

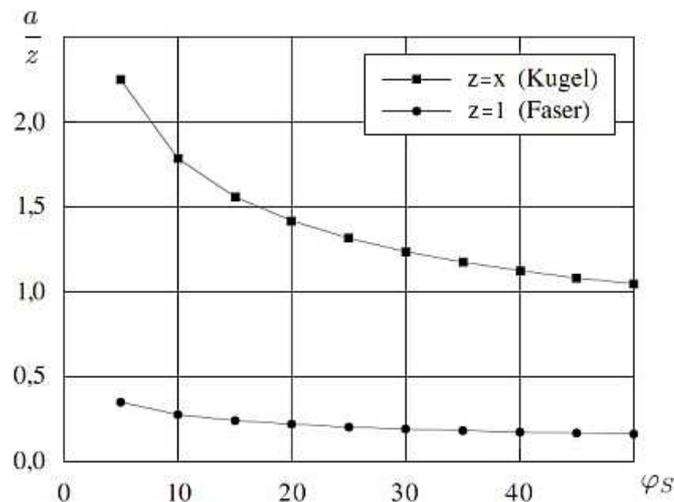


Abb. 7: Bezogener Partikelabstand als Fkt. der Volumenkonz., HOCHSTEIN, B. (1997)

Neben der Volumenkonzentration als Parameter, bestimmen auch Partikelgröße, Partikelform, sowie Oberflächenbeschaffenheit signifikant die Viskosität von Suspensionen. Über eine Berechnung der Viskosität und eine definierte Temperatur (Glg. 5) lassen sich die, für die Auslegung von Anlagen notwendigen Scherkräfte vorab berechnen und der Einsatz von Energie beim Transport, sowie bei Umwandlungsprozessen voraussagen.

Auch die partikuläre Betrachtung der Fasern einer Suspension erfüllt einen praktischen Zweck, da insbesondere die langen Fasern das rheologische Verhalten von Gülle beeinflussen. Durch Faserschnitt bzw. Faserbruch, infolge mechanischer Beanspruchung von verfahrenstechnischen Aufbereitungsschritten, ist die Faserlänge jedes einzelnen Teilprozesses für das Fließverhalten zu beachten (HOCHSTEIN, 1997).

2.1.3 Zetapotential

Neben Partikelgröße, Partikelform, Oberflächenbeschaffenheit und Rheologie ist für die Beurteilung der Dispersionsstabilität und der Eigenschaften von Suspensionen auch das *Zetapotential* (ζ) von Bedeutung. Insbesondere bei Prozessen der membrantechnischen Aufbereitung, da die Durchmesser der Membran-Kapillaren der Ultrafiltration häufig den mittleren Durchmessern der meisten abzutrennenden Partikeln entsprechen. Nach Anlagerung von Stoffteilchen am Umfang der Kapillaren, können Ladungskräfte entscheidend sein, ob einzelne Partikel die Kapillaren passieren oder durch elektrische Potentiale der angelagerten Stoffteilchen zurückgehalten werden.

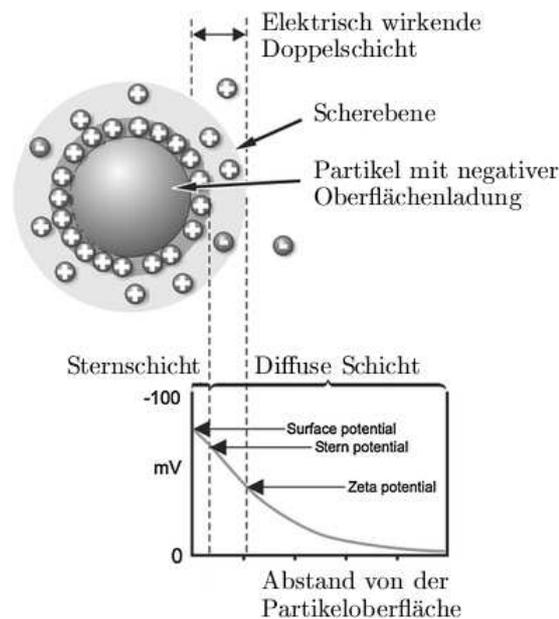


Abb. 8: Helmholtz-Doppelschichtmodell eines Partikels, Malvern Instruments

Das Zeta-Potential entspricht jenem elektrisch wirkenden Potential an Ladung, das an der Scherebene zur *Diffusen Schicht* bei einer definierten elektrischen Feldstärke (E) besteht:

$$\zeta = \frac{v}{\eta \cdot \varepsilon_z \cdot E} \quad v \dots \text{Partikelgeschwindigkeit} \quad \varepsilon_z \dots \text{Dielektrizitätszahl} \quad (14)$$

Es gilt als Maß für die Stabilität einer Suspension, mit nahezu gleichbleibenden Partikelgrößenverteilungen über einen längeren Zeitraum. Für instabile Suspensionen mit starker Neigung zur Agglomeration werden ζ -Werte von 0 bis 5 mV gemessen, während ζ -Werte > 60 mV auf eine hervorragende Stabilität schließen lassen (MLADENCHEV, 2007).

Das ζ -Potential entspricht der Reibungsenergie eines Partikels mit den Molekülen des Dispersionsmittels, es ist damit nicht dem eigenen Oberflächenpotential des Partikels gleichzusetzen (ESLAHIAN, 2014).

Das ζ -Potential läßt sich auch als Vergleichsgröße bei der Beurteilung elektrokinetischer Effekte und der *Permeabilität* unterschiedlicher Materialien anwenden. So wurde für die gegenständliche Versuchsanlage *Zirkondioxid/Titandioxid* als Membranmaterial u.a. deswegen ausgewählt, weil bei gleichen pH-Werten nahezu gleiche ζ -Werte und eine ähnliche Kennliniencharakteristik wie den Vorversuchen mit *Polyethersulfon*, sowie *Cellulose*, als Favorit der Rührzellenversuche mit spezifisch höherer Überströmung, bestehen.

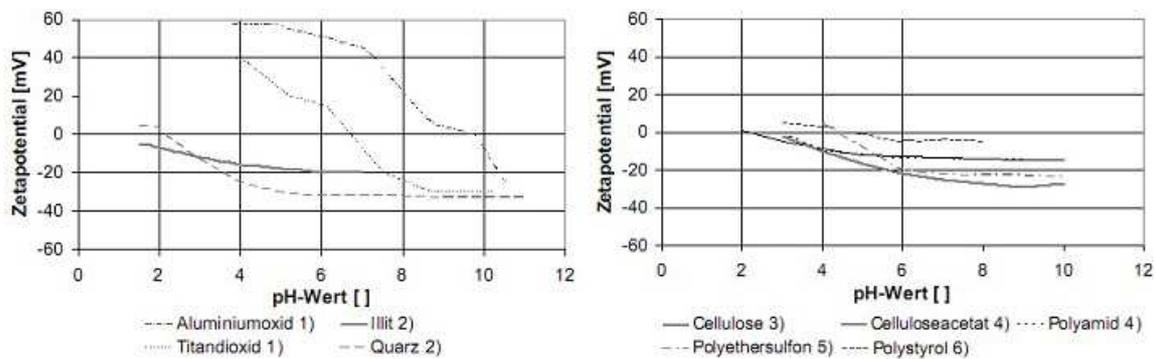


Abb. 9: Zetapotentiale versch. organischer und anorg. Materialien, SARTOR, M. (2006)

Vergleichbar sind die verschiedenen Membranmaterialien auch über ihren MWCO bzw. ihre Trennleistung (LAUTERBORN, 2012). Für *Polyethersulfon* und *Titandioxid* können für Ultrafiltrationen gleiche MWCO-Werte im Bereich von 10 bis 300 kD (DREWS, 2011) angenommen werden, was Porenweiten von 0,05 bis 0,1 μm entspricht (BERNDT, 2004). Dazu abweichende Werte in der Literatur lassen sich durch unterschiedliche Verhältnisse der Porenlängen zu den Porenweiten, durch die Wirkung von oberflächenaktiven Stoffen und durch Unterschiede der Teilchenformen erklären (SCHRAMM, 1954).

Für Teilchengrößen $< 20 \mu\text{m}$ verhindert das ζ -Potential das Agglomerieren von Feststoffen bei der Fest-Flüssig-Separation von Gärresten (BERTAU et al., 2014). Bei Teilchengrößen im Arbeitsbereich der Ultrafiltration bewirkt die Zugabe von Elektrolyten oder Flockungsmitteln eine Destabilisierung der Suspension. Das Anlegen einer elektrischen Hochspannung bewirkt eine Reduktion des Strömungs- und ζ -Potentials.

SALGIN et al. (2013) stellen weiterführend für PES-Membranen fest, daß anionische Adsorptionsvorgänge auf Membranoberflächen einen größeren Effekt bei pH-Werten zwischen 6,0 und 8,0 zeigen, was ein niedrigeres ζ -Potential zufolge hat. Die Kationische Adsorption zeigt dafür größere Wirkung auf das ζ -Potential bei pH-Werten $< 6,0$. Übereinstimmend mit dem Helmholtz-Doppelschichtmodell, bewirkt eine Erhöhung des Ladungspotentials eine Verringerung der Dicke der Doppelschicht, die ihrerseits zu einem Abfallen des ζ -Potentials führt. Für die Polymerbelegung von Oberflächen stellt VIEL (2008) fest, daß in Abhängigkeit der Ladungsart der Polymere, das ζ -Potential linear mit der zunehmenden Polymerbelegung ansteigt. Für Polymere mit hohen Molmassen und stärkerer Ladung hingegen, nimmt das ζ -Potential nach einer ersten Polymerbelegung von Flächen einen konstanten Wert an. Zwischen dem *Fouling* auf Membranoberflächen und dem ζ -Potential von Kolloiden und Polymeren besteht ein direkter Zusammenhang.

2.1.4 Biofouling an Grenzflächen

Als *Biofouling* wird ein Vorgang bezeichnet, bei dem eine Anlagerung oder Besiedelung durch Mikroorganismen erfolgt. Im Fall der Ultrafiltration geschieht dies auf der Grenzfläche zwischen der selektiven Schicht der Membran (fest) und dem Retentat (flüssig).

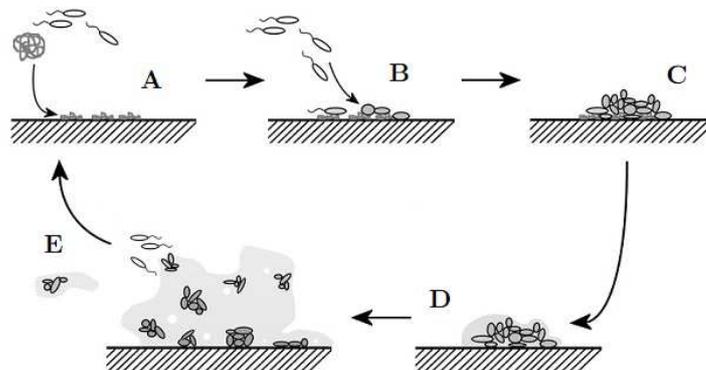


Abb. 10: Die 5 Phasen (A-E) der Biofilmbildung an einer Grenzfläche, KNETSCH, L.W. und KOOLE, L.H. (2011)

A: Einzelzellen lagern sich unspezifisch an einer Grenzfläche an (reversibel), **B:** es bilden sich Monolayer (teilw. reversibel), **C:** Kompaktierung und Volumenzunahme, **D:** die angelegerten Mikroorganismen produzieren eine schleimartige Polysaccharidhülle (irreversibel), **E:** der Biofilm setzt einzelne Zellen wieder frei, die sich erneut anlagern können.

Den Biopolymeren - Polysacchariden, Proteinen, organischen Makromolekülen und Kolloiden - kommt eine hohe Relevanz beim organischen Fouling von Ultrafiltrationsmembranen zu, während das Foulingpotenzial von Huminstoffen und niedermolekularen Verbindungen als vergleichsweise niedrig eingestuft werden kann (HABERKAMP, 2008). Die Korrelation von Polymerkonzentration und Fouling auf der Membranoberfläche kann dabei als unabhängig von Membranart und Membranmaterial, sowie Betriebsführung und Versuchsmaßstab angenommen werden. Für die Separation von Rindergülle mittels Ultrafiltration ist dieses Erkenntnis von besonderer Bedeutung, da der unlösliche Anteil der organischen Stoffe signifikant hoch aus *Oligomeren* und *Polymeren* von Kohlenhydraten besteht (SCHÜGERL, 1997). Für Schweinegülle können überwiegend Polymere von *Hexosen*¹³ als fermentierbare Kohlenhydrate mit einem Fraktionsanteil, gleich wie für Rindergülle, mit 40% angegeben werden (WEISSBACH, 2011).

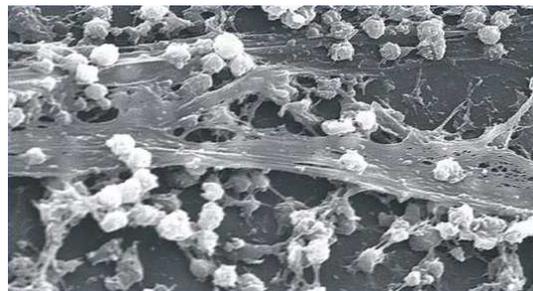


Abb. 11: REM-Aufnahme eines Biofilms mit Mikroorganismen und EPS, Karlsruher Institut für Technologie, HF-Elektrotechnik/Sensorik (2014)

Biopolymere bilden in Verbindung mit Wasser eine gelartige Komponente des Biofilms aus, die als *extrazelluläre polymere Substanz (EPS)* bezeichnet wird. Diese Hüll- und Umgebungssubstanz dient der Fixierung der Monolayer und einzelner Zellen auf der Grenzschicht, ist für Stoff- und Gentransporte verantwortlich und dient zudem der Speicherung von Nährstoffen. Durch Kavernenbildung und Poren im Biofilm wird eine Durchströmung der Matrix gewährleistet, und somit ein Anwachsen des Biofilms gefördert (WLOKA, 2006). Für die Minimierung des Filtrationswiderstandes ist entscheidend, unter welchen Bedingungen der Biofilm seinen Zusammenhalt verliert und sich ablöst. Die *mechanische Stabilität* des Biofilms ist dann nicht mehr gegeben, wenn die *Kohäsion* des Biofilms größer ist als die *Adhäsion* zur Grenzschicht (KÖRSTGENS, 2003).

¹³z.B. Pflanzenfaserbestandteile

Neben der Art der Faulstoffe beeinflusst auch die Größe einzelner, sowie agglomerierter Mikroorganismen die Bildung von Biofilmen, ZHENG (2010) identifiziert dabei Makromoleküle mit einer Größe von 0,1 bis 0,45 μm als Hauptverursacher. Die Festlegung auf einen Größenbereich erklärt sich über die Mechanismen der Verblockung bzw. Einschnürung der nominellen Durchmesser einzelner Poren der aktiven Schicht der Membran. Dabei erhöht sich der Filtrationswiderstand und verursacht eine sprunghafte Abnahme des Permeatflusses (HABERKAMP, 2008).

Eine Beeinflussung der Größenverhältnisse ist auch durch Gülleinhaltsstoffe gegeben, so haben etwa *Methanogene Archaea* die Fähigkeit, zu Knäueln aus Ketten zusammenhängender Mikroorganismen oder Paketen agglomerieren zu können, ähnlich dem Verhalten von Pflanzenbestandteilen, mit Nachbarstrukturen zu aggregieren (SEYFARTH, 2012). Diese Eigenschaft beeinflusst das rheologische Verhalten und die elektrokinetischen Eigenschaften der Suspension, verändert die partikuläre Betrachtung von Gülle und ist im Zusammenhang mit der Biofilmbildung zu betrachten.

Mit einem Anteil von 79% der methanogenen Archaea liegen die *Methanomicrobiales* als größte Ordnung vor (NETTMANN et al., 2008). Sie bieten durch das *Methanomicrobium* kurz und hochmobil, dem *Methanogenium* in Kugelform und dem *Methanospirillum* als Stäbchen mit z.T. langen spiralförmigen Fäden eine hohe Formenvielfalt im Größenbereich 0,7 bis 2,0 μm (BALCH et al., 1979), die eine Bildung von Biofilmen begünstigt.

2.1.5 Physikalische und Chemische Eigenschaften

Für Rinderfrischgülle kann ein *pH-Wert* von 6,9 bis 7,0 angenommen werden (REINHOLD, 2008), eine kurzfristige Lagerung und das Rühren von Gülle bewirkt bereits eine Erhöhung des Werts (EHRMANN et al., 2014). Alleine durch den prozesstechnischen Schritt einer mechanischen Vorfiltration in den Versuchen zu dieser Arbeit, erhöhen sich die pH-Werte bereits auf 8,0 bis 8,7. Diese Zunahme des pH-Werts kann durch das Zuführen von Sauerstoff erklärt werden, der den Abbau organischer Säuren anregt, damit verbunden kommt es zu gasförmigen Verlusten an Stickstoff durch eine reduzierte Löslichkeit von Ammoniak (RIEDEL et al., 2012). Gülle weist eine chemische Pufferwirkung auf, jeder pH-Wert außerhalb des neutralen Bereiches beeinflusst die Fließfähigkeit negativ (LOMMATZSCH, 1971).

Für die spezifische *elektrische Leitfähigkeit* von Rindergülle gibt JURICEK (1990) einen Wert von 1020 $\mu\text{S}/\text{cm}$ an. Nach Aufbereitung mittels Separation in einer Zentrifuge reduziert sich für die flüssige Phase die spezifische elektrische Leitfähigkeit auf 990 $\mu\text{S}/\text{cm}$, langsames Rühren hingegen läßt die elektrische Leitfähigkeit ansteigen (EHRMANN et al., 2014).

Das *Redoxpotential* für nicht mechanisch aufbereitete Gülle kann allgemein mit -460 bis -470 mV angegeben werden (EHRMANN et al., 2014). Abweichungen davon, sind mit sich ablösenden Biofilmen oder deren Fragmenten erklärbar, die von vorhandenen Bakterienarten abhängig sind und Redoxpotential-Werte von -450 mV (Methanogene Bakterien) bis +850 mV (Eisenbakterien) verursachen können (FLEMMING, 1992).

Die Aufteilung der Phasengewichtsanteile von Gülle ist stark von der Fütterung der Nutztiere, sowie von Einstreuart und -mengen abhängig, sodaß als orientierende Daten an dieser Stelle, eigene Werte aus den Versuchen angegeben werden. Dabei läßt sich für den *Trockenstoffanteil* ein Wert von 5,5% des Gewichts der Frischgülle angeben, die überwiegende Masse ist der Wasserphase zuzurechnen. Die Trockenmasse ihrerseits besteht zu 76% aus *organischer Substanz* und aus einem Rest Asche. Diese spezifische stoffliche Gewichtung legt die Problematik jeder Filtration von Gülle offen, da nach Abtrennung des Wasseranteils und einfach zu eliminierender Feststoffe eine größtenteils biologisch aktive Fracht zu verarbeiten ist. Der Anteil der organischen Trockensubstanz reduziert sich durch Masseabbau mit der Umwandlung von organisch gebundenem Kohlenstoff zu Methan, was zu einer relativen Erhöhung des Schwermetallgehaltes führt (RIEDEL et al., 2012).

Tab. 1: Physikalisch-chemisch auftrennbare Fraktionen von Gülle

Fraktion	Gewichtsprozent	organisch	anorganisch	Ammonium
Klare Flüssigkeit	90 bis 95%	Amin, Amide	Salze	gleichverteilt
Kolloider Anteil	5 bis 10%	Gallenstoffe	—	weitgehend gleichverteilt
Fest-/Schwebstoffe	1 bis 10%	Faserstoffe, Lignin	unlöslich	weitgehend gleichverteilt

Nach Neutralisierung, chemischer Modifizierung und Filtration eines normierten Aufschlussverfahrens läßt sich der Wirtschaftsdünger Rindergülle in drei Fraktionen mit unterschiedlichen Aggregatzuständen auftrennen (WENZL et al., 2008).

Die *Dichte* von homogenisierter Milchvieh-Rohgülle ist mit 1020 bis 1040 kg/m³ abschätzbar, für den Festmist kann ein Wert von 830 kg/m³ als Dichte (MLR, 2008) bzw. als Schüttdichte (MLUL, 2015) angegeben werden.

Die unterschiedlichen Stoffgruppen Kot, Harn, Einstreu, Futterresten, Fremdkörpern und Wasser bilden durch chemische Reaktionen Gase, welche den Geruch von Gülle verursachen.

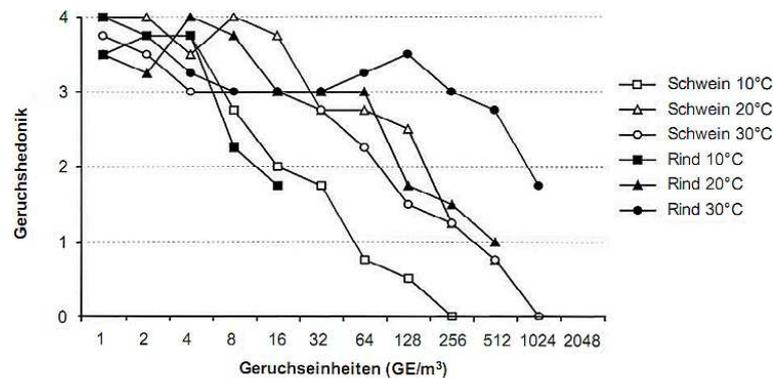


Abb. 12: Hedonische Wirkung von Schweine- und Rindergülle in Zuordnung von Geruchsstoffkonz. bei versch. Temp. ($0 \hat{=}$ äußerst unangenehm, $4 \hat{=}$ neutral), HÜGGE, T. (2001)

Neben immissionsrelevanter Beurteilungskriterien (GIRL, 2009) wird der *Geruchsemissionsfaktor* bzw. der spezifische Geruchsstrom von Flächenquellen (GALLMANN, 2011), für Rindergülle/-jauche mit 5 GE/m²s bewertet (MLUL, 2015).

2.1.6 Die vier Gase der Gülle

Den überwiegend als unangenehm empfundenen Geruch von Gülle verursachen *Schwefelwasserstoff* (H₂S) und allgemein leicht flüchtige organische Substanzen. Schwefelwasserstoff (CAS-Nr. 7783-06-4) ist hochentzündlich und toxisch. Es ist farblos, mit einer Dichte von 1,539 kg/m³ (bei 0°C) schwerer als Luft. Die Löslichkeit von H₂S (bei 20°C) wird mit 2,61 l je Liter Wasser angegeben, mit steigendem pH-Wert ab 9 nimmt die Löslichkeit stark zu.

Ein weiteres Gülle-Gas ist *Ammoniak* (NH₃) (CAS-Nr. 7664-41-7), es ist entzündlich und toxisch. Ammoniak ist ein farbloses, stechend riechendes Gas mit einer Dichte von 0,77 kg/m³ (bei 0°C). Die Löslichkeit von NH₃ (bei 20°C) wird mit 541 g je Liter Wasser angegeben, besser löslich ist es in Ethanol und Aceton.

Bei der Lagerung von Rindergülle führt der Urin zu NH_3 -Ausgasungen von 426 mg/h, die Klimarelevanz haben, der Kotanteil der Ausscheidung ist dabei mit 3,1 mg/h von untergeordneter Bedeutung (GALLMANN, 2011).

Als klimaschutzrelevantes Gas mit einer Verweilzeit von 30 bis 1000 Jahren in der Atmosphäre (IPCC, 2013) ist *Kohlenstoffdioxid* (CO_2) auch in Gülle enthalten. CO_2 (CAS-Nr. 124-38-9) ist ein farb- und geruchloses Gas, mit einer Dichte von $1,53 \text{ kg/m}^3$ bildet es über offenen Güllelagern einen Gasee. Die hohe Löslichkeit von 1600 mg/l bei 20°C , wobei 99,8% der Moleküle im Wasser in Lösung gehen, macht Kohlenstoffdioxid als mögliches technisches Gas für die Nutzung zur Gasspülung von Membranen unbrauchbar.

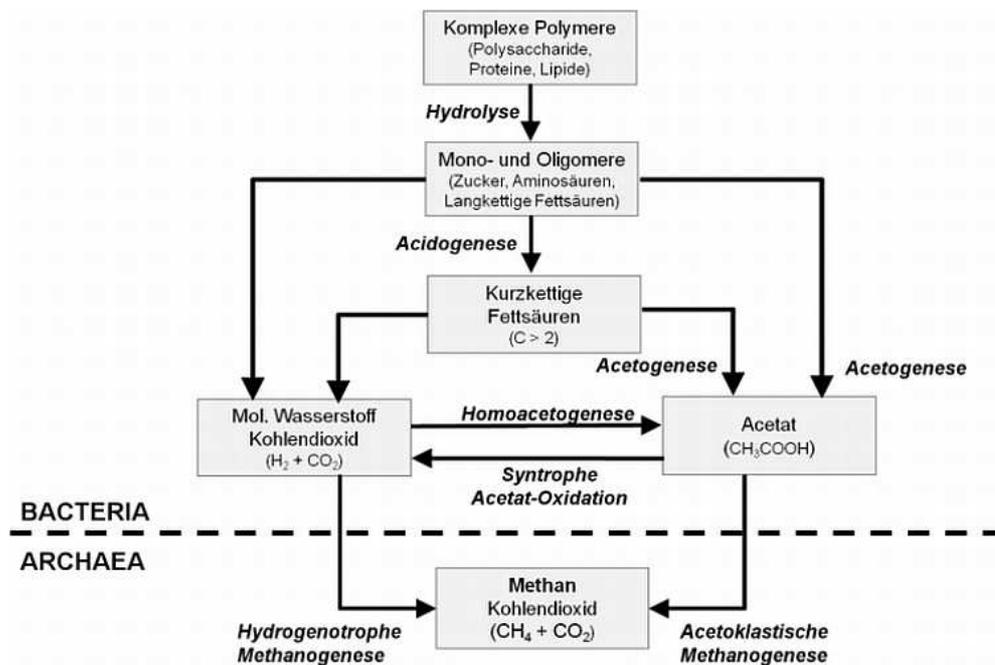


Abb. 13: Die vier Stufen der anaeroben Vergärung, KLOCKE, M. et al. (2009)

Mit einem Treibhauspotenzial von 25 (Referenz: CO_2) und mit einer Verweilzeit von 9,1 Jahren (IPCC, 2013) ist *Methan* (CH_4) mit einer Dichte von $0,72 \text{ kg/m}^3$ das leichteste der vier relevanten Gase der Gülle. CH_4 (CAS-Nr. 74-82-8) ist ein farb- und geruchloses Gas, mit 35 ml je Liter Wasser (bei 17°C) besteht nur eine geringe Löslichkeit. In Biogas, Erdgas und Holzgas wird Methan mit einem Heizwert (H_i) von $35,89 \text{ MJ/m}^3$ als Energieträger bei Verbrennungsvorgängen genutzt. CH_4 -Gas wird von den *Euryarchaeota* (Abteilung der *Archaea*) beim Energiestoffwechsel im Prozess der *Methanogenese* erzeugt.

2.1.7 Hauptnährstoffe - Stickstoff, Phosphor und Kalium

Eine Bewertung von Verfahren zur Aufbereitung von Gülle ist über die Mengenverhältniszahlen der Nährstoffe, vor und nach Prozessschritten, möglich. Die Gewichtung der Hauptnährstoffe *Stickstoff*, *Phosphor* und *Kalium* bestimmt maßgeblich den Einsatzrahmen und die Anwendungsfähigkeit der gewählten Verfahrenstechnik.

In Rindergülle kommt im direkten Vergleich der Hauptnährstoffe neben Kaliumoxid *Stickstoff* mengenmäßig am häufigsten vor. Wobei hier mit Stickstoff, in Analogie zur einschlägigen Literatur, der enthaltene Gesamtstickstoff (N_{ges}) gemeint ist. Stickstoff fördert das generative und vegetative Wachstum von Pflanzen.

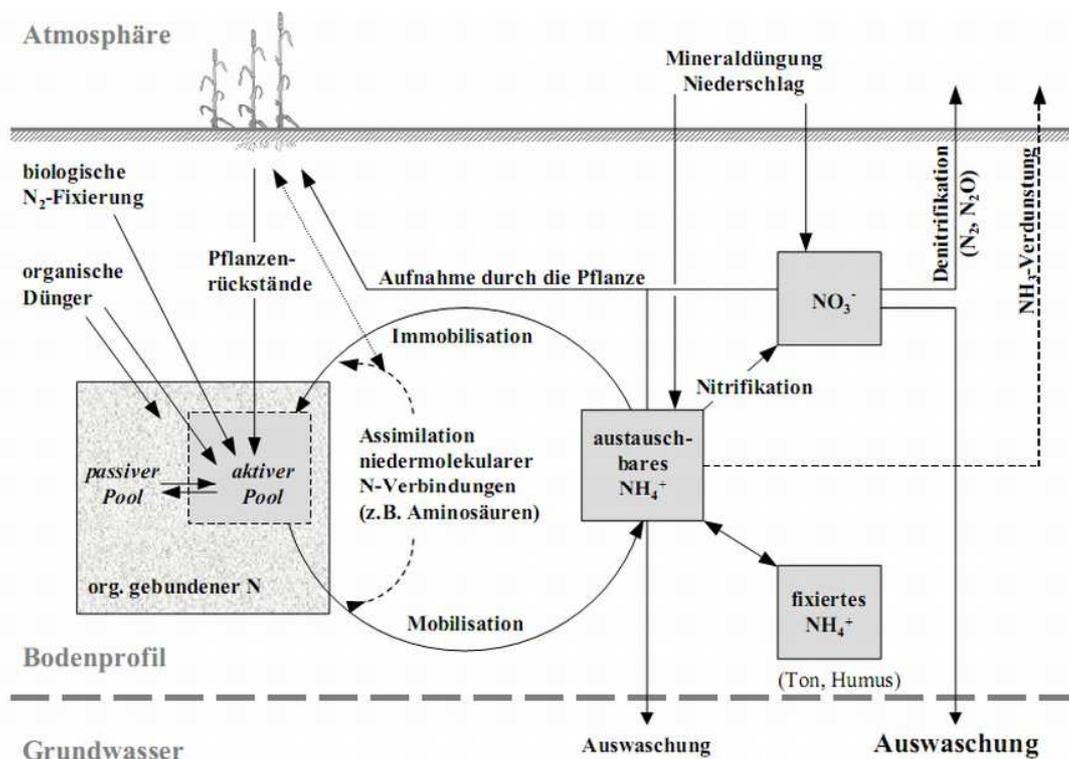


Abb. 14: Stickstoffkreislauf in landwirtschaftlich genutzten Böden, LORENZ, K. (2004)

Als *Kjeldahl-Stickstoff* (TKN) wird die Summe von Mengenanteilen an organischem Stickstoff und Ammonium beschrieben. Mit TKN wird der ermittelte Stickstoffgehalt benannt, der durch Aufschluß mit konzentrierter Schwefelsäure zu Ammoniumsulfat, durch die Umwandlung mit konzentrierter Natronlauge in Ammoniak und durch nachfolgende Wasserdampfdestillation in einer Borsäure-Vorlage entsteht.

Die dabei nicht verbrauchte Säure wird zurück titriert.

$$TKN = N_{org} + NH_4 \quad (15)$$

Neben den N-Formen *Nitrat-N* (NO_3), im Bodenwasser gelöst und schnell wirksam an den Pflanzenwurzeln, *Amid-N* und *Formaldehydharnstoffen* als Stickstofflieferanten über die Pflanzenblätter, sowie dem Kalkstickstoff *Cyanamid-N* nimmt *Ammonium* (NH_4) eine Sonderstellung ein.

Im Unterschied zum Nitrat wird Ammonium über Tone¹⁴ (NIEDER et al., 2011) und Humus im Boden gebunden, ist weniger mobil, vor Auswaschung geschützt und wird erst pflanzenverfügbar durch die mikrobielle Umwandlung zu Nitrat. Das Kation Ammonium (NH_4^+) kann in Hohlräumen der negativ geladenen Mineralien im Ton fixiert werden, was zu einer zusätzlichen Verringerung des Abstands (1 nm) der Materialebenen im Mineral führt (NOMMIK, 1965).

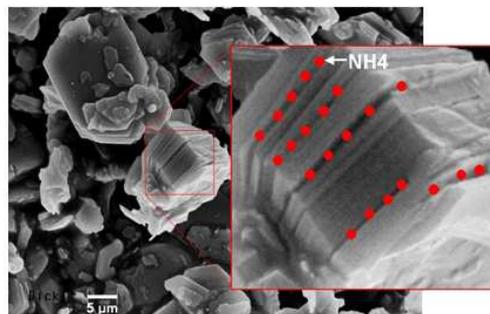


Abb. 15: Ammonium-Fixierung an Tonminerale im Boden, ZAREI, M. (2011)

Diese Eigenschaft von NH_4 ist von Bedeutung für die Membran-Separation von Gülle, eine Anlagerung von Ammonium auf diesem Wege beeinflusst den Trennprozess und kann unabhängig von der Bildung von Deckschichten quantitativ wirksam werden. Kalium ist hoch reaktiv und zeigt als Kation K^+ eine ähnliche Bindungsaffinität wie Ammonium.

Bei Einsatz von Harnstoff wandelt das Bodenzym *Urease* Amidstickstoff zu NH_4 um, dies wird durch *Nitrosomonas*-Bakterien zunächst zu *Nitrit* (NO_2) und danach durch *Nitrobacter*-Bakterien zu Nitrat (NO_3) umgewandelt.

¹⁴hohe Anteile von Illit und Vermiculit erhöhen die Bodenbindung

In der Düngung eingesetzte *Nitrifikationshemmer*¹⁵ limitieren den Vorgang der *Nitrifikation*, bei dem Bakterien Ammonium zu Nitrat umwandeln.

Mit *Phosphor* als *Diphosphorpentaoxid* (P_2O_5) steht über die Exkremente von Nutztieren ein weiterer, für Organismen unverzichtbarer, Nährstoff zur Verfügung. Dieser liegt bei Rindergülle mit ca. 80% Anteil an der gesamten Phosphor-Nährstoffmenge als wasserlösliches anorganisches Phosphat vor, der verbleibende Mengenanteil ist als *Phytin-Phosphat* organisch gebunden. P_2O_5 besteht zu 56,4% aus Sauerstoff und zu 43,6% aus elementarem Phosphor, es ergibt sich der nachfolgende Zusammenhang für die Massenanteile:

$$P = 0,436 \cdot P_2O_5 \quad \text{bzw.} \quad P_2O_5 = 2,29 \cdot P \quad (16)$$

Mit Anwendung auf den TS-Ertrag in t/ha läßt sich der P-Entzug auf landwirtschaftlichen Flächen abschätzen:

$$P_2O_5 \text{ (Entzug)} = 2,29 \cdot P_{Analyse} \cdot TS_{Ertrag} \quad (17)$$

P_2O_5 wird von den Pflanzen im sauren Milieu als *Dihydrogenphosphat* ($H_2PO_4^-$) und unter neutralen Bedingungen als *Hydrogenphosphat* (HPO_4^{2-}) aufgenommen. Im Vergleich mit ammonicitrat- und wasserlöslichen *Mineraldüngern* zeigt Gülle die größte kurz- und langfristige P-Wirkung. Nur *Klärschlamm* ohne Fe/Al-Zusätze ist hinsichtlich der P-Wirkung mit der Gülle vergleichbar, benötigt aber ca. die doppelte Ausbringungsmenge für gleiche Flächen (WIESLER, 2013) und (WAIDA et al., 2013).

Als dritter Hauptnährstoff kann *Kaliumoxid* genannt werden. K_2O besteht zu 17,0% aus Sauerstoff und zu 83% aus elementarem Kalium, es ergibt sich der nachfolgende Zusammenhang für die Massenanteile:

$$K = 0,83 \cdot K_2O \quad \text{bzw.} \quad K_2O = 1,2 \cdot K \quad (18)$$

Neben den Hauptnährstoffen sind für den Pflanzenaufwuchs auch *Magnesiumoxid* (MgO), *Kalziumoxid* (CaO) und *Schwefel* (S), sowie Spurenelemente bestimmend.

¹⁵z.B. Dimethylpyrazolphosphat

2.2 Mechanische Vorfiltration

Bei Vorversuchen hat sich gezeigt, daß die Anwendung der Ultrafiltration bei der Separation von Gülle nicht ohne einen vorherigen Prozeßschritt zur Abtrennung von Fasern auskommt, auch wenn eine nicht klassifizierende Zerkleinerung der festen Bestandteile durch ein Schneidwerk erfolgt (ANDOLFO, 2010). Das Vermeiden von Verblockungen und die Verbesserung von Standzeiten durch den Einsatz einer Vorfiltration korreliert dabei immer mit einem Substanzverlust, sowie einem unspezifischem Nährstoffrückhalt. Aus diesem Grund erfolgt die Besprechung der Verfahren zur mechanischen Vorfiltration unter besonderer Berücksichtigung des jeweiligen Weitergabevermögens von Hauptnährstoffen der Rohgülle an die Membrantechnik.

2.2.1 Verfahren der Fest-Flüssigtrennung

Die *Fest-Flüssigtrennung* unterteilt sich hinsichtlich den Filtrationsverfahren in Verfahren zur *Tiefenfiltration* und in Verfahren zur *Oberflächenfiltration*.

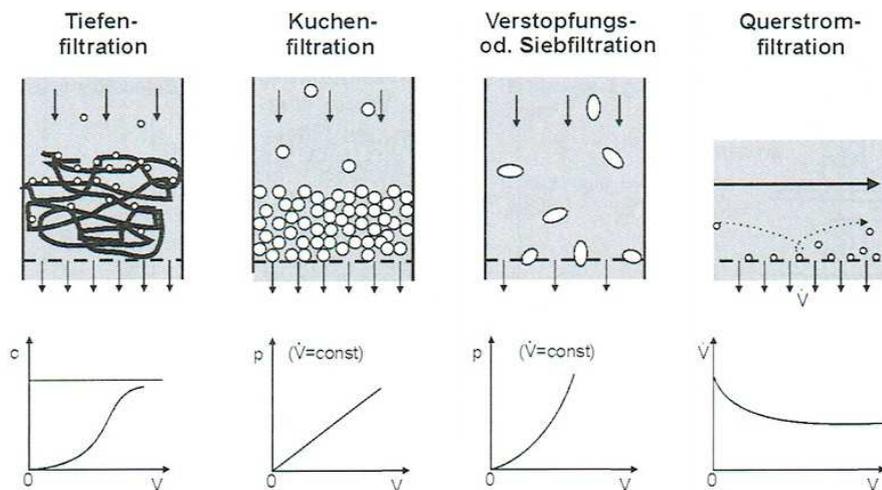


Abb. 16: Vergleich von Tiefen- und Oberflächenfiltration, GÖSELE, W. et al. (2004)

Die *Tiefenfiltration*, bei der ein Haufwerk an Filtermittel¹⁶ mit Hilfe der Schwerkraft oder druckbeaufschlagt durchströmt wird, nutzt die Vorgänge der Oberflächenanhaftung von in Flüssigkeiten gelösten Stoffen an Oberflächen des Filtermittels. Die somit entlastete Flüssigkeit wird nach Passieren des Filtermittelvolumens im Abstrom als Produkt abgezogen.

¹⁶z.B. Sand, Kies, Quarz, Hydroanthrazit

Dadurch steigt die Beladung des Filtermittels und der Abstand der Kontaktflächen zueinander verringert sich. Es stellt sich ein steigender *Filtrationswiderstand* ein, der einem Betriebsdruck entgegenwirkt und den Filtrationsvorgang schließlich zum Erliegen bringt. Mittels einer Spülung im Gegenstrom zur Filtrationswirkrichtung, lösen sich Anlagerungen wieder von den Kornoberflächen des Filtermittels, sie werden meist gemeinsam mit der Spülflüssigkeit verworfen. Bis auf nicht reversible Anlagerungen wird so die Durchgängigkeit der Filtrationsporen und -kanäle wiederhergestellt.

Die Tiefenfiltration wird aufgrund des unverhältnismäßigen Aufwands zur Sicherstellung von wiederholbaren Versuchsbedingungen als Vorfiltration der Separation von Gülle ausgeschlossen. Begründet wird diese Bewertung durch die von der jeweiligen Schüttung geprägten neuen Klassierung der Poren- und Kanalgeometrien nach jeder Spülung. Weiters besteht bei der Tiefenfiltration, je nach Auswahl des Filtermittelmaterials, auch wie bei den Tonen in den Ackerböden, die Möglichkeit der forcierten Anlagerung von NH_4^+ und K^+ .

Bei der *Oberflächenfiltration* erfolgt die Fest-Flüssigkeitstrennung durch Rückhalt von Partikeln an Grenzschichten von Filtermitteln. Je nach gewählter Durchlässigkeit der Filtermittel wird damit der Abscheidegrad der festen Fraktion vordefiniert. Als Verfahrensmodelle der Oberflächenfiltration können die *Kuchenfiltration*, die *Siebfiltration* und die *Querstromfiltration* unterschieden werden.

2.2.2 Oberflächenfiltration - Kuchenfiltration

Die *Kuchenfiltration* beschreibt die Anlagerung von Feststoffen auf dem Filtermittel mit der Bildung eines endlich größer werdenden Kuchen aus Feststoffen. Bei konstanter Durchströmung der Kombination aus Filtermittel und Kuchen steigt der Druckabfall linear an. Dieser Zusammenhang ist nur dann gültig, wenn die Wechselwirkungen der Feststoffpartikel untereinander oder die gewählte Porengröße des Filtermittels eine Verstopfung der Poren vor der ersten Anlagerung verhindern. Werden Teilflächen des Filtermittels, durch teilweises Eindringen von Partikeln in Poren, verstopft, sodaß sie für die direkte Trennung am Filtermittel nicht mehr verfügbar sind, spricht man von einer *Sieb-* oder *Verstopfungsfiltration*. Diese ist im Gegensatz zur Kuchenfiltration mit einem exponentiellen Anstieg des Druckabfalls verbunden. Es wird die Annahme getroffen, daß der Kuchenwiderstand proportional zu seiner Dicke ansteigt (GÖSELE et al., 2004).

Es gilt zwischen *kompessiblen* und *inkompessiblen* Kuchenpackungen zu unterscheiden. Letztere können als Einheit aufgefaßt und hinreichend genau mit mittleren Werten für die *Porosität* (ε) und den *spezifischen Durchströmungswiderstand* (α) beschrieben werden. Diese *globale Betrachtung* (ALLES, 2000) ist dann nicht mehr anwendbar, wenn kompressible Kuchenpackungen vorliegen, die im besonderen durch eine *Grundsichtbildung* charakterisiert sind. Hierbei ist ein Teilvolumen des Kuchens am Filtermittel stärker kompaktiert als die darüber liegenden Schichten, die ihrerseits ebenfalls Dichteunterschiede zueinander aufweisen können. In diesem Fall ist eine *lokale Betrachtung* zielführend, die mit dem vereinfachten *Modell von Tiller* hinreichend genau beschrieben werden kann (TILLER, 1975). Hierbei wird der Feststofffluß im Kuchenvolumen vernachlässigt, die Durchströmung des Kuchens wird als konstant angenommen und dem Filtratstrom gleichgestellt. Die *differenzielle Form der Darcy-Gleichung* beschreibt diesen Zusammenhang als Differentialquotient eines Druckverlustes über eine Wegstrecke im Filterkuchen, in Abhängigkeit vom *Durchsatz*, dem spezifischem Durchströmungswiderstand, der Porosität des Kuchens, der *dynamischen Viskosität* (η) und der *Feststoffdichte* (ρ_s):

$$\left(\frac{\partial p}{\partial s}\right)_t = \frac{dV}{dt} \cdot \alpha \cdot \eta \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_s \quad (19)$$

Unter Betrachtung des Filterkuchens als inkompressible Einheit wird die *Darcy-Gleichung*¹⁷ angewendet:

$$\frac{\Delta p}{s} = \frac{dV}{dt} \cdot \alpha \cdot \eta \cdot \frac{1}{A_F} \quad (20)$$

Bei hohen spezifischen Durchsätzen ist außerdem der *Filtermittelwiderstand* (β) (TICHY, 2007) zu berücksichtigen. Wird das Filtrat über eine Zeit t mit dem Volumen V in Verhältnis gesetzt, dann erhält man eine Geradengleichung, in der Filtermittelwiderstand und Kuchenwiderstand gleichermaßen Berücksichtigung finden:

$$\frac{t}{V} = \frac{\alpha \cdot c \cdot \eta}{2 \cdot A_F^2 \cdot \Delta p} \cdot V + \frac{\beta \cdot \eta}{A_F \cdot \Delta p} \quad c \dots \text{Konzentration der Suspension} \quad (21)$$

Eine rein theoretische Abschätzung des Gesamtwiderstands des Filtermittels wird nach entsprechenden Versuchen von ANLAUF (2007) ausgeschlossen, vielmehr muß der relevante Gesamtwiderstand experimentell ermittelt und schrittweise minimiert werden. Dies hängt auch mit der Bildung von *Partikelbrücken* über den Poren des Filtermittels zusammen, die einen nicht exakt bestimmbarbeitrag zum Gesamtwiderstand leisten.

¹⁷Grundgleichung der Filtration

Die Partikelbrücken bilden sich erst nach kurzer Zeit auf dem Filtermittel, erst dann setzt eine reine Kuchenfiltration ein, die durch eine Geradengleichung beschrieben werden kann. Neben der Partikelbrückenbildung bestimmen auch das erstmalige Absetzen von Partikeln auf dem Filtermittel und die Art der Druckbeaufschlagung die Kurvenform in der Anfangsphase mit. Für den Einsatzzweck der Kuchenfiltration als Vorstufe der membrantechnischen

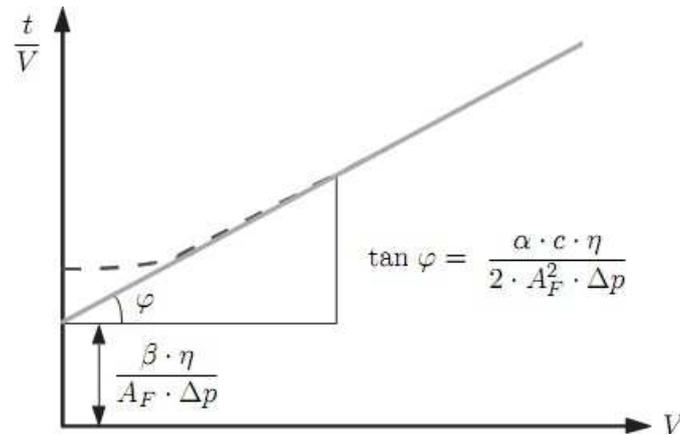


Abb. 17: Anwendung der Geradengleichung auf Filterwiderstände der Kuchenfiltration, ANLAUF, H. (2007)

Aufbereitung von Gülle, unter besonderer Berücksichtigung einer besseren Vergleichbarkeit von unterschiedlichen Filtermitteln, wird die Kuchenpackung rechnerisch als Einheit, und der Kuchen als *inkompressibel*, betrachtet. Diese Vereinfachung wird auch durch die wegfallende Notwendigkeit der Bewertung von Filtrationszeiten begründet, da der *Batch-Betrieb* der Vorfiltration, durch die Volumen gepufferte Kreislaufführung der Membranfiltration, von der Produktion der Wertstoffe in der nächsten Stufe, zeitlich entkoppelt ist.

2.2.3 Einfluss der Partikeleigenschaften auf die Permeabilität

Über die Bewertung des Druckabfalls mit Bezug auf die Dicke (s) des Filterkuchens, wird in der Darcy-Gleichung der *Filterwiderstand* (r_s) ermittelt. Der Kehrwert des Filterwiderstandes wird als *Permeabilität* (κ) bezeichnet (GÖSELE et al., 2004):

$$\kappa = \frac{1}{r_s} \quad \longrightarrow \quad 1 \text{ Darcy} = 10^{-12} \text{ m}^2 \quad (22)$$

Die Permeabilität bzw. das ältere *Darcy* geben die Durchlässigkeit eines Filterkuchens an, damit können Haufwerke qualitativ über eine Verhältniszahl verglichen werden.

Die Struktur und die innere Geometrie der Haufwerke, damit auch die Porosität und die Permeabilität, werden entscheidend durch das Partikelkollektiv beeinflusst. SORRENTINO (2003) wählen nach Analyse verschiedener Modelle das *Kozeny-Carman Modell* zur Beschreibung der Permeabilität:

$$\kappa \cdot C_{\varphi(\varepsilon)} = \eta_{sv,i}^2 \cdot D_{3,2,i}^2 \quad D_{3,2,i} \dots \text{Sauter-Durchmesser} \quad i \dots \text{Meßgerätespez.} \quad (23)$$

Durch die Einführung des *Kozeny-Carman-Faktors* $C_{\varphi(\varepsilon)}$ werden in der Gleichung die Filterkucheneigenschaften den Partikeleigenschaften (*Poren-Partikel-Formfaktor* ($\eta_{sv,i}$) und Sauter-Durchmesser) gegenübergestellt. Trägt man in einem logarithmischen Netz die Filterkucheneigenschaften über dem Sauter-Durchmesser $D_{3,2}$ auf, läßt sich jedes Partikelsystem als Gerade mit der Steigung 2 darstellen, die um den Poren-Partikel-Formfaktor $\eta_{sv,i}$ zur Kozeny-Carman-Geraden parallel verschoben ist. Mit Kenntnis der Porosität ε läßt sich so die Permeabilität für verschiedene Partikel-Durchmesser praktisch ermitteln.

Durch die Zusammensetzung und die *rheologischen Eigenschaften* von Gülle, sowie durch die Präsenz der EPS, ist bereits in der Vorfiltration der Einfluß von unterschiedlichen Partikelformationen im Filterkuchen zu berücksichtigen. Eine Unterstützung der Faseranteile bei der Aufrechterhaltung der Porosität¹⁸ ist anzunehmen. Damit ist die Modellvorstellung der Kuchenfiltration in der technischen Anwendung mit der Betrachtung des Teilprozesses der *Konsolidierung* zu ergänzen.

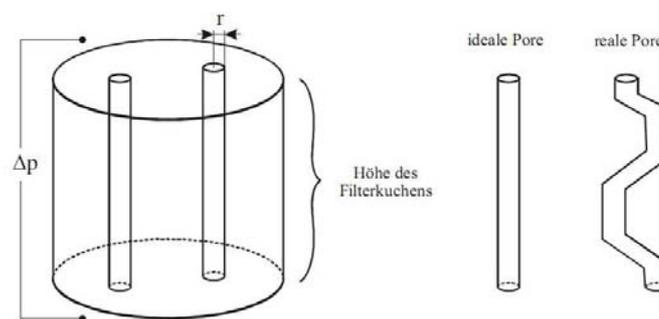


Abb. 18: Modell mit idealisierter Filterkuchengeometrie, SCHEPER, T. (2014)

Bei Annahme einer idealisierten Kuchenfiltration lagern sich die Partikel kontinuierlich an der Strömungseintrittsfläche des Filterkuchens ab, sodaß die *Feststoffvolumenkonzentration* über die Höhe des Filterkuchens konstant ist.

¹⁸wie z.B. durch Zugabe von Kieselgur bei Filtrationsprozessen

Die *Sedimentation* wird bei diesem Modell als vernachlässigbar angenommen. Auch wird dabei die Vereinfachung akzeptiert, daß die Poren im Kuchen gleich lang und parallel zur Durchströmungsrichtung angeordnet sind.

Die *Konsolidierung* (MLADENCHEV, 2007) ist zu berücksichtigen, wenn nach oder während dem eigentlichen Filtrationsvorgang Partikelformationen umgelagert und das Porenvolumen reduziert wird. Hierbei erfolgt eine weitere Verdichtung und ein zusätzliches Austreiben von Flüssigkeit aus den Poren. Im Verfahren der Pressung als *Nachpressen* bezeichneter Prozess führt tendenziell zu kleineren Packungsdichten im oberen Kuchenbereich, im Vergleich zu darunter liegenden Schichten.

Der Konsolidierungsprozess bei konstantem Druck wird von SHIRATO et al. (1986) beschrieben, Wandreibung und Filtermittelwiderstand werden in diesem Modell nicht berücksichtigt. Allerdings gibt MLADENCHEV (2007) für dieses Modell einen relativen Fehler von bis zu 18% an, mit einem Fehler $< 5\%$ ist das dynamische Modell von REICHMANN (2001) besser geeignet, die Konsolidierung abzuschätzen. Hierbei werden die *Wandreibungszahl* (W_a) und der *Wandreibungswinkel* (φ_w) im *Horizontaldruckverhältnis* (λ_w) berücksichtigt:

$$\lambda_w = \frac{W_a \cdot d_{gl}}{4 \cdot h \cdot \tan \varphi_w} \quad d_{gl} \dots \text{gleichwertiger Durchmesser, } h \dots \text{Filterkuchendicke} \quad (24)$$

Bei Wandreibungszahlen $> 0,2$ ist der Einfluß der Konsolidierung auf das Entwässerungsergebnis signifikant feststellbar (MLADENCHEV, 2007).

Eine Konsolidierung findet nicht nur durch willkürliche Druckbeaufschlagung statt, sondern ist auch im Betrieb von Filtrationsanlagen mit nicht pulsationsfreien *Suspensions-* und *Kreiselpumpen* festzustellen. Ist die Konsolidierung abgeschlossen, kann die Packungsdichte in der oberen Grenzschicht sogar höher als direkt am Filtermittel sein. Damit wird dem Pumpendruck möglicherweise ein Widerstand entgegengesetzt, der als Abbruchbedingung für den Filtrationsprozeß definiert wurde, obwohl die Partikelbrücken über den Poren des Filtermittels eine weitere Filtration zulassen würden. Der dadurch früher notwendige Austausch des Filtermittels verursacht nicht nur zusätzliche Betriebskosten, sondern kann im Fall der Anwendung auf Gülle auch die Menge des Filtrats und die Weitergabe von Nährstoffen an die nachfolgende Membranfiltration limitieren.

2.3 Membrantrennverfahren Ultrafiltration

Neben der *Kuchenfiltration* besteht durch die *Querstromfiltration* ein weiteres Oberflächenfiltrationsverfahren, welches in der Membrantechnik Anwendung findet. Membrantrennverfahren beschreiben eine Operation der Phasentrennung zur physikalischen Separation suspendierter oder gelöster Stoffe über mikroporöse, selektive und geometrisch definierte Barrieren, den Membranen. Die Membran wird als *Diskontinuität* zwischen zwei homogenen vollständig mischbaren Phasen aufgefaßt.

Der Stofftransport wird allgemein durch Druckdifferenz, Konzentrations- und Temperaturgradienten sowie durch elektrische Potentialunterschiede hervorgerufen. Die Membran ist meist elektrisch neutral, kann aber auch Ladungsträger sein. In der Norm (EN14652, 2006) wird die Membran als dazwischenliegende Struktur beschrieben, die zwei Phasen trennt und als selektive Trennwand beim Transport von Stoffen zwischen den angrenzenden Phasen dient.

	atomic/ ionic range	low molecular range	high molecular range	micro particle range	macro particle range
pore size	1 Å	0.001 µm 1 nm	0.01 µm 10 nm	0.1 µm 100 nm	1 µm 1000 nm
MWCO (D)	100	5,000	500,000		
solutes, particles	salts hormones humic acids	proteins macromolecules	viruses	bacteria clay particles	yeast
membrane separation process	reverse osmosis electrodialysis gas separation pervaporation	nanofiltration	ultrafiltration	microfiltration	

Abb. 19: Membranverfahren, PETER-VARBANETS, M. et al. (2009)

Druckgetriebene Membrantrennverfahren verwenden als Triebkraft den Druckgradienten und unterscheiden sich durch Art, Größe und Molekulargewicht der abzutrennenden Teilchen. Die definierte Porengröße und die absolute Rückhaltung von Teilchen einer bestimmten Größe definieren die *Trenncharakteristik*. Der aufzubringende Druck und die notwendige Poren- bzw. Partikelgröße der Membranen dienen der Einteilung der Prozesse.

Durch eine Druckbeaufschlagung wird die zu filtrierende Flüssigkeit durch eine Membran durchgedrückt und Substanzen die in ihren Abmessungen größer als die Porenweite sind werden auf der angeströmten Membranoberfläche zurückgehalten.

Gemäß EN14652 (2006) wird eine *Filterfeinheit* als Mindestdurchlassweite für Partikel und gelöste Stoffe definiert, die die Fähigkeit der Membran darstellt, gelöste oder ungelöste Feststoffe eines bestimmten Größenbereiches unter normalen Betriebsbedingungen zurückzuhalten, unabhängig von der Art des Membranmaterials.

Eine *Referenzdurchlassweite* (EN14652, 2006) kann als Maß der Partikel in Mikrometer angegeben werden, bei dem der akkumulierte mittlere GesamtfILTERWIRKUNGSgrad eines geprüften Membranmoduls nach einem eigenen Verfahren¹⁹ größer oder gleich 99,8% beträgt.

Die tatsächliche durchschnittliche Porengröße einer Versuchsanordnung kann experimentell mit dem *Bubble-Point-Versuch* bestimmt werden:

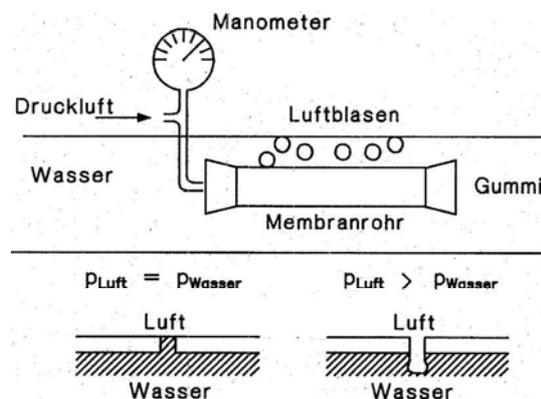


Abb. 20: Prinzip des Bubble-Point-Versuchs, PCCell GmbH

Hiebei wird der Druck gemessen, der bei einer Membran²⁰ benötigt wird, um mit Luft eine Testlösung aus den Poren der Membran zu verdrängen. Je kleiner die Poren sind, umso größer ist die aufgewendete Arbeit. Bei der gleichen, aber unbenetzten Membran, wird im Vergleich mehr Energie aufgewendet, da zunächst Wasser in die Poren gedrückt werden muß. Somit läßt sich die Porengröße über den Druck einschätzen.

¹⁹ÖNORM EN 14652 - Anhang 3.1 - Funktionsbezogene Leistungsdaten - Durchlassweite (MF)

²⁰befeuchtet mit einer Testflüssigkeit

2.3.1 Trenngrenzen und Rückhalt

Neben der *nominalen Porengröße* (r_n) besteht speziell in der Membranfiltrationstechnik auch der *Rückhalt* als Begriff zur Unterscheidung von Trenngrenzen und Verfahren. Der Rückhalt wird über die *Trenncharakteristik nach Molekülgrößen* (MWCO - Molecular Weight Cut Off) angegeben. Die Unterscheidung nach MWCO bietet den Vorteil, daß hierbei die Trennleistung einer Membran bewertet wird und nicht nur eine mittlere Porenweite als Materialgröße, die im Betrieb durch die Partikelbrücken über den Poren veränderlich wird.

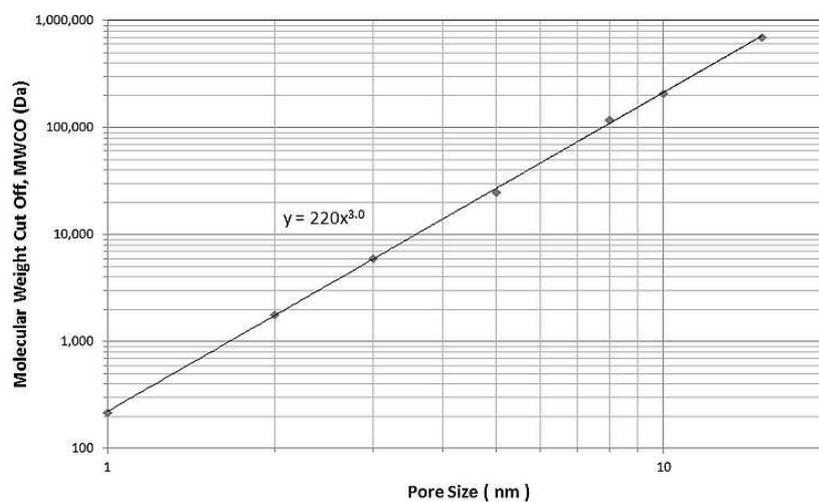


Abb. 21: Relation MWCO zur Porengröße, RECUM, A. F. (1999)

Eine Abschätzung des Rückhalts (MWCO) in Relation zur Porengröße erlaubt die Funktion:

$$MWCO = 220 \cdot r_n^{3,0} \quad r_n \dots \text{ nominale Porengröße} \quad (25)$$

Der Rückhalt wird mit der Maßeinheit *Dalton* (Da bzw. kDa) zur Beschreibung der Molekulargewichte angegeben. Neben der Molekülmasse ist aber auch die *Molekülstruktur* von Bedeutung, um Membranen für die Eignung von bestimmten Trennaufgaben zu bewerten (IRMLER, 2001). Diese läßt sich über die nachfolgenden Abschätzungen einführen:

$$L_F = 0,11 \cdot M \quad \text{Fadenmoleküle} \quad (26)$$

$$D_S = \sqrt{M} \quad \text{Scheibenmoleküle} \quad D_K = 1,4 \cdot \sqrt[3]{M} \quad \text{Kugelmoleküle} \quad (27)$$

Um die Trenngrenzen für ein konkretes Membranmodul (Modulserie) exakt bestimmen zu können, ist es erforderlich Tests mit Molekülen standardisierter Größen durchzuführen.

Im ersten Schritt zur Präzisierung der Trenngrenzenbestimmung wurden Proteine als standardisierte Testmoleküle verwendet, so hat etwa das β -Globulin eine Referenz-Molekülmasse von 110 kDa. Die gleiche Molekülmasse hat auch die gebräuchliche Testsubstanz *Dextran T 110*, um eine Membran auf ihre Rückhaltefähigkeit gegenüber Molekülen mit 110 kDa Molekulargewicht zu testen. Es stehen Dextran-Fractionen von 10 bis 500 kDa zur Verfügung um nominale Trenngrenzen von Membran-Filtermitteln für die Separation von Makromolekülen zu bestimmen (IRMLER, 2001).

Die nicht DIN-konforme Maßeinheit Dalton ist der *atomaren Masseneinheit* (u) gleichgestellt. Auch das metrische Längensystem (μm bzw. nm) und das *Angström* (\AA) werden als Maßeinheiten zur Bewertung der Trennleistung von Membranen herangezogen. Mit einem Molekulargewicht von nur 10 kDa haben Moleküle einen nominalen Durchmesser (D_K) von 5 nm (= 50 \AA), dies entspricht der Größe von *Prionen* (proteinaceous infectious particles, s.a. Jakob-Creutzfeldt- Krankheit) und *Viroiden* (KAYSER, 1998). Viroide sind Nukleinsäuren niedrigen Molekulargewichts, die vor allem Krankheiten von Nutzpflanzen hervorrufen.

	Ionen	niedermolekulare Stoffe	Makro-moleküle	Mikro-partikel	Makropartikel
Millimeter	10^{-6}	10^{-5}	10^{-4}	0,001 0,005 0,010 0,020 0,05 0,1	
Mikrometer	0,001 0,005 0,01	0,05 0,1 0,2 0,5 1,0 2,0 5,0 10 20 50 100			
Nanometer	1,0 2,0 5,0 10 20 50 100 200 500 1.000		5.000 10^4	5.000 10^4	10^5
Angström	2 5 10 20 50 100 200 500 1.000 5.000 10^4			10^5	10^6
MWCO Dalton	100 200 1.000	20.000 100.000 500.000			
kDalton	0,1 0,2 1,0 10 20	100 200 400 1000			

Abb. 22: Relation der Maßeinheiten, IRMLER, H. W. (2001)

Neben der Begrifflichkeit des Rückhalts bzw. der Trennleistung besteht auch noch der Begriff der *Rückhalteleistung* (R_L) um die Leistungsfähigkeit von Membranen qualitativ zu bewerten (LAUTERBORN, 2012). Die Rückhalteleistung ist ein Maß zur Beurteilung, mit welchem *Prozentsatz* eine Membran bekannte Indikatorstoffe zurückhalten kann. Die Bewertung über die Rückhalteleistung ist eine einfache Möglichkeit, um ohne Kenntnis von Molekülstrukturen und Molekulargewichten Membranen miteinander vergleichen zu können. Einzelne Molekülarten gelten als zurückgehalten, wenn deren Rückhaltung zumindest 90% beträgt (PUHLFÜRSS et al., 2000).

2.3.2 Permeat, Konzentrat und Retentat

Als *Permeat* sammeln sich alle Substanzen der innenliegenden Filtratseite einer Membran, die diese verlustlos passiert haben und deren Partikeldurchmesser kleiner als die Porenweiten der Membran bzw. der Deckschicht oder der Partikelbrückenformationen darüber sind. Für die Trennaufgabe der Aufbereitung von Wasser sind auch die Bezeichnungen *Produkt* oder *Filtrat* für das Permeat anwendbar.

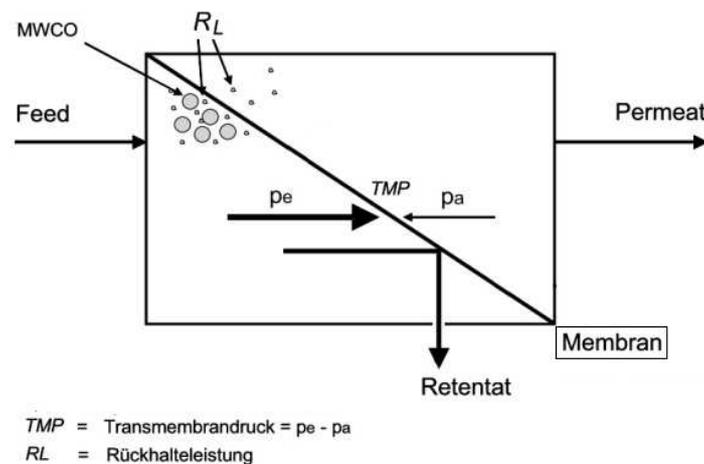


Abb. 23: Benennung von Membranzustandsparametern, LAUTERBORN, S. (2012)

Das *Konzentrat* bezeichnet jenen Teil des Kreislaufvolumens, der aus betriebs- oder verfahrenstechnischen Gründen dem Kreislauf entnommen und ausgeschleust wird. Es wird je nach Trennaufgabe entweder direkt in den Kanal eingespeist, verworfen oder als Produkt gesammelt. Oft stellt das Konzentrat auch jenes Volumen dar, das bei der chemischen Reinigung oder der Spülung von Membranen anfällt. Auf jeden Fall ist das Konzentratvolumen bilanziell dem Retentat zuzuordnen und kann auch einen Nullwert annehmen.

Als *Retentat* wird der mengenmäßig überwiegende Anteil des Wasservolumens einer Membranfiltrationsanlage bezeichnet, das als Kreislaufvolumen für die *Überströmung* der Membran verantwortlich ist. Die Feststoff-Konzentration im Kreislauf kann durch eine Verdünnung des Retentats (stoffliche Änderung) oder durch die Beeinflussung des Volumenverhältnis Feed/Permeat erreicht werden. Als *Feed* wird nur jenes Volumen bezeichnet, das dem Retentatkreislauf kontinuierlich oder diskontinuierlich zufließt und den Verlust des Permeat- und Konzentratvolumens im laufenden Betrieb ausgleicht.

2.3.3 Kenngrößen von Membranen

Das *Rückhaltevermögen* (R_i) ist gleichgestellt mit der qualitativ bewertenden Rückhalteleistung (R_L) eine Verhältniszahl, die über den Quotienten von *Konzentrationen* einer Indikatorkomponente (i) im Feed ($c_{i,F}$) und im Permeat ($c_{i,P}$) ermittelt wird:

$$R_i = 1 - \frac{c_{i,F}}{c_{i,P}} \quad (28)$$

Der *spezifische Filtratfluß* (J_P) bzw. *Flux* wird als flächenbezogener Volumenstrom des Permeats ermittelt, um durch die Abhängigkeit von Feed-Qualität und Verblockungsgrad, die Veränderung der Produktivität einer Anlage im Betrieb bewerten zu können:

$$J_P = \frac{\dot{Q}_P}{A} \quad (29)$$

Eine zentrale Kenngröße für den Betrieb von Membranfiltrationsanlagen ist der *Transmembrandruck* ($p_{R,P}$) bzw. TMP. Die Indexauswahl „R,P“ soll darauf hinweisen, daß nicht der Feed-Strom zur Berechnung des TMP herangezogen wird, sondern der Retentatstrom. Die Vereinfachung, den Feed im TMP anzuschreiben ist nur dann zulässig, wenn die Anströmung der Membran direkt mit Feed erfolgt, und nicht über einen Vorlagetank durch das die Membran überströmende Retentat. Dies gilt auch für die Einstellung des Transmembrandruckes mit einem retentatseitigem Drosselventil (BERNDT, 2004). Der Transmembrandruck beschreibt die Druckdifferenz zwischen dem Druck auf der Anströmseite und dem Druck der Ablaufseite einer Membran:

$$p_{R,P} = p_R - p_P \quad (30)$$

Wie für die Kuchenfiltration, wird auch für die Querstromfiltration, die *Permeabilität* (κ) als Maß für die quantitative Durchlässigkeit gegen einen Filtermittelwiderstand verwendet und aus dem Quotienten von Filtratfluß und Transmembrandruck errechnet:

$$\kappa = \frac{J_P}{p_{R,P}} \quad (31)$$

Es ist zu beachten, daß die Permeabilität von der dynamischen Viskosität und damit auch von der Temperatur, des zu filtrierenden Mediums, abhängig ist. Für Medientemperaturen von 5 bis 25°C ist die nachfolgende Funktion für die Normierung auf 20°C anwendbar:

$$\kappa_{20} = \kappa \cdot 1,71 \cdot e^{-0,026 \cdot \nu} \quad (\text{nach LANGBEIN, M.}) \quad (32)$$

Mit der Einführung eines *Temperatur-Korrekturfaktors* ($T_{K,20}$), als Quotient der dynamischen Viskositäten, für 20°C und die gemessene Temperatur (v), läßt sich die Permeabilität normieren:

$$\kappa_{20} = \frac{\kappa}{T_{K,20}} \quad T_{K,20}(v) = \frac{\eta_{20}}{\eta(v)} \quad (33)$$

Insbesondere bei der Aufbereitung von Gülle-Mischwässern mittels Ultrafiltration zeigen Untersuchungsergebnisse (REIMANN, 1995), daß die Permeabilität direkt in Zusammenhang mit der *Konzentration der organischen Substanzen* (c_{org}) steht. Die Permeabilität der eingesetzten Membranen verringert sich, wenn die Konzentration der organischen Substanzen ansteigt. In der Zeitdauer, bei der eine Umwandlung des Kohlenstoffs in Methan erfolgt, kann eine stetige Steigerung der Permeabilität bei der Ultrafiltration von Gülle²¹ beobachtet werden.

Allgemein vom Filtermittelwiderstand abhängig, ist die Permeabilität auch von jeder Veränderung der Verhältnisse an den Anström- bzw. Ablaufseiten von Membranen beeinflusst. Damit ist die Belagsbildung, durch die Effekte des *Fouling*s und *Scalings*, in der Bewertung der Permeabilität unbedingt mit einzubeziehen. Über zu definierende Grenzpermeabilitäten werden von den Membranherstellern Aussagen zu Standzeiten getroffen.

Besonders bei der betriebswirtschaftlichen Bewertung von Membranfiltrationsanlagen wird gerne die *Ausbeute* (Φ) als Verhältniszahl angewendet. Die Vereinfachung, die Ausbeute nur als Quotient von Permeatvolumenstrom und Feedvolumenstrom auszuweisen, berücksichtigt nicht den Ressourceneinsatz (Spülvolumen, Standzeiten) zur Erreichung eines Permeatvolumenstroms:

$$\Phi = \frac{\dot{Q}_P}{\dot{Q}_F} \cdot 100\% \quad (34)$$

Die *effektive Ausbeute* (Φ_{eff}) liefert mit der Berücksichtigung des Volumenstroms für Intervallspülungen (\dot{Q}_S), sowie den Betriebs- (t_B) und Ausfallzeiten (t_A), neben anderen Parametern, einen Beitrag zur Abschätzung der Wirtschaftlichkeit einer Membranfiltrationsanlage:

$$\Phi_{eff} = \frac{\dot{Q}_P \cdot t_B - \dot{Q}_S \cdot t_A}{\dot{Q}_F \cdot t_B} \cdot 100\% \quad (35)$$

In diesem Kontext wird auch der Begriff der *Produktivität* verwendet.

²¹bei den Versuchen wurde Schweinegülle mit einem oTS-Gehalt von 11,1 g/l verwendet

Bezogen auf die Abschätzung der Wirtschaftlichkeit ist auch die *Selektivität* ($\alpha_{i,j}$) von Bedeutung. Bei niedrigem Fluß und definierter Selektivität kann die wirksame Membranfläche klein gehalten werden, was sich auf die Investitions- bzw. Betriebskosten auswirkt. Die Selektivität gibt an, in welcher Reinheit das Permeat anfällt und ob die Einsatzfähigkeit für ein Anlagenlayout bzw. die ausgewählte Verfahrenstechnik gegeben ist (GOEDECKE, 2006). Es werden hierbei die Verhältnisse der Konzentrationen, der im Permeat zugelassenen (i) und nicht zugelassenen Komponenten (j) bzw. Feed bewertet:

$$\alpha_{i,j} = \frac{c_{i,P} \cdot (1 - c_{i,F})}{(1 - c_{i,P}) \cdot c_{i,F}} \quad (36)$$

2.3.4 Strömungszonen und dynamisches Prozeßverhalten

Im flüssigkeitsgefüllten Retentat-Querschnitt über der Membran müssen wenigstens drei unterschiedliche Strömungszonen unterschieden werden, da hier unterschiedliche Strömungsgeschwindigkeiten und Stoffkonzentrationen vorliegen.

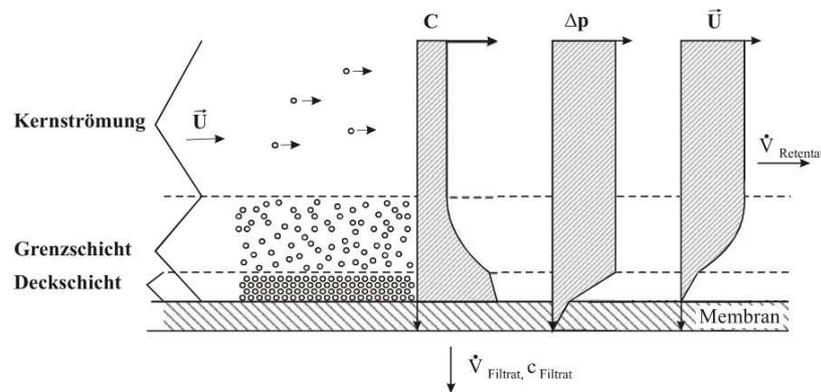


Abb. 24: Strömungszonen der Querstromfiltration, SCHEPER, T. (2014)

Im Bereich der *Kernströmung* des Retentatvolumens sind die Strömungsvektoren (\vec{U}) parallel zueinander angeordnet, gleichgerichtet und von gleichem Betrag. In diesem Teil des Querschnitts ist durch die größt mögliche Strömungsgeschwindigkeit, und annähernd konstante Druckverhältnisse, eine nahezu homogene Verteilung von Partikeln und Kompartimenten gegeben, die durch ihre Geometrie oder ihr Molekulargewicht nicht die Membran passieren können und an Anlagerungsprozessen nicht teilnehmen. Es besteht eine annähernd, über den Querschnitt verteilte, gleichmäßige Feststoff-Konzentration und ein kontinuierlicher Partikel-Antransport zur Membranoberfläche.

Für die Betrachtung der dynamischen Prozesse ist es erforderlich, die Parameter der Anströmung des Moduls von den Größen des Austritts zu unterscheiden. Zur Benennung der Anströmgrößen wird der Index (Z = Zulauf) verwendet und für den Austritt aus dem Modul, sowie im restlichen Retentatkreislauf, der Index (R = Retentat). Ein *Anström- bzw. Zulaufvolumen* (Q_Z) ist einzuführen, da das Retentat über die wirksamen Membranlängen im Kreislauf eine stoffliche Änderung erfährt, die den Austritt vom Zulauf differenziert.

Unter der Annahme einer *mittleren Strömungsgeschwindigkeit* (w) für alle Strömungsvektoren (\vec{U}) läßt sich diese für die Kernströmung wie folgt berechnen:

$$w = \frac{\dot{Q}_Z + \dot{Q}_R}{2 \cdot A_q} \quad A_q \dots \text{Querschnittsfläche eines Membranmodulkanales} \quad (37)$$

Stehen die dynamische Viskosität (η) und die Dichte (ρ) als Stoffeigenschaften des Retentats zur Verfügung, läßt sich über die *kinematische Zähigkeit* (ν) und den *hydraulischen Kanal-Durchmesser* (d_h) die *Reynoldszahl* ermitteln (BERNDT, 2004):

$$Re = \frac{w \cdot d_h}{\nu} \quad \nu = \frac{\eta}{\rho} \quad (38)$$

Bei Werten von $Re < 2300$ wird die Strömung in einem Kanal als *laminar* eingestuft, damit ergibt sich für den, von der Reynoldszahl abhängige *Rohrreibungsbeiwert* (λ) für einen kreisförmigen Querschnitt des Kanals folgende Beziehung:

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (39)$$

Werden dagegen Werte von $Re > 3000$ erreicht, gilt eine Strömung als *turbulent* und der Rohrreibungsbeiwert λ ergibt sich zu:

$$\lambda = 0,3164 \cdot Re^{-0,25} \quad (\text{für einen kreisförmigen Querschnitt}) \quad (40)$$

Mit der Information des Rohrreibungswertes, kann der Druckabfall ($\Delta p_{Z,R}$) zwischen Zulauf und Auslaufseite eines Moduls näherungsweise (BERNDT, 2004) berechnet werden:

$$\Delta p_{Z,R} = p_Z - p_R = \rho \cdot \frac{l_k}{d_h} \cdot \lambda \cdot \frac{w^2}{2} \quad l_k \dots \text{Länge einer rohrförmigen Membran} \quad (41)$$

Für Membrankanäle mit nicht kreisförmigem Querschnitt und für laminare Strömungsverhältnisse gilt allgemein die nachfolgende Übertragungsbedingung:

$$\frac{\Delta p_{Z,R,1}}{w_1 \cdot \eta_1 \cdot l_{K,1}} = \frac{\Delta p_{Z,R,2}}{w_2 \cdot \eta_2 \cdot l_{K,2}} \quad (42)$$

Bei Reynoldszahlen > 3000 gilt allgemein die erweiterte Übertragungsbedingung:

$$\frac{\Delta p_{Z,R,1}}{w_1^{1,75} \cdot \eta_1^{0,25} \cdot \rho_1^{0,75} \cdot l_{K,1}} = \frac{\Delta p_{Z,R,2}}{w_2^{1,75} \cdot \eta_2^{0,25} \cdot \rho_2^{0,75} \cdot l_{K,2}} \quad (43)$$

In der *Grenzschicht*, als Bereich von der angeströmten Membranoberfläche bis zur Kernströmung, erfolgt neben dem Antransport von Stoffteilchen auch ein Rücktransport von Partikeln, die sich nicht anlagern oder die durch äußere Einwirkung bzw. durch Freisetzung aus der Deckschicht wieder in die Kernströmung entlassen werden. Die in der Flüssigkeit gelösten Komponenten des Retentats liegen in der Grenzschicht in lokal nahezu konstanter Konzentration (c_0) vor (BERNDT, 2004), diese nimmt mit der Nähe zur Membranoberfläche nicht linear zu, der Druckgradient bleibt gleich. Die Aufkonzentrierung wirkt sich auf die Filtrationsgeschwindigkeit (v) aus. Bei Darstellung in einem halblogarithmischen Diagramm ($\log c$) läßt sich über Extrapolation eine theoretische *Sättigungskonzentration* (c_∞) ermitteln:

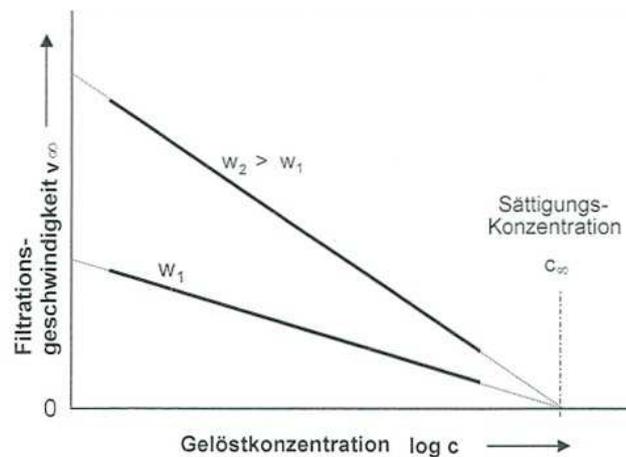


Abb. 25: Konzentrationseinfluß auf die Filtrationsgeschwindigkeit, BERNDT, R. und PETERS, Th. A. (2004)

Die nicht filtrierbaren Makromoleküle lagern sich an der Membran an, auch Fällprodukte aus der Überschreitung von Löslichkeitsgrenzen beeinflussen das Trennergebnis negativ (BERNDT, 2004). Die Querströmung im Grenzschichtbereich soll die Anreicherung limitieren, trotzdem häufen sich durch die Effekte der *Konzentrationspolarisation* immer wieder Molekül-Kompartimente an, die damit einen *Konzentrationsgradienten normal zur Strömungsrichtung* ausbilden.

Als Teil der Grenzschicht weist die *Deckschicht* die höchste Feststoff-Konzentration auf, die bis zur Membranoberfläche hin linear anwächst. Direkt an der Membranoberfläche ist dann die *Wandschubspannung* (τ_W) wirksam (BERNDT, 2004), sie beeinflusst den Druckabfall in den Kanälen im Bereich der Retentatseite signifikant:

$$\tau_W = \frac{\Delta p \cdot d_i}{4 \cdot l_k} \quad d_i \dots \text{Innendurchmesser einer rohrförmigen Membran} \quad (44)$$

Die Effekte und Parametereinflüsse gelten in der beschriebenen Form nur für idealisierte Membrankanäle. Unter realen Betriebsbedingungen, mit schwankenden Prozesstemperaturen und veränderlichen Feed-Zusammensetzungen, sowie lokalen, unverhältnismäßigen Verblockungen, können zusätzliche Effekte beobachtet werden. So neigen UF-Membranen dazu, auf der Zulaufseite stärker kompaktierte Deckschichtenbereiche auszubilden, als retentatseitig. Hier wiederum sinkt die Filtratleistung lokal ab, da der treibende Druck geringer ist als im Bereich der Anströmung.

2.3.5 Membranmaterialien und Bauformen

An dieser Stelle wird auf die Angabe von Übersichten und Kategorisierungen von Membranmaterialien, sowie Modularten und Bauformen verzichtet, hierzu steht eine Vielzahl von Literatur zur Verfügung, z.B. (BERNDT, 2004), (GOEDECKE, 2006), (OHLROGGE, 2006). Bei der Besprechung von Material und Methoden wird auf das gegenständlich verwendete Membranmaterial und die Bauform, sowie die Auswahlkriterien detailliert eingegangen.

3 Stand der Technik

3.1 Möglichkeiten der dezentralen Gülleaufbereitung

Die Zielstellung dieser Arbeit gibt vor, den Anlagenstandort dezentral in landwirtschaftliche Milchviehhaltungsbetriebe zu legen und die *Systemgrenzen* der Gülleaufbereitungsanlagen an einzelnen Liegenschaften zu orientieren. Zentrale Systemlösungen zur Gülleaufbereitung, die einen Transport mit Fahrzeugen vom Ort des Gülleanfalls bis zum Ort der Aufbereitung erfordern, werden nicht besprochen. Bei der *lokalen Aufbereitung* von Gülle finden nachfolgende Verfahren Anwendung:

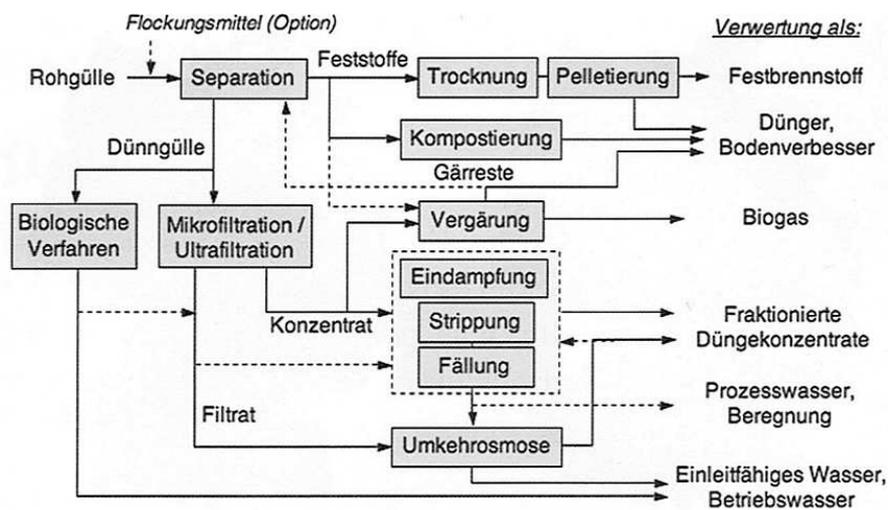


Abb. 26: Verfahren zur Gülleaufbereitung, BORMANN, H. (2014)

Die Verfahren können einzeln oder kombiniert angewendet werden und zielen nicht auf eine Verbesserung der Transportwürdigkeit ab.

3.2 Flockung und Fällung

Bei Partikelgrößen $< 0,5 \mu\text{m}$ sedimentieren Feststoffteilchen nicht mehr. Durch die Zugabe von *Flockungsmitteln* wird erreicht, Feststoffteilchen kleinster Abmessungen zu Partikelverbänden größerer Molekulargewichte zu agglomerieren. Der Flockungseffekt der *Agglomeration* verbindet kleinste Partikel über mechanische Brücken, während der Effekt der *Koagulation* die gegenseitige Abstoßung von Partikeln durch die elektrolytischen Eigenschaften von Flockungsmitteln schwächt oder aufhebt (HEMMING, 2004).

In der Gülle können die organischen Kolloide geflockt und gelöste Bestandteile gefällt werden. Die Behandlung von Rohgülle mittels Flockung findet meist Anwendung in Verfahrensschritten der mechanischen Vorbehandlung. Auf Zumischstrecken, seltener in statischen Mischern, werden mit Dosierpumpen Flockungsmittel aufgegeben. Damit werden die physikalischen Aufbereitungsverfahren durch einen chemischen Verfahrensschritt erweitert. Als Flockungshilfsmittel kommen *Metallsalze* oder *Polyelektrolyte* zum Einsatz (HERSENER et al., 2002).

Mit dem Aufbereitungsziel der Emissionsminderung von Ammoniak, kann der Gülle z.B. *Magnesiumhydroxid* $Mg(OH)_2$ als Flockungsmittel beigemischt werden, dadurch lassen sich 92% des Gesamtstickstoffs von Rindergülle eliminieren, für Jauche läßt sich ein Wert von 88% erreichen (SCHIESSL, 1999). Die Vergärung alleine, stellt keine Maßnahme zur Reduktion von Ammoniakemissionen dar, hier bietet sich die *Separierung* als Möglichkeit an (HERSENER et al., 2002).

Auch der Einsatz der *Fällung* als Verfahren zur Aufbereitung von Gülle ist problematisch, da die Fällreaktion vom pH-Wert, der Temperatur und vom stöchiometrischen Verhältnis der Nährstoffe abhängig ist. Bei Änderungen der Stoffzusammensetzung von Gülle muß jeweils die Zudosierung der Chemikalien angepaßt werden, was einen zu hohen Aufwand für den Prozeßablauf darstellt (HERSENER et al., 2002).

Eine möglichst verlustfreie Weitergabe von Nährstoffen an die jeweils nächsten Verfahrensschritte ist ein Teil der Zielstellung dieser Arbeit, Agglomeration oder Koagulation vor dem Membranprozeß binden hingegen Nährstoffe. Die grundsätzliche Aufgabe von *Flockung* und *Fällung*, größere Kompartimente aus kleineren Einheiten zu bilden, spricht gegen eine direkte Anwendung als Verfahren zur Aufbereitung von Gülle.

Mit Bezug auf den Ressourceneinsatz und den Energiebedarf zur Produktion oder Umwandlung von Flockungsmitteln, sind die Verfahren der Flockung und Fällung insbesondere dann nicht gerechtfertigt, wenn etwa bei Strömungsgeschwindigkeiten von 3,5 m/s im Retentatkreislauf der Ultrafiltration die Flocken wieder zerstört werden. Die hohen Strömungsgeschwindigkeiten sind durch die fehlende Trennqualität der gewählten Vorfiltrationsverfahren begründet (ARNOLDY, 2007). Teilweise werden Flockungsmittel aber auch nur eingesetzt, um die Vorfiltration selber in der Effizienz zu unterstützen.

3.3 Strippung und Eindampfung

Das in der Aufbereitung von Gülle vereinzelt angewendete Verfahren der *Strippung*, oder allgemein jeder Prozeß der *Eindampfung*, hat den Zweck, leichter flüchtige Substanzen aus einer Lösung freizusetzen, um an fraktionierte Düngekonzentrate zu gelangen. Die Fraktionierung erfordert als Medium meist Wasserdampf und einen hohen Energieeinsatz. Um die nötigen pH-Werte der einzelnen Rückgewinnungs- oder Trennprozesse zu erfüllen, ist der zusätzliche Einsatz von chemischen Betriebsmitteln erforderlich. Obwohl bis zu 99% des Ammoniums aus der Gülle zurück gewonnen werden können (HERSENER et al., 2002), ist das Verfahren der Strippung wegen dem verhältnismäßig hohen Apparate- und Bedienungsaufwand für innerbetriebliche Anlagen in den vorgegebenen Systemgrenzen nicht umsetzbar.

3.4 Separation

Den Verfahren der *Separation* zur Aufbereitung von Gülle sollen alle Technologien zugeordnet werden, die im wesentlichen eine Siebfunktion erfüllen und eine Trennung von Flüssigkeit, sowie Feststoff zur Aufgabe haben.

3.4.1 Bogensieb und Schwerkraftfilter

In der mechanischen Filtration ist das *Bogensieb* als Trennverfahren der übergeordneten Gruppe des *Siebklassierens* zuzuordnen.

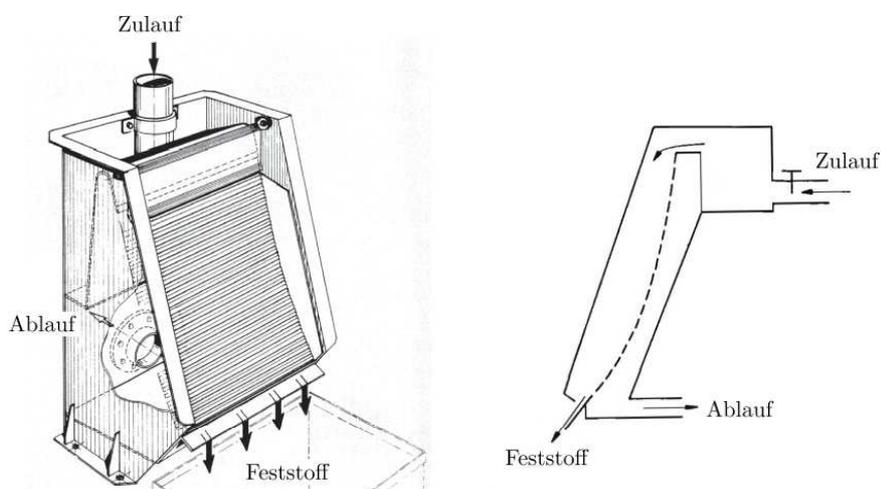


Abb. 27: Statisches Bogensieb als Schwerkraftfilter, Haase Abwassertechnik GmbH

Die Rohgülle wird in einen eigenen Zulaufkasten der Bogensieb-Apparatur gepumpt und fließt von dort gleichmäßig über ein gebogenes Spaltsieb mit Hilfe der Schwerkraft ab. Dabei verbleiben die selektiv zurückzuhaltenden, größeren Partikel an der Sieboberfläche, während sich das dünnere Filtrat unter dem Sieb ansammelt und über den Ablauf drucklos abgezogen wird. Auch die Festphase ist am Ende des Bogensiebes kontinuierlich abzunehmen, um Rückstauungen im Filtrationsbereich zu verhindern.

Beim Einsatz eines Bogensiebs mit 0,5 mm Spaltweite zur Gülleaufbereitung läßt sich feststellen, daß der TS-Gehalt der Feststoffphase hauptsächlich von der Menge der zufließenden Gülle abhängt. Mit einer Durchsatzmenge von $10 \text{ m}^3/\text{h}$ bei 1 m Siebbreite kann der günstigste Trennungseffekt erreicht werden, mit Erhöhung des Zulaufs verringert sich der TS-Gehalt bereits wieder (FLACHOWSKY et al., 1974). Somit erscheint für höhere Durchsatzleistungen die Parallel-Schaltung mehrerer gleichartiger Bogensiebe sinnvoll.

MEIER (1994) nimmt Durchsatzleistungen von nur $3 \text{ m}^3/\text{h}$ für einzelne Bogensieb-Apparaturen an, mit der Bedingung, daß die Rohgülle gleichmäßig über die Breite des Siebes zudosiert wird. Mit Siebmaschenweiten $< 1 \text{ mm}$ ergibt sich für Rindergülle eine Reduktion des TS-Gehalts um 51,6% in der *Dünngülle* (Filtrat). Der Stickstoff (N_{ges}) wird durch die Separation um 24,5%, der Phosphor (P_2O_5) um 11,6% und das Kalium (K_2O) um 23,8% gegenüber den entsprechenden Rohgüllegehalten reduziert. Die vergleichsweise geringe Phosphorreduktion wird durch die Bindung des Phosphors an sehr fein verteilte organische Stoffteilchen erklärt, die im Filtrat verblieben sind.

3.4.2 Siebtrommel mit Preßwalzen

Um höhere Abtrennleistungen als mit der Schwerkraft zu erzielen, wird die Anwendung zusätzlicher Preß- bzw. Scherkräfte notwendig (Rotationssiebfilter) bzw. es kommen Vibrationssiebe zum Einsatz. Eine vollständige Abtrennung von Harnstoff, Proteinen und Schleimstoffen ist aber auch durch diesen zusätzlichen Eintrag an Energie mit rein mechanischen Trennverfahren nicht erreichbar (GÜTHER et al., 1975).

Die *Siebtrommel mit Preßwalzen* nutzt in der ersten Sektion die Schwerkraft zur Entwässerung. Dann unterstützen gegenläufige Walzenpaare den Siebvorgang mit Preßkräften in einer 1. Stufe der Druckentwässerung, es folgen eine Auflockerung (Rückfederung) und eine

2. Stufe der Druckentwässerung. Die Dünngülle (Filtrat) läuft am untersten Punkt der Apparatur mit Hilfe der Schwerkraft ab. Eine automatische Siebreinigung erfolgt mittels einer Bürste am inneren Umfang der Siebtrommel.

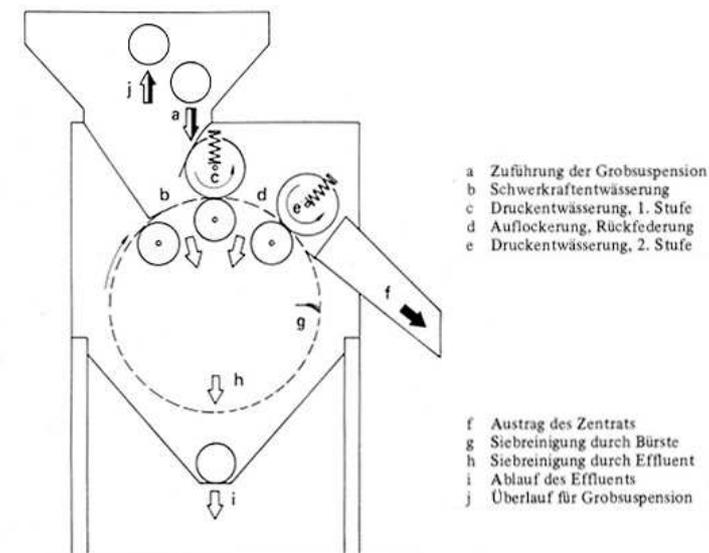


Abb. 28: Siebtrommel mit Preßwalzen, KRAUSE, R. und AHLERS, R. (1987)

KRAUSE (1987) befinden den Durchsatz von Siebtrommeln mit 2,5 bis 35 m^3/h für die Separation von Gülle als ausreichend und stellen eine vergleichsweise geringe spezifische Siebflächenbelastung ($m^3/m^2 \cdot h$) fest. Die in den Versuchen verwendete Siebtrommel mit einem Durchmesser von 637 mm hat eine Breite von 1000 mm ($2 m^2$ Siebfläche), die Preßwalzen aus Hartgummi mit einem Durchmesser von 150 mm werden mit einer Anpreßkraft von bis zu 5 kN/m betrieben.

Bei Beprobung mit verschiedenen Sieblochungsarten zeigt sich, daß ein 1,8 mm Rundlochsieb deutlich höhere Durchsatzraten liefert, als ein 3,0 mm Rundlochsieb, oder auch ein Langlochsieb mit 1,1 x 20 mm. Dies läßt sich mit dem höchsten Lochanteil an der gesamten Siebfläche für das 1,8 mm Rundlochsieb erklären. Für Rindergülle lassen sich bei TS-Werten mit 6 bis 12% und bei Einsatz eines 1,8 mm Rundlochsiebes, Grenzdurchsätze von 6 bis 13 m^3/h erreichen. Allgemein ist der Grenzdurchsatz umso niedriger, je höher der Ausgangs-TS-Gehalt der aufzubereitenden Rohgülle ist (KRAUSE, 1987). Rindergülle erzielt bei selben Sieblochungsarten den geringsten Grenzdurchsatz im Vergleich zu Hühner-Flüssigmist und Schweinegülle.

Bei einem Durchsatz von 4,5 (100% Siebbelegung) bis 6 m^3/h (Grenzdurchsatz) unter Verwendung eines 1,8 mm Rundlochsieb, läßt sich Rindergülle mit bis zu 27% TS-Gehalt verarbeiten. Es ist anzumerken, daß weiche, flockenartige Aggregate durch die hohe mechanische Beanspruchung zerstört werden und somit eine vorgestaffelte Flockung nicht von Nutzen wäre. Als nachteilig für das Siebtrommel-Verfahren, wie auch für das Bogensieb, ist die notwendige exakte Dosierung des Zulaufs.

Der *Abscheidegrad* (η_x), als prozentualer Anteil des im Konzentrat oder in der Dünngülle (Filtrat) enthaltenen Nährstoffes, bezogen auf die Rohgülle, wird bei geringen TS-Werten vom Durchsatz nicht beeinflußt und ist gerätespezifisch. Ein hoher TS-Gehalt der Rohgülle verbessert den Abscheidegrad der Siebtrommel. Der Nährstoffgehalt in der Dünngülle folgt weitgehend nur der Massenaufteilung in die Fest- und Flüssigphase, aber nicht dem Abscheidegrad (KRAUSE, 1987). Bei Rohgülle mit niedrigen TS-Werten (5,7%) reichert sich Phosphor signifikant im Konzentrat an, während NH_4^+ , N_{ges} und K ähnlich den Gesamtmassen aufgeteilt sind.

Ab Durchsätzen $> 6 m^3/h$ übersteigt der zum Betrieb notwendige Leistungsbedarf die Leerlaufleistung der Siebtrommel, der Anstieg verläuft proportional zum Durchsatz. KRAUSE (1987) gibt spezifische Energiebedarfswerte von 0,15 bis 0,18 kWh/m^3 für das Verfahren an, wobei sich diese Werte bei hohen Trockensubstanzgehalten sogar noch verringern.

3.4.3 Schneckenpresse

Die *Schneckenpresse* bzw. *Siebschnecke* drückt mit einer Schnecke Rohgülle entlang eines Siebkorb gegen eine Stauklappe. Diese ist mit einem unterschiedlichen Widerstand, im Verhältnis zum TS-Gehalt des Feststoffes, veränderlich einstellbar. Die Dünngülle wird unter dem Sieb aufgefangen und der Feststoff am Ende des Siebkorbs ausgetragen. Die Siebstrecke wird in eine *Trennzone* im Bereich des Zulaufs der Rohgülle und in eine *Entwässerungszone* bzw. *Verdichtungszone* im Anschluß an die Trennzone unterteilt.

Die Abtrennleistung der Schneckenpresse für Schweinegülle beträgt 33,5%, für Rindergülle stellt sich ein TS-Gehalt von 30,8% in der Feststoffphase ein. Diese Werte werden auch erreicht, wenn der Zulauf mit Rohgülle vergleichsweise geringe Trockensubstanzgehalte aufweist (Verdünnung) (MEIER, 1994).

Mit einer Spaltenweite von 0,75 mm liegt der Durchsatz bei 3 bis 7,5 m^3/h , mit hoch eingestelltem Presswiderstand wird eine Volumenreduktion von 6 bis 8% erreicht. Der Stickstoff (N_{ges}) wird durch das Pressen um 12,7%, der Phosphor (P_2O_5) um 10,3% und das Kalium (K_2O) um 4,2% gegenüber den Rohgüllegehalten reduziert (MEIER, 1994).

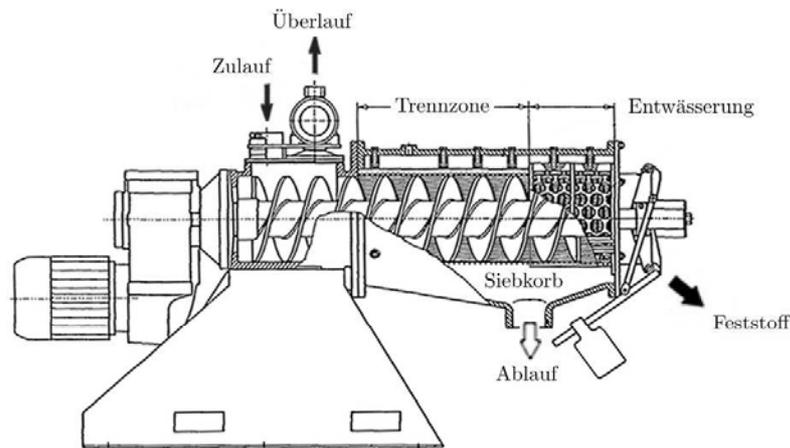


Abb. 29: Schneckenpresse mit Stauklappe, Röhren- und Pumpwerk Bauer GmbH

SCHRÖDER (2009) gibt für eine Schneckenpresse eine reguläre Entwässerungsleistung mit 24% an, die sich durch Zugabe von Flockungsmitteln noch auf 27,30% erhöhen läßt. Um für den Separationserfolg günstige Flockenstrukturen zu erzeugen, ist die Art und der Übergabepunkt von Konditionierungshilfsmitteln von Bedeutung.

In Kombination mit einem vorangestelltem Bogensieb stellen GÜTHER et al. (1975) fest, daß der effektive Abscheidegrad von Rohfasern mit der Schneckenpresse nur um 2,8% gegenüber dem TS-Rückhalt des Bogensiebes verbessert werden kann, und der TS-Gehalt der Feststoffphase etwa doppelt so hoch ist, wie bei vergleichbaren Versuchen mit einer Dekantierzentrifuge.

3.4.4 Dekantierzentrifuge

Die *Dekantierzentrifuge* basiert auf dem Prinzip der *Fliehkraftsedimentation*, die Absetzbewegung von Teilchen erfolgt unter der Einwirkung der Fliehkraft. Die Rohgülle als Suspension liegt als Flüssigkeitsring an einer rasch rotierenden Trommelwand an, nach einer Beschleunigungsphase der Zentrifuge besteht zwischen Flüssigkeitsring und Trommelwand keine Relativgeschwindigkeit (HEMMING, 2004).

Der Dekanter bzw. die Dekantierzentrifuge sind horizontal arbeitende Vollmantel-Schnecken-zentrifugen, bei denen über einen schnell rotierenden Mantel die Flüssigkeit abgeschleudert wird, während im Inneren des Mantels, eine sich langsam drehende Schnecke den abfiltrierten Feststoff entlang des Mantels sammelt und nach vorne zum Austrag befördert. Beschickt wird die Dekantierzentrifuge mittig zu Mantel und Schnecke über ein Einlaufrohr.

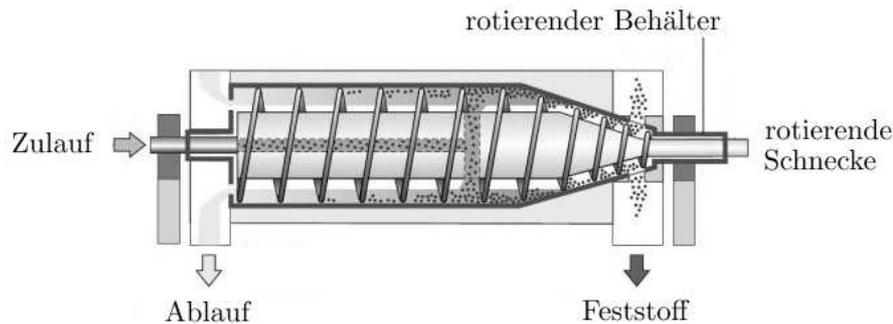


Abb. 30: Vollmantel-Dekantierzentrifuge, SCHWISTER, K. und LEVEN, V. (2014)

Als Kenngrößen für die Trennung von Suspensionen mit Zentrifugen sind die *Absetzgeschwindigkeit* und die *Schleuderzahl* von Bedeutung. Die Schleuderzahl ist eine dimensionslose Kenngröße, die das Verhältnis von *Zentrifugalbeschleunigung* zur *Fallbeschleunigung* beschreibt und vom Drehradius abhängt. Zentrifugen mit gleicher Schleuderzahl und Geometrie erzielen vergleichbare Trennwirkungen (HEMMING, 2004).

Insbesondere für den Einsatz von Dekantern bei der Separation von Gülle lohnt es sich, die Korngrößenverteilung von Rindergülle zu beachten: KREISS (1978) stellt fest, daß 75% aller Feststoffpartikel alleine dem Korngrößenbereich 0,8 bis 2,0 μm zuzuordnen sind. Dekantierzentrifugen sind für Einsatzbereiche mit Partikelgrößen von 5 bis 50.000 μm und Feststoffgehalten im Zulauf von 5 bis 60 Vol-% vorgesehen (BEYER et al., 2004). Durch den Sandanteil in der Rohgülle²² besteht eine hohe Verschleißneigung.

SCHRÖDER (2009) gibt für einen Dekanter die reguläre Entwässerungsleistung mit 21,20% an. Die Durchsatzleistung entspricht Werten von 9,5 m^3/h , bei einem spezifischen Energiebedarf von 1,6 kWh/m^3 . Der Stickstoff (N_{ges}) wird durch das Dekantieren um 16,9%, der Phosphor (P_2O_5) um 27,1% und das Kalium (K_2O) um 15,7% gegenüber den entsprechenden Rohgüllegehalten reduziert (MEIER, 1994).

²²besonders bei Weidebetrieb

3.4.5 Wendelfilter

Der *Wendelfilter* ist ein vertikal arbeitender Fest-Flüssig-Separator, der durch einen Feinstfilter ($100\ \mu\text{m}$) höhere Abscheideraten erreichen soll, als bei Filterpressen technisch möglich.

Die Rohgülle wird durch eine rotierende, vertikal angeordnete, Wendel aus dem Zulauf am Boden der Apparatur aufgenommen und nach oben transportiert. Die Wendel ist von einem fein gelochten Filterrohr umgeben, an dem während des Aufwärtstransports die Dünngülle abfiltriert wird. Die Filtration wird dabei durch die Saugwirkung einer Ablaufpumpe unterstützt, durch deren Vakuumregelung direkt der Trockensubstanzgehalt der Feststoffphase beeinflussbar wird. Es sind dabei TS-Werte im Feststoff bis $30\%^{23}$, mit einem Durchsatz von max. $2\ \text{m}^3/\text{h}$ und einer Wendel-Antriebsleistung von $0,75\ \text{kW}$, erreichbar.

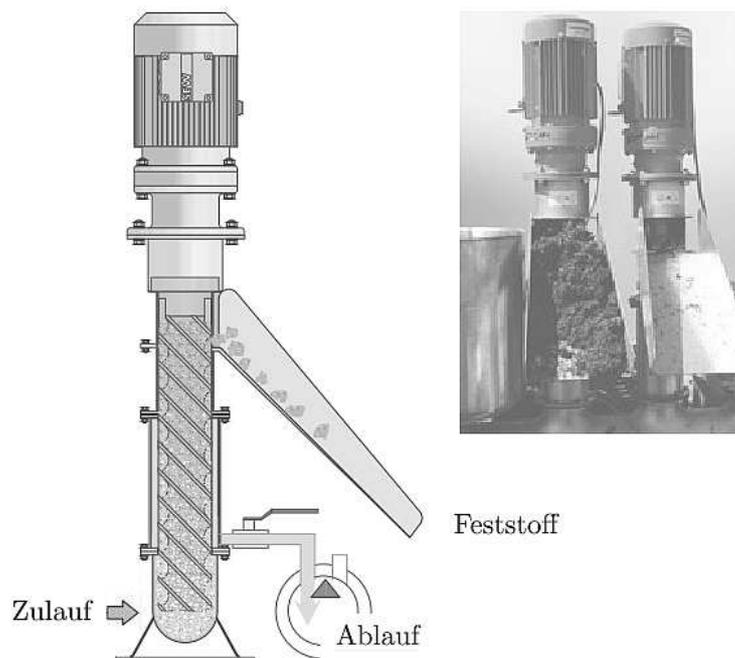


Abb. 31: Schnitt durch einen vertikal wirkenden Wendelfilter, Klass Filter GmbH

Der Trockensubstanzgehalt im Feststoff kann beim Wendelfilter durch eine unterschiedliche Anzahl an Wendelzügen (2,3 und 5) bzw. Wendelformen, eine jeweils andere Wendelsteigung (25 bis 40 Grad) und durch die Frequenzsteuerung (20 bis 60 Hz) des Wendelmotors beeinflusst werden. Das Filterrohr ist mit $80\ \mu\text{m}$ und mit $100\ \mu\text{m}$ Sieblochung einsetzbar.

²³Herstellerangaben - KLASS Filter

WETTER et al. (2011) geben für den Wendelfilter eine mögliche Entwässerungsleistung von bis zu 51% an. Der Stickstoff (N_{ges}) wird durch die Aufbereitung mit dem Wendelfilter um 36,5%, der Phosphor (P_2O_5) um 54,6% und das Kalium (K_2O) um 30,9% gegenüber den entsprechenden Rohgüllegehalten reduziert. Es zeigt sich außerdem, daß sich die Nährstoff-Abscheidegrade bei Rindergülle in einem Beobachtungszeitraum von 70 Tagen nur geringfügig verändern. Die Biogasertträge halbieren sich allerdings bereits nach 7 Tagen. Eine Aufbereitung mittels Separation egalisiert bilanziell die Biogasverluste, die durch die Lagerung entstehen.

3.4.6 Allgemeine Überlegungen zur Separation von Gülle

Die Leistungsdaten der beschriebenen Separations-Verfahren können nur als Orientierung dienen, da zum einen die technologischen Eigenschaften der Rohgülle unterschiedlich und nicht konstant sind, sowie die Verwertung in den jeweiligen Versuchen mit nicht nachgewiesenen Lagerzeiten des Flüssigmists erfolgt ist. Zudem liefern verschiedene TS-Ausgangswerte und differierende Fütterung des Milchviehs, sowie unbekannte Voraufbereitungsschritte (Homogenisieren) und unterschiedliche Dichten bzw. Viskositäten eine zu unsichere Basis, um zu einer einheitlichen Bewertung von Separationsverfahren gelangen zu können.

AHLERS (1987) beschreiben anwendbar für alle Verfahren eine Systematik für das Separieren von Flüssigmist, ausgehend von der stofflichen Bewertung von Gülle. So wird die *Dispersionsphase* mit den gelösten Stoffen als Hauptträger der organischen Substanzen identifiziert. In ihr sind neben Futter-, Stroh- und Einstreuresten auch Haare, Federn und Fasern enthalten, an die Nährstoffe gebunden sein können. Ist ein hoher Feststoffanteil zu verarbeiten, ist auch von einem hohen Nährstoffanteil auszugehen.

Insbesondere *langfaserige Stoffe* stellen für die Separationstechnik eine Herausforderung dar. Da sie die schwer auflösbaren Schwimmschichten ausbilden, ist das Homogenisieren mit Rührwerken und zusätzlichem Energieaufwand erforderlich. Auch bei Relativbewegungen zwischen Göllesuspensionen und Siebflächen ist es langfaseriges Material, das durch eine parallele Bewegung zur Siebfläche Verstopfungen hervorruft und durch ein Umorientieren sogar das Sieb passiert. Dabei können Scherkräfte das Material unbeabsichtigt zerkleinern und das Trennergebnis signifikant beeinflussen. Langfaserige Inhaltsstoffe sind auch der ursprüngliche Grund für Verstopfungen (AHLERS, 1987).

Ein allgemein gültiger Vergleich der Separations-Verfahren ist nur möglich, wenn neben gleichartiger, stofflicher und energetischer Bewertung auch die selben Begrifflichkeiten angewandt werden. Neben dem *Abscheidegrad* (η_x) als Massenverhältnis und dem *Durchsatz* als Anlagengröße, werden in der Bewertung von Verfahren der Separation auch der *Trenngrad*, die *Trennschärfe* und die *Sieblinie* verwendet (AHLERS, 1987).

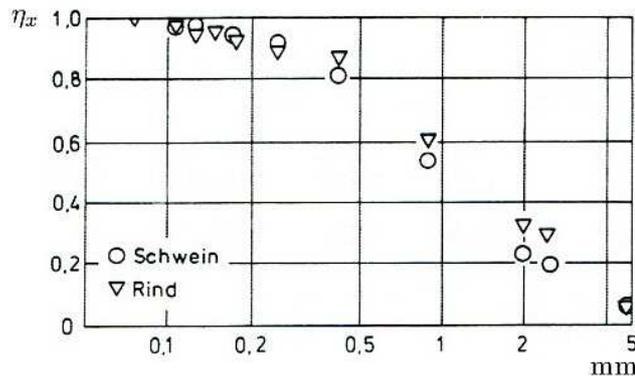


Abb. 32: Abscheidegrad in Abhängigkeit von Siebmaschenweiten, HEGG, R.O. et al. (1981)

Der *Trenngrad* stellt eine Verhältniszahl zwischen Parametern gleicher Merkmalklassen für Suspensionen (Rohgülle) und Zentraten (Feststoffe, Konzentrat) dar. *Bsp.*: In der Rohgülle ist die Korngröße von 1,5 bis 2,0 μm zu 13,72% vertreten, 7,42% der Inhaltsstoffe von Schweinegülle sind im gleichen Fraktionsbereich im Filtrat durch eine Dekantierzentrifuge abgeschieden worden (KREISS, 1978). Daraus resultiert ein Trenngrad von 54%.

Die *Trennschärfe* charakterisiert jene Teilmenge an Korngrößenverteilung, die nach dem Trennen sowohl im Konzentrat (Feststoffe), als auch im Filtrat vorkommt.

Die *Sieblinie* bildet den Siebdurchgang in M.-% von Korngrößen-Fraktionen in Abhängigkeit von normierten Siebmaschenweiten bzw. Lochweiten ab. Damit können die Korngrößenverteilungen der Ausgangssuspension, der Konzentratphase und des Filtrats verglichen werden.

AHLERS (1987) stellt einen Beurteilungsleitfaden von Stoff-, Geräte- und Einstellparametern für Separatoren zur Verfügung, der hinreichend eine Festlegung der erforderlichen Verfahrenstechnik gestattet. Zusätzlich sind aber auch die *Pflanzenverträglichkeit*, die *Infiltrationsgeschwindigkeiten* im Boden und die *Standzeiten* der Apparaturen mit zu beurteilen.

HJORTH et al. (2010) reihen die Separationsverfahren für Gülle, wenn möglichst *hohe Abscheideraten* an Trockenmasse und Phosphor (P_2O_5), aber auch von Stickstoff (N_{ges}) bzw. NH_4^+ das Aufbereitungsziel sein sollen, wie folgt:

Flihkraftabscheidung > Sedimentation > Schwerkraftfiltration > Filtration unter Druck

Die *druckbeaufschlagte Filtration* ist demnach als Verfahren zu bevorzugen, wenn das Aufbereitungsziel eine möglichst *hohe Nährstoffweitergabe* von der Vorfiltration (Separation) an die Membranfiltration sein soll. Durch die Separation werden dann idealerweise Inhaltstoffe der Rohgülle abgetrennt, an denen möglichst geringe Nährstoffmengen anhaften oder von diesen gebunden werden, und die den Trennvorgang der Membranfiltration negativ beeinflussen (Verblockungen). Es ist also bei der Vorfiltration zu beachten, daß zunächst alle Faserbestandteile der Rohgülle abzutrennen und dauerhaft als Feststoffe aus dem Aufbereitungskreislauf auszuschleusen sind. Unter dieser Maßgabe und entsprechender Verfahrensführung kann auch ein *Hydrozyklon* für eine Separation von Gülle geeignet sein.

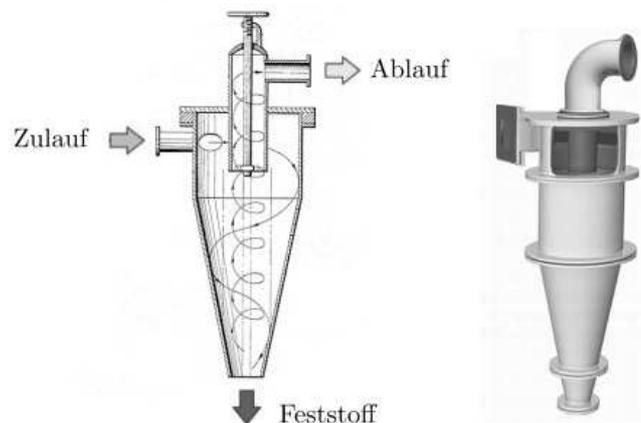


Abb. 33: Hydrozyklon mit Außen- und Innenwirbel, WAYNE F. Carr. (1971)

Im Hydrozyklon findet im Unterschied zu den bisher genannten Separationsverfahren nur eine *gemäßigte Verdichtung von Material* statt, da durch die gegenläufig ausgebildeten Wirbel Partikel mit höherem spezifischen Gewicht solange in Bewegung gehalten werden, bis sie im Konzentratablauf abgezogen werden können. Im Unterlauf des Hydrozyklons dreht der Wirbel um und transportiert die Fraktion mit geringerem spezifischen Gewicht zum oberen Ablauf des Hydrozyklons.

PIETERS et al. (1999) beproben einen Hydrozyklon mit unbehandelter Schweinegülle, die einen TS-Gehalt von 1,5 bis 2,0 % aufweist. Bei einem Zulauf von $15 \text{ m}^3/\text{h}$ Rohgülle, kann der TS-Gehalt auf 8% erhöht und ein Feststoffgehalt von 30% im Konzentrat erreicht werden. Auch SHUTT et al. (1975) beschreiben in ihren Versuchsergebnissen einen TS-Gehalt von 8,4% und einen Feststoffgehalt von 26,5% im Konzentrat. Die Schweinegülle ist mit einem 1,0 mm Sieb voraufbereitet. Zum Einsatz kommt ein Hydrozyklon mit 76 mm Durchmesser und einem 6 Grad-Spitzkegel.

Die geringe Aufkonzentration von Feststoffen durch einen Hydrozyklon stuft das Verfahren als wenig verwendungsfähig für die Aufbereitung von Gülle ein. Mit der Zielstellung, das Konzentrat als Produkt vorzugeben und das Verfahren für die Abtrennung von langfaserigen Inhaltsstoffen mit geringerem spezifischem Gewicht der Rohgülle anzuwenden, ist ein Einsatz bei der Separation von Rindergülle aber denkbar. Dies erfordert eine Verdünnung der Rohgülle und eine zusätzliche, dem Hydrozyklon vorgeschaltete Separationsstufe (Grobsieb). Durch die Kosten des Wasserzusatzes, einen zusätzlichen Verfahrensschritt der Siebung und der notwendigen Druckbeaufschlagung des Zulaufs zum Hydrozyklon scheidet diese Verfahrenskombination für die weitere Bewertung oder Verwendung als Vorfiltration aus.

FORD (2002) führen in ihrer Literaturstudie noch weniger gebräuchliche Separationsverfahren wie etwa ein *Sieb-Förderband*, bei dem Mitnehmer aus einer Vorlage die Rohgülle auf einer schiefen Ebene über ein Sieb transportieren und dabei entwässern. Auch die *Rollen-Presse* oder die *Riemen-Presse*, vom Arbeitsprinzip vergleichbar mit der Preßwalzen-Siebtrommel, kommen für die Separation von Gülle vereinzelt zum Einsatz.

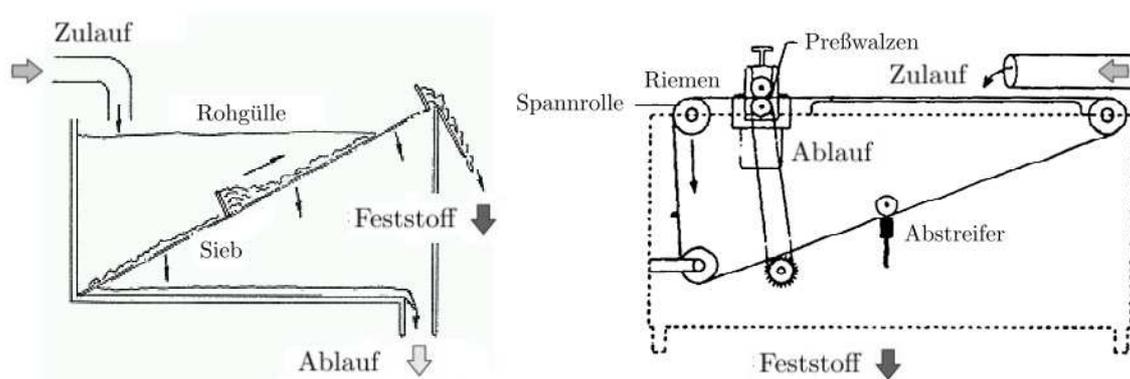


Abb. 34: Sieb-Förderband und Riemen-Presse, FLEMING (1986), MOLLER et al. (2000)

Für die innerbetriebliche Verwendung kann der *Kantenspaltfilter* eine Alternative zu den bisher genannten druckbeaufschlagten Separationsverfahren sein. Der selbstreinigende Kantenspaltfilter besteht aus einem Ober- und Unterteil mit Schnellspannbügel. Die Filtration erfolgt von außen nach innen, wobei ein Spaltrohrzylinder (Lochdimension $> 35 \mu\text{m}$) über einen Getriebemotor gegen einen feststehenden Schaberkorb mit Abstreifer (Feststoffe) bewegt wird. Im Inneren des Spaltrohrzylinders sammelt sich das Filtrat, der separierte Feststoff wird im Unterteil mit dem Systemdruck (ca. 3 bar) und einen Kugelhahn kontinuierlich abgelassen. Optional kann dieser Vorgang auch mit einer Differenzdrucküberwachung automatisiert werden.

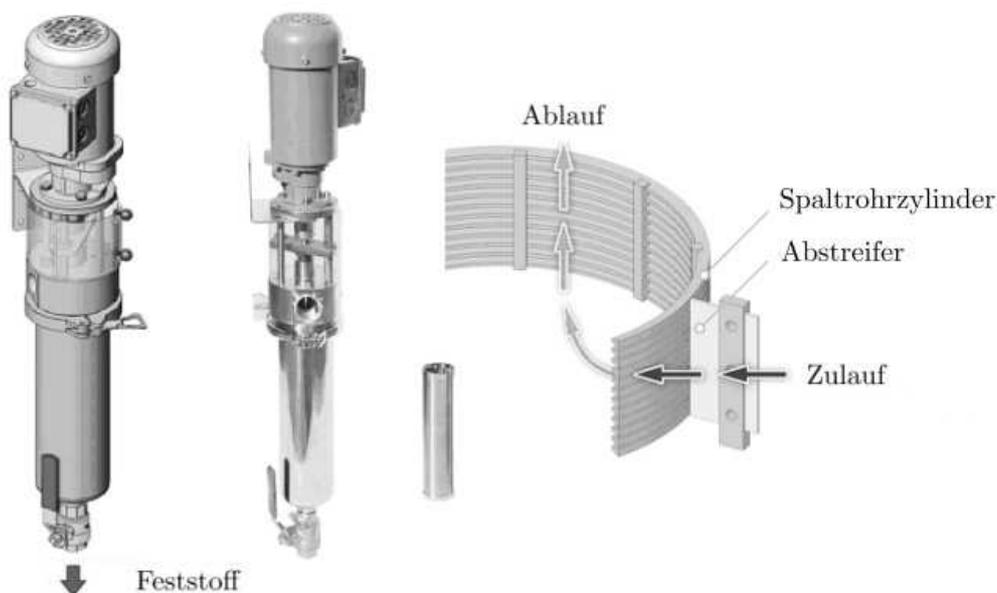


Abb. 35: Selbstreinigender Kantenspaltfilter, Apic Filter GmbH

Ein wesentlicher Vorteil des Kantenspaltfilters ist die *kontinuierliche Arbeitsweise*. Durch den austauschbaren Spaltrohrzylinder mit unterschiedlichen Lochdimensionen und -formen kann eine Voranpassung an die Inhaltsstoffe von Suspensionen erfolgen, um einen möglichst hohen Durchsatz zu erzielen und um auf andere vorgeschaltete Aufbereitungsschritte verzichten zu können. Im Betrieb mit Gärslamm hat sich der Einsatz eines Kantenspaltfilters nicht bewährt (BAIER et al., 2014). Vom Gärslamm ausgehende Gase durchfließen den Kantenspaltfilter und sorgen für Druckschankungen in einer nachgeschalteten Membranfiltration. Zudem bietet das Verfahren keinen ausreichenden Abtrenngrad und der Durchsatz bei Gärslamm ist gering, außerdem besteht hoher Reinigungsbedarf.

Für die Auswahl von Separationsverfahren für Flüssigmist sind die chemisch-physikalischen Zusammenhänge von Nährstoffabscheidegrad, Partikelabscheidegrad, sowie TS-Gehalt und Konzentration entscheidend. Bei vorwiegend *partikelgebundenen* Nährstoffen besteht zwischen dem Nährstoffabscheidegrad und dem Partikelabscheidegrad ein direkter Zusammenhang. Der Trockensubstanzgehalt des Flüssigmists bestimmt dabei die Konzentration der partikelgebundenen Nährstoffe, eine Änderung korreliert mit den absoluten Massen der Nährstoffe. Somit sind nur Partikelabscheidegrad und TS-Gehalt der abgetrennten Feststoffe für die *Nährstoffgewichtung* bestimmend (BIHLER et al., 1997).

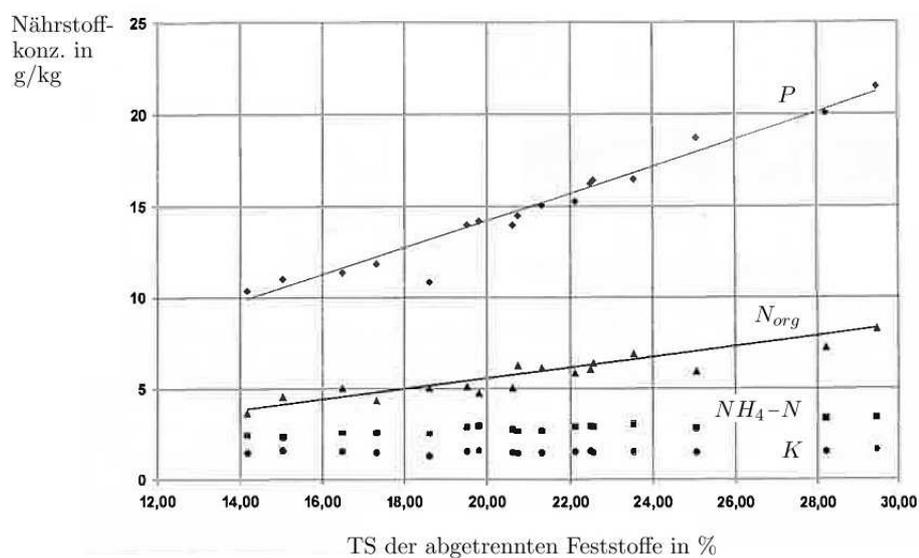


Abb. 36: TS/Nährstoffkonzentrationen von Schweinegülle, BIHLER, J. et al. (1997)

Mit steigendem Trockensubstanzgehalt zeigt sich bei Phosphor und organisch gebundenem Stickstoff deutlich, eine stetig zunehmende Konzentration in den Feststoffen. Die im Diagramm eingezeichneten Geraden von P und $NH_4 - N$ verbinden berechnete Datenpunkte einer Modellierung, die sich auf die Kenntnis der Bindungsverhältnisse und Nährstoffkonzentrationen der Rohgülle stützt. Mit einer Nährstoffbilanzierung lassen sich die Nährstoffkonzentrationen in Abhängigkeit von TS-Gehalt und Partikelabscheidegrad für die Feststoff- und Dünnpfase näherungsweise vorausberechnen (BIHLER et al., 1997).

Der Gesamtphosphorgehalt (P_{ges}) kann analytisch durch $0,45 \mu m$ Membranen in einen *partikulären*, an Sedimente gebundenen, und einen Anteil aus *gelösten und kolloidalen* Partikeln aufgetrennt werden (BOEHLER, 2008). Eine Separation mit einer Trennschärfe $> 0,45 \mu m$ ist somit erforderlich, um P_{ges} an die Membranfiltration weitergeben zu können.

3.5 Vergärung und Kompostierung

Die *Vergärung* bezeichnet den Abbauprozess von biogenem organischem Material unter *anaeroben* Bedingungen. Bei der Faulung unter Luftabschluß entstehen nährstoffreiche Gärprodukte (Biogasgülle) und Biogas als methanhaltiges Gasgemisch. Erfolgt jedoch der Abbauprozess in *aerobem* Milieu, besteht eine *Kompostierung*, hierbei werden unter Belüftung Kompost (Rotte), Wärme und ein CO₂-reiches Gas gebildet (WILKEN et al., 2013).

Mit der Zielstellung, Rindergülle als Rohstoff bzw. Ausgangssubstrat *ohne Kofermente* und Zusätze zu verarbeiten, wird hier nur auf die *Monovergärung von Flüssigmist* eingegangen. Durch den Vergärungsvorgang ändern sich die Stoffkennwerte von Rindergülle:

Tab. 2: Änderung der Stoffkennwerte durch Vergärung

	vor Vergärung kg/m^3	nach Vergärung kg/m^3
TS-Gehalt	90,2	78,7
oTS-Gehalt	72,8	59,2
N _{ges}	2,7	2,7
NH ₄ -N	0,9	1,1

nach KORIATH et al. (1985)

Auch ROSCHKE (2006) beschreiben eine Änderung der Nährstoffgehalte bei der Umsetzung von Rindergülle in einer Vergärung. Bezogen auf die jeweilige Trockenmasse ergeben sich für den Gärrest im Vergleich zur Rindergülle Steigerungen der Nährstoffwerte: N_{ges} (46%), P₂O₅ (32%) und K₂O (17%). Für MgO wird keine Veränderung angegeben. Dafür sind aber auch die Schwermetallgehalte (Pb, Cd, Cr, Ni, Hg und Zn) im Gärrest höher als im Ausgangsstoff Rindergülle, die Ausnahme hierbei bildet Cu.

Um die Vergärung von Gülle ertragsstabil in innerbetriebliche, dezentrale Aufbereitungsverfahren einordnen zu können, ist die Begrenzung der Standort-Leistung mit 75 kW (EEG2014, 2015) hinsichtlich der Wirtschaftlichkeit zu beachten. Einer Vergütung von 23,73 Cent/kWh für die dezentrale Erzeugung von Strom, stehen der spezifische Eigenbedarf an Prozesswärme mit 66 kWh_{th}/m³ pro Jahr²⁴ und der elektr. Energiebedarf mit 158 kWh_{el} pro Tag gegenüber (BESGEN, 2006).

²⁴Beschickung der Anlage nur mit Rindergülle

4 Material und Methoden

4.1 Pilotanlage

Im folgenden wird die Auslegung, der Aufbau und die Funktionsweise einer Pilotanlage zur Aufbereitung von Rindergülle, sowie deren Instrumentierung beschrieben.

4.1.1 Schema und Anlagengruppen

Durch den, auf einen dezentralen Anlagenbetrieb bezogenen Einsatzzweck, ist der Appara-teaufwand gering gehalten. Die gewählte Anlagenausrüstung bzw. -instrumentierung orientiert sich am *Versuchsbetrieb* und kann bei produktiven Anlagen reduziert werden.

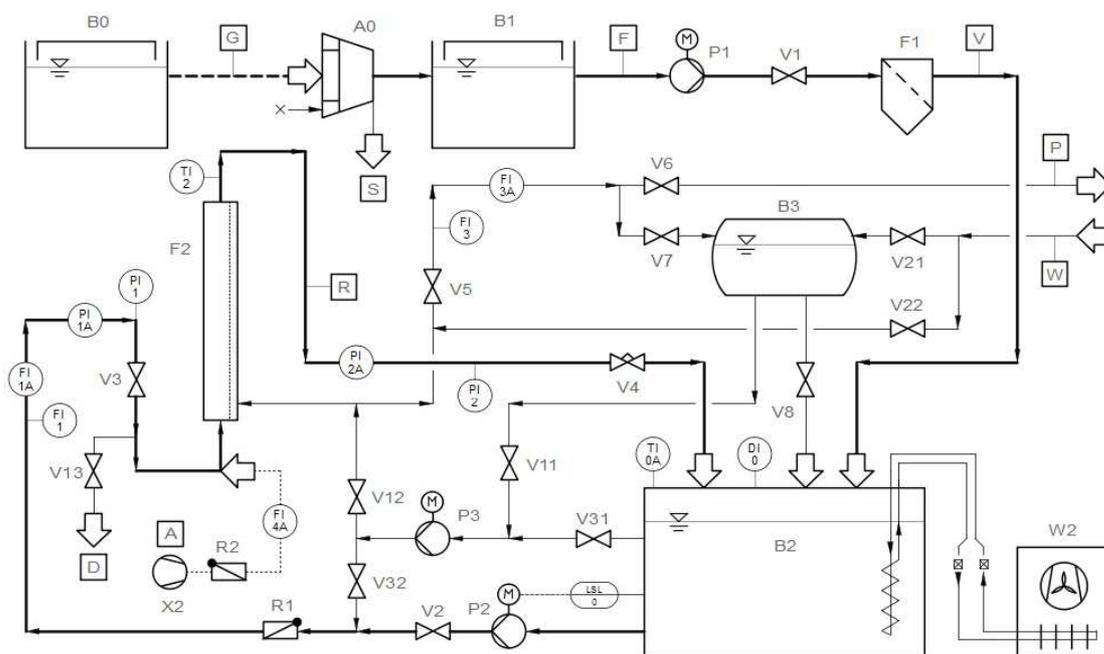


Abb. 37: PI-Diagramm der Pilotanlage, eigene Darstellung

Die *Pilotanlage* besteht im wesentlichen aus den nachfolgenden drei Anlagengruppen:

- (1) *Vorfiltration* mit Beutelfilter [F1]
- (2) *Retentat-Kreislauf* mit Arbeitstank [B2] und Membranfiltration [F2]
- (3) *Permeatabgabe und Spülung* über den Spültank [B3]

Die *Hydropresse* [A0], die *Feed-Pumpe* [P1] und die *Vorlage-Tanks* für Rohgülle bzw. Dünn-gülle [B0, B1] sind eigenständige Anlagenkomponenten und nicht Teil der Pilotanlage.

Ein eigens gefertigtes Bodenstück in der Anströmung des Membranmoduls ist Teil und Anschlußpunkt einer *Gasspülung* [X2], mit der die Auswirkungen auf das Standzeitverhalten bei Gasbeaufschlagung der Ultrafiltration untersucht wurden. Im Versuchsverlauf wurde es notwendig, die Pilotanlage mit einem *Kühlaggregat* [W2] im Retentatkreislauf zur Temperaturkompensation des Wärmeeintrags der Anlagenkomponenten, zu erweitern.

4.1.2 Spezifikation der Ultrafiltration

Als *Ultrafiltration* [F2] sind Mehrkanalrohre des Herstellers *TAMI Industries* zur Anwendung gekommen. Die Titandioxidrohre sind in einem Edelstahlmodul mit Kopfdichtungen aus EPDM fixiert und über ein Clamp-Spannringsystem mit dem Rohrleitungssystem der Anlage verbunden. Durch Konstruktion, Dichtungssystem und Strömungsführung, werden Retentat und Permeat, unabhängig voneinander, mit ihren Kreisläufen gekoppelt. Nachfolgende Hersteller-Angaben spezifizieren die Ultrafiltration:

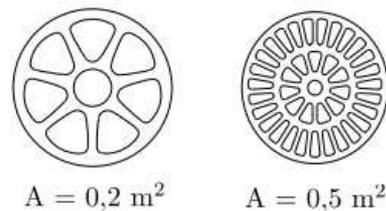


Abb. 38: Angewandte Kanalgeometrien, TAMI Deutschland

Membranmaterial	ZrO ₂ - TiO ₂
MWCO	150, kDa 300 kDa
Kanalgeometrie	8 Kanäle × 6,0 mm hydr. Durchmesser, A = 0,2 m ² 39 Kanäle × 2,5 mm hydr. Durchm., A = 0,5 m ²
Trägerrohr-Durchm.	25 mm
Trägerrohr-Länge	1.178 mm
Betriebsdruck	max. 10 bar
Chem. Beständigkeit	pH-Wert 0 bis 14
Prozeßtemp.	max. 350°C

Bei Bestückung mit bis zu 99 Stk. Titandioxidrohren, stehen Filterflächen mit bis zu 49,5 m² je Membranmodul zur Verfügung.

Um die Leistungsfähigkeit der Keramikmembranen zu erhalten, werden vom Hersteller für die *Regenerierung* folgende Empfehlungen gegeben:

Dampfsterilisierung	121°C, 30 min.
Reinigung (Standard)	Basisch NaOH: 15 g/l - 85°C
	Sauer HNO ₃ : 5 ml/l - 50°C
	Dampfsterilisierung: 121°C - 30 min
Reinigung (stark)	Basisch NaOH: pH = 14 - 85°C
	Sauer HNO ₃ : pH = 0 - 50°C
	H ₂ O ₂ : 2 · 10 ⁻³ V/V
	NaOCl: 300 ppm Cl
Eisenverschmutzungen	Oxalsäure: Konzentration 10 -20 g/l bei 50 - 60°C, Zeitdauer 15 - 30 min

Die Anzahl der Kanäle je Titandioxidrohr wirkt sich auf das Überstromvolumen und den Druckabfall aus. Für eine Strömungsgeschwindigkeit von 1 m/s, einer Viskosität des strömenden Mediums von 1 cP und einer Medientemperatur von 25°C, empfiehlt der Hersteller ein Überstromvolumen von 0,90 m³/h ≙ 15,0 l/min für ein 8-Kanalrohr bzw. 0,75 m³/h ≙ 12,5 l/min für ein 39-Kanalrohr. Durch diesen geringen Unterschied in der Anströmung wurde auf die Beprobung eines 23-Kanalrohrtyps mit 0,86 m³/h ≙ 14,3 l/min verzichtet. Der erwartete Druckabfall kann über das Diagramm des Herstellers bestimmt werden:

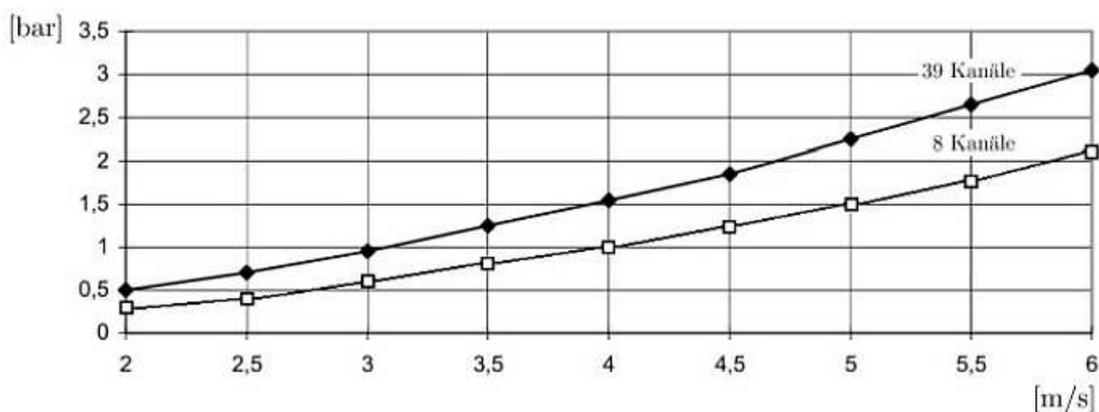


Abb. 39: Druckabfall in Abhängigkeit der Strömungsgeschw. - 8/39 Kanäle, TAMI Industries

Der tatsächliche Druckverlust wurde über die Druckmeßgerätepaare vor und nach dem UF-Modul, analog [PI1A], [PI2A], sowie digital [PI1], [PI2], ermittelt.

4.1.3 Dimensionierung der Verrohrung

HÖRNIG (1982) stellt spezifische Kennwerte (k und n) für Rindergülle mit TS-Gehalten von 3 bis 15% zur Verfügung und empfiehlt für Druckverlustberechnungen eine Dichte $\rho = 1.025$ kg/m³ anzunehmen. Mit Kenntnis von Rohrlänge l und Volumenstrom \dot{V} , sowie einem vorher näherungsweise ermittelten Druckverlust Δp , kann der erforderliche Rohrdurchmesser für den Transport von Gülle berechnet werden:

$$d_{Rohr} = \left[\frac{4^{1+n}}{\pi^n} \cdot \left(\frac{6 \cdot n + 2}{n} \right)^n \cdot \frac{k \cdot l \cdot \dot{V}^n}{\Delta p} \right]^{\frac{1}{3n+1}} \quad (45)$$

Aufgrund der kurzen Rohrstrecken und der reduzierten TS-Gehalte durch die Vorfiltrationsschritte, wird die spezifische Ermittlung von Rohrdurchmessern für den Gülletransport in der Pilotanlage nicht angewendet.

Die in den Vorversuchen festgestellte max. Anströmung von 11,5 l/min und die Begrenzung der Strömungsgeschwindigkeit auf max. 1 m/s wurden für die Betriebsführung der gegenständlichen Pilotanlage übernommen. Als max. Druck für die Auslegung der Komponenten wurde 4 bar Überdruck (p_e) angenommen. Für die Auslegung der Rohrleitungen wurden die Überströmungsvolumina der 8-Kanal- und 39-Kanalgeometrien zugrunde gelegt:

$$A_{8K} = \frac{\dot{Q}_{8K}}{v} = \frac{15,0 \text{ l/min}}{1 \text{ m/s}} = 250,00 \text{ mm}^2 \quad (46)$$

$$A_{39K} = \frac{\dot{Q}_{39K}}{v} = \frac{12,5 \text{ l/min}}{1 \text{ m/s}} = 208,33 \text{ mm}^2 \quad (47)$$

Aus den Strömungsquerschnitten ergeben sich rechnerisch Innendurchmesser von 17,84 mm bzw. 16,29 mm. Um die vorgegebene Strömungsgeschwindigkeit trotz hydraulischer Widerstände einhalten zu können, ist die Verrohrung mit größeren Durchmessern einer entsprechenden Rohrdimension auszuführen. Gemäß DIN 2440 wäre somit ein 3/4 Zoll-Stahlrohr mit einem Innendurchmesser von 21,60 mm und einer Nennweite (DN) 20 ausreichend. Bedingt durch die Anschlußdimensionen des UF-Moduls aber, sowie eine mögliche Minderung der Eigenerwärmung im Betrieb, wurde für den Retentatkreislauf als Rohrdimension 1 Zoll mit einem Innendurchmesser von 27,20 mm und einer Nennweite (DN) 25 gewählt. Damit ergibt sich für eine 1 Zoll-Verrohrung, und eine festgelegte Strömungsgeschwindigkeit von 1 m/s, ein Volumenstrom (\dot{Q}_{eff}), der ein Dimensionierungskriterium für die Auslegung der Kreislaufpumpe darstellt:

$$\dot{Q}_{eff} = A_{1Zoll} \cdot v = 581 \text{ mm}^2 \cdot 1 \text{ m/s} = 34,86 \text{ l/min} \quad (48)$$

4.1.4 Auslegung der Kreislauf-Pumpe

Die *Kreislaufpumpe* [P2], bzw. die auch als Redundanz nutzbare *Spülpumpe* [P3], erfordern die Bereitstellung eines Volumenstroms von min. 35 l/min und eines max. Überdrucks von 4 bar. Der in der Pilotanlage eingesetzte Pumpentyp stellt diese Leistung zur Verfügung, bei einem vordefinierten Standarddurchfluß von 11,5 l/min steht ein Betriebsdruck von 4,6 bar zur Verfügung. Die zu erwartenden Druckverluste, im wesentlichen durch Armaturen, Sensoren und Krümmer bedingt, werden mit 20% abgeschätzt, womit immer noch ein Druck von ca. 3,7 bar eingangsseitig am Membranmodul ansteht.

Die Kreislauf- bzw. Spülpumpe sind Kreiselpumpen und lassen sich durch eine lineare Pumpenkennlinie charakterisieren:

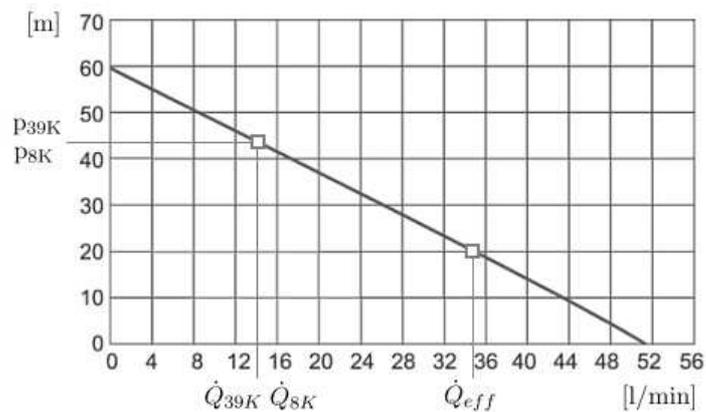


Abb. 40: Kennlinie von Kreislauf- und Spülpumpe, Zuwa GmbH

Die Pumpenanschlüsse für die Saug- und Druckseite sind mit 1 Zoll dimensioniert. Kreislauf- und Spülpumpe nehmen max. 0,75 kW an elektrischer Leistung auf und stehen nur abwechselnd in Betrieb.

4.1.5 Retentatkreislauf, Arbeitstank und Spültank

Mit dem Ziel ca. alle 10 min eine komplette Umwälzung des Kreislaufvolumens zu erreichen und genügend Rauminhalt für eine Verdünnung des Feeds zu schaffen, wird ein Volumen von 100 l im *Arbeitstank* [B2] (Kreislaufvorlage) benötigt. Ein Freibord mit einer Höhe von max. 90 mm gewährleistet den freien und drucklosen Zulauf von Permeat-, sowie Kreislaufwasser, und erhöht das Volumen des Tanks auf 110 l.

Die Breite der Pilotanlage soll die Frontbreite eines im Rahmen integrierten Norm-Elektroschranks mit 600 mm nicht überschreiten, damit ergibt sich für den Arbeitstank eine Höhe von 412 mm und eine Tiefe von 425 mm. Der *Spültank* [B3] stellt ein Volumen von 72 l, mit den Abmaßen 600 (B) x 600 (H) x 200 (T) mm, zur Verfügung.

4.1.6 Gasspülung mittels Druckgasflaschensystem

Die *Gasspülung* [X2] der Ultrafiltration zur Standzeiterhöhung erfolgte durch Einblasen von *Argon 5.0* über ein neu entwickeltes Bodenstück im Retentat-Zulauf des UF-Moduls:

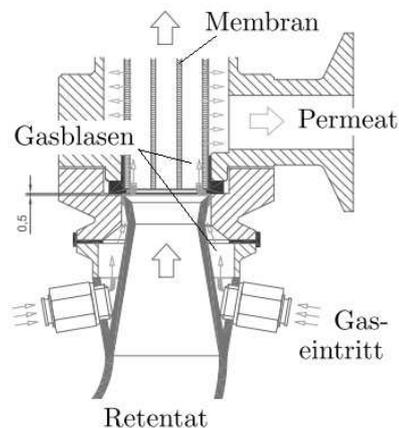


Abb. 41: Schnitt durch Anschluß-Bodenstück für Gasspülung der UF, eigene Darstellung

Mit einem 50 l-Druckgasflaschensystem wird verdichtetes Argon 5.0 UN 1006, mit einem Flaschendruck von 200 bar, über einen Druckminderer mit 10 bzw. 16 bar bereitgestellt. An vier, jeweils um 90 Grad versetzt angeordneten, Schlauchkupplungen strömt dann das Gas über Steckschläuche (blau) mit einem Durchmesser von 8 mm in den Innenraum des Anschlußbodenstücks der Ultrafiltration:

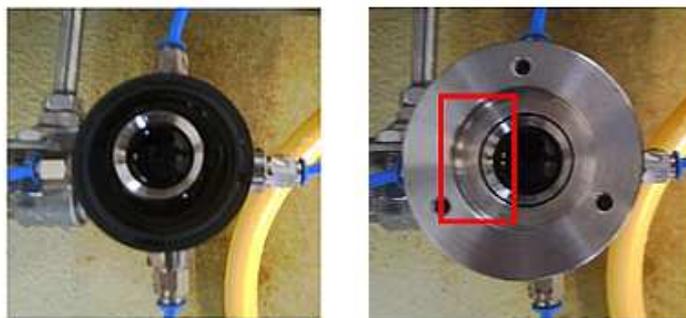


Abb. 42: Zulaufrohr und Inneneinbauten ohne/mit UF-Bodenstück, eigene Darstellung

Durch Feineinstellung des Druckminderers und mit Hilfe eines Manometers bzw. Blasenzählers wird die Abgabe an Gas so eingestellt, daß sich ein kontinuierlicher Strom von Gasblasen ausbildet, der nach oben aufsteigt und in einem geometrisch definierten Ringspalt austritt.



Abb. 43: Zufuhr von Gas im UF-Bodenstück, eigene Darstellung

Die Gasblasen werden so im Retentatvolumen über die Membranoberflächen vertikal nach oben geführt, überströmen idealerweise die Membran im Grenz- bzw. Deckschichtbereich und verlassen dann wieder im Arbeitstank den Retentat-Kreislauf.

4.1.7 Stabilisation der Kreislauftemperatur

Um die Temperatur im Retentat-Kreislauf zu limitieren und zu stabilisieren, wurde ein *Kühlaggregat* [W2] vom Typ HAAKE EK45 eingesetzt.

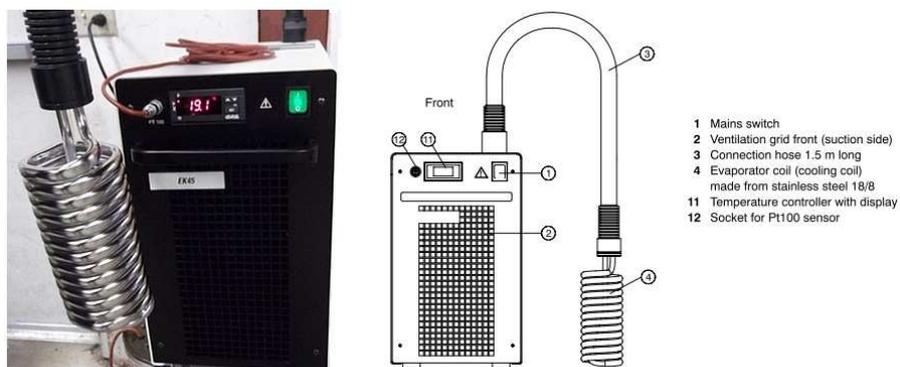


Abb. 44: Eintauchkühler mit luftgekühltem Kreislauf, Thermo Electron Corporation

Mit Hilfe einer im Arbeitstank frei positionierbaren Sonde (Eintauchkühler) kann, durch den luftgekühlten Kältekreis des Aggregats, die ansteigende Temperatur des Retentat-Kreislaufs kompensiert werden. Die elektronische Regelung (inkl. Pt100-Fühler) erfolgt über einen Arbeitstemperaturbereich von -45 bis $+40^{\circ}\text{C}$ mit einer Temperaturkonstanz von $1 - 2^{\circ}\text{C}$. Die Leistungsaufnahme bei 20°C beträgt 350 W .

4.1.8 Feed-Strom Dosierung

Um die Dosierung des Feeds aus dem Dünngületank [B1] oder aus externen Behältnissen im exakten Gleichgewicht mit dem abgegebenen Permeat zuführen zu können, wurde eine Dosierpumpe eingesetzt.



Abb. 45: Dosierpumpe auf Dünngületank vor Pilotanlage, eigene Darstellung

Die Dosierleistung der Pumpe vom Typ Prominent Gamma/4-W 02216 T beträgt $16,0\text{ l/h}$ bei 2 bar und 12 W Leistungsaufnahme.

4.1.9 Einsatz einer Hydropresse

In einer ersten Stufe der Vorfiltration, wurde eine *Hydropresse* [A0] eingesetzt, um langfaserige Inhaltsstoffe der Rohgülle abzutrennen. Für das Batchverfahren ist der Wasserdruck einer Hauswasserversorgung als wirkende Trennkraft ausreichend, der Druck wird durch ein automatisches Überdruckventil auf 3 bar begrenzt.

Der tatsächlich wirkende Wasserdruck kann am Manometer abgelesen und durch den Wasserhahn reguliert werden. Mit dem Manometer ist es möglich, die aktuellen Arbeitszustände der Hydropresse zu bewerten.

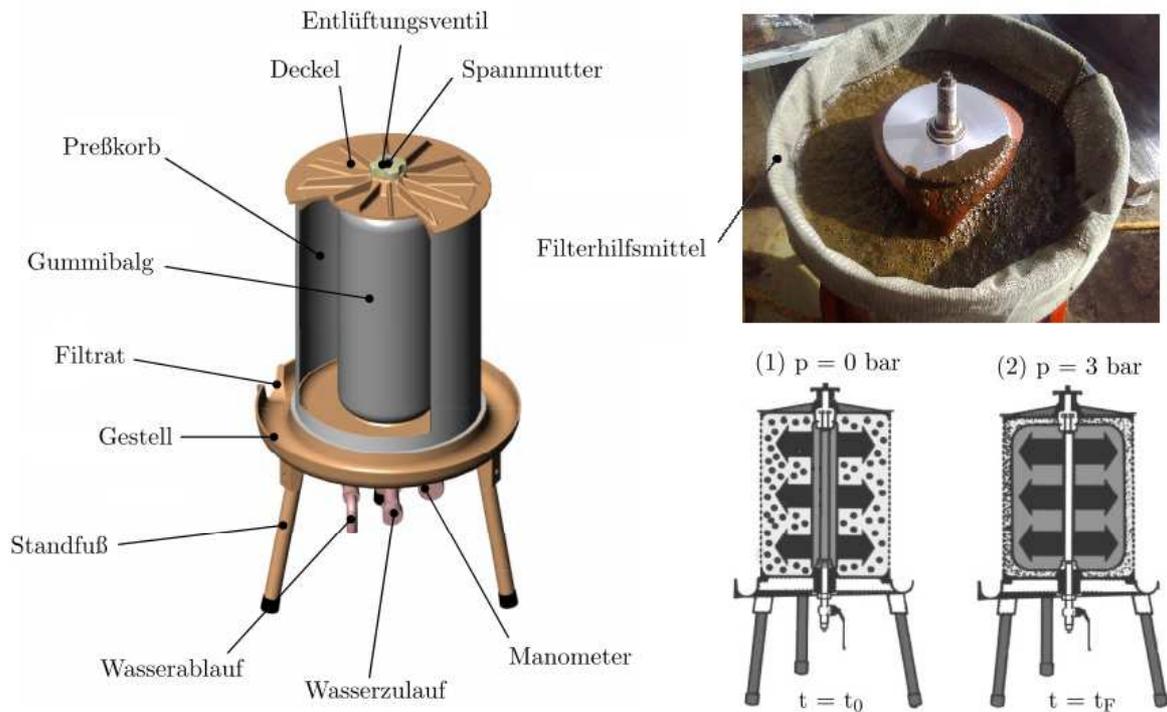


Abb. 46: Hydropresse zur Separation von Gülle, Speidel Tank- und Behälterbau GmbH

Die Zuleitung von Wasser erfolgt über eine GEKA-Schnellkupplung R 0,75 Zoll und die Ableitung über einen Ablaßkugelhahn mit R 0,75 Zoll Außengewinde und Schlauchtülle. Mit einem Fassungsvermögen von 90 l Korbinhalt stand ausreichend Kapazität zur Verfügung, um den Vorlagebehälter [B1] der zweiten Vorfiltrationsstufe diskontinuierlich mit *Düng Gülle* zu beschicken.



Abb. 47: Filterhilfsmittel, Filtratabgabe (Spritzschutz) und Preßvorgang, eigene Darstellung

Durch stetigen Druckaufbau, wird die Rohgülle über ein Filterhilfsmittel gegen die Innenseite eines Preßkorbs gedrückt, sodaß an der Außenseite des Preßkorbs das Filtrat abfließen und über eine Rinne abgezogen werden kann. Die horizontale Langlochperforation (20×1 mm) des Preßkorbs ist in den Abmaßen größer als die Filterfeinheit des innen anliegenden Filterhilfsmittels mit einer Sieblochung von 1 mm. Um ein gleichartiges Separationsverhalten für alle Versuche zu erzielen, wurde der Druck unbeeinflusst solange aufrechterhalten, bis der Filtratstrom selbstständig zum Erliegen kam.



Abb. 48: Feststoffrückstand in Hydropresse und luftgetrocknet, eigene Darstellung

Nach Abschluß der Filtration und Druckentlastung des Gummibalgs, wurde der ca. 15 mm dicke Feststoffkuchen vom Filterhilfsmittel manuell abgelöst und nach Auflegen auf Matten luftgetrocknet. Der so entfeuchtete Feststoff wurde dann in größere Stücke gebrochen und in handelsüblichen 1 m^3 Bigbags gesammelt.

4.1.10 Feed-Pumpe

Als *Feedpumpe* [P1] wurde eine 0,37 kW-Fäkalienpumpe mit einem vorgebautem Zerhacker eingesetzt. Die Pumpe vom Typ Rheinstrom FS 370 ist nicht selbstansaugend und wurde daher in Kombination mit dem 1 m^3 Dünngületank [B1] über einen 2 Zoll Schlauch auf Bodenniveau des Tanks angeschlossen. Über den 1 Zoll Druck-Anschluß führte die Fäkalienpumpe mit max. 50 l/min und 1 bar Überdruck das Feed [F] dem Vorfilter [F1] zu.

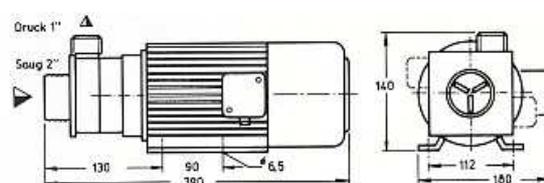


Abb. 49: Feedpumpe mit vorgeschaltetem Zerhacker, Rheinstrom Pumpenfabrik GmbH

4.1.11 Vorfiltration - Beutelfilter

Der *Beutelfilter* [F1] ist als mechanische Vorfiltration zur selektiven Eingrenzung von Korngrößenbereichen im Zulauf der Anlage vorgesehen. Über die variable Konditionierung des Feeds wurde der Retentat-Kreislauf definiert belastet. Je nach Auswahl des Filterhilfsmittels, mit Filterfeinheiten von 10, 25, 50 und 100 μm , sowie äquivalenten Verdünnungsverhältnissen, lassen sich unterschiedliche Retentat-Belastungen für die Ultrafiltration vorgeben. Durch die chargenweise, drucklose Übergabe des *Vorfiltrats* [V] an das deutlich größere Volumen des *Arbeitstanks* [B2], waren Filtrationszeit und Durchsatz des Beutelfilters von untergeordneter Bedeutung.

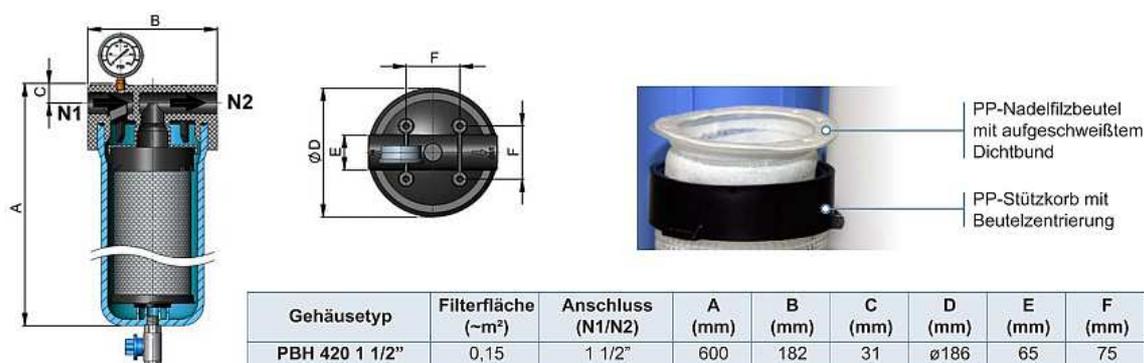


Abb. 50: Beutelfiltersystem mit Polypropylen-Nadelfilz Filterhilfsmittel, Fuhr GmbH

Zum Einsatz kam ein Beutelfiltersystem vom Typ Fuhr BP 420, mit Differenzdrücken bis max. 30 mbar, bei Durchflüssen von bis zu 240 l/min für die gewählten Filterfeinheiten. Als Limitierung werden vom Hersteller ein Differenzdruck von max. 3 bar, ein max. Betriebsdruck von 6 bar und als max. Betriebs-Temperatur 38 °C angegeben. Mit einer Filterfläche von 0,15 m², einer Filterelementlänge von 460 mm und Anschlüssen von R 1,5 Zoll ist das verwendete Filtersystem als Vorfiltration geeignet. Durch den diskontinuierlichen Betrieb, ist der Wechsel des Filterhilfsmittels jederzeit möglich. Der Verschmutzungsgrad des Filterelements läßt sich über die Kontrolle des Differenzdrucks mit einem Manometer (Anschlußdimension: Rp 0,25) am Deckel des Beutelfilters abschätzen. Ein Entleerungsventil mit einer Dimension NPT 3/8 am Boden des Filtergehäuses unterstützt Wartung und Entlüftung. Als Dichtung wurde ein O-Ring aus NBR eingesetzt, für das schadensfreie Trennen des Filtergehäuses vom verrohrten Deckel, steht ein eigener Öffnungsschlüssel zur Verfügung. Das Filterelement wird nach einem Austausch durch einen Korb zentriert.

4.1.12 Komponenten und Funktionsweise

Basierend auf einem 3D CAD-Modell und Detailzeichnungen wurde die Pilotanlage als Edelstahlkonstruktion in Lohnfertigung produziert. Die Schweißarbeiten an der $0,65 \times 1,00 \times 1,45$ m großen Anlage, wurden mit Nachweis gem. DIN 18800-7:2008-11 Kl. E ausgeführt.

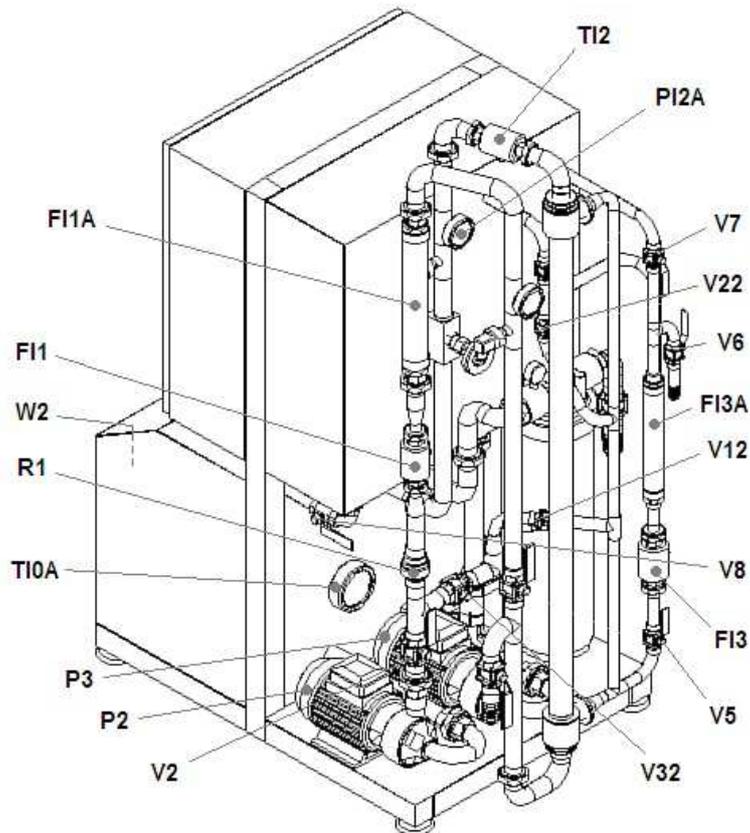


Abb. 51: 3D CAD-Modell der Pilotanlage - Ansicht 1, eigene Darstellung

FI1A	Flowmeter Vorfiltrat	FI3	Durchflußmessung Permeat
FI1	Durchflußmessung Vorfiltrat	V8	Absperrarmatur
W2	Kühlsonde Arbeitstank	V12	Absperrarmatur
R1	Rückschlagarmatur	FI3A	Flowmeter Permeat
TI0A	Temperaturanzeige	V6	Absperrarmatur
P3	Spülpumpe	V22	Absperrarmatur
P2	Kreislaufpumpe	V7	Absperrarmatur
V2	Absperrarmatur	PI2A	Manometer nach UF
V32	Absperrarmatur	TI2	Temperaturmessung Retentat
V5	Absperrarmatur		

Die Versorgung erfolgt mit 220 V Wechselstrom und mit Stadtwasser über eine Schlauchzuführung, beschickt wird die Pilotanlage über die Vorfiltration [F1] und den Arbeitstank [B2]. Eine permeatseitige Spülung kann auch über den Leitungsabschnitt mit den Absperrarmaturen [V21][V22] erreicht werden.

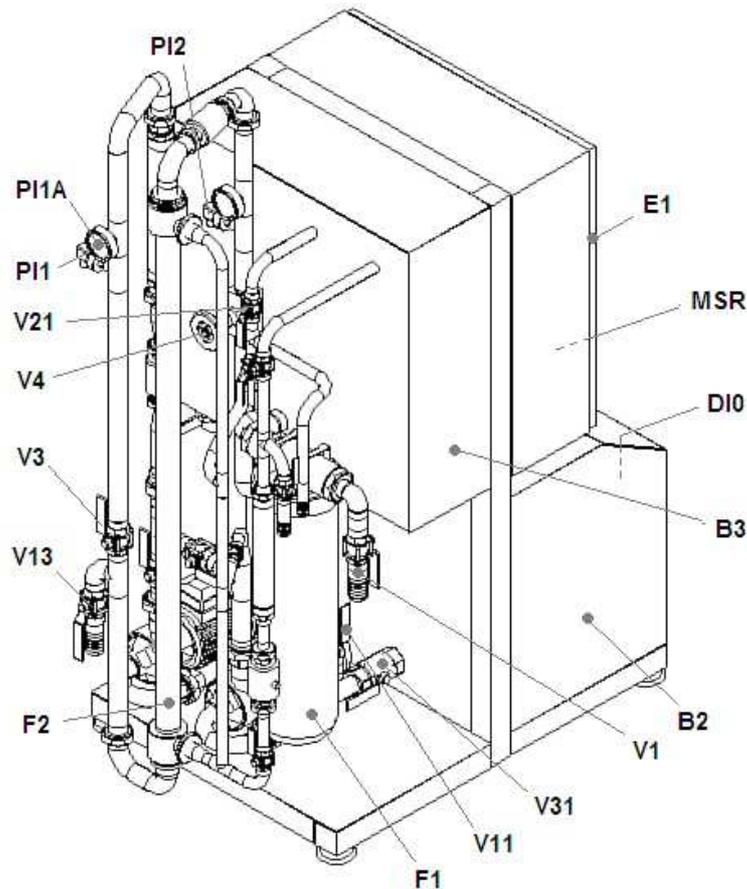


Abb. 52: 3D CAD-Modell der Pilotanlage - Ansicht 2, eigene Darstellung

PI2	Druckmessung nach UF	V11	Absperrarmatur
PI1A	Manometer Anströmung	V31	Absperrarmatur
PI1	Druckmessung Anströmung	V1	Absperrarmatur
V21	Absperrarmatur	B2	Arbeitstank
V4	Nadelventil Anströmung	B3	Spültank
V3	Absperrarmatur Spülung	DI0	TS-Gehalt-Messung Retentat
V13	Absperrarmatur Kanal	MSR	Meß- und Regeltechnik
F2	UF-Modul	E1	Elektroschaltschrank
F1	Vorfiltration Beutelfilter		

Der Arbeitstank [B2] wird zunächst mit dem Vorfiltrat [V] befüllt und das Volumen zur Laufzeit nach Notwendigkeit ergänzt. Über den Arbeitstank [B2] und die Retentatleitung wird dann ein pumpengestützter Kreislauf betrieben, der die kontinuierliche und notwendige Überströmung der Membran im UF-Modul [F2] sicherstellt. Der Druck und der Durchfluß im Kreislauf sind im wesentlichen durch die Charakteristik der Kreislaufpumpe [P2] und die hydraulische Auslegung der Rohrleitung limitiert. Die Feineinstellung der beiden Größen erfolgt über eine druckseitige Absperrarmatur [V2] und ein Nadelventil [V4] im Rücklauf.

Im Betrieb wird kontinuierlich Permeat [P] durch das Membranmodul [F2] produziert und je nach Versuchsvorgabe ausgeschleust, im Spültank [B3] gesammelt oder wieder im Arbeitstank [B2] dem Kreislaufvolumen zurückgegeben. Die Bevorratung von Permeat [P] im Spültank [B3] hat den Zweck, bei einer permeatseitigen Spülung des Moduls, eine den Reinheitsanforderungen entsprechende Spülflüssigkeit, zur Verfügung zu haben. Beim Spülen der Ultrafiltration wird permeatseitig über eine eigene Spüleleitung transmembran die Deckschicht auf der beladenen Seite der Membran abgelöst, diese kann bei Bedarf oder bei zu hoher Aufkonzentration des Retentatkreislaufs verworfen und über den Leitungsschnitt mit der Absperrarmatur [V13] aus der Anlage ausgeschleust werden. Damit wird zyklisch die Deckschicht kontrolliert, eine kontinuierliche Permeatleistung aufrechterhalten und die Standzeit erhöht. Für die Spülvorgänge steht eine eigene Pumpe [P3] zur Verfügung, die aber auch zur Erhöhung der Einspeisemenge oder als Ersatz für die primär eingesetzte Kreislaufpumpe [P2] verwendet werden kann.

4.1.13 Standort der Pilotanlage

Die Versuche wurden im Technikum und im Gewächshaus der Fachhochschule Bingen, Geb. 3 bzw. 6, Berlinstrasse 109, 55411 Bingen am Rhein durchgeführt. Zu dem Zeitpunkt der Versuche stand das Technikum ausschließlich für das gegenständliche Forschungsvorhaben zur Verfügung. Zur Ausrüstung der Technikums-Halle gehörten ein Wasseranschluß, eine VE-Wasser-Versorgung, eine Stromversorgung mit 220/380 V / 50 Hz, Druckluft, eine Tiefkühltruhe zur Rückstellung von Proben aus den Versuchen, belüftbare Laborschränke, Spülbecken, Regale und Laborbedarf. Zur Manipulation der 7 Stk. 1 m³ ISO-Container konnte auf einen Hallenkran mit Laufkatze und Seilwinde zurückgegriffen werden. Die Anlieferung von Pilotanlage und ISO-Containern, sowie die Befüllung einzelner Container mit Rohgülle und der Abtransport von Bigbags mit Feststoff, erfolgte über ein Hallenrolltor.

4.2 Instrumentierung und Sensorik

Die Instrumentierung und Sensorik der Pilotanlage besteht aus einem *4-20 mA Meßsystem*, als Teil der Meßwerterfassung, und einer Gruppe von *analogen Meßgeräten* (Zusatz „A“ in der Komponentenbezeichnung). Diese analogen Meßgeräte sind fallweise redundant zu den digitalen Sensoren ausgeführt, um im Pilotbetrieb eine Plausibilitätsprüfung von Meßwerten vornehmen zu können.

4.2.1 Manometer und Drucksensoren

Für die Druckmessungen wurden, der digitalen Meßwerterfassung vorgeschaltet, Glycerin gefüllte Betriebsmeßgeräte (medienberührende Materialien in 1.4571-Ausführung) der Klasse 1,6 verwendet. Der gerätetechnisch vorgegebene Anzeigebereich (0 bis 4 bar) wurde überwiegend im Meßbereich von 2,3 bis 3,5 bar (58 bis 87% des Skalenendbereiches) genutzt. Der Grenzwert der Eigenabweichung²⁵ kann für die Meßgeräte PI1A und PI2A wie folgt angegeben werden:

$$A_s(PIA) = 1,6\% \cdot 3,5 = 0,06 \text{ bar} \quad (49)$$

Der Einfluß der Temperatur (15 bis 45°C) wird mit 1,0% abgeschätzt:

$$A_t(PIA) = 1,0\% \cdot 3,5 = 0,04 \text{ bar} \quad (50)$$

Der Einbau der analogen Druckmessgeräte erfolgte unter Beachtung der notwendigen Zu- und Ablaufstrecken, jeweils in der abfallenden Rohrleitung von Anströmung und Ablauf der Membran, direkt in ständig druckführende und entlüftete²⁶ Leitungen. Ein Lagefehler (A_p) ist somit nicht zu berücksichtigen. Somit ergibt sich als Grenzwert für die Meßabweichung der verwendeten analogen Druckmeßinstrumente:

$$G(PIA) = A_s + A_t + A_p = 0,06 + 0,04 + 0 = 0,10 \text{ bar} \quad (51)$$

Als Drucksensoren sind digital arbeitende Pressure-Transmitter der WIKA-Modell-Reihe ECO-1 zum Einsatz gekommen. Diese sind im Abstand $> 5 \times DN$ den zugehörigen analogen Druckmeßinstrumenten nachgeschaltet worden. Der Anzeigebereich (0 bis 10 bar) wurde im Meßbereich von 2,3 bis 3,5 bar mit 23 bis 25% des Skalenendbereichs genutzt.

²⁵siehe auch DIN EN 60051-9:1991-11

²⁶gilt nicht für PI2A bei den Versuchen mit axialer Gasspülung

Den Anzeigebereichsgrenzen sind 4 bzw. 20 mA (500 Ω Bürde) als Meßsignal zugeordnet worden. Als Grenzwert der Eigenabweichung²⁷ gilt für die Meßsensoren PI1 und PI2:

$$A_s(PI) = 1,0\% \cdot 3,5 = 0,04 \text{ bar} \quad (52)$$

Der Einfluß der Temperatur (15 bis 45°C) wird vom Hersteller mit < 0,3% angegeben:

$$A_t(PI) = 0,3\% \cdot 3,5 = 0,01 \text{ bar} \quad (53)$$

Demnach würde sich der theoretische Grenzwert der Meßabweichung wie folgt errechnen:

$$G(PI) = A_s + A_t + A_p = 0,04 + 0,01 + 0 = 0,05 \text{ bar} \quad (54)$$

Um eine direkte Vergleichbarkeit zwischen digital und analog erfaßten Meßwerten zu gewährleisten, wurden die von dem Meßwerterfassungssystem gelieferten Rohdaten über nachfolgende Funktion²⁸ im Meßbereich 0 bis 4 bar korrigiert:

$$y_p = \frac{x_p - 0,86}{0,48155} \quad x_p \dots \text{ vom Meßwerterfassungssystem ermittelte Spannung (V)} \quad (55)$$

4.2.2 Durchflußmessung

Zur Ermittlung des Durchflusses wurden Rotameter²⁹ und vorgeschaltete, induktive Durchflußmesser in den erwarteten Meßbereichsgrenzen und in aufsteigenden Rohrleitungsteilen eingesetzt. Dabei wurde eine Beruhigungsstrecke > 2×DN eingehalten (Netto-Meßhöhe bei 1 Zoll Rohrdurchmesser: 205 mm).

Die Anströmung wurde mit einem Rotameter des Typs Unirota URM-3337HG60 (Edelstahl/Glas) überwacht. Bei erwarteten 11 bis 12 l/min für die Anströmung des UF-Membranmoduls, wurde unter Anwendung der Ergebnisse der Vorversuche (ANDOLFO, 2010) als Anzeigebereich 100 bis 1000 l/h gewählt. Diese Werte werden vom Hersteller für Wasser mit einer Dichte von 0,998 kg/m³ bei einer Temperatur von 20°C gewährleistet und können somit direkt für Dünngülle ohne Korrektur Anwendung finden, da der Anteil an Wasser im Kreislauf (Retentat) 98% beträgt³⁰ und ein Fehler durch den Dichteunterschied des Mediums die Summe der Fehler aus Ablesegenauigkeit und Genauigkeitsklasse unterschreitet.

²⁷siehe WIKA Data Sheet PE 81.14 - 10/2005

²⁸empirische Ermittlung der Funktionspaare x/y im Versuch

²⁹Schwebekörper-Durchflußmesser

³⁰siehe z.B. Untersuchungsbericht LUFA K3359/12 Rindergülle R-VB-102 vom 28.08.2012

Bei einer Hersteller-Genauigkeitsklasse³¹ von 4 für das verwendete Rotameter ist bei einem Durchfluß von 600 l/h (Flowrate 70%) ein Gesamtfehler³² von 4,667% anzunehmen. Damit ergibt sich der Grenzwert der Meßabweichung (= Gesamtfehler) bei einem angenommenen Fluß von 600 l/h für das Instrument FI1A:

$$G_{(FI1A)} = 4,667\% \cdot 600 \text{ l/h} = 28 \text{ l/h} = 0,47 \text{ l/min} \quad (56)$$

Zur Messung des Permeatstromes wurde ein Schwebekörperdurchflußmesser vom Typ KSK-2300HP1500 (PVC/Polysulfon) mit einem Anzeigebereich von 30 bis 300 l/h (Netto-Meßhöhe bei 1/2 Zoll Rohrdurchmesser: 100 mm) eingesetzt. Auch für dieses Rotameter wird vom Hersteller³³ eine Genauigkeitsklasse von 4 angegeben. Für einen anzunehmenden Permeatstrom von max. 5 l/min ergibt sich als Grenzwert der Meßabweichung für das Meßinstrument FI3A:

$$G_{(FI3A)} = 4,000\% \cdot 300 \text{ l/h} = 12 \text{ l/h} = 0,20 \text{ l/min} \quad (57)$$

Digital wurde der Fluß durch Meßinstrumente mit induktivem Meßverfahren ermittelt. Das Kreislaufmedium (Retentat) war für dieses Meßverfahren³⁴ ausreichend leitfähig, auch die Messungen mit deionisiertem Wasser konnten trotz geringer Leitfähigkeit von ca. 65 $\mu\text{S/cm}$ ³⁵, mit den induktiv arbeitenden Sensoren durchgeführt werden. Hauptsächlicher Einsatzvorteil der induktiven Durchflußmessungen ist der freie Querschnitt des strömungsführenden Kanals ohne Behinderung der Hydraulik, bei gleichzeitig vernachlässigbarer Verschmutzungsneigung im Betrieb.

Beim induktiven Meßverfahren läßt sich die Signalspannung direkt proportional zur Durchflußmenge angeben und mit einem Analogsignal von 4 bis 20 mA an die Meßwertdatenerfassung übermitteln. Als Referenzwertgeber für die Anströmung ist für das Meßinstrument FI1 ein magnetisch-induktives Durchflußmessgerät vom Typ SI-00.15.0 zum Einsatz gekommen. Der Meßbereich wurde durch manuelle Einstellung auf einen Betriebsarbeitsbereich von 0 bis 16 l/min eingestellt. In diesem Meßbereich werden die Meßwerte mit einer Auflösung von 0,05 l/min und einer Meßgenauigkeit von kleiner +/- 2%, zuzüglich einer Abweichung von 0,5% des Meßbereichsendwertes erfaßt³⁶.

³¹Handbook for Variable Area Flowmeters - ABB - 03/VA-FLOW-EN 05.2006 - Seite 19

³²siehe auch VDI/VDE 3513 Blatt 2 - August 2008

³³Kobold Kunststoff-Durchflußmesser und -wächter Typ KSK, Datenblatt 1/02-2012 - Seite 2

³⁴gem. Hersteller min. 20 $\mu\text{S/cm}$ notwendig

³⁵siehe auch Meßprotokolle der Versuche VL001 ff.

³⁶Wiederholgenauigkeit: +/- 0,2 des MEW

Um eine direkte Vergleichbarkeit zwischen digital und analog erfaßten Meßwerten der Durchflußmessung FI1 in der Anströmung der UF zu gewährleisten, wurden die von dem Meßwerterfassungssystem gelieferten Rohdaten über nachfolgende Funktion im Meßbereich 0 bis 16 l/min korrigiert:

$$y_{F1} = \frac{x_p}{0,277} - 3,30 \quad x_p \dots \text{vom Meßwerterfassungssystem ermittelte Spannung (V)} \quad (58)$$

Für die digitale Erfassung der Durchflußdaten des Permeats mit dem Meßgerät FI3 erfolgte nachfolgende Korrektur für die Darstellung der Meßinformationen:

$$y_{F3} = \frac{x_p}{0,303} - 2,86 \quad (59)$$

4.2.3 Temperaturmessung

Um die Temperatur im Arbeitstank (Retentatkreislauf) zu messen, wurde als Meßgerät TI0A ein Edelstahl-Universalthermometer vom Typ Jako 01 0-120°C mit 100 mm Nenngröße eingesetzt. Mit seinem Meßfühler (7 mm Durchmesser) in CrNi-Stahl hat das Meßgerät mit einer Eintauchtiefe von 60 mm die Temperatur des Retentats in ca. 50% der Arbeitstankhöhe ermittelt. Die Standard Meßgenauigkeit Klasse 2 lt. EN 13190 war für das Meßprinzip der temperaturabhängigen Längenausdehnung von Metallen und den Einsatz als Kontrollinstrument zum Meßinstrument TI2 ausreichend. Als Gehäuseschutzart wird vom Hersteller IP42 gem. EN 60529/IEC 529 angegeben. Vor dem ersten Einsatz wurde das Thermometer in kochendem Wasser auf 100°C kalibriert.

Als Meßinstrument zur Temperaturmessung TI2 im Retentatkreislauf wurde, gleichartig zur Durchflußmessung, ein magnetisch-induktives Meßgerät vom Typ SI-00.15 verwendet. Der Meßbereich wurde durch manuelle Einstellung auf einen Betriebsarbeitsbereich von 0 bis 48°C eingestellt. In diesem Meßbereich werden die Meßwerte mit einer Auflösung von 0,2°C und einer Meßgenauigkeit von kleiner +/- 2,5°C erfaßt.

Um eine direkte Vergleichbarkeit zwischen digital und analog erfaßten Meßwerten zu gewährleisten, wurden die von dem Meßwerterfassungssystem gelieferten Rohdaten über nachfolgende Funktion im Meßbereich 0 bis 48°C korrigiert:

$$y_{T2} = \frac{x_p}{0,085} - 13,55 \quad (60)$$

4.2.4 TDS-Wertbestimmung

Um eine quantitative Aussage über die Menge an gelösten Feststoffen im Arbeitstank bzw. im Retentatkreislauf machen zu können, wurde der TDS-Wert erfaßt. Das Kombimeßgerät vom Typ PCE-PHD 1 ermittelt über das Meßprinzip der Leitfähigkeitsmessung die elektrische Leitfähigkeit des Retentats und berechnet daraus den TDS-Wert in ppm. Als Meßbereich wurde der Wertebereich von 1320 bis 13200 ppm mit einer Auflösung von 10 ppm und einer Genauigkeit von $\pm 2\%$ vom Meßbereich (+ 1 Digit) voreingestellt. In einem Temperaturbereich von 0 bis 60°C führt das Meßgerät selbsttätig eine Kompensation³⁷ aus.

Der TDS-Wert wurde in konstanten Zeitabständen in einer Excel-Datei auf einer Speicherkarte des Meßgeräts protokolliert und später über die Zeitstempel indirekt den anderen Parametern der Meßwerterfassung zugeordnet. Hierzu wurde die Meßrate mit 30 s, an die Meßwerterfassung der Pilotanlage angepaßt. Die Stromversorgung des Geräts erfolgte mit einem 9 V-Netzadapter.

4.2.5 Messung der elektrischen Leitfähigkeit

Die Messung der elektrischen Leitfähigkeit des Retentats erfolgte einmalig, jeweils zu Beginn eines Versuchstages, mit dem Kombimeßgerät vom Typ PCE-PHD 1, welches bereits für die TDS-Wertbestimmung verwendet wurde.

4.2.6 pH-Wertbestimmung

Die Messung des pH-Werts des Retentats erfolgte einmalig, jeweils zu Beginn eines Versuchstages, mit Hilfe eines Betriebsmeßgerätes, wie es bereits für die Messung der elektrischen Leitfähigkeit zum Einsatz kam.

³⁷mittels 3-Punkt Kalibrierung

4.3 Meßwerterfassung und Datenmonitoring

Die Pilotanlage war mit einer automatischen Meßdatenerfassung ausgestattet. Die Meßdaten wurden über eine maschinenlesbare C-Routine eingelesen, in Textdateien strukturiert abgelegt, an PHP-Scripts weitergeben und über einen Apache-Webserver visualisiert.

Um die Aufgabe der Messung und die flexible Darstellung der Daten in einer Einheit zusammenzufassen, wurde ein Industrie-Panel-PC vom Typ Advantech PPC-153T, mit einer Meßwertkarte (Advantech PCI-1713) eingesetzt (ANDOLFO, 2010). Der Panel-PC war frontseitig mit geringer Einbautiefe in die Türe des Kompaktschaltschranks eingepasst. Das offene modulare System eines PCs mit Standardbauteilgruppen zur Ansteuerung der Peripherie ließ Erweiterungen und den Ausbau von Schnittstellen zu.



Abb. 53: Meßwerterfassung mit Panel-PC, eigene Darstellung

Ziel der Realisierung der Meßdatenerfassung und der Visualisierung war es, mit standardisierter Soft- und Hardware auszukommen und insbesondere auf vorgefertigte Pakete von darauf spezialisierte Unternehmen zu verzichten. Vorteile, die sich daraus ergeben, sind die beabsichtigte Unabhängigkeit von Lieferanten, die Vermeidung von Kosten, die Möglichkeit der Bedienung durch Personen mit durchschnittlichen PC-Kenntnissen und die freie Auswahl von Komponenten der Instrumentierung. Weiters war eine freie Parametrierung für die Berücksichtigung von Korrekturwerten erforderlich.

Als Betriebssystem wurde Windows 2000 Server Service Pack 4 auf dem Panel-PC installiert, um eine einfache Implementierung eigener Serverdienste und auch die Unterstützung von USB-Schnittstellen zu gewährleisten.

Über eine Netzwerkkarte mit einer internen, fixen IP-Adresse war der Webserver mit dem Internet verbunden und über die Internet-Domain „pilotanlage.net“ paßwortgeschützt erreichbar. So erfolgte eine zeitaktuelle Abbildung der relevanten Daten und Meßkurven der Pilotanlage, mit einer Verzögerung der jeweiligen Meßintervallzeiten, um allen Projektteilnehmern den Fernzugriff auf die Meßdaten zur Verfügung stellen zu können bzw. auf kritische Anlagenbetriebszustände zeitnah reagieren zu können.

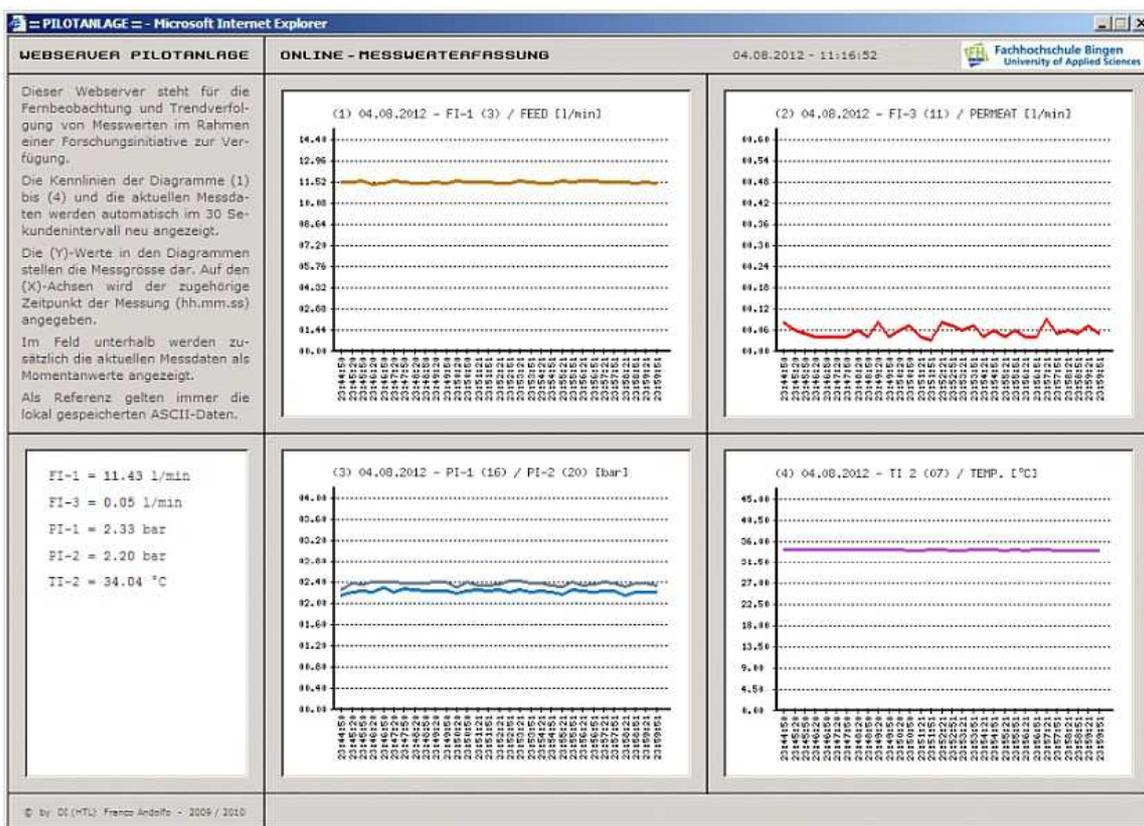


Abb. 54: Webserver-Frontend der Meßdatenerfassung, eigene Darstellung

Mit den verfügbaren I/O-Ports (seriell RS-232/422/485, parallel, USB, PCMCIA Typ II, PS/2) sowie einem PCI/ISA-Steckplatz für die Meßkarte war eine ausreichende Hardwareunterstützung gewährleistet. Das interne Diskettenlaufwerk hatte die Funktion eines Bootlaufwerks, um ein vollständiges Image der Festplatte bei Bedarf wieder einspielen zu können, und um eine aufwendige Neuinstallation des Systems nach Fehlern zu vermeiden.

Um die Meßdaten der einzelnen Meßgeräte gleichartig zu verarbeiten, wurde eine Meßkarte eingesetzt, die zum Meßwert proportionale, analoge 4-20 mA Signale verarbeitet und diese über die PCI-Schnittstelle an die C-Routine der Meßdatenaufbereitung weitergibt.

Tab. 3: Eigenschaften der PCI-Meßwertkarte

Eigenschaft
32 einfache oder 16 differentielle analoge Eingänge
2500 VDC Isolationsschutz
12-bit Auflösung bei A/D-Konvertierung
100 kS/s Sampling-Rate A/D
On-board 4K Samples FIFO Buffer
interne oder externe Triggerung möglich

Technische Produktbeschreibung, Advantech - Stand: 02/2007

Durch die Vorgabe eines halben PCI-Steckplatzes, der Anzahl der zu messenden Größen, der Signalart (4-20 mA), der nötigen Auflösung und der Kompatibilität, sowie aufgrund der offenen und hardwarenahen Programmierungsmöglichkeiten, wurde als Meßkarte das Modell PCI-1713 des Herstellers Advantech eingesetzt. Die PCI-Meßwertkarte war mit einem geschirmten DB-37-Kabel kurzer Länge mit einem Montageboard verbunden, bei dem die Signalleitungen der einzelnen Meßgeräte zusammengeführt und an den einzelnen bezeichneten Eingängen angeschlossen wurden. Aufgrund der Signalverarbeitung der C-Routine, von ausschließlich elektrischen Spannungen, war es notwendig, das Board nachträglich mit 270 Ohm-Metallfilm-Widerständen (1% Genauigkeit) nachzurüsten, um Spannungen von 1,08 bis 5,40 V zur Verfügung stellen zu können.

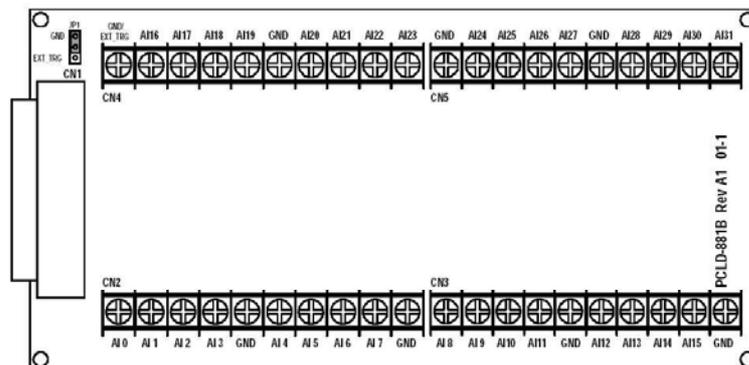


Abb. 55: Schema Montageboard PCLD-881B: 32 Eingänge, Advantech UK Ltd.

Mit einem, vom Hersteller zur Verfügung gestellten Windows-Treiber, wird der Kontakt zwischen PCI-Messkarte und dem Betriebssystem hergestellt. Für die Kontrolle nach der Installation und zur Kalibrierung der Meßkarte stand ein spezifisches Diagnoseprogramm zur Verfügung, das auch den separaten Test der einzelnen Eingänge und die Funktionskontrolle der elektronischen Baugruppen der Meßkarte zuließ. Damit wurden auch die Eingänge gegenüber dem PCI-Bus vor der ersten Inbetriebnahme kalibriert. Für die Meßkarte war der Betriebsmodus 1 bis 5 V für die Verarbeitung der Signale aktiviert.

Die Controllerspezifischen Befehle sind in einer für die Programmiersprache C++ verwendbaren Bibliothek „adsapi32bcb.lib“ abgelegt. Diese ist beim Binden („Compilieren“) des C++ Quelltextes miteinzubeziehen, in der C++ Routine ist zusätzlich die Anweisung `#include „Driver.h“` einzutragen. Als Compiler war der Borland C++ (Version 5.5) Compiler im Einsatz, der über die Kommandozeile, aus einer installierten Entwicklungsumgebung heraus, für die Erstellung einer ausführbaren Datei verwendet wurde.

Die C-Routine bindet zunächst die notwendigen Bibliotheken ein, definiert lokale Funktionen und Variablen und stellt dann eine Endlosschleife zur dauerenden Meßwerterfassung während der Laufzeit des Programms zur Verfügung. In dieser übergeordneten Schleife werden die Schnittstellen konfiguriert, die Kanäle abgefragt, die gemessenen Signale in V angezeigt und die Daten zu formatierten Werten umgerechnet und letztendlich in Tagesdateien als ASCII-Zeilen (TXT-Format mit Trenner „;“) abgespeichert. Im Abschluß der C-Routine werden die eingangs erwähnten lokalen Funktionen definiert.

Jede ASCII-Zeile verzeichnet als erstes Element das Datum, dann als zweites Element die Uhrzeit und in den folgenden Elementen sind die Werte der Messgeräte, bereits in den passenden und umgerechneten Einheiten zur direkten Anzeige, abgelegt. Da die Umrechnung bereits in der C-Routine erfolgt, ist die spätere Aufbereitung der Daten in den PHP-Dateien von Kalibrierungs- und Korrekturumrechnungen entkoppelt. Eine schneller Zugriff, auch vorort, bei etwaigen Änderungen von Umgebungsparametern mit Einfluß auf Kennlinien verschiebende Faktoren, war somit jederzeit ohne hohen Aufwand möglich.

Da die Meßwerterfassung dauernd und im Intervall von wenigen Sekunden einsatzfähig sein sollte, und nach einem möglichen Neustart des Panel-PC die C-Routine selbstständig wieder anlaufen sollte, wurde die Einrichtung eines Dienstes unter Windows notwendig.

Mit den zwei Programmen „instsrv.exe“ und „srvany.exe“ des Windows NT/2000 Resource-Kits läßt sich eine beliebige ausführbare Datei als Windows-Dienst einrichten. Hierzu wird zunächst über die nachfolgende Kommandozeile der Dienst eingerichtet:

```
C:\reskit\instsrv.exe 'C++ Routine' C:\reskit\srvany.exe
```

Dann werden die zugehörigen Eintragungen in der Windows-Registry angepaßt:

```
HKEY_LOCAL_MACHINE\SYSTEM\CurrentControlSET\Services\C++ Routine
```

```
Name: Application / Data Type: REG_SZ / String: D:\Websrv\CProg\*.EXE
```

Als Webserver-Software kam der unter Windows und Linux lauffähige *Apache Webserver* zum Einsatz. Durch Anpassung der Datei „http.conf“ bringt der Webserver die Startseite „index.html“ aus einem gewünschten Datenverzeichnis zur Anzeige, die wiederum eine PHP-Webserver-Seite mit den Meßdaten und Meßkurven in 10 s - Intervallen aktualisiert. Die gespeicherten ASCII-Tagesdatensätze stellen die Datenbasis für die spätere Diskussion der Ergebnisse dar.

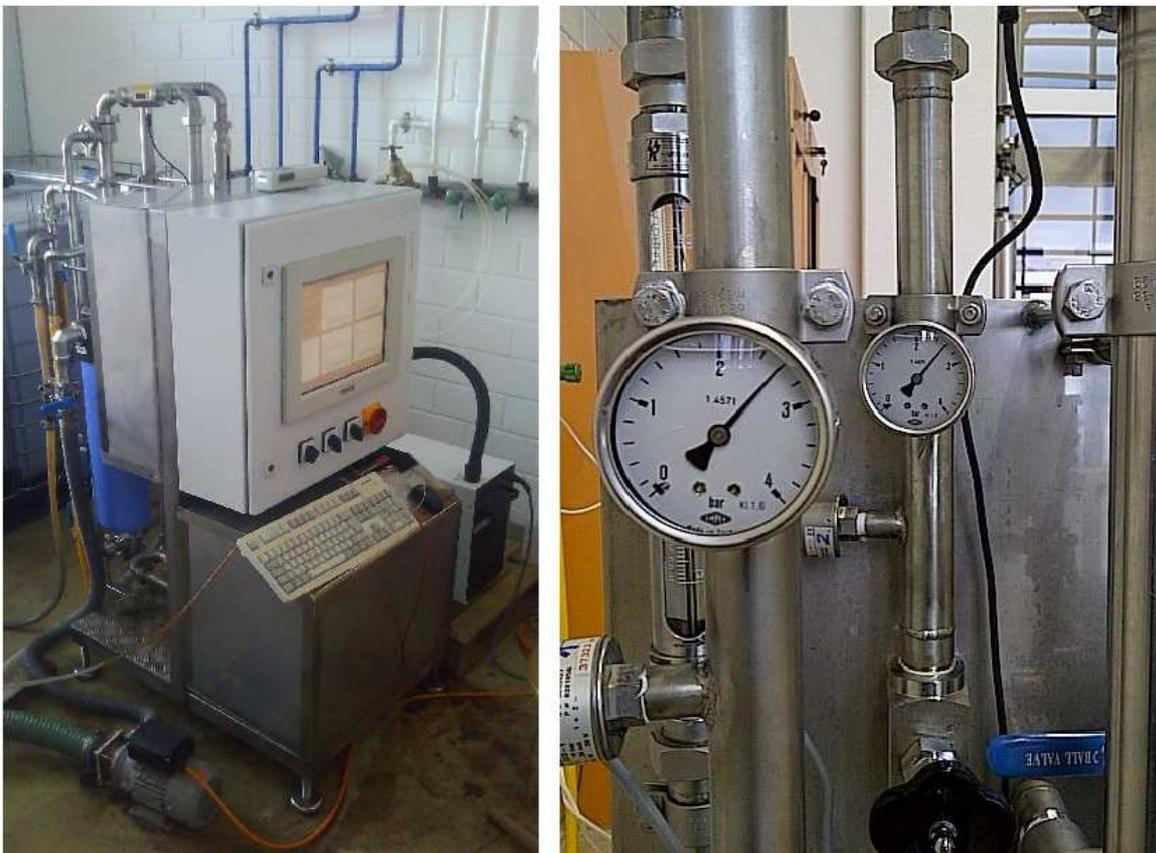


Abb. 56: Pilotanlage im Betrieb (Rückansicht), Differenzdruck, eigene Darstellung

4.4 Rohstoffherkunft und Lagerung

Als Rohstoff und Ausgangsmaterial für die Versuche wurde Rindergülle aus geschlossenen Lagerbehältern vom St.Wendelinhof auf dem Rochusberg in Bingen verwendet. Der landwirtschaftliche Versuchs- und Demonstrationshof, als Betriebseinheit der Fachhochschule Bingen, verfügt über 71 ha Ackerlandfläche und 14 ha Grünlandboden. Die Jahresdurchschnittstemperatur beträgt 10,2°C, bei durchschnittlichen Jahresniederschlagsmengen von 450 bis 480 mm, mit unregelmäßiger Verteilung und längeren Trockenperioden. In einem Milchviehlaufstall, einem Kälberstall für Aufzuchtälber (Einstreu) und einem Jungviehstall für Färsen und Zuchtbullen (Einstreu, Tretmist) wird Milchwirtschaft mit fallweise 40 Stück Milchvieh betrieben.



Abb. 57: Milchviehhaltung auf dem St. Wendelinhof in Bingen, eigene Darstellung

Nach Homogenisierung der Rohgülle in den Lagerbehältern am Hof, wurde die Rohgülle von einem Vakkumtankwagen mit 10 m³ Fassungsvermögen übernommen und zum Technikum der FH Bingen transportiert. Dort wurde die Rohgülle auf die 1 m³-Behälter Nr. 1-4 umgeladen [B0]. Die gerade nicht in Gebrauch befindlichen Behälter waren mit einem Deckel verschlossen und wurden wegen der Gasentwicklung nach Bedarf belüftet und diskontinuierlich gerührt. Eine Sedimentation in den Rohgüllebehältern wurde nicht angestrebt. Der Behälter Nr. 5 diente der Fassung der Dünngülle [B1] und der Behälter Nr. 6 als Permeat-Bevorratung für die Gefäßversuche.

4.5 Gefäßversuche

Im Gefäßversuch sollte die Düngewirkung des Permeats aus dem Membrantrennprozeß untersucht und durch Analyse des Aufwuchses von Pflanzen bewertet werden. Ziel war die Quantifizierung der Nährstoffwirkung des Permeats im Vergleich mit Rohgülle und mineralischem Stickstoffdünger.

Überprüft wurde die Hypothese, daß die Nährstoffwirkung des Permeats eine N-Wirkung hat, die der des NH_4 -Anteils in der Rohgülle und der des mineralischen Stickstoffs entspricht. Während das Nitrat des Stickstoffes (NO_3) mit Wasser rasch zu den Pflanzenwurzeln vordringt und schnell wirkt, gelangt das Ammonium (NH_4) wegen der festen Bindung im Boden erst nach der mikrobiellen Umwandlung zu Nitrat, in größerem Umfang an die Wurzeln der Pflanze. Die Wirkung von Ammonium ist demnach langsamer, aber die Gefahr der Auswaschung und Verlagerung ist geringer als beim Nitrat des Stickstoffes.

4.5.1 Saatgut und Versuchspflanze

Im Gefäßversuch wurde *Deutsches Weidelgras* verwendet. Als Vertreter der Familie der Süßgräser³⁸ ist es ein, sich schnell entwickelndes Gras mit hoher Ausdauer in gemäßigten Klimazonen. Es wird in der Grünlandbewirtschaftung eingesetzt und findet als Futtermittel für Rinder Verwendung.



Abb. 58: Deutsches Weidelgras, Illustr. of the British Flora (1924), Dt. Rasenges. e.V.

³⁸lat. Poaceae

Das Deutsche Weidelgras hat bis zu 70 cm meist bogig aufsteigende Halme mit dunkelgrün glänzenden, bis zu 20 cm langen und 2-4 mm breiten Blättern. Es spricht gut auf Düngung an und bevorzugt stickstoffreiche, sowie oberflächlich verdichtete Böden mittlerer Feuchte, wie z.B. lehmige, tonige Böden. Durch sein intensives Nachwuchsvermögen läßt das Deutsche Weidelgras einen mehrmaligen Schnitt innerhalb eines Kalenderjahres zu.

4.5.2 Versuchsboden

Der Versuchsboden wurde als Ackerboden vom Campus-Gelände der FH Bingen in einer Tiefe von 5 - 15 cm entnommen und im Technikum zur weiteren Aufbereitung (Trocknung) aufgelegt. Mit einem pH-Wert von 5,4 ist der Boden als Acker und für Gemüse zu sauer, für Grünland kann dieser aber Anwendung finden. Der niedrige pH-Wert beugt der Ammoniak-Volatilisation vor.

Als Boden-Menge waren 6,5 kg Grünlandboden (Feuchtegehalt: 7,86%) je Versuchsgefäß erforderlich. Unter der Annahme von 25% Siebverlusten bei benötigten 520 kg Boden und bei der festgelegten Anzahl an Versuchsgefäßen, wurden insgesamt 650 kg Boden (Maschenweite: 12 mm) gesiebt und homogenisiert³⁹. Für spätere Analysen wurden drei repräsentative Aliquote mit je ca. 1 kg des Rohbodens, sowie weitere Proben zur Aufbewahrung in PE-Flaschen, beim Gefäßansatz entnommen. Diese Proben wurden zunächst bei 40°C getrocknet, zurückgewogen und dann in beschrifteten PE-Beuteln bis zur späteren Extrahierung eingefroren aufbewahrt. Nachdem der Gefäßversuch nicht auf Fragen der Bodenuntersuchung abzielte und nur die Nährstoffwirkung von Interesse war, wurde auf die Entnahme weiterer Bodenproben während des Versuchsverlaufs verzichtet.

4.5.3 Analysen des aliquoten Ausgangsbodens

Der Ausgangsboden wurde in den folgenden Schritten nach einem zuvor festgelegten Versuchsansatz vorbereitet und analysiert:

a) Extraktion ohne vorherige Trocknung: 200 ml 0,01 M CaCl_2 + 50 g (3 Parallelen) zur Bestimmung von NH_4 -Stickstoff und als NO_3 vorliegender Stickstoff. Aus den drei PE-Flaschen wurden hierbei je 50 g Boden in Kautex-Flaschen eingewogen und gefrostet.

³⁹Homogenisierung durch mehrmaliges Umspaten des Bodens

b) Zur Bestimmung der maximalen Wasserhaltekapazität wurden in einem Vorversuch drei Versuchsgefäße mit je 6 - 6,5 kg Boden verschieden angesetzt:

- 325 ml Rohgülle und 215 ml VE-Wasser: gemischt und gekrümelt
- 530 ml Permeat: gemischt und gekrümelt
- 530 ml VE-Wasser: gemischt und gekrümelt

Es zeigte sich, dass es in allen drei Varianten möglich war, die Bodenstruktur intakt zu halten. Es war demnach nicht erforderlich, das Permeat in zwei Teilgaben zu applizieren. Das Ansetzen der Gefäße dauerte jedoch durch das Krümeln und Verdichten der feuchten Bodenportionen wesentlich länger, eine Vorbereitungszeit von 10 bis 15 min je Gefäß war dabei zu berücksichtigen.

c) Trocknung bei 40°C und Bewertung des Wasser-Verlusts je 100 g Boden der Proben aus den drei PE-Flaschen.

d) Analyse von Textur, pH-Wert, CAL-Bestimmung (SCHÜLLER, 1969) von P und K.

e) Trocknen des Aliquots vom Aliquot bei 105°C, Ermittlung von Trockensubstanz-Anteil, Gesamt-Stickstoff und Gesamt-Kohlenstoffgehalt.

4.5.4 Probennahme und Analyse der Substrate

Für den Gefäßversuch wurden die Substrate aus der aktuellen Produktion des Versuchs VB051⁴⁰ verwendet. Hierzu wurden 4 l Rohgülle [G] nach vorheriger Homogenisierung, sowie 4 l Permeat [P] aus den jeweiligen Vorlagetanks entnommen und in PE-Kanister abgefüllt. Etwa 3 kg der getrockneten Feststofffraktion [S] wurden aus dem Bigbag heraus, mit einer *Retsch-Schlagkreuzmühle* mechanisch zerkleinert, gemahlen und zu einem Pulver verarbeitet.

Um die jeweiligen Düngermengen kalkulieren zu können, wurden je 500 ml der flüssigen Substrate und 80 g der gemahlene Feststofffraktion verpackt, beschriftet und analysiert.

⁴⁰Produktionsversuch - Vorfiltration mit 50 um Beutelfilter

Die durchgeführte Analyse des Bodenausgangssubstrats⁴¹ ergab nachfolgende Bewertung:

Tab. 4: Substratanalyse Gefäßversuch

	Method	Rohgülle % FS/TS	Permeat % FS/TS	Feststoff % FS/TS
N _{ges}	DIN EN 25663	0,30 / 7,87	0,1 / 21,6	2,47 / 2,79
NH ₄ N	DIN 38406-5	0,16 / 4,07	0,1 / 18,8	0,072 / 0,081
P ₂ O ₅	DIN EN ISO 11885	0,13 / 3,34	0,0 / 0,67	1,53 / 1,72
K ₂ O	DIN EN ISO 11885	0,26 / 6,93	0,1 / 32,3	2,31 / 2,60
TS _{ges}	DIN EN 12880	3,80	0,44	88,7

4.5.5 Versuchsgefäße

Als Versuchsgefäße wurden die für den Pflanzenbau und die Bodenkunde standardisierten *Mitscherlich-Gefäße*⁴² verwendet.



Abb. 59: Gefäßversuch im Gewächshaus der FH Bingen, eigene Darstellung

Sie bestehen aus drei Teilen: einem emailliertem Metallblech, einem Oberteil mit 6 kg Fassungsvermögen für Bodensubstrat, einer Einlegescheibe auf der Öffnung der Unterseite des Oberteils und einem Unterteil, ausgeführt als Schale zum Auffangen von *Eluat*, also Überschußwasser mit evt. darin enthaltenen Nährstoffen.

⁴¹ Untersuchungsberichte LUFA-Speyer K3397/12, K3398/12 und K3399/12

⁴² ein von Eilhard Alfred Mitscherlich (1874-1956) entwickeltes und nach ihm benanntes Versuchsgefäß

4.5.6 Prüfvarianten

Durch die ausgewählten Prüfvarianten, und die dadurch notwendigen 8 Parallelen je Variante, waren 80 Stk. Gefäße anzusetzen. Auf Randgefäße wurde aufgrund des limitierten Platzangebotes im Gewächshaus verzichtet, statt dessen wurde ein regelmäßiges Umstellen aller Gefäße durchgeführt, sowie die Nichtberücksichtigung von jeweils zwei Gefäßen mit den Extremen (min/max) im TS-Aufwuchs bei der späteren Auswertung vorab vereinbart. Für die Auswertung konnten somit 6 Parallele je Variante berücksichtigt werden. Nachfolgende Prüfvarianten sind notwendig, wenn ein Vergleich zwischen direkt Mineral Stickstoff gedüngtem, sowie Rohgülle- und Permeat-gedüngtem Boden durchgeführt werden soll, sowie eine Untersuchung der Zugabe von Feststoffsubstrat erfolgen soll:

Tab. 5: Prüfvarianten Gefäßversuch

	Variante	N-Düngung	N-Dünger-Form	P-Ausgl. 10 mg	K-Ausgl. 20 mg
1	ohne Mineral-N	keine	N.A.	$Ca(H_2PO_4)_2$	K_2SO_4
2	50 % Mineral-N	NH_4N wie 4	NH_4 -Sulfat	$Ca(H_2PO_4)_2$	K_2SO_4
3	100 % Mineral-N	NH_4N wie 5	NH_4 -Sulfat	$Ca(H_2PO_4)_2$	K_2SO_4
4	50 % Rohgülle	NH_4N wie 4	Rohgülle	$Ca(H_2PO_4)_2$	K_2SO_4
5	100 % Rohgülle	NH_4N wie 5	Rohgülle	$Ca(H_2PO_4)_2$	K_2SO_4
6	50 % Permeat	NH_4N wie 4	Permeat	$Ca(H_2PO_4)_2$	K_2SO_4
7	100 % Permeat	NH_4N wie 5	Permeat	$Ca(H_2PO_4)_2$	K_2SO_4
8	50 % Perm.+FS	NH_4N wie 4	Permeat+FS	Feststofffraktion	kein Kalium
9	100 % Perm.+FS	NH_4N wie 5	Permeat+FS	Feststofffraktion	kein Kalium
10	Voll Min.-N+FS	NH_4N wie 5	NH_4 -Sulfat+FS	Feststoff.	kein Kalium

alle Werte auf je 100 g Boden-TS bezogen

4.5.7 Vorbereitung von Mikronährstoff- und Borsäurelösung

Mikronährstoffe sind für Pflanzen lebensnotwendige Mineralstoffe, eine ausreichende Versorgung ist für den Aufwuchs der Pflanzen notwendig. Hierzu wurden 2 l Mikronährstofflösung angesetzt, indem zunächst alle Salze einzeln in VE-Wasser in Bechern gelöst wurden. Dann wurden die Lösungen in einen 2-Liter Meßkolben überführt und exakt auf 2000 ml ergänzt, sowie später in geeignetes Gefäß (Glasflasche 2 Liter) umgefüllt.

Tab. 6: Ansetzen der Mikronährstoffe

Nährstoff	Nährsalz		Einwaage je 2 Liter
0,7 mg Mo / Gefäß je 20 ml	Ammoniummolybdat	35 mg Mo / l	128,5 mg
260 mg Mn / Gefäß je 20 ml	$MnSO_4 \times H_2O$	13,00 g Mn / l	80,0 g
65 mg Zn / Gefäß je 20 ml	$ZnSO_4 \times 7 H_2O$	3,25 g Zn / l	28,58 g
32,5 mg Cu / Gefäß je 20 ml	$CuSO_4 \times 5 H_2O$	1,63 g Cu / l	12,8 g

Bor ist für den Pflanzenaufwuchs von besonderer Bedeutung, so beeinflusst Bor als Bestandteil der Pektine der Zellwand die Funktionen im Kohlenhydrat-Stoffwechsel, und ist außerdem wichtig für die Zellteilung und Regulation des Wasserhaushaltes.

Tab. 7: Ansetzen der Borsäurelösung

Nährstoff	Nährsalz		Einwaage je 2 Liter
3,5 mg B / Gefäß je 20 ml	Borate	175 mg B / l	2,000 g +/- 0,0002 g

Für den Gefäßversuch wurden 1,7146 g Borsäure (H_3BO_3) in einen 1-Liter-Kolben eingewogen, mit 800 ml H_2O gelöst und auf 2 Liter aufgefüllt und dann in ein geeignetes Gefäß (2 Liter Glasflasche) umgefüllt.

4.5.8 Ansetzen der Gefäße und Düngung der Böden

Der gesiebte Boden wurde zunächst in Portionen zu je 6,5 kg in, mit zuvor mit Kieselsteinen austarierten Gefäße, gefüllt. Diese sind dann im Gewächshaus aufgestellt und mit Etiketten, mit der Varianten-Nummer und der Parallele (a bis h) gekennzeichnet worden. Die in jeweils getrennte Pergamin⁴³-Tütchen eingewogenen, vorbereiteten mineralischen Dünger sind dann den Gefäßen zugeordnet worden.

Durch die Zugabe und das Einmischen von Düngern und Substraten in einer Mischwanne erfolgte das Ansetzen der Gefäße. Für die Varianten mit Rohgülle- bzw. Permeat-Düngung wurden die Substrate in der entsprechenden Menge aus den Vorratsbehältern in Meßzylinder gegossen und ebenfalls in der Wanne mit dem Boden vermischt.

⁴³fettdichter aber nicht naßfester Zellstoff

Folgende Salze werden als Dünger für die Hauptnährstoffe N, P, K und Mg verwendet:

Tab. 8: Stoffmengen der Hauptnährstoffe

Molmasse	Gehalt in %	Chem. Formel	Molarer Anteil	Nährstoffanteil
132,14	99,5	$(NH_4)_2SO_4$	0,2121	0,2111
174,27	99,0	K_2SO_4	0,4489	0,4444
246,48	99,0	$MgSO_4 \times 7 H_2O$	0,0987	0,0977
252,07	99,0	$Ca(H_2PO_4)_2 \times H_2O$	0,2460	0,2335

Die mit der Rohgülle und dem Permeat zugeführte Bodenfeuchte wurde bei den Varianten durch Gießen mit einer ausreichenden Menge VE-Wasser ergänzt.

Tab. 9: Einwaage von Dünger-Portionen und Substrat

	Variante	$(NH_4)_2SO_4$	$Ca_3(PO_4)_2$	K_2SO_4	Rohgülle	Permeat	Feststoff
1	ohne Mineral-N	0	2,565	2,696	0	0	0
2	50 % Mineral-N	1,158	2,565	2,696	0	0	0
3	100 % Mineral-N	2,316	2,565	2,696	0	0	0
4	50 % Rohgülle	0	2,194	1,951	149,8	0	0
5	100 % Rohgülle	0	1,822	1,206	299,5	0	0
6	50 % Permeat	0	2,565	2,237	0	244,4	0
7	100 % Permeat	0	2,565	1,779	0	488,8	0
8	50 % Perm.+FS	0	0	-	0	179,8	89,7 (g)
9	100 % Perm.+FS	0	0	-	0	424,2	89,7 (g)
10	Voll Min.-N+FS	2,010	0	-	0	0	89,7 (g)

Der feuchte Boden ist dann in der Mischwanne mit der Hand gekrümelt worden, matschige Klumpen und Konglomerate wurden dabei zerdrückt und aufgelöst. Die mit Mineraldüngern, Substraten und Wasser vermischten Bodenportionen wurden dann in das jeweilige Mitscherlich-Gefäß zurückgegeben und sorgfältig rückverdichtet.

Erst zu einem späteren Zeitpunkt, nach dem Auflaufen der Pflanzen, wurde dann bis auf 50% der maximalen Wasserhaltekapazität mit VE-Wasser auf das endgültige Gießgewicht gegossen.

Tab. 10: Ergänzung von VE-Wasser - Feuchtigkeitsfracht in ml je Gefäß

	Variante	Substrate (H_2O)	Ausgleich VE-Wasser	Trockenmasse
1	ohne Mineral-N	0	487	0 (g)
2	50 % Mineral-N	0	487	0 (g)
3	100 % Mineral-N	0	487	0 (g)
4	50 % Rohgülle	144	343	6 (g)
5	100 % Rohgülle	288	199	11 (g)
6	50 % Permeat	243	243	1 (g)
7	100 % Permeat	487	0	2 (g)
8	50 % Perm.+FS	189	297	80 (g)
9	100 % Perm.+FS	433	54	81 (g)
10	Voll Min.-N+FS	10	477	80 (g)

Die Stickstoff-Düngung richtet sich zum einen nach der, mit der Güllegabe applizierten Menge an NH_4 -N, als auch nach der, in der Praxis üblicherweise verwendeten und anschließend einzuarbeitenden Menge.

Für eine Güllegabe von $50 \text{ m}^3/\text{ha}$ (als oberer Grenzwert) und einer 8 cm tiefen Einarbeitung in den Boden entspricht dies einer Güllebeaufschlagung von etwa 50 ml Gülle je kg Boden. Bei der gemessenen NH_4 -N-Konzentration von $0,16\%$ ⁴⁴ in der Rindergülle wurden somit 81,6 mg NH_4 -N je kg Boden gedüngt.

Tab. 11: Gülleaufwand in der Praxis

	Wert	Analyse	Einheit		Wert	Analyse	Einheit
Spez. Menge	50	-	m^3/ha		Einarb.tiefe	8	cm
Lager.dichte	1,3	-	kg/l		Bodenmasse	1040	t/ha
Dichte	1,02	-	kg/l		Gülle je kg	49,04	50 g
NH_4N	98,07	81,6	mgN/kg		NH_4N	637,5	530,4 $\text{mgN}/\text{Gef.}$

Für die Kalkulation der einzuwiegenden NPK-Dünger wurden die entsprechenden Analysenwerte verwendet:

⁴⁴Untersuchungsberichte LUFA-Speyer K3397/12, K3398/12 und K3399/12

Tab. 12: Kalkulation NPK-Dünger je 100 g Boden

Var.	Rohgülle	Permeat	Festst.	NH_4+	P_{ges}	K_{ges}	NH_4N	[P]	[K]
1	0	0	0	0	0	0	0	10	20
2	0	0	0	0	0	0	4,08	10	20
3	0	0	0	0	0	0	8,16	10	20
4	2,5	0	0	4,08	1,45	5,53	0	8,55	14,48
5	5	0	0	8,16	2,90	11,05	0	7,10	8,95
6	0	4,08	0	4,08	0	3,40	0	10	16,60
7	0	8,16	0	8,16	0	6,80	0	10	13,20
8	0	3,00	1,50	4,08	10	31,31	0	0	-
9	0	7,08	1,50	8,16	10	34,71	0	0	-
10	0	0	1,50	1,08	10	28,81	7,08	0	-

Die Phosphor-Düngung in den Varianten 1 bis 3 erfolgte mit 10 mg P je 100 g Bodentrockensubstanz, bei den anderen Varianten wurde bis zu diesem Wert mineralisch gedüngt, jedoch abzüglich des mit den Substraten gedüngten Gesamt-Phosphors.

Die Kalium-Düngung in den Varianten 1 bis 3 erfolgte mit 20 mg P je 100 g Bodentrockensubstanz, bei den anderen Varianten wurde bis zu diesem Wert mineralisch gedüngt, jedoch abzüglich des mit den Substraten gedüngten Gesamt-Kaliums. Wegen der mit der Feststoffapplikation verbundenen, vergleichsweise hohen Salzfracht (Kaliumsalze), bestand zu Versuchsbeginn bei den Varianten 8, 9 und 10 das Risiko zu hoher Salzkonzentrationen im Boden. Deswegen wurde der Pflanzenaufwuchs hinsichtlich dieses Kriteriums besonders beobachtet.

Die Magnesium-Düngung erfolgte für alle Varianten gleich mit 2 mg Mg je 100 g Boden als $MgSO_4$. Die Mikronährstoffe und Bor wurden in flüssiger Form gedüngt.

4.5.9 Aussaat und Versuchsdurchführung

In die befüllten und gedüngten Mitscherlich-Gefäße erfolgte im nächsten Schritt die Aussaat von Deutschem Weidelgras mit einer Menge von 3 g Samen je Gefäß. Darauf wurden

anschließend 350 g Quarzsand⁴⁵ je Gefäß als Verdunstungsschutz appliziert. Zur N-min-Bestimmung des Quarzsands wurden 50 g in 3 Parallelen in 250 ml-Kautex-Flaschen abgefüllt und eingefroren.

Das Gießen erfolgte jeden Tag mit VE-Wasser und mindestens einmal je Gefäß und Woche auf Gewicht. Der Aufwuchs wurde bei jedem Gießen kontrolliert und von Unkräutern manuell befreit. Während dem gesamten Versuchsverlauf kam es zu keinerlei Schädlings- oder Krankheitsbefall der Pflanzen.

Aufgrund des Aussattermines wurde das Wachstum der Pflanzen mit Heizung, Lüftung und Zusatzbelichtung unterstützt. Die Heizung wurde in der Zeit zwischen 20 Uhr abends und 8 Uhr morgens, und untertags bei einer Temperatur $< 16^{\circ}\text{C}$ in Betrieb gesetzt, die Lüftung wurde hingegen bei $> 15^{\circ}\text{C}$ nachts und bei $> 20^{\circ}\text{C}$ tagsüber aktiviert. Ab Oktober wurde morgens von 8 bis 10 Uhr und abends von 17 bis 19 Uhr die Zusatzbelichtung in Betrieb genommen. Hierzu wurden Quecksilberdampf Lampen mit einer Lichtintensität von $30 \mu \text{ Mol je m}^2/\text{s}$ verwendet, 16 Gefäßen war eine Lampe zugeordnet.

4.5.10 Ermittlung des Trockenmasseertrags

Um den Ernteertrag über die Trockenmasse zu ermitteln, wurde bei der ersten Ernte (5 Wo nach dem Auflaufen) der Aufwuchs an den Gefäßkanten mit einer Schere gerade abgeschnitten. Durch die leicht unterschiedlichen Füllhöhen (variantenabhängig, Rückverdichtung) wurden für die zweite und dritte Ernte (8 bzw. 11 Wo nach dem Auflaufen) 4 cm hohe Schablonen aus verzinktem Stahlblech gefertigt, um in folge eine exakte Schnittkantenführung garantieren zu können. Das jeweils erhaltene Erntegut wurde bei 60°C für 72 h getrocknet, mit einer Schnellmühle vom Typ Fritsch Pulverisette 14 gemahlen und der Trockenmasseertrag über das Messen des Gewichts der Erntemenge bestimmt. Bei den Varianten 1 bis 5 wurde zusätzlich der Trockenmasseertrag auch vor jedem Mahlen bestimmt, und für den ersten Aufwuchs der Pflanzen der Kohlenstoff- und der Stickstoffgehalt ausgewertet (Gerät: Elementar Variomax).

Die zwei voneinander unabhängigen Gefäßversuche im Rahmen dieses Projekts, werden durch die Projektarbeiten von KERN (2013) und NGASSA (2013) dokumentiert.

⁴⁵Filtersand mit einre Körnung von 0,7 - 1,2 mm

4.6 Bestimmung des Biogasertrags

Begleitend zu den Gewächsversuchen, wurde im Biogas-Praktikum des Master-Studienganges Landwirtschaft und Umwelt an der FH Bingen auch der Biogasertrag aus Kombinationen von Produkten der Pilotanlage und anderen Energieträgern untersucht.

Tab. 13: Varianten der Biogasertrags-Versuchsreihe

Fermenter	H ₂ O	Energieträger 1	Energieträger 2	Energieträger 3	Zusatz
Nr. 1	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	—	—	Silicon. 5 ml
Nr. 6	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	—	—	Silicon. 5 ml
Nr. 2	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Maissilage 300 g	—	Silicon. 5 ml
Nr. 7	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Maissilage 300 g	—	Silicon. 5 ml
Nr. 3	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Maissilage 300 g	Retentat 200 ml	Silicon. 5 ml
Nr. 8	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Maissilage 300 g	Retentat 200 ml	Silicon. 5 ml
Nr. 4	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Güllefeststoff 150 g	—	Silicon. 5 ml
Nr. 9	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Güllefeststoff 150 g	—	Silicon. 5 ml
Nr. 5	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Güllefeststoff 150 g	Retentat 200 ml	Silicon. 5 ml
Nr. 10	1500 ml	Biogasgülle 4000 g	Güllefeststoff 150 g	Retentat 200 ml	Silicon. 5 ml

Hierbei wurde mit der bioanalytischen FOS/TAC-Bestimmung das Verhältnis von flüchtigen organischen Säuren (FOS), zur Pufferkapazität von Carbonat (TAC) ausgewertet. Die durch anaerobe Bakterien produzierte Menge an FOS wird dem Gehalt an TAC der flüssigen Phase gegenübergestellt. Mit einem pH-Wert von 5,0 bis 4,4 (FOS) und für den Startwert bis 5,0 (TAC), wird das benötigte Volumen an 0,05 M H₂SO₄⁴⁶ in empirisch ermittelte Gleichungen eingesetzt und als Ergebnis die CaCO₃-Pufferkapazität in mg/l für FOS und TAC angegeben (HECHT, 2009), (RIEGER, 2006) und (BUCHAUER, 1997).

Mit einem Hach Lange Titrator TIM 840 wurden der FOS/TAC-Quotient gem. FAL (Nordmann-Verfahren) und der pH-Wert bestimmt. Über den Gasdurchfluß wurden die Gasabgaben der Fermenter gemessen und die CH₄, CO₂ und O₂-Anteile darin ermittelt. Die Fermenter wurden mit Rührwerk, abgedichtet und bei 40°C betrieben.

⁴⁶Säureäquivalent in mg/l

4.7 Fluoreszenzmikroskopie

Die Fluoreszenzmikroskopie wurde eingesetzt, um das Auftreten von Methanogenen Bakterien und die Gesamtzellzahl in den einzelnen Phasen der Membranfiltration zu untersuchen. Dazu wurde der Fluoreszenzfarbstoff DAPI eingesetzt, der sich an verfügbarer DNA anlegt und mit 360 nm Wellenlänge (ultraviolettes Licht, UV-A) anregen lässt. Mit einem Fluoreszenzmikroskop können dann die DNA-haltigen Partikel für kurze Zeit (ca. 30 s) über ihre blaue Fluoreszenz sichtbar gemacht und ausgezählt werden.

Die Arbeiten hierzu, wurden im Labor für Wasserchemie und Mikrobiologie des Instituts für Biotechnologie der Wasseraufbereitung, Fakultät 2, an der Brandenburgischen Technischen Universität Cottbus-Senftenberg geleistet.

Folgende Geräte und Materialien wurden für die Fluoreszenzmikroskopie verwendet:

Pipetten	5,0 / 1,0 / 0,2 ml
Röhrchen	steril, gestopft
Filtrationseinheit	Motor, Glasaufsatz, 30 ml Volumen
Membranfilter	Millipore GTBP 0,2 μm
Fluoreszenzmikroskop	Nikon Eclipse LV100-UDM-POL/DS
Optisches System	CFI60 infinity
Fluoreszenzfarbstoff	DAPI
VE-Wasser	steril, entionisiert

Zu Beginn der gleichartigen Abfolge von Arbeitsschritten zur Feststellung der Methanogenen Bakterien, wurden zunächst Verdünnungsreihen in dekadischen Schritten (10^{-1} bis max. 10^{-5}) vorbereitet (0,9 ml Vorlage mit VE-Wasser, jeweils 0,1 ml Probe). Vor und nach jeder Probe wurde die Filtrationseinheit mit 20 ml VE-Wasser gespült und die Membranfilter aufgelegt. Dann wurden 5 ml VE-Wasser in den Filteraufsatz pipettiert und zusätzlich 0,1 ml aus der entsprechenden Verdünnungsstufe (z.B. 10^{-2}) zugegeben.

Der Filter samt Fritte⁴⁷ wurde dann auf dem Objektisch des Mikroskops bereitgestellt und eine 20-fache Vergrößerung vorgewählt.

⁴⁷Unterlage beim Mikroskopieren

Weitere Einstellungen beim Mikroskopieren zur Bewertung der Methanogenen Bakterien:

Polarisation	4
Lichtintensität	Pos. 4 (bzw. 2)
Kamera-Einstellung	DS-FI 1
Auflösung Schnellfokus	1280 × 960
Auflösung Aufnahme	2560 × 1920
Belichtung	manuell, 1 s, × 2,00
Farbe	kontrast blau

Alle angefertigten Bilder wurden, mit Angabe der Bezeichnung der Probenflasche (z.B. D-VC 101 10.10.12), als Dateien im nd2-Format⁴⁸ für spätere Auswertungen abgespeichert.



Abb. 60: Fluoreszenzmikroskopie: Membranfilter mit Bakterienbelag, eigene Darstellung

Für die Bestimmung der Gesamtzellenzahl, wurden die gleichen Verdünnungsreihen, wie für den vorherigen Versuch bereit gestellt. Die entsprechenden Verdünnungsstufen wurden dann mit 0,05 ml DAPI versetzt und zum Einwirken, 5 bis 10 min stehen gelassen.

Vor und nach jeder Probe wurde die Filtrationseinheit mit 20 ml VE-Wasser gespült und die Membranfilter aufgelegt. Dann wurden 5 ml VE-Wasser in den Filteraufsatz pipettiert und zusätzlich 0,105 ml aus der entsprechenden Verdünnungsstufe zugegeben. Der Filter samt Fritte wurde dann auf dem Objektisch des Mikroskops bereitgestellt und mit den gleichen Einstellungen wie zuvor, aber mit Einstellung der Polarisation = 1, mikroskopiert. Durch das Zählen der Bakterien wurde die Gesamtzellenzahl für unterschiedliche Vorfiltrations-Bedingungen bestimmt und tabellarisch gelistet.

⁴⁸lesbar mit NIS-Elements BR Software

4.8 Laboranalytik

Zur Untersuchung der stofflichen und chemischen Eigenschaften der Ausgangsstoffe und Produkte der Separationsversuche wurden Proben an die akkreditierte Landwirtschaftliche Untersuchungs- und Forschungsanstalt Speyer (LUFÄ) zur Düngemittel- und Bodenanalyse weitergegeben. Die Nährstoffe der einzelnen Fraktionen wurden ergänzend zu den labortechnischen Analysen, im Rahmen einer Bachelorarbeit (SONNTAG, 2012) zum Projekt, mittels Schnelltests quantitativ bestimmt.

4.8.1 Photometrische Bestimmung von Nährstoffen

Für die Durchführung der Schnelltests wurden zunächst Verdünnungsreihen vorbereitet:

Tab. 14: Verdünnungsreihe Schnelltests

Faktor	Beschreibung
5	20 ml Probe auf 80 ml destilliertes Wasser
50	10 ml der vorhergehenden Verdünnung auf 90 ml destilliertes Wasser
100	40 ml der vorhergehenden Verdünnung auf 40 ml destilliertes Wasser

Hierfür wurden 10 und 20 ml Pipetten verwendet, für die weitere Aufbereitung fanden auch Kolbenhubpipetten mit 100 bis 1000 μl Anwendung, sowie diverse Glasgefäße. Die notwendigen Chemikalien lagen bereits in gebrauchsfertiger Form vor und konnten mit beiliegenden Meßlöffeln dosiert werden. Für getrübe Proben (mit Ausnahme von N_{ges}) war es erforderlich, für die Trübung einen Korrekturwert zu ermitteln.

Zur Bestimmung des *Gesamt-Stickstoffs* TN_b 22 wurde der Schnelltest 0-83 Nanocolor 05.11 REF 985 083 angewandt. Durch oxidativen Aufschluß in einem Thermoblock (120°C, 30 min) mit anschließender Störungskompensation, erfolgte die photometrische Bestimmung mit 2,6-Dimethylphenol in einer Schwefelsäure-Phosphorsäure-Mischung nach 10 min Reaktionszeit (20 bis 25°C) im Meßbereich 0,5 bis 22,0 mg/l N mit einem Faktor 31,9 bis 40,0 bei einer Meßwellenlänge von 385 nm.

Das *Nitrat* ließ sich mit 2,6-Dimethylphenol in einer Schwefelsäure-Phosphorsäure-Mischung nach 10 min Reaktionszeit (20 bis 25°C) photometrisch bestimmen.

Das *Ammonium* wurde photometrisch als Indophenol bei einer Meßwellenlänge von 585 nm bestimmt. Ammonium reagiert bei einem pH-Wert von 12,6 mit Hypochlorit und Salicylat in Gegenwart von Nitroprussid-Natrium als Katalysator zu einem blauen Indophenol (Reaktionszeit: 15 min).

Zur Bestimmung des *Ortho- und Gesamt-Phosphats* 1 wurde der Schnelltest 0-76 Nanocolor 05.11 REF 985 076 angewandt. Durch oxidativen Aufschluß bei 120°C für 30 min nach saurer Hydrolyse, erfolgte die photometrische Bestimmung als Molybdänblau nach 10 min Reaktionszeit (20 bis 25°C) im Meßbereich 0,05 bis 1,50 mg/l P (PO₄-P) mit einem Faktor 1,89 bei einer Meßwellenlänge von 690 nm.

Das *Kalium* 50 wurde photometrisch als Kaliumtetraphenylborat in einem Meßbereich von 2 bis 50 mg/l K⁺ mit einem Faktor 22 bei einer Meßwellenlänge von 690 nm bestimmt (Reaktionszeit: 2 min bei 20 bis 25°C).

4.8.2 Düngemittel- und Bodenanalyse

Die von der LUFA ausgefertigten Untersuchungsberichte identifizieren die 5 kg-Proben nach einem fortlaufendem eigenen Nummernsystem, durch das Datum des Probeneingangs, der Auftraggeber-Probennummer und dem untersuchten Stoff sind diese eindeutig den Versuchen des Projekts zuzuordnen.

Die LUFA-Befunde geben allgemeine Untersuchungsdaten und die Nährstoffaufteilung an:

Tab. 15: Methoden der Düngemittelanalyse - Analytische Befunde LUFA

Parameter	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	FS-Wert	—	DIN EN 12880
Wasser	FS-Wert	—	DIN EN 12880
Asche	FS-Wert	TS-Wert	DIN EN 12879
Organische Substanz (Glühverlust)	FS-Wert	TS-Wert	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	FS-Wert	TS-Wert	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	FS-Wert	TS-Wert	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	FS-Wert	TS-Wert	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

4.9 Betriebsmittel

Für die Verdünnungsversuche, die Laboranalytik und andere Verwendung stand *Wasser* in zwei unterschiedlichen Qualitäten zur Verfügung:

Tab. 16: Vergleich Leitungswasser und Reinwasser

Parameter	Leitungswasser	VE-Wasser
Gesamthärte	25° dH	0° dH
Carbonathärte	15° dH	0 bis 3° dH
pH-Wert	7,6 bis 8,0	6,8 bis 7,2
Leitfähigkeit	950 bis 990 $\mu\text{S}/\text{cm}$	40 bis 50 $\mu\text{S}/\text{cm}$

Aufgrund der Erkenntnisse der Vorversuche zum Projekt (ANDOLFO, 2010) wurde für die fallweise notwendige, chemische Reinigung der Ultrafiltrationsmembranen ausschließlich *Citronensäure* ($\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$, CAS-Nr. 77-92-9 wasserfrei) verwendet.

Mit einer Konzentration von 4 bis 5 g/l reiner Citronensäure wurden die Membranmodule, sowohl in situ, als auch durch Einwirkung in einem Wasserbad, von Belag gereinigt.



Abb. 61: Aufschwimmender Membranbelag nach chem. Reinigung, eigene Darstellung

Die vollständig biologisch abbaubare Citronensäure wurde, als Pulver (Hersteller: Heitmann, 375 g Packung) in Wasser eingerührt, angewandt. Gemäß Sicherheitsdatenblatt 1907/2006/EG, Artikel 31 wird das Produkt dem R-Satz 36 und den S-Sätzen 2, 25, 26, 46 zugeordnet, ist fest, farblos und geruchlos. Die Dichte kann mit $1,542 \text{ g}/\text{cm}^3$, die Schüttdichte mit $900 \text{ kg}/\text{m}^3$ und die Löslichkeit in Wasser mit $600 \text{ g}/\text{l}$ (20°C) angegeben werden.

4.10 Anwendung von Analyseergebnissen und Kenngrößen

Bedingt durch die angewandten unterschiedlichen Meßmethoden und spezifische Material- und Anlagenparameter, sind nachfolgende Vereinbarungen zu treffen.

4.10.1 Anwendung des Trockensubstanzgehalts

Die durch die LUFA-Befunde zur Verfügung stehenden Auswertungen der *Trockensubstanz* sind als Trockenrückstand gem. DIN EN 12880 zu bewerten. Die nach dem festgelegten Trocknungsverfahren ($105^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$, Trocknung bis zur Gewichtskonstanz) erhaltene Masse an fester Substanz, der vorher eingesetzten Frischmasse, wird auch als *TS* bzw. *TM* bezeichnet (s.a. VDI 4631 vom 12.01.2011). Als Frischmasse (FM bzw. FS) wird die Masse eines Stoffs oder eines Substrats bezeichnet, die im Originalzustand eingesetzt wird. Das darin enthaltene Wasser wird in den LUFA-Befunden als Wasser gem. DIN EN 12880 ausgewiesen. TS und Wasser sind gemeinsam 100% FS gleichzusetzen.

Es gilt im folgenden die Vereinbarung, daß für eine Bewertung des Trockensubstanzgehaltes im Vergleich der Versuchsergebnisse dieses Projekts, der TS-Gehalt als Relativgröße mit Bezug zur FS Anwendung findet, und demgemäß als TS bezeichnet wird und die Basis für, vom Trockensubstanzgehalt, abgeleitete Größen stellt.

4.10.2 Anwendung des Gehalts an Organischer Substanz

Die durch die LUFA-Befunde zur Verfügung stehenden Auswertungen der *Organischen Substanz (Glühverlust)* sind gem. DIN EN 12879 als Gehalt organischer Proben in Feststoffproben, bezogen auf die FS bzw. TS, zu bewerten. Es ist dabei zu beachten, daß die Massendifferenz vor und nach dem Erhitzen auf 550°C auch eine Zersetzung von Carbonaten, oder eine Abgabe von Kristallwasser, beinhalten kann. Der Gehalt an organischer Substanz ist ein Schlüsselparameter bei der Bewertung der Faulraumbelastung von Biogasanlagen und wird in $\text{kg oTS je (m}^3 \times \text{d)}$ angegeben.

Es gilt im folgenden die Vereinbarung, daß für eine Bewertung der Organischen Substanzmenge im Vergleich der Versuchsergebnisse dieses Projekts, der Glühverlust als Relativgröße Organische Trockensubstanz (oTS) mit Bezug zur FS und TS Anwendung findet.

4.10.3 Anwendung des Stickstoffgehalts

Durch die photometrische Analytik des Stickstoffs als TN_b wurde ein wasseranalytischer Parameter bestimmt, der die Gesamtbelastung eines Gewässers mit Stickstoffverbindungen bewertet. Der Summenparameter ist ein Maß für die Konzentration der Stickstoffe von Ammoniak (NH_3-N), Ammonium (NH_4-N), Nitrat (NO_3-N) und Nitrit (NO_2-N), sowie organischen Stickstoffverbindungen (N_{org}). Dabei ist zu beachten, daß der im Wasser gelöste, elementare Stickstoff nicht erfaßt wird. Als zutreffende Norm für die Standardisierung der Untersuchungsverfahren, ist hierbei die DIN EN 12260 zu nennen.

Bei den Analysen der LUFA hingegen, wurde als Gesamtstickstoff (N) gemäß DIN EN 25663 der Kjeldahlsche Stickstoffsummenparameter (TKN) ausgewiesen. Der TKN berücksichtigt, im Vergleich mit TN_b , nur NH_4-N und N_{org} . Die LUFA folgt mit ihrer Benennung eines TKN als N_{ges} der Definition eines Gesamt-Stickstoffs in der Landwirtschaft und der Literatur bzw. Gesetzgebung (DüV, 2012) in diesem Bereich. In den Tabellen von Hauptnährstoffen wird meist zusätzlich zum N_{ges} auch NH_4 in kg je m^3 Gülle angegeben.

Mit Bezug auf die Gülle-Düngung wird NH_4-N auch als schnell verfügbarer Stickstoff und N_{org} als, vom Humus gebundener Stickstoff, bezeichnet, wobei NH_3 auch mit Emissionen oder gasförmigen Verlusten der Güllendüngung benannt wird.

Es gilt im folgenden die Vereinbarung, daß für eine Bewertung des Stickstoffs im Vergleich der Versuchsergebnisse dieses Projekts, ausschließlich der TKN als Relativgröße mit Bezug zur FS bzw. TS Anwendung findet, und auch demgemäß als TKN bezeichnet wird.

4.10.4 Anwendung des Phosphorgehalts

Durch die photometrische Analytik des Phosphors, wurde der spezifische Gehalt an Ortho- und Gesamt-Phosphat der Verbindung als PO_4-P bestimmt. In den LUFA-Befunden wird der Phosphor-Gehalt als - Phosphat (P_2O_5) gesamt - relativ zu FS und TS angegeben.

Mit Bezug auf die Gülle-Düngung wird P_2O_5 als Phosphat oder als Nährstoff Phosphor bezeichnet. Zwischen PO_4-P und P_2O_5 besteht rechnerisch folgender Zusammenhang:

$$P_2O_5 = (PO_4-P) \cdot 2,29137 \quad (61)$$

Es gilt im folgenden die Vereinbarung, daß für eine Bewertung des Phosphors im Vergleich der Versuchsergebnisse dieses Projekts, ausschließlich das Phosphat P_2O_5 als Relativgröße mit Bezug zur FS bzw. TS Anwendung findet. Die Daten der photometrischen Analyse werden bei Bedarf und nach Umrechnung vergleichend berücksichtigt und entsprechend gekennzeichnet.

4.10.5 Anwendung des Kaliumgehalts

Durch die photometrische Analytik des Kaliums, wurde der spezifische Gehalt an Kalium⁺ bestimmt. In den LUFA-Befunden wird der Kalium-Gehalt als *Kaliumoxid* (K_2O) gesamt, relativ zu FS und TS angegeben. Mit Bezug auf die Gülle-Düngung wird K_2O als Nährstoff Kalium bezeichnet. Zwischen K^+ und K_2O besteht rechnerisch folgender Zusammenhang:

$$K_2O = K \cdot 1,205 \quad (62)$$

Es gilt im folgenden die Vereinbarung, daß für eine Bewertung des Kaliums im Vergleich der Versuchsergebnisse dieses Projekts ausschließlich das Kaliumoxid K_2O als Relativgröße, mit Bezug zur FS bzw. TS, Anwendung findet. Die Daten der photometrischen Analyse werden bei Bedarf und nach Umrechnung vergleichend berücksichtigt.

4.10.6 Permeat Gegendruck

Aus konstruktionstechnischen Gründen wurden die zwei Permeat-Leitungen vom UF-Modul zusammengefaßt und das Permeat mit 745 (Permeatabzug) bzw. mit 982 (Spültank) mm Höhendifferenz zum Niveau der Fassung abgegeben. Die Fassung selber wurde aber auf dem Niveau des unteren Permeat-Anschlußstutzens realisiert, sodaß kein Druckverlust berücksichtigt, und der Permeat-Gegendruck mit dem Wert 0 (NULL) angenommen wird.

4.10.7 Berechnung des Wasserwertes

Als Vergleichsmöglichkeit der Leistung von Membranen bietet sich der *Wasserwert* an:

$$J_p \hat{=} DE 125 = (\dot{Q}_P \cdot K_t) / (TMP \cdot A_F) \quad (63)$$

Die Korrektur des Wasserwertes erfolgt durch eine Hersteller spezifische Tabelle mit unterschiedlichen Temperaturkoeffizienten K_t für Temperaturen von 0-99°C (s. Anhang A.1).

5 Ergebnisse und Diskussion

5.1 Inbetriebnahme und Initialisierung

Zur Inbetriebnahme der Pilotanlage wurden die Versuche VL000 bis VL004 (s. Anhang A.2 bis A.6) durchgeführt, um die Funktionen der Anlage zu testen, die Kalibrierung von Meßgeräten durchzuführen, die Korrekturwerte für die Meßwertaufzeichnung festzulegen und die Leerlaufkennlinien aufzunehmen, sowie das Spülverhalten ohne Belastung zu testen.

Die zu Beginn der Versuche eingestellte UF-Anströmung von 11,5 l/min steigerte sich mit der *Erwärmung des Retentatkreislaufs* ($\Delta T = 11^\circ\text{C}$) in ca. 12 h auf einen konstanten Wert von 11,9 l/min. Gleichartig verhielt sich der Permeatfluß, der von 3,5 auf 4,2 l/min anstieg.

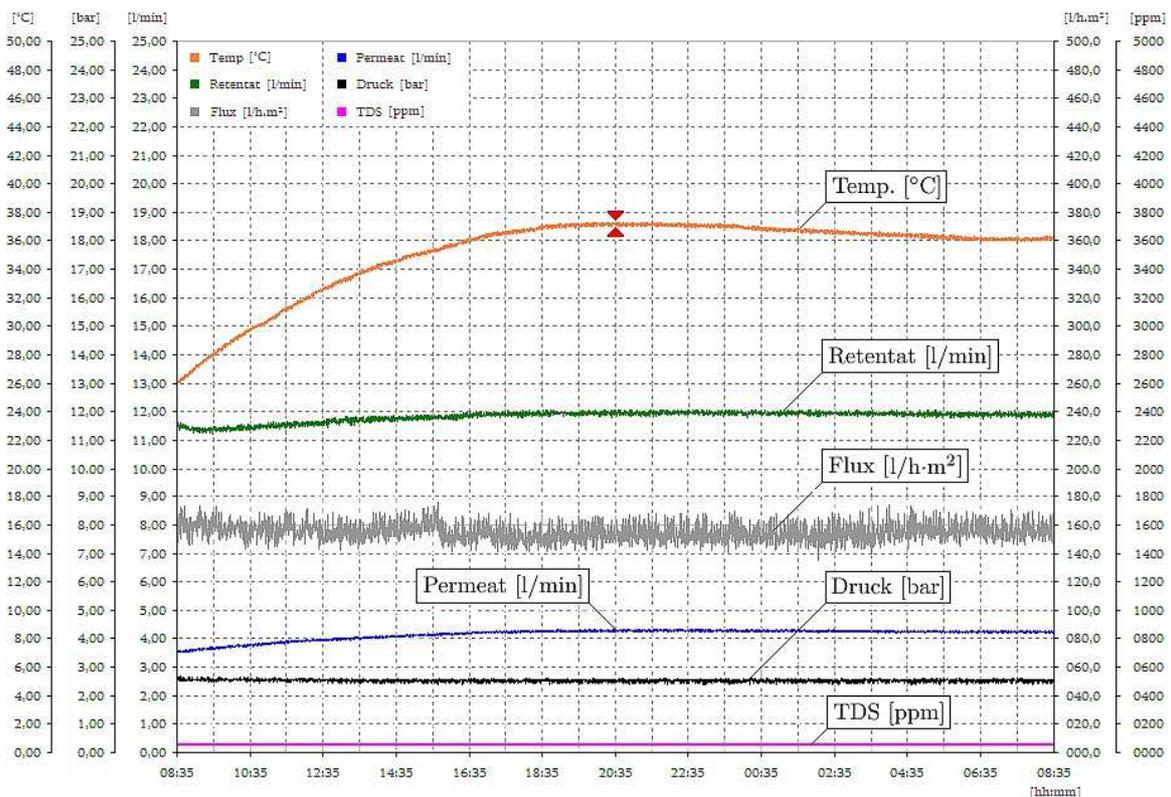


Abb. 62: VL002 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

Wie auch in den Versuchen VL001 und VL002, steigerte sich im Versuch VL003 mit der Kreislaufenerwärmung ($\Delta T = 11^\circ\text{C}$) die voreingestellte UF-Anströmung von 11,5 auf einen konstanten Wert von 11,8 l/min, bzw. erhöhte sich der Permeatfluß von 3,0 auf 3,9 l/min.

Dieser Versuchsreihe lag die Überlegung zugrunde, daß der Mengenverlust im Retentat-kreislauf, verursacht durch das stetige Ausschleusen von Permeat, mit einer gleichen Menge an Spülmedium ausgeglichen werden soll. Als Spülmedium wurde VE-Wasser mit einem Druck von 3 bar aus der Laborversorgung verwendet, das permeatseitig aufgegeben wurde und so wieder in den Retentatkreislauf gelangte. Um einen Bilanzausgleich exakt herbeizuführen, wurde die Spülzeit mit dem einzubringenden Spülvolumen abgestimmt.

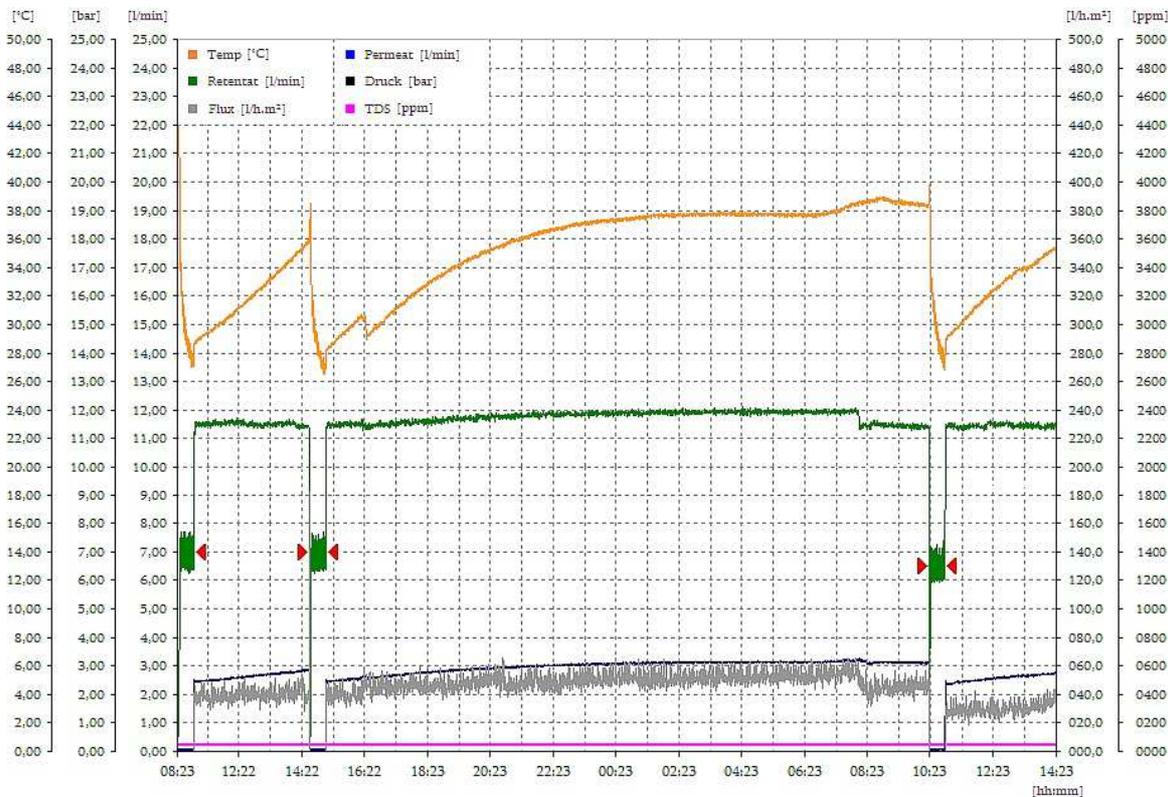


Abb. 63: VL004 30h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

⇒ Die produzierte Permeatmenge ist direkt abhängig von der Retentat-Temperatur. Mit VE-Wasser als Kreislaufmedium, stellen sich für ein fabriksneues 150 kDa-Modul als Leerlaufkennwerte, eine Permeatleistung von 6,2 l/min und eine Temperatur von 35°C ein.

⇒ Um einen konstanten spezifischen Filtratfluß zu gewährleisten, hat jede Volumenergänzung des Kreislaufs möglichst auf dem jeweils aktuellen Temperaturniveau zu erfolgen. Es ist möglich, über Zeit- und Mengen abgestimmte Spülungen, Volumenverluste im Kreislauf auszugleichen. Zu berücksichtigen sind beim Einsatz von VE-Wasser im Vergleich zum Permeat als Spülmedium, Verdünnungseffekte und Nährstoffverluste.

5.2 Bestimmung der Anlagenbetriebspunkte

Die Anlagenbetriebspunkte wurden über den Vergleich von diskreten Betriebszuständen mit den Parametern - spezifischer Filtratfluß, Permeatfluß und Retentat-Kreislauf-temperatur - ermittelt (s.a. Anhang A.3/A.4).

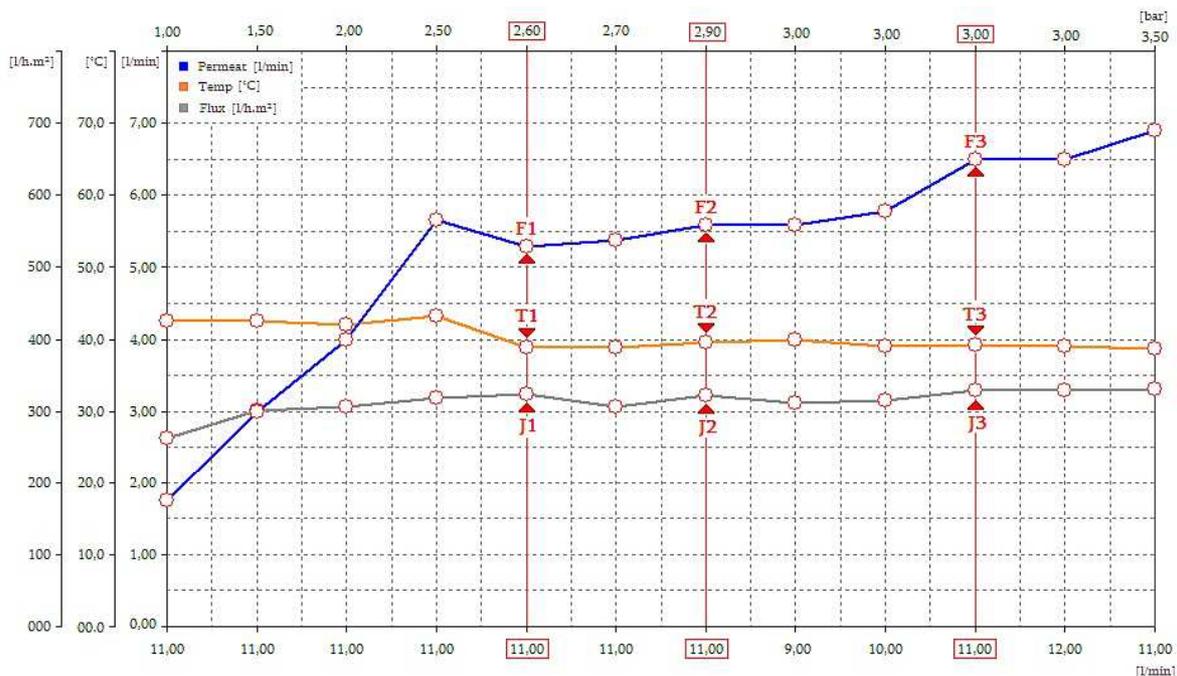


Abb. 64: Vergleich von möglichen Anlagenbetriebspunkten, eigene Darstellung

Unter der Annahme, daß Eigenwärmeentwicklung als Maß für den Energieeintrag in ein System und die Höhe der Beanspruchung einer Anlage angesehen wird, sind grundsätzlich Anlagenbetriebspunkte mit *niedrigem Temperaturniveau* zu bevorzugen. Durch die indirekte Abhängigkeit des spezifischen Filtratflusses von der Temperatur (s. Glg. 63 / Anhang A.1), wirken sich niedrige Kreislauf-temperaturen überdies positiv auf den Flux der Membran aus.

Das Werte-Tripel - J₃, T₃, F₃ - charakterisiert, bei niedriger Kreislauf-temperatur und hohem Flux, die produktivste Variante im Vergleich der Betriebszustände. Dieser wird aber nur mit einem Systemdruck von 3,0 bar erreicht, der bei dem Werte-Tripel - J₁, T₁, F₁ - um 0,4 bar geringer sein kann und damit energetisch günstiger ist.

⇒ Aus energetischen Gründen wird die Kombination - 2,6 bar Systemdruck / 11,0 bis 11,5 l/min Anströmung - als Anlagenbetriebspunkt der Pilotanlage festgelegt.

5.3 Vorversuche zur Gülleseparation

Bei den Vorversuchen zur Gülleseparation wurde die technische Leistungsfähigkeit der Ultrafiltration nach unterschiedlicher Vorfiltration der Rohgülle in zwei Schritten bewertet. Bei den Versuchsreihen VA011-014, VA021-024, VA051-054 und VA101-014 kam ausschließlich der Beutelfilter als Vorfilter zur Anwendung, die Rohgülle wurde somit an der Anlagensystemgrenze ohne Vorbehandlung übergeben. In den Versuchsreihen VA001-004 hingegen, wurde ausschließlich eine Hydropresse als Vorfilter eingesetzt und Dünngülle an der Anlagensystemgrenze übergeben. Dabei wurde der Beutelfilter ohne eingesetztes Filterhilfsmittel in seiner Funktion überbrückt.

5.3.1 Vorfiltration mittels Beutelfilter

Stellvertretend für die Versuchsreihe VA011-014 zeigt das Diagramm von VA011 einen beinahe linearen Anstieg der Kreislauftemperatur und einen stetigen Rückgang nach der Spülung, sonst ist der Versuchsverlauf unauffällig. Durch die Spülung wurde das TDS-Niveau von anfänglich ca. 12000 ppm auf ca. 5000 ppm abgesenkt. (Durchführung s.a. A.7).

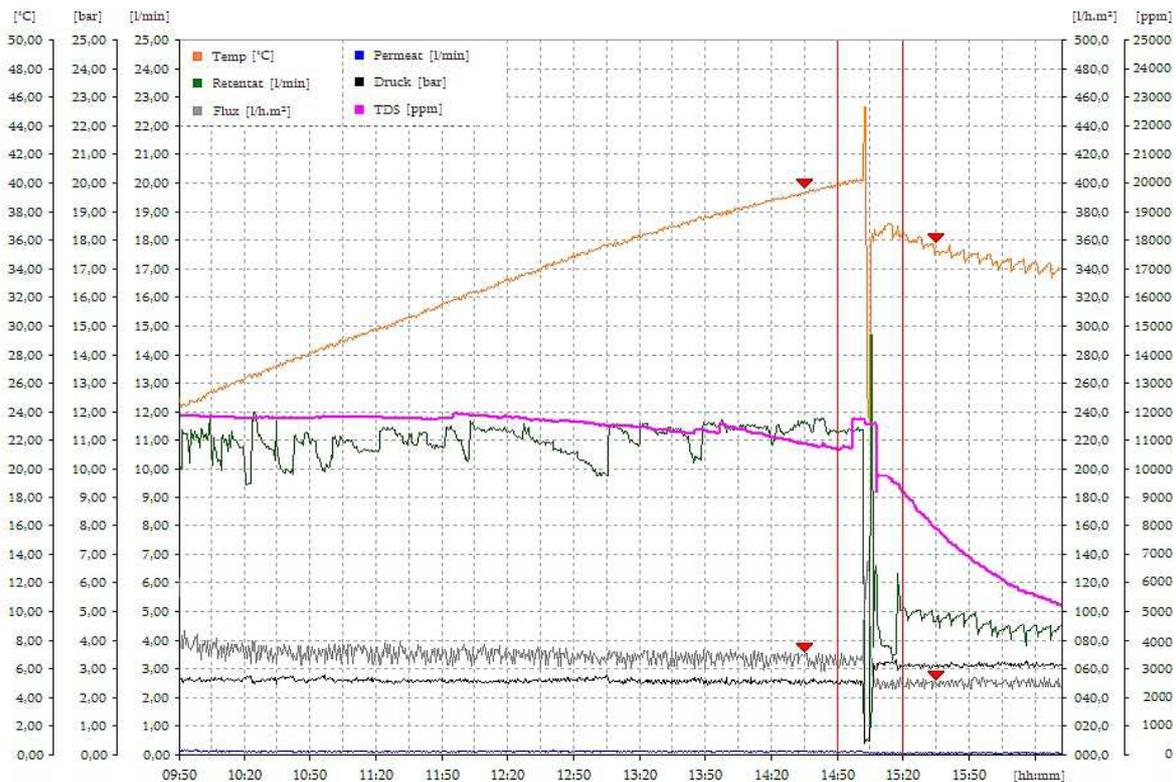


Abb. 65: VA011 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

Der Flux bricht kurzfristig durch die Spülparameter (ca. 4,5 l/min bei 3 bar) ein. Die Wirkung der Intervall-Spülung des Versuchs VA011 läßt sich durch die verbesserten Startwerte des direkt darauf folgenden Versuchs VA012 erklären:

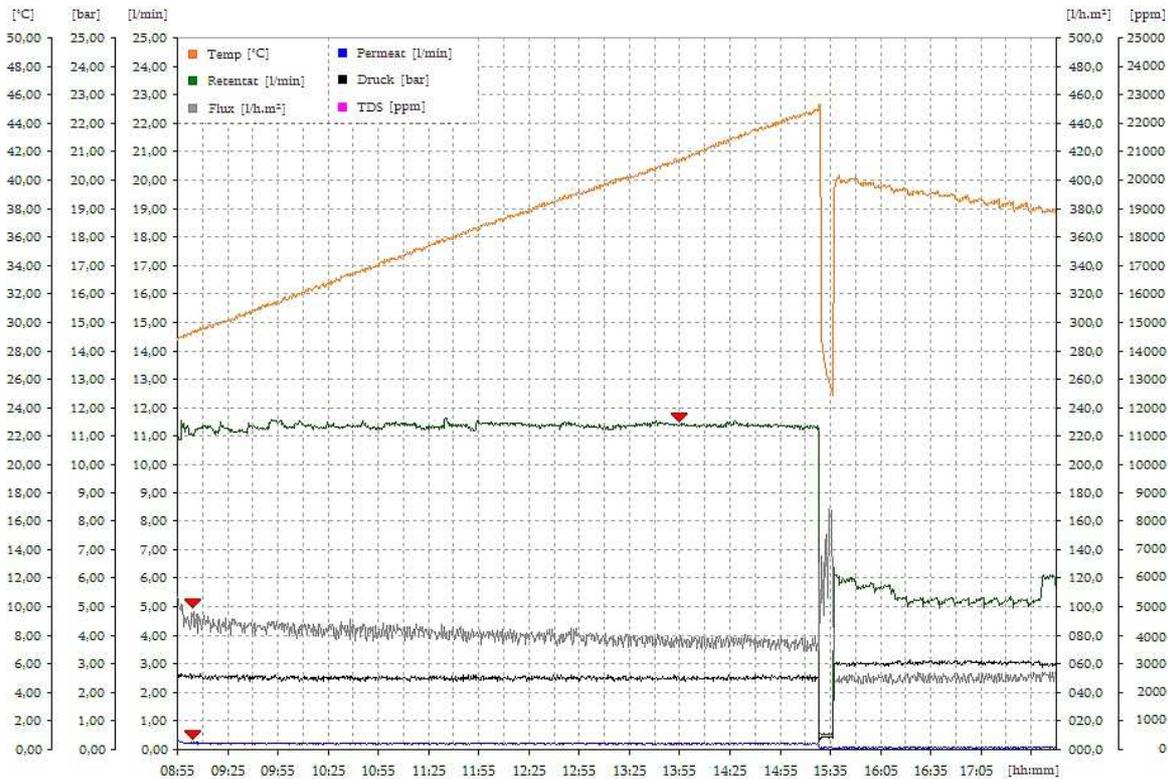


Abb. 66: VA012 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

Der Filtratfluß ist durch die Spülung von zuletzt 3,1 auf 5,0 l/h·m² zu Beginn des Versuchs VA012 angehoben worden. Der Kurvenverlauf der Anströmung (Retentat) zeigt sich durch die geringere Belastung des Kreislaufs mit einem Startwert von 4410 ppm (s.a. Anhang A.7) deutlich ruhiger, dieser Trend setzt sich auch bei den Versuchen VA013 und VA014 fort.

⇒ Die Intervallspülungen sind für eine Regeneration der verwendeten Membran ausreichend, sie unterbrechen eine durchgehende Produktion alle 6 Stunden für 30 min.

⇒ Die Versuche VA021-024, VA051-054 bzw. VA102-104 zeigen unter Verwendung von Filterhilfsmitteln mit 25, 50 bzw. 100 µm Feinheit ein analoges Anlagenverhalten zu den identisch durchgeführten Versuchen jeweils entsprechender TDS-Belastung mit den Filterfeinheiten 10, 25 und 50 µm (s.a. A.7-A.10).

Der Versuch VA101 ist singulär zu bewerten, da sich trotz vergleichbarer Kreislaufbelastung (ca. 10000 ppm), das Anlagenverhalten zu den Versuchen VA011, VA021 und VA051 unterscheidet. Dies äußerte sich in einem Anstieg des Betriebsdruckes und in einem frühzeitigen Abfall bzw. einer dauerhaften Reduktion der Anströmung, sowie in einem zügigen, nicht linearen, Absinken des Flux. Die im Vergleich zu den anderen Versuchen geringere Kreislauftemperatur läßt sich mit der fehlenden Beanspruchung der Anlage durch den Rückgang des Retentatflusses erklären. Durch die Temperaturabhängigkeit des Filtratflusses (s.a. Glg. 63 und Anhang A.1) erfährt dieser, im Vergleich mit den Flux-Werten der anderen Versuche, eine zusätzliche Überbewertung.

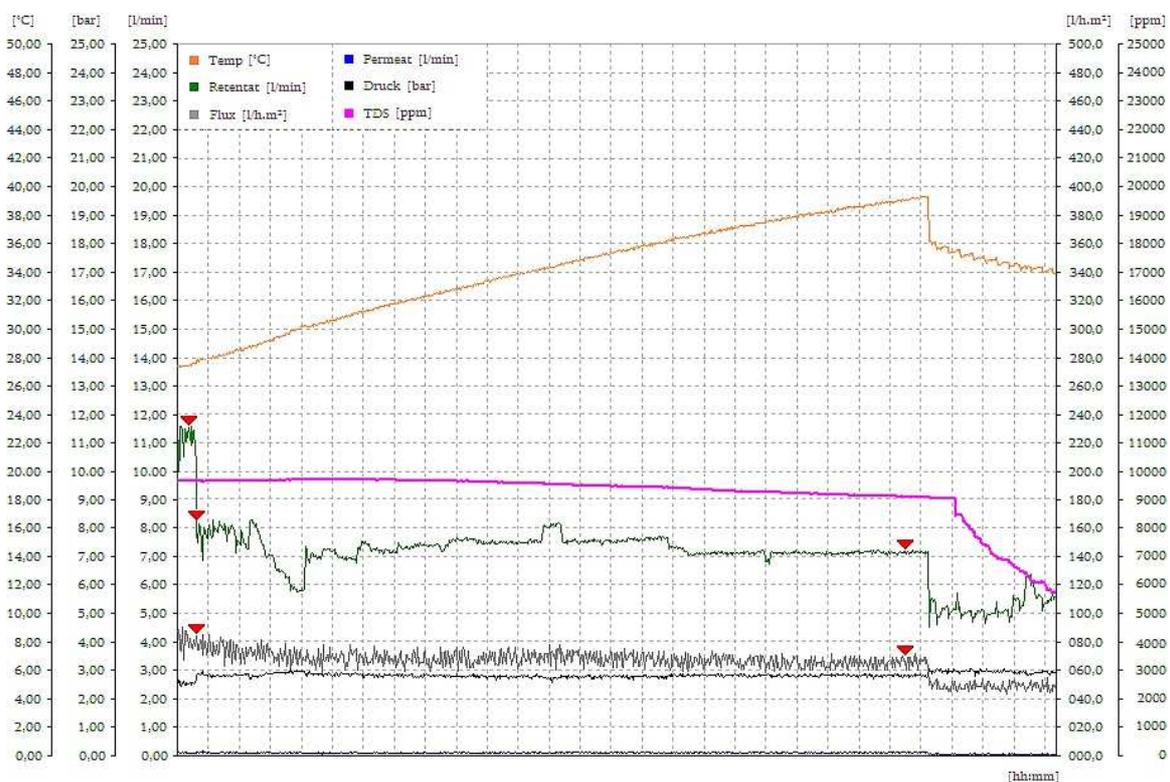


Abb. 67: VA101 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

Durch das, der TDS-Messung zugrunde liegende Meßprinzip der Leitfähigkeitsmessung, ist eine Abhängigkeit von der Art und der Konzentration von Ionen gegeben. Der Beutelfilter wurde direkt mit Rohgülle beaufschlagt, sodaß es sehr wahrscheinlich ist, daß nicht gelöste Stoffe vom 100 μm -Filterhilfsmittel an das Retentat abgegeben wurden, die ein abweichendes Bindungsverhalten aufweisen und durch eine andersartige Deckschichtbeeinflussung ein singuläres Membranverhalten beim Versuch VA101 bewirkt haben.

5.3.2 Vorfiltration mit einer Hydropresse

Mit den Versuchen VA001 bis VA004 wurde mit definierten Kreislaufbelastungen, analog zu den Versuchen VA101 bis VA104 (s.a. A.11), das Anlagenverhalten ermittelt. Dabei erfolgte eine Aufbereitung des Feeds für die Membranstufe nur über die Hydropresse.

⇒ *Das Anlagenverhalten bei Einsatz der Hydropresse (VA001-004) und bei Verwendung des Beutelfilters (VA101-104) ist, bei jeweils gleichen Kreislaufbelastungen, als gleichartig zu bewerten. (s.a. A.12).*

Betrachtet man die TS-Gehalte des Feeds aus der Hydropresse (F1) und des Vorfiltrats nach dem Beutelfilter (V-VA101), läßt sich mit der Hydropresse ein um 24% höherer Rückhaltegrad im Vergleich zum Beutelfilter erreichen. Gegenüber der Rohgülle wird der TS-Gehalt um 72% reduziert.

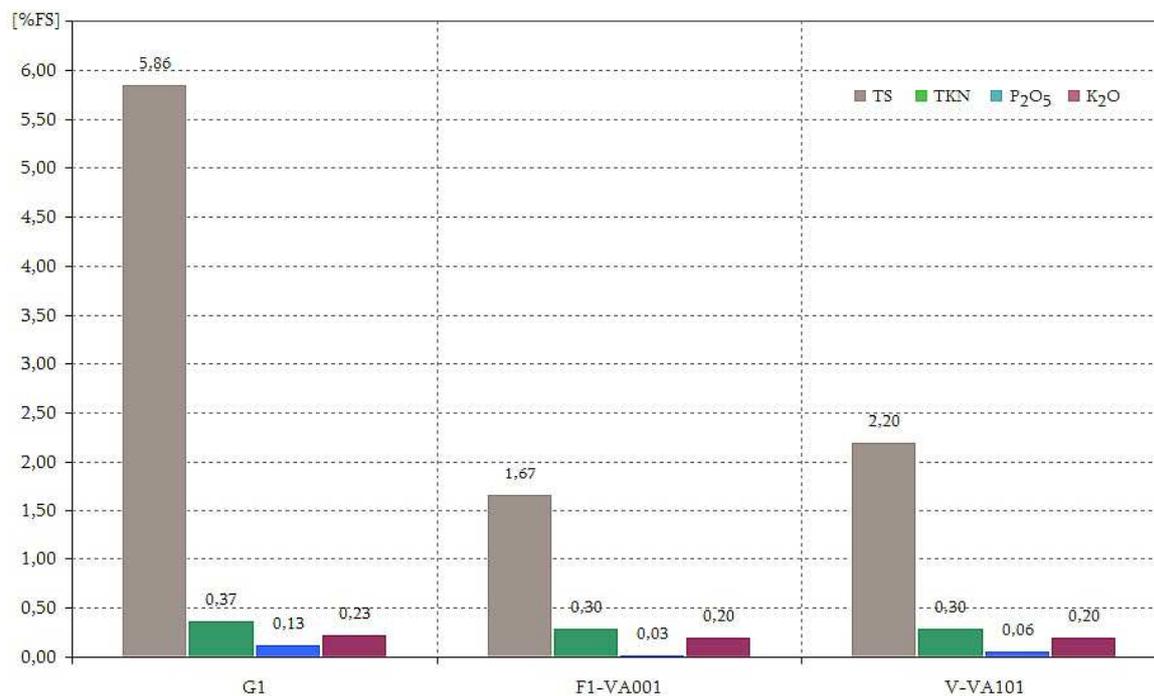


Abb. 68: TS- bzw. Nährstoffvergleich von G, F und V, eigene Darstellung

Die Nährstoffgehalte unterscheiden sich mit Bezug auf die Frischmasse nicht wesentlich. Werden die Nährstoffgehalte auf die TS bezogen oder als Konzentrationen angegeben (s.a. A.12), läßt sich für den Feed aus der Hydropresse die höchste NK-Nährstoffdichte feststellen, der höhere Phosphatgehalt liegt im Filtrat des 100 µm-Feinfilters vor.

5.3.3 Diskussion von Temperaturverlauf und Intervallspülung

Der *Temperaturanstieg* im Kreislauf der bestehenden Anlagenkonfiguration, kann in den ersten 5 bis 6 h eines Versuchsverlaufs (linearer Bereich) und den gegebenen Betriebsbedingungen, hinreichend genau durch die nachfolgende Geradengleichung beschrieben werden (s.a. Anhang A.13):

$$y(x) = 0,016 \cdot x + 15,67 \quad (64)$$

Der sich daran anschließende nicht lineare Kurvenverlauf, bis zur Annäherung an eine Grenztemperatur, ist für jeden Versuch einzeln zu bewerten.

⇒ Zeigen sich bei der Membranfiltration von Gülle bereits im linearen Bereich Abweichungen zur ermittelten Funktion, läßt sich ein problematischer Versuchsverlauf mit geringen Ausbeuten und hohem Regelbedarf voraussagen. Dabei nehmen unterschiedliche Verfahren zur Vorfiltration, eine Variation von Filterfeinheiten und die TDS-Belastung keinen Einfluß auf den Kurvenverlauf.

Die *Intervall-Spülungen* mit Permeat oder VE-Wasser zeigen nur unter spezifischen Bedingungen ihre gewünschte Wirksamkeit:

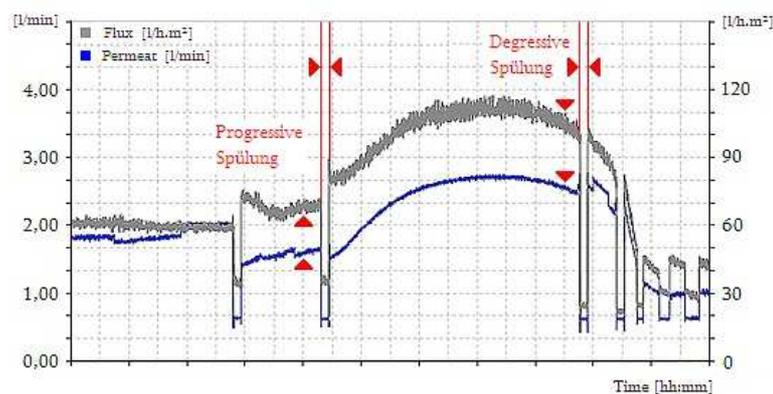


Abb. 69: Wirksamkeit von Intervall-Spülungen, eigene Darstellung

⇒ Kurzzeitige (15 bis 30 min) Intervall-Spülungen sind über einen längeren Zeitraum wirksam, wenn diese bereits vor Phasen mit kritischem TMP bei ansteigendem Permeatfluß durchgeführt werden. Zum Zeitpunkt des Absinkens von Permeatfluß und Flux hingegen, bewirkt eine Spülung keine tendenzielle Änderung.

5.4 Variation und Einfluß von Grenztemperaturen

Mit steigender Temperatur sinkt die Permeabilität des Membransystems, die Durchlässigkeit der Membran wird geringer und der spezifische Filtratfluß nimmt bei stofflicher Belastung des Kreislaufs ab. Mit den Versuchsreihen VL005 bis VL008 (s. Anhang A.15) wurde zunächst ohne stoffliche Belastung des Kreislaufs, die Wirkung variierender Grenztemperaturen auf das Betriebsverhalten der Pilotanlage untersucht.

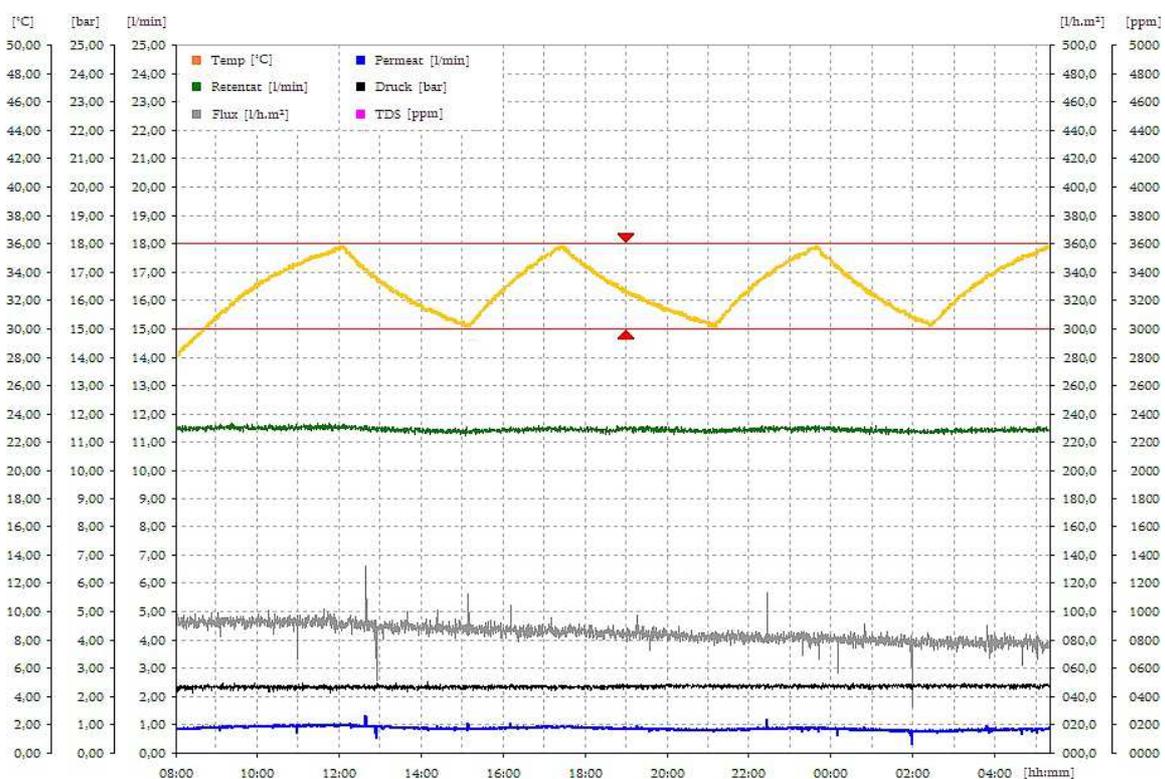


Abb. 70: VL006 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

Wenn die systemimmanente, maximale Kreislauftemperatur erreicht ist, wirken sich bereits geringfügige Änderungen der Temperatur nachhaltig negativ auf Produktivität und Betriebsstabilität aus.

⇒ *Durch die fremdbestimmte Begrenzung der Kreislauftemperatur mittels Kühlaggregat, können kurzfristige Extremwerte des Flux und daraus resultierende dauerhafte Absenkungen des spezifischen Filtraflusses vermieden werden. Die Einführung der Temperaturbegrenzung begünstigt zudem die Spülcharakteristik, da in kürzeren Zeitabständen und somit öfter, eine progressive Spülung durchgeführt werden kann.*

5.5 Betrieb unter Produktionsbedingungen

Das Ziel der Versuchsreihen VB101 bis VB104 war es, die Pilotanlage unter möglichen Produktionsbedingungen zu testen.

Der *Versuchsreihe VB101* war ein Tagesproduktionsprogramm, mit einem definiertem Permeatfluß, hinterlegt (s. Anhang A.16). Das Tagesproduktionsprogramm hatte eine stetige Rücknahme der Verdünnung im Retentat-Kreislauf zum Ziel, bei gleichzeitig minimaler Nutzung des produzierten Permeats zu Verdünnungszwecken während der Intervallspülungen. Mit dieser Maßnahme sollte sich die Ausbeute der Gesamtanlage verbessern, wenn Permeat verwendet werden muß, weil z.B. vorort kein VE-Wasser für Spülzwecke zur Verfügung steht. Um die erforderliche Volumenbeeinflussung während des Tagesproduktionsprogrammes exakt vornehmen zu können, war jedoch das insgesamt verfügbare Volumen von Arbeitstank, Retentat-Kreislauf und Spültank zu gering. Die Versuchsreihe wurde deswegen ohne Ergebnisse eingestellt.

⇒ Für die notwendige exakte Volumenbeeinflussung in Tages- oder Schichtproduktionsprogrammen, ist ein ausreichendes Puffervolumen für Retentat- und Spülkreislauf vorzusehen. Nach Möglichkeit sind die Vorlagen und Tanks zu isolieren und geschlossen zu halten.

5.5.1 Beurteilung des Anlagenverhaltens bei Belastung

Um bis auf die Verdünnung die gleichen Bedingungen zu schaffen, wurde vor Versuchsbeginn eine ausreichende Menge an Vorfiltrat durch die Produktion von Dünngülle aus der Hydropresse [F] und der unmittelbar nachfolgenden Filtration mit einem 100 μm -Filterhilfsmittel [V] vorgelegt. Das Vorfiltrat wurde dann mit VE-Wasser soweit verdünnt, sodaß für VB102 (s.a. Anhang A.17) ein TDS-Wertebereich von 3600 bis 3800 ppm, für VB103 ein Wert von 4800 bis 5000 ppm und für VB104 eine Belastung von 6800 bis 7000 ppm eingestellt werden konnte.

⇒ Mit der gewählten Anlagenkonfiguration und Betriebsweise werden, bei einer TDS-Belastung von 3600 bis 3800 ppm, konstant 0,20 l/min Permeat produziert. Bei einer Kreislauf-Temperatur von 30 bis 36 °C sind Intervall-Spülungen nach jeweils 24h für ca. 15 min ausreichend, um den Flux wieder auf den Wert nach der letzten Spülung anzuheben.

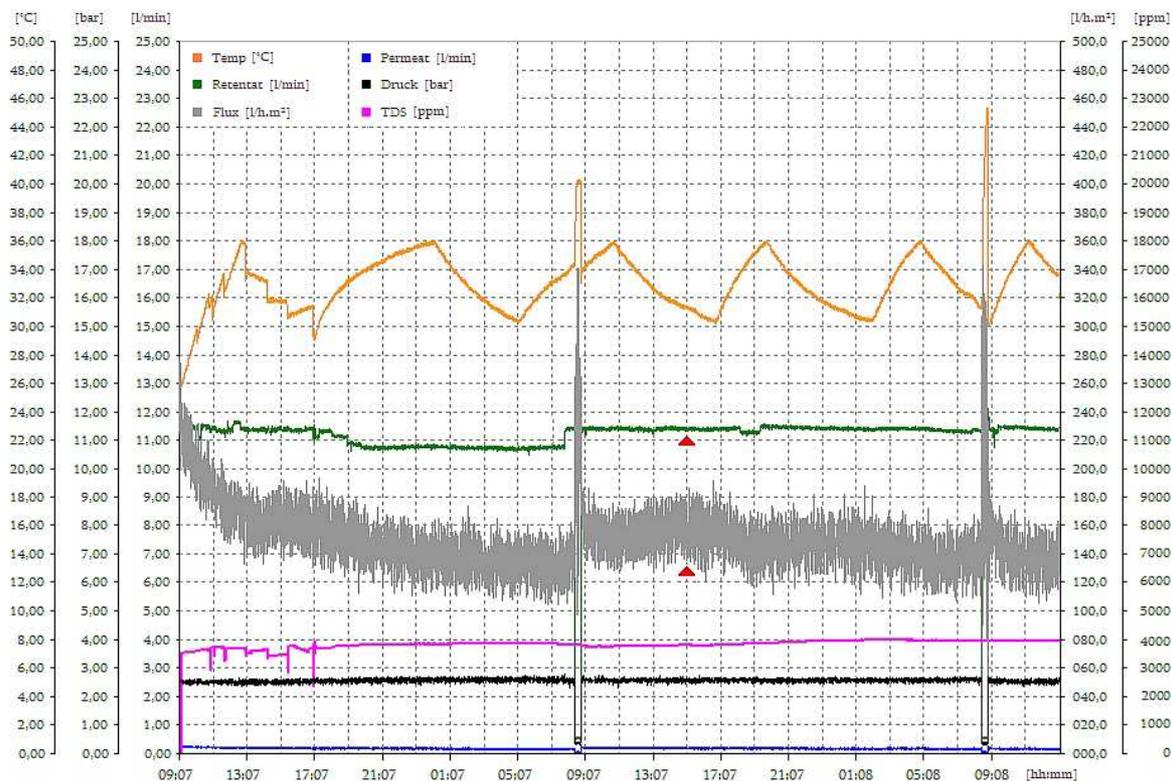


Abb. 71: VB102 50h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

⇒ Bei vergleichbarem Anteil an P_2O_5 in Rohgülle [G], Feststoff [S] und Feed [F], werden im Feed in Bezug zum TS-Gehalt, Stickstoff und Kalium angereichert.

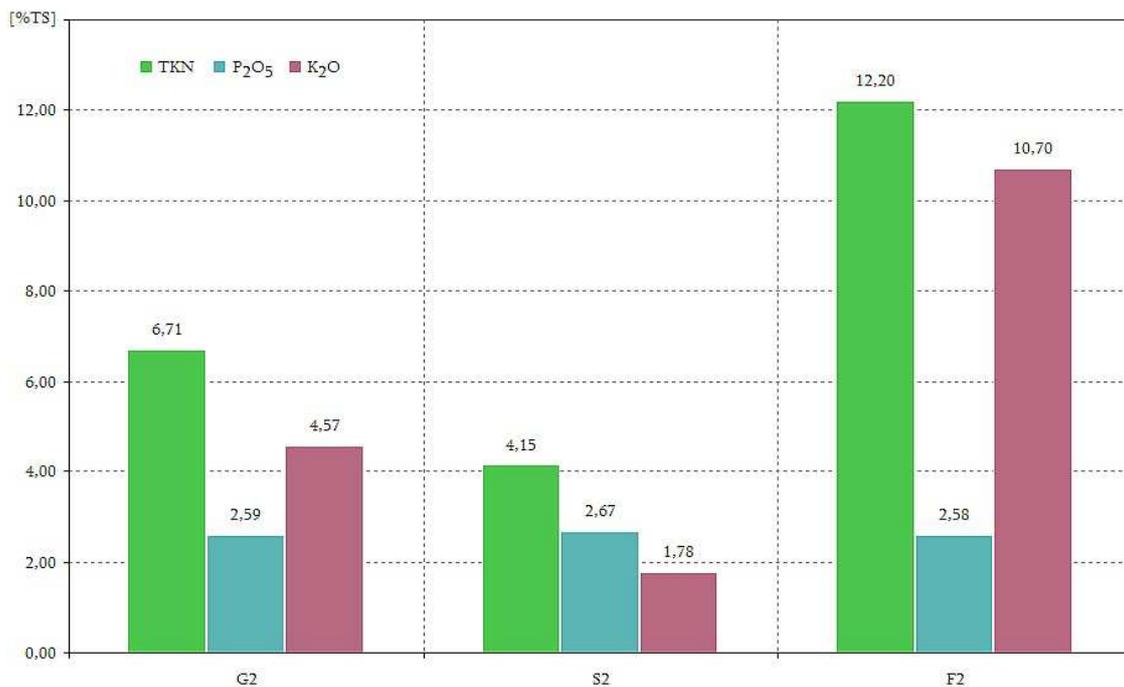


Abb. 72: VB102 - Nährstoffmengenverteilung, eigene Darstellung

Die Versuchsreihen VB103 (s.a. Anhang A.18) und VB104 (s.a. Anhang A.19) mit eingestelltem TDS-Wertebereichen von 4800-5000 ppm bzw. 6800-7000 ppm zeigten ein ähnliches Anlagenverhalten zum Versuch VB102. Es war aber festzustellen, daß die Temperaturkurven bei VB103 und VB104, durch eine höhere Eigenerwärmung des Systems einen nahezu linearen Trend nach einer Einschwingphase nahmen. Werden diese stabilisierten Temperaturverläufe aber geringfügig gestört, sind Einbrüche bei der Anströmung, dem spezifischen Filtratfluß und eine korrelierende Druckerhöhung im System festzustellen. Durch die permeatseitigen Spülungen im 24 h-Intervall konnten wieder die Ausgangswerte erreicht werden.

⇒ TDS-Belastungen des Kreislaufs bis 7000 ppm werden dauerhaft durch die gewählte Verfahrenstechnik bewältigt, wenn im Produktionsbetrieb eine aufeinander abgestimmte Fluß- und Temperaturregelung eingesetzt wird. Höhere Belastungen an Feststoffgehalt erfordern zusätzliche Maßnahmen zur dauerhaften Stabilisierung des Anlagenverhaltens im produktiven Einsatz.

⇒ Die Trendanalyse bei unterschiedlicher TDS-Belastung zeigt, daß die Nährstoffgehalte im Permeat von den jeweils angebotenen Gehalten im Retentatkreislauf abhängen. Für das Permeat kann ein nahezu konstantes NK-Verhältnis von 1:1,6 angegeben werden.

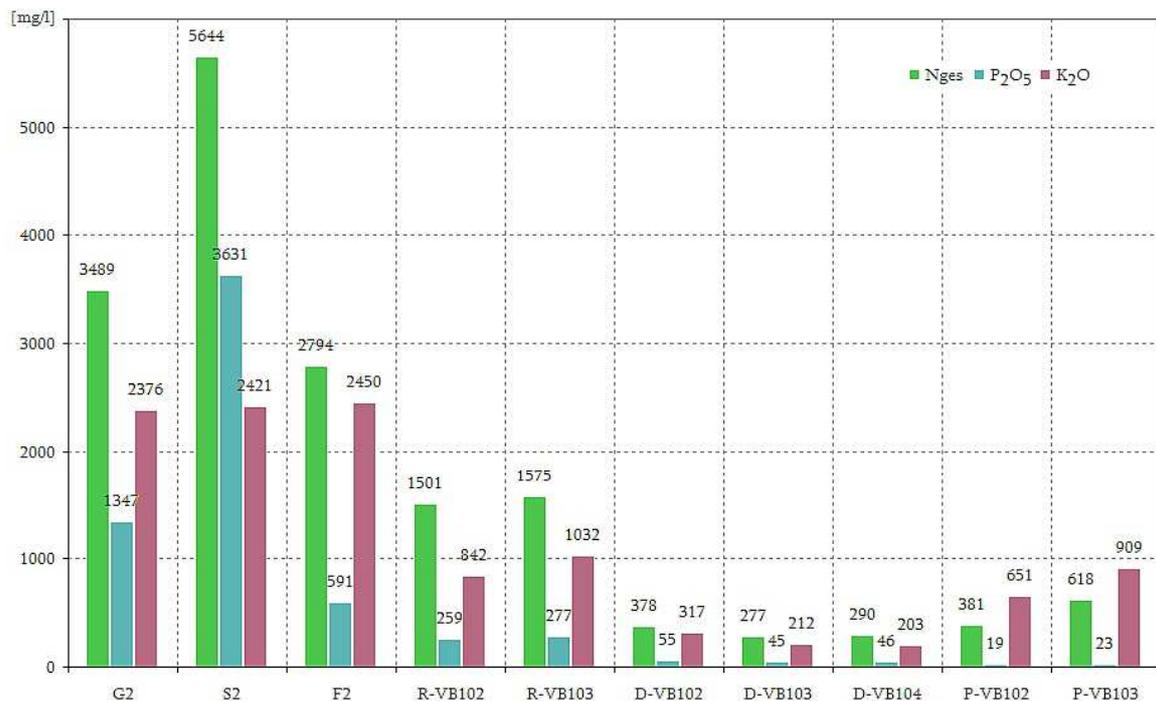


Abb. 73: VB102-103 - Trendanalyse Nährstoffmengenverteilung, eigene Darstellung

5.5.2 Entwicklung des Flux im Langzeitversuch

Mit den Versuchsreihen VC101-103 (s.a. Anhang A.22 bis A.24), sowie VC051-052 (s.a. A.25, A.26) wurde unter Produktionsbedingungen mit einem TDS-Gehalt von 6800-7000 ppm die Fluxentwicklung über einen Zeitraum von drei Wochen bewertet. Dabei wurde die Anlage am Wochenende abgeschaltet, und ohne eigene Stilllegungs- oder Konservierungsmaßnahmen, der kontinuierliche Wochenbetrieb wieder aufgenommen.

⇒ *Im direkten Vergleich des Anlagenverhaltens (s.a. Anhang A.26) fällt auf, daß bei einer Vorfiltration mit 50 µm gegenüber der 100 µm-Variante der Betrieb unauffälliger ist und mit weniger Intervall-Spülungen auskommt.*

Der Betriebsverbesserung der 50 µm-Variante steht ein Nährstoffmengenverlust entgegen, für den Stickstoffsummenparameter TKN sind 30-40%, für Phosphat ca. 50% und für Kaliumoxid 10-20% als Reduktion zu den Gehalten der 100 µm-Variante anzunehmen. Soll der Verlust an Nährstoffen über eine Massenerhöhung des Vorfiltratstromes ausgeglichen werden, so bedeutet dies unter Berücksichtigung des hohen Wasseranteils der Frischmasse, eine nicht unerhebliche Erhöhung der Durchlaufkapazität aller Anlagenteile.

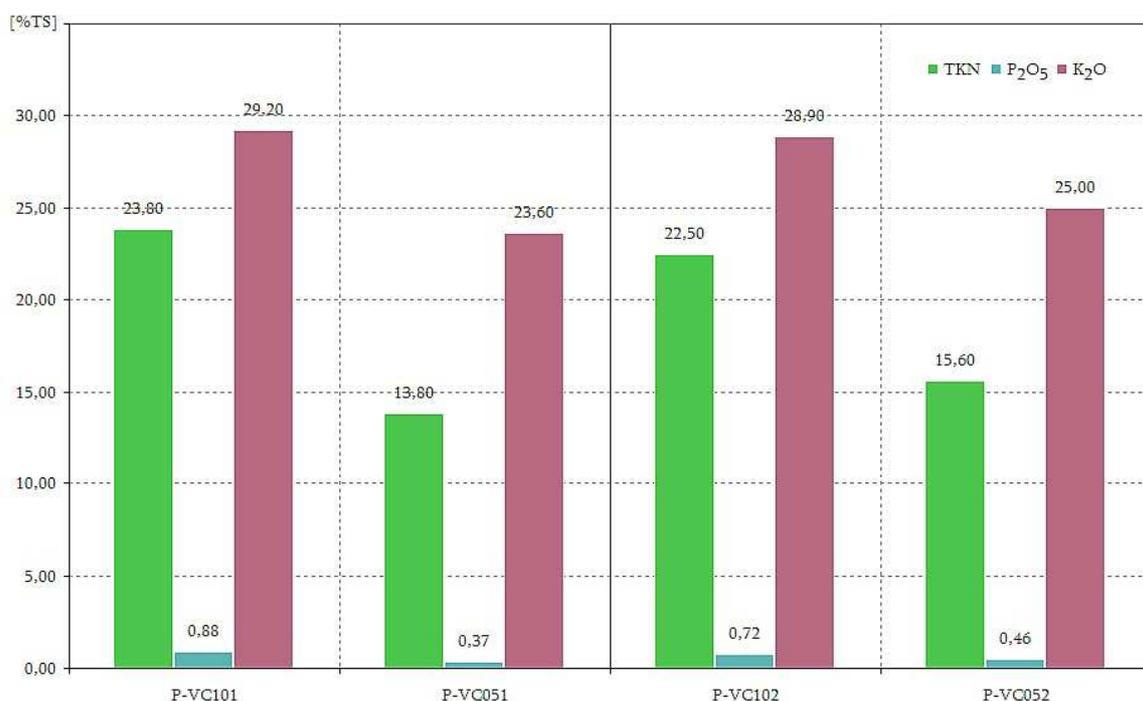


Abb. 74: Permeat-Nährstoffmengen aus 100 bzw. 50 µm-Vorfiltrat, eigene Darstellung

5.5.3 Effizienzvergleich der Vorfiltrationsvarianten

Um die Effizienz der Vorfiltration für das bestehende Anlagenlayout bewerten zu können, wurden die Konzentrationsverhältnisse der Nährstoffkombinationen untersucht und die Abscheidegrade von Feststoff für alle Nährstoffe verglichen.

Mit der Vereinbarung, die Effizienz für alle Vorfiltrationsvarianten unabhängig von einzelnen Anlagenkomponenten zu bestimmen, können die Beutelfilter-Filtrate (V-VA), die Flüssigphase der Hydropresse (F) und das Retentat (R) vergleichend betrachtet werden. Für die Nährstoffe P und K ergibt sich eine Effizienz-Matrix:

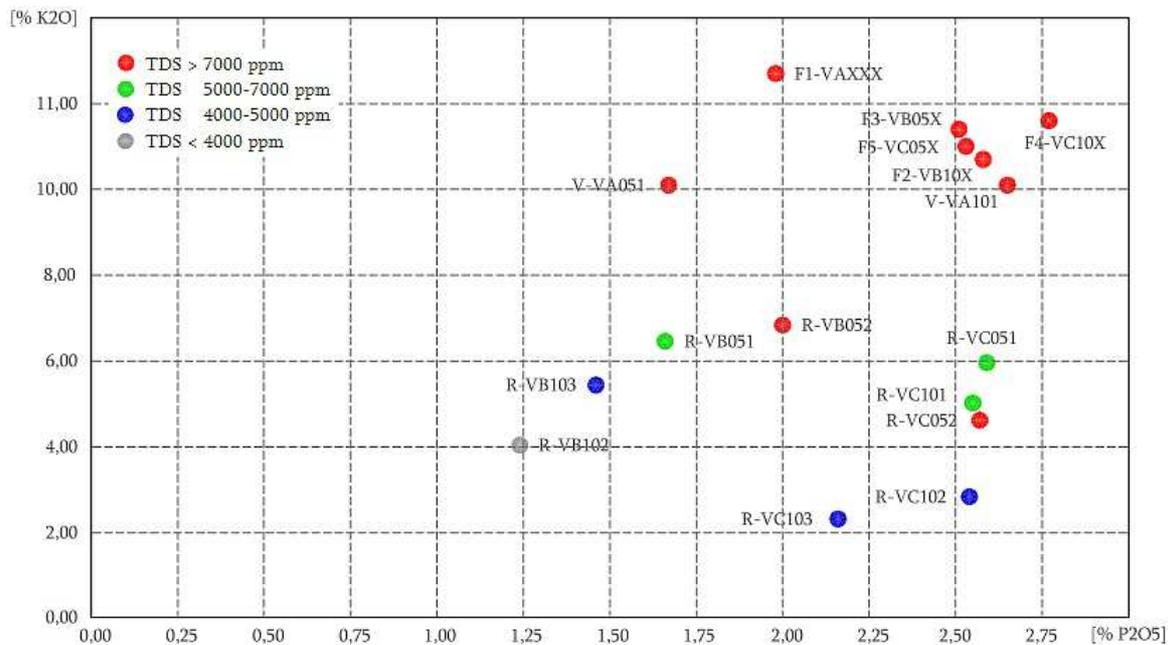


Abb. 75: KP-Effizienzmatrix Vorfiltration, eigene Darstellung

⇒ Die Flüssigphasen der Hydropresse (F) erzielen in allen Kombinationen die höchsten Nährstoffwerte und definieren für die verwendeten Vorfiltrationsvarianten den maximalen Abscheidegrad an Feststoff (s.a. Anhang A.27).

Die Hydropresse kann Rohgülle direkt, nur zu einem Retentat mit einer TDS-Fracht von 7000-10000 ppm, für den UF-Kreislauf aufbereiten. Diese Belastung, wie in den Versuchen VA001-002 bzw. VA101 (s.a. A.12) und VB104 (s.a. A.19) nachgewiesen, beeinflusst das Betriebsverhalten der 150 kDa-UF-Membran negativ. Um diese Fracht auf der Membranseite verarbeiten zu können wurden Versuche mit einer 300 kDa-Membran durchgeführt.

5.6 Einsatz einer 300 kDa Ultrafiltrationsmembran

Mit den Versuchsreihen VX101 (s.a. A.28) und UX101 (s.a. A.29) wurde untersucht, ob bei gleichartiger Vorfiltration und einer definierten TDS-Fracht von 5000 ppm, die Stickstoff-Anteile bei Einsatz von 300 kDa-UF-Membranen, den Werten von Membranen mit 150 kDa Rückhaltevermögen entsprechen.



Abb. 76: Stickstoffanteile im Permeat von 150 bzw. 300 kDa UF, eigene Darstellung

⇒ Durch den Einsatz von 300 kDa-Membranen können höhere N-Mengen im Permeat erzielt werden, das Verhältnis von TKN zu NH_4-N bzw. N_{org} erfährt keine Veränderung.



Abb. 77: Verblockung der 300 kDa UF-Membran, eigene Darstellung

Der Versuch UX101 mußte wegen instabilem Betriebsverhalten (s.a. A.29) abgebrochen werden und stellt anschaulich dar, daß die schon im Rührzellenversuch beobachtete Neigung von Rindergülle zur Verblockung bei Membranen > 150 kDa signifikant ist.

5.7 Axiale Spülung des Moduls mit Inertgas

In einem Versuch VR014 (s.a. Anhang A.30) wurde zunächst die Leerlaufkennlinie einer 150 kDa-Membran mit VE-Wasser, bei Zuschaltung einer Gasspülung mit Argon am UF-Modul, aufgenommen (s.a. Material und Methoden > Gasspülung mittels Druckgasflaschensystem). Der Gasstrom wurde durch visuelle Überprüfung, einer mit VE-Wasser überdeckten Membran im Modul, auf ca. 20 Blasen je Sekunde mit einem Blasendurchmesser von ca. 2 mm eingestellt. Damit bestand ein konstanter Fluß von ca. 5 ml/min an Ar-Blasen durch einen 0,5 mm Spalt am Umfang ($4 \times 90^\circ$) des Modul-Bodenstückes.

Die Gasblasen instabilisieren lose Kompartimente im Bereich der Membran-Deckschicht, die sonst durch die Tangentialströmung verdichtet werden, und führen diese im Retentatstrom mit. Die Notwendigkeit von Intervall-Spülungen verringert sich dadurch.

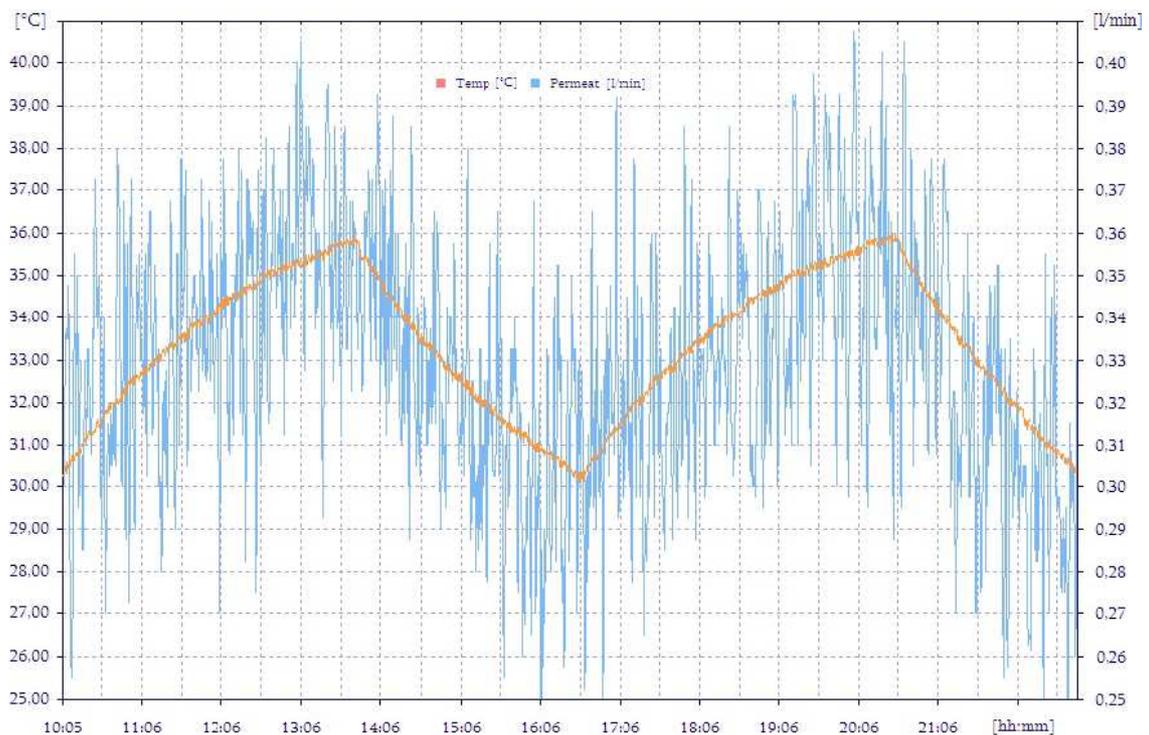


Abb. 78: Korrelation von Permeatfluß und Kreislauftemperatur, eigene Darstellung

Durch die Gasbeimischung zeigt sich bei VE-Wasser die Tendenz einer Entkoppelung des Permeatflusses vom Kreislaufstrom. Stellt man die Permeatwerte, mit dem Faktor 200 vergrößert und mit Ordinatenverschiebung, im gleichen Diagramm mit der Kreislauftemperatur dar, läßt sich eine tendenzielle Übereinstimmung des Verlaufs beider Größen feststellen.

Diese Feststellung gilt auch für die Kurvenverläufe des Versuchs VX114 (s.a. A.31), bei dem ein 100 μm -Vorfiltrat mit einer Belastung von 7000-10000 ppm im Retentatkreislauf durch einen Gasstrom im Deckschichtbereich in seinen Eigenschaften verändert wird. Überdies zeigt sich, daß sich die Kreislauftemperatur nach einer Startphase durch die konstante Belastung verstetigt, und sich damit der Permeatfluß zu einer konstanten Größe entwickelt.

Der Versuch VX115 (s.a. A.32), bei dem Dünngülle aus der Hydropresse als Feed (F) dem Retentatkreislauf zugeführt wird, bestätigt die bisherigen Beobachtungen trotz der fehlenden Klassierung (100 μm -Feinfilter). Es stellt sich ein nahezu konstanter Permeatfluß ein, der sich einem dauerhaften Wert von 0,22 l/min je m^2 Membranfläche annähert.

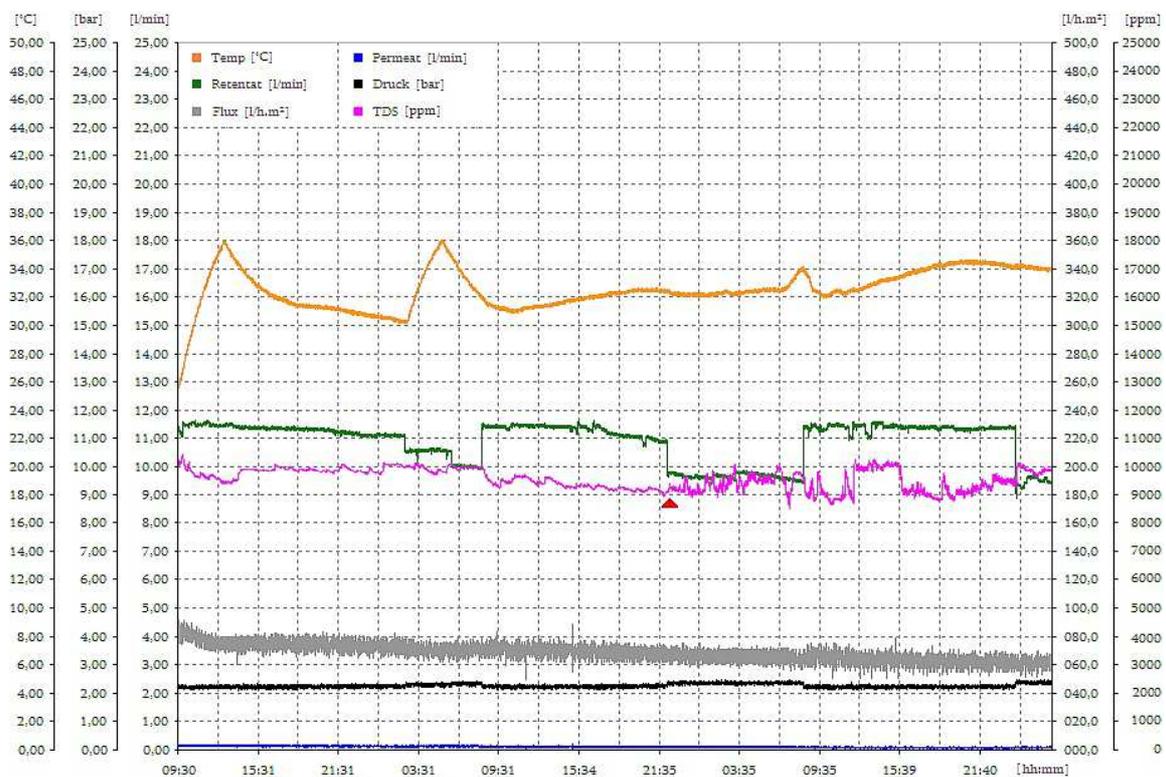


Abb. 79: VX115 72h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

⇒ Die Gasbeimischung im Aufwärtsstrom des UF-Moduls in Form von Gasblasen, hebt die Limitierung der Feststoffbelastung im Zulauf zum Retentat auf (s.a. A.12. bzw. A.19). Es können so die Vorteile der erhöhten NK-Nährstoffdichte und des höheren Abscheidegrades der Hydropresse (s.a. Effizienzvergleich der Vorfiltrationsvarianten) genutzt werden. Auf einen zwischengeschalteten Beutelfilter kann als Anlagenbauteil verzichtet werden, durch die damit wegfallende Druckerhöhungskomponente wird der Energiebedarf reduziert.

5.8 Anreicherung von Methanbildnern im Retentat

Um die Eignung des Retentats für den Einsatz in Biogasanlagen abschätzen zu können, wurde die *Anzahl an Methanbildnern* (M), sowie die *Gesamtzellzahl* (D) je ml für die Flüssigphasen der unterschiedlichen Prozessschritte bestimmt. Mit der direkten mikroskopischen Zählung unter Anwendung der *Fluoreszenzmikroskopie* werden Bakterien- bzw. Zellkonzentrationen festgestellt, die in Abgrenzung zur Bestimmung von KBE, auch abgestorbene und nicht mehr vermehrungsfähige Zellen berücksichtigt.

Für VC103 (s.a. A.24), durchgeführt als Langzeitversuch mit Vorfiltration, mittels Hydropresse und 100 μm -Beutelfilter, können für die einzelnen Phasen nachfolgende Zellzahlen angegeben werden:

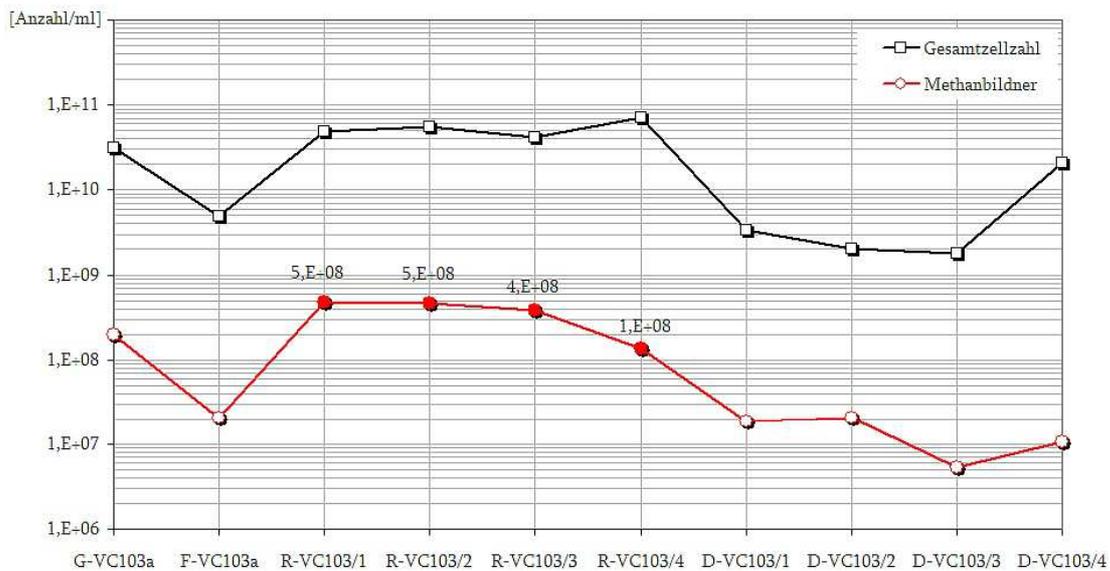


Abb. 80: VC103 - Gesamtzellzahlen und Anzahl der Methanbildner, nach Prot. Aufzeichnungen, Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)

⇒ Durch die zweistufige Vorfiltration werden die Zellen und Methanogene der Rohgülle deutlich in ihrer Anzahl reduziert. Zellen bzw. Methanbildner werden in gleichen Mengen in der Deckschicht gebunden.

⇒ Die Anzahl der Methanbildner im Retentat übersteigt die der anderen Phasen, stellt aber mit der Reduktion der Kreislaufbelastung durch Verdünnung auf 5000-6500 ppm, noch nicht das erreichbare Maximum an Zellzahlen im Retentat dar.

Analog zum Anstieg der Zellzahlen bei Erhöhung der Faulraumbelastung von Biogasanlagen, ist noch Potenzial vorhanden, wenn unverdünntes Feed bzw. Vorfiltrat dem Membrankreislauf direkt zugeführt wird. Eine Erhöhung der Anzahl von Methanbildnern ist erforderlich, um Zellzahlen von 10^9 bis 10^{10} Zellen/ml optimierter Biogasprozeßmasse von thermophil arbeitenden Mais- bzw. Grassilage-Fermentern zu erreichen. Bei ungünstigen Bedingungen sinkt die Zahl an methanogenen Archaeen teilweise auf Werte von 10^5 bis 10^6 Zellen/ml (LEBUHN et al., 2010).

⇒ Aufgrund der Selektivität und des Rückhaltevermögens der UF-Membran, kommt es zu einer Aufkonzentration von Zellkompartimenten im Retentatkreislauf.

Die Konzentration von Zellen oder Zellfragmenten ist im laufenden Betrieb nicht nur durch biologische Umsetzungsvorgänge, durch die Verdünnung des Retentats oder den Austrag von Deckschichtanteilen bei Intervall-Spülungen limitiert. Auch die Kompaktierung von Partikeln, die aufgrund ihrer singulären Eigenschaften ins Permeat gelangen müßten, erhöht die Gesamtzellzahl im Retentat. Die nachfolgende Abbildung zeigt exemplarisch so eine kompaktierte Zelleinheit im Retentat:

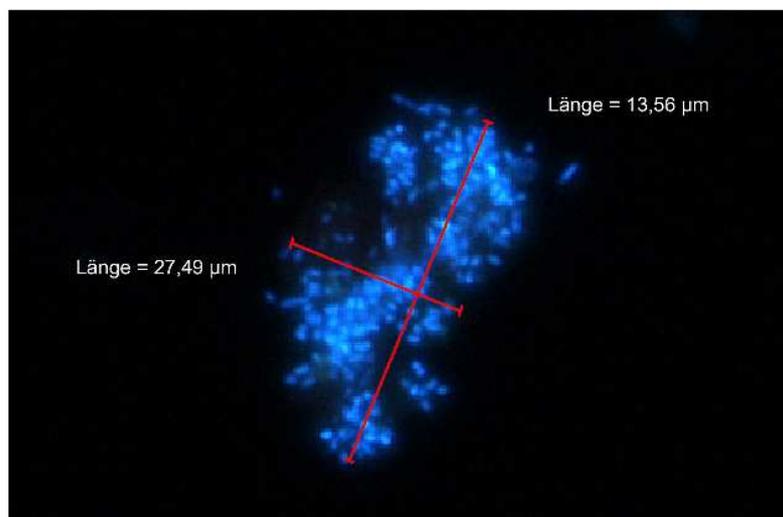


Abb. 81: R-VC103 - 40 x Dapi 0,01-2 - Kompaktierte Zelleinheit, Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)

Durch die Kompaktierung von einzelnen Zellen und Zellfragmenten entstehen größere Einheiten, die um ein Vielfaches größer sind als der nominelle Porendurchmesser der Membran bzw. wechseln diese durch ein verändertes ζ -Potential nicht mehr auf die Permeatseite.

Bei Einsatz eines 50 μm -Filterhilfsmittels im Versuch VC053, war nur noch die halbe Anzahl an Methanbildnern, im Vergleich zur Anwendung des 100 μm -Filterhilfsmittels (VC103), im Retentat festzustellen. Auch der Vergleich zwischen Gesamtzellzahl und Anzahl von Methanbildnern für den Versuch VB052 bildet eine kleinere Anzahl an Methanogenen ab:

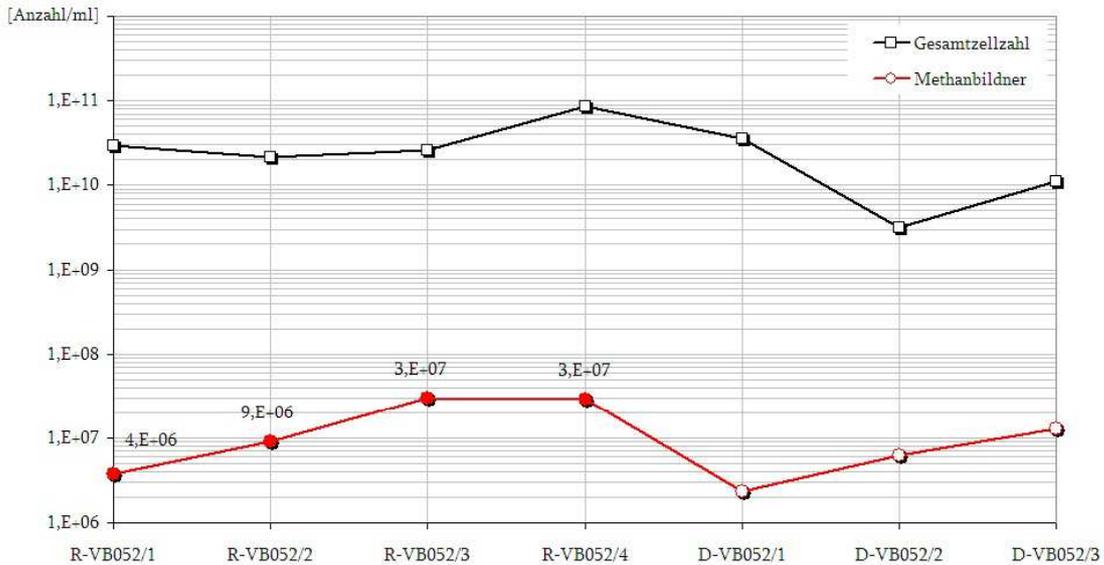


Abb. 82: VB052 - Gesamtzellzahlen und Anzahl der Methanbildner, nach Prot. Aufzeichnungen, Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)

Für die Versuche VB051 und VB052, wurde bei 7000 bzw. 10700 ppm TDS-Gehalt des Retentats, exemplarisch die Auswirkung unterschiedlicher Belastungen auf die Zellenzahl und die Anzahl der Methanogene in der Deckschicht überprüft:

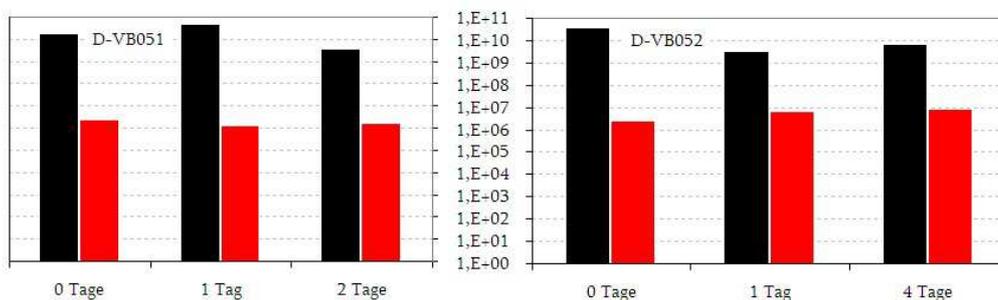


Abb. 83: VB051/VB052 - Gesamtzellzahlen und Anzahl der Methanogene, nach Prot. Aufzeichnungen, Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)

⇒ In Analogie zu den Nährstoffgehalten (s.a. A.20 bzw. A.21) der Deckschichten, sind auch Gesamtzellzahl und die Anzahl an Methanbildnern nicht durch eine Variation der Feststoffbelastung beeinflussbar.

5.9 Verwendung des Retentats als Biogassubstratergänzung

Durch die Anreicherung von Methanbildnern im Retentat mit konkurrenzfähigen Zellzahlen im Vergleich zu konventionellen Substraten, besteht ein Potenzial für die Verwendung des Retentats als ertragssteigernde Biogassubstratergänzung. In eigenen Versuchsreihen wurde der Biogasertrag der einzelnen Varianten ermittelt (s.a. Anhang A.33) und mit der bioanalytischen FOS/TAC-Bestimmung das Verhältnis von flüchtigen organischen Säuren (FOS), zur Pufferkapazität von Carbonat (TAC) ausgewertet. In 10 Laborfermentern wurden 5 unterschiedliche Varianten an Energieträgermischungen untersucht.

Der Biogasertrag im Vergleich für die unterschiedlichen Varianten stellt sich wie folgt dar:



Abb. 84: Biogasertrag der einzelnen Substrat-Varianten, nach Laborprotokollen, Biogaslabor, FH Bingen (2012)

⇒ Die Variante mit der Substratmischung aus Biogassgülle, Maissilage und Retentat (Fermenter 3 und 8) erzielt den größten Biogasertrag, eine entsprechende Luftzufuhr ist dabei Voraussetzung. Damit ist das Retentat als Biogassubstratergänzung geeignet.

⇒ Die Substratmischung aus Biogassgülle, Feststoff (S - Hydropresse) und Retentat (Fermenter 5 und 10) kann, mit Bezug auf den geringeren Biogasertrag, nicht als Alternative zu einer Substratmischung aus Biogassgülle und Maissilage (F2 und F7) verwendet werden.

Für den Methangasertrag stellen sich die Verhältnisse anders dar. Es fällt zunächst auf, daß die Erträge über alle Varianten geringere Unterschiede zueinander aufweisen, als die Biogasertragswerte. Eine Bevorzugung bestimmter Varianten bezüglich des Ertrags ist nur bei Einzelfallbetrachtung und unter besonderer Berücksichtigung der Umgebungsbedingungen möglich:

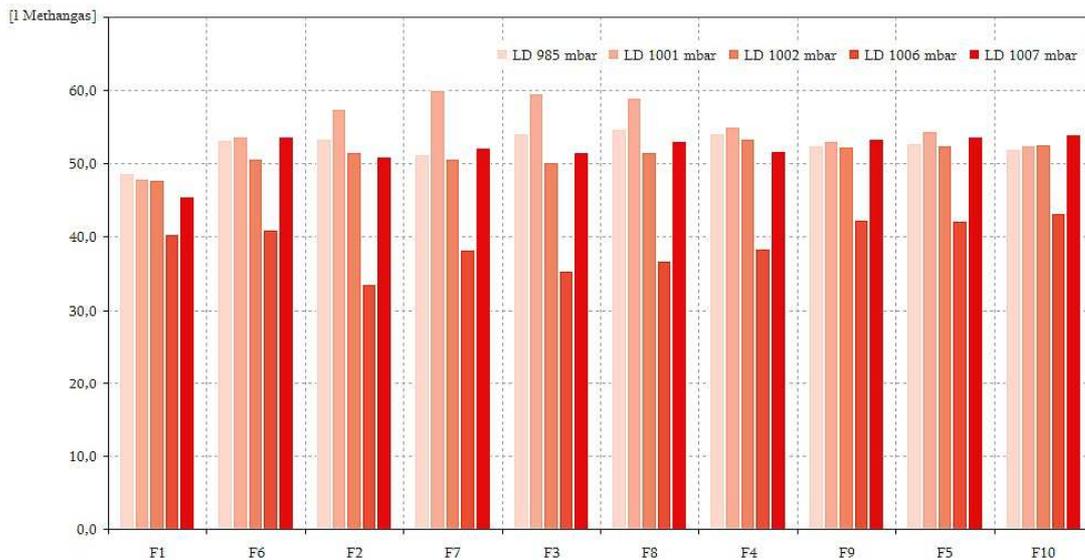


Abb. 85: Methangasertrag der einzelnen Substrat-Varianten, nach Laborprotokollen, Biogaslabor, FH Bingen (2012)

⇒ Bei der Bewertung des Methangasertrags erzielt die Substratmischung aus Biogasgülle, Feststoff (S - Hydropresse) und Retentat (Fermenter 5 und 10) im Vergleich zu einer Substratmischung aus Biogasgülle und Maissilage (F2 und F7) konkurrenzfähige Ertragswerte.

Damit ist ein Ablöse von Maissilage durch Gülleprodukte greifbar, und eine Erhöhung des Anteils an reinen Gülle-Biogasanlagen denkbar. Zudem beeinflussen unterschiedliche Belüftungsbedingungen, Substratmischungen aus Biogasgülle, Feststoff (S - Hydropresse) und Retentat weniger, als die Varianten mit Biogasgülle und Maissilage.

Um den biochemischen Zustand in Fermentern bewerten zu können, wird in der Praxis der FOS/TAC-Wert als Verhältnis der Pufferkapazität zum Gehalt an flüchtigen Fettsäuren herangezogen. Diese Kontrollzahl kann für gleiche Anlagentypen, wie in den gegenständlichen Versuchen, Aussagen zum Anlagenzustand liefern. So deuten FOS/TAC-Werte $> 0,5$ auf eine Überfütterung des Fermenters hin, bei Werten $< 0,3$ hingegen besteht Bedarf. Bei einem Wert von $0,4$ wird in der Praxis von einem stabilen Anlagenzustand ausgegangen.

Für die Versuchsreihen wurden für alle 10 Fermenter einzelne Kontrollparameter über die Dauer von 142 h für die Berechnung der FOS/TAC-Werte aufgenommen (s.a. A.33):

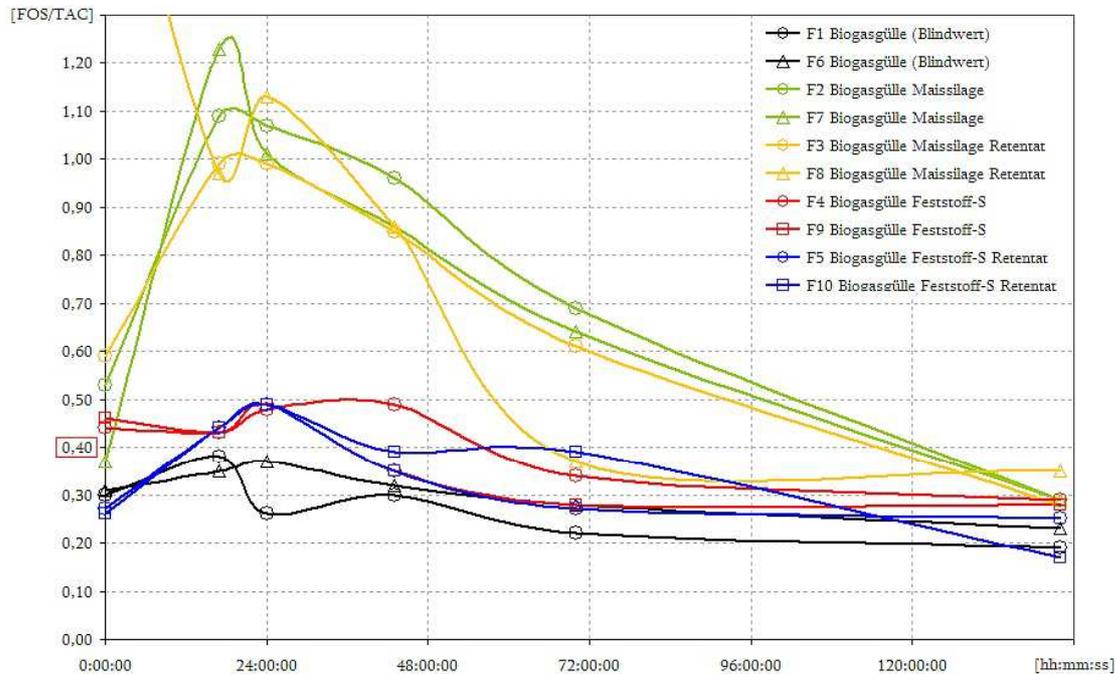


Abb. 86: FOS/TAC-Werte für die einzelnen Substrat-Varianten, nach Prot. Aufzeichnungen, FH Bingen, PETERSEN, J. (2012)

Für die Fermenter mit Maissilage (F2, F7, F3 und F8) besteht eine Überfütterung, die sich durch Zugabe von Retentat zusätzlich erhöht, der FOS/TAC-Wert erreicht erst nach 142 h den Zielbereich. In dieser Zeit wird eine deutlich überhöhte Menge des Energieträgers Maissilage eingesetzt.

⇒ Das Defizit der reinen Biogasgülle wird mit der Zugabe von Feststoff (S) aus der Hydro-
 presse oder im Bedarfsfall auch mit einer zusätzlichen Ergänzung durch Retentat (F4, F9,
 F5 und F10) kompensiert.

Mit der Möglichkeit, ausschließlich Güllebestandteile zur Sicherung eines optimierten bio-
 chemischen Zustands in Biogasanlagen einsetzen zu können, ist eine höhere Wirtschaftlich-
 keit und Rentabilität von Kleinbiogasanlagen auf Güllebasis (< 75 kW) gegeben. Zudem
 gelten die eingebrachten Inhaltsstoffe als Material der Kategorie 2 gem. EG-Verordnung
 (2009) nach Art. 13 und sind somit unbedenklich anzuwenden, auch ein Inverkehrbringen
 ist so problemlos möglich.

5.10 Ergebnisse der Gefäßversuche

In den zwei Projektarbeiten von KERN (2013) und NGASSA (2013) wurde die pflanzenbauliche Effizienz über die Auswertung von Erträgen und der N-Ausnutzung betrachtet. Dabei wurden das Permeat als Flüssigdünger und der Feststoff aus der Hydropresse in unterschiedlichen Kombinationen mit Rohgülle und Mineraldünger verglichen.

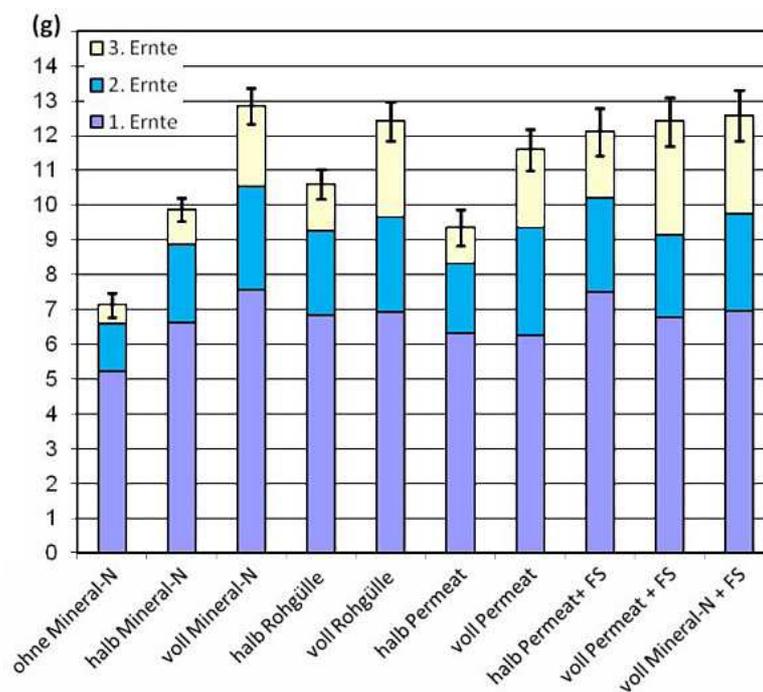


Abb. 87: Trockenmasseerträge der 3 Ernten, Projektarbeit, FH Bingen, KERN, D. (2013)

Die Variante „voll-Mineral-N“ leistet einen Ertrag von 12,84 g / 6,0 kg Bodentrockenmasse:

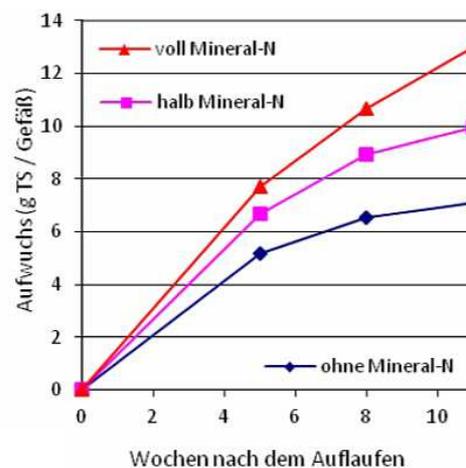


Abb. 88: Erträge der Mineral-N Varianten, Projektarbeit, FH Bingen, KERN, D. (2013)

Unter Berücksichtigung der Standardabweichung des Gesamtertrags (Summe der drei Ernten) war festzustellen, daß die „Voll“-Varianten sich im Ertrag nicht signifikant voneinander unterscheiden. Betrachtet man die Varianten mit Permeat und Feststoff-Beimengung im direkten Vergleich zum Mineralstoffdünger, so lassen sich konkurrenzfähige Erträge darstellen:

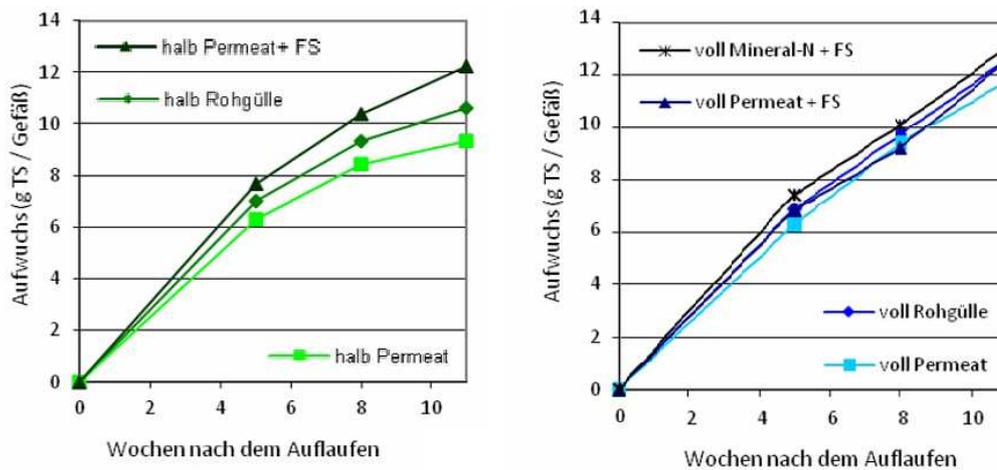


Abb. 89: Erträge der Permeat Varianten im Vergleich, Projektarbeit KERN, D. (2013)

Die Variante „halb Permeat+FS“ erzielte, durch die Nachlieferung von organisch gebundenem Stickstoff des Feststoffs, einen vergleichsweise guten Trockenmasseertrag.

Variante	N- Konzentration Aufwuchs v.H* Schnitt ⁻¹			Trockenmasseerträge g* Pot ⁻¹ * Schnitt ⁻¹			N- Aufnahme mg N* Pot ⁻¹ *Schnitt ⁻¹			
	1	2	3	1	2	3	1	2	3	Gesamt
ohne Mineral-N	4,1	3,5	3,4	5,2	1,4	0,6	212,7	47,8	18,7	279,1
halb Mineral-N	5,1	4,3	4,2	6,6	2,3	1,0	333,9	97,7	40,1	471,8
voll Mineral-N	5,3	4,5	4,3	7,6	3,0	2,3	403,9	136,6	99,4	639,8
halb Rohgülle	5,1	4,3	4,2	6,9	2,4	1,3	349,4	101,3	54,6	505,3
voll Rohgülle	5,4	4,6	4,4	6,9	2,8	2,8	371,9	127,7	124,9	624,5
halb Permeat	4,9	4,1	4,0	6,3	2,0	1,0	308,2	83,3	41,1	432,6
voll Permeat	5,3	4,5	4,4	6,1	3,1	2,2	326,8	139,1	94,0	559,9
halb Permeat+ FS	5,2	4,5	4,3	7,6	2,7	1,9	396,5	120,9	83,1	600,5
voll Permeat + FS	5,6	4,7	4,6	6,7	2,3	3,3	375,1	106,7	149,4	631,3
voll Mineral-N + FS	5,5	4,6	4,5	6,7	2,7	2,8	364,7	126,9	126,9	618,6

Abb. 90: Stickstoff-Entzüge der Varianten, Projektarbeit, FH Bingen, KERN, D. (2013)

Bei Betrachtung der N-Entzüge fällt auf, daß die Variante „voll Permeat+FS“ (1. Schnitt) die höchste N-Konzentration mit 5,6% aufweist. Dies bedeutet, unter Anwendung der gängigen Praxisberechnungen zur Ermittlung des N-Bedarfs, daß bei gleichem Ertrag geringere N-Zuschläge für nicht erntefähige Restpflanzen angenommen bzw. auch die langjährigen organischen Düngemengen reduziert werden können.

Aus den Bilanzsalden (KERN, 2013) ergibt sich, daß bei den Varianten „halb Mineral-N“, „halb Rohgülle“ und „halb Permeat+FS“ mehr Stickstoff aus dem Erntegut aufgenommen wurde, als mineralischer Stickstoff im Boden und durch Düngung zur Verfügung stand. Die Gesamt-N-Salden zeigen eine ausreichende Versorgung. Aufgrund der geringen Ertragsunterschiede ist anzunehmen, daß nach 3 Schnitten (11 Wochen Versuchsdauer) der Stickstoff noch nicht limitierend für den Aufwuchs war. Im zweiten Gefäßversuch (NGASSA, 2013) konnte dies auch für 5 Schnitte nachgewiesen werden, allerdings zeigte sich nach dem 3. Schnitt eine Abnahme der Wirkung des Permeats durch zurückbleibende Erträge. Grundsätzlich entsprach die Pflanzenverfügbarkeit des im Permeat enthaltenen Ammoniumstickstoffs dem Potenzial von Rohgülle und Mineralstoffdünger.

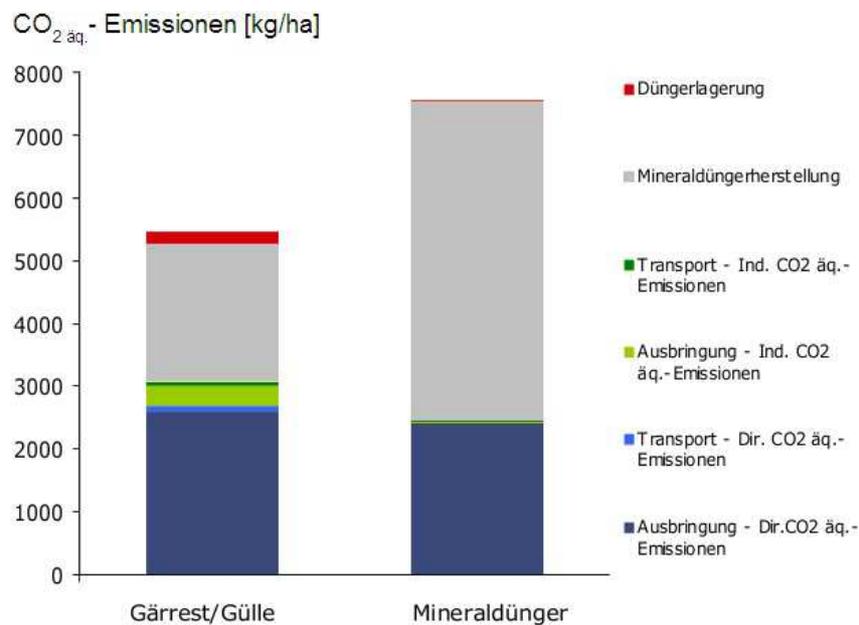


Abb. 91: CO₂-Emissionen von Gärrest/Gülle und Mineraldünger, DÖHLER, H. (2012)

⇒ In ihrer Düngewirkung ist die Kombination aus Permeat und Feststoff (aus der Hydro-
presse) mit Mineraldünger vergleichbar. Bei Berücksichtigung der Klimaschutz relevanten
Emissionen, ist die Kombination Permeat und Feststoff als Dünger zu bevorzugen.

5.11 Vorteile und Chancen eines Nährstoffsplittings

Die Versuche zur Bestimmung der Nährstoffmengen haben gezeigt, daß generell Phosphor, weil überwiegend grobpartikulär gebunden, im Vergleich zur Ausgangsmenge durch jede Aufbereitungsstufe signifikant reduziert wird. Durch das Gebot der Ressourcenschonung, insbesondere beim Wertstoff-Element Phosphor, und aus Umweltschutzgründen (Eutrophierung), wird die P-Reduktion positiv bewertet. Dem Minimumgesetz von Carl Sprengel folgend, ist das Phosphat genau jene Ressource, die das Wachstum von Pflanzen maßgeblich beeinflußt und limitierend wirkt.

⇒ Dem keimfreien, flüssigen NK-Dünger, der keine Geruchsemissionen verursacht, fehlt Phosphor um ihn direkt nach Aufbereitung einsetzen zu können.

Eine Hypothese dieser Arbeit bestand darin, über ein Nährstoffsplitting die Nährstoffe N, P und K in getrennten Fraktionen zu konzentrieren, um diese dann später in gewünschten Verhältnissen, und mit optimierten Eigenschaften nach Separation, bedarfsorientiert wieder zusammenführen zu können. Zur Orientierung wurde ein eigener Laborversuch „P-S-Kombination“ (s.a. Anhang A.34) durchgeführt:

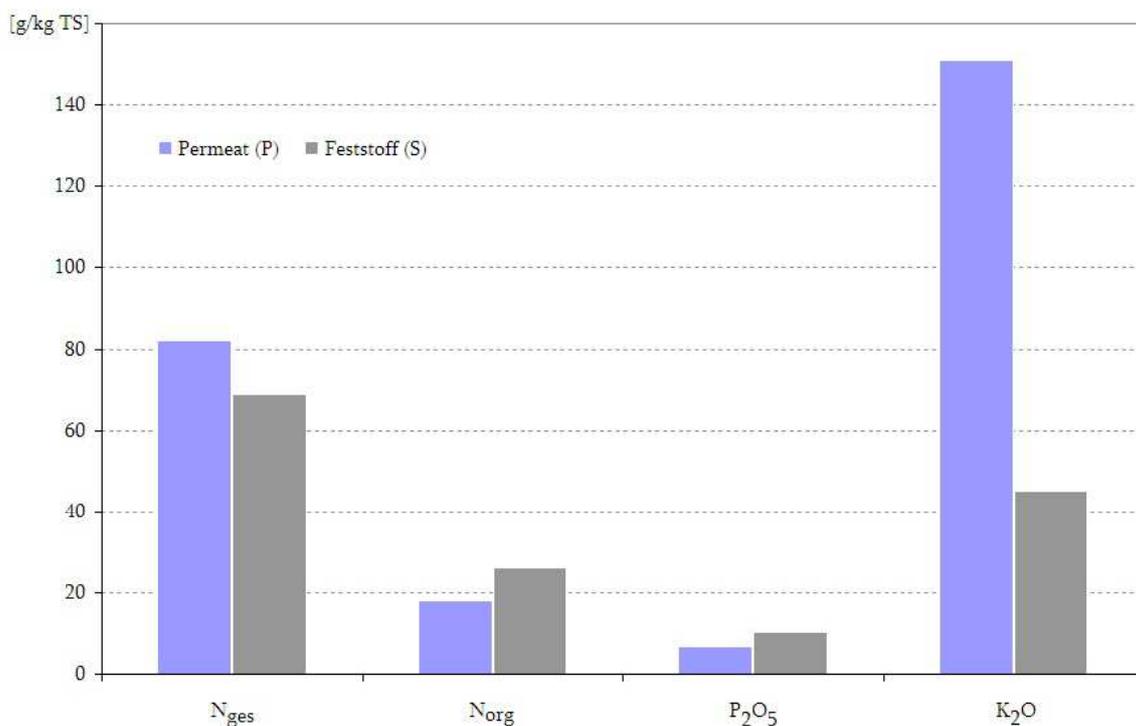


Abb. 92: Nährstoffvergleich P-S-Kombinationsversuch, eigene Darstellung

Mit der Vorgabe den TS-Gehalt auf $< 5\%$ zu beschränken, war durch die Feststoffbeimengung zum Permeat eine Steigerung des P-Gehaltes um 35% und eine Anhebung des Gehalts an organischem Stickstoff um 31% möglich. Auch im zweiten Gefäßversuch (NGASSA, 2013) konnte die Feststellung bestätigt werden, daß grundlegend fehlendes Phosphat im Permeat der Membranfiltration, durch eine Zugabe von Feststoff aus der Vorfiltration ergänzt werden muß.

Um dem Umstand Rechnung zu tragen, daß einem keimfreien⁴⁹ NK-Dünger (Permeat) der Phosphor über einen nicht keimfreien Träger (Feststoff) beigemischt wird, ist der Anspruch zu stellen, auch den P-Träger keimfrei aufzubereiten um z.B. Anwendungen im Obst- und Gemüsebau, sowie für die ökologische Erzeugung von Elite-Backweizen (KERN, 2013) bedienen zu können.

Ein Lösungsansatz kann die Nutzung des Feststoffes für die energetische Teilversorgung der Aufbereitungsanlage sein, indem der Feststoff aus der Hydropresse als Energieträger für einen Verbrennungsvorgang in einer Mikro-Kraft-Wärme-Kopplungsanlage eingesetzt wird. Die mit Phosphor angereicherte Asche aus dem Verbrennungsvorgang kann in Pulverform über eine Mischstrecke dem Permeatstrom, ähnlich den Verfahren mit Aktivkohle, dosiert zugegeben werden. Eine weitere Möglichkeit der Nutzung des Feststoffes liegt in einer durch biologische Prozesse optimierte Verwendung als Einsatzstoff für Biogasanlagen.

5.12 Energetische Beurteilung des Verfahrens

Der Energiebedarf der Vorfiltration konnte gegenüber konventionellen Verfahren dahingehend gesenkt werden, daß eine Hydropresse zum Einsatz kommt, die als Triebkraft nur den, ohnehin durch die Hofversorgung gegebenen, Wasserleitungsdruck benötigt. Die zu Beginn der Versuche verwendete Fäkalienpumpe (Feed-Pumpe für Beutelfilter) mit $0,37$ kW elektrischer Leistung konnte somit substituiert werden. Die Gasspülung erfolgt über ein Flaschensystem mit Vordruck, das lokal keine elektrische Energie benötigt. Auch die, für eine umfassende Untersuchung benötigte Meßtechnik, würde bei einer produktiven Anlage weitestgehend nicht mehr benötigt und durch analoge Meßgeräte ersetzt werden können.

⁴⁹bei entsprechenden Maßnahmen gegen eine Wiederverkeimung

So bestehen als Komponenten mit elektrischem Leistungsbedarf, die Kreislauf- bzw. Spülpumpe (750 W), der Tauchkühler zur Temperaturstabilisierung mit 350 W und die Dosierpumpe mit einer Leistungsaufnahme von 12 W. Bei einer gesicherten Permeatleistung von ca. 14 l/h je m² Membranfläche kann ein spezifischer elektrischer Energiebedarf mit ca. 1,2 kWh angegeben werden. Wird der Feststoff aus der Hydropresse, mit einem Brennwert von 16,16 MJ/kg, als primärer Energieträger in einer Holzvergasungsanlage für Einfamilienhäuser eingesetzt, ist ein Verbrauch an Feststoff von ca. 0,86 kg/h für ca. 1,2 kW elektrische und ca. 3,3 kW thermische Energie ($\Delta\vartheta = 20\text{ °C}$) zu erwarten.

5.13 Quantifizierung der Nährstoffströme

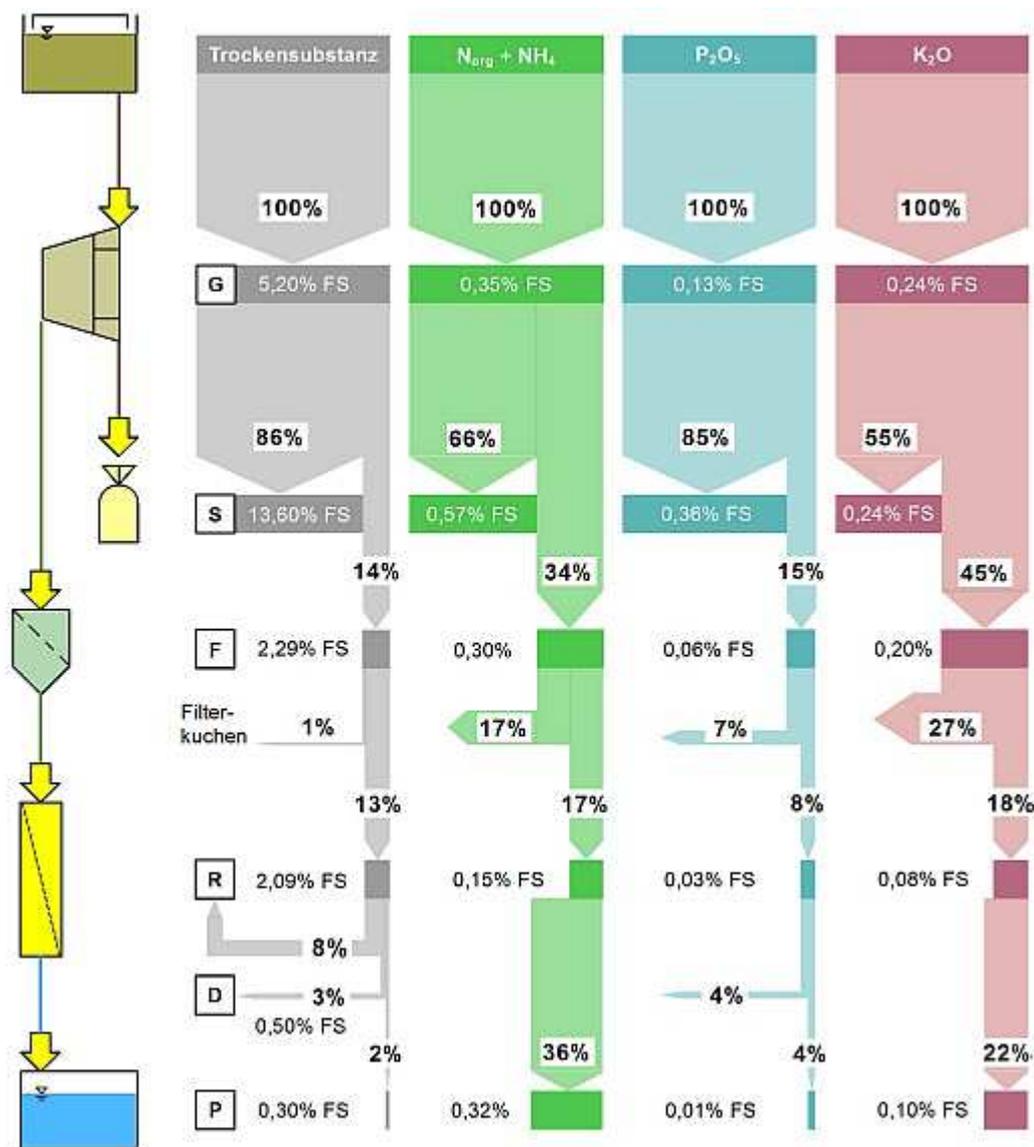


Abb. 93: TS-Mengen und Nährstoffströme des Versuchs VB102, eigene Darstellung

Im exemplarischen Vergleich der Trockensubstanzmengen und der Nährstoffströme für den Versuch VB102 (unter Anwendung eines zwischengeschalteten Beutelfilters) läßt sich für jede Verfahrensstufe die Effizienz und die Verfügbarkeit in der nächsten Stufe abschätzen.

Hierbei zeigt sich zunächst eine beabsichtigt hohe Trennleistung der Hydropresse, bei der 86% des Feststoffes aus dem Rohmaterial abgetrennt werden. In diesem separierten Volumen bleiben 66% von $N_{\text{org}} + \text{NH}_4\text{-N}$ gebunden. Der Rückhalt des organischen Stickstoffs erklärt sich allgemein durch die starke Bindung des N_{org} an die Humusanteile, sowie des Ammonium-Stickstoffs an die Tonanteile des Bodens im Feststoff. Bei direkter Anwendung von Rohgülle als Wirtschaftsdünger mit den konventionellen Düngeaufbereitungs- und Ausbringverfahren, wird dieser Anteil üblicherweise zusätzlich dem Boden übergeben, in dem über Mineralisierung und Bodenbakterien Nitratstickstoff (NO_3) gebildet wird. Durch die Wassermobilität von Nitrat ist die Auswaschung in Grundwässer gegeben.

In dieser Arbeit (s.a. 5.10.) konnte nachgewiesen werden, daß die verbleibenden 34% von $N_{\text{org}} + \text{NH}_4\text{-N}$ in der separierten Flüssigphase der Hydropresse hinlänglich ausreichen, um einen zur Rohgülle konkurrenzfähigen Flüssigdünger zu erzeugen. Die Differenz in der N-Aufnahme von Rohgülle und Permeat beträgt 10,3%, bei identischen N-Konzentrationen des Aufwuchses der jeweiligen Schnitte. KERN (2013) sieht nach 3 Schnitten von Weidelgras den Stickstoff noch nicht limitierend für den Aufwuchs an und die Pflanzenverfügbarkeit des im Permeat enthaltenen Ammonium-N vergleichbar den Potenzialen von Rohgülle und Mineralstoffdünger. Eine Reduktion an Trockenmasseerträgen von nur 8,8% (vgl. Abb. 90) müßte hingenommen werden, um dem Umweltproblem der Nitratauswaschung aus landwirtschaftlichen Nutzflächen zu begegnen. HARTMANN (2016) kalkuliert für eine 3 bis 10%-ige Senkung des Ertrags bei Getreide und Gras einen Bruttoeinkommensverlust für den Landwirt von 5%.

Ein zur Nitratüberlastung der Grundwässer gleichwertiges Umweltproblem, stellt die Eutrophierung der Gewässer durch die Erhöhung gegenüber dem natürlich gegebenen Gehalt an Phosphat dar. Ackerland und Siedlungsflächen an kleineren Fließgewässern werden als größte Verursacher der Eutrophierung angenommen. Mit der angewandten Betrachtung des Phosphatgehaltes in Sedimenten lassen sich Kläranlagen nicht mehr als Hauptverursacher definieren. Somit ist eine klare Begrenzung der Phosphorfrachten in Siedlungswässern und dem Abgang aus landwirtschaftlichen Flächen zu fordern.

Mit der Stickstoffaufteilung vergleichbar, bleibt der Großteil des Nährstoffs im separierten Volumen nach der Hydropresse gebunden. Im Fall von K_2O sind dies 55%. Die weitergegebenen 45% des Kaliumoxids werden, stärker als der Stickstoff, im Beutelfilter signifikant reduziert. Die spätere Verbesserung der Verfahrenstechnik, u.a. durch das Substituieren des Beutelfilters, konnte diesen Mangel beheben.

Durch die Hydropresse werden 85% des P_2O_5 im Feststoff fixiert. In dieser Fraktion finden sich als *Organischer Phosphor*, der mikrobielle Phosphor, der Phosphor des Humus, der an organischen Molekülen adsorbiertem P und der Phosphor in Pflanzenrückständen wieder. Auch Anteile des *Anorganischen Phosphors* sind dieser Feststoff-Fraktion zuzurechnen. In den weiteren Aufbereitungsschritten nach der Hydropresse verringert sich der enthaltene Phosphorgehalt stetig, sodaß im Permeat der Ultrafiltration nur noch 4% der ursprünglich verfügbaren P-Fracht enthalten sind. Diese besteht nach der UF nur noch aus dem dritten Gruppenanteil der Phosphate, dem *Gelöstem Phosphat*: $H_2PO_4^-$ und HPO_4^{2-} . Diese sind direkt pflanzenverfügbar und so fällt auch der Phosphor bei den Gefäßversuchen (s.a. 5.10) nicht als limitierender Faktor auf. Von einem Mangel an P im späteren Aufwuchs ist aber auszugehen, da kein Depot-Phosphor zur Verfügung steht, der eine Mobilisierung zum wasserlöslichen Phosphat erlaubt.

6 Zusammenfassung

Die Artunterschiede, Korngrößenverteilungen und die Vielzahl der möglichen Massenverhältnisse, sowie physikalischen Abhängigkeiten von Inhaltsstoffen, stellen an die Aufbereitung flüssiger Wirtschaftsdünger differenzierte Anforderungen. Die definierte Selektivität der Membranfiltration kann dazu genutzt werden, einzelne spezifische Gülle-Separationsprobleme in übergeordneten Aufbereitungsklassen zusammenzufassen. Insbesondere für eine gesteuerte Nährstofftrennung, ist die Membranfiltration von zentraler Bedeutung. Mit dem Ansatz einer gesteuerten Teilzusammenführung der modifizierten Ströme, und der Zuordnung von spezifischen Aufgaben an die Mischprodukte, werden die Nachteile des Ausgangsrohstoffs reduziert und der Wertstoff Gülle rückstandsfrei genutzt.

Mit einem Anlagenmodell, bestehend aus einer Hydro-Tankpresse als Vorfiltration und einer Mehrkanal-Ultrafiltration als Kernkomponente, ist es unter Ausnutzung empirisch ermittelter Betriebsparameter möglich, einen energetisch optimierten und kontinuierlichen Produktionsbetrieb durchzuführen. Als Produkte der dezentralen Aufbereitungsanlage werden ein emissionsreduzierter NK-Flüssigdünger, mit der Option einer P-Gehalts-Ergänzung, eine als Brennstoff und als Biogasmasse geeignete Feststoffphase, sowie das Retentat als aktives Material zur Biogasertragssteigerung gewonnen. Das Anlagenmodell ist auf den innerbetrieblichen Einsatz in Milchviehhaltungsbetrieben abgestimmt.

Die ursprünglich zusammengestellte Anlagentechnik, mit der Auswahl des Verfahrens der Verstopfungs- bzw. Siebfiltration als Vorfiltration, sowie dem Einsatz einer Fäkalienpumpe mit Zerkleinerungsfunktion, hatte negative Auswirkung auf die Qualität des Retentats und die Betriebsstabilität. Diese wurde zusätzlich, durch signifikant wirkende Temperaturverläufe, herabgesetzt.

Mit der Erarbeitung von stabilen und energetisch günstigen Anlagenbetriebspunkten wurde das Anlagenverhalten besser vorhersehbar. Durch die Zuordnung von Anlagenzuständen zu progressivem und degressivem Spülverhalten, war die direkte Auswirkung der Temperatur auf Flux und Permeatproduktion der Membranfiltration erkennbar. Die fremdbestimmte Wirkung eines Tauchkühlers auf die Temperaturgänge, mit definierter unterer und oberer Grenztemperatur, erzielte eine deutlich feststellbare Stabilisierung des Anlagenverhaltens.

Beim Effizienzvergleich der unterschiedlichen Filterfeinheiten des Beutelfilters, hat sich die 100 μm -Variante durchgesetzt, da sie die größte Nährstoffweitergabe bei akzeptablen TDS-Belastungen garantiert. Der zusätzliche Einsatz einer Hydropresse gestattete höhere Belastungen im UF-Kreislauf, bot aber kein Potenzial zur Steigerung der Nährstoffdurchsätze. Auch der Einsatz einer 300 kDa-UF-Membran, im Vergleich zur priorisierten 150 kDa-UF-Membran, leistete keinen Beitrag zu einer signifikanten Nährstoffsteigerung.

Mit der energetisch günstigsten Variante, einer einstufigen Vorfiltration mit Einsatz der Hydropresse, aber ohne die Verwendung des Beutelfilters, konnten eine höhere Feststoffabscheidung wie bei der Verstopfungs- bzw. Siebfiltration erreicht werden. Dabei konnten auch die Nährstoffwerte annähernd eingehalten werden, aber die TDS-Belastungen im Retentat waren noch auf 5000 bis 7000 ppm limitiert, bzw. wurden durch Verdünnung auf diese Werte eingegrenzt.

Erst mit der Anwendung einer Gasspülung in der Anströmung der UF-Module, mit direkter Wirkung auf die Membrandeckschicht, konnten TDS-Belastungen > 10000 ppm (unverdünnt) dauerhaft bewältigt werden. Über die verbesserte Verfahrenstechnik konnten infolge Langzeitversuche von mehreren Wochen, ohne betriebliche Unterbrechungen und mit praktikablen Standzeiten durchgeführt werden.

Die durch Fluoreszenzmikroskopie festgestellte Anreicherung von Methanbildnern im Retentat, wurde durch die positive Wirkung des Retentats bei Verwendung als Biogassubstratergänzung bestätigt. So konnte der Biogasertrag durch Zusatz von Retentat generell erhöht werden. Das Retentat und der Feststoff aus der Hydropresse leisten Unterstützung bei der Zielstellung, ausgewogene biochemische Zustände in Fermentern zu erreichen.

In Kombination mit Anteilen vom Feststoff ist das Permeat, bezüglich pflanzenbaulicher Erträge, als konkurrenzfähig zu Rohgülle und Mineralstoffdünger, einzustufen.

7 Anwendung

In Anwendung der Erkenntnisse zeigt das nachfolgende Schema eine Möglichkeit der Umsetzung im produktiven Maßstab, für den Einsatz in landwirtschaftlichen Produktionsstätten und auf Einzelhöfen:

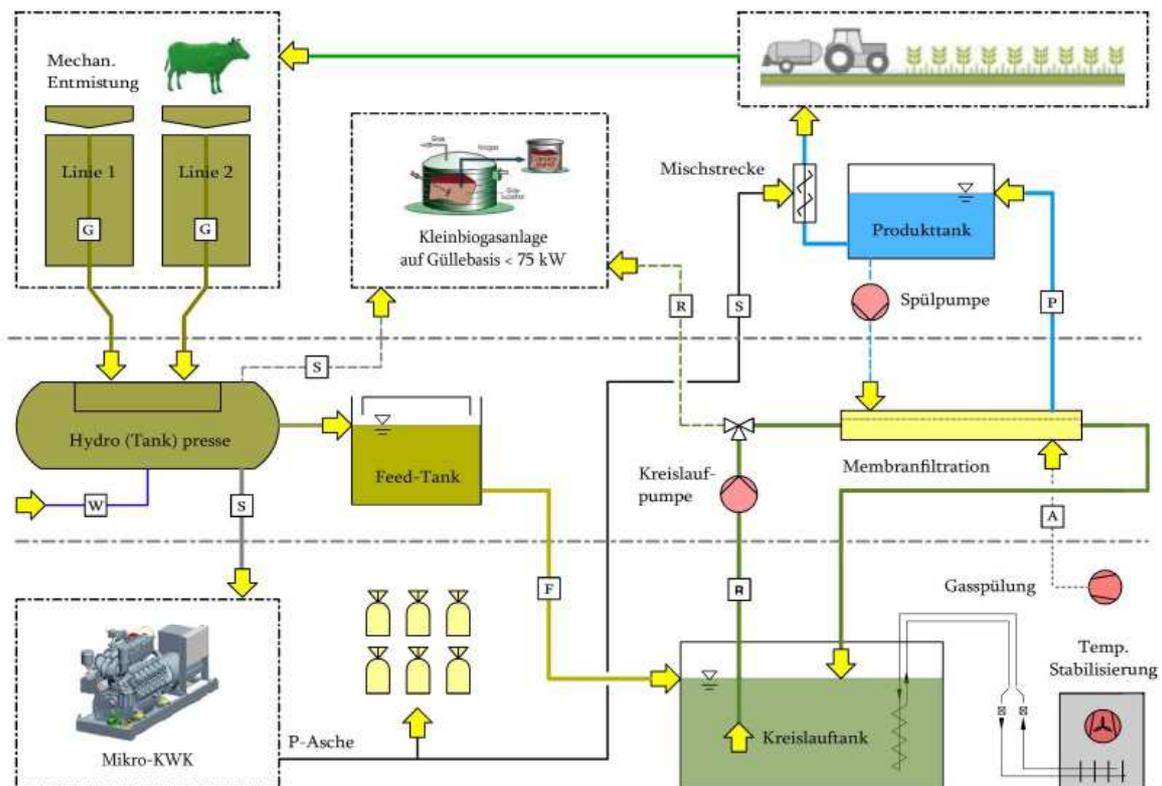


Abb. 94: Schema einer produktiven Anlage, eigene Darstellung

Je nach Haltungsverfahren und nach Tierart werden unterschiedliche Entmistungsverfahren eingesetzt. Unter Annahme eines stationären *mechanischen Entmistungsverfahrens* wird der Stallboden durch Fall-, Klapp- und Kombischiebersysteme in 1-2 Liniensystemen oder in einem umlaufenden System gereinigt. Dabei erfolgt der Auswurf bzw. die Querableitung bisher in Güllegruben, oder bei den hydraulischen Entmistungsverfahren in Güllespeichern.

Um die notwendige Speicherkapazität für die Lagerung zu minimieren, sieht das neue Verfahrenskonzept eine sofortige Verarbeitung und Separation des Rohgüllegemisches vor. Mit einem Rutschensystem wird das Rohgüllegemisch direkt an eine, mit Wasser- oder Gasdruck betriebene, *Hydro- bzw. Tankpresse* übergeben.

Die flüssige Phase aus der Hydropresse wird in einem *Feed-Tank* mit ausreichender Kapazität gepuffert, aus dem ein bedarfsorientiertes halbautomatisches Abziehen von Einsatzmengen möglich ist. Die feste Phase findet als primärer Brennstoff in einer *Mikro-KWK Anlage* Verwendung, mit der eine größtmögliche Abdeckung des Eigenbedarfs an elektrischer Energie für die Gesamtanlage erfolgen soll. Für das Vorhalten der elektrischen Energie ist es auch denkbar, Batteriespeicher in das Anlagennetz zu integrieren. Mit einem Wärmetauschersystem könnte auch die benötigte Kühlung für die *Temperaturstabilisierung* bereitgestellt werden, wenn diese nicht elektrisch betrieben wird.

Die *P-haltige Asche*, aus dem Verbrennungsvorgang in der KWK-Anlage, ermöglicht die Nährstoffergänzung des Permeats über eine *Mischstrecke* bzw. wird bei Überproduktion in Säcke abgefüllt und gelagert.

Der *Kreislauf- bzw. Arbeitstank* wird über die Entnahme von Permeat aus dem Kreislauf und dem regulierbaren Zulauf aus dem Feed-Tank, niveaugesteuert mit einem Puffervolumen befüllt. Bei größeren Rohrdurchmessern ($> \text{DN } 150$), sowie dem Zusammenschluß von mehreren Membranmoduleinheiten zu einem System, ist zu überlegen, das Kreislaufrohrsystem selber als Volumen zur Pufferung zu nutzen, wobei sich hier eine Temperaturstabilisierung technisch aufwendiger gestaltet.

Über die *Kreislaufpumpe* wird die *Membranfiltrationsanlage* mit Druck beaufschlagt und mit der notwendigen Anströmung versorgt. Bei Bedarf oder um Mengenbilanzen im Betrieb einzuhalten, sollen kleinere Volumina an *Retentat*, sowie geringe Mengen an Feststoff, als Substratergänzung an *Kleinbiogasanlagen auf Güllebasis* ($< 75 \text{ kW}$) weitergegeben werden können um andere Energieträger bzw. Einsatzstoffe (z.B. Mais) einzusparen.

Das produzierte *Permeat* als flüssiger NK-Dünger, nach Bedarf mit Beimengung an P-Asche-Anteilen, kann den Ausbringfahrzeugen direkt übergeben werden, da Konsistenz und fehlende Geruchsneigung zu einer vereinfachten Handhabung des flüssigen Wirtschaftsdüngers führen. Aus dem *Produkttank* wird neben den größeren Mengen für die Düngung am Feld, auch Permeat für Intervall-Spülungen der UF-Membranen entnommen. Je nach Umgebungstemperatur ist darauf zu achten, daß der Inhalt des Produkttanks eine annähernd gleiche Temperatur wie das Retentat hat. Durch Isolation des Tanks läßt sich das Temperaturniveau des Permeats bis zu seiner Verwendung halten.

Um die, in der Produktion notwendigen, Standzeiten gewährleisten zu können, wird über ein Flaschen- oder Tanksystem eine *Gasspülung* der Membranen, mit handelsüblichen Inertgasen vorgenommen.

Die mit keimfreiem NK-Flüssigdünger und ergänzender P-Asche gedüngten Futterpflanzen, schließen als Nahrung der Nutztiere wieder den Kreislauf.

Für orientierende Pilotversuche kann das folgende Anlagenlayout eine Lösung darstellen:

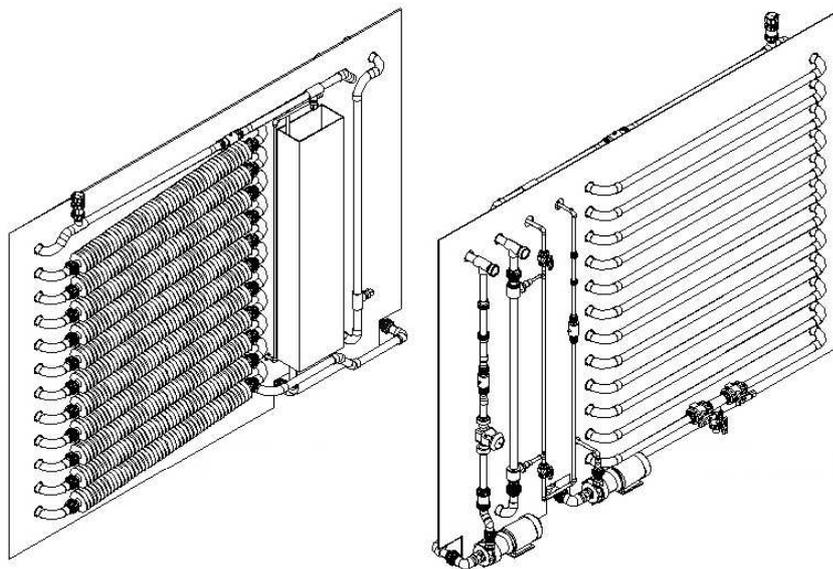


Abb. 95: Pilotanlage für die Wandmontage - Vorder-/Rückansicht, eigene Darstellung

Die Bauweise der Pilotanlage mit Wandmontage zielt auf ein einfach zu wartendes System und einen möglichst geringen apparativen Aufwand ab. Die Abwärme wird passiv über Radiatoren, auf Rohrteilen aus Edelstahl, abgeführt, während der überwiegende Teil der Verrohrung in PVC-C ausgeführt wird. Das Kreislaufvolumen wird über die Schleifenverrohrung geschaffen, für das Permeat steht ein eigener Tank auf der Rückseite der Anlage zur Verfügung. Separate Pumpen für Kreislauf und Intervall-Spülung sind wartungstechnisch günstig in die Verrohrung integriert. Eine zentrale Entwässerung und eine Entlüftung erleichtern die Handhabung. Für Pilotversuche ist eine mobile Meßdatenerfassung mit kompatibler Sensortechnik im Bedarfsfall nachzurüsten.

Literatur

- AbfKlärV (2012). *Klärschlammverordnung (AbfKlärV)*. Verordnung gem. BGBl. I S. 212.
- ADE-KAPPELMANN, K. (2008). *Untersuchungen zur seuchenhygienischen Unbedenklichkeit von Gärresten aus Bioabfällen nach der Behandlung in Anaerobanlagen*. Dissertation, Freie Universität Berlin, ISBN 978-3-86664-553-0, S. 128.
- AHLERS, R., KRAUSE, R. (1987). *Verfahrenstechnik des Separierens von Flüssigmist*. Artikel, VDI Grundlagen der Landtechnik Bd. 37, Nr. 3, S. 98-104, Braunschweig-Völkenrode.
- AID (2003). *Ammoniak-Emissionen in der Landwirtschaft mindern – gute fachliche Praxis*. AID – Infodienst Verbraucherschutz, Ernährung, Landwirtschaft e.V., Aid-Heft 1453 und 1454/2003.
- ALLES, C. M. (2000). *Prozeßstrategien für die Filtration mit kompressiblen Kuchen*. Dissertation, Fakultät für Chemieingenieurwesen und Verfahrenstechnik, Universität Fride-riciana Karlsruhe (TH), S. 24, Karlsruhe.
- ANDOLFO, F. (2010). *Einsatz der Ultrafiltration für die Aufbereitung von Rindergülle und Jauche*. Masterthesis, Fachhochschule Bingen, S.90, Bingen.
- ANLAUF, H. (2007). *Filtermedien zur Kuchenfiltration – Schnittstelle zwischen Suspension und Apparat*. Artikel, Chemie Ingenieur Technik 2007, 79, No. 11, Filtrieren, S. 1821-1831, Karlsruhe.
- ARNOLDY, M. (2007). *Gärrestaufbereitung mittels Membrantechnologie*. Fachtagungsbeitrag, Envitec Filtration Technik GmbH, 1. Biofachtagung Juni 2007, S. 5-9, Steinfurt.
- AwSV (2014). *Beschluss des Bundesrates zur Verordnung über Anlagen zum Umgang mit wassergefährdenden Stoffen (AwSV)*. Drucksache, Beschluss 77/14, S. 2-30.
- BAIER, U., HOFER, H., JUSZKO, A., RÜSCH, F. (2014). *Leistungssteigerung der Bio-gasproduktion bei der Monovergärung von tierischen Nebenprodukten*. Auftragsarbeit, Bundesamt für Energie BFE, Forschungsprogramm Biomasse, CH-3003 Bern, BFE: SI/500947-01, S. 11-13, 39, Bern.
- BALCH, W. E., FOX, G. E., MAGRUM, L. J., WOESE, C. R., S., W. R. (1979). *Metha-nogens: Reevaluation of a Unique Biological Group*. Microbiological Reviews, Vol 43, No. 2, S. 278-296.

- BERGMANN, A., FOHRMANN, R., WEBER, F.-A. (2011). *Zusammenstellung von Monitoringdaten zu Umweltkonzentrationen von Arzneimitteln*. Textsammlung, Umweltbundesamt, Nr. 66, S. 19, Dessau.
- BERNDT, R., PETERS, T. A. (2004). *Handbuch der mechanischen Fest-Flüssigtrennung*. Handbuch, Vulkan-Verlag GmbH, Kap. 9 Verfahren und Systeme für die Membranfiltration, ISBN 3-8027-2196-9, S. 271-293, 303, Essen.
- BERTAU, M., SIMBACH, B., AUBEL, I., HANDREK, R., PÖSCHEL, T. (2014). *Verbesserung der Wertschöpfung aus Biomassegärresten*. Projektschrift, DBU Forschungsprojekt Az 29899-32, Institut für Technische Chemie, TU Bergakademie Freiberg, S. 31-32.
- BESGEN, S. (2006). *Energie- und Stoffumsetzung in Biogasanlagen*. Dissertation, Institut für Landtechnik, Rheinische Friedrich-Wilhelm-Universität zu Bonn, S. 114,120, Bonn.
- BEYER, H.-J., BÜHLER, K., HEGNAUER, B., KOPF, M. H., THURNER, F., ZACHOS, A. (2004). *Handbuch der mechanischen Fest-Flüssigtrennung*. Handbuch, Vulkan-Verlag GmbH, Kap. 11 Zentrifugen, ISBN 3-8027-2196-9, S. 354, Essen.
- BIHLER, J., JUNGBLUTH, T., BECK, J. (1997). *Nährstoffsteuerung bei der Feststoffabtrennung aus Flüssigmist*. Artikel, 52. Jahrgang Landtechnik 4/97, Landwirtschaft und Umwelt, S. 188-189, Hohenheim.
- BLAC (2003). *Arzneimittel in der Umwelt - Auswertung der Untersuchungsergebnisse, Bund / Länderausschuß für Chemikaliensicherheit (BLAC)*. Bericht an die 61. Umweltministerkonferenz, S. 81-83, Hamburg.
- BOEHLER, M., SIEGRIST, H. (2008). *Möglichkeiten zur Optimierung der chemischen Phosphorfällung an hessischen Kläranlagen*. Gutachten, EAWAG Dübendorf, Schweiz, Mai 2008, S. 11.
- BOELKE, M., REIMANN, R., SCHULZ, E. (1982). *Absetzverhalten von trockensubstanzreicher Rinder- und Schweinegülle im Zusammenhang mit der Gestaltung der Lager- und Ausbringverfahren*. Agrartechnik, 32. Jg., Heft 11, Institut für Düngungsforschung Leipzig-Potsdam, S. 512-513.
- BRASCHKAT, J., MANNHEIM, T., MARSCHNER, H. (1997). *Schätzung der Ammoniakverluste nach Ausbringung von Rinderflüssigmist auf Grünland*. Zeitschrift für Pflanzenernährung und Bodenkunde 160, S. 117-123.

- BUCHAUER, K. (1997). *Titrationenverfahren in der Abwasser- und Schlammanalytik zur Bestimmung von flüchtigen organischen Säuren*. Artikel, gwf Wasser Abwasser 138 Nr. 6, S. 313-320.
- CHENG, N.S., LAW, A. (2003). *Exponential formula for computing effective viscosity*. Article, Powder Technology, 129 (1-3), S. 156-160.
- CLEMENS, J., WULF, S. (2005). *Reduktion der Ammoniakausgasung aus Kofermentationssubstraten und Gülle während der Lagerung und Ausbringung durch interne Versauerung mit in NRW anfallenden organischen Kohlenstofffraktionen*. Forschungsbericht Nr. 121, Landwirtschaftliche Fakultät, Rheinische Friedrich-Wilhelms-Universität, S. 1.
- DESTATIS (2011). *Wirtschaftsdünger tierischer Herkunft in landwirtschaftlichen Betrieben - Erhebung zur Wirtschaftsdüngerausbringung*. Statistischen Bundesamt, Gruppe G1, Land- und Forstwirtschaft Fischerei, Ausgabe 2010, Fachserie 3 Reihe 2.2.2, S. 11-23, Wiesbaden.
- DüngG (2012). *Düngegesetz (DüngG)*. BGBl. I S. 54, 136, zuletzt geändert durch Artikel 1 des Gesetzes vom 15. März 2012 BGBl. I S. 481, §2 Art. 2a/4/5.
- DREWS, A. (2011). *Membranverfahren in der industriellen und kommunalen Abwassertechnik*. Vorlesungsskriptum, Fachgebiet Verfahrenstechnik, Materialien in der Membrantechnik, S. 7-8.
- DüV (2012). *Verordnung über die Anwendung von Düngemitteln, Bodenhilfsstoffen, Kultursubstraten und Pflanzenhilfsmitteln nach den Grundsätzen der guten fachlichen Praxis beim Düngen (Düngeverordnung - DüV)*. BGBl. I S. 212, § 4 (5).
- EEG2014, . (2015). *Gesetz für den Ausbau erneuerbarer Energien (Erneuerbare-Energien-Gesetz - EEG 2014)*. Erneuerbare-Energien-Gesetz vom 21. Juli 2014 (BGBl. I S. 1066), das zuletzt durch Art. 1 des Gesetzes vom 29. Juni 2015 (BGBl. I S. 1010) geändert worden ist, S. 25-26.
- EG-Verordnung (2008). *Verordnung (EG) Nr. 1242/2008 der Kommission vom 8. Dezember 2008 zur Errichtung eines gemeinschaftlichen Klassifizierungssystems der landwirtschaftlichen Betriebe*. Amtsblatt der Europäischen Union L 335, Anhang I A. / S. 6-7.
- EG-Verordnung (2009). *Verordnung (EG) Nr. 1069/2009 des Europäischen Parlaments und des Rates vom 21. Oktober 2009 mit Hygienevorschriften für nicht für den menschlichen*

- Verzehr bestimmte tierische Nebenprodukte und zur Aufhebung der Verordnung (EG) Nr. 1774/2002 (Verordnung über tierische Nebenprodukte). S. 1-33. OJ L 300.*
- EHRMANN, S., STARZ, W., ROHRER, H., PFISTER, R. (2014). *Einfluss von Rührvorgängen auf pH-Wert, Ammoniak- und Treibhausgas-Emissionen von Rindergülle.* Artikel, Fachtagung für biologische Landwirtschaft 2014, ISBN 978-3-902849-12-0, S. 89-92.
- EINSTEIN, A. (1906). *Eine neue Bestimmung der Moleküldimension.* Wiss. Beitrag, Annalen der Physik, 19, S. 301-304.
- EL-MASHAD, H. M., VAN LOON W., K. P., ZEEMAN, G., BOT G., P. A. (2004). *Rheological properties of dairy cattle manure.* Article, Bioresource Technology Volume 96, Issue 5, Elsevier, March 2005, S. 531–535.
- EN14652 (2006). *ÖNORM EN 14652 - Anlagen zur Behandlung von Trinkwasser innerhalb von Gebäuden - Membranfilteranlagen.* Norm, ON-Komitee 140, Anhang B - Vergleich von Membranverfahren, Anhang B.
- ESLAHIAN, K. A. (2014). *Untersuchung der Thermophorese negativ geladener Modellkolloide in wässrigen Suspensionen mittels der Thermischen Feld-Fluss Fraktionierung.* Dissertation, Fakultät II - Mathematik und Naturwissenschaften der Technischen Universität Berlin, S. 16, Berlin.
- FLACHOWSKY, G., GÜTHER, G., BORSODORF, G. (1974). *Fest-Flüssig-Trennung von Schweinegülle mit Hilfe des Bogensiebs.* Forschungsbericht, Agrartechnik 24. Jg. H. 3, S. 119.
- FLEMMING, H.-C. (1992). *Biofilme und Wassertechnologie Teil2: Unerwünschte Biofilme - Phänomene und Mechanismen.* Zeitschrift, GWF Wasser Abwasser 133, S. 119-129.
- FORD, M., FLEMING, R. (2002). *Mechanical Solid-Liquid Separation of Livestock Manure Literature Review.* Review, Ridgetown College - University of Guelph, prepared for Ontario Pork, S. 2-8.
- GALLMANN, E. (2011). *Beurteilung von Geruchsimmissionen aus der Tierhaltung.* Habilitationsschrift, Institut für Agrartechnik, Universität Hohenheim 440b, S. 8, Stuttgart.
- GIRL (2009). *Feststellung und Beurteilung von Geruchsimmissionen (Geruchsimmissions-Richtlinie - GIRL -).* RdErl. d. Ministeriums für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz - V-3-8851.4.4 - v. 5.11.2009, S. 5-14.

- GOEDECKE, R. (2006). *Fluid-Verfahrenstechnik - Grundlagen, Methodik, Technik, Praxis*. Buch, Wiley-VCH Verlag GmbH, Kap. 6 Membrantechnik, ISBN 3-527-31198-X, S. 499-521, Weinheim.
- GROENESTEIN, K., MOSQUERA, J., VAN DER SLUIS, S. (2012). *Emission factors for methane and nitrous oxide from manure management and mitigation options*. Journal of Integrative Environmental Sciences, Vol. 9, Supplement 1, November 2012, S. 139-146.
- GROTE, M., SCHWAKE-ANDUSCHUS, C., STEVENS, H., MICHEL, R., BETSCHE, T., FREITAG, M. (2005). *Antibiotika-Aufnahme von Nutzpflanzen aus Gülle-gedüngten Böden - Ergebnisse eines Modellversuchs*. Artikel, Journal für Verbraucherschutz und Lebensmittelsicherheit, 1/2006, S. 46-49.
- GÖSELE, W., LEIBNITZ, R., OECHSLE, D., PONGRATZ, E., TICHY, J. W. (2004). *Handbuch der mechanischen Fest-Flüssigtrennung*. Handbuch, Vulkan-Verlag GmbH, Kap. 8 Filterapparate, ISBN 3-8027-2196-9, S. 144-149, Essen.
- GÜTHER, G., WERNER, H., KNOBLOCH, F., KÖDITZ, K., FLACHOWSKY, G., LÖHNERT, H.-J., HENNIG, A. (1975). *Fest-Flüssig-Trennung von Schweinegülle mit Hilfe von Bogensieb und Schneckenpresse*. Forschungsbericht, Agrartechnik 25. Jg. H. 2, S. 93-94.
- HABERKAMP, J. (2008). *Organisches Membranfouling bei der Ultrafiltration kommunaler Kläranlagenabläufe: Ursachen, Mechanismen und Maßnahmen zur Verringerung*. Dissertation, Fakultät für Prozesswissenschaften, Technische Universität Berlin, S. 121-122.
- HARTMANN, S. (2016). *Nährstoffverluste durch Auswaschung*. Fragen zur Pflanzenernährung, Industrieverband Agrar e.V., Internetpräsenz, Frankfurt am Main.
- HECHT, M. (2009). *Die Bedeutung des Carbonat-Puffersystems für die Stabilität des Gärprozesses landwirtschaftlicher Biogasanlagen*. Inaugural-Dissertation, Hohe Landwirtschaftliche Fakultät, Rheinische Friedrich-Wilhelms-Universität, S. 18-20, Bonn.
- HEMMING, W., WAGNER, W. (2004). *Verfahrenstechnik*. Vogel Buchverlag, Würzburg, 9. Auflage 2004, ISBN 3-8023-1982-6, S. 42-47, 57, Bonn.
- HERSENER, J.-L., MEIER, U., DINKEL, F. (2002). *Ammoniakemissionen aus Gülle und deren Minderungsmaßnahmen*. Projektbericht, Amt für Umweltschutz Kanton Luzern, Bundesamt für Energie, S. 1, 42-43, Wiesendangen.

- HJORTH, M., CHRISTENSEN, K. V., CHRISTENSEN, M. L., SOMMER, S. G. (2010). *Solid-liquid separation of animal slurry in theory and practice*. Review article, *Agronomy Journal for Sustainable Development*, 30, S. 176, Horsens.
- HOCHSTEIN, B. (1997). *Rheologie von Kugel- und Fasersuspensionen mit viskoelastischen Matrixflüssigkeiten*. Dissertation, Fakultät für Chemieingenieurwesen, Universität Friedericiana Karlsruhe, S. 21-24, 55, 148-149.
- HÖRNIG, G. (1982). *Berechnung der Druckverluste beim Fördern von Rinder- und Schweinegülle in Gölledruckrohrleitungen*. Artikel, *Zeitschrift Agrartechnik* 32. Jg., Heft 1, Januar 1982, S. 23-26, Schlieben.
- IPCC (2013). *Climate Change 2013*. Bericht, Working Group 1, Techn. Summary, Tab. 8.2.
- IRMLER, H. W. (2001). *Dynamische Filtration mit keramischen Membranen*. Buch, Vulkan-Verlag GmbH, ISBN 3-8027-2840-8, S. 14-17, Essen.
- JURICEK, J. (1990). *Einfluß des Trockenmassegehalts auf die Veränderung der Dichte und der spezifischen elektrischen Leitfähigkeit der Schweinegülle*. Forschungsinstitut für Landtechnik Rovinka (CSSR), *Agrartechnik Berlin* 40 / 4, S. 165.
- KALININ, V. A. (1973). *Parameter der Selbstlaufkanäle zum Entfernen des Stallmistes*. *Mechanizacija i elektrifikacija*, H. 7, S. 16-18.
- KATZ, P. E. (1996). *Ammoniakemissionen nach der Gülleanwendung auf Grünland*. Diss. ETH Nr. 11382, Eidgenössische Technische Hochschule, S. 63-64, Zürich.
- KAYSER, F. H. (1998). *Medizinische Mikrobiologie*. Buch, Georg Thieme Verlag Stuttgart, New York, ISBN 3-13-444809-2, 9. Auflage, Stuttgart.
- KERN, D. (2013). *Nährstoffwirkung von Güllepermeat im Vergleich zu Rinderrohgülle und mineralischer N-Düngung*. Projektarbeit, FH Bingen, Fachbereich 1, Studiengang Agrarwirtschaft, S. 1-27, Bingen am Rhein.
- KRAUSE, R., AHLERS, R. (1987). *Stoff- und Nährstoffströme beim Trennen von Flüssigmist mit einem Siebtrommel-Separator*. Artikel, *VDI Grundlagen der Landtechnik* Bd. 37, Nr. 5, S. 157-165, Braunschweig-Völkenrode.
- KREISS, K. (1978). *Verteilung von Korngrößen in Güllen und in deren flüssigen Aufbereitungsprodukten*. Artikel, *Zeitschrift Agrartechnik* 28. Jg., Heft 5, Mai 1978, S. 228, Potsdam.

- KÖRSTGENS, V. (2003). *Die mechanische Stabilität bakterieller Biofilme: Eine Untersuchung verschiedener Einflüsse auf Biofilme von Pseudomonas aeruginosa*. Dissertation, Fakultät für Naturwissenschaften, Universität Duisburg-Essen, S. 28, Duisburg.
- LAGA (2012). *Ammoniakemissionen nach der Gülleanwendung auf Grünland*. Bewertung von Handlungsoptionen zur nachhaltigen Nutzung sekundärer Phosphorreserven. Bericht, Bund/Länder-Arbeitsgemeinschaft Abfall, 75. UMK, TOP 30, S. 5-41.
- LAGALY, G., SCHULZ, O., ZIMEHL, R. (1997). *Dispersionen und Emulsionen - Eine Einführung in die Kolloidik feinverteilter Stoffe einschließlich der Tonminerale*. Buch, Dr. Dietrich Steinkopff Verlag GmbH Co. KG, ISBN 3-7985-1087-3, S. 233-234, Darmstadt.
- LAUTERBORN, S. (2012). *Kombiniertes Ultraschall - Luft - Rückspülverfahren - ein Verfahren zur chemikalienfreien in situ Reinigung getauchter Membranen zur Wasseraufbereitung*. Dissertation, Ingenieurwissenschaftliche Fakultät im Fachbereich Bauingenieurwesen, Technische Universität Darmstadt, S. 21.
- LEBUHN, M., ANDRADE, D., BAUER, C., GRONAUER, A. (2010). *Intensivierung des anaeroben Biomasseabbaus zur Methanproduktion aus nachwachsenden Rohstoffen*. Abschlußbericht, Teilvorhaben 6: Identifikation und Quantifizierung funktionell relevanter Mikroorganismen bei der Vergärung LCB-reicher nachwachsender Rohstoffe, Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (LfL), S. 112, Freising.
- LEICK, B. C. E. (2003). *Emission von Ammoniak (NH₃) und Lachgas (N₂O) von landwirtschaftlich genutzten Böden in Abhängigkeit von produktionstechnischen Maßnahmen*. Dissertation, Fakultät Agrarwissenschaften, Universität Hohenheim, S. 57.
- LKVBB (2004). *Untersuchung von Gülle - notwendig für den fachgerechten Einsatz als Dünger oder als Substrat in Biogasanlagen*. Aufsatz, Landeskontrollverband Brandenburg e.V., Brandenburg, S. 1.
- LOCKYER, D. R., WHITEHEAD, D. C. (1990). *Volatilization of ammonia from cattle urine applied to grassland*. Article, Soil Biology and Biochemistry, Volume 22, Issue 8, S. 1137-1142.
- LOMMATZSCH, R. (1971). *Fließkundliche Untersuchungen an Rindergülle*. Artikel, Deutsche Agrartechnik, 21. Jg., Heft 12, S. 558-559.
- MANNEBECK, H. (1983). *Flüssigmist in der Landwirtschaft: Vortragstagung anlässlich der KTBL-Tage 1983 am 27. April 1983 in Würzburg*. Vortrag, KTBL-Arbeitspapier 80,

- KTBL-Tage 1983 am 27. April 1983 in Würzburg, Universität Kiel, DK 614.7:628.35, S. 7-12.
- MEIER, U. (1994). *Güllenseparierung - Eine Technik zur Verbesserung der Gülleneigenschaften*. Bericht, Eidg. Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik, FAT-Bericht Nr. 445, S. 2-4, Tänikon.
- MISSELBROOK, T. H., NICHOLSON, F. A., CHAMBERS, B. J. (2005). *Predicting ammonia losses following the application of livestock manure to land*. Bioresource Technology 96, S. 59-168.
- MLADENCHEV, T. (2007). *Modellierung des Filtrations- und Fließverhaltens von ultrafeinen, kompressiblen, flüssigkeitsgesättigten Partikelpackungen*. Dissertation, Fakultät für Verfahrens- und Systemtechnik, Otto-von-Guericke-Universität, S. 22-30, 42, 61-62, 141, Magdeburg.
- MLR (2008). *Merkblatt Gülle-Festmist-Jauche-Silagesickersaft-Gärreste Gewässerschutz (JGS-Anlagen)*. Merkblatt, Ministerium für Ländlichen Raum und Verbraucherschutz Baden-Württemberg, 08.2008, S. 10, Stuttgart.
- MLUL (2015). *Geruch Emissionsfaktoren*. Merkblatt, Ministerium für Ländliche Entwicklung, Umwelt und Landwirtschaft des Landes Brandenburg, 03.2015, S. 3-6.
- NESER, S., KONRAD, M. (2010). *Verteiltechnik zur Gärrestausbringung - wirtschaftliche und umweltgerechte Lösungen*. Gruppe II, Arbeitsgemeinschaft Landtechnik und landwirtschaftliches Bauwesen in Bayern e.V., S. 3-5, Freising.
- NETTMANN, E., BERGMANN, I., MUNDT, K., LINKE, B., KLOCKE, M. (2008). *Archaea diversity within a commercial biogas plant utilizing herbal biomass determined by 16S rDNA and mcrA analysis*. Journal of Applied Microbiology 105, S. 1835-1850.
- NGASSA, S. (2013). *Gewächsversuch zur Quantifizierung der Nährstoffwirkung von Flüssigdünger aus Rinderrohgülle*. Projektarbeit, FH Bingen, Studiengang Landwirtschaft und Umwelt, S. 1-18, Bingen am Rhein.
- NIEDER, R., BENBI, D. K., SCHERER, H. W. (2011). *Fixation and defixation of ammonium in soils*. Review, Journal of Biology and Fertility of Soils 47, S. 1-14.
- NOMMIK, H. (1965). *Ammonium Fixation and Other Reactions Involving a Nonenzymatic Immobilization of Mineral Nitrogen in Soil*. Book, Soil Nitrogen, Agronomy Monograph 10, 1965, S. 198-258, Stockholm.

- OHLROGGE, K., EBERT, K. (2006). *Membranen - Grundlagen, Verfahren und industrielle Anwendungen*. Buch, Wiley-VCH Verlag GmbH, ISBN 3-527-30979-9, S. 2-21, Weinheim.
- PAASS, F. (1993). *Ammoniakemissionen nach GÜlledüngung auf Grönland*. Dissertation, Rheinische Friedrich-Wilhelms-Universität, Bonn.
- PIETERS, J. G., NEUKERMANS, G. G. J., COLANBEEN, M. B. A. (1999). *Farm-scale Membrane Filtration of Sow Slurry*. Article, J. of Agriculture Eng. Res. 73, S. 403-409.
- PODSTAVEK, B. (1983). *Die Kombination der Großflächenberegnungsanlage mit der GÜl-
lebergnung*. Studie, PPU Bratislava (Dt. Übersetzung), Bratislava.
- PUHLFÜRSS, P., VOIGT, A., WEBER, R., MORBÉ, M. (2000). *Microporous TiO₂ membranes with a cut off <500 Da*. Article, Journal of Membrane Science, Volume 174, Issue 1, S. 123-133.
- REICHMANN, B., TOMAS, J. (2001). *Expression behaviour of fine particle suspensions and the consolidated cake strength*. Review, Journal of Powder Technology 2-3, Vol. 121, S. 182-189.
- REIMANN, W. (1995). *Ermittlung der Permeabilität von Ultrafiltrationsmembranen*. Artikel, Agrartechnische Forschung I (1995), H. 2, S. 137-143, Potsdam.
- REINHOLD, G., ZORN, W. (2008). *Eigenschaften und Humuswirkung von BiogasgÜlle*. Artikel, Klimaschutz und Bioenergie, Kongressband 2008, VDLUFA-Schriftenreihe 64, S. 404-409, Jena.
- RIEDEL, R. and REINHOLD, G., ZORN, W., KÖNIG, V. (2012). *Eigenschaften von BiogasgÜlle*. Merkblatt, Thüringter Landesanstalt für Landwirtschaft, S. 5-6, Jena.
- RIEGER, C., WEILAND, P. (2006). *Prozeßstörungen frühzeitig erkennen*. Artikel, Biogas Journal 4/06, Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (FAL), S. 18-20.
- ROSCHKE, M., PLÖCHL, M. (2006). *Eigenschaften und Zusammensetzung von Gärresten*. Leitfaden, Biogas in der Landwirtschaft, Leitfaden für Landwirte und Investoren im Land Brandenburg; Ministerium für Landwirtschaft, Umweltschutz und Raumordnung des Landes Brandenburg, 3. überarbeitete Auflage, Kap. 6, S. 36-39, Potsdam.
- SALGIN, S., SALGIN, U., SOYER, N. (2013). *Streaming Potential Measurements of Polyethersulfone Ultrafiltration Membranes to Determine Salt Effects on Membrane Zeta Potential*. International Journal of Electrochemical Science, 8/2013, 4073-4084.

- SCHEMEL, H., HÖRNIG, G. (1976). *Zur Fließgenze von Gülle und ihrer Bestimmung*. Artikel, Institut für Mechanisierung Potsdam-Bornim der AdL der DDR, Fachjournal Agrartechnik, 26. Jg, Heft 7, S. 327, Potsdam.
- SCHÜGERL, K. (1997). *Bioreaktionstechnik: Bioprozesse mit Mikroorganismen und Zellen - Prozeßüberwachung*. Buch, Springer Basel AG, Birkhäuser, ISBN 978-3-7643-5682-8, S. 332, Basel-Boston-Berlin.
- SCHIESSL, K., HARDER, H. (1999). *Umweltverträgliche Gülleaufbereitung und -verwertung: Zusammenfassung der Ergebnisse und vergleichende Bewertung: BMBF-Förderschwerpunkt*. Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft, 1999 - 299 Seiten, Duisburg.
- SCHÜLLER, H. (1969). *Die CAL- Methode, eine neue Methode zur Bestimmung des pflanzenverfügbaren Phosphates in Boden*. Zeitschrift für Pflanzenernährung und Bodenkunde 123, S. 48-63.
- SCHRAMM, G. (1954). *Die Biochemie der Viren*. Buch, Springer Verlag, Organische Chemie in Einzeldarstellungen, Bd. 5, S. 34, Berlin-Göttingen-Heidelberg.
- SCHRÖDER, C. (2009). *Auf die Flocke kommt es an*. Artikel, Fachzeitschrift Chemie Technik, Trenntechnik, Februar 2009, S. 62.
- SCHÜTZE, G., BECKER, R., DÄMMGEN, U., NAGEL, H.-D., SCHLUTOW, A., WEIGEL, H.-J. (2003). *Risikoabschätzung der Cadmium-Belastung für Mensch und Umwelt infolge der Anwendung von Cadmiumhaltigen Düngemitteln*. Manuskript, Bundesforschung für Landwirtschaft (FAL), S. 69-72, Braunschweig.
- SEYFARTH, K. (2012). *Mikrobiologie der Fermentation in NawaRo-Biogasanlagen unter besonderer Berücksichtigung des Abbaus von Propionsäure*. Dissertation, Institut für Mikrobiologie und Weinforschung, Johannes Gutenberg-Universität Mainz, S. 254, Mainz.
- SHIRATO, M., MURASE, T., IWATA, M. (1986). *Deliquoring by expression - Theory and practice*. Journal, Progress in filtration and separation, Vol. 4, Elsevier, S. 181-287.
- SHUTT, J. W., WHITE, R. K., TAIGANIDES, E. P., MOTE, C. R. (1975). *Evaluation of Solids Separation Devices*. Article, American Society of Agricultural Engineers, 3rd international Symposium on Livestock Wastes, Urbana-Champaign, Illinois, 21.-24. Apr., S. 463-467, Illinois.

- SONNTAG, F. (2012). *Ultrafiltration von Rindergülle zur Gewinnung von Flüssigdünger*. Bachelorarbeit, Fachbereich 1, Studiengang Umweltschutz, FH Bingen, S. 1-59, Bingen am Rhein.
- SORRENTINO, J. A., ANLAUF, H. (2003). *Einfluß des Partikelkollektives auf die Filterkuchenbildung und -entfeuchtung*. Wissenschaftliche Kurzmitteilung, Chemie Ingenieur Technik (75), 9, S. 1256-1257, Weinheim.
- STEVENS, R. J., LAUGHLIN, R. J., FROST, J. P. (1992). *Effects of separation, dilution, washing and acidification on ammonia volatilization from surfaceapplied cattle slurry*. The Journal of Agricultural Science 119/3.
- STRAUCH, D. (1991). *Survial of Pathogenic Microorganisms and Parasites in Excreta, Manure and Sewage Sludge*. Rev. Sci. Tech. Off. Int. Epiz. 10, S. 813-846.
- STUHRMANN, H. (1977). *Das rheologische Verhalten von Flüssigmist in Kanal- und Rohr-anlagen*. Wiss. Beitrag, Grundlagen der Landtechnik Bd. 27 Nr. 2, S. 45-47, Gießen.
- THIRION, F., CHABOT, F., ANDELER, D. (1998). *Physical chracterisation of animal manure*. Ramiran 98-FAO: 8 th international conference on management strategies for organic waste use in agriculture, Rennes 26., S. 465.
- THOMAS, C., MUTHUKUMAR, M. (1991). *Convergence of multiple scattering series for two-body hydrodynamic effects on shear viscosity of suspensions of spheres*. Article, The Journal of Chemical Physics, 01/1991, 94, S. 4557-4567.
- TICHY, J. W. (2007). *Zum Einfluß des Filtermittels und der auftretenden Interferenzen zwischen Filterkuchen und Filtermittel bei der Kuchenfiltration*. Dissertation, Fachbereich Maschinenbau und Verfahrenstechnik, Technische Universität Kaiserslautern, S. XIV, Kaiserslautern.
- TILLER, F. M. (1975). *What a filter man should know about theory*. Article, Filtration and Separation, 12/4, , S. 386-394.
- UBA (2014). *Nationale Trendtabellen für die deutsche Berichterstattung atmosphärischer Emissionen seit 1990, Emissionsentwicklung 1990 bis 2012*. Umweltbundesamt, Stand 15.04.2014.
- VAWs-By (2009). *Verordnung über Anlagen zum Umgang mit wassergefährdenden Stoffen und über Fachbetriebe (VAwS-By)*. Verordnung, Bayerisches Staatsministerium für Umwelt, Gesundheit und Verbraucherschutz, Anhang 5.

- VBW (2015). *Rohstoffsituation der bayerischen Wirtschaft*. Studie, Vereinigung der Bayerischen Wirtschaft e.V., Stand 09.02.2015, Anhang S. 93, München.
- VIEL, N. (2008). *Untersuchungen zum Adsorptionsverhalten von polymeren Papieradditiven und deren Einfluss auf die Biofilmbildung*. Dissertation, Fachbereich Chemie, Technische Universität Darmstadt, S. 157, Darmstadt.
- WAIDA, C., MONTAG, D., PLUTA, H.-J., ROSKOSCH, A., STEFFENS, D., KABBE, C., SEVERIN, K., REIFENSTUHL, R., LEIFERT, I., KEHRES, B., HECK, A. (2013). *Phosphor Recycling*. Themenpapier, AG P-Recycling, S. 9, Köln-Gremberghoven.
- WEISSBACH, F. (2011). *Das Gasbildungspotenzial von Schweinegülle bei der Biogasgewinnung*. Artikel, Landtechnik Nr. 6, S. 460-464.
- WENZL, W., STEINER, B., HABERL, L., GRUBER, L. (2008). *Endbericht zur Gülleanalytik nach der Nirs-Nanobag-Methode*. Projektbericht, Projekt N.: WT 3498 NIRS-Gülle, Stabstelle Analytik, LFZ-Raumberg-Gumpenstein, S. 7.
- WETTER, C., BRÜGGING, E., KERKERING, M. (2011). *Dezentrale Verarbeitung von Gülle*. Vortrag, Biores Iib, Fachhochschule Münster, Fachbereich Energie Gebäude Umwelt, S. 21, Steinfurt.
- WIESLER, F., ARMBRUSTER, M. (2013). *Auf die Pflanzenverfügbarkeit kommt es an - Die Vorzüglichkeit unterschiedlicher Phosphor-Düngemittel*. Refereat, Pflanzenbau, LW 39, S. 24, Speyer.
- WILKEN, D., KIRCHMEYR, F., ZOTZ, F. (2013). *Gärprodukte und REACH*. Positionspapier, Fachverband Biogas e.V., EBA European Biogas Association, Bipro, S. 5-6.
- WLOKA, M. (2006). *Rheologische Untersuchungen an nativen Biofilmen von Pseudomonas aeruginosa*. Dissertation, Fachbereich Chemie, Universität Dortmund, S. 15, Dortmund.
- ZHENG, X. (2010). *Major Organic Foulants in Ultrafiltration of Treated Domestic Wastewater and their Removal by Bio-filtration as Pre-treatment*. Dissertation, Fakultät für Prozesswissenschaften, Technische Universität Berlin, S. 57.

Abbildungsverzeichnis

1	Phosphat - Produktion und landwirtschaftlicher Verbrauch 2011	
	Quelle: Fertilizers Europe IFA (2012)	3
2	Emissionstreibend: Wind und TS-Gehalt	
	Quelle: MISSELBROOK, T.H. et al. (2005)	5
3	Rührzellenvorversuche	
	Quelle: ANDOLFO, F. (2010)	8
4	Kategorisierung von Düngemitteln	
	Quelle: InfoFARM Mediensammlung (2012)	10
5	Fließkurven unterschiedlicher Suspensionstypen	
	Quelle: MLADENCHEV, T. (2007)	12
6	Zeitabhängigkeit der Viskosität bei thixotropen Suspensionen	
	Quelle: KÖLLING, S. (2007)	13
7	Bezogener Partikelabstand als Funktion der Volumenkonzentration	
	Quelle: HOCHSTEIN, B. (1997)	16
8	Helmholtz-Doppelschichtmodell eines Partikels in einer Flüssigkeit	
	Quelle: Malvern Instruments	17
9	Zetapotentiale verschiedener organischer und anorganischer Materialien	
	Quelle: SARTOR, M. (2006)	18
10	Die 5 Phasen (A-E) der Biofilmbildung an einer Grenzfläche	
	Quelle: KNETSCH, L.W. und KOOLE, L.H. (2011)	19
11	REM-Aufnahme eines Biofilms mit Mikroorganismen und EPS	
	Quelle: Karlsruher Institut für Technologie, HF-Elektrotechnik/Sensorik (2014)	20
12	Hedonische Wirkung von Schweine- und Rindergülle	
	Quelle: HÜGLE, T. (2001)	23
13	Überblick über die vier Stufen der anaeroben Vergärung	
	Quelle: KLOCKE, M. et al. (2009)	24
14	Stickstoffkreislauf in landwirtschaftlich genutzten Böden	
	Quelle: LORENZ, K. (2004)	25
15	Ammonium-Fixierung an Tonminerale im Boden	
	Quelle: ZAREI, M. (2011)	26
16	Vergleich der Modelle von Tiefen- und Oberflächenfiltration	
	Quelle: GÖSELE, W. et al. (2004)	28

17	Anwendung der Geradengleichung auf Filterwiderstände der Kuchenfiltration	
	Quelle: ANLAUF, H. (2007)	31
18	Modell mit idealisierter Filterkuchengeometrie	
	Quelle: SCHEPER, T. (2014)	32
19	Membranverfahren	
	Quelle: PETER-VARBANETS, M. et al. (2009)	34
20	Prinzip des Bubble-Point-Versuchs	
	Quelle: PCCell GmbH	35
21	Relation MWCO zur Porengröße	
	Quelle: RECUM, A. F. (1999)	36
22	Relation der Maßeinheiten	
	Quelle: IRMLER, H. W. (2001)	37
23	Benennung von Membranzustandsparametern	
	Quelle: LAUTERBORN, S. (2012)	38
24	Strömungszonen der Querstromfiltration	
	Quelle: SCHEPER, T. (2014)	41
25	Konzentrationseinfluß auf die Filtrationsgeschwindigkeit	
	Quelle: BERNDT, R. und PETERS, Th. A. (2004)	43
26	Verfahren zur Gülleaufbereitung	
	Quelle: BORMANN, H. (2014)	45
27	Statisches Bogensieb als Schwerkraftfilter	
	Quelle: Haase Abwassertechnik GmbH	47
28	Phasen des Trennvorgangs an der Siebtrommel mit Preßwalzen	
	Quelle: KRAUSE, R. und AHLERS, R. (1987)	49
29	Schnitt durch eine Schneckenpresse mit Stauklappe	
	Quelle: Röhren- und Pumpwerk Bauer GmbH	51
30	Funktionsweise einer Vollmantel-Dekantierzentrifuge	
	Quelle: SCHWISTER, K. und LEVEN, V. (2014)	52
31	Schnitt durch einen vertikal wirkenden Wendelfilter	
	Quelle: Klass Filter GmbH	53
32	Abscheidegrad in Abhängigkeit von Siebmaschenweiten	
	Quelle: HEGG, R.O. et al. (1981)	55
33	Hydrozyklon mit Außen- und Innenwirbel	
	Quelle: WAYNE F. Carr. (1971)	56

34	Sieb-Förderband und Riemen-Pressen	
	Quelle: FLEMING (1986), MOLLER et al. (2000)	57
35	Selbstreinigender Kantenspaltfilter	
	Quelle: Apic Filter GmbH	58
36	Nährstoffkonzentrationen der Feststoffe von Schweinegülle	
	Quelle: BIHLER, J. et al. (1997)	59
37	PI-Diagramm der Pilotanlage	
	Quelle: Eigene Darstellung	61
38	Angewandte Kanalgeometrien	
	Quelle: TAMI Deutschland	62
39	Druckabfall in Abhängigkeit der Strömungsgeschwindigkeit - 8/39 Kanalrohr	
	Quelle: TAMI Industries	63
40	Kennlinie von Kreislauf- und Spülpumpe	
	Quelle: Zuwa GmbH	65
41	Schnitt durch Anschluß-Bodenstück für Gasspülung der Ultrafiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	66
42	Zulaufrohr und Inneneinbauten ohne/mit UF-Bodenstück	
	Quelle: Eigene Darstellung	66
43	Zufuhr von Gas im UF-Bodenstück	
	Quelle: Eigene Darstellung	67
44	Eintauchkühler mit luftgekühltem Kreislauf und elektronischer Regelung	
	Quelle: Thermo Electron Corporation	67
45	Dosierpumpe auf Dünngületank vor Pilotanlage	
	Quelle: Eigene Darstellung	68
46	Hydropresse zur Separation von Gülle	
	Quelle: Speidel Tank- und Behälterbau GmbH	69
47	Filterhilfsmittel, Filtratabgabe (Spritzschutz) und Preßvorgang	
	Quelle: Eigene Darstellung	69
48	Feststoffrückstand in Hydropresse und luftgetrocknet	
	Quelle: Eigene Darstellung	70
49	Feedpumpe mit vorgeschaltetem Zerhacker	
	Quelle: Rheinstrom Pumpenfabrik GmbH	70
50	Beutelfiltersystem mit Polypropylen-Nadelfilz Filterhilfsmittel	
	Quelle: Fuhr GmbH	71

51	3D CAD-Modell der Pilotanlage - Ansicht 1	
	Quelle: Eigene Darstellung	72
52	3D CAD-Modell der Pilotanlage - Ansicht 2	
	Quelle: Eigene Darstellung	73
53	Meßwerterfassung mit Panel-PC	
	Quelle: Eigene Darstellung	80
54	Webserver-Frontend der Meßdatenerfassung	
	Quelle: Eigene Darstellung	81
55	Schema Montageboard PCLD-881B: 32 Eingänge	
	Quelle: Advantech UK Ltd.	82
56	Pilotanlage im Betrieb (Rückansicht), Differenzdruck	
	Quelle: Eigene Darstellung	84
57	Milchviehhaltung auf dem St. Wendelinhof in Bingen	
	Quelle: Eigene Darstellung	85
58	Deutsches Weidelgras	
	Quelle: Illustr. of the British Flora (1924), Dt. Rasenges. e.V.	86
59	Gefäßversuch im Gewächshaus der FH Bingen	
	Quelle: Eigene Darstellung	89
60	Fluoreszenzmikroskopie: Membranfilter mit Bakterienbelag	
	Quelle: Eigene Darstellung	98
61	Aufschwimmender Membranbelag nach chem. Reinigung	
	Quelle: Eigene Darstellung	101
62	VL002 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	105
63	VL004 30h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	106
64	Vergleich von möglichen Anlagenbetriebspunkten	
	Quelle: Eigene Darstellung	107
65	VA011 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	108
66	VA012 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	109
67	VA101 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	110

68	TS- bzw. Nährstoffvergleich von G, F und V	
	Quelle: Eigene Darstellung	111
69	Wirksamkeit von Intervall-Spülungen	
	Quelle: Eigene Darstellung	112
70	VL006 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	113
71	VB102 50h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	115
72	VB102 - Nährstoffmengenverteilung	
	Quelle: Eigene Darstellung	115
73	VB102-103 - Trendanalyse Nährstoffmengenverteilung	
	Quelle: Eigene Darstellung	116
74	Permeat-Nährstoffmengen aus 100 bzw. 50 μm -Vorfiltrat	
	Quelle: Eigene Darstellung	117
75	KP-Effizienzmatrix Vorfiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	118
76	Stickstoffanteile im Permeat von 150 bzw. 300 kDa UF	
	Quelle: Eigene Darstellung	119
77	Verblockung der 300 kDa UF-Membran	
	Quelle: Eigene Darstellung	119
78	Korrelation von Permeatfluß und Kreislauftemperatur	
	Quelle: Eigene Darstellung	120
79	VX115 72h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	121
80	VC103 - Gesamtzellzahlen und Anzahl der Methanbildner	
	Quelle: nach Prot. Aufzeichnungen, Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)	122
81	R-VC103 - 40 x Dapi 0,01-2 - Kompaktierte Zelleinheit	
	Quelle: Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)	123
82	VB052 - Gesamtzellzahlen und Anzahl der Methanbildner	
	Quelle: nach Prot. Aufzeichnungen, Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)	124
83	VB051/VB052 - Gesamtzellzahlen und Anzahl der Methanogene	
	Quelle: nach Prot. Aufzeichnungen, Fr. Herrmann, BTU Cottbus-Senftenberg (2012)	124
84	Biogasertrag der einzelnen Substrat-Varianten	
	Quelle: nach Laborprotokollen, Biogaslabor, FH Bingen (2012)	125

85	Methangasertrag der einzelnen Substrat-Varianten	
	Quelle: nach Laborprotokollen, Biogaslabor, FH Bingen (2012)	126
86	FOS/TAC-Werte für die einzelnen Substrat-Varianten	
	Quelle: nach Prot. Aufzeichnungen, FH Bingen, PETERSEN, J. (2012)	127
87	Trockenmasseerträge der 3 Ernten	
	Quelle: Projektarbeit, FH Bingen, KERN, D. (2013)	128
88	Erträge der Mineral-N Varianten	
	Quelle: Projektarbeit, FH Bingen, KERN, D. (2013)	128
89	Erträge der Permeat Varianten im Vergleich	
	Quelle: Projektarbeit, FH Bingen, KERN, D. (2013)	129
90	Stickstoff-Entzüge der Varianten	
	Quelle: Projektarbeit, FH Bingen, KERN, D. (2013)	129
91	CO ₂ -Emissionen von Gärrest/Gülle und Mineraldünger	
	Quelle: DÖHLER, H. (2012)	130
92	Nährstoffvergleich P-S-Kombinationsversuch	
	Quelle: Eigene Darstellung	131
93	TS-Mengen und Nährstoffströme des Versuchs VB102	
	Quelle: Eigene Darstellung	133
94	Schema einer produktiven Anlage	
	Quelle: Eigene Darstellung	138
95	Pilotanlage für die Wandmontage - Vorder-/Rückansicht	
	Quelle: Eigene Darstellung	140
96	VA101-104 Beutelfilter 4 × 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	175
97	VA001-004 Hydropresse 4 × 6h-Ausschnitt Meßwert-Diag.	
	Quelle: Eigene Darstellung	175
98	Org. Substanz in Rohgülle, Hydropressen- und Beutelfilter	
	Quelle: Eigene Darstellung	176
99	VL005 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	181
100	VL007 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	181
101	Tagesproduktionsprogramm VB101	
	Quelle: Eigene Darstellung	183

102	VB103 50h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	190
103	VB104 30h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	190
104	VB051 52h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	193
105	VB052 52h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	193
106	VC101-103 Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	206
107	VC051-052 Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	206
108	NK-Effizienzmatrix Vorfiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	207
109	NP-Effizienzmatrix Vorfiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	207
110	N/TS-Effizienzmatrix Vorfiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	208
111	K/TS-Effizienzmatrix Vorfiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	208
112	P/TS-Effizienzmatrix Vorfiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	209
113	N/Org. Subs.-Effizienzmatrix Vorfiltration	
	Quelle: Eigene Darstellung	209
114	VX101 8h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	214
115	UX101 8h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	214
116	VR014 4-Tages-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	217
117	VX114 4-Tages-Ausschnitt Meßwert-Diagramm	
	Quelle: Eigene Darstellung	217

Tabellenverzeichnis

1	Physikalisch-chemisch auftrennbare Fraktionen von Gülle	22
2	Änderung der Stoffkennwerte durch Vergärung	60
3	Eigenschaften der PCI-Meßwertkarte	82
4	Substratanalyse Gefäßversuch	89
5	Prüfvarianten Gefäßversuch	90
6	Ansetzen der Mikronährstoffe	91
7	Ansetzen der Borsäurelösung	91
8	Stoffmengen der Hauptnährstoffe	92
9	Einwaage von Dünger-Portionen und Substrat	92
10	Ergänzung von VE-Wasser - Feuchtigkeitsfracht in ml je Gefäß	93
11	Gülleaufwand in der Praxis	93
12	Kalkulation NPK-Dünger je 100 g Boden	94
13	Varianten der Biogasertrags-Versuchsreihe	96
14	Verdünnungsreihe Schnelltests	99
15	Methoden der Düngemittelanalyse - Analytische Befunde LUFA	100
16	Vergleich Leitungswasser und Reinwasser	101
17	Tabelle zur Ermittlung des Temperaturkoeffizienten K_t	164
18	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL000	165
19	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL001	166
20	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL002	167
21	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL003	168
22	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL004	169
23	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA011 bis VA014	170
24	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA021 bis VA024	171
25	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA051 bis VA054	172
26	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA101 bis VA104	173
27	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA001 bis VA004	174
28	Temperatur-Funktion - Variation der Vorfiltrationen	176
29	LUFA - Analytischer Befund - Rohgülle (G1) - Versuchsreihe A	177
30	LUFA - Analytischer Befund - Dünngülle (F1) - Versuchsreihe A	177
31	LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V010) - Versuchsreihe A	177
32	LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V025) - Versuchsreihe A	178
33	LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V050) - Versuchsreihe A	178

34	LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V100) - Versuchsreihe A	178
35	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VAx51 bis VAx54 . .	179
36	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VL005 bis VL008 . .	180
37	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB102	184
38	LUFA - Analytischer Befund - Rohgülle (G2) - K3284/12	185
39	LUFA - Analytischer Befund - Feststoff (S2) - K3330/12	185
40	LUFA - Analytischer Befund - Dünngülle (F2) - K3285/12	185
41	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB102) - K3359/12	186
42	LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB102) - K3360/12 . . .	186
43	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB102) - K3358/12	186
44	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB103	187
45	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB103) - K3379/12	188
46	LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB103) - K3380/12 . . .	188
47	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB103) - K3378/12	188
48	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB104	189
49	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB051	191
50	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB051) - K3414/12	192
51	LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB051) - K3415/12 . . .	192
52	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB051) - K3413/12	192
53	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB052	194
54	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB052) - K3436/12	195
55	LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB052) - K3437/12 . . .	195
56	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB052) - K3435/12	195
57	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC101	196
58	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC101) - K3469/12	197
59	LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VC101) - K3470/12 . . .	197
60	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC101) - K3468/12	197
61	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC102	198
62	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC102) - K3475/12	199
63	LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VC102) - K3476/12 . . .	199
64	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC102) - K3474/12	199
65	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC103	200
66	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC103) - K3493/12	201
67	LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VC103) - K3494/12 . . .	201

68	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC103) - K3492/12	201
69	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC051	202
70	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC051) - K3543/12	203
71	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC051) - K3542/12	203
72	LUFA - Analytischer Befund - Feed (F4) - K3597/12	203
73	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC052	204
74	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC052) - K3576/12	205
75	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC052) - K3575/12	205
76	LUFA - Analytischer Befund - Feststoff (S4) - K3598/12	205
77	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VX101	210
78	LUFA - Analytischer Befund - Rohgülle (G-VX101) - K4207/13	211
79	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VX101) - K4211/13	211
80	LUFA - Analytischer Befund - Feed (P-VX101) - K4210/13	211
81	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe UX101	212
82	LUFA - Analytischer Befund - Feed (F-UX101) - K4254/13	213
83	LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-UX101) - K4256/13	213
84	LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-UX101) - K4257/13	213
85	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VR014	215
86	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VX114	216
87	Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VX115	218
88	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 1	219
89	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 2	219
90	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 3	219
91	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 4	220
92	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 5	220
93	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 6	220
94	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 7	221
95	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 8	221
96	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 9	221
97	Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 10	222
98	FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0	222
99	FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 17 h	223
100	FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 24 h	223
101	FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 43 h	224

102	FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 70 h	224
103	FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 142 h	225
104	TS-Bestimmung - Biogasversuche	225
105	Befund Hydrologische Untersuchungsstelle Salzburg - Prot. 00222/13	226
106	Befund Hydrologische Untersuchungsstelle Salzburg - Prot. 00223/13	226

A Anhang

A.1 Korrektur des Wasserwertes der Ultrafiltration

Tab. 17: Tabelle zur Ermittlung des Temperaturkoeffizienten K_t

°C	K_t	°C	K_t	°C	K_t	°C	K_t	°C	K_t
0	2,003	20	1,127	40	0,730	60	0,525	80	0,398
1	1,934	21	1,099	41	0,717	61	0,517	81	0,393
2	1,870	22	1,073	42	0,703	62	0,509	82	0,385
3	1,808	23	1,048	43	0,691	63	0,502	83	0,383
4	1,751	24	1,022	44	0,678	64	0,495	84	0,380
5	1,696	25	1,000	45	0,667	65	0,488	85	0,375
6	1,645	26	0,977	46	0,656	66	0,482	86	0,371
7	1,596	27	0,955	47	0,644	67	0,471	87	0,366
8	1,549	28	0,934	48	0,634	68	0,468	88	0,362
9	1,505	29	0,913	49	0,624	69	0,461	89	0,357
10	1,463	30	0,893	50	0,612	70	0,454	90	0,354
11	1,422	31	0,875	51	0,603	71	0,449	91	0,349
12	1,383	32	0,860	52	0,594	72	0,442	92	0,347
13	1,346	33	0,839	53	0,585	73	0,436	93	0,342
14	1,311	34	0,822	54	0,575	74	0,431	94	0,339
15	1,278	35	0,816	55	0,566	75	0,426	95	0,334
16	1,245	36	0,788	56	0,557	76	0,420	96	0,331
17	1,214	37	0,773	57	0,549	77	0,414	97	0,327
18	1,184	38	0,759	58	0,541	78	0,409	98	0,324
19	1,153	39	0,744	59	0,533	79	0,404	99	0,320

A.2 Durchführung der Versuchsreihe VL000

Inbetriebnahme der Pilotanlage: Test der Funktion, Kalibrierung der Meßgeräte, Ermittlung der Korrekturwerte für die Meßwerterfassung

Startbedingungen - Beide Pumpen sind entlüftet, alle Rohrleitungen und der Arbeitstank sind mit VE-Wasser befüllt. Der Spültank ist zu Beginn des Versuchs ohne Inhalt und das Handventil V8 zum Arbeitstank 100% geöffnet. Das Handventil V6 zur Permeatabgabe ist vollständig geöffnet und das Handventil V7 zum Spültank so eingestellt, daß ein Ausschleusen von Permeat kontinuierlich möglich ist.

Tab. 18: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL000

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VL000	VE-Wasser	4 × 8 h	18,8 - 20,8 °C	E
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
TI0A	20,2°C	20,1°C	20,8°C	18,8°C
pH-Wert	n.a.	n.a.	n.a.	6,91
Leitfähigkeit	n.a.	n.a.	n.a.	54,8 µS/cm
TDS-Wert	40 - 50 ppm	39 - 43 ppm	39 - 40 ppm	38 - 41 ppm

Versuchsdurchführung - Start der Kreislaufpumpe P1 bei zunächst geschlossenem Ventil V2, dann das Ventil langsam öffnen bis eine Anströmung des Moduls von 11,5 l/min erreicht wird und sich ein Druck von 2,6 bar im Kreislauf stabil einstellt. Das Nadelventil V4 zur Begrenzung des Rücklaufs soll hierbei auf ca. 50% seines Öffnungsvermögens eingestellt sein, um ein evt. notwendiges Nachregulieren der Anlage während des gesamten Versuchsverlaufs ohne die Veränderung der Einstellung des Ventils V2 zu ermöglichen. Ein Nachregulieren soll nur bei einer Abweichung von 0,2 bar des Drucks von PI1A auf den Startwert 2,6 bar mit Hilfe des Nadelventils erfolgen, der Zeitpunkt des Nachregulierens ist festzuhalten, eine damit zusammenhängende Änderung des Retentat-Volumenstroms wird akzeptiert. Der Verlust im Kreislauf durch das Ausschleusen von Permeat ist durch VE-Wasser mit Raumtemperatur bei Bedarf über den Spültank auszugleichen. Nach Erreichen der Kreislauftemp. TI2 mit 25°C ist die Meßwerterfassung zu starten. Der Versuch soll an 4 Tagen durchgehend über die Dauer von jeweils 8 h erfolgen.

A.3 Durchführung der Versuchsreihe VL001

Versuch zur Bestimmung der hydraulischen Leerlaufkennlinie der Anlage im Kreislaufbetrieb mit VE-Wasser und Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge über einen Durchflußmengenbegrenzer

Startbedingungen - Beide Pumpen sind entlüftet, alle Rohrleitungen und der Arbeitstank sind mit VE-Wasser befüllt. Der Spültank ist zu Beginn des Versuchs ohne Inhalt und das Handventil V8 zum Arbeitstank 100% geöffnet. Das Handventil V6 zur Permeatabgabe ist vollständig geöffnet und das Handventil V7 zum Spültank so eingestellt, daß ein Ausschleusen von Permeat kontinuierlich möglich ist.

Tab. 19: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL001

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VL001	VE-Wasser	52 h	17,4 - 21,5 °C	E
Meßgröße	Tag 1 (t_0)	Tag 2 ($t_0 + 24h$)	Tag 3 ($t_0 + 48h$)	Einheit
pH-Wert	7,00	7,21	7,48	—
Leitfähigkeit	59,6	61,6	61,9	$\mu\text{S}/\text{cm}$
TDS-Wert	42	42	43	ppm
Meßgröße	13:30 14:45 16:15	09:00 12:00 15:00	09:05 12:00 15:00	Einheit
TI 0 A	17,4 20,6 24,3	30,1 32,4 33,7	33,8 34,2 34,4	°C
PI 1 A	2,60 2,61 2,60	2,72 2,68 2,68	2,69 2,70 2,71	bar
PI 2 A	2,56 2,58 2,58	2,70 2,67 2,66	2,67 2,68 2,68	bar
FI 1 A	11,6 11,2 11,5	10,3 10,3 10,4	10,2 10,2 10,2	l/min
FI 2	7,20 6,90 6,90	5,10 5,00 5,00	5,00 5,00 5,00	l/min
FI 3 A	4,25 4,15 4,50	5,05 5,25 5,30	5,15 5,15 5,15	l/min

Versuchsdurchführung (siehe VL000) - Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 52 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts durch Schließen des Ventils V6 kein Permeat ausgeschleust und das in dieser Zeit produzierte Permeat zu 100% in den Kreislauf wieder zurück eingespeist.

A.4 Durchführung der Versuchsreihe VL002

Vorbereitendes Einfahren der Anlage auf die hydraulische Leerlaufkennlinie im geschlossenen Kreislaufbetrieb mit VE-Wasser ohne Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge vor Beginn der Zugabe von Gülle

Startbedingungen - Beide Pumpen sind entlüftet, alle Rohrleitungen und der Arbeitstank sind mit VE-Wasser befüllt. Der Spültank ist zu Beginn des Versuchs ohne Inhalt und das Handventil V8 zum Arbeitstank 100% geöffnet. Das Handventil V6 zur Permeatabgabe ist geschlossen und das Handventil V7 zum Spültank zu 100% geöffnet.

Tab. 20: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL002

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VL002	VE-Wasser	24 h	19,7-19,8 °C	E
Meßgröße	Tag 1 (t_0)	Tag 2 ($t_0 + 24h$)	Tag 3 ($t_0 + 48h$)	Einheit
pH-Wert	7,78	7,89	—	—
Leitfähigkeit	62,7	63,0	—	$\mu S/cm$
TDS-Wert	43	44	—	ppm
Meßgröße	09:00 12:00 15:00	09:00 11:00 13:00	—	Einheit
TI 0 A	24,5 29,4 31,9	33,0 32,9 33,5	—	°C
PI 1 A	2,59 2,56 2,52	2,52 2,53 2,52	—	bar
PI 2 A	2,55 2,51 2,48	2,47 2,47 2,46	—	bar
FI 1 A	11,5 11,6 11,9	11,9 11,9 12,0	—	l/min
FI 2	7,25 7,10 7,10	6,95 6,95 6,95	—	l/min
FI 3 A	4,10 4,50 4,70	4,85 4,85 4,90	—	l/min

Versuchsdurchführung (siehe VL001) - Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 24 h erfolgen. Es wird durch Schließen des Ventils V6 kein Permeat ausgeschleust und das produzierte Permeat zu 100% in den Kreislauf wieder zurück eingespeist. Ein manuelles Nachregulieren der Anlage erfolgt nicht, es wird eine eigenständige Stabilisierung der Anlage abgewartet. Es ist nur einzugreifen, wenn der Differenzdruck zwischen PI 1 A und PI 2 A längere Zeit $> 0,4$ bar beträgt.

A.5 Durchführung der Versuchsreihe VL003

Versuch zur Bestimmung der hydraulischen Leerlaufkennlinie der Anlage im Kreislaufbetrieb mit VE-Wasser und Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge über einen Durchflußmengenbegrenzer bei konstanter Anströmung

Startbedingungen - Beide Pumpen sind entlüftet, alle Rohrleitungen und der Arbeitstank sind mit VE-Wasser befüllt. Das Handventil V6 zur Permeatabgabe ist vollständig geöffnet und das Handventil V7 zum Spültank so eingestellt, daß ein Ausschleusen von 0,5 l/min Permeat kontinuierlich möglich ist.

Tab. 21: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL003

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VL003	VE-Wasser	52 h	16,4-18,3 °C	E
Meßgröße	Tag 1 (t_0)	Tag 2 ($t_0 + 24h$)	Tag 3 ($t_0 + 48h$)	Einheit
pH-Wert	6,89	7,45	7,92	—
Leitfähigkeit	63,3	64,1	64,5	$\mu S/cm$
TDS-Wert	44	45	45	ppm
Meßgröße	11:00 13:00 15:00	09:00 12:20 15:40	09:00 12:00 15:20	Einheit
TI 0 A	20,9 25,5 28,1	30,8 30,8 31,7	32,3 31,8 32,3	°C
PI 1 A	2,60 2,58 2,57	2,57 2,57 2,57	2,57 2,56 2,56	bar
PI 2 A	2,56 2,52 2,52	2,50 2,51 2,50	2,51 2,49 2,49	bar
FI 1 A	11,5 11,6 11,6	11,6 11,6 11,5	11,5 11,6 11,6	l/min
FI 2	8,10 8,00 7,85	7,55 7,60 7,50	7,25 7,50 7,40	l/min
FI 3 A	3,35 3,50 3,70	3,95 3,90 4,00	4,20 4,10 4,15	l/min

Versuchsdurchführung (s.a. VL001) - Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 52 h erfolgen. Der Mengenverlust im Kreislauf, bedingt durch die Permeatabgabe, wird durch VE-Wasser mit Raumtemperatur tagsüber ergänzt. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts, das in dieser Zeit produzierte Permeat wieder zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist. Die P- und K-Werte der photometrischen Schelltests sind wegen der Trübung des Permeats zu korrigieren, dabei werden die Korrekturwerte durch die Messung ohne die farbgebende Reagenz ermittelt und vom Meßwert abgezogen.

A.6 Durchführung der Versuchsreihe VL004

Versuch zur Bestimmung der hydraulischen Kennlinie einer permeatseitigen Spülung mit VE-Wasser mittels vorgegebenem Wasserdruck der Versorgungsleitung *unter besonderer Berücksichtigung der Kühlwirkung* des zufließenden Spülwassers

Startbedingungen - Beide Pumpen sind entlüftet, alle Rohrleitungen und der Arbeitstank sind mit VE-Wasser befüllt. Das Handventil V6 zur Permeatabgabe ist vollständig geöffnet und das Handventil V7 zum Spültank so eingestellt, daß ein Ausschleusen von 0,5 l/min Permeat kontinuierlich möglich ist.

Tab. 22: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VL004

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VL004	VE-Wasser	52 h	19,6-21,8 °C	E
Meßgröße	Tag 1 (t ₀)	Tag 2 (t ₀ + 24h)	Tag 3 (t ₀ + 48h)	Einheit
pH-Wert	6,86	7,46	7,63	—
Leitfähigkeit	66,6	67,2	69,3	μS/cm
TDS-Wert	46	47	48	ppm
Meßgröße	10:00 12:30 15:10	09:00 12:00 14:30	09:00 12:00 15:45	Einheit
TI 0 A	21,7 26,9 31,1	35,0 28,3 29,7	35,7 29,1 31,2	°C
PI 1 A	2,60 2,60 2,60	2,57 2,58 2,57	2,56 2,58 2,56	bar
PI 2 A	2,54 2,53 2,55	2,50 2,51 2,49	2,48 2,51 2,48	bar
FI 1 A	11,5 11,6 11,3	11,6 11,6 11,5	11,6 11,5 11,5	l/min
FI 2	8,60 8,30 7,70	7,75 8,70 8,20	7,90 8,60 8,20	l/min
FI 3 A	2,85 3,20 3,55	3,80 2,90 3,25	3,60 2,85 3,30	l/min

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird *durch die Spülung* mit VE-Wasser erreicht, welche immer nach Ansprechen des Trockenlaufs eingeleitet wird. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von mind. 52 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust und auch nicht gespült, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

A.7 Durchführung der Versuchsreihen VA011 bis VA014

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen zur Feststellung der Trennfähigkeit der Ultrafiltration bei einer 10 μm -Vorfiltration mit einem Beutelfilter

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen sind gegeben und der Arbeitstank ist bereits mit Vorfiltrat (Filtration mit 10 μm Filterhilfsmittel) - neu oder vom Vorversuch - befüllt. Die Hydropresse kommt nicht zur Anwendung.

Tab. 23: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA011 bis VA014

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VA011-VA014	Gülle	4 × 6 h	23,7-26,2 °C	E
Meßgröße	VA011 (6h)	VA012 (6h)	VA013 (6h)	VA014 (6h)
pH-Wert	8,34	8,43	8,48	8,39
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	17520	6350	2290	967
TDS-Wert [ppm]	11730 - 11810	4320 - 4410	1550 - 1720	670 - 774
Meßgröße	10:00 12:20 15:00	09:00 12:00 14:30	08:50 11:25 13:30	08:40 10:50 13:15
TI 0 A [°C]	23,7 30,5 36,4	27,1 34,3 n.a.	30,5 35,2 34,4	29,7 35,9 30,9
PI 1 A [bar]	2,61 2,57 2,54	2,57 2,51 2,47	2,49 2,45 2,43	2,47 2,45 2,43
PI 2 A [bar]	1,90 1,50 1,52	2,45 2,36 2,32	2,40 2,35 2,30	2,39 2,37 2,32
FI 1 A [l/min]	11,2 11,5 11,5	11,5 11,6 11,6	11,5 11,5 11,5	11,6 11,5 11,6
FI 2 [l/min]	11,1 11,4 11,4	11,3 11,4 11,4	11,3 11,4 11,4	11,4 11,3 11,4
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	0,20 0,15 0,15	0,20 0,20 0,20	0,25 0,20 0,20

Versuchsdurchführung - Im Produktionsbetrieb der Anlage ist das Ausschleusen von Permeat konstant einzurichten, das Verhältnis zwischen ausgeschleustem und rückgeführtem Permeat wird durch einen Durchflußbegrenzer mit 0,5 l/min vorgegeben. Der durch das Ausschleusen des Permeats auftretende Verlust im Kreislauf wird mit der entsprechenden Menge an Vorfiltrat diskontinuierlich in angemessenen Zeitabständen (ca. 30 min) ausgeglichen. Danach wird die Anlage einmalig mit einer Intervallspülung beaufschlagt, das Konzentrat der Spülung (abgelöster Membranbelag) ausgeschleust und die Anlage abgeschaltet. Für eine Nährstoffanalyse der einzelnen Phasen, sind Proben zu ziehen.

A.8 Durchführung der Versuchsreihen VA021 bis VA024

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen zur Feststellung der Trennfähigkeit der Ultrafiltration bei einer 25 μm -Vorfiltration mit einem Beutelfilter

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen sind gegeben und der Arbeitstank ist bereits mit Vorfiltrat (Filtration mit 25 μm Filterhilfsmittel) - neu oder vom Vorversuch - befüllt. Die Hydropresse kommt nicht zur Anwendung.

Tab. 24: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA021 bis VA024

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VA021-VA024	Gülle	4 × 6 h	23,4-27,1 °C	E
Meßgröße	VA021 (6h)	VA022 (6h)	VA023 (6h)	VA024 (6h)
pH-Wert	8,16	8,36	8,55	8,29
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	16350	6390	2270	1032
TDS-Wert [ppm]	11330 - 11530	4460 - 4500	1590 - 1790	705 - 754
Meßgröße	09:30 12:15 14:35	08:30 11:25 13:30	08:15 11:15 13:15	08:10 11:20 13:20
TI 0 A [°C]	26,1 34,5 38,6	28,6 36,6 34,5	29,4 34,1 33,5	29,7 32,4 28,2
PI 1 A [bar]	2,55 2,48 2,46	2,50 2,46 2,44	2,51 2,46 2,43	2,50 2,47 2,46
PI 2 A [bar]	2,12 1,95 1,90	2,39 2,34 2,29	2,42 2,36 2,29	2,41 2,37 2,34
FI 1 A [l/min]	11,6 11,6 11,6	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,5 11,6 11,5
FI 2 [l/min]	11,5 11,4 11,5	11,3 11,3 11,3	11,3 11,3 11,3	11,3 11,3 11,3
FI 3 A [l/min]	0,10 0,10 0,10	0,20 0,20 0,20	0,25 0,20 0,20	0,25 0,20 0,20

Versuchsdurchführung - Im Produktionsbetrieb der Anlage ist das Ausschleusen von Permeat konstant einzurichten, das Verhältnis zwischen ausgeschleustem und rückgeführtem Permeat wird durch einen Durchflußbegrenzer mit 0,5 l/min vorgegeben. Der durch das Ausschleusen des Permeats auftretende Verlust im Kreislauf wird mit der entsprechenden Menge an Vorfiltrat diskontinuierlich in angemessenen Zeitabständen (ca. 30 min) ausgeglichen. Danach wird die Anlage einmalig mit einer Intervallspülung beaufschlagt, das Konzentrat der Spülung (abgelöster Membranbelag) ausgeschleust und die Anlage abgeschaltet. Für eine Nährstoffanalyse der einzelnen Phasen, sind Proben zu ziehen.

A.9 Durchführung der Versuchsreihen VA051 bis VA054

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen zur Feststellung der Trennfähigkeit der Ultrafiltration bei einer 50 μm -Vorfiltration mit einem Beutelfilter

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen sind gegeben und der Arbeitstank ist bereits mit Vorfiltrat (Filtration mit 50 μm Filterhilfsmittel) - neu oder vom Vorversuch - befüllt. Die Hydropresse kommt nicht zur Anwendung.

Tab. 25: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA051 bis VA054

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VA051-VA054	Gülle	4 × 6 h	19,3-20,8 °C	E
Meßgröße	VA051 (6h)	VA052 (6h)	VA053 (6h)	VA054 (6h)
pH-Wert	8,35	8,51	8,63	8,33
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	16980	6380	2590	1188
TDS-Wert [ppm]	10320 - 11120	4150 - 4240	1690 - 1880	766 - 947
Meßgröße	09:05 12:00 14:15	08:30 11:00 13:30	08:20 11:15 13:50	08:20 12:00 13:40
TI 0 A [°C]	22,1 29,8 30,5	25,4 30,8 29,1	24,4 29,5 26,4	22,3 24,4 24,6
PI 1 A [bar]	2,57 2,55 2,50	2,57 2,52 2,50	2,55 2,50 2,49	2,51 2,47 2,47
PI 2 A [bar]	2,37 2,32 2,26	2,46 2,41 2,36	2,43 2,39 2,32	2,41 2,36 2,30
FI 1 A [l/min]	11,5 11,6 11,6	11,5 11,6 11,6	11,5 11,5 11,5	11,6 11,5 11,5
FI 2 [l/min]	11,3 11,4 11,5	11,3 11,4 11,4	11,3 11,3 11,3	11,3 11,3 11,3
FI 3 A [l/min]	0,15 0,105 0,15	0,20 0,20 0,15	0,20 0,20 0,15	0,25 0,20 0,20

Versuchsdurchführung - Im Produktionsbetrieb der Anlage ist das Ausschleusen von Permeat konstant einzurichten, das Verhältnis zwischen ausgeschleustem und rückgeführtem Permeat wird durch einen Durchflußbegrenzer mit 0,5 l/min vorgegeben. Der durch das Ausschleusen des Permeats auftretende Verlust im Kreislauf wird mit der entsprechenden Menge an Vorfiltrat diskontinuierlich in angemessenen Zeitabständen (ca. 30 min) ausgeglichen. Danach wird die Anlage einmalig mit einer Intervallspülung beaufschlagt, das Konzentrat der Spülung (abgelöster Membranbelag) ausgeschleust und die Anlage abgeschaltet. Für eine Nährstoffanalyse der einzelnen Phasen, sind Proben zu ziehen.

A.10 Durchführung der Versuchsreihen VA101 bis VA104

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen zur Feststellung der Trennfähigkeit der Ultrafiltration bei einer 100 μm -Vorfiltration mit einem Beutelfilter

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen sind gegeben und der Arbeitstank ist bereits mit Vorfiltrat (Filtration mit 100 μm Filterhilfsmittel) - neu oder vom Vorversuch - befüllt. Die Hydropresse kommt nicht zur Anwendung.

Tab. 26: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA101 bis VA104

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VA101-VA104	Gülle	4 × 6 h	18,8-19,8 °C	E
Meßgröße	VA101 (6h)	VA102 (6h)	VA103 (6h)	VA104 (6h)
pH-Wert	8,38	8,56	8,62	8,34
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	16550	5750	2250	1024
TDS-Wert [ppm]	9120 - 9680	3550 - 3650	1410 - 1660	654 - 764
Meßgröße	09:30 12:05 13:55	08:55 11:10 13:45	08:30 11:25 13:45	08:00 10:50 13:15
TI 0 A [°C]	22,6 29,8 33,9	25,9 31,2 28,7	24,6 30,9 27,4	24,9 32,3 29,7
PI 1 A [bar]	2,92 2,85 2,86	2,46 2,43 2,45	2,46 2,43 2,42	2,44 2,40 2,38
PI 2 A [bar]	0,91 1,01 1,02	1,79 1,77 1,81	2,32 2,26 2,22	2,30 2,23 2,22
FI 1 A [l/min]	6,95 7,45 7,00	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,6	11,5 11,5 11,6
FI 2 [l/min]	6,85 7,35 6,90	11,3 11,3 11,3	11,3 11,3 11,4	11,3 11,3 11,4
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	0,20 0,20 0,15	0,20 0,20 0,20	0,20 0,20 0,20

Versuchsdurchführung - Im Produktionsbetrieb der Anlage ist das Ausschleusen von Permeat konstant einzurichten, das Verhältnis zwischen ausgeschleustem und rückgeführtem Permeat wird durch einen Durchflußbegrenzer mit 0,5 l/min vorgegeben. Der durch das Ausschleusen des Permeats auftretende Verlust im Kreislauf wird mit der entsprechenden Menge an Vorfiltrat diskontinuierlich in angemessenen Zeitabständen (ca. 30 min) ausgeglichen. Danach wird die Anlage einmalig mit einer Intervallspülung beaufschlagt, das Konzentrat der Spülung (abgelöster Membranbelag) ausgeschleust und die Anlage abgeschaltet. Für eine Nährstoffanalyse der einzelnen Phasen, sind Proben zu ziehen.

A.11 Durchführung der Versuchsreihen VA001 bis VA004

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen zur Feststellung der Trennfähigkeit der Ultrafiltration bei Vorfiltration mit einer Hydropresse.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen sind gegeben und der Arbeitstank ist bereits mit Düng Gülle aus der Hydropresse - neu oder vom Vorversuch - befüllt. Die Vorfiltration mittels Beutelfilter kommt nicht zur Anwendung.

Tab. 27: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VA001 bis VA004

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VA001-VA004	Dünngülle	4 × 6 h	21,7-24,4 °C	E
Meßgröße	VA001 (6h)	VA002 (6h)	VA003 (6h)	VA004 (6h)
pH-Wert	8,24	8,57	8,59	8,27
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	16740	6150	2290	858
TDS-Wert [ppm]	9650 - 9960	3670 - 3740	1440 - 1680	588 - 709
Meßgröße	09:20 11:50 14:41	08:33 11:07 13:35	08:05 10:25 13:03	08:07 10:29 13:03
TI 0 A [°C]	22,4 30,1 36,7	25,1 31,4 36,4	26,6 32,5 26,7	28,1 32,6 31,7
PI 1 A [bar]	3,00 3,04 2,89	2,70 2,61 2,58	2,39 2,36 2,34	2,33 2,34 2,31
PI 2 A [bar]	1,01 1,01 1,02	1,02 1,02 1,01	1,93 1,87 1,50	2,03 1,89 1,75
FI 1 A [l/min]	5,50 4,65 5,95	8,25 8,80 8,95	11,5 11,6 11,5	11,5 11,6 11,5
FI 2 [l/min]	5,40 4,60 5,85	8,15 8,70 8,80	11,3 11,3 11,3	11,3 11,4 11,4
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	n.a. 0,10 0,15	0,25 0,20 0,20	0,25 0,20 0,20

Versuchsdurchführung - Im Produktionsbetrieb der Anlage ist das Ausschleusen von Permeat konstant einzurichten, das Verhältnis zwischen ausgeschleustem und rückgeführtem Permeat wird durch einen Durchflußbegrenzer mit 0,5 l/min vorgegeben. Der durch das Ausschleusen des Permeats auftretende Verlust im Kreislauf wird mit der entsprechenden Menge an Vorfiltrat diskontinuierlich in angemessenen Zeitabständen (ca. 30 min) ausgeglichen. Danach wird die Anlage einmalig mit einer Intervallspülung beaufschlagt, das Konzentrat der Spülung (abgelöster Membranbelag) ausgeschleust und die Anlage abgeschaltet. Für eine Nährstoffanalyse der einzelnen Phasen, sind Proben zu ziehen.

A.12 Anlagenverhalten bei Einsatz von Beutelfilter oder Hydropresse

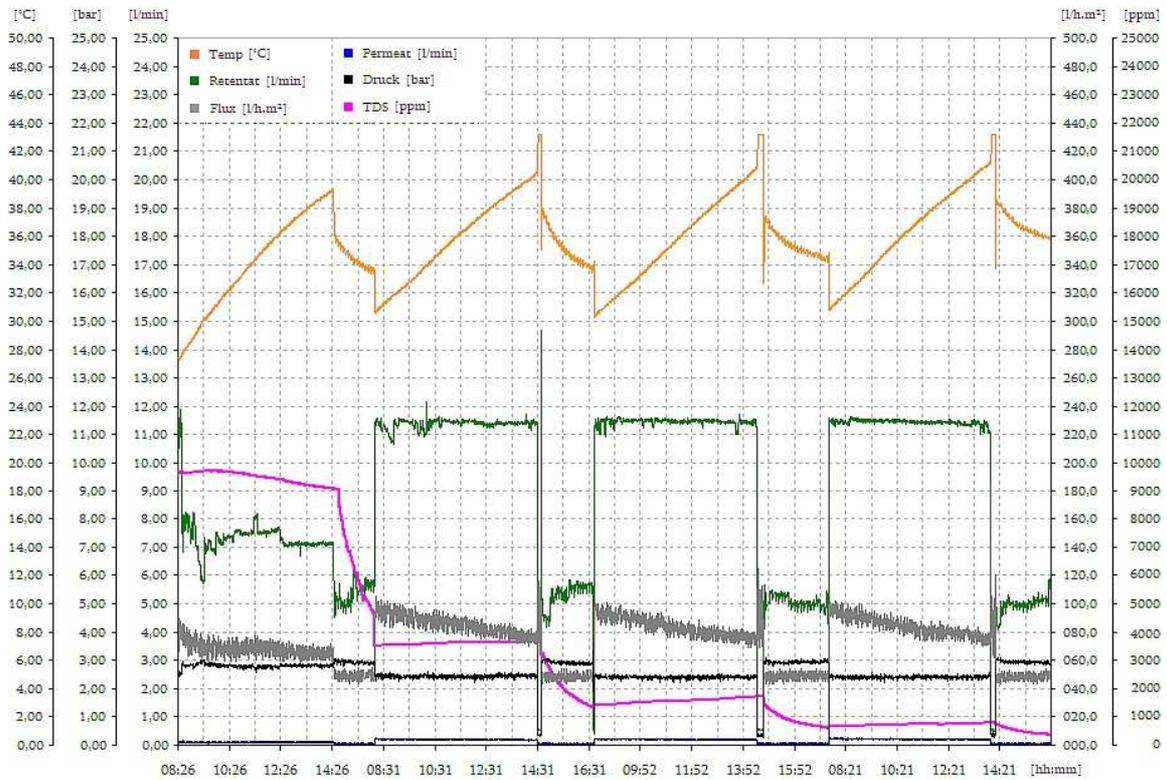


Abb. 96: VA101-104 Beutelfilter 4 × 6h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

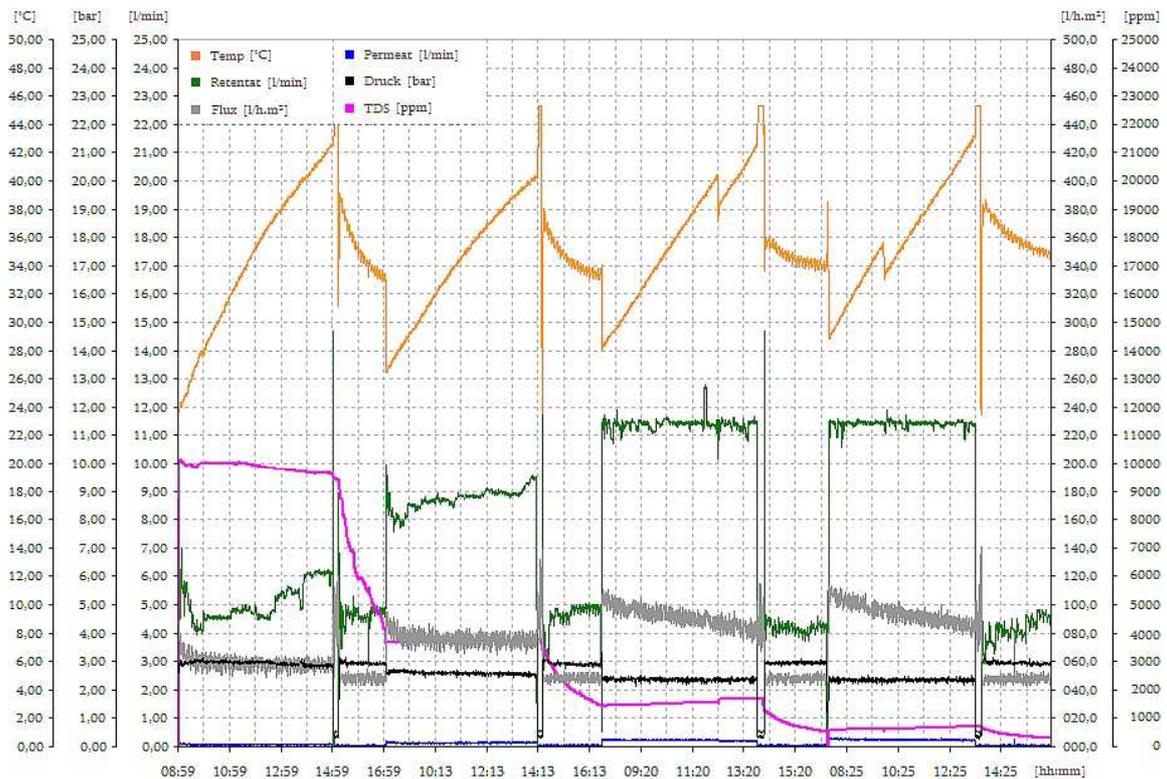


Abb. 97: VA001-004 Hydropresse 4 × 6h-Ausschnitt Meßwert-Diag., eigene Darstellung

A.13 Diagramme und Tabellen - Versuchsreihe A

Tab. 28: Temperatur-Funktion - Variation der Vorfiltrationen

	k	d	R²		k	d	R²
VA011	0,0128	12,808	0,9937		VA053	0,0065	15,279
VA012	0,0105	14,481	0,9994		VA054	0,0084	14,417
VA013	0,0078	16,721	0,9973		VA101	0,0082	14,231
VA014	0,0084	16,571	0,9966		VA102	0,0066	15,741
VA021	0,0085	15,540	0,9952		VA103	0,0070	15,232
VA022	0,0080	16,464	0,9995		VA104	0,0070	15,622
VA023	0,0084	19,691	0,9974		VA001	0,0082	16,090
VA024	0,0078	18,320	0,9944		VA002	0,0099	13,706
VA051	0,0078	14,416	0,9980		VA003	0,0076	15,932
VA052	0,0067	15,455	0,9977		VA004	0,0115	16,841

Ermittlung der linearen Regression R^2 mit der Kleinste-Quadrate-Methode (Excel)

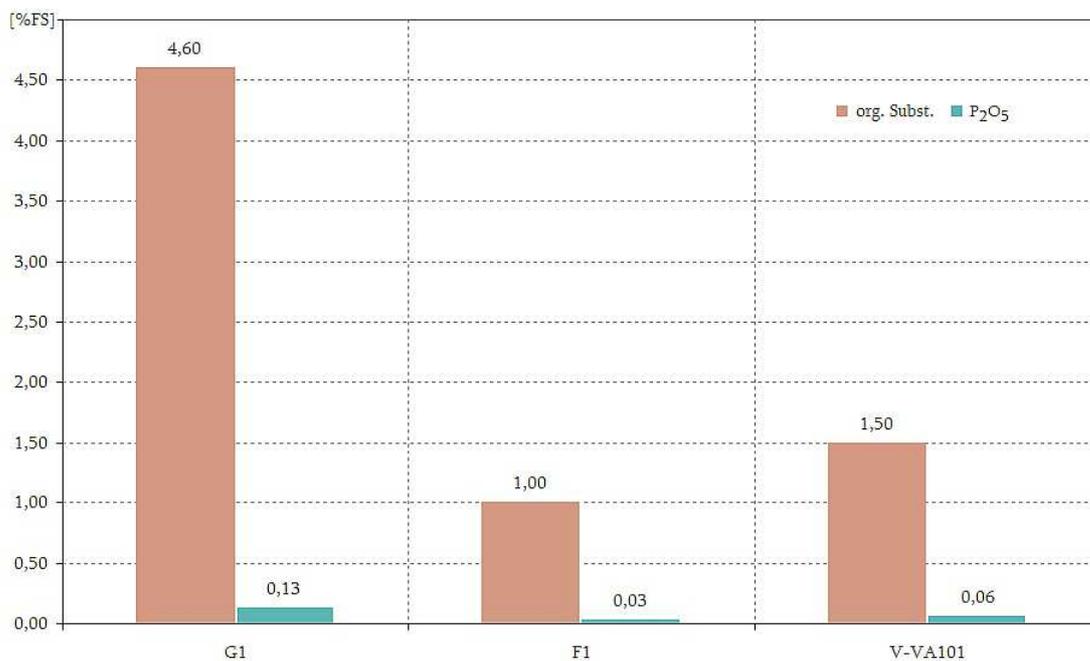


Abb. 98: Org. Substanz in Rohgülle, Hydropressen- und Beutelfilter, eigene Darstellung

Tab. 29: LUFA - Analytischer Befund - Rohgülle (G1) - Versuchsreihe A

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	G1	5,86	—	DIN EN 12880
Wasser	G1	94,14	—	DIN EN 12880
Asche	G1	1,2	20,9	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	G1	4,6	79,1	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	G1	0,37	6,31	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	G1	0,13	2,16	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	G1	0,23	4,00	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Untersuchungsbericht LUFA Speyer - Proben-Nr. K3141/12 - 10.05.2012/lit

Tab. 30: LUFA - Analytischer Befund - Dünngülle (F1) - Versuchsreihe A

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	F1	1,67	—	DIN EN 12880
Wasser	F1	98,33	—	DIN EN 12880
Asche	F1	0,6	38,8	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	F1	1,0	61,2	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	F1	0,3	15,3	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	F1	0,03	1,98	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	F1	0,2	12,7	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Untersuchungsbericht LUFA Speyer - Proben-Nr. K3177/12 - 10.05.2012/lit

Tab. 31: LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V010) - Versuchsreihe A

	Medium	%FS	%TS	Methode
Gesamtstickstoff (N)	V010	0,44	—	DIN EN 25663
Nitrat (NO ₃ -N)	V010	< 0,005	—	BGK III, A.2.1, DIN EN ISO 13395 D28
Ammonium (NH ₄ -N)	V010	0,177	—	BGK III, A.2.1, DIN 38406-5
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	V010	0,050	—	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	V010	0,249	—	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Untersuchungsbericht LUFA Speyer - Proben-Nr. K3269/12 - 05.07.2012/kw

Tab. 32: LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V025) - Versuchsreihe A

	Medium	%FS	%TS	Methode
Gesamtstickstoff (N)	V025	0,50	—	DIN EN 25663
Nitrat (NO ₃ -N)	V025	< 0,005	—	BGK III, A.2.1, DIN EN ISO 13395 D28
Ammonium (NH ₄ -N)	V025	0,177	—	BGK III, A.2.1, DIN 38406-5
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	V025	0,043	—	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	V025	0,235	—	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Untersuchungsbericht LUFA Speyer - Proben-Nr. K3270/12 - 05.07.2012/kw

Tab. 33: LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V050) - Versuchsreihe A

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	V050	2,40	—	DIN EN 12880
Wasser	V050	97,60	—	DIN EN 12880
Asche	V050	0,7	29,7	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	V050	1,7	70,3	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	V050	0,30	11,4	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	V050	0,04	1,67	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	V050	0,20	10,1	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Untersuchungsbericht LUFA Speyer - Proben-Nr. K3278/12 - 04.07.2012/lit

Tab. 34: LUFA - Analytischer Befund - Vorfiltrat (V100) - Versuchsreihe A

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	V100	2,20	—	DIN EN 12880
Wasser	V100	97,80	—	DIN EN 12880
Asche	V100	0,8	34,7	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	V100	1,5	65,3	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	V100	0,30	11,7	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	V100	0,06	2,65	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	V100	0,20	10,1	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Untersuchungsbericht LUFA Speyer - Proben-Nr. K3278/12 - 04.07.2012/lit

A.14 Durchführung der Versuchsreihen VAx51 bis VAx54

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen einer definierten Permeat-Teilmenge unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen zur Feststellung der Trennfähigkeit der Ultrafiltration bei Vorfiltration mit einer Hydropresse.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen sind gegeben und der Arbeitstank ist bereits mit Vorfiltrat ($50 \mu\text{m}$) - neu oder vom Vorversuch - befüllt. Die Vorfiltration mittels Hydropresse kommt nicht zur Anwendung.

Tab. 35: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VAx51 bis VAx54

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VAx51-VAx54	Gülle	4 × 6 h	22,8-25,4 °C	E
Meßgröße	VAx51 (6h)	VAx52 (6h)	VAx53 (6h)	VAx54 (6h)
pH-Wert	8,37	8,63	8,62	8,32
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	16240	6010	2290	975
TDS-Wert [ppm]	10120 - 10480	3990 - 4130	1540 - 1710	686 - 794
Meßgröße	09:15 12:34 14:43	08:28 10:57 13:53	09:42 12:29 14:43	08:27 11:16 14:08
TI 0 A [°C]	23,4 31,9 36,1	28,4 34,3 33,5	28,4 35,3 33,6	30,1 34,6 33,5
PI 1 A [bar]	2,86 2,78 2,72	2,36 2,35 2,32	2,36 2,31 2,28	2,35 2,31 2,27
PI 2 A [bar]	1,01 1,02 1,02	1,49 1,52 1,50	2,16 2,10 2,06	2,07 2,04 1,99
FI 1 A [l/min]	6,85 7,05 7,55	11,6 11,5 11,6	11,5 11,5 11,6	11,6 11,5 11,5
FI 2 [l/min]	6,75 7,00 7,45	11,4 11,4 11,4	11,3 11,4 11,4	11,4 11,3 11,4
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	0,20 0,15 0,15	0,25 0,20 0,20	0,25 0,25 0,20

Versuchsdurchführung - Im Produktionsbetrieb der Anlage ist das Ausschleusen von Permeat konstant einzurichten, das Verhältnis zwischen ausgeschleustem und rückgeführtem Permeat wird durch einen Durchflußbegrenzer mit 0,5 l/min vorgegeben. Der durch das Ausschleusen des Permeats auftretende Verlust im Kreislauf wird mit der entsprechenden Menge an Vorfiltrat diskontinuierlich in angemessenen Zeitabständen (ca. 30 min) ausgeglichen. Danach wird die Anlage einmalig mit einer Intervallspülung beaufschlagt, das Konzentrat der Spülung (abgelöster Membranbelag) ausgeschleust und die Anlage abgeschaltet. Für eine Nährstoffanalyse der einzelnen Phasen, sind Proben zu ziehen.

A.15 Durchführung der Versuchsreihen VL005 bis VL008

Versuch zur Bestimmung der hydraulischen Kennlinie der Membranfiltration mit VE-Wasser im geschlossenen Kreislauf *unter besonderer Berücksichtigung der Temperaturbegrenzung* durch den Einsatz eines Tauchkühlers im Arbeitstank.

Startbedingungen - Beide Pumpen sind entlüftet, alle Rohrleitungen und der Arbeitstank sind mit VE-Wasser befüllt. Das Handventil V6 zur Permeatabgabe ist geschlossen und das Handventil V7 zum Spültank zu 100% geöffnet. Der Tauchkühler wird im Versuch VL005 auf 25-30°C, bei VL006 auf 30-35°C, bei VL007 auf 35-40°C und bei VL008 auf erneut 25-30°C, jeweils untere/obere Grenzwerttemperatur, eingestellt. Die Anströmung der Membran soll mit 11,5 l/min bei 2,6 bar Druck erfolgen.

Tab. 36: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihen VL005 bis VL008

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VL005-VL008	VE-Wasser	4 × 24 h	21,4-23,3 °C	E
Meßgröße	VL005 (24h)	VL006 (24h)	VL007 (24h)	VL008 (24h)
pH-Wert	7,05	7,85	7,88	7,92
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	73	95	115	135
TDS-Wert [ppm]	51 - 54	60 - 63	72 - 76	86 - 89
Meßgröße	09:08 12:12 15:12	08:57 12:10 15:19	08:38 12:20 15:36	08:20 11:53 15:19
TI 0 A [°C]	23,9 28,3 27,6	26,5 32,8 29,0	33,5 37,6 35,1	34,3 27,7 26,5
PI 1 A [bar]	2,37 2,52 2,58	2,35 2,33 2,35	2,36 2,33 2,34	2,36 2,41 2,41
PI 2 A [bar]	2,35 2,51 2,58	2,28 2,26 2,27	2,29 2,25 2,26	2,27 2,34 2,33
FI 1 A [l/min]	11,3 9,40 8,55	11,6 11,6 11,5	11,5 11,6 11,5	11,5 11,1 11,1
FI 2 [l/min]	8,60 7,25 6,80	10,5 10,5 10,54	10,6 10,6 10,5	10,7 10,5 10,4
FI 3 A [l/min]	2,65 2,10 1,75	1,00 1,10 0,95	0,95 1,00 0,95	0,80 0,65 0,65

Versuchsdurchführung (s.a. VL001) - Die Versuche soll durchgehend über die Dauer von 24 h erfolgen. Es wird durch Schließen des Ventils V6 kein Permeat ausgeschleust und das produzierte Permeat zu 100% in den Kreislauf wieder zurück eingespeist. Ein manuelles Nachregulieren der Anlage erfolgt nicht, es wird eine eigenständige Stabilisierung der Anlage abgewartet.

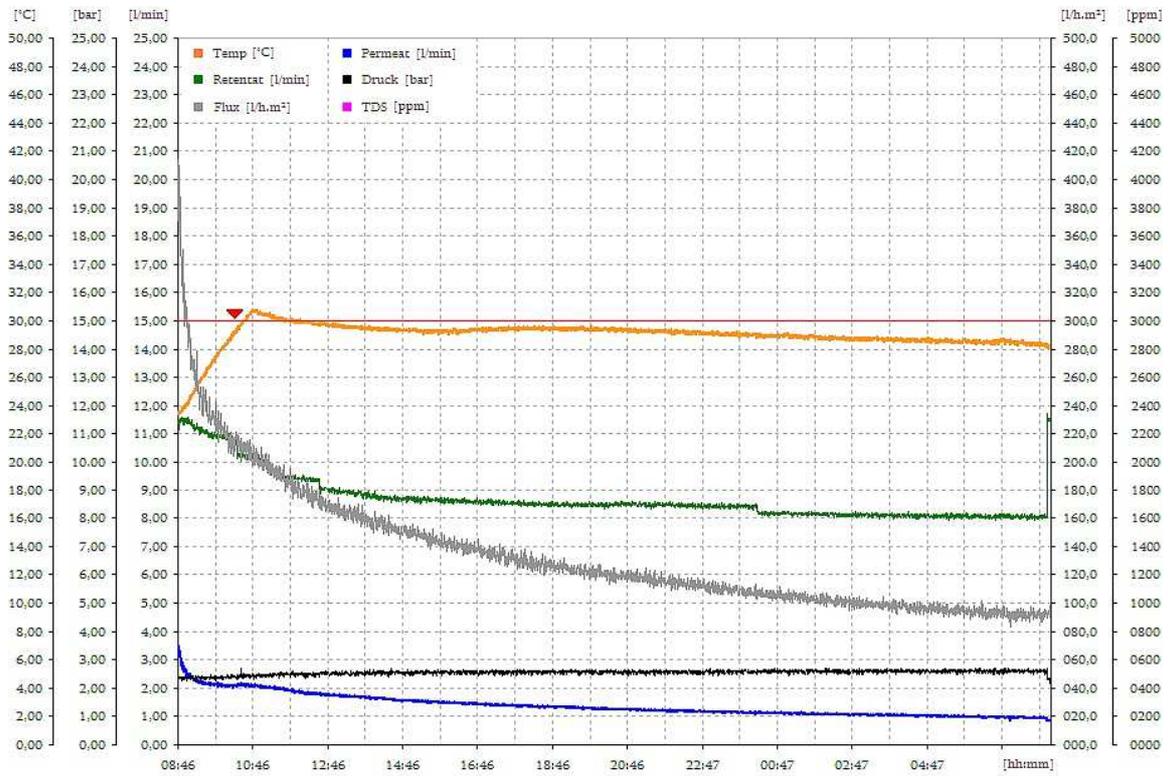


Abb. 99: VL005 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

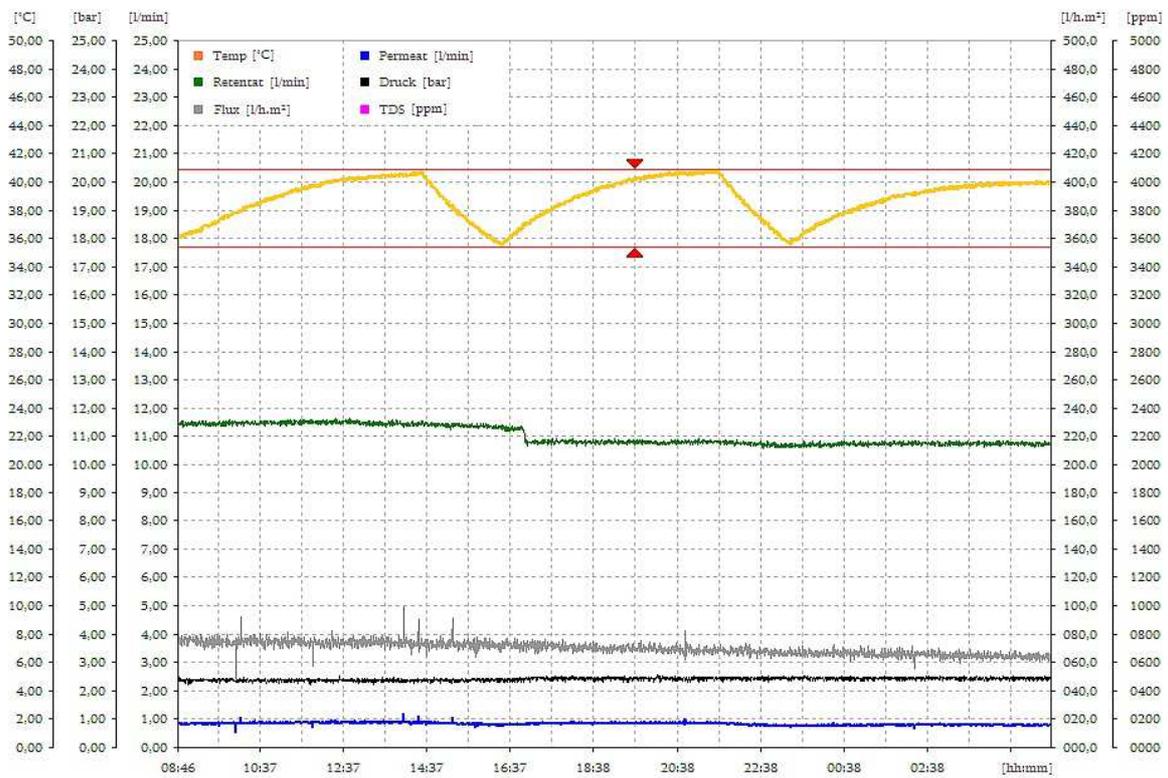


Abb. 100: VL007 24h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

A.16 Durchführung der Versuchsreihe VB101

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen sind gegeben, die Meßwerterfassung ist zu aktivieren und die Messung des TDS-Wertes sicherzustellen. Der Arbeitstank wird mit 60 Liter Vorfiltrat (Filtration mit 100 μm -Filterhilfsmittel) befüllt. Es ist darauf zu achten, daß die Umgebungstemperatur keinen starken Schwankungen unterliegt und der Arbeitstank sowie der Spültank abgedeckt sind. Der Tauchkühler ist installiert und arbeitsbereit, die durch den eigenen Energieeintrag der Anlage steigende Temperatur im Arbeitstank ist mit dem Tauchkühler von Beginn an auf 20°C (Sollwert) zu begrenzen.

Versuchsdurchführung - Vorbereitungen bis T0: Von der Rohgülle (G) und der Festphase aus der Hydropresse (S), sowie aus dem Feed (F) und dem Vorfiltrat (V) sind je ca. 200 ml als Probenmenge abzufüllen.

Zum *Zeitpunkt T0*: Zunächst ist eine Intervallspülung (1) von ca. 10 min. mit VE-Wasser durchzuführen, dieses Volumen ist vollständig in den Kanal abzuleiten. Von diesem Volumen ist eine Probe (D) von ca. 200 ml abzufüllen. Direkt anschließend wird die Spülung als Intervallspülung (2) solange fortgeführt, bis das bereits vorgelegte Volumen von 60 Litern im Arbeitstank mit max. zusätzlichen 30 Litern VE-Wasser der Spülung ergänzt worden ist. Im Arbeitstank sind jetzt 90 Liter Volumen zu Versuchsbeginn vorgelegt. Nun ist das Ausschleusen von Permeat konstant einzurichten, eine Permeatabgabe von ca. 0,20 bis 0,25 l/min wird erwartet. Das Permeat ist im externen 1000 l-Produkt-Tank zu sammeln. Vor Ablauf von 120 min Versuchszeit sind 7,5 l Permeat für die Verwendung in der nächsten Versuchsphase in einem eigenen Behältnis zu sammeln.

T0 + 120 min: Nach 2 h Versuchszeit ist das inzwischen reduzierte Volumen im Arbeitstank mit 25 l Vorfiltrat und mit 7,5 l Permeat (aus der vorherigen Versuchsphase für diesen Zweck zurückgestellt) zu ergänzen. Der Arbeitstank ist nun mit ca. 92,5 l Flüssigkeit befüllt. Vor Ablauf von weiteren 120 min Versuchszeit sind 2,5 l Permeat für die Verwendung in der nächsten Versuchsphase in einem eigenen Behältnis zu sammeln.

T0 + 240 min: Nach 4 h Versuchszeit ist das erneut reduzierte Volumen im Arbeitstank mit 25 l Vorfiltrat und mit 2,5 l Permeat (aus der vorherigen Versuchsphase für diesen Zweck zurückgestellt) zu ergänzen. Der Arbeitstank ist nun mit ca. 80 l Flüssigkeit befüllt.

T0 + 360 min: Nach 6 h Versuchszeit ist das wieder reduzierte Volumen im Arbeitstank mit 25 l Vorfiltrat, aber ohne Zugabe von Permeat zu ergänzen. Der Arbeitstank ist nun mit ca. 85 l Flüssigkeit befüllt.

T0 + 480 min: Nach 8 h Versuchszeit hat sich das Volumen im Arbeitstank durch die kontinuierliche Abgabe von Permeat der vergangenen 120 min von ca. 85 auf 55 l reduziert. Um die gewünschten Startbedingungen für den nächsten Versuchstag zu schaffen ist das Volumen im Arbeitstank mit 5 l Vorfiltrat (ohne Zugabe von Permeat) final zu ergänzen. Die Anlage ist nach 8 h durchgehendem Betrieb in dem aktuellen Zustand abzustellen und die Meßdatenerfassung zu stoppen. Es ist darauf zu achten, daß das Membranmodul und die Kreislaufleitung bis zum nächsten Versuch „unter Wasser“ stehen bzw. mit Flüssigkeit benetzt bleiben. Der Tauchkühler bleibt trotz Versuchsende weiterhin bis zum nächsten Tag in Betrieb, um auch während dem Stillstand der Anlage eine Temperatur von 20°C (Sollwert) im Arbeitstank zu gewährleisten.

Eine Anströmung des Moduls von 11,5 l/min und ein Druck von 2,3 bis 2,6 bar im Kreislauf sind als dauerhafte Betriebswerte einzuhalten. Ein Nachregulieren soll mit Hilfe des Nadelventils je nach Bedarf erfolgen, der Zeitpunkt des Nachregulierens ist festzuhalten.



Abb. 101: Tagesproduktionsprogramm VB101, eigene Darstellung

A.17 Durchführung der Versuchsreihe VB102

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 3600-3800 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt.

Tab. 37: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB102

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VB102	Gülle	52 h	21,9-22,2 °C	E
Meßgröße	Tag 1 (t_0)	Tag 2 ($t_0 + 24\text{h}$)	Tag 3 ($t_0 + 48\text{h}$)	Einheit
pH-Wert	8,50	8,37	8,57	—
Leitfähigkeit	5570	5740	5800	$\mu\text{S}/\text{cm}$
TDS-Wert	3550-3690	3730-3790	3940-3970	ppm
Meßgröße	09:36 12:44 16:39	09:32 12:52 16:48	09:20 11:11 14:02	Einheit
TI 0 A	22,8 28,4 25,7	31,8 30,8 28,6	29,1 32,8 30,4	°C
PI 1 A	2,57 2,54 2,55	2,61 2,60 2,61	2,58 2,56 2,58	bar
PI 2 A	2,39 2,31 2,28	2,40 2,38 2,35	2,29 2,23 2,22	bar
FI 1 A	11,5 11,6 11,5	11,6 11,5 11,5	11,5 11,5 11,4	l/min
FI 2	11,3 11,4 11,4	11,4 11,3 11,4	11,4 11,4 11,3	l/min
FI 3 A	0,20 0,20 0,15	0,20 0,15 0,15	0,15 0,15 0,15	l/min

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von mind. 52 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust und auch nicht gespült, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 38: LUFA - Analytischer Befund - Rohgülle (G2) - K3284/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	G2	5,20	—	DIN EN 12880
Wasser	G2	94,80	—	DIN EN 12880
Asche	G2	1,2	24,0	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	G2	4,0	76,0	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	G2	0,35	6,71	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	G2	0,13	2,59	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	G2	0,24	4,57	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 39: LUFA - Analytischer Befund - Feststoff (S2) - K3330/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	S2	13,6	—	DIN EN 12880
Wasser	S2	86,40	—	DIN EN 12880
Asche	S2	2,8	20,9	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	S2	10,8	79,1	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	S2	0,57	4,15	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	S2	0,36	2,67	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	S2	0,24	1,78	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 40: LUFA - Analytischer Befund - Dünngülle (F2) - K3285/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	F2	2,29	—	DIN EN 12880
Wasser	F2	97,71	—	DIN EN 12880
Asche	F2	0,80	36,4	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	F2	1,50	63,6	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	F2	0,30	12,2	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	F2	0,06	2,58	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	F2	0,20	10,7	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 41: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB102) - K3359/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VB102	2,09	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VB102	97,9	—	DIN EN 12880
Asche	R-VB102	0,3	16,3	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VB102	1,7	83,7	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VB102	0,15	7,18	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VB102	0,03	1,24	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VB102	0,08	4,03	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 42: LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB102) - K3360/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	D-VB102	0,5	—	DIN EN 12880
Wasser	D-VB102	99,50	—	DIN EN 12880
Asche	D-VB102	0,1	22,6	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	D-VB102	0,4	77,4	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	D-VB102	0,04	7,55	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	D-VB102	0,01	1,10	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	D-VB102	0,03	6,34	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 43: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB102) - K3358/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VB102	0,3	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VB102	99,7	—	DIN EN 12880
Asche	P-VB102	0,2	60,0	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VB102	0,1	40,0	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VB102	0,32	12,7	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VB102	0,01	0,63	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VB102	0,10	21,7	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

A.18 Durchführung der Versuchsreihe VB103

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 4800-5000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt.

Tab. 44: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB103

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VB103	Gülle	52 h	22,8-24,3 °C	E
Meßgröße	Tag 1 (t_0)	Tag 2 ($t_0 + 24\text{h}$)	Tag 3 ($t_0 + 48\text{h}$)	Einheit
pH-Wert	8,60	8,54	8,55	
Leitfähigkeit	7180	7260	6980	$\mu\text{S}/\text{cm}$
TDS-Wert	4670-4850	4670-4900	4760-4830	ppm
Meßgröße	09:26 12:50 15:58	10:03 13:02 15:51	09:02 11:06	Einheit
TI 0 A	25,5 33,4 32,4	30,8 29,9 28,4	26,8 31,0	°C
PI 1 A	2,58 2,54 2,52	2,57 2,55 2,55	2,58 2,53	bar
PI 2 A	2,42 2,30 2,27	2,37 2,28 2,12	2,16 2,13	bar
FI 1 A	11,5 11,5 11,5	11,5 11,4 11,5	11,5 11,6	l/min
FI 2	11,3 11,3 11,4	11,4 11,3 11,4	11,4 11,5	l/min
FI 3 A	0,20 0,20 0,15	0,15 0,15 0,15	0,15 0,10	l/min

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von mind. 52 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust und auch nicht gespült, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 45: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB103) - K3379/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VB103	1,90	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VB103	98,1	—	DIN EN 12880
Asche	R-VB103	0,4	19,6	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VB103	1,6	80,4	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VB103	0,16	8,29	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VB103	0,03	1,46	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VB103	0,10	5,43	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 46: LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB103) - K3380/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	D-VB103	0,3	—	DIN EN 12880
Wasser	D-VB103	99,70	—	DIN EN 12880
Asche	D-VB103	0,1	20,6	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	D-VB103	0,3	79,4	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	D-VB103	0,03	9,23	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	D-VB103	< 0,01	1,49	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	D-VB103	0,02	7,05	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 47: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB103) - K3378/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VB103	0,3	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VB103	99,7	—	DIN EN 12880
Asche	P-VB103	0,2	65,0	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VB103	0,1	35,0	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VB103	0,10	20,6	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VB103	< 0,01	0,76	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VB103	0,10	30,3	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

A.19 Durchführung der Versuchsreihe VB104

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 6800-7000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt.

Tab. 48: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB104

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VB104	Gülle	52 h	21,3-25,8 °C	E
Meßgröße	Tag 1 (t_0)	Tag 2 ($t_0 + 24\text{h}$)	Tag 3 ($t_0 + 48\text{h}$)	Einheit
pH-Wert	n.a.	8,44	8,45	
Leitfähigkeit	9790	9550	9430	$\mu\text{S}/\text{cm}$
TDS-Wert	6510-6630	6460-6620	6010-6380	ppm
Meßgröße	09:25 12:23 15:41	09:33 12:11 16:08	08:29 11:03 13:12	Einheit
TI 0 A	27,7 31,8 31,4	28,4 32,6 32,7	24,4 26,4 27,5	°C
PI 1 A	2,51 2,47 2,51	2,53 2,50 2,52	2,53 2,51 2,52	bar
PI 2 A	2,08 2,14 2,12	2,07 2,06 1,94	1,60 1,66 1,51	bar
FI 1 A	11,6 11,6 11,5	11,5 11,6 11,5	11,6 11,5 11,5	l/min
FI 2	11,4 11,4 11,4	11,4 11,5 11,4	11,5 11,5 11,5	l/min
FI 3 A	0,15 0,15 0,15	0,15 0,10 n.a.	n.a. n.a. n.a.	l/min

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von mind. 52 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust und auch nicht gespült, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

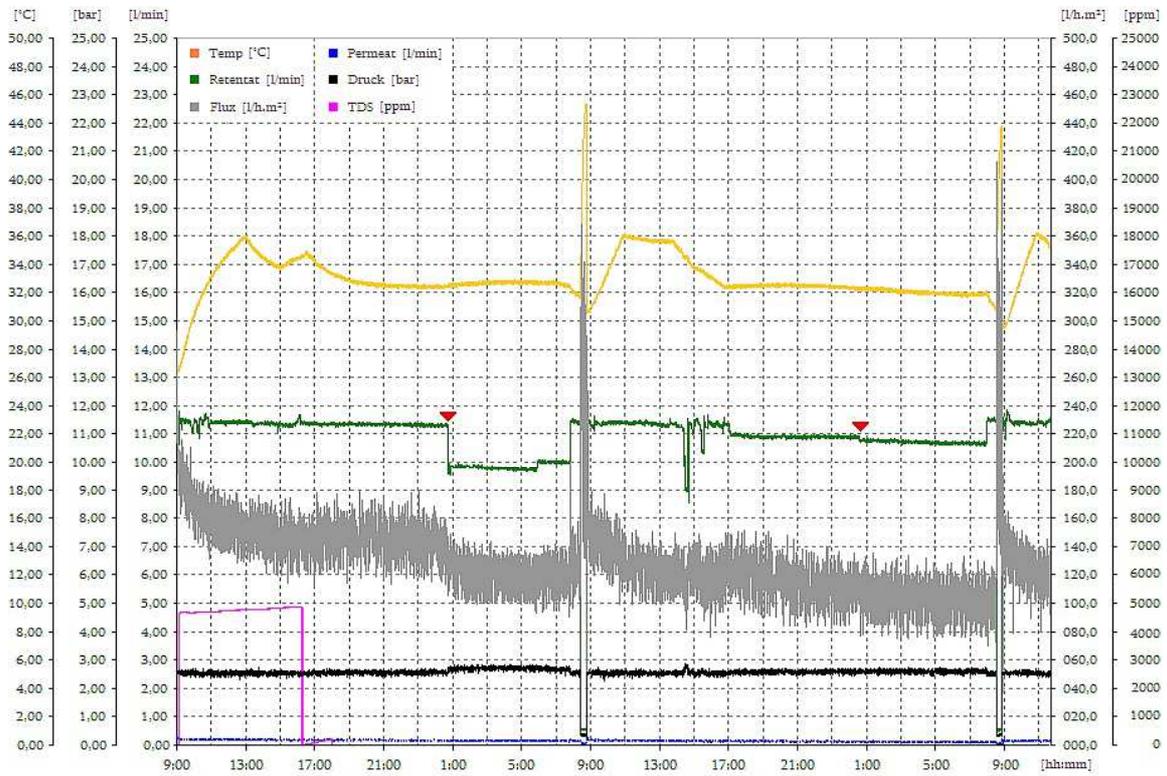


Abb. 102: VB103 50h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

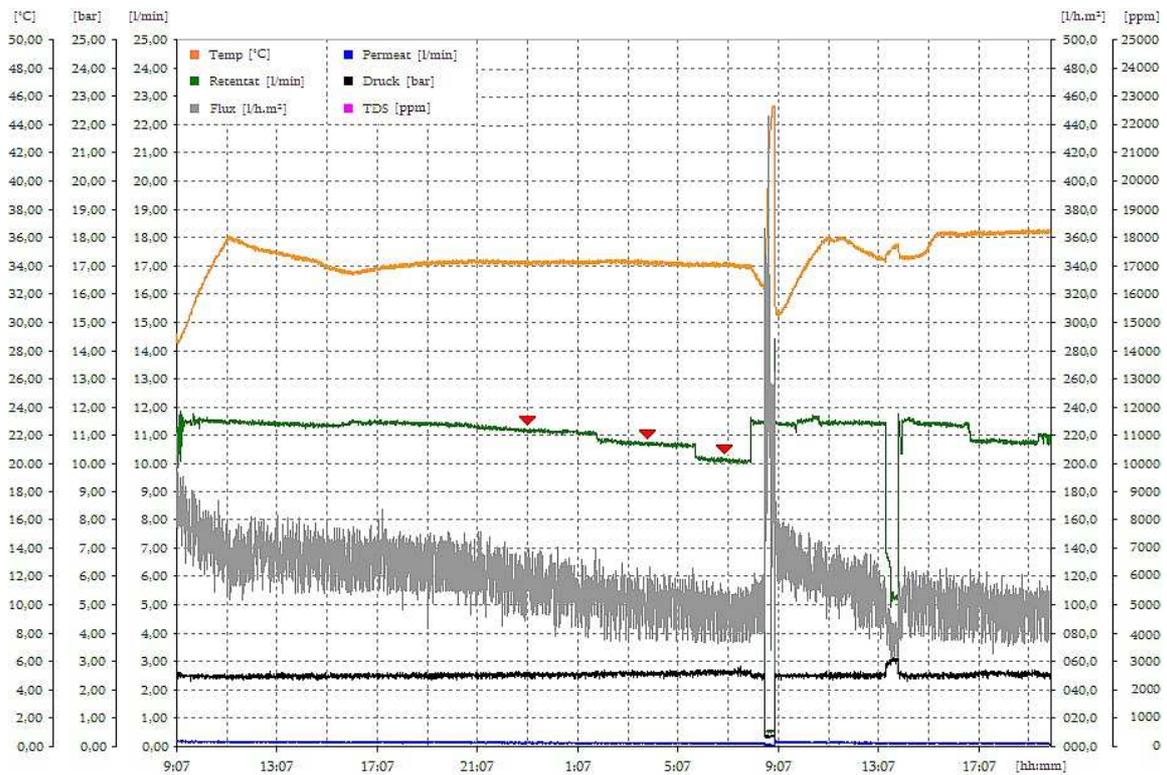


Abb. 103: VB104 30h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

A.20 Durchführung der Versuchsreihe VB051

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 6800-7000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 50 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt.

Tab. 49: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB051

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VB051	Gülle	4 × 24 h	21,7-23,4 °C	E
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	8,69	8,72	8,66	8,58
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	10310	9890	9960	9920
TDS-Wert [ppm]	6860-7000	6820-6920	6800-6830	6720-6760
Meßgröße	09:43 12:25 15:29	09:04 12:28 16:03	09:27 12:14 15:33	09:12 11:08 13:06
TI 0 A [°C]	24,4 32,4 30,6	24,3 31,6 28,5	31,1 29,2 30,7	29,7 31,4 29,9
PI 1 A [bar]	2,50 2,45 2,47	2,53 2,51 2,51	2,52 2,53 2,53	2,56 2,53 2,52
PI 2 A [bar]	1,65 1,63 1,60	2,28 2,32 2,26	2,26 2,18 2,15	2,22 2,12 2,07
FI 1 A [l/min]	11,6 11,6 11,6	11,5 11,5 11,5	11,6 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5
FI 2 [l/min]	11,5 11,5 11,5	11,4 11,4 11,4	11,4 11,4 11,4	11,4 11,4 11,5
FI 3 A [l/min]	0,10 0,10 0,10	0,15 0,15 0,10	0,15 0,10 0,10	0,15 0,10 n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 50 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 52 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust und auch nicht gespült, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 50: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB051) - K3414/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VB051	2,37	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VB051	97,63	—	DIN EN 12880
Asche	R-VB051	0,6	24,0	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VB051	1,8	76,0	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VB051	0,21	8,65	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VB051	0,04	1,66	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VB051	0,15	6,45	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 51: LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB051) - K3415/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	D-VB051	0,5	—	DIN EN 12880
Wasser	D-VB051	99,5	—	DIN EN 12880
Asche	D-VB051	0,1	24,6	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	D-VB051	0,3	75,4	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	D-VB051	0,04	8,37	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	D-VB051	0,01	1,87	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	D-VB051	0,04	9,10	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 52: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB051) - K3413/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VB051	0,5	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VB051	99,5	—	DIN EN 12880
Asche	P-VB051	0,3	67,8	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VB051	0,2	32,2	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VB051	0,1	18,0	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VB051	< 0,01	0,24	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VB051	0,1	27,3	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

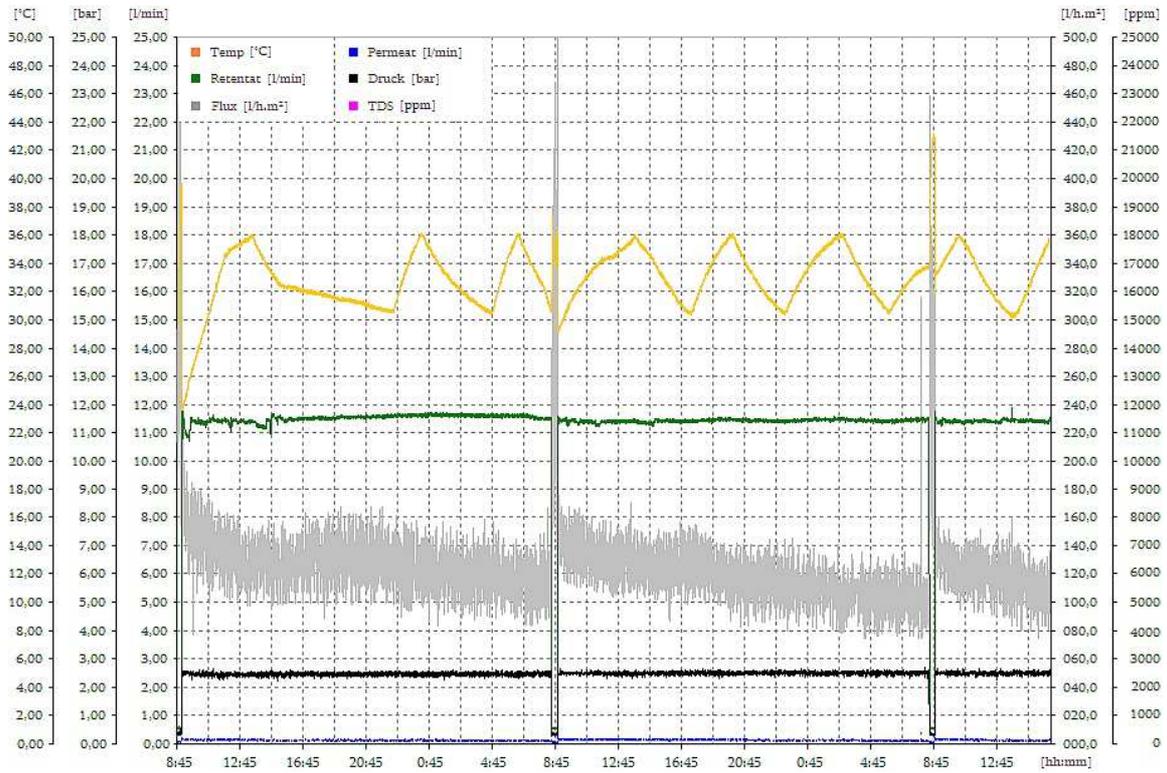


Abb. 104: VB051 52h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

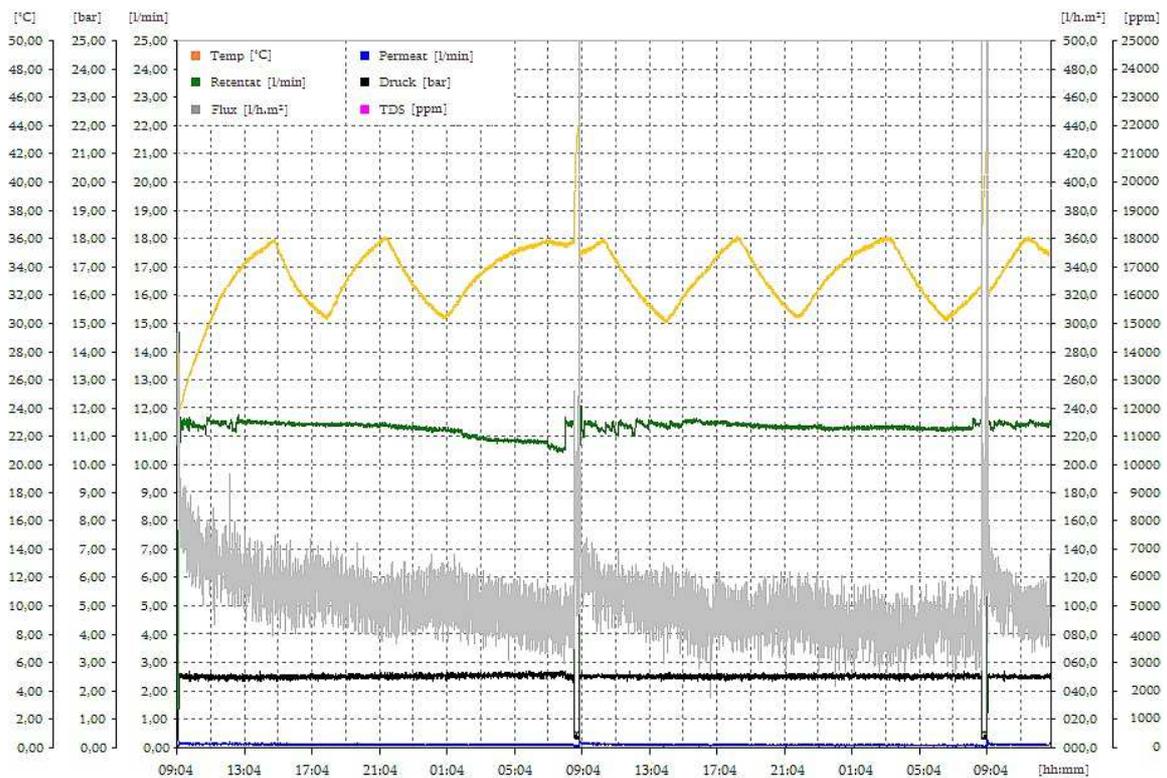


Abb. 105: VB052 52h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

A.21 Durchführung der Versuchsreihe VB052

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von > 10000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 50 μm -Vorfiltrat wird ohne Verdünnung in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt.

Tab. 53: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VB052

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VB052	Gülle	52 h	18,6- 21,6°C	E
Meßgröße	Tag 1 (t_0)	Tag 2 ($t_0 + 24\text{h}$)	Tag 3 ($t_0 + 48\text{h}$)	Einheit
pH-Wert	8,71	8,58	8,64	—
Leitfähigkeit	16910	16010	15830	$\mu\text{S}/\text{cm}$
TDS-Wert	10740-10890	10630-10750	10400-10640	ppm
Meßgröße	09:27 12:15 15:45	08:21 11:27 16:26	09:08 11:06 14:01	Einheit
TI 0 A	22,9 30,3 30,2	31,5 30,3 29,4	28,1 31,1 28,7	°C
PI 1 A	2,54 2,52 2,52	2,55 2,56 2,55	2,57 2,53 2,52	bar
PI 2 A	1,95 1,84 1,82	1,69 2,05 1,91	2,05 1,94 1,75	bar
FI 1 A	11,6 11,6 11,5	11,5 11,6 11,5	11,6 11,5 11,5	l/min
FI 2	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	l/min
FI 3 A	0,10 0,10 n.a.	n.a. n.a. n.a.	0,15 n.a. n.a.	l/min

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 50 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 52 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust und auch nicht gespült, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 54: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VB052) - K3436/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VB052	3,40	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VB052	96,6	—	DIN EN 12880
Asche	R-VB052	0,9	25,5	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VB052	2,6	74,5	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VB052	0,32	9,48	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VB052	0,07	2,00	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VB052	0,23	6,83	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 55: LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VB052) - K3437/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	D-VB052	0,6	—	DIN EN 12880
Wasser	D-VB052	99,4	—	DIN EN 12880
Asche	D-VB052	0,2	30,3	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	D-VB052	0,4	69,7	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	D-VB052	0,1	11,5	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	D-VB052	0,01	1,60	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	D-VB052	0,06	9,35	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 56: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VB052) - K3435/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VB052	0,8	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VB052	99,2	—	DIN EN 12880
Asche	P-VB052	0,6	68,0	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VB052	0,3	32,0	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VB052	0,2	21,0	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VB052	< 0,01	0,21	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VB052	0,2	27,6	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

A.22 Durchführung der Versuchsreihe VC101

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 6800-7000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt. Die Temperatur im Kreislauf ist mit 30°C (Sollwert) zu begrenzen.

Tab. 57: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC101

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VC101	Gülle	104 h	17,3-18,3 °C	E
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	n.a.	8,41	8,45	8,47
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	n.a.	9900	9420	9390
TDS-Wert [ppm]	6550-6640	6480-6670	6430-6510	6290-6360
Meßgröße	10:32 14:17 16:39	07:55 12:12 15:57	09:06 12:51 16:01	08:30 10:42 13:02
TI 0 A [°C]	30,9 26,4 26,8	27,2 29,8 25,3	27,9 31,0 29,5	30,6 29,7 25,9
PI 1 A [bar]	2,35 2,41 2,41	2,44 2,42 2,43	2,45 2,43 2,44	2,43 2,43 2,44
PI 2 A [bar]	2,29 1,35 1,37	2,27 2,23 2,18	2,24 2,12 2,08	2,08 2,04 1,95
FI 1 A [l/min]	11,6 11,5 11,6	11,6 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,6 11,5 11,5
FI 2 [l/min]	9,60 11,4 11,5	11,4 11,4 11,4	11,4 11,4 11,4	11,5 11,5 11,5
FI 3 A [l/min]	1,90 0,15 0,15	0,15 0,10 0,15	0,15 n.a. n.a.	0,15 n.a. n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 104 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 58: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC101) - K3469/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VC101	2,76	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VC101	97,24	—	DIN EN 12880
Asche	R-VC101	0,7	25,1	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VC101	2,1	74,9	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VC101	0,24	8,70	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VC101	0,07	2,55	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VC101	0,14	5,01	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 59: LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VC101) - K3470/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	D-VC101	0,2	—	DIN EN 12880
Wasser	D-VC101	99,8	—	DIN EN 12880
Asche	D-VC101	0,1	27,6	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	D-VC101	0,2	72,4	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	D-VC101	0,02	9,09	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	D-VC101	0,01	3,60	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	D-VC101	0,01	6,55	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 60: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC101) - K3468/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VC101	0,4	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VC101	99,6	—	DIN EN 12880
Asche	P-VC101	0,3	72,5	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VC101	0,1	27,6	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VC101	0,1	23,8	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VC101	< 0,01	0,88	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VC101	0,1	29,2	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

A.23 Durchführung der Versuchsreihe VC102

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 6800-7000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt. Die Temperatur im Kreislauf ist mit 30°C (Sollwert) zu begrenzen.

Tab. 61: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC102

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VC102	Gülle	104 h	17,2-19,1 °C	E
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	8,38	8,43	8,38	8,43
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	9320	9350	9330	8320
TDS-Wert [ppm]	6210-6280	6070-6220	6090-6280	4950-5600
Meßgröße	10:39 14:24 16:42	07:53 12:32 15:31	09:17 12:46 17:26	09:33 11:41 15:34
TI 0 A [°C]	29,8 28,2 25,1	21,8 27,3 29,4	25,7 27,1 24,3	23,8 26,7 29,8
PI 1 A [bar]	2,44 2,45 2,44	2,44 2,44 2,45	2,44 2,43 2,44	2,23 2,36 2,44
PI 2 A [bar]	1,95 1,90 1,80	1,67 1,80 1,59	1,60 1,57 1,58	1,04 1,37 1,66
FI 1 A [l/min]	11,5 11,6 11,5	11,5 11,5 11,5	11,5 11,6 11,6	11,6 11,5 11,6
FI 2 [l/min]	11,4 11,5 11,4	11,4 11,5 11,4	11,4 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5
FI 3 A [l/min]	0,10 n.a. n.a.	n.a. n.a. 0,10	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 104 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 62: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC102) - K3475/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VC102	5,00	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VC102	95,0	—	DIN EN 12880
Asche	R-VC102	1,0	20,3	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VC102	4,0	79,7	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VC102	0,35	7,07	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VC102	0,13	2,54	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VC102	0,14	2,83	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 63: LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VC102) - K3476/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	D-VC102	0,4	—	DIN EN 12880
Wasser	D-VC102	99,6	—	DIN EN 12880
Asche	D-VC102	0,1	22,3	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	D-VC102	0,3	77,7	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	D-VC102	0,03	7,50	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	D-VC102	0,01	2,80	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	D-VC102	0,02	3,86	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 64: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC102) - K3474/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VC102	0,4	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VC102	99,6	—	DIN EN 12880
Asche	P-VC102	0,3	68,2	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VC102	0,1	31,8	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VC102	0,1	22,5	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VC102	< 0,01	0,72	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VC102	0,1	28,9	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

A.24 Durchführung der Versuchsreihe VC103

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 6800-7000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt. Die Temperatur im Kreislauf ist mit 30°C (Sollwert) zu begrenzen.

Tab. 65: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC103

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VC103	Gülle	104 h	16,8-18,4 °C	E
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	8,54	8,35	8,46	8,51
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	9490	9400	8470	7680
TDS-Wert [ppm]	5560-5690	5640-6170	4920-5100	4500-4980
Meßgröße	08:34 11:28 15:11	10:37 13:27 17:00	07:55 11:26 15:43	07:52 11:30 16:14
TI 0 A [°C]	17,4 23,8 27,2	27,5 28,3 25,7	24,8 26,6 27,6	23,8 28,8 29,5
PI 1 A [bar]	2,47 2,44 2,43	2,44 2,45 2,44	2,44 2,41 2,31	2,21 2,09 2,35
PI 2 A [bar]	1,42 1,46 1,52	1,73 1,57 1,36	1,37 1,26 0,98	1,01 1,03 1,23
FI 1 A [l/min]	11,5 11,5 11,6	11,5 11,5 11,5	11,5 11,6 11,6	8,15 10,6 11,5
FI 2 [l/min]	11,4 11,4 11,5	11,4 11,4 11,5	11,5 11,5 11,5	8,10 10,6 11,4
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 104 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 66: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC103) - K3493/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VC103	6,53	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VC103	93,5	—	DIN EN 12880
Asche	R-VC103	1,14	17,4	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VC103	5,39	82,6	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VC103	0,432	6,62	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VC103	0,141	2,16	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VC103	0,151	2,31	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 67: LUFA - Analytischer Befund - Spülkonzentrat (D-VC103) - K3494/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	D-VC103	0,49	—	DIN EN 12880
Wasser	D-VC103	99,5	—	DIN EN 12880
Asche	D-VC103	0,0892	18,2	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	D-VC103	0,4008	81,8	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	D-VC103	0,0294	6,00	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	D-VC103	0,0081	1,66	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	D-VC103	0,0117	2,39	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 68: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC103) - K3492/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VC103	0,5	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VC103	99,5	—	DIN EN 12880
Asche	P-VC103	0,304	64,0	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VC103	0,171	36,0	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VC103	0,095	22,0	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VC103	0,0023	0,49	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VC103	0,121	25,5	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

A.25 Durchführung der Versuchsreihe VC051

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 6800-7000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 50 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt. Die Temperatur im Kreislauf ist mit 30°C (Sollwert) zu begrenzen.

Tab. 69: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC051

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VC051	Gülle	104 h	15,6-17,6 °C	E
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	8,26	8,09	8,23	8,22
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	9790	9850	9560	9560
TDS-Wert [ppm]	6580-6680	6530-6680	6380-6490	6180-6390
Meßgröße	12:29 16:06 n.a.	09:36 12:40 16:10	07:39 12:50 16:45	08:48 12:08 n.a.
TI 0 A [°C]	17,3 25,8 n.a.	30,5 28,5 27,4	28,9 28,4 28,7	30,3 28,5 n.a.
PI 1 A [bar]	2,43 2,42 n.a.	2,43 2,44 2,45	2,44 2,43 2,43	2,44 2,42 n.a.
PI 2 A [bar]	2,07 2,08 n.a.	2,07 2,07 2,06	2,04 1,95 1,93	1,88 1,83 n.a.
FI 1 A [l/min]	11,5 11,6 n.a.	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 n.a.
FI 2 [l/min]	11,4 11,5 n.a.	11,5 11,4 11,5	11,5 11,4 11,5	11,5 11,5 n.a.
FI 3 A [l/min]	0,15 0,10 0,10	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 50 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 104 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 70: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC051) - K3543/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VC051	2,46	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VC051	97,5	—	DIN EN 12880
Asche	R-VC051	0,6	24,0	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VC051	1,9	76,0	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VC051	0,21	8,54	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VC051	0,06	2,59	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VC051	0,15	5,95	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 71: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC051) - K3542/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VC051	0,60	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VC051	99,4	—	DIN EN 12880
Asche	P-VC051	0,4	65,9	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VC051	0,2	34,1	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VC051	0,1	13,8	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VC051	< 0,01	0,37	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VC051	0,1	23,6	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 72: LUFA - Analytischer Befund - Feed (F4) - K3597/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	F4	2,4	—	DIN EN 12880
Wasser	F4	97,6	—	DIN EN 12880
Asche	F4	1,0	41,9	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	F4	1,4	58,1	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	F4	0,3	10,5	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	F4	0,07	2,85	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	F4	0,3	11,7	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

A.26 Durchführung der Versuchsreihe VC052

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 6800-7000 ppm* unter Anwendung festgelegter Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 50 μm -Vorfiltrat wird mit entsprechender Verdünnung, zur Einstellung des TDS-Wertebereichs, in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt. Die Temperatur im Kreislauf ist mit 30°C (Sollwert) zu begrenzen.

Tab. 73: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VC052

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VC052	Gülle	104 h	15,6-16,4 °C	E
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	8,44	8,01	8,01	8,01
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	9380	9650	9870	9680
TDS-Wert [ppm]	5990-6430	6370-6570	6290-6420	6370-6440
Meßgröße	09:11 12:32 15:48	10:09 13:48 16:31	08:54 13:48 16:18	07:44 12:35 16:47
TI 0 A [°C]	15,9 22,3 27,1	29,4 29,7 21,8	29,2 27,6 24,6	26,7 29,3 29,7
PI 1 A [bar]	2,49 2,45 2,46	2,46 2,44 2,44	2,45 2,46 2,45	2,47 2,46 2,44
PI 2 A [bar]	1,83 1,92 1,99	1,99 1,90 1,80	1,93 1,85 1,72	2,03 2,04 2,03
FI 1 A [l/min]	11,5 11,5 11,5	11,5 11,6 11,5	11,6 11,5 11,6	11,5 11,4 11,5
FI 2 [l/min]	11,4 11,4 11,5	11,5 11,5 11,5	11,6 11,5 11,6	11,5 11,4 11,5
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	n.a. 0,10 n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 50 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 104 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

Tab. 74: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VC052) - K3576/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VC052	3,00	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VC052	97,0	—	DIN EN 12880
Asche	R-VC052	0,7	22,9	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	R-VC052	2,3	77,1	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	R-VC052	0,26	8,61	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	R-VC052	0,08	2,57	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	R-VC052	0,14	4,61	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 75: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-VC052) - K3575/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VC052	0,60	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VC052	99,4	—	DIN EN 12880
Asche	P-VC052	0,3	57,5	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	P-VC052	0,2	42,5	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	P-VC052	0,1	15,6	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	P-VC052	< 0,01	0,46	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	P-VC052	0,1	25,0	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

Tab. 76: LUFA - Analytischer Befund - Feststoff (S4) - K3598/12

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	S4	16,8	—	DIN EN 12880
Wasser	S4	83,2	—	DIN EN 12880
Asche	S4	3,0	18,1	DIN EN 12879
organische Substanz (Glühverlu.)	S4	13,7	81,9	DIN EN 12879
Gesamtstickstoff (N)	S4	0,53	3,18	DIN EN 25663
Phosphat (P ₂ O ₅) gesamt	S4	0,32	1,92	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885
Kaliumoxid (K ₂ O) gesamt	S4	0,29	1,73	DIN EN 13346, DIN EN ISO 11885

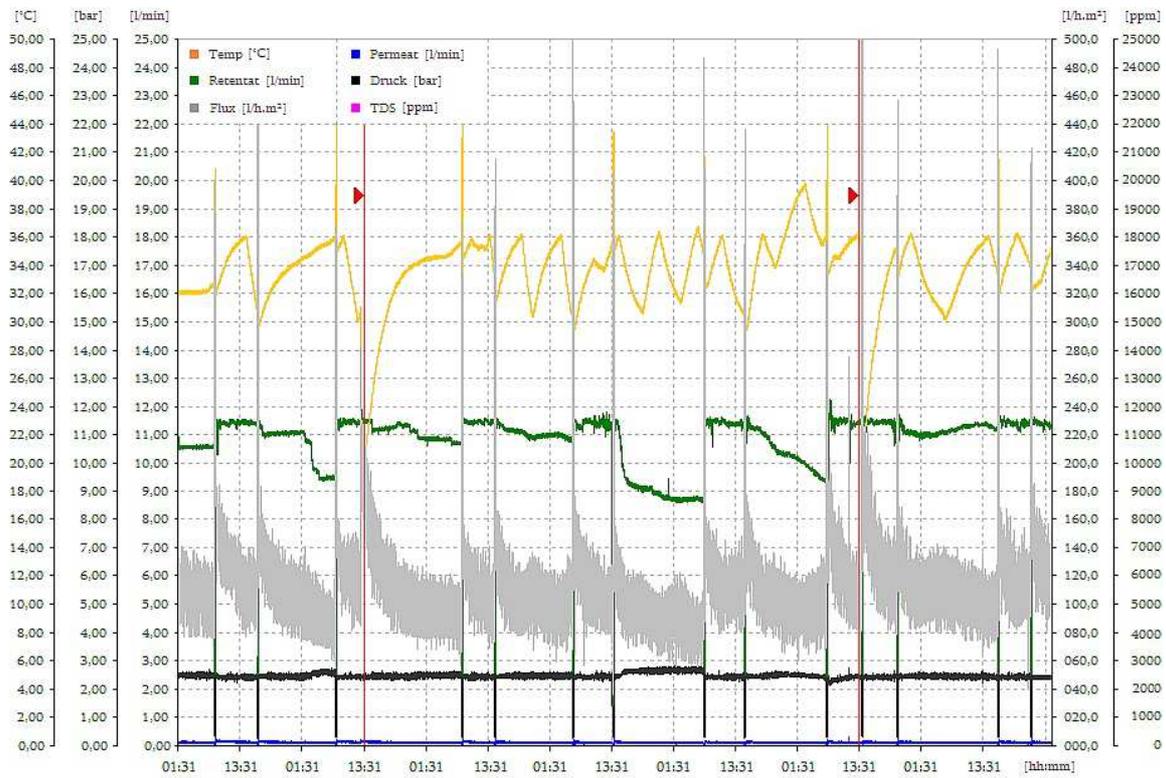


Abb. 106: VC101-103 Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

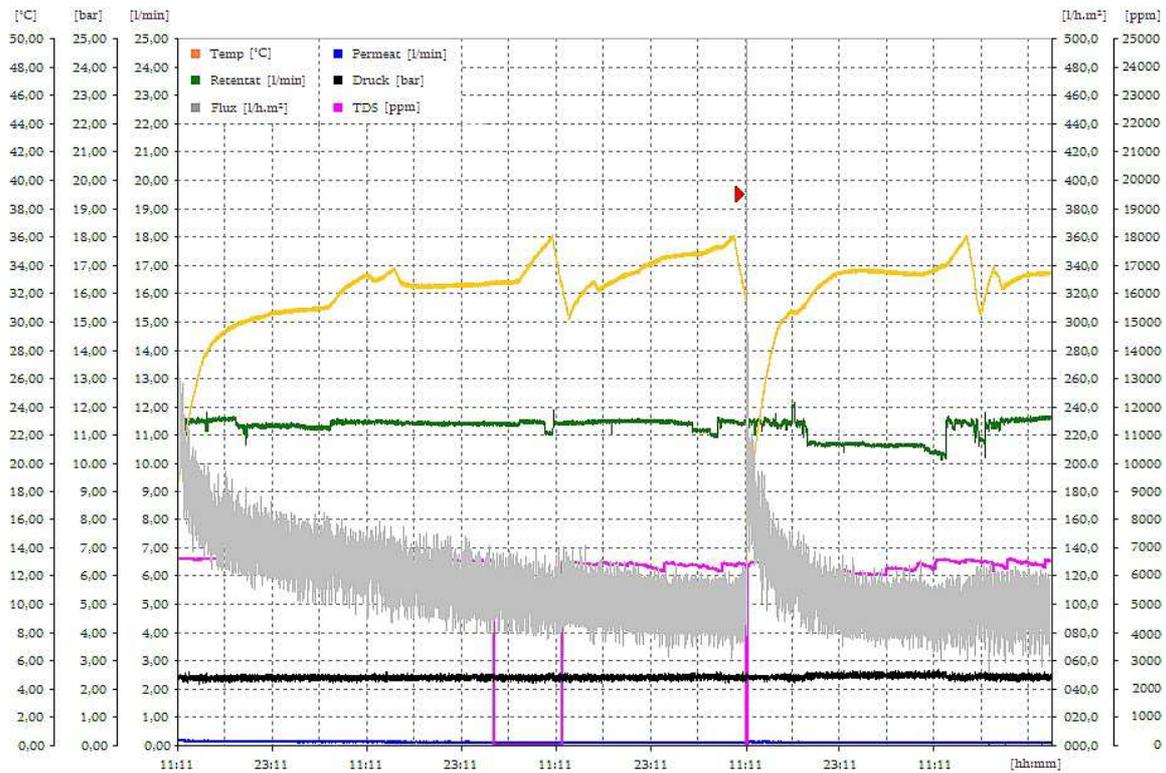


Abb. 107: VC051-052 Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

A.27 Effizienzbewertung Vorfiltration

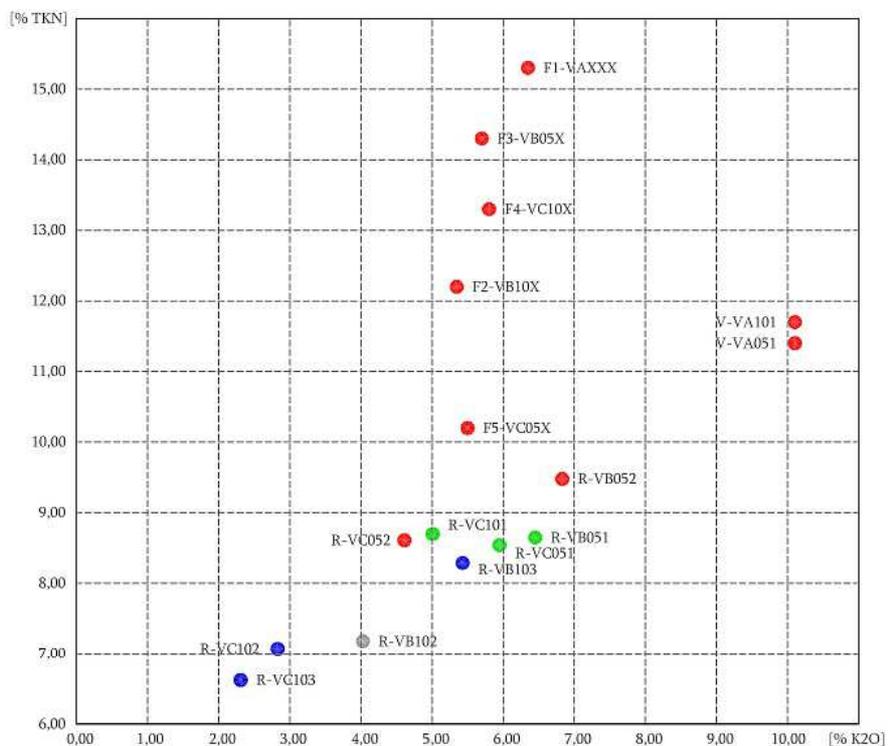


Abb. 108: NK-Effizienzmatrix Vorfiltration, eigene Darstellung

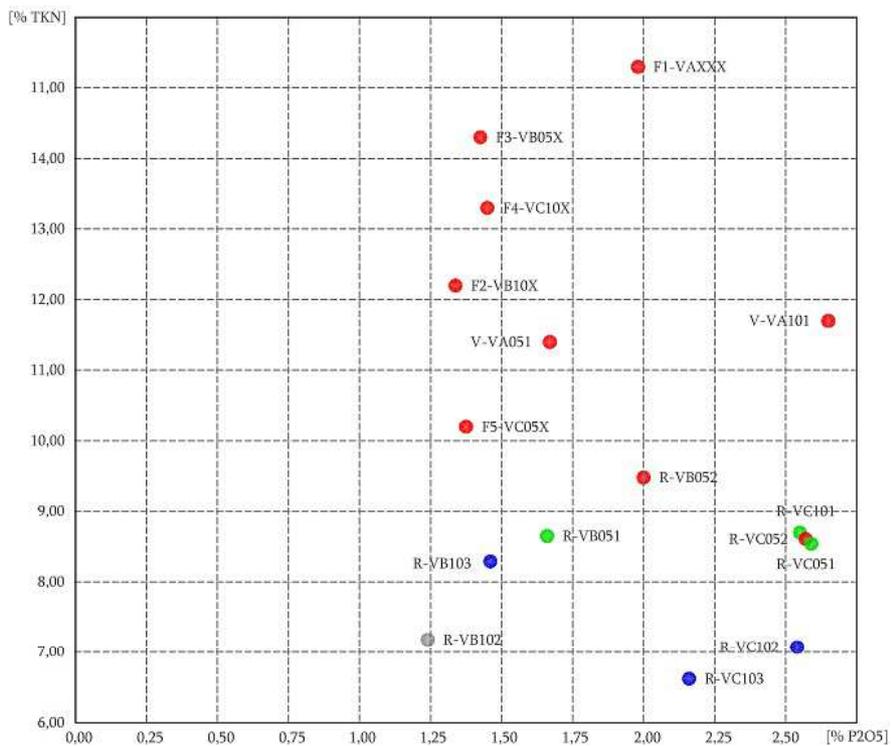


Abb. 109: NP-Effizienzmatrix Vorfiltration, eigene Darstellung

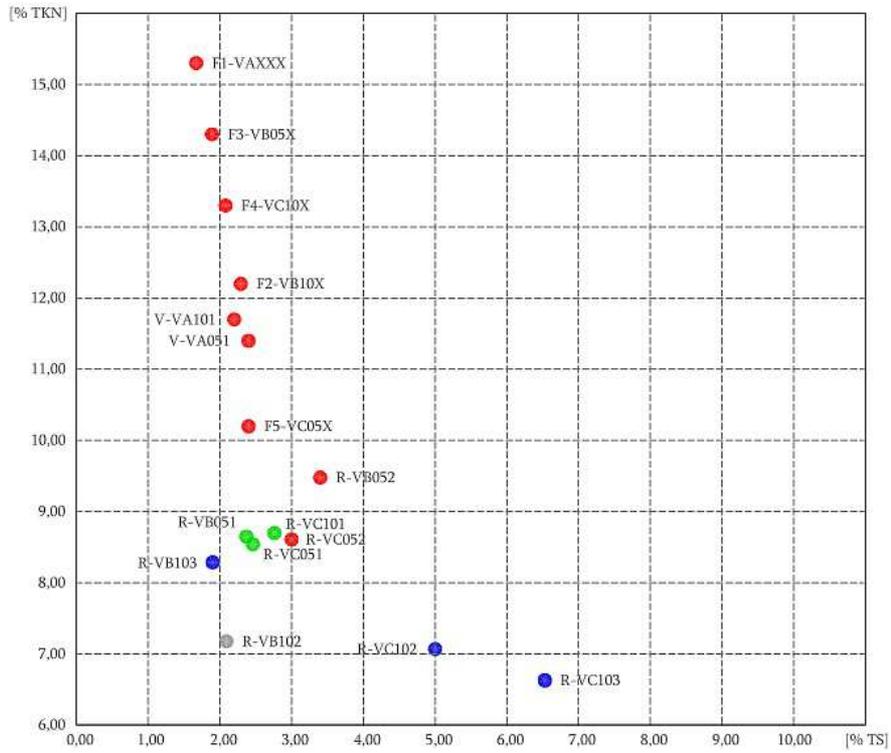


Abb. 110: N/TS-Effizienzmatrix Vorfiltration, eigene Darstellung

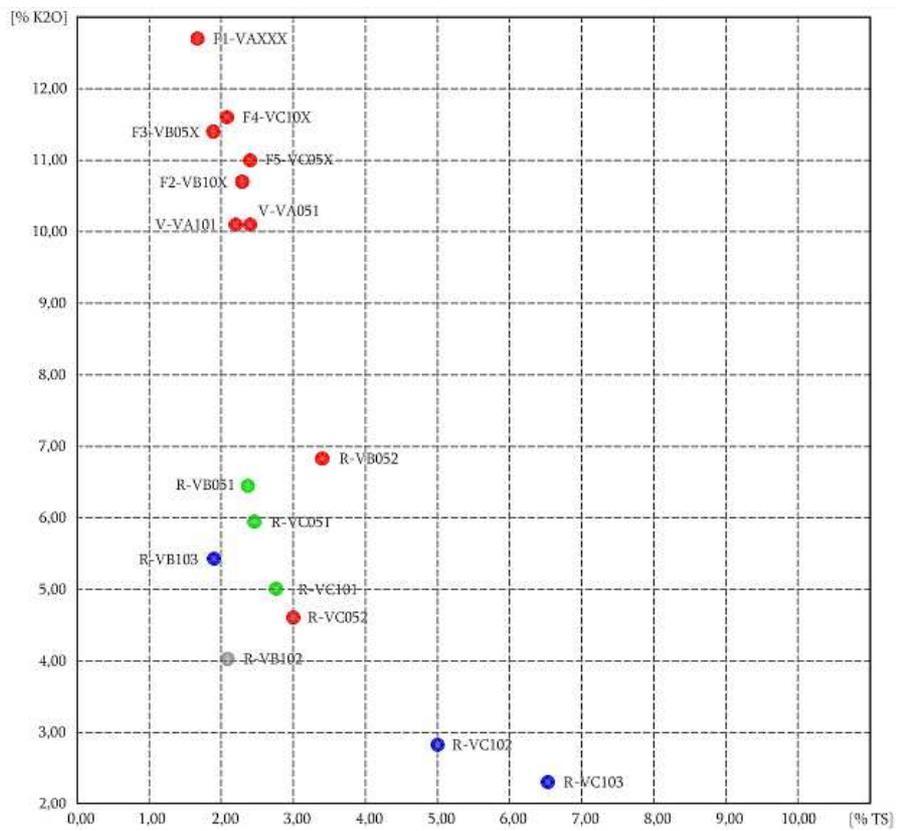


Abb. 111: K/TS-Effizienzmatrix Vorfiltration, eigene Darstellung

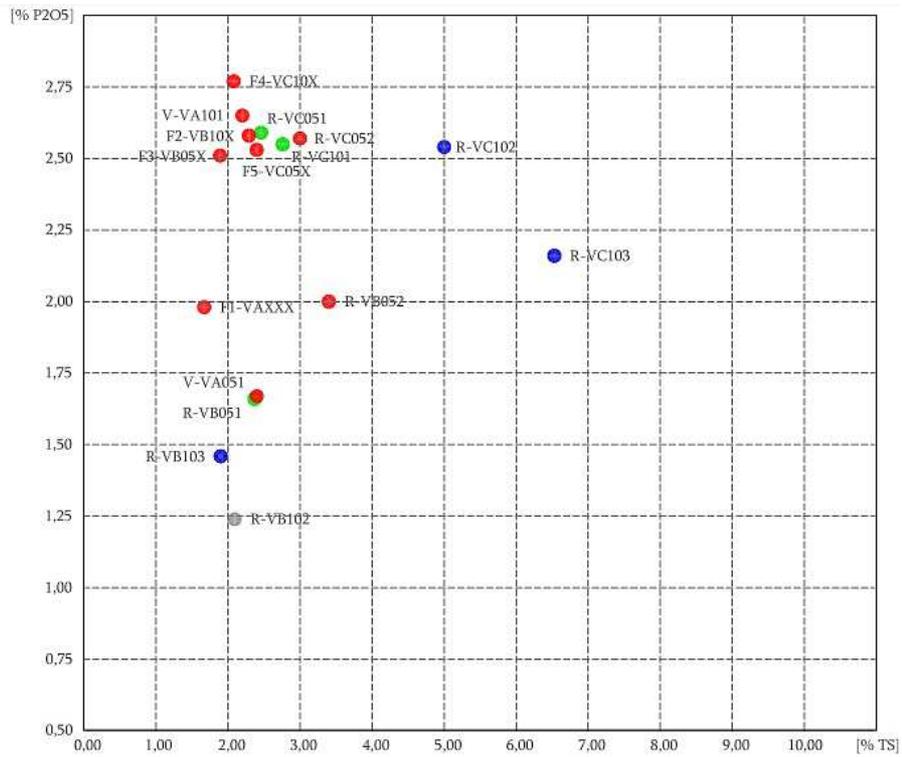


Abb. 112: P/TS-Effizienzmatrix Vorfiltration, eigene Darstellung

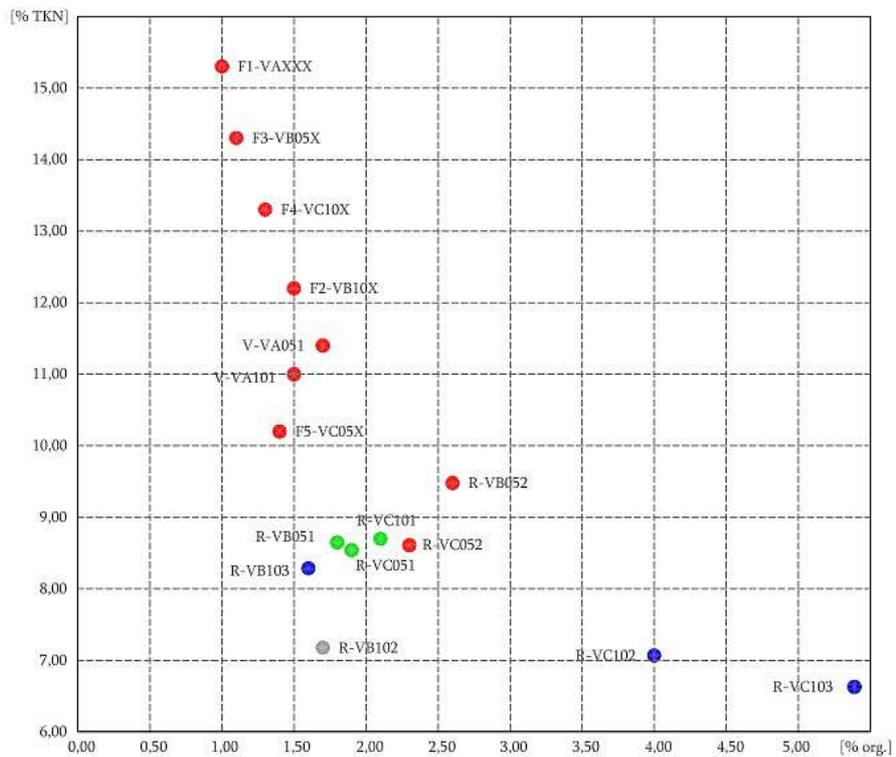


Abb. 113: N/Org. Subs.-Effizienzmatrix Vorfiltration, eigene Darstellung

A.28 Durchführung der Versuchsreihe VX101

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit einem *150 kDa-UF-Modul* und kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 4500-5000 ppm* ohne Anwendung von Reinigung oder Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird unverdünnt in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Die Kuchenfiltration im Beutefilter soll nur mittels Schwerkraft erfolgen, und nicht mit der Druckbeaufschlagung durch eine Pumpe. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt. Die Temperatur im Kreislauf ist mit 30°C (Sollwert) zu begrenzen.

Tab. 77: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VX101

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VX101	Gülle	8 h	19,4 °C	G
Meßgröße	Messung 1	Messung 2	Messung 3	Einheit
pH-Wert	8,17	—	—	—
Leitfähigkeit	6480	—	—	$\mu\text{S}/\text{cm}$
TDS-Wert	4770	4760	4750	ppm
Meßgröße	08:37	13:21	15:55	Einheit
TI 0 A	19,2	30,6	32,4	°C
PI 1 A	2,39	2,36	2,35	bar
PI 2 A	2,28	2,24	2,23	bar
FI 1 A	11,45	11,50	11,45	l/min
FI 2	11,35	11,40	11,35	l/min
FI 3 A	0,15	0,15	0,15	l/min

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 8 h erfolgen.

Tab. 78: LUFA - Analytischer Befund - Rohgülle (G-VX101) - K4207/13

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	G-VX101	6,92	—	DIN EN 12880
Wasser	G-VX101	93,1	—	DIN EN 12880
Gesamtstickstoff (N)	G-VX101	0,33	4,70	DIN EN 25663
Ammonium (NH ₄ -N)	G-VX101	0,12	1,72	BGK III, DIN 38406-5
Nitrat (NO ₃ -N)	G-VX101	< 0,001	0,004	BGK III, EN ISO 13395
Organischer Stickstoff (N _{org})	G-VX101	—	2,98	berechnet

Tab. 79: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-VX101) - K4211/13

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-VX101	0,9	—	DIN EN 12880
Wasser	R-VX101	99,1	—	DIN EN 12880
Gesamtstickstoff (N)	R-VX101	0,1	10,4	DIN EN 25663
Ammonium (NH ₄ -N)	R-VX101	0,04	5,01	BGK III, DIN 38406-5
Nitrat (NO ₃ -N)	R-VX101	< 0,001	0,026	BGK III, EN ISO 13395
Organischer Stickstoff (N _{org})	R-VX101	—	5,36	berechnet

Tab. 80: LUFA - Analytischer Befund - Feed (P-VX101) - K4210/13

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-VX101	0,3	—	DIN EN 12880
Wasser	P-VX101	99,7	—	DIN EN 12880
Gesamtstickstoff (N)	P-VX101	0,1	15,2	DIN EN 25663
Ammonium (NH ₄ -N)	P-VX101	< 0,001	12,4	BGK III, DIN 38406-5
Nitrat (NO ₃ -N)	P-VX101	< 0,001	0,067	BGK III, EN ISO 13395
Organischer Stickstoff (N _{org})	P-VX101	—	2,70	berechnet

A.29 Durchführung der Versuchsreihe UX101

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit einem *300 kDa-UF-Modul* und kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 4500-5000 ppm* ohne Anwendung von Reinigung oder Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird unverdünnt in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Die Kuchenfiltration im Beutefilter soll nur mittels Schwerkraft erfolgen, und nicht mit der Druckbeaufschlagung durch eine Pumpe. Der Arbeitstank ist beim Versuchsstart bereits mit 60 l Vorfiltrat befüllt. Die Temperatur im Kreislauf ist mit 30°C (Sollwert) zu begrenzen.

Tab. 81: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe UX101

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VX101	Gülle	8 h	20,4 °C	G
Meßgröße	Messung 1	Messung 2	Messung 3	Einheit
pH-Wert	7,99	—	—	—
Leitfähigkeit	6740	—	—	$\mu\text{S}/\text{cm}$
TDS-Wert	5050	5110	5100	ppm
Meßgröße	08:13	12:44	15:43	Einheit
TI 0 A	20,3	28,6	32,6	°C
PI 1 A	2,41	2,35	2,33	bar
PI 2 A	2,25	2,19	2,16	bar
FI 1 A	11,50	11,50	11,50	l/min
FI 2	11,25	11,30	11,35	l/min
FI 3 A	0,20	0,20	0,20	l/min

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 8 h erfolgen.

Tab. 82: LUFA - Analytischer Befund - Feed (F-UX101) - K4254/13

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	F-UX101	1,79	—	DIN EN 12880
Wasser	F-UX101	98,21	—	DIN EN 12880
Gesamtstickstoff (N)	F-UX101	0,2	12,6	DIN EN 25663
Ammonium (NH ₄ -N)	F-UX101	0,16	8,90	BGK III, DIN 38406-5
Nitrat (NO ₃ -N)	F-UX101	< 0,001	0,0015	BGK III, EN ISO 13395
Organischer Stickstoff (N _{org})	F-UX101	—	3,7	berechnet

Tab. 83: LUFA - Analytischer Befund - Retentat (R-UX101) - K4256/13

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	R-UX101	1,0	—	DIN EN 12880
Wasser	R-UX101	99,0	—	DIN EN 12880
Gesamtstickstoff (N)	R-UX101	0,1	10,5	DIN EN 25663
Ammonium (NH ₄ -N)	R-UX101	0,06	6,18	BGK III, DIN 38406-5
Nitrat (NO ₃ -N)	R-UX101	< 0,001	0,030	BGK III, EN ISO 13395
Organischer Stickstoff (N _{org})	R-UX101	—	4,3	berechnet

Tab. 84: LUFA - Analytischer Befund - Permeat (P-UX101) - K4257/13

	Medium	%FS	%TS	Methode
Trockensubstanz	P-UX101	0,3	—	DIN EN 12880
Wasser	P-UX101	99,7	—	DIN EN 12880
Gesamtstickstoff (N)	P-UX101	0,1	20,0	DIN EN 25663
Ammonium (NH ₄ -N)	P-UX101	0,1	15,8	BGK III, DIN 38406-5
Nitrat (NO ₃ -N)	P-UX101	< 0,001	0,060	BGK III, EN ISO 13395
Organischer Stickstoff (N _{org})	P-UX101	—	3,7	berechnet

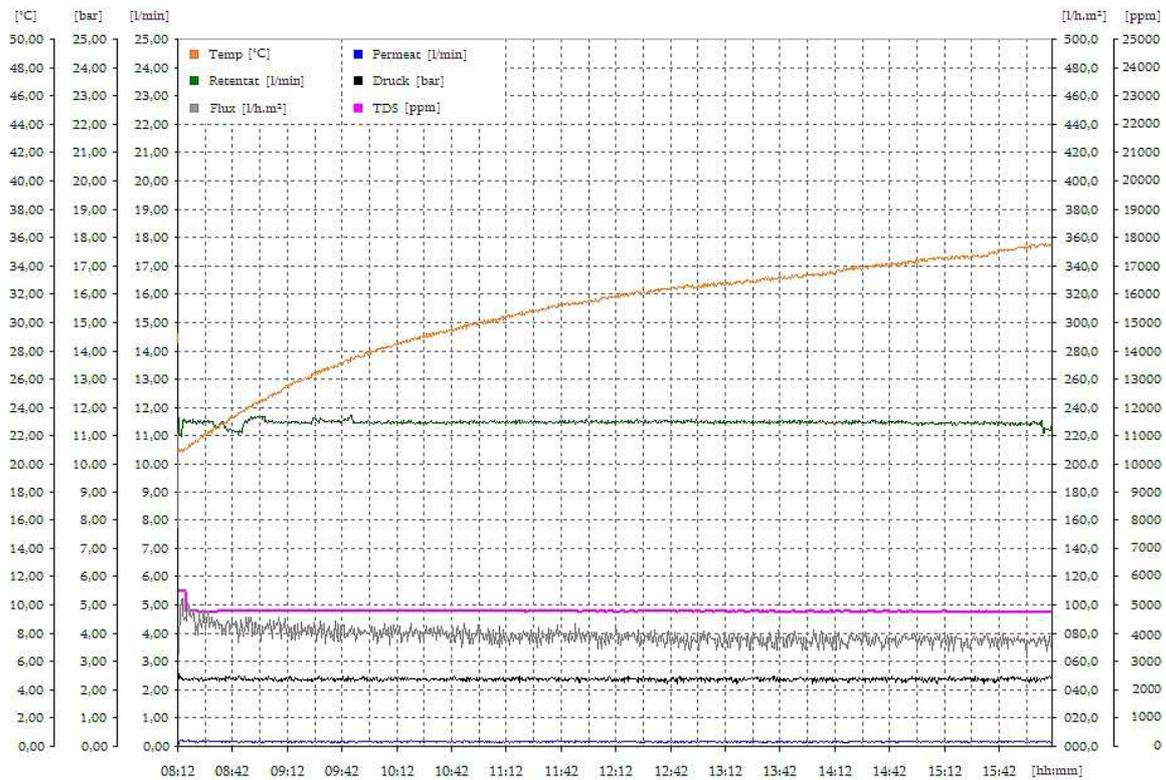


Abb. 114: VX101 8h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

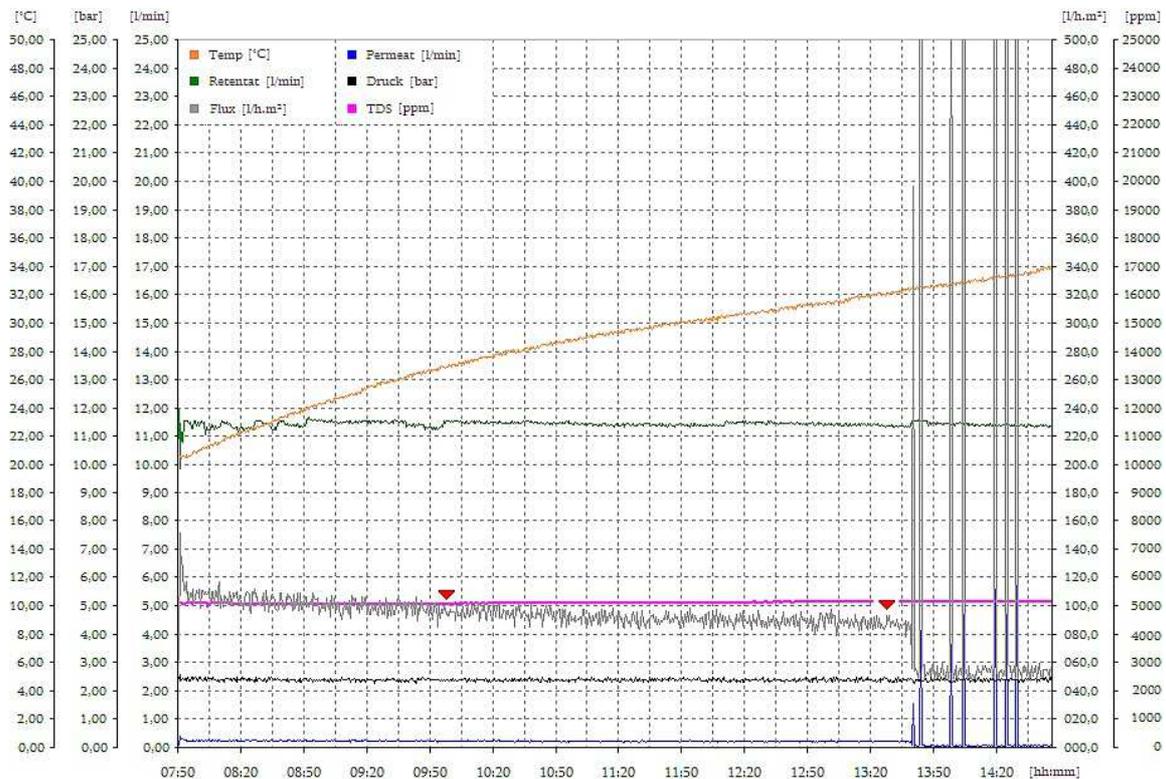


Abb. 115: UX101 8h-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

A.30 Durchführung der Versuchsreihe VR014

Versuch zur Bestimmung der hydraulischen Kennlinie der Membranfiltration mit VE-Wasser im geschlossenen Kreislauf *unter besonderer Berücksichtigung gleichförmiger Strömungsverhältnisse* während des gesamten Versuchsverlaufs.

Startbedingungen - Beide Pumpen sind entlüftet, alle Rohrleitungen und der Arbeitstank sind mit VE-Wasser befüllt. Dem Retentat-Kreislauf ist im laufenden Betrieb eine Argon-Gasspülung zuzuschalten. Der Tauchkühler wird während des gesamten Versuchs auf 30-35°C als jeweils untere/obere Grenzwerttemperatur, eingestellt. Die Anströmung der Membran soll mit 11,0-11,5 l/min bei 2,0-2,5 bar Druck erfolgen.

Tab. 85: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VR014

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VR014	VE-Wasser	4 Tage	21,1-21,8 °C	G
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	7,13	7,34	7,35	7,30
Leitföh. [μ S/cm]	44,5	45,8	46,6	49,4
TDS-Wert [ppm]	35,6-36,1	36,6-37,1	37,5-38,7	38,1-38,5
Meßgröße	13:02 16:55 n.a.	08:28 11:22 15:57	08:29 11:41 15:24	08:41 11:19 15:48
TI 0 A [°C]	22,6 31,8 n.a.	31,8 31,7 31,2	29,8 31,9 29,4	31,1 30,8 29,8
PI 1 A [bar]	2,15 2,11 n.a.	2,13 2,06 2,07	2,07 2,06 2,07	2,06 2,07 2,07
PI 2 A [bar]	2,07 2,03 n.a.	2,06 1,96 1,97	1,98 1,97 2,00	1,96 1,98 1,98
FI 1 A [l/min]	11,3 11,5 n.a.	11,5 12,0 12,0	12,0 12,0 11,9	12,0 12,0 12,1
FI 2 [l/min]	11,0 11,2 n.a.	11,1 11,8 11,7	11,6 11,6 11,5	11,7 11,7 11,7
FI 3 A [l/min]	0,30 0,35 n.a.	0,35 0,35 0,35	0,35 0,35 0,35	0,35 0,35 0,35

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit VE-Wasser über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 104 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, ein Nachregeln der Anströmung erfolgt ebenfalls nicht, und das in dieser Zeit produzierte Permeat wird zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

A.31 Durchführung der Versuchsreihe VX114

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit einem *150 kDa-UF-Modul* und kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 7000-10000 ppm* ohne Anwendung von Reinigung oder Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Ein 100 μm -Vorfiltrat wird in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Dem Retentat-Kreislauf ist im laufenden Betrieb eine Argon-Gasspülung zuzuschalten. Der Tauchkühler wird während des gesamten Versuchs auf 30-35°C als jeweils untere/obere Grenzwerttemperatur, eingestellt. Die Anströmung der Membran soll mit 11,0-11,5 l/min bei 2,0-2,5 bar Druck erfolgen.

Tab. 86: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VX114

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VX114	Gülle	4 Tage	23,9-27,2 °C	G
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	8,06	8,48	8,34	8,37
Leitföh. [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	11330	12110	13610	13560
TDS-Wert [ppm]	8100-9460	7240-7790	7150-8230	7250-7690
Meßgröße	09:30 12:25 16:02	08:43 12:13 16:08	08:29 12:25 16:12	08:34 12:30 n.a.
TI 0 A [°C]	25,1 33,1 34,2	31,8 32,1 32,3	30,1 30,7 31,7	31,8 31,6 n.a.
PI 1 A [bar]	2,17 2,09 2,08	2,07 2,07 2,09	2,08 2,09 2,08	2,07 2,08 n.a.
PI 2 A [bar]	1,44 1,39 1,38	0,81 0,78 0,78	0,78 0,80 0,79	0,76 0,77 n.a.
FI 1 A [l/min]	11,5 11,5 11,6	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,4 11,4 n.a.
FI 2 [l/min]	11,5 11,5 11,6	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,4 11,4 n.a.
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit 100 μm -Vorfiltrat über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von 104 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, sondern zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

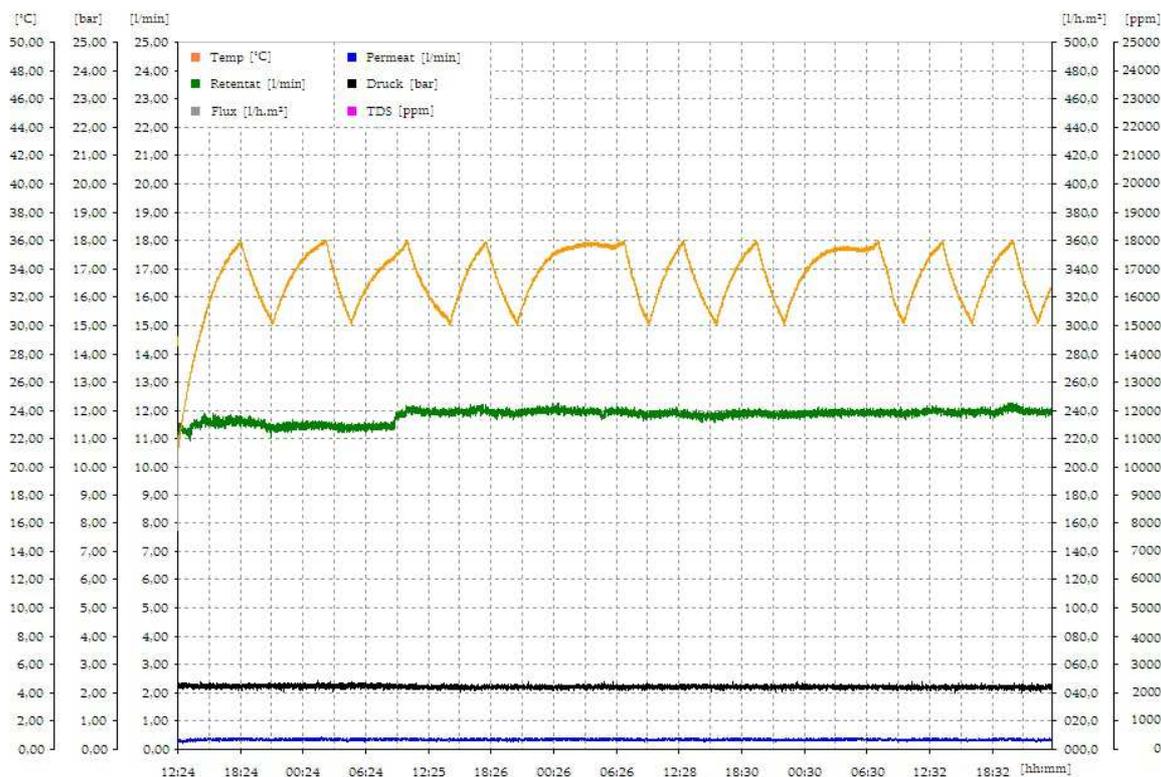


Abb. 116: VR014 4-Tages-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

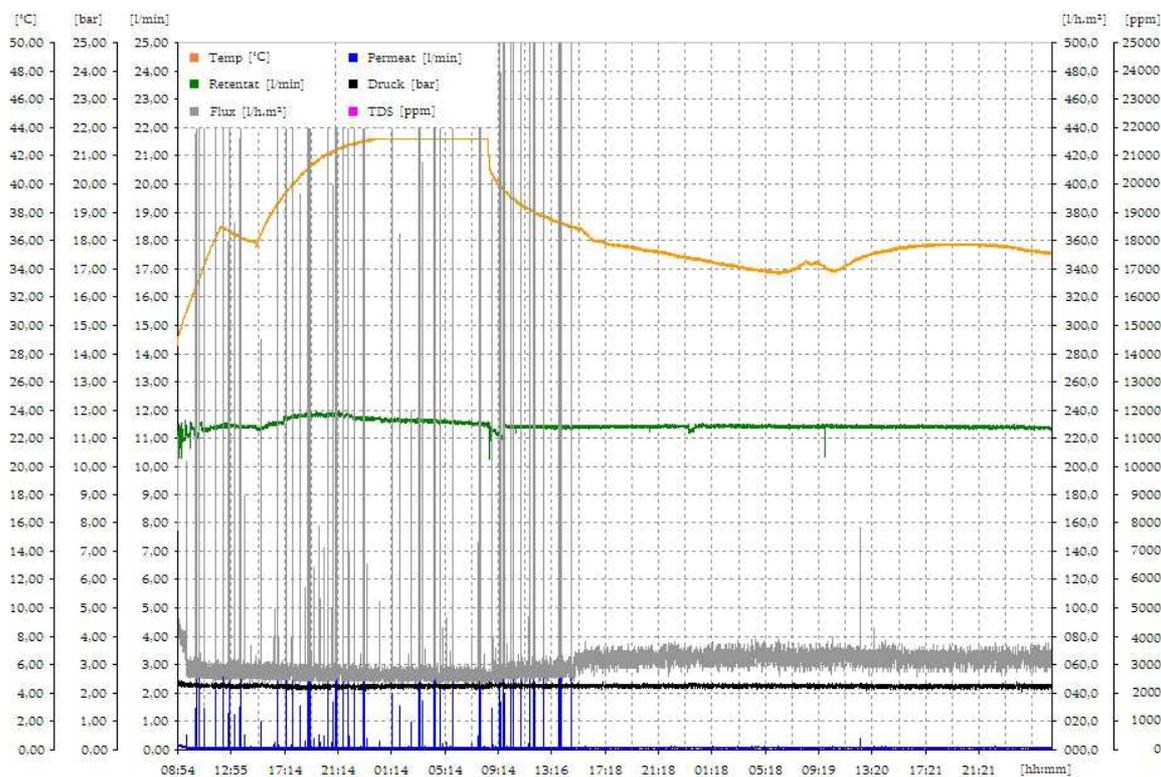


Abb. 117: VX114 4-Tages-Ausschnitt Meßwert-Diagramm, eigene Darstellung

A.32 Durchführung der Versuchsreihe VX115

Zeitlich begrenzter Produktionsbetrieb mit einem *150 kDa-UF-Modul* und kontinuierlichem Ausschleusen von Permeat, sowie Vorlage und Zuführung von Feed *mit einem TDS-Wert von 7000-10000 ppm* ohne Anwendung von Reinigung oder Intervallspülungen.

Startbedingungen - Die allgemeinen Startbedingungen zum Ausschleusen von Permeat (Produktionsbetrieb) sind gegeben. Das flüssige Filtrat der Hydropresse wird in einer Vorlage für Tankbefüllung und Dosierung bereit gestellt. Dem Retentat-Kreislauf ist im laufenden Betrieb eine Argon-Gasspülung zuzuschalten. Der Tauchkühler wird während des gesamten Versuchs auf 30-35°C als jeweils untere/obere Grenzwerttemperatur, eingestellt. Die Anströmung der Membran soll mit 11,0-11,5 l/min bei 2,0-2,5 bar Druck erfolgen.

Tab. 87: Kenndaten und Betriebsparameter der Versuchsreihe VX115

Versuchs-Bez.	Medium	Dauer	Raum-Temp.	Projektphase
VX115	Gülle	4 Tage	24,4-27,3 °C	G
Meßgröße	Tag 1	Tag 2	Tag 3	Tag 4
pH-Wert	8,15	8,36	8,41	8,18
Leitföh. [μ S/cm]	12670	14410	13370	13950
TDS-Wert [ppm]	9540-10300	9190-9950	8920-9850	8300-9760
Meßgröße	09:55 12:26 16:30	08:23 12:45 16:38	08:57 12:36 16:41	08:38 13:38 n.a.
TI 0 A [°C]	25,7 32,4 30,4	29,7 29,8 29,9	26,5 30,8 31,7	32,1 33,7 n.a.
PI 1 A [bar]	2,08 2,08 2,08	2,11 2,09 2,08	2,07 2,07 2,07	2,05 2,05 n.a.
PI 2 A [bar]	1,93 1,94 1,93	1,90 1,86 1,82	1,44 1,46 1,47	1,45 1,42 n.a.
FI 1 A [l/min]	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 n.a.
FI 2 [l/min]	11,5 11,5 11,6	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 11,5	11,5 11,5 n.a.
FI 3 A [l/min]	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.	n.a. n.a. n.a.

Versuchsdurchführung - Ein Nachregulieren der Anströmung des Moduls von 11,5 l/min soll kontinuierlich erfolgen. Der *Ausgleich des Verlusts* im Kreislauf, durch das Ausschleusen von Permeat, wird durch eine mengengleiche Ergänzung mit dem Filtrat der Hydropresse über eine Dosierpumpe erreicht. Der Versuch soll durchgehend über die Dauer von mindestens 72 h erfolgen. Zwischen 16:00 und 8:00 Uhr wird nachts kein Permeat ausgeschleust, sondern zu 100% in den Kreislauf zurückgespeist.

A.33 Messprotokolle zu den Biogasversuchsreihen

Tab. 88: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 1

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
4963,5	4978,5	15,0	40,3	31,2	4,1	44	20	1007
5202,0	5220,5	18,5	47,9	42,1	1,2	> 5000	21	1001
5458,0	5474,0	16,0	47,8	42,6	1,2	> 5000	22	1002
5797,5	5808,0	10,5	48,7	40,9	1,2	> 5000	22	985
5849,5	5864,5	15,0	45,5	38,1	2,1	> 5000	21	1006

Tab. 89: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 2

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
4838,0	4867,5	30,5	33,5	56,0	1,8	740	21	1008
5101,5	5118,0	16,5	53,0	40,9	0,9	2053	20	1002
5174,5	5202,0	27,5	57,4	35,4	0,8	3120	21	1001
5432,0	5458,0	26,0	51,6	41,0	0,6	4983	22	1002
5778,0	5797,5	19,5	53,4	41,0	0,3	4197	22	985
5828,0	5849,5	21,5	51,0	42,1	0,6	2581	21	1006

Tab. 90: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 3

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
4801,5	4838,0	36,5	35,4	55,5	1,6	213	21	1008
5083,0	5101,5	18,5	55,3	37,4	0,9	1144	20	1002
5220,5	5250,0	29,5	59,6	36,6	0,2	2121	21	1001
5474,0	5503,5	29,5	50,2	44,7	0,6	3659	22	1002
5640,5	5887,5	23,0	51,6	44,6	0,5	864	21	1006

Tab. 91: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 4

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
4978,5	4994,5	16,0	38,4	36,4	3,2	1032	20	1007
5250,0	5273,5	23,5	55,1	38,9	0,4	> 5000	21	1001
5503,5	5522,5	19,0	53,3	43,4	0,5	> 5000	22	1002
5748,5	5759,0	10,5	54,1	41,2	0,5	> 5000	22	985
5887,5	5905,5	18,0	51,7	41,6	0,6	> 5000	21	1006

Tab. 92: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 5

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
4994,5	5012,0	17,5	42,2	34,9	3,1	1050	20	1007
5273,5	5298,0	24,5	54,4	40,8	0,3	> 5000	21	1001
5522,5	5542,0	19,5	52,4	42,8	0,5	> 5000	22	1002
5736,5	5748,5	12,0	52,7	42,1	0,6	> 5000	22	985
5905,5	5923,0	17,5	53,7	41,2	0,6	> 5000	21	1006

Tab. 93: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 6

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
5012,0	5028,0	16,5	40,9	34,0	3,4	1050	20	1007
5298,0	5317,0	19,0	53,6	40,4	0,5	179	21	1001
5542,0	5558,5	16,5	50,7	42,9	0,6	1122	22	1002
5726,0	5736,5	10,5	53,2	39,8	0,7	325	22	985
5923,0	5937,0	14,0	53,7	38,9	1,0	336	21	1006

Tab. 94: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 7

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
4867,5	4893,5	26,0	38,2	55,5	1,2	3580	21	1008
5118,0	5133,0	15,0	55,2	40,3	0,6	4512	20	1002
5317,0	5341,5	24,5	60,0	35,4	0,2	4399	21	1001
5558,5	5582,5	24,0	50,7	44,8	0,3	> 5000	22	1002
5665,0	5684,5	19,5	51,2	39,7	0,9	4332	22	985
5937,0	5958,0	21,0	52,1	42,1	0,6	4758	21	1006

Tab. 95: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 8

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
4893,5	4926,0	32,5	36,7	52,0	1,8	3468	21	1008
5133,0	5148,5	15,5	56,0	39,3	0,6	4276	20	1002
5341,5	5368,0	26,5	59,0	36,7	0,2	3984	21	1001
5582,5	5609,5	27,0	51,5	44,3	0,4	4994	22	1002
5648,5	5702,5	18,0	54,8	39,6	0,6	1750	22	985
5977,5	5148,5	19,5	53,1	41,2	0,7	1750	21	1006

Tab. 96: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 9

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
5028,5	5046,0	17,5	42,3	36,0	3,0	1050	20	1007
5368,0	5391,5	23,5	53,1	41,4	0,2	> 5000	21	1001
5609,5	5628,5	19,0	52,3	41,6	0,3	> 5000	22	1002
5702,5	5714,0	11,5	52,4	42,3	0,6	> 5000	22	985
5977,5	5994,5	17,0	53,3	41,5	0,6	> 5000	21	1006

Tab. 97: Messprotokoll Biogas - Fermenter Nr. 10

Z1 [l]	Z2 [l]	Biogas [l]	% CH4	% CO2	% O2	H2S [ppm]	Temp [°C]	LD [mbar]
5046,0	5065,0	19,0	43,4	35,1	2,9	1050	20	1007
5391,5	5415,0	23,5	52,4	42,2	0,5	> 5000	21	1001
5628,5	5647,5	19,0	52,6	42,7	0,3	> 5000	22	1002
5714,0	5726,0	12,0	52,0	42,8	0,6	> 5000	22	985
5994,5	6013,5	19,0	53,9	40,9	0,6	> 5000	21	1006

Tab. 98: FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0

Fermenter Nr.	pH-Wert	R1 TAC [mg]	R2 [ml]	R3 [ml]	E1 FOS	FOS/TAC-Wert
1	8,19	8638	8,631	0,804	2595	0,30
2	7,54	5561	5,556	0,913	2957	0,53
3	7,47	5605	5,601	1,030	3343	0,59
4	8,19	7344	7,338	1,004	3258	0,44
5	8,12	7512	7,505	0,636	2035	0,27
6	8,13	7094	7,087	0,689	2214	0,31
7	7,70	6433	6,427	0,743	2392	0,37
8	6,35	2529	2,526	1,380	4506	1,78
9	8,12	7653	7,646	1,084	3523	0,46
10	8,12	7262	7,256	0,593	1895	0,26

Tab. 99: FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 17 h

Fermenter Nr.	pH-Wert	R1 TAC [mg]	R2 [ml]	R3 [ml]	E1 FOS	FOS/TAC-Wert
1	7,94	6669	6,663	0,788	2541	0,38
2	7,42	5120	5,116	1,707	5594	1,09
3	7,37	5288	5,283	1,605	5253	0,99
4	8,15	7096	7,062	0,948	3073	0,43
5	8,16	7774	7,767	1,050	3414	0,44
6	7,99	6609	6,603	0,720	2306	0,35
7	7,07	4512	4,508	1,690	5545	1,23
8	7,46	5217	5,213	1,560	5103	0,97
9	8,09	7738	7,730	1,035	3361	0,43
10	8,14	7741	7,730	1,059	3439	0,44

Tab. 100: FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 24 h

Fermenter Nr.	pH-Wert	R1 TAC [mg]	R2 [ml]	R3 [ml]	E1 FOS	FOS/TAC-Wert
1	7,79	7135	7,128	0,577	1840	0,26
2	7,31	5359	5,354	1,756	5754	1,07
3	7,43	5335	5,330	1,622	5312	0,99
4	8,11	8165	8,157	1,214	3954	0,48
5	8,05	7447	7,440	1,124	3658	0,49
6	7,73	6841	6,835	0,789	2546	0,37
7	7,33	5233	5,228	1,608	5264	1,01
8	7,27	5222	5,217	1,802	5908	1,13
9	8,08	7879	7,872	1,180	3842	0,49
10	7,99	8035	8,027	1,211	3944	0,49

Tab. 101: FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 43 h

Fermenter Nr.	pH-Wert	R1 TAC [mg]	R2 [ml]	R3 [ml]	E1 FOS	FOS/TAC-Wert
1	7,85	7447	7,441	0,705	2264	0,30
2	7,54	5624	5,619	1,653	5413	0,96
3	7,38	5934	5,929	1,538	5031	0,85
4	7,98	8153	8,146	1,222	3984	0,49
5	7,99	8710	8,703	0,947	3086	0,35
6	7,88	7044	7,038	0,696	2237	0,32
7	7,63	5701	5,696	1,500	4904	0,86
8	7,54	5811	5,806	1,525	4988	0,86
9	8,21	8811	8,804	0,952	3084	0,35
10	8,77	8660	8,652	1,020	3311	0,38

Tab. 102: FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 70 h

Fermenter Nr.	pH-Wert	R1 TAC [mg]	R2 [ml]	R3 [ml]	E1 FOS	FOS/TAC-Wert
1	7,83	7573	7,566	0,528	1679	0,22
2	7,77	6325	6,319	1,331	4343	0,69
3	7,85	6406	6,401	1,195	3892	0,61
4	8,23	9497	9,488	0,993	3222	0,34
5	8,28	9315	9,306	0,784	2528	0,27
6	7,80	7489	7,482	0,677	2171	0,28
7	7,90	6579	6,573	1,309	4270	0,64
8	7,80	6399	6,393	1,013	3287	0,37
9	8,26	9146	9,138	0,803	2599	0,28
10	8,15	7592	7,586	0,907	2935	0,39

Tab. 103: FOS/TAC-Wert Bestimmung Biogas - T0 + 142 h

Fermenter Nr.	pH-Wert	R1 TAC [mg]	R2 [ml]	R3 [ml]	E1 FOS	FOS/TAC-Wert
1	8,01	8090	8,083	0,489	1551	0,19
2	8,10	7560	7,553	0,703	2260	0,29
3	7,87	7710	7,703	0,675	2167	0,28
4	8,20	10135	10,130	0,900	2914	0,29
5	8,25	10261	10,250	0,799	2580	0,25
6	7,98	8189	8,182	0,586	1875	0,23
7	8,07	7698	7,691	0,706	2269	0,29
8	7,98	7481	7,475	0,801	2583	0,35
9	8,29	10127	10,120	0,870	2814	0,28
10	8,21	7594	7,587	0,412	1292	0,17

Tab. 104: TS-Bestimmung - Biogasversuche

Substrat	Testat-Nr.	Einwaage [g]	TS-Auswaage [g]
Biogasgülle (flüssig)	1	65,92	5,92
Biogasgülle (flüssig)	2	48,16	3,95
Biogasgülle (flüssig)	3	59,91	4,94
Maissilage	1	20,04	5,42
Maissilage	2	20,04	5,35
Maissilage	3	22,70	6,07
Gülle-Feststoff (S)	1	30,00	26,17
Gülle-Feststoff (S)	2	27,20	23,20
Gülle-Feststoff (S)	3	31,70	27,64
Retentat	1	100,39	3,51
Retentat	2	73,55	2,60
Retentat	3	99,06	3,48

A.34 Durchführung P-S-Kombinationsversuch

Über den Versuch SP100 standen das Permeat (P) und der Feststoff (S) als Produkte aus der Aufbereitung der Rohgülle zur Verfügung. Die Schale eines Porzellan-Mörser wurde mit dem Feststoff (S) – Festphase aus der Hydropresse krümelig, trocken (ca. 2 Ltr) – mit manuell zerkleinerten, etwa 0,5 cm³ großen Krümeln, befüllt. Dann erfolgte das Mahlen mit einem Mörser, wobei signifikant große (> 5 mm) Stücke (Pflanzen-Stengel etc.) vorab bereits entfernt wurden. Nach dem Mahlvorgang erfolgte ein händisches Sieben des Mahlprodukts, mittels Teesieb mit einer nominellen Maschenweite von 0,033 mm (Herstellerangabe). Das so aus dem Siebvorgang gewonnene, feingemahlene Produkt wurde dann nachfolgend in einem kleinmaschigeren Sieb wie dem vorhergehenden (nominell ca. 0,025 mm Maschenweite) vorgelegt und als Reaktant und Filtermittel für ein Filtrieren des Permeats (P) weiterverwendet.

Tab. 105: Befund Hydrologische Untersuchungsstelle Salzburg - Prot. 00222/13

	Medium	Wert	Methode
pH-Wert	Permeat	8,34	DIN EN 12176, DIN ISO 10390
Trockensubstanz	Permeat	0,61% TS	DIN ISO 11465
Gesamtstickstoff (N)	Permeat	82 g/kg TS	CSN 83-0540-13:1984
Org. Stickstoff (N)	Permeat	18 g/kg TS	N-1B-N
Phosphat (P ₂ O ₅)	Permeat	6,72 g/kg TS	DIN EN ISO 11885-E22
Kaliumoxid (K ₂ O)	Permeat	151 g/kg TS	DIN EN ISO 11885-E22

Tab. 106: Befund Hydrologische Untersuchungsstelle Salzburg - Prot. 00223/13

	Medium	Wert	Methode
pH-Wert	Permeat+FS	7,91	DIN EN 12176, DIN ISO 10390
Trockensubstanz	Permeat+FS	4,19% TS	DIN ISO 11465
Gesamtstickstoff (N)	Permeat+FS	69 g/kg TS	CSN 83-0540-13:1984
Org. Stickstoff (N)	Permeat+FS	26 g/kg TS	N-1B-N
Phosphat (P ₂ O ₅)	Permeat+FS	10,3 g/kg TS	DIN EN ISO 11885-E22
Kaliumoxid (K ₂ O)	Permeat+FS	45 g/kg TS	DIN EN ISO 11885-E22