

Entwicklung eines Systems zum mechanischen Biomasseaustrag bei Biorieselbettreaktoren

Von der Fakultät Bau- und Umweltingenieurwissenschaften
zur Erlangung der Würde eines Doktors der Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.)
genehmigte Abhandlung

Vorgelegt von

Chatchaval Piyaprasit
aus Amnatcharoen, Thailand

Hauptberichter : Prof. Dr. rer. nat. K.-H. Engesser

Mitberichter : Prof. Dr.-Ing. M. Reuss

Tag der mündlichen Prüfung : 27. Juli 2005

Universität Stuttgart
Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte- und Abfallwirtschaft

2005

D 93

Copyright 2005
im Selbstverlag
Chatchaval Piyaprasit

Bezugsquelle: Prof. Dr. rer. nat. K.-H. Engesser
Institut für Siedlungswasserbau,
Wassergüte- und Abfallwirtschaft
Abteilung Biologische Abluftreinigung
Universität Stuttgart
Bandtäle 2
70569 Stuttgart (Büsnau)

Alle Rechte, auch die der Übersetzung und des Nachdrucks, sowie jede Art der photomechanischen Wiedergabe, auch auszugsweise, bleiben vorbehalten.

All rights reserved, including the right to reproduce this book or portions thereof in any form whatever.

Meinen lieben Eltern

Danksagung

Vielen Dank an Herrn Prof. K.-H. Engesser und Herrn Prof. Matthias Reuss, die mich in fachlichen Fragen unterstützten und mir wertvolle Anregungen gaben. Die Diskussionen mit ihnen lieferten einen wesentlichen Beitrag zum Erfolg dieser Arbeit.

Besonders hervorheben möchte ich dabei Herrn Ulrich Peckmann vom Institut für Bioverfahrenstechnik für die unermüdliche Betreuung. Er hatte stets ein offenes Ohr für sämtliche kleine und große Probleme, die sich für mich ergaben. Viele Probleme wurden von ihm prompt und ohne viel Aufsehens aus dem Weg geräumt.

Herrn Prof. H.-G. Fritz vom Institut für Kunststofftechnologie danke ich vielmals für die Unterstützung der Modifikation des Spritzgießwerkzeugs und der Herstellung der Füllkörper.

Vielen Dank auch an Herrn Dr. W.-R. Müller für die Unterstützung des Spritzgießwerkzeugs für die Herstellung der Füllkörper.

Danke an Herrn Andreas Freund vom Institut für Bioverfahrenstechnik, der mir Meßtechnik und Werkzeugbestellung helfen konnte.

Danke an Frau Steffi Müller vom Institut für Kunststofftechnologie für Hilfe bei der Untersuchung der Füllkörperoberfläche mit Rasterelektronenmikroskopie (REM).

Danke an Herrn Ulrich Nießler vom Institut für Maschinenelement für Hilfe bei der Untersuchung der Oberflächenrauheit der Füllkörper mit einem elektrischen Tastschnittgerät.

Danke an Herrn Niko Strunk für Hilfe und Ratschläge bei den mikrobiologischen Aufgaben.

Vielen Dank an Herrn Steffen Maisch vom Institut für Organische Chemie für Hilfe bei der Untersuchung der Benetzbarkeit der Füllkörperoberfläche und der Korrektur der Beschreibungen innerhalb dieser Arbeit.

Und vielen Dank an Herrn Daniel Dobslaw, Herrn Michael Braun und Herrn Timo Hardiman für Hilfe bei der Formulierung und Korrektur der Beschreibungen innerhalb dieser Arbeit.

Mein Dank gilt auch den Kollegen der Abteilung ALR und den andern Mitarbeitern am Institut und Werkstätten, von denen ich viel gelernt und deren Freundschaft und Hilfsbereitschaft ich stets geschätzt habe.

Ein ganz besonderer Dank gilt meine Frau Klairung für ihre Lieb, Unterstützung und Geduld. Die Beschreitung dieses Weges ermöglichten mir meine Eltern und meine Schwestern, dennen ich auch hier vielen Dank sagen möchte.

Mein herzlicher Dank gilt auch meinen thailändischen Freunden und allen anderen, die mich im Lauf meiner Arbeit der Promotion unterstützt haben.

Inhaltsverzeichnis

ABBILDUNGSVERZEICHNIS	XII
TABELLENVERZEICHNIS	XVI
FORMELZEICHEN UND ABKÜRZUNGEN	XVII
ZUSAMMENFASSUNG	XIX
SUMMARY	XXI
1. Einleitung	23
2. Zielsetzung	25
3. Grundlagen	26
3.1 Die biologischen Abluftreinigungsverfahren	26
3.1.1 Biofilter	27
3.1.2 Biowäscher.....	33
3.1.3 Biorieselbettreaktor.....	36
3.1.4 Weitere Verfahren.....	38
3.2 Strategien zur Vermeidung der Verstopfung in Biorieselbettreaktoren.....	39
3.2.1 Erhöhung der Zwischenräume des Trägermaterial	39
3.2.2 Minderung und Reduzierung des Biomassenwachstum.....	39
3.2.3 Verwendung einer bestimmten mikrobiellen Art.....	40
3.2.4 Entfernungen der Überschussbiomasse.....	40
3.2.4.1 Chemische Methode.....	41
3.2.4.2 Mechanische Methode.....	41
3.3 Mikrobiologische Grundlagen des Biorieselbettreaktors.....	49
3.3.1 Biofilme und Immobilisierung.....	49
3.3.2 Biomassewachstum.....	52
3.3.3 Stofftransport im Biofilmsystem.....	54
3.4. Stand der Technik bei Feststoffmischverfahren zur Bewegung des Trägermaterials.....	56
3.4.1. Feststoffmischung.....	56
3.4.2 Arten von Mischern.....	57
3.4.3 Leistungsbedarf.....	60
3.4.4 Auswahl des Mischers.....	60
4. Material und Methoden	61
4.1 Schadstoff.....	61

4.2	Kultur und Anreicherung.....	62
4.3	Medien und Lösungen.....	62
4.3.1	Minimalmediumsherstellung.....	62
4.3.2	Herstellung von Nutrient Broth mit 0,5 % NaCl (w/v).....	64
4.3.3	Herstellung von Saline (0,9%).....	64
4.3.4	Nährsalzlösung in der halbtechnischen Anlage.....	64
4.4	Anlagenaufbau und Versuchsystem.....	65
4.4.1	Entwicklung und Untersuchung des Mischwerkzeuges im Labormaßstab.....	65
4.4.2	Untersuchung der Leistung in halbtechnischem Maßstab.....	66
4.4.2.1	Konventional Biorieselbettreaktor „Festbettreaktor (FBR) “.....	66
4.4.2.2	Neuer Biorieselbettreaktor „Mischbettreaktor (MBR) “.....	66
4.4.2.3	Fließbild der Anlage.....	68
4.4.2.4	Füllkörper.....	70
4.4.3	Untersuchung der Leistungsfähigkeit des „Mischbettreaktors (MBR)“.....	70
4.5	Herstellung eines neuen Füllkörper zur Optimierung geeigneter Füllkörper für der „Mischbettreaktor (MBR)“.....	71
4.5.1	Form des Füllkörpers und Herstellungsverfahren.....	71
4.5.2	Material des Füllkörpers.....	73
4.5.2.1	Polypropylen (PP).....	73
4.5.2.2	Polyamid 6 (PA6).....	73
4.5.2.3	Polyethylenterephthalat (PET).....	74
4.5.2.4	Polybutylenterephthalat (PBT).....	74
4.5.2.5	Polypropylenhomopolymere mit ca. 35% Glasfaser (PPH+35%GF).....	75
4.6	Untersuchung der Haftungsfähigkeit der Mikroorganismen auf verschiedenen hergestellten Füllkörpern.....	75
4.6.1	Adhäsionstest zur Ermittlung der Anzahl haftender Mikroorganismen mit einem Ultraschallsystem.....	75
4.6.1.1	Beschreibung des Testsystems.....	75
4.6.1.2	Ultraschallsystem.....	76
4.6.1.3	Versuchsdurchführung.....	77
4.6.2	Immobilisierungstest in der Reaktoren im Labormaßstab.....	78
4.6.2.1	Beschreibung des Testsystems.....	78
4.6.2.2	Versuchsdurchführung.....	78
4.7	Untersuchung der Leistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit dem neuen Füllkörper.....	80

4.8	Untersuchung der Leistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit Änderungen von Mischzustände.....	80
4.9	Messverfahren	80
4.9.1	Gasmessung.....	80
4.9.1.1	Bestimmung der Kohlenstoffkonzentration.....	80
4.9.1.2	Bestimmung der Kohlendioxidkonzentration.....	81
4.9.1.3	Bestimmung der Durchflußgeschwindigkeit.....	81
4.9.1.4	Bestimmung des Drucks.....	81
4.9.2	Flüssigkeitsmessung.....	81
4.9.2.1	pH-Wert-Bestimmung.....	81
4.9.2.2	Bestimmung der Leitfähigkeit.....	81
4.9.2.3	Bestimmung der Durchflußgeschwindigkeit.....	81
4.9.3	Biomassebestimmung in der halbtechnischen Reaktoren.....	81
4.9.4	Untersuchung des Füllkörpers.....	82
4.9.4.1	Ermittlung der Rauheit von Aufwuchsoberflächen.....	82
4.9.4.2	Bestimmung der Hydrophobizität von Oberflächen.....	85
4.9.4.3	Bestimmung der Oberfläche des Füllkörpers.....	87
4.9.4.4	Bestimmung des Lückengrads der Schüttung des Füllkörpers.....	87
4.9.4.5	Bestimmung des Schüttgewichts des Füllkörpers.....	87
4.9.5	Messung des Energieverbrauchs zum Mischen des Reaktorbetts.....	87
4.10	Analysekenngößen.....	87
4.10.1	Wirkungsgrad.....	87
4.10.2	Spezifische Volumenbelastung.....	87
4.10.3	Eliminationskapazität.....	88
5.	Experimente und Ergebnisse.....	89
5.1	Konstruktion und Test des Mischwerkzeuges	89
5.1.1	Konstruktion und Versuch im Labormaßstab.....	90
5.1.2	Konstruktion und Versuch in der halbtechnischen Anlage.....	92
5.1.2.1	Konstruktion des Mischwerkzeuges.....	92
5.1.2.2	Auswahl der Füllkörper.....	93
5.1.2.3	Entfernung der Biomasse aus der Schüttung.....	94
5.2	Vergleich der Leistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit dem konventionellen Biorieselbettreaktor.....	96
5.2.1	Biomassezusammensetzung.....	96
5.2.1.1	Biozönose des Biofilms	96
5.2.1.2	Immobilisierte Biomasse.....	97
5.2.1.3	Suspendierte Feststoffe (SF).....	100

5.2.2	Schadstoffabbau und Druckverlust.....	100
5.2.3	Veränderung der Abbauleistung nach dem Mischen.....	103
5.2.4	Stabilität des Schadstoffabbaus.....	104
5.3	Leistungsbedarf des Mischens des MBRs.....	107
5.4	Untersuchung der Leistungsfähigkeit des „Mischbettreaktors (MBR)“.....	109
5.4.1	Untersuchung zur Abbauleistung in verschiedenen Höhe der Schüttung.....	109
5.4.2	Untersuchung des Verhältnisses zwischen Eliminationskapazitäten und spezifischen Volumenbelastungen	112
5.5	Untersuchung geeigneter Füllkörper für der "Mischbettreaktor (MBR)" durch Herstellung eines neuen Füllkörper	113
5.5.1	Ermittlung der physikalischen Eigenschaften der hergestellten Füllkörper.....	115
5.5.2	Ermittlung der Rauheit der hergestellten Füllkörper.....	116
5.5.3	Bestimmung der Hydrophobizität der Füllkörpermaterialien.....	119
5.5.4	Untersuchung zur Haftungsfähigkeit von Mikroorganismen auf den verschiedenen hergestellten Füllkörpern.....	120
5.5.4.1	Adhäsionstest im Zellsuspensionsgefäß	120
5.5.4.2	Immobilisierungstest in einer Labormaßstabsanlage.....	121
5.5.4.3	Ergebniszusammenfassung der zur Bewertung der Trägermaterialien.....	125
5.5.5	Untersuchung zur Abbauleistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit dem neu hergestellten Füllkörper.....	125
5.6	Untersuchung zur Abbauleistung des „ Mischbettreaktors (MBR) “ mit Veränderungen beim Mischen.....	128
6.	Diskussion.....	132
6.1	Reaktoraufbau und Funktion.....	132
6.2	Einfluß der Füllkörper auf der Leistungsfähigkeit des MBRs.....	133
6.2.1	Füllkörperperform.....	133
6.2.2	Füllkörpermaterial.....	134
6.3	Vergleich der Leistungsfähigkeit und Stabilität der Biorieselbettreaktoren.....	138
6.3.1	Festbettreaktor (FBR).....	138
6.3.2	Mischbettreaktor (MBR).....	139
6.3.3	Vergleich der Eliminationskapazität des MBRs mit anderen Autoren.....	140
6.4	Energieverbrauch der Reaktoren.....	142
6.4.1	Energieverbrauch des MBRs.....	142

6.4.2 Vergleich des Energieverbrauches zwischen MBR und FBR.....	143
6.5 Ausblick für weitere Untersuchungen.....	144
6.5.1 Stabilität der Leistungsfähigkeit während und nach dem Mischvorgang.....	145
6.5.2 Abbauleistung von einem Schadstoffgemisch.....	145
7. Literaturverzeichnis.....	146

Anhang

Rauheitsprofil und Rauhwert von Oberflächen der hergestellten Füllkörper

Abbildungsverzeichnis

Abb. 3-1	Schematische Darstellung des Aufbaus einer natürlichen Mischbiozönose (nach Plaggemeier, 1999 modf.).....	27
Abb. 3-2	Schematische Darstellung von Biofiltern.....	30
Abb. 3-3	Skizze eines Biofilters nach Kneer, 1976.....	31
Abb. 3-4	Skizze eines Biofilters nach Zantopp, 1978.....	32
Abb. 3-5	Schemazeichnung des Rotor-Biofilters der Fa. Jakob Handte & Co. GmbH (nach Reiser, 2000)	32
Abb. 3-6	Biofilter als Containeranlage (nach Bernt, 1996).....	33
Abb. 3-7	Schematische Darstellung des Biowäschers.....	34
Abb. 3-8	Skizze verschiedener Kompaktbiowäscher	35
Abb. 3-9	Schematische Darstellung des Biorieselbettreaktors	36
Abb. 3-10	Permeation im Biomembranschlauchreaktor (nach Reiser et al., 1997).....	38
Abb. 3-11	Schematische Darstellung eines Biosorbers (nach Kunz, 1992).....	42
Abb. 3-12	Skizze des Wanderbettreaktors (nach Heits, 1998).....	43
Abb. 3-13	Schema eines Rückspülsystems (nach Smith et al., 1998 mod.).....	44
Abb. 3-14	Schema eines rotierenden strukturierten Packungs- biorieselbettreaktors	45
Abb. 3-15	Skizze eines Bioreaktors nach Laurenzis	46
Abb. 3-16	Prinzip- und Fließbild des Scheibentauchkörpers für die Abluftreinigung (nach von Rohr und Ruediger, 2001).....	47
Abb. 3-17	Die Prozesse der Entwicklung von Biofilmmakkumulation (nach Bryers, 2000).....	51
Abb. 3-18	Verlauf der Biofilm-Akkumulation (nach Characklis, 1990; Flemming, 1994).....	51
Abb. 3-19	Der Zusammenhang zwischen Reaktionsgeschwindigkeit (r) und Konzentration des Substrates (c).....	53
Abb. 3-20	Schematische Darstellung des Gas-/ Flüssigphase-Stoffüberganges beim Biorieselbettreaktor mit Darstellung des Stoffkonzentrationsverlaufs.....	55
Abb. 3-21	Schematische Darstellung der Mechanismen beim Entmischen (nach Weinkötter und Gericke, 1995).....	57
Abb. 3-22	Entscheidungsdiagramm zur Mischerauswahl (nach Harnby et al., 1992).....	60
Abb. 4-1	Labormaßstabanlage zur Ermittlung der Durchmischbarkeit	66
Abb. 4-2	Verwendete halbtechnische Reaktoren.....	67

Abb. 4-3	Fließbild der Anlage zum Vergleich der Reinigungsleistung des Festbettreaktors (FBR) und des Mischbettreaktors (MBR).....	69
Abb. 4-4	Füllkörper für die Untersuchung in der halbtechnische Anlage.....	70
Abb. 4-5	Fließbild des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit verwendeter Messtechnik.....	71
Abb. 4-6	Füllkörperherstellung.....	72
Abb. 4-7	Struktur von Polypropylen (PP).....	73
Abb. 4-8	Struktur von Polyamid 6 (PA6).....	74
Abb. 4-9	Struktur von Polyethylenterephthalat (PET).....	74
Abb. 4-10	Struktur von Polybutylenterephthalat (PBT).....	75
Abb. 4-11	Aufbau des Ultraschallsystems.....	76
Abb. 4-12	Aufbau des Trägers zur Ermittlung des Aufwuchsverhaltens.....	77
Abb. 4-13	Immobilisierungstest.....	79
Abb. 4-14	Meßgerät zur Messung der Oberflächenrauigkeit.....	82
Abb. 4-15	Rauheitsprofile: P-Profil, W-Profil und R-Profil.....	83
Abb. 4-16	Rauheitsparameter.....	84
Abb. 4-17	Dreiphasenkontakt eines auf der Festkörperoberfläche aufliegenden Flüssigkeitstropfens.....	85
Abb. 4-18	Mögliche Situationen der Benetzbarkeit	86
Abb. 5-1	Versuch zum Durchmischungsverhalten des Rührwerks Im Labormaßstab	90
Abb. 5-2	Verteilungsverhalten des Blähtons (\varnothing 8 mm) während der Durchmischung (18 U min^{-1}).....	91
Abb. 5-3	Aufbau des Mischwerkzeuges und Montierung des Mischwerkzeug im Reaktor.....	92
Abb. 5-4	Die Biofilmentfernung von den Füllkörpern durch Mischen in der 3. Stufe des MBRs im halbtechnischen Versuch	95
Abb. 5-5	Mikroskopische Aufnahmen von Protozoen aus dem Sumpf der Biorieselbettreaktoren am 96. Betriebstag.....	97
Abb. 5-6	Der zeitliche Verlauf der flächenbezogenen Biomasse als Biotrockenmasse des MBRs.....	98
Abb. 5-7	Der zeitliche Verlauf der flächenbezogenen Biomasse als Biotrockenmasse des FBRs.....	98
Abb. 5-8	Immobilisierte Biomasse auf den Füllkörpern des FBRs am 120. Betriebstag.....	99
Abb. 5-9	Tagesmittelwerte der Wirkungsgrade, der Eliminationsraten, sowie Druckverluste des Mischbettreaktors (MBR) und des Festbettreaktors (FBR) bei veränderlichen Rohgaskonzentrationen und einem konstanten Gasvolumenstrom von $10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$	102

Abb. 5-10	Veränderung der Eliminationsrate des Toluol-Abbaus des MBRs während des Mischens und nach dem Mischen in 48 Stunden.....	104
Abb. 5-11	Zeitlicher Verlauf der Eliminationskapazität und CO ₂ - Produktionsrate des MBRs als kh-Werte vom 73. bis 155. Betriebstag.....	105
Abb. 5-12	Zeitlicher Verlauf der Eliminationskapazität und CO ₂ -Produktionsrate vom FBR als kh-Werte vom 73. bis 155. Betriebstag.....	105
Abb. 5-13	Entwicklung der Eliminationskapazität zwischen dem 113. - 155. und 550. - 591. Betriebstag bei wöchentlichem Mischzustand von 10 min Dauer und 5 U min ⁻¹ sowie einer Belastung von 22 g C m ⁻³ h ⁻¹	106
Abb. 5-14	Vergleich des Mittelwerts der Eliminationskapazität pro Zyklus des Mischens zwischen 113. - 155. und 550. - 591. Betriebstag	107
Abb. 5-15	Konzentration an Toluol in verschiedenen Höhen der Schüttung des MBRs (Q = 10 m ³ h ⁻¹).....	110
Abb. 5-16	Wirkungsgrade des Schadstoffabbaus für verschiedene durchströmte Schüttungshöhen des MBRs bei einer durchschnittlichen Eintrittskonzentration von 315 mg m ⁻³ (Q = 10 m ³ h ⁻¹).....	110
Abb. 5-17	CO ₂ -Produktion bei verschiedenen durchströmten Höhen der Schüttung des MBRs bei einer durchschnittlichen Eintrittskonzentration von 315 mg m ⁻³ (Q = 10 m ³ h ⁻¹).....	111
Abb. 5-18	Restkonzentrationsprofil über die Schüttungshöhe des MBRs (C ₀ = 315 mg C m ⁻³ , Q = 10 m ³ h ⁻¹).....	112
Abb. 5-19	Eliminationskapazität des MBRs.....	114
Abb. 5-20	REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PP-Füllkörpers.....	117
Abb. 5-21	REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PA6-Füllkörpers.....	117
Abb. 5-22	REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PET-Füllkörpers.....	118
Abb. 5-23	REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PBT-Füllkörpers.....	118
Abb. 5-24	REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PPH+GF-Füllkörpers.....	119
Abb. 5-25	Anzahl anhaftender Zellen auf den untersuchten Materialien beim Adhäsionstests in einem Zellsuspensionsgefäß.....	121
Abb. 5-26	Die Besiedlung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage am 2. Betriebstag	122

Abb. 5-27	Die Besiedlung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage am 13. Betriebstag	122
Abb. 5-28	Die Besiedlung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage nach dem Rückspülen am 13. Betriebstag.....	123
Abb. 5-29	Die Besiedlung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage am 15. Betriebstag (2 Tage nach dem Rückspülen).....	123
Abb. 5-30	Anhaftende Trockenbiomasse auf der untersuchten Füllkörperschüttung des Immobilisierungstests in einer Anlage im Labormaßstab.....	124
Abb. 5-31	Die Biofilmentfernung von den neuen Füllkörpern durch Mischen in der 3. Stufe des MBRs im halbtechnischen Versuch.....	126
Abb. 5-32	Vergleich der Eliminationskapazität des MBRs mit neuen und alten Füllkörpern.....	127
Abb. 5-33	Vergleich der durchschnittlichen Eliminationskapazität des MBRs pro Mischvorgang bei neuen und alten Füllkörpern.....	128
Abb. 5-34	Vergleich der Eliminationskapazität (EC) und des Druckverlusts des MBRs bei Mischzustand 1 (10 min Dauer) und bei Mischzustand 2 (2 min Dauer).....	129
Abb. 5-35	Vergleich der durchschnittlichen Eliminationskapazität (EC) und des Druckverlust pro Mischvorgang des MBRs bei Mischzustand 1 (10 min Dauer) und bei Mischzustand 2 (2 min Dauer).....	129
Abb. 5-36	Die Biofilmentfernung von den neuen Füllkörpern durch Mischen in der 3. Stufe des MBRs im halbtechnischen Versuch.....	130
Abb. 6-1	Schema von Automatisierungsmöglichkeit für den MBR.....	132
Abb. 6-2	Wechselwirkung zwischen Bakterien und Oberfläche.....	134
Abb. 6-3	Beispiele von mikrobielle Abbauwegen von Toluol in aeroben Bedingungen.....	136
Abb. 6-4	Schema der Modelle der Adhäsion von einem <i>Pseudomonas</i> an einem hydrophoben und einem hydrophilen Oberfläche (nach Wiencek)	137
Abb. 6-5	Schematische Darstellung der Abnahme der spezifischen Fläche des Biofilms auf der Oberfläche der Füllkörper durch die Zunahme der Biofilmdicke	139
Abb. 6-6	Vergleich der Toluol-Eliminationskapazität des MBRs mit anderen Autoren.....	141
Abb. 6-7	Der Energieverbrauch des MBRs und FBRs über die Laufzeit.....	144

Tabellenverzeichnis

Tabelle 3-1	Behandlungsmöglichkeit von Stoffgruppen und Einzelkomponenten in Biofiltern, Biowäschern oder Rieselbettreaktoren	28
Tabelle 3-2	Methoden zur Vermeidung der Verstopfung im Biorieselbettreaktor.....	48
Tabelle 3-3	Arten und Arbeitsbedingungen der Feststoffmischer.....	58
Tabelle 4-1	Stoffdaten von Toluol	61
Tabelle 4-2	Zusammensetzung des Minimalmediums	64
Tabelle 4-3	Zusammensetzung der Nährsalzlösung in der halbtechnischen Anlage.....	65
Tabelle 4-4	Betrieb der halbtechnischen Biorieselbettreaktoren.....	68
Tabelle 5-1	Daten der unbewachsenen, trockenen Füllkörper.....	93
Tabelle 5-2	Die Zell- und Koloniemorphologie des toluolverwertenden bakteriellen Stammes der Anreicherung	96
Tabelle 5-3	Suspendierter Feststoff im jeweiligen Sumpf Des MBRs und FBRs.....	100
Tabelle 5-4	Misch- und spezifische Volumenbelastungszustände (L_d) des MBRs von 74. bis 155. Betriebstag.....	101
Tabelle 5-5	Mittelwerte der Druckverluste für verschiedene Misch- und Beladungszustände des MBRs.....	103
Tabelle 5-6	Durchschnittsleistungsbedarf je Mischvorgang des MBRs.....	108
Tabelle 5-7	Daten der neu hergestellten Füllkörper.....	115
Tabelle 5-8	Arithmetischer Mittenrauhwert (R_a) der hergestellten Füllkörper aus PP, PA6, PET, PBT und PPH+GF.....	116
Tabelle 5-9	Kontaktwinkel der verschiedenen Füllkörpermaterialien.....	120
Tabelle 6-1	Daten der Reaktoren zum Vergleich der Eliminationskapazität.....	140
Tabelle 6-2	Gesamter Energieverbrauch im Monat für den Leistungsbedarf des Motors zum Mischen und den Druckverlust des MBRs.....	143

Formelzeichen und Abkürzungen

Formelzeichen

η	=	Wirkungsgrad, %
μ	=	spezifische Wachstumsrate, h^{-1}
θ	=	Kontaktwinkel
τ	=	Verweilzeit, s
μ_{\max}	=	maximale spezifische Wachstumsrate, h^{-1}
A_F	=	Trägerkörpersoberfläche, m^2
b	=	Ablösungsrate (Hydrodynamik), h^{-1}
c	=	Konzentration des Substrates, mg m^{-3}
D	=	Diffusionskoeffizient, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
E_m	=	gesamter Energieverbrauch pro Monat, Watt h
E_k	=	Eliminationskapazität (Raum - Zeit - Ausbeute), $\text{g C m}^{-3} \text{h}^{-1}$
E_t	=	durchschnittlicher Energieverbrauch pro Tag, Watt h
j	=	Maßfluss, $\text{mg m}^{-2} \text{s}^{-1}$
K_M	=	Michaelis - Menten - Konstante, mg m^{-3}
K_s	=	Monod - Konstante, mg m^{-3}
L	=	Raumrichtung, m
L_d	=	spezifische Volumenbelastung (Raum-Zeit-Belastung), $\text{g C m}^{-3} \text{h}^{-1}$
M_{BTS}	=	Biotrockensubstanz auf der Trägerkörpersoberfläche, g m^{-3}
m_f	=	Biomasse des Biofilms pro Oberfläche der aktiven Schicht (dicker-Biofilm) oder pro Oberfläche des Trägers (dünner Biofilm), kg m^{-2}
M_F	=	Trockengewicht des gereinigten Füllkörpers, g
M_{FB}	=	Trockengewicht des Füllkörpers mit Biofilm, g
Q	=	Gasvolumenstrom, $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
r	=	Reaktionsgeschwindigkeit, $\text{mg m}^{-3} \text{s}^{-1}$
r_A	=	Substratverbrauchrate, g h^{-1}
r_{\max}	=	maximale Reaktionsgeschwindigkeit, $\text{mg m}^{-3} \text{s}^{-1}$
S_m	=	abgebauter Substratmasse, g
V_b	=	Füllkörperschüttungsvolumen, m^3
X	=	Biotrockenmasse, g
$Y_{x/s}$	=	Substratausbeutekoeffizient, g g^{-1}

Abkürzungen

C	=	Kohlenstoff
EPS	=	extrazelluläre polymere Substanzen
FBR	=	Festbettreaktor
FID	=	Flammenionisations-Detektor

KBE	=	Kolonie bildende Einheiten
KW	=	Kohlenwasserstoffe
MBR	=	Mischbettreaktor
PA6	=	Polyamid 6
PBT	=	Polybuthylenterephthalat
PET	=	Polyethylenterephthalat
PP	=	Polypropylen
PPH + GF	=	Polypropylenhomopolymere mit Glasfaser
R _a	=	Arithmetischer Mittenrauhwert
R _m	=	Maximalen Taltiefen
R _{max}	=	Maximale Rauhtiefe
R _p	=	Maximale Höhe der Profilkuppen, Glättungstiefe
R _q	=	Quadratischer Mittenrauhwert
R _y	=	Maximal Profilhöhe
R _z	=	Gemittelte Rauhtiefe
VDI	=	Verein Deutscher Ingenieure
VOCs	=	Volatile Organic Compounds

Indizes

aus	=	Austritt
ein	=	Eintritt
0	=	Initial

Einheiten

°C	=	Grad Celsius
cm	=	Zentimeter
g	=	Gramm
g C m ⁻³ h ⁻¹	=	Gramm Kohlenstoff pro Kubikmeter pro Stunde
h	=	Stunde
kHz	=	Kilohertz
L	=	Liter
m	=	Meter
μ	=	Mikro, 10 ⁻⁶
mg C m ⁻³	=	Milligramm Kohlenstoff pro Kubikmeter
min	=	Minuten
mL	=	Milliliter
Pa	=	Pascal
ppm	=	parts per million, 10 ⁻⁶
s	=	Sekunden
U	=	Umdrehungen
W	=	Watt

Zusammenfassung

In dieser Arbeit wurde eine neue Entwicklung des Biorieselbettreaktors für die Abluftreinigung zur Entfernung von Überschussbiofilmen und zur Vermeidung von Verstopfungen „sog. Clogging“ der Schüttung erarbeitet.

Die Leistungsfähigkeit und Machbarkeit des Reaktors wurden parallel mit einem konventionellen Rieselbettreaktor (Festbettreaktor, FBR) im halbtechnischen Maßstab (Schüttungsvolumen 144 L) untersucht. Als Modellschadstoff wurde Toluol in der Untersuchung verwendet. Die beiden Reaktoren wurden mit der gleichen angereicherten Kultur aus einer Abwasserprobe der Scheibentauchkörper der Kläranlage der Universität Stuttgart betrieben.

In dem Festbettreaktor (FBR) hing der Druckverlust und die Schadstoffabbauleistung von dem Wachstum und der Akkumulation der Biomasse ab, weil die spezifische Biofilmoberfläche mit zunehmender Dicke des Biofilms reduziert wurde und die Stoffübertragung durch die Verstopfung des Biofilms abnahm. Während der Druckverlust stieg (von 0 bis etwa 1560 Pa m^{-1}), sank hingegen die Abbauleistung dieses Reaktors mit der Betriebslaufzeit. Die Verstopfung der Schüttung bei der Untersuchung (spez. Volumenbelastung $22 - 33 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) trat drei bis vier Monate nach dem Anfahren auf.

In dem Mischbettreaktor (MBR) wurde der Biofilm erfolgreich durch mechanische Scherkräfte, die durch das periodische Mischen des entwickelten Mischwerkzeuges gebildet werden, abgelöst und dieser wurde mit der durchgerieselten Flüssigkeit aus der Schüttung ausgetragen. Im Laufe eines Zeitraums von zwei Jahren mit einem Füllkörpergemisch aus „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“ und in einer mehrmonatigen Untersuchung mit dem neu hergestellten Füllkörper war es stets erfolgreich zur Entfernung des Überschussbiofilms von der Füllkörperschüttung gekommen. Somit konnten die Druckverluste ständig niedrig gehalten werden ($0 - 42 \text{ Pa m}^{-1}$) und eine Verstopfung der Reaktorschüttung hat nicht stattgefunden. Im Vergleich zum FBR wies der MBR deutlich längere störungsfreie Betriebszeiten und geringere Druckverluste auf. Bei der zugeführten spezifischen Volumenbelastung von bis zu ca. $80 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ wurde der eingetragene Schadstoff zu fast 100% beim Betrieb mit einer Stromverweilzeit von 35 s und von 96 s in der quasistationären Phase abgebaut. Im gleichen Belastungsbereich war die Eliminationkapazität bei einer Verweilzeit von 17 s geringer und die Schadstoff wurde ca. 80 % abgebaut.

Die verwendeten Füllkörper spielten dabei eine wichtige Rolle für die Leistungsfähigkeit des MBRs. Der geeignete Füllkörper für den MBR sollte sowohl die Anforderungen für den konventionellen Biorieselbettreaktor erfüllen als auch geeigneten Eigenschaften für die Mischverfahren besitzen. Eine komplizierte Füllkörperform zum teilweisen Schutz des Biofilms vor Scherkräften und ein hoher Lückengrad der Füllkörperschüttung des Füllkörpergemischs aus „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“ wiesen dabei die höhere Leistungsfähigkeit in Phasen nach dem Mischen und in quasistationären Phasen auf als die Kugelform der neu hergestellten Füllkörper, die eine höhere Rauheit aufwiesen.

Bei MBR hatten Mischzustände Einfluss auf die Akkumulation der Biomasse in der Schüttung und die Akkumulation hatte weiter Effekte auf die Leistungsfähigkeit. Die Abbauleistung des MBRs wies einen deutlichen Unterschied zwischen 10 min und 2 min Mischdauer auf. Beim 2 min Mischdauer blieb viel abgelöste Biomasse in der Schüttung hängen wodurch Biomasseklumpen und anaeroben Zonen entstanden, so dass während einer langen Betriebslaufzeit die Abbauleistung geringer und instabiler wurde. Ein Vergleich der Abbauleistung in Abhängigkeit von der Schalthäufigkeit des Mischvorgangs von 1 mal alle 4 Tage bzw. von 1 mal jede Woche zeigt dabei keinen großen Unterschied.

Untersuchungen mit dem Füllkörpergemisch (aus „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“) zeigten, dass der Energiebedarf pro Mischvorgang des MBRs gering war. Bei längerer Betriebslaufzeit war der Energieverbrauch des MBRs durch Druckverluste und Mischen stabil. Im Gegensatz hierzu war der Energieverbrauch des FBRs durch Druckverluste abhängig von der Biomasseakkumulation und stieg mit der Laufzeit. Über einen Teil des Versuchszeitraums hinweg war er höher als der gesamte Energieverbrauch des MBRs (aus Druckverlusten und dem Mischen). Da der Druckverlust ein wichtiger Parameter für die Betriebskosten der biologischen Abluftreinigung ist, können die Betriebskosten für den MBR günstiger als für den FBR sein.

Beim dem Konzept des MBRs können die Biomasse, der Druckverlust und die Abbauleistung im Betrieb durch eine Automatisierungssystem gesteuert und online kontrolliert werden.

Summary

In this work, a mixed bed reactor (MBR) was developed. It was then applied in a biotrickle bed reactor for waste gas treatment to remove excess biomass and prevent clogging in the bed of the reactor.

The performance and feasibility of the MBR were investigated and compared with a conventional trickle bed reactor (fixed bed reactor, FBR) in the semi-technical scale (packing volume of 144 L). Parallel operation of the MBR and the FBR were performed. Toluene was used as a pollutant in the experiment. The two reactors were inoculated with the same enriched culture from an effluent sample derived from the rotating biological contractor located at University of Stuttgart, Germany.

In the FBR, the pressure drop and the pollutant elimination capacity depended on growth and the accumulation of the biomass as the specific biofilm surface area was reduced by an increasing biofilm thickness. This also caused considerable mass transfer reduction when the clogging of biofilm developed. After biomass was accumulated in the FBR, the pressure drop increased (from 0 to 1560 Pa m⁻¹), the clogging occurred and the elimination capacity decreased. The clogging appeared after the start-up for three to four months with specific volume load of 22 - 33 g C m⁻³ h⁻¹.

In the MBR, the excess biofilm on the packing material was successfully detached by periodic movement of the bed owing to a rotation of the developed mixing equipment. The excess biomass was removed from the bed together with the operational trickling water. During the two year-operation with the mixed packing media of "Floating Ball" and "Polyhedral Hollow Ball" and the operation with the newly developed packing material for several months, the excess biofilm was successfully removed from the bed. As a result, the low pressure drop (0 -42 Pa m⁻¹) could be maintained and no clogging in the bed was found. Comparing with the FBR, the MBR significantly showed a longer operation period and lower pressure drop. For specific volume load up to 80 g C m⁻³ h⁻¹, the toluene was almost completely eliminated by the MBR in quasi steady state at the gas empty bed detention time of 35 s and 96 s. The elimination capacity was lower (80%) in the same load at detention time of 17 s.

The packing media played an important role in the performance of the MBR. Apart from meeting general requirements for the conventional biotrickle bed reactor, the suitable media for the MBR should be easily moveable so as to reduce the friction in the mixing process. The mixed packing media of "Floating Ball" and "Polyhedral Hollow Ball" showed the higher performance in both operational phases (after mixing and quasi steady state) than the new media, which has a sphere form with high roughness surface. This was because the complex form of "Polyhedral Hollow Ball" of the mixed packing media could protect part of biofilm. It also had higher porosity to support the better gas distribution.

For the MBR, the mixing condition had an influence on the accumulation of biomass in the bed and on the performance. The result showed a significant difference of the elimination capacity between the mixing conditions of 2 min and 10 min mixing period. For the mixing period of 2 min, some detached biofilms still remained in the bed, causing the agglomeration of biomass and anaerobic zone. Consequently, the efficiency and the stability were lower in a long term operation. In the comparison between the mixing frequency conditions: once every 4 days and once a week, no significant difference of the efficiency could be observed.

Based on the experiment, the result indicated that the MBR consumed low energy for both bed mixing (with the mixed packing media) and for pressure drop in the bed. In contrast, the power requirement of the FBR depended on the pressure drop from the biomass accumulation, which increased during the operation over time. At a certain operational period, the power requirement of the FBR was higher than the total power requirement of the MBR (for pressure drop and mixing). As the pressure drop is an important parameter of the operation cost for the biological waste gas treatment, the lower energy requirement for pressure drop would lead to the lower operation cost in the case of the MBR compared to the FBR.

With the functional concept of the MBR, the automatic control of biomass, pressure drop and efficiency of the reactor could be achieved.

1. Einleitung

Die Abluftreinigung mit Hilfe biologischer Verfahren wird seit 1923 angewendet (Fischer, 2000). Während anfänglich die Anwendungen in der Landwirtschaft und im Lebensmittelbereich überwogen, werden diese Verfahren zunehmend im industriellen Bereich zur Abscheidung großer Massenströme eingesetzt. So geschehen ist das bereits in den letzten zwei Jahrzehnten im Bereich der Lösemittel bzw. Volatile Organic Compounds (VOCs) (Windsperger und Sotoudeh, 1996; Kennes und Veiga, 2001). Im Vergleich zur Reinigung von niedrig beladenen Abluftströmen mit hinreichend wasserlöslichen und biologisch abbaubaren Schadstoffen bieten die biologischen Verfahren im Vergleich zu den physikalisch-chemischen Verfahren (Absorption, Adsorption, thermische Oxidation, katalytische Oxidation), eine Reihe technologischer Vorteile, wie beispielsweise ein einfacher Anlagenaufbau, preiswerte Werkstoffe, leicht verfügbare Betriebsmittel, Verzicht auf schädliche Reaktionsprodukte sowie ein geringes prozesstechnisches Gefahrenpotential und verursachen bei weniger Investitionsbedarf niedrigere Betriebskosten (Menig et al., 1997). Zurzeit gibt es zahlreiche Forschungs- und Vollmaßstabsanlagen, aber auch noch viele Probleme damit. Die Hauptnachteile dieser Verfahren sind die wenig flexible Anordnung und geringe Zuverlässigkeit der Systeme (Windsperger und Sotoudeh, 1996). Aus diesem Grund laufen noch viele Versuche zur Verbesserung der Leistungsfähigkeit dieses Verfahrens, insbesondere in Hinblick auf:

- Kontrolle der Biomasse
- Automatisierung der Milieubedingungen und Funktionsfähigkeit der Systeme durch Überwachung und Regelung der Reaktoren.

Die Klärung der Aspekte Betriebs- und Qualitätssicherheit sowie Prozesskontrolle wird entscheidend für die Zukunft der biologischen Abgasreinigung sein (Waweru et al., 2000).

Die biologischen Abluftreinigungsverfahren haben zurzeit eine hohe öffentliche Akzeptanz und sind Stand der Wissenschaft und Technik (VDI 3478, 1996, VDI 3477, 1991 und VDI 3477, 2002). Sie beruhen auf dem Prinzip der Biodegradation, bei der Schadstoffe den Mikroorganismen als Substrate zur Gewinnung von Energie und dem Aufbau von Zellmasse dienen. Wesentliche Apparate sind Biofilter und Biorieselbettreaktor, die mit immobilisierten Mikroorganismen arbeiten, und Biowäscher, die mit suspendierten Mikroorganismen arbeiten.

In den vergangenen Jahren hat der Biorieselbettreaktor zunehmend an Bedeutung gewonnen (Kirchner, 1996; Cox und Deshusses, 2001). Er hat viele Vorteile im

Vergleich zum Biofilter und Biowäscher. Gegenüber dem Biofilter können die inhibierenden Produkte (z.B. saure Stoffe) im Biorieselbettreaktor entfernt werden, und die Milieubedingungen im Reaktor können kontinuierlich für eine optimale Mikroorganismenaktivität gesteuert werden (Diks und Ottengraft, 1994). Er hat höhere Raum-Zeit-Ausbeuten im Reaktionssystem und eine geringere Empfindlichkeit gegenüber Veränderungen der Umgebungsbedingungen (pH-Extreme, toxischen Stoffe und wechselnde Nährstoffkonzentration) durch höhere Biomassenkonzentration in immobilisierter Form oder als Biofilm im Vergleich zu suspendierten Mikroorganismen (Prinzip des Biowäschers) (Wittorf, 1996; Flemming und Griebe, 1997; Engesser und Plaggemeier, 2000).

Aufgrund der Verstopfung (sog. „Clogging“) durch Biomassewachstum war bislang die kurze Betriebszeit bei diesem Verfahren ein Nachteil, was häufig die Anwendung dieser Technik verhinderte. Deshalb ist die Kontrolle der Biomasse bei dieser Abluftreinigungstechnik sehr wichtig, um die Forderung nach höherer Betriebssicherheit zu erreichen.

2. Zielsetzung

Die vorliegende Arbeit befasst sich mit grundlegenden Untersuchungen zur Abscheidung organischer Modellschadstoffe in Rieselbettreaktoren. Die Experimente erfolgen im halbtechnischen Maßstab mit unsteril betriebenen Reaktoren, wobei die Mikroorganismen auf Kunststofffüllkörper immobilisiert werden. Vorrangiges Ziel dieser Arbeit ist die Entwicklung von Reaktorkonzepten, die die Entfernung überschüssiger Biomasse ermöglichen und damit die Verstopfung verhindern.

Zusammengefasst lauten die wesentlichen Ziele dieser Arbeit:

- a) Entwicklung von Rieselbettreaktoren mit der Möglichkeit zum mechanischen Biomassenaustrag durch Einsatz von einem Mischwerkzeug.
- b) Bestimmung des Einflusses des Biomassenaustrags auf den biologischen Abbau des Schadstoffes im Vergleich zu einem konventionellen Biorieselbettreaktor (Kontrollreaktor).
- c) Untersuchung zur Optimierung des neuen Reaktors durch:
 - Veränderung des Trägermaterials (Material, Form und Größe)
 - Veränderung des Mischzustands des Mischwerkzeuges (Häufigkeit und Dauer des Mischens)
- d) Beurteilung des Energieaufwands des neuen Reaktors im Vergleich zum konventionellen Reaktor.

Ingesamt dient die vorliegende Arbeit der Möglichkeit zur Verbesserung der Betriebsicherheit und der Automatisierung von Rieselbettreaktoren.

3. Grundlagen

3.1 Die biologischen Abluftreinigungsverfahren

Die biologische Abluftreinigung basiert auf der Tätigkeit von Mikroorganismen, die in der Lage sind, organische und auch einige anorganische gasförmige Verbindungen biochemisch zu oxidieren (Tabelle 3-1). Bezogen auf die Ausgangskonzentration erfolgt dabei ein „Abbau“ der zu beseitigenden Verbindung (Bardtke, 1990). Das Ziel des biologischen Abbaus unter aeroben Bedingungen ist es die Schadstoffe vollständig zu Kohlendioxid und Wasser abzubauen. Die Voraussetzungen, die für den mikrobiellen Schadstoffabbau erfüllt sein müssen, sind (Kirchner et al., 1991; Heits, 1998):

- biologische Abbaubarkeit des Schadstoffes.
- Zufuhr von Wasser zumindest bei Schadstoffen mit geringer Wasserlöslichkeit, da der mikrobielle Stoffwechsel nur in wässriger Phase möglich ist.
- die sog. essentiellen Elemente (N, S, P, Ca, Mg, Fe) und Spurenelemente (Zn, Mn, B, Co, Cu, Ni, Mo) müssen für den Stoffwechsel und den Aufbau neuer Biomasse in verwertbarer, d.h. gelöster Form vorliegen.
- Möglichkeit zur Ausschleusung inhibitorisch oder giftig wirkender Abluftinhaltsstoffe, Zwischen- oder Endprodukte.

Wie in der Natur, gibt es in der biologischen Abluftreinigungsanlage von Mikroorganismen nicht nur eine Reinkultur, sondern Mischkulturen. Das Konsortium besteht aus Primärabbauer, die den Schadstoff abbauen, Sekundäreabbauer, die von Produkten unvollständiger Primäroxidationsvorgänge leben und Räuber (Abb. 3-1). Die Form der Mikroorganismen, die Bakterien, Pilze und Protozoen sind, werden als Mitglieder der Biozönose in der biologische Abluftreinigungsreaktoren definiert.

In der biologischen Abluftreinigung werden zur Zeit Biofilter, Biowäscher und Biorieselbettreaktor im Vollmaßstab angewendet. Weiterer Verfahren (Kap. 3.1.4) z.B. Biomembranreaktor, Kombinationen aus fortgeschrittener Oxidation und Biodegradation werden auch im Forschungsstadium entwickelt, um eine höhere Leistungsfähigkeiten zu erreichen.

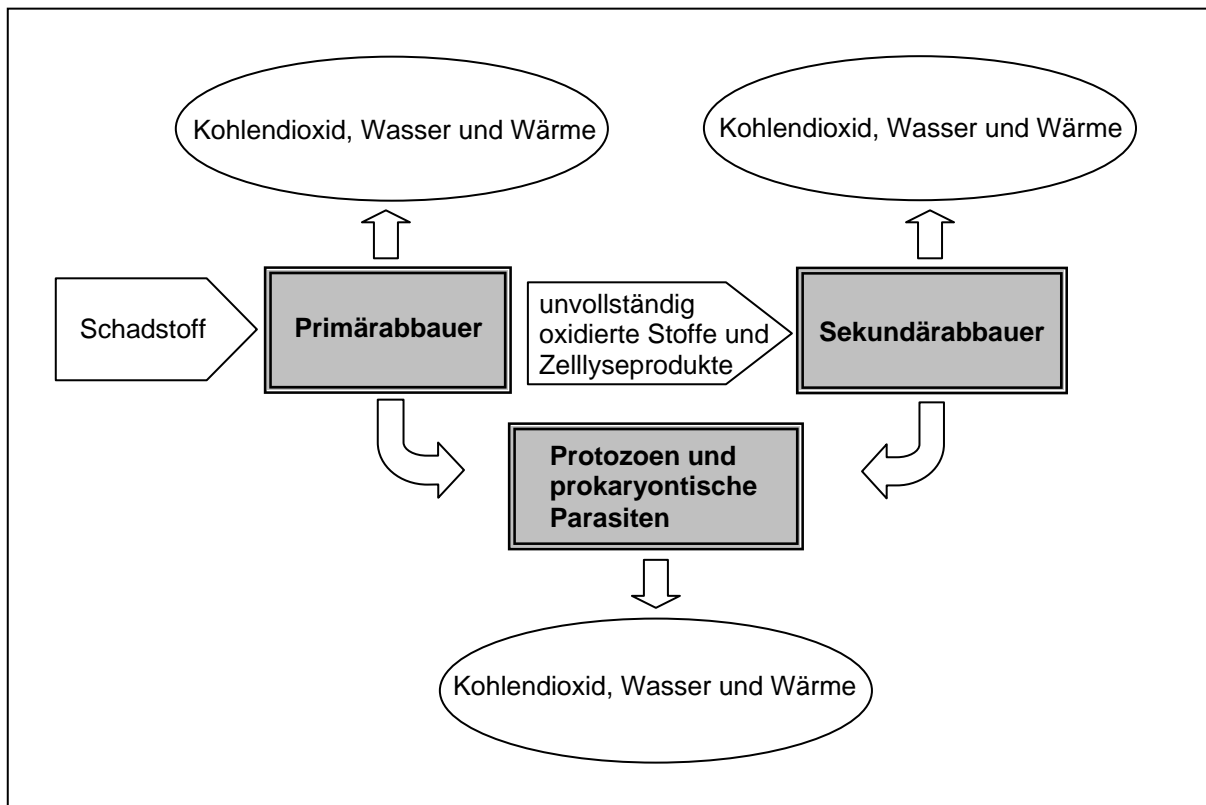


Abb. 3-1 Schematische Darstellung des Aufbaus einer natürlichen Mischbiozönose (nach Plaggemeier, 2000, modf.).

Das Ausgangssubstrat wird von Primärabbauern umgesetzt, Sekundärabbauer degradieren Stoffwechselprodukte des Primärabbaus und Zellyseprodukte. Auf beiden werden Protozoen und prokaryontische Parasiten. Die Endprodukte der Abbauvorgänge sind Kohlendioxid, Wasser und Wärme.

3.1.1 Biofilter

Beim Biofilterverfahren (Abb. 3-2) durchströmt die schadstoffhaltige Abluft eine aus organischem Material bestehende Schüttung, die z.B. aus Holz- und Rindenhäcksel, Wurzelholz, Baumrinden, Heidekraut oder Fasertorf bestehen kann. Die von Natur aus auf dem Trägermaterial vorhandenen Mikroorganismen verstoffwechseln die Abluftinhaltsstoffe, wobei sie Nährsalze und Nährstoffe dem Filtermaterial entnehmen können. Dadurch verrottet und verdichtet sich die Schüttung im Laufe der Zeit, so dass der Druckverlust ansteigt. Die Standzeit des biologisch abbaubaren Filtermaterials beträgt je nach Zusammensetzung und Anwendung ca. 2 - 5 Jahre (Fischer, 2000). Oftmals wird die Schüttung mit inerten Stoffen wie z.B. Lava, Blähton oder Polystyrolkugeln gemischt, um die Struktur und das Standzeitverhalten zu verbessern (VDI 3477, 2002).

Tabelle 3-1 Behandlungsmöglichkeit von Stoffgruppen und Einzelkomponenten in Biofiltern, Biowäschern oder Rieselbettreaktoren (VDI 3478, 1996; VDI 3477, 2002)

Organische Verbindungen	a	b	c*	d
Aliphatische Kohlenwasserstoffe				
- gesättigte aliphatische KW				
Methan	0	-	-	-
Pentan	0	-	-	-
Hexan	+	-	?	+
länge-kettige KW		-	?	+
- ungesättigte				
aliphatische KW				
Acetylen	?	-		-
länge-kettige KW		-	?	?
- cyclische aliphatische KW				
Cyclohexan	0	-		
Aromatische Kohlenwasserstoffe				
Benzol	+	-	?	+
Toluol	+	-	?	+
Xylol	+	-	?	+
Styrol	+	-	0	+
Naphthalin		0	0	+
Sauerstoffhaltige Verbindungen				
- Alkohole, z.B.				
Methanol	+	+	+	+
Ethanol	+	+	+	+
Butanol	+	+	+	+
Glykol		+	+	+
Diglykol		+	+	+
Butylglykol		+	+	+
- Ether, z.B.				
Tetrahydrofuran	+	-	?	?
Diethylether	0	-	?	?
Dioxan	0	-	?	?
- Aldehyde, z.B.				
Formaldehyd	+	+	+	+
Acetaldehyd	+	+	+	+
- Ketone, z.B.				
Aceton	+	+	+	+
Methylisobutylketon (MIBK)		+	+	+
- Carbonsäuren, z.B.				
Essigsäure		+	+	+
Propionsäure		+	+	+
Buttersäure	+	+	+	+
- Carbonsäureester, z.B.				
Essigsäurebutylester		+	+	+
Essigsäureethylester	+	+	+	+
Methacrylsäuremethylester	?	+	+	+
Glykolsäureester		+	+	+
- Phenole, z.B.				
Phenol	+	+	+	+
Kresol				

Tabelle 3-1 Behandlungsmöglichkeit von Stoffgruppen und Einzelkomponenten in Biofiltern, Biowäschern oder Rieselbettreaktoren (VDI 3478, 1996; VDI 3477, 2002) (Fortsetzung)

Organische Verbindungen	a	b	c*	d
Schwefelhaltige Verbindungen				
Sulfide (Thioether)	+	0	?	+
Schwefelheterocyclen	+	+	0	+
Mercaptane	+	+	+	+
Schwefelkohlenstoff	+	-	0	0
Stickstoffhaltige Verbindungen				
Amide	+	?	?	?
Amine	+	+	+	+
Stickstoffheterocyclen		+	+	+
Isocyanate	?	?	?	?
Nitroverbindungen	0	-	?	+
Nitrile	+	?	?	?
Isonitrile	+	?	?	?
Halogenkohlenwasserstoffe				
Dichlormethan	0	-	+	+
Trichlorethylen	?	-	0	-
Perchlorethylen	?	-	-	-
Chlorphenole	+	+	+	+
1,1,1-Trichlorethan	-	-	-	-
1,2-Dichlorethan		-	+	+
Vinylchlorid		-	0	0
Anorganische Verbindungen				
Schwefelwasserstoff		+	+	+
Ammoniak		0	+	0

Anmerkung *) Prinzipielle Eignung aufgrund von Pilotversuchen oder Analogbetrachtungen; Betriebserfahrungen liegen noch nicht vor.

Anlagenart:

- a Biofilter
- b Biowäscher
- c Rieselbettreaktor
- d Biowäscher mit Lösevermittler

Eignung der Verfahren:

- + gut geeignet
- 0 grundsätzlich geeignet
- nicht geeignet
- ? Keine gesicherten Erkenntnisse

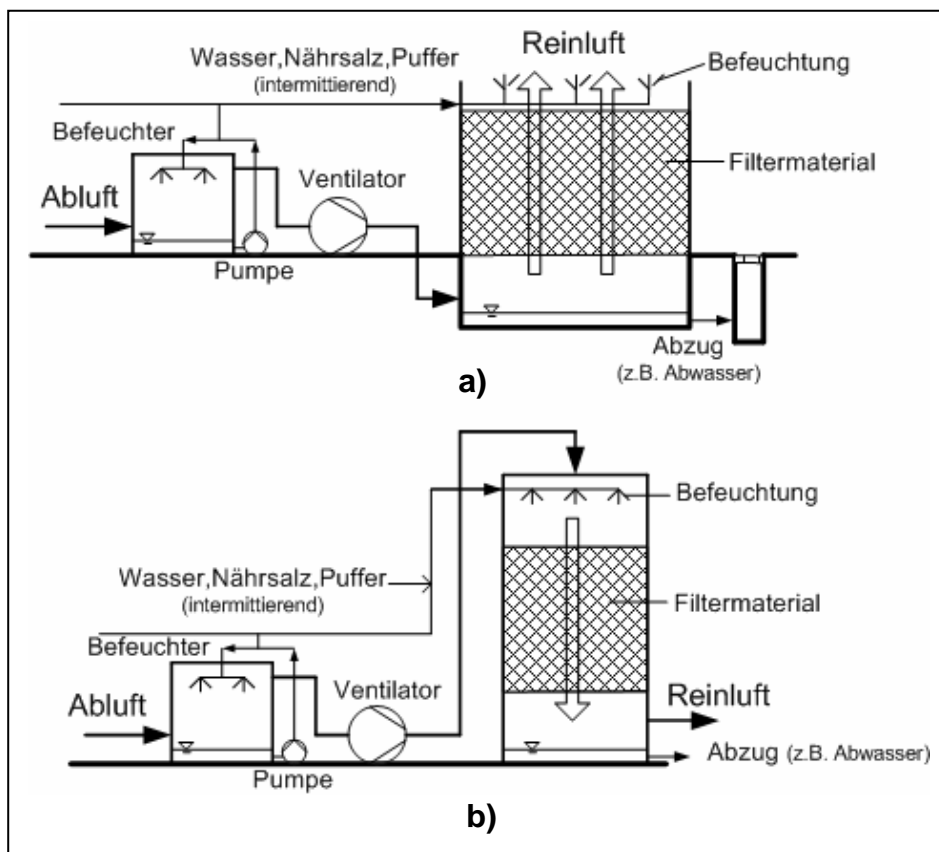


Abb. 3-2 Schematische Darstellung von Biofiltern.

a) Flächenfilter: Sie sind die am einfachsten und kostgünstigsten gebauten Biofilterformen, wenn der Raumbedarf keine Beschränkung darstellt. Die zu reinigende Rohluft tritt von unten in das Filtermaterial ein. Ein Ableitungssystem wird eingesetzt, um Oberflächenwasser und eventuell überschüssiges Befeuchtungswasser abzuleiten. b) Geschlossener Biofilter: Sie haben im Vergleich zu offenen Filtern den Vorteil, dass sie weniger empfindlich für wechselnde Witterungseinflüsse sind. Bei diesem Biofilter ist eine Umkehrung der Anströmung aus Gründen der Befeuchtung möglich. Sie können in verschiedener Bauweise, z.B. Containerfilter, Turmfilter, geschlossene Etagenfilter, Roto-Biofilter, aufgebaut werden.

Um den Feuchtegehalt des Biofiltermaterials (40 – 60 %) zu halten, und ein Austrocknen zu vermeiden, kann entweder die eintretende Rohluft oder das Filterbett befeuchtet werden. Für fast alle Anwendungsfälle ist es notwendig, das Abgas zu befeuchten. Die relative Feuchte muss dabei über 95 % liegen. Je nach Zustand des zu behandelnden Abgases kann es deshalb notwendig sein, das Abgas zu temperieren, den Staub- bzw. Aerosolgehalt des Abgases zu reduzieren und die Konzentration pH-Wert relevanter Abgasinhaltsstoffe in einem Vorabscheider zu verringern (VDI 3477, 2002).

Der Hauptvorteil der Biofilter ist der einfache und somit kostengünstige Aufbau. Nachteilig ist zum einen die geringe Raum-Zeit-Ausbeute und der relativ hohe spezifische Druckverlust aufgrund des Filtermaterials, so dass große Filtervolumina

bzw. ein hoher Flächenbedarf nötig sind, um einen vorgegebenen Abluftstrom zu reinigen. Zum anderen gibt es nur wenigen Möglichkeiten regelnd in den Prozess einzugreifen oder hemmende Intermediär- oder Endprodukte auszuschleusen (Heits, 1998).

Flächenfilter sind die am einfachsten und kostgünstigsten gebauten Biofilterformen (Abb. 3-2a). Zur Pflege und eventuellen Instandsetzung des Filters ist es günstig, wenn das Filterbett befahrbar ist. Bei schwierigen Platzverhältnissen können Biofilter auch übereinander (Etagenfilter) oder auf dem Flachdach von Industriegebäuden installiert werden, aber Schwierigkeiten bereitet u.U. das Einbringen des Filtermaterials sowie die Tragfähigkeit der Dachkonstruktion. Bei üblichen Filtermaterialien muss mit einer zusätzlichen Belastung der Dachfläche von ca. 500 bis 1000 kg m⁻² gerechnet werden (Fischer, 1990).

Die Umsetzung zahlreicher Optimierungsmaßnahmen (z.B. Witterungs- bzw. Jahreszeitunabhängigkeit, gutes Wasserhaltevermögen, verbesserte Rohgasverteilung) führten dazu, dass viele Biofilter in geschlossener Bauform entwickelt wurden. (Abb. 3-2b)

Kneer (1976) entwickelte eine geschlossene Bauweise (Abb. 3-3) (Ottengraf, 1986), bei der das Material im unteren Teil des Filters mit einer Schnecke ausgetragen und eventuell nach Anfeuchtung oben wieder aufgegeben werden kann. Auf diese Weise kann das Filtermaterial auch verhältnismäßig einfach und kontinuierlich ausgetauscht werden, so dass es nicht komprimiert. Die Ausbildung einer Schichtung wäre bei diesem Verfahren theoretisch sehr gut möglich, wird aber durch den mechanischen Austrag des Materials ständig gestört (Fischer, 1990).

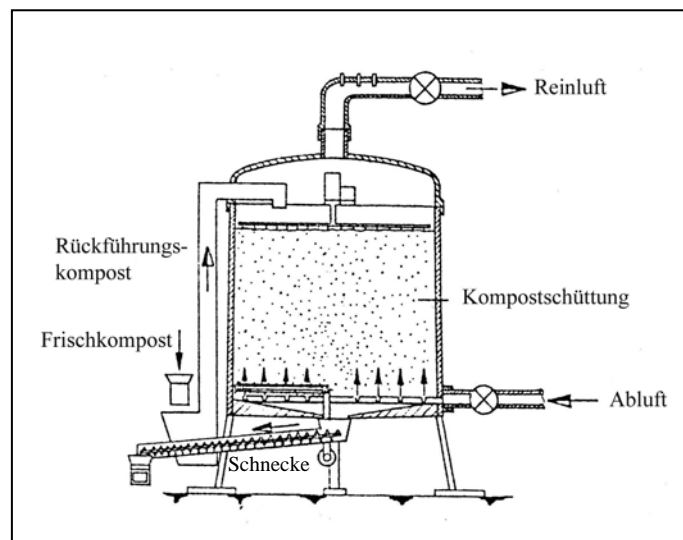


Abb. 3-3 Skizze eines Biofilters nach Kneer, 1976 (Ottengraf, 1986).

Bei dieser Bauweise wird das Material im unteren Teil mit einer Schnecke ausgetragen und eventuell nach Anfeuchtung, oben wieder aufgegeben.

Zantopp (1978) patentierte einen geschlossenen Etagenfilter (Abb. 3-4) (Ottengraf, 1986). Der Filter besteht aus vier parallelen Stufen mit undurchlässiger Unterseite. Über dieser Unterseite, bestehend aus einer Siebplatte, liegt die Kompostschicht.

Die Feuchtigkeitssteuerung der Packung wird durch Besprühung der Oberfläche des Filtermaterials mit Wasser durchgeführt.

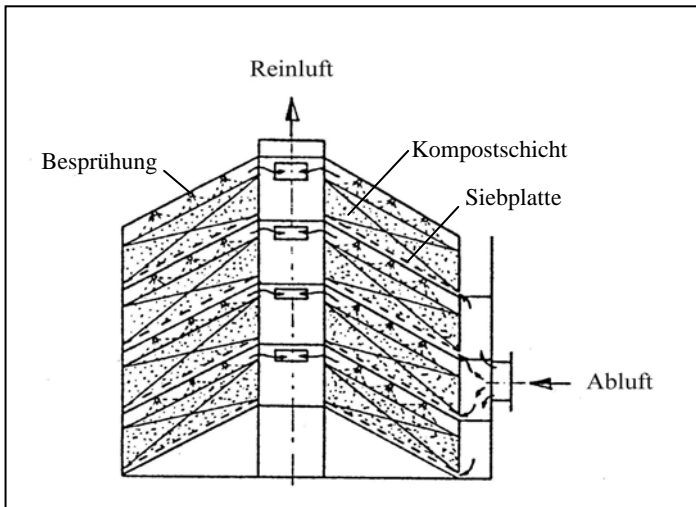


Abb.3-4 Skizze eines Biofilters nach Zantopp, 1978 (Ottengraf, 1986).

Bei dieser Bauweise werden vier parallele Stufen, bestehend aus einer Kompostschicht auf Siebböden, montiert. Die Stufen sind durch eine undurchlässige Trennschicht von einander getrennt. Die Feuchtigkeitssteuerung der Packung wird durch Besprühung der Oberfläche des Filtermaterials mit Wasser durchgeführt.

Sabo, Fischer und Schneider (1994) berichteten eine neue Variante der Biofiltertechnik, das Rotor-Biofilter (Abb. 3-5), bei dem sich das Filtermaterial in einer waagrecht gelagerten Trommel befindet, die sich permanent dreht. Die

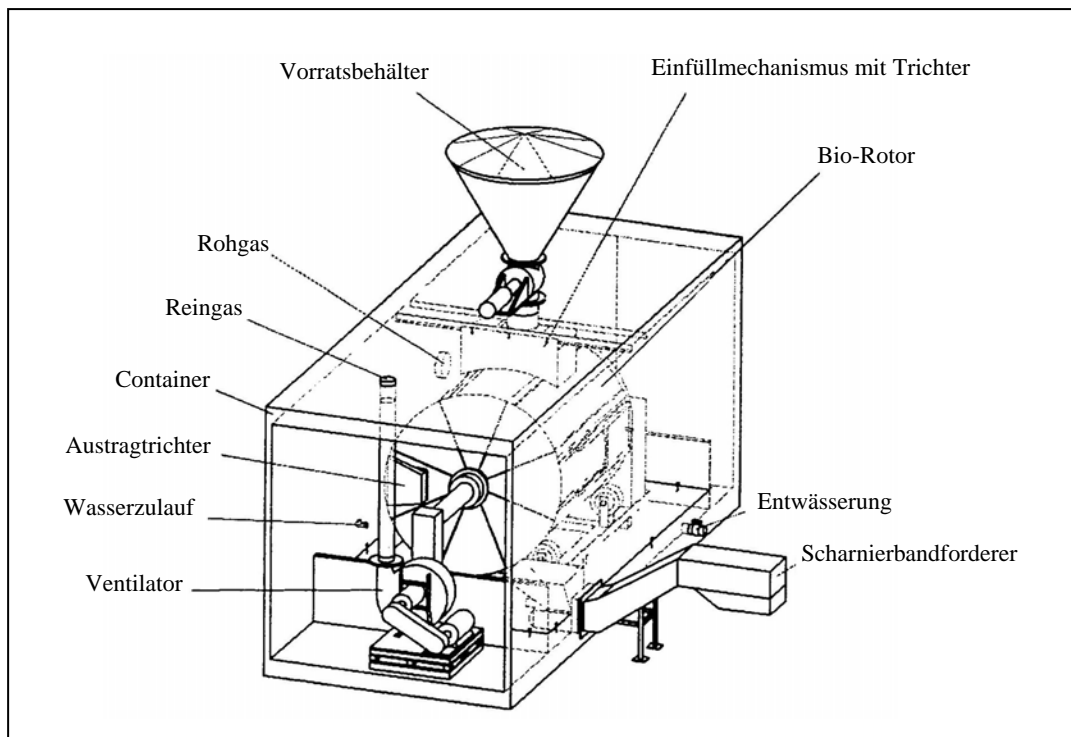


Abb. 3-5 Schemazeichnung des Rotor-Biofilters der Fa. Jakob Handte & Co. GmbH (nach Reiser, 2000).

Beim Rotor-Biofilter befindet sich das Filtermaterial in einer waagrecht gelagerten Trommel, die sich permanent dreht. Die kontinuierliche Bewegung führt zu einer Lockerung und Homogenisierung des Filtermaterials. Der Druckverlust der bewegten Filterschüttung ist geringer als bei einer unbewegten Schüttung.

kontinuierliche Bewegung führt zu einer Lockerung und Homogenisierung des Filtermaterials. Der Druckverlust der bewegten Filterschüttung ist geringer als bei einer unbewegten Schüttung. Im Vergleich zu konventionellen Biofiltern sind deutlich höhere Volumenströme möglich.

Viele Biofilter werden heute in geschlossener Containerbauweise angewendet (Abb. 3-6). Die Containerfilter sind vom Prinzip her kleine transportable Flächenfilter. Sie können gegebenenfalls auch zu mehreren übereinander aufgestellt (Etagenfilter) werden, so dass die vorhandene Fläche effizient genutzt wird.

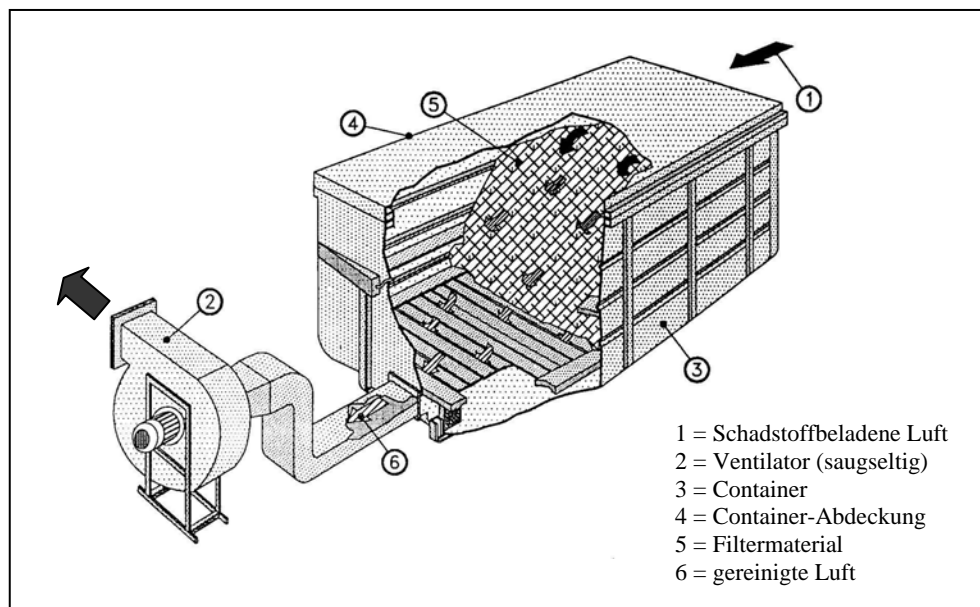


Abb. 3-6 Biofilter als Containeranlage (nach Bernt, 1996).

Technische Ausführung eines Containerfilters auf Grundlage eines geschlossenen Normcontainers. Der Behälter kann von Lastkraftwagen aufgenommen und transportiert werden. Eine Befeuchtung für die Rohluft und Überwachungsgeräte können in die Container integriert werden.

3.1.2 Biowäscher

Biowäscher bestehen aus zwei Teilen (Abb. 3-7). Der erste Teil ist ein Absorber, in dem Schadstoffe in einer Waschflüssigkeit absorbiert werden. Die Flüssigkeit wird in einen zweiten Teil geleitet, die wie ein Belebungsbecken funktioniert. Im zweiten Teil wachsen die Mikroorganismen in suspendierter Flöckchenformen und bauen die Schadstoffe ab. Die regenerierte Waschflüssigkeit dieses Teils wird im Kreislauf in den Absorber geführt (Schippert, 1994).

Biowäscherverfahren wurden erfolgreich in verschiedenen Industriezweigen zur Abscheidung von Gerüchen und VOCs angewendet, wie z.B. in Kläranlagen, der Schießscheibenherstellung, der Tierkörperverwertung, der Getränkedosen-

lackierung, in Gießereien, in Druckereien, in verschiedenen Bereichen der Lebensmittelindustrie, Harztränkungsanlagen und der Leiterplattenindustrie (Schippert, 2000).

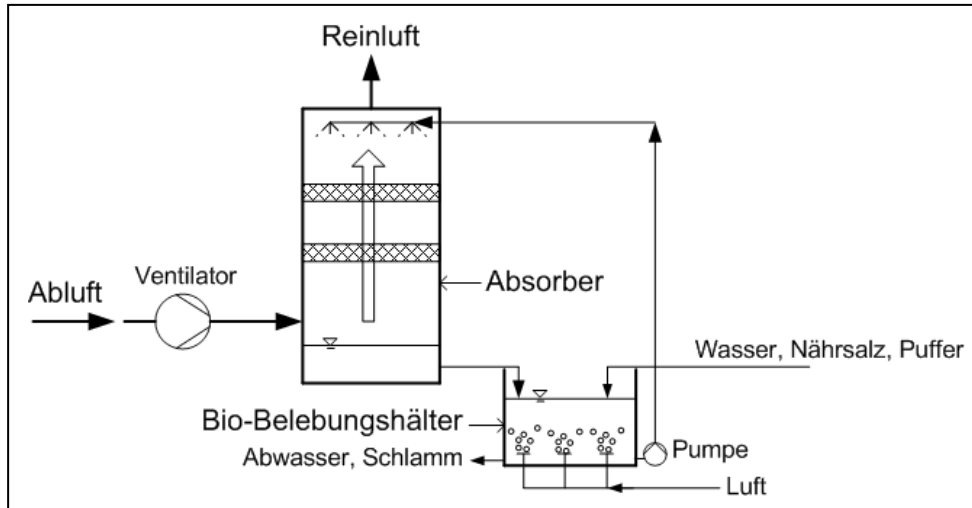


Abb.3-7 Schematische Darstellung des Biowäschers.

Beim Biowäscherverfahren werden Abluftkomponenten in einem Absorber in einer Waschflüssigkeit absorbiert und ausgewaschen. Dies wird anschließend abgetrennt und in ein Belüftungsbecken geleitet. Im Belüftungsbecken werden die absorbierten Abluftbestandteile vom Belebtschlamm (suspensierte Mikroorganismen) abgebaut.

Der sinnvolle Einsatz des herkömmlichen Biowaschverfahrens mit Wasser-Belebtschlamm hat dort seine Grenzen, wo die zu absorbierenden Luftinhaltsstoffe Verteilungskoeffizienten von höher als ca. $0,005 \text{ (g m}^{-3}) / \text{(g m}^{-3})$ besitzen. Durch den Zusatz eines hochsiedenden Öls (z.B. Methyloctylsilikonöl) in Form einer groben Dispersion mit einem Anteil von ca. 10 bis 30 Vol% zum Wasser-Belebtschlamm-Gemisch kann jedoch die Aufnahmefähigkeit des Waschmediums auch für schlecht wasserlösliche Substanzen gesteigert werden (VDI 3478, 1996).

Vorteile der Biowäscherverfahren sind: relativ geringer Platzbedarf aufgrund höherer Mikroorganismendichte als beim Biofilter, keine Austrocknung der Biomasse möglich, keine Verstopfung der Absorbereinheit, pH-Wert-Regelung möglich, problemlose Nährstoffdosierung und einfacher Austrag von nicht abbaubaren Stoffen bzw. Überschussschlamm. Aufgrund der relativ aufwendigen Technologie werden hoher apparativer, sowie Wartungs- und Bedingungsanforderungen erkaufte. Außerdem ist wegen des Aufwands zur Förderung der Absorptionsflüssigkeit und der Belüftung der Belüftungsbecken der Verbrauch an elektrische Energie bei Biowäschen in der Regel relativ hoch (Schippert, 1994).

Zur Kopplung der notwendigen Teilschritte der Absorption und des mikrobiellen Abbaus der Schadstoffe in einem Apparat als Kompaktbiowäscher bzw. integralem Biowäscher wurde das Konzept des Airliftreaktors angewendet (Abb. 3-8).

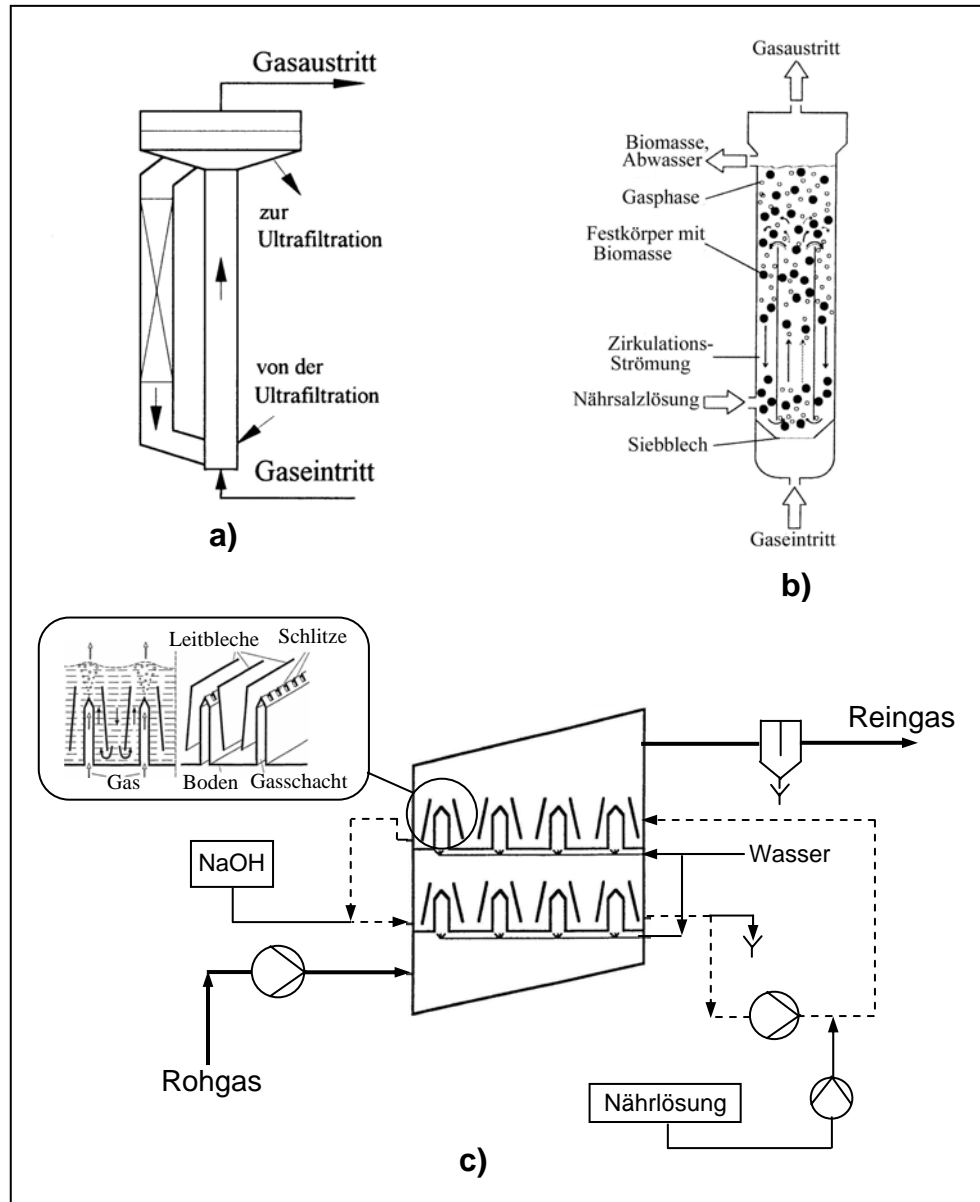


Abb. 3-8 Skizze verschiedener Kompaktbiowäscher.

a) Airlift-Schlaufenreaktor (nach Kohler et al., 1997): Bei diesem Reaktor erfolgt eine Zirkulation über ein außen angebrachtes Umlaufrohr. b) Drei-Phasen-Biowäscher mit innerer konzentrischer Strömungsführung (nach Laurenzis und Wener, 1997): Beim Reaktor ist in Inneren eine Zirkulation. c) Integraler Biowäscher (nach Wolff, 1992): Beim Reaktor wird das Gas durch Gasschächte auf den Boden geleitet und durchströmt die Schlitze am Ende der Gasaufstiegskanäle. Neben den Gasaufstiegskanälen sind auf den Böden Leitbleche angebracht, die einen internen Flüssigkeitsumlauf hervorrufen.

Dieser Reaktortyp wurde in Laborversuchen und Pilotanlagen für die Reinigung lösemittelhaltiger Abluft untersucht, und es konnten gute Ergebnisse für die

Einzelkomponenten Methanol und Toluol erzielt werden (Wolff, 1992; Heinrich, Mörl und Strauß, 1994; Laurenzis und Wener, 1997). Nachteile des Reaktors für die Abluftreinigung sind: Der Druckverlust ist relativ hoch und die Gasgeschwindigkeit ist begrenzt (Kohler et al., 1997).

3.1.3 Biorieselbettreaktor

Der Biorieselbettreaktor stellt eine Mischform zwischen Biofilter und Biowäscher dar. In dem Biorieselbettreaktor wird eine wässrige Phase regelmäßig über ein Bett aus inertem Material im Kreis gefahren (Abb. 3-9). Dieses Trägermaterial kann aus unregelmäßigen Schüttungen (Ringen, Sätteln usw.) oder aus strukturierten Packungen bestehen. Die Schadstoffe im Abgas und der Sauerstoff werden von der Wasserphase absorbiert und an den Biofilm transportiert, wo die biologische Umsetzung stattfindet.

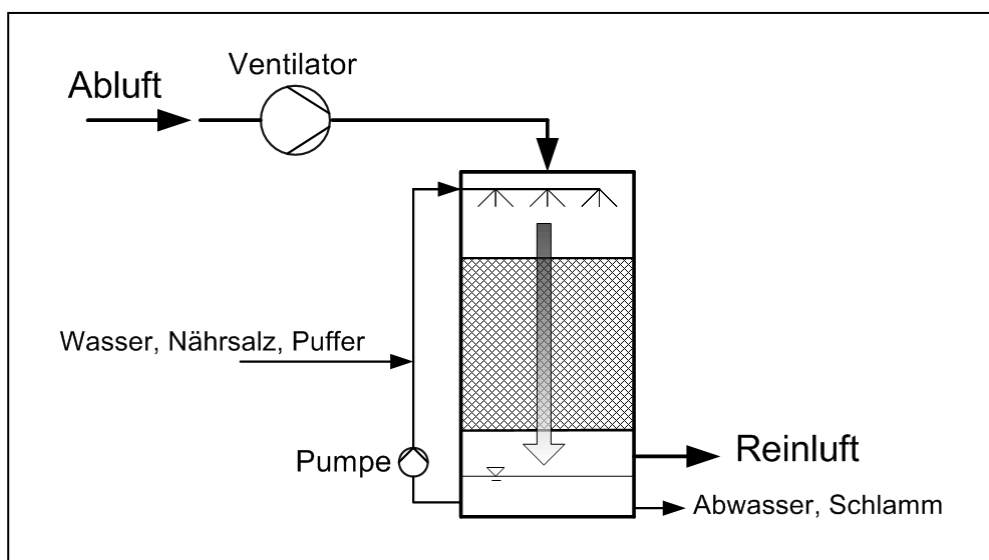


Abb. 3-9 Schematische Darstellung des Biorieselbettreaktors

Biorieselbettreaktoren nehmen eine Zwischenstellung zu den Biofiltern und den Biowäschern ein, bei denen die Biomasse auf Trägermaterialien (Füllkörpern oder Einbauten) aufwächst und damit immobilisiert wird, während eine wässrige Phase mit benötigten Zusatzstoffen (z.B. Nährsalz, Puffer, usw.) regelmäßig über die Trägermaterialialkolonne im Kreis gefahren wird. Beim Durchströmen der Kolonnen findet der Übergang der Schadstoffe und des Sauerstoffs in den Biofilm statt, wo die biologische Abbauvorgänge stattfinden.

Die Immobilisierung der Biomasse und die Bildung eines Biofilms ist im Allgemeinen ein von Natur aus ablaufender Prozess, der nach Animpfen der Wasserphase einsetzt. Die umlaufende flüssige Phase übernimmt die Versorgung der Mikrobenpopulation mit den erforderlichen Nährstoffen. Gleichzeitig werden Überschussschlamm und Reaktionsprodukte, die auch Hemmstoffe sein können, aus dem Reaktor ausgewaschen. Die Ausschleusung aus dem Flüssigkeitskreislauf

erfolgt über ein Regelventil. Als Regelgröße für die Ausschleusung können pH-Wert oder Leitfähigkeit verwendet werden. Die Kreislaufflüssigkeit kann im Gleich-, Gegen- oder Kreuzstrom der schadstoffbeladenen Abluft durch das Trägermaterial geführt werden. Die Durchströmung von oben nach unten mit Berieselungswasser im Gleichstrom wurde am häufigsten in Technikanlagen oder in Großanlagen aufgrund der Verringerung des Problems der Flutbildung und der Verbesserung der Verteilung der Flüssigphase in der Schüttung (Saroha, et al., 1998; Plaggemeier und Lämmerzahl, 2000) verwendet. Beim Kreuzstromreaktor, in dem die Luft horizontal den von oben befeuchteten Träger durchströmt, tritt das Problem auf, dass eine homogene Gasverteilung schwer erhalten werden kann und somit die Auslegung schwierig ist. Ein Teil der Luft kann an der Packung vorbei fließen (Plaggemeier und Lämmerzahl, 2000).

Der Vorteil gegenüber Biofiltern liegt in der flüssigen Phase, damit die inhibierenden Produkte (z.B. saure Stoffe) entfernt werden können. In Biorieselbettreaktoren können auch die Milieubedingungen (z.B. pH-Wert, Temperatur, Nährsalz usw.) kontinuierlich für eine optimale Mikroorganismenaktivität kontrolliert und gesteuert werden (Diks und Ottengraft, 1994). Außerdem entsteht durch die festere Struktur des Trägers eine bessere Strömungseigenschaft und die Mikroorganismen werden gleichmäßig befeuchtet (Windsperger und Sotoudeh, 1996).

Im Vergleich zu einem herkömmlichen Biowäscher kombiniert der Biorieselbettreaktor den Prozess der Absorption und des Abbaus in einem Reaktor, so dass dieser Reaktortyp kompakter ist. Falls schwerlösliche Verbindungen abgebaut werden sollen, kann die Form des Biorieselbettreaktors vorteilhaft zur Unterstützung des biologischen Abbaus sein, um die Geschwindigkeit des Gas-Flüssigkeits-Stoffübergangs zu verbessern (Diks und Ottengraft, 1994). Die entscheidende Vorteile der Immobilisierung sind die geringe Empfindlichkeit gegenüber Veränderung der Umgebungsbedingungen (pH-Extremen, toxischen Stoffen und wechselnden Nährstoffkonzentration) (Flemming und Griebe, 1997; Engesser und Plaggemeier, 2000) und höhere Raum-Zeit-Ausbeuten durch höhere Biomassenkonzentrationen im Reaktionssystem im Vergleich zu submersen, freien Kulturen (Wittorf, 1996).

Hauptproblem des Biorieselbettreaktors besteht darin, dass die Zwischenräume des Trägermaterials durch Biomassewachstum verstopfen (sog. „clogging“). Dies führt zu einem erheblichen Anstieg des Druckverlusts und zur Bildung von Kanälen und Klumpen in der Schüttung. Am Ende dieses Vorgangs verstopft der Reaktor und verliert seine Funktionsfähigkeit.

3.1.4 Weitere Verfahren

Die biologische Abluftreinigung mit Hilfe von Membranen wurde mit Interesse verfolgt. Sie weist die Vorteile einer selektiven Massenübertragung über die Membran und einer großen Oberflächen für Reaktionen im Vergleich zu anderen Bioreaktoren der Abluftreinigung auf. Die Membranschicht besteht meist aus einer Dichtmembran (porenfreien Trennschicht) und einer mikroporösen Trägermembran. Dieser zur Abluftreinigung einsetzbare Trennvorgang beruht auf dem in Abb. 3-10 dargestellten Prinzip. Der Trennapparat besteht aus einem Überdruckteil, dem das Rohgas (Feed) zu- und das Reingas (Retentat) abströmt. Die zu entfernenden Abluftkomponenten lösen sich in einem ersten Schritt in der Membran und werden dann durch Diffusion an die Grenze zur wässrigen Lösung transportiert. Der Schritt der mikrobiellen Umsetzung erfolgt direkt auf der Grenzschicht von Membran und Biofilm durch die sich auf der Membranoberfläche ansiedelnden Bakterien. (Reiser et al., 1997). Um große Membranflächen pro Raumvolumen zu erzielen, werden Wickel-, Platten- oder Hohlfasermodule verwendet (Schutes, 1996).

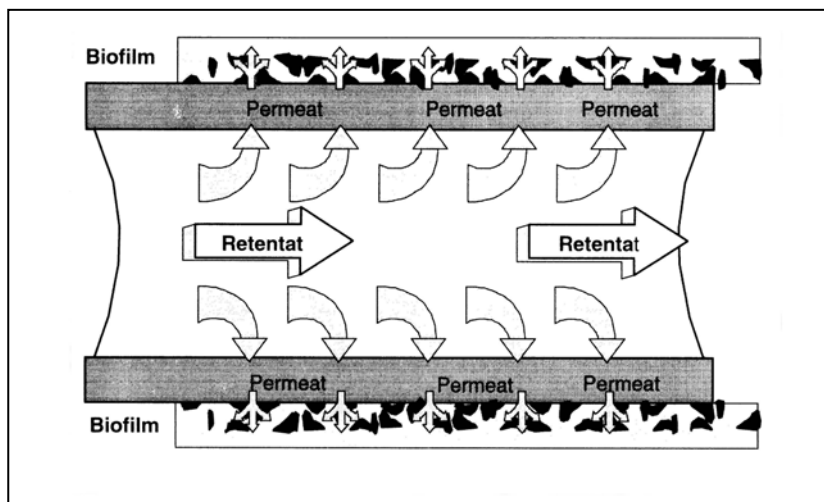


Abb. 3-10 Permeation im Biomembranschlauchreaktor (nach Reiser et al., 1997).

Beim Biomembranschlauchreaktor lösen sich die zu entfernenden Abluftkomponenten in einem ersten Schritt in der Membran und werden dann durch Diffusion an die Grenze zur wässrigen Lösung transportiert. Der Schritt der mikrobiellen Umsetzung erfolgt direkt auf der Grenzschicht von Membran und Biofilm durch die sich auf der Membranoberfläche ansiedelnden Bakterien.

Biomembranreaktoren sind bisher nur in Pilotanlagen realisiert worden. Studien über Membranreaktoren für die biologische Abluftreinigung sind bisher hauptsächlich für spezielle Probleme entwickelt worden. Beispielsweise die Elimination eines Schadstoffs, aus dem kritische Produkte während des Abbaus entstehen können oder die Elimination hydrophober Verbindungen, die nicht erfolgreich mit der konventionellen Technik entfernt werden können.

Es wurde heraus gefunden, dass der Wirkungsgrad während eines mehrere Monate langem Betriebs wegen der Verstopfung der Membran mit mikrobieller Biomasse abnahm. (Reij und Hartmans, 1994; Ergas, 2001). Andere Nachteile dieses Verfahrens sind die hohen Investitions- und Betriebskosten für Modul und Kompressor sowie eine unter Umständen aufwendige Gasaufbereitung. So ist z.B. eine Verschmutzung der Membranfläche durch Staub auszuschließen (Schutes, 1996). Aus diesem Grund ist eine industrielle Umsetzung bei größeren Volumenströmen problematisch.

Eine noch im Forschungsstadium befindliche Variante ist eine Kombination aus fortgeschrittener Oxidation und Biodegradation. Diese Methode wird untersucht, um Probleme bei schwierig abbaubaren Gasschadstoffe mit herkömmlichen Bioreaktoren zu lösen. Dabei wird die Abluft photochemisch, photokatalytisch oder mit nicht-thermischer Plasmatechnologie voraufbereitet. Durch Generieren von Hydroxylradikalen und atomarem Sauerstoff im Gas können die hydrophoben Verbindungen teilweise oxidiert werden, so dass sie hydrophiler und besser biologisch abbaubar sind. Die Technik der fortgeschritten Oxidation von Schadstoffen im Gas ist immer noch in früher Entwicklung und noch zu problematisch, um im Vollmaßstab verwendet werden zu können. Insbesondere sind die Kosten und der Leistungsbedarf zu hoch (van Groenestijn, 2001).

3.2 Strategien zur Vermeidung der Verstopfung in Biorieselbettreaktoren

Zur Lösung der Problemstellung der Verstopfung in Biorieselbettreaktoren wurden verschiedene Verfahrensarten und Vorrichtungen beschrieben oder patentiert. Zurzeit können sie in vier Strategien eingeteilt werden:

3.2.1 Erhöhung der Zwischenräume des Trägermaterials

Die Gefahr der Verstopfung in der Schüttung des Reaktors soll durch Verwendung von strukturierten Packungen oder Füllkörperschüttungen mit einem größeren Freiraum vermieden werden. (Bronnenmeier et al., 1994) Durch diese Maßnahme kann der Zeitpunkt des Verstopfens hinausgezögert werden, das Zuwachsen der Schüttung ist jedoch letztlich nicht zu vermeiden (Heits ,1998).

3.2.2 Minderung und Reduzierung des Biomassenwachstums

Durch die Beschränkung der Nährsalzkonzentration kann das Biomassenwachstum vollständig unterdrückt werden, da dann den Mikroorganismen die für den Zellaufbau nötigen Salze fehlen. Im Allgemeinen resultiert in dieser Methode auch eine Verringerung mikrobieller Aktivität. Nachdem die Nährsalze im Reaktor

abgereichert waren, nahm deshalb die Schadstoffabbaurate allmählich ab (Weber und Hartmans, 1994; Weber und Hartmans, 1996).

Der Umfang an Biomasseklumpen im Luftraum der Schüttung kann durch NaCl - Zugabe reduziert werden. Durch die Zunahme der Ionenstärke wegen der NaCl - Zugabe wird ein elektrostatisches Pulsieren zwischen den Bakterien - untereinander und Bakterium-Träger reduziert und die Befestigung des Biofilms auf dem Trägermaterial verbessert (Weber und Hartmans, 1994). Obwohl die Zunahme der Ionenstärke des Wassers zu einer besseren Biofilmbildung führte, kann die Überschussbiomasse immer noch zum Verstopfen führen (Weber und Hartmans, 1996). Auf der anderen Seite wird bei sehr hohen Salzkonzentrationen die Biomassebildung durch den osmotischen Stress vermindert. Dies kann allerdings mit einer verstärkten Schleimproduktion einhergehen. Die Einstellung und Kontrolle einer gewählten Salzkonzentration erfordert eine aufwendige Regelung (Heits, 1998). Eine Reduzierung der immobilisierten Biomasse mit Hilfe von Protozoen wurde im Labormaßstab untersucht (Cox und Deshusses, 1999b). Mit dieser Methode ist es nicht gelungen, das Biomassewachstums auszugleichen. Sie kann die Verstopfung nur hinausschieben (Cox und Deshusses, 2001).

3.2.3 Verwendung einer bestimmten mikrobiellen Art

Bei dieser Strategie sollen aktive Mikroorganismen mit geringer Ausbeute an Zellmasse gegen schadstoffhaltiges Gas verwendet werden.

Pilzartige Kulturen sind eine potenziell geeignete entsprechende Mikrobe. So wurden Biorieselbettreaktoren statt mit Bakterien mit Pilzen beimpft. Dabei wurde eine viel höher Abbaurate des Toluols als mit Bakterien unter Nährsalzbeschränkung erzielt (Weber und Hartmans, 1994; Weber und Hartmans, 1996).

Diese Strategie hat Randbedingungen zu beachten, z.B. viele verschiedene Inhaltstoffe und Konzentrationen in der Abluft, unsterile Bedingungen und der Wettkampf von Mikroorganismen im Reaktor. Es ist auch unklar, ob ein langer Betrieb aufrechterhalten werden und die Verstopfung vermieden werden kann.

3.2.4 Entfernungen der Überschussbiomasse

Bei dieser Strategie wird die Überschussbiomasse periodisch oder kontinuierlich entfernt. Durch diese Maßnahme kann der Biorieselbettreaktor mit hohen Konzentrationen und hoher Biomassewachstumsrate betrieben werden. Die Entfernung der Biomasse kann durch chemische oder mechanische Methoden durchgeführt werden.

3.2.4.1 Chemische Methode

Die chemische Methode mit Bioziden, Antibiotika und Desinfektionsmitteln wurde üblicherweise zur Kontrolle der Biofäulung angewendet. Weber und Hartmanns (1996) beschrieben einen Rieselfbettreaktor, der alle zwei Wochen mit 0,1 molarer NaOH geflutet wurde. Während der 3-stündigen Einwirkzeit lysiert ein Teil der Biomasse, die anschließend ausgeschwemmt werden konnte. Nach der Behandlung benötigte der Reaktor ca. 1 Tag, um die ursprüngliche Abbauleistung wieder zu erlangen. Andere Mittel, wie Natriumdodecylsulfat (SDS), Natriumazid (NaN_3), Natriumhypochlorit (NaClO), Iod (I_2), Ozon (O_3), Ammoniak (NH_3) und eine Kombination von NH_3 und Formaldehyd (H_2CO), wurden in Labormaßstab untersucht (Cox und Dehusses, 1999a).

Bei Verwendung der Biozide wirkt sich deren Giftigkeit auch aus, da biozidbelastete Abwässer nicht unbehandelt in die Umwelt entlassen werden dürfen (Heits, 1998; Cox und Dehusses, 2001). Weiterhin kann der Biofilm antimikrobiell wirkenden Mitteln durch folgenden Mehrfachmechanismen begegnen (Stewart et al., 2000):

- Zunahme der Konzentration des Antimikrobenmittels in der umgebenden Flüssigkeit des Biofilms.
- Antimikrobenmittel kann den Biofilm nicht einfach durchdringen.
- Adoption eines widerstandsfähigen physiologischen Zustands oder Phänotyps.

Aus diesem Grund werden hohe Konzentrationen, lange Einwirkzeiten und Zusatzstoffe nötig.

3.2.4.2 Mechanische Methode

Die mechanischen Methoden, die zur Entfernung von anhaftenden Biofilmen im Biorieselfbettreaktor versucht oder patentiert wurden, umfassen:

- a) Füllkörperaustrag
- b) Rückspülen mit Wasser / Luft.
- c) Oberflächenwäsche mit Strahldüse
- d) Abscheren der Filme mittels Rühren.

a) Füllkörperaustrag

Kunz et al. (1992) entwickelte ein Trägermaterial für einen Reaktor (sog. „Biosorber“), in dem die Schüttung in mäßiger Bewegung durch einen Rüttler gehalten wurde, um Lunken-Kanalbildung zwischen den Trägern zu begrenzen (Abb. 3-11). Das Trägermaterial besteht hierbei aus einem in der Wäschertechnik bekannten Kunststoff-Gerippe in der Größe von Tischtennisbällen, in das in Depotform die

benötigten mikrobiellen Nährstoffe als feste Masse eingearbeitet werden. Die Träger werden ausgetragen, um den anhaftenden Biofilm auszuwaschen, wieder mit Nährstoffen zu beschichten und -in Falle zusätzlichen Aufwands- um standorteigene Bakterien wieder zu immobilisieren, danach werden die Träger zurückgeführt. Ein Nachteil des Verfahrens ist die komplizierte Herstellung.

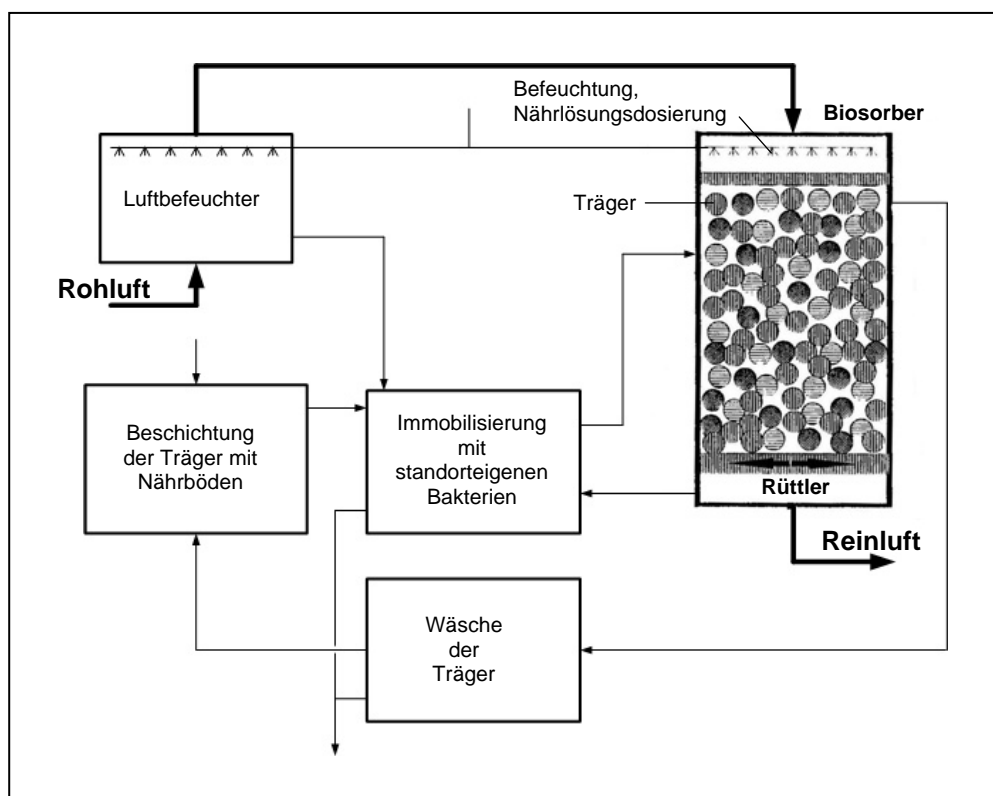


Abb. 3-11 Schematische Darstellung eines Biosorbers (nach Kunz, 1992).

Im Biosorber werden die Träger in mäßiger Bewegung durch einen Rüttler gehalten, um die Lunker-Kanalbildung zwischen den Trägern zu begrenzen. Über die Bewegung wandern die Träger, deren Nährkomponenten aufgebraucht sind, aufgrund ihres spezifisch geringeren Gewichtes an die Oberfläche, von wo sie abgenommen werden können. Anhaftender Biofilme können abgewaschen und aufkonzentriert werden. Die Träger werden anschließend regeneriert und mit der Waschflüssigkeit, in der die standorteigenen Bakterien enthalten sind, in Kontakt gebracht, um diese Organismen auf dem Träger wieder zu immobilisieren. Anschließend werden sie wieder eingesetzt.

Ein berieselter Wanderbettreaktor, wie das Konzept des Biofilterreaktors nach Kneers (Kap.3.1.1), wurde von Heits (1998) versucht (Abb. 3-12). Der Füllkörperaustrag wird mit bewachsenen Aktivkohle- und Blähton-schüttungen durchgeführt. Die Standzeit und die erzielte Raum-Zeit-Ausbeute des Reaktors konnten erhöht werden. Nachteile sind die Notwendigkeit zusätzlicher Verfahren der externen Reinigung der Füllkörper und das Zerbrechen vieler Füllkörper in der Austragsschnecke (wie der Bericht von Fischer, 1990 in Kap. 3.1.1 zeigt).

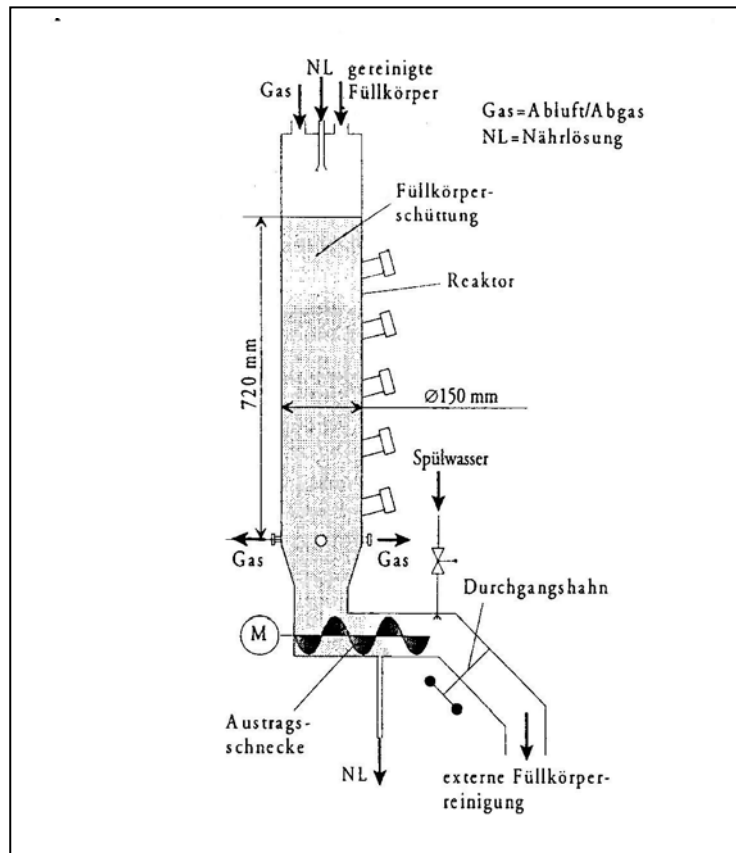


Abb. 3-12 Skizze des Wanderbettreaktors (nach Heits, 1998).

Der Reaktor besteht aus einem zylindrischen Schuß, einem konischen Übergangsstück und einer Austragschnecke, die die bewachsenen Füllkörper diskontinuierlich aus dem Reaktor herausfördert. Die gereinigten Füllkörper werden manuell in den Reaktor zurücktransportiert.

b) Rückspülen mit Wasser /Luft.

Smith et al. (1998) und Alonso et al. (1997) berichteten, dass ein stabiler toluolabbauender Biorieselbettreaktor (Abb. 3-13) möglich ist durch häufiges Rückspülen mit Wasser. Die gleiche Technik, mit Wasser und Luft spülen, wurde von Heits (1998) überprüft. Obwohl sich diese Technik als wirksam erwies, braucht man zur Biomassenentfernung einen hohen Durchfluss, um volle Fluidisation der Schüttung zu erreichen. Zur Unterstützung der Betterweiterung während der Fluidisation werden leichte Trägermaterialien eingesetzt und es wird ein größeres Reaktor-volumen benötigt.

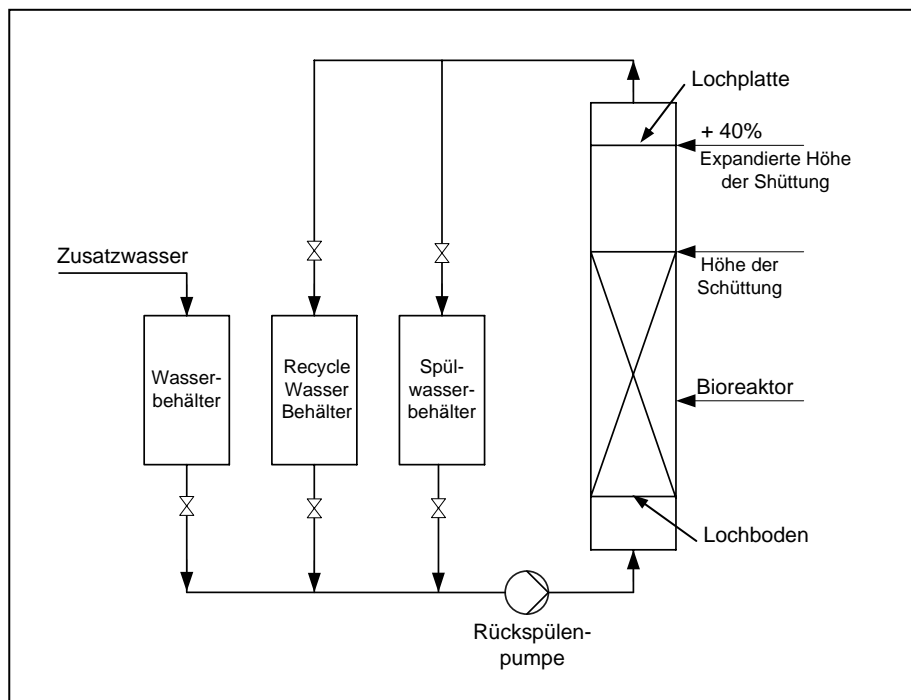


Abb.3-13 Schema eines Rückspülsystems (nach Smith et al., 1998 modf.)

Bei diesem Reaktor ist die Schüttung auf einem Lochboden gelagert. Während des Rückspülens des Reaktors wird das Spülwasser unterhalb des Lochbodens zugeführt. Die Lochplatte im Kopf des Reaktors verhindert dabei das Ausspülen von Füllkörper.

c) Oberflächenwäsche mit Strahldüse

Technische Textilien als Trägermaterial für Biorieselbettreaktoren wurde von Schneider et al. (1997) untersucht. Hier wird ein synthetisches Textilband mit großer spezifischer Oberfläche als Aufwuchsfläche für die Mikroorganismen verwendet. Nach Unterschreiten eines bestimmten Wirkungsrades wurden die entsprechenden Module herausgenommen und die Überschussbiomasse mit einem starken Wasserstrahl abgespült (Eisenring, 1997). Zur Aufrechterhaltung der Betriebsstabilität ist eine Abreinigung der Textilmodule von der Überschussbiomasse möglich. Nachteilig ist eine unklare Praktikabilität der Biofilmträgerreinigung für eine tiefere dreidimensionale Ausrichtung der großtechnischen Anwendung. In weiteren Untersuchungen sollte geprüft werden, ob eine automatische Reinigung ohne manuellen Eingriff möglich ist (Reiser, 2000).

Gai et al. (2001) entwickelte einen kontinuierlichen rotierenden strukturierten Packungsbiorieselbettreaktor (Abb. 3-14). Die Böden des Reaktors sind aus Polypropylengittern, die auf einer vertikalen Welle montiert sind. Biofilm wird von der Flüssigkeitsscherkraft der Strahldüsen abgelöst. Der Reaktor scheint eine stabile, langfristige Standzeit und eine mögliche Steuerung des Biofilmaufwuchs zu haben. Nachteilig ist die höhere Wirkung der Druckwasserspülung am obere Teil der

Packung und das Verbleiben der tiefer anheftenden Biofilme, was Problem bei der Vergrößerung zur Großanlage für industrielle Anwendung nach sich zieht.

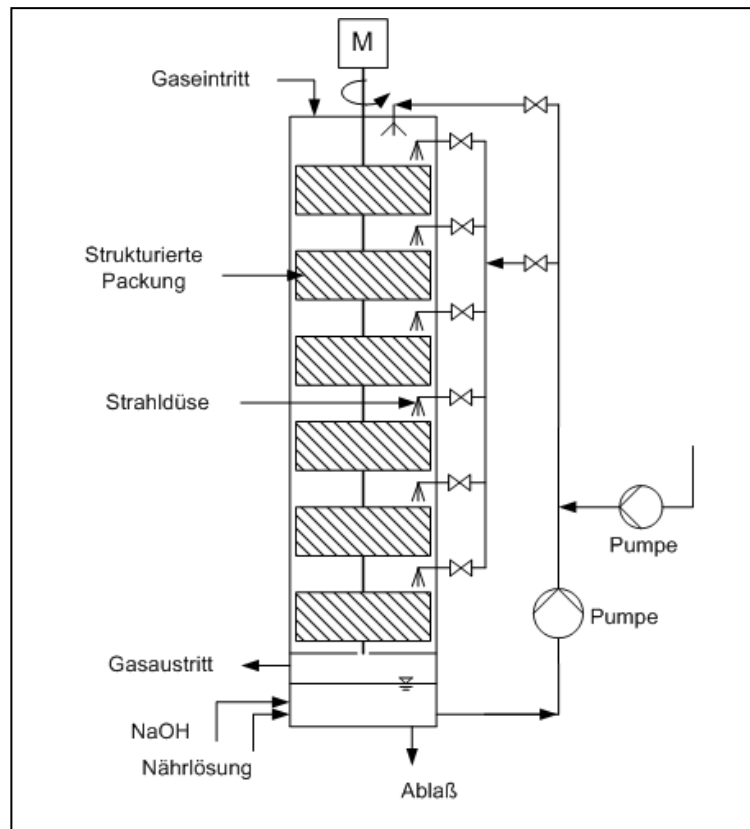


Abb. 3-14 Schema eines rotierenden strukturierten Packungsbioreaktor (nach Gai et al 2001).

Im Reaktor werden sechs strukturierte Trägersegmente, die aus Polypropylengittern bestehen, auf einer vertikalen Welle montiert. Die Welle wird kontinuierlich mit $1-5 \text{ U min}^{-1}$ gedreht. Der Luftstrom wird in den Kopf des Reaktors im Gleichstrom geführt. Während des Betriebs wird die Flüssigkeit durch Sprühdüsen intermittierend gesprüht. Während der Reinigungsphase wird der Biofilm auf dem Träger durch Strahldüsen entfernt.

d) Abscheren der Filme mittels Rühren

Ein Rieselbettreaktor mit Schneckenwerkzeug wurden von Wübker et al. (1997) und Laurenzis et al. (1998) im Labormaßstab untersucht (Abb. 3-15). Das Bett der Reaktoren, das aus Polyamidkugeln besteht, wird diskontinuierlich durch das Rühren der Schnecke bewegt, dadurch werden die Überschussbiomassen vom Träger abgetrennt. Dieser Reaktortyp benötigt keine Unterbrechungen des Betriebs während des Austrags der Überschussbiomasse. Er ist effektiv und erzielt eine stabile Toluol - Elimination.

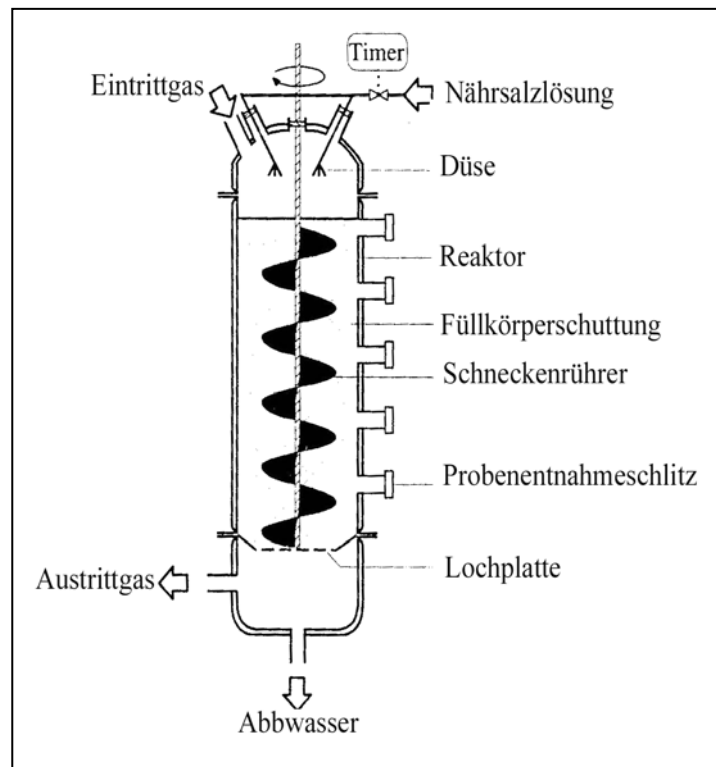


Abb. 3-15 Skizze eines Bioreaktors nach Laurenzis et al., 1998

Beim Reaktor wird die Füllkörperschüttung diskontinuierlich durch das Rühren der Schnecke mit $4-10 \text{ U min}^{-1}$ bewegt, wodurch wird die Überschussbiomasse vom Träger abgetrennt. Der Luftstrom wird in den Kopf des Reaktors im Gleichstrom geführt. Die Flüssigkeit wird intermittierend aufgesprüht. Während des Rührens nimmt die Besprühungsrate zu.

Eine kanadische Gruppe (CMS Group Inc.) berichtet seit 1989 über den Gebrauch eines Scheibentauchkörpers (Rotating Biological Contactor, RBC) für die Abgasbehandlung (von Rohr und Ruediger, 2001). Dieses System funktioniert und ist aufgebaut wie der Scheibentauchkörper in der Abwasserbehandlung. Es besteht meist aus mehreren auf einer rührenden Welle sitzenden Scheiben oder Waben, die zeitweise in eine mit Wasser/Flüssigkeit gefüllte Wanne eintauchen, zeitweise in der Luft sind, so dass sich die Dichte des Biofilmes durch die Schubkraft, die zwischen dem Biofilm und dem Wasser entsteht, kontrolliert werden kann (Abb. 3-16). Von Rohr und Ruediger (2001) berichteten, dass sich die Rotationsgeschwindigkeit der Welle auf die Leistung des Systems auswirkt. Dieses System zeigte in ihrem Versuch mit Dichlormethan (DCM), dass die Oberflächen-spezifische Eliminationskapazität bei niedrigen Konzentration ($< 1 \text{ g m}^{-3}$) fast gleich mit der des Biorieselbetts ist, allerdings neigt es dazu, bei hohen Konzentrationen ($> 4 \text{ g m}^{-3}$), eine niedrigere Eliminationskapazität zu haben. Nachteile sind die Beschränkung des Durchmessers der Scheiben bzw. der Gasstromverweilzeit.

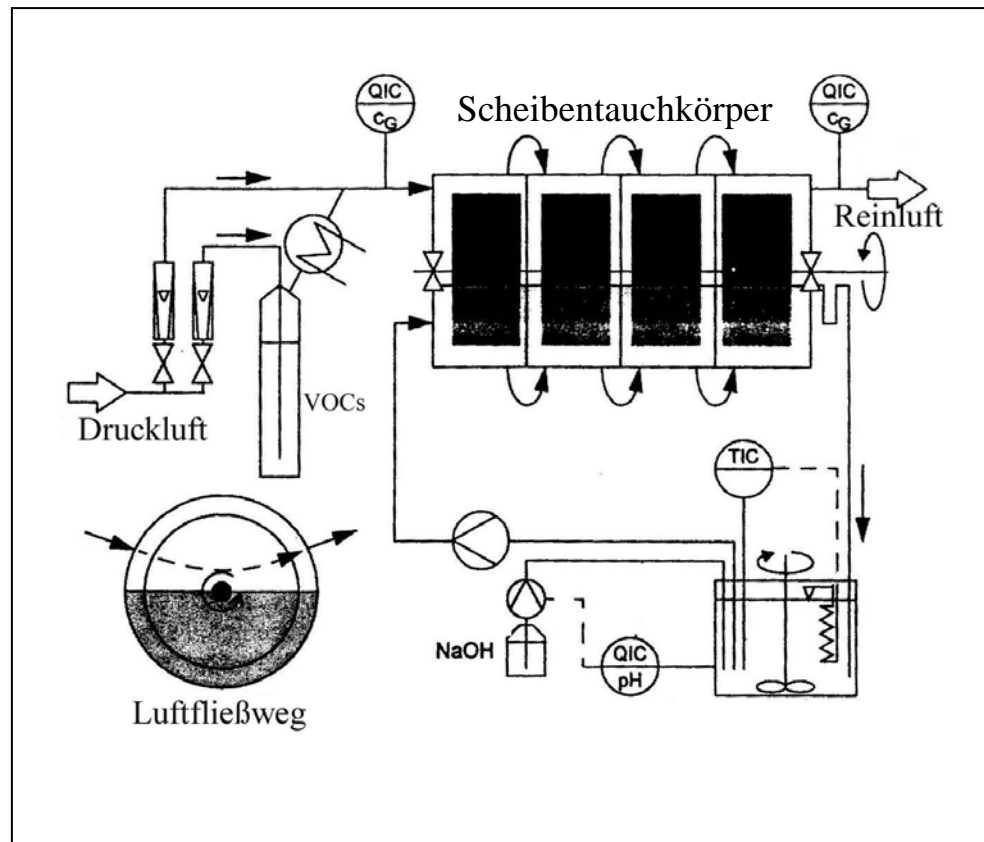


Abb. 3-16 Prinzip- und Fließbild des Scheibentauchkörpers für die Abluftreinigung (nach von Rohr und Ruediger, 2001).

Der Reaktor besteht aus mehreren auf eine rührenden Welle sitzenden Scheiben, die zeitweise in eine mit Wasser/Flüssigkeit gefüllte Wanne eintauchen, zeitweise in der Luft sind. Die Wellenumdrehungszahl kann zwischen $5,8-8,8 \text{ U min}^{-1}$ variiert werden. Die Wanne wird mit NaOH und spezifischen Nährsalzen in einen optimalen Bereichszustand gebracht und gehalten.

Tabelle 3-2 fasst die Methoden zur Vermeidung der Verstopfung im Biorieselbettreaktor zusammen.

Tabelle 3-2 Methoden zur Vermeidung der Verstopfung im Biorieselbettreaktor

Methoden	Prinzip	Nachteile	Referenz
1. Verwendung eines hohen Lückengrads des Biofilmträgers	Zunahme der Zwischenräume des Trägermaterials	Abnahme der aktiven Oberfläche, Verstopfung wird nur hinausgezögert	Bronnenmeier et al., 1994
2. Beschränkung des Nährsalzes	Minderung und Reduzierung des Biomassenwachstums	Verringerung mikrobieller Aktivität und der Schadstoffabbaurate	Weber und Hartman, 1994 und 1996
3. NaCl	Abnahme der Klumpen beim Biomassenwachstum in Luftraum der Schüttung	Die Überschussbiomasse kann immer noch zur Verstopfung führen.	Weber und Hartman, 1994 und 1996
4. Protozoen	Reduzierung des Biomassenwachstums durch Raub	Die Verstopfung wird nur hinausgeschoben.	Cox und Deshusses, 1999b und 2001
5. Verwendung von bestimmter mikrobieller Art	aktive Mikroorganismen mit geringerer Ausbeute an Zellmasse	Schwer zu finden. Praktischer Einsatz ist problematisch und unklar.	Weber und Hartman, 1994 und 1996
6. Chemisches Waschen	periodische Entfernung der Überschussbiomasse durch eine chemische Methode	Giftigkeit, Sekundärabfall, Durchdringung der antimikrobiellen Mittel im Biofilm ist problematisch.	Cox und Deshusses, 1999a und 2001
7. Füllkörperaustrag	periodische Entfernung der Überschussbiomasse durch eine mechanische Methode	Zusätzliche Verfahren der externen Reinigung der Füllkörper, Komplikationen bei der Herstellung, Füllkörper kann zerstört werden.	Kunz et al., 1992 ; Heits, 1998
8. Rückspülen	periodische Entfernung der Überschussbiomasse durch eine mechanische Methode	Abwasser, leichtes Trägermaterial, ein größeres Reaktorvolumen wird benötigt.	Sorial et al., 1997; Alonso, 1997;
9. Oberflächenwäsche mit Strahldüse	periodische Entfernung der Überschussbiomasse durch eine mechanische Methode	Reichweite der Druckwasserspülung	Schneider, Eisenring und Sabo, 1997; Gai et al., 2001
10. Rühren mit Schneckenwerkzeug	periodische Entfernung der Überschussbiomasse durch eine mechanische Methode	Vergrößerung zur Großanlage ist noch unklar	Wübker et al., 1997; Laurenzis, 1998
11. Scheibentauchkörper	kontinuierliche Entfernung der Überschussbiomasse durch eine mechanische Methode	Beschränkung des Durchmessers von Scheiben bzw. der Gasstromverweilzeit	Rudorf von Rohr und Ruediger, 2001

3.3 Mikrobiologische Grundlagen des Biorieselbettreaktors

Durch die obigen Vorteile des Biorieselbettreaktors und die Forderung nach Betriebssicherheit und Automatisierung der Systeme nimmt die Zahl der Arbeiten über den Einsatz dieses Reaktortyps deutlich zu (Windsperger und Sotoudeh, 1996). Bei dem Reaktor handelt es sich um ein Festbettverfahren zur biologischen Abluftreinigung, in dem die den Schadstoff umsetzende Mikroflora in einem Biofilm auf einem Trägermaterial immobilisiert ist. Aus diesem Grund ist das Verständnis der immobilisierten Mikroorganismen zur Verbesserung des Biorieselbettreaktors wichtig.

3.3.1 Biofilme und Immobilisierung

Ein Biofilm besteht aus Mikroorganismen, die an einer Oberfläche akkumuliert und immobilisiert sind, eingebettet in eine organische polymere Matrix mikrobieller Herkunft. Derselbe Biofilm kann eine Vielfalt von Mikroumgebungen für mikrobielles Wachstum liefern. Die klare Unterscheidung zwischen Biofilm und anderen mikrobiellen Systemen ist die Heterogenität in ihrer Mikroumgebung, die einen Transportvorgang und einen Gradient erzeugt, was sehr wichtig ist. Zum Beispiel kann ein dicker Biofilm aufgrund von Sauerstoffausbreitungsbeschränkungen sowohl aerobe als auch anaerobe Umgebungen im Film enthalten (Characklis und Marhall, 1990).

Im Biofilm zu leben, scheint für Mikroorganismen viele Vorteile gegenüber dem planktonischen Zustand zu bieten. Unter diesen sind folgende zu nennen (nach Flemming und Griebe, 1997):

- Nährstoff-Anreicherung in der Gel-Matrix, besonders wichtig in oligotropher Umgebung
- Entwicklung von Mikrokonsortien:
 - Symbiose (z.B. bei Flechten, Stromatolithen)
 - Nutzung schwer abbaubarer Substrate durch Zusammenarbeit von verschiedenen Spezialisten (z.B. bei Cellulose-Abbau; Xenobiotika-Abbau; Nitrifikation)
 - Schaffung ökologischer Nischen (z.B. anaerobe Zonen unter aerobem Oberflächen-Biofilm)
- Schutz vor
 - pH-Extremen
 - Salzbelastungen
 - Toxischen Metallionen durch Bindung an EPS Bioziden und Antibiotika
 - Hydraulischer Belastung
 - Austrocknung
- Pool von genetischer Information mit Möglichkeiten zum Gen-Transfer

In der Umwelt gibt es praktisch keine Oberflächen, die nicht von Mikroorganismen besiedelt sind oder besiedelt werden können. Es sind bislang auch keine Werkstoffe bekannt, die dauerhaft einer mikrobiellen Besiedlung widerstehen. Die Bildung von Biofilmen kann nicht durch einen einzigen Mechanismus erklärt werden. Drei Komponenten sind an ihrer Entstehung beteiligt (nach Flemming und Griebe, 1997):

Das Medium, beeinflusst durch Temperatur, pH, gelöste organische und anorganische Stoffe, Oberflächenspannung, Viskosität, hydrodynamische Parameter (Scherkräfte, Turbulenz, Druck)

Das Substratum, beeinflusst von chemischer Zusammensetzung, Hydrophobizität, Oberflächenspannung, Oberflächenladung, biologischer Affinität (d.h. Besiedelbarkeit, Rauigkeit, Porosität)

Die Mikroorganismen, beeinflusst von Spezies, Zellzahl, Ernährungszustand, Hydrophobizität, Oberflächenladung, extrazelluläre polymere Substanzen (EPS), Wachstumphase.

Die Prozesse (Abb. 3-17), die die Entwicklung der Biofilmenakkumulation beherrschen, beinhalten (Characklis, 1990; Bryers, 2000):

1. Ausrichtung oder Vorbehandlung des Schichtträgers durch Transport und Aufnahme von organischen Molekülen in der Massenflüssigkeit auf dem Schichtträger.
2. Transport von planktonischen Zellen von der Massenflüssigkeit zum Schichtträger.
3. Adsorption von Zellen am Schichtträger für eine begrenzte Zeit.
4. Desorption (Freigabe) von reversiblen adsorbierten Zellen.
5. Irreversible Adsorption von bakteriellen Zellen an einer Oberfläche.
6. Transport von Substraten zu und innerhalb des Biofilms.
7. Substratstoffwechsel von den biofilmgebundenen Zellen und Transport von Produkten aus dem Biofilm. Diese Prozesse werden von zellularem Wachstum, Nachbildung und extrazellulären Polymerproduktion begleitet.
8. Biofilmentfernen (Ablösung oder Abschälen).

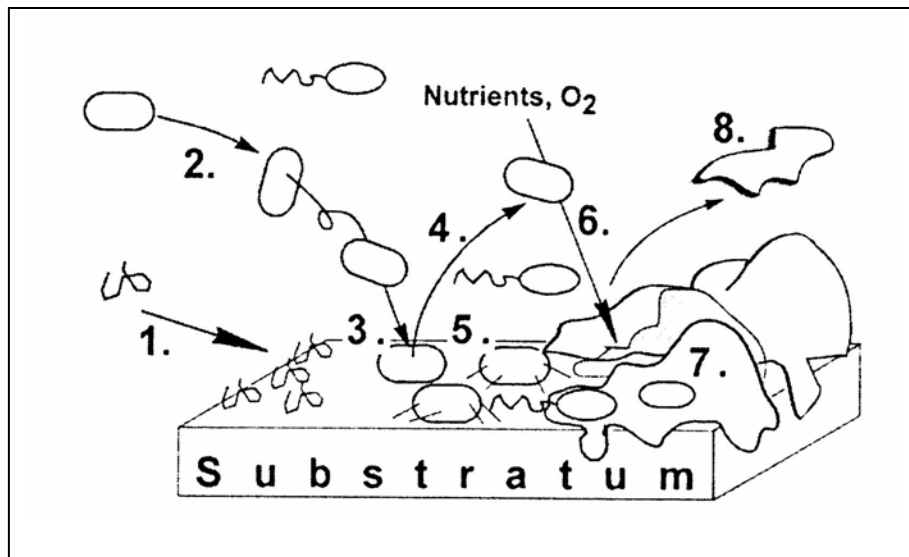


Abb. 3-17 Die Prozesse der Entwicklung von Biofilmmakkumulation (nach Bryers, 2000).

1. Ausrichtung oder Vorbehandlung des Schichtträgers, 2. Transport von planktonischen Zellen von der Massenflüssigkeit zum Schichtträger, 3. Adsorption von Zellen am Schichtträger, 4. Desorption von reversiblen adsorbierten Zellen, 5. Irreversible Adsorption von bakteriellen Zellen an einer Oberfläche, 6. Transport von Substraten zu und innerhalb des Biofilms, 7. Substratstoffwechsel von den biofilmgebundenen Zellen und Transport von Produkten aus dem Biofilm, 8. Biofilmentfernen (Ablösung oder Abschälen)

Die Entwicklung der Biofilmmakkumulation nimmt häufig die Form einer sigmoiden Kurve (Abb. 3-18), die in drei sequentielle Phasen eingeteilt werden kann, (Characklis, 1990; Flemming, 1994), an:

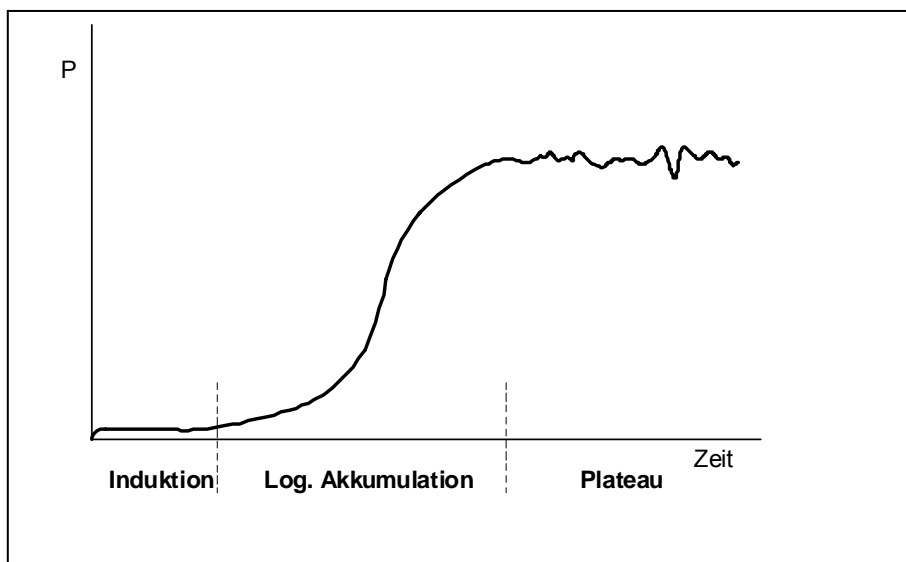


Abb. 3-18 Verlauf der Biofilmmakkumulation (nach Characklis, 1990; Flemming, 1994).

P = Parameter, der die Biofilm-Akkumulation kennzeichnet (Dicke, Zellzahl, Masse etc.).

Induktionsphase, in der der Schichtträger konditioniert wird. Zellen heften sich reversibel und irreversibel an.

Logarithmische Phase, beruht auf Wachstum der die Oberfläche besiedelnden Zellen, Vermehrung und Produktion von EPS.

Plateau-Phase, in der sich Zuwachs- und Ablösungsprozesse die Waage halten. Die Ablösung von Biofilm-Bestandteilen kann auf verschiedene Weise geschehen (Stewart, 1993; Flemming, 1994; Morgenroth und Wilderer, 2000):

- Erosion (Ablösung einzelner Zellen durch leichte Scherkraft der Flüssigkeitsphase),
- Abrasion (Ablösung oberflächlicher Teile durch Partikel-Reibung),
- Abschälen (wenn ganze Biofilm-Fetzen abgelöst werden –sog “sloughing“),
- Abweiden durch höhere Organismen (Einzeller, Larven, Würmer, “grazing“),
- menschlicher Eingriff (z.B. Abschaben).

Die unterschiedlichen Ablösungsformen haben einen signifikanten Einfluss auf die Organismusverteilung des Biofilms und die gesamte Prozessleistung. Die Verwendung der Ergebnissen von mathematischen Modellen, die eine Konstante Biofilmdicke annehmen, kann irreführend sein, wenn es die Leistung von Systemen über der Zeit mit großen Schwankungen der Biofilmdicke (z.B. Biofilter mit Rückspülen oder Rieseltreaktoren) vorhersagt (Morgenroth und Wilderer, 2000).

3.3.2 Biomassewachstum

Die biologische Umsetzung eines Substrats (S) zum Produkt (P) wird durch Enzyme (E) über einen Enzym-Substrat-Komplex (ES) katalysiert



Die Kinetik dieser Umsetzung wurde von Michaelis und Menten formuliert. Unter den Annahmen, dass

- die Enzymkonzentration proportional zur Mikroorganismenkonzentration ist,
- der Zerfall des Enzym-Substrate-Komplexes der geschwindigkeitsbestimmende Schritt ist,

kann folgendes Geschwindigkeitsgesetz hergeleitet werden.

$$r = r_{\max} \frac{c}{K_M + c} \quad \dots(3.1)$$

mit

r	=	Reaktionsgeschwindigkeit, $\text{mg m}^{-3} \text{s}^{-1}$
r_{\max}	=	maximale Reaktionsgeschwindigkeit, $\text{mg m}^{-3} \text{s}^{-1}$
c	=	Konzentration des Substrates, mg m^{-3}
K_M	=	Michaelis-Menten-Konstante, mg m^{-3}

Der skizzierte Zusammenhang zwischen Reaktionsgeschwindigkeit (r) und Konzentration des Substrates (c) wird in Abb. 3-19 gezeigt.

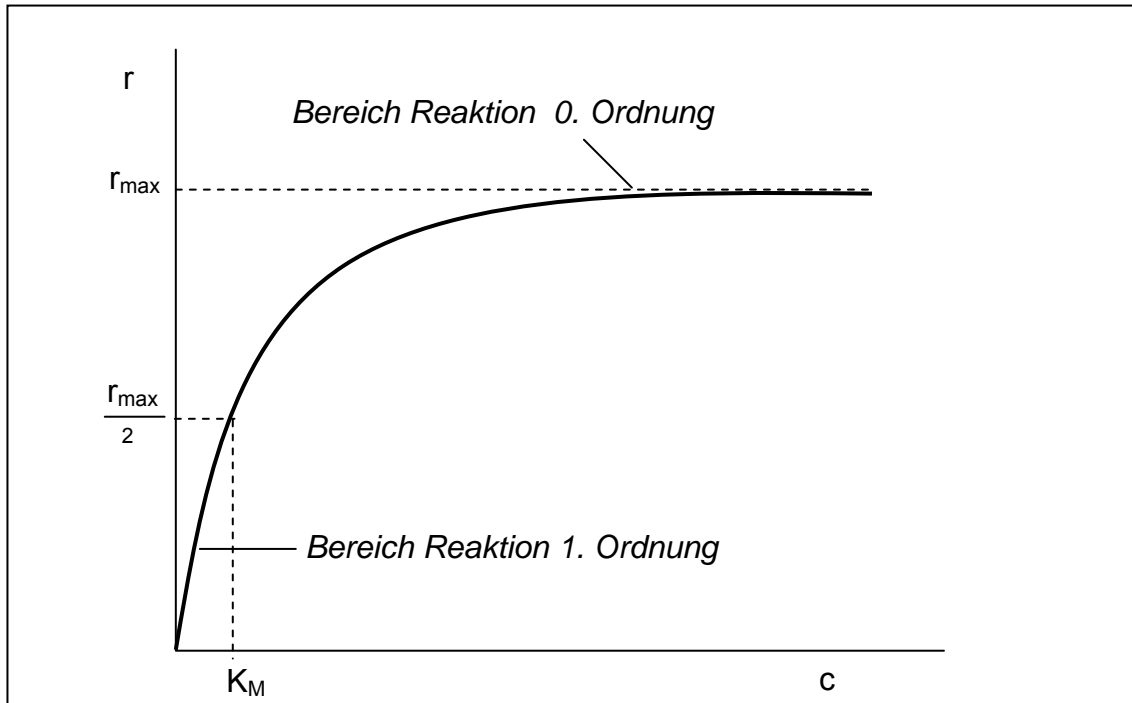


Abb. 3-19 Der Zusammenhang zwischen Reaktionsgeschwindigkeit (r) und Konzentration des Substrates (c)

Bei der Betrachtung der Gleichung 3.1 ergeben sich folgende Sonderfälle:

- $c \gg K_M$: hier wird aus Gl (3.1): $r \cong r_{\max}$ d.h. die Reaktion ist nicht von der Substratkonzentration abhängig - man spricht von einer Reaktion 0. Ordnung,
- $c \ll K_M$: hier wird aus Gl (3.1): $r \cong (r_{\max} \cdot c)/K_M$ d.h. die Reaktion ist von der Substratkonzentration abhängig - man spricht von einer Reaktion 1. Ordnung,

Im Biorieselbettreaktor werden die sorbierten Schadstoffe jeweils von bestimmten Mikroorganismen umgesetzt. Organische Verbindungen dienen dabei sowohl als Kohlenstoff- als auch als Energiequelle. Das Biomassewachstum ist von der Substratkonzentration abhängig, was mit der Monod-Kinetik beschrieben wird, die formal der Mischelis-Menten-Kinetik entspricht:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot c / (K_s + c) \quad \dots(3.2)$$

mit:

$$\begin{aligned} \mu &= \text{spezifische Wachstumsrate, h}^{-1} \\ \mu_{\max} &= \text{maximale spez. Wachstumsrate, h}^{-1} \\ c &= \text{Substratkonzentration, mg m}^{-3} \\ K_s &= \text{Monod-Kostante, mg m}^{-3} . \end{aligned}$$

Die Masseänderung des Biofilms mit der Zeit ist das Ergebnis von zwei gegenläufigen parallelen Phänomenen; die Produktion der Biomasse von den Mikroorganismen im Biofilm und die Biofilmablösung von der hydrodynamischen Kraft. Dann beträgt die Biofilmwachstumsrate (Melo und Oliveira, 2000):

$$dm_f/dt = (\mu - b) \cdot m_f \quad \dots(3.3)$$

mit:

$$\begin{aligned} m_f &= \text{Biomasse des Biofilms pro Oberfläche der aktiven Schicht} \\ &\quad \text{(dicker Biofilm) oder Träger (dünner Biofilm), kg m}^{-2} \\ b &= \text{Ablösungsrate (Hydrodynamik), h}^{-1} \end{aligned}$$

Wachstum und Substratabbau sind über den Substratausbeutekoeffizienten ($Y_{x/s}$) gekoppelt. Er gibt an, wie viel Biotrockenmasse (X) pro abgebaute Substratmasse (S_m) gebildet wird

$$Y_{x/s} = \Delta X / \Delta S_m \quad \dots(3.4)$$

Für die Substratverbrauchsrate (r_A) kann folgender Ansatz angenommen werden:

$$r_A = \mu \cdot m_f / Y_{x/s} \quad \dots(3.5)$$

3.3.3 Stofftransport im Biofilmsystem

Immobilisation führt zu höherem Biomassengehalt von Reaktoren, andererseits bewirkt sie eine Massenübertragungsbeschränkung von Substraten auf die Zellen. Dies kann zu Situationen führen, in denen ein großer Bruchteil der Biomasse in einem Reaktor inaktiv ist.

Im Biorieselbettreaktor muss ein Substrat (Schadstoffmolekül) sich von der Gasphase durch sowohl den flüssigen Film als auch die Biofilmmatrix verbreiten. Die Diffusion setzt sich aus mehreren Teilschritten zusammen (Abb. 3-20):

1. Diffusion aus dem Inneren der Gasphase an die Phasengrenzfläche
2. Diffusion durch die Phasengrenze Gas/Flüssigkeit

3. Diffusion von der Phasengrenze im Kern der Flüssigkeit
4. Diffusion durch das Innere der Flüssigkeit
5. Diffusion aus dem Kern der Flüssigphase an die Oberfläche des Biofilms
6. Diffusion und Reaktion (gekoppelt) im Biofilm

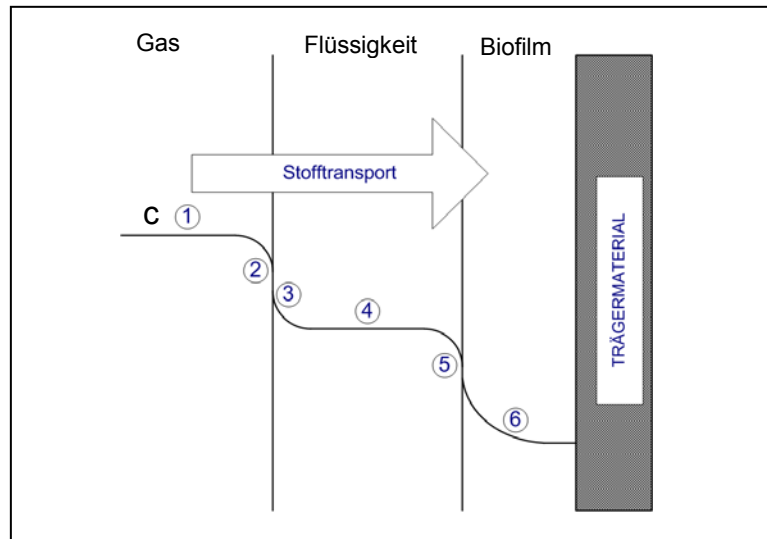


Abb. 3-20 Schematische Darstellung des Stofftransports aus Gasphase in das Innere des Biofilm beim mit Darstellung des Stoffkonzentrationsverlaufs (c).

1. Diffusion aus dem Inneren der Gasphase an die Phasengrenzfläche, 2. Diffusion durch die Phasengrenze, 3. Diffusion von der Phasengrenze im Kern der Flüssigkeit, 4. Diffusion durch das Innere der Flüssigkeit, 5. Diffusion aus dem Kern der Flüssigphase an die Oberfläche des Biofilms, 6. Diffusion und Reaktion (gekoppelt) im Biofilm.

Der Stofftransport durch Diffusion wird durch das erste Fick'sche Gesetz beschrieben:

$$j = -D \cdot dc / dl \quad \dots(3.6)$$

mit:

$$\begin{aligned}
 j &= \text{Massenfluss, mg m}^{-2} \text{ s}^{-1} \\
 D &= \text{Diffusionskoeffizient, m}^2 \text{ s}^{-1} \\
 c &= \text{Substratkonzentration, mg m}^{-3} \\
 l &= \text{Raumrichtung, m}
 \end{aligned}$$

Unter Berücksichtigung von Verwindungen, Porosität und EPS des Biofilms kann es sein, dass der Diffusionskoeffizient im Biofilm nicht dem molekularen Diffusionskoeffizient von derselben Verbindung in der flüssigen Phase entspricht. In der Regel ist dieser Koeffizient im Biofilm etwas kleiner als in der flüssigen Phase (Bardtke et al., 1992; Heits, 1998; Grady et al., 1999).

Es gibt verschiedene mögliche Situationen des Stofftransports. Keine Beschränkung tritt auf, wenn die flüssige Grenze dünn und die Biofilmüberführung niedrig ist. Eine dicke Grenzschicht führt zu schwerwiegender Beschränkung in der Umwandlung. Diese Beschränkung kann von einem hohen Umwandlungssatz im Biofilm erweitert werden. In aeroben Prozessen wirkt normalerweise die Diffusion des Sauerstoffs als bestimmender Parameter auf die Abbaugeschwindigkeit (van Loosdrecht und Heijnen, 1996).

Die Dicke der aktiven Schicht des Biofilms ist normalerweise sehr dünn wegen gleichzeitiger Ausbreitungen und Verbrauch des Substrats im Biofilm (van Loosdrecht und Heijnen, 1996). Die übliche Eindringtiefe des Sauerstoffs im Biofilm in aeroben Systemen ist 100–150 μm (Wimpenny und Kinniment, 1995; van Loosdrecht und Heijnen, 1996).

3.4. Stand der Technik bei Feststoffmischverfahren zur Bewegung des Trägermaterials

Mechanische Methoden zur Entfernung von Biofilmen sind - wo sie anwendbar sind - am wirkungsvollsten (Flemming, 1994; Stewart et al., 2000). Zum Bewegen des Bettes und zum Abscheren des Biofilms vom Trägermaterial im Rieselbettreaktor durch mechanische Vorrichtung ist es sinnvoll, die Bewegung des Festkörpers und die Funktion der Vorrichtungen zu verstehen. Diese Themen können mit dem Begriff des Feststoffmischens erklärt werden.

3.4.1. Feststoffmischung

Das Mischen des Partikelsystems unterscheidet sich von Flüssigkeitssystemen in drei wichtigen Aspekten (nach Harnby et al., 1992):

- 1) Es gibt keine Bewegung der Partikel, die mit dem molekularen Bewegungszustand in Gasen und Flüssigkeiten gleichwertig ist. Die Rate der Zufallsereignisse der konstituierenden Partikel ist von den Flusseigenschaften oder dem Behandlungsmuster völlig abhängig, welche von außen den Partikeln auferlegt werden.
- 2) Obgleich die Moleküle des einphasigen flüssigen Systems sich unterscheiden und mit unterschiedlicher Rate sich verteilen können, wird es schließlich zu einer Zufallsverteilung in dem begrenzten System kommen. Normalerweise haben die Bestandteile der Partikel und der gekörnten Stoffe nicht die gleichen Eigenschaften wie Moleküle und unterscheiden sie somit weit von deren physikalischen Eigenschaften. Aus diesem Grund ist es für eine mischende

Bewegung, die von identischen Eigenschaften der Partikel abhängt, schwierig, diese Zielsetzung zu erreichen. Weiterhin würde solch ein Mischer eine Abstufung oder eine Auftrennung der Partikel, die den Eigenschaften wie Größe, Dichte, Beweglichkeit usw. entspricht, hervorrufen (Abb. 3-21).

- 3) Die durchschnittliche Partikelgröße einer festen Phase ist um mehrere Zehnerpotenzen größer als die einer Flüssigphase. Praktisch bedeutet das, dass eine Probe, die zufällig aus einer Mischung der Partikel entnommen wird, eine gröbere Beschaffenheit oder schlechtere Homogenität hat als eine gleichwertige Probe einer gasförmigen oder flüssigen Mischung.

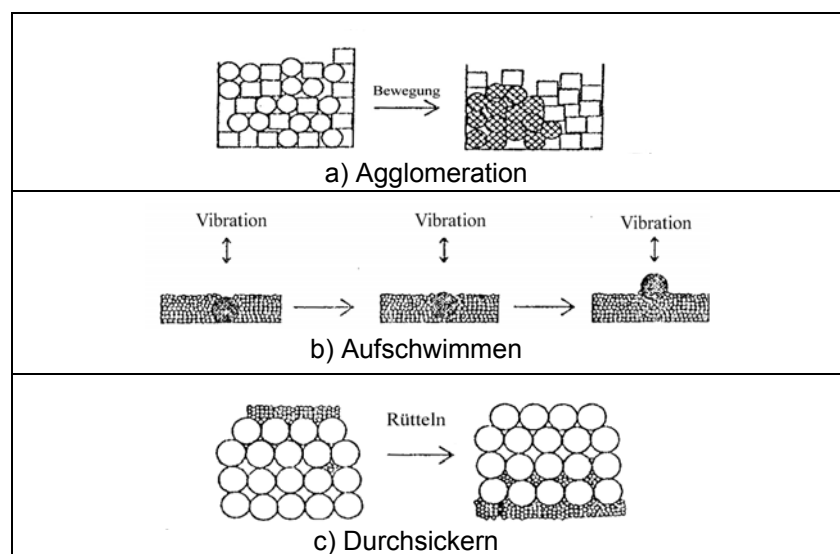


Abb. 3-21 Schematische Darstellung der Mechanismen beim Entmischen (nach Weinkötter und Gericke, 1995).

3.4.2. Arten von Mischern

Es gibt verschiedene grundlegende Mechanismen feste Partikel zu mischen. Sie umfassen (Goldberger et al., 1984; Sastry et al., 1997):

- Diffusion (kleinräumige gelegentliche Bewegung)
- Konvektion (großräumige gelegentliche Bewegung)
- Scherung

Dabei überwiegen unterschiedlichen Mechanismen in unterschiedlichen Arten von Mischern. In einigen Mixern bewegen sich die Behälter. In anderen dreht eine Vorrichtung im Inneren eines stationären Behälters. In einigen Fällen wird eine Kombination des drehenden Behälters und der drehenden internen Vorrichtung verwendet. Die Arten und die Arbeitsbedingungen der Feststoffmischer werden in Tabelle 3-3 gezeigt.

Tabelle 3-3 Arten und Arbeitsbedingungen der Feststoffmischer (Goldberger et al., 1984; Harnby et al., 1992; Sastry et al., 1997; Wilke et al., 1991)

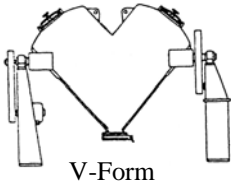
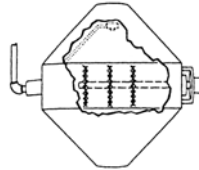
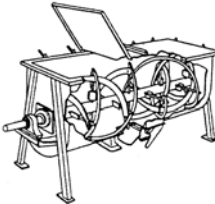
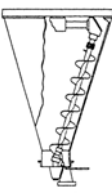
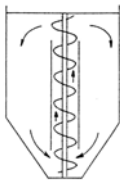
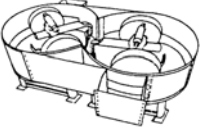
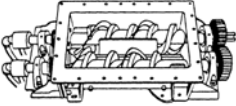
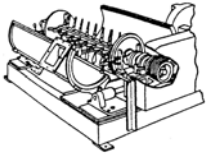


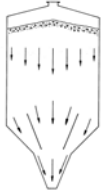
Art	Haupt-Mechanismus	Arbeitsbedingungen	
		Angemessenheit und Vorteil	Unangemessenheit und Nachteil
Trommelmischer  V-Form	Diffusion	<ul style="list-style-type: none"> - rieselfähige Material - Schwerpulver und Schleiffeststoff - für sanftes Mischen - leicht zum Reinigen 	<ul style="list-style-type: none"> - Aufbrechen des Agglomerates - Problem der Abtrennung - Temperatursteuerung
Trommelmischer mit Agglomerat-aufbrecher 	Diffusion	<ul style="list-style-type: none"> - wie konventioneller Trommelmischer - verbessertes Aufbrechen des Agglomerates 	<ul style="list-style-type: none"> - Problem der Abtrennung - Temperatursteuerung - schwer zum Reinigen
Bandschneckenmischer (Schubmischer) 	Konvektion	<ul style="list-style-type: none"> - breiter Bereich von Material (niedrige Dichte, feinkörnige-, faserige - oder klebrige Material) - Aufbrechen des Agglomerates - Problem der Abtrennung - Temperatursteuerung 	<ul style="list-style-type: none"> - schwer zum Reinigen
Konus-Schneckenmischer (Kegelmischer) 	Konvektion	<ul style="list-style-type: none"> - rieselfähiges Material bis mittelkohäsives Material - Aufbrechen des Agglomerates - Problem der Abtrennung - Temperatursteuerung 	<ul style="list-style-type: none"> - schwer zum Reinigen
Silo-Schneckenmischer 	Konvektion	<ul style="list-style-type: none"> - rieselfähige Material - Temperatursteuerung 	<ul style="list-style-type: none"> - Aufbrechen des Agglomerates - Problem der Abtrennung

Tabelle 3-3 Arten und Arbeitsbedingungen der Feststoffmischer (Fortsetzung)

Art	Haupt-Mechanismus	Arbeitsbedingungen	
		Angemessenheit und Vorteil	Unangemessenheit und Nachteil
Kollermischer 	Schere	<ul style="list-style-type: none"> - kohäsive Material - Aufbrechen des Agglomerates - Temperatursteuerung 	<ul style="list-style-type: none"> - nasse - oder klebrige Material - zerbrechliche Material, die nicht degradiert werden wollen.
Doppelwellen-Misch-Kneiter 	Schere	<ul style="list-style-type: none"> - nicht rieselfähige Material - Aufbrechen des Agglomerates - Temperatursteuerung (anpassungsfähig zur Erwärmung oder Abkühlung) 	<ul style="list-style-type: none"> - Aufbrechen des Agglomerates - Problem der Abtrennung - schwer zum Reinigen
Einwellenmischer (Horizontaler mit Paddle oder Pflugschar) 	Konvektion	<ul style="list-style-type: none"> - kohäsive Material - Aufbrechen des Agglomerates - Problem der Abtrennung - Temperatursteuerung 	<ul style="list-style-type: none"> - schwer zum Reinigen
Turbinenmischer 	Konvektion	<ul style="list-style-type: none"> - trockene -, grob- oder feinkörnige -, faserige -, feuchte -, pastöse - oder flüssige Material - Aufbrechen des Agglomerates - Temperatursteuerung 	<ul style="list-style-type: none"> - zerbrechliche Material - schwer zum Reinigen
Strahlmischer 	Konvektion	<ul style="list-style-type: none"> - rieselfähige Material - Aufbrechen des Agglomerates - befriedigend für das Abtrennungsproblem - leicht zum Reinigen - Temperatursteuerung 	<ul style="list-style-type: none"> - Verlust von feinen Material
Silomischer 	Diffusion	<ul style="list-style-type: none"> - rieselfähige Material - nützlich zum Mischen von großen Menge - Temperatursteuerung - leicht zum Reinigen 	<ul style="list-style-type: none"> - Aufbrechen des Agglomerates - Problem der Abtrennung

3.4.3 Leistungsbedarf

Der Leistungsbedarf ist ein wichtiges Kriterium bei der Auswahl des Mixers und der Auslegung des Reaktors für ein Minimum an Betriebskosten in der Anwendung. Diese hängen von der Partikeleigenschaft (z.B. Größe, Dichte, Form, Oberflächeneigenschaft) und von der Art des Mixers ab. Der Leistungsbedarf und Umdrehungsgeschwindigkeiten für einige kommerzielle Feststoffmischer können in „Perry’s Chemical Engineers’ Handbook 7th ed. (Section 19)“ gefunden werden.

3.4.4 Auswahl des Mixers

Der erste Schritt zur Auswahl der Mischer geht von der Eigenschaft der Partikel, die gemischt werden müssen, aus. Zwar kann jede Partikelart mit einem beliebigen Mischer gemischt werden, jedoch erreicht man nur bei bestimmten Mixern eine sehr gut Durchmischung. Die Analyse der Eigenschaften der Mischung und seine Bestandteile, ist der Schlüssel zur Ausrüstungsauswahl. Ein Fließdiagramm zur Auswahl der Mischer ist in Abb. 3-22 gezeigt.

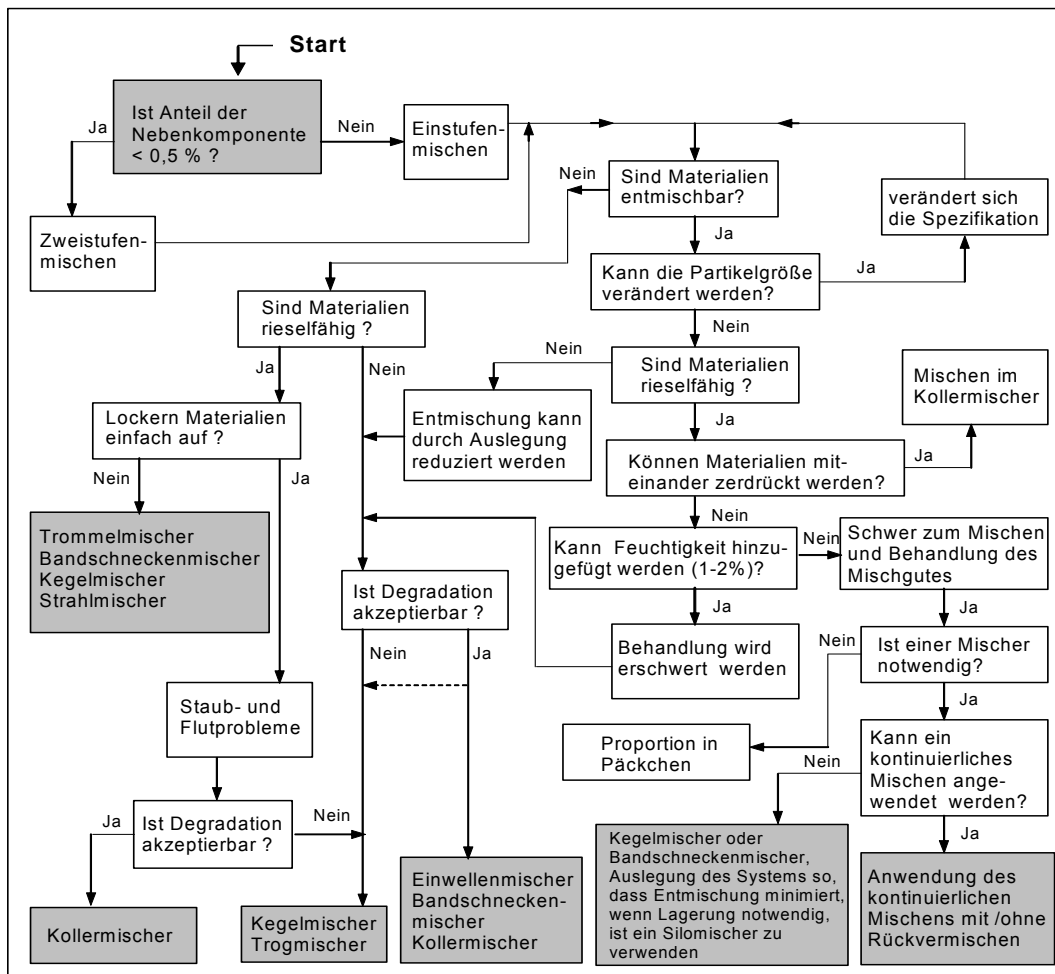


Abb. 3-22 Entscheidungsdiagramm zur Mischerauswahl (nach Harnby et al., 1992)


4. Material und Methoden

4.1 Schadstoff

Als Modellschadstoff wurde in der vorliegenden Arbeit Toluol, wegen der Sensibilität der Abbauleistung von der Änderung des hydrodynamischen Zustandes im Reaktor untersucht. Weber und Hartmans (1994) zeigten, dass die Abbauraten gegenüber Toluol bei einem zur Verstopfung neigendem Reaktor deutlich abnahmen im Vergleich zu einem gleichmäßig durchströmten, nicht zur Verstopfung neigenden Reaktor.

Toluol ist eine farblose, leicht entflammbare Flüssigkeit, deren Geruch als aromatisch beschrieben wird. Es ist schwer wasserlöslich, hingegen leichter löslich in Aceton und Schwefelkohlenstoff sowie mischbar mit Ketonen, Alkoholen, Estern und aromatischen sowie aliphatischen Kohlenwasserstoffen. Toluol findet als Grundchemikalie in der chemischen Synthese (z.B. für die Herstellung von Benzaldehyd, Benzoesäure und Sprengstoffen (TNT)) und als Lösungsmittel breite Verwendung. Es wird in Klebern, Lacken sowie Möbelpflegemitteln und Druckfarben (frische Printmedien) verwendet. Gesamtmenge von 178 kTonnen/Jahr wird von der Industrie in Europa verwendet. Schätzungen des Gesamtverbrauchs liegen teilweise höher. Daher wird aus verschiedenen Quellen ein Gesamtverbrauch von 410 kTonnen/Jahr für das Jahr 1998 in Europa abgeleitet (HVBG, 2002). Der ubiquitäre Charakter von Toluolexpositionen wird daraus ersichtlich, dass Emissionen an Toluol in die Luft von ca. 1090 Tonnen/Tag (Hierbei sind große Anteile im Vergaserkraftstoff enthalten.) in Europa auftreten (HVBG, 2002). Die wesentlichen Stoffdaten sind in der Tabelle 4-1 aufgeführt.

Tabelle 4-1 Stoffdaten von Toluol (Schutes, 1996; Rippen, 1997; Heits, 1998; BIA-Report, 1999)

Eigenschaft	Toluol
Strukturformel	 <chem>Cc1ccccc1</chem> C_7H_8
Molmasse [$g\ mol^{-1}$]	92,14
Henrykoeffizient [$(mg\ m^{-3})_g / (mg\ m^{-3})_l$], $T = 20^\circ C$ $T = 25^\circ C$	0,20 0,25
Diffusionskoeffizient [$m^2\ s^{-1}$], $T = 30^\circ C$, in Wasser in Luft	$1,02 \times 10^{-9}$ $8,56 \times 10^{-6}$
Dampfdruck [Pa], $T = 20^\circ C$ $T = 25^\circ C$	2900 3700
MAK-Wert [$mg\ m^{-3}$]	190
Emissionsgrenzwert der TA-Luft von 1990 [$mg\ m^{-3}$]	100

4.2 Kultur und Anreicherung

Zum Wachstum mit Toluol als Kohlenstoff- und Energiequelle wurden Mikroorganismen aus Schlammproben im Abwasser der Scheibentauchkörper der Kläranlage der Universität Stuttgart-Büsnau angereichert und okuliert.

In der Anreicherung wurden 25 mL der Schlammproben in 100 mL Sterilminimalmedium (Tabelle 4-2) in einem 500 mL Schikanenkolben mit 100 μL Toluol in den Verdampferaufsatz gegeben und bei 30°C auf dem Rotationsschüttler bei 100 U min^{-1} inkubiert. Nach 3 Tagen wurden die Ansätze vom Schüttler genommen. 5 mL der Suspension wurden in 100 mL frisches Minimalmedium gegeben und abermals 100 μL Toluol zugefüttert. Die neuen Ansätze wurden wieder auf den Schüttler gestellt.

Nach weiteren 3 Tagen wurden die Ansätze vom Schüttler genommen. Die OD_{546} wird bestimmt und es wurden dekadische Verdünnungsreihen in Saline auf Minimalmediumplatten mit einem Drigalskispatel ausgestrichen. Die Platten sowie 50 μL Toluol in einem kleinen Becherglas wurden in einen Inkubator gegeben und bei 30°C inkubiert.

Nach 7 Tagen Inkubationszeit wurden die Kolonien der Platten, die zwischen 20 und 200 Kolonien haben, auf neue Minimalmediumplatten transportiert und nochmals wie obere beschrieben inkubiert. Nach weiteren 7 Tagen wurde die Kultur einer Platte in 1 L Sterilminimalmedium in einem 3 L Schikanenkolben mit 100 μL Toluol im Verdampferaufsatz und bei 30°C auf dem Rotationsschüttler (100 U min^{-1}) inkubiert.

Nach 3 Tagen Inkubation wird die Kultur in den Technikumbiorieselbettreaktoren okuliert. 500 mL der Kulturlösung wurde in 20 L Nährsalzlösung in den Sumpf aller Reaktoren gegeben. Die Flüssigkeit im Sumpf wurde zur Erhöhung der Anhaftung von Biomasse auf die Schüttung auf dieselbe gesprüht und in den Kreislauf zurückgeführt.

4.3 Medien und Lösungen

4.3.1 Minimalmediumsherstellung

Phosphatpuffer 20fach (PP 20)	50	mL
Mineralsalzlösung 100fach (SL 100)	10	mL
Calciumnitratlösung 1000fach (Ca 1000)	1	mL
H ₂ O bidest	ad 1000	mL

Festmedium:

In einer Agarflasche wurden 13 g Agar Agar eingewogen. Danach wurde 940 mL bidest. Wasser und 50 mL Phosphatpuffer zugegeben (Der Verdunstungsverlust beim Autoklavieren gleicht die Ungenauigkeit in etwa wieder aus). Diese Mischung wurde mindestens 5 min gerührt. Danach wurde 20 min bei 121°C autoklaviert. Die Agarlösung wurde im Wärmebad auf 50 °C temperiert. Danach wurde unter sterilen Bedingungen 10 mL SL 100 und 1 mL Ca 1000 zupipettiert.

Phosphatpuffer 20fach pH 7.1

KH ₂ PO ₄	20	g
Na ₂ HPO ₄ · 2H ₂ O	70	g
H ₂ O bidest	ad 1000	mL

Mineralsalzlösung 100fach (Dorn et al., 1974, mod.)

(NH ₄) ₂ SO ₄	100	g
MgSO ₄ · 7 H ₂ O	20	g
Fe(III)NH ₄ - Citrat (28 % Fe)	1	g
Spurenelementelösung	100	mL
H ₂ O bidest	ad 1000	mL

Calciumnitratlösung 1000fach (Dorn et al., 1974, mod.)

Ca (NO ₃) ₂ · 4 H ₂ O	20	g
H ₂ O bidest	ad 100	mL

Spurenelementelösung 1000 fach (Pfenning und Lippert ,1966)

ZnSO ₄ · 7 H ₂ O	100	mg
MnCl ₂ · 4 H ₂ O	30	mg
H ₃ BO ₃	300	mg
CoCl ₂ · 6 H ₂ O	200	mg
CuCl ₂ · 2 H ₂ O	10	mg
NiCl ₂ · 6 H ₂ O	20	mg
NaMoO ₄ · 2 H ₂ O	30	mg
H ₂ O bidest	ad 1000	mL

Die Zusammensetzung des Bestandteils des Minimalmediums wird in Tabelle 4-2 gezeigt.

Tabelle 4-2 Zusammensetzung des Minimalmediums

Stoff	Konzentration [g L ⁻¹]	
KH ₂ PO ₄	1,00	K 0,287
Na ₂ HPO ₄ · H ₂ O	3,50	P* 0,906
(NH ₄) ₂ SO ₄	1,00	N 0,215
MgSO ₄ · 7H ₂ O	0,20	Mg 0,02
Fe(III)NH ₄ -Citrat(28 % Fe)	0,01	Fe 0,008
ZnSO ₄ · 7H ₂ O	0,001	Zn 0,000226
MnCl ₂ · 4H ₂ O	0,0003	Mn 0,000084
H ₃ BO ₃	0,003	B 0,000532
CoCl ₂ · 6H ₂ O	0,002	Co 0,000498
CuCl ₂ · 2H ₂ O	0,0001	Cu 0,000038
NiCl ₂ · 6H ₂ O	0,0002	Ni 0,000050
NaMoO ₄ · 2H ₂ O	0,0003	Mo 0,000132
Ca(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O	0,05	Ca 0,008

Anmerkung: * P des Minimalmediums ist von KH₂PO₄ and Na₂HPO₄·H₂O ausgerechnet.
N ist von (NH₄)₂SO₄ ausgerechnet.

4.3.2 Herstellung von Nutrient Broth mit 0,5 % NaCl (w/v)

Nutrient Broth (Difco, Detroit MI, USA)	8	g
NaCl	5	g
H ₂ O bidest	ad 1000	mL

Festmedium:

Nutrient Broth, Salz und 13 g Agar Agar wurden in eine Agarflasche eingewogen, das bidest. Wasser wurde zugegeben. Danach wurde min. 5 Minuten lang gerührt und anschließend 20 min bei 121°C autoklaviert.

4.3.3 Herstellung von Saline (0,9 %)

NaCl	9	g
H ₂ O bidest	ad 1000	mL

4.3.4 Nährsalzlösung in der halbtechnischen Anlage

Flüssigdünger (Compo Sana[®], Compo GmbH & Co KG, Münster) wurde als Nährsalzquelle in der Technikumsreaktoren verwendet. Die konzentrierte Lösung des Düngers besteht aus 8 % gesamt N (Carbamidstickstoff), 10 % P₂O₅, 13 % K₂O, 0,01 % B, 0,002 % Cu, 0,02 % Fe, 0,01 % Mn, 0,001 % Mo und 0,002 % Zn. Sie

wurde mit Leitungswasser (Bodenseewasserversorgung) auf die Konzentrationen von 0,7 / 0,4 / 0,9 g L⁻¹ von N / P / K verdünnt. Ein zusätzliches Spurelement, Mg aus MgSO₄ · 7H₂O, wurde hinzugefügt, um eine Konzentration in der Nährsalzlösung von 0,02 g L⁻¹ an Mg zu haben. Die Zusammensetzung der Nährsalzlösung wird in Tabelle 4-3 gezeigt.

Tabelle 4-3 Zusammensetzung der Nährsalzlösung in der halbtechnischen Anlage

Komponente	Konzentration [g L ⁻¹]			
	verdünnter Dünger	Leitungswasser	zusätzlicher Stoff	Gesamt
K	0,9349	0,0013	-	0,9362
P	0,3784	4,90x10 ⁻⁶	-	0,3784
N	0,6933	0,001	-	0,6943
Mg*	-	0,0086	0.02	0,02860
Fe	0,00173	0,0000055	-	0,00174
Zn	0,00017	0,0000021	-	0,00017
Mn	0,00087	0,00000056	-	0,00087
B	0,00087	0,000023	-	0,0089
Co	-	-	-	-
Cu	0,00017	< 0,00059	-	> 0,00017 < 0,00059
Ni	-	< 0,00058	-	< 0,00058
Mo	0,00009	-	-	0,00009
Ca	-	0,046	-	0,046

Anmerkung; *) von MgSO₄ · 7H₂O,
N im Leitungswasser ist auf NO₃⁻ bezogen.

4.4 Anlagenaufbau und Versuchsystem

4.4.1 Entwicklung und Untersuchung des Mischwerkzeuges im Labormaßstab

Ein kleiner Apparat wurde zunächst in einem klaren Zylindergehäuse untersucht, um den Zustand der Füllkörperpackung optisch beobachten zu können. Der Durchmesser des Gehäuses ist 12,5 cm. Ein kleines hergestelltes Mischwerkzeug wurde von einem regulierbaren Motor gesteuert (Abb. 4-1). Blähton Ø 8 mm wurde als Füllkörper verwendet und die Höhe der Schüttung betrug etwa 15 cm.

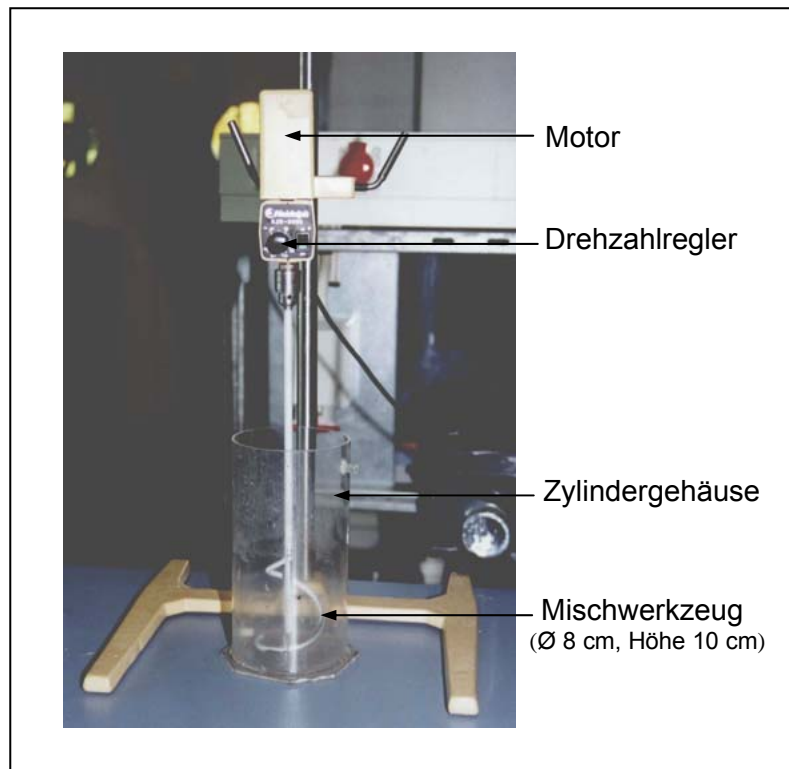


Abb. 4-1 Labormaßstabanlage zur Ermittlung der Durchmischbarkeit

4.4.2 Untersuchung der Leistung in halbtechnischem Maßstab

Die halbtechnischen Versuche wurden zur Überprüfung der Reinigungsleistung und Druckverlust sowohl mit dem konventionellen Biorieselbettreaktor (sog. Festbettreaktor, FBR) als auch dem neuen Biorieselbettreaktor (sog. Mischbettreaktor, MBR) durchgeführt. Der skizzierte Aufbau der Reaktoren ist in Abb. 4-2 dargestellt.

4.4.2.1 Konventionaler Biorieselbettreaktor „Festbettreaktor (FBR)“

Der Festbettreaktor (FBR) ist der Kontrollreaktor (Abb. 4-2a). Er hat 3 Stufen. Die Füllkörperschüttung in jeder Stufe ist 0,32 m hoch, woraus insgesamt 0,96 m Schüttung werden. Der Innendurchmesser beträgt 0,44 m, d.h. ein Querschnitt von etwa $0,152 \text{ m}^2$. Die Verteilung der Flüssigkeit über die Schüttung wird durch vier Vollkegeldüsen realisiert.

4.4.2.2 Neuer Biorieselbettreaktor „Mischbettreaktor (MBR)“

Der Mischbettreaktor (MBR) (Abb. 4-2b) hat den Innendurchmesser, die Höhe der Füllkörperschüttung und das Bedüsungssystem wie der Festbettreaktor. Er hat jedoch ein zusätzliches Mischwerkzeugsystem, das diskontinuierlich die Füllkörper zur Entfernung der Überschussbiomasse aus dem Reaktor durchmischt.

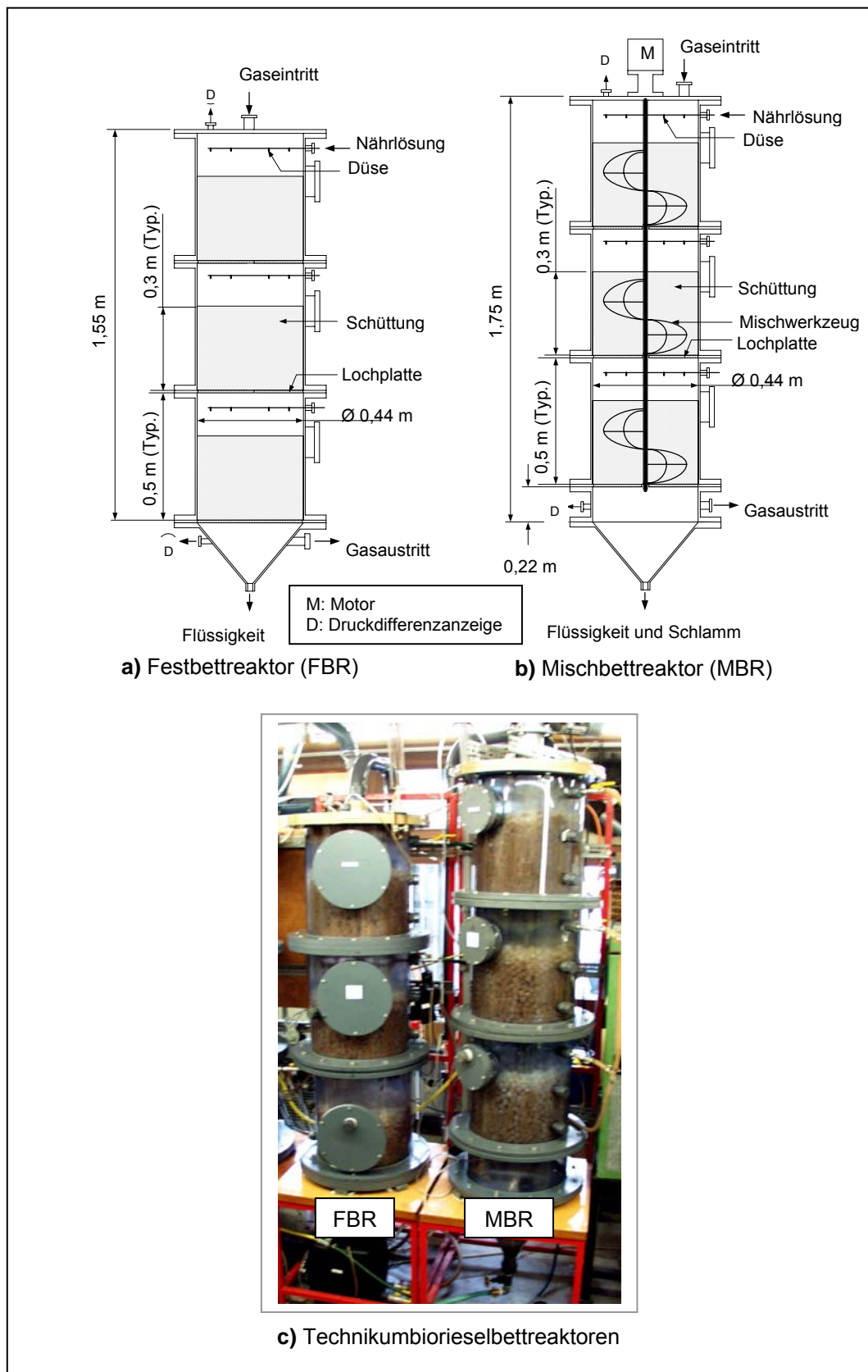


Abb. 4-2 Verwendete halbtechnische Reaktoren.

a) Skizze des Festbettreaktors (FBR), b) Skizze des Mischbettreaktors (MBR),
c) Technikumbioreselbettreaktoren

4.4.2.3 Fließbild der Anlage

Der Betrieb der Reaktoren mit den erforderlichen Gas- und Flüssigkeitsströmen wird anhand des folgenden Fließbildes (Abb. 4-3) vorgestellt. Die Luft wurde mit einem Seitenkanalverdichter angesaugt und durch die Biorieselbettreaktoren gedrückt. Toluol wurde mittels Feindosiereinrichtung (Metrom Dosimat 665) in den Luftstrom eingespeist. Nach passieren eines statischen Mischers trat dieser toluolhaltige Luftstrom in den Kopf der Reaktoren und wurde im Gleichstrom geführt. In jedem Reaktor wurde die Flüssigkeit durch eine Pumpe aus dem eigenen Sumpf kontinuierlich im Kreislauf geführt und durchströmt anschließend die Füllkörperschüttung von oben nach unten. Durch Ventile und Durchflussanzeigen konnte der Luftstrom und der Flüssigkeitsstrom geregelt und kontrolliert werden. Die Zeitsteuerung (KCS) sorgte dafür, dass das Abwasser von Pumpen P5 und P6 aus den Sümpfen diskontinuierlich zur Steuerung der Leitfähigkeit der Flüssigkeit abgezogen wurde und auch die Nährsalzlösung von der Pumpe P7 aus dem Behälter in den Sumpf eingegeben wurde. Der pH-Wert der Flüssigkeit wurde im Bereich 6,5 - 8,5 mit 1 M NaOH geregelt. Während des Mischens des MBRs wurde das Ventil V11 eingeschaltet und V14 abgeschaltet. Ventil V13 wurde zum Schlammablauf eingeschaltet und danach Ventile V22 zur Einfüllung der Nährsalzlösung geöffnet, um den Volumenverlust auszugleichen. Die Anlagen und ihr Betrieb werden in Tabelle 4-4 zusammengefasst.

Tabelle 4-4 Betrieb der halbtechnischen Biorieselbettreaktoren

Parameter	Festbettreaktor	Mischbettreaktor
Gesamthöhe [m]	1,8	2,4
Durchmesser [m]	0,44	0,44
Schüttungshöhe [m]	0,32 (per Stufe) 0,96 (Gesamthöhe)	0,32 (per Stufe) 0,96 (Gesamthöhe)
Schüttungsvolumen [m ³]	0,048 (per Stufe) 0,144 (Gesamthöhe)	0,048 (per Stufe) 0,144 (Gesamthöhe)
Gasdurchflussrate [m ³ h ⁻¹]	10	10
Berieselung in der Betriebsphase	kontinuierlich	kontinuierlich
flächenbezogene Flüssigkeitsdurchflussrate [m ³ m ⁻² h ⁻¹]	5	5
Pumpensumpfvolumen [m ³]	0,02 - 0,025	0,02 - 0,025
pH	6,5 - 8,5	6,5 - 8,5
Leitfähigkeit [μS cm ⁻¹]	< 5000	< 5000
Abfluss des Abwassers aus dem Sumpf [m ³ d ⁻¹]	0,007 - 0,01 (intermittierend)	0,007 - 0,01 (intermittierend)
Zufluss der Nährsalzlösung in den Sumpf [m ³ d ⁻¹]	0,007 - 0,01 (intermittierend)	0,007 - 0,01 (intermittierend)

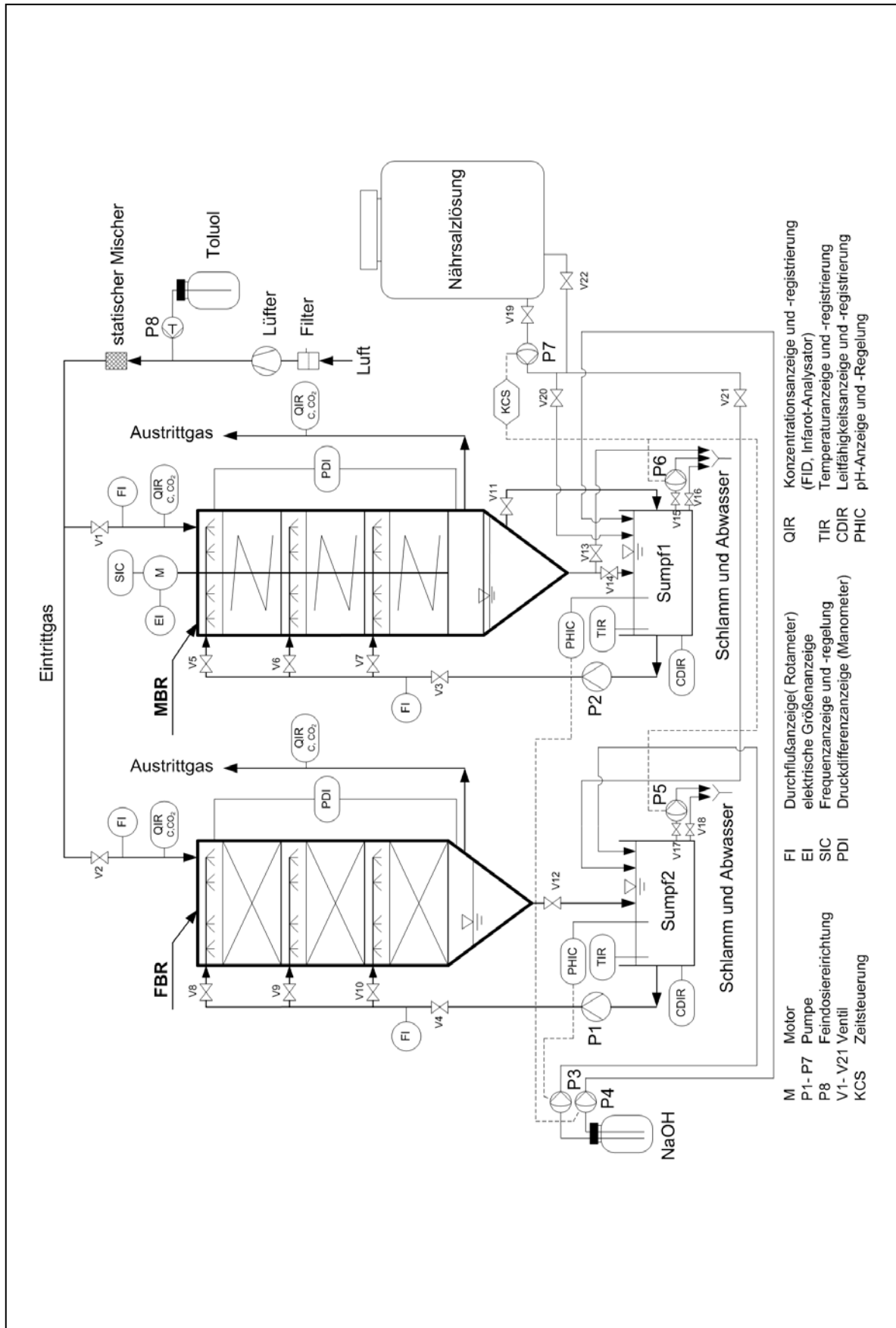


Abb. 4-3 Fließbild der Anlage zum Vergleich der Reinigungsleistung des Mischbettreaktors (MBR) und des Festbettreaktors (FBR)

4.4.2.4 Füllkörper

Zur Prüfung der Eignung und Verwendbarkeit im halbtechnischen Reaktor wurden zwei kommerzielle Füllkörper, die so genannten „Polyhedral Hollow Balls“ (Abb. 4-4a) und „Floating Balls“ (Abb. 4-4b) (Beihai Huihuang Chemical Packing Co.Ltd., China), untersucht. Sie bestehen aus Polypopylen (PP) und haben einen Durchmesser von ca. 25 mm. Die physikalischen Eigenschaften und die Bewegungseigenschaften während des Mischens der Schüttung an Füllkörpern wurden in 3 Kategorien untersucht: Schüttung aus „Polyhedral Hollow Balls“, Schüttung aus „Floating Balls“ und gemischte Schüttung aus beiden Füllkörpern. Danach wurde eine der drei Kategorien gewählt.

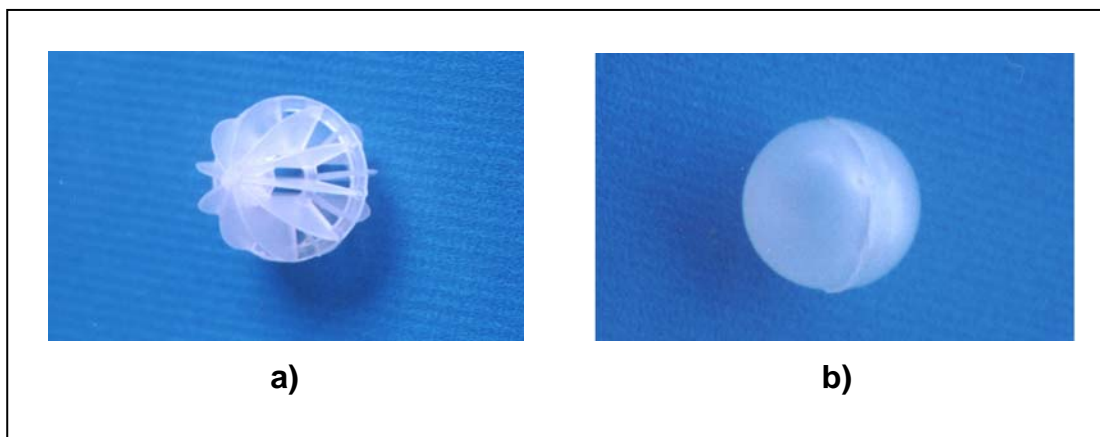


Abb. 4-4 Füllkörper für die Untersuchung in der halbtechnische Anlage.

a) Polyhedral Hollow Ball, b) Floating Ball. Beide Füllkörper bestehen aus Polypopylen (PP) und haben einen Durchmesser von ca. 25 mm.

4.4.3 Untersuchung der Leistungsfähigkeit des „ Mischbettreaktors (MBR) “

Zur Ermittlung der Leistungsfähigkeit des Reaktors wurde die Abbauleistung in der verschiedenen Höhen der Schüttung und die Verhältnisse zwischen Eliminationskapazitäten und spezifische Volumenbelastungen untersucht. Die Untersuchungen wurden weiter im halbtechnischem Reaktor mit dem gewählten Füllkörper von Kap. 4.4.2.4 durchgeführt. Das Fließbild des Reaktors ist in Abb. 4-5 dargestellt.

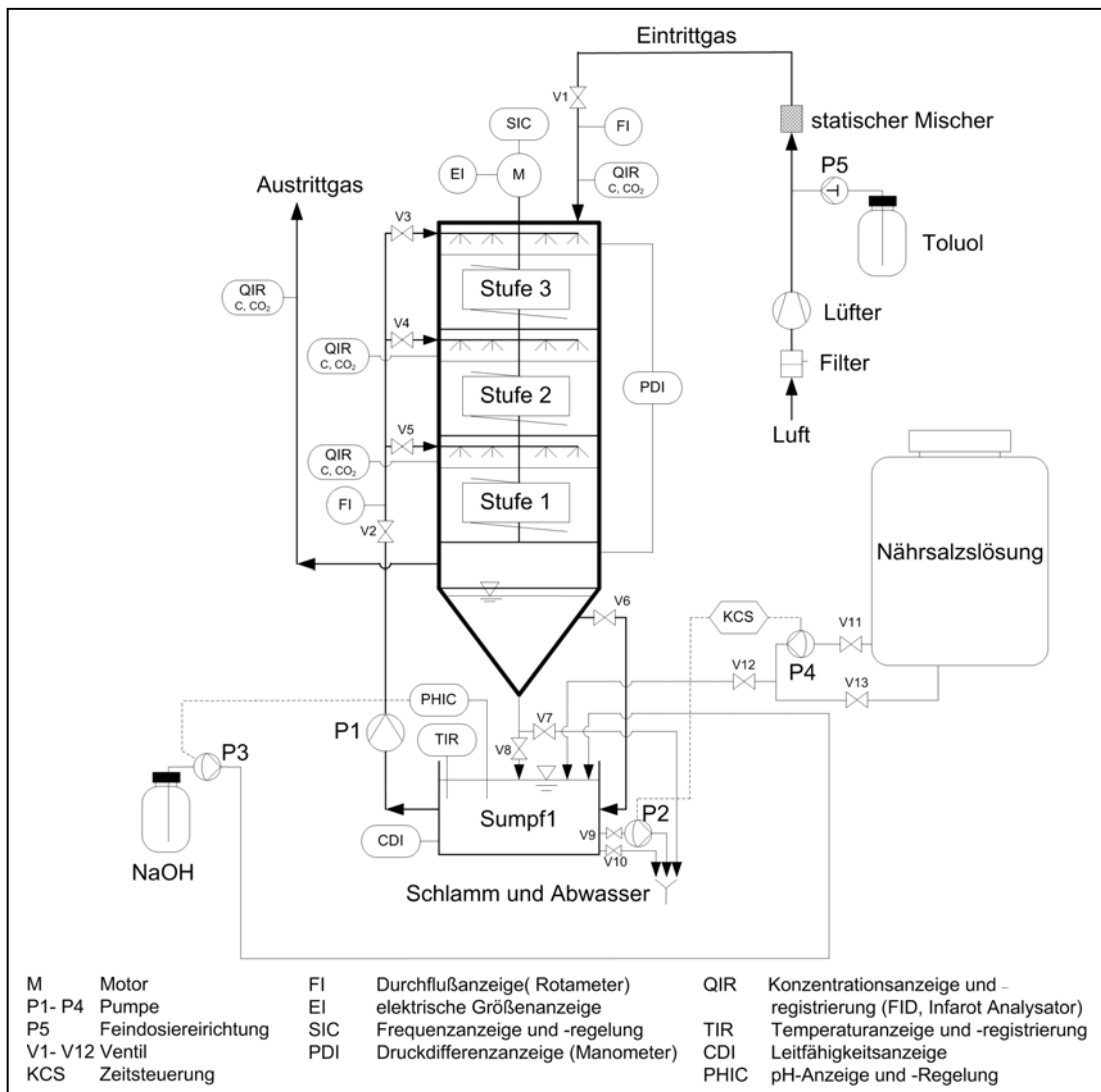


Abb. 4-5 Fließbild des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit verwendeter Messtechnik.

4.5 Herstellung eines neuen Füllkörpers zur Optimierung geeigneter Füllkörper für der „Mischbettreaktor (MBR)“

4.5.1 Form des Füllkörpers und Herstellungsverfahren

Wegen der Anforderung einer guten Mikroorganismenimmobilisierung, einem geringen Mischwiderstand und einem geringer Strömungswiderstand wurde ein neuer Füllkörper aus Kunststoff in Kugelform (\varnothing 15 mm) mit einer stark rauen Oberfläche hergestellt.

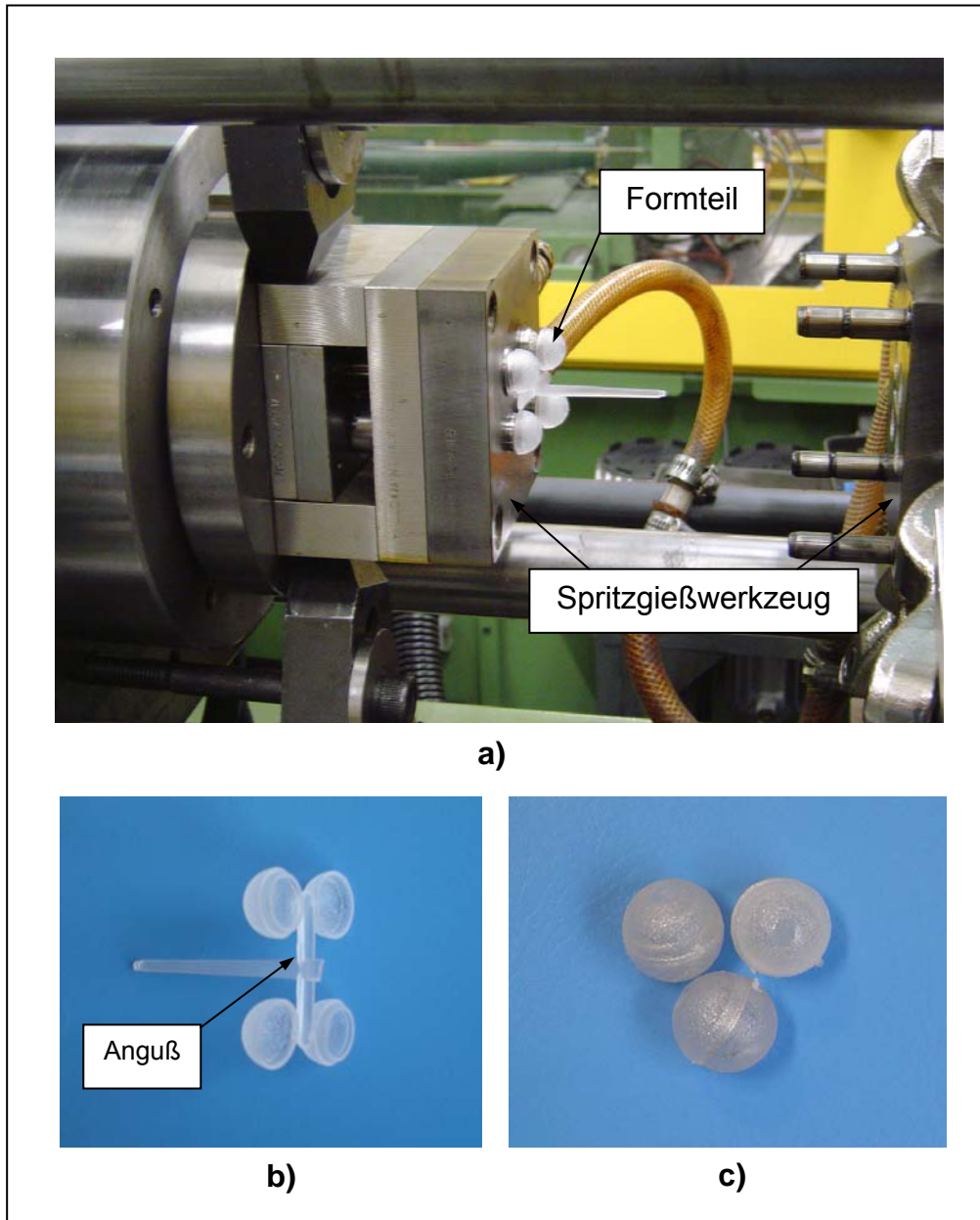


Abb. 4-6 Füllkörperherstellung.

a) Herstellung eines neuen Füllkörpers mit der Spritzgießmaschine, b) Der Formteil des Füllkörpers aus der Spritzgießmaschine. Er bestand aus vier Hälfteteile für die zwei Kugeln, c) Die vollständige Füllkörper

Ein Spritzgießwerkzeug zum Formen des Füllkörpers wurde von Dr. Müller, Abt. Biologie, Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte- und Abfallwirtschaft (ISWA), bereitgestellt und von Prof. Fritz, Institut für Kunststofftechnologie (IKT), weiter modifiziert. Das modifizierte Werkzeug wurde zur Herstellung in einer Spritzgießmaschine (ALLROUNDER 220M, ARBURG Maschinenfabrik Hehl & Söhne GmbH & Co. KG) montiert und die Herstellung des Füllkörpers beim IKT durchgeführt (Abb. 4-6a). Das Formteil des Füllkörpers aus der Maschine und der vollständige Füllkörper sind in Abb. 4-6b und Abb. 4-6c dargestellt.

4.5.2 Material des Füllkörpers

Es wurden Füllkörper aus fünf verschiedenen Kunststoffen zur Untersuchung der Haftungsfähigkeit der Mikroorganismen hergestellt. Die Kunststoffe waren Polypropylen (PP), Polyamid (PA6), Polyethylenterephthalat (PET), Polybutylenterephthalat (PBT) und Polypropylenhomopolymere mit ca. 35 % Glasfaser (PPH+ 35 % GF).

4.5.2.1 Polypropylen (PP)

Polypropylen (PP) gehört zu der Polymerklasse der Polyolefine. Seine chemische Struktur ist in Abb. 4-7 dargestellt. Im Allgemeinen hat PP eine niedrige Dichte und es neigt kaum zur Bildung von Spannungsrissen. Wegen seiner unpolaren Natur als hochmolekularer Paraffin-Kohlenwasserstoff weist PP eine ungewöhnlich hohe Beständigkeit gegen den Angriff durch Chemikalien und andere Medien auf. PP ist beständig gegen: Säuren (außer oxidierenden), Laugen, Salzlösungen, Lösemittel, Alkohol, Wasser, Fruchtsäfte, Milch sowie Öle und Fette (bei Raumtemperatur) und Detergenzien. Es ist bedingt beständig gegen aromatische Kohlenwasserstoffe (bei Raumtemperatur), aber nicht beständig gegen chlorierte Kohlenwasserstoffe. PP dient Mikroorganismen nicht als Nährboden und wird deshalb von diesen nicht angegriffen (von Meysenbug, 1978; Broy und Basov, 1985; und Dominghaus, 1992).

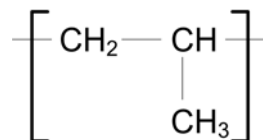


Abb. 4-7 Struktur von Polypropylen (PP)

4.5.2.2 Polyamid 6 (PA6)

Polyamid 6 (PA6) (andere Name: Poly(hexano-6-lactam), Poly (ϵ -Capolactam)) ist eine Art von Polyamid (PA) aus der Gruppe der thermoplastischen Polykondensate. Seine Struktur ist in Abb. 4-8 dargestellt. Allgemeine Eigenschaften der Polyamide sind hohe Festigkeit, Steifheit, Härte, Formbeständigkeit in der Wärme und hohes Dämpfungsvermögen. Polyamide sind beständig gegen Lösemittel, Öle, Fette, Benzin, Benzol, schwache Laugen, Ester, Ketone, Wasser, aber nicht beständig gegen Säuren und starke Laugen (von Meysenbug, 1978; Broy und Basov, 1985; und Dominghaus, 1992).

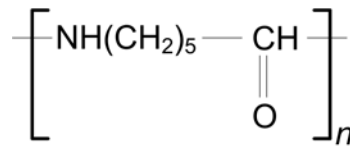


Abb. 4-8 Struktur von Polyamid 6 (PA6)

4.5.2.3 Polyethylterephthalat (PET)

Polyethylterephthalat (PET) ist ein Derivat der Polyalkylterephthalate aus der Gruppe der thermoplastischen Polyester. Seine Struktur ist in Abb. 4-9 dargestellt. Im Allgemeinen hat PET eine hohe Festigkeit, Steifheit, Maßbeständigkeit und harte und polierfähige Oberfläche. Es ist beständig gegen schwache Säuren und Laugen, Öle, Fette, aliphatische und aromatische Kohlenwasserstoffe und Tetrachlorkohlenstoff, aber nicht beständig gegen starke Säuren und Laugen, Phenol, längere Einwirkung von heißem Wasser (Hydrolyse) (von Meysenbug, 1978; Broy und Basov, 1985; und Dominghaus, 1992).

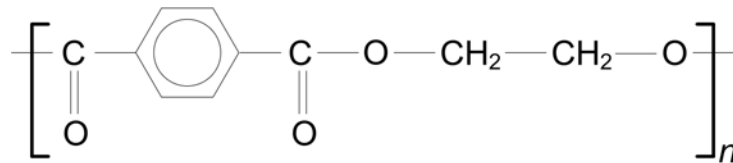


Abb. 4-9 Struktur von Polyethylterephthalat (PET)

4.5.2.4 Polybutylterephthalat (PBT)

Polybutylterephthalat (PBT) ist auch ein Derivat der Polyalkylterephthalate aus der Gruppe der thermoplastischen Polyester wie PET. Seine Struktur ist in Abb. 4-10 dargestellt. PBT hat eine hohe Festigkeit, Steifheit und Härte, hohe Maßbeständigkeit, hohe Formbeständigkeit in der Wärme, geringe Wasseraufnahme und Spannungsrissbeständigkeit. Es ist beständig gegen Wasser, wässrige Lösungen (bei Raumtemperatur), schwache Säuren, viele organische Lösemittel, Öle, Fette und Tetrachlorkohlenstoff, aber nicht beständig gegen starke Säuren, Laugen, Phenol, Ethylacetat und Aceton. Länger andauerndem Kontakt mit Wasser von 60°C führt zum hydrolytischen Abbau (von Meysenbug, 1978; Broy und Basov, 1985; und Dominghaus, 1992).

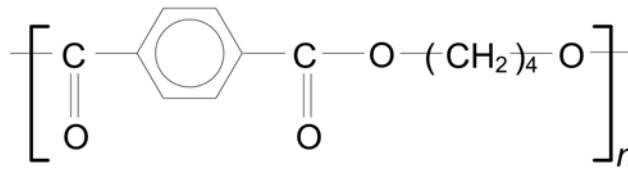


Abb. 4-10 Struktur von Polybutylterephthalat (PBT)

4.5.2.5 Polypropylenhomopolymere mit ca. 35 % Glasfaser (PPH + 35 % GF)

Die Grundeigenschaften dieses Kunststoff sind ähnlich wie PP. Bei diesem Kunststoff dient die Glasfaser als Verstärkungstoff. Mit Kurzfasern verstärktes PP ist steif und zäh (Domininghaus, 1992).

4.6 Untersuchung der Haftungsfähigkeit der Mikroorganismen auf den verschiedenen hergestellten Füllkörpern

4.6.1 Adhäsionstest zur Ermittlung der Anzahl haftender Mikroorganismen mit einem Ultraschallsystem

4.6.1.1 Beschreibung des Testsystems

In diesem Untersuchungssystem wurde die Aufwuchsoberfläche (Trägermaterial) in eine leicht bewegte Zellsuspension eingehängt. Der ablösende Effekt der auftretenden Scherkräfte war gering, der Transport von Zellen an die Oberfläche jedoch verbessert. Nach entsprechender Zeit wurde die Aufwuchsoberfläche entnommen und in sterilem Bidestwasser leicht gespült um die leicht haftenden und lockeren Zellen von der Oberfläche zu entfernen. Die gebliebene Zellen auf der Oberfläche, die durch die Spülung nicht abgelöst wurden, wurden hier als fest anhaftend definiert. Wegen der Morphologie des Trägermaterials (Kugelform) kommt die Quantifizierung an haftender Zellen direkt durch Mikroskopie nicht in Frage. Ultraschall wurde in der vorliegenden Arbeit dazu verwendet, um die anhaftenden Zellen von ihrer Aufwuchsoberfläche in die sterile Flüssigkeit abzulösen. Die Anzahl der Zellen in der Flüssigkeit wurde weiter durch Spatelplattenverfahren bestimmt.

Um eine genaue Besiedlung der Monozellen-Schicht auf der Aufwuchsoberfläche, eine vollständige Ablösung der Zellen von der Oberfläche und eine geringstmögliche Beschädigung der Zellen erreichen zu können, muss im Versuch ein optimaler Wirkungsbereich für die Parameter der Besiedlungsdauer, der Beschalldauer, Abstand der Aufwuchsoberfläche vom Schallkopf und Schallenergie festgelegt werden. Shaule (1992) berichtete, dass sich nach 3 - 4 h der Besiedlung von *P. diminuta* auf Polyethersulfon- und Polyamidmembran in einem Adhäsionstest ein Plateau abzeichnete und keine nennenswerte Zunahme der Besiedlungsdichte durch längere Kontaktzeiten mehr stattfand. 3 min. Beschalldauer führten zu keiner

erfassbaren Verringerung der Zellen durch Lyse. Die Untersuchungen nach Zip et al. (1990) und Shaule (1992) zeigten, dass für die Ablösung eines Biofilms aus *P. diminuta* von einer Polyethersulfonmembran über 95 % der Zellen bei einer Beschallungszeit von 1 min (Abstand = 3 cm, Intensität = 4 W, Frequenz = 38 kHz) abgelöst werden konnten und der optimale Abstand für die höchste Ablösung mit 2 - 3 cm (Beschallungszeit = 5 min, Intensität = 4 W und Frequenz = 38 kHz) erzielt wurde. Claret und Fontville (1997) und Mermillod-Blondin et al. (2001) berichteten, dass ein Protokoll zur Quantifizierung der Zellen durch die Ablösung eines Biofilms aus einem Sandsediment mit einem ähnlichen Ultraschall-Schwinger mit einer Leistung von 40 W und 3 min Beschallungsdauer geführt wurde.

In diesem Versuch wurden 4 h Besiedlungsdauer, 1 min Beschallungszeit, 3 cm Abstand der Aufwuchsträger vom Schallkopf und 20 W elektrische Leistung des Schallkopfs verwendet.

4.6.1.2 Ultraschallsystem

Das in Abb. 4-11 dargestellte Ultraschallsystem (Digital Sonifier[®], Fa. Branson Ultrasonics Corporation) besteht aus einem Ultraschall-Schwinger (Ø 1 cm) und der zugehörigen Steuer- und Überwachungsausrüstung. Schwinger und Aufwuchsträger

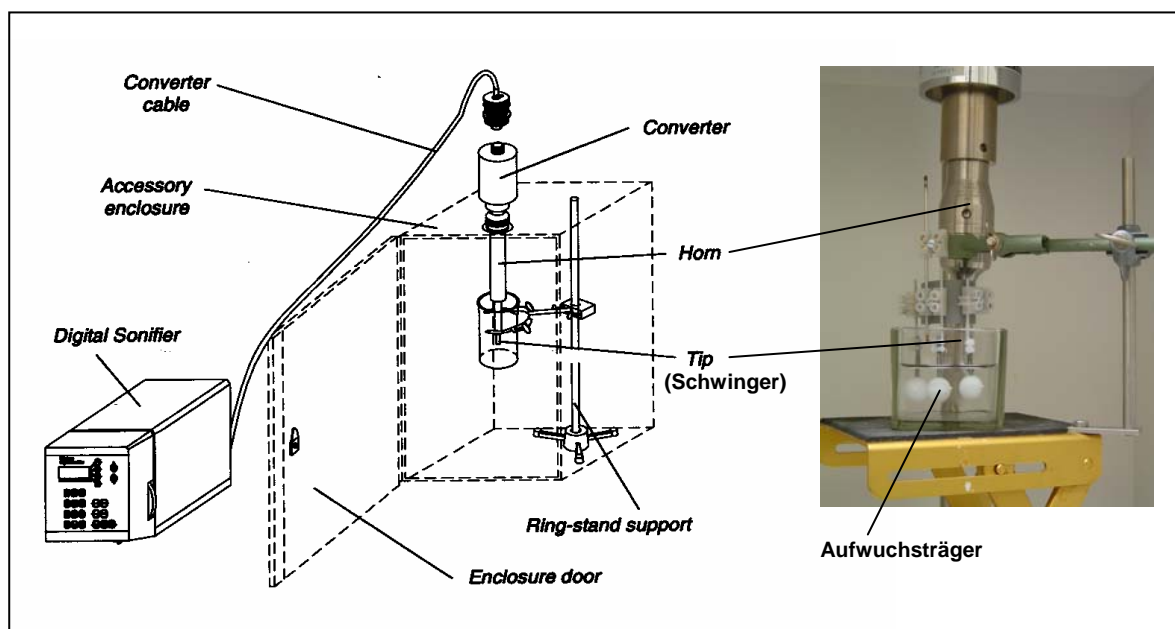


Abb. 4-11 Aufbau des Ultraschallsystems.

Der Aufwuchsträgersatz wurde im Ultraschallsystem montiert. Er wurde mit 1 min Beschallungsdauer und 20 W elektrische Leistung des Schallkopfs beschallt.

befinden sich in einem 280 mL fassenden Glasgefäß mit 150 mL steriler Saline (0,9 %). Der Schwinger taucht mit Hilfe einer Feststellvorrichtung mit seiner Unterkante 1 - 2 mm in die Lösung ein. Die Aufwuchsträger wurden zur Beschallung mit dünnen Stäbchen befestigt und in 3 cm Abstand von Schwinger montiert.

4.6.1.3 Versuchsdurchführung

Vor der Versuchsdurchführung wurden die hergestellten Kugeln wasserdicht mit heißem Klebstoff (PE) in dem Herstellungsprozess abgedichtet.

- Fünf Aufwuchsträgersätze wurden aufgebaut. Ein Satz bestand aus drei Kugeln (Aufwuchsträger), aus dem gleichen Material. Die Kugel wurde mit dünnen Stäbchen (\varnothing 1,5 mm) befestigt (Abb. 4-12).

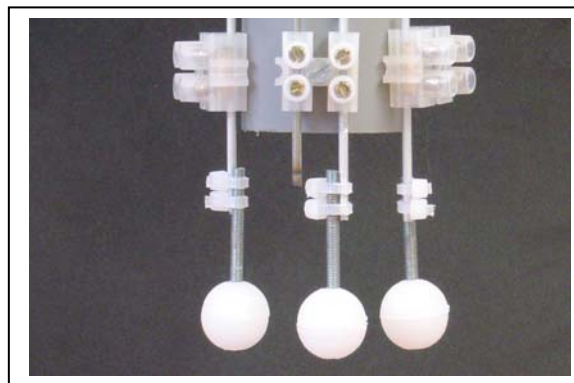


Abb. 4-12 Aufbau des Trägers zur Ermittlung der Aufwuchsverhaftens

- Die Aufwuchsträgersätze wurden 1 mal mit Spülmittel, 2 mal mit Leitungswasser und 1 mal mit Bidestwasser gespült. Jeder Satz wurde noch mal im Ultraschallbecher (280 mL fassendes Glasgefäß mit 150 mL sterilem Bidestwasser) mit 1 min Beschallungsdauer und 20 W elektrische Leistung des Schallkopfs gereinigt (siehe die Montierung in Kap. 4.6.1.2).
- Zur Adhäsion der Zellen wurden die gereinigte Aufwuchsträgersätze ruhig 4 h in die Zellsuspension, die aus dem Sumpf der halbtechnischen Biorieselbettreaktor (siehe Kap.4.4.3) genommen wurde, gehängt.
- Nach 4 h wurden die Aufwuchsträger aus dem Adhäsionsansatz in einem 500 mL Glasbecher mit 200 mL sterilem Bidestwasser leicht abgespült (10 mal vorsichtiges Eintauchen im Wasser).
- Zur Quantifizierung der haftenden Zellen wurden die Zellen auf dem Aufwuchsträger mit Ultraschall abgelöst. Der Aufwuchsträgersatz wurde im Ultraschallsystem, wie in Kap.4.6.1.2 beschrieben, montiert. Er wurde mit 1 min Beschallungsdauer und 20 W elektrische Leistung des Schallkopfs beschallt. Die Anzahl der Zellen in der Lösung wurde weiter durch Spatelplattenverfahren mit dem Nutrient Broth-Festmedium bestimmt.

4.6.2 Immobilisierungstest in der Reaktoren im Labormißstab

4.6.2.1 Beschreibung des Testsystems

Die Laboranlage des Testsystems ist in Abb. 4-13 dargestellt. Sie umfasste 5 parallel betriebene Testgefäße (Aufwuchsträgersäulen) mit verschiedenen Materialien der Füllkörper. Jedes Testgefäß hatte 5 cm Innendurchmesser und es enthielt 55 Stücke der Füllkörper (255 mL Schüttvolumen). Der toluolhaltige Luftstrom und die mikroorganismen- und nährsalzhaltige Flüssigkeit wurden aus der halbtechnische Anlage verteilt. Diese Anlage wurde mit der halbtechnische Anlage verbunden und parallel geschaltet. Deshalb waren die wichtigsten Betriebsparameter wie z.B. Toluolkonzentration, Nährstoff, pH-Wert und Leifähigkeit genau wie in der halbtechnische Anlage. Der Luftstrom trat am Kopf der Reaktoren ein und er wurde im Gleichstrom geführt. In jedem Reaktor wurde die Flüssigkeit kontinuierlich geführt und durchströmt anschließend die Füllkörperschüttung von oben nach unten. Die Verteilung der Flüssigkeit über die Schüttung wurde durch eine Mini-Düse realisiert. Durch Ventile und Durchflussanzeigen konnten der Luft- und Flüssigkeitsstrom geregelt und kontrolliert werden. In diesem System wurden die Ergebnisse unter praktischen Betriebsbedingungen erzielt, weil Effektfaktoren, z.B. die auftretende Scherkraft durch Versprühen, des Durchflusses der Flüssigkeit und der mechanischen Ablösung eingeschlossen wurden. Nach entsprechender Zeit wurde die Füllkörperschüttung entnommen und die Quantifizierung der Besiedlung der Mikroorganismen wurde durch Trockengewicht bestimmt.

4.6.2.2 Versuchsdurchführung

Vor der Versuchsdurchführung wurden die hergestellte Kugeln wasserdicht mit heißem Klebstoff (PE) in dem Herstellungsprozess abgedichtet.

- Die Kugeln (Füllkörper) wurden 1 mal mit Spülmittel und 2 mal mit Leitungswasser gespült. 55 Kugeln (das entsprechende Schüttvolumen eines Reaktors enthielt 55 Kugeln) jedes Materials wurden bis zur Gewichtskonstanz bei 70°C getrocknet und anschließend gewogen (Im Vorversuch bei 70°C schmolz der Klebstoff nicht).
- Die gewogene Kugeln wurden mit Nährsalzlösung durchnässt und in die Reaktoren gegeben
- Die Anlage wurde mit einer Gasstromkonzentration von ca. 200 mg C m⁻³, einem Gasvolumenstrom von ca. 25 mL min⁻¹ und einem Flüssigkeitsvolumenstrom ca. 1 L min⁻¹ betrieben.
- Nach 13 Tage wurde die Schüttung jedes Reaktors durch 10 maliger Schlagrückspülung mit Leitungswasser rückgespült. Eine einzehe Schlagrückspülung bestand aus den Zufließen des Wassers mit der Durchflussgeschwindigkeit von ca.

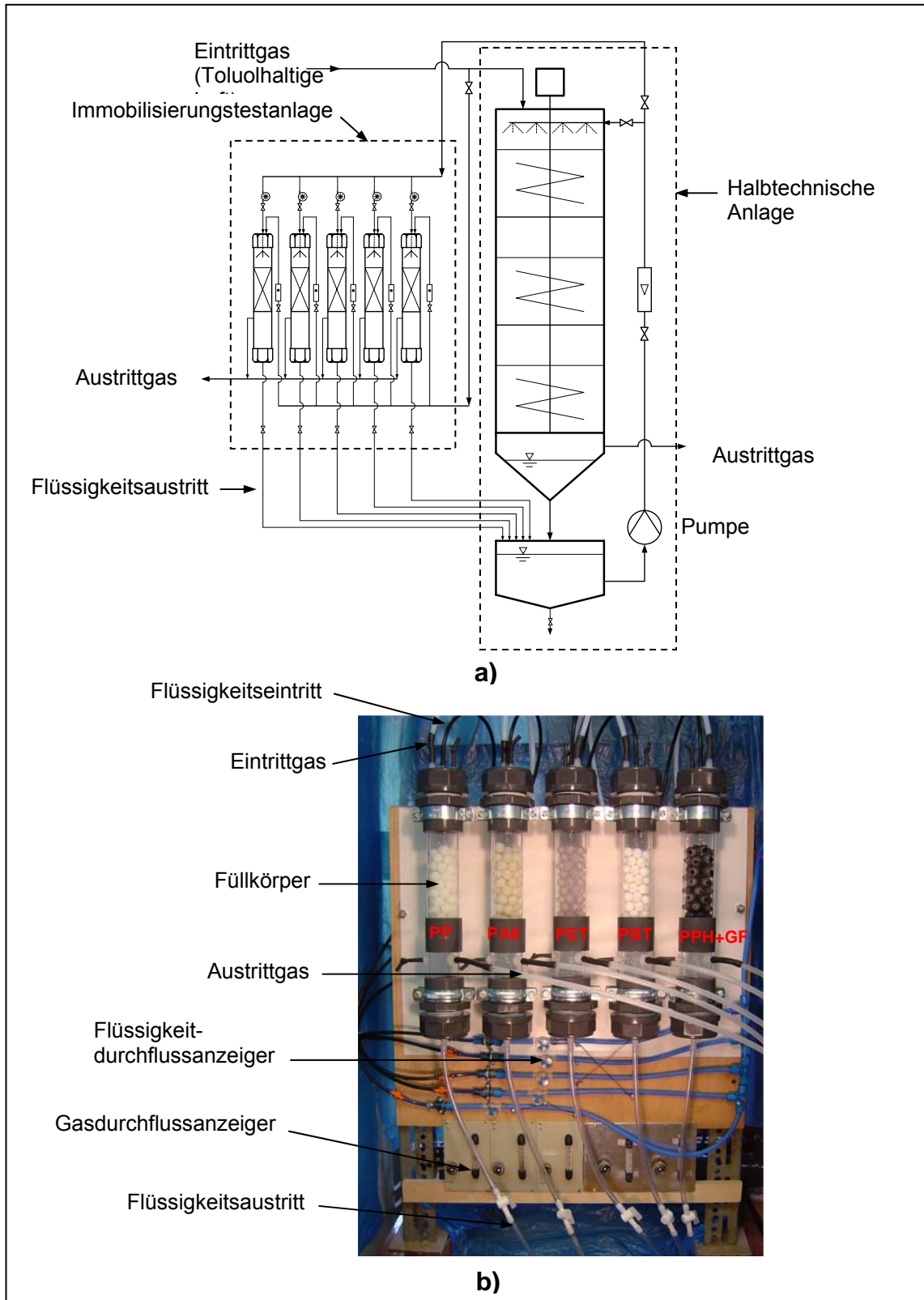


Abb. 4-13 Immobilisierungstest.

a) Schemaskizze des Immobilisierungstests, b) Laboranlage des Immobilisierungstests. Die Testanlage umfasste 5 parallel betriebene Testgefäße (Aufwuchsträgersäulen) mit Füllkörpern verschiedener Materialien. Jedes Testgefäß hatte 5 cm Innendurchmesser und es enthielt 55 Stücke der Füllkörper. Der toluolhaltige Luftstrom und die mikroorganismen- und nährsalzhaltige Flüssigkeit wurden aus der halbtechnische Anlage entnommen.

- 10 L min⁻¹, Dauer 1 - 2 s in den Reaktor und dem Abfließen des Wassers aus dem Reaktor. Nach der Rückspülung wurde die Anlage wie vorher weiter geführt.
- Nach 3 Tage wurde die Schüttung jedes Reaktors entnommen und bis zur Gewichtskonstanz bei 70°C getrocknet und anschließend gewogen.
- Zur Quantifizierung der Mikroorganismenbesiedlung wurde das Trockengewicht bestimmt.

$$M_b = M_n - M_s \quad \dots(4-1)$$

mit

$$\begin{aligned} M_b &= \text{Biotrockensubstanz, g} \\ M_n &= \text{Trockengewicht der Schüttung nach der Immobilisierung, g} \\ M_s &= \text{Trockengewicht der reinen Schüttung vor der} \\ &\quad \text{Immobilisierung, g} \end{aligned}$$

4.7 Untersuchung der Leistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit dem neuen Füllkörper

Zur Untersuchung und Einschätzung der Leistung des MBRs mit dem neuen Füllkörper wurde die Abbauleistung im halbertechnischen Reaktor unter gleichen Betriebsbedingungen wie im Versuche in Kap.4.4.2.3 geprüft. Die Abbauleistungen des neuen Füllkörpers sowie der alten Füllkörper (Füllkörpergemisch von „Floating Balls“ und „Polyhedral Hollow Balls“) wurden miteinander verglichen.

4.8 Untersuchung der Leistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit Änderungen von Mischzustände

Zur Untersuchung des Einflusses des Mischzustands auf die Leistung des MBRs wurde die Abbauleistung und der Druckverlust durch die Veränderung des Mischzustands ermittelt. Die Untersuchung wurde mit dem neuen Füllkörper und unter gleichen Betriebsbedingungen wie beim Versuch in Kap.4.4.2.3 durchgeführt.

4.9 Messverfahren

4.9.1 Gasmessung

4.9.1.1 Bestimmung von Kohlenstoffkonzentrationen

Die Messung der organischen Kohlenstoffkonzentration des Eintritts- und Austrittgases erfolgte online mit einem Flammen-Ionisations-Detektor (FID) (Advance Optima Multi-FID 14, Fa. Hartmann & Braun, Frankfurt).

4.9.1.2 Bestimmung von Kohlendioxidkonzentration

Der CO₂-Gehalt der Gasströme wurde online mittels Infrarot-Analysator erfasst (Uras 14, Fa. Hartmann & Braun, Frankfurt).

4.9.1.3 Bestimmung der Durchflussgeschwindigkeit

Zur Bestimmung der Durchflussgeschwindigkeit der Gasströme der halbtechnischen Anlage wurde Schwebekörper-Durchflussmesser (Georg Fischer GmbH) verwendet.

4.9.1.4 Bestimmung des Drucks

Der Differenzdruck zwischen Schüttungen der Reaktoren wurde bei einem Druck \geq 0,5 mbar mit einem Digital-Feinmanometer angezeigt (GDH 07 A, Greisinger Electronic GmbH). Kleinere Differenzdrücke werden mit einem Schrägrohr-Manometer gemessen (HP5, Fa. Electro-Mation, Hamburg).

4.9.2 Flüssigkeitsmessung

4.9.2.1 pH-Wert-Bestimmung

Zur Bestimmung des pH-Wertes bei Laborarbeiten wurde ein pH-Messgerät (pH Meter 391, WTW, Weinheim) verwendet.

Die Bestimmung des pH-Wertes in der Kreislaufflüssigkeit der Technikumbiorieselbettreaktoren erfolgte kontinuierlich mit pH-Mess- und Regelsystem (Aqauristik-computer Iks Aquastar, IKS Computersysteme GmbH). Die Messeinrichtungen wurden vierwöchentlich mit zwei Pufferlösungen pH 4 und pH 10 kalibriert.

4.9.2.2 Bestimmung der Leitfähigkeit

Die Bestimmung der Leitfähigkeit in der Kreislaufflüssigkeit der Technikumbiorieselbettreaktoren erfolgte täglich mit einem Leitfähigkeitsmessgerät (LF91, WTW, Weinheim).

4.9.2.3 Bestimmung der Durchflussgeschwindigkeit

Zur Bestimmung der Durchflussgeschwindigkeit der Flüssigkeit der halbtechnischen Anlage wurde Schwebekörper-Durchflussmesser (Georg Fischer GmbH) verwendet.

4.9.3 Biomassebestimmung in der halbtechnischen Reaktoren

Die Trockenbiomasse auf der Schüttung in den halbtechnischen Reaktoren wurde gravimetrisch bestimmt, indem man eine definierte Anzahl von Füllkörpern aus den Reaktoren untersucht. Die Probe wurde bis zur Gewichtskonstanz bei 105°C getrocknet und anschließend gewogen.

4.9.4 Untersuchung der Füllkörper

4.9.4.1 Ermittlung der Rauheit von Aufwuchsoberflächen

a) Zweidimensionale Oberflächenrauheit

Die Rauheit der Aufwuchsoberflächen der Füllkörper wurde mit einem elektrischen Tastschnittgerät (Hommel Tester T8000, Hommelwerke GmbH) beim Institut für Maschinenelemente, Universität Stuttgart, ermittelt. Das Messgerät tastet die Oberflächenrauheit technischer Oberflächen mit einer Tastspitze (Abb. 4-14) ab und wandelt die Gestaltabweichungen, über die die Tastspitze geführt wird, in elektrische Größen um. Das elektrische Signal wird verstärkt, gegebenenfalls gefiltert, mittels Rechenprogrammen verarbeitet, angezeigt und gegebenenfalls aufgezeichnet.

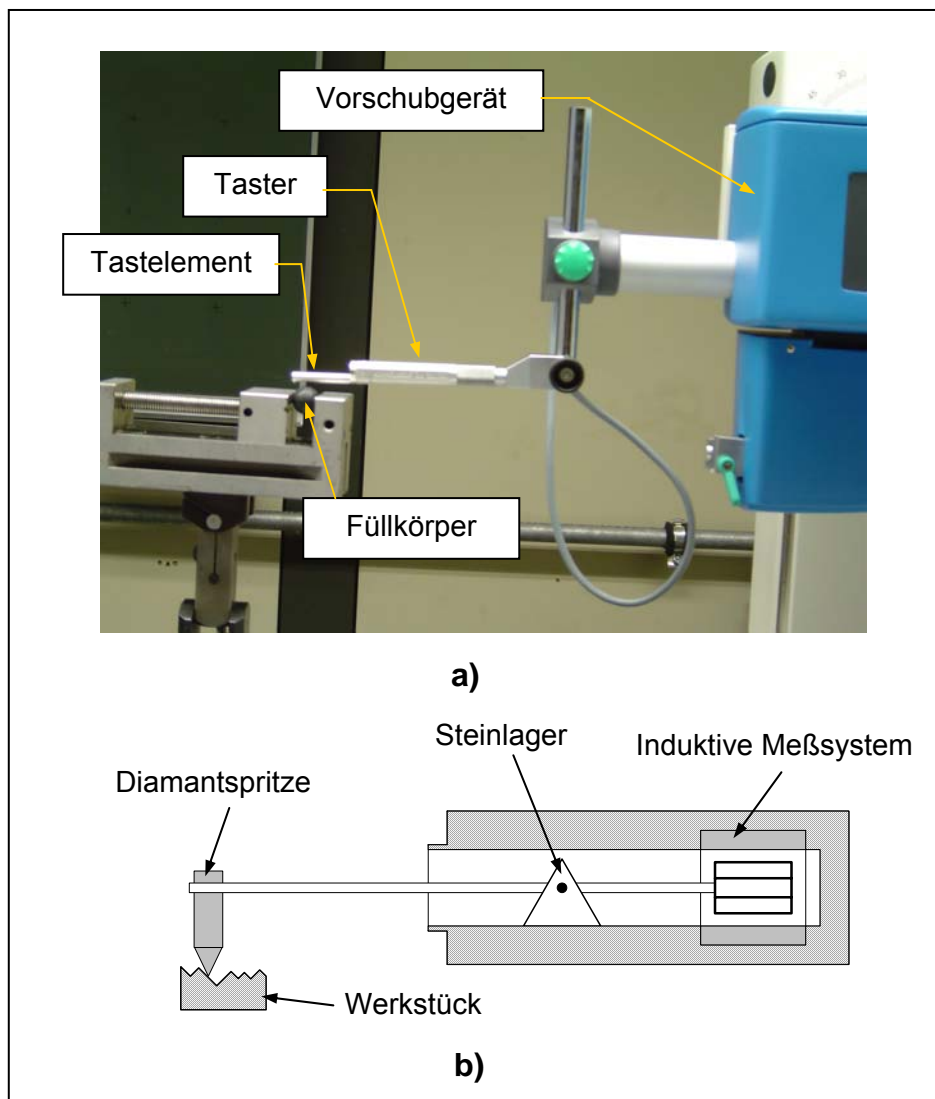


Abb. 4-14 Meßgerät zur Messung der Oberflächenrauigkeit.

a) Tastschnittgerät, b) Skizze des Rauheitstasters. Das Messgerät tastet die Oberflächenrauheit technischer Oberflächen mit einer Tastspitze ab und wandelt die Gestaltabweichungen, über die die Tastspitze geführt wird, in elektrische Größen um.

Mit dem Tastschnittverfahren wird das Profil einer Oberfläche im Senkrechtschnitt zweidimensional erfasst. Durch eine Profilfilterung nach DIN EN ISO 11562 werden aus dem ungefilterten Primärprofil (P-Profil) das Rauheitsprofil (R-Profil) und das Welligkeitsprofil (W-Profil) ermittelt. An den drei Profilen sind Kenngrößen definiert, die durch die jeweiligen Großbuchstaben P, R oder W gekennzeichnet werden. Nach DIN EN ISO 4287 gelten alle Kenngrößen-Definitionen sowohl für das Rauheitsprofil als auch für das Primär- und das Welligkeitsprofil. Beispielsweise sind die Gesamthöhe (P_t), W_t bzw. R_t des Primär-, Welligkeits-, bzw. Rauheitsprofils als Summe aus der Höhe (Z_p) der größten Profilspitze und der Tiefe (Z_v) des größten Profiltals des jeweiligen Profils innerhalb der Auswertelänge (l_n) definiert (siehe Abb. 4-15).

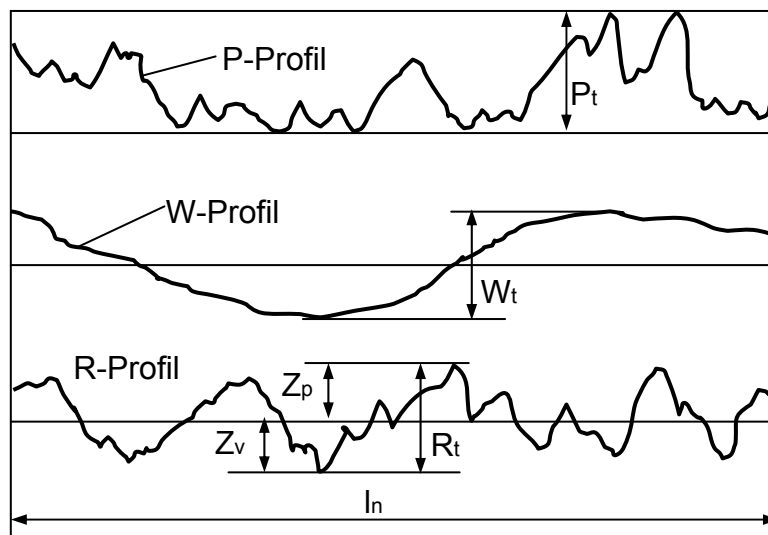


Abb. 4-15 Rauheitsprofile: P-Profil, W-Profil und R-Profil

Die folgende Begriffsbestimmungen der Oberflächenrauheit sind sinnvoll zum Verstehen der Ergebnisse des Meßgerätes (nach DIN EN ISO 4287, DIN 4762 und DIN 4768).

Arithmetischer Mittenrauhwert (R_a): Arithmetischer Mittelwert der absoluten Beträge der Ordinatenwert $Z(x)$ innerhalb einer Einzelmeßstrecke (l_r) (Abb. 4-16a)

$$R_a = \frac{1}{l_r} \int_0^{l_r} |Z(x)| dx$$

Quadratischer Mittenrauhwert (R_q): Quadratischer Mittelwert der Ordinatenwert $Z(x)$ innerhalb einer Einzelmeßstrecke (l_r)

$$R_q = \sqrt{\frac{1}{l_r} \int_0^{l_r} Z^2(x) dx}$$

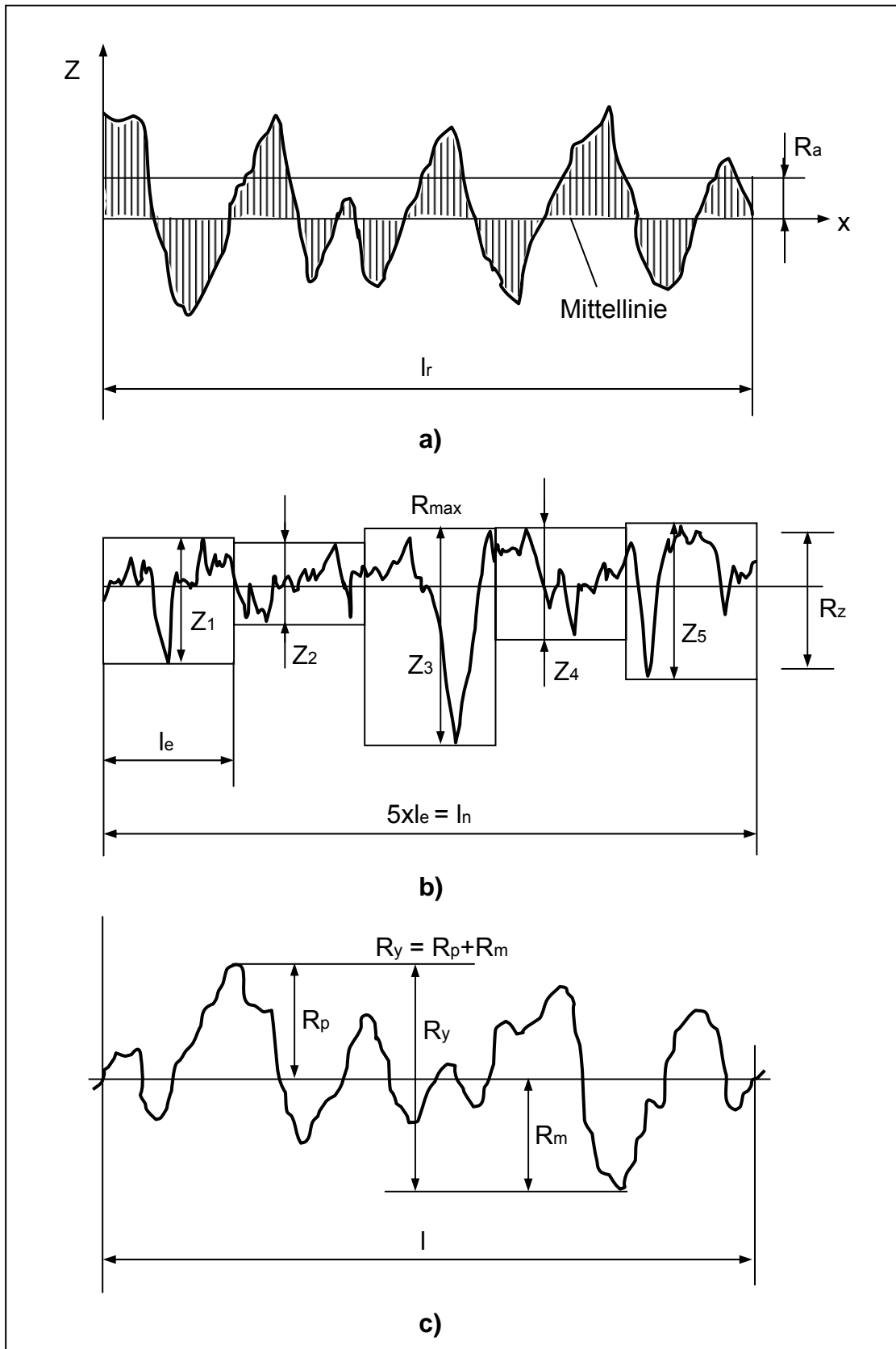


Abb.4-16 Rauheitsparameter.

a) Arithmetischer Mittenrauhwert R_a , b) Gemittelte Rauhtiefe (R_z), maximale Rauhtiefe (R_{max}) und Einzelrauhtiefe (Z_i), c) Höhe der Profilunregelmäßigkeiten

Gemittelte Rauhtiefe (R_z) : Arithmetisches Mittel aus den Einzelrauhtiefen fünf aneinandergrenzender Einzelmeßstrecken (Abb. 4-16b)

Maximale Rauhtiefe (R_{max}) : Größte der auf der Gesamtmeßstrecke (l_n) vorkommenden Einzelrauhtiefen Z_i , z.B. Z_3 (Abb. 4-16b)

Maximale Höhe der Profilkuppen, Glättungstiefe (R_p) : Abstand des höchsten Punktes des Profils von der Regressionslinie innerhalb der Bezugstrecke (Abb.4-16c)

Maximalen Taltiefen (R_m) : Abstand des tiefsten Punktes des Profils von der Regressionslinie innerhalb der Bezugstrecke (Abb. 4-16c)

Maximal Profilhöhe (R_y) : Abstand zwischen der Linie der Profilkuppen (R_p) und der Linie der Profiltäler (R_m) innerhalb der Bezugstrecke (Abb. 4-16c)

b) Dreidimensionale Oberflächenrauheit

Dreidimensionale Bilder der Aufwuchsoberflächen wurden mit Rasterelektronenmikroskopie (REM) am Institut für Geologie und Paläontologie, Universität Stuttgart, ermittelt.

4.9.4.2 Bestimmung der Hydrophobizität von Oberflächen

Die Benetzbarkeit von Feststoffoberflächen (Trägermaterial) durch Flüssigkeiten wird durch die Wechselwirkung der verschiedenen Arten von Grenzflächenspannungen bedingt. Diese Situation veranschaulicht Abb. 4-17. Befindet sich ein Tropfen einer Flüssigkeit auf einer ebenen festen Oberfläche, so sind experimentell zwei Grenzfälle beobachtbar. Bei der Berücksichtigung an der 3-Phasen-Grenzfläche Festkörper (s), Flüssigkeit (L) und Gas (g) wird ein Verhältnis zwischen den drei Grenzflächenspannungen (σ_{sg} , σ_{lg} , σ_{sl}) entsprechen den Vektorgesetzen beschreibbar:

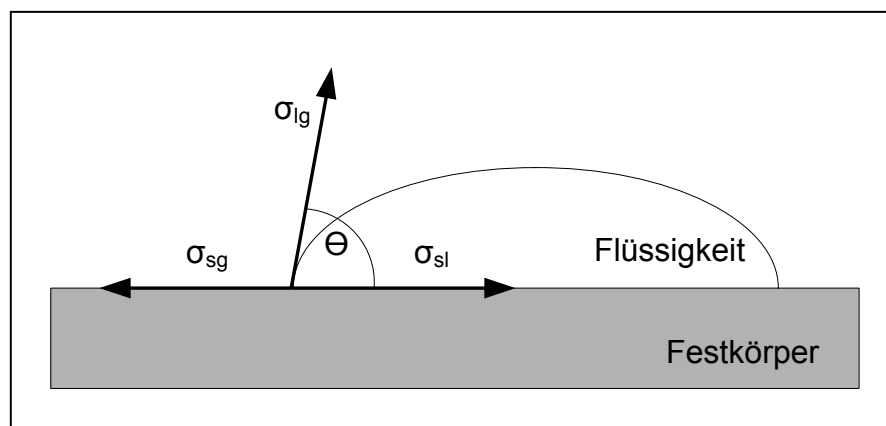


Abb. 4-17 Dreiphasenkontakt eines auf der Festkörperoberfläche aufliegenden Flüssigkeitstropfens.

Θ , Kontaktwinkel; σ_{sg} , die Oberflächenspannung der Festkörperoberfläche an der Oberfläche Festkörper/Gas; σ_{lg} , die Oberflächenspannung der Flüssigkeit an der Oberfläche Festkörper/Gas; σ_{sl} , die Oberflächenspannung der Grenzfläche Festkörper/Flüssigkeit.

$$\sigma_{sg} - \sigma_{sl} = \sigma_{lg} \cdot \cos\Theta \quad \dots(4.2)$$

mit

σ_{sg} = die Oberflächenspannung der Festkörperoberfläche an der Oberfläche Festkörper/Gas

σ_{lg} = die Oberflächenspannung der Flüssigkeit an der Oberfläche Festkörper/Gas

σ_{sl} = die Oberflächenspannung der Grenzfläche Festkörper/Flüssigkeit

Θ = Kontaktwinkel

Damit wird der Kontaktwinkel (Θ) als ein Maß für die Benetzbarkeit der Festkörperoberfläche durch Flüssigkeiten herangezogen. Gl. 4.2 ist in der Literatur als Young-Gleichung eingegangen (Döfler, 2002). Die Benetzungsspannung ($\sigma_{sg} - \sigma_{sl}$) kann sowohl positiv als auch negativ infolge der Variation der Werte des Kontaktwinkels (Θ) sein. Das bedeutet, dass die Festkörperoberfläche von der Flüssigkeit entweder benetzt, teilweise benetzt oder nicht benetzt wird (siehe Abb. 4-18).

Zusammenfassend können wir davon ausgehen, dass ein Festkörper durch die Flüssigkeit umso besser benetzt wird, je kleiner der Kontaktwinkel ist.

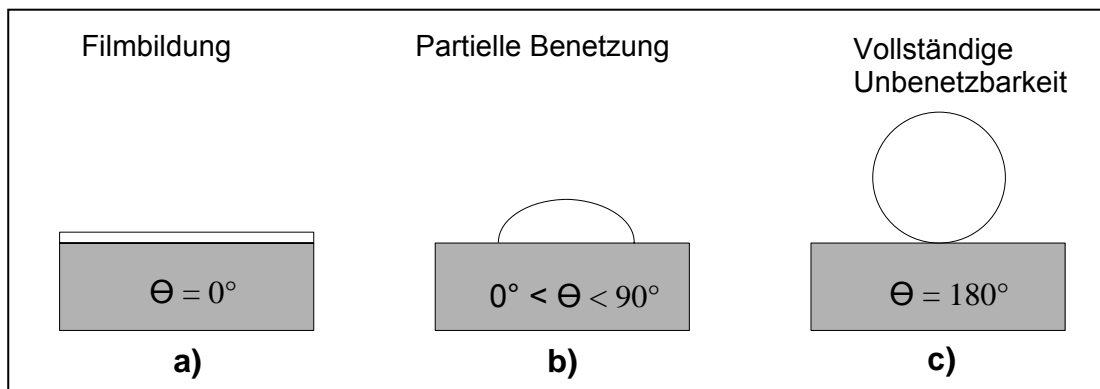


Abb. 4-18 Mögliche Situationen der Benetzbarkeit.

a) $\Theta = 0^\circ$, bei diesem Fall ist der Festkörper vollständig benetzbar. b) $0^\circ < \Theta < 90^\circ$, bei diesem Fall ist der Festkörper partielle benetzbar. c) $\Theta = 180^\circ$, bei diesem Fall ist der Festkörper vollständig unbenetzbar.

Die Hydrophobizität der Oberflächen des Trägermaterials dieser Arbeit wurde mit einem Kontaktwinkelmeßgerät (Contact Angle System OCA20, Fa. Dataphysic) des Instituts für Organische Chemie, Universität Stuttgart, bestimmt. Ermittelt wurde der Kontaktwinkel, indem ein Tropfen ($\varnothing = 2 - 3 \text{ mm}$) von destilliertem Wasser mittels einer fest installierten Spritze auf der trockene Träger aufgegeben wurde. Der auf der Oberfläche liegende Tropfen wurde mit einer Kamera fotografiert und die Aufnahme

wurde in einem angeschlossenen Computer gespeichert. Der Kontaktwinkel wurde mittels Software berechnet und angezeigt.

4.9.4.3 Bestimmung der Oberfläche des Füllkörpers

Die Oberfläche des Füllkörpers wurde durch geometrische Messungen mit einer Schieblehre bestimmt. Bei komplizierten Formen, z.B. „Polyhedral Hollow Balls“, wurde der Füllkörper aufgeschnitten und vermessen, woraus die gesamte Oberfläche berechnet wurde.

4.9.4.4 Bestimmung des Lückengrads der Schüttung des Füllkörpers

Der Lückengrad ist die Summe aller Hohlräume der Schüttung, auf das Gesamtvolumen der Schüttung bezogen. Er wurde durch Wasserverdrängung bestimmt.

4.9.4.5 Bestimmung des Schüttgewichts des Füllkörpers

Das Schüttgewicht des Füllkörpers wurde durch Einrütteln in einem entsprechenden Meßgefäß bestimmt.

4.9.5 Messung des Energieverbrauchs zum Mischen des Reaktorbetts

Der Energieverbrauch des Motors zum Mischen des Reaktorbetts wird mit einem Energieüberwachungsgerät angezeigt (PowerMonitor Pro, Fa. Conrad Electronic International).

4.10 Analysekenngößen

4.10.1 Wirkungsgrad

Der Wirkungsgrad (η) der Abgasreinigung ist die Differenz der Konzentration der Abgasinhalstoffe vor und nach dem Reaktor, bezogen auf die Konzentration des Stoffs im Rohgas.

$$\eta (\%) = (C_{\text{ein}} - C_{\text{aus}}) \cdot 100 / C_{\text{ein}} \quad \dots(4.3)$$

mit

$$C_{\text{ein}} = \text{Konzentration des Eintrittsgases, mg C m}^{-3}$$

$$C_{\text{aus}} = \text{Konzentration des Austrittsgases, mg C m}^{-3}$$

4.10.2 Spezifische Volumenbelastung

Die spezifische Volumenbelastung (L_d) wird aus der Masse des Abgasinhalstoffs errechnet, das Füllkörperschüttungsvolumen pro Zeiteinheit, das in den Reaktor einströmt, ist in $\text{g m}^{-3} \text{h}^{-1}$ angegeben.

$$L_d = c_{\text{ein}} \cdot Q / V_b \quad \dots(4.4)$$

mit

$$Q = \text{Gasvolumenstrom, m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$V_b = \text{Füllkörperschüttungsvolumen, m}^3$$

4.10.3 Eliminationskapazität

Die Eliminationskapazität (E_k) wird aus der folgenden Gleichung errechnet.

$$E_k = (c_{\text{ein}} - c_{\text{aus}}) \cdot Q / V_b \quad \dots(4.5)$$

oder

$$E_k = \eta \cdot c_{\text{ein}} \cdot Q / (100 \cdot V_b) \quad \dots(4.6)$$

mit

$$Q = \text{Gasvolumenstrom, m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$V_b = \text{Füllkörperschüttungsvolumen, m}^3$$

$$c_{\text{ein}} = \text{Konzentration des Eintrittsgases, mg C m}^{-3}$$

$$c_{\text{aus}} = \text{Konzentration des Austrittsgases, mg C m}^{-3}$$

$$\eta = \text{der Wirkungsgrad, \%}$$

5. Experimente und Ergebnisse

5.1 Konstruktion und Test des Mischwerkzeuges

Die Entwicklung von Rieselbettreaktoren mit einer Möglichkeit zum mechanischen Biomassaustrag war das Ziel der vorliegenden Arbeit. Die Entwicklung des neuen Reaktors basierte auf dem Konzept der Bewegen des Bettes (Biofilmträger-schüttung) und Abscheren des Biofilms vom Bett durch eine mechanische Vorrichtung, wofür das Verfahren des Feststoffmischens eine wichtige Rolle spielt. Obwohl das Mischen von Feststoffen zu den wichtigen und den ältesten Grundoperationen der Verfahrenstechnik zählt, ist eine verallgemeinerte quantitative Beschreibung des Mischvorgangs bis heute nicht möglich. Die Ursachen sind die vielen Einflussgrößen, die eine analytische Beschreibung des Mischprozesses erschweren zusehen, wie zum Beispiel (Hoffman,1995):

- a) Maschineneinflussgrößen
 - Mischsystem und Mischprinzip
 - Geometrie des Mischers und der Werkzeuge
- b) Betriebsparameter
 - Drehzahl
 - Füllgrad
- c) Stoffparameter
 - Partikelgröße, -dichte, -form und -verteilung
 - Feuchtegehalt
 - Benetzungseigenschaften durch das Fluid
 - Viskosität des Fluids
 - Fließeigenschaften.

Aus diesem Grund kann die Beantwortungen folgender Fragen für Feststoffmisch-Prozesse: „Wie gut ist die Mischung ?“, „Wie schnell wird dieser Mischungszustand erreicht ?“ und „Wie hoch ist der erforderliche Leistungseintrag ?“ bis heute nur experimentell erfolgen (Weinekötter und Gericke, 1995).

Die aus den theoretischen Betrachtungen (Kap.3.4) ermittelten Möglichkeiten wurden zunächst im Labormaßstab und anschließend im halbtechnischen Maßstab durchgeführt.

5.1.1 Konstruktion und Versuch im Labormaßstab

Die Eigenschaft des Biofilms auf dem Trägermaterial oder in der Schüttung ist ein wichtiges Kriterium, um ein Mischwerkzeug auszulegen. Nach dem Wachsen der Mikroorganismen auf dem Material kann sich die Schüttung nicht mehr frei bewegen, da sie wegen der Verbindung und Verstopfung der Poren zwischen Träger, Biofilm und Gel durch die Mikroorganismen blockiert ist (Flemming und Griebe, 1997). Unter diesen Bedingungen kann die Wahl des Mixers von den Arbeitsbedingungen des Mixers in Tabelle 3-3 (Kap.3.4) abhängen und das Mischerauswahl-Entscheidungsdiagramm in Abb. 3-22 (Kap.3-4) angewandt werden. Die für diese Anforderungen geeigneten Mischertypen sind Bandschneckenmischer und Kegelmischer. Im Vergleich mit dem Kegelmischer weist der Bandschneckenmischer weniger bewegte Teile, weniger Widerstand der Rührvorrichtung und eine einfachere Auslegung und Herstellung auf, so dass dieser Mischer für die Auslegung des neuen Apparats in diesem Versuch verwendet wird.

Ein kleines Mischwerkzeug wurde hergestellt und untersucht (siehe Abb. 4-1). Das Werkzeug besteht aus Rundstahlstäben in Form einer Spirale. Rundstahlstäbe wurden verwendet, um Widerstand und Reibung zwischen dem Werkzeug und dem Trägermaterial zu reduzieren. Die Spiralförmigkeit hatte eine Höhe von 10 cm und einen Durchmesser von 8 cm.

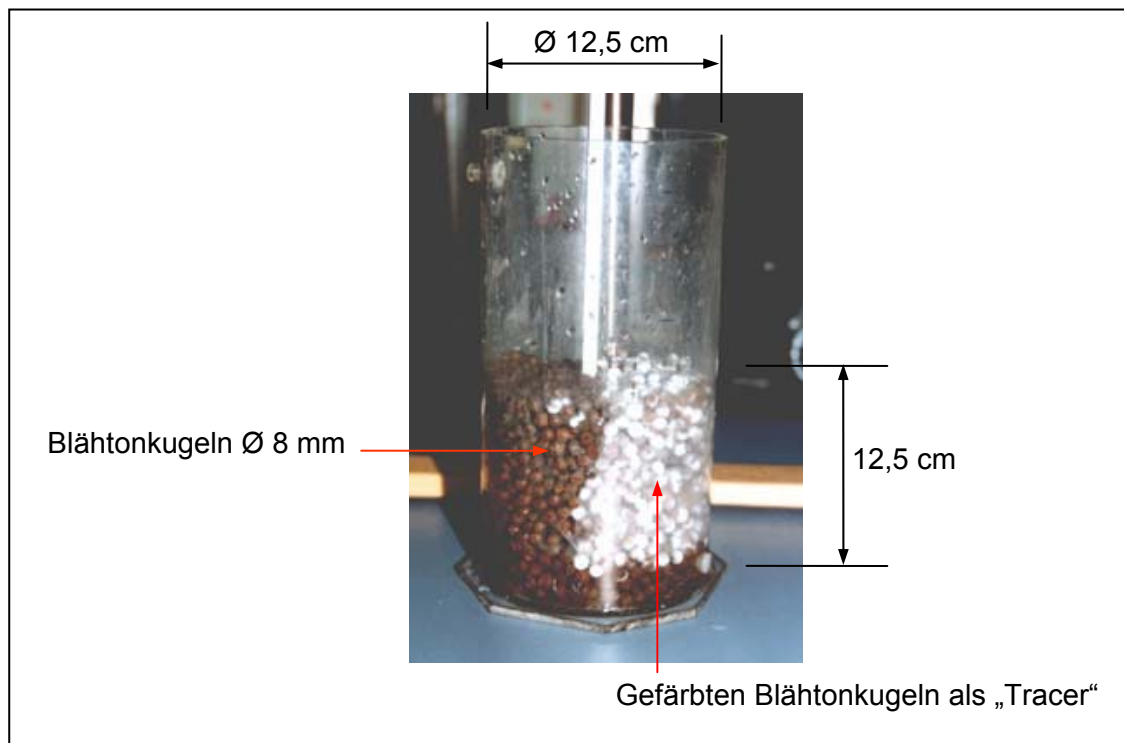


Abb. 5-1 Versuch zum Durchmischungsverhalten im Labormaßstab

Die Durchführbarkeit des Mischens wurde zuerst im Labormaßstab untersucht. Blähtonkugeln (\varnothing 8 mm) wurden als Füllkörper in einem klaren Zylindergehäuse (\varnothing 12,5 cm) (Abb. 5-1) verwendet. Die Höhe der Schüttung betrug etwa 12,5 cm und das Schüttgewicht war ca. 340 kg m^{-3} .

Die Qualitätssicherung der Mischaufgaben in diesem Versuch wurde durch die Homogenitätserfassung des Mischgutes beurteilt (Harnby, Erwards und Nienow, 1992; Weinekötter und Gericke, 1995; Johanson, 2000; Kraume, 2003). Einige Blähtonkugeln wurden als „Tracer“ gefärbt, um die Partikelverteilung der Mischung zu verdeutlichen (Abb. 5-1). Die Untersuchung wurde mit einer nassen Schüttung durchgeführt. Die Drehzahl des Mischens wurde auf 18 U min^{-1} (min U min^{-1} des Motorsystems) durch den Drehzahlregler geregelt (siehe Abb. 4-1, Kap.4.4.1). Das Ergebnis der Partikelverteilung wird in Abb. 5-2 gezeigt.

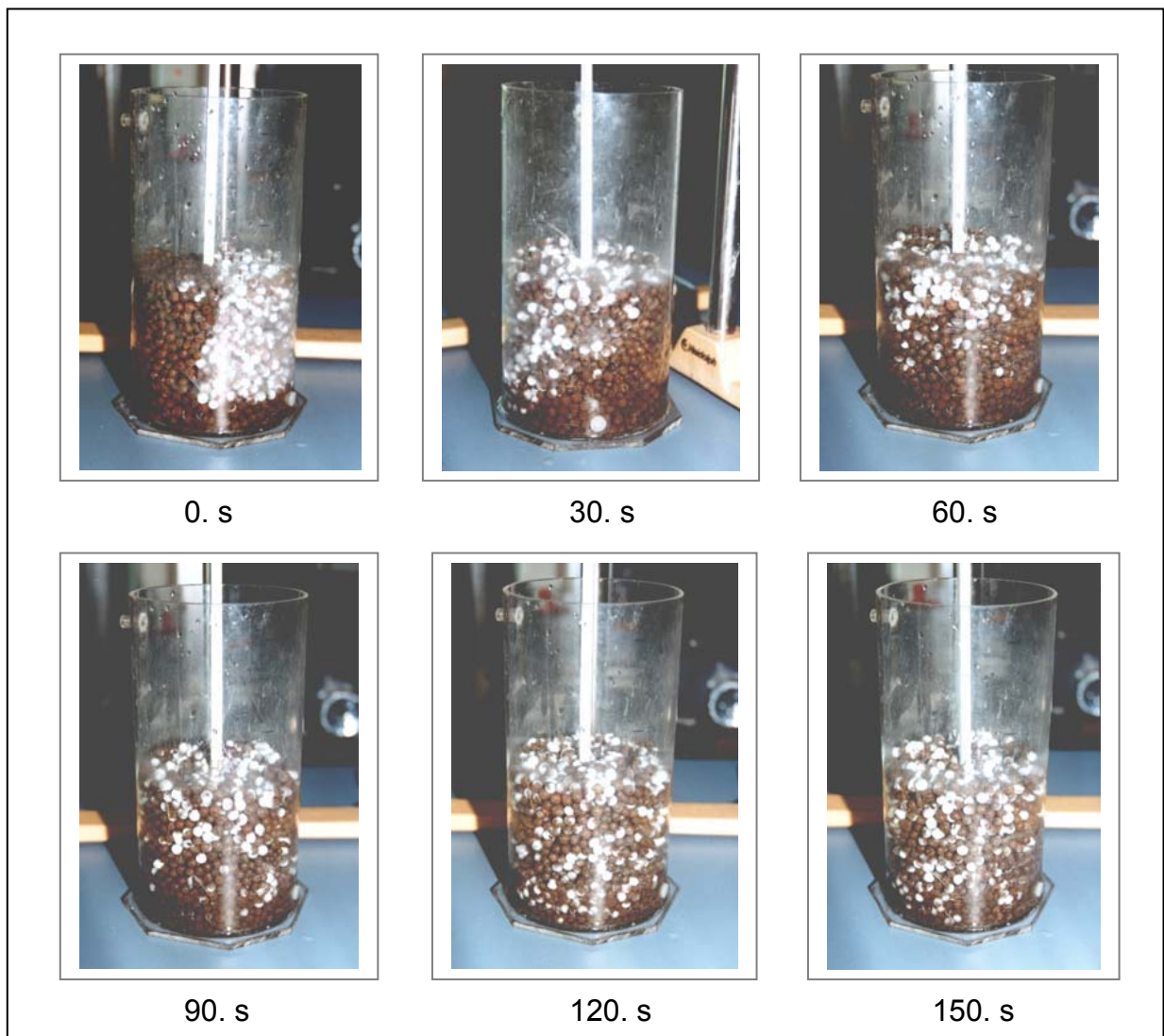


Abb. 5-2 Verteilungsverhalten des Blähtons (\varnothing 8 mm) während der Durchmischung (18 U min^{-1}).

Ab der 120. s der Laufzeit ist die Verteilung der Partikel fast vollständig gleichmäßig.

Abb. 5-2 zeigt, dass die weißen und schwarzen Partikel ab der 120. Sekunde der Laufzeit fast vollständig zusammengemischt sind, d.h. die Bewegung und Verteilung der Partikel der Schüttung können mit diesem Mischwerkzeug erreicht werden. Es wurde auch festgestellt, dass ein Abrieb der Blähtonkugeln während des Mischens auftrat. Es entstand dabei Staub, zerbrochene Blähtonkugeln hingegen wurden nur wenige gefunden. Aus diesem Grund könnte sich die Beständigkeit der Blähtonkugeln problematisch bei langem Betrieb erweisen.

5.1.2 Konstruktion und Versuch in der halbtechnischen Anlage

Nach dem Versuch des Mischens in der Laboranlage wurde das Mischwerkzeug für den halbtechnischen Versuch zur Machbarkeitsuntersuchung vergrößert (scale-up).

5.1.2.1 Konstruktion des Mischwerkzeuges

Die Auslegung und Konstruktion des Mischwerkzeuges wurde unter Beachtung der Füllkörper betrachtet. Ein Prototyp des Mischwerkzeuges wurde aufgebaut und untersucht. Nach mehrmaligem Mischtest wurde er modifiziert und verbessert. Der Aufbau des Mischwerkzeuges ist in der Abb. 5-3 dargestellt.

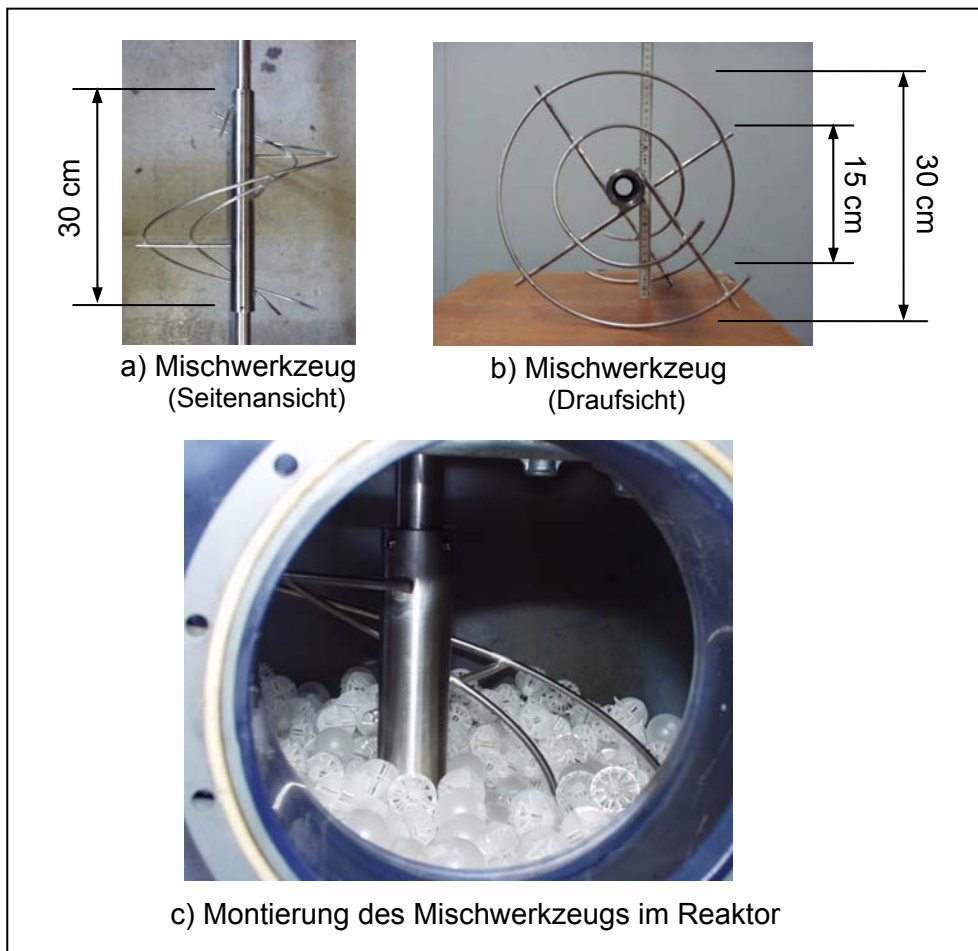


Abb. 5-3 Aufbau des Mischwerkzeuges und Montierung des Mischwerkzeugs im Reaktor

5.1.2.2 Auswahl der Füllkörper

In dieser Arbeit wurde der Füllkörper so ausgewählt, dass es nicht nur im Biorieselbettreaktor eingesetzt werden kann, sondern es wurde auch seine Verwendbarkeit im Mischverfahren beachtet. Aus diesem Grund gelten Allgemein für einen einsetzbaren Füllkörper in diesem Entwicklungssystem folgende Anforderungen (Windspreger und Sotudeh, 1996 modf.):

- hohe spezifische Oberfläche
- geringer Widerstand des Gasstroms
- niedrige Aggregierbarkeit
- geringer Widerstand während des Mischens
- ausreichende mechanische, thermische und chemische Stabilität
- geringes Gewicht
- günstiger Preis

Zur Auswahl des Füllkörpers wurden zwei mögliche Arten von kommerziellen Füllkörper, die sogenannte „Polyhedral Hollow Balls“ (Abb. 4-4a, Kap.4.4.2.4) und „Floating Balls“ (Abb. 4-4b, Kap.4.4.2.4) (Beihai Huihuang Chemical Packing Co.Ltd., China) untersucht. Die Eigenschaften der Füllkörper und ihre Daten sind in Tabelle 5-1 zusammengefasst.

Tabelle 5-1 Daten der unbewachsenen, trockenen Füllkörper

	Floating Ball	Polyhedral Hollow Ball	Füllkörpergemisch
Einzelpartikel			
Material	Polypropylen	Polypropylen	-
Grundform	Kugel	vielflächige Kugeln	-
Durchmesser [mm]	25	25	-
Gewicht [g]	1,811	1,032	-
Oberfläche [mm ²]	2027	4236	-
Schüttung			
Anzahl [Stück pro m ³]	65920	85580	37175 x 2
Lückengrad, ε [%]	42	88	62
spezifische Oberfläche, a [m ² m ⁻³]	134	363	233
Schüttdichte ρ_s [kg m ⁻³]	119	88	105

Anmerkung *) Hälfte von Floating Ball und Polyhedral Hollow Ball

Durch die Untersuchung der Bewegungseigenschaft mit dem Mischwerkzeug im halbtechnischen Reaktor war der geringe Widerstand während des Mischens der dominante Vorteil des „Floating Balls“; sein Nachteil (Tabelle 5-1) ist die geringe spezifische Oberfläche. Nach Tabelle 5-1 weist der „Polyhedral Hollow Ball“ die großen Vorteile einer hohen spezifischen Oberfläche sowie eines hohen Lückengrad auf. Die Schüttung aus „Polyhedral Hollow Ball“ hatte das Problem, dass die Füllkörper während der Bewegung aneinander hakten. Der deswegen hohe Widerstand während des Mischens war ein Nachteil der „Polyhedral Hollow Balls“. Die gemischte Schüttung aus den Füllkörpern „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“, (Mischungsverhältnis 1:1), konnte die Eigenschaften der beiden Füllkörper kompromittieren und sie wurde für weitere Untersuchungen gewählt.

5.1.2.3 Entfernung der Biomasse aus der Schüttung

Hauptziel bei der Mischaufgabe dieser Arbeit ist die Entfernung der Überschussbiomasse aus der Schüttung des Biorieselbettreaktors. Zur Überprüfung der Fähigkeit der Biomasseentfernung in der Untersuchung wurde im halbtechnischen Reaktor mit Biofilmen und Betriebsbedingungen genau wie in der Praxis gearbeitet. Der entwickelte Biorieselbettreaktorprototyp mit dem Mischwerkzeug wird in dieser Arbeit „Mischbettreaktor, MBR“ genannt.

Während des Mischens der Schüttung zur Entfernung der Biomasse lief der Reaktor in kontinuierlichem Betrieb (siehe Tabelle 4-4, Kap.4.4.2.3) ohne Abschalten des Gas- und Flüssigkeitsstromes oder Erhöhung des Volumenstromes des Sprühens.

Abb. 5-4 zeigt ein Ergebnis der Biofilmentfernung aus den Füllkörpern durch einen Mischvorgang mit einer Drehzahl von 5 U min^{-1} , Dauer 10 min und einer Schalthäufigkeit von 1 mal/Woche. Durch das Mischen wurden die Biofilme abgeschert und von den Füllkörpern abgelöst. Der abgelöste Biofilm wurde aus der Schüttung mit der Flüssigkeit des normalen Betriebsprühens entfernt. Er sank nach unten in das Schlammräumschiff (Konusform des unteren Teils des Reaktors) und wurde aus dem Reaktor abgelassen. Ein Teil der Biomasse verblieb auf den Füllkörpern, so dass eine erneute Okulation nicht notwendig war. In Abb. 5-4 kann man auch erkennen, dass der Biofilm auf „Floating Balls“ nach dem Mischen weniger ist als auf „Polyhedral Hollow Balls“, die die kompliziertere Form und mehr Oberfläche haben.

Bei den 47 Untersuchungen zum Mischvorgang im Laufe eines Zeitraums von zwei Jahren war es stets erfolgreich zur Entfernung des Überschussbiofilms von der Füllkörperschüttung gekommen. Ohne Bedeutung war die Beschädigung der Füllkörper, die Akkumulation der Biomasse durch das Mischen auf dem

Mischwerkzeug sowie die Bildung eines Zugkanals der Schüttung während oder nach dem Mischen.

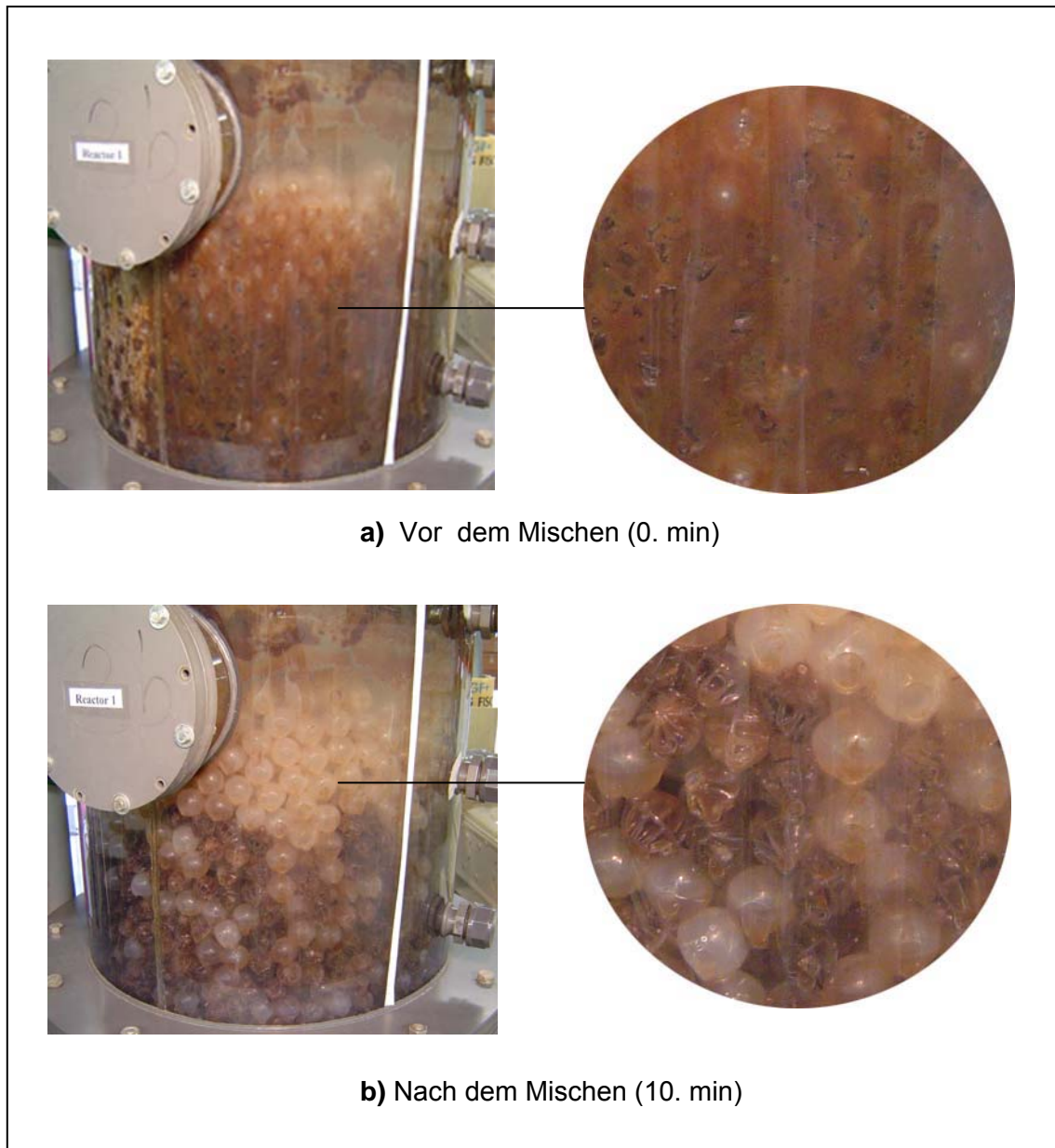


Abb. 5-4 Die Biofilmentfernung von den Füllkörpern durch Mischen in der 3. Stufe des MBRs im halbtechnischen Versuch.

Die Darstellung zeigt die Biofilmentfernung nach 155 Betriebstagen, einer spez. Volumenbelastung von $33 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ und mit einer wöchentlichen Durchmischung (5 U min^{-1} , 10 min Dauer). Nach einer Durchmischungszeit von 10 min sieht man, dass die Biofilme deutlich aus der Schüttung entfernt werden.

5.2 Vergleich der Leistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit dem konventionellen Biorieselbettreaktor

Bei diesem Versuch stand die Sicherstellung eines niedrigen Druckverlusts, eines langen Betriebs sowie einer hohen Prozessstabilität des entwickelten Biorieselbettreaktorprototyps (sog. Mischbettreaktor, MBR) zur Abgasreinigung in der halbertechnischen Anlage im Vordergrund. Die Untersuchung war auch zusammen mit einem konventionellen Biorieselbettreaktor (sog. Festbettreaktor, FBR) parallel durchgeführt werden, um die immobilisierte Biomasseakkumulation auf den Füllkörpern, die suspendierte Biomasse in der Kreislaufflüssigkeit, die Schadstoffabbauleistung (Wirkungsgrad und Eliminationskapazität), den Druckverlust und die Stabilität der Funktionsfähigkeit zu vergleichen. Die Reaktoren wurden mit dem Füllkörpergemisch aus „Floating Balls“ und „Polyhedral Hollow Balls“ (Mischungsverhältnis 1:1) befüllt.

5.2.1 Biomassezusammensetzung

Nach der Anreicherung aus der Schlammprobe (Kap. 4.2) wurde eine reine bakterielle Kultur gewonnen. Die Zell- und Koloniemorphologie des toluolverwertenden bakteriellen Stammes der Anreicherung werden in Tabelle 5-2 beschrieben.

Tabelle 5-2 Die Zell- und Koloniemorphologie des toluolverwertenden bakteriellen Stammes der Anreicherung

	Stamm der Anreicherung
Koloniemorphologie	weiß - gelbliche, glänzende, glattrandige Kolonien
Zellmorphologie	bewegliche Kurzstäbchen

5.2.1.1 Biozönose des Biofilms

In den beiden unsteril betriebenen Reaktoren (MBR und FBR) geschieht auf den Füllkörpern die Primärbesiedelung meist durch Bakterien, während sich später höhere Organismen wie Protozoen ansiedeln. Dies wurde auch in der Untersuchung von Plaggemeier (1999) und von Linn (1999) gefunden. In der langen Betriebszeit ergeben sich quasi-natürliche komplexe Biozönosen. Protozoen und parasitische Prokaryonten, die auf Primär und Sekundärabbauern weiden, sind nicht am eigentlichen Schadstoffabbau beteiligt, können ihn aber sehr wohl beeinflussen (Wegl, 1985; Plaggemeier, 1999). Viele Nematoden wurden in beiden Reaktoren gefunden. Sie sind natürliche Bestandteile eines aktiven Biorieselbettreaktors (Linn, 1999).

Abb. 5-5 zeigt die mikroskopischen Aufnahmen der Protozoen in den Biorieselbettreaktoren.

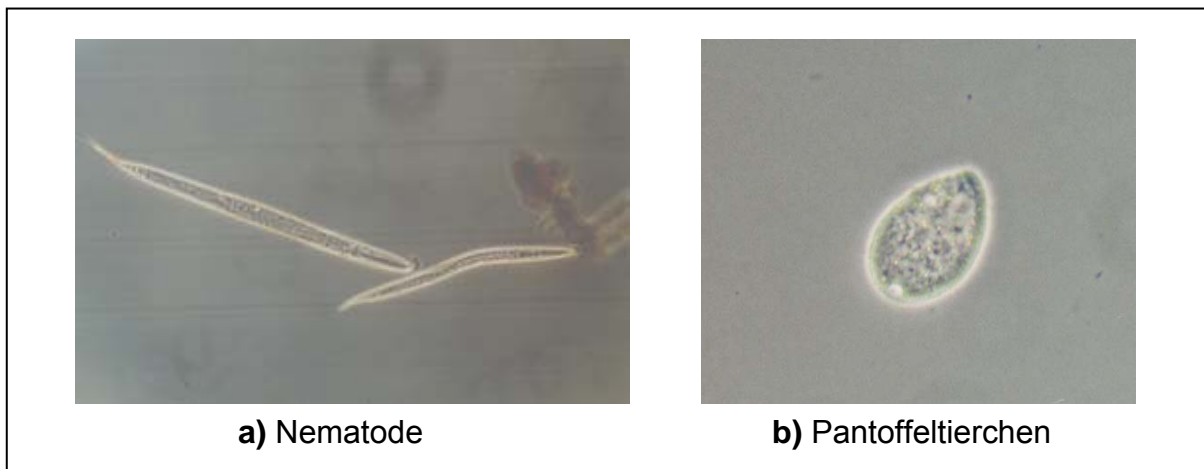


Abb. 5-5 Mikroskopische Aufnahmen von Protozoen aus dem Sumpf der Biorieselbettreaktoren am 96. Betriebstag.

5.2.1.2 Immobilisierte Biomasse

Die Entwicklung der immobilisierten Biomasse in der Laufzeit dieses Versuches wurde durch Biotrockenmasse ermittelt. 8 -12 Stücke der Füllkörperschüttung (50 % jeder Füllkörperart) wurden aus der Mitte jeder Stufe der Reaktoren entnommen.

Nach Bestimmung des Trockengewichts (Füllkörper mit Biofilm) wurden die Füllkörper 4 - 5 Tagen in Wasser getaucht. Danach wurde die immobilisierte Biomasse durch eine Bürste entfernt. Das Trockengewicht der gereinigten Füllkörper wurde nochmals bestimmt. Die auf die Trägerkörperfläche bezogene Biomassekonzentration wird als Biotrockensubstanz nach der folgenden Gleichung bestimmt.

$$M_{\text{BTS}} = \frac{M_{\text{FB}} - M_{\text{F}}}{A_{\text{F}}} \quad \dots(5.1)$$

mit

$$\begin{aligned} M_{\text{BTS}} &= \text{Biotrockensubstanz auf der Trägerkörperoberfläche, g m}^{-2} \\ M_{\text{FB}} &= \text{Trockengewicht des Füllkörpers mit Biofilm, g} \\ M_{\text{F}} &= \text{Trockengewicht des gereinigten Füllkörpers, g} \\ A_{\text{F}} &= \text{Trägerkörperoberfläche, m}^2 \end{aligned}$$

Abb. 5-6 und 5-7 zeigen in dieser Reihenfolge den zeitlichen Verlauf der flächenbezogenen Biomasse als Biotrockenmasse des entwickelten Reaktors (MBR) und kontrollierten Reaktors (FBR). In MBR liegt die Biomasse im Bereich von 50 - 62 g m⁻² wegen der regelmäßigen Biomassenentfernung aus dem Reaktor. In FBR erkennt man, dass die Biomasse mit der Laufzeit zunimmt. Das Verhältnis der

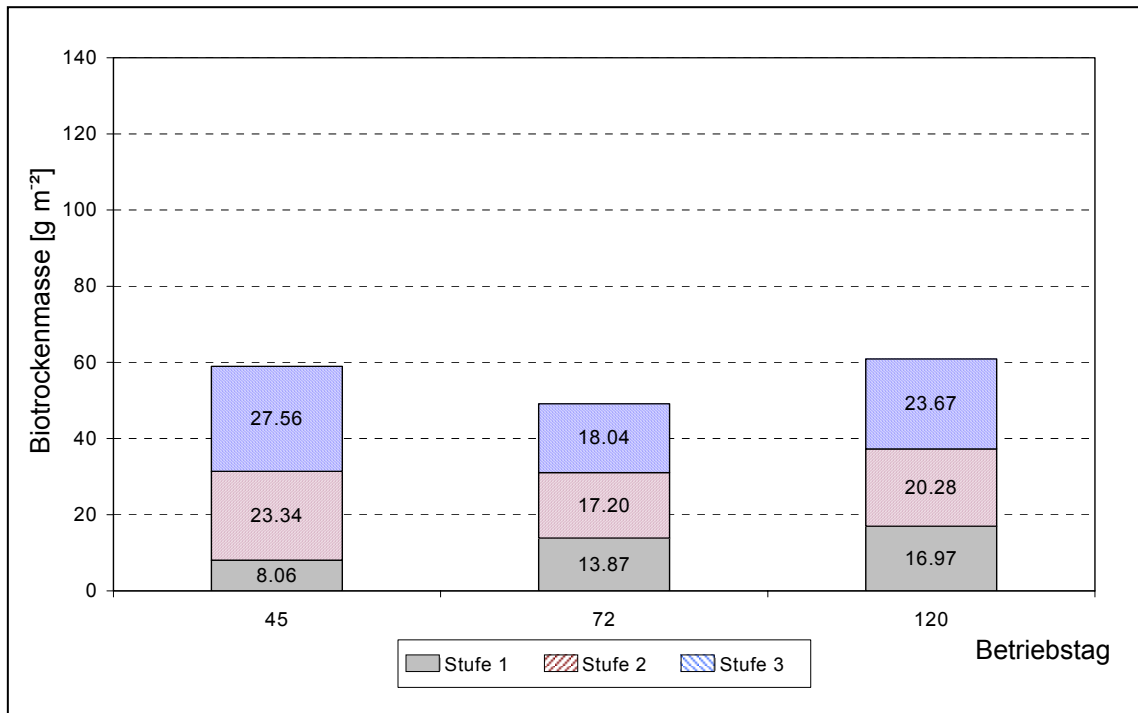


Abb. 5-6 Der zeitliche Verlauf der flächenbezogenen Biomasse als Biotrockenmasse in der Schüttung des MBRs.

In MBR liegt die Biomasse im Bereich von 50 - 62 g m⁻² wegen der regelmäßigen Biomassenentfernung aus dem Reaktor.

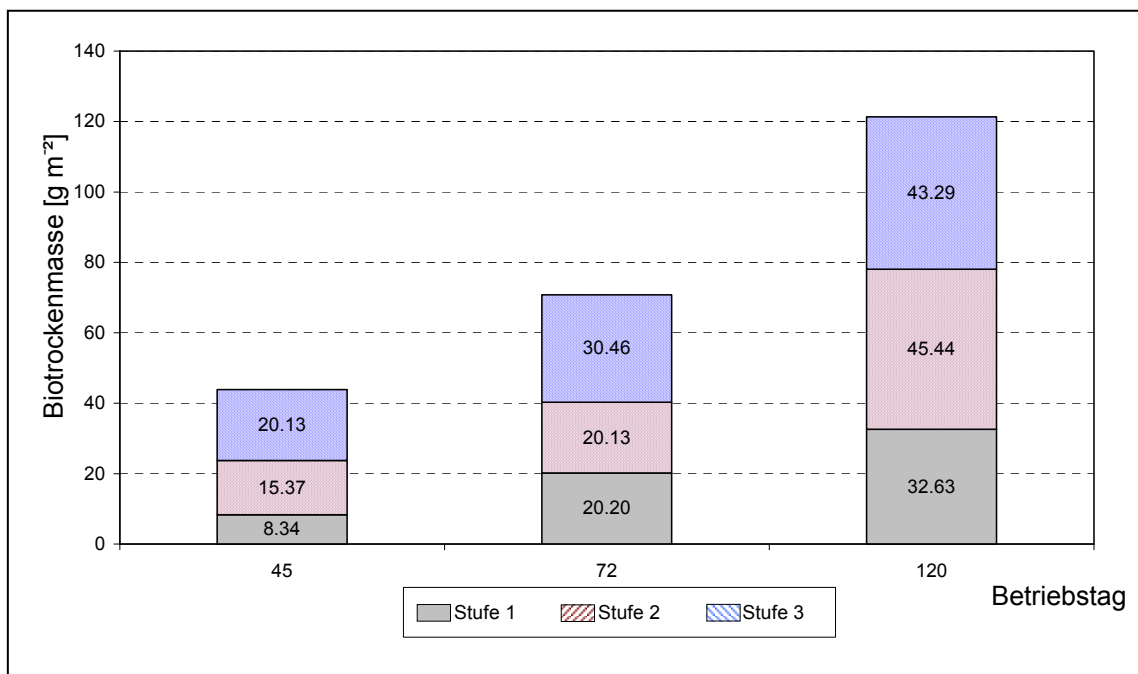


Abb. 5-7 Der zeitliche Verlauf der flächenbezogenen Biomasse als Biotrockenmasse in der Schüttung des FBRs.

In FBR zeigt sich, dass die Biomasse mit der Laufzeit zunimmt.

Gewichtszunahme vom 45. bis 72. Betriebstag ist etwa $11,25 \text{ g cm}^{-2} \text{ d}^{-1}$ und vom 72. bis 120. Betriebstag etwa $11,88 \text{ g cm}^{-2} \text{ d}^{-1}$. Bei beiden Reaktoren wurde auch beobachtet, dass die Biomasseakkumulation in jeder Stufe unterschiedlich ist und während der Laufzeit variiert. In der Anfangsphase der Prozesszeit (am Tag 45.) ist die Biomasse in der 3. Stufe (oberste Stufe) am höchsten und sie ist in der 1. Stufe (unterste Stufe) am geringsten. Das Biomasseverhältnis von Stufe3 / Stufe2 / Stufe1 nimmt wegen zunehmender Besiedelung der Stufe 2 und der Stufe 1 mit längerer Laufzeit ab.

Abb. 5-8 zeigt die immobilisierte Biomasse auf den Füllkörpern, die aus dem FBR entnommen wurden. Man erkennt, dass im Vergleich durch die Trägermaterialform der Biofilm auf Polyhedral Hollow Bällen ausgeprägter ist als auf Floating Bällen.

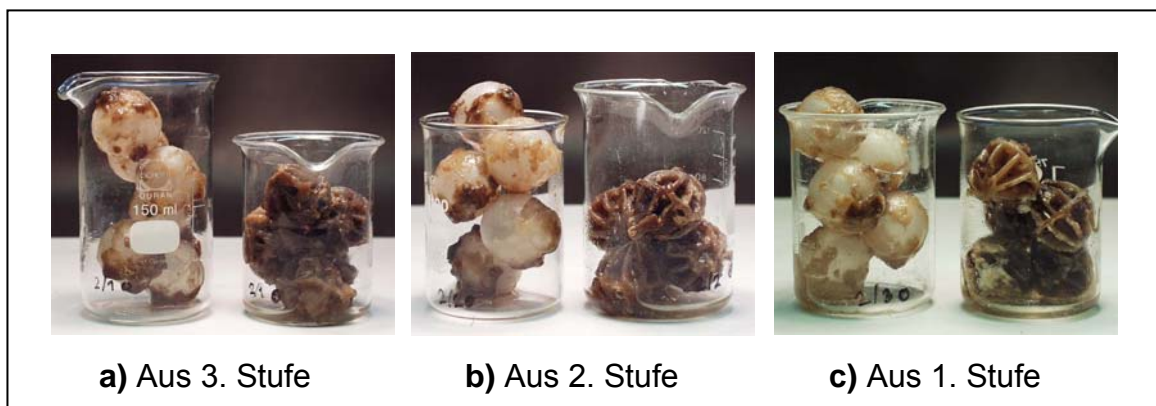


Abb. 5-8 Immobilisierte Biomasse auf den Füllkörpern des FBRs am 120. Betriebstag.

Die Biomasse ist in der 3. Stufe (die nächst liegende Position zum Gaseintritt) am höchsten und sie ist in der 1. Stufe (unterste Stufe) am geringsten. Im Vergleich der verschiedenen Trägermaterialformen ist der Biofilm auf Polyhedral Hollow Bällen ausgeprägter als auf Floating Bällen.

Weiterhin war beobachtbar, dass die Dicke des Biofilmes - je nach Umgebungsbedingungen variiert. An der Oberfläche der Schüttung in jeder Stufe ist aufgrund starker Scherkräfte durch das Sprühen bzw. durch Flüssigkeitstropfen die Schicht dünn, während in der Mitte und dem Boden der Schüttung, wo der mikrobielle Rasen in hydraulisch wenig belastenden Bereichen liegt, ein dicker Biofilm auftritt (Abb. 5-4 a). In den Rohrleitungen und Pumpen für die Kreislauf-flüssigkeit von beiden Reaktoren, wo die Scherkräfte sehr hoch sind, wurde auch viel Biofilm gefunden. Dieser Effekt wurde auch von Christensen und Charackis (1990) beobachtet. Sie berichteten, dass starke Scherkräfte die Bildung von Biofilm nicht verhindern, sondern zur Entstehung von festeren und dünneren Biofilmen führen.

5.2.1.3 Suspensierte Feststoffe (SF)

Bei dieser Untersuchung wurden die suspendierten Feststoffe (SF) im jeweiligen Sumpf des MBRs und FBRs verglichen. Die Ergebnisse stehen in Tabelle 5-3.

Tabelle 5-3 Suspensierter Feststoff im jeweiligen Sumpf des MBRs und FBRs

Betriebstag	Trockengewicht [g L ⁻¹]		
	FBR	MBR	
		vor dem Mischen	nach dem Mischen*
149	0,4	0,1	4,7
156	0,3	0,4	4,9

Anmerkung: *) Die Probe wurden in einer Stunde nach dem Mischen genommen.

Beim suspendierten Feststoff vor dem Mischen des MBRs gibt es keinen deutlichen Unterschied zum FBR im Steady-State-Betrieb und beide Werte sind niedrig (Maximum ist etwa 0.4 g L⁻¹). Nach dem Mischen nimmt der suspendierte Feststoff im MBR zu, weil ein Teil der abgelösten Biomasse suspendiert und in den Kreislauf geführt wurde. Er nimmt mit der Laufzeit wieder ab. Visuelle Beobachtung zeigt keine Trübung der Kreislaufflüssigkeit nach einem Mischtag.

Nach VDI 3478, um Ablagerungen und Verstopfungen durch immobilisierte Mikroorganismen in Rohrleitungen und Pumpen zu vermeiden, sollte der suspendierte Feststoff (Trockensubstanzgehalt) in der Kreislaufflüssigkeit 15 g L⁻¹ nicht überschreiten. Obwohl der suspendierte Feststoff 4.9 g L⁻¹ nie überschritten hat (viel weniger als 15 g L⁻¹) und etwa in einem Tag verschwindet, wurde bei einem längeren Betriebszeitraum die Verstopfung der Düsen des MBRs häufiger als beim FBR gefunden und verstärkte Biofilmbildung in der Rohrleitung der Kreislaufflüssigkeit des MBRs als vergleichsweise im FBR beobachtet.

5.2.2 Schadstoffabbau und Druckverlust

Die Definition des Wirkungsgrads und der Eliminationskapazität des Reaktors in diesem Versuch ist in Kap. 4.10 gegeben worden.

Abb. 5-9 zeigt die Tagesmittelwerte des Wirkungsgrads, der Eliminationskapazität und des Druckverlusts des MBRs und des FBRs bei veränderlicher Rohgaskonzentration und einem konstanten Gasvolumenstrom von 10 m³ h⁻¹.

Am Anfang ist der Durchschnitt der Rohgaskonzentration etwa 316 mg C m^{-3} bzw. die Schadstoffbelastung beträgt etwa $22 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$. Einen Tag nach dem Anfahren steigen Wirkungsgrad (und Eliminationskapazität) der beiden Reaktoren schnell an, so dass der Wirkungsgrad etwa 87 % ($19 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) im MBR und 77 % ($17 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) im FBR ist. Die Wirkungsgrade beider Reaktoren sinken plötzlich am 22. Betriebstag (Punkt A), weil die Rohgasleitung am 21. Betriebstag defekt war. Nach dem Reparieren stiegen sie wieder. Der Wirkungsgrad sinkt noch mal zunächst im MBR (Punkt B) und später im FBR (Punkt C). Die Ursache war eine pH-Absenkung, weil der pH-Wert in dieser Zeit noch nicht geregelt wurde.

Vom 50. bis 72. Betriebstag schwankte der Wirkungsgrad, weil es zweimal einen Stromausfall gab. Die Belüftung wurde am 56. Tag (Punkt D) für etwa 14 Stunden und am 60. Tag (Punkt E) für etwa 5 Stunden unterbrochen. Das schadete den Mikroorganismen in den Reaktoren, die aerob sind, weshalb der Wirkungsgrad absank. Nach den Störungen (etwa 2 Wochen in MBR und etwa 3 Wochen in FBR) stieg er wieder an.

Vom 90. bis 155. Tag wurde die durchschnittliche Rohgaskonzentration auf etwa 470 mg C m^{-3} (Belastung $33 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) erhöht. Der Wirkungsgrad des MBRs schwankte im Bereich von 70 % (Eliminationskapazität $23 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) - 90 % (Eliminationskapazität $30 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) und der Mittelwert betrug etwa 82 % (Eliminationskapazität $27 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$). Der Druckverlust pro Schüttungshöhe im MBR bleibt fast konstant und war im Bereich vom 0 - 42 Pa m^{-1} . Im Vergleich zu dem FBR erkennt man, dass der Wirkungsgrad des FBRs von 90 % (Eliminationskapazität $30 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) auf 55 % (Eliminationskapazität $18 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$) abnahm. Der Druckverlust pro Schüttungshöhe im FBR stieg, während der Wirkungsgrad sank. Er stieg schnell bis 1560 Pa m^{-1} und bewegte sich in einem großen Bereich. Dies Phänomen zeigt, dass Verstopfung und Kanalbildung in der Schüttung auftraten.

Auf Basis des störungsfreien Betriebs des MBRs zwischen Tag 74 und Tag 155 können die Misch- und spezifische Volumenbelastungszustände (L_d) (bzw. Rohgaskonzentration) nach Tabelle 5.4 in drei Fälle eingeteilt werden.

Tabelle 5-4 Misch- und spezifische Volumenbelastungszustände (L_d) des MBRs von 74. bis 155. Betriebstag

Fall	Mischzustand			L_d [$\text{g m}^{-3} \text{ h}^{-1}$]	Rohgaskonzentration [g m^{-3}]
	[U min^{-1}]	Dauer [min.]	Häufigkeit		
1	5	10	1mal / 4 Tagen	22	316
2	5	10	1mal / 4 Tagen	33	470
3	5	10	1mal / 1 Woche	33	470

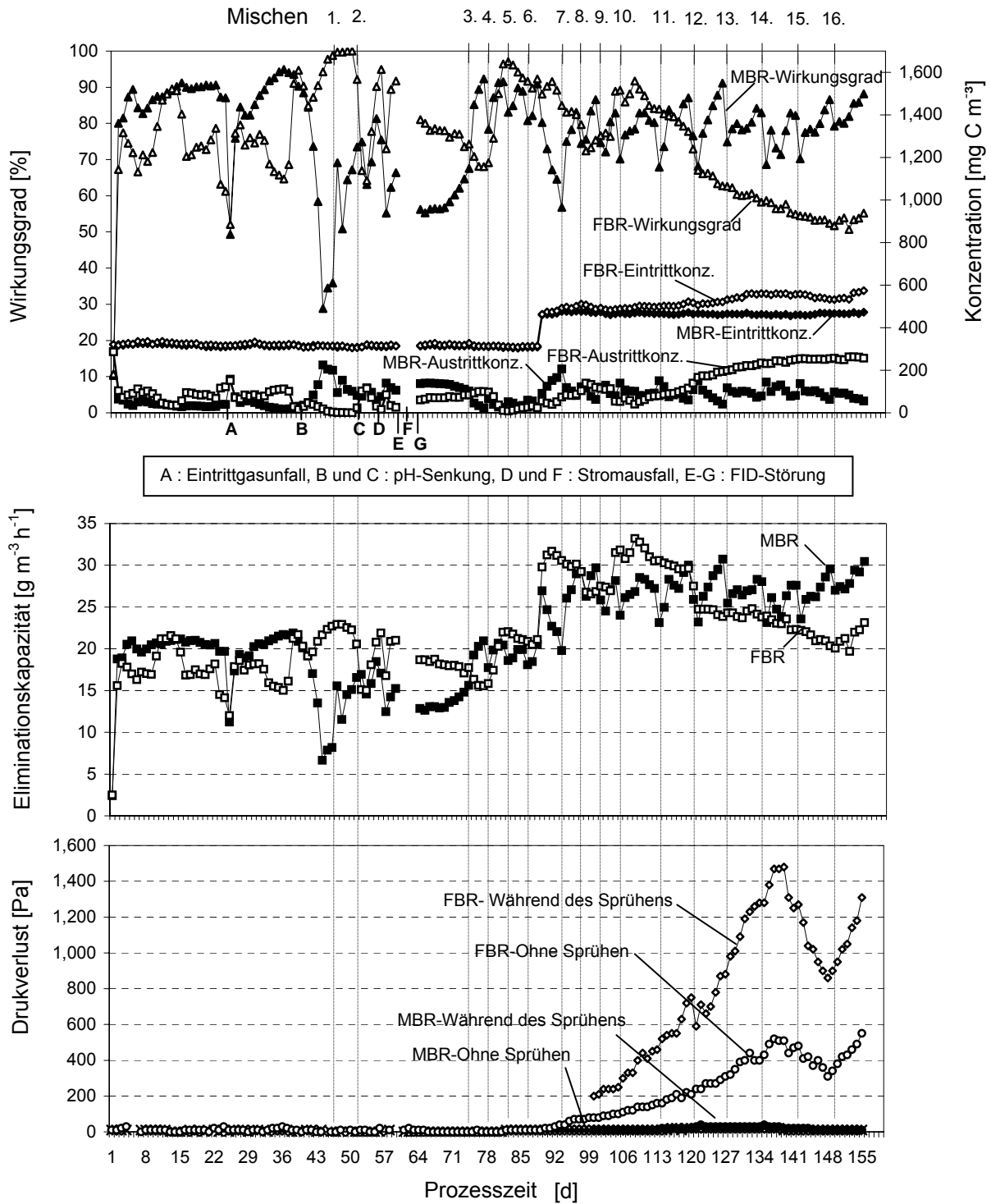


Abb. 5-9 Tagesmittelwerte der Wirkungsgrade, der Eliminationskapazität, sowie Druckverluste des Mischbettreaktors (MBR) und des Festbettreaktors (FBR) bei veränderlichen Rohgaskonzentrationen und einem konstanten Gasvolumenstrom von 10 m³ h⁻¹.

Der Wirkungsgrad (bzw. die Eliminationskapazität) des MBRs schwankte in einem stabilen Bereich. Der Druckverlust pro Schüttungshöhe im MBR bleibt fast konstant und lag im Bereich von 0 - 42 Pa m⁻¹. Im Vergleich zu dem FBR erkennt man, dass ca.ab den108. Betriebstag der Wirkungsgrad (bzw. die Eliminationskapazität) des FBRs abnimmt, während der Druckverlust steigt. Er stieg schnell bis 1560 Pa m⁻¹ und schwankt in einem großen Bereich. Dies deutet darauf hin, dass Verstopfung und Kanalbildung in der Schüttung des FBRs auftreten.

Tabelle 5-5 Mittelwerte der Druckverluste für verschiedene Misch- und Beladungszustände des MBRs

Fall	Mittelwert der Druckverlust [Pa m ⁻¹]	
	Während des Sprühens	Ohne Sprühen
1	-	4,9
2	10,4	10,4
3	20,8	14,9

Tabelle 5-5 zeigt den Mittelwert des Druckverlusts in jedem Fall der Misch- und Beladungszustände (siehe Tabelle 5-4) des MBRs. Im Vergleich zwischen Fall 1 und Fall 2 erkennt man, dass im gleichen Mischzustand der Druckverlust im Fall 2 höher als im Fall 1 ist. Im Vergleich zwischen Fall 2 und Fall 3, wo die Belastung gleich ist, ist der Druckverlust im Fall 3 höher als im Fall 2.

Es wurde festgestellt, dass manchmal der Druckverlust (z.B. auf etwa 42 Pa m⁻¹ im Fall 3) nach dem Mischen kurz anstieg und innerhalb eines Tages wieder absank. Der Grund hierfür war die Schaumbildung, die nach dem Mischen entstand.

5.2.3 Veränderung der Abbauleistung nach dem Mischen

Abb. 5-11 zeigt die Eliminationskapazität des Toluol-Abbaus des MBRs 48 Stunden nach dem Mischen.

Die Eliminationskapazität sinkt schnell nach dem Mischen und sie steigt schnell wieder an. Nach dem Mischen kehrt die Eliminationskapazität im 1. Fall nach etwa 20 Stunden auf die ursprüngliche Größenordnung zurück. In den Fällen 2 und 3 kehrt die Eliminationskapazität in etwa 24 Stunden auf ihr ursprüngliches Niveau zurück.

Im Vergleich zwischen Fall 1 und Fall 2 (siehe Tabelle 5-4) wird festgestellt, dass im gleichen Mischzustand die Eliminationskapazität bei der geringeren Belastung schneller die quasistationäre Phase wieder erreicht. Bei unterschiedlicher Häufigkeit des Mischens (Fall 2 und Fall 3) gibt es keinen deutlichen Unterschied im Erreichen der quasistationären Phase der Eliminationskapazität.

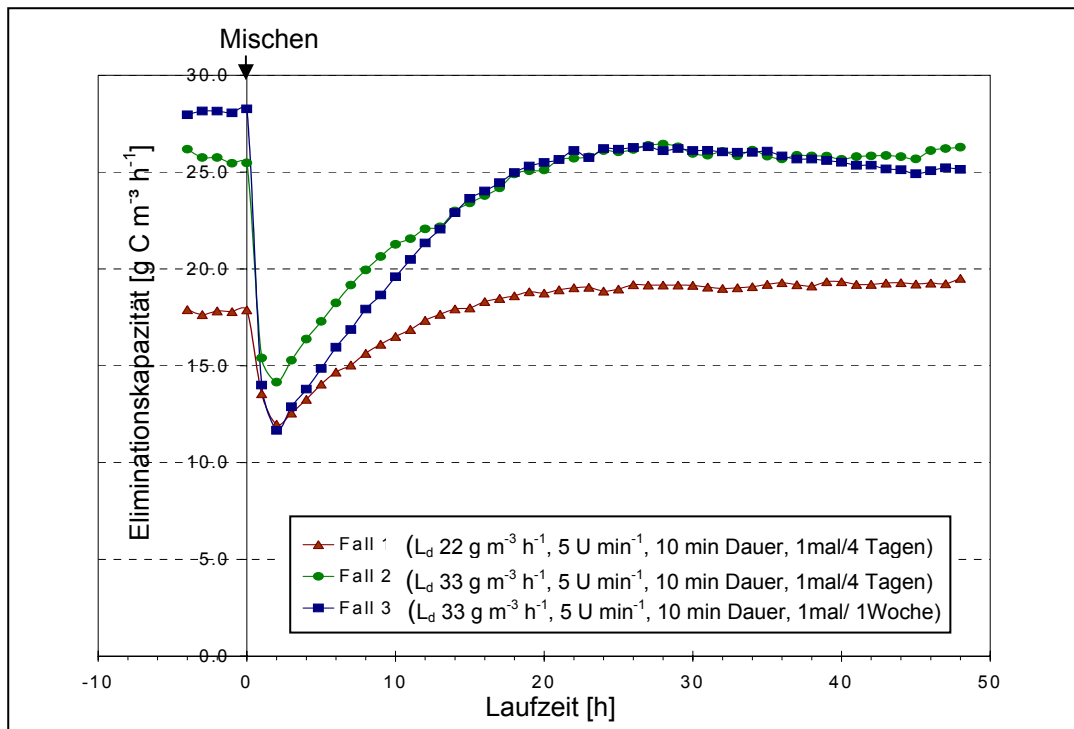


Abb. 5-10 Veränderung der Eliminationskapazität des MBRs nach dem Mischen.

Die Eliminationskapazität sinkt schnell nach dem Mischen. Nach dem Mischen kehrt die Eliminationskapazität im 1. Fall nach etwa 20 Stunden auf die ursprüngliche Größenordnung zurück. In den Fällen 2 und 3 kehrt die Eliminationskapazität in etwa 24 Stunden auf ihr ursprüngliches Niveau zurück.

5.2.4 Stabilität des Schadstoffabbaus

Der zeitliche Verlauf der Stabilität des Schadstoffabbaus ist ein wichtiger Aspekt im Hinblick auf den neu entwickelten Reaktor in der praktischen Anwendung. Der Kohlenstoff des Substrates Toluol wird von den Mikroorganismen im wesentlichen zu neuer Biomasse und CO_2 umgesetzt. Diese Umsetzung (bzw. Mikroorganismenaktivität) kann somit durch Verfolgen der CO_2 -Produktion erfasst werden. Zum Vergleich der Stabilität des Schadstoffabbaus zwischen dem MBR und FBR wurden sowohl die Eliminationskapazität als auch CO_2 -Produktion untersucht. Abb.5-11 und Abb. 5-12 zeigen die detaillierten Daten (alle 4 Stunden) der Eliminationskapazität und CO_2 -Produktionsrate des MBRs und FBRs vom 73. bis zum 155. Betriebstag (oder von der 1752. bis zur 3720. Betriebsstunde). Man kann erkennen, dass die CO_2 -Produktionsrate zu der Eliminationskapazität fast parallel verläuft.

Über die 155 Betriebstage zeigt sich, dass die Eliminationskapazität und die CO_2 -Produktionsrate des MBRs zwischen dem Mischen fast stabil bleiben. Im Vergleich mit dem MBR ist die Eliminationskapazität und die CO_2 -Produktionsrate des FBRs deutlich unterschiedlich und nicht stabil. In Abb. 5-12 sieht man, dass bei einer Belastung von $33 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ die beide Parameter im Bereich von 88. bis 120. Betriebstag stabil bleiben, danach jedoch absinken.

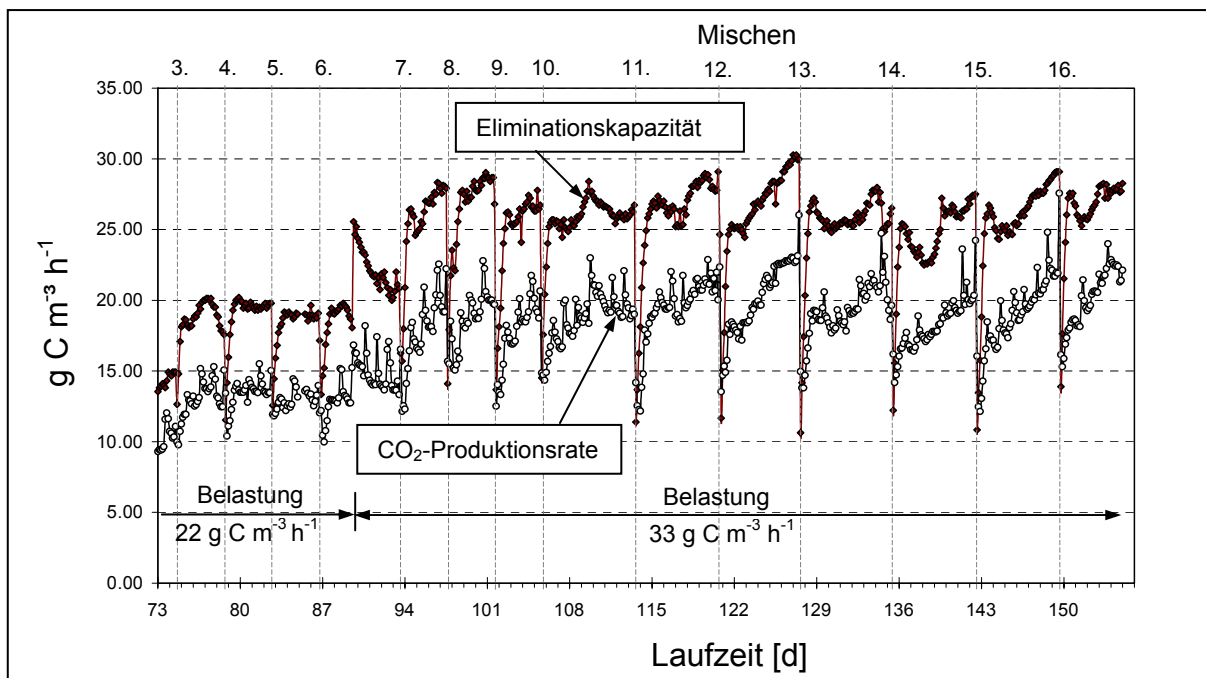


Abb. 5-11 Zeitlicher Verlauf der Eliminationskapazität und CO₂-Produktionsrate des MBRs als Kohlenstoffwerte (g C) vom 73. bis 155. Betriebstag

Über 155 Betriebstage zeigt sich, dass die Eliminationskapazität und die CO₂-Produktionsrate des MBRs zwischen dem Mischphasen nahe zu konstant bleibt.

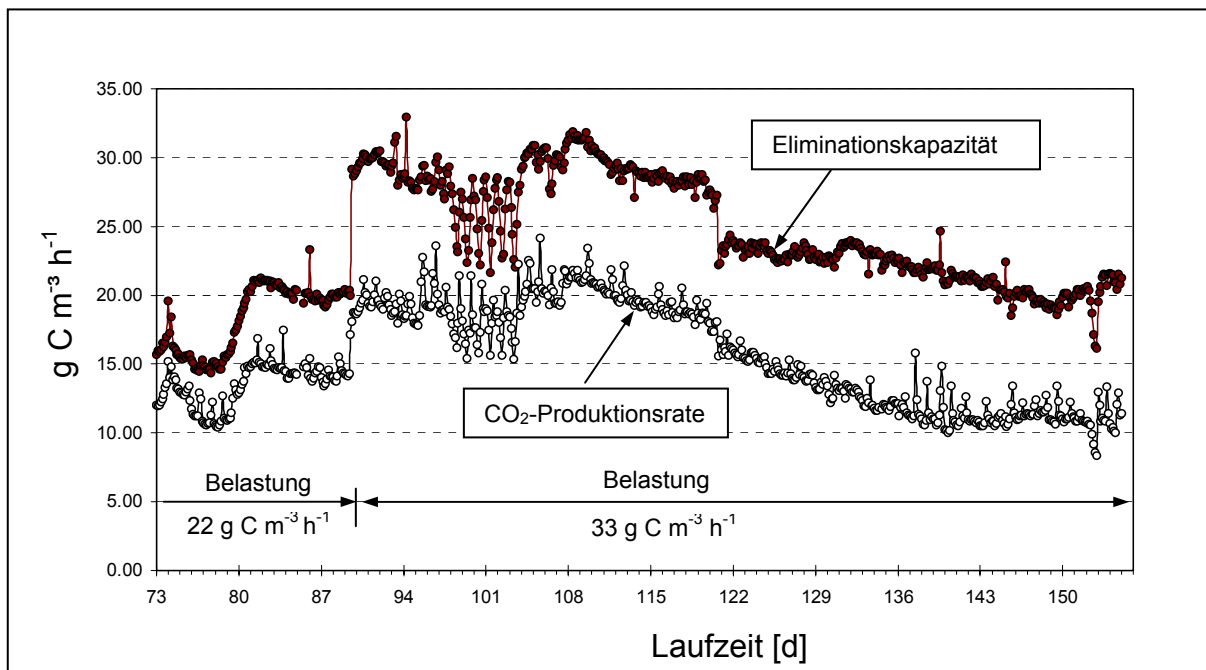


Abb. 5-12 Zeitlicher Verlauf der Eliminationskapazität und CO₂-Produktionsrate des FBRs als Kohlenstoffwerte (g C) vom 73. bis 155. Betriebstag.

Über 155 Betriebstage zeigt sich deutlich, dass die Eliminationskapazität und die CO₂-Produktionsrate des FBRs nicht stabil bleiben. Sie sinken etwa ab dem 120. Betriebstag wegen der Verstopfung der Schüttung, auf Grund der Zunahme des Biofilms, ab (siehe die Steigerung des Druckverlusts in Abb. 5-9).

Vom 99. bis 104. Betriebstag (Abb. 5-12) trat jeden Tag eine kurze Flutung der Rohrleitung des Austrittsgases des FBR auf. Aus diesem Grund variierten die Parameter.

Durch Verstopfung der Schüttung des FBRs (siehe die Steigerung des Druckverlusts in Abb. 5-9) schwankte der Luftvolumenstrom nach einer Laufzeit von 155 Tage sehr stark und konnte nicht mehr genau gemessen werden, d.h. die Belastung bzw. Eliminationskapazität konnte auch nicht genau bestimmt werden. Diese Erscheinung wurde beim MBR im Betriebszeitraum von 2 Jahren nicht gefunden.

Die Änderung der Schadstoffabbauleistung des MBRs wurde im langen Betrieb untersucht. Bei der Untersuchung wurde die Eliminationskapazität einer Anfangsphase und Endphase des Zeitraums von 2 Jahren mit der gleichen Belastung von $22 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ und Betriebsbedingungen wie in Tabelle 4-4, Kap. 4.4.2.3 verglichen. Die Ergebnisse sind in Abb. 5-13 und Abb. 5-14 dargestellt.

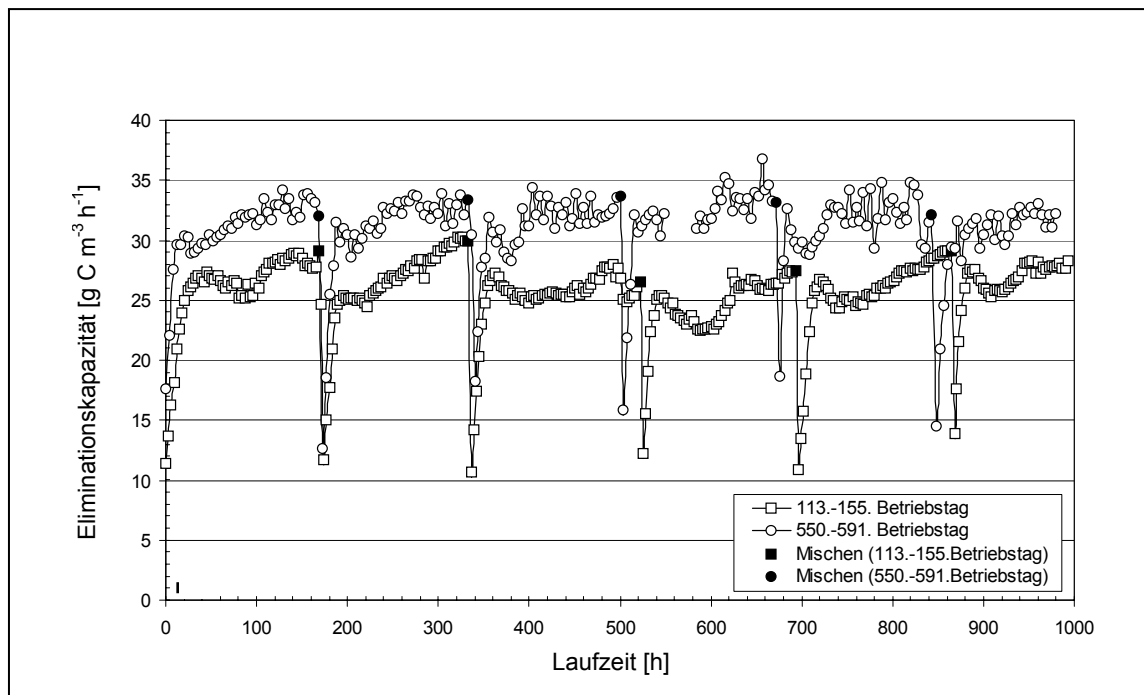


Abb. 5-13 Entwicklung der Eliminationskapazität zwischen dem 113.-155. und 550.-591. Betriebstag bei wöchentlichem Mischzustand von 10 min Dauer und 5 U min^{-1} sowie einer Belastung von $22 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$.

Die Darstellung zeigt die Schadstoffabbauleistung des MBRs im langen Betrieb von 2 Jahren. Die Eliminationskapazität in der Endphase des Betriebszeitraums (550.-591. Betriebstag) ist höher als in der Anfangsphase (113. - 155. Betriebstag). Dies deutet hin, dass während eines langen Betriebszeitraums die Abbauleistung des MBRs langsam zunimmt.

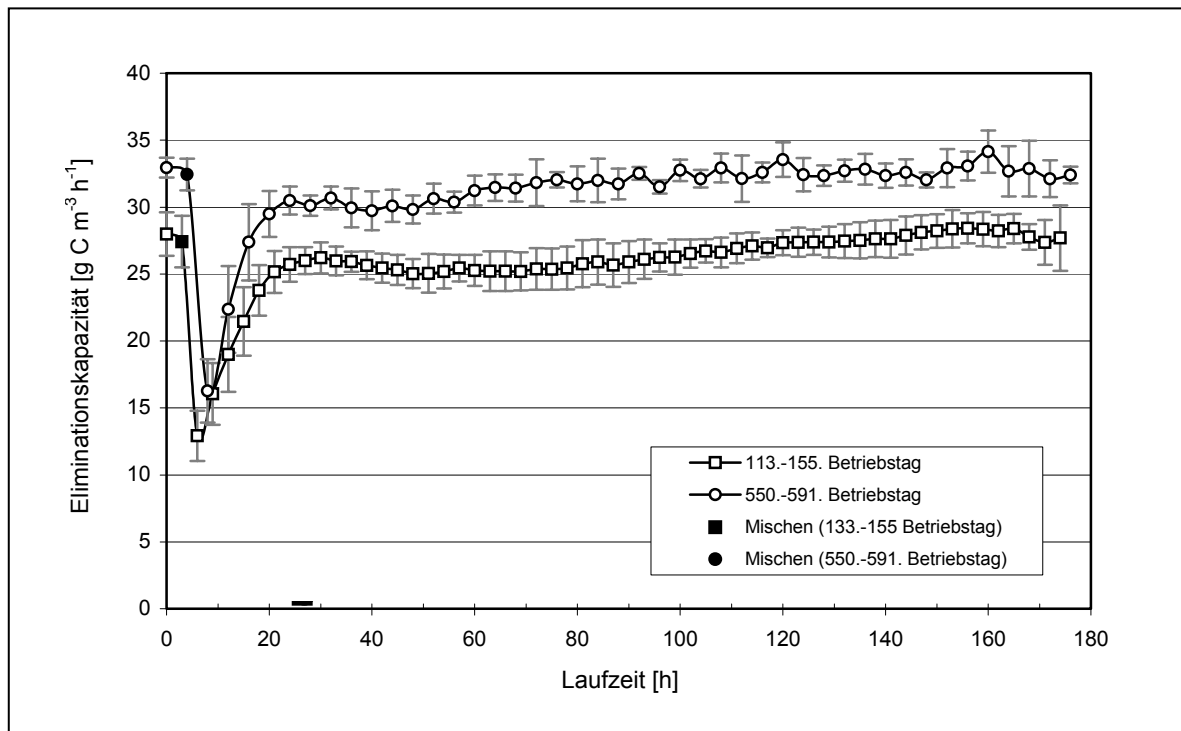


Abb. 5-14 Vergleich des Mittelwerts der Eliminationskapazität pro Zyklus des Mischens zwischen 113. - 155. und 550. - 591. Betriebstag.

Die Änderung der Eliminationskapazität pro Zyklus des Mischens zwischen 113.-115. und 550.-591. Betriebstag zeigt deutlich, dass die Abbauleistung des MBRs während eines langen Betriebszeitraums höher, sowohl in der Phase nach dem Mischen als auch in der Quasistationärphase, wird.

Abb. 5-13 und Abb. 5-14 zeigen die Änderung der Abbauleistung des MBRs. Die Eliminationskapazität in der Endphase des Betriebszeitraums (550.-591. Betriebstag) ist höher als in der Anfangsphase (113. - 155. Betriebstag).

Weiterhin war feststellbar, dass sowohl die Biofilmfestigkeit als auch die Haftung an den Füllkörperoberflächen im Laufzeitraum von zwei Jahren zunahm.

5.3 Leistungsbedarf des Mischens des MBRs

Nicht nur die Leistungsfähigkeit zur Biofilmentfernung, sondern auch der Leistungsbedarf des Mischens wurde in der Auslegung und Konstruktion des „Mischbettreaktors“ betrachtet. Die Optimierung zum Erreichen des erwünschten Niveaus der Biofilmentfernung mit einem Minimum an Leistungsbedarf des Mischens für ein Minimum an Betriebskosten beim Einsatz ist auch ein wichtiges Kriterium dieser Arbeit. Der Leistungsbedarf zum Mischen der Schüttung im MBR wurde mit einem Energieüberwachungsgerät (PowerMonitor Pro, Fa. Conrad Electronic International) gemessen. Das Mischen des MBRs war diskontinuierlich. Ausgangspunkt war der Beginn des Durchmischens der noch ruhenden Schüttung

durch das Mischwerkzeug. Das Mischen wurde nach einer entsprechenden Zeit wieder gestoppt. Aus diesem Grund ist der Leistungsbedarf während des Anfahrens des Mixers ein wichtiger zu untersuchen der Parameter. Der Leistungsbedarf wurde unter verschiedenen Belastungen von unterschiedlichen Situationen der Schüttung, des Mischzustands und der Luftkonzentrationsbelastung untersucht.

a) Schüttungszustand:

- Mischen ohne Schüttung (sog. freie Belastung)
- Mischen mit der reinen Schüttung
- Mischen mit der Biofilmschüttung im Betrieb des Toluolabbaus (sog. Schüttung + Biofilm)

b) Misch- und Luftkonzentrationszustand wird in der drei Fälle genau wie Tabelle 5-4, Kap.5.2.2 definiert.

Tabelle 5-6 zeigt, dass der Leistungsbedarf pro Mischvorgang von der Schüttung + Biofilm höher als bei der reinen Schüttung ist. Das Unterschied wird deutlich in der Anfahrphase, d.h. der Biofilm spielt eine Rolle in Bezug auf den Widerstand während des Mischens und im Besonderen in der Anfahrphase.

Tabelle 5-6 Durchschnittsleistungsbedarf je Mischvorgang des MBRs

Artikel	Leistungsbedarf [Watt]					
	Fall 1		Fall 2		Fall 3	
	Anfahren	Lauf	Anfahren	Lauf	Anfahren	Lauf
1. Freie Belastung	91	90	91	90	91	90
2. Reine Schüttung	106	100	106	100	106	100
3. Schüttung + Biofilm	109	102	127	110	129	110
4. Leistungsdifferenz (3) & (1) (Watt m ⁻³ der Schüttung)	18 (124)	12 (80)	36 (251)	20 (142)	38 (265)	20 (142)

Anmerkung: - Schüttungsvolumen = 0.144 m³,

- Fall1 hat Mischzustand von 5 U min⁻¹, 10 min Dauer, 1 mal/4Tage und Konzentration 316 mg m⁻³,
- Fall2 hat Mischzustand von 5 U min⁻¹, 10 min Dauer, 1 mal/4 Tage und Konzentration 470 mg m⁻³,
- Fall3 hat Mischzustand von 5 U min⁻¹, 10 min Dauer, 1 mal/Woche und Konzentration 470 mg m⁻³

Der Leistungsbedarf pro Mischvorgang ist in jedem Fall unterschiedlich. Bei gleichem Mischzustand (Vergleich Fall 1 und Fall 2) ist der Leistungsbedarf bei höherer Belastung größer (Fall 2 > Fall 1). Bei gleicher Konzentrationsbelastung (Vergleich Fall 2 und Fall 3) ist der Leistungsbedarf bei seltenerem Mischen größer (Fall 3 > Fall 2). Die Resultate können mit dem Einfluss der Biofilmbildung in jedem Fall erklärt werden. Nach dem Mischen beruht die Biofilm-Akkumulation auf Wachstum der noch anhaftenden Zellen. In dieser Phase ist das Biomassewachstum von der

Substratkonzentration abhängig, so dass die Biofilmbildung im Fall 2 höher als Fall 1 ist. Die Biofilm-Akkumulation ist auch von der Verlaufzeit abhängig, d.h. je länger die Verlaufzeit ist, desto mehr die Akkumulation. Aus diesem Grund ist die Biofilm-Akkumulation bei Fall 3 höher als bei Fall 2.

Die Leistungsbedarfsdifferenz zwischen der Biofilmschüttung (Schüttung + Biofilm) und der freien Schüttung (ohne Schüttung) ist der absolute Leistungsbedarf des Mischens. Die Ergebnisse zeigen, dass der absolute Leistungsbedarf des Mischens des MBRs niedrig ist.

5.4 Untersuchung der Leistungsfähigkeit des „Mischbettreaktors (MBR)“

Das Verständnis der Leistungsfähigkeit ist ein entscheidender Faktor für die Realisierung (Entwurf und Konstruktion) und die Wirtschaftlichkeit des Reaktors. Zur Ermittlung der Leistungsfähigkeit des MBRs wurden Abbauleistungen in verschiedener Höhe der Schüttung und Verhältnisse zwischen Eliminationskapazitäten und Belastungen untersucht. Die Untersuchungen wurden weiter in halbertechnischen Reaktor mit dem Füllkörpergemisch aus „Floating Balls“ und „Polyhedral Hollow Balls“ genau wie in Kap. 5.2 durchgeführt. Der Fließbild der Anlage ist in Abb. 4-5, Kap. 4.4.3 dargestellt.

5.4.1 Untersuchung zur Abbauleistung in der verschiedenen Höhe der Schüttung

In der Praxis werden Biorieselbettreaktoren (Biotricklingfilter) und Biofilter üblicherweise mit einer homogenen Schadstoffabbauleistung ohne Rücksicht auf die Positionen der Schüttung betrachtet, so dass die meisten Reaktoren auf dem Konzept der einheitlichen Abbauleistung der Schüttung basierend ausgelegt wurden (Son und Striebig, 2001). Die Untersuchung der Entwicklung der immobilisierten Biomasse in Kap. 5.2.1.2 und viele Untersuchungen anderer Forscher zeigen, dass die Entwicklung und Aktivität der Biofilme abhängig von der Höhe der Schüttung variieren (Ottengraf und van den Oever, 1983; Corsi und Seed, 1995; Son und Striebig, 2001). Durch das Verständnis dieser Phänomene kann die optimale Schüttungshöhe erfassen werden.

In dieser Untersuchung wurden der gesamte Kohlenstoff und das Kohlendioxid in verschiedenen Höhen (Stufen) der Schüttung ermittelt. Die Ermittlung wurde nach dem Mischen der Schüttung mit einer gleichbleibenden Zuluftkonzentration durchgeführt. Bei der Untersuchung wurde die Schüttung nur einmal am Anfang der Untersuchung gemischt. Die Betriebsbedingungen waren dieselbe wie in Tabelle 4-4 in Kap.4.4.2.3 angegeben.

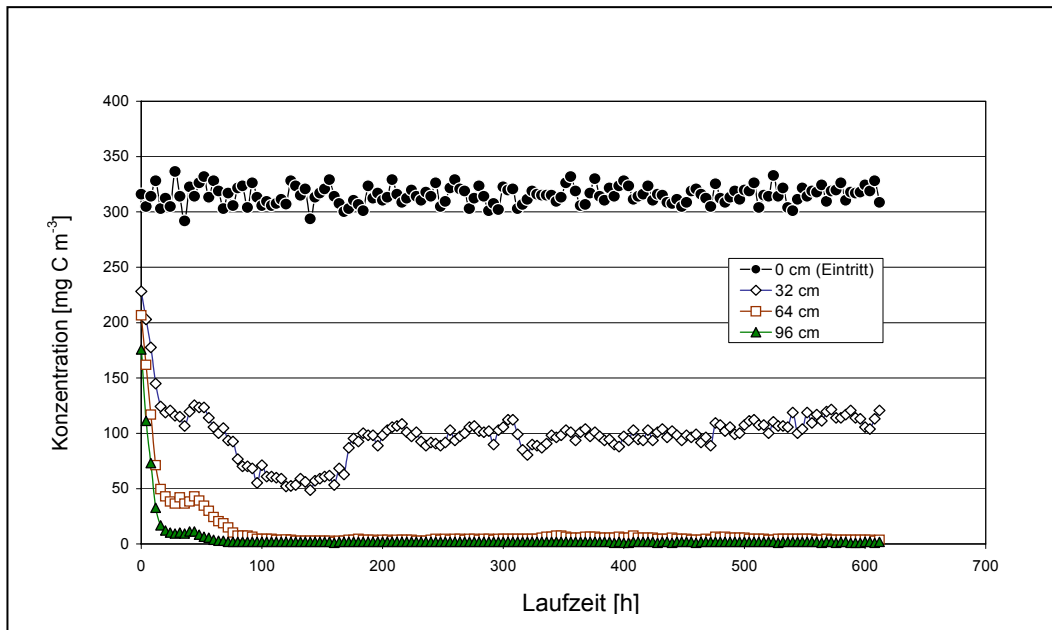


Abb. 5-15 Konzentration an Toluol in verschiedenen Höhen der Schüttung des MBRs ($Q = 10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$).

Die Konzentration nimmt mit der Höhe der Schüttung ab. Nach etwa 4 Tagen nach dem Mischen bis zum Ende der Untersuchung zeigt das Konzentrationsprofil fast keinen Unterschied in der Abbauleistung bei einer Höhe von ca. 70 cm und 96 cm.

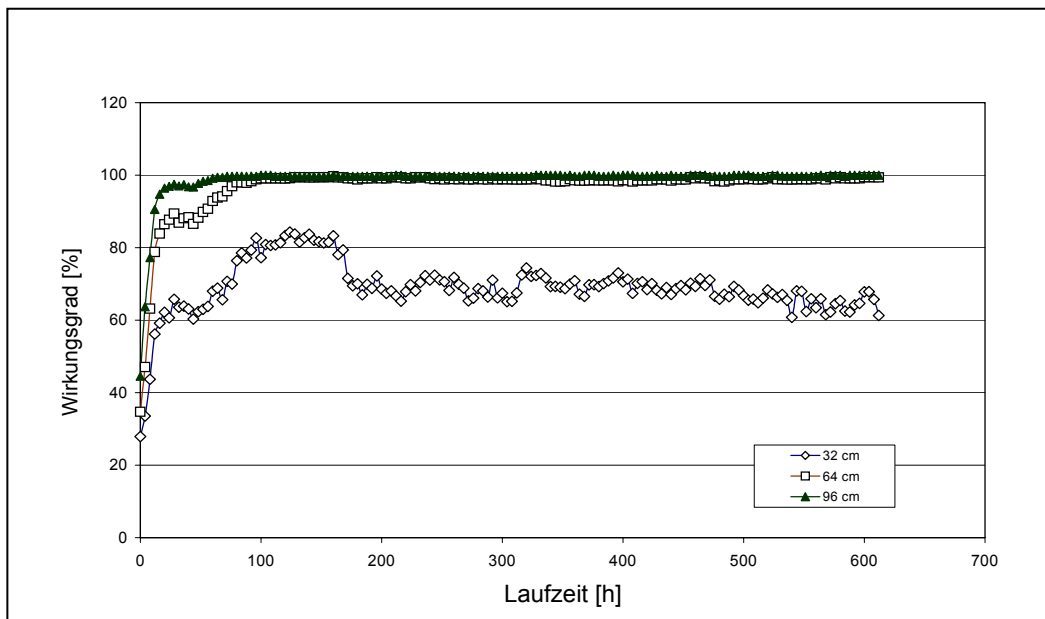


Abb. 5-16 Wirkungsgrad des Schadstoffabbaus für verschiedene durchströmte Schüttungshöhen des MBRs bei der durchschnittlichen Eintrittskonzentration von 315 mg C m^{-3} ($Q = 10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$).

Die Darstellung zeigt, dass nach etwa 100 h (ca. 4 Tage) nach dem Mischen der Wirkungsgrad in jeder Höhenposition auf den höchsten Bereich steigt. Bei einer Höhe von 32 cm (die nächst liegende Position zum Gaseintritt) ist der höchsten Wirkungsgrad ca. 82 %. Er bleibt etwa 80 h (ca. 3 Tage) fast konstant, danach sinkt er auf ca. 70 % ab. Die weitere Tendenz des Wirkungsgrads mit der Laufzeit ist eine langsame Abnahme. Bei einer Höhe von 64 cm ist der höchsten Wirkungsgrad größer als 96 % und bei einer Höhe von 96 cm ist der höchsten Wirkungsgrad größer als 99 %.

Abb. 5-15 und Abb. 5-16 zeigen den Verlauf der Konzentration und des Abbauwirkungsgrads in verschiedenen Höhen der Schüttung. Die durchschnittliche Eintrittskonzentration ist 315 mg C m^{-3} . Man kann erkennen, dass das Schadstoffabbau nicht gleichmäßig ist in der ganzen Schüttung. Mit dem Aufwachsen der Biomasse wird der Schadstoff zunehmend biologisch abgebaut. Nach etwa 100 h (ca. 4 Tage) nach dem Mischen steigt der Wirkungsgrad in jeder Höhenposition auf den höchsten Bereich. Bei einer Höhe von 32 cm (die nächst liegende Position zum Gaseintritt) ist der höchsten Wirkungsgrad ca. 82 %. Er bleibt etwa 80 h (ca. 3 Tage) fast konstant, danach sinkt er auf ca. 70 % ab. Die weitere Tendenz des Wirkungsgrads mit der Laufzeit ist eine langsame Abnahme. Bei einer Höhe von 64 cm ist der höchsten Wirkungsgrad größer als 96 % und bei einer Höhe von 96 cm ist der höchsten Wirkungsgrad größer als 99 %. Die beiden Wirkungsgrade bleiben beständig bis zum Ende der Untersuchung (etwa 520 h oder 22 Tage).

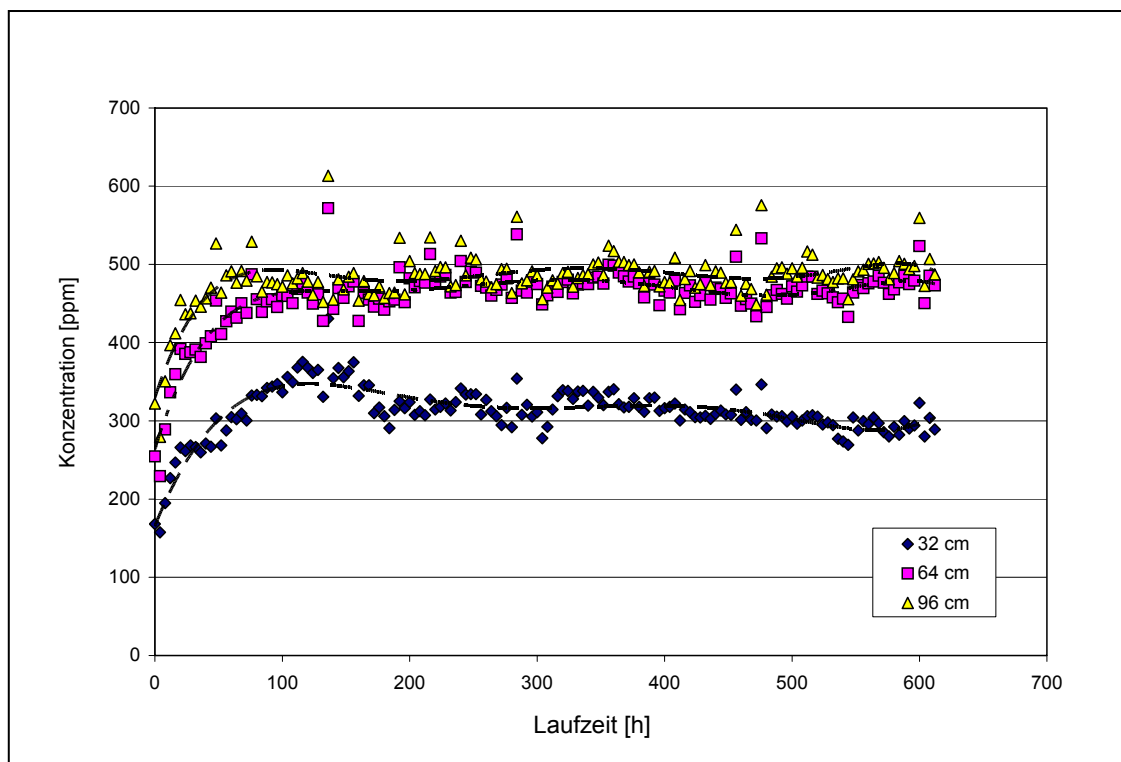


Abb. 5-17 CO_2 -Produktion bei verschiedenen durchströmten Höhen der Schüttung des MBRs bei einer durchschnittlichen Eintrittskonzentration von 315 mg C m^{-3} ($Q = 10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$).

Die CO_2 -Produktion bei verschiedenen durchströmten Höhen der Schüttung des MBRs ist mit dem Verlauf des Wirkungsgrads in Abb. 5-16 entsprechend. Etwa 100 h (ca. 4 Tage) nach dem Mischen steigt die CO_2 -Produktion jeder Höhenposition auf den höchsten Wert.

Abb. 5-17 zeigt den Verlauf der Konzentration der CO_2 -Produktion in verschiedenen Höhen der Schüttung. Die Ergebnisse sind mit dem Verlauf des Wirkungsgrads in Abb. 5-16 entsprechend. Etwa 100 h (ca. 4 Tage) nach dem Mischen steigt die CO_2 -Produktion jeder Höhenposition auf den höchsten Wert. Bei einer Höhe von 32 cm ist

die höchsten Konzentration ca. 360 ppm. Sie sinkt nach etwa 180 h auf ca. 330 ppm ab und nimmt tendenziell mit der Laufzeit langsam ab. In einer Höhe von 64 cm ist die höchsten Konzentration ca. 470 ppm und bei einer Höhe von 96 cm ist die höchsten Konzentration ca. 490 ppm. Die beiden Konzentrationen bleiben konstant bis zum Ende der Untersuchung.

Abb. 5-18 zeigt das Konzentrationsprofil durch die Schüttungshöhe. Die Konzentration nimmt mit der Höhe der Schüttung ab. Toluol wird am meisten in der oberen Reaktorzone (Stufe 3), wo die nächste Zone zum Gaseintritt ist, abgebaut. Nach etwa 4 Tagen nach dem Mischen bis zum Ende der Untersuchung zeigt das Konzentrationsprofil keinen Unterschied in der Abbauleistung bei einer Höhe von ca. 70 cm und 96 cm.

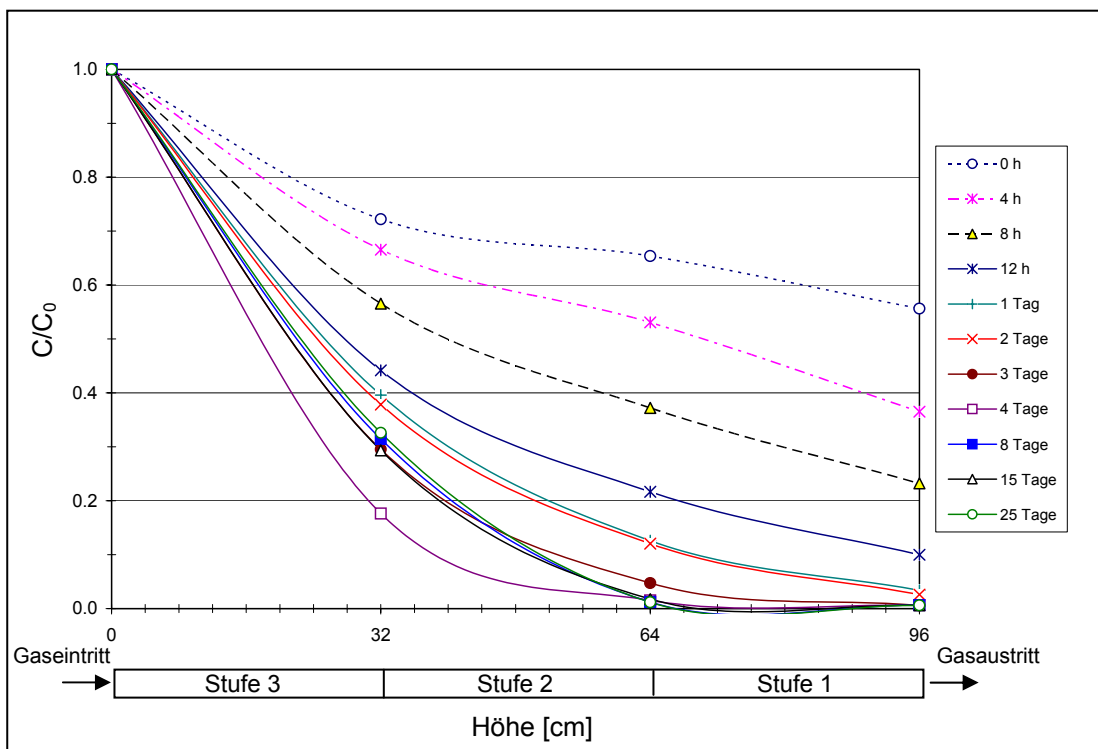


Abb. 5-18 Restkonzentrationsprofil über die Schüttungshöhe des MBRs ($C_0 = 315 \text{ mg C m}^{-3}$, $Q = 10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$).

Die Konzentration nimmt mit der Höhe der Schüttung ab. Toluol wird vorwiegend in der oberen Reaktorzone (Stufe 3, nächste Zone zum Gaseintritt) abgebaut.

5.4.2 Untersuchung der Verhältnisse zwischen Eliminationskapazitäten und spezifischen Volumenbelastungen

Wie bei Biofiltern wird die Leistungsfähigkeit oder das Abbauverhalten des Biorieselbettreaktors hauptsächlich im Ausdruck des Wirkungsgrad und/oder in der Darstellung der Eliminationskapazität (Raum-Zeit-Ausbeute) über der spezifischen Volumenbelastung angegeben. Die Angabe des Eliminationskapazitätsdiagramms

hat gegenüber dem Wirkungsgrad den Vorteil, dass auch der aktuelle Belastungszustand des Reaktors berücksichtigt ist (Windperger, 1992).

In dieser Untersuchung wurde der gesamte Kohlenstoff in der Zuluft, der Abluft und verschiedener Höhen (Volumina) der Schüttung ermittelt. Die Ermittlung wurde durch Veränderungen der Zuluftkonzentration bei einer konstanten Durchflussgeschwindigkeit durchgeführt. Die Schüttung wurde mehrmals während der Untersuchung mit einem konstanten Mischzustand (5 U min^{-1} und 10 min Dauer) gemischt. Die anderen Betriebsparameter waren dieselben wie in Tabelle 4-4 Kap.4.4.2.3. Die quasistationären Abbauleistungen des Reaktors wurden im Eliminationskapazitätsdiagramm in Abb. 5-19 zusammengefaßt.

Das Diagramm zeigt, dass die Eliminationskapazität von der spezifischen Volumenbelastung und Verweilzeit abhängt. Bei der zugeführten spezifischen Volumenbelastung bis zu ca. $80 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ wird der eingetragene Schadstoff (Toluol) zu fast 100 % beim Betrieb mit einer Stromverweilzeit von 35 s und 96 s abgebaut. Im gleichen Belastungsbereich ist die Eliminationskapazität bei einer Verweilzeit von 17 s deutlich geringer (ca. 80 %). Bei zunehmender Schadstoffbelastung steigt die Eliminationskapazität an, während der Wirkungsgrad (η) fällt.

5.5 Untersuchung geeigneter Füllkörper für der "Mischbettreaktor (MBR)" durch Herstellung eines neuen Füllkörpers

Geeignete Trägermaterialien haben einen großen Einfluss auf die Leistungsfähigkeit und Wirtschaftlichkeit des Biorieselbettreaktors. Beim MBR wird das Trägermaterial durch den Mischvorgang bewegt, so dass es geeignete Eigenschaften sowohl für den konventionellen Biorieselbettreaktor als auch für Mischverfahren, wie in Kap. 5.1.2.2 dargelegt haben sollte. Diese Anforderungen an das Trägermaterial im MBR werden nur bei einer kleinen Auswahl kommerziell hergestellter Füllkörper gefunden. Bei der Untersuchung mit dem Füllkörpergemisch aus „Polyhedral Hollow Balls“ und „Floating Balls“ wurde gefunden, dass die Abbauleistung des Reaktors nach dem Mischen stark abnahm. Eine mögliche Ursache war, dass die anhaftende Biomasse auf den Füllkörpern nach dem Mischen zu gering war. Eine Anforderung zur Minderung der Senkung der Abbauleistung nach dem Mischen war eine Erhöhung der anhaftenden Biomasse auf dem Füllkörper nach dem Mischen durch Verwendung eines Füllkörpers mit einer rauheren Oberflächenstrukturierung. Zur Prüfung dieser Annahme wurden entsprechende Füllkörper hergestellt (siehe Kap. 4.5.1) und danach im MBR untersucht, um die Leistungsfähigkeit mit dem Füllkörpergemisch aus „Polyhedral Hollow Balls“ und „Floating Balls“ zu vergleichen.

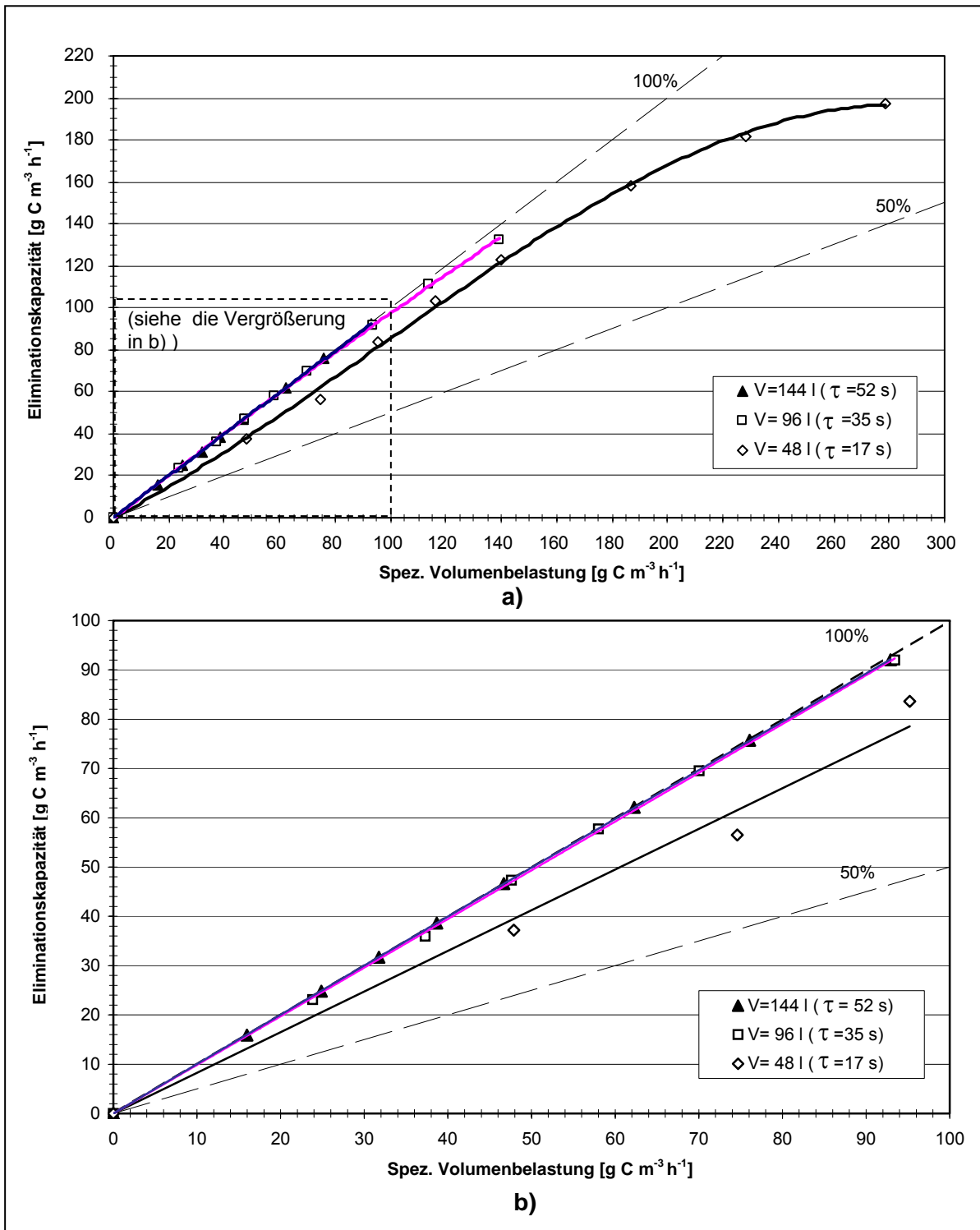


Abb. 5-19 Eliminationskapazität des MBRs.

a) Eliminationskapazität des MBRs über der spezifischen Volumenbelastung von 0 – 280 $\text{g C m}^{-3} \text{h}^{-1}$, b) Vergrößerter Ausschnitt der Eliminationskapazität (von Abb.5-19a) über der spezifischen Volumenbelastung von 0 – 100 $\text{g C m}^{-3} \text{h}^{-1}$. Das Diagramm zeigt, dass die Eliminationskapazität von der spezifischen Volumenbelastung und Verweilzeit abhängt. Bei zunehmender Schadstoffbelastung steigt die Eliminationskapazität an, während der Wirkungsgrad (η) fällt.

Zur Erhöhung der Haftungsfähigkeit der Füllkörper in diesem Versuch wurde auch die Materialeigenschaft betrachtet. Das Material soll eine besonders gute Besiedelung mit Mikroorganismen ermöglichen. Zur Bewertung der Haftungsfähigkeit des Materials wurden Füllkörper aus fünf verschiedenen Kunststoffen (Polypropylen (PP), Polyamid (PA6), Polyethylenterephthalat (PET), Polybutylenterephthalat (PBT) und Polypropylenhomopolymere mit ca. 35 % Glasfaser (PPH+GF) (Recycling-Kunststoff)) in einer Mischkultur untersucht. Diese Materialien wurden unter Berücksichtigung von Polarität und Toluolbeständigkeit gewählt.

Durch die unterschiedlich polaren Materialien kann der Einfluss der Polarität auf die Haftungsfähigkeit ermittelt werden. Die Toluolbeständigkeit des Materials ist wichtig zur Vermeidung einer Beschädigung der Oberfläche während der Untersuchung mit dem toluolhaltige Luftstrom. Es wurden folgende Eigenschaften der Füllkörper untersucht.

- physikalische Eigenschaft
- Rauheit der Oberfläche
- Hydrophobizität
- Haftungsfähigkeit von Mikroorganismen

5.5.1 Ermittlung der physikalischen Eigenschaften der hergestellten Füllkörper

Wegen der Anforderungen einer guten Mikroorganismenimmobilisierung, einem geringen Mischwiderstand und einem geringer Strömungswiderstand wurde ein neuer Füllkörper aus Kunststoff in Kugelform (\varnothing 15 mm) mit einer stark rauhen Oberfläche hergestellt. Die allgemeinen physikalischen Eigenschaften der Füllkörper wurden ermittelt und ihre Daten sind in Tabelle 5-7 zusammengefasst.

Tabelle 5-7 Daten der neu hergestellten Füllkörper

Parameter	hergestellten Füllkörper
Einzelpartikel	
Grundform	Kugel
Durchmesser [mm]	15
Gewicht [g]	0,85
Oberfläche [mm ²]	707
Schüttung	
Anzahl [Stück m ⁻³]	302360
Lückengrad, ε [%]	42
spezifische Oberfläche, a [m ² m ⁻³]	214
Schüttdichte ρ_s [kg m ⁻³]	257

5.5.2 Ermittlung der Rauheit der hergestellten Füllkörper

Die Rauheit von Oberflächen kann einen Einfluss auf die Anhaftung von Mikroorganismen haben (Characklis, 1990; Flemming, 1991). Die Rauheit der hergestellten Füllkörper wurde in dieser Untersuchung in zwei- und drei Dimensionen ermittelt (Kap. 4.9.4.1). Zur Ermittlung des Rauheitsprofils (zwei Dimensionen) wurde die Oberfläche der Füllkörper mit einem elektrischen Tastschnittgerät untersucht und die dreidimensionale Aufwuchsoberfläche wurde mit Rasterelektronenmikroskopie (REM) ermittelt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 5-8 und Abb. 5-20 bis Abb. 5-24 dargestellt.

Tabelle 5-8 Arithmetischer Mittenrauhwert (R_a) der hergestellten Füllkörper aus PP, PA6, PET, PBT und PPH+GF

Füllkörpermaterial	arithmetischer Mittenrauhwert (R_a) (μm)
PP	26.18
PA6	25.32
PET	19.15
PBT	28.90
PPH+GF	29.31

Durch die REM-Aufnahmen kann man erkennen, dass im Vergleich mit anderen Füllkörpermaterialien der PET-Füllkörper (Abb. 5-22) die glätteste Oberfläche hat. Der PA6-Füllkörper (Abb. 5-21) hat eine rauhere Oberfläche, aber sie ist teilweise glatt. Die Füllkörperoberflächen von PP (Abb. 5-20), PBT (Abb. 5-23) und PPH+GF (Abb. 5-24) zeigen eine komplett stark raue Strukturierung.

Durch Betrachtung der Rauheitsprofilparameter von dem arithmetischen Mittenrauhwert (R_a) (Tabelle 5-8) ergibt sich, dass der errechnete Rauwert mit dem optischen Eindruck (REM - Aufnahme) übereinstimmt. Der Rauwert (R_a) der Füllkörperoberfläche von PET ist deutlich geringer als der anderer Materialien. Wenn die Rauheitsdimension betrachtet wird, weist die Rauheit der Oberflächen aller Füllkörper vielfach größere Strukturen auf als die Größe der Bakterien. Dies bedeutet, dass die anhaftenden Bakterien vor Scherkräften geschützt werden können (Characklis, 1990; Flemming, 1991).

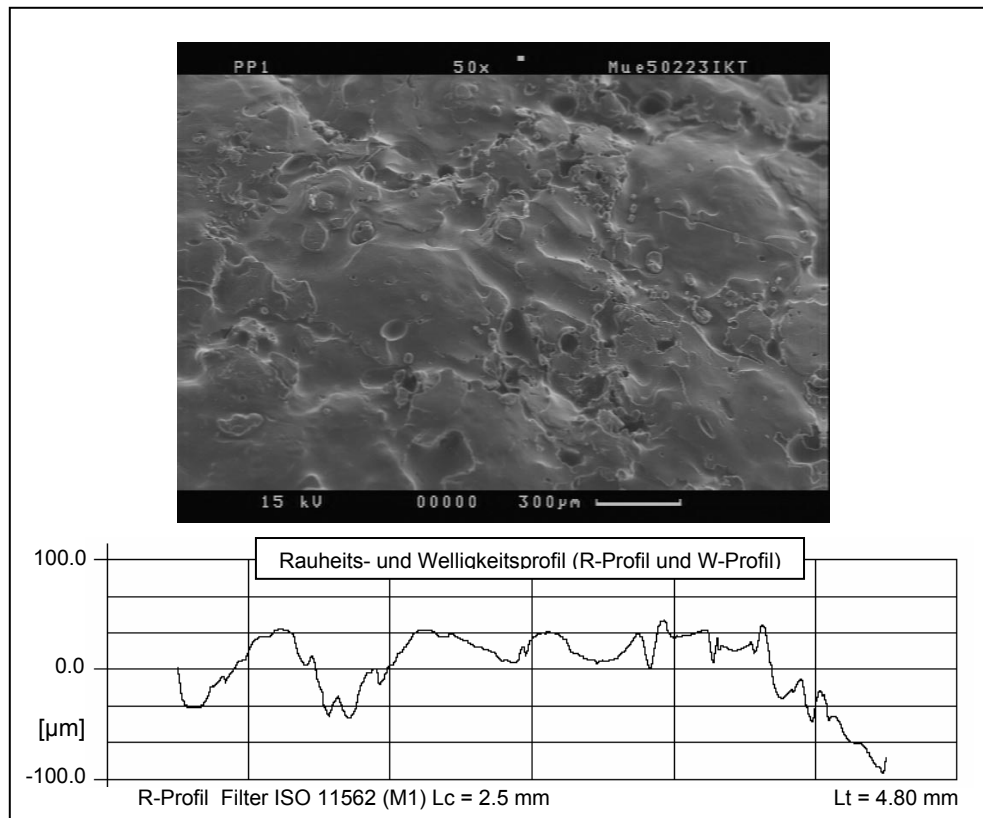


Abb. 5-20 REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PP-Füllkörpers

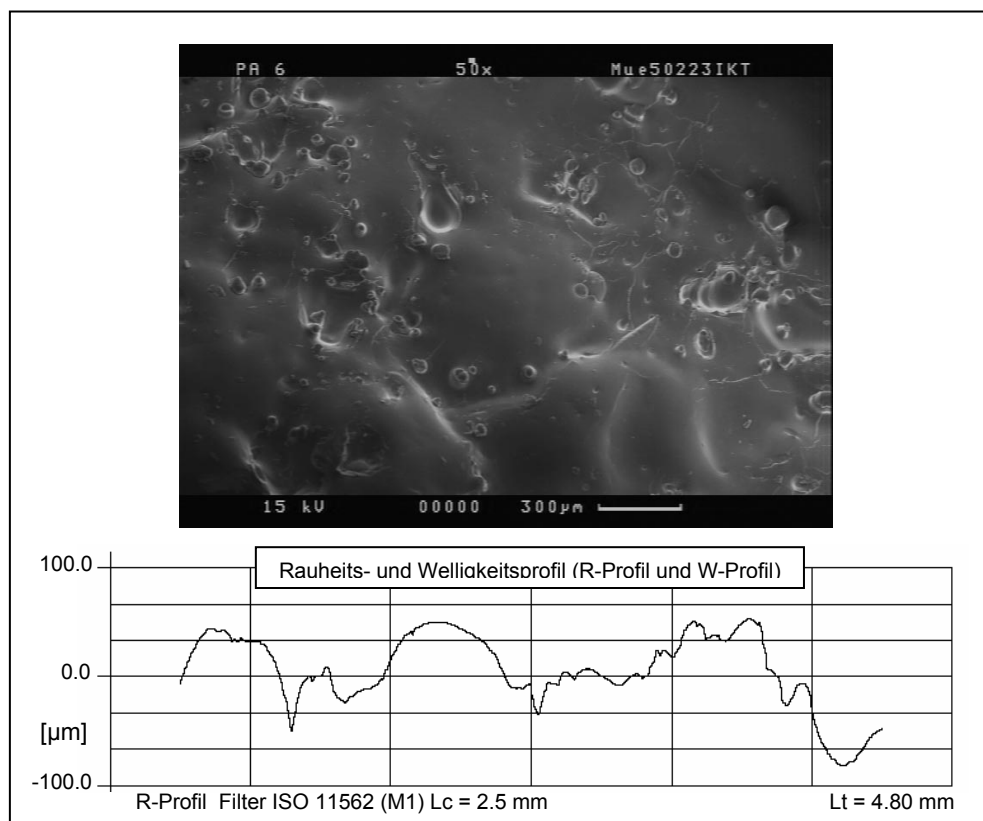


Abb. 5-21 REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PA6-Füllkörpers

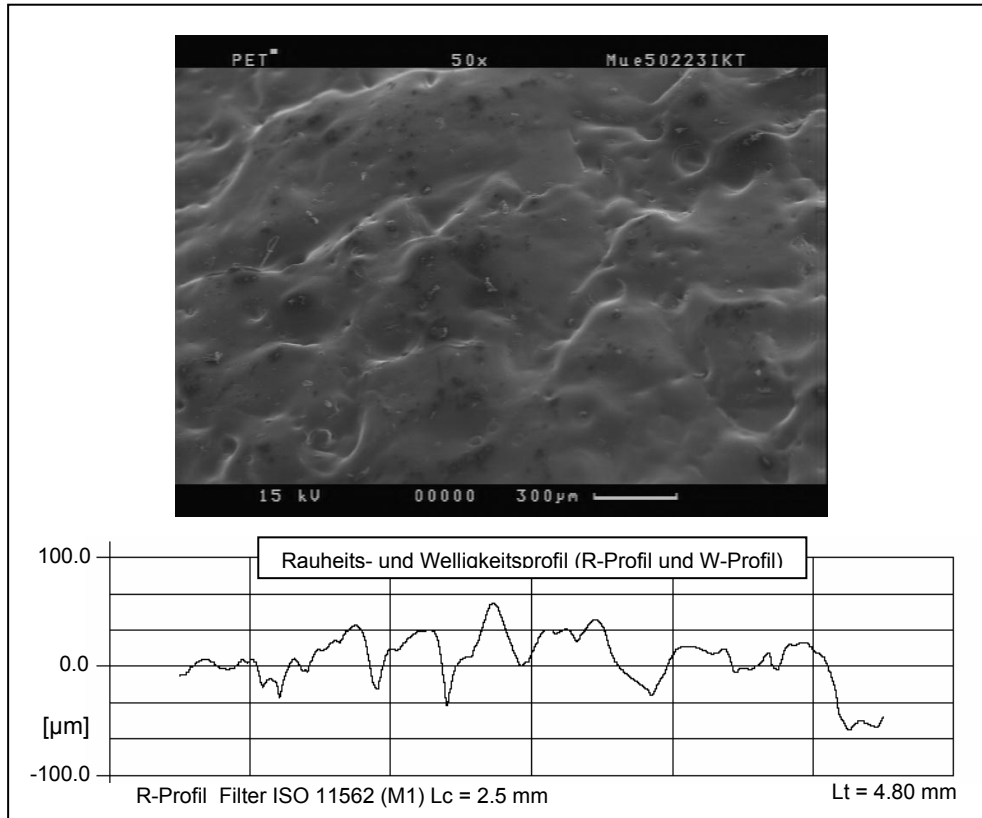


Abb. 5-22 REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PET-Füllkörpers

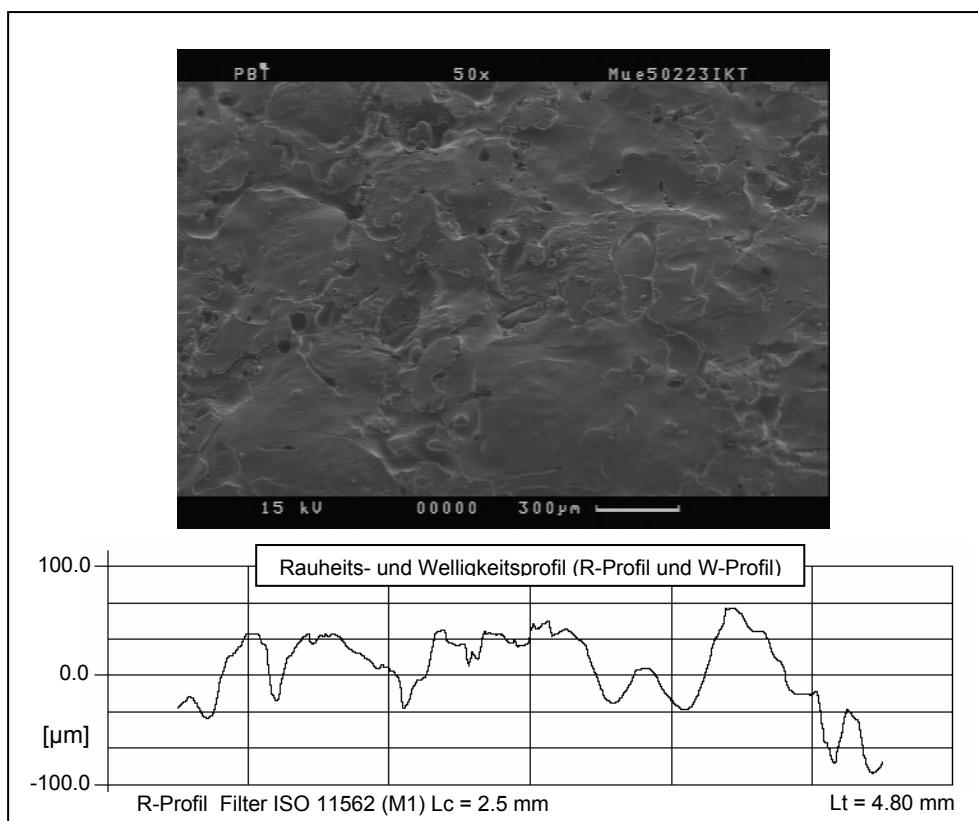


Abb. 5-23 REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PBT-Füllkörpers

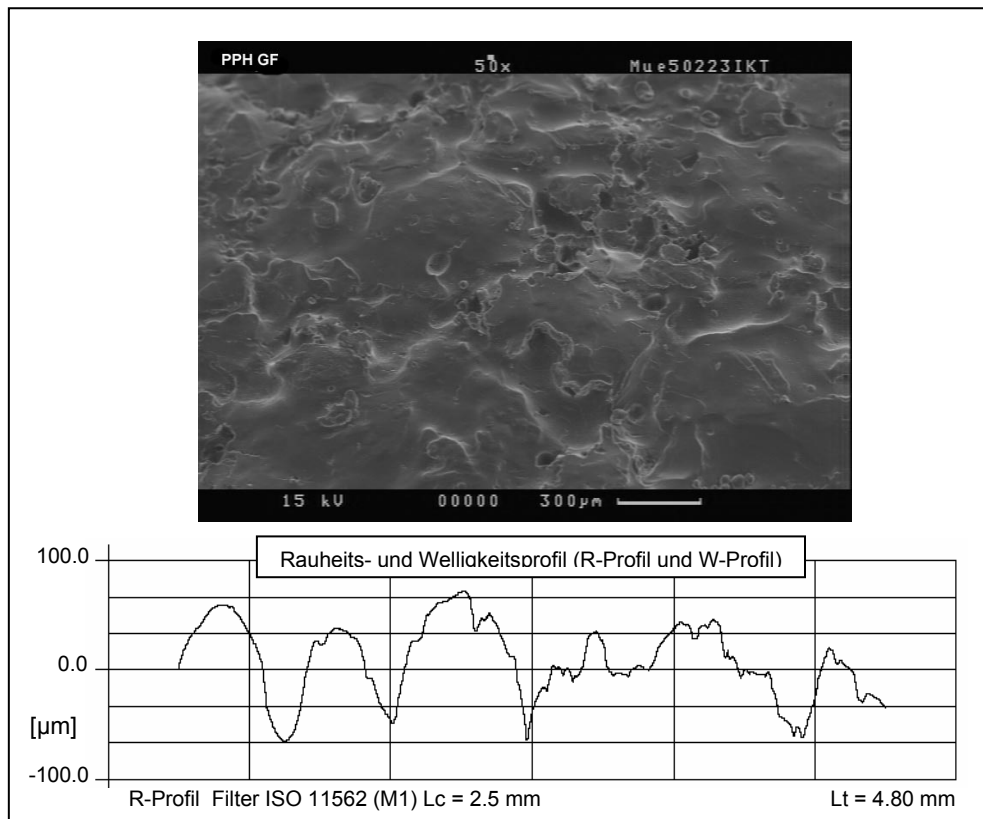







Abb. 5-24 REM-Aufnahme und Rauheitsprofil eines hergestellten PPH+GF-Füllkörpers

5.5.3 Bestimmung der Hydrophobizität der Füllkörpermaterien

Die Hydrophobizität von Materialien wurde über die Benetzbarkeit bestimmt. Die Methode zu deren Ermittlung war die Messung des Kontaktwinkels (Θ) zu einem Tropfen destillierten Wassers auf der zu untersuchenden Oberfläche (Kap.4.9.4.2). Zur Bewertung der Benetzbarkeit können wir davon ausgehen, dass ein Festkörper durch die Flüssigkeit um so besser benetzt wird, je kleiner der Kontaktwinkel ist. Die Resultate sind in Tabelle 5-9 dargestellt.

Von Tabelle 5-9 können alle untersuchten Materialien in drei Stufen der Benetzbarkeit eingeteilt werden. PP und PPH+GF sind schwer benetzbar (stark hydrophob). PA6 und PBT sind teilweise benetzbar. PET ist benetzbar oder am hydrophilsten im Vergleich mit den anderen Materialien.

Tabelle 5-9 Kontaktwinkel der verschiedenen Füllkörpermaterialien

Material	Kontaktwinkel (Θ)	
PP		95 +/-1,2
PA6		81 +/-2,9
PET		51 +/-1,2
PBT		83 +/-3,7
PPH + 35 % GF		112 +/-2,5

5.5.4 Untersuchung der Haftungsfähigkeit von Mikroorganismen auf den verschiedenen hergestellten Füllkörpern

Die Materialien können eine unterschiedliche biologische Affinität aufweisen (Schaule, 1992; Flemming, 1994). Wenn verschiedene Materialien mit entsprechenden Mikroorganismen in Kontakt kommen, dann werden sie verschieden stark besiedelt (Marschall, 1992; Schaule, 1992; Flemming 1994; Plaggemeier 1999; Windsperger, 1990).

Zur Untersuchung der Haftungsfähigkeit der Mikroorganismen auf den verschiedenen Füllkörpermaterialien wurden zwei Testmethoden angewandt:

- Adhäsionstest in einem Zellsuspensionsgefäß
- Immobilisierungstest in Labormaßstabreaktoren.

5.5.4.1 Adhäsionstest im Zellsuspensionsgefäß

Die experimentelle Untersuchung zur Anhaftung von Mikroorganismen an Oberflächen wurden mit einem modifizierten Adhäsionstest von Schaule (1992) durchgeführt. Bei der Untersuchung wurde das Trägermaterial in die Mikro-biozösesuspension aus dem Sumpf des MBRs eingehängt. Die Quantifizierung der haftender Zellen wurde mit Hilfe des Ultraschallsystems (Kap. 4.6.1) durchgeführt.

Die Ergebnisse der Untersuchung wurden im „statischen System“, d.h. nicht unter praktischen Betriebsbedingungen, erzielt und in Abb. 5-25 dargestellt.

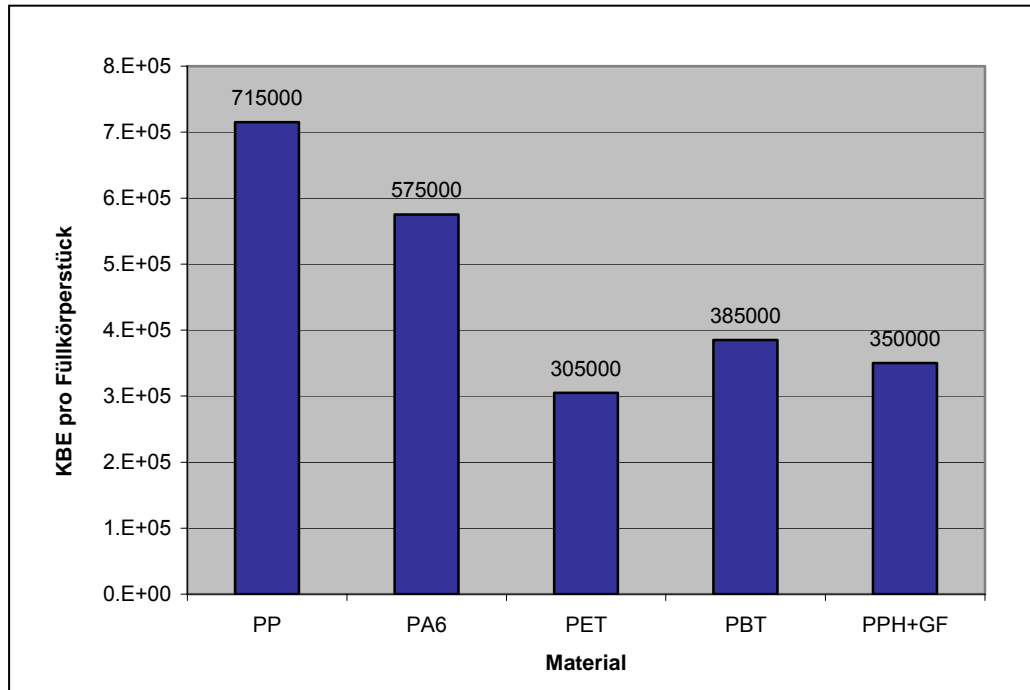


Abb.5-25 Anzahl anhaftender Zellen auf den untersuchten Materialien beim Adhäsionstests in einem Zellsuspensionsgefäß (566×10^4 KBE mL⁻¹).

Das Diagramm zeigt, dass die eingesetzten Materialien unterschiedlich schnell von den Mikroorganismen belegt werden. Die Adhäsion der Mikroorganismen auf PP ist höher als auf anderen Materialien.

Die Ergebnisse zeigen, dass die eingesetzten Materialien unterschiedlich schnell von den Mikroorganismen belegt werden. Die Adhäsion der Mikroorganismen auf PP ist höher als auf anderen Materialien. Bei der Gruppe von PET, PBT und PPH+GF ist die Adhäsion deutlich geringer als bei den anderen Materialien.

5.5.4.2 Immobilisierungstest in einer Labormaßstabsanlage

In diesem Testsystem wurde die Haftungsfähigkeit der Mikroorganismen auf den hergestellten Füllkörpern unter praktischen Betriebsbedingungen untersucht, weil Effektfaktoren wie die auftretende Scherkraft durch Versprühen und des Durchflusses der Flüssigkeit sowie der mechanischen Ablösung (Rückspülen) eingeschlossen wurden. Die Laboranlage umfasste 5 parallel betriebene Testgefäße (Ø 5 cm) befüllt mit den verschiedenen Füllkörpermaterialien (siehe Kap. 4.6.2). Die Besiedelung der Mikrobiozönose wurde jeden Betriebstag beobachtet und photographiert (Abb. 5-26 bis 5-29). Die Quantifizierung der Besiedelung der Mikroorganismen wurde durch Trockengewicht bestimmt und ihre Ergebnisse sind in Abb. 5-30 dargestellt.

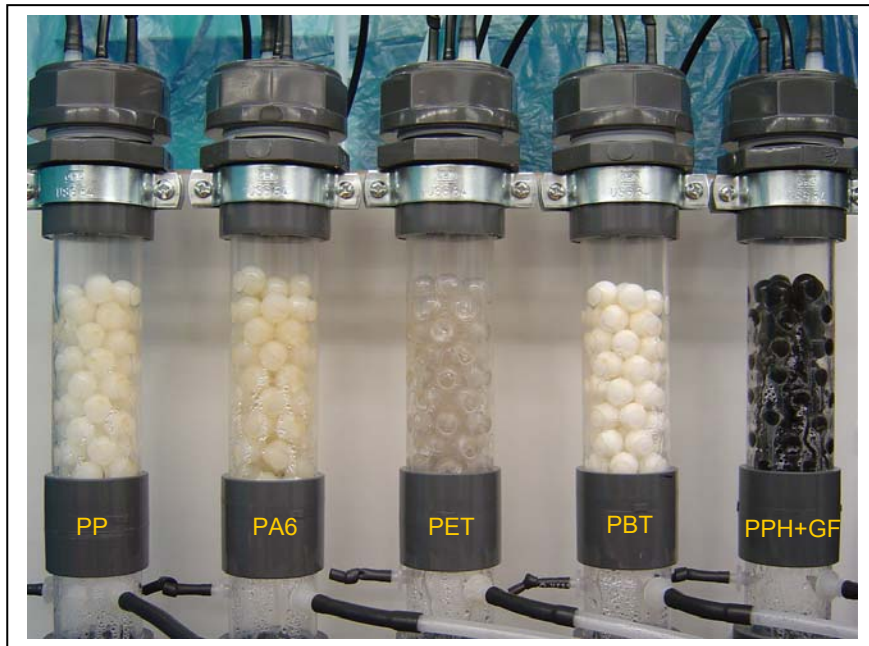


Abb. 5-26 Die Besiedelung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage am 2. Betriebstag.

Eine dünne Schicht des Biofilms auf den Füllkörpern und der inneren Wand aller Testsäulen konnte beobachtet werden.

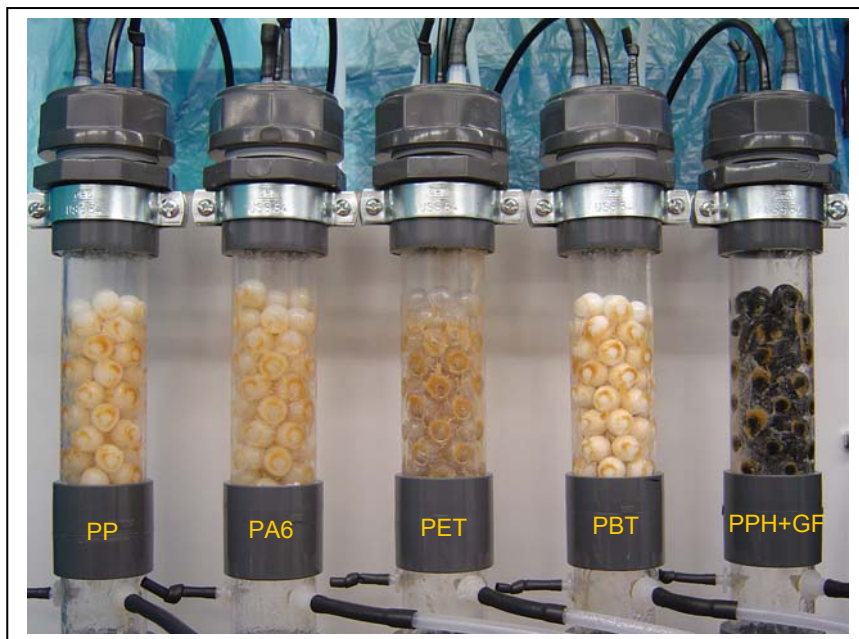


Abb. 5-27 Die Besiedelung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage am 13. Betriebstag.

Die Biofilmschichten in allen Testsäulen konnten deutlich beobachtet werden.



Abb. 5-28 Die Besiedelung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage nach dem Rückspülen am 13. Betriebstag.

Bei den Füllkörpern aus PP, PBT, bzw. PPH+GF bleibt vergleichsweise ein größer Teil des Biofilms anhaften als an den anderen Füllkörpern.

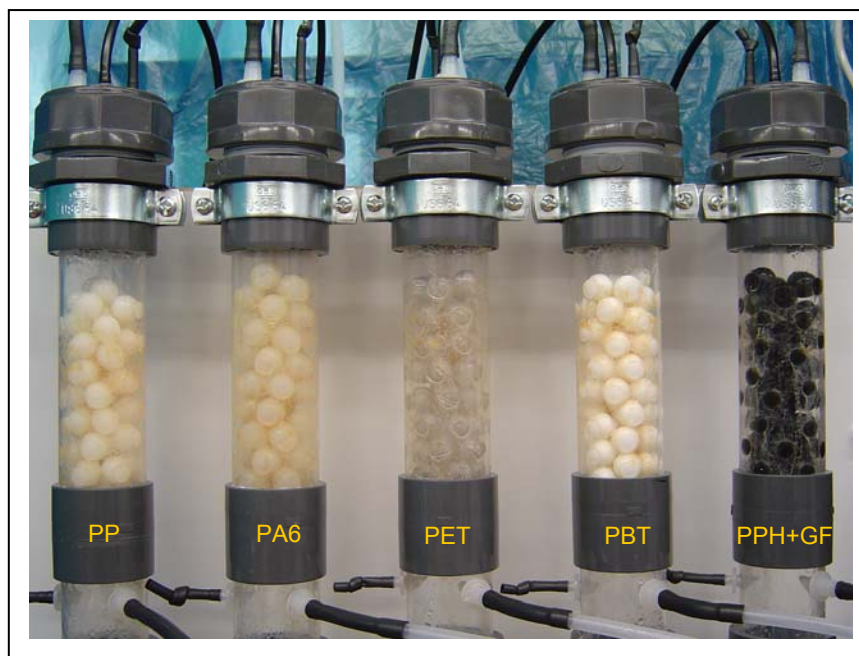


Abb. 5-29 Die Besiedelung der Mikroorganismen auf den untersuchten Materialien in der Labormaßstabanlage am 15. Betriebstag (2 Tage nach dem Rückspülen).

Im Vergleich mit der Anfangsphase (Abb. 5-26) ist das Wachstum der Biofilme in allen Testsäulen schneller.

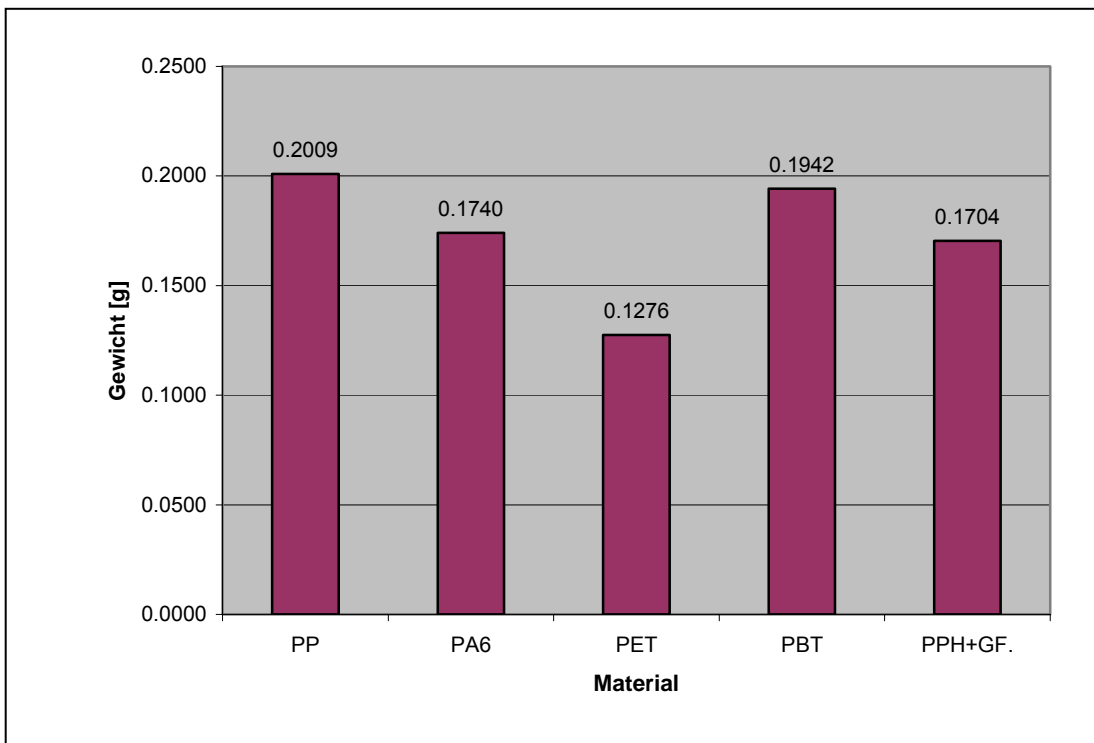


Abb. 5-30 Anhaftende Trockenbiomasse auf der untersuchten Füllkörperschüttung des Immobilisierungstests in einer Anlage in Labormaßstab.

Das Diagramm zeigt, dass die Mikroorganismen die verschiedenen Füllkörpermaterialien unterschiedlich schnell besiedeln können. Die Besiedelung kann in drei Gruppen eingeteilt werden. Auf PP- und PBT-Füllkörper ist die Besiedelung am höchsten. Die Besiedelung auf PA6- und PPH+GF-Füllkörper zeichnet sich etwas kleiner ab als auf PP- und PBT-Füllkörper. Auf PET-Füllkörper ist die Besiedelung deutlich schwächer als auf anderen Füllkörpern.

2 Tage nach dem Anfahren konnte eine dünne Schicht von Biofilm auf den Füllkörpern und der inneren Wand aller Testsäulen beobachtet werden (Abb. 5-26). Die Biomasse nahm mit der Laufzeit zu, konnte visuell jedoch am 13. Betriebstag unterschieden werden (Abb. 5-27). Während des Rückspülvorgangs am 13. Betriebstag war feststellbar, dass die Biofilme von den PET-Füllkörpern am leichtesten abgelöst wurden. Die stärkste Haftung wurde bei PP-, PBT- und PPH+GF-Füllkörper gefunden. Es konnte auch beobachtet werden, dass nach dem Rückspülen ein größerer Teil der Biofilme auf diesen Füllkörpern anhaften blieb als vergleichsweise bei den anderen Füllkörpern (Abb. 5-28). In der Phase nach dem Rückspülen war das Wachstum der Biofilme in allen Testsäulen schneller als in der Anfangsphase. Unterschiede im Aufwuchsverhalten zwischen den Testsäulen konnte augenscheinlich nicht unterschieden werden (Abb. 5-29).

Abb.5-30 zeigt, dass die Mikroorganismen die untersuchten Füllkörper unterschiedlich besiedeln können. Die Besiedelung kann in drei Gruppen eingeteilt werden. Auf PP- und PBT-Füllkörper ist die Besiedelung am höchsten. Die

Besiedelung auf PA6- und PPH+GF-Füllkörper zeichnet sich etwas kleiner ab als auf PP- und PBT-Füllkörper. Auf PET-Füllkörper ist die Besiedelung deutlich schwächer als auf anderen Füllkörpern.

5.5.4.3 Ergebniszusammenfassung zur Bewertung von Trägermaterialien

Nach dem Vergleich der Ergebnisse der zwei Untersuchungen (Kap. 5.5.4.1 und 5.5.4.2) ist eine Tendenz erkennbar, dass die Haftungsfähigkeit der Mikroorganismen auf PP gegenüber anderen Materialien dominiert. Es ist auch beobachtbar, dass der Unterschied der Haftungsfähigkeit auf PP, PA6, PBT und PPH+GF im Labormaßstabsreaktor kleiner als in der ruhenden Zellsuspension ist. Dies deutet auf den Einfluss der Rauheit hin. Zum einen bietet die Rauheit Schutz vor Scherkräften des Flüssigkeitsstroms, zum anderen wird durch sie die verfügbare Oberfläche vergrößert (Characklis, 1990; Fox et al., 1990; Characklis, 1995). Weiterhin ist feststellbar, dass hydrophobes Trägermaterial eine bessere Zellanhaftung als das hydrophile Material fördern.

Im Vergleich zu den anderen Materialien hat PP außer der besten Haftungsfähigkeit von Mikroorganismen auch andere Vorteile bei der Füllkörperherstellung und Wirtschaftlichkeit. PP ist ein Polymer, das sehr leicht durch Spritzgießverfahren in einem Formteil hergestellt werden kann. Das Rohstoffmaterial ist auch am billigsten. Aus diesem Grund wurde der PP-Füllkörper für die weitere Untersuchung im halbtechnischen MBR gewählt.

5.5.5 Untersuchung der Abbauleistung des „Mischbettreaktors (MBR)“ mit dem neu hergestellten Füllkörper

Der neue Füllkörper aus PP wurde im MBR unter den gleichen Betriebsbedingungen wie die Untersuchung mit dem Füllkörpergemisch aus „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“ durchgeführt, um die Schadstoffabbauleistung mit einander vergleichen zu können.

In diesem Kapitel wird der neu hergestellte Füllkörper „neuer Füllkörper“ genannt und das Füllkörpergemisch aus „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“ wird „alter Füllkörper“ genannt.

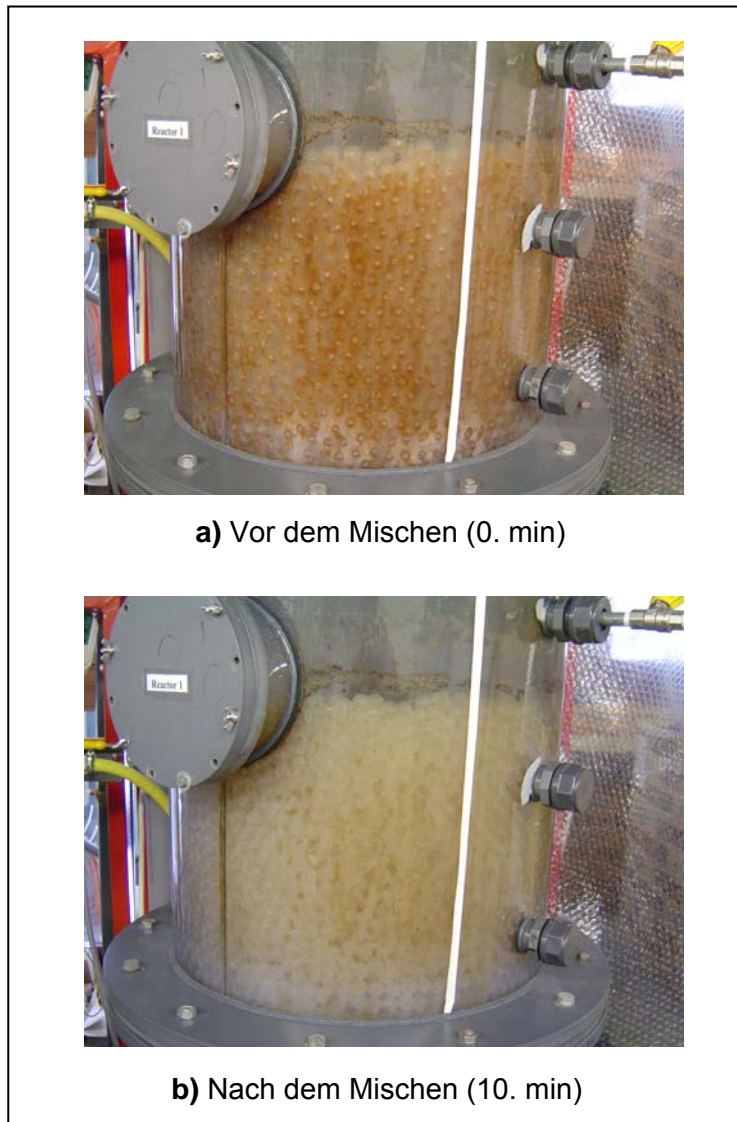


Abb. 5-31 Die Biofilmentfernung von den neuen Füllkörpern durch Mischen in der 3. Stufe des MBRs im halbtechnischen Versuch bei einem wöchentlichen Durchmischen (10 Min Dauer, 5 U min^{-1}) und der spez. Volumenbelastung von $33 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$.

Die Darstellung zeigt, dass die Anhaftung der Biofilme auf den Füllkörpern vor und nach dem Mischen deutlich unterschiedlich ist. Bei diesem Mischzustand werden die Biofilme fast vollständig aus der Schüttung entfernt.

Die neu Füllkörper waren in einer Kugelform, so dass der Widerstand während des Mischvorgangs deutlich geringer als die alten Füllkörper war. Ihrer Durchmesser war auch deutlich kleiner als die alten Füllkörper. Bei der Betrachtung des Einflusses von Partikelgröße, -dichte und -form auf das Feststoffmischen, wie in Kap. 5.1 beschrieben, war es nicht überraschend, dass in einem Vorversuch zur Bewegung der neuen Füllkörper im MBR während des Mischvorgangs die Durchmischung der neuen Füllkörper geringer als der alten Füllkörper war. Nach einer kleinen Modifizierung des Mischwerkzeuges wurde die Bewegung und Verteilung der

Füllkörper verbessert und sie war daraufhin ähnlich gut wie beim alten Füllkörper, was durch Bewegungsvergleiche mit einer Videokamera dokumentiert wurde.

Abb. 5-31 zeigt das Ergebnis der Biofilmentfernung von den Füllkörpern durch einen Mischvorgang mit einer Drehzahl von 5 U min^{-1} , Dauer 10 min und Schalzhäufigkeit von 1 mal/Woche.

Zur Untersuchung und Einschätzung der Leistung des MBRs mit dem neuen Füllkörper wurde die Untersuchung der Abbauleistung unter gleichen Betriebsbedingungen wie in Kap. 4.4.2.3 durchgeführt. Die Abbauleistungen des Füllkörpers und des alten Füllkörpers wurden miteinander in der gleichen Phase des Betriebszeitraums verglichen. Die Resultate sind in Abb. 5-32 und Abb. 5-33 dargestellt.

Von den dargestellten Ergebnissen kann man erkennen, dass die Abbauleistung des MBRs mit dem neuen Füllkörper in allen Fällen geringer ist als mit dem alten Füllkörper. Im Vergleich mit dem alten Füllkörper sinkt die Abbauleistung mit dem neuen Füllkörper nach dem Mischen tiefer, und steigt danach langsamer bis zur quasistationären Phase an. In der quasistationären Phase erweist sie sich als geringer als beim alten Füllkörper.

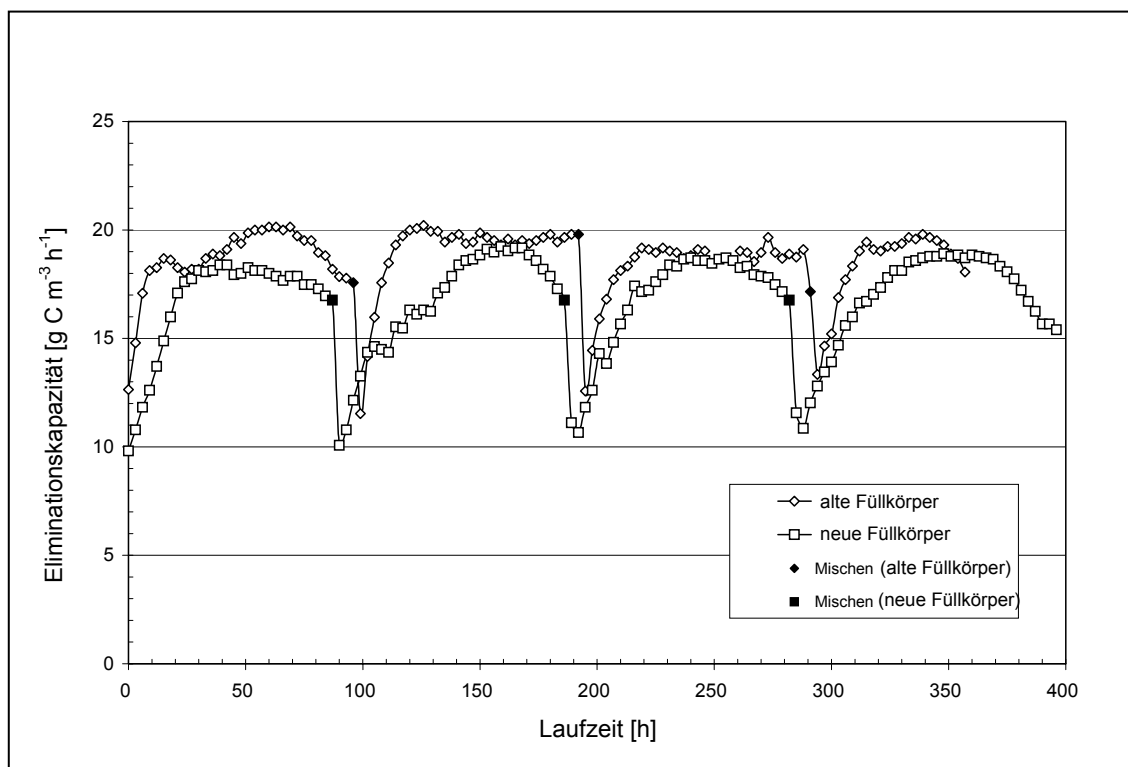


Abb. 5-32 Vergleich der Eliminationskapazität des MBRs mit neuen und alten Füllkörpern.

Die Abbauleistung des MBRs mit dem neuen Füllkörper fällt geringer aus, als mit dem alten Füllkörper.

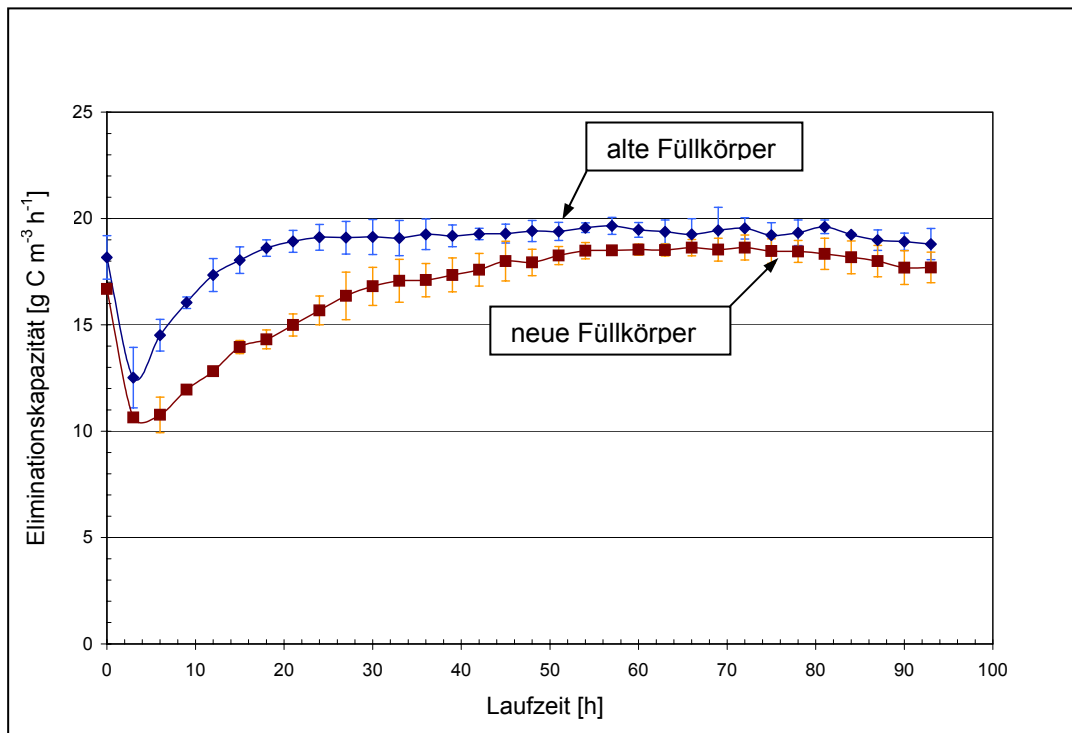


Abb. 5-33 Vergleich der durchschnittlichen Eliminationskapazität des MBRs pro Mischvorgang bei neuen und alten Füllkörpern.

Die Abbauleistung des MBRs mit dem neuen Füllkörper ist sowohl in der Phase nach dem Mischen als auch in der quasistationären Phase geringer als mit dem alten Füllkörper.

5.6 Untersuchung zur Abbauleistung des „ Mischbettreaktors (MBR) “ mit Veränderungen beim Mischen

Zur Untersuchung des Einflusses des Mischzustands auf die Leistung des MBRs wurden die Abbauleistung und der Druckverlust durch die Veränderung des Mischzustands ermittelt. Die Untersuchung wurde mit dem neuen Füllkörper, unter gleichen Betriebsbedingungen wie in Kap. 4.4.2.3 und bei den folgenden Mischzuständen durchgeführt.

- Mischzustand 1 : 10 min Dauer, 5 U min^{-1} und Schalzhäufigkeit von 1 mal/4 Tage
- Mischzustand 2 : 2 min Dauer, 5 U min^{-1} und Schalzhäufigkeit von 1 mal/4 Tage

Die Resultate sind in Abb. 5-34 und Abb. 5-35 dargestellt.

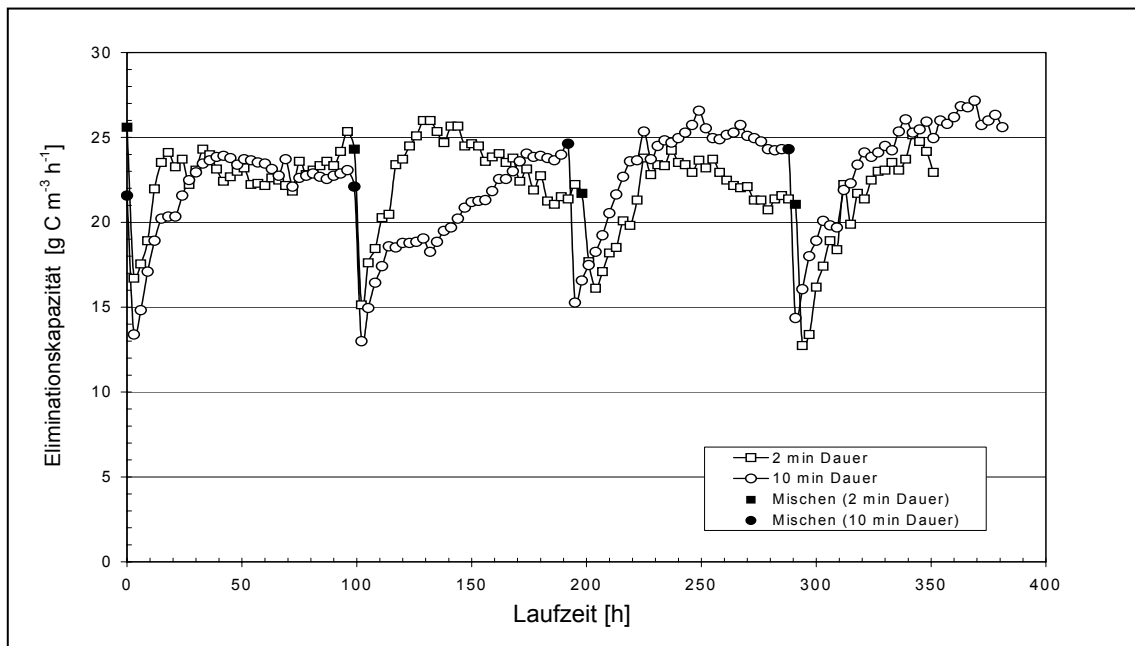


Abb.5-34 Vergleich der Eliminationskapazität und des Druckverlusts des MBRs bei Mischzustand 1(10 min Dauer) und bei Mischzustand 2 (2 min Dauer).

Die Abbauleistung von beiden Mischzuständen zeigt keinen großen Unterschied, aber ihre Tendenz kann beobachtet werden: Über einem langen Betriebszeitraum zeigt die Abbauleistung des Mischzustands 2 einen tendenziellen Rückgang. Ab dem zweiten Mischvorgang ist erkennbar, dass die Abbauleistung am Ende der quasistationären Phase deutlich zunimmt.

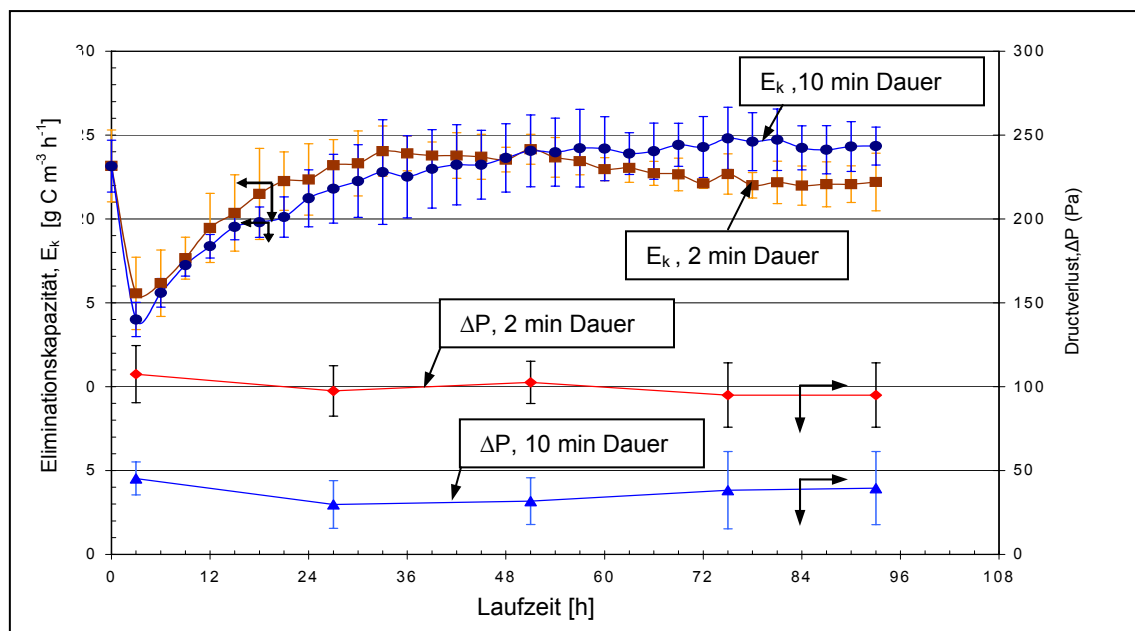


Abb. 5-35 Vergleich der durchschnittlichen Eliminationskapazität und des Druckverlust pro Mischvorgang des MBRs bei Mischzustand 1 (10 min Dauer) und bei Mischzustand 2 (2 min Dauer).

Die Abbauleistung des Mischzustands 2 weist am Ende der quasistationären Phase einen tendenziellen Rückgang auf. Der durchschnittliche Druckverlust pro Zyklus des Mischvorgangs des Mischzustands 2 ist deutlich höher als beim Mischzustand 1.

Die Abbauleistung von beiden Mischzuständen zeigt keinen großen Unterschied, aber ihre Tendenz kann beobachtet werden. In der Anfangsphase des Betriebszeitraums von ca. 380 h (Abb. 5-34) ist die Abbauleistung des MBRs des Mischzustands 2 nach dem Mischen höher als des Mischzustands 1 und danach steigt sie auch schneller. Bei einem langen Betriebszeitraum zeigt die Abbauleistung des Mischzustands 2 einen tendenziellen Rückgang. Ab dem zweiten Mischvorgang ist in Abb. 5-34 erkennbar, dass die Abbauleistung am Ende der quasistationären Phase deutlich zunimmt. Sie entspricht der durchschnittlichen Abbauleistung pro Zyklus des Mischvorgangs in Abb. 5-35.

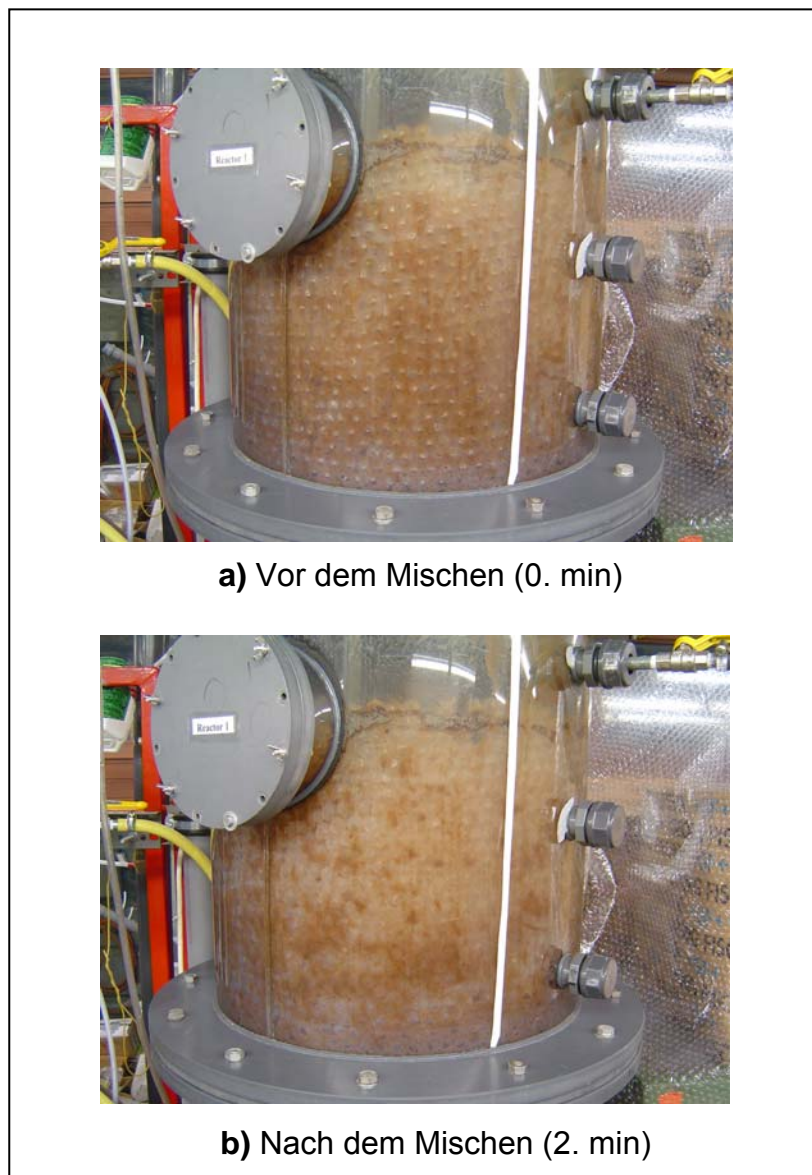


Abb. 5-36 Die Biofilmentfernung von den neuen Füllkörpern durch Mischen in der 3. Stufe des MBRs im halbtechnischen Versuch bei wöchentlichen Durchmischen (2 min Dauer: 5 U min^{-1}) und der spez. Volumenbelastung von $33 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$.

Bei diesem Mischzustand verbleibt viel abgelöster Biofilm nach dem Mischen noch in der Schüttung.

Der durchschnittliche Druckverlust pro Zyklus des Mischvorgangs (Abb. 5-35) des Mischzustands 2 ist deutlich höher als beim Mischzustand 1.

Abb. 5-36 zeigt, dass beim Mischzustand 2 viel abgelöster Biofilm nach dem Mischen noch in der Schüttung hängen bleibt. Die Akkumulation der Biofilme wird um so höher je größer die Anzahl der Mischvorgänge ist. Aus diesem Grund kann sich eine Verstopfung und anaerobe Zone in der Schüttung bei langer Betriebszeit entwickeln. Beim Mischzustand 1 werden die abgelösten Biofilmen deutlich besser als beim Mischzustand 2 entfernt (Abb. 5-31), weil die Mischdauer länger ist, so dass die Abbauleistung bei diesem Mischzustand über einen langen Betriebszeitraum stabiler ist.

6. Diskussion

6.1 Reaktoraufbau und Funktion

Bei dem Versuch im halbertechnischen Maßstab stand der Biorieselbettreaktorprototyp (sog. „Mischbettreaktor, MBR“) im 144 L-Füllkörperschüttungsvolumen-Maßstab (Abb. 4-2b) zur Verfügung. Das Volumen war groß genug, um bereits technische Detaillösungen wie z.B. Füllkörper, Motor, Mischwerkzeug und Düsen einzusetzen, ausreichend Probenmaterial für die mehrmonatigen Untersuchungen bereitzustellen und um Hochrechnungen des Schadstoffumsatzes und des Aufwandes im späteren technischen Einsatz zu ermöglichen.

Beim MBR wurden die Biofilme durch einen Mischvorgang des aufgebauten Mischwerkzeugs abgeschert und aus dem Reaktor mit normalem Betriebsprühen entfernt. Bei 47 Mischvorgängen im Laufe eines Zeitraums von zwei Jahren mit einer Mischung aus „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“ Füllkörper und 15 Mischvorgängen in einer mehrmonatigen Untersuchung mit dem neu hergestellten Füllkörper war es stets erfolgreich zur Entfernung des Überschussbiofilms von der Füllkörperschüttung gekommen. Damit war die Verstopfung, das „sog. Clogging“ im Reaktor, vermeidbar.

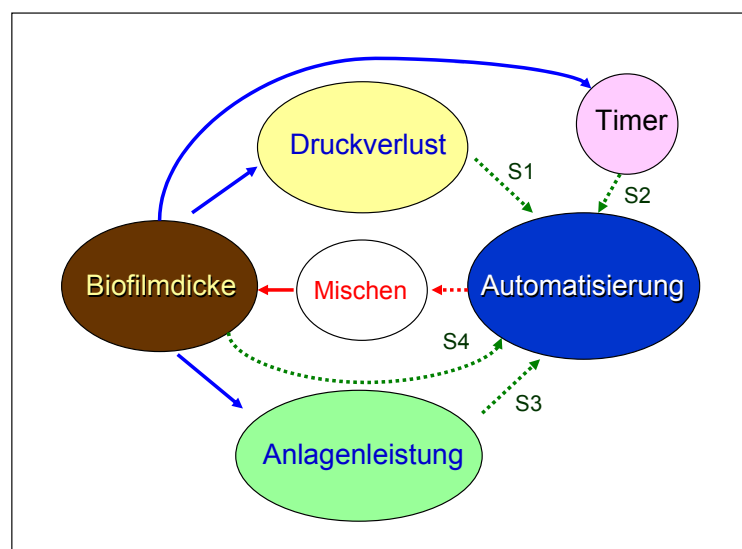


Abb. 6-1 Schema von Automatisierungsmöglichkeit für den MBR.

Die Verstopfung des MBRs kann durch Biofilmdicke bzw. Überschussbiofilme mit einem Automatisierungssystem kontrolliert werden. Die Biofilmdicke bzw. die Überschussbiofilme können über indirekte Parameter wie Druckverlust (S1), Laufzeit (S2), Anlagenleistung (S3) oder oder durch einen direkten Sensor (S4) mit Hilfe von optischen Technologien gesteuert werden.

Es ist somit möglich durch ein automatisiertes Mischsystems automatisch Überschussbiomasse auszutragen (Abb. 6-1). Dies bestätigte, dass das Hauptziel der vorliegenden Arbeit zur Entwicklung von Biorieselbettreaktor zum mechanischen Biomassenaustrag erfolgreich war.

6.2 Einfluss der Füllkörper auf der Leistungsfähigkeit des MBRs

6.2.1 Füllkörperperform

Ein Vergleich der Abbauleistung des MBRs einerseits mit einer Mischung der Füllkörper aus „Polyhedral Hollow Ball“ und „Floating Ball“ (sog. alter Füllkörper) und andererseits mit den neu hergestellten Füllkörper (sog. neuer Füllkörper) in Abb. 5-32 und Abb. 5-33 zeigt, dass die Abbauleistung des MBRs mit dem neuen Füllkörper in allen Fällen (nach dem Mischen und in der quasistationären Phase) geringer als mit dem alten Füllkörper ist. Diese deutet darauf hin, dass beim Einfluss des Füllkörpers auf die Senkung und Erhöhung der Abbauleistung nach dem Mischen mehrere Mechanismen wirksam werden. Die beiden Füllkörper haben keinen großen Unterschied bezüglich ihrer Schüttungsoberfläche (Tabelle 5-1 und 5-7). Die Oberfläche des neuen Füllkörpers hat eine höhere Rauheit, damit die teilweise anhaftenden Zellen vor Scherkräften besser geschützt werden können (Characklis, 1990; Flemming, 1991). Der alte Füllkörper hat eine glattere Oberfläche und weist eine komplizierte Form auf. Seine Schüttung hat einen deutlich höheren Lückengrad aufgrund der Geometrie des „Polyhedral Hollow Ball“. Die komplizierte Form des alten Füllkörpers kann auch die anhaftenden Zellen vor Scherkräften schützen. Wenn die Füllkörperperformen verglichen werden, hat der alte Füllkörper zwei Vorteile gegenüber dem neuen Füllkörper:

- a) Der neue Füllkörper hat eine Kugelform. Bei dieser Form können die Biofilme während des Mischens mehr abgeschert und mit dem Sprühvorgang besser abgespült werden als bei der Form des „Polyhedral Hollow Balls“ des alten Füllkörpers. Durch den Abschervorgang verbleiben nur die unteren Schichten des Biofilms auf den Füllkörper. Die aeroben, hoch aktiven, Zonen werden hingegen vollständig abgeschert (Characklis und Wilderer, 1989; Marshall und Blainey, 1991). Im Gegensatz hierzu können mit der Form des „Polyhedral Hollow Balls“ teilweise die aktive Zone geschützt werden.
- b) Die alte Füllkörperschüttung hat einen deutlich höhere Lückengrad (resultierend aus den „Polyhedral Hollow Ball“), so dass der Stoffübergang aus der Gasphase in den Biofilm besser ist.

6.2.2 Füllkörpermaterial

Auf Basis der Ergebnisse der Haftungsfähigkeit von Mikroorganismen auf verschiedenen Füllkörpermaterialien (PP, PA6, PET, PBT und PPH+GF in Kap.5.5.4.1 und Kap.5.5.4.2) ist als Tendenz erkennbar, dass hydrophobes Trägermaterial eine bessere Zellanhaftung als das hydrophile Material aufweist. Viele Untersuchungen haben gezeigt, dass die Anhaftung von Bakterien auf hydrophober Oberfläche begünstigt ist (Fletcher und Marshall, 1982; Loosdrecht et al., 1987; Oliveira, Azeredo und Teixeira, 2003).

Von der Annäherung des Bakteriums bis zur Adsorption an der Oberfläche treten in Abhängigkeit von der gegenseitigen Distanz verschiedene Wechselwirkungen auf (Abb. 6-2). Wenn der Abstand niedrig ist (etwa 0.5 - 2 nm), stellen Wassermoleküle eine wichtige Barriere dar. Zur Entfernung des adsorbierten Wassers und zum Erreichen der Oberfläche wird eine Kraft benötigt. Durch eine unpolare Oberfläche oder durch unpolare Zelloberfläche wird durch hydrophobe Wechselwirkungen die Wasserentfernung unterstützt. Aus diesem Grund spielen die hydrophoben Bereiche an den Grenzflächen eine wichtige Rolle, um eine Adhäsion zu beginnen.

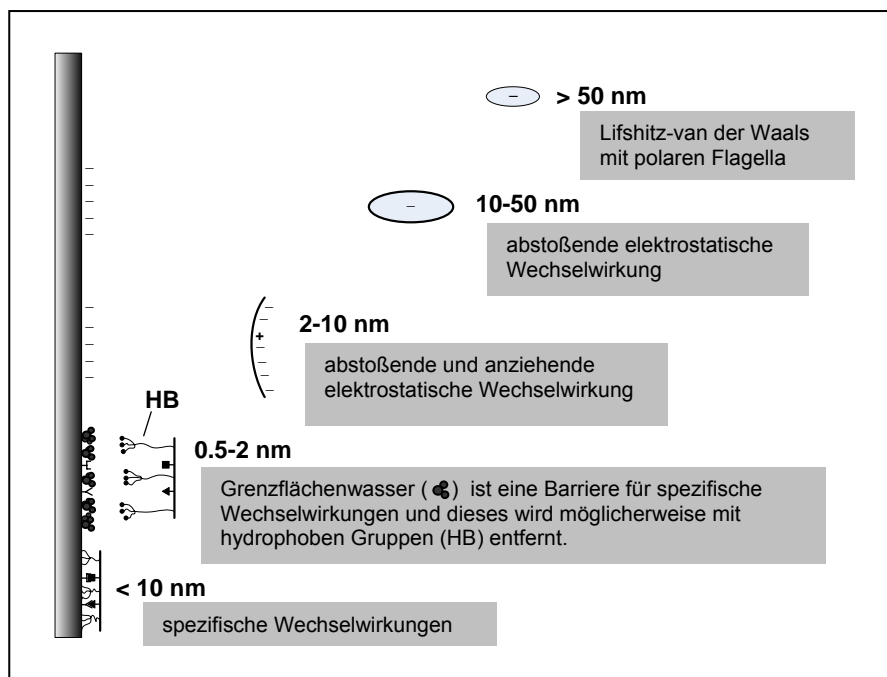


Abb. 6-2 Wechselwirkung zwischen Bakterien und Oberfläche (nach Wieneck, Busscher) (Fletcher, 1996).

Von der Annäherung des Bakteriums bis zur Adsorption an der Oberfläche treten in Abhängigkeit von der gegenseitigen Distanz verschiedene Wechselwirkungen auf. Bei einem Abstand von etwa 0.5 - 2 nm stellen Wassermoleküle eine wichtige Barriere dar. Durch eine unpolare Oberfläche oder durch unpolare Zelloberfläche wird durch hydrophobe Wechselwirkungen die Wasserentfernung unterstützt.

Die Bakterienoberfläche spielt auch eine wichtige Rolle bei der Adhäsion. Sie ist hoch kompliziert - sowohl von ihrer Struktur und somit ihren chemischen Eigenschaften. Ihre Kompositionen variiert und hängt von Spezies und Milieubedingungen ab. Unterschiedliche Polymere (Makromolekül) der Bakterienoberfläche können mit unterschiedliche Trägermaterialien und Medium aktiv sein. Beispielsweise Polymere mit unpolaren Stellen (z.B. Fimbriae, Lipopolysaccharid) sind dominierend in Verbindungen mit einer hydrophoben Oberfläche. Andererseits können Polymere mit Wasserstoffbindungen oder elektrostatische Interaktionen (z.B. Polysaccharid) mit einer hydrophilen Oberfläche interagieren. Außerdem können verschiedene Polymertypen der Zelloberfläche zu einer Stabilisierung der Adhäsionswechselwirkung führen (Doyle, Nesbitt und Taylor, 1982). Weiterhin können manche Polymere die Adhäsion durch eine Verbindung mit Wassermolekülen oder durch andere sterische Effekte (Pringle und Fletcher, 1983) verhindern. Bei dieser Wirkung werden die haftfähigen Polymere abgedeckt und die Zelle kann weiter in Medium suspendiert bleiben.

In der vorliegenden Arbeit wurde Toluol als Monoschadstoff eingesetzt. Viele Bakterien des Genus von *Pseudomonas* (z.B. *P. putida*, *P. mendocina*, *P. picketti*, *P. cepacia* und *P. fluorescens*) können Toluol sehr gut abbauen (Abb. 6-3) (Duetz et al., 1994; Duetz, 1996; Pedersen et al., 1997; Mars, 1998; van Agteren, Keuning und Janssen, 1998). Die Zellsuspension dieser Haftfähigkeitsuntersuchung wurde aus der halbertechnische Anlage gewonnen, so dass die dominante Bakteriengruppe einen Einfluss auf die Ergebnisse haben kann.

Viele Untersuchungen zur Adhäsion von *Pseudomonas* haben demonstriert, dass Flagella am Vorgang der Primäradhäsion von Zellen an Oberflächen beteiligt sind (Lawrence et al., 1987; DeFlaun et al., 1990, 1994; Rijnaarts et al., 1993; Wieneck und Fletcher, 1995). Es gibt prinzipiell zwei grundlegende Haftungsvorgängen an hydrophobe und hydrophile Oberflächen (Abb. 6-4). Die Adsorption der Zellen an der hydrophoben Oberfläche wäre rasant und die Haftung könnte stärker als an der hydrophilen Oberfläche sein. Im Gegensatz zu den hydrophilen Oberfläche könnte der Adhäsionsvorgang ähnlich einem Modell der „Reversibilität“ und „Irreversibilität“ verlaufen (Marshall, Stout und Mitchell, 1971). Am Anfang des Adhäsionsvorgangs ist die Adsorption der Zellen schwach und reversibel. In dieser Phase können viele Zellen desorbieren und leicht durch Scherkräfte entfernt werden. Die adsorbierenden Zellen können weiterhin in Form einer irreversiblen Adsorption möglicherweise durch die Synthese von extrazelluläre polymeren Substanzen (EPS) oder eine Veränderung der Stabilisierungskonfigurationen der existierenden Polymere sich anlagern (Robb, 1984). Solche Polymere können den geringen Abstand zwischen der Zelle und der hydrophilen Oberfläche, die von dem adsorbierenden Wasser oder der elektrostatische Abstoßungskräfte erzwungen wird, überbrücken.

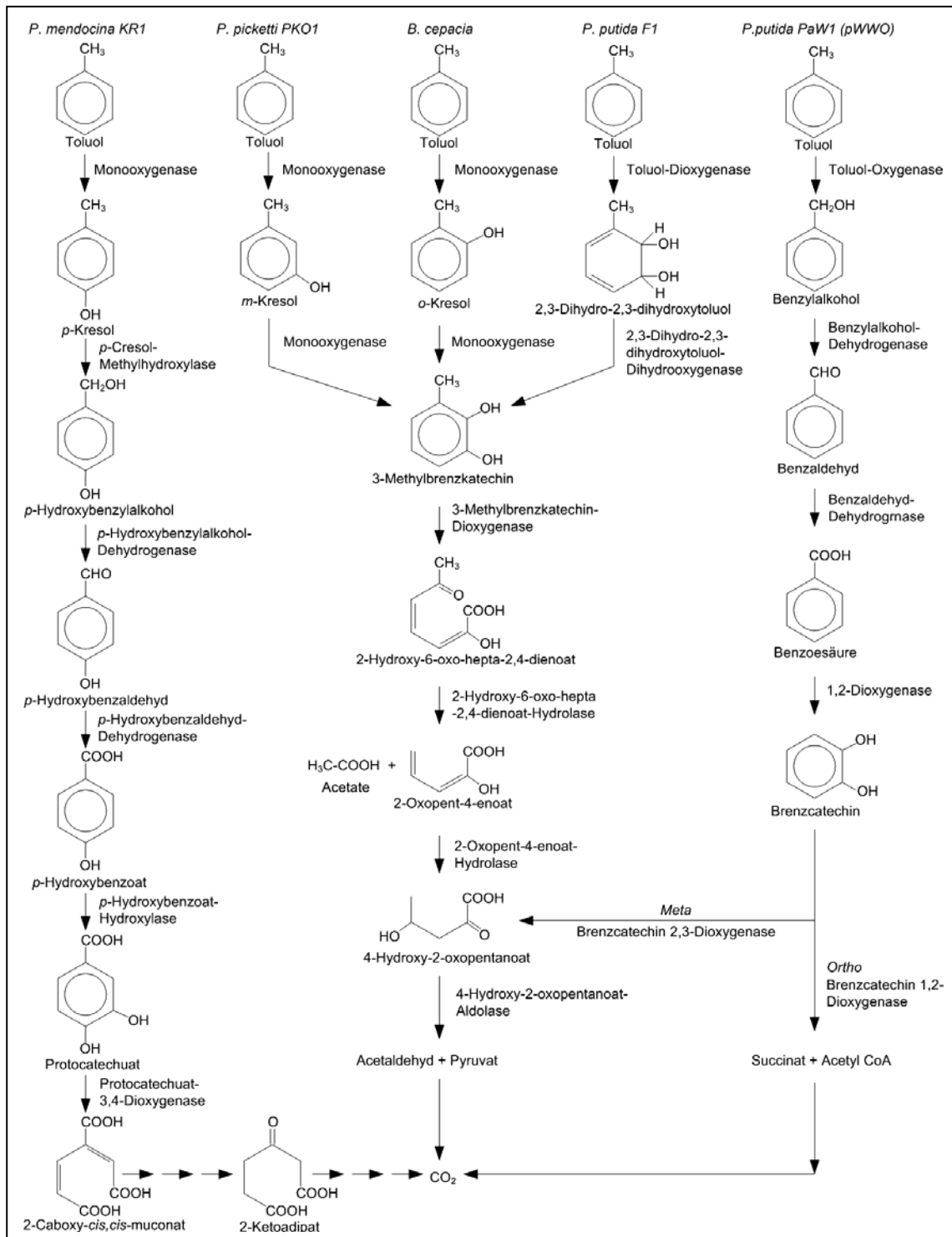


Abb. 6-3 Beispiele von mikrobiellen Abbaupwegen von Toluol in aeroben Bedingungen (Gai, 1997; Mars, 1998; van Agteren et al., 1999)

Bei verschiedenen aeroben Abbaumöglichkeiten (Abb. 4-1) entstehen Brenzkatechin, 3-Methylbrenzkatechin oder Protocatechusäure als zentrale Metaboliten, die weiter abgebaut werden können.

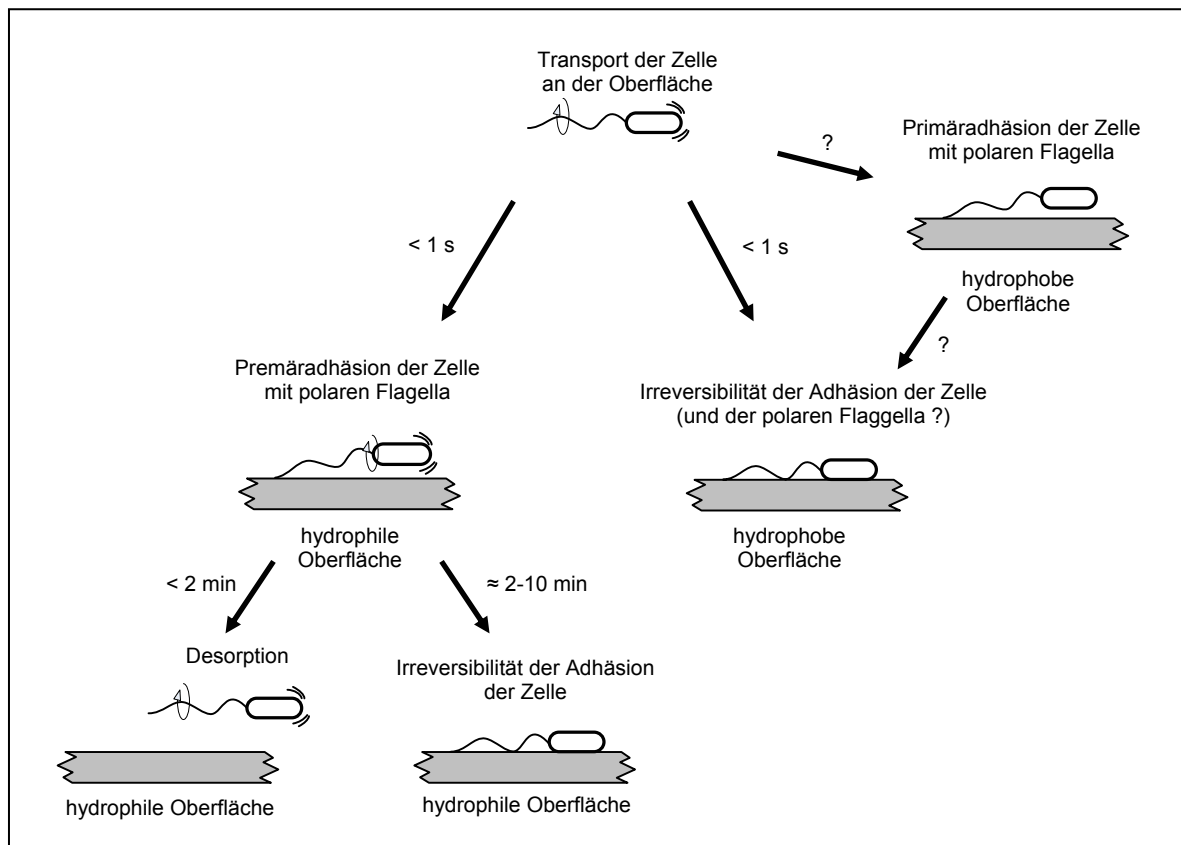


Abb. 6-4 Schema der Modelle der Adhäsion von einem *Pseudomonas* an einem hydrophoben und einem hydrophilen Oberfläche. (nach Wiencek (Fletcher, 1996)).

Die Anhaftung an die hydrophobe Oberfläche (rechts) ist rasant und irreversibel. Die Anhaftung an die hydrophile Oberfläche (links) kann entweder reversibel durch Desorption oder irreversibel sein.

Andere Untersuchungen zeigen, dass für die Anhaftung von Bakterien auf hydrophoben und hydrophilen Oberflächen kein deutlicher Unterschied auftritt (Perdeson et al., 1986; Busscher, Sjollem, van der Mei, 1990; Schaule, 1992) oder die beste Adhäsion bei einer Oberfläche, die in Mittel zwischen hydrophiler und hydrophober Oberfläche, liegt stattfand (Dexter et al., 1975; Pringle und Flecher, 1983).

Die Adhäsionsvorgänge enthalten eine Kombination der chemischen, biologischen und temporären Faktoren (Fletcher, 1996). Deshalb kann man nicht verallgemeinernd aus hydrophoben oder hydrophilen Oberflächen auf die Haftungsfähigkeit der Bakterien schließen.

6.3 Vergleich der Leistungsfähigkeit und Stabilität der Biorieselbettreaktoren

6.3.1 „Festbettreaktor (FBR)“

Abb. 5-7 und Abb. 5-9 zeigen, dass nach etwa 90. Betriebstag der Druckverlust infolge der stetig aufwachsenden Biomasse ansteigt. Die stetig steigende Biomasse verkleinert die Zwischenräume in der Schüttung, so dass der Druckverlust zunächst langsam ansteigt. Da der Druckverlust überproportional mit dem Sinken der Schüttungsporosität einhergeht, erfolgt der Anstieg im weiteren Verlauf zunehmend schneller (Maćkowiak, 1990; Kister und Gill, 1991).

Durch die Zunahme der Filmdicke und des Flüssigkeits-Hold-up während der Berieselung, ist der Druckverlust während des Sprühens höher als ohne Sprühen.

Es wurde auch festgestellt, dass mit zunehmender Betriebszeit die Schadstoffabbauleistung der Anlage (Wirkungsgrad bzw. Eliminationskapazität) sank. Für dieses Phänomen gibt es folgenden Begründungen:

- a) Das quasi-konstante Verhältnis (Basierend auf Kohlenstoff) zwischen CO₂-Produktionsrate und Toluol-Eliminationskapazität (Abb. 5-12) zeigt, dass die Aktivität (bzw. Qualität) der Mikroorganismen nicht abgenommen hat. Die hauptsächliche Abnahme der Abbauleistung der Anlage resultiert wahrscheinlich aus der Reduzierung der Quantität der aktiven Mikroorganismen durch die Abnahme aktiver Fläche des Biofilms auf der Trägerschüttung. Da der Biofilm dicker ist, verringert sich die spezifische Fläche des Biofilms auf der Oberfläche der Füllkörpern (Abb. 6-5) (Alonso et al., 1996; Laurenzis et al., 1998; Wübker et al., 1997, Weber und Hartmans, 1996).
- b) Die Porengrößenverteilung der Schüttung durch Verstopfung mit Biomasse bzw. mit Flüssigkeit ist nicht mehr gleichmäßig. Durch diesen Effekt werden Strömungskanäle gebildet. Die Verteilung des Gas- und Flüssigkeitsstroms durch die Kanalbildung in der Schüttung wird schlechter, so dass der Stoffübergang in die Zwischenschicht abnimmt.

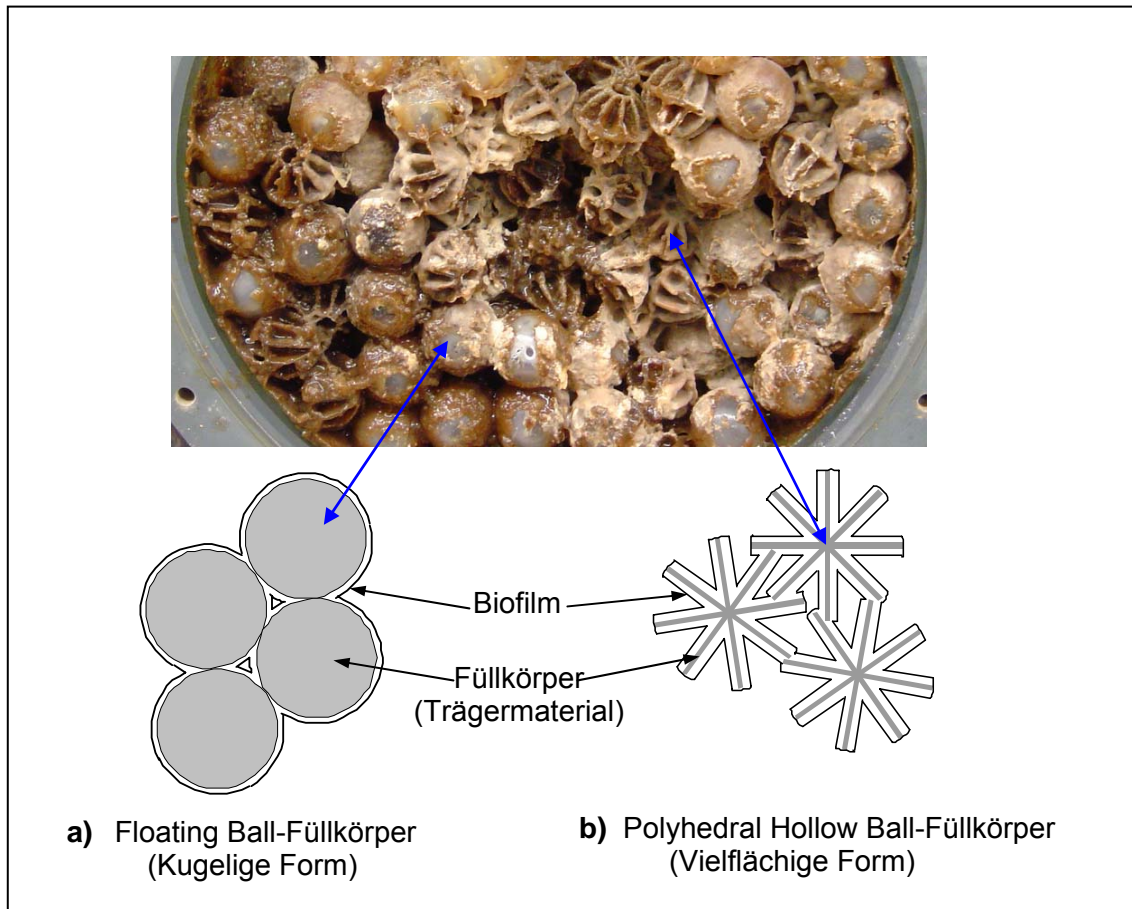


Abb. 6-5 Schematische Darstellung der Abnahme der spezifischen Fläche des Biofilms auf der Oberfläche der Füllkörpern durch die Zunahme der Biofilmdicke.

Die hauptsächliche Abnahme der Abbauleistung der Anlage resultiert wahrscheinlich aus der Reduzierung der Quantität der aktiven Mikroorganismen durch die Abnahme aktiver Fläche des Biofilms auf der Trägerschüttung. Da der Biofilm dicker ist, verringert sich die spezifische Fläche des Biofilms auf der Oberfläche der Füllkörper.

6.3.2 „Mischbettreaktor (MBR)“

Durch das Mischen der Füllkörper von MBR wurde der Druckverlust ständig niedrig gehalten (Abb. 5-9). Die durchschnittliche Schadstoffabbauleistung (Eliminationskapazität bzw. Wirkungsgrad) von MBR und von FBR zeigt keinen großen Unterschied vom Anfahren bis etwa zum 120. Betriebstag (Abb. 5-9, 5-11 und 5-12). Bei Schadstoffbelastungen von etwa $22 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ liegt die Eliminationskapazität des MBRs bei etwa $19 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ (Wirkungsgrad 86 %) und des FBRs bei etwa $18 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ (Wirkungsgrad 82 %). Bei Schadstoffbelastung von etwa $33 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ ist die Eliminationskapazität des MBRs bei etwa $26 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ (Wirkungsgrad 79 %) und des FBRs bei etwa $27 \text{ g C m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ (Wirkungsgrad 82 %). Danach sinkt die Schadstoffabbauleistung des FBRs, während die Schadstoffabbauleistung des MBRs ständig bis zum Ende der Untersuchung konstant bleibt. Abb. 5-11 zeigt auch dementsprechend, dass die Aktivität der Mikroorganismen (durch CO_2 -Produktionsrate und Eliminationskapazität) des MBRs stabil ist.

Durch das Mischen wird ein Teil des Biofilms entfernt und der Funktionszustand der Mikroorganismen gestört, so dass die Abbauleistung der Anlage sinkt; sie steigt jedoch wieder innerhalb eines Tages. Ähnliche Ergebnisse wurden von anderen Autoren bei den Untersuchungen zur Entfernung des Überschussbiofilms in Biorieselbettreaktoren durch Rühren der Schüttung und durch Rückspülen der Schüttung gefunden (Laurenzis et al., 1998; Anlonso et al., 1997 und Smith et al., 1998)

Das Minimum der Abbauleistung der Anlage während des Mischens kann in der Praxis durch den Betrieb von sequentiellen oder parallelen Anlagen, wobei die Schüttungen nicht gleichzeitig gemischt werden, umgangen werden.

6.3.3 Vergleich der Eliminationskapazität des MBRs mit anderen Autoren

Die Ergebnisse beim biologischen Abbau von Toluol des MBRs werden mit denen anderer Autoren anhand der Eliminationskapazität verglichen. In dieser Darstellung (Abb. 6-6) werden die gleichen Anlagengrößen (Pilot- bzw. halbtechnische Anlage) und der Einfluss der Verweilzeit berücksichtigt. Es sind veröffentlichte Messergebnisse von Biofiltern (Sabo, 1991) und Biorieselbettreaktoren (Plaggemeier, 2000) dargestellt. Die Daten der Reaktoren sind in Tabelle 6-1 dargestellt.

Tabelle 6-1 Daten der Reaktoren zum Vergleich der Eliminationskapazität

Parameter	Referenz (Autoren)		
	Sabo, 1991	Plaggemeier, 2000	diese Arbeit
Reaktortyp	Biofilter	Biorielbettreaktor	Mischbett-Biorieselbettreaktor
Filtermaterial/Füllkörper	Blähton	PU-Schaum-Würfel	Füllkörpergemisch aus „Floating Ball“ und „Polyhedral Hollow Ball“
Reaktordurchmesser [m]	0,45	0,44	0,44
Filter-/Schüttvolumen [m ³]	0,111	0,15	3 Stufen 0,048/Stufe
Gasdurchflussrate [m ³ h ⁻¹]	ca. 16	10 - 30	10
Gasverweilzeit [s] (Leerraum)	25 (berechnet)	18 - 54, Variation durch Gasdurchflussrate	17 - 52, Variation durch Schüttvolumen
Inokulation	Belebtschlamm aus Kläranlage	def. Mischkultur aus TLN 600 und TLN 700	angereicherte Kultur aus Kläranlage

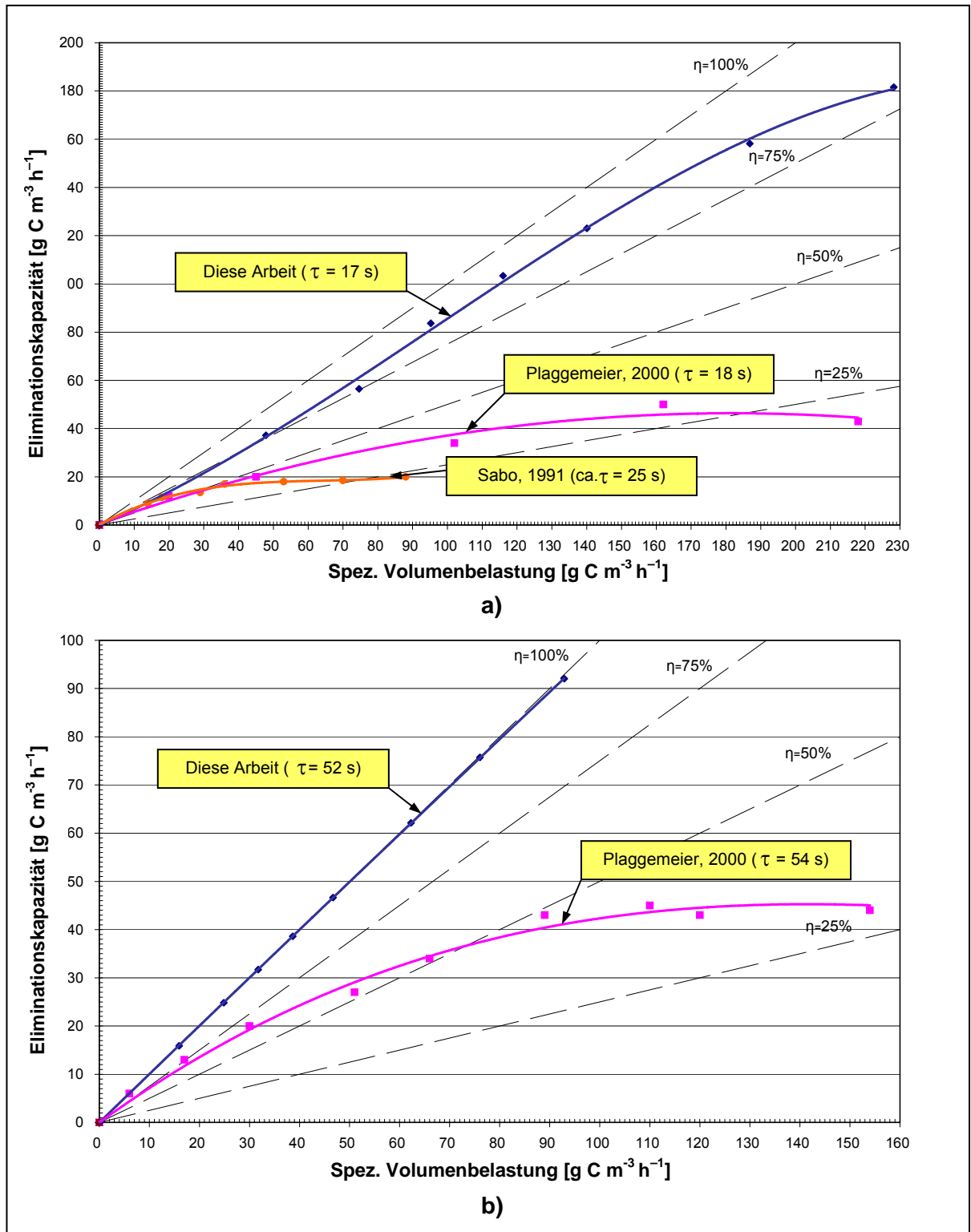


Abb. 6-6 Vergleich der Toluol-Eliminationskapazität des MBRs mit anderen Autoren.

a) Bei der Verweilzeit von ca. 17-25 s (Sabo, 1991; Plaggemeier, b) Bei der Verweilzeit von ca. 52-54 s (Plaggemeier, 2000). Der Vergleich des MBRs mit dem Biofilter und dem konventionellen Biorieselbettreaktor zeigt insbesondere bei hoher spezifischer Volumenbelastung die signifikant höhere Eliminationskapazität des MBRs.

Der Vergleich des MBRs mit dem Biofilter und dem konventionellen Biorieselbettreaktor (Abb. 6-6) zeigt insbesondere bei hoher spezifischer Volumenbelastung die signifikant höhere Eliminationskapazität des MBRs.

6.4 Energieverbrauch der Reaktoren

Die Kosten, die beim Betrieb einer biologischen Abluftreinigungsanlage entstehen, werden im Wesentlichen durch die elektrische Leistungsaufnahme der Lüfter oder Ventilatoren verursacht (Laurenzis et al., 1998; Kohler, 1990).

Mit der Zunahme des Druckverlustes in der Schüttung steigt der aufzuwendende Energieeintrag zur Aufrechterhaltung der Gasströmung. Der Leistungsbedarf des Druckverlusts kann aus der folgenden Gleichung errechnet werden.

$$W = Q \cdot \Delta P \quad \dots(6.1)$$

mit

$$\begin{aligned} W &= \text{Leistungsbedarf, W} \\ \Delta P &= \text{Druckverlust, N m}^{-2} \text{ oder Pa} \\ Q &= \text{Volumenstrom, m}^3 \text{ s}^{-1} \end{aligned}$$

6.4.1 Energieverbrauch des MBRs

Der gesamte Energieverbrauch pro Monat hervorgerufen durch Druckverlust (Tabelle 5-5) und Leistungsbedarf des Motors zum Mischen (Tabelle 5-6), des MBRs wird in Tabelle 6-2 bewertet.

Aus Tabelle 6-2 erkennt man, dass der gesamte Energieverbrauch im Monat von Schadstoffbelastung (oder Schadstoffkonzentration) und Mischzustand abhängt. Im gleichen Mischzustand (Vergleich Fall 1 und Fall 2) ist der Energieverbrauch bei der höheren Schadstoffbelastung (Fall 2) höher als bei der geringeren Schadstoffbelastung (Fall 1). Das kann mit der Monod-Kinetik 1. Ordnung erklärt werden. Bei der höheren Schadstoffbelastung ist die Wachstumsrate der Mikroorganismen höher, deshalb tritt die Akkumulation der Biomasse stärker als bei geringe Schadstoffbelastung auf. Aus diesem Grund ist der Energieverbrauch beim Druckverlust und beim Mischen im 2. Fall höher als im 1. Fall.

Tabelle 6-2 Gesamter Energieverbrauch im Monat für den Leistungsbedarf des Motors zum Mischen und den Druckverlust des MBRs

Fall	Druckverlust (Pa m ⁻¹)	Energieverbrauch im Monat (Watt h)		
		von Druckverlust	von Mischen ^a	Total
1. (5UpM,10 min. 1 mal/4Tage, 22 g C m ⁻³ h ⁻¹)	4,9 ^b	9,4	14,1	23,5
2. (5UpM,10 min. 1 mal/4Tage, 33 g C m ⁻³ h ⁻¹)	10,4	20,8	23,6	44,4
3. (5UpM,10 min. 1 mal/Woche, 33 g C m ⁻³ h ⁻¹)	20,8	41,6	13,5	55,1

Anmerkung a : Watt h des Anfahrens des Mischens wird aus ersten 10 s nach Beginn des Anfahrvorgangsberechnet und Watt h während des Lauf des Mischens wird aus 9.min 50 s gerechnet.

b : Der Mittelwert der Druckverlust während des Sprühens wird identisch dem Fall ohne Sprühen bei Fall 1 angenommen.

Bei der gleichen Schadstoffbelastung (Vergleich Fall 2 und Fall 3) ist der gesamte monatliche Energieverbrauch im 3. Fall höher als im 2. Fall, obwohl bei Fall 2 das Mischen häufiger ist. (Es gibt: Je häufiger Mischen, desto höhere Energieverbrauch). Das zeigt, dass in diesem Vergleich der Energieverbrauch durch Druckverlust hervorgerufen durch Biomasseakkumulation (Je seltener Durchmischung, umso mehr akkumuliert Biomasse) eine größere Rolle als die Häufigkeit des Mischens für den Energieverbrauch spielt.

6.4.2 Vergleich des Energieverbrauches zwischen MBR und FBR

Ein Vergleich des Energieverbrauches zwischen dem MBR und dem FBR ist notwendig für eine Abschätzung der Durchführbarkeit des MBRs. Bei der Untersuchung wurden der FBR und der MBR bei gleichen Betriebsbedingungen betrieben. In Abb. 5-9 weist der Druckverlust des FBRs nach einer gewissen Zeit, wegen der Zunahme des Biofilms, eine deutlich Erhöhung auf. Im Gegensatz hierzu bleibt beim MBR bleibt der Druckverlust ständig niedrig, weil der Biofilm periodisch durch das Mischen aus der Schüttung entfernt wurde. Dafür brauchte der MBR zusätzliche Energie.

Im Vergleich mit dem Energieverbrauch des Druckverlusts des FBRs wird der gesamte Energieverbrauch pro Monat des MBRs (Energiebedarf des Mischens und des Druckverlusts) (Tabelle 6-2) zum durchschnittlichen Energieverbrauch pro Tag umgerechnet.

$$E_t = E_m/30 \quad \dots (6.2)$$

mit

E_t = durchschnittlicher Energieverbrauch pro Tag, Watt h

E_m = gesamter Energieverbrauch pro Monat, Watt h

Der errechnete Energieverbrauch des MBRs und FBRs über die Laufzeit ist in Abb. 6-7 dargestellt.

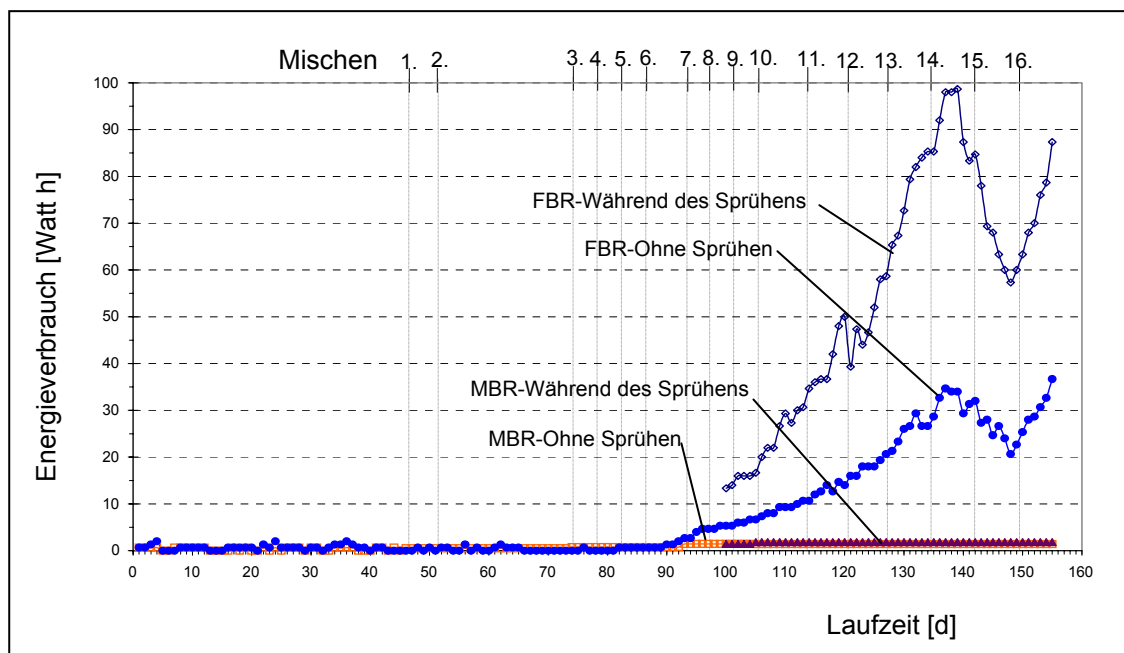


Abb. 6-7 Der Energieverbrauch des MBRs und FBRs über die Laufzeit.

Im Vergleich mit dem Energieverbrauch des Druckverlusts des FBRs wird der gesamte Energieverbrauch pro Monat des MBRs (Energiebedarf des Mischens und des Druckverlusts) (Tabelle 6-2) zum durchschnittlichen Energieverbrauch pro Tag umgerechnet. Nach etwa 90 Betriebstagen steigt der Energieverbrauch des FBRs wegen der Zunahme des Druckverlusts aufgrund der Verstopfung wegen Biofilmwachstum. Andererseits bleibt der Energieverbrauch des MBRs fast ständig auf einem niedrigen Niveau.

Abb. 6-7 zeigt, dass der MBR bei langer Betriebszeit beim Energieverbrauch hervorgerufen durch Druckverlust der Schüttung mehr als der FBR einsparen kann.

6.5 Ausblick für weitere Untersuchungen

Ausgehend von den Ergebnissen kann die neue Entwicklung des MBRs beim Biorieselbettreaktor neue Erkenntnisse in den Bereichen Betriebs- und Qualitätssicherheit sowie Prozesskontrolle der biologischen Abluftreinigung erzielen. Es gibt jedoch einige wichtige Punkte um die Betriebs- und Qualitätssicherheit des Reaktors in Einsatz zu verbessern. In weiteren Versuchen sollten die Punkte von

- a) Stabilität der Leistungsfähigkeit während und nach dem Mischvorgang, b) Abbauleistung von einem Schadstoffgemisch behandelt werden.

6.5.1 Stabilität der Leistungsfähigkeit während und nach dem Mischvorgang

Während des Mischvorgangs zur Entfernung des Biofilms aus der Schüttung wies die Abbauleistung des MBRs eine starke Abnahme auf. Obwohl sie in etwa 24 Stunden zurückkehrte, kann es beim Einsatz Probleme mit der Einhaltung der Emissionsgrenzwerte geben. Zur Verbesserung der Stabilität der Leistungsfähigkeit während und nach dem Mischvorgang sollten weitere Untersuchungen einen tiefen Einblick in die optimale Biofilmdicke auf dem Trägermaterial bzw. der Menge der Biomasse des Biofilms auf der Schüttung erfassen. Zum Erreichen dieser Information können die folgenden Untersuchungen durchführen:

- a) Eignung einer spezifischen Struktur oder Geometrie des Füllkörpers
- b) Optimierung des Mischzustands durch eine Ermittlung der Abbauleistung und immobilisierende Biomasse bei verschiedenen Betriebsbedingungen von Schadstoffbelastungen und Mischzuständen ($U \text{ min}^{-1}$, Mischdauer und Schaltfrequenz)
- c) Untersuchung der MBR-Anlage in einem Betrieb der parallelen oder seriellen Reaktoren. Im Betrieb wird die Schüttung jedes Reaktors nicht gleichzeitig gemischt.

6.5.2 Abbauleistung von einem Schadstoffgemisch

In der Praxis enthält eine Abluft aus einer Industrieanlage immer eine Mischung von verschiedenen Schadstoffen, so dass die Untersuchung mit einem Schadstoffgemisch sinnvoll ist. Mit der Zunahme der Kohlen- und Energiequelle werden Wechselwirkungen komplizierter, woraus es schwieriger wird die Auswertungen auf den Reaktoren zu verstehen. Es ist nützlich in der Entwicklung ein genaues Modelle zum Entwurf und zur Konstruktion des Reaktors nachzustellen.

Literaturverzeichnis

- Alonso C. et al.**, Gas treatment in trickle-bed biofilters: Biomass, How much is enough?, *Biotechnology and Bioengineering*, 54, 583-594, 1997.
- Bardtke D., Fischer K. und Sabo F.**, Entwicklung und Erprobung von Hochleistungsbiofiltern: Projekt Europäisches Forschungszentrum für Maßnahmen zur Luftreinhaltung (FEF), Forschungsbericht KfK-PEF 96, Kernforschungszentrum Karlsruhe, 1992.
- Bardtke D.**, Mikrobiologische Voraussetzungen für die biologische Abluftreinigung, Fischer K.(Hrsg.), Expert Verlag, Germany, 1 – 12, 1990.
- Brent M. P. und Characklis W. G.**, *Microbial Biofilms and Biofilm Reactors, Cell Adhesion: Fundamentals and Biotechnological Applications*, eds. Hjortso M. A. und Roos J.W., Marcel Dekker, 1995.
- Bernt P.**, Biofilterkonstruktionen, Praxis der biotechnologischen Abluftreinigung, Margesin R, Schneider M. und Schinner F.(Hrsg.), Springer-Verlag, Berlin, 85 – 96, 1996.
- Bronnenmeier R., Fitz P. und Tautz H.**, Reinigung von Lackiererei-Abluft mit einem Gitterträger-Biofilter, *VDI Berichte 1104*, 203-215, 1994.
- Bryers J.D.**, Biofilm formation and persistence, *Biofilms II; Process anylysis and applications*, eds. Bryers J. D., Wiley-Liss, 45 –88, 2000.
- Busscher H.J., Sjollem J., und van der Mei H.C.**, Relative importance of surface free energy as a measure of hydrophobicity in bacterial adhesion to solid surfaces., *Microbial Cell Surface Hydrophobicity* eds.,Doyle R.J., Rosenberg M., American Society for Microbiology, 335-359, 1990.
- Chanda M. und Roy S.K.**, *Plastics technology handbook : 3rd edition, revised and expanded*, Marcel Dekker, New york, 1997.
- Characklis W. G. und Marshall K. C.**, *Biofilms A basis for an interdisciplinary approach*, *Biofilms I*, eds. Characklis W. G. und Marshall K.C., John Wiley and Sons, 3 – 15, 1990.
- Characklis W. G.**, Biofilm processes, *Biofilms I*, eds. Characklis W. G. und Marshall K.C., John Wiley and Sons, 195 – 231, 1990.
- Characklis W.G., McFeters G. A. und Marshall K. C.**, Physiological ecology in biofilm systems, *Biofilms I*, eds. Characklis W. G. und Marshall .K C., John Wiley and Sons, 341-372, 1990.
- Cox H. H J.. und Deshusses M. A.**, Chemical removal of biomass from waste air biotrickling filters: screening of chemicals of potential interest, *Wat. Res.*, 33(10), 2383-2391, 1999a.
- Cox H.H.J. und Deshusses M. A.**, Biomass control in waste air Biotrickling filters by protozoan predation, *Biotechnology and Bioengineering*,62 (2), 216 – 224, 1999b.

- Cox H.H.J. und Deshusses M.A.**, Biotrickling filters, Bioreactors for waste gas treatment, eds. Kennes C. and Beiga M.C., Kluwer Academic Publishers., Netherlands, 99 – 131, 2001.
- DeFlaun MF et al.**, Development of an adhesion assay and characterization of an adhesion-deficient mutant of *Pseudomonas fluorescens*, Appl. Environ. Microbiol., 56, 112-119, 1990.
- Dexter et al.**, Influence of substrate wettability on the attachment of marine bacteria to various surfaces., Appl. Microbiol., 30, 298-308, 1975.
- Diks R. M. M. und Ottengraf S. P. P.**, Technology of trickling filters, VDI Berichte 1104, 19 –37, 1994.
- Dominghaus H.**, Die Kunststoffe und ihre Eigenschaften: Vierte, überarbeitete Auflage, VDI –Verlag, Düsseldorf, 1992.
- Dörfler H. D.**, Grenzflächen und kolloid-disperse Systeme: Physik und Chemie, Springer, Berlin, 2002.
- Dorn E, Hellwig M., Reineke W. und Knackmuss H.-J.**, Isolation and characterization of a 3-chlorobenzoate degrading pseudomonad. Arch. Microbiol. 99, 61 – 70, 1974.
- Doyle R.J., Nesbitt W.E. und Taylor K.G.**, On the mechanism of adherence to *Streptococcus sanguis* to hydroxylapatite. FEMS Microbiol Lett ,15,1-5,1982
- Duetz W. et al**, Competition in Chemostat Culture between *Pseudomonas Strains* That Use Different Pathways for the Degradation of Toluene, Applied and Environmental Microbiology, 60, 2858-2863, 1994.
- Duetz W.**, Physiology of toluene-degrading *pseudomonas strains* under various conditions of nutrient limitation in chemostat culture, Rijksuniversiteit Groningen, Diss., Netherland, 1996.
- Eisenring R.**, Technische Textilie als neuartiges Trägermaterial für Biofilter und Biorieselbettreaktoren, WLB Wasser, Luft und Boden, 9, 57 – 61, 1997.
- Engesser K. –H. und Plaggemeier T.**, Microbiological aspects of biological waste gas purification, Biotechnology, 2nd, eds. Rehm H. -J. and Reed G., 11c, 275 –302., 2000.
- Ergas J.S.**, Membrane bioreactors, Bioreactors for waste gas treatment, eds. Kennes C. and Veiga M. C., Kluwer Academic Publishers, Netherland, 163 – 177, 2001.
- Fischer K.**, Biofilters, Biotechnology, 2nd, eds. Rehm H. -J. and Reed G., 11c, 321-331, 2000.
- Fischer K.**, Biologische Abluftreinigung., Fischer K.(Hrsg.), Expert Verlag, Germany, 35 – 54, 1990.
- Flemming H.-C. und Griebe T.**, Mikrobiologische Grundlagen der Biofilm-Technik ; Peter W.A. und Nerger C. I. (Hrsg.), Berichte aus; Wassergüte-und Abfallwirtschaft TU München, Berichtsheft 130, 1997.
- Flemming H.-C. (a)**, Biofilme, Biofouling und mikrobielle Schädigung von Werkstoffen; Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft Band 129, Forschungs- und Entwicklungsinstitut für Industrie- und Siedlungswasserwirtschaft sowie Abfallwirtschaft e. V., Stuttgart, 1994.

- Flemming H.-C. (b)**, Biofouling auf Ionenaustauschern, Willy-Hager-Stiftung, Stuttgart, 1991.
- Fletcher M.**, Bacterial attachment in aquatic environments: a diversity of surfaces and adhesion strategies, Bacterial Adhesion: Molecular and Ecological Diversity, eds. Fletcher M., Wiley-Liss, 1996.
- Fletcher M. und Marshall K.C.**, Bubble contact angle method for evaluating substratum interfacial characteristics and its relevance to bacterial attachment. Appl. Environ Microbiology, 44, 184-192, 1982.
- Gai S., Krüger K., Kanne L. und Mohr K.-H.**, The rotary trickle-bed reactor – A new reactor concept for biological gas purification. Eng. Life Sci., 1, 5 – 14, 2001.
- Gai S.L.**, Abbau von Toluol und m-Kresol im Biofilmrieselbettreaktor, Fäkultät Mathematisch-Naturwissenschaftlich -Technischen, Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg, Diss., 1997.
- Goldberger et al.**, Solid-solid and liquid – liquid systems (section 21), Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6th ed., eds. Perry R.H. and Green D.W. McGraw-Hill, Malaysia, 1984.
- Goldberger et al.**, Solid-solid and liquid – liquid systems (section 21), Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6th ed., eds. Perry R.H. and Green D.W. McGraw-Hill, Malaysia, 1984.
- Grady C.P., Daigger G.T. und Lim H.C.**, Biological wastewater treatment 2nd ed., Marcel Cekker, New York, 1999.
- Harnby N., Edwards M. F. und Nienow A.W.**, Mixing in The Process Industries. 2nd ed. Butterworth-Heinemann Ltd., UK., 1992.
- Heinrich K., Mörl L. und Strauß A.**, Der Airlift-Schlaufenreaktor als Kompakt-biowäscher – Optimierung und Anwendung zur Reinigung lösemittelhaltiger Abluft, VDI Berichte 1104, 499 – 504, 1994.
- Heits H.**, Betrieb und Modellierung von Rieselbettreaktoren mit mechanischem Biomasseaustag zur biologischen Abgasreinigung, Fachbereich Chemietechnik , Uni-Dortmund, Diss., 1998.
- Herskowitz M. und Smith J.M.**, Trickle-bed reactors: A review, AIChE Journal, 29 (1), 1–18, 1983.
- Hoffmann T.**, Mischen und Befeuchten von Schüttgütern, Fachbereich Maschinentechnik, Uni-Gesamthochschule-Paderborn, Diss., 1995.
- HVBG**, Grenzwerteliste 1999: Sicherheit und Gesundheitsschutz bei der Arbeit - BIA-Report 7/99 , Hauptverband der gewerblichen Berufsgenossenschaften, 1999.
- HVBG**, Toluol in Tiefdruckereien: Abschlussbericht zu einem Forschungsprojekt – Oktober 2001, Hauptverband der gewerblichen Berufsgenossenschaften, 2002.
- Kennes C. und Veiga M.C.**, Conventional biofilters, Bioreactors for waste gas treatment, eds. Kennes C. and Veiga M.C., Kluwer Academic Publishers, Netherland, 47 – 98, 2001.
- Kirchner K., Gossen C. A. und Rehm H.– J.**, Purification of exhaust air containing organic pollutants in a trickle-bed bioreactor. Appl Microbiol Biotechnol, 35, 396-400, 1991.

- Kister H. Z. und Gill D.R.**, Predict flood point and pressure drop for modern random packings, Chemical Engineering Progress, Feb., 32–42, 1991.
- Kister H. Z.**, Distillation design, McGraw-Hill, New York, 1992.
- Kohler H.**, Biologische Abluftreinigung., Fischer K.(Hrsg.), Expert Verlag, Germany, 74 – 97, 1990.
- Kohler W., Körner W. und Rölke K.**, Abscheidung von Dichlormethan aus Abluft mit einem Airlift-Reaktor, Proceedings of an international symposium, Maastricht, The Netherlands, 28 – 29 April 1997, eds. Prins W. L. and Ham J.V., VDI Verlag, 1997.
- Kunz P.**, Umwelt-Bioverfahrenstechnik, Vieweg und Sohn Verlagsgesellschaft, Braunschweig / Wiesbaden, 1992.
- Laurenzis A. et al.**, Continuous biological Waste Gas treatment in Stirred trickle-Bed Reactor with Discontinuous Removal of Biomass., Biotechnology and Bioengineering, 57, 497-503, 1998.
- Laurenzis A. und Werner U.**, Exhaust gas purification in a three-phase-bioscrubber, Proceeding of an Internation Symposium on Biological waste gas cleaning, Maastricht, Netherland 28-29 April 1997, 115 – 122, 1997.
- Lawrence J.R. et al.**, Behavior of *Pseudomonas fluorescens* within the hydrodynamic boundary layers of surface microenvironments, Microb. Ecol., 14, 1-14, 1987.
- Linn A.**, Populationsdynamik und Abbauverhalten einer immobilisierten mikrobiellen Mischkultur im Rieselbettreaktor zur biologischen Abluftreinigung, Fakultät für Chemie, Biologie und Geowissenschaften , TU-München, Diss., 1999.
- Maćkowiak J.**, Bestimmung des Druckverlustes berieselter Füllkörperschüttungen und Packungen, Staub-reinhaltung der Luft, 50, 455-463, 1990.
- Mars A. E.**, Bacterial Degradation of Toluene, Chlorobenzene, and Trichloroethylene: A Physiological and Molecular Characterization, Rijksuniversiteit Groningen, Diss., Netherland, 1998.
- Marshall K.C., Stout R. und Mitchell R.**, Mechanisms of the initial events in the sorption of marine bacteria to surfaces, J. Gen. Microbiol., 68, 337-348, 1971.
- Melo L.F. und Oliveira R.**, Multiphase bioreactor design, eds. Cabral J.M.S., Mota M. and Tramper J., Taylor and Francis, London, 271-308, 2000.
- Menig H., Krill H. und Jäschke T.**, Kosten und Effizienz biologischer Verfahren im Vergleich zu anderen Abluftreinigungssystemen, Biological Waste Gas Cleaning : Biologische Abgasreinigung, Proceedings of an international symposium, Maastricht, The Netherlands, 28 – 29 April 1997, eds. Prins W. L. and Ham J.V., VDI Verlag, 1997.
- Morgenroth E. und Wilderer P.A.**, Influence of detachment mechanisms on vometition in biofilms, Wat. Res., 34 (2).417 – 426, 2000.
- Oliveira R., Azeredo J. und Teixeira P.**, The Importance of Physicochemical Property in Biofilm Formation and Activity, Biofilms in Wastewater Treatment: An Interdisciplinary Approach, eds. Wuertz S., Bishop P. L. and Wilderer P. A., IWA Publishing, 2003.

- Ottengraf S. P. P. und Van Den Oever A. C. H.**, Kinetics of Organic Compound Removal from Waste Gases with a Biological Filter, *Biotechnology and Bioengineering*, 25, 3089-3102, 1983.
- Ottengraf, S.P.P.**, Exhaust gas purification, In *Biotechnology: A comprehensive treatise*, eds. Rehm H. J. and Reed G. VCH. Weinheim, 8, 425-452, 1986.
- Pedersen K. et al.**, Statistic evaluation of the influence of species variation, culture conditions, surface wettability and fluid shear on attachment and biofilm development of marine bacteria, *Arch Mikrobiol.*, 145, 1-8, 1986.
- Pedersen A.R. et al.**, Activity of Toluene-Degrading *Pseudomonas putida* in the Early Growth Phase of a Biofilm for Waste Gas Treatment, *Biotechnology and bioengineering*, 54, 2, April 20, 131-141, 1997.
- Pfennig, N. und Lippert K.D.**, Über das Vitamin B12-Bedürfnis phototropher Schwefelbakterien, *Arch. Microbiol.* 55, 245 – 256, 1966.
- Plaggemeier T. und Lämmerzahl O.**, Treatment of waste gas pollutants in trickling filters, *Biotechnology*, 2nd, eds. Rehm H.-J. and Reed G., 11c, 333 – 343, 2000.
- Plaggemeier T.**, Elimination der schwer wasserlöslichen Modellabluftinhaltsstoffe *n*-Hexan und Toluol im Biorieselbettverfahren: Untersuchung und Optimierung verfahrenstechnischer und mikrobiologischer Einflussfaktoren, *Stuttgarter Berichte zur Abfallwirtschaft*, 75, Diss., 2000.
- Pringle J.H. und Fletcher M.**, Influence of substratum wettability on attachment of freshwater bacteria to solid surfaces, *Appl. Environ. Microbiol.*, 45, 811-817, 1983.
- Reij W.M. und Hartmans S.**, Membrane bioreactor for waste gas treatment, *VDI Berichte* 1104, 517 – 519, 1994.
- Reiser M., Fischer K. und Bardtke D.**, Der Biomembranreaktor – Vom Labor zur industriellen Anwendung, *Proceedings of an international symposium, Maastricht, The Netherlands, 28 – 29 April 1997*, eds. Prins W. L. and Ham J.V., VDI Verlag, 1997.
- Reiser M.**, Membrane processes and alternative techniques, *Biotechnology*, 2nd, Ed. Rehm H. -J. and Reed G., 11c, 345 – 353, 2000.
- Rijnaarts H.H.M. et al.**, Bacterial adhesion under static and dynamic conditions, *Appl. Environ. Microbiol.*, 59, 3255-3265, 1993.
- Rippen**, *Handbuch Umweltchemikalien: Stoffdaten, Prüfverfahren, Vorschriften, ecomed Sicherheit*, 40. Erg. Lfg 10/97, Verlagsgruppe Hüthig Jehle Rehm, Germany, 1997
- Robb I.D.**, Stereo-biochemistry and function of polymers. In Marshall K.C. (ed.), *Microbial Adhesion and Aggregation*, Springer-Verlag, Berlin, 39-49, 1984.
- Sabo F.**, Behandlung von Deponiegas im Biofilter, *Stuttgarter Berichte zur Abfallwirtschaft*, 47, Diss., 1991.
- Sabo S., Fischer K., und Schneider T.**, Hochleistungsbiofiltersysteme zur Reinigung industrieller Abluftströme-Entwicklungen und Einsatzmöglichkeiten, *Praxis der biotechnologischen Abluftreinigung.*, Springer, Germany, 1996.
- Saroha A. K. et al.**, Liquid distribution in trickle-bed reactors, *Chemical Engineering Research and Development*, 44 (9), 2044-2051, 1998.

- Sastry K.V.S. et al.**, Solid-solid operations and equipment (section 19), Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th ed., eds. Perry R. H. and Green D. W., McGraw - Hill, New York, 1997.
- Schaule, G.**, Bakterielle Adhäsion auf inerten Oberflächen: ihre Rolle bei der Bildung von Biofilmen auf Umkehrosmose-membranen, Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft Band. 116, Forschungs- und Entwicklungsinstitut für Industrie- und Siedlungswasserwirtschaft sowie Abfallwirtschaft e. V., Stuttgart, 1992.
- Schippert, E.**, Abscheidung von Lösemitteln im Biowäscher, VDI Berichte Nr. 1034, 577-610, 1993.
- Schippert, E.**, Biowäscher in der biologischen Abluftreinigung- Stand der Technik und neuere Entwicklungen, Biologische Abluftreinigung, Berichte aus Forschung und Entwicklung Nr. 020, Bryniok D. (Hrsg.), Fraunhofer IRB Verlag, 40 – 50, 2000.
- Schippert, E.**, Biowäschertechnologie, VDI Berichte Nr. 1104, 39-56, 1994.
- Schneider T., Eisenring R. und Sabo F.**, Entwicklung und Erprobung eines neuartigen Biotropfkörperreaktors mit einem auf Textilien basierendem Filtermaterial, Proceedings of an international symposium, Maastricht, The Netherlands, 28 – 29 April 1997, eds. Prins W. L. and Ham J.V., VDI Verlag, 1997.
- Schultes M.**, Abgasreinigung; Verfahrensprinzipien, Berechnungsgrundlagen, Verfahrensvergleich, Springer-Verlag, Berlin, 1996.
- Smith F.L. et al.**, Evaluation of Trickle bed air biofilter performance as a function of inlet VOC concentration and loading, and biomass control, J. Air and Waste Manage. Assoc., 48, 627-636, 1998.
- Son H.K. und Striebig B.A.**, Ethylbenzene Removal in a Multiple-Stage Biofilter, J. Air and Waste Manage.Assoc., 51,1689-1695, 2001.
- Sorial A.G. et al**, Evaluation of Trickle Bed Biofilter Media for Toluene Removal, J. Air and Waste Manage.Assoc., 45,801-810, 1995.
- Stewart P.S.**, A model of biofilm detachment. Biotechnol. Bioeng. 41, 111 – 117, 1993.
- Stewart P.S., Mcfeters G. A. und Huang C. –T.**, Biofilm control by antimicrobial agents, Biofilms II; Process anylysis and applications, eds. Bryers J.D., Wiley-Liss, 373 – 405, 2000.
- Van Groenestijn J.W.**, Combined advanced oxidation and biodegradation, Bioreactors for waste gas treatment, eds. Kennes C. And Veiga M.C., Kluwer Academic Publishers, Netherland, 179 – 200, 2001.
- Van Loosdrecht M.C.M. und Heijnen J.J.**, Biofilm Processes, Immobilised living cell systems; Modelling and experimental methods, eds. Willaert R .G., Baron G.V. and De Backer L., John Wiley and Sons, 255 – 271, 1996.
- VDI-Richtlinie Nr.3477**, Biologische Abgasreinigung Biofilter, 2002.
- VDI-Richtlinie Nr.3478** , Biologische Abluftreinigung-Biowäscher und Rieselbett- reaktoren, 1996.
- Von Meysenburg D.M.**, Die Beständigkeit von Kunststoffen und Gummi, Carl Hanser Verlag, München, 1978.

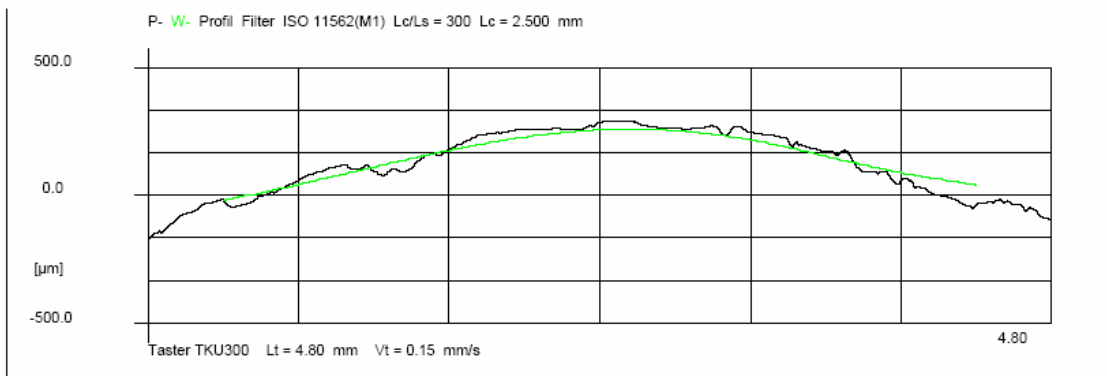
- Von Rohr R.P. und Ruediger P.**, Rotating biological contactors, Bioreactors for waste gas treatment, eds. Kennes C. and Veiga M.C., Kluwer Academic Publishers, Netherland, 201 – 214, 2001.
- Waweru M., Herrygers V., Langenhove H.V. und Verstraete W.**, Biofilters, Biotechnology, 2nd, eds. Rehm H. -J. and Reed G., 11c, 259-273, 2000.
- Weber F. J. und Hartmans S.**, Toluene degradation in a trickle bed reactor-Prevention of clogging, VDI Berichte 1104, 161-168, 1994.
- Weber F. J. und Hartmans S.**, Prevention of Clogging in a Biological Trickle-Bed Reactor Removing Toluene from Contaminated Air, Biotechnology and Bioengineering, 50, 91-97, 1996.
- Wegl R.**, Das Leben im Abwasser ; Biologische Beurteilung von Abwasserreinigungsanlagen, verschmutzten Wasserläufen, hypertrophen Gewässern und Abwässern aller Art, F. Hirthammer Verlag, München, 1985.
- Weinekötter R. und Gericke H.**, Mischen von Feststoffen: Prinzipien, Verfahren, Mischer., Springer – Verlag, Berlin, 1995.
- Wiencek K.M. und Fletcher M.**, Bacterial adhesion to hydroxyl- and methylterminated alkanethiol self-assembled monolayers, J. Bacteriol., 177, 1959-1966, 1995.
- Wilke H.-P., Buhse R. und Groß K.**, Mischer; Verfahrenstechnische Grundlagen und apparative Anwendungen, Vulkan-Verlag, 1991.
- Wimpenny J.W.T. und Kinniment S.L.**, Biochemical reactions and the establishment of gradients within biofilms, Microbial Biofilms , eds. Lappin-Scott H.M. and Costerton J.W., Cambridge University Press, 1995.
- Windsperger A. und Sotoudeh M.**, Verfahrenstechnische Grundlagen der biologischen Abluftreinigung mit Festbettreaktoren, Praxis der biotechnologischen Abluftreinigung, Margesin R, Schneider M. und Schinner F.(Hrsg.), Springer-Verlag, Berlin, 17 – 53, 1996.
- Wittorf F.**, Abluftreinigung mit Biofiltern – Stand der Technik und Perspektiven, Praxis der biotechnologischen Abluftreinigung, Margesin R, Schneider M. und Schinner F.(Hrsg.), Springer-Verlag, Berlin, 55 – 76, 1996.
- Wolff F.**, Biologische Abluftreinigung mit suspendierten und immobilisierten Mikroorganismen, VDI Reihe 15 Nr. 94, VDI-Verlag, 1992.
- Wübker S. - M., Laurenzis A., Werner U. und Friedrich C.**, Controlled Biomass Formation and Kinetics of Toluene Degradation in a Bioscrubber and in a Reactor with a Periodically Moved Trickle-Bed, Biotechnology and Bioengineering, 55, 686-692, 1997.

Anhang

Rauheitsprofil und Rauwert von Oberflächen der hergestellten Füllkörper

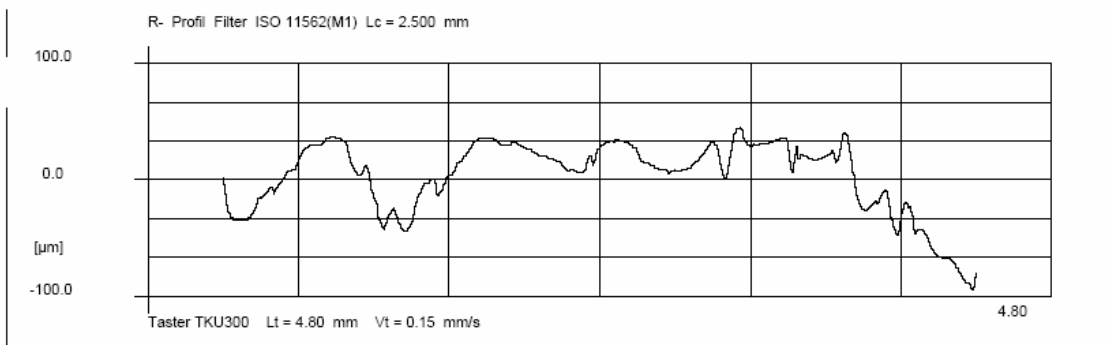
a) Rauheitsprofil und Rauwert eines hergestellten PP-Füllkörpers

Primär- und Welligkeitsprofil (P-Profil und W-Profil)



Wellentiefe	Wt'	279.61 µm	Profiltiefe	Pt'	472.05 µm
-------------	------------	-----------	-------------	------------	-----------

Rauheitsprofil (R-Profil)



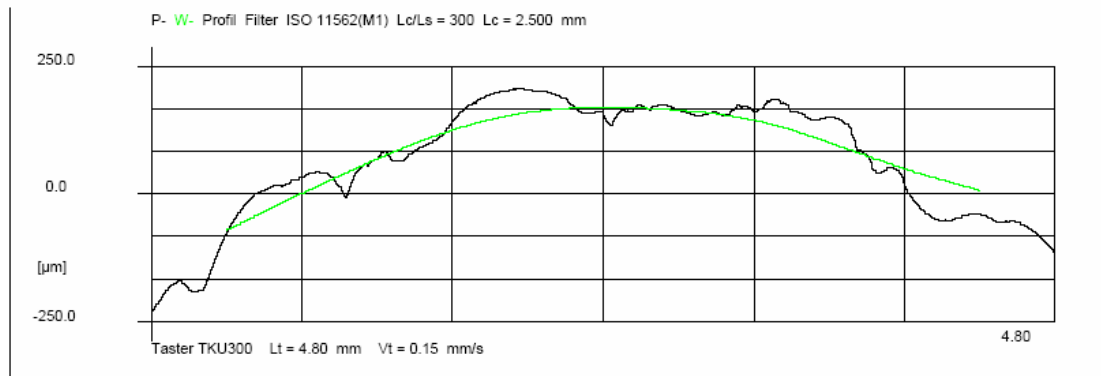
Mittenrauhwert	Ra	26.18 µm	Gemittelte Glättungstiefe	Rpm	38.94 µm
Gemittelte Rauhtiefe	Rz	72.20 µm	Glättungstiefe	Rp	45.01 µm
Maximale Rauhtiefe (DIN 4768)	Rmax	135.24 µm	Riefenzahl (Dichte)	D	2.0
Maximale Rauhtiefe (DIN 4762)	Rt	139.21 µm	Spitzenzahl	RPc	23.2 /cm
Quadratischer Mittenrauhwert	Rq	31.22 µm	Mittlerer Rillenabstand	RSm	0.43110 mm

HOMMELWERKE
TURBO WAVE V6.23
Messbedingungen
Taster-Typ : TKU300
Messbereich : 800 µm
Taststrecke : 4.80 mm
Geschwindigkeit : 0.15 mm/s
Lc (Cut Off) : 2.500 mm
Filter : ISO 11562(M1)
Messwerte : 8000
Zählschwelle C1 : 1.000 µm
Zählschwelle C2 : -1.000 µm

Datum	22.10.04
Aktuelle Uhrzeit	14:30
Dateiname Formular	E:\Benutzer\IMA\Duernegger\Standard IMA.rpg
Datum der Messung	22.10.04
Messzeit	14:29
Dateiname Profil	

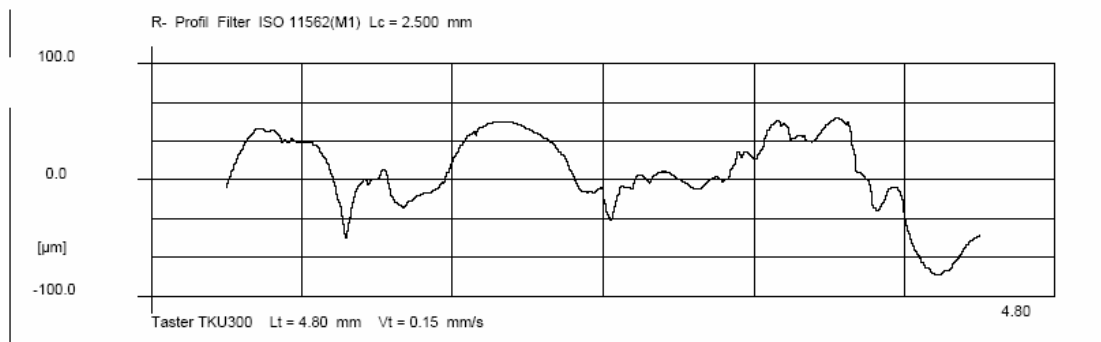
b) Rauheitsprofil und Rauhwert eines hergestellten PA6-Füllkörpers

Primär- und Welligkeitsprofil (P-Profil und W-Profil)



Wellentiefe **Wt'** 241.52 µm Profiltiefe **Pt'** 437.06 µm

Rauheitsprofil (R-Profil)



Mittenrauhwert	Ra	27.29 µm	Gemittelte Glättungstiefe	Rpm	48.61 µm
Gemittelte Rauhtiefe	Rz	88.20 µm	Glättungstiefe	Rp	53.21 µm
Maximale Rauhtiefe (DIN 4768)	Rmax	134.69 µm	Riefenzahl (Dichte)	D	6.0
Maximale Rauhtiefe (DIN 4762)	Rt	134.69 µm	Spitzenzahl	RPc	22.7 /cm
Quadratischer Mittenrauhwert	Rq	34.22 µm	Mittlerer Rillenabstand	RSm	0.44060 mm

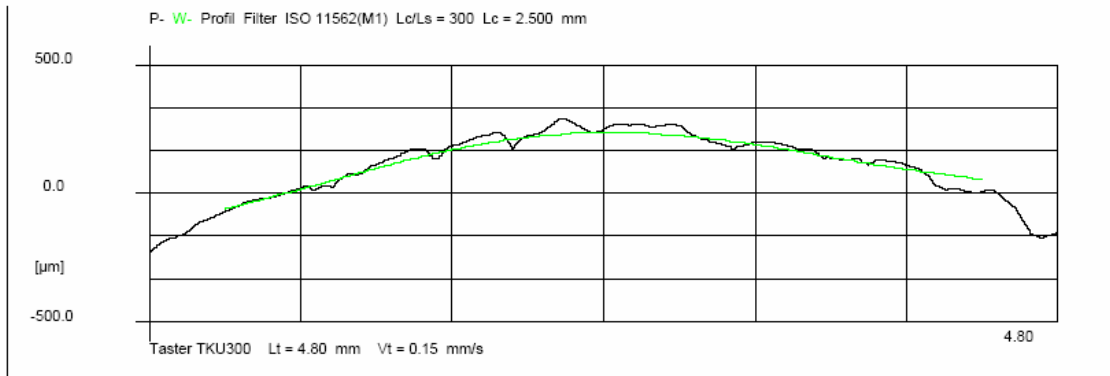
HOMMELWERKE
TURBO WAVE V6.23
Messbedingungen
Taster-Typ : TKU300
Messbereich : 800 µm
Taststrecke : 4.80 mm
Geschwindigkeit : 0.15 mm/s
Lc (Cut Off) : 2.500 mm
Filter : ISO 11562(M1)
Messwerte : 8000
Zählschwelle C1 : 1.000 µm
Zählschwelle C2 : -1.000 µm

Datum
Aktuelle Uhrzeit
Dateiname Formular
Datum der Messung
Messzeit
Dateiname Profil

22.10.04
14:12
E:\Benutzer\IMA\Duernegger\Standard IMA.rpg
22.10.04
14:00
E:\Benutzer\IMA\Nissler\Hommel_Bereungtest

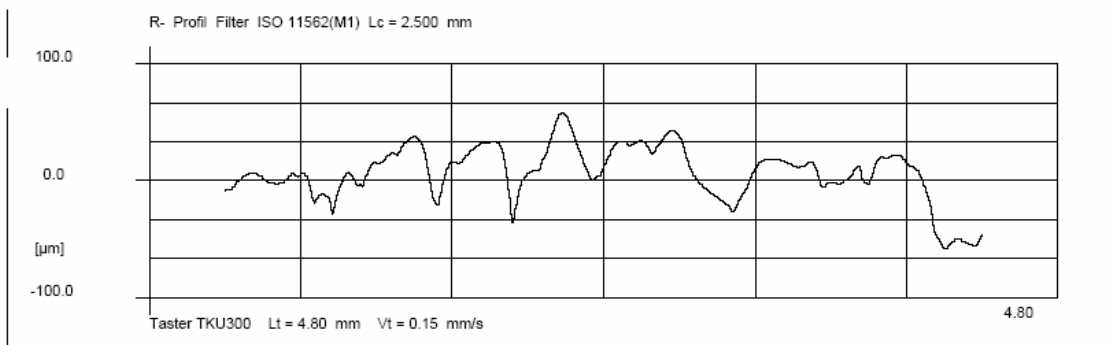
c) Rauheitsprofil und Rauhwert eines hergestellten PET-Füllkörpers

Primär- und Welligkeitsprofil (P-Profil und W-Profil)



Wellentiefe **Wt'** 299.93 µm Profiltiefe **Pt'** 522.25 µm

Ra1 Rauheitsprofil (R-Profil)



Mittenrauhwert	Ra	19.05 µm	Gemittelte Glättungstiefe	Rpm	34.70 µm
Gemittelte Rauhtiefe	Rz	64.50 µm	Glättungstiefe	Rp	58.56 µm
Maximale Rauhtiefe (DIN 4768)	Rmax	81.27 µm	Riefenzahl (Dichte)	D	8.0
Maximale Rauhtiefe (DIN 4762)	Rt	116.92 µm	Spitzenzahl	RPC	24.0 /cm
Quadratischer Mittenrauhwert	Rq	24.30 µm	Mittlerer Rillenabstand	RSm	0.41618 mm

HOMMELWERKE
TURBO WAVE V6.23

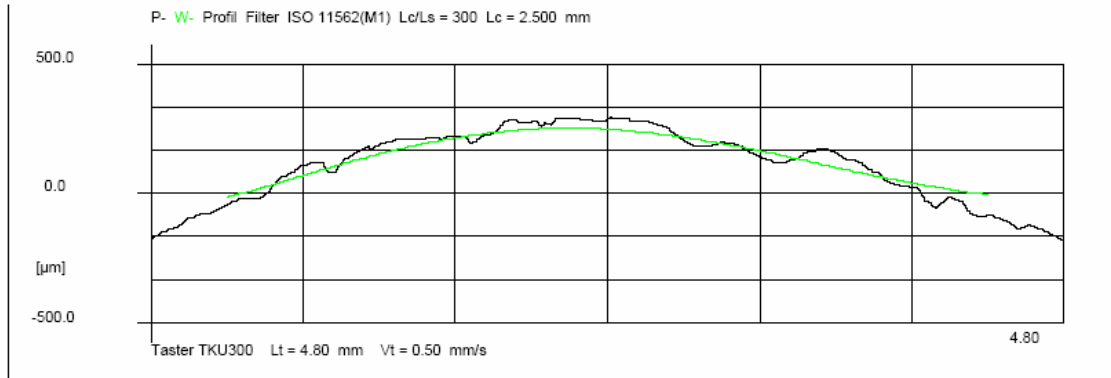
Messbedingungen

Taster-Typ : TKU300
Messbereich : 800 µm
Taststrecke : 4.80 mm
Geschwindigkeit : 0.15 mm/s
Lc (Cut Off) : 2.500 mm
Filter : ISO 11562(M1)
Messwerte : 8000
Zählschwelle C1 : 1.000 µm
Zählschwelle C2 : -1.000 µm

Datum : 22.10.04
Aktuelle Uhrzeit : 14:26
Dateiname Formular : E:\Benutzer\IMA\Duernegger\Standard IMA.rpg
Datum der Messung : 22.10.04
Messzeit : 14:25
Dateiname Profil :

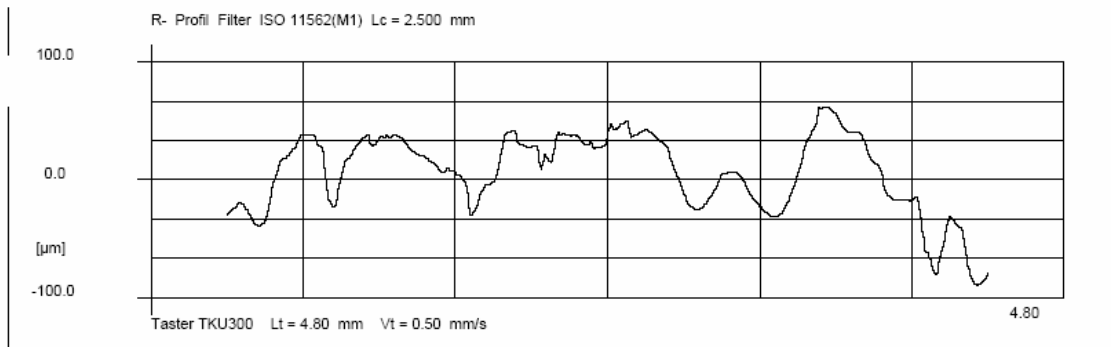
d) Rauheitsprofil und Rauwert eines hergestellten PBT-Füllkörpers

Primär- und Welligkeitsprofil (P-Profil und W-Profil)



Wellentiefe **Wt'** 268.98 µm Profiltiefe **Pt'** 481.47 µm

Rauheitsprofil (R-Profil)



Mittenrauhwert	Ra	28.90 µm	Gemittelte Glättungstiefe	Rpm	49.62 µm
Gemittelte Rauhtiefe	Rz	89.82 µm	Glättungstiefe	Rp	61.73 µm
Maximale Rauhtiefe (DIN 4768)	Rmax	145.81 µm	Riefenzahl (Dichte)	D	4.0
Maximale Rauhtiefe (DIN 4762)	Rt	151.34 µm	Spitzenzahl	RPC	14.6 /cm
Quadratischer Mittenrauhwert	Rq	33.95 µm	Mittlerer Rillenabstand	RSm	0.68460 mm

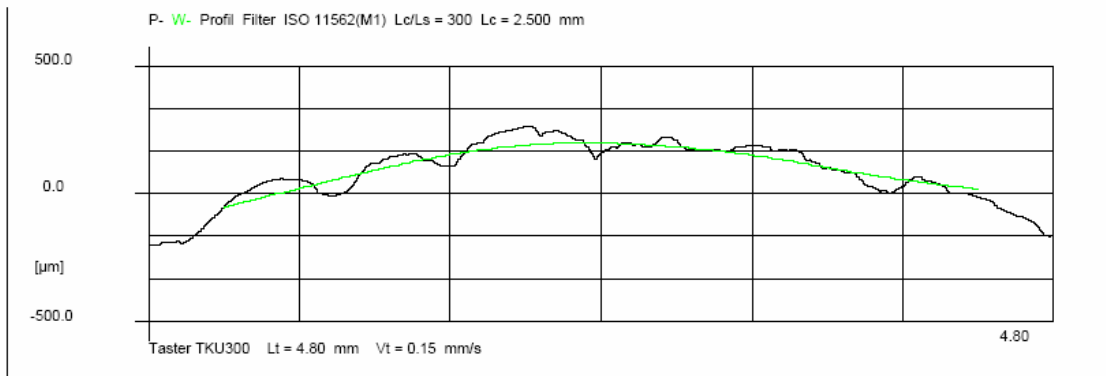
HOMMELWERKE
TURBO WAVE V6.23
Messbedingungen

Taster-Typ : TKU300
Messbereich : 800 µm
Taststrecke : 4.80 mm
Geschwindigkeit : 0.50 mm/s
Lc (Cut Off) : 2.500 mm
Filter : ISO 11562(M1)
Messwerte : 8000
Zählschwelle C1 : 1.000 µm
Zählschwelle C2 : -1.000 µm

Datum 22.10.04
Aktuelle Uhrzeit 14:44
Dateiname Formular E:\Benutzer\IMA\Duernegger\Standard IMA.rpg
Datum der Messung 22.10.04
Messzeit 14:43
Dateiname Profil

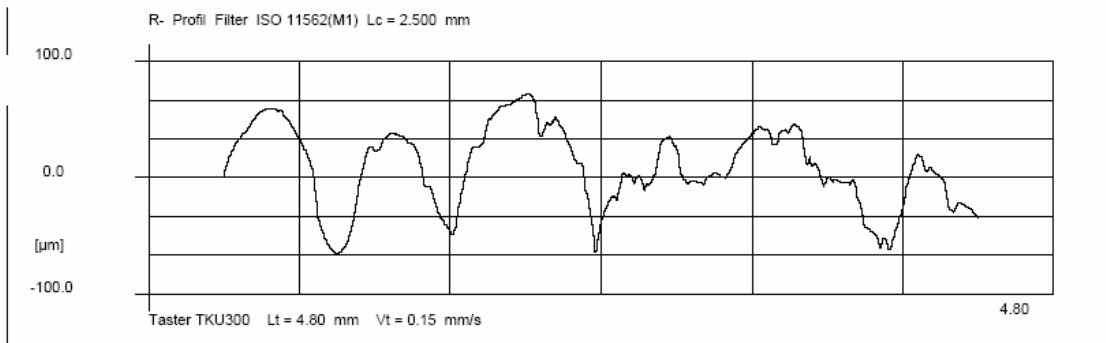
e) Rauheitsprofil und Rauwert eines hergestellten PPH+GF-Füllkörpers

Primär- und Welligkeitsprofil (P-Profil und W-Profil)



Wellentiefe **Wt'** 253.87 µm Profiltiefe **Pt'** 467.34 µm

Rauheitsprofil (R-Profil)



Mittenrauhwert	Ra	29.31 µm	Gemittelte Glättungstiefe	Rpm	53.86 µm
Gemittelte Rauhtiefe	Rz	103.29 µm	Glättungstiefe	Rp	71.98 µm
Maximale Rauhtiefe (DIN 4768)	Rmax	135.79 µm	Riefenzahl (Dichte)	D	6.0
Maximale Rauhtiefe (DIN 4762)	Rt	137.29 µm	Spitzenzahl	RPc	20.6 /cm
Quadratischer Mittenrauhwert	Rq	35.38 µm	Mittlerer Rillenabstand	RSm	0.48490 mm

HOMMELWERKE
TURBO WAVE V8.23
Messbedingungen
Taster-Typ : TKU300
Messbereich : 800 µm
Taststrecke : 4.80 mm
Geschwindigkeit : 0.15 mm/s
Lc (Cut Off) : 2.500 mm
Filter : ISO 11562(M1)
Messwerte : 8000
Zähschwelle C1 : 1.000 µm
Zähschwelle C2 : -1.000 µm

Datum 22.10.04
Aktuelle Uhrzeit 14:19
Dateiname Formular E:\Benutzer\IMA\Duernegger\Standard IMA.rpg
Datum der Messung 22.10.04
Messzeit 14:17
Dateiname Profil