

Matthias Kraume

Mischen und Rühren

Grundlagen und moderne Verfahren

M. Kraume

Mischen und Rühren

Weitere empfehlenswerte Bücher

Schubert, H. (Hrsg.)

Handbuch der Mechanischen Verfahrenstechnik

2 Bände

2002

ISBN 3-527-30577-7

Heinze, G.

Handbuch der Agglomerationstechnik

1999

ISBN 3-527-29788-X

Matthias Kraume

Mischen und Rühren

Grundlagen und moderne Verfahren

Prof. Dr.-Ing. Matthias Kraume
Technische Universität Berlin
Institut für Verfahrenstechnik
Strasse des 17. Juni 135
10623 Berlin

Das vorliegende Werk wurde sorgfältig erarbeitet. Dennoch übernehmen Herausgeber, Autoren und Verlag für die Richtigkeit von Angaben, Hinweisen und Ratschlägen sowie für eventuelle Druckfehler keine Haftung.

Bibliografische Information Der Deutschen Bibliothek

Die Deutsche Bibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über <<http://dnb.ddb.de>> abrufbar.

© 2003 WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim

Alle Rechte, insbesondere die der Übersetzung in andere Sprachen, vorbehalten. Kein Teil dieses Buches darf ohne schriftliche Genehmigung des Verlages in irgendeiner Form – durch Photokopie, Mikroverfilmung oder irgendein anderes Verfahren – reproduziert oder in eine von Maschinen, insbesondere von Datenverarbeitungsmaschinen, verwendbare Sprache übertragen oder übersetzt werden. Die Wiedergabe von Warenbezeichnungen, Handelsnamen oder sonstigen Kennzeichen in diesem Buch berechtigt nicht zu der Annahme, daß diese von jedermann frei benutzt werden dürfen. Vielmehr kann es sich auch dann um eingetragene Warenzeichen oder sonstige gesetzlich geschützte Kennzeichen handeln, wenn sie nicht eigens als solche markiert sind.

All rights reserved (including those of translation into other languages). No part of this book may be reproduced in any form – by photoprinting, microfilm, or any other means – nor transmitted or translated into a machine language without written permission from the publishers. Registered names, trademarks, etc. used in this book, even when not specifically marked as such, are not to be considered unprotected by law.

Printed in the Federal Republic of Germany

Gedruckt auf säurefreiem Papier.

Satz TypoDesign Hecker GmbH, Leimen
Druck Strauss Offsetdruck GmbH, Mörlenbach
Bindung Litges & Dopf GmbH, Heppenheim

ISBN 3-527-30709-5

Inhalt

Vorwort XII

1 Mischtechnik, Aufgaben und Bedeutung 1

Prof. Dr.-Ing. Dr. h. c. M. Pahl, Gesamthochschule Paderborn

- 1.1 Definitionen und Einteilung 1
- 1.2 Diffusives Mischen 5
- 1.3 Laminares Mischen 8
- 1.4 Turbulentes Vermischen und charakteristische Strömungen 9
- 1.5 Systemkenngrößen und Entmischung 12
- 1.6 Erfäßbarkeit der Mischvorgänge 13
- 1.7 Qualitätssicherung und Mischgüte 14
- 1.8 Ausblick 18
- 1.9 Literatur 19

2 Homogenisieren in Rührbehältern 21

Prof. Dr.-Ing. M. Kraume, Institut für Verfahrenstechnik, TU Berlin

- 2.1 Rührsysteme 21
- 2.2 Strömungsfelder im Rührbehälter 26
- 2.3 Förder- und Zirkulationsmengen 31
- 2.4 Leistungsbedarf von Rührern 32
- 2.5 Homogenisieren von Flüssigkeitsgemischen 37
- 2.6 Literatur 43

3 Standardmessmethoden 45

Dipl.-Ing. R. Angst, Institut für Verfahrenstechnik, TU Berlin,

Dipl.-Ing. A. Wittig, Soltau

- 3.1 Einleitung 45
- 3.2 Leistungsmessung 45
 - 3.2.1 Motorleistung 46
 - 3.2.2 Wellenleistung 46
 - 3.2.3 Behälterreaktion 49
 - 3.2.4 Drehfrequenz 50
- 3.3 Mischzeitmessung [3.8, 3.9] 50

3.3.1	Letzter Farbumschlag	51
3.3.2	Fortschreitender Farbumschlag	53
3.3.3	Schlierenmethode	53
3.3.4	Sondenmethoden	54
3.3.5	Probennahme	54
3.3.6	Temperaturerhöhung	55
3.3.7	Aushärtende Kunststoffe	55
3.3.8	Folgereaktionen	55
3.4	Sonderfälle	57
3.4.1	Emulsionen	57
3.4.2	Begasen	57
3.4.3	Suspensionen	58
	Lokale Verfahren	59
	Rückstreuungsmessung	59
	Restlichtmessung	59
	Endoskop	60
	Kapazitive Sonden	60
	Ultraschall-Extinktion	60
	Absaug-Sonde	60
	Integrale Verfahren	61
3.5	Praktische Beispiele	61
3.5.1	Messung der Mischzeit	61
3.6	Literatur	62
4	Optische und tomographische Messverfahren für Mischprozesse	63
	<i>Prof. Dr.-Ing. D. Mewes, Institut für Verfahrenstechnik, Universität Hannover</i>	
4.1	Einleitung	63
4.2	Laser- und Phasen Doppler Anemometrie	64
4.2.1	LDA – Laser Doppler Anemometrie	64
4.2.2	PDA – Phasen Doppler Anemometrie	68
4.3	Lichtschnittverfahren	69
4.3.1	PIV – Particle Image Velocimetry	70
4.3.2	LIF – Laser Induzierte Fluoreszenz	72
4.4	Tomographische Messverfahren	76
4.4.1	Rekonstruktion	78
4.4.2	Zweiwellenlängenphotometrie	78
4.4.3	Holographische Interferometrie	81
4.4.4	Elektrische Tomographie	84
4.5	Zusammenfassung	86
4.6	Literatur	88
5	Numerische Strömungsberechnung	91
	<i>Prof. Dr.-Ing. M. Sommerfeld, Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg</i>	
5.1	Einleitung	91
5.2	Methoden zur numerischen Berechnung turbulenter Strömungen	92

- 5.3 Diskretisierung der Grundgleichungen 98
- 5.4 Charakterisierung von Mehrphasensystemen 101
- 5.5 Numerische Methoden für dichte Mehrphasenströmungen 102
- 5.6 Numerische Methoden für turbulente Mehrphasenströmungen 104
- 5.6 Anwendung von numerischen Berechnungsverfahren für Mischprozesse 113
- 5.7 Ausblick 118
- 5.8 Literatur 118

- 6 Wärmeübergang im Rührkessel 123**
*Dr.-Ing. H. Judat, Bayer AG, Leverkusen,
Prof. Dr. R. Sperling (Vortragender), Hochschule Anhalt (FH), Köthen*
- 6.1 Einleitung 123
- 6.2 Grundlagen 123
- 6.2.1 Der Wärmeübergang auf der Innenseite des Rührkessels 125
- 6.2.2 Modellvorstellungen zum Wärmetransport im Rührkessel bei schleichender Strömung 127
- 6.2.3 Gebrauchsformeln zum Wärmeübergang im turbulenten Bereich 134
- 6.2.4 Optimierungskriterien 134
Symbole in Tabelle 6.1 137
- 6.3 Praktische Beispiele 143
- 6.4 Literatur 144

- 7 Bauelemente rührtechnischer Apparate – Auslegungskriterien, Wirtschaftlichkeit, anwendungsorientierte Lösungen 147**
Dr.-Ing. R. Krebs, EKATO, Schopfheim
- 7.1 Technische und betriebswirtschaftliche Randbedingungen 147
- 7.2 Kriterien für die Rührorganauswahl 149
- 7.3 Energetisch optimierte Apparate 154
- 7.4 Minimierung der Investitionskosten für Rührwerke, Behälter und Einbauten 157
- 7.5 Multifunktionsapparate 164
- 7.6 Monoproduktanlagen 166
- 7.6 Zusammenfassung 173
- 7.7 Literatur 174

- 8 Dynamische Mischer für hochviskose Medien 175**
Prof. Dr.-Ing. Dr. h. c. M. Pahl, Gesamthochschule Paderborn
- 8.1 Einleitung 175
- 8.2 Materialverhalten 178
- 8.3 Leistung 180
- 8.4 Mischzeit 182
- 8.5 Auswahl der Mischsysteme 184
- 8.6 Mischer für hochviskose Medien 186
- 8.6.1 Einwellige Rührwerke 186

- 8.6.2 Mehrwellige Rührwerke 186
- 8.6.3 Doppelmuldenknetzer 187
- 8.6.4 Stempelknetzer 189
- 8.6.5 Mischer mit rotierenden Behältern 190
- 8.6.6 Planetenrührwerke 191
- 8.6.7 Rührwerksmühlen 192
- 8.6.8 Einwellige dynamische Durchflußmischer 193
- 8.6.9 Walzwerke 194
- 8.6.10 Weitere Mischer für hochviskose Medien 194
- 8.7 Literatur 195

- 9 Statisches Mischen 197**
F. A. Streiff, Sulzer, Winterthur/Schweiz
- 9.1 Einleitung 197
- 9.2 Mischvorgänge bei laminarer Strömung 198
- 9.3 Mischvorgänge bei turbulenter Strömung 202
- 9.4 Mischgüte 205
- 9.5 Druckabfall 210
- 9.6 Verweilzeitverteilung 213
- 9.7 Bauformen und Vergleich 214
- 9.8 Mehrphasige Systeme 214
- 9.9 Wärmeübertragung und Mischreaktoren 216
- 9.10 Berechnungsbeispiele zum statischen Mischen 218
 - Aufgabe 1 218
 - Aufgabe 2 218
- 9.11 Literatur 219

- 10 Suspendieren 221**
Prof. Dr.-Ing. M. Kraume, Institut für Verfahrenstechnik, TU Berlin
- 10.1 Suspendierzustände und Suspendierkriterien 221
- 10.2 Leistungsbedarf beim Rühren von Suspensionen 225
- 10.3 Mechanismen und Modellvorstellungen zum Suspendieren von Feststoffpartikeln 226
- 10.4 Bestimmung der Suspendierdrehfrequenz 227
- 10.5 Feststoffverteilung 230
- 10.6 Stoffübergang 232
- 10.7 Homogenisieren 232
- 10.8 Maßstabsübertragung 233
- 10.9 Mechanische Aspekte 235
- 10.10 Literatur 237

- 11 Begasen im Rührbehälter 241**
Dr.-Ing. P. Zehner, BASF, Ludwigshafen
- 11.1 Einleitung 241
 - 11.1.1 Begasungsmethoden im Rührbehälter 243

- 11.1.2 Wichtige verfahrenstechnische Parameter 243
- 11.1.3 Fluiddynamische Grundlagen 244
- 11.2 Oberflächenbegasung im Rührbehälter 247
 - 11.2.1 Beginn der Oberflächenbegasung 247
 - 11.2.2 Gasvolumenanteil 250
 - 11.2.3 Stoffübertragung 253
 - 11.2.4 Rührerleistung 256
- 11.3 Druckbegasung 257
 - 11.3.1 Maximaler Gasvolumenstrom 257
 - 11.3.2 Rührerleistung 261
 - 11.3.3 Gasvolumenanteil 262
 - 11.3.4 Stoffübertragung 266
- 11.4 Anhang 269
 - 11.4.1 Eigene Formelzeichen 269
 - Zeichen 269
 - Indizes 269
 - Dimensionslose Größen 270
 - 11.4.2 Literaturverzeichnis 270
 - 11.4.3 Rechenbeispiele 271

- 12 Gerührte, begaste Suspensionsreaktoren 275**
Priv. Doz. Dr.-Ing. A. Steiff, Universität Dortmund
 - 12.1 Einführung 275
 - 12.2 Fluiddynamik 279
 - 12.3 Stoffübergang und chemische Reaktion 290
 - Sonderfälle 298
 - 12.4 Modellierung und Berechnung 304
 - Gasphase 305
 - Flüssigkeitsphase 305
 - Feststoffphase 305
 - Energiebilanz 306
 - 12.5 Literatur 310

- 13 Neue Entwicklungen auf dem Gebiet der Emulgiertechnik 313**
Prof. Dr.-Ing. H. Schubert, Universität Karlsruhe
 - 13.1 Einleitung 313
 - 13.2 Wichtige Eigenschaften von Emulsionen, die durch verfahrenstechnische Maßnahmen maßgeblich gestaltet werden können 313
 - 13.3 Emulsionstypen 316
 - 13.4 Tropfenzerkleinerung in Emulsionen 318
 - 13.4.1 Tropfenaufbruch in laminarer Strömung 318
 - 13.4.2 Tropfenaufbruch in turbulenter Strömung 319
 - 13.5 Kurzzeitstabilität von Emulsionen 323
 - 13.5.1 Physikalische Stabilität von Emulsionen kurz nach dem Tropfenaufbruch 323

13.5.2	Vermeiden von Tropfenkoaleszenz unmittelbar nach dem Tropfenaufbruch	326
13.6	Herstellen feindisperser Emulsionen	328
13.6.1	Zusammenstellung der Grundverfahren	328
13.6.2	Rotor-Stator-Systeme	329
13.6.2.1	Kolloidmühlen	330
13.6.2.2	Zahnkranz-Dispergiermaschinen	331
13.6.3	Hochdrucksysteme	332
	Tropfenzerkleinerung im herkömmlichen Hochdruckhomogenisator	333
	Tropfenzerkleinerung im Strahldispergator	333
	Tropfenzerkleinerung im Microfluidizer®	333
	Vergleich der Homogenisierdüsen	334
13.6.4	Emulgieren mit Hilfe von mikroporösen Membranen	336
13.7	Zusammenstellung der unterschiedlichen Emulgiersysteme	337
13.8	Ausblick	339
13.9	Danksagung	340
13.10	Literatur	340
14	Rühren nicht-newtonscher Flüssigkeiten	343
	<i>Dr.-Ing. A. Knoch, Deutsches Institut für Lebensmitteltechnik e. V., Quakenbrück</i>	
14.1	Einleitung	343
14.2	Eigenschaften nicht-newtonscher Fluide	343
14.3	Einfluss der nicht-newtonschen Fluideigenschaften auf das Strömungsfeld	348
14.4	Homogenisieren nicht-newtonscher Fluide	350
14.4.1	Beeinflussung der Leistungscharakteristik	351
14.4.2	Beeinflussung der Mischzeitcharakteristik	355
14.5	Emulgieren nicht-newtonscher Fluide	359
14.5.1	Tropfenaufbruch bei newtonschen Phasenanteilen	359
14.5.2	Tropfenaufbruch bei nicht-newtonschen Phasenanteilen	361
14.6	Bedeutung der nicht-newtonschen Fluideigenschaften bei den weiteren Rühraufgaben	367
14.7	Zusammenfassung und Ausblick	369
14.8	Literatur	370
15	Rührprobleme in der Biotechnologie	375
	<i>Dr.-Ing. H.-J. Henzler, Bayer AG, Wuppertal</i>	
15.1	Einführung	375
15.2	Gegenstand und Eigenschaften biotechnologischer Prozesse	375
15.3	Wichtige Rühraufgaben in der Biotechnologie	376
15.4	Fermentation	377
15.4.1	Grundzüge von Fermentationen	377
15.4.2	Stoffeigenschaften von Fermentationsmedien	379
15.5	Bioreaktoren	381

15.5.1	Anforderungen	381
15.5.2	Standardreaktoren	381
15.6	Grundzüge der Auslegungsunterlagen für Rührfermenter	382
15.6.1	Leistungseintrag	383
15.6.2	Vermischung der Flüssigphase	385
15.6.3	Vermischung der Gasphase	386
15.6.4	Wärmetransport	387
15.6.5	Stofftransport: gasförmig-flüssig	389
15.6.6	Scherbeanspruchung	391
15.6.7	Berücksichtigung der nicht-Newtonschen Eigenschaften	392
15.6.8	Rührerauswahl und Maßstabsübertragung	393
15.6.9	Reaktormodellierung	395
15.7	Ursachen der Probleme bei der Dimensionierung von Bioreaktoren	396
15.8	Beispiele für Rühraufgaben in der Biotechnologie	397
15.8.4	Polymerfermentation	397
15.8.2	Fermentation mit mycelbildenden Mikroorganismen	399
15.8.3	Fermentation mit tierischen Zellen	400
15.9	Literatur	402
16	Modelltechnik und Maßstabsübertragung	403
	<i>Dr.-Ing. P. Zehner, BASF AG, Ludwigshafen</i>	
16.1	Allgemeines	403
16.2	Möglichkeiten der Produktionserhöhung	404
16.3	Theoretische Überlegungen	407
16.4	Prinzipielle Aussagen	413
16.5	Allgemeine Strategie	414
16.6	Scale-up-Ziele	418
16.6.1	Übergeordnete Ziele	418
16.6.2	Reaktionskinetische Ziele	419
16.6.3	Verfahrenstechnische Ziele	420
	Register	423

Vorwort

Mischen und Rühren stellen in einer Vielzahl von Industriezweigen alltägliche Aufgabenstellungen dar. Der Rührbehälter selbst dürfte einer der am weitesten verbreiteten Apparate in technischen Produktionsprozessen sein. Dieser Bedeutung entsprechend wurde auf dem Gebiet des Mischens und Rührens über Jahrzehnte intensiv an der wissenschaftlichen Durchdringung der auftretenden Phänomene gearbeitet. Als Folge dieser Aktivitäten besteht heute ein hoher Kenntnisstand in diesem Wissensgebiet. Doch auch gegenwärtig bedürfen bestimmte Fragestellungen noch immer einer Klärung durch entsprechende experimentielle und theoretische Untersuchungen. Gemäß dem allgemeinen Trend in der wissenschaftlichen Literatur nehmen die jährlich auf diesem Gebiet veröffentlichten Artikel beständig zu. Für diejenigen, die sich nicht ausschließlich mit diesem Spezialgebiet beschäftigen können, sind die aktuellen Entwicklungen kaum mehr transparent. Da in der produzierenden Industrie – selbst in der Großindustrie – kaum mehr Spezialisten tätig sind, die sich in ihrer beruflichen Tätigkeit über viele Jahre auf ein relativ enges Themengebiet konzentrieren können, ergibt sich dort vielfach die Frage nach einer zuverlässigen, effektiven Informationsquelle.

Der umfangreiche Kenntnisstand und die Flut an aktuellen Forschungsarbeiten stehen für die Anwender dieser Technik häufig in eklatantem Widerspruch zu der für sie im Alltagsgeschäft verfügbaren Zeit, in der sie sich intensiv mit Fragen des Mischens und Rührens auseinandersetzen können. Aus diesem Spannungsfeld heraus kommt es aufgrund mangelnden Wissens immer wieder zu fehlerhaften Auslegungen technischer Apparate, zur Durchführung unnötiger bzw. unsachgemäßer Versuche oder einer ineffektiven Betriebsweise und damit in letzter Konsequenz zu vermeidbaren Kosten.

Vor diesem Hintergrund ergriff der GVC-Fachausschuss »Mischvorgänge« im Jahre 1998 die Initiative und entwickelte die Seminarveranstaltung Mischen und Rühren, deren Beiträge die Basis dieses Buches darstellen. Die inhaltliche Ausrichtung zielt auf Anwender aus unterschiedlichsten Industriezweigen bzw. aus Forschung und Entwicklung. Vermittelt werden soll das für die tägliche Arbeit erforderliche Grundwissen einschließlich relevanter neuer Entwicklungen. Die einzelnen Themengebiete werden von kompetenten Fachleuten aus Industrie und Hochschulen aufgearbeitet, wobei auf eine einheitliche Sichtweise ebenso wie auf eine konsistente Nomenklatur besonderer Wert gelegt wird.

Nach einer Einführung mit Definitionen und einer Gliederung der Mischtechnik folgt die Erläuterung des Homogenisierens niedrigviskoser Flüssigkeiten. Mit den anschließenden Themen Messtechnik und numerische Strömungsberechnung werden Schwerpunkte aktueller Forschung behandelt. Vermittelt werden die gegenwärtigen Möglichkeiten und Grenzen dieser Techniken, die aus Anwendersicht bedeutsam sind. Die nachfolgenden Kapitel beschäftigen sich in besonderem Maß mit Auslegungskriterien, apparativen Lösungen sowie Wirtschaftlichkeitsaspekten. Die besonderen Randbedingungen bei der Behandlung hochviskoser Medien und die daraus resultierende Vielfalt technischer Mischsysteme werden anschließend erläutert. Möglichkeiten und Anwendungsbereiche von statischen Mischern folgen. Die Darstellungen der an Mehrphasensysteme gebundenen Aufgaben Suspendieren, Begasen und Emulgieren beinhalten neben der phänomenologischen Beschreibung die Behandlung der auftretenden Maßstabsübertragungsprobleme. Die spezifischen Bedingungen der Biotechnologie sowie nicht-Newtonscher Flüssigkeiten und deren Bedeutung für spezifische Rühraufgaben werden jeweils gesondert behandelt. Den Abschluss bildet eine übergreifende Darstellung der Modelltechnik und der Maßstabsübertragung.

Die Autoren bedanken sich bei Herrn Dipl.-Ing. Robert Angst und Herrn Dipl.-Ing. Peter Plegnière für die redaktionelle Bearbeitung und dem Verlag Wiley-VCH für die sorgfältige Erstellung dieses Buches.

Berlin, November 2002

Matthias Kraume

Autorenverzeichnis

Prof. Dr.-Ing. Dr. h. c. Manfred Pahl, Universität Gesamthochschule Paderborn, FB 10, Pohlweg 55, 33098 Paderborn, manfred.pahl@vt.upb.de

Prof. Dr.-Ing. Matthias Kraume, TU Berlin, Institut für Verfahrenstechnik, Sekr. MA 5–7, Straße des 17. Juni 135, 10623 Berlin, Matthias.Kraume@ivtfgl.TU-Berlin.de

Prof. Dr.-Ing. Dieter Mewes, Institut für Verfahrenstechnik, Universität Hannover, Callinstr. 36, 30167 Hannover, dms@ifv.uni-hannover.de

Prof. Dr.-Ing. Martin Sommerfeld, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Umweltschutztechnik, FB Verfahrenstechnik, Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg, Geusaer Str., 06217 Merseburg, Martin.Sommerfeld@iw.uni-halle.de

Prof. Dr.-Ing. Reinhard Sperling, Fachhochschule Anhalt, FB Lebensmitteltechnologie/Biotechnologie/Verfahrens- und Umwelttechnik, Bernburger Str. 52–57, 06366 Köthen, reinhard.sperling@lbv.hs-anhalt.de

Dr.-Ing. Rainer Krebs, EKATO, P.O.Box 1110/20, 79641 Schopfheim, RK@EKATO.com

Felix A. Streiff, Koch-Glitsch AG, Stadthausstr. 22, CH-88401 Winterthur/Schweiz, streiffF@kochind.com

Dr.-Ing. Peter Zehner, Erich Kästner Str. 15, 67071 Ludwigshafen, z10er@t-online.de

Priv.-Doz. Dr.-Ing. A. Steiff, Universität Dortmund, Emil-Figge-Str. 66, 44227 Dortmund, a.steiff@ct.uni-dortmund.de

Prof. Dr.-Ing. habil. H. Schubert, Universität Karlsruhe (TH), Institut für Lebensmittelverfahrenstechnik, 76128 Karlsruhe, Helmar.Schubert@lvt.uni-karlsruhe.de

Dr.-Ing. Achim Knoch, Prof.-von-Klitzing-Str. 7, 49610 Quakenbrück, a.knoch@dilev.de

Dr. Hans-Jürgen Henzler, BAYER AG, Zentrale Forschung, Bioverfahrenstechnik Geb. 46, Friedrich Ebert Str. 217, 42117 Wuppertal, hans-juergen.henzler.hh@bayer-ag.de

Dipl.-Ing. A. Wittig, Flachslandstr. 11, 29614 Soltau

Dipl.-Ing. R. Angst, TU Berlin, Institut für Verfahrenstechnik, Sekr. MA 5–7, Straße des 17. Juni 135, 10623 Berlin

Dr.-Ing. H. Judat, Bayer AG, 51368 Leverkusen

1

Mischtechnik, Aufgaben und Bedeutung

1.1

Definitionen und Einteilung

Unter Mischen versteht man das Verteilen von Masseteilchen in einem vorgegebenen Volumen, wobei sich die Teilchen in wenigstens einer Eigenschaft unterscheiden. Solche Eigenschaften können sein:

- chemische Zusammensetzung
- Aggregatzustand
- Partikelgröße, Partikelform
- Tropfengröße, Blasengröße
- Temperatur
- Viskosität
- Farbe
- Dichte usw.

Ziel des Vermischens ist eine Vergleichmäßigung der Komponenten zum Erhöhen der Produktqualität, des chemischen bzw. biologischen Umsatzes und/oder zum Beschleunigen des Stoffübergangs und des Wärmeaustausches. Verteilen bedeutet, daß eine Relativbewegung zwischen den Komponenten erfolgen muß. Diese kann ganz allgemein durch eine reine Molekularbewegung, durch freie bzw. erzwungene Konvektion geschehen. Es ist häufig zweckmäßig, den Mischprozeß zur Beschreibung in eine Längs- und Quervermischung zu unterteilen, um einzelne Effekte deutlicher charakterisieren zu können.

Vom distributiven Mischen spricht man, wenn geringe Scherkräfte ausreichen, um nach genügend langer Zeit eine ausreichende Mischgüte zu erzielen. Dies ist der Fall bei ineinander löslichen Fluiden und rieselfähigen Schüttgütern. In Bioreaktoren wünscht man häufig möglichst gleichverteilte, geringe Scherkräfte, damit die Biomasse nicht geschädigt wird. Beim dispersiven Mischen kommt zum Verteilen noch ein Zerteilen, ein Inschwebehalten von Teilchen unterschiedlicher Dichte und/oder das Benetzen dazu. Hierfür sind höhere Scherkräfte oder Umwälzgeschwindigkeiten erforderlich. Beispiele dafür sind das Begasen, Emulgieren, Desagglomerieren und das Suspendieren. Zum schnellen Mischen benötigt man kleine Volumina, geringe Viskositäten und/oder hohe Schergeschwindigkeiten. Wird ein hochviskoses Fluidelement zusätzlich durch Normalkräfte verformt, so spricht man vom Kneten. Findet der Mischprozess in einer Rührmaschine statt, so bezeichnet

man diesen Vorgang als Rühren. Beim turbulenten Mischen erzeugt die Förderwirkung des Rührers vorwiegend die Längsvermischung und die Turbulenz die Quervermischung. Das laminare Mischen zäher Flüssigkeiten, Pasten und Cremes ist deutlich schwieriger als das turbulente Mischen, da die turbulente Quervermischung fehlt. Der Konzentrationsausgleich durch Diffusion (diffusives Mischen) ist häufig sehr langsam und bewirkt schließlich bei langen Standzeiten der Mischung den Endzustand der Mischgüte.

Bei vielen Prozessen kommt es nicht nur darauf an, daß die Komponenten verteilt werden, sondern es laufen gleichzeitig noch Stoff- und/oder Wärmetransportvorgänge ab wie chemische Reaktion, Extraktion, Kristallisation und Auflösen. Bei der Kunststoffaufbereitung muß das Granulat oder Pulver zusätzlich aufgeschmolzen, entgast und gegen einen höheren Druck gefördert werden. Man erkennt aus dieser kurzen Aufstellung, daß das Mischen zu einer der häufigsten verfahrenstechnischen Grundoperationen zählt und in fast allen Produktionslinien auftritt.

Verteil-, Zerteil- und Benetzungsvorgänge können in kontinuierlichen und diskontinuierlichen Mischern erfolgen. Bild 1.1 enthält einige ausgewählte Mischsysteme. Wird die Aufenthaltszeit im Behälter wesentlich durch einen langsamen Stoffaustausch bestimmt oder werden die Mischvorgänge nicht vollständig beherrscht, so empfiehlt sich die Anwendung von Batchprozessen (a1 – a3), da hier bei verschiedenen Zeiten eine Probenahme vorgenommen und der Mischprozeß beliebig verlängert oder manchmal durch Drehfrequenz- oder Drehrichtungsänderung beeinflusst werden kann. Ein großer Vorteil von Batchprozessen liegt darin, daß es kaum Dosierungsprobleme gibt, denn die unterschiedlichen Substanzen lassen sich einfach einwiegen. Schließt sich hinter dem Mischer ein kontinuierlicher Prozeß an, dann kann man mehrere Kessel parallel schalten und zu bestimmten Taktzeiten das Gut entnehmen. Sehr häufig dienen die Mischer auch als Pufferbehälter im kontinuierlichen Prozeß. Nachteilig sind bei großen Batch-Rührsystemen das Oberflächen/Volumen-Verhältnis, so daß eine Temperierung schlechter möglich wird, und der höhere Preis.

Kontinuierliche Mischer (b1 – b4) weisen bei gleichem Durchsatz in der Regel ein kleineres Kammervolumen auf, der Mischvorgang ist leichter beherrschbar und die Mischzeit kürzer. Bei derartigen Mischern muß man die Komponenten zeitlich konstant zudosieren. Dies kann zu einer Erschwerung der Gesamtprozeßführung beitragen, besonders beim Dosieren von Kleinkomponenten. Kontinuierliche Systeme lassen sich ganz geschlossen betreiben, so daß Umweltprobleme vermieden werden können und eine Inertgasbespülung bei sauerstoffempfindlichen Gütern wie bei Rührkesseln entfällt. Kontinuierliche Großanlagen sind häufig preisgünstiger als große Batchapparate.

Grundsätzlich unterscheidet man ferner zwischen dynamischen und statischen Mischern. Dynamische Mischer sind Systeme mit bewegten Behältern und/oder Mischorganen. Es gibt außerordentlich viele Bauarten. Bei statischen Mischern im engeren Sinne erfolgt die Homogenisierung durch feststehende Einbauten unter Nutzung der Strömungsenergie des Fluids. Sie bestehen häufig aus gleichartigen Elementen, die zur räumlichen Verteilung des Produktes um 90° verdreht, hintereinander in ein Rohr oder einen Kanal eingebaut werden (Bild 1.1 b2). Statische Mi-

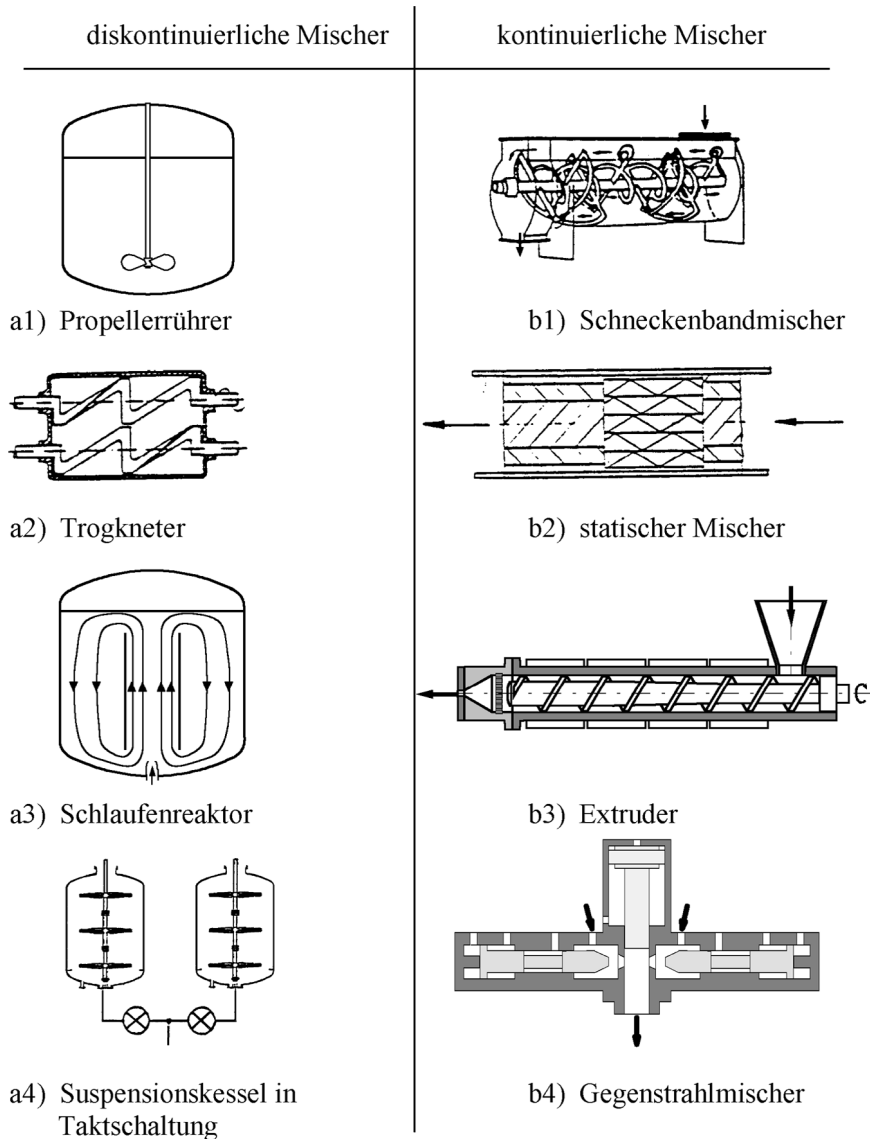


Bild 1.1 Beispiele für diskontinuierliche und kontinuierliche Mischer

scher sind kontinuierliche Mischer. Einziger Anpassungsparameter an einen Mischvorgang bei vorgegebenem Volumenstrom \dot{V} und festgelegter Baugröße ist die Mischerlänge L , während bei den dynamischen Mixern sehr leicht die Zeit verlängert und etwas aufwendiger die Drehfrequenz über Regelgetriebe oder Zahnkranzwechsel geändert werden kann. Bei einfachen Schlaufenreaktoren (a3) wird über Düsen unten im Mischbehälter Gas eingetragen und oben abgezogen. Das Gas bewegt die Flüssigkeit und der Mischvorgang ist eingeleitet. Gegenstrahlmischer (b4) werden

für schnelle Reaktionen eingesetzt. Das Mischgut muß den Mischer verlassen haben, bevor es, z. B. bei Polyurethan-Reaktionen, fest geworden ist.

Der eigentliche Mischvorgang und die anzuwendenden Maschinen werden sehr stark von dem Aggregatzustand und der Stoffpaarung bestimmt. Zur Unterscheidung der unterschiedlichen Mischaufgaben wählt man deshalb die Bezeichnungen in Tabelle 1.1. Dabei sind die Verfahren danach unterschieden, welcher Aggregatzustand überwiegt (Hauptphase, häufig kontinuierliche Phase) und welcher darin verteilt ist (Zusatzkomponente, häufig disperse Phase). Manche Namen werden dabei auch in einem anderen Zusammenhang benutzt. So wählt man den Begriff „Zerstäuben“ nicht nur für das Verteilen von Flüssigkeiten in Gasen, sondern auch zum Vorgeben einer Richtung beim Auftragen von Farben auf Objekte oder als Flüssigkeitszerkleinerung. Beim „pneumatischen Mischen“ dient das Gas häufig nur zur Bewegung der Partikeln, also als Ersatz für Mischwerkzeuge, und nicht primär zum Verteilen von Gas in Feststoffen zum Zweck des verbesserten Stoff- und Wärmeaustauschs. Die Mischaufgaben Begasen, Emulgieren und das Suspendieren werden unter dem Begriff Dispergieren zusammengefaßt. Da die Eindeutigkeit der Mischaufgabe verloren geht und noch eine Verwechslung mit dem Desagglomerieren auftauchen kann, sollte man das Wort Dispergieren nur für übergeordnete Fragestellungen benutzen.

Tab. 1.1 Bezeichnungen der Mischaufgaben bei unterschiedlichem Aggregatzustand

Zusatzphase Hauptphase		Gas	Flüssigkeit	Feststoffpartikeln
		Gas	Homogenisieren	Zerstäuben
Flüssigkeit	löslich	Begasen	Homogenisieren	Suspendieren, Aufwirbeln
	nicht löslich		Emulgieren	
Feststoffpartikeln		pneumatisches Mischen, Fluidisieren	Befeuchten, Coaten	Feststoffmischen, Pudern

Das Vermischen von Gasen gemäß Tab. 1.1 ist relativ einfach, allerdings steht für statische Mischer manchmal ein zu geringer Druck zur Verfügung. Zum Zerstäuben benutzt man Rotoren oder Düsen. Bei Zweistoffdüsen für Flüssigkeiten hängt die Tropfengröße u.a. auch von der zugeführten Gasmenge ab.

Beim Begasen sollen die Blasen in der Flüssigkeit möglichst klein sein und wenig koaleszieren, damit die Stoffaustauschfläche pro Gesamtvolumen a möglichst groß wird. Da die Grenzfläche bei Blasen beweglich ist, deformieren sich große Blasen zu Ellipsoiden oder Schirmblasen mit pendelnden Bewegungsbahnen. Unter Homogenisieren im engeren Sinne versteht man das Vermischen ineinander löslicher, nieder- und hochviskoser Medien mit dem Ziel, z.B. einen Konzentrations-, Temperatur- oder Viskositätsausgleich zu erhalten. Die Anforderungen bei hoch- und nieder-

viskosen Medien sind verschieden. Mischtechnisch ist es nicht gleich, ob hochviskose Medien in niederviskosen Medien oder niederviskose in hochviskosen verteilt werden müssen. Emulgieren bedeutet das Dispergieren eines Flüssig/Flüssig-Systems, bei dem mindestens eine Komponente in der anderen nur begrenzt löslich ist. Als Ergebnis folgt eine Tropfenverteilung (disperse Phase) in einer kontinuierlichen Phase. Neben der großräumigen Verteilung der Komponenten ist eine Mischung um so besser, je kleiner die Tropfen der Zusatzphase sind. Bei stabilen Emulsionen müssen die Tropfen sehr klein sein und/oder es müssen Emulgatoren eingesetzt werden, die eine Koaleszenz verhindern. Die Bezeichnung Suspension für Flüssigkeit/Feststoff-Systeme findet Anwendung, wenn eine gleichmäßige Verteilung im Behältnis angestrebt wird. Möchte man nur den Abstand zwischen den Partikeln erhöhen, nennt man diesen Vorgang manchmal Aufwirbeln, dabei ist die Dichtedifferenz hinreichend groß und die Viskosität der fluiden Phase klein.

Die Feststoffsysteme können trocken oder feucht, rieselfähig oder kohäsiv, monodispers oder polydispers sein, dadurch wird sehr stark der Mischvorgang beeinträchtigt. Zum Fluidisieren von Partikeln über 1 mm Durchmesser benötigt man eine große Gasmenge. Kohäsive Schüttgüter neigen zur Gassenbildung und dann ist die Erzeugung eines Wirbelbetts nicht möglich. Beim Vermischen von Feststoffen mit geringen Flüssigkeitsmengen entstehen häufig Agglomerate, die zerstört werden müssen. Das Benetzen von Feststoffpartikeln mit hochviskosen Medien, die bei Abkühlung eine feste Schicht um die Teilchen bilden, nennt man Coaten. Unter Pudern versteht man das Umlagern von sehr kleinen Partikeln auf große.

3-Phasen-Systeme sind in Tabelle 1.1 nicht aufgenommen, da die Übersichtlichkeit dadurch beeinträchtigt wird, tauchen aber natürlich in der Praxis auf. Bei komplizierten Mischaufgaben treten gleichzeitig mehrere der aufgeführten Grundmischaufgaben auf.

Aus den kurzen Ausführungen erkennt man, daß jede Mischaufgabe besondere Anforderungen an den Mischer und den Mischprozeß stellt.

1.2

Diffusives Mischen

Zum Vermischen verschiedener Komponenten müssen Platzwechselfvorgänge stattfinden. Diese können durch die Wärmebewegung der Molekeln und/oder durch konvektive Bewegungsvorgänge erzielt werden. Betrachtet man von den Wärmebewegungen der Molekeln nur die äquimolare Diffusion aufgrund eines Konzentrationsgefälles [1.1] und vernachlässigt die turbulenten Schwankungen, so lautet die Differentialgleichung für die Konzentrationsänderung durch eindimensionale Diffusion und Konvektion in ξ -Richtung:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_F \frac{\partial^2 c}{\partial \xi^2} - \frac{\partial}{\partial \xi} (w \cdot c) \quad (1.1)$$

Hierin sind c molare Konzentration
 t Zeit
 D_F Fickscher Diffusionskoeffizient
 w Konvektionsgeschwindigkeit
 ξ Ortskoordinate

Der Diffusionskoeffizient D_F ist von den Eigenschaften der Komponenten abhängig und kann für eine Reihe von Stoffpaarungen aus Tabellenwerken entnommen werden. [1.2]. In Tabelle 1.2 sind einige Werte angegeben.

Tab. 1.2 Beispiele für Diffusionskoeffizienten D_F . $\sqrt{\Delta\xi^2}$ ist der Weg, den Moleküle statistisch von ihrem Ausgangsort in 24 h zurücklegen [1.4]

Komponente	Trägermaterial	Temperatur [T/°C]	D_F [m ² /s]	$\sqrt{\Delta\xi^2}$ [m]
H ₂	} Luft bei 1000 hPa	0	$6,4 \cdot 10^{-5}$	3,3
O ₂		0	$1,8 \cdot 10^{-5}$	1,8
Harnstoff	} Wasser	15	10^{-9}	$13 \cdot 10^{-3}$
Kochsalz		10	$9,3 \cdot 10^{-10}$	$13 \cdot 10^{-3}$
Rohrzucker		18,5	$3,7 \cdot 10^{-10}$	$8 \cdot 10^{-3}$
Gold	in geschmolzenen Blei	490	$3,5 \cdot 10^{-9}$	$25 \cdot 10^{-3}$
Gold	in festem Blei	165	$4,6 \cdot 10^{-12}$	$0,9 \cdot 10^{-3}$
H ₂	} in einem KBr-Kristall	680	$2,3 \cdot 10^{-8}$	$60 \cdot 10^{-3}$
Kalium als Farbzentren		650	$5,2 \cdot 10^{-8}$	$95 \cdot 10^{-3}$

Die Diffusionskoeffizienten von Gasen unter Normalbedingungen liegen in der Größenordnung $D_F \approx 0,1 - 1 \text{ cm}^2/\text{s}$. Für Flüssigkeiten bei Zimmertemperatur gilt $D_F \approx 10^{-8} - 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$ und für Festkörper, in denen sich die Diffusion bemerkbar macht, ist $D_F \approx 10^{-6} - 10^{-20} \text{ cm}^2/\text{s}$.

Die Verschiebungen, die einzelne Moleküle durch die Brownsche Molekularbewegung durchführen, lassen sich mit einer Verteilungsfunktion erfassen. Als mittlere Verschiebung ergibt sich [1.3]

$$\Delta\xi^2 = 2D_F t \quad (1.2)$$

Folglich brauchen zum Zurücklegen eines Abstandes von $\sqrt{\Delta\xi^2} = 1 \text{ cm}$

Gasmoleküle mit $D_F = 0,5 \text{ cm}^2/\text{s}$ $t \approx 1 \text{ s}$
 Flüssigkeitsmoleküle mit $D_F = 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ $t \approx 5,8 \text{ Tage}$
 Moleküle in Feststoffen mit $D_F = 10^{-8} \text{ cm}^2/\text{s}$ $t \approx 1,6 \text{ Jahre}$

Man erkennt schon hieraus, daß die Diffusion in hochviskosen Medien mit $D_F = 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ keine wirtschaftliche Vermischung zuläßt.

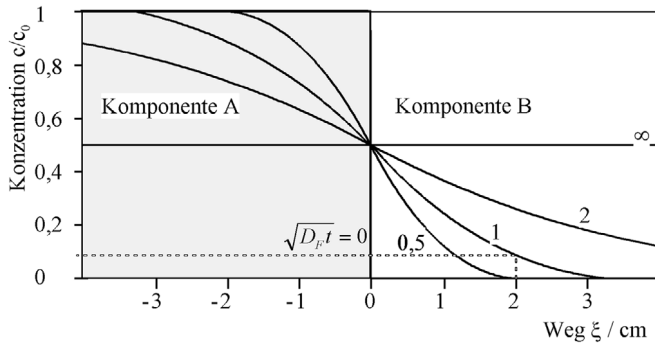


Bild 1.2 Konzentrationsverteilung durch Diffusion (Randbedingung: Konzentrationssprung an der Stelle $\xi = 0$ zur Zeit $t = 0$)

Betrachtet man nun einen ebenen Kanal, der bis zur Stelle $\xi < 0$ vollständig mit der Komponente A ($c_A = c_0$) und ab $\xi \geq 0$ vollständig mit der Komponente B ($c_A = 0$) gefüllt ist, so ergibt sich nach [1.3] für die Konzentrationsverteilung

$$c_A(\xi, t) = \frac{c_0}{2} \left\{ 1 - \operatorname{erf} \left(\frac{\xi}{2\sqrt{D_F t}} \right) \right\} \quad (1.3)$$

wobei der Ausdruck erf für das Gaußsche Fehlerintegral steht [1.5]. Bild 1.2 enthält die graphische Lösung. Man erkennt, daß mit $D_F = 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ nach der Zeit $t = 10^6 \text{ s}$ und damit $\sqrt{D_F t} = 1$ die Konzentration der Komponente A an der Stelle $\xi = 2 \text{ cm}$ auf $c_A = 0,079$ angestiegen ist.

Wählt man in einem Kanal eine Schichtanordnung gemäß Bild 1.3, dann ergibt sich dafür eine Lösung [1.3]

$$c_A = \frac{c_0}{2} \left\{ \operatorname{erf} \left[\frac{h + \xi}{2\sqrt{D_F t}} \right] + \operatorname{erf} \left[\frac{h - \xi}{2\sqrt{D_F t}} \right] \right\} \quad (1.4)$$

Die Ergebnisse zeigen, daß bei kleinen Diffusionskoeffizienten die Diffusion zur Makrovermischung einen vernachlässigbaren Beitrag liefert. Sie bewirkt unter die-

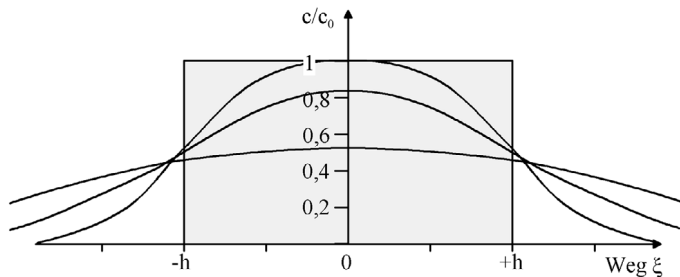


Bild 1.3 Konzentrationsverteilung durch Diffusion (Randbedingung: Konzentrationssprung an den Stellen $\xi = -h$ und $\xi = +h$ zur Zeit $t = 0$)

sen Voraussetzungen nur am Ende eines Mischprozesses eine vollständige Mikrohomogenisierung.

1.3

Laminares Mischen

Es soll nun der Mischeffekt einer laminaren Fluidströmung betrachtet werden. Kennt man das Spannungsfeld, z.B. um ein kugelförmig gedachtes Fluidelement, so kann man einen Verschiebungsgradienten-Tensor L angeben, der sich in einen Tensor D für die Verzerrung und einen Tensor Ω für die Drehung aufspalten läßt. Die Lösung ist aber nur für einfache Strömungsfelder ohne erheblichen Aufwand möglich [1.6]. Das Ergebnis einer solchen Rechnung zeigt, daß die Kugel in der Strömung deformiert wird, rotiert und eine Translation ausführt [1.7]. Der Verformungszustand hängt stark davon ab, ob ein hochviskoses Element von einem niederviskosen beansprucht wird oder umgekehrt [1.8]. Man kann das Mischervolumen aber auch in kleine Volumenelemente unterteilen und jedes Element längs einer Strömungsröhre, z.B. mit Hilfe der „Finite-Elemente-Methode“, verfolgen [1.9].

Eine einfache Analyse des Fließens in Mischern läßt sich erreichen, wenn man den Vorgang in einer Scherströmung zwischen zwei ruhenden Platten, einer ruhenden und einer bewegten Platte sowie in konzentrischen Zylindern simuliert (Bild 1.4). Die eingezeichneten kleinen Fluidelemente verdeutlichen, daß eine Verschiebung der Komponenten senkrecht zu den Stromlinien auf diese Weise nicht erreicht werden kann, obwohl der Mischungsgrad insgesamt zunimmt, wenn man zur Mischgüte-Erfassung Elemente senkrecht zur Rohrwand zieht (siehe gestrichelte Elemente).

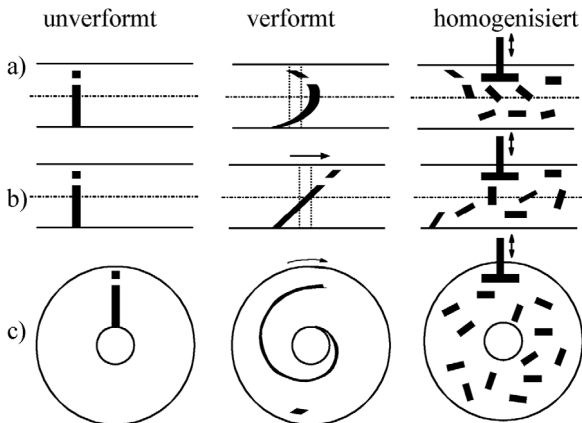


Bild 1.4 Modelle zur Beschreibung des laminaren Mischens

- Strömungskanal, beide Platten ruhen
- bewegte Platte und eine ruhende Platte
- koaxiale Zylinder, außen bewegt.

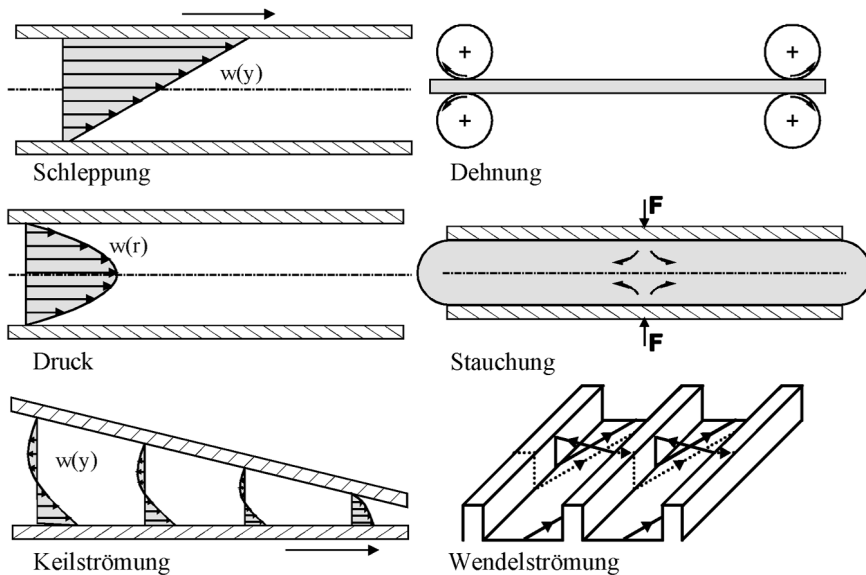


Bild 1.5 Erzeugen von Platzwechselfvorgängen in hochviskosen Medien

nicht kreuzen. Diesen Vorgang nennt man Ausstreichen oder laminares Mischen im engeren Sinne. Eine vollständige Vermischung läßt sich nur erzielen, wenn zur Längsvermischung noch eine Quervermischung tritt. In Bild 1.4 wird dies durch Einführen eines bewegten Stempels erreicht.

Ganz allgemein kann das Verteilen von hochviskosen Medien bei laminarer Strömung durch Scheren, Dehnen, wiederholtes Stauchen (Kneten), Ausnutzen von Rückströmungen und Wendelströmungen sowie durch mechanisches Aufteilen und Umlagern erreicht werden (Bild 1.5).

1.4

Turbulentes Vermischen und charakteristische Strömungen

Am einfachsten ist das Vermischen bei Turbulenz. Turbulente Strömungen sind örtlich instationäre, dreidimensionale Wirbelströmungen. Sie verlaufen unregelmäßig, indem komplizierte Variationen der Geschwindigkeit w nach Ort und Zeit auftreten, so daß eine Einzelmessung niemals zu einem reproduzierbaren Ergebnis führt, sondern eine Zufallsgröße liefert (Bild 1.6). Man kann sich die Turbulenzbewegung aus vielen Elementen verschiedener Größenordnung vorstellen. Um den relativ hohen Energieinhalt der großen Elemente – auf die nur geringe Zähigkeitskräfte wirken – abzubauen, wird die Energie auf die Turbulenzelemente der nächst kleineren Ordnung übertragen. Diese geben sie ihrerseits wieder an die wiederum kleineren und so fort. Mit kleiner werdenden Abmessungen wachsen die Zähigkeitskräfte. Schließlich werden die Elemente so klein, daß die mechanische Energie

in Wärme dissipiert. Man denkt sich den Energietransport also als einen kaskaden-ähnlichen Vorgang [1.10–1.12]. Da der Energietransport in die verschiedensten Richtungen erfolgt, geht eine eventuell vorhandene Richtungsabhängigkeit der großen Wirbel bei den kleineren Wirbeln immer mehr verloren. Man erhält eine lokale Isotropie.

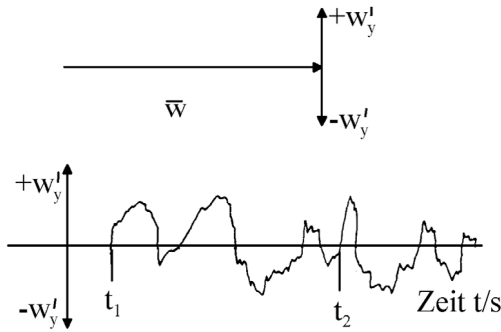


Bild 1.6 Schwankungsgeschwindigkeiten w'_y und mittlere Geschwindigkeit \bar{w} im turbulenten Strömungsfeld.

Zur Aufrechterhaltung der Turbulenz muß ständig Energie zugeführt werden, z. B. in Form von Rührleistung. Für die größten Wirbel wird als charakteristische Länge das sogenannte Integral- oder Makrolängenmaß Λ eingeführt, das in der Größenordnung des turbulenz erzeugenden Organs liegt. Beim Rühren gilt z. B. [1.13–1.15] bei einer Rührer-Reynoldszahl

$$\begin{aligned} \text{Re} &= nd^2/\nu_f > 10^4 \\ \Lambda &\approx h \end{aligned} \quad (1.5)$$

wobei d der Rührer-Durchmesser und h die Rührerhöhe ist (Bild 1.7).

Für die Dissipationswirbel läßt sich bei der Reynolds-Zahl $\text{Re} = 1$ mit Hilfe der Dimensionsanalyse ein Längenmaß für die innere Turbulenz, die sogenannte Kolmogoroff-Länge λ (Mikro-Maßstab), aus der massenbezogenen Dissipationsenergie ε und der kinematischen Zähigkeit ν_f berechnen. Es gilt

$$\lambda = \nu_f^{3/4} \varepsilon^{-1/4} \quad (1.6)$$

wobei

$$\varepsilon = P / (V\rho_f) \quad (1.7)$$

ist mit der Leistung P , dem Volumen V und der Dichte ρ_f der Flüssigkeit.

Der Mikromaßstab λ spielt eine entscheidende Rolle für die Endgröße der Blasen und Tropfen beim Begasen bzw. Emulgieren im Rührkessel. Beim turbulenten Rühr-

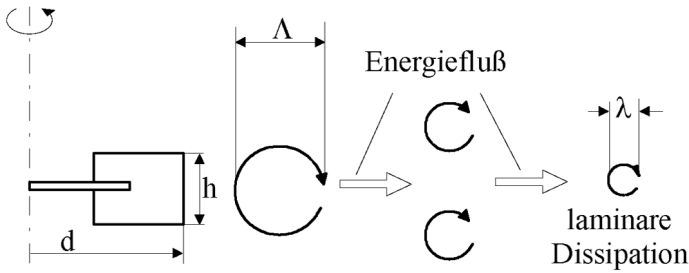


Bild 1.7 Wirbelgrößen bei freier Turbulenz

ren erfolgt die Längsvermischung durch Umpumpen des Behälterinhalts und die Quervermischung durch die turbulenten Schwankungen. Bild 1.8a zeigt die Bewegung einer Partikel im Rührkessel mit Propellerrührer ohne Stromstörer. Man erkennt die veränderte 3-dimensionale Strömung bei veränderter Drehfrequenz.

Zur Charakterisierung der Strömung gibt es verschiedene Möglichkeiten, darauf wird in späteren Kapiteln eingegangen. Erst bei Kenntnis der genauen Strömungsvorgänge kann man genauere Aussagen über den Einsatz und die Wirkung der Mischorgane machen. Bild 1.8b zeigt das Förderverhalten vom Scheiben- und Propellerrührer. Beim Scheibenrührer treten hohe Scherspannungen in der Rührorgan-Ebene auf, deshalb setzt man diesen Rührertyp zum Begasen und Emulgieren ein. Da der Propellerrührer eine gute Hubwirkung hat, wird er häufig zum Suspendieren verwendet. Es gibt viele Meßwerte, die die 3dimensionalen Strömungs- und Energie-Vektoren für unterschiedliche Rührsysteme zeigen. In Bild 1.9 ist ein Beispiel angegeben [1.16, 1.17]. Stromstörer erhöhen die Leistung, vermindern die Rotation, Erhöhen die Verwirbelung und verbessern so die Vermischung.

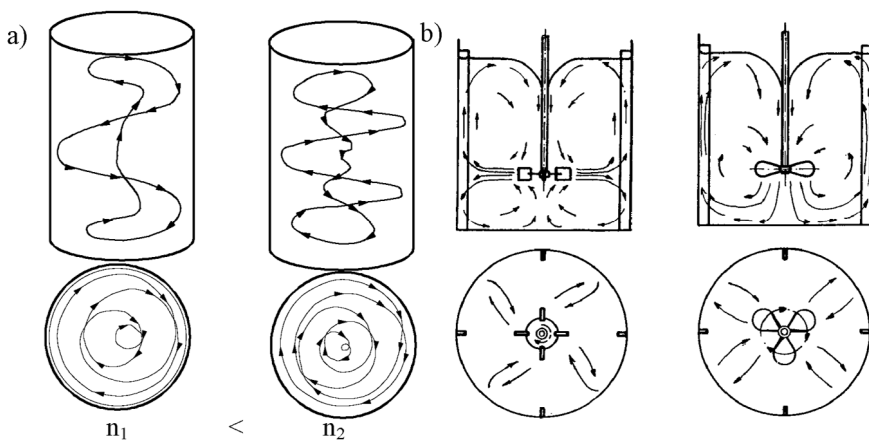


Bild 1.8 a) Strömungsbahnen im Rührkessel b) Förderverhalten von Rührern [1.16]

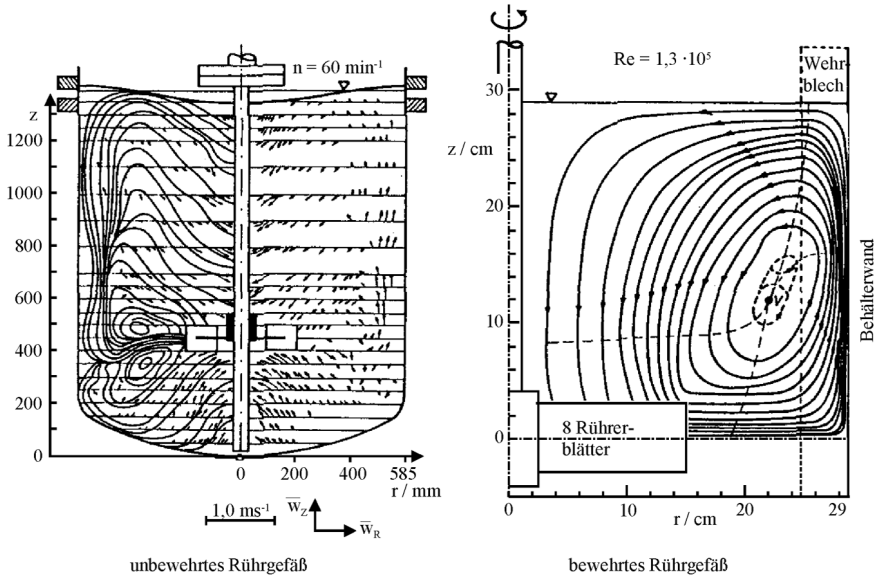


Bild 1.9 Stromlinienfelder bei turbulenter Strömung im Kessel mit Scheibentrührern $Re \approx 10^5$ [1.16]

1.5 Systemkenngrößen und Entmischung

Eigentlich müsste man den gesamten Strömungszustand zur Beschreibung der Mischwirkung erfassen. Da aber entscheidende Vorgänge der Mikro-Vermischung am Mischorgan geschehen, beschränkt man sich häufig mit der Ermittlung der Verhältnisse an dieser Stelle und verwendet die Rührer-Reynolds-Zahl nach Gl. (1.5). In Abhängigkeit von dieser Reynolds-Zahl werden die Leistung P , die Mischzeit t_M für ein bestimmtes Mischgütemaß M und die notwendige Energie W ermittelt. Systemkenngrößen sind neben der Reynolds-Zahl die Newton-Zahl

$$Ne = \frac{P}{\bar{\rho}_r n^3 d^5} \quad (1.8)$$

die dimensionslose Mischzeit (Durchmischungskennzahl)

$$nt_M = f(Re, Fr) \quad (1.9)$$

sowie die modifizierte Froude-Zahl

$$Fr^* = \frac{n^2 d \bar{\rho}_r}{g \Delta \rho} \quad (1.10)$$