

Einführung in die Mechanische Verfahrenstechnik

Von Dr. sc. techn. Martin Zogg
Professor an der Ingenieurschule Burgdorf

3., überarbeitete Auflage
Mit 121 Bildern, 29 Tabellen und 32 Berechnungsbeispielen



B. G. Teubner Stuttgart 1993

Martin Zogg

Dr. sc. techn., geboren 1942. Studium des Maschineningenieurwesens an der ETH-Zürich, Industrietätigkeit in Gebieten der Verfahrenstechnik, des Apparatebaus und der Energieumwandlung, Wissenschaftlicher Mitarbeiter und Promotion am Institut für Verfahrens- und Kältetechnik der ETH-Zürich (Leitung Prof. Dr. P. Grassmann), seit 1973 Professor für Verfahrenstechnik an der Ingenieurschule des Kantons Bern in Burgdorf.

Die Deutsche Bibliothek – CIP-Einheitsaufnahme

Zogg, Martin:

Einführung in die Mechanische Verfahrenstechnik

von Martin Zogg, -3., überarb. Aufl.

Stuttgart : Teubner, 1993

ISBN 3-519-16319-5

Das Werk einschließlich aller seiner Teile ist urheberrechtlich geschützt. Jede Verwertung außerhalb der engen Grenzen des Urheberrechtsgesetzes ist ohne Zustimmung des Verlages unzulässig und strafbar. Das gilt besonders für Vervielfältigungen, Übersetzungen, Mikroverfilmungen und die Einspeicherung und Verarbeitung in elektronischen Systemen.

© B. G. Teubner Stuttgart 1993

Printed in Germany

Druck und Binden: Druckhaus Beltz, Hemsbach/Bergstr.

Umschlaggestaltung: M. Koch, Reutlingen

Vorwort

Bei den deutschsprachigen Büchern zur Mechanischen Verfahrenstechnik überwiegen handbuchtartige Zusammenstellungen der wichtigsten Grundoperationen und Bände mit beinahe ausschließlicher Behandlung der diesen zugrunde liegenden Naturgesetze. Beide Gruppen eignen sich als Lehrbücher nur beschränkt. Während die erste dem Studierenden nicht zeigt, auf welchen – ihm vielleicht schon bekannten – gemeinsamen Grundsteinen die gebotene Vielfalt ruht, legt die zweite nur das Fundament, ohne die darauf errichtbaren Bauwerke genügend erkennen zu lassen.

Mit der Erarbeitung übergeordneter Zusammenhänge am Beispiel ausgewählter Grundoperationen wird in dieser Darstellung ein Mittelweg eingeschlagen: Die theoretischen Grundlagen werden nur dann in eigenen Kapiteln behandelt, wenn dies zum Verständnis des Folgenden unumgänglich ist (Kapitel 1 und 6) oder wenn eine verallgemeinernde Zusammenfassung des Erarbeiteten dies erfordert (Kapitel 5). Sonst wird systematisches Wissen bei der Auslegung von Maschinen und Apparaten der Mechanischen Verfahrenstechnik erarbeitet und vertieft. Dies gewährleistet einen engen Bezug der behandelten Grundlagen zu konkreten technischen Anwendungen – bedingt in der weitverzweigten Mechanischen Verfahrenstechnik allerdings eine Beschränkung auf wesentliche und typische Teilgebiete. Um die Möglichkeiten des „Computers auf jedem Schreibtisch“ ausschöpfen zu können, wird dabei die Entwicklung von Berechnungsmodellen betont. Daneben werden aber auch Aufbau und Wirkungsweise wichtiger Apparate und Maschinen erläutert.

Ziel dieses Buches ist es, dem Leser jene Grundlagen zu vermitteln, die ihn befähigen, bestehende Anlagen zu verstehen, wichtige Anlagekomponenten auszulegen, neue Lösungen zu finden und weiterführender Literatur folgen zu können. Das ausführliche Herleiten wichtiger Sachverhalte aus einfachen physikalischen Grundlagen soll die Fähigkeit des Lesers fördern, auf bekannten Fundamenten Neues zu bauen. Da in der Verfahrenstechnik laufend Neuland zu betreten ist, wird diesem Ziel besonderes Gewicht beigemessen. Deshalb dienen die vielen im Text verteilten Berechnungsbeispiele nicht nur der Vertiefung des Erarbeiteten. In manchen wird der Leser auch zu eigenen, weiterführenden Schritten eingeladen.

Diese Einführung wendet sich an Studierende der Maschinentechnik, der Verfahrenstechnik, der Chemie, der Biochemie und der Elektrotechnik, wie auch an Ingenieure, die erst im Verlauf ihrer Berufstätigkeit mit der Verfahrenstechnik in Kontakt kommen. Elementare Kenntnisse der Mechanik einphasiger Strömungen werden deshalb vorausgesetzt. Die Breite des behandelten Gebiets erfordert den Verzicht auf manche interessante Einzelheiten. Zahlreiche Literaturhinweise sorgen aber dafür, daß sie für ein vertieftes Studium einzelner Kapitel, für Studienarbeiten oder für den in der Praxis Tätigen doch leicht zugänglich werden.

Den Fachkollegen aus dem In- und Ausland danke ich für Ihre Zuschriften. Trotz einer völligen Überarbeitung konnte ich leider nicht allen Wünschen nach der Aufnahme weiterer Themen nachkommen. Auch den zahlreichen Fachleuten aus der Industrie, die mich mit wertvollen Hinweisen und Bildvorlagen unterstützten, danke ich bestens. Dem Verlag B.G. Teubner danke ich für die Aufnahme dieses Bandes in sein Verlagsprogramm. Nicht zuletzt danke ich auch meiner Frau Blanca und meinen Kindern David und Andreas für ihren verständnisvollen Verzicht auf so zahlreiche Stunden gemeinsamer Freizeit.

Burgdorf, im Januar 1987

Martin Zogg

Vorwort zur dritten Auflage

Da seit der Herausgabe der zweiten Auflage nur sechs Jahre verstrichen sind, habe ich am Aufbau dieses Buches festgehalten. Selbstverständlich wurden die Druckfehler korrigiert und neue Entwicklungen – soweit dies ohne Anpassung des Umbruchs möglich war – aufgenommen. Das Literaturverzeichnis wurde ebenfalls auf den neuesten Stand gebracht.

Inzwischen wurde auf der Grundlage dieses Buches ein PC-Programmpaket [93, 94] entwickelt. Dies ermöglicht auch für die dritte Auflage eine Beschränkung auf das Wesentlichste, da verfeinerte Berechnungsmethoden laufend ins Programmpaket aufgenommen werden können.

Ich danke den Lesern der zweiten Auflage und den Benützern des Programmpakets MVT für Ihre wertvollen Zuschriften und hoffe, daß auch die dritte Auflage Ihren Erwartungen entsprechen wird.

Burgdorf, im Januar 1993

Martin Zogg

Inhalt

Symbolverzeichnis	9
Einleitung	11
1 Kennzeichnung von Teilchenschwärmen	
1.1 Teilchengröße	15
1.1.1 Definitionen der Teilchengröße	15
1.1.2 Ausgezeichnete Teilchengrößen	16
1.2 Messen von Teilchenschwärmen	17
1.2.1 Teilchengehalt	17
1.2.2 Teilchengrößenanalyse	18
1.2.2.1 Probenahme	18
1.2.2.2 Methoden zum Messen der Teilchengröße	19
1.3 Teilchengrößenverteilung	23
1.3.1 Relative Häufigkeit	23
1.3.2 Verteilungsgesetze	27
1.3.2.1 Normalverteilung nach Gauß (N-Verteilung)	28
1.3.2.2 Logarithmische Normalverteilung (LN-Verteilung)	30
1.3.2.3 RRSB-Verteilung	32
1.3.2.4 GGS-Verteilung (Potenzverteilung)	34
1.3.2.5 Computerauswertung	36
1.4 Oberfläche von Teilchengrößenverteilungen	37
1.4.1 Kugelförmige Teilchen	37
1.4.1.1 GGS-Verteilung	39
1.4.1.2 Normalverteilung	40
1.4.1.3 Logarithmische Normalverteilung	41
1.4.1.4 RRSB-Verteilung	42
1.4.2 Teilchen beliebiger Form	43
1.4.2.1 Berechnung aus Teilchengrößenverteilung	43
1.4.2.2 Messung der Oberfläche	44
1.4.3 Zusammenfassung	45
1.5 Zusätzliche Eigenschaften von Festbetten	46
1.6 Anwendungsbeispiel	47

6 Inhalt

2 Zerkleinern

2.1 Grundlagen	51
2.1.1 Bruchvorgang	52
2.1.2 Energiebedarf und Durchsatz	53
2.1.2.1 Zerkleinerungsgesetze	53
2.1.2.2 Abschätzung des Energiebedarfs	55
2.1.2.3 Leistungsbedarf und Durchsatz	58
2.2 Zerkleinerungsmaschinen	60
2.2.1 Brecher	60
2.2.2 Mühlen	66
2.3 Betrieb von Zerkleinerungsmaschinen	73

3 Zerstäuben

3.1 Oberflächenspannung	78
3.2 Energiebedarf zum Zerstäuben	79
3.3 Für das Zerstäuben maßgebende Kennzahlen	81
3.4 Zerstäuber	83
3.4.1 Druckdüsen	84
3.4.1.1 Düsen mit Strahlzerfall	84
3.4.1.2 Düsen mit Lamellenzerfall	87
3.4.2 Pneumatische Düsen	89
3.4.3 Fliehkraftzerstäuber	90
3.4.4 Auswahl und Explosionsschutz	92
3.5 Tropfengrößenverteilung und Oberfläche	92

4 Mechanische Trennverfahren

4.1 Filtrieren	96
4.1.1 Kuchenfiltration	97
4.1.1.1 Inkompressibler Kuchen	98
4.1.1.2 Kompressibler Kuchen	108
4.1.1.3 Nebeneffekte	111
4.1.1.4 Betriebszyklen	112
4.1.1.5 Druckfilter	113
4.1.1.6 Vakuumfilter	119
4.1.2 Querstromfiltration	123
4.1.2.1 Mikrofiltration (MF)	124
4.1.2.2 Ultrafiltration (UF)	125
4.1.3 Tiefenfiltration	128
4.1.4 Filtrieren von Rauch	131

4.2	Sedimentieren	134
4.2.1	Sedimentieren von Einzelteilchen	135
4.2.1.1	Widerstandsbeiwert	135
4.2.1.2	Bewegungsdifferentialgleichung	137
4.2.1.3	Stationärer Absetzvorgang	139
4.2.1.4	Instationärer Absetzvorgang	140
4.2.2	Sedimentieren von Schwarmteilchen	141
4.2.3	Flockung und Flotation	143
4.2.4	Anwendungsbeispiele	144
4.2.4.1	Absetzapparate zur Suspensionstrennung	144
4.2.4.2	Klassierapparate	150
4.3	Zentrifugieren	152
4.3.1	Filterzentrifugen	153
4.3.1.1	Flüssigkeitsvolumenstrom beim Kuchenaufbau	154
4.3.1.2	Zeitlicher Verlauf des Zentrifugierens	156
4.3.1.3	Bauarten von Filterzentrifugen	161
4.3.2	Sedimentierzentrifugen	165
4.3.2.1	Auslegung von Sedimentierzentrifugen	165
4.3.2.2	Bauarten für die Suspensionstrennung	168
4.3.2.3	Bauarten für die Emulsionstrennung	171
4.3.3	Festigkeit der Zentrifugentrommel	173
4.4	Trennen im Zyklon	177
4.4.1	Trennteilchengröße	178
4.4.2	Druckverlust und Auslegung	179
4.5	Ergänzungen	181
4.5.1	Abscheidungsgrad und Trennschärfe	182
4.5.2	Auswahl mechanischer Trenneinrichtungen	184
5	Strömung durch Schüttungen	
5.1	Festbett	187
5.2	Fließbett	189
5.2.1	Homogenes Fließbett	190
5.2.1.1	Druckverlust und Betriebsbereich	190
5.2.1.2	Ausdehnung	193
5.2.2	Inhomogenes Fließbett	195
6	Rheologie	
6.1	Newtonsches Fließverhalten	199
6.2	Nicht-Newtonsches Fließverhalten	200
6.2.1	Zeitunabhängiges Fließverhalten	201
6.2.2	Zeitabhängiges Fließverhalten	202
6.2.3	Messung des Fließverhaltens	203
6.3	Druckverlust bei Nicht-Newtonschen Flüssigkeiten	204

8	Inhalt	
7	Mischen	
7.1	Mischgüte	207
7.2	Homogenisieren	209
7.2.1	Rührbehälter	211
7.2.1.1	Leistungsbedarf für Newtonsche Flüssigkeiten	215
7.2.1.2	Mischzeit für absatzweises Homogenisieren	219
7.2.1.3	Homogenisieren Nicht-Newtonscher Flüssigkeiten	224
7.2.2	Statische Mischer	225
7.3	Suspendieren	228
7.3.1	Suspendiergeräte	228
7.3.2	Suspendierzustand	229
7.3.3	Rührerdrehzahl und Leistungsbedarf	230
7.4	Verweilzeit bei kontinuierlichem Betrieb	232
7.4.1	Mittlere Verweilzeit	232
7.4.2	Verweilzeitverteilung im idealen Rührbehälter	233
7.4.3	Verweilzeitverteilung in Rührbehälterkaskaden	235
8	Ergänzungen	238
Literaturverzeichnis		
	Bücher	240
	Zeitschriften	244
	DIN-Normen	261
	VDI-Richtlinien	263
	Sachverzeichnis	264

Symbolverzeichnis

a	Parameter, kompressibler Filterkuchen	[-]
A	Fläche, Oberfläche	[m ²]
b	Koordinate, Breite	[m]
c_f	Widerstandsbeiwert	[-]
d	Durchmesser	[m]
d_h	hydraulischer Durchmesser	[m]
d_p	Teilchengröße, Korngröße	[m]
d_{pH}	häufigste Teilchengröße	[m]
d_T	Trennteilchengröße	[m]
d_{32}	gleichwertiger Kugeldurchmesser	[m]
e	Parameter, kompressibler Filterkuchen	[-]
e	spezifische Energie	[J/kg], [m ² /s ²]
E	Energie	[J], [m ² kg/s ²]
f_M	Filtermittelwiderstand	[1/m]
F	Kraft	[N], [mkg/s ²]
F_a	Auftriebskraft	[N]
F_g	Schwerkraft	[N]
F_w	Widerstandskraft	[N]
F_o	Trägheitskraft	[N]
F_{σ}	Oberflächenspannungskraft	[N]
F_{ω}	Fliehkraft	[N]
g	Erdbeschleunigung	[m/s ²]
J	Trennschärfe	[-]
L	Koordinate, Länge	[m]
L_c	charakteristische Länge	[m]
m	Massenstromdichte	[kg/m ² s]
M	Masse	[kg]
\dot{M}	Massenstrom	[kg/s]
M_d	Drehmoment	[Nm], [m ² kg/s ²]
n	Drehzahl	[1/s]
p	Druck	[Pa], [kg/ms ²]
p_k	Kompressionsdruck	[Pa]
p_{ko}	Grenzkompressionsdruck	[Pa]
Δp	Druckverlust	[Pa]
P	Leistung	[W], [m ² kg/s ³]
r	Radius	[m]
rF	relativer Fehler	[-]
s	Koordinate, Weg	[m]
t	Zeit	[s]
t_c	Zeitkonstante	[s]
t_r	Verweilzeit	[s]
t_{rk}	mittlere Verweilzeit in Kaskade	[s]
T	Temperatur	[K]
v	Volumenanteil	[-]
V	Volumen	[m ³]
\dot{V}	Volumenstrom	[m ³ /s]
w	Geschwindigkeit	[m/s]
X	Massenbeladung	[-]
y_H	relative Häufigkeit d. Teilchengröße	[1/m]
	relative Häufigkeit der Verweilzeit	[1/s]
z	Koordinate, Höhe	[m]

10 Symbolverzeichnis

α	Winkel	[°]
α_w	Filtrationswiderstand	[1/m ²]
ε	Porosität	[-]
η	dynamische Viskosität	[kg/ms], [Pas]
η_A	Abscheidungsgrad	[-]
η_{AG}	Gesamtabscheidungsgrad	[-]
κ	Längenverhältnis	[-]
ν	kinematische Viskosität (η/ρ)	[m ² /s]
ξ	Zerkleinerungsgrad	[-]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
σ	Spannung	[Pa], [N/m ²], [kg/ms ²]
σ_A	Oberflächenspannung	[N/m], [kg/s ²]
τ	Schubspannung	[Pa], [N/m ²], [kg/ms ²]
φ	Neigungswinkel, Winkel	[°]
Ψ	Sphärizität	[-]
ω	Winkelgeschwindigkeit ($n \cdot 2 \cdot \pi$)	[1/s]

Dimensionslose Kennzahlen

Gleichungen

Ar	Archimedeszahl	(4.46), (4.93)
Eu	Eulerzahl	(3.16)
Fm	dimensionsloser Filtermittelwiderstand	(4.83)
Fr	Froudezahl	(3.23)
Mg	Mischungsgrad	(7.8)
Ne	Leistungskennzahl	(7.22)
Re	Reynoldszahl	(3.15), (4.38), (7.16)
Ro	dimensionslose Dichtedifferenz	(4.84)
S	dimensionslose Standardabweichung	(7.5)
Se	Segregationsgrad	(7.7)
Su	Suspendierkennzahl	(7.40)
Tm	dimensionslose Mischzeit	(7.28)
Ti	dimensionslose Zeit	(4.47), (4.86)
We	Weberzahl	(3.21)
Zs	dimensionsloser Absetzweg	(4.55)

Indizes

a	Austritt, aus, außen, axial	m	mittel, Mittelwert
A	Austrag	M	Membran, Filtermittel
B	Behälter	o	stationär, konstant, inkompressible Schicht
e	Eintritt, ein	p	Teilchen, Partikel, Korn
F	Fluid (Gas oder Flüssigkeit)	r	radial
FB	Festbett	R	Rückstand
FP	Fluidisierungspunkt	s	fest (solid), feste Phase
g	gasförmig, Gasphase	S	Schwarm, Teilchenschwarm
GK	Gleichkorn	u	längs Umfang, tangential
h	horizontal	α	vor
K	Kugel, kugelförmiger Kuchen	ω	nach
l	flüssig (liquid), flüssige Phase		
L	Leerraum, auf Lückenvolumen bezogen		

Einleitung

Die Verfahrenstechnik (auch „Chemieingenieurtechnik“ bei stärkerer Betonung der Chemie und entsprechendem Verzicht auf maschinentechnische Belange, chemical engineering, processing) befaßt sich mit der technischen Durchführung von Prozessen, in denen Stoffe nach ihren physikalischen oder chemischen Eigenschaften oder nach ihrer Zusammensetzung verändert werden. Sie umfaßt die Auslegung, den Bau und den Betrieb der zur wirtschaftlich optimalen, sicheren und umweltgerechten Durchführung der einzelnen Stoffumwandlungsprozesse notwendigen Apparaturen und Anlagen. Die Verfahrenstechnik müßte deshalb treffender als Stoffumwandlungstechnik bezeichnet werden. Sie befaßt sich mit der technischen Umwandlung von Rohmaterialien oder Abfällen in begehrtere Stoffe durch physikalische, chemische und biologische Methoden. Als Beispiele seien die Umwandlung von Erdöl in Benzin, Heizöl oder Kunststoffe, die Umwandlung von Kalk und Ton in Zement, von pflanzlichen Abfällen in flüssige Treibstoffe (Ethanol), von Meerwasser in Trinkwasser, von Milch in Milchpulver, von giftstoffbeladenen Abwässern in Flußwasser, von schädlichen Abgasen in umweltverträgliche Abgase oder von Altreifen und Kunststoffabfällen zu Rohstoffen für die Chemie genannt.

Diese Beispiele lassen erkennen, daß die Verfahrenstechnik ein sehr weites und zunehmend wichtiger werdendes Gebiet von der technischen Herstellung chemischer Produkte, organischer und anorganischer Werk- und Baustoffe über die Produktion, Konservierung und Veredlung von Lebensmitteln und Getränken, die Bereitstellung von flüssigen und gasförmigen Energieträgern, die Wiedergewinnung von Rohstoffen aus Abfällen (Recycling) bis zur Umwelttechnik umfaßt. Alles Bereiche, deren Bedeutung in den letzten Jahrzehnten stark zugenommen hat und deren künftige Entwicklung sich mit zunehmender Verknappung von Rohstoffen und Energie und höher werdender Belastung der Umwelt noch beschleunigen wird. Die Tatsache, daß allein der Umsatz der Chemischen Industrie in den letzten drei Jahrzehnten weltweit real auf das Siebenfache gestiegen ist, mag dies verdeutlichen. Die Bedeutung der Verfahrenstechnik illustriert auch, daß heute weniger als 30 % des Industrieumsatzes aus den Sparten Stahlbau, Maschinenbau, Fahrzeugbau, Feinmechanik, Optik, Elektrotechnik und Elektronik stammen, während über 70 % des Industrieumsatzes auf die Industrien der Stoffumwandlung fallen. Auch daß über die Hälfte der Menschen in der Dritten Welt kein sauberes Trinkwasser kennt, unterstreicht die Bedeutung der Verfahrenstechnik zur Bewältigung wesentlicher Zukunftsaufgaben.

Die Verfahrenstechnik nimmt eine Mittelstellung zwischen Maschinenbau, Chemie, Elektrotechnik und Biologie ein. Sie erfordert deshalb ein hohes Maß an interdisziplinärem Verständnis. Wie kaum in einer anderen Ingenieurdisziplin muß in der Verfahrenstechnik stets Neuland betreten werden. Die mittlere Lebensdauer eines Verfahrens in der chemischen Industrie liegt bei zehn Jahren. Gegen die Hälfte des Umsatzes

der Großchemie stammt aus Produkten, die es vor zehn Jahren noch nicht gab. Neue Impulse erhält die Verfahrenstechnik auch vom Streben nach energiesparenden und umweltverträglichen Produktionsprozessen sowie nach Erzeugnissen, aus denen die Rohstoffe wieder zurückgewonnen werden können. Auch die wachsende Zahl industriell nutzbar werdender biotechnischer Stoffumwandlungen und die durch die Mikroelektronik stark erweiterten Möglichkeiten der Messwerterfassung, Steuerung und Automatisierung zwingt den Verfahreningenieur, neue Wege zu gehen. Eine für den Einzelnen nicht mehr überschaubare Menge von jährlich um die 100 000 Publikationen und 15 000 Patenten zeugen von dieser Entwicklung.

Auch die Zahl technisch hergestellter Stoffe ist unübersehbar groß geworden. Eine auf einer Beschreibung einzelner Verfahren zur Herstellung bestimmter Stoffe beruhende Einführung in die Verfahrenstechnik wäre deshalb wenig sinnvoll. Bei den meisten Prozessen für bestimmte Stoffumwandlungen lassen sich Operationen erkennen, denen man auch in zahlreichen anderen Verfahren wieder begegnet. Diese vielen Verfahren gemeinsamen Operationen wie Zerkleinern, Filtrieren, Zentrifugieren, Destillieren oder Trocknen werden als *Grundoperationen* (Einheitsoperation, unit operation) bezeichnet. Sie sind die „Bausteine“, aus denen ein Verfahren zusammengesetzt wird. Im folgenden werden wir einige wichtige Grundoperationen der Mechanischen Verfahrenstechnik kennenlernen und dabei wesentliche übergeordnete Zusammenhänge erarbeiten.

Die Verfahrenstechnik läßt sich in die drei Gebiete Mechanische Verfahrenstechnik (mechanical operations), Wärme- und Stofftransportprozesse (Thermische Verfahrenstechnik, heat and mass transfer operations) und Reaktionstechnik (reaction engineering) unterteilen. In dieser Einführung beschränken wir uns auf die Erarbeitung wichtiger Grundlagen der Mechanischen Verfahrenstechnik am Beispiel ausgewählter Grundoperationen. Die umfassende Behandlung der Grundoperationen bleibt infolge der Breite des Gebiets wesentlich umfangreicheren Werken (z. B. [14, 15, 53, 77 u. 78]) vorbehalten.

Zum Berechnen und Optimieren von Grundoperationen der Mechanischen Verfahrenstechnik wie auch zum bequemen quantitativen Erfassen der Einflußgrößen wurde zu diesem Buch ein PC-Programmpaket [93, 94] entwickelt. Seine Programme enthalten die Beispiele des Buches als Vorgabewerte. Die Programme beinhalten nebst den Grundlagen dieses Buches einige für die Praxis wesentliche Erweiterungen.

Eine diesem Buch entsprechende Einführung in die Wärme- und Stofftransportprozesse findet man in [91 u. 92]. Darauf wird im folgenden oft verwiesen, weil auch in der Mechanischen Verfahrenstechnik Wärme- und Stofftransportvorgänge von Bedeutung sind und weil die mechanischen Grundoperationen oft als Vorbereitungs- oder Folgeoperationen im Zusammenhang mit Wärme- und/oder Stofftransportprozessen nötig sind. Die Grundlagen der Reaktionstechnik werden in [18, 37, 79 u. 89] zusammenfassend dargestellt.

Erst wer die Grundoperationen versteht, kann sich an die Entwicklung neuer Verfahren und an die Planung und den Bau ganzer verfahrenstechnischer Anlagen (chemical engineering plant design) wagen. Zusammenfassende Darstellungen dazu findet man in [8 u. 79]. Für Beschreibungen der technischen Verfahren zur Herstellung einzelner Stoffe sei auf [25 u. 82] verwiesen.

1 Kennzeichnung von Teilchenschwärmen

Viele verfahrenstechnische Prozesse gehen von Rohstoffen in der Form fester oder flüssiger Teilchen aus. Bei manchen entstehen feste oder flüssige Teilchen während einzelner Grundoperationen als Zwischen- und Endprodukte. Unabhängig davon, ob die Teilchen als Ausgangsstoffe, Zwischenprodukte oder Endprodukte auftreten, liegen sie stets in großer Zahl vor. Eine große Anzahl von Teilchen bezeichnet man als Teilchenschwarm (Schüttung oder Haufwerk bei gegenseitiger Berührung). Zwischen den festen oder flüssigen Teilchen eines Teilchenschwarms befinden sich Gase oder Flüssigkeiten. Das Medium zwischen den Teilchen wird als kontinuierliche Phase bezeichnet. Die festen oder flüssigen Teilchen bilden die disperse Phase. Die Teilchen der dispersen Phase können räumlich getrennt sein (z.B. Staubteilchen in Raumluft), oder sie können sich gegenseitig berühren (z.B. Zement in einem Silo). Die Bezeichnungen der verschiedenen Kombinationen der beiden Phasen können der Tab. 1.1 entnommen werden.

Tabelle 1.1 Bezeichnungen disperser Systeme

kontinuierliche Phase (zusammenhängende Phase)	disperse Phase (verteilte Phase)			
	gasförmig	flüssig	fest keine Berührung	fest gegenseitige Berührung
gasförmig	vollständige Vermischung (keine Mehrphasensysteme möglich)	bis 0,05 mm: Aerosol, Nebel über 0,05mm: Gas-Flüssig-Mischung	bis 0,05 mm: Aerosol, Rauch über 0,05 mm: Gas-Fest-Mischung	Festbett: Pulver Schüttung Haufwerk Packung
flüssig	Blasenschwarm, Schaum	Dispersion, Emulsion	Dispersion, Suspension	Schlamm, Filterkuchen

In der Verfahrenstechnik haben wir es mit festen oder flüssigen Teilchen zu tun, deren Abmessungen über acht Zehnerpotenzen von 10^{-8} Metern bis zu etwa einem Meter reichen. Das Bild 1.1 veranschaulicht die Teilchengrößenbereiche einiger disperser Systeme. Mit diesen Teilchen sind in verfahrenstechnischen Prozessen vielfältige Operationen wie Zerkleinern, Dosieren, Vereinen, Mischen, Dispergieren (in Flüssigkeiten verteilen), Durchströmen, Aufheizen, Abkühlen, Auflösen, Verdunsten, Sublimieren, Befeuchten oder Trocknen durchzuführen. Diese Vorgänge werden für den

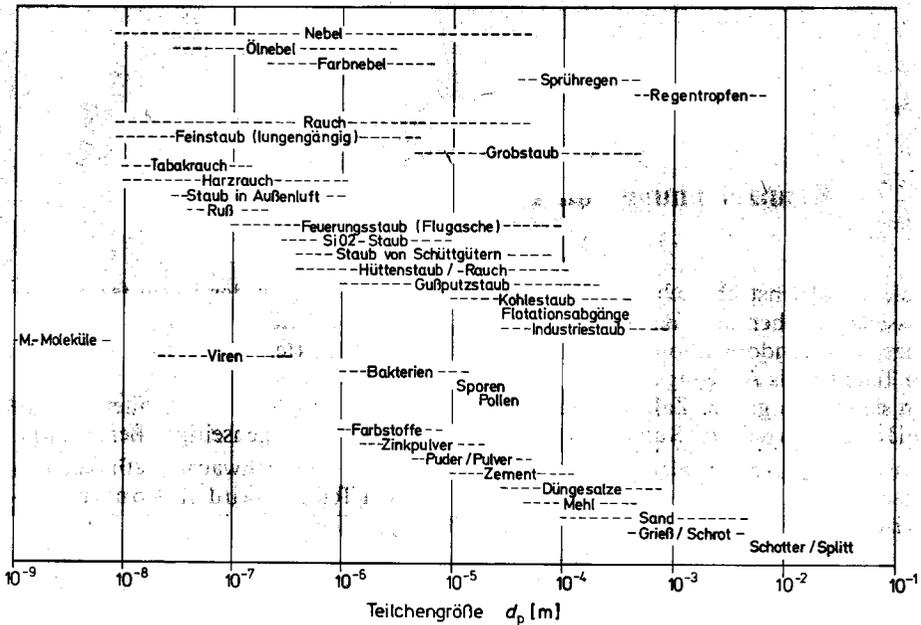


Bild 1.1 Größenbereiche flüssiger und fester Teilchen

Verfahreningenieur nur erfäßbar, wenn er die geometrischen Eigenschaften der Teilchenschwärme zu messen und in konzentrierter Form zu beschreiben vermag. Um die Grundoperationen der Mechanischen Verfahrenstechnik zu verstehen, müssen wir uns deshalb zunächst mit der Definition und der Messung der Teilchengröße befassen. Es ist ja nicht ohne weiteres klar, was man etwa unter der Größe eines Zuckerkristalls verstehen soll und wie man sie messen kann, wenn in einem Sack Zucker Millionen von Zuckerkristallen vorkommen. Da die Teilchen eines Teilchenschwarms im allgemeinen von verschiedener Größe sind, werden wir der Teilchengrößenverteilung nachgehen und eine zweckmäßige mittlere Teilchengröße suchen. Weil wir nicht Millionen von Teilchen ausmessen können, müssen wir Teilmengen entnehmen (Probenahme) und die daran gewonnenen Meßergebnisse mit den Methoden der Statistik auswerten. Wir werden dies am anschaulichen Beispiel der Siebanalyse durchführen.

In diesem Kapitel haben wir aber noch eine schwierigere Aufgabe zu lösen. Jedermann weiß, daß man etwa feinen Zucker rasch in Wasser auflösen kann. Da die gleiche Masse groben Zuckers eine viel kleinere Oberfläche aufweist, dauert es bedeutend länger, bis sie aufgelöst ist. Aus dem Alltag ist weiter bekannt, daß grobe Holzstücke viel langsamer verbrennen als fein zerkleinerte (Staubexplosionen). Feine Holzstücke trocknen auch viel rascher als grobe. Eine für zahlreiche verfahrenstechnische Operationen sehr wesentliche Eigenschaft eines Teilchenschwarms ist deshalb seine Oberfläche pro Masseneinheit, die spezifische Oberfläche. Diese Größe müssen wir aus experimentell bestimmten Teilchengrößenverteilungen berechnen können.

1.1 Teilchengröße

1.1.1 Definitionen der Teilchengröße

Kleine Tropfen sind infolge der Oberflächenspannung auch bei der Bewegung in Flüssigkeiten oder Gasen annähernd kugelförmig. Bewegte große Tropfen können dagegen von der Kugelform weit abweichen. Feststoffteilchen (auch als Körner bezeichnet) sind nur selten kugelförmig.

Während bei kugelförmigen Teilchen die Teilchengröße (particle size) mit dem Durchmesser eindeutig angegeben werden kann, gibt es für nichtkugelförmige Teilchen zahlreiche unterschiedliche Möglichkeiten zur Kennzeichnung der Teilchengröße. In der Literatur findet man bis zu siebzehn Definitionen der Größe nichtkugelförmiger Teilchen ([1], [64]). Der Grund dafür liegt in den verschiedenen Meßmethoden wie auch in den jeweils interessierenden Eigenschaften der Teilchen. Wir wollen dies im folgenden an je zwei wichtigen Beispielen verdeutlichen.

Für die Teilchengrößenmessung durch die einfache Methode der Siebanalyse (Abschn. 1.2.2.2) wird als Teilchengröße zweckmäßigerweise die Maschenweite L eines Prüfsiebes definiert, durch welches das Teilchen gerade noch hindurchfällt (sieve diameter):

$$d_p = L \quad (1.1)$$

Wie wir noch sehen werden, kann die Größe feinerer Teilchen auch durch Messen der Sinkgeschwindigkeit in Flüssigkeiten bestimmt werden. Da wir die Sinkgeschwindigkeit kugelförmiger Teilchen berechnen können (Abschn. 4.2), ist es dann sinnvoll, als Teilchengröße den Durchmesser einer Kugel mit gleicher Sinkgeschwindigkeit (free-falling diameter, Stokes diameter) zu bezeichnen:

$$d_p = d_{\text{Kugel mit gleicher Sinkgeschwindigkeit}} \quad (1.2)$$

Falls man sich beispielsweise bei Absetzvorgängen für das Volumen der Teilchen interessiert, kann man als Teilchengröße den Durchmesser einer Kugel mit gleichem Volumen V (volume diameter) wählen:

$$d_p = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} \quad (1.3)$$

Für den Druckverlust einer durchströmten Schüttung (Abschn. 5.1) oder den Wärme- und Stofftransport zwischen den Teilchen und dem umgebenden Medium ([91], Kap. 1) ist die Oberfläche der Teilchen maßgebend. Wenn man es mit der Berechnung solcher Vorgänge zu tun hat, wird man als Teilchengröße den Durchmesser einer Kugel mit gleicher Oberfläche A (surface diameter) bevorzugen:

$$d_p = \sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad (1.4)$$

Diese Definitionen ergeben für nicht kugelförmige Teilchen unterschiedliche Korngrößen. Wir wollen uns davon anhand des nachstehenden Beispiels überzeugen:

Beispiel 1.1 Wie groß ist die Korngröße eines Würfels mit der Kantenlänge L nach den Definitionen (1.1), (1.3) und (1.4)?

Nach der Definitionsgleichung (1.1) ist die Korngröße eines Würfels mit seiner Kantenlänge identisch: $d_p = L$.

Die Definitionsgleichung (1.3) liefert für den gleichen Würfel:

$$d_p = \sqrt[3]{\frac{6L^3}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi}} L = 1,241 L$$

Die Definitionsgleichung (1.4) ergibt schließlich als Korngröße desselben Würfels:

$$d_p = \sqrt{\frac{6L^2}{\pi}} = \sqrt{\frac{6}{\pi}} L = 1,382 L$$

Die mit den drei Definitionsgleichungen berechneten Korngrößen eines Würfels verhalten sich also zueinander im Verhältnis 1:1,241:1,382.

1.1.2 Ausgezeichnete Teilchengrößen

Wie bereits erwähnt, weisen die Teilchen eines Teilchenschwarms im allgemeinen unterschiedliche Größen auf. Die Teilchengrößenverteilung wird nach unten durch die minimale Teilchengröße d_{pmin} und nach oben durch die maximale Teilchengröße d_{pmax} begrenzt. Weiter sind die folgenden ausgezeichneten Teilchengrößen von Bedeutung:

Mittlere Teilchengröße Unter der mittleren Teilchengröße d_{pm} (Halbwerts Korngröße, median particle size) versteht man diejenige Teilchengröße, oberhalb und unterhalb der sich je die halbe Masse der Teilchengrößenverteilung befindet. Wir werden im Abschn. 1.3.1 sehen, daß die mittlere Teilchengröße der Teilchengröße für eine relative Rückstandssumme von 0,5 entspricht:

$$d_{pm} = d_p \text{ für } M_R/M = 0,5 \quad (1.5)$$

Häufigste Teilchengröße Die häufigste Teilchengröße ist die mit größter Wahrscheinlichkeit vorkommende Teilchengröße. Wir werden darauf im Abschn. 1.3.1 zurückkommen.

Gleichwertiger Kugeldurchmesser Für die mit Teilchen durchgeführten verfahrenstechnischen Operationen ist i.allg. das Volumen und/oder die Oberfläche des Teilchenschwarms maßgebend. Wir erhalten deshalb eine physikalisch sinnvolle Teilchengröße, wenn wir uns den Teilchenschwarm durch eine Anzahl n gleichgroßer Kugeln mit dem Durchmesser d_{32} ersetzt denken. Von diesem "Ersatzschwarm" fordern wir, daß er das gleiche Gesamtvolumen V_p

$$V_p = n (\pi/6) d_{32}^3 \quad (1.6)$$

und die gleiche Gesamtoberfläche A

$$A = n \pi d_{32}^2 \quad (1.7)$$

aufweist wie der Teilchenschwarm. Aus diesen Gleichungen folgt der gleichwertige Kugeldurchmesser (Sauter durchmesser) zu:

$$d_{32} = 6 V_p / A \quad (1.8)$$

Dieser Durchmesser gedachter Kugeln mit gleichem Gesamtvolumen und gleicher Gesamtoberfläche wie der Teilchenschwarm spielt für umströmte Teilchen eine ähnliche Rolle wie der aus der Strömungsmechanik bekannte hydraulische Durchmesser. Die Kenntnis des gleichwertigen Kugeldurchmessers ist eine Voraussetzung für die rechnerische Erfassung von verfahrenstechnischen Operationen mit umströmten Teilchen (wie Filtration, Trocknung, Sorption usw.). Wie wir aus der Gl. (1.8) erkennen, benötigen wir aber zu seiner Bestimmung das Volumen und – was uns mehr Mühe bereiten wird – die Oberfläche des Teilchenschwarms.

1.2 Messen von Teilchenschwärmen

1.2.1 Teilchengehalt

In dispersen Systemen ohne gegenseitige Berührung der Teilchen (Tab. 1.1) ist zunächst der Gehalt an Teilchen in der kontinuierlichen Phase von Bedeutung. Für Zusammensetzungsangaben sind zahlreiche Maße gebräuchlich ([91], Kap. 1). Wir verwenden in diesem Buch vorwiegend die für mechanische Trennverfahren zweckmäßige Massenbeladung, welche wir im folgenden kurz als *Beladung* bezeichnen.

$$X = M_p / M_f \quad (1.9)$$

Die Beladung ist das Verhältnis der Masse aller Teilchen zur Masse des Fluids (Flüssigkeit oder Gas) zwischen den Teilchen, also das Verhältnis der Masse der dispersen Phase zu jener der kontinuierlichen Phase.

Bei der Behandlung von Strömungsvorgängen werden wir später noch den Volumenanteil der dispersen Phase einführen (Kap. 4): Daneben ist auch die Konzentration (Masse pro Volumen) oder die Teilchenzahl pro Volumen als Angabe für den Gehalt an disperser Phase gebräuchlich.

Die Teilchenzählung kann durch Messen des von Teilchen beim Auftreffen eines Lichtstrahls gestreuten Lichts (Abschn. 1.2.2.2) direkt im Produktstrom (on-line-Messung) erfolgen. Zur Zählung feinsten Teilchen in Gasströmen werden diese in Kondensationskeimzählern durch einen Raum mit übersättigtem Dampf geleitet. Die Teilchen wirken darin als Kondensationskeime. Die um die Teilchen entstehenden Kondensattropfen werden anschließend mit optischen Methoden gezählt.

Die Beladungsmessung kann bei Systemen mit lichtdurchlässiger kontinuierlicher Phase beispielsweise über die Messung der Schwächung von Lichtstrahlen (Extinktionsmessung: VDI 2066, [4, 29 u. 64]) oder die Messung der Lichtstreuung an Teilchenschwärmen (Abschn. 1.2.2.2) direkt in den jeweiligen Produktströmen vorgenommen werden. Kontinuierliches Messen des Teilchengehalts ist auch über das Erfassen der Zunahme des Druckverlusts bei der Durchströmung eines Filters möglich.

Im allgemeinen sind aber aus den Produktströmen Teilströme abzuzweigen. Aus diesen werden die Teilchen nach den folgenden Prinzipien abgeschieden [1, 4, 50 u. 56]:

- durch in Strömungen auftretende Kräfte (scharfe Umlenkungen in Impaktoren, Abscheiden durch Fliehkräfte in Zyklonabscheidern),
- durch Filtration; vorzugsweise mit Membranfiltermitteln (VDI 2066, VDI 2463),
- durch Abscheiden geladener Teilchen im elektrischen Feld in Elektrofiltern,
- durch Haften an Flüssigkeitsoberfläche in Impingern (VDI 2452),
- durch Diffusion in engen Kanälen (Diffusionsabscheider) oder durch bei Temperaturgradienten auftretende Diffusion an kalte Flächen (Thermalpräzipitator VDI 2266).

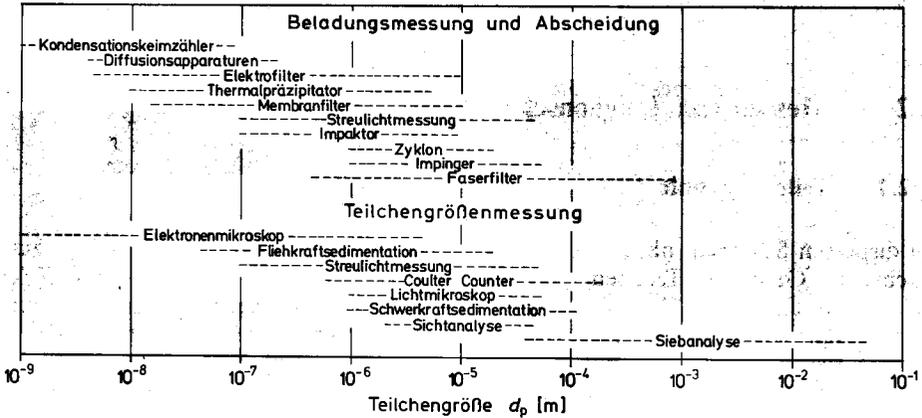


Bild 1.2 Anwendungsbereiche der gebräuchlichsten Methoden zur Abscheidung, Zählung und Messung von Teilchen und Teilchenschwärmen

Anschließend wird die abgeschiedene Masse durch genaues Wägen bestimmt [100]. Um auf die Masse des mit den Teilchen entnommenen Fluids zu schließen, ist bei dieser gravimetrischen Bestimmung der Staubbeldung während der Teilchenabscheidung eine genaue Volumenstrommessung durchzuführen. Die Einsatzbereiche der erwähnten Methode zur Bestimmung des Teilchengehalts können dem Bild 1.2 entnommen werden.

1.2.2 Teilchengrößenanalyse

1.2.2.1 Probenahme

Auch bei der Teilchengrößenanalyse ist eine direkte Messung im Produktstrom oft nicht möglich. Eine Ausnahme bilden hier die optischen Methoden. Bei Schüttungen kann im allgemeinen ebenfalls nur eine Teilmenge gemessen werden. Die Entnahme einer repräsentativen Probe ist eine heikle Aufgabe. Die Nichtbeachtung der Erkenntnisse auf diesem Gebiet kann zu groben Analysefehlern führen. Im Rahmen dieser Einführung können nur einige Hinweise gegeben werden. Umfassende Darstellungen zur Probenahme (particle sampling) findet man in [1, 29 u. 70].

Die Probenahme aus Schüttungen kann im einfachsten Fall von Hand mit Schaufeln, Kellen oder Probestechern erfolgen. Zur Probenahme ab Förderbändern werden quer zur Richtung des Förderbandes arbeitende mechanische Probenehmer (Probeprobeguts, Pendelprobenehmer) verwendet. Zur mehrfachen Messung des entnommenen Probeguts wird dieses weiter aufgeteilt (DIN 53911). Die einfachste Probeteilung erfolgt durch Schneiden des Probegutkegels. Für höhere Ansprüche werden mechanische Probeteiler wie der Drehprobenteiler (gleichmäßige Aufgabe des Probeguts auf eine rotierende, unterteilte Scheibe) eingesetzt. Weitere Geräte zur Probenahme und zur Probeteilung werden in [1] u. [70] beschrieben.

Aus Suspensionen können Proben durch Stechheber oder Tauchflaschen entnommen werden ([70], DIN 51 750).

Bei der Teilstromentnahme aus Gasströmen ist auf den Ort der Probenahme, die Geschwindigkeitsmessung, die isokinetische Probenahme (Geschwindigkeit am Sondeneintritt = Geschwindigkeit im Gasstrom) und auf eine genügende Teilchenzahl besonderes Gewicht zu legen. Um Entmischungen vorzubeugen, sind Proben nie unmittelbar nach Krümmern oder anderen Störstellen zu entnehmen. Vertikalen Leitungen ist gegenüber horizontalen der Vorzug zu geben. Die Geschwindigkeitsmessung muß zur Umrechnung des Teilchengehalts auf den untersuchten Produktstrom und zur Sicherstellung einer konstanten Absauggeschwindigkeit ebenfalls sorgfältig erfolgen. Für scharfkantige Keilsonden ist eine isokinetische Absaugung anzustreben. Wichtig ist neben der richtigen Form auch eine korrekte Einbaulage der Sonde. Näheres in VDI 2066, [1, 4, 29, 56 u. 77].

Um den maximalen statistischen Fehler klein zu halten, muß bei allen Analyseverfahren eine minimale Probeteilchenzahl gemessen werden. Aus statistischen Gründen sollte eine Probe wenigstens 10^4 Teilchen enthalten [15]. In der Praxis werden meist Mindestprobemassen mit größerer Teilchenzahl angestrebt. Für die Siebanalyse gilt als Faustregel: „Die Mindestprobemasse in [kg] muß etwa der Größe der größten Teilchen in [mm] entsprechen“. Die Mindestprobemasse für andere Analyseverfahren können [64] u. [102] entnommen werden.

1.2.2.2 Methoden zum Messen der Teilchengröße

Wie das Bild 1.1 zeigt, sind in der Verfahrenstechnik Teilchen mit Größen von 10^{-8} m bis 0,1 m zu messen. Dieser enorme Bereich kann nur durch mehrere Meßmethoden abgedeckt werden. Die wichtigsten Methoden zur Teilchengrößenmessung (Teilchengrößenanalyse, Korngrößenanalyse, particle size analysis) sind im Bild 1.2 zusammengestellt. Wir werden sie im folgenden kurz erörtern. Ausführlichere zusammenfassende Darstellungen findet man in [1, 4, 29, 50, 56 u. 80] u. [100] bis [104]. Die verschiedenen Meßmethoden nutzen unterschiedliche geometrische oder physikalische Eigenschaften der Teilchen zur Größenbestimmung. Sie ergeben deshalb vor allem für feine Teilchen und bei Abweichungen von der Kugelform für dieselbe Probe unterschiedliche Korngrößen [50], [103], [106].

Siebanalyse Für feste Teilchen mit Größen über 0,04 mm (meist als "Körner" bezeichnet) ist die Siebanalyse (sieve analysis, sieving) mit Abstand die wichtigste Methode zum Messen der Teilchengröße. Mit der Siebanalyse wird die Korngrößenverteilung nach der Definition (1.1) bestimmt. Zu diesem Zweck gibt man die Probe einer Schüttung auf das oberste Sieb einer Siebmaschine. Die Analysensiebmaschinen tra-

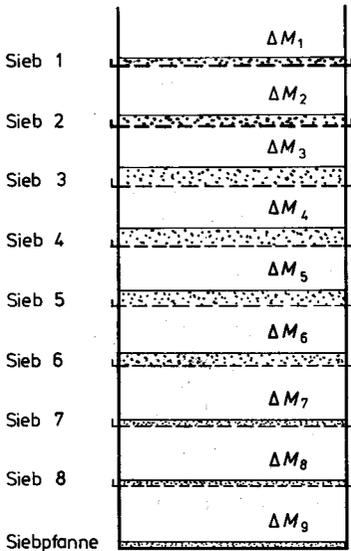


Bild 1.3 Anordnung der Prüfsiebe zur Durchführung einer Siebanalyse

gen Prüfsiebe mit nach unten laufend abnehmender Maschenweite: Bild 1.3. Diese Prüfsiebsätze werden je nach der Größe der Schüttgutkörner zusammengestellt und auf einer Siebmaschine befestigt. Die Körner werden auf den Sieben durch die von der Siebmaschine erzeugte Vibration gegeneinander und gegenüber den Siebgeweben bewegt. Die feinen Körner fallen dabei durch die Maschen der Siebe, während die groben als Rückstand zurückgehalten werden.

Die Maschenweite der Prüfsiebe und die maximalen Abweichungen vom Sollwert sind für Drahtgewebe (woven-wire test sieves) nach DIN 4188 genormt (Lochbleche: DIN 4187). Der Durchmesser des Rahmens der Analysensiebe ist nach ISO/TC 24 auf 200 mm genormt. Weitere Angaben zur Normung der Siebanalyse findet man in [1] u. [107].

Um allen Körnern die Möglichkeit zu geben, ans Prüfsieb zu gelangen und dort die für das Durchgehen günstigste Lage anzunehmen, müßte die Siebzeit groß gewählt werden. Zudem wäre während der langen Siebung für eine zum Aufwerfen des Probeguts genügende Bewegungsintensität zu sorgen. Dies würde aber zu einer Zerkleinerung des Prüfguts und damit zu einer Verfälschung des Meßergebnisses führen. Bei sehr feinem Prüfgut kann eine zu lange dauernde Siebung auch eine Agglomeration feinsten Teilchen zu größeren Körnern bewirken. Die optimale Siebzeit ist deshalb durch Versuche zu bestimmen. Sie ist ein Kompromiß zwischen dem Erreichen einer hohen Trennschärfe (Abschn. 4.5.1, DIN 66165) und einer durch das Sieben bedingten Veränderung der ursprünglichen Korngrößen.

Zur Verkürzung der Siebzeit hat es sich als zweckmäßig erwiesen, den Siebvorgang mit kurzen Unterbrechungen durchzuführen. Diese unterbinden ein dauerndes Schweben des Guts über den Sieben. Weiter wird zum Erreichen kurzer Siebzeiten eine Frequenz des Vibrators von etwa 100 Hz empfohlen. Bei schwierigen Probegütern werden Siebhilfen wie Gummwürfel oder Messingstifte beigegeben.

Insbesondere im Feinkornbereich läßt sich die Siebzeit mit Luftstrahlsieben (air-jet sieves) reduzieren. In diesen wird das Siebgut durch aus umlaufenden Schlitzdüsen tretende Luft aufgewirbelt und mit der durch den Siebboden abströmenden Luft zum Sieb transportiert [4]. Dadurch kann man den Einsatzbereich der Siebanalyse nach unten bis ca. 0,02 mm erweitern. Das Siebgut kann auch durch Flüssigkeiten bewegt werden. Man spricht dann von Naßsieben (wet sieving) oder Schlämmsieben. Schließlich können einfache Prüfungen mit einzelnen Handsieben nach VDI 2031 durchgeführt werden.

Wir werden im Abschn. 1.3.1 die rechnerische Erfassung der Teilchengrößenverteilung am anschaulichen Beispiel der Siebanalyse erarbeiten und dabei eine vollständige Auswertung einer Siebanalyse vornehmen. Näheres zur Siebanalyse in [1].

Sedimentationsanalyse Bei der Sedimentationsanalyse (sedimentation size analysis) wird die unterschiedliche Sinkgeschwindigkeit von Teilchen verschiedener Größe zur Bestimmung der Teilchengröße genutzt. Wir werden die Sedimentation im Abschn. 4.2 eingehend behandeln und uns hier auf einige Besonderheiten der Teilchengrößenanalyse durch Sedimentation beschränken. Als Teilchengröße liefert die Sedimentationsanalyse für nichtkugelförmige Teilchen den Durchmesser einer Kugel mit gleicher Sinkgeschwindigkeit.

Um eine Sedimentationsanalyse durchführen zu können, müssen die Teilchen vollständig in einer Flüssigkeit dispergiert (verteilt) sein. Falls die Teilchen unter der Wirkung von Oberflächenkräften zur Agglomeration neigen, werden Dispergierhilfsmittel beigegeben. Im allgemeinen wird von einer festen Absetzhöhe ausgegangen. Die Messung erfolgt nach zwei Methoden:

Bei der Differentialmethode (incremental method) wird die zeitliche Abhängigkeit der Feststoffkonzentration in der unteren Ebene des Sedimentationsgefäßes durch Probeziehen (Andreasen-Pipette VDI 2301, DIN 66115) oder durch Bestimmung der Schwächung von Durchlicht gemessen. Das Integralverfahren (cumulative method) beruht auf der Messung der zeitlichen Abnahme der Teilchenmasse im Absetzraum (Sedimentationswaage DIN 66116).

Die untere Grenze der Sedimentationsanalyse im Schwerfeld liegt bei einer Teilchengröße von rund 0,001 mm. Für kleinere Teilchen wird der Absetzvorgang durch die Brownsche Bewegung der Moleküle zu stark gestört. Wird in Sedimentierzentrifugen die Schwerkraft durch die Fliehkraft ersetzt, können auch wesentlich feinere Teilchen gemessen werden [108] bis [110]. Es gibt Geräte, welche die Sedimentationsanalyse sowohl mit der Schwerkraft wie auch mit der Fliehkraft erlauben. Zum Teil ermöglichen sie eine automatische Auswertung der Messung bis zur Ausgabe von Teilchengrößenverteilungskurven. Weiterführende Literatur: [1], [4], [56], DIN 66111, DIN 66115, DIN 66116, VDI 2031.

Trennung mit Strömungskräften Die Gegenstromsichter (counterflow classifier) arbeiten nach einem ähnlichen Prinzip wie die besprochenen Sedimentationsmethoden. Den Teilchen strömt nun aber ein Fluid entgegen. Teilchen, deren Sinkgeschwindigkeit gerade der Anströmgeschwindigkeit des Fluids entspricht, bleiben im Sichtraum in der Schwebelage. Größere Teilchen sinken, feinere werden ausgetragen. Die Korngrößenverteilung erhält man durch mehrmaliges Sichten bei unterschiedlichen Anströmgeschwindigkeiten. Näheres in DIN 66119.

Bei den Querstromsichtern (crossflow classifier) strömt das Fluid quer zur ursprünglichen Teilchenbahn. Je nach dem teilchengrößenabhängigen Verhältnis von Trägheits- zu Widerstandskraft werden die Teilchen unterschiedlich abgelenkt. Durch entsprechende Auffangvorrichtungen werden die Teilchen der Probe nach verschiedenen Größenklassen aufgeteilt und eingesammelt.

Schließlich lassen sich die Teilchen auch durch Umlenkungen aus einer Strömung abtrennen (inertial separation). Durch Serieschalten von Abscheidern mit zunehmend schärferen Umlenkern können die Teilchen nach Größenklassen aufgeteilt werden. Nach diesem Prinzip arbeiten beispielsweise mehrstufige Zyklonabscheider (multi stage cyclone – s. Abschn. 4.4) und Kaskadenimpaktoren (cascade impactors). Näheres in DIN 66120 und [111]. Zusammenfassende Darstellungen der Sicht- und Umlenkanalyseverfahren findet man in [1], [4], [50], [101] und DIN 66118.

Coulter Counter Beim Coulter Counter wird die Veränderung der Leitfähigkeit eines Elektrolyten beim Strömen der darin suspendierten Teilchen durch eine Kapillare gemessen. Die Leitfähigkeit des Elektrolyten in der Meßkapillare nimmt mit zunehmendem Teilchenvolumen ab. Nach einer Neueichung für jede Kombination Feststoff-Elektrolyt liefert diese Methode in einem begrenzten Teilchengrößenbereich (Bild 1.2) gute Ergebnisse. Näheres in [1], [50], [112], [113].

Streulichtmessung Die Streulichtmessung (optical particle spectrometer) beruht auf der Messung der Intensität des Streulichts, das beim Auftreffen eines Primärstrahls an einem Teilchen entsteht: Bild 1.4. Die Lichtstreuung (light scattering) an einem Teilchen ist abhängig von der Teilchengröße, der Teilchenform, des Brechungsindex, der Wellenlänge und dem Winkel des einfallenden Lichts. Im Gegensatz zur Beladungsmessung dürfen zur Teilchengrößenbestimmung nur einzelne Teilchen in die Meße ebene gelangen. Als Lichtquellen dienen neben weißem Licht vor allem Laser. Unterhalb von 10^{-7} m (Bereich der Rayleighstreuung) wird die Intensität des gestreuten Lichts sehr schwach. Dies ergibt die im Bild 1.2 gezeigte untere Meßgrenze.

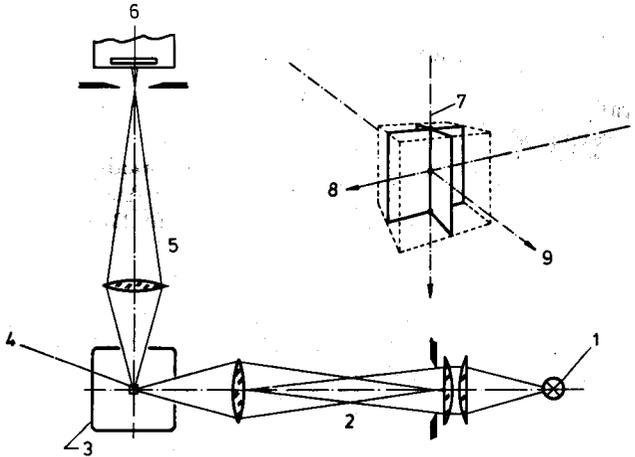


Bild 1.4 Prinzip der optischen Anordnung für die Streulichtmessung

1 Lichtquelle, 2 optisches System zur Bündelung des Primärstrahls, 3 Durchflußmeßzelle, 4 Meßvolumen, 5 optisches System für gestreutes Licht, 6 Photovervielfacher. Meßvolumen: 7 Strömungsrichtung, 8 optische Achse 1 (Primärstrahl), 9 optische Achse 2 (gestreutes Licht). (Polytec, Waldbronn-Karlsruhe)

Mit Streulichtgeräten können nicht nur feste und flüssige Teilchen in Gasen und transparenten Flüssigkeiten gemessen, sondern auch Gasblasen in Flüssigkeiten analysiert werden. Als Vorteil ist die direkte Messung im Produktstrom zu erwähnen. Sie ist allerdings nur bei geringem Teilchengehalt möglich, da gleichzeitig nur einzelne Teilchen in die Meße ebene gelangen dürfen. Bei der direkten Messung im Produktstrom entfallen die durch die Probenahme bedingten Meßfehler. Weiterführende Literatur: [1], [4], [104], [114] bis [116].

Mikroskopische Analyse Die mikroskopische Teilchengrößenbestimmung (microscopy) dient als direktes und genaues Meßverfahren auch der Eichung anderer Meßmethoden. Da die Teilchen bevorzugt in die stabilste Lage tendieren, ist sie allerdings auch nicht ohne Fehlerquellen. Die mikroskopische Analyse erlaubt neben der Messung der Größe auch die Beobachtung der Form, der Struktur und der Oberflächenbeschaffenheit der Teilchen.

Die Teilchengrößenbestimmung mit dem optischen Mikroskop (optical microscope) erreicht bei etwa 0,001 mm die Auflösungsgrenze. Das Elektronenmikroskop (electron microscope) reicht bei großer Tiefenschärfe bis unter den für die Verfahrenstechnik interessanten Teilchengrößenbereich (Bilder 1.1 und 1.2). Das den durchgehenden Strahl nutzende Transmissionselektronenmikroskop (transmission electron microscope) erreicht eine Auflösung von 10^{-9} m und mehr. Für die Teilchengrößenanalyse wird meist das Rasterelektronenmikroskop (scanning electron microscope) benützt. Seine Bilder vermitteln einen ausgezeichneten räumlichen Eindruck.

Das Messen und Zählen der Teilchen kann von Auge, mit dem Projektionsmikroskop oder mittels einer Fotografie erfolgen. Um den damit bedingten hohen Aufwand zu reduzieren, wurden automatische Teilchenzähl- und Meßgeräte entwickelt. Auch Elektronenmikroskope können damit ausgerüstet werden ([1], [4], [50], [81], [117] bis [119] und VDI 2269).

Weitere Meßverfahren Als weitere Meßverfahren sind vor allem die Laser-Beugungsspektroskopie (Messung des Beugungsspektrums eines Laserstrahls an einem Partikelkollektiv, Meßbereich 10^{-7} m ... 10^{-3} m), die Phasen-Doppler-Analyse mit gleichzeitiger Messung der Teilchengeschwindigkeit (z. B. beim Zerstäuben) und die Ultraschallspektroskopie (Meßbereich 10^{-6} m ... 10^{-3} m) zu erwähnen [1], [102], [104], [120].

1.3 Teilchengrößenverteilung

Um die für verfahrenstechnische Prozesse wichtige Oberfläche des Teilchenschwarms berechnen zu können, müssen wir die bei einer Teilchengrößenanalyse festgestellten verschiedenen Größen der Teilchen in der Form einer Teilchengrößenverteilung (particle size distribution, DIN 66141) rechnerisch erfassen. Wir wollen die dazu nötigen Überlegungen am anschaulichen Beispiel der Siebanalyse aufzeigen. Die dabei gewonnenen Erkenntnisse können ohne weiteres auf die Auswertung anderer Teilchengrößen-Meßmethoden übertragen werden. Die in diesem Abschnitt zu erarbeitenden Grundlagen der Statistik sind auch in der Meßtechnik, der Fertigungstechnik, der Werkstoffkunde, der Klimatechnik, der Meteorologie und vielen anderen Gebieten von Bedeutung.

1.3.1 Relative Häufigkeit

Wir verfolgen nachstehend die Auswertung der Siebanalyse einer Probe aus einer Schüttung (etwa einem Sack Zucker). Die Teilchen einer Schüttung (Haufwerk, particulate solids) werden i.allg. als Körner bezeichnet. Zur Übertragung des in diesem

Tabelle 1.2 Beispiel zur Auswertung einer Siebanalyse

Siebnummer	Maschenweite	Rückstände	relative Rückstände	relative Häufigkeit der Kornklassen	relative Rückstandssumme	relative Häufigkeit der Korngrößen
i	d_p [mm]	ΔM_i [kg]	$\Delta M_i/M$ [-]	y_H [1/mm]	M_R/M [-]	y_H [1/mm]
1	0,71	0,0139	0,0278	–	0,0278	0,282
2	0,5	0,0711	0,1422	0,677	0,170	1,21
3	0,355	0,1201	0,2402	1,657	0,4102	2,067
4	0,25	0,1167	0,2334	2,222	0,6436	2,277
5	0,18	0,0763	0,1526	2,180	0,7962	2,024
6	0,125	0,0500	0,1000	1,818	0,8962	1,578
7	0,071	0,0346	0,0692	1,282	0,9654	0,961
8	0,045	0,0103	0,0206	0,792	0,9860	0,620
Pfanne	0	0,0070	0,014	0,311	1,0	0
Total		0,5000	1,000			

Abschnitt Erarbeiteten auf andere disperse Systeme sind lediglich die Begriffe „Korn“ durch „Teilchen“, „Partikel“ oder „Tropfen“ und „Schüttung“ durch „disperses System“, „Festbett“ oder „Teilchenschwarm“ zu ersetzen.

Die Probemasse $M = 0,5$ [kg] einer Schüttung wird auf das oberste Prüfsieb einer Siebmaschine mit acht Prüfsieben (Bild 1.3) aufgegeben. Die Maschenweite der Siebe können der Tab. 1.2 entnommen werden. Nach der Durchführung der Siebung befinden sich auf den einzelnen Sieben die Rückstände $\Delta M_1, \Delta M_2, \dots, \Delta M_8$ und in der Siebpfanne der Rückstand ΔM_9 (Tab. 1.2). Um von der aufgegebenen Probemasse unabhängige Werte zu erhalten, dividieren wir die Rückstände durch die Probemasse M . Die Werte der so ermittelten relativen Rückstände (percentage) sind für unser Beispiel in die Tab. 1.2 eingetragen. Nun können wir das Meßergebnis in einem Histogramm aufzeichnen (Bild 1.5). Dieses vermittelt uns aber noch keinen richtigen Eindruck von der Häufigkeit der einzelnen Korngrößen. Der Unterschied der Maschenweiten zwischen zwei aufeinanderfolgenden Sieben wird als Breite einer Kornklasse (size interval) Δd_p bezeichnet. Je größer die Kornklassenbreite

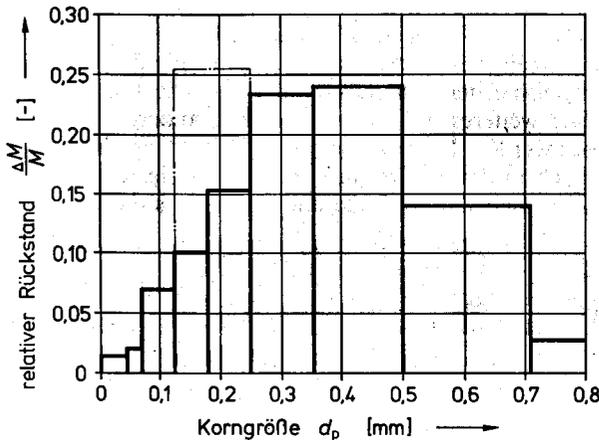


Bild 1.5
Relative Rückstände der
einzelnen Kornklassen

gewählt wird, um so höher wird der relative Rückstand. Wir können uns davon durch ein Beispiel überzeugen: Durch Weglassen des Siebes 5 erhalten wir den in Bild 1.5 strichpunktiert eingezeichneten relativen Rückstand für die Kornklasse 0,125 mm bis 0,25 mm (Kornklassenbreite 0,125 mm). Damit wir (unabhängig von der Wahl der Maschenweiten der Siebe) ein richtiges Bild von der Häufigkeit der einzelnen Kornklassen erhalten, müssen wir die relativen Rückstände also noch durch die Kornklassenbreite dividieren. Wir erhalten so die relative Häufigkeit einer Kornklasse i :

$$y_{Hi} = \frac{\Delta M_i}{M \Delta d_{pi}} \quad (1.10)$$

Die Werte für unser Beispiel findet man in der Tab. 1.2. Da wir die Kornklassenbreite des Rückstands auf dem ersten Sieb nicht kennen, kann y_{H1} nicht bestimmt werden. Im Bild 1.6 ist die relative Häufigkeit der einzelnen Kornklassen dargestellt.

Nun möchte man aber nicht nur die relative Häufigkeit der einzelnen Kornklassen, sondern die relative Häufigkeit (density, frequency) beliebiger Korngrößen kennen (Kurve im Bild 1.6). Diese würde man erhalten, wenn man unendlich viele Prüfsiebe mit infinitesimalen Unterschieden der Maschenweite $d(d_p)$ einsetzen könnte. Auf den einzelnen Prüfsieben hätte man dann auch nur noch einen infinitesimalen Rückstand dM : Aus dem «Treppenzug» würde eine Kurve. Die Gl. (1.10) geht für diesen Fall über in:

$$y_H = \frac{dM}{M d(d_p)} \quad (1.11)$$

Natürlich können wir keine Siebanalyse mit unendlich vielen Sieben durchführen. Wir müssen deshalb einen Weg zur Bestimmung der relativen Häufigkeit mit wenigen Prüfsieben finden. Dazu führen wir den Begriff der relativen Rückstandssumme (Summenhäufigkeit, cumulative percentage) ein. Die relative Rückstands-

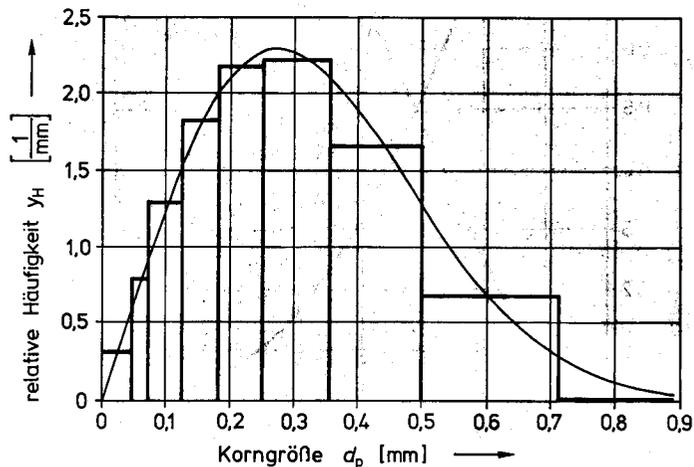


Bild 1.6 Relative Häufigkeit der einzelnen Kornklassen mit eingezeichnetem Verlauf der relativen Häufigkeit der Korngrößen (density distribution)

summe auf einem Sieb entspricht dem relativen Rückstand auf diesem Sieb, wenn alle Siebe oberhalb des betrachteten entfernt würden. Für unser Beispiel bedeutet dies, daß die relative Rückstandssumme für die Korngröße $d_p = 0,250$ mm

$$\Delta M_1/M + \Delta M_2/M + \Delta M_3/M + \Delta M_4/M = 0,0278 + 0,1422 + 0,2402 + 0,2334 = 0,6436$$

beträgt. Die allgemeine Beziehung zur Bestimmung der relativen Rückstandssumme des n. Siebes lautet:

$$M_R/M = \sum_{i=1}^n (\Delta M_i/M) = (\sum_{i=1}^n \Delta M_i)/M \tag{1.12}$$

Die Werte der relativen Rückstandssumme können für unser Beispiel der Tab. 1.2 entnommen werden. Im Bild 1.7 ist die relative Rückstandssumme über der Korngröße aufgetragen. Ihr Wert beträgt 1 für $d_p = 0$. Auch diese Darstellung des Meßergebnisses ist von der Probemasse und der Wahl der Maschenweite der Siebe unabhängig. Man kann sich davon leicht überzeugen: Denkt man sich die Siebe 3 und 4 unseres Beispiels weg, würde man für die Korngrößen 0,355 mm und 0,25 mm unveränderte relative Rückstandssummen erhalten.

Nun wollen wir uns wieder den Übergang zu unendlich vielen Sieben vorstellen. Wir haben dann unendlich viele infinitesimale Rückstände zu summieren. Die Gl. (1.12)

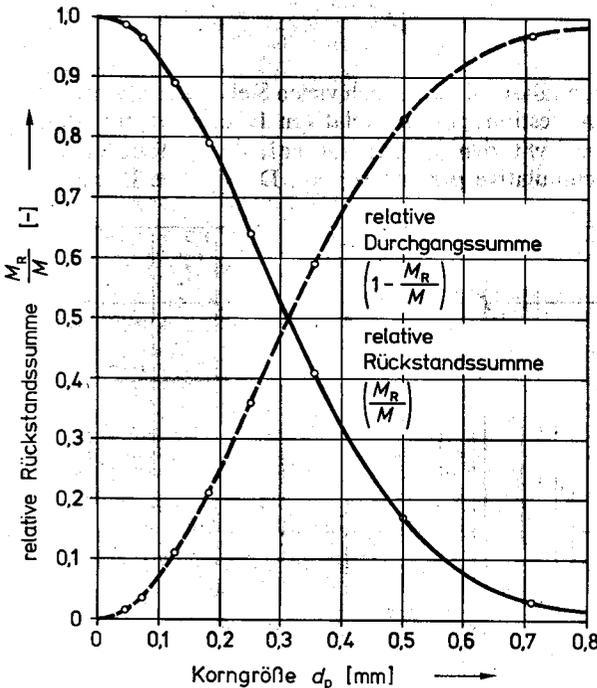


Bild 1.7 Relative Rückstandssumme; gestrichelt: relative Durchgangssumme (cumulative distribution)

geht folglich über in:

$$M_R/M = \int_{d_p}^{d_{pmax}} \frac{dM}{M} = - \int_{d_{pmax}}^{d_p} \frac{dM}{M} \quad (1.13)$$

Ein Vergleich mit der Definitionsgleichung für die relative Häufigkeit (1.11) zeigt, daß der Integrand dM/M durch $y_H d(d_p)$ ersetzt werden kann:

$$M_R/M = - \int_{d_{pmax}}^{d_p} y_H d(d_p) \quad (1.14)$$

Durch Ableiten beider Seiten nach der Korngröße erhalten wir daraus die folgende Beziehung zur Bestimmung der relativen Häufigkeit:

$$y_H = - \frac{d(M_R/M)}{d(d_p)} \quad (1.15)$$

Die relative Häufigkeit ist somit die negative Ableitung der relativen Rückstandssummenkurve. Wir können dies aus einem dem Bild 1.7 entsprechenden Diagramm graphisch bestimmen. Für genauere Rechnungen kann der Verlauf der relativen Rückstandssummenkurve mit einem Ausgleichsprogramm durch eine leicht ableitbare Funktion (beispielsweise ein Polynom wenigstens dritten Grades) angenähert werden.

Die Werte für unser Beispiel sind in der Tab. 1.2 zusammengestellt. Die Aufzeichnung über der Korngröße liefert den im Bild 1.6 gezeigten Verlauf ihrer relativen Häufigkeit. Durch Auflösen der Beziehung (1.11) nach dM/M und Integration über den ganzen Korngrößenbereich erkennen wir, daß die Fläche unter der relativen Häufigkeitskurve = 1 sein muß. Dem Bild 1.6 entnehmen wir für unser Beispiel eine häufigste Korngröße d_{pH} von rund 0,26 mm. Das Bild 1.7 liefert für unser Beispiel eine mittlere Korngröße nach der Definition (1.5) von 0,313 mm. Schüttungen, die aus Körnern ähnlicher Größe bestehen, ergeben eine enge relative Häufigkeitskurve. Schüttungen aus Körnern sehr unterschiedlicher Größe ergeben eine breite relative Häufigkeitskurve. Wir wollen uns im nächsten Abschnitt mit dem Verlauf der relativen Häufigkeit näher befassen.

1.3.2 Verteilungsgesetze

Gleichungen zur Erfassung der Abhängigkeit der relativen Häufigkeit von der Teilchengröße bezeichnet man als Verteilungsgesetze (Häufigkeitsverteilungsgesetz, frequency distribution). Ein allen dispersen Systemen gemeinsames, allgemeingültiges Verteilungsgesetz gibt es nicht. Dies ist verständlich, sind die Teilchen doch sehr verschiedenen Ursprungs. Sie können z.B. durch natürliches Wachsen (Getreide), Zerkleinern, Zerstäuben, Kristallisieren oder Sublimieren entstehen. Im allgemeinen gelingt es, die Teilchengrößenverteilung durch eines der im folgenden vorgestellten vier Verteilungsgesetze genügend genau zu beschreiben.

Alle Verteilungsgesetze enthalten zwei Parameter: einen Teilchengrößenparameter (Korngrößenparameter) und einen Gleichmäßigkeitsparameter (Streu-

ungsparameter). Zur grafischen Bestimmung dieser Parameter wurden praktische Diagramme entwickelt: in sogenannten Körnungsnetzen werden die Rückstandssummen über der entsprechenden Teilchengröße aufgetragen. Die Teilung dieser Körnungsnetze ist so gewählt, daß die über der Korngröße aufgezeichneten relativen Rückstandssummen Geraden ergeben, falls das betreffende Verteilungsgesetz erfüllt ist. Damit ist es möglich, zu erkennen, wie gut ein bestimmtes Verteilungsgesetz zutrifft. Auch zur Bestimmung der Parameter der betreffenden Verteilungsgesetze leisten diese Körnungsnetze wertvolle Dienste.

Das am ehesten zutreffende Verteilungsgesetz und seine Parameter können mit numerischen Methoden bequemer und genauer direkt aus Stützwerten der relativen Rückstandssumme ermittelt werden (Programm im Paket MVT [93]). Wir lernen im folgenden die vier für die Verfahrenstechnik wichtigsten Verteilungsgesetze kennen.

1.3.2.1 Normalverteilung nach Gauß (N-Verteilung)

Vorab bei Schüttungen, deren Teilchen auf natürliche Weise durch Wachstums-, Kristallisations- oder Sublimationsvorgänge entstanden sind, beobachtet man nahezu symmetrische relative Häufigkeitskurven der Korngrößen. Diese lassen sich in vielen Fällen durch die Gleichung der Gaußschen Normalverteilung (normal size distribution) beschreiben:

$$y_H = \frac{\exp \left\{ -\left[\frac{d_p - d_{pm}}{2\sigma^2} \right]^2 \right\}}{\sqrt{2\pi}\sigma} \quad (1.16)$$

Bei der N-Verteilung ist der Korngrößenparameter die mittlere Korngröße d_{pm} nach der Gl. (1.5) und der Gleichmäßigkeitsparameter die Standardabweichung σ (geometric mean deviation). Die mit d_{pm} und σ des Beispiels 1.2 und der Gl. (1.16) berechnete relative Häufigkeit ist in Bild 1.8 über der Korngröße aufgetragen. Der

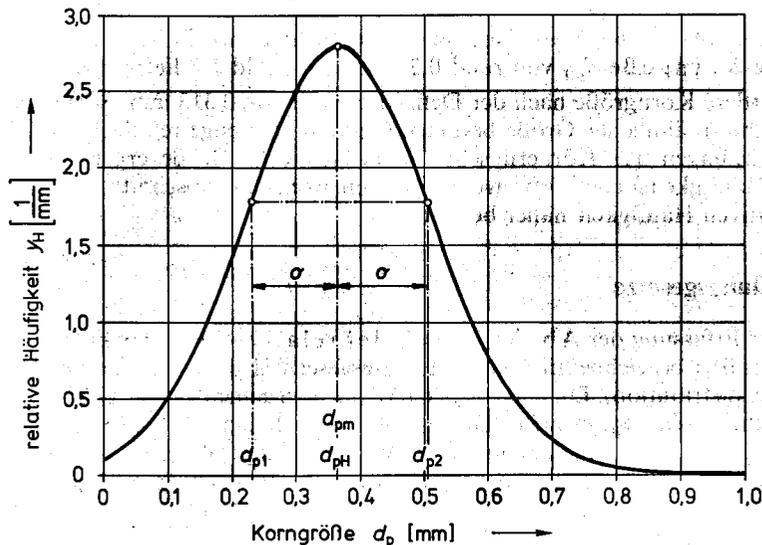


Bild 1.8 Verlauf der relativen Häufigkeit der Korngrößen einer Normalverteilung (y_H mit den Parametern des Beispiels 1.2 aus der Gl. (1.16))

Kurvenverlauf ist bezüglich der mittleren Korngröße d_{pm} völlig symmetrisch (Gaußsche Glockenkurve). Die häufigste Korngröße ist mit der mittleren Korngröße identisch: $d_{pH} = d_{pm}$. Die Wendepunkte der relativen Häufigkeitskurve sind im Bild 1.8 mit d_{p1} und d_{p2} bezeichnet. Die Standardabweichung σ ist der Abstand der Wendepunkte von der mittleren Korngröße:

$$\sigma = (d_{p2} - d_{p1})/2 \quad (1.17)$$

Zwischen der relativen Häufigkeit und der relativen Rückstandssumme besteht der Zusammenhang (1.15). An den Wendepunkten der relativem Häufigkeitskurven ist die zweite Ableitung von y_H nach d_p Null. Diese Bedingung liefert die folgenden relativen Rückstandssummen an den beiden Wendepunkten:

$$\text{für } d_{p1} \text{ ist } M_R/M = 0,8413$$

$$\text{für } d_{p2} \text{ ist } M_R/M = 0,1587$$

Die Abhängigkeit der relativen Rückstandssumme von der Korngröße erhält man durch Einsetzen der Gl. (1.16) in die Gl. (1.14), Separation der Variablen und Integration von $d_p = \infty$ bis d_p [121]. Durch eine entsprechende Teilung der M_R/M -Achse gelingt es, die S-förmige relative Rückstandssummenkurve des Bildes 1.7 in eine Gerade überzuführen. Man erhält so das Körnungnetz der N-Verteilung (Bild 1.9). Netze mit solchen Ordinatoreinteilungen und mit linearen Abszisseneinteilungen werden als Wahrscheinlichkeitsnetze bezeichnet. Bogen mit aufgedruckten Wahrscheinlichkeitsnetzen (probability paper) sind im Handel erhältlich.

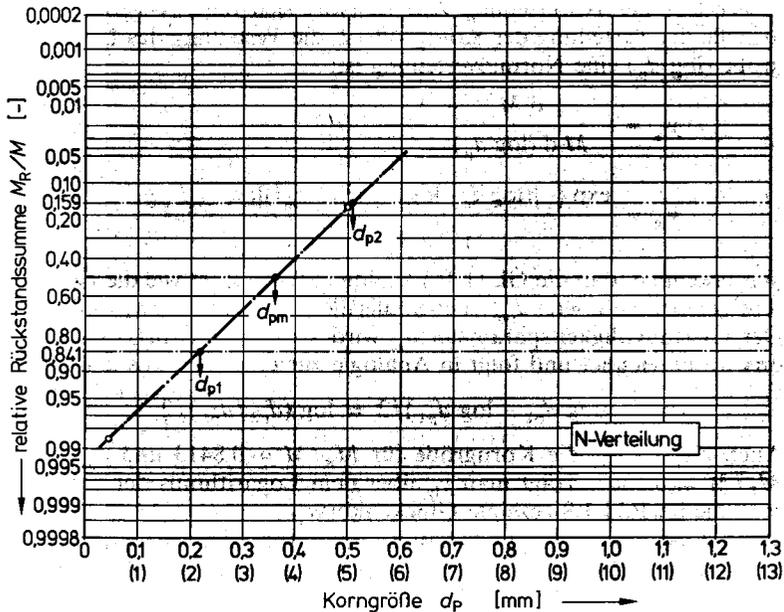


Bild 1.9 Körnungnetz der Normalverteilung (eingezeichnete Gerade: Beispiel 1.2)

Durch Aufzeichnen der relativen Rückstandssummen einer Korngrößenanalyse in ein Körnungsnetz der Normalverteilung kann sofort entschieden werden, ob die Häufigkeitsverteilung der Korngrößen eine Normalverteilung ist oder nicht. Aus dem Körnungsnetz können d_{pm} sowie d_{p1} und d_{p2} unmittelbar bestimmt werden. Die Standardabweichung folgt dann aus der Gl. (1.17). Für häufigeren Gebrauch empfiehlt sich die Verwendung von Körnungsnetzen mit einem Randmaßstab zum direkten Ablesen der Standardabweichung (z.B. [122]).

Beispiel 1.2 Die Verteilung der Korngrößen einer Schüttung ist eine Normalverteilung. Für die Korngröße 0,5 mm beträgt die relative Rückstandssumme dieser Schüttung 0,170, für $d_p = 0,045$ mm ist $M_R/M = 0,986$. Wie groß sind mittlere Korngröße und Standardabweichung dieser Schüttung? Die Häufigkeitsverteilung der Korngrößen ist in einem Diagramm aufzuzeichnen.

Durch Eintragen der beiden relativen Rückstandssummen ins Bild 1.9 können wir die relative Rückstandssummengerade einzeichnen. Das Bild 1.9 liefert die folgenden Werte: Mittlere Korngröße $d_{pm} = 0,363$ mm, $d_{p1} = 0,219$ mm und $d_{p2} = 0,507$ mm. Die Gl. (1.17) liefert daraus die Standardabweichung: $\sigma = 0,144$ mm. Nun berechnen wir die relative Häufigkeit y_H mit diesen Werten für d_{pm} und σ für eine Folge von d_p -Werten. Das Ergebnis ist im Bild 1.8 aufgezeichnet.

1.3.2.2 Logarithmische Normalverteilung (LN-Verteilung)

Zahlreiche Schüttungen weisen keine symmetrische Korngrößenverteilung auf. Oft ist das Maximum der relativen Häufigkeit innerhalb des Korngrößenspektrums stark in Richtung kleinster Korngrößen verschoben. Solche Verteilungen lassen sich manchmal als LN-Verteilungen (log-normal size distribution) beschreiben.

Gegenüber der N-Verteilung unterscheidet sich die LN-Verteilung nur darin, daß anstelle der Verteilung der Korngröße d_p die Verteilung des Logarithmus der Korngröße ($\log d_p$) eine Normalverteilung ist:

$$y_{lg} = - \frac{d M}{M d (\log d_p)} \quad (1.18)$$

$$y_{lg} = \frac{\exp \{ - [(\log d_p - \log d_{pm})^2 / (2 \sigma_{lg}^2)] \}}{\sqrt{2\pi} \sigma_{lg}} \quad (1.19)$$

Wir erkennen, daß die Gl. (1.19) analog aufgebaut ist wie die Gleichung (1.16). Der Korngrößenparameter d_{pm} ist ebenfalls die mittlere Korngröße für $M_R/M = 0,5$. Der Gleichmäßigkeitsparameter σ_{lg} wird als logarithmische Standardabweichung bezeichnet und folgt in Analogie zur Gl. (1.17) aus der Beziehung

$$\sigma_{lg} = (\log d_{p2} - \log d_{p1}) / 2 = \log (d_{p2} / d_{p1}) / 2 \quad (1.20)$$

Auch hier ist d_{p1} die Korngröße für $M_R/M = 0,8413$ und d_{p2} die Korngröße für $M_R/M = 0,1587$. Trägt man y_{lg} über dem Logarithmus der Korngröße auf, erhält man die im Bild 1.8 gezeigte Glockenkurve.

Wir interessieren uns aber nicht für die Hilfsgröße y_{lg} , sondern für die relative Häufigkeit y_H der Korngröße. Ein Vergleich der Gln. (1.18) und (1.11) zeigt uns, daß

$$y_H = y_{lg} \cdot \frac{d (\log d_p)}{d (d_p)} = \frac{y_{lg}}{d_p \ln 10} \quad (1.21)$$

ist. Durch Einsetzen von y_{lg} aus der Gl. (1.19) in die Gl. (1.21) finden wir die folgende Beziehung für die relative Häufigkeit der LN-Verteilung:

$$y_H = \frac{\exp \left\{ - \left[\log \left(d_p / d_{pm} \right) \right]^2 / (2 \sigma_{lg}^2) \right\}}{5,772 d_p \sigma_{lg}} \quad (1.22)$$

Das Bild 1.10 zeigt ein Beispiel einer LN-Verteilung. Man sieht, daß die häufigste Korngröße nun kleiner ist als die mittlere: Der Feinkornanteil überwiegt den Grobkornanteil. Das Körnungsnetz der LN-Verteilung weist die gleiche Ordinatenenteilung wie jenes für die N-Verteilung auf (Bild 1.11). Die Abszisse ist dagegen logarithmisch geteilt. Auch für die LN-Verteilung gibt es Körnungsnetze (log-probability paper) zur direkten Bestimmung der logarithmischen Standardabweichung [121, 122] u. DIN 66144.

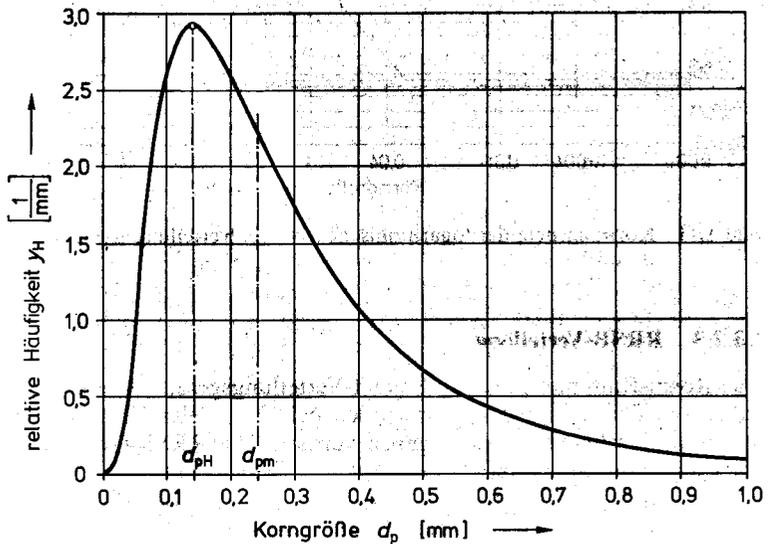


Bild 1.10 Verlauf der relativen Häufigkeit der Korngrößen einer LN-Verteilung (y_H mit den Parametern des Beispiels 1.3 aus der Gl. (1.22))

Beispiel 1.3 Eine Schüttung, deren Korngrößen einer LN-Verteilung folgen, weist die beiden im Beispiel 1.2 angegebenen relativen Rückstandssummen auf. Wie groß sind die mittlere Korngröße und die logarithmische Standardabweichung dieser Schüttung? Die Häufigkeitsverteilung der Korngrößen ist in einem Diagramm aufzuzeichnen.

Mit den beiden relativen Rückstandssummen können wir im Bild 1.11 eine Gerade einzeichnen. Das Bild 1.11 liefert die folgenden Werte: Mittlere Korngröße $d_{pm} = 0,240$ mm, $d_{p1} = 0,113$ mm, $d_{p2} = 0,518$ mm. Die Gl. (1.20) liefert daraus die logarithmische Standardabweichung: $\sigma_{lg} = 0,331$. Mit diesen Werten für d_{pm} und σ_{lg} berechnen wir die relative Häufigkeit y_H mit der Gl. (1.22) für eine Folge von d_p -Werten. Das Ergebnis ist im Bild 1.10 aufgezeichnet.

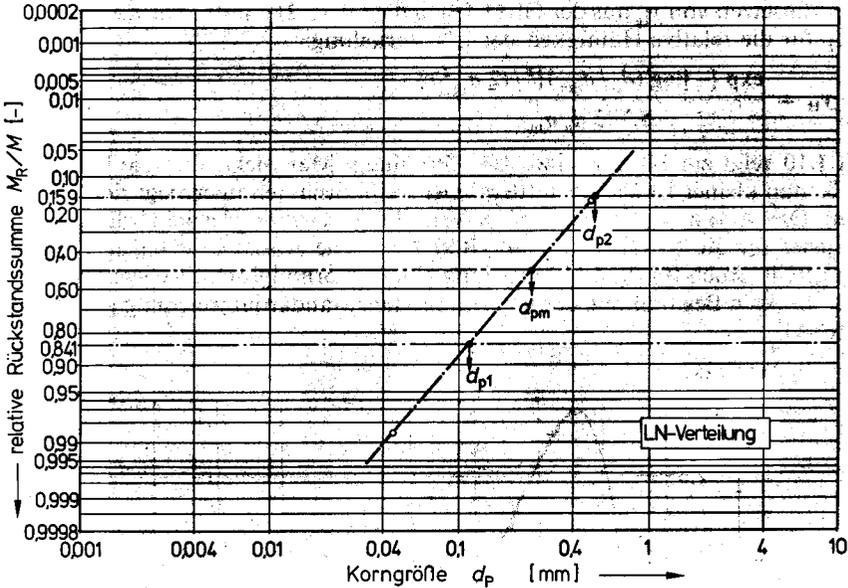


Bild 1.11 Körnungsnetz der logarithmischen Normalverteilung (eingezeichnete Gerade: Beispiel 1.3)

1.3.2.3 RRSB-Verteilung

Das Rosin-Rammler-Sperling-Bennet-Verteilungsgesetz ist eine rein empirische Verteilungsgleichung, die das Korngrößenpektrum vieler Feinzerkleinerungsprodukte und Stäube sehr gut wiederzugeben vermag. Die RRSB-Gleichung für die relative Rückstandssumme lautet:

$$M_R/M = \exp [-(d_p/d_p')^n] \tag{1.23}$$

In dieser Gleichung ist d_p' der Korngrößenparameter und n der Gleichmäßigkeitsparameter. Die Einteilung des Körnungsnetzes der RRSB-Verteilung erhalten wir durch zweimaliges Logarithmieren der Gl. (1.23):

$$\ln [\ln (M/M_R)] = n \ln d_p - n \ln d_p' \tag{1.24}$$

Diese Gleichung ergibt eine lineare Abhängigkeit von $\ln [\ln (M/M_R)]$ von $\ln (d_p)$. In einem Koordinatennetz mit logarithmischer Abszisseneinteilung und einer Ordinateinteilung proportional $\ln [\ln (M/M_R)]$ wird die relative Rückstandssummenkurve zur Geraden (Bild 1.12). Diese Gerade ist durch zwei Punkte festgelegt. Deshalb können der Korngrößenparameter d_p' und der Gleichmäßigkeitsparameter n aus den relativen Rückstandssummen $(M_R/M)_1$ und $(M_R/M)_2$ zweier Korngrößen d_{p1} und d_{p2} berechnet werden:

$$n = \frac{\ln \ln (M/M_R)_1 - \ln \ln (M/M_R)_2}{\ln (d_{p1}/d_{p2})} \tag{1.25}$$

$$d'_p = \frac{d_{p1}}{[\ln(M/M_R)_1]^{1/n}} \quad (1.26)$$

Die beiden Parameter der RRSB-Verteilung können auch direkt aus dem Körnungsnetz bestimmt werden. Für $d_p = d'_p$ ergibt die Gl. (1.23):

$$M_R/M = e^{-1} = 0,368 \quad (1.27)$$

Für diesen Wert ist im Bild 1.12 eine strichpunktierte Linie eingetragen. Der Schnittpunkt zwischen dieser Linie und der Geraden der gemessenen relativen Rückstandssumme liefert den Korngrößenparameter d'_p . Der Gleichmäßigkeitsparameter n kann durch Parallelverschiebung der Geraden der gemessenen relativen Rückstandssumme durch den Pol P auf dem Randmaßstab abgelesen werden. Ein Körnungsnetz mit Randmaßstäben für den Gleichmäßigkeitsparameter und die spezifische Oberfläche ist in DIN 66145 aufgeführt.

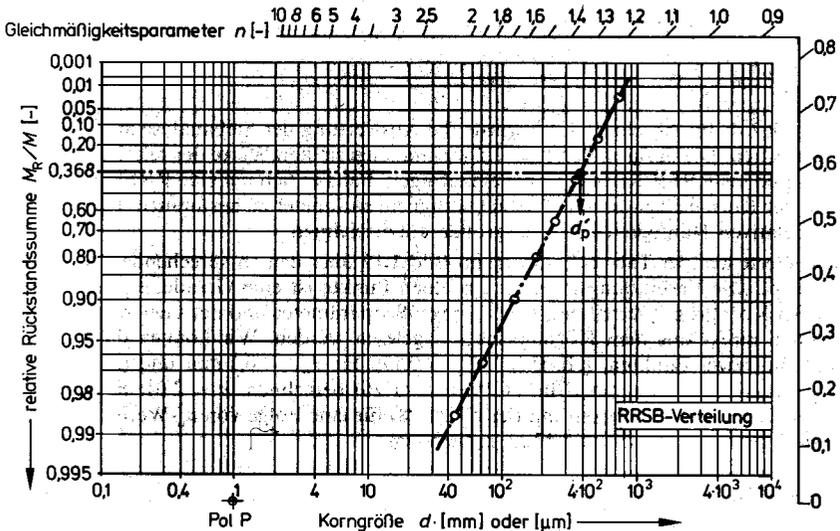


Bild 1.12 Körnungsnetz der RRSB-Verteilung (eingezeichnete Gerade: Beispiel der Tab. 1.1)

Der Zusammenhang zwischen der relativen Rückstandssumme und der relativen Häufigkeit ist durch die Gl. (1.15) gegeben. Durch Einsetzen von M_R/M aus der Gl. (1.23) finden wir daraus den folgenden Ausdruck für die relative Häufigkeit der RRSB-Verteilung:

$$y_H = \frac{n}{d'_p} \left(\frac{d_p}{d'_p} \right)^{n-1} \exp \left[- \left(\frac{d_p}{d'_p} \right)^n \right] \quad (1.28)$$

Die relative Häufigkeit der Korngrößen eines Beispiels einer RRSB-Verteilung ist im Bild 1.13 über der Korngröße aufgetragen. Für große Werte des Gleichmäßigkeitsparameters n nähert sich der Verlauf der relativen Häufigkeit der RRSB-Verteilung jenem der N-Verteilung.

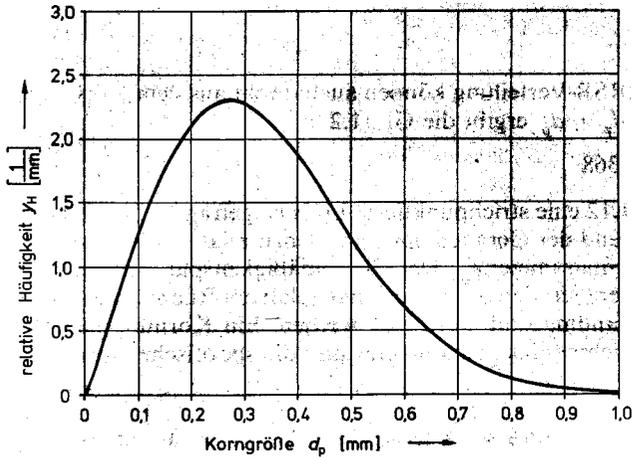


Bild 1.13

Verlauf der relativen Häufigkeit der Korngrößen einer RRSB-Verteilung (v_H mit den Parametern des Beispiels 1.4 aus der Gl. (1.28)).

Beispiel 1.4 Im Abschnitt 1.3.1 wurde die Auswertung der Siebanalyse anhand eines Beispiels besprochen. Die dafür in der Tab. 1.2 zusammengestellten Werte der relativen Rückstandssummen sind ins RRSB-Körnungsnetz einzutragen. Falls es sich um eine RRSB-Verteilung handelt, sind der Korngrößen- und der Gleichmäßigkeitsparameter zu bestimmen. Ferner ist der Verlauf der relativen Häufigkeit der Korngrößen aufzuzeichnen.

Die Werte aus der Tab. 1.2 wurden im Bild 1.12 über den entsprechenden Korngrößen eingezeichnet. Die Verbindungslinie der einzelnen Punkte ist eine Gerade: es handelt sich um eine RRSB-Korngrößenverteilung. Der Korngrößenparameter und der Gleichmäßigkeitsparameter können direkt aus dem Körnungsnetz abgelesen werden. Wir können diese Parameter aber auch mit zwei Punkten, z. B. $(M_R/M)_1 = 0,170$ für $d_{p1} = 0,5$ mm und $(M_R/M)_2 = 0,986$ für $d_{p2} = 0,045$ mm, aus den Gln. (1.25) und (1.26) berechnen: $n = 2,01$; $d_p' = 0,376$ mm. Nun kann die relative Häufigkeit mit der Gl. (1.28) für eine Folge von d_p -Werten berechnet werden. Das Ergebnis ist dem Bild 1.13 zu entnehmen.

1.3.2.4 GGS-Verteilung

Die ebenfalls rein empirische Gates-Gaudin-Schumann-Gleichung für die relative Rückstandssumme lautet:

$$M_R/M = 1 - (d_p/d_{p\max})^m \quad (1.29)$$

Das Korngrößenspektrum vieler Grobzerkleinerungsprodukte läßt sich als GGS-Verteilung (auch als Potenzverteilung bezeichnet) beschreiben. $d_{p\max}$ ist der Korngrößenparameter und m der Gleichmäßigkeitsparameter der GGS-Verteilung. Die Einteilung des Körnungsnetzes der GGS-Verteilung erhält man durch Logarithmieren der Gl. (1.29):

$$\ln [1 - (M_R/M)] = m \ln (d_p) - m \ln (d_{p\max}) \quad (1.30)$$

Um eine geradlinige Darstellung für die relative Rückstandssumme zu erhalten, muß die Einteilung der Abszisse des GGS-Körnungsnetzes also proportional dem Logarithmus der Korngröße und jene der Ordinate proportional dem Logarithmus der

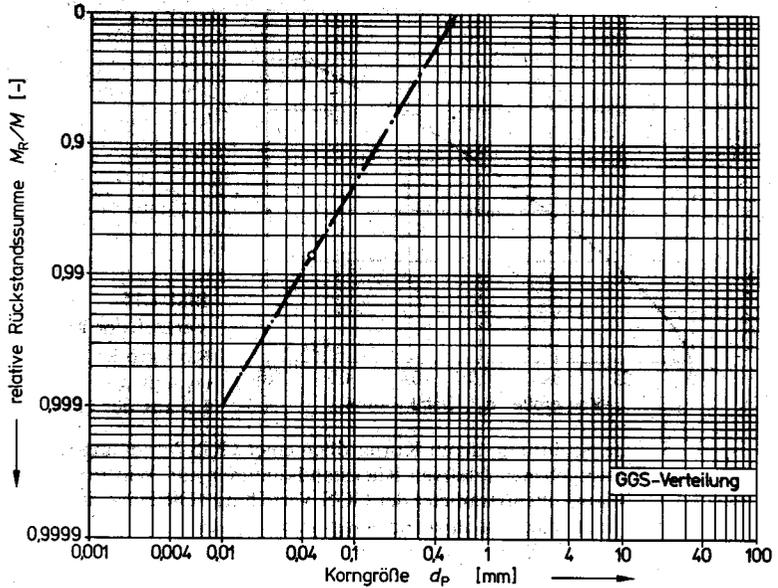


Bild 1.14 Körnungsnetz der GGS-Verteilung (eingezeichnete Gerade: Beispiel 1.5)

relativen Durchgangssumme $[1 - (M_R/M)]$ gewählt werden. Ein solches Körnungsnetz wird im Bild 1.14 gezeigt. Für den praktischen Gebrauch findet man in DIN 66143 ein geeignetes Körnungsnetz. Man kann allerdings ebensogut ein gewöhnliches, doppeltlogarithmisches Papier verwenden. Dann sind der Gleichmäßigkeitsparameter und der Korngrößenparameter mit der Gl. (1.30) aus den relativen Rückstandssummen $(M_R/M)_1$ und $(M_R/M)_2$ zweier Korngrößen d_{p1} und d_{p2} zu bestimmen:

$$m = \frac{\ln[1 - (M_R/M)_1] - \ln[1 - (M_R/M)_2]}{\ln(d_{p1}/d_{p2})} \quad (1.31)$$

$$d_{pmax} = \frac{d_{p1}}{[1 - (M_R/M)_1]^{1/m}} \quad (1.32)$$

Die Gln. (1.15) und (1.29) ergeben den folgenden Ausdruck für die relative Häufigkeit der Korngrößen der GGS-Verteilung:

$$y_H = \frac{m}{d_{pmax}} \left(\frac{d_p}{d_{pmax}} \right)^{m-1} \quad (1.33)$$

Die relative Häufigkeit der Korngrößen ist im Bild 1.15 für ein Beispiel einer GGS-Verteilung aufgezeichnet. Wir sehen daraus, daß diese Verteilung einen anderen Charakter aufweist als die besprochenen. Im Gegensatz zur LN- und RRSB-Verteilung ist die häufigste Korngröße größer als die mittlere.

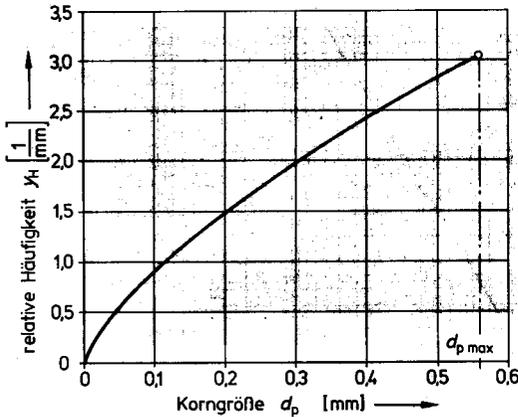


Bild 1.15
Verlauf der relativen Häufigkeit der Korngrößen einer GGS-Verteilung (y_H mit den Parametern des Beispiels 1.5 aus der Gl. (1.33))

Beispiel 1.5 Eine Schüttung, deren Korngrößen einer GGS-Verteilung folgen, weist die beiden im Beispiel 1.2 angegebenen relativen Rückstandssummen auf. Wie groß sind der Gleichmäßigkeits- und der Korngrößenparameter der GGS-Verteilung? Die Häufigkeitsverteilung der Korngrößen dieser Schüttungen ist in einem Diagramm aufzuzeichnen.

Die Gln. (1.31) und (1.32) liefern für die beiden Parameter der GGS-Verteilung: $m = 1,695$; $d_{pmax} = 0,558$ mm. Mit den obigen Werten für m und d_{pmax} kann y_H aus der Gl. (1.33) bestimmt werden. Das Ergebnis ist dem Bild 1.15 zu entnehmen.

1.3.2.5 Computerauswertung

Für Routineauswertungen ist es selbstverständlich zweckmäßig, die besprochenen graphischen Methoden durch numerische zu ersetzen. Wir wollen den dazu einschlagenden Weg am Beispiel der RRSB-Verteilung erörtern. Im Körnungnetz erscheint die relative Rückstandssummenkurve als Gerade. Dafür schreibt man allgemein:

$$y = a + b x \tag{1.34}$$

Mit dem in den Büchern zur angewandten Mathematik beschriebenen Algorithmus zur Ausgleichsrechnung für lineare Funktionen (lineare Regression) können die Koeffizienten a und b der Gl. (1.34) mit mehr als zwei Stützstellen (x - y -Wertepaare) derart berechnet werden, daß die Summe der Quadrate der Abweichungen der einzelnen y -Werte von der Ausgleichsgeraden minimal wird. Programme zur Durchführung der linearen Regression sind schon für bessere Taschenrechner verfügbar.

Für uns geht es nun darum, aus einer Anzahl von $M_R / M - d_p$ -Wertepaaren die Parameter d_p' und n der RRSB-Verteilung zu finden. Durch einen Vergleich der Beziehung (1.24) mit der Geradengleichung (1.34) erkennen wir, daß zur Benutzung eines Programms zur linearen Regression die folgenden Substitutionen vorzunehmen sind:

$$y = \ln [\ln (M / M_R)] \quad \text{und} \quad x = \ln d_p \tag{1.35}$$

Nach der Ausgleichsrechnung erhalten wir die Verteilungsparameter durch einen Koeffizientenvergleich der Gln. (1.24) und (1.34) zu:

$$n = b \text{ und } d_p' = \exp(-a/n) \quad (1.36)$$

Bei der GGS-Verteilung ist analog vorzugehen. Dabei tritt an die Stelle der Gl. (1.24) die Gl. (1.30). Für die N-Verteilung und die LN-Verteilung kann man keine entsprechende analytische Gleichung angeben, weil M_R/M nach dem Einsetzen von (1.16) beziehungsweise von (1.22) nur durch eine numerische Integration der Gl. (1.14) berechnet werden kann. Die rechnerische Auswertung von N- und LN-Verteilungen ist deshalb aufwendiger und würde den Rahmen dieser Einführung sprengen.

1.4 Oberfläche von Teilchengrößenverteilungen

Wie schon erwähnt, benötigen wir die Oberfläche (surface area) der Teilchen disperser Systeme zur rechnerischen Erfassung von Wärme-, Stofftransport- und Strömungsvorgängen. Wir werden die Bestimmung der Oberfläche von Teilchengrößenverteilungen der Anschaulichkeit halber am Beispiel von Schüttungen herleiten und dabei die Teilchen als „Körner“ bezeichnen. Selbstverständlich können die Ergebnisse auf alle in der Tab. 1.1 aufgeführten dispersen Systeme übertragen werden.

1.4.1 Kugelförmige Teilchen

Zur Berechnung der Oberfläche von Teilchenschwärmen müssen wir von einer einfachen Teilchenform ausgehen. Am zweckmäßigsten sind für unsere Überlegungen kugelförmige Teilchen. Da die Kugel pro Masseneinheit die kleinste Oberfläche aufweist, bestimmen wir zunächst eine minimale spezifische Oberfläche (auf die Masse der Teilchen bezogene Oberfläche). Bei Abweichungen von der Kugelform werden wir also stets größere spezifische Oberflächen erhalten, als für entsprechende kugelförmige Teilchen.

Wir haben im Abschnitt 1.3.1 die Auswertung einer Siebanalyse an einem Beispiel studiert (Tab. 1.2). Nun stellen wir uns die Aufgabe, für dieselbe Schüttung die spezifische Oberfläche zu berechnen. Dabei nehmen wir zunächst kugelförmige Gestalt sämtlicher Körner an (Index K). Zunächst können wir die Oberfläche der einzelnen Kornklassen bestimmen und dann die Gesamtoberfläche als Summe dieser Teiloberflächen angeben.

Die Masse einer Kornklasse i mit Teilchen der Dichte ρ und einem mittleren Durchmesser d_{pi} beträgt:

$$\Delta M_i = n_i \rho (\pi/6) d_{pi}^3 \quad (1.37)$$

Die Anzahl Kugeln dieser Kornklasse erhalten wir damit aus ihrer Masse zu:

$$n_i = 6 \Delta M_i / (\pi \rho d_{pi}^3) \quad (1.38)$$

Die Oberfläche dieser Kornklasse ist das Produkt aus der Anzahl Kugeln und der Oberfläche einer Einzelkugel:

$$\Delta A_{ki} = n_i \pi d_{pi}^2 = 6 \Delta M_i / (\rho d_{pi}) \quad (1.39)$$

Die Gesamtoberfläche könnte jetzt durch eine Summation aller nach (1.39) berechneten Kornklassenoberflächen ermittelt werden. Da wir aber nicht genau wissen, welcher mittlere Durchmesser für die einzelnen Kornklassen jeweils einzusetzen ist, wäre diese Gesamtoberfläche nur eine grobe Näherung. Den durch diese Unsicherheit in der Wahl der mittleren Durchmesser der Kornklassen in die Rechnung getragenen Fehler können wir umso kleiner halten, je enger wir die Kornklassenbreiten wählen. Übertragen auf die Siebanalyse bedeutet dies, daß wir für eine genauere Oberflächenbestimmung mit entsprechend mehr Sieben messen müssen. Der Fehler verschwindet schließlich ganz, wenn wir die Kornklassenbreite unendlich klein wählen. Die Masse der Kornklassen schrumpft dann auf den infinitesimalen Wert dM . Ihre Oberfläche bringt nur noch einen infinitesimalen Beitrag zur Gesamtoberfläche:

$$d A_K = 6 dM / (\varrho d_p) \quad (1.40)$$

Die spezifische Oberfläche (in $[m^2/kg]$) dieser infinitesimalen Kornklasse erhalten wir daraus zu:

$$\frac{d A_K}{M} = \frac{6 d M}{\varrho d_p M} \quad (1.41)$$

Dem Ausdruck dM/M sind wir schon in der Definitionsgleichung der relativen Häufigkeit (1.11) begegnet. Durch Auflösen nach dM/M und Einsetzen in die Gl. (1.41) erhalten wir für die spezifische Oberfläche einer Kornklasse mit der infinitesimalen Kornklassenbreite $d(d_p)$:

$$\frac{d A_K}{M} = \frac{6 y_H}{\varrho d_p} d(d_p) \quad (1.42)$$

Die Oberfläche einer Kugelschüttung mit einer beliebigen Verteilung der relativen Häufigkeit der Kugelgrößen zwischen dem minimalen Kugeldurchmesser d_{pmin} und dem maximalen Kugeldurchmesser d_{pmax} erhalten wir durch Integration der Gl. (1.42):

$$\frac{A_K}{M} = \frac{6}{\varrho} \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} \frac{y_H}{d_p} d(d_p) \quad (1.43)$$

Bei bekannter Abhängigkeit der relativen Häufigkeit von der Korngröße kann damit die Oberfläche einer Kugelschüttung mit beliebiger Korngrößenverteilung berechnet werden. Als Funktion $y_H = f(d_p)$ werden wir nach Möglichkeit eines der vier behandelten Verteilungsgesetze verwenden. Nur wenn dies ausnahmsweise nicht möglich sein sollte (beispielsweise wenn die Häufigkeitsverteilungskurve zwei ausgeprägte Maximalwerte aufweist), schlagen wir den folgenden, aufwendigen Weg ein:

1. Experimentelle Bestimmung der relativen Rückstandssummen für eine genügende Anzahl von Kugeldurchmessern.
2. Berechnung der relativen Häufigkeit der Kugeldurchmesser mit der Gl. (1.15). Dies kann z.B. durch stückweise Annäherung des Verlaufs der relativen Rückstandssumme mit Polynomen erfolgen.
3. Ermittlung der Quotienten y_H/d_p und anschließende numerische Integration der Gl. (1.43) mit der Simpsonschen Regel oder anderen Methoden zur numerischen Integration.

Bei Kugelschüttungen mit spezieller Häufigkeitsverteilung der Korngröße ist die Ermittlung der spezifischen Oberfläche wesentlich einfacher, weil für die Abhängigkeit der relativen Häufigkeit von der Korngröße Gleichungen vorliegen. Diese müssen in die Gl. (1.43) eingesetzt werden. Die Integration kann dann für die GGS-Verteilung analytisch und für die übrigen Verteilungen numerisch erfolgen.

1.4.1.1 GGS-Verteilung

Durch Einsetzen der Gl. (1.33) für die relative Häufigkeit der GGS-Verteilung in die Gl. (1.43) finden wir:

$$\frac{A_K}{M} = \frac{6}{\varrho} \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} \left(\frac{d_p}{d_{pmax}} \right)^{m-1} \left(\frac{m}{d_{pmax}} \right) \frac{d(d_p)}{d_p} \quad (1.44)$$

Da der Gleichmäßigkeitsparameter m und die maximale Korngröße d_{pmax} für eine bestimmte Schüttung konstante Größen sind, können wir die Gl. (1.44) wie folgt schreiben:

$$\frac{A_K}{M} = \frac{6m}{\varrho d_{pmax}^m} \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} d_p^{m-2} d(d_p) \quad (1.45)$$

Die Integration liefert:

$$\frac{A_K}{M} = \frac{6m(d_{pmax}^{m-1} - d_{pmin}^{m-1})}{\varrho(m-1)d_{pmax}^m} \quad (1.46)$$

Die obere Integrationsgrenze ist bei der GGS-Verteilung mit dem Korngrößenparameter d_{pmax} festgelegt. Die untere Integrationsgrenze ist dagegen oft nicht eindeutig zu bestimmen. Null ist physikalisch sicher nicht sinnvoll, da Teilchen stets eine endliche Größe aufweisen. Als kleinste Teilchengröße könnte man sich den gaskinetischen Moleküldurchmesser vorstellen [22]. Infolge der bei kleinen Teilchen starken Wirkung von Oberflächenkräften können aber keine derart feinen Teilchen entstehen. Sie würden sich unter der Wirkung der Oberflächenkräfte wieder zu größeren Teilchen vereinen [124].

Für die GGS-Verteilung wird deshalb zur Oberflächenberechnung der (nur in der Mathematik des Verteilungsgesetzes vorkommende) Feinstanteil bis zu einer relativen Rückstandssumme von 0,999 vernachlässigt [123]. Dafür erhalten wir mit der Gl. (1.29) als untere Integrationsgrenze:

$$d_{pmin} = (0,001)^{1/m} d_{pmax} \quad (1.47)$$

Diesen Ausdruck für die minimale Korngröße setzen wir in die Gl. (1.46) ein und erhalten die folgende Beziehung zur Berechnung der spezifischen Oberfläche einer Kugelschüttung mit GGS-Häufigkeitsverteilung der Kugeldurchmesser:

$$\frac{A_K}{M} = \frac{6m}{\varrho(m-1)} \frac{1 - 0,001^{(m-1)/m}}{d_{pmax}} \quad (1.48)$$

Wir erkennen daraus, daß die spezifische Oberfläche der Kugelschüttung nur eine Funktion der Teilchendichte und der beiden Parameter des Verteilungsgesetzes ist. Dies gilt auch bei den übrigen drei speziellen Verteilungen. Für den Spezialfall $m = 1$ liefert die Regel von Bernoulli-1'Hospital mit der Gl. (1.48) den Grenzwert:

$$\frac{A_K}{M} = \frac{41,5}{\rho d_{p\max}} \quad (1.49)$$

Beispiel 1.6 Wie groß ist die spezifische Oberfläche der Kugelschüttung des Beispiels 1.5 für eine Teilchendichte von 2000 kg/m^3 ?

Die Gl. (1.48) liefert für $\rho = 2000 \text{ kg/m}^3$, $m = 1,695$ und $d_{p\max} = 5,58 \cdot 10^{-4} \text{ m}$: $A_K/M = 12,3 \text{ m}^2/\text{kg}$.

1.4.1.2 Normalverteilung

Zur Bestimmung der spezifischen Oberfläche von Kugelschüttungen mit Normalverteilungen der Korngröße ist die relative Häufigkeit aus der Gl. (1.16) in die Gl. (1.43) einzusetzen:

$$\frac{A_K}{M} = \frac{6}{\rho \sigma \sqrt{2\pi}} \int_{d_{p\min}}^{d_{p\max}} \exp \left[-\frac{(d_p - d_{pm})^2}{2 \sigma^2} \right] \frac{d(d_p)}{d_p} \quad (1.50)$$

Das darin vorkommende Integral ist analytisch nicht lösbar. Um die Integration nicht für jeden einzelnen Fall numerisch durchführen zu müssen, bringen wir die Gl. (1.50) auf eine dimensionslose Form. Dazu führen wir durch Bezug auf die mittlere Korngröße eine dimensionslose Korngröße

$$Dp = d_p / d_{pm} \quad (1.51)$$

und eine dimensionslose Standardabweichung

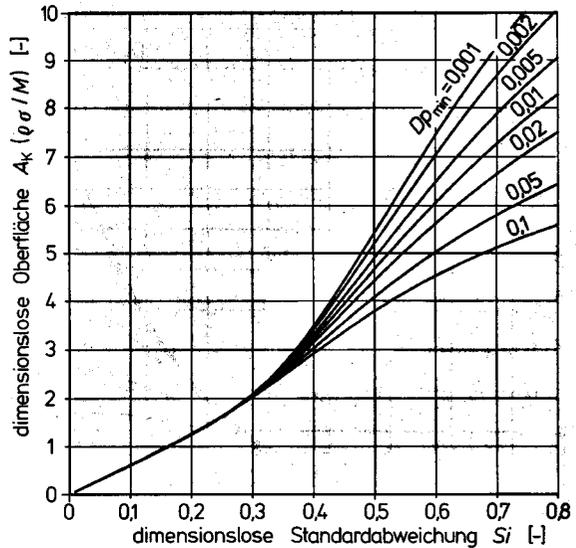
$$Si = \sigma / d_{pm} \quad (1.52)$$

ein. Durch Einsetzen dieser Definitionsgleichungen in die Gl. (1.50) erhalten wir den folgenden Ausdruck für die dimensionslose Oberfläche:

$$A_K (\rho \sigma / M) = 2,39 \int_{Dp_{\min}}^{Dp_{\max}} \exp \left[-\frac{(Dp - 1)^2}{2 Si^2} \right] \frac{dDp}{Dp} \quad (1.53)$$

Auch hier stellt sich die Frage nach den Integrationsgrenzen. Da nach der Beziehung (1.41) große Teilchen bei kleiner Häufigkeit wenig zur Oberfläche beitragen, ist der Wert der dimensionslosen Oberfläche nur schwach von der oberen Grenze Dp_{\max} abhängig. Wir können die obere Integrationsgrenze daher ohne weiteres auf $Dp_{\max} = 5$ festlegen.

Im Bild 1.16 ist die durch eine numerische Integration der Gl. (1.53) berechnete dimensionslose Oberfläche für verschiedene untere Integrationsgrenzen über der di-


Bild 1.16

Dimensionslose Oberfläche nach (1.53) für kugelförmige Teilchen mit einer Normalverteilung der Korngrößen. Untere Integrationsgrenze als Parameter, obere Integrationsgrenze $Dp_{\max} = 5$

mensionslosen Standardabweichung aufgetragen. Das Bild illustriert, daß die untere Integrationsgrenze für dimensionslose Standardabweichungen über etwa 0,3 die dimensionslose Oberfläche merklich beeinflusst. Ursache dafür ist die bei breiten N-Verteilungen hohe relative Häufigkeit auch kleinster Korngrößen (s. Bild 1.8). Im Feinkornbereich vermag die Normalverteilung bei größeren Werten der Standardabweichung reale Teilchengrößenverteilungen nicht richtig wiederzugeben. Die Größe der kleinsten Teilchen ist in solchen Fällen zu messen.

Beispiel 1.7 Wie groß ist die spezifische Oberfläche der Kugelschüttung des Beispiels 1.2 für eine Feststoffdichte von 2000 kg/m^3 , wenn die Größe der feinsten Teilchen ein Promille der mittleren Korngröße beträgt?

Dimensionslose Standardabweichung aus (1.52): $Si = 0,144/0,363 = 0,397$, minimale dimensionslose Korngröße aus (1.51): $Dp_{\min} = 0,000363/0,363 = 0,001$, dimensionslose Oberfläche aus Bild 1.16: $A_K (\rho \cdot \sigma / M) = 3,42$, spezifische Oberfläche der Kugelschüttung: $A_K/M = 3,42 / (2000 \cdot 0,144 \cdot 10^{-3}) \text{ m}^2/\text{kg} = 11,9 \text{ m}^2/\text{kg}$.

1.4.1.3 Logarithmische Normalverteilung

Auch hier erhält man die spezifische Oberfläche durch Einsetzen der Gleichung für die relative Häufigkeit (1.22) in (1.43). Durch Einführen der dimensionslosen Korngröße aus (1.51) findet man die dimensionslose Oberfläche der LN-Verteilung zu:

$$A_K (\rho \cdot d_{p,m}) / M = \frac{1,040}{\sigma_{lg}} \int_{Dp_{\min}}^{Dp_{\max}} \exp \left[-\frac{(\log Dp)^2}{2 \sigma_{lg}^2} \right] \frac{dDp}{Dp^2} \quad (1.54)$$

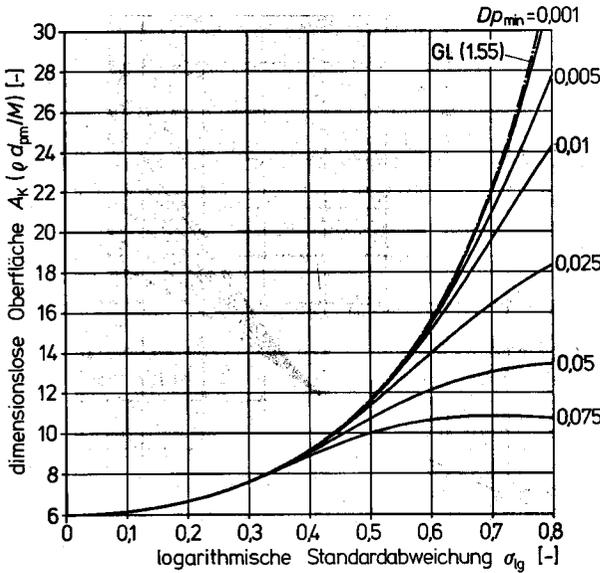


Bild 1.17
Dimensionslose Oberfläche nach (1.54) für kugelförmige Teilchen mit einer logarithmischen Normalverteilung der Korngrößen. Untere Integrationsgrenze als Parameter, obere Integrationsgrenze $Dp_{max} = 5$

Darin sind $d_{p,m}$ und σ_{lg} die Parameter der LN-Verteilung und Dp die dimensionslose Korngröße nach der Gl. (1.51). Wie schon bei der Normalverteilung können wir für die numerische Integration eine feste obere Integrationsgrenze von $Dp_{max} = 5$ annehmen. Das Bild 1.17 zeigt das Integrationsergebnis für verschiedene untere Grenzen. Die Abhängigkeit nach der Gleichung von Herdan und Stange [123] für die Integration von $Dp_{min} = 0$ bis $Dp_{max} = \infty$

$$A_K (\rho \cdot d_{pm} / M) = 6 \exp(2,651 \sigma_{lg}^2) \tag{1.55}$$

ist ebenfalls im Bild 1.17 eingetragen. Falls die minimale Korngröße nicht gemessen werden kann, ist wie bei der RRSB-Verteilung als minimale Korngröße der aus dem Körnungsnetz (Bild 1.11) ablesbare Wert für eine relative Rückstandssumme von 0,999 anzunehmen.

Beispiel 1.8 Wie groß ist die spezifische Oberfläche der Kugelschüttung des Beispiels 1.3 für eine Teilchendichte von 2000 kg/m^3

Minimale Korngröße für $M_R / M = 0,999$ aus Bild 1.11: $d_{pmin} = 0,023 \text{ mm}$, untere Integrationsgrenze aus (1.51): $Dp_{min} = 0,023 / 0,24 = 0,0958$, dimensionslose Oberfläche für $\sigma_{lg} = 0,331$ aus Bild 1.17: $A_K (\rho \cdot d_{pm} / M) = 7,93$, spezifische Oberfläche $A_K / M = 7,93 / (2000 \cdot 2,4 \cdot 10^{-4}) \text{ m}^2/\text{kg} = 16,5 \text{ m}^2/\text{kg}$. Die Gleichung (1.55) liefert für dieses Beispiel $A_K / M = 16,7 \text{ m}^2/\text{kg}$.

1.4.1.4 RRSB-Verteilung

Die spezifische Oberfläche von Kugelschüttungen mit RRSB-Verteilungen erhält man analog durch Einsetzen der Gl. (1.28) in die Gl. (1.43). Der dadurch entstehende Integralausdruck ist ebenfalls nicht geschlossen integrierbar. Das Ergebnis der numerischen Integration kann mit der folgenden Näherungsgleichung von Kießkalt und

Matz gut wiedergegeben werden (maximale Abweichung $\pm 2,5\%$, $d_{pmin} : d_p$ für $M_R/M = 0,999$, $d_{pmax} : d_p$ für $M_R/M = 0,001$) [123]:

$$A_K/M = [6,39/(\rho d_p')] \exp(1,795/n^2) \quad (1.56)$$

Darin bedeuten d_p' der Kugeldurchmesser bei einer relativen Rückstandssumme von 0,368 (Korngrößenparameter) und n der Gleichmäßigkeitsparameter. Da die spezifische Oberfläche der Kugelschüttung außer von der Dichte nur von den beiden Korngrößenparametern abhängt, ist es möglich, das RRSB-Körnungsnetz mit einem Randmaßstab zum direkten Ablesen des Produktes aus spezifischer Oberfläche und Korngrößenparameter für eine Dichte von 1000 kg/m^3 zu versehen. Einen solchen Randmaßstab findet man z.B. im Körnungsnetz nach DIN 66145.

Beispiel 1.9 Die spezifische Oberfläche der Kugelschüttung des Beispiels 1.4 ist für eine Dichte von $2000 \text{ [kg/m}^3]$ zu berechnen.

Die Gl. (1.56) liefert mit $\rho = 2000 \text{ kg/m}^3$, $d_p' = 3,76 \cdot 10^{-4} \text{ m}$ und $n = 2,01$:

$$A_K/M = 13,3 \text{ [m}^2/\text{kg]}.$$

1.4.2 Teilchen beliebiger Form

1.4.2.1 Berechnung aus Teilchengrößenverteilung

Die Kugel weist bei gegebenem Volumen die kleinste Oberfläche aller Körper auf. Die spezifische Oberfläche von Schüttungen ist i.allg. größer als jene von Kugelschüttungen. Das Verhältnis der Oberfläche einer volumengleichen Kugel zur Oberfläche eines beliebig geformten Körpers wird als Sphärizität bezeichnet:

$$\Psi = A_K/A \quad (1.57)$$

Die spezifische Oberfläche von Schüttungen mit Körnern bekannter Sphärizität kann bei gleicher Korngrößenverteilung aus der spezifischen Oberfläche der entsprechenden Kugelschüttung bestimmt werden:

$$\frac{A}{M} = \frac{1}{\Psi} \frac{A_K}{M} \quad (1.58)$$

Die Gl. (2.48) gilt nur unter der Voraussetzung, daß große und kleine Körner der Schüttung die gleiche Sphärizität aufweisen. Der Faktor $(1/\Psi)$ wird als Formfaktor bezeichnet. Die Sphärizität beliebiger Körper ist kleiner als 1. Die Sphärizität einiger einfacher Körper beträgt:

Würfel	0,806
Kreiszyylinder (Höhe = 10 Durchmesser)	0,579
Kreisscheibe (Durchmesser = 10 Höhen)	0,471

Die experimentelle Bestimmung der Sphärizität verlangt das Beobachten und Ausmessen einer genügenden Zahl von Teilchen (je nach Teilchengröße von Auge, mit der Lupe oder unter dem Mikroskop) und das anschließende Zurückführen auf einfache Körper, deren Volumen und Oberfläche berechenbar ist. Bei komplizierten Teilchenformen ist dies allerdings nicht stets mit genügender Genauigkeit möglich [125]. Tab. 1.3 vermittelt einen Eindruck über die Größenordnung der Sphärizität einiger Stoffe.

Tabelle 1.3 Gemessene Sphäritätswerte (aus [63])

Stoff	Korngröße [mm]	Sphärität Ψ [-]	Formfaktor $1/\Psi$ [-]	
Kohle: Steinkohle, faserig	0,124	0,38	2,63	
	Anthrazit	0,020	0,5–0,7	1,4–2,0
	Kohlenstaub, natürlich	0,124	0,65	1,54
	Kohle	0,124	0,73	1,37
	Kohle	2,410	0,75	1,33
Sand: zerkleinert	0,040	0,55	1,82	
	zerkleinert	0,040–3,0	0,53	1,89
	abgerundetes Korn	0,040–3,0	0,8	1,25
	Flugsand	0,040–3,0	0,95	1,05
	Schlämm sand	0,040–3,0	0,92–0,98	1,02–1,09
Flugasche, kugelig	0,124	0,89	1,12	
Glas, zerkleinert	0,124	0,65	1,54	
Zement	0,040	0,7–0,8	1,25–1,43	
Getreide: Weizen		0,83	1,20	
	Roggen	0,77	1,30	
	Gerste	0,67	1,50	
	Hafer	0,55	1,80	

1.4.2.2 Messung der Oberfläche

Bei schwer erfaßbaren Teilchenformen und/oder größenabhängiger Sphärität ist die Gesamtoberfläche der Teilchen zu messen. Die folgenden Ausführungen sollen einen Einblick in dazu häufig eingesetzte Meßmethoden vermitteln. Weitere Möglichkeiten zur Oberflächenmessung sind in [1] u. [101] beschrieben.

Oberflächenmessung durch Gasadsorption Die Gasadsorptionsmethode (BET-Methode, gas adsorption) ist recht universell und liefert bei großen spezifischen Oberflächen die genauesten Werte. Sie beruht auf der Messung der adsorbierten Gasmenge (z. B. Stickstoff), die notwendig ist, um die Oberfläche einer Schüttung mit einer monomolekularen Schicht zu bedecken. Mit dieser Oberflächenmethode wird bei porösen Stoffen auch die von außen zugängliche innere Oberfläche der Teilchen gemessen. Die Grundlagen der Adsorption werden in [91], Kap. 8 behandelt. Näheres zur Oberflächenmessung durch Gasadsorption in [1], [38], [101], [126], DIN 66131 u. DIN 66132.

Oberflächenmessung durch Adsorption gelöster Stoffe Die Adsorption gelöster Stoffe (adsorption from solution) ist einfacher durchzuführen, aber weniger genau als die Oberflächenmessung durch Gasadsorption. Die Teilchen werden in einer Flüssigkeit suspendiert, in dem der zu adsorbierende Stoff gelöst ist. Durch Messen des Zusammensetzungsunterschieds vor und nach dem Suspendieren der Teilchen kann auf die Oberfläche der Teilchen geschlossen werden [1].

Oberflächenmessung durch Bestimmen der Benetzungswärme Die Oberfläche von Schüttungen kann kalorimetrisch bestimmt werden, wenn die Benetzungswärme pro Oberflächeneinheit (heat of immersion) bekannt ist [1].

Oberflächenbestimmung aus dem Strömungswiderstand Bei dieser einfachen Methode (permeametry), die insbesondere zur Produktionskontrolle eingesetzt wird, mißt man

den beim Durchströmen einer Schüttung auftretenden Druckverlust. Da die innere Oberfläche poröser Teilchen nicht mitgemessen wird, liefert sie für viele verfahrenstechnische Anwendungen wie Druckverlust in durchströmten Schüttungen oder Wärme- und Stofftransport zwischen Teilchen und umgebendem Fluid direkt anwendbare Ergebnisse. Wir werden auf den Zusammenhang zwischen Teilchengröße und Druckverlust in den Abschn. 4.1.1.1 und 5.1 noch ausführlich zurückkommen. Näheres zur Oberflächen- oder Teilchengrößenbestimmung aus dem Strömungswiderstand findet man in [1], [101], [127], DIN 66126 u. DIN 66127.

1.4.3 Zusammenfassung

Wir sind nun in der Lage, den in der Gl. (1.8) definierten gleichwertigen Kugeldurchmesser zu berechnen. Mit dem Gesamtvolumen der Teilchen $V_p = M/\rho$ kann die Gl. (1.8) auch wie folgt beschrieben werden:

$$d_{32} = 6/[\rho(A/M)] \quad (1.59)$$

Den zur Bestimmung der spezifischen Oberfläche und damit des gleichwertigen Kugeldurchmessers eines dispersen Systems einzuschlagenden Weg zeigt Bild 1.18. Er ist im Programmpaket MVT [93] für alle vier Verteilungsgesetze vollständig programmiert.

Werte der relativen Rückstandssumme M_R/M in Abhängigkeit der Teilchengröße durch eine der Meßmethoden des Abschnitts 1.2.2.2 bestimmen	
Eintragungen der M_R/M -Werte in alle Körnungnetze des Abschnitts 1.3.2 (oder Computerauswertung nach 1.3.2.5)	
eines der speziellen Verteilungsgesetze genügend erfüllt?	
ja (allgemeiner Fall)	nein (seltener Fall)
beide Parameter des zutreffendsten Verteilungsgesetzes nach Abschnitt 1.3.2 bestimmen	Näherungsgleichung für M_R/M als Funktion von d_p suchen (Ausgleichsrechnung mit Computer)
A_K/M aus den Unterlagen im Abschnitt 1.4.1	relative Häufigkeit durch Ableiten der Näherungsgleichung gemäß (1.11)
	gefundene Beziehung für y_H in (1.43) einsetzen und (im allgemeinen numerisch) integrieren
Sphärizität der Teilchen nach den Ausführungen im Abschnitt 1.4.2.1 abschätzen und spezifische Oberfläche A/M aus der Gl. (1.58) berechnen	
Gleichwertigen Kugeldurchmesser d_{32} mit der Gl. (1.59) bestimmen	

Bild 1.18 Vorgehen zur Berechnung der spezifischen Oberfläche und des gleichwertigen Kugeldurchmessers von Teilchengrößenverteilungen

1.5 Zusätzliche Eigenschaften von Festbetten

Disperse Systeme mit gegenseitiger Berührung der Teilchen (Pulver, Schüttungen, Haufwerke, Packungen, Filterkuchen) weisen eine Reihe zusätzlicher Eigenschaften auf. Wir können hier nur auf einige im folgenden Benötigte eingehen.

Porosität Die Porosität ist das Verhältnis des Volumens zwischen den Teilchen (Lückenvolumen) zum Gesamtvolumen. Da der Raum zwischen den Teilchen mit einem Fluid (Gas oder Flüssigkeit) gefüllt ist, verwenden wir für das Lückenvolumen den Index F . Damit lautet die Definitionsgleichung für die Porosität:

$$\varepsilon = V_F / V \quad (1.60)$$

Die Porosität ist von der Teilchenform, aber i.allg. nicht von der Teilchengröße abhängig. Von Einfluß ist ferner die Teilchengrößenverteilung, da sich bei genügend breiten Teilchengrößenverteilungen feinere Teilchen zwischen den größeren ablagern können. Dies führt dazu, daß sich mit zunehmender Breite der Teilchengrößenverteilung ab gewissen Werten des Gleichmäßigkeitsparameters kleinere Porositätswerte ergeben [128] bis [130]. Aus dem gleichen Grund kann auch eine unterschiedliche Schichtung (fein auf grob oder grob auf fein) zu verschiedenen Porositätswerten führen [131]. In an Behälter- oder Apparatewände grenzenden Schüttungsbereichen beobachtet man größere Porositätswerte als in wandfernen. Weiter ist die Porosität stark von der Art der Entstehung der Schüttung abhängig. Dies verdeutlicht schon die einfache Erfahrung, daß Schüttungen durch Vibration stark verdichtet werden können.

Die Porosität eines Festbetts ist deshalb ein oft mit erheblichen Unsicherheiten behafteter Wert. Da sie sich – wie wir noch sehen werden – sehr stark auf den Druckverlust in durchströmten Festbetten (aber auch auf den Wärme- und Stofftransport durchströmter Festbetten: [91], Kap. 1) auswirkt, wird durch die Porosität oft eine große Unsicherheit in die rechnerische Erfassung von Strömungs-, Wärmetransport- und Stofftransportvorgängen an Festbetten getragen. Die Tab. 1.4 vermittelt einen Eindruck von der Größenordnung der Porosität einiger Festbetten.

Schüttdichte Die in einem bestimmten Gesamtvolumen V eines Festbetts enthaltene Gesamtmasse setzt sich aus der Masse der Teilchen und der Masse des Fluids im

Tabelle 1.4 Anhaltswerte für die Porosität von Schüttungen

Schüttung aus	Porositätsbereich	Mittelwert
ungerüttelten Teilchen	0,3–0,8	0,55
gerüttelten Teilchen	0,25–0,65	0,45
Kugeln	0,259–0,477	0,37
Kugeln, LN-Verteilung $\sigma_{lg} \leq 1,4$		0,40
Kugeln, LN-Verteilung $\sigma_{lg} < 1,4$		> 0,40
Zylindern ($L = d$)	0,40–0,60	0,50
Granulaten	0,40–0,70	0,60
Füllkörpern ([94], Kap. 6)	0,55–0,95	0,75

Lückenvolumen zusammen. Das Feststoffvolumen folgt aus (1.60) zu:

$$V_p = V - V_F = (1 - \varepsilon) V \quad (1.61)$$

Damit erhalten wir für die Gesamtmasse bei gegebenen Dichten der beiden Phasen:

$$M = (1 - \varepsilon) V \rho_p + \varepsilon V \rho_F \quad (1.62)$$

Daraus ergibt sich die Schüttdichte durch Division mit dem Gesamtvolumen zu:

$$\rho_m = (1 - \varepsilon) \rho_p + \varepsilon \rho_F \quad (1.63)$$

Mit Hilfe der Gl. (1.62) kann übrigens die Porosität einer Schüttung bei bekannten Dichten der beiden Phasen aus einer Volumenmessung und einer Wägung bestimmt werden.

Hydraulischer Durchmesser Für die Berechnung des Druckverlusts in durchströmten Schüttungen sowie für Wärme- und Stoffaustauschprozesse mit Schüttungen ist eine weitere Kenngröße der Schüttung von Bedeutung: der hydraulische Durchmesser. Für durchströmte Kanäle mit parallelen Wänden ist der hydraulische Durchmesser definiert als Quotient aus dem vierfachen Strömungsquerschnitt und dem benetzten Umfang. Durch Erweiterung mit der Schütthöhe erhalten wir einen Ausdruck für den hydraulischen Durchmesser, der für beliebige Schüttungen Verwendung finden kann:

$$d_h = \frac{4 \cdot \text{Lückenvolumen}}{\text{Gesamtoberfläche der Schüttung}} = \frac{4 V_F}{A} \quad (1.64)$$

Die Gln. (1.60) und (1.61) liefern daraus bei bekanntem Gesamtvolumen aller Teilchen V_p :

$$d_h = \frac{4 \varepsilon V_p}{(1 - \varepsilon) A} \quad (1.65)$$

Es wurde bereits darauf hingewiesen, daß dem gleichwertigen Kugeldurchmesser (Sauter-Durchmesser) für umströmte Teilchen eine dem hydraulischen Durchmesser durchströmter Körper entsprechende Bedeutung zukommt. Durch Einführen der Gl. (1.8) in die Gl. (1.65) erkennt man, daß der hydraulische Durchmesser aus dem gleichwertigen Kugeldurchmesser berechnet werden kann:

$$d_h = \frac{2}{3} \frac{\varepsilon}{(1 - \varepsilon)} d_{32} \quad (1.66)$$

1.6 Anwendungsbeispiel

In einem (zunächst noch idealisierten) Staubabscheider werden alle Teilchen mit einer Teilchengröße über 0,002 mm aus einem Rohgas abgeschieden. Die Staubteilchen mit einer Teilchengröße unter 0,002 mm werden vom Staubabscheider nicht zurückgehalten. Im Rohgas (Gas vor dem Staubabscheider) ergibt die Teilchengrößenanalyse die in der Tab. 1.5 eingetragenen Werte der relativen Rückstandssumme.

Tabelle 1.5 Ergebnis der Teilchengrößenanalyse des Rohgases für das Anwendungsbeispiel

Korngröße d_p [mm]	relative Rückstandssumme M_R/M [-]
0,0015	0,897
0,003	0,719
0,005	0,474
0,010	0,1039

1. Welches Verteilungsgesetz trifft für die Teilchengröße des Rohgases zu und welches sind seine Parameter?
2. Welcher Massenanteil des Staubes wird aus dem Rohgas abgeschieden?
3. Wie groß sind die spezifische Oberfläche und der gleichwertige Kugeldurchmesser des mit dem Reingas aus dem Staubabscheider tretenden Staubes (Dichte = 1800 kg/m^3 , Sphärizität = 0,8)?

1. Zum Eintragen der Meßergebnisse in die Körnungsnetze ist lediglich die Abszisse des Netzes der N-Verteilung (Bild 1.9) von 0 bis 0,013 mm anzuschreiben (nur die lineare Teilung ist entscheidend). Die übrigen Körnungsnetze bedürfen keiner Anpassungen. Durch Einzeichnen der Meßergebnisse in alle vier Körnungsnetze erkennt man, daß es sich um eine RRSB-Verteilung mit dem Korngrößenparameter $d_p' = 0,006 \text{ mm}$ und dem Gleichmäßigkeitsparameter $n = 1,60$ handelt.

2. Die relative Rückstandssumme folgt für die Trennteilchengröße von 0,002 mm und die in 1 ermittelten Parameter der Verteilung aus der Gl. (1.23) zu $M_R/M = 0,8416$. Durch den Staubabscheider wird somit ein Massenanteil von 84,2% abgeschieden.

3. Zur Erfassung der Verteilung des Staubs im Reingas gehen wir von der (für die Rechnung einfachsten) Annahme einer im Rohgas anfallenden Staubmasse von 1,0 kg aus. Dafür können wir die Rückstände einiger Kornklassen gemäß der Tab. 1.6 berechnen. Die Bezugsmasse für die relativen Rückstandssummen des durchgehenden Staubes beträgt nun nur noch 0,1584 kg. Mit den Massen der einzelnen Kornklassen können wir damit die relativen Rückstandssummen des Durchgangs bestimmen: vierte Spalte in der Tab. 1.6. Nun müssen wir den in 1 eingeschlagenen Weg für den Durchgang wiederholen. Wir sehen, daß sich die Teilchengrößenverteilung des Durchgangs insbesondere in dem für die Oberfläche maßgebenden Feinanteil wieder als RRSB-Verteilung annähern läßt. Parameter des Durchgangs (nach Abschn. 1.3.2.5 beziehungsweise aus dem Körnungsnetz): $d_p' = 0,00150 \text{ mm}$, $n = 1,94$. Damit liefert die Gl. (1.56) eine spezifische Kugeloberfläche von $A_K/M = 3810 \text{ m}^2/\text{kg}$. Die spezifische Oberfläche des Staubs erhalten wir mit $\Psi = 0,8$ aus (1.58) zu $A/M = 4770 \text{ m}^2/\text{kg}$. Die Gl. (1.59) liefert schließlich für den gleichwertigen Kugeldurchmesser $d_{32} = 6,99 \cdot 10^{-7} \text{ m}$.

Wer eine numerische Integration nicht scheut, kann diese Aufgabe auch anders lösen: Wir kennen den Verlauf der relativen Häufigkeit (y_H für $d_p' = 0,006 \text{ mm}$ und $n = 1,6$ aus der Gl. (1.28)). Als Kleinstkorngröße finden wir aus (1.23) für $M_R/M = 0,999$ $d_{p\min} = 8,00 \cdot 10^{-8} \text{ m}$. Die maximale Korngröße des Durchgangs beträgt gemäß der Aufgabenstellung: $d_{p\max} = 2 \cdot 10 \cdot 10^{-6} \text{ m}$. Durch Einsetzen von (1.28) in (1.43) und numerischer Integration in den angegebenen Grenzen erhalten wir für die Durch-

Tabelle 1.6 Zur Bestimmung der Teilchengrößenverteilung im Durchgang des Anwendungsbeispiels

Teilchengröße [mm]	relative Rückstandssumme für Rohgas aus (1.23) [-]	Rückstände für $M = 1$ kg [kg]	relative Rückstandssumme im Durchgang [-]
0,002	0,8416	(0,8416)	0
0,0015	0,8969	0,0553	0,349
0,001	0,9447	0,0478	0,651
0,00075	0,9647	0,0200	0,777
0,0005	0,9814	0,0167	0,883
0	1	0,0186	1

gangsmasse von 0,1584 kg eine Kugeloberfläche von 620,9 m². Damit folgen die spezifische Kugeloberfläche zu 3920 m²/kg, die spezifische Stauboberfläche zu 4900 m²/kg und der gleichwertige Kugeldurchmesser zu $6,81 \cdot 10^{-7}$ m. Wir entnehmen diesem Ergebnis, daß die oben gezeigte Näherung durchaus brauchbare Ergebnisse liefert, obwohl die RRSB-Verteilung die Teilchengrößen des Durchgangs nicht exakt wiederzugeben vermochte.

2 Zerkleinern

Unter Zerkleinern (size reduction, comminution) versteht man das Zerteilen fester Körper unter der Wirkung mechanischer Kräfte. Da die Nutzung fester Rohstoffe wie auch die Weiterverwendung fester Zwischen- und Endprodukte meist mit Zerkleinerungsoperationen verbunden ist, kommt dem Zerkleinern große wirtschaftliche Bedeutung zu. Man erkennt dies schon aus der Tatsache, daß für das Zerkleinern gegen vier Prozent der Weltproduktion an elektrischer Energie benötigt werden.

Das Zerkleinern dient in erster Linie der Vergrößerung der Oberfläche und damit – wie in der Einleitung zum ersten Kapitel bereits erörtert – zur Beschleunigung von Wärme- und/oder Stofftransport zwischen Feststoffen und Fluiden (Flüssigkeiten oder Gasen). Auch durch den Wärme- oder den Stofftransport zwischen einem Fluid und dem Feststoff kontrollierte chemische Reaktionen lassen sich deshalb durch vorheriges Zerkleinern des Feststoffs beschleunigen. So verbrennen große Kohlestücke nur langsam, während Kohlestaub bei genügender Sauerstoffzufuhr explosionsartig verbrennt.

Weiter können die Gefügebestandteile in fester Form vorliegender Rohstoffe durch Zerkleinern mit anschließendem Trennen der Zerkleinerungsprodukte getrennt werden (Aufschließen, separation of ingredients). Auch bei pflanzlichen Rohstoffen können durch dieses Vorgehen unerwünschte Bestandteile entfernt werden. Weiter werden Feststoffe zur Verbesserung der Transportier- und Dosierbarkeit zerkleinert.

Das Zerkleinern wird gemäß der Tab. 2.1 nach der Härte des Zerkleinerungsguts in Hart-, Mittelhart- und Weichzerkleinern unterteilt. Nach der mittleren Korngröße des Zerkleinerungsprodukts unterscheidet man zwischen Grobbrechen (coarse crushing), Feinbrechen (fine crushing), Grobmahlen (Schroten, Grießmahlen, coarse grinding), Feinmahlen (fine grinding), Feinstmahlen (ultrafine grinding) und Kolloidmahlen (colloidal grinding) Tab. 2.2.

Zur Verdeutlichung der Oberflächenzunahme durch das Zerkleinern ist in der Tab. 2.2 die Oberfläche von Schüttungen aus gleichgroßen Kugeln mit den jeweiligen Durchmesser der Bereichsgrenzen und einem gesamten Feststoffvolumen von 1 m^3 eingetragen. Man erkennt daraus, daß sich durch das Zerkleinern pro Kubikmeter Feststoff Oberflächen von über einer Million Quadratmetern erreichen lassen.

Tabelle 2.1 Einteilung des Zerkleinerns nach der Härte des Zerkleinerungsguts

	Härte nach MOHS	Beispiele
Hartzerkleinern	5 bis 10	Quarz, Zement
Mittelhartzerkleinern	3 bis 4	Kohle, Salze
Weichzerkleinern	bis 2	Kreide, Talk

Tabelle 2.2 Einteilung des Zerkleinerns nach der Korngröße des Produkts

		Korngröße des Produkts $d_{p_{90}}$ [mm]	Oberfläche einer Kugelschüttung mit einem Volumen von 1 [m ³]
Brechen	Grobbrechen	über 50	weniger als 120 [m ²]
	Feinbrechen	5 bis 50	120 bis 1200 [m ²]
Mahlen	Grobmahlen	0,5 bis 5	1200 bis $1,2 \cdot 10^4$ [m ²]
	Feinmahlen	0,05 bis 0,5	$1,2 \cdot 10^4$ bis $1,2 \cdot 10^5$ [m ²]
	Feinstmahlen	0,005 bis 0,05	$1,2 \cdot 10^5$ bis $1,2 \cdot 10^6$ [m ²]
	Kolloidmahlen	unter 0,005	mehr als $1,2 \cdot 10^6$ [m ²]

Wir haben bei der Berechnung der Oberfläche disperser Systeme bereits festgestellt, daß die feinsten Teilchen infolge des Agglomerierens nicht an den Größenbereich der gaskinetischen Moleküldurchmesser reichen. Das bedeutet für das Mahlen, daß auch mit noch so raffinierten Maschinen keine beliebige Mahlfineinheit erreicht werden kann. An der Mahlgrenze stellt sich ein Gleichgewicht zwischen der Anzahl neu entstehender Teilchen und der durch Agglomerieren wieder abgebauten Teilchenzahl ein. Zwar findet hier noch ein Zerkleinern statt; der Effekt wird aber durch die Wiedervereinigung der Teilchen laufend aufgehoben. Das Agglomerieren (Grundlagen in [13, 54, 132 u. 137] kann unter Umständen durch die Zugabe von Mahlhilfsmitteln gebremst werden. Mahlhilfsmittel wie Alkohole, Amine, Carbonsäuren, Sulfonsäuren usw. vermögen die Haftkräfte zwischen den Körnern des Zerkleinerungsguts zu reduzieren. Im Feinstmahlbereich versucht man mit solchen Mahlhilfsmitteln den Energiebedarf zu senken [133], [134].

Beim Mahlen unterscheidet man weiter zwischen dem Trocken- und dem Naßmahlen. Beim Naßmahlen vermögen sich zwischen den Körnern des Mahlguts zumindest teilweise Flüssigkeitsfilme auszubilden. Dies erleichtert das gegenseitige Verschieben der Teilchen. Beim Naßmahlen sind deshalb die Reibungsverluste und damit der Energiebedarf kleiner als beim Trockenmahlen. Selbstverständlich ist das Naßmahlen nicht bei allen Produkten möglich – man denke nur an das Zement- oder Getreidemahlen. Die höheren Energiekosten beim Trockenmahlen werden durch den bedeutend geringeren Verschleiß metallischer Mahlwerkzeuge (Auflösen neugebildeter Metallflächen durch Wasser) zum Teil aufgehoben. Das Trockenmahlen weist gegenüber dem Naßmahlen auch den Vorteil einer geringeren Verunreinigung des Mahlguts mit Metalloxiden auf. Entscheidungshilfen für die Wahl zwischen Trocken- und Naßmahlen findet man in [135] u. [136].

2.1 Grundlagen

Die an den zu trennenden Festkörpern angreifenden Kräfte bewirken in diesen entsprechend den vielfältigen Oberflächenformen, Gefüge- und Vorspannungsverteilungen sehr komplizierte Spannungszustände. Da in Zerkleinerungsmaschinen zudem gleichzeitig meist sehr viele, in Lage und Größe nicht genau definierte Körner beansprucht werden, verwundert es nicht, daß das Zerkleinern einer rechnerischen Erfassung nur schwer zugänglich ist.

Zahlreiche Untersuchungen an einzelnen Körnern (meist Kugeln oder andere Körper mit sehr einfacher Geometrie) unter definierten Beanspruchungsbedingungen ([63], [138]) haben zwar Aufschluß über die beim Zerkleinern ablaufenden Vorgänge und die sie beeinflussenden Größen gebracht. Man ist aber noch weit davon entfernt, den Energiebedarf oder die auftretenden Kräfte für technische Zerkleinerungen ohne vorangehende Versuche aus den Stoffwerten des Zerkleinerungsguts und der Geometrie der Zerkleinerungsmaschine berechnen zu können [139]. Wir beschränken uns deshalb im folgenden auf eine kurze Beschreibung der Physik des Bruchvorgangs und werden uns dann der Abschätzung der für technische Zerkleinerungen erforderlichen Energie mit halbempirischen Beziehungen zuwenden.

2.1.1 Bruchvorgang

Durch die auf das Zerkleinerungsgut wirkenden Kräfte entstehen in diesem komplizierte Spannungsfelder. Nach einer zunächst elastischen und anschließend teilplastischen Verformung führen Spannungsspitzen an – in realen Feststoffen stets vorhandenen – Strukturfehlern zu ersten Rissen, die sich anschließend mit sehr hohen Geschwindigkeiten (bis 1000 m/s) ausbreiten können. An der Rißfront können sich dabei örtliche Temperaturüberhöhungen um bis zu 1000 K ergeben.

Beim Zerkleinern sind entlang der Bruchfläche zwischenmolekulare Kräfte zu überwinden. Zur Schaffung neuer Oberfläche sind die Moleküle auf den beiden Seiten der Bruchfläche um eine kleine Strecke gegen die auf sie wirkenden Anziehungskräfte zu trennen. Dazu wird Energie, die sogenannte Grenzflächenenergie, benötigt. Die auf die geschaffene Oberfläche bezogene Grenzflächenenergie beträgt je nach Feststoff etwa 0,01 bis 1 J/m² [22].

Nebst der Grenzflächenenergie sind weitere Energien für folgende mit dem Bruch verbundene Vorgänge aufzuwenden:

- bleibende Verformung im Mikrobereich der Bruchspitze,
- Strukturänderungen,
- Erzeugung elastischer Wellen in den Bruchstücken (kinetische Energie),
- Erzeugung von Wärme und
- Emission von Licht und Elementarteilchen.

Die Summe dieser für den Bruch aufzuwendenden Energien wird als Bruchenergie bezeichnet. Sie beträgt pro Flächeneinheit etwa 5 bis 10 J/m² bei Gläsern, 10 bis 1000 J/m² bei Kunststoffen und 100 bis 10⁵ J/m² bei Metallen.

Die Bruchenergie wird im wesentlichen durch die infolge elastischer Verformung und durch Erwärmung im Feststoff vor dem Bruch gespeicherte Energie aufgebracht. Daneben kommen auch exotherme chemische Reaktionen an der entstehenden Bruchfläche oder chemische Potentiale (Spannungsrißkorrosion) als Energiespender in Frage.

Bei vorwiegend elastischer Verformung vor dem Bruch entstehen durch die Bruchentlastung dynamische Spannungsfelder, die häufig zu weiteren Brüchen (Sekundärbrüche) führen. Die bezüglich des Bedarfs an Zerkleinerungsenergie günstigere elastische Verformung läßt sich durch tiefe Temperaturen und hohe Verformungsge-

schwindigkeiten auch bei sonst überwiegend plastischem Verformungsverhalten herbeiführen. Kleine Teilchen weisen weniger Strukturfehler auf als große. Sie brechen deshalb erst bei höheren Spannungen. Man beobachtet deshalb bei einer Korngröße von wenigen 10^{-6} m sogar bei spröden Stoffen wie Kalkstein, Glas, Saphir und Quarz noch ausgeprägt elastisches Verhalten. Näheres zur Bruchtheorie in [22], [64] u. [77].

2.1.2 Energiebedarf und Durchsatz

Die Körner werden in den Zerkleinerungsmaschinen gegeneinander verschoben, bevor die zum Bruch führenden Spannungsspitzen erreicht werden. Nach dem Bruch einzelner Körner kommt es zu weiteren Verschiebungen des Kornkollektivs im Beanspruchungsraum der Zerkleinerungsmaschine. Dadurch entsteht sehr viel Reibung, die zu einem gegenüber der Bruchenergie wesentlich höheren Energiebedarf (energy input) führt. Weiter ist der Angriff der Kräfte i.allg. nicht so ideal wie bei der Einzelkornzerkleinerung. Zudem wirkt das bereits Zerkleinerte wie ein Polster. Ein großer Teil der zugeführten Energie wird zudem als Aktivierungsenergie im Festkörper gespeichert (Störungen im atomaren oder molekularen Bereich wie Gitterdeformationen, Aufbrechen von Bindungen etc.) [198]. Der Energiebedarf zur Zerkleinerung in Produktionsmaschinen erreicht deshalb bei spröden Stoffen das Hundertfache bis über das Tausendfache der Bruchenergie.

Der energetische Wirkungsgrad von Zerkleinerungsmaschinen liegt also i.allg. unter einem Prozent – beziehungsweise unter etwa 30% bei Berücksichtigung der maschinell nicht beeinflussbaren Aktivierungsenergie.

Noch schlimmer sind die Verhältnisse bei Stoffen mit während der Zerkleinerung starker plastischer Verformung oder bei elastischen Stoffen mit großer Dehnung. Deshalb werden solche Stoffe wie thermoplastische Kunststoffe, Gummi oder Wachse vor dem Zerkleinern oft durch Abkühlen ebenfalls in spröde Stoffe umgewandelt. Wir werden darauf in Abschn. 2.3 eingehen.

2.1.2.1 Zerkleinerungsgesetze

Obwohl für genauere Abschätzungen verfeinerte Methoden [145], [146], vorgeschlagen wurden, beschränken wir uns im folgenden auf die oft als Zerkleinerungsgesetze bezeichneten halbempirischen Extrapolationsgleichungen von Kick, Bond und Rittinger. Diese gehen von recht groben Annahmen aus.

Besonders einschneidend ist, daß diese Zerkleinerungsgesetze auf Modellvorstellungen zur Bestimmung der Zerkleinerungsenergie einzelner Körper beruhen. Es wird also Proportionalität zwischen dem Energiebedarf einer Zerkleinerungsmaschine und dem Energiebedarf zur Zerkleinerung einzelner Körner vorausgesetzt. Diese Proportionalität ist natürlich nur in grober Näherung erfüllt, da die Verluste und Beanspruchungsarten unterschiedlicher Zerkleinerungsmaschinen verschieden sind. Da es bisher noch nicht gelungen ist, eine Beziehung zur Ermittlung der Zerkleinerungsarbeit aus der Kornverteilung vor und nach der Zerkleinerung und aus den mechanischen Stoffwerten des Mahlguts zu finden, sind die Zerkleinerungsgesetze von Rittinger, Bond und Kick immer noch die brauchbarsten Abschätzungsgleichungen für die technische Zerkleinerungsarbeit. Man muß aber bei der Anwendung daran denken, daß diese «Gesetze» auf sehr groben Vereinfachungen aufbauen, nur bereichsweise Gültigkeit besitzen und die experimentelle Bestimmung eines Koeffizienten für jedes Zerkleinerungsgut und die jeweils benützte Zerkleinerungsmaschine erfordern.

Als Beispiel wollen wir das Zerkleinerungsgesetz von Rittinger herleiten. Es beruht auf den nachstehenden beiden Annahmen:

1. Die für eine infinitesimale Vergrößerung der Gesamtoberfläche dA benötigte Zerkleinerungsenergie dE ist der Oberflächenvergrößerung proportional:

$$dE \sim dA \quad (2.1)$$

2. Das Zerkleinerungsgut besteht aus gleich großen Teilchen mit der Korngröße d_p . Nun betrachten wir ein bestimmtes Volumen V_p des Zerkleinerungsguts. Falls dieses Zerkleinerungsgut aus gleich großen Kugeln bestehen würde, wäre das Gesamtvolumen von n Kugeln mit dem Durchmesser d_p :

$$V_p = n \frac{\pi}{6} d_p^3 \quad (2.2)$$

Die Anzahl der Kugeln mit dem Durchmesser d_p , welche im Volumen V_p enthalten sind, erhalten wir durch Auflösen der Gl. (2.2) nach der Teilchenzahl n :

$$n = \frac{6 V_p}{\pi d_p^3} \quad (2.3)$$

Damit finden wir für die Oberfläche aller im Volumen V_p enthaltenen Kugeln:

$$A = n \pi d_p^2 = \frac{6 V_p}{d_p} \quad (2.4)$$

Da in den Annahmen von Rittinger nichts von den kugelförmigen Teilchen gesagt wird, wollen wir jetzt Teilchen beliebiger Geometrie zulassen. Die Gl. (2.4) gilt dann nur noch bis auf einen Proportionalitätsfaktor. Da sich das Gesamtvolumen des Zerkleinerungsguts während der Zerkleinerung nicht oder nicht wesentlich ändert, können wir auch das Volumen V_p in diesen Proportionalitätsfaktor einschließen und erhalten die folgende Abhängigkeit der Gesamtoberfläche von der Teilchengröße:

$$A \sim \frac{1}{d_p} \quad (2.5)$$

Zur Benützung der Beziehung (2.1) benötigen wir die infinitesimale Oberflächenzunahme dA bei einer infinitesimalen Korngrößenabnahme um den Betrag $d(d_p)$. Dazu leiten wir die Beziehung (2.5) nach d_p ab und lösen das Ergebnis nach dA auf:

$$dA \sim - \frac{d(d_p)}{d_p^2} \quad (2.6)$$

Die Beziehung (2.1) liefert uns damit bis auf einen noch offenen Proportionalitätsfaktor die für eine infinitesimale Korngrößenreduktion benötigte Zerkleinerungsenergie:

$$dE_R \sim - \frac{d(d_p)}{d_p^2} \quad (2.7)$$

Der Index R soll andeuten, daß es sich um die nach den Annahmen von Rittinger zu erwartende Zerkleinerungsenergie handelt. Wir erkennen aus der Beziehung (2.7) ein sehr starkes Ansteigen der Zerkleinerungsenergie mit abnehmender Korngröße. Dies trifft im allgemeinen nur für sehr feines Zerkleinerungsgut zu.

Kick ging davon aus, daß die Zerkleinerungsenergie der elastischen Deformationsarbeit des Zerkleinerungsguts (Hooke'sches Gesetz) entspreche. Diese Annahme führt auf die Proportionalität [6]:

$$d E_K \sim - \frac{d(d_p)}{d_p} \quad (2.8)$$

Die Beziehung (2.8) ergibt eine geringere Abhängigkeit der Zerkleinerungsarbeit von der Korngröße. Sie gilt nur für grobes Zerkleinerungsgut. Für mittlere Korngrößenbereiche fand Bond eine Abhängigkeit der Zerkleinerungsenergie zwischen derjenigen der Beziehungen (2.7) und (2.8):

$$d E_B \sim - \frac{d(d_p)}{d_p^{1,5}} \quad (2.9)$$

Uns interessiert nun aber nicht eine unendliche kleine Korngrößenänderung, sondern eine Zerkleinerung von einer Anfangskorngröße d_{pa} auf eine Endkorngröße (Produktkorngröße) d_{po} . Die dazu notwendige Zerkleinerungsenergie erhalten wir durch eine Integration der Beziehungen (2.7), (2.8) und (2.9) von der Anfangskorngröße bis zur Endkorngröße. Das Einführen von Proportionalitätsfaktoren liefert uns die folgenden Gleichungen für die spezifische technische Zerkleinerungsenergie in [J/kg]:

$$e_{\text{Kick}} = c_K \log(d_{pa}/d_{po}) \quad (2.10)$$

$$e_{\text{Bond}} = c_B (\sqrt{1/d_{po}} - \sqrt{1/d_{pa}}) \quad (2.11)$$

$$e_{\text{Rittinger}} = c_R [(1/d_{po}) - (1/d_{pa})] \quad (2.12)$$

Der Gültigkeitsbereich dieser drei Zerkleinerungsgesetze ist beschränkt. Die Gleichung (2.11) vermag die für die Zerkleinerung in kommerziellen Zerkleinerungsmaschinen erforderliche Energie in mittleren Korngrößenbereichen (Feinbrechen, Schrotten, Feinmahlen) am besten zu erfassen. Für das Grobbrechen gibt die Beziehung von Kick (2.10) die Abhängigkeit der technischen Zerkleinerungsarbeit von den Korngrößen besser wieder. Fürs Feinmahlen und Kolloidmahlen liefert die Gl. von Rittinger (2.12) bessere Ergebnisse. Je nach dem Zerkleinerungsgut sind Verschiebungen der angegebenen Gültigkeitsbereiche möglich [144]. Die Zerkleinerungsgesetze leisten zur Extrapolation von Meßergebnissen an Zerkleinerungsmaschinen nützliche Dienste. Aufgrund einiger Meßergebnisse ist die zutreffendste Gleichung und der jeweilige Koeffizient von Fall zu Fall zu bestimmen.

2.1.2.2 Abschätzung des Energiebedarfs

Bond hat durch umfangreiche Versuche an unterschiedlichen Zerkleinerungsmaschinen (Backenbrecher, Kegelbrecher, Walzenbrecher, Walzenmühlen, Hammermühlen, Stab- und Kugelmühlen; s. Abschn. 2.2) festgestellt, daß der Energiebedarf in erster Linie vom Zerkleinerungsgrad abhängt [145]. Der Zerkleinerungsgrad (reduction ratio) ist das Verhältnis der Korngröße vor zur Korngröße nach dem Zerkleinern:

$$\xi = d_{pa}/d_{po} \quad (2.13)$$

Daneben sind auch die mechanischen Stoffwerte des Zerkleinerungsguts von Bedeutung. Der Typ der jeweiligen Zerkleinerungsmaschine erwies sich dagegen nur von drittrangiger Bedeutung. Es ist somit möglich, die für das Erreichen eines bestimmten Zerkleinerungsgrads benötigte Energie ohne Kenntnis der jeweils zum Einsatz gelangenden Maschine grob abzuschätzen. Man benötigt dazu allerdings die vom Zerkleinerungsgut abhängigen Koeffizienten der Zerkleinerungsgesetze. Da eine Berechnung dieser Koeffizienten aus den mechanischen Stoffwerten des Zerkleinerungsguts nicht möglich ist, muß man allerdings auf experimentell bestimmte Werte zurückgreifen. Solche liegen nur für den Koeffizienten des Zerkleinerungsgesetzes von Bond vor. Die Tab. 2.3 zeigt, daß die meisten der untersuchten Zerkleinerungsgüter Bondkoeffizienten um rund $600 \text{ m}^{2.5}/\text{s}^2$ aufweisen. Einige weichen davon allerdings erheblich ab. Besonders schwer zu zerkleinernde Stoffe (wie Korund) weisen Werte

Tabelle 2.3 Koeffizienten c_B für das Zerkleinerungsgesetz von Bond (2.11). Werte für Korngrößen bei einer relativen Rückstandssumme von 20 % (nach [53])

Material	Dichte [kg/m ³]	c_B [m ^{2.5} /s ²] Naßzerkleinerung	c_B [m ^{2.5} /s ²] Trockenzerkleinerung
Mittelwert aller Messungen		500	670
Andesit	2840	797	1068
Baryt, Schwerspat	4280	225	301
Basalt	2890	735	985
Bauxit	2380	340	456
Bimsstein, natürlich	1960	429	576
Bleierz	3440	410	550
Bleiglanz, Galenit	5390	367	492
Bleizinkerz	3370	409	548
Chromerz	4060	346	463
Cyanit	3230	679	910
Diorit	2780	698	936
Dolomit	2820	407	546
Eisenerz	3960	556	745
Bohnerz	3320	408	547
Eisenglanz	3290	554	743
Hämatit	3760	456	612
Magnetit	3880	368	493
Feldspat	2590	420	563
Ferrochrom	6750	319	428
Ferromangan	5910	280	375
Ferrosilizium	4910	462	619
Flint (Feuerstein)	2650	942	1262
Flußspat	2980	351	471
Gabbro	2830	664	890
Gips	2690	294	394
Glas	2580	111	149
Glimmer	2890	4842	6488
Gneiss	2710	725	971
Golderz	2860	534	715

Tabelle 2.3 Fortsetzung

Material	Dichte [kg/m ³]	c_B [m ^{2,5} /s ²] Naßzerkleinerung	c_B [m ^{2,5} /s ²] Trockenzerkleinerung
Granat	3300	445	597
Granit	2680	518	694
Graphit	1750	1621	2172
Kalisalz	2180	296	397
Kalkstein	2690	418	560
Kalkstein für Zementproduktion	2680	366	491
Kies	2700	906	1214
Kohle	1630	409	548
Koks	1510	745	999
Korund (Schmirgel)	3480	2094	2807
Kupfererz	3020	473	633
Magnesit, gebrannt	5220	605	810
Magnesiumerz	3740	449	601
Molybdän	2700	467	626
Natriumsilikat	2100	468	627
Nickelerz	3320	428	573
Ölschiefer	1760	652	873
Phosphatdünger	2650	469	629
Phosphatstein	2660	365	489
Pottasche, Erz	2370	320	428
Pyriterz (Schwefelkies)	3480	320	429
Pyrrhotin (Magnetkies)	4040	345	462
Quarz	2640	460	616
Quarzit	2710	438	588
Rutilerz	2840	436	585
Sandstein	2680	415	556
Schiefer	2480	497	666
Schiefergestein	2580	590	791
Schlacke	2930	567	760
Schlacke aus Eisenhochofen	2390	438	587
Silbererz	2720	623	835
Siliziumdioxid	2710	487	653
Siliziumcarbit	2730	942	1262
Sinter	3000	316	423
Syenit	2730	536	719
Titaneisenerz (Ilmenit)	4270	472	632
Titanerz	4230	428	573
Ton	2230	256	343
Ton, gebrannt	2320	51	69
Trappfels	2860	760	1018
Uranerz	2700	645	865
Zementklinker	3090	486	651
Ziegelstein	2590	559	749
Zinkerz	3680	447	599
Zinnerz	3940	389	521

über $1000 \text{ m}^{2,5}/\text{s}^2$ auf, während sie bei besonders leicht zu zerkleinernden (z.B. gebrannter Ton) unter $200 \text{ m}^{2,5}/\text{s}^2$ liegen können. Die Naßzerkleinerung kommt mit etwa 75 % des Energiebedarfs der Trockenzerkleinerung aus.

Wir müssen nun noch einen Weg finden, um aus diesen Unterlagen die Koeffizienten der beiden anderen Zerkleinerungsgesetze zu bestimmen. Wie bereits erwähnt, gilt das Zerkleinerungsgesetz von Bond (2.11) nur in mittleren Korngrößenbereichen. Wir bezeichnen die obere Grenze seines Gültigkeitsbereichs als d_{Bo} und die untere als d_{Bu} . An der gemeinsamen Grenze der Gültigkeitsbereiche zweier Zerkleinerungsgesetze müssen diese denselben Energiebedarf liefern. Durch Gleichsetzen des Energiebedarfs nach den Gleichungen (2.10) und (2.11) beziehungsweise nach (2.11) und (2.12) erhalten wir für den Grenzübergang d_{px} gegen d_{po} die nachstehenden Beziehungen zur Bestimmung der Koeffizienten der Gesetze von Kick und Rittinger aus dem Koeffizienten von Bond:

$$c_K = 1,151 c_B d_{\text{Bo}}^{-0,5} \quad (2.14)$$

$$c_R = 0,5 c_B d_{\text{Bu}}^{0,5} \quad (2.15)$$

Mit den Korngrößen an den Bereichsgrenzen in [m], dem Koeffizienten c_B in [$\text{m}^{2,5}/\text{s}^2$] liefern diese Gln. c_K in [m^2/s^2] und c_R in [m^3/s^2]. Falls keine aus Messungen ermittelte Bereichsgrenzen bekannt sind, rechnet man für grobe Abschätzungen mit $d_{\text{Bo}} = 0,05 \text{ m}$ und $d_{\text{Bu}} = 0,00005 \text{ m}$. Als Korngröße ist in die Zerkleinerungsgesetze die Korngröße für eine relative Rückstandssumme von $M_R/M = 0,2$ einzusetzen. An dieser Stelle sei betont, daß der Energiebedarf für eine Zerkleinerung mit den Zerkleinerungsgesetzen (2.10) bis (2.12) und den Koeffizienten aus der Tab. 2.3 und den Gln. (2.14) und (2.15) nur sehr grob (etwa auf $\pm 50\%$) abgeschätzt werden kann, weil die für die Zerkleinerung maßgebenden Materialwerte für einen bestimmten Stoff beträchtlich streuen können und weil die zwischen verschiedenen Zerkleinerungsmaschinen vorhandenen Unterschiede nicht berücksichtigt sind. Falls das Zerkleinerungsgut in der Tab. 2.3 nicht aufgeführt ist, kann man sich durch Schätzungen mit Hilfe ähnlicher Stoffe behelfen. Dann wird die Treffsicherheit der Voraussage des Energiebedarfs einer Zerkleinerung allerdings noch geringer.

Das Bild 2.1 zeigt die nach den Zerkleinerungsgesetzen und den Gln. (2.14) und (2.15) berechnete Abhängigkeit des Energiebedarfs von der Produktkorngröße (Korngröße nach dem Zerkleinern) und dem Zerkleinerungsgrad. Man erkennt links im Bild für kleine Endkorngrößen den Rittinger-, in der Mitte den Bond- und zuaüßerst rechts den Kickbereich. In Wirklichkeit ist der Übergang zwischen den drei Teilbereichen natürlich fließend. Man könnte dies durch einen korngrößenabhängigen Exponenten anstelle der festen Werte in den Gln. (2.7) bis (2.9) berücksichtigen. Dafür liegen aber nicht genügend Unterlagen vor. Zur Verdeutlichung der enormen Zunahme des Energiebedarfs mit kleiner werdender Produktkorngröße ist im Bild 2.2 der Teilbereich bis zu einer Korngröße von 1 mm mit linearen Abszissen- und Ordinateinteilungen aufgetragen.

2.1.2.3 Leistungsbedarf und Durchsatz

Den Leistungsbedarf einer Zerkleinerungsmaschine erhalten wir als Produkt des Feststoffmassenstroms (Durchsatz) \dot{M} und des spezifischen Energiebedarfs zur Zerkleinerung:

$$P = \dot{M} e \quad (2.16)$$

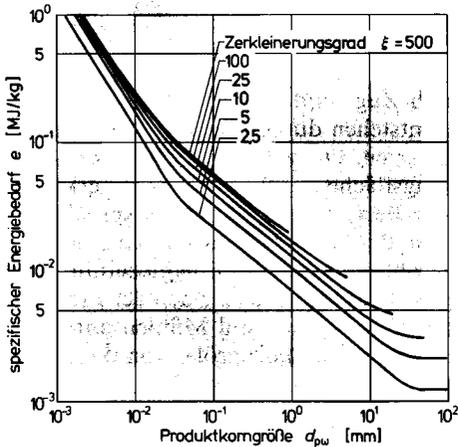


Bild 2.1 Spezifischer Energiebedarf nach den Zerkleinerungsgesetzen (2.10) bis (2.12). Koeffizienten c_K und c_R für $c_B = 600 \text{ m}^{2.5}/\text{s}^2$ und $d_{Bo} = 0,05 \text{ m}$ und $d_B = 0,00005 \text{ m}$ aus den Gln. (2.14) und (2.15). Zerkleinerungsgrad als Parameter der Kurvenschar

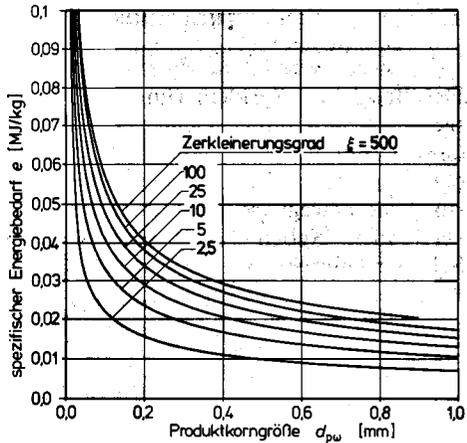


Bild 2.2 Spezifischer Energiebedarf nach den Zerkleinerungsgesetzen (2.10) bis (2.12). Gleiche Parameter wie im Bild 2.1

Bei gegebener Antriebsleistung liefert diese Gleichung den zu zerkleinernden Feststoffmassenstrom (Durchsatz, oft auch „Durchsatzleistung“). Die im Abschnitt 2.1.2 behandelten Zusammenhänge sind im Paket MVT [93] programmiert.

Beispiel 2.1 Für die Flugstromvergasung ist Kohle trocken zu zerkleinern. Die GGS-Korngrößenverteilung der zu zerkleinernden Kohle weist die Parameter $d_{pmax} = 0,25 \text{ m}$ und $m = 1,00$ auf. Nach der Zerkleinerung läßt sich die Kohle durch eine RRSB-Korngrößenverteilung mit den Parametern $d_p' = 0,045 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ und $n = 1,40$ beschreiben. Pro Stunde sind 10 Tonnen Kohle zu zerkleinern. Welche Gesamtantriebsleistung wird für diese Zerkleinerungsaufgabe benötigt?

Anfangskorngröße für $M_R/M = 0,2$ aus (1.29): $d_p = 0,2 \text{ m}$, Endkorngröße für $M_R/M = 0,2$ aus (1.23) = $0,0632 \cdot 10^{-3} \text{ m}$; Bondkoeffizient aus der Tab. 2.3: $c_B = 548 \text{ m}^{2.5}/\text{s}^2$, Kickkoeffizient aus der Gl. (2.14) für $d_{Bo} = 0,05 \text{ m}$ aus (2.14): $c_K = 2820 \text{ m}^2/\text{s}^2$, spezifischer Energiebedarf für Kick-Bereich aus (2.10): $e_K = 1700 \text{ J/kg}$, spezifischer Energiebedarf für Bond-Bereich aus (2.11): $e_B = 66'500 \text{ J/kg}$, gesamter spezifischer Energiebedarf $e = 68'200 \text{ J/kg}$; Feststoffmassenstrom $\dot{M} = 2,78 \text{ kg/s}$, Leistungsbedarf aus (2.16): $P = 189 \text{ kW}$.

Beispiel 2.2 Durch eine Schlagmühle (Abschn. 2.2.2) mit einer Antriebsleistung von 30 kW ist Kalkstein von einer Anfangskorngröße von 7 mm auf eine Endkorngröße von 0,01 mm zu zerkleinern. Wieviel Kalkstein vermag diese Mühle pro Stunde zu verarbeiten?

Bondkoeffizient aus der Tab. 2.3: $c_B = 560 \text{ m}^{2.5}/\text{s}^2$, Bereichsgrenze Bond/Rittinger $d_{Bu} = 0,00005 \text{ m}$, Rittingerkoeffizient aus (2.15): $c_R = 1,98 \text{ m}^3/\text{s}^2$, spezifischer Energiebedarf Bondbereich: $e_B = 72'500 \text{ J/kg}$, spezifischer Energiebedarf Rittingerbereich: $e_R = 158'400 \text{ J/kg}$, gesamter spezifischer Energiebedarf: $e = 2,31 \cdot 10^5 \text{ J/kg}$; Feststoffmassenstrom aus (2.16): $\dot{M} = 3 \cdot 10^4 / 2,31 \cdot 10^5 = 0,130 \text{ kg/s}$. Pro Stunde können also mit dieser Mühle rund 470 kg Kalkstein auf die gewünschte Feinheit zerkleinert werden.

2.2 Zerkleinerungsmaschinen

Der Bruch des Zerkleinerungsguts wird durch Zug- und Schubspannungen verursacht. Die Spannungsfelder in den Körnern entstehen durch einzelne oder mehrere der im Bild 2.3 dargestellten Beanspruchungsarten. Oft wird von Schlagbeanspruchung gesprochen, wenn sich die Beanspruchungsfläche gegen das ruhende Zerkleinerungsgut bewegt. Wir wollen auch dafür die Bezeichnung „Prallbeanspruchung“ verwenden. Neben den im Bild 2.3 skizzierten Beanspruchungsarten wird auch in Scherströmungen und in Sonderfällen mit nichtmechanischer Energiezufuhr (z.B. Erhitzen, elektrische Entladungen in Flüssigkeitsbad) zerkleinert. Nach der Produktkorngröße werden die Zerkleinerungsmaschinen in Brecher und Mühlen unterteilt. Gemäß der Tab. 2.2 liegt die Grenze bei einer Produktkorngröße von 5 mm. Im folgenden werden die wichtigsten Brecher und Mühlen kurz besprochen. Einige Angaben dazu sind in der Tab. 2.4 zusammengestellt.

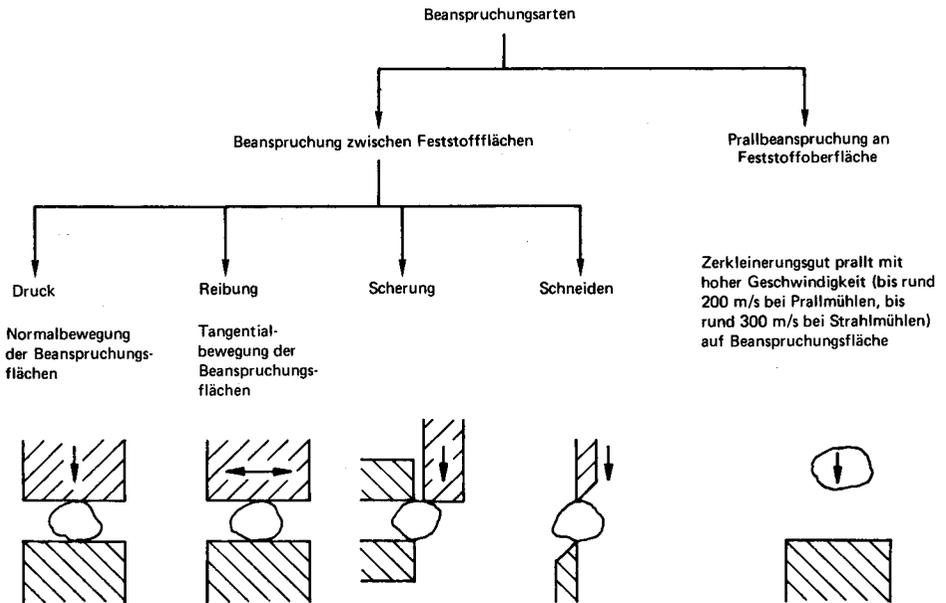


Bild 2.3 Beanspruchungsarten in Zerkleinerungsmaschinen

2.2.1 Brecher

Backenbrecher Beim Backenbrecher (jaw crusher) wird eine einseitig gelagerte Brechschwinge gegen eine ruhende Stirnwand gedrückt. Die Zerkleinerung erfolgt bei den langsamlaufenden Backenbrechern (Bild 2.4) im wesentlichen durch Druck. In den schnelllaufenden Schlagbrechern (Bild 2.5) wird das Gut mehrmals zerkleinert und die Beanspruchung erfolgt verstärkt auch durch Schlag. Stirnwand und Brechschwinge

Tabelle 2.4 Wichtigste Zerkleinerungsmaschinen für die Hart-, Mittelhart- und Weichzerkleinerung

Zerkleinerungs- maschine	Hartzer- kleinern	Mittelhart- zerkleinern	Weichzer- kleinern	Aufgabe- korngröße [mm]	Zerkleine- rungsgrad [-]	Feststoffmassen- strom (Durchsatz) [kg/s]	Hauptbean- spruchung durch
Brecher							
Backenbrecher	ja	ja	nein	150 ... 2000	3 ... 7	0,2 ... 250	Druck
Schlagbrecher	ja	nein	ja	80 ... 1500	8 ... 12	1 ... 100	Prall, Druck
Kegelbrecher	ja	ja	ja	25 ... 400	10 ... 30	0,5 ... 200	Druck, Scherung
Walzenbrecher	nein	ja	ja	50 ... 500	4 ... 6	1 ... 250	Druck, Scherung
Prallbrecher	nein	ja	ja	50 ... 1000	20 ... 50	2,5 ... 250	Prall
Hammerbrecher	nein	ja	ja	50 ... 1000	10 ... 30	5 ... 250	Prall, Scherung
Schneidmaschinen	nein	nein	ja	50 ... 500	50 ... 100	0,05 ... 4	Schneiden
Mühlen							
Wälzmühle	ja	ja	ja	2 ... 30	20 ... 100	0,5 ... 30	Druck, Reibung
Kugelmühlen							
Trommelmühle	ja	ja	ja	10 ... 50	10 ... 25	2 ... 70	Prall, Reibung
Siebtrommelmühle	ja	ja	nein	10 ... 50	50 ... 100	2 ... 20	Prall, Reibung
Rohrmühle	ja	ja	(ja)	10 ... 50	500 ... 1000	10 ... 200	Prall, Reibung
Schwingmühle	ja	ja	ja	0,1 ... 10	10 ... 50	0,1 ... 30	Reibung, Prall
Rührwerkskugelmühle	nein	(ja)	ja	0,05 ... 0,5	50 ... 200	0,01 ... 1	Reibung, Strömung
Schlagmühlen							
Hammermühle	nein	ja	ja	1 ... 50	20 ... 40	0,2 ... 20	Prall, Scherung
Prallmühle	nein	ja	ja	1 ... 50	30 ... 500	0,2 ... 20	Prall
Strahlmühle	ja	ja	ja	0,1 ... 2	25 ... 100	0,01 ... 2	Prall

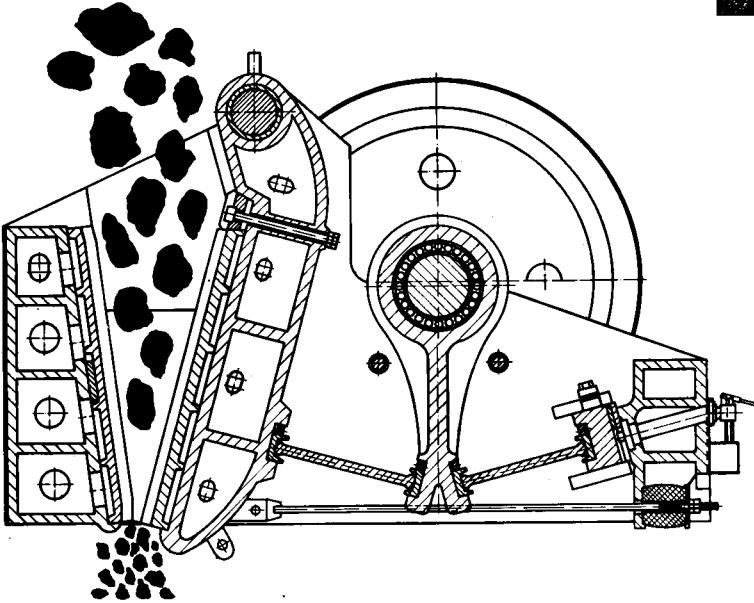


Bild 2.4 Kniehebelbackenbrecher (IBAG, Neustadt)

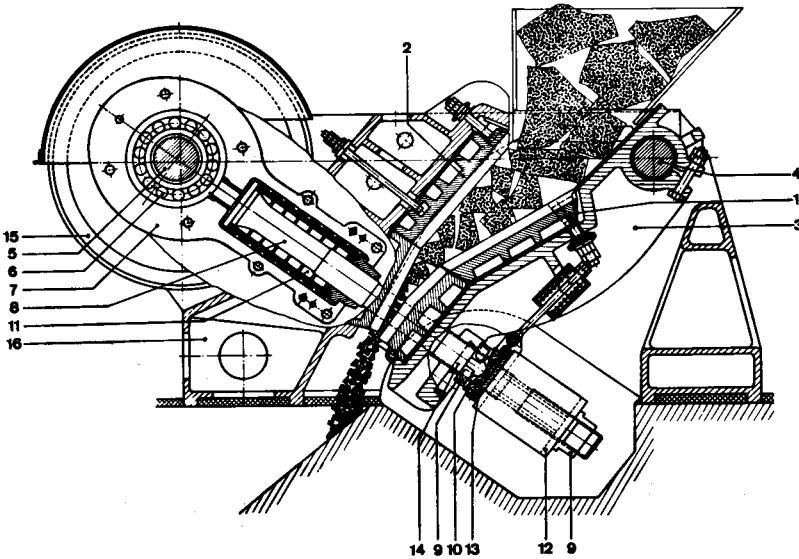


Bild 2.5 Schlagbrecher

1 Schwingenbrechbacke, 2 Stirnwandbrechbacke, 3 Brechschwinge, 4 Schwingenachse, 5 Exzenterwelle, 6 Pendelrollenlager, 7 Zugstangengehäuse, 8 Zugstange, 9 u. 10 Einstellung der Spaltweite, 11 Überlastungsfeder, 12 Querbalken, 13 Druckplattenlager, 14 Druckstück, 15 Schwungrad, 16 Brechergehäuse (KRUPP, Duisburg)

tragen auswechselbare Platten aus verschleißfestem Stahl. Die Austrittsspaltweite läßt sich im allgemeinen einstellen. Überlastungsfedern verhindern das Beschädigen der Brecher, falls besonders widerstandsfähige Brocken in den Brechraum gelangen. Die auswechselbaren, produktberührenden Teile aus verschleißfesten Stählen wie auch Entlastungseinrichtungen finden wir bei allen Brechbauarten. Näheres in [31, 53] u. [146].

Kegelbrecher Beim Kegelbrecher (Rundbrecher, Kreiselbrecher, gyratory crusher, cone crusher) wird das Brechgut im ringförmigen Maul zwischen einem ruhenden äußeren Brechmantel und einem taumelnden Kegel zerdrückt: Bild 2.6. Auf der jeweils gegenüberliegenden Seite des Brechkegels rutscht das zudosierte Zerkleinerungsgut laufend nach. Das Gut wird mehrmals zerkleinert, bis es aus dem Brecher tritt. Aus diesem Grund lassen sich mit dem Kegelbrecher hohe Zerkleinerungsgrade im Bereich von 10 bis 30 erreichen. Weil längs des Umfangs des Brechkegels stets zerkleinert wird, entfallen die beim Backenbrecher notwendigen schweren Schwungräder. Dank der kontinuierlichen Zerkleinerung können im Kegelbrecher bei glei-

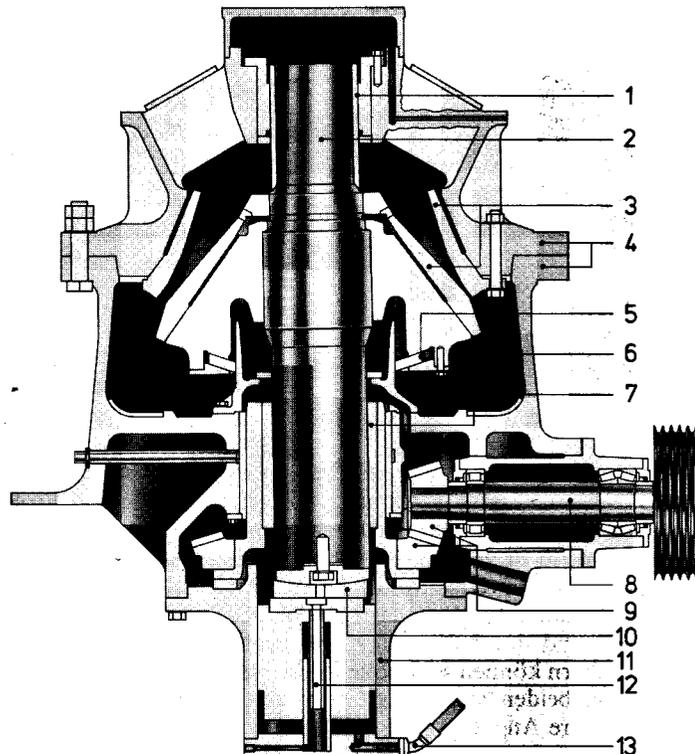


Bild 2.6 Kegelbrecher. 1 oberes Achslager, 2 Achse, 3 Brechkegel (oben fest, unten taumelnd), 4 Gehäuse, 5 Staubdichtung, 6 Exzenterlager, 7 Austritt für Zerkleinerungsprodukt, 8 Antriebswelle, 9 Kegelrad und Ritzel, 10 Axiallager, 11 Hydrozylinder für Achsverstellung (zur Anpassung der Spaltweite), 12 Induktive Messung der Achsstellung, 13 Hydraulikanschluß (Kubria (R), KRUPP, Duisburg)

chem Bauvolumen auch wesentlich höhere Massenströme verarbeitet werden als in Backenbrechern. Kegelschleifer eignen sich zum Grob- und Feinbrechen harter und mittelharter Stoffe. Weitere Angaben in [31, 53] u. [147].

Walzenbrecher Bei den Walzenbrechern (roll crusher) wird das Zerkleinerungsgut zwischen zwei Walzen zerdrückt und zerrieben: Bild 2.7. Meistens werden beide Walzen angetrieben (zum Teil mit unterschiedlicher Drehzahl). Die Walzen tragen ineinandergreifende Nocken und Zähne. Der Zerkleinerungsgrad von Walzenbrechern ist je nach Walzenbeschaffenheit auf 4 bis 6 begrenzt. Höhere Zerkleinerungsgrade können durch Serieschaltung weiterer Walzenpaare erreicht werden. Einzelheiten in [53] u. [148].

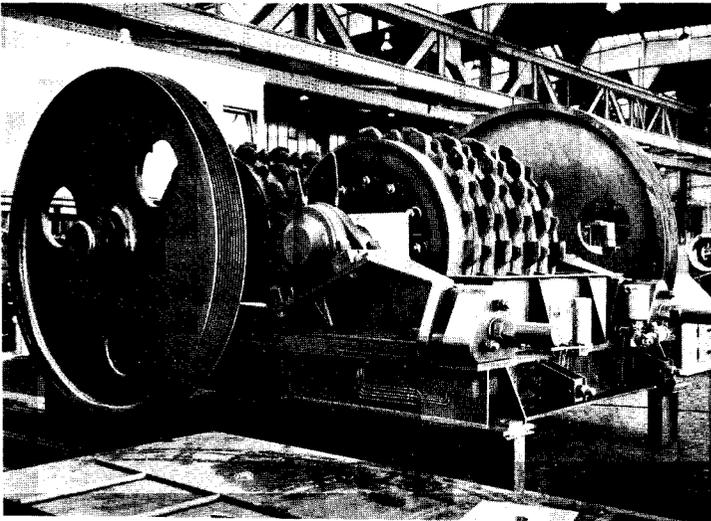


Bild 2.7 Walzenbrecher mit Nockenwalzen, abgedeckt (KRUPP, Duisburg)

Prallbrecher Die Prallbrecher (impact crusher, impactor) enthalten ein oder zwei rasch drehende Rotoren mit am Umfang angeordneten Schlagleisten: Bild 2.8. Diese erfassen das Zerkleinerungsgut, zertrümmern es teilweise und schleudern es in den Prallraum. Im Prallraum (gegenseitiges Zusammenprallen der Bruchstücke) und an den diesen begrenzenden Prallplatten wird das Gut weiter zerkleinert. Die Produktkorngröße kann durch Ändern der Walzendrehzahl (höhere Drehzahl ergibt feineres Produkt) und durch Verstellen der Prallplattenanordnung beeinflusst werden. Mit Prallbrechern können sehr hohe Zerkleinerungsgrade erreicht werden, was die Bewältigung der beiden Stufen des Grob- und Feinbrechens in einem Durchgang ermöglicht. Weitere Angaben in [31, 53] u. [149].

Hammerbrecher Die Hammerbrecher (hammer crusher) sind ähnlich aufgebaut wie die Prallbrecher. Anstelle der starr mit den Rotoren verbundenen Schlagleisten weist der Hammerbrecher aber gelenkig angebrachte Hämmer auf, welche das Brechgut zertrümmern. Das Bild 2.9 vermittelt einen Eindruck vom hohen Zerkleinerungsgrad, der sich mit diesen Maschinen erreichen läßt. Die Zerkleinerung erfolgt unter den

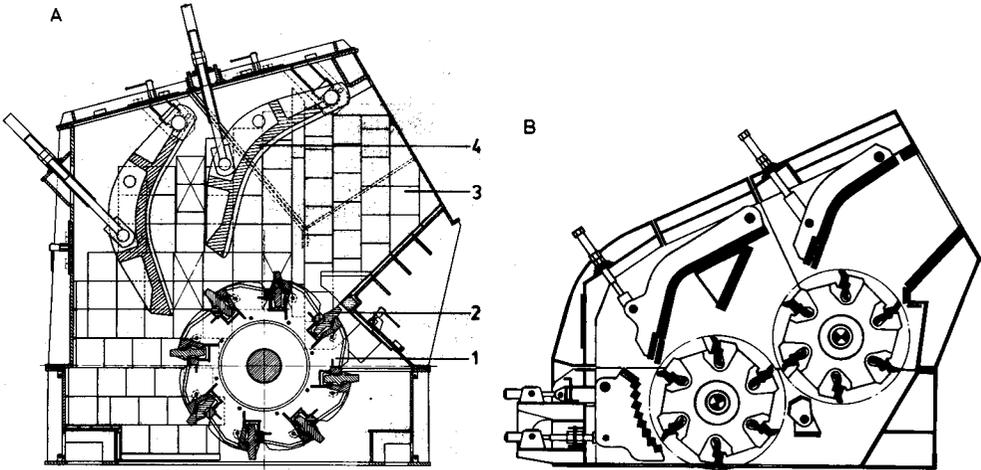


Bild 2.8 Prallbrecher. A Einwellenprallbrecher mit 1 Rotor, 2 Einschiebeschlagleisten, 3 Gehäusepanzerplatten, 4 Prallschwinge (KHD HUMBOLDT WEDAG, Köln); B Zweiwellenprallbrecher (HAZEMAG, Münster)

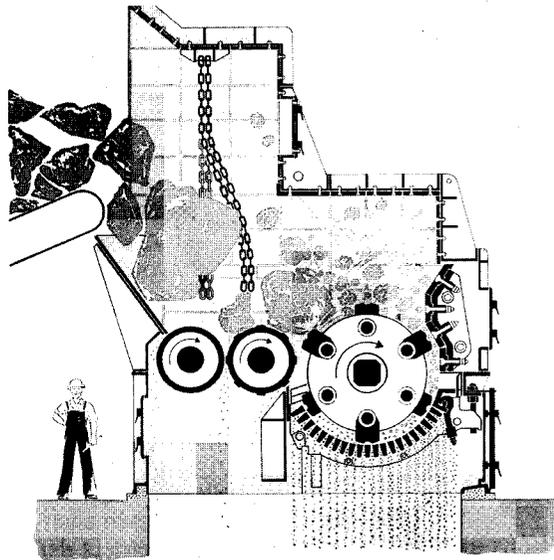


Bild 2.9
Einwellenhammerbrecher
(EV Crusher, SMIDTH & Co.,
Valby Kopenhagen)

Hämmern, an den Prallplatten, am Siebrost und im Prallraum durch Schlag, Druck und Scherung. Wie bei den Prallbrechern verhindert auch hier ein Kettenvorhang den Wiederauswurf des Zerkleinerungsguts. Neben Einwellenhammerbrechern werden auch Doppelwellenhammerbrecher mit gegenläufigen Rotoren gebaut. Die Hammerbrecher werden zum Grob- und Feinbrechen mittelharter Stoffe eingesetzt. Als Anwendungskuriosität sei die Zerkleinerung ausgedienter Autos in rund 100 mm große Stücke erwähnt [150]. Weitere Angaben in [31, 53].

Neben den vorgestellten Hauptbrechertypen sei noch der elektrohydraulische Brecher erwähnt, bei dem man ganz ohne bewegliche Teile auskommt. Zur Zerkleinerung werden die durch elektrische Entladungen in Wasser bewirkten Druckwellen genutzt. Außer für besonders spröde Stoffe ist die spezifische technische Zerkleinerungsenergie höher als bei den besprochenen konventionellen Zerkleinerungsmaschinen [152], [153]. Für die Grobzerkleinerung zäher, weicher Stoffe werden Schneidmaschinen (Schneidmühlen, rotary cutter) mit rotierenden Messern eingesetzt. Obwohl wir diese infolge ihres Teilchengroßenbereichs hier aufführen, zählen diese Maschinen nicht zu den Brechern. In [31, 53] u. [157] sind einige der zahlreichen Bauarten von Schneidmaschinen beschrieben.

2.2.2 Mühlen

Alle im folgenden aufgeführten Mühlen können zum Trockenmahlen verwendet werden. Mit den Wälz- und Kugelmühlen wird auch naß gemahlen.

Wälzmühlen Bei den Wälzmühlen (roller mill) rollen Wälzkörper auf einer Mahlbahn. Auf dieser Mahlbahn befindet sich das Mahlgut. Es wird durch mehrmaliges Überrollen zerdrückt und zerrieben. Man unterscheidet zwei Arten von Wälzmühlen: Kollergänge und Rollenwälzmühlen. Der Kollergang wurde schon in der alten Dorfmühle zum Mahlen des Getreides verwendet: Zwei bis vier schwere Laufsteine rollen auf einer ebenen Mahlbahn. Das Mahlgut wird durch das Eigengewicht der Steine zerdrückt und zerrieben. Beim kontinuierlichen Mahlen ermöglicht ein neben der Mahlbahn angebrachter Rost den laufenden Feingutaustrag. Ein zwischen den Steinen mitgeführter Schaber dient der notwendigen Durchmischung des Mahlguts. Bei den Rollenwälzmühlen wird die Anpreßkraft der Wälzkörper durch vorgespannte Federn (Federkraftwälzmühlen) oder durch die Fliehkraft (Pendelwälzmühlen) aufgebracht. Wir wollen als Beispiel eine Federkraftwälzmühle etwas näher ansehen: Bild 2.10. Das Mahlgut wird durch eine Dosiereinrichtung ins Zentrum der über das Getriebe 9 bewegten Mahlbahn 4 gegeben. Infolge der Fliehkraftwirkung wird es dann unter die Wälzkörper 8 gefördert, welche mit den Federn 7 gegen die Mahlbahn gedrückt werden. Zwischen den Wälzkörpern und der Mahlbahn erfolgt die Zerkleinerung durch Druck- und Reibungsbeanspruchung. Bei ungenügender Füllung verhindert der Anschlag 3 ein direktes Rollen der Wälzkörper auf der Mahlbahn. Die durch die Öffnungen 5 eingeblasene Luft trägt das zerkleinerte Gut nach oben in den über den Ring 2 angeordneten Klassierer zur Trennung des bereits genügend fein zerkleinerten vom noch zu groben Mahlgut. Im gezeigten Beispiel dient als Klassierer ein über die Welle 6 angetriebener Schaufelradsichter 1 (s. Abschn. 4.2.4.2). Der Feinanteil kann durch diesen nach oben aus der Mühle entweichen. Der Grobanteil wird zurückgewiesen und erneut der Zerkleinerung zugeführt. Auf dieses Prinzip werden wir noch zurückkommen. Weiteres zu den Wälzmühlen in [53], [83], [154] bis [155].

Walzenmühlen Die Walzenmühlen (roll mill) sind analog aufgebaut wie die Walzenbrecher. Sie besitzen aber glatte Walzen. Die vornehmlich für das Weichzerkleinern (Getreide) eingesetzten Walzenstühle weisen mit unterschiedlicher Drehzahl rotierende Walzen auf. Sie werden zum thermisch schonenden Mahlen innen mit Wasser gekühlt. Zur Erzielung höherer Zerkleinerungsgrade werden Maschinen mit drei oder

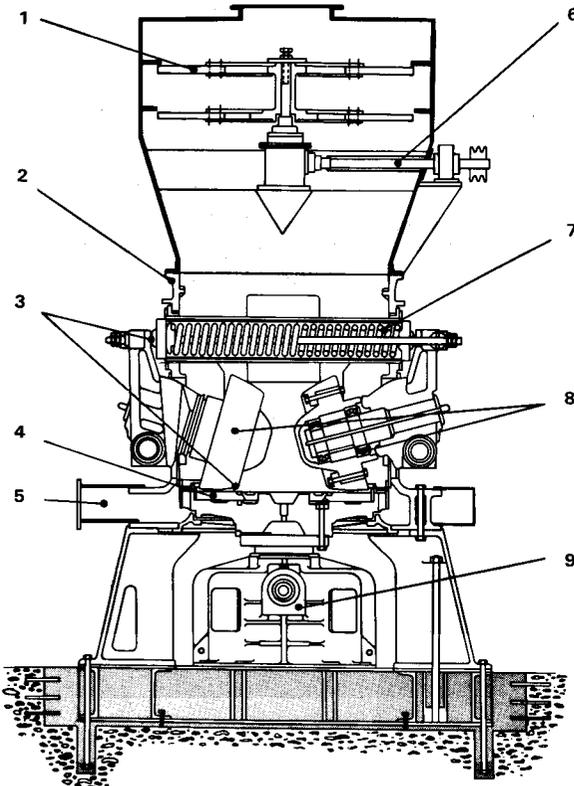


Bild 2.10 Federkraftwählmühle. Legende im Text.
(LUPCO-MILL, Derby, England)

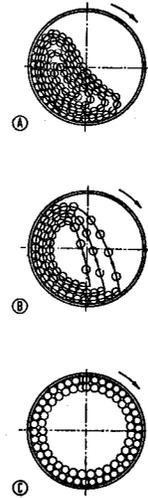


Bild 2.11
Bewegungszustände in einer
Kugelmühle: A Abrollen, B
Kugelfall, C Bewegung der
Kugeln nach Überschreiten
der Grenzdrehzahl (aus [77])

vier in Serie geschalteten Walzen gebaut. Walzenstühle werden auch zum nassen Feinstmahlen eingesetzt (z.B. Schokolade). Die Walzen der Quetschwalzenstühle werden mit gleicher Drehzahl angetrieben und dienen vorab der Herstellung von Flocken aus pflanzlichen Stoffen (z. B. Haferflocken) [31, 156].

Kugelmühlen Die Kugelmühlen (ball mill) sind die verbreitetsten Zerkleinerungsmaschinen für das trockene oder naße Grob-, Fein- und Feinstmahlen harter bis mittelharter Stoffe. Sie bestehen aus einem rotierenden Hohlzylinder (Trommel, Rohr), der zu einem Volumenanteil von 25 bis 40 % mit verschleißfesten Mahlkörpern aus Stahl oder Hartporzellan gefüllt ist: Bild 2.11. Beim Drehen der Trommel werden die Mahlkörper und das Zerkleinerungsgut angehoben, lösen sich von der Trommel ab und fallen auf die darunterliegende Füllung zurück. Dabei wird das Mahlgut durch Druck- und Reibungsbeanspruchung zerkleinert. Die Trommelwände sind mit einer auswechselbaren Panzerung aus verschleißfesten Stählen, Hartporzellan oder Hartgummi ausgekleidet [160], [161]. Das Abrutschen der Füllkörper wird durch am Trommelumfang angeordnete Hubleisten verhindert. Neben Kugeln gelangen als Mahlkörper auch Stahlstäbe (Stabmühlen), Stangenabschnitte (Cylpeps) und Würfel zur Anwendung.

Die optimale Kugelgröße richtet sich nach den mechanischen Eigenschaften und der Korngröße des Mahlguts. Die Fallenergie der Kugeln muß ausreichen, um die größten Körner des Mahlguts zu brechen. Sie darf aber nicht so groß sein, daß das entstehende Feingut durch zu starke Pressung briquetiert wird. Die Kugelgröße ist deshalb dem Mahlgut anzupassen. Zur Bestimmung der optimalen Kugelgröße sind in der Regel Mahlversuche unumgänglich. Unterlagen für eine erste Abschätzung des optimalen Kugeldurchmessers in industriellen Kugelmühlen findet man in [53] u. [77]. Zur Erzielung eines größeren Durchsatzes und einer engeren Korngrößenverteilung des Mahlprodukts kann es für das Fein- und Feinstmahlen sinnvoll sein, anstelle von Kugeln gleicher Größe Mahlkugeln mit einer bestimmten Kugelgrößenverteilung zu wählen [171], [172]. Die Mahlkörper werden als Folge des Verschleißes immer kleiner (Größenordnung bei Stahlkugeln: 0,01 bis 0,5 kg Abrieb pro Tonne Produkt, s. auch [173]) und müssen deshalb von Zeit zu Zeit ersetzt werden.

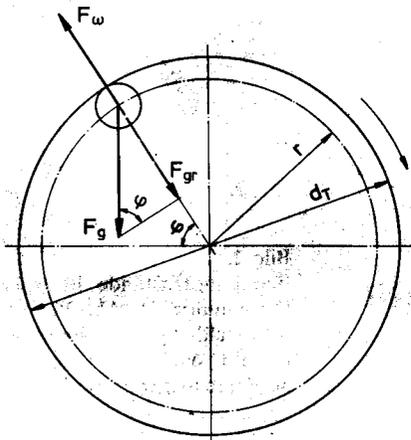


Bild 2.12 An einem Mahlkörper einer Kugelmühle wirkende Kräfte

Die Trommeldrehzahl wird durch die Kinetik der Mahlkörper bestimmt. Auf die Mahlkörper in einer rotierenden Kugelmühle wirken die Fliehkraft F_w und die Schwerkraft F_g (Bild 2.12). Wir betrachten im folgenden einen einzelnen Mahlkörper und nehmen an, daß vor der Ablösung von der Trommelwand kein Schlupf zwischen Mahlkörper und Trommelwand bestehe. Der Mahlkörper löst sich von der Trommelwand, sobald die Beträge der radikalen Komponente der Schwerkraft F_{gr} und der Fliehkraft F_w gleich groß sind. Die Gleichung für dieses Kräftegleichgewicht lautet (Bild 2.12); M_K : Masse des Mahlkörpers, w : Winkelgeschwindigkeit der Trommel):

$$M_K r \omega^2 = M_K g \sin \varphi \quad (2.17)$$

Da die Abmessung der Mahlkörper (z.B. Kugeldurchmesser) gegenüber dem Trommeldurchmesser im allgemeinen vernachlässigbar klein ist, gilt mit guter Näherung: $r \approx d_T/2$. Die Gleichung (2.17) liefert uns damit den folgenden Ausdruck für den Ablösungswinkel φ der Mahlkörper:

$$\varphi = \arcsin [d_T \omega^2 / (2 g)] \quad (2.18)$$

Die Grenzwinkelgeschwindigkeit ω_G wird erreicht, wenn der Ablösungswinkel 90° wird. Aus der Gleichung (2.18) folgt, daß an dieser Stelle

$$d_T \omega_G^2 / (2 g) = 1 \quad (2.19)$$

sein muß. Die Grenzdrehzahl n_G (in [1/s]!) erhalten wir daraus mit $\omega_G = 2 \pi n_G$ zu:

$$n_G = 0,225 \sqrt{g / d_T} \quad (2.20)$$

Nach dem Erreichen der Grenzdrehzahl lösen sich die Mahlkörper nicht mehr von der Trommelwand ab: Skizze C in Bild 2.11. Damit die Mahlkörper aufs Mahlgut fallen,

muß die Kugelmühle mit einer kleineren Drehzahl betrieben werden. Die Gleichungen (2.18) und (2.19) liefern die nachstehende Beziehung für den Ablösungswinkel:

$$\varphi = \arcsin (\omega / \omega_G)^2 = \arcsin (n / n_G)^2 \quad (2.21)$$

Beim Feinmahlen wird mit etwa 75 % der Grenzdrehzahl gearbeitet. Die Gleichung (2.21) ergibt dafür einen Ablösungswinkel von etwa 34°. Für das Grobmahlen ist eine Verstärkung der Druckbeanspruchung erwünscht: $n/n_G \approx 0,8$, $\varphi \approx 40^\circ$ (Bild 2.11, Skizze B). Beim Feinstmahlen wird die Reibungsbeanspruchung bevorzugt: $n/n_G \approx 0,7$, $\varphi \approx 29^\circ$ (Bild 2.11, Skizze A).

Diese Angaben sind nur als Richtwerte zu verstehen. Die optimale Drehzahl hängt auch von der Ausbildung der Trommel, der Mahlkörper und von der Beschaffenheit des Mahlguts ab. Um die Mühlendrehzahl den jeweiligen Verhältnissen optimal anpassen zu können, werden elektronisch regulierbare Antriebe benützt. Für den getriebelosen Antrieb von Großmühlen wurden spezielle Ringmotoren entwickelt [166], [167]. Für die Berechnung der erforderlichen Antriebsleistung von Kugelmühlen sei auf [168] verwiesen.

Nach dem Verhältnis der Trommellänge zum Trommelinnendurchmesser werden die Kugelmühlen in Trommelmühlen und Rohrmühlen unterteilt. Wenn dieses Verhältnis um Eins liegt, spricht man von Trommelmühlen (drum mill). Das Mahlgut wird im allgemeinen wie bei den Rohrmühlen durch Hohlwellen zu- und abgeführt. Bei den Siebtrommelmühlen erfolgt die Feingutentnahme durch am Trommelmantel angebrachte Roste und Siebe in radialer Richtung [169]. Mannlöcher ermöglichen das Auswechseln der Panzerung und der Mahlkörperfüllung. Bei den Rohrmühlen (tube mill) ist die Trommellänge ein Mehrfaches des Innendurchmessers: Bild 2.13. Da in Rohrmühlen Zerkleinerungsgrade bis 1000 erreichbar sind, erlauben sie das Trocken- und Naßmahlen des Aufgabeguts in einem Durchgang. Das Mahlgut bewegt sich nach dem Eintritt durch eine Hohlwelle trotz der horizontalen Trommellage durch die Mühle, weil das von den Mahlkörpern zerteilte Gut leichter Feingut auf der Austritts- als Grobgut auf der Eintrittsseite verdrängen kann. Bei den Rohrmühlen mit Luftstromsichtung wird bereits genügend feines Gut laufend mit axial durch die Mühle strömender Luft ausgetragen. Rostwände auf der Austrittsseite verhindern den Durchtritt der Mahlkörper. Die Verbundrohrmühlen (compartment mills) besitzen für die verschiedenen Korngrößenstufen (und damit auch Kugelgrößenstufen) zwei oder drei durch Rostwände getrennte Kammern. Rohrmühlen werden mit Längen bis 20 m, Durchmessern bis 6,5 m und Leistungsaufnahmen bis 8000 kW gebaut. Weitere Angaben in [6, 31, 53, 83].

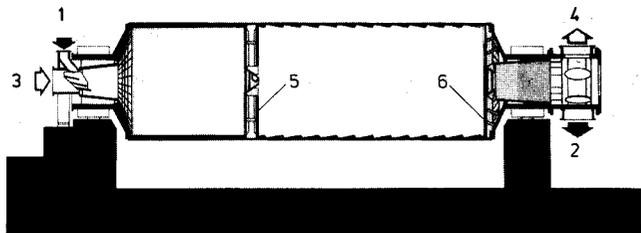


Bild 2.13 Verbundrohrmühle mit Feingutaustrag durch Luft: Sichtermühle. 1 Grobguteintritt, 2 Austritt des Gemahlenden, 3 Lufteintritt, 4 Luftaustritt (zum Zyklonabscheider), 5 Rostzwischenwand, 6 Rost für Produktaustritt (KRUPP POLYSIUS, Beckum)

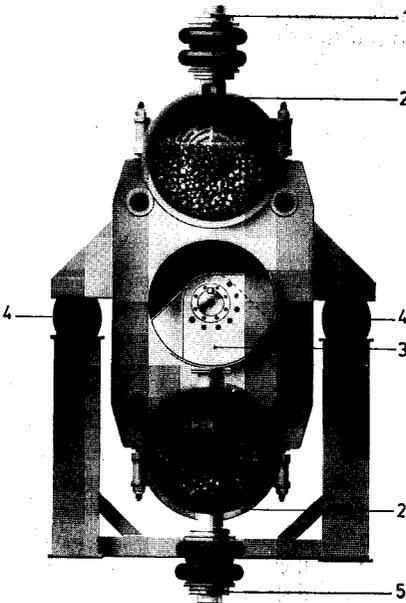


Bild 2.14
Schwingmühle mit zwei Mahlröhren
1 Mahlgutzufuhr, 2 Mahlröhre,
3 Unwucht für Schwingungserregung,
4 Federelemente, 5 Feingutaustritt
(PALLA-Schwingmühle (R),
KHD HUMBOLDT WEDAG, Köln)

Schwingmühlen Die Wirkungsweise der Schwingmühlen (Schwingkugelmühlen, vibration mill) entspricht weitgehend jener der Kugelmühle. Die Mahlkörper werden aber durch Schwingungen eines allseitig federnd gelagerten Mahltrogs oder meist mehrerer horizontaler Mahlröhre bewegt: Bild 2.14. Durch die Schwingungserregung mit Unwuchtrotoren lassen sich wesentlich höhere Beschleunigungen erreichen als im Schwerfeld der Kugelmühlen. Der auf das Mühlenvolumen bezogene Energieeintrag läßt sich gegenüber normalen Kugelmühlen auf etwa das Fünffache steigern [140]. Bei gleichem Massenstrom an Zerkleinerungsgut weisen die Schwingmühlen deshalb ein geringeres Bauvolumen auf. Die Schwingmühlen finden für die Feinstzerkleinerung zunehmend Verbreitung. Sie werden für Massenströme bis über 5 kg/s gebaut. Nähere Angaben in [31, 53, 83], [174] bis [176].

Rührwerkskugelmühlen Die in den Bereichen des Kolloidmahls zur Naßzerkleinerung (und Dispergierung der Zerkleinerungsprodukte in die flüssige Phase) eingesetzten Rührwerkskugelmühlen besitzen feststehende, zylinderförmige, vertikale oder horizontale Mahlbehälter). In diesen werden die bis 85 % des Mahlbehältervolumens füllenden Mahlkörper aus Stahl, Quarz, Glas oder Porzellan durch rasch laufende Rührwerke bewegt. Die Rührwerke bestehen aus mehreren scheibenförmigen Rührern, die auf einer Welle angeordnet sind: Bild 2.15. Bei kontinuierlichem Betrieb erfolgt die Mahlkörperabtrennung durch einen Spaltrost. Zur Abfuhr der beim Feinstzerkleinern durch Reibungsbeanspruchung entstehenden Wärme sind die Mahlbehälter wassergekühlt. Der Aufschluß von Mikroorganismen ist ein wichtiges Einsatzgebiet der Rührwerkskugelmühlen. Weitere Informationen in [31, 177 bis 180].

Schlagmühlen Zu den Schlagmühlen gehören die Hammermühlen (hammer mill) und die Prallmühlen (impact mill). Die Hammermühlen arbeiten nach dem gleichen Prinzip wie die bereits besprochenen Hammerbrecher [181], [182].

Von den Prallmühlen gibt es zahlreiche Bauarten mit meist horizontaler, aber auch vertikaler Welle. An dieser rotieren die verschiedensten Zerkleinerungswerkzeuge wie Schlagkreuze, Schlagnasen und Schlagstifte mit hohen Umfangsgeschwindigkeiten von bis zu 150 m/s. Das zentral zugeführte Zerkleinerungsgut wird an den Beanspruchungsflächen des Rotors und des Gehäuses hauptsächlich durch Prall zerkleinert, bis es durch die peripher angeordneten Rost- oder Siebeinlagen entweichen kann. Die

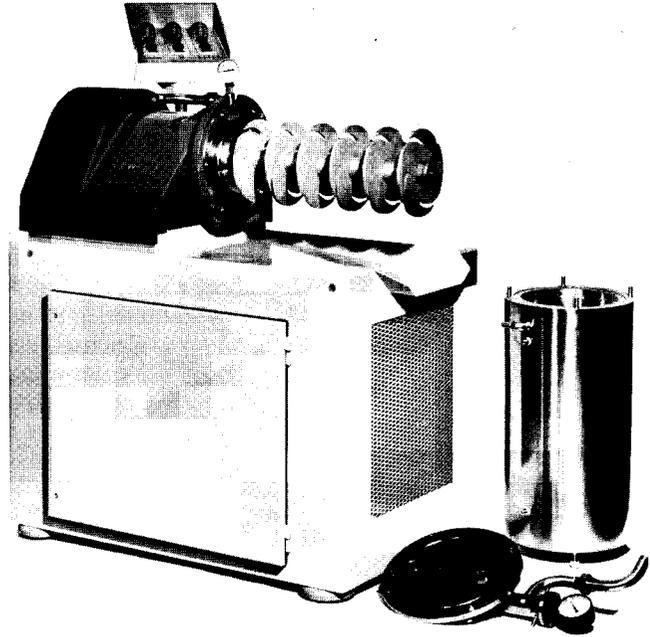


Bild 2.15
Rührwerkskugelmühle mit
abgenommenem, kühlba-
rem Gehäuse (Dyno-Mill
(R), BACHOFEN, Basel)

Prallmühlen eignen sich zum Schroten, Fein- und Feinstmahlen weicher bis mittelharter Stoffe. Sie werden in [31, 83] u. [182] bis [185] ausführlich beschrieben. Als Beispiel wird im Bild 2.16 eine Schlagkreuzmühle gezeigt. Das Mahlgut gelangt über eine Dosiereinrichtung 1 und den zentralen Einlauf 2 in den Mahlraum. Dort wird es durch das rotierende Schlagkreuz 3 (aus 4 bis 6 abgekröpften Schlägern) erfaßt und gegen die seitlich angeordneten, gezahnten Prallplatten 4 und den Mahlrost 5 geschleudert. Durch das rotierende Schlagkreuz wird ein Luftstrom erzeugt, welcher das Mahlgut kühlt und das Feingut durch den Ringraum 6 zum Produktaustritt 7 fördert. Das noch nicht genügend zerkleinerte Gut kann den Mahlrost nicht passieren und prallt in den Mahlraum zurück.

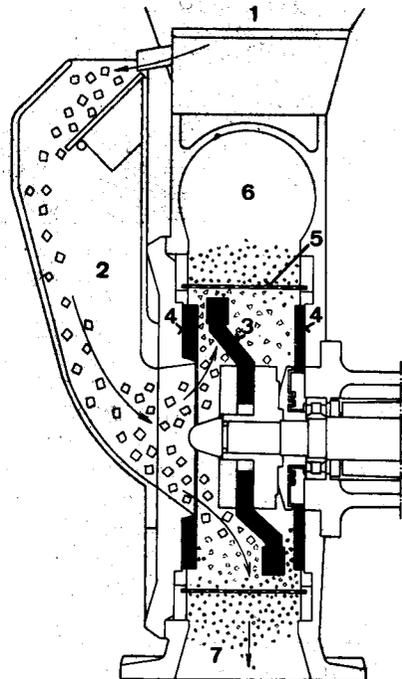


Bild 2.16
Schlagkreuzmühle
Legende im Text (BAUERMEISTER, Hamburg)

Strahlmühlen Die Umfangsgeschwindigkeit der Prallmühlen reicht mit 75 bis 150 m/s für das Feinstmahlen durch Prallbeanspruchung oft nicht aus. In Strahlmühlen (jet mill) lassen sich durch Beschleunigung der Teilchen in Gasstrahlen höhere Geschwindigkeiten erzielen. Durch Entspannen von Gas-Feststoff-Gemischen in Lavaldüsen werden Geschwindigkeiten der Mahlgutteilchen bis 350 m/s erreicht [186], [187]. Als Treibmittel werden meist Luft oder Wasserdampf verwendet. Die Zerkleinerung des Guts kann durch Prall auf die Beanspruchungsflächen der Strahlmühle erfolgen. Dies ist allerdings mit einem hohen Verschleiß verbunden. Deshalb versucht man, die Mahlgutteilchen möglichst gegeneinander zu schleudern und sekundär auch durch Scherung und Reibung zu zerkleinern. Strahlmühlen finden vor allem für die Feinst- und Kolloidmahlung wärmeempfindlicher und/oder zum Agglomerieren neigender Stoffe und zum gleichzeitigen Trocknen oder Mischen Verwendung. Gegenstrahlmühlen können auch zur Feinst- und Kolloidmahlung harter Mineralien vorteilhaft sein. Als Nachteil ist allerdings der hohe Energiebedarf der Strahlmühlen anzuführen [188] bis [190].

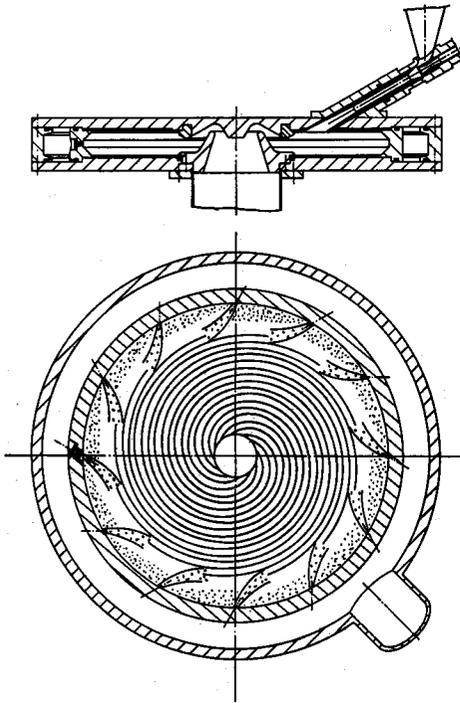


Bild 2.17
Spiralstrahlmühle ([191], ALPINE, Augsburg)

In den Spiralstrahlmühlen (Bild 2.17) wird das Treibgas durch die am Umfang des flachzylindrischen Mahlraums angeordneten Düsen mit Überschallgeschwindigkeit eingeblasen. Dadurch entsteht im Mahlraum eine Rotationsströmung. Das durch Injektoren eingeblasene Mahlgut trifft mit hohen Relativgeschwindigkeiten auf diese Rotationsströmung. Die Zerkleinerungsprodukte werden unter der Wirkung der Fliehkraft nach außen geschleudert und prallen auf die vom eingedüsten Treibgas nach innen getriebenen Teilchen. Das genügend fein zerkleinerte wird mit dem Treibgasstrom nach innen gerissen und entweicht mit diesem durch die zentrale Austrittsöffnung (Prinzip der später behandelten Fliehkraftklassierung). Näheres in [191], [194].

In den Gegenstrahlmühlen werden die Teilchen durch entgegengesetzt gerichtete Treibgasstrahlen gegeneinander geschleudert. Der Maschinenverschleiß ist deshalb wesentlich geringer. Das Bild 2.18 zeigt als Beispiel eine Fließbett-Gegenstrahlmühle. Das Zerkleinerungsgut wird mit der Schnecke 1 aus dem Vorratsbehälter 2 in den Mahlraum 3 gefördert. Die aus den drei Düsen 4 tretenden Treibgasstrahlen schleudern das Mahlgut ins Zentrum, wo es aufeinanderprallt. Durch den hohen Treibgasvolumenstrom wird das Mahlgut im Bereich 5 fluidisiert (wir werden darauf im Abschn. 5.2 eingehen) und nach oben mitgerissen. Am Austritt aus dem Mahlraum

Das Zerkleinerungsgut wird mit der Schnecke 1 aus dem Vorratsbehälter 2 in den Mahlraum 3 gefördert. Die aus den drei Düsen 4 tretenden Treibgasstrahlen schleudern das Mahlgut ins Zentrum, wo es aufeinanderprallt. Durch den hohen Treibgasvolumenstrom wird das Mahlgut im Bereich 5 fluidisiert (wir werden darauf im Abschn. 5.2 eingehen) und nach oben mitgerissen. Am Austritt aus dem Mahlraum

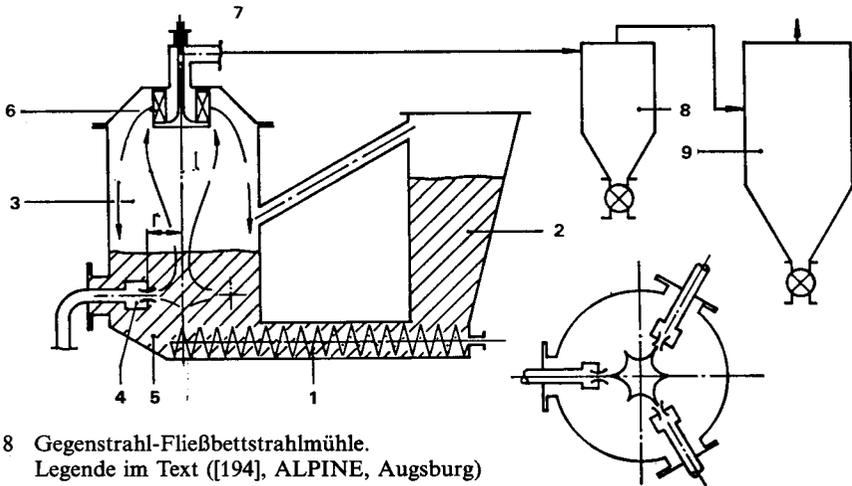


Bild 2.18 Gegenstrahl-Fließbettstrahlmühle.
Legende im Text ([194], ALPINE, Augsburg)

wird das noch ungenügend zerkleinerte durch den Sichter 6 zurückgewiesen und fällt ins Fließbett zurück. Das hinreichend zerkleinerte Gut gelangt bei 7 aus der Mühle und wird im Zyklonabscheider 8 (s. Abschn. 4.4) und einem anschließenden Filter 9 vom Gasstrom getrennt. Näheres in [192 bis 194]. Weitere Gegenstrahlmühlen werden in [31, 195 u. 196] beschrieben.

2.3 Betrieb von Zerkleinerungsmaschinen

Einsatzbereiche der Zerkleinerungsmaschinen

Die Wahl der für eine bestimmte Zerkleinerungsaufgabe geeignetsten Zerkleinerungsmaschine ist weitgehend Erfahrungssache. Die Tab. 2.5 vermittelt dazu eine erste Orientierung. Für das Weichzerkleinern zäher Stoffe und für das Zerkleinern faseriger Stoffe werden zahlreiche, in der Tab. 2.5 nicht enthaltene Maschinen wie Zahnschneidmühlen, Granulatoren, Hackmaschinen und Bandreißer gebaut.

Kaltmahlen Der Energiebedarf zur Feinzerkleinerung zäher Stoffe (wie thermoplastische Kunststoffe, Kautschuk oder andere organische Substanzen) mit beim Zerkleinern hohem Anteil an plastischer Formänderung oder hoher Dehnung ist wesentlich höher als für spröde Stoffe (s. Abschnitt 2.1.2). Die damit verbundene Erwärmung kann zum Verkleben, Zusammenbacken oder Verschmelzen des Mahlguts führen. In solchen Fällen hilft man sich oft durch (das energetisch allerdings auch aufwendige) Abkühlen des Zerkleinerungsguts auf eine Temperatur, bei der diese Stoffe ebenfalls sprödes Bruchverhalten aufweisen (Kaltmahlen, refrigerated milling). Dann gelangen auch für diese Stoffe die in der Tab. 2.5 für spröde Stoffe aufgeführten Maschinen zum Einsatz. Mit zunehmender Mahlfeinheit tritt beim Mahlen eine immer stärkere Wärmeentwicklung auf. Thermisch empfindliche Stoffe können dadurch beschädigt werden. Damit dies nicht geschieht, muß gekühlt werden. Wir haben dazu die Wärmeabfuhr aus Beanspruchungsflächen der Mühlen am Beispiel der Walzenstühle und der Rührwerksmühlen kennengelernt. Die Kühlung kann bei Wälz-, Kugel-, Schlag- und

Tabelle 2.5 Einsatzbereiche der Zerkleinerungsmaschinen

	Hart- zerkleinerung	Mittelhart- zerkleinerung	Weichzerkleinerung	
			spröde Stoffe (z.B. Zucker)	zähe Stoffe (z.B.) Thermoplaste)
Grobbrechen (zu Brocken)	Backenbrecher Kegelbrecher	Backenbrecher Kegelbrecher Walzenbrecher	Kegelbrecher Walzenbrecher Hammerbrecher Prallbrecher	Hammerbrecher Schneidmaschine und weitere
Feinbrechen (zu Schotter, Split)	Backenbrecher Kegelbrecher Walzenbrecher	Backenbrecher Kegelbrecher Walzenbrecher Prallbrecher	Kegelbrecher Walzenbrecher Hammerbrecher	Hammerbrecher Schneidmaschine und weitere
Grobmahlen (zu Grieß, Schrot)	Walzenbrecher Kugelmühle	Walzenbrecher Kugelmühle Hammermühle	Walzenstuhl Kugelmühle Hammermühle	Hammermühle und weitere
Feinmahlen (zu Mehl)	Wälzmühle Kugelmühle	Wälzmühle Kugelmühle Hammermühle Prallmühle	Walzenstuhl Kugelmühle Hammermühle Prallmühle	Walzenstuhl Prallmühle und weitere
Feinstmahlen (zu Puder)	Wälzmühle Kugelmühle Schwingmühle Strahlmühle	Wälzmühle Kugelmühle Prallmühle Strahlmühle	Kugelmühle Schwingmühle Prallmühle Strahlmühle	Prallmühle und weitere
Kolloidmahlen	Kugelmühle Schwingmühle Strahlmühle	Kugelmühle Schwingmühle Rührwerks- kugelmühle Strahlmühle	Kugelmühle Schwingmühle Rührwerks- kugelmühle Strahlmühle	Rührwerks- kugel- mühle

Strahlmühlen auch mit durchströmenden Gasen wie gekühlter Luft (bis 263 K), verdampfendem Kohlendioxid (bis 230 K) oder verdampfendem Stickstoff (bis 100 K) erfolgen. Auch wenn sich Bestandteile wie Aromastoffe aus dem Zerkleinerungsgut verflüchtigen können, findet das Kaltmahlen Anwendung. Durch Kaltmahlen können auch empfindlichste Stoffe nach dem Abkühlen auf entsprechend tiefe Temperaturen (z.B. Tee oder Kaffee auf 215 bis 233 K) feinerzkleinert werden. Als Illustration sei erwähnt, daß der Verlust an ätherischen Ölen von 42 % beim gewöhnlichen Feinmahlen von weißem Pfeffer durch Kaltmahlen nach der Abkühlung mit flüssigem Stickstoff (Siedetemperatur 77 K) auf 5,5 % reduziert werden kann [197]. Näheres zum Kaltmahlen in [140] bis [143].

Zerkleinerungsanlagen Zum Zerkleinern benötigt man neben den Zerkleinerungsmaschinen Einrichtungen zur Dosierung (feeding) des Feststoffs, gegebenenfalls zur Mischung (mixing) verschiedener Komponenten, zum Fördern (conveying) des Zerkleinerungsprodukts, zum Trennen (separating) nach Kornklassen und zur Lagerung (storage) des Zerkleinerungsprodukts. Falls die Zerkleinerungsmaschinen zum Austragen des Feinguts (oder bei den Strahlmühlen zum Betrieb) mit Gasen

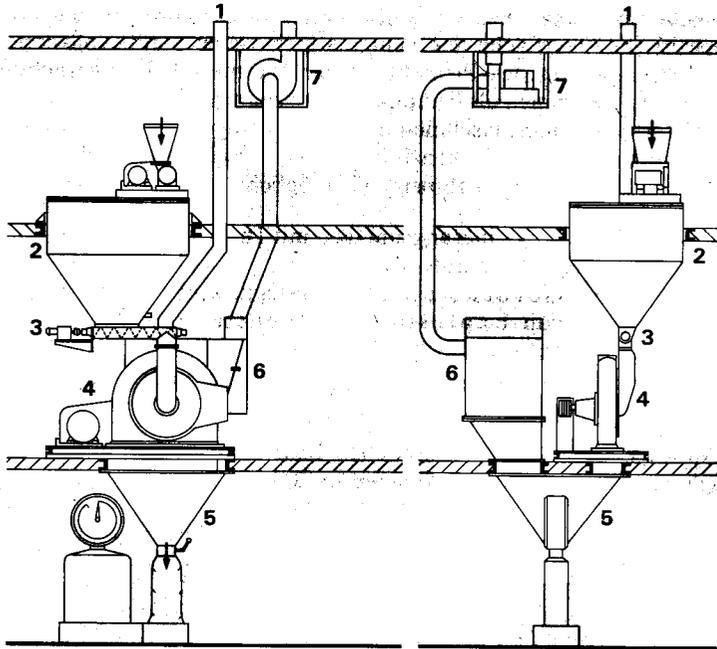


Bild 2.19

Offener Kreislauf am Beispiel einer Anlage für eine Prallmühle. 1 Lufteintritt, 2 Vorratsbehälter für Mahlgut, 3 Zudosierung des Mahlguts, 4 Prallmühle, 5 Feststoffvorabscheidung, 6 Feststoffnachabscheidung, 7 Gebläse (BAUERMEISTER, Hamburg)

durchströmt werden, müssen diese vorher gereinigt und allenfalls entfeuchtet oder gar gekühlt werden (Aufbereiten, Konditionieren, pre-conditioning). Nach dem Austritt aus der Zerkleinerungsmaschine ist der Feststoff durch Absetzkammern, Zyklonaabscheider (cyclone separator) und/oder Filter aus dem Gasstrom abzuscheiden (s. Kap. 4): Bild 2.19.

Mahlen in offenen und geschlossenen Kreisläufen Beim Betrieb von Mühlen ist zu beachten, daß sich ein hoher Feingutgehalt im Mahlraum auf den Zerkleinerungsvorgang hemmend auswirkt [140]. Das bereits gemahlene Gut wirkt für das noch zu zerkleinernde wie ein Polster und erschwert den weiteren Mahlfortschritt. Beim Feinmahlen läßt sich der Durchsatz durch eine kontinuierliche Feingutentfernung beispielsweise um 25 % bis 40 % steigern. Deshalb ist das Feingut durch einen Gasstrom laufend aus der Mühle auszutragen. In offenen Kreisläufen (open circuit) wird dazu Luft aus der Umgebung angesaugt, ev. aufbereitet, durch die Mühle geblasen, im Feststoffabscheider vom Feingut befreit und wieder ins Freie geblasen. Das Bild 2.19 zeigt ein Beispiel eines offenen Kreislaufs für eine Prallmühle. Falls das Gut mit der Umgebungsluft nicht in Berührung kommen darf (z.B. bei unzulässiger Feuchtigkeitsaufnahme oder bei chemischen Reaktionen mit der Luft) muß in geschlossenen Kreisläufen (closed circuit) gemahlen werden. Als Kreislaufgase werden beispielsweise trockene Luft, Kohlendioxid und Stickstoff verwendet. Von außen ist lediglich der Verlust an Kreislaufgas zu decken. In [53] findet man detaillierte Angaben zu den Zerkleinerungsanlagen für die verschiedensten Produkte.

Explosionsschutz Beim Mahlen brennbarer Stoffe können durch die sehr große spezifische Oberfläche des Feinguts gefährliche Staubexplosionen entstehen. Nebst der Entzündung des Produkts durch thermische Beanspruchung oder Prallbeanspruchung kommen als Zündquellen mechanische Schäden an den rotierenden Teilen der Zerkleinerungsmaschinen oder eingedrungene Fremdkörper in Frage. Auch Entladungen statischer Elektrizität kommen als Zündquellen in Frage. Die folgenden Explosionsschutzmaßnahmen sind möglich:

- Betrieb der Zerkleinerungsanlagen mit Inertgasen (Stickstoff, Kohlendioxid) im geschlossenen Kreislauf,
- Explosionsdruckstoßfeste Auslegung aller Anlageteile,
- Anbringen von Explosionsdruckentlastungen mit direktem Ausgang ins Freie.
- Explosionsunterdrückung durch automatisches, schnelles Eindüsen von Löschmitteln.

Näheres zur sicherheitstechnischen Beurteilung des Mahlguts und zum Explosionsschutz bei Zerkleinerungsanlagen in [3, 20, 199] u. VDI 2263.

3 Zerstäuben

Das Zerteilen einer Flüssigkeit in feine Tröpfchen und deren Verteilung in einem Gas wird allgemein als „Zerstäuben“ bezeichnet. Treffender wäre für diese Grundoperation die im Englischen gebräuchliche Bezeichnung „Versprühen“. Da beim Zerstäuben (spraying, atomization) sehr große Flüssigkeitsoberflächen entstehen, wird sie in der Verfahrenstechnik hauptsächlich für die wirkungsvolle Durchführung von Wärme- und /oder Stofftransportprozessen zwischen einer Flüssigkeit und einem angrenzenden Gas angewendet. Daneben wird die Zerstäubung auch für den Impulsaustausch zwischen einer flüssigen Phase und einer Gasphase (Strahlpumpen [200] bis [203]) und für die gleichmäßige Verteilung von Flüssigkeiten auf Feststoffoberflächen (Flüssigkeitsaufgabe auf Füllkörper und Rieseleinbauten [91], Berieselungs- und Regenungsanlagen, Farbspritzen, usw.) eingesetzt. Als Anwendungsbeispiele der Zerstäubung für Wärmetransportprozesse seien erwähnt:

- Kondensation von Dampf durch direkten Kontakt mit einer zerstäubten, kalten Flüssigkeit in Einspritzkondensatoren ([91], Kap. 4).
- Gaskühlung durch Ausnützen der Verdampfungswärme zerstäubter Flüssigkeiten.
- Prilln: Zerstäuben von Schmelzen in einen kalten Gasstrom. Durch das anschließende Abkühlen und Erstarren der fallenden Tröpfchen entstehen Granulate [204] bis [206].

Wichtige Anwendungsbeispiele des Zerstäubens für Stofftransportprozesse (meist kombinierte Wärme- und Stofftransportprozesse) sind:

- Sprühtrocknen: Zerstäuben einer Lösung in einen heißen Gasstrom. Das Lösungsmittel verdunstet, und der gelöste Stoff fällt als festes Pulver an. Zahlreiche Produkte des täglichen Bedarfs wie Waschpulver, Milchpulver, Fruchtepulver, Trockensuppen oder Kaffee-Extrakt werden durch Sprühtrocknung hergestellt. Näheres dazu in [91], Kap. 9, [42] u. [207].
- Luftbefeuchten durch Zerstäuben von Wasser in einen Gasstrom [208].
- Lösen von Gasen in zerstäubten Flüssigkeiten durch Adsorption ([91], Kap. 7).
- Verbrennen flüssiger Brennstoffe: In Verbrennungsmotoren, Ölf Feuerungen, Gasturbinen usw. wird der Brennstoff zur Erzielung einer raschen und vollständigen Verdampfung zerstäubt.

3.1 Oberflächenspannung

Wie bei allen Grundoperationen mit freien Flüssigkeitsoberflächen ist die Oberflächenspannung (surface tension) auch bei der Zerstäubung von großer Bedeutung. Wir müssen daher vor der Behandlung der Zerstäubung kurz auf diesen Stoffwert eingehen.

Die freie Oberfläche einer Flüssigkeit zeigt infolge der molekularen Kohäsionskräfte das Bestreben, sich zu verkleinern. Die Tangentialkomponenten der auf die Flüssigkeitsteilchen an der Oberfläche wirkenden Kohäsionskräfte erzeugen auf der Flüssigkeitsoberfläche eine Spannung – die Oberflächenspannung σ_A . Der Spannungszustand an der Flüssigkeitsoberfläche kann mit einer gleichmäßig gespannten dünnen Haut verglichen werden. Oberflächenspannungen treten auch an der Oberfläche fester Körper auf [22].

Das gleiche Verhalten beobachtet man an der Grenzfläche zweier unmischbarer Flüssigkeiten und an der Grenzfläche zwischen einer Flüssigkeit und einem Festkörper. Die entsprechenden Spannungen werden als Grenzflächenspannungen γ_A (interfacial tension) bezeichnet.

Die Oberflächenspannung von Flüssigkeitsgemischen mit auch nur geringem Anteil einer oder mehrerer Komponenten mit unterschiedlicher Oberflächenspannung ist vom Alter der Oberfläche abhängig. In einer Lösung wandert nämlich die Komponente mit der kleinsten Oberflächenspannung aus thermodynamischen Gründen an die Oberfläche. Dadurch verkleinert sich die Oberflächenspannung der Lösung mit zunehmendem Alter der Oberfläche. Da die Oberflächenspannung in diesen Fällen zeitlich veränderlich ist, spricht man hier von einer dynamischen Oberflächenspannung (dynamic surface tension) [22], [209].

Die Oberflächenspannung ist keine Kraft pro Fläche, sondern eine Kraft pro Länge. Sie hat die Einheit [N/m] und ist stoff-, temperatur- und druckabhängig. Die Stoffabhängigkeit bezieht sich nicht nur auf die Flüssigkeit selbst, sondern auch auf die umgebende Gasphase. Näheres zur Temperatur- und Zusammensetzungsabhängigkeit in [61].

Die Oberflächenspannung wird meistens für Oberflächen, die mit dem reinen Dampf der betreffenden Flüssigkeit oder mit Luft in Berührung stehen, angegeben. Bei niedrigen Drücken ist der Unterschied zwischen diesen Angaben vernachlässigbar. Tab. 3.1 vermittelt einen Eindruck von der Größenordnung der Oberflächenspannung. Im Temperaturbereich von 0 bis 100 °C liegen die Werte der Oberflächenspannung der meisten organischen Flüssigkeiten über 0,02 N/m und jene von Wasser im Bereich von 0,07 N/m. Die Oberflächenspannung flüssiger Metalle ist mit rund 0,5 N/m deutlich größer. Tabellenwerte der Oberflächenspannung findet man beispielsweise für Elemente in [87] und für reine Verbindungen in [61] u. [87]. Bei fehlenden experimentellen Daten kann die Oberflächenspannung mit den in [61] zusammengestellten Beziehungen rechnerisch abgeschätzt oder mit den in [56 u. 210] erörterten Methoden gemessen werden.

Tabelle 3.1 Oberflächenspannung einiger Flüssigkeiten bei Umgebungsdruck und Berührung mit Luft (* Berührung mit eigenem Dampf)

Temperatur [°C]	Oberflächenspannung [N/m]						
	Wasser	Anilin	Benzol	Essigsäure	Ethylazetat	Ethanol	n-Heptan
0	0,0756					0,0241	
10	0,0742		0,0302	0,0288		0,0236*	
20	0,0728	0,0429	0,0289	0,0278*	0,0240	0,0228*	0,0201*
30	0,0712		0,0276	0,0248*		0,0219*	
40	0,0696		0,0262		0,0217		0,0182*
50	0,0679	0,0394	0,0240*	0,0221*		0,0199	
60	0,0662		0,0238		0,0193		0,0162*
70	0,0644					0,0181	
80	0,0626				0,0170		0,0143*
90			0,0201*				
100	0,0589	0,0337			0,0147		

3.2 Energiebedarf zum Zerstäuben

Bei der Zerstäubung wird die Oberfläche vergrößert. Dazu ist Arbeit gegen die Oberflächenspannung aufzubringen. Diese wird als Oberflächenenergie E_σ bezeichnet. Zu ihrer Berechnung stellen wir uns einen langen dünnen Stab vor, den wir (parallel zur Flüssigkeitsoberfläche) aus einer Flüssigkeit herausheben. Zwischen dem Stab und der Flüssigkeit bildet sich eine dünne Flüssigkeitlamelle aus. Diese weist auf beiden Seiten eine Oberfläche mit dem beschriebenen Spannungszustand auf. Die auf einen Stab der Länge L wirkende Kraft beträgt deshalb:

$$F_\sigma = 2 \sigma_A L \quad (3.1)$$

Hebt man nun den Stab um den infinitesimalen Weg ds weiter an, vergrößert sich die Lamellenoberfläche (beide Seiten!) um den Betrag:

$$dA = 2 L ds \quad (3.2)$$

Gleichzeitig ist die Arbeit

$$dE_\sigma = ds F_\sigma = 2 \sigma_A L ds \quad (3.3)$$

aufzubringen. Durch Auflösen der Gl. (3.2) nach ds und Einsetzen in die Gl. (3.3) erhalten wir die zur Oberflächenvergrößerung um dA aufzubringende Oberflächenenergie:

$$dE_\sigma = \sigma_A dA \quad (3.4)$$

Wie bei der Annahme von Rittinger zur Abschätzung des Energiebedarfs zur Zerkleinerung ist die zur Oberflächenvergrößerung benötigte Energie dem Betrag der

neugeschaffenen Oberfläche proportional. Falls sich die Temperatur und die Flüssigkeitszusammensetzung an der Oberfläche während der Zerstäubung nicht wesentlich ändern, kann die Gl. (3.4) mit der Annahme einer konstanten Oberflächenspannung integriert werden. Da die Oberfläche vor der Zerstäubung gegenüber jener nach der Zerstäubung vernachlässigbar klein ist, erhalten wir aus der Gl. (3.4) für die zur Schaffung der Oberfläche A notwendige Oberflächenenergie:

$$E_{\sigma} = \sigma_A A \quad (3.5)$$

Bei der Zerstäubung einer Flüssigkeit mit dem Volumen V entstehen Tropfen mit dem gleichwertigen Kugeldurchmesser d_{32} . Deren Gesamtoberfläche erhalten wir durch Auflösen der Definitionsgleichung (1.8) nach A . Da das Gesamtvolumen der Tropfen V_p bei nicht allzu hohen Druck- und Temperaturunterschieden dem Volumen der Flüssigkeit vor der Zerstäubung V gleich sein muß, finden wir:

$$E_{\sigma} = 6 \sigma_A V / d_{32} \quad (3.6)$$

Diese Oberflächenenergie ist nur ein kleiner Teil der zur Erzeugung von Tröpfchen mit dem gleichwertigen Kugeldurchmesser d_{32} tatsächlich erforderlichen technischen Zerstäubungsenergie. Bei der Zerstäubung wird nämlich gegenüber der Oberflächenenergie ein Mehrfaches an Energie in kinetische Energie der Tropfen (Translation, Rotation, Schwingungen), Reibungsenergie und elektrische Energie (elektrostatische Aufladung) umgewandelt. Das Verhältnis der Oberflächenenergie zur technischen Zerstäubungsenergie, der energetische Wirkungsgrad der Zerstäubung, ist mit 0,001 bis 0,01 ebenso niedrig wie der energetische Wirkungsgrad der Zerkleinerung. Lediglich beim technisch kaum interessierenden laminaren Strahlzerfall werden energetische Wirkungsgrade bis 0,4 erreicht [210].

Beispiel 3.1 Mit einer Hohlkegeldüse werden $0,0002 \text{ m}^3/\text{s}$ einer organischen Flüssigkeit mit einer Oberflächenspannung von $0,045 \text{ N/m}$ in Tröpfchen mit einem gleichwertigen Kugeldurchmesser von $0,225 \text{ mm}$ zerstäubt. Der dazu erforderliche Überdruck in der Düse beträgt 10 bar . Wie groß ist der energetische Wirkungsgrad dieser Zerstäubung?

Minimaler Leistungsbedarf aus der Gl. (3.6):

$$P_{\min} = 6 \sigma_A \dot{V} / d_{32} \quad (3.7)$$

$$P_{\min} = 0,240 \text{ W};$$

tatsächlicher Leistungsbedarf (ohne Druckverluste in der Zuleitung):

$$P = \dot{V} \Delta p \quad (3.8)$$

$$P = 200 \text{ W};$$

energetischer Wirkungsgrad: $P_{\min} / P = 0,0012$.

3.3 Für das Zerstäuben maßgebende Kennzahlen

Die exakte rechnerische Erfassung des Zerstäubungsvorgangs ist nicht möglich. Man ist deshalb zur Beschaffung von Berechnungsunterlagen auf Versuche angewiesen. Um die Anzahl Versuche auf ein Minimum zu beschränken, müssen wir in solchen Fällen die maßgebenden Kennzahlen suchen. Wir wollen dies am einfachen Beispiel des Druckverlusts in einer Rohrleitung illustrieren. Bei ausgebildeter inkompressibler Strömung ist der Druckverlust in einer hydraulisch glatten Rohrleitung von der Geschwindigkeit w , dem Rohrdurchmesser d , der Rohrlänge L , der dynamischen Viskosität η und der Dichte ρ des Strömungsmediums abhängig:

$$\Delta p = f(w, d, L, \eta, \rho) \quad (3.9)$$

Um sich Unterlagen über den Druckverlust in Rohrleitungen aus Versuchen zu beschaffen, müßte man Druckverlustmessungen mit allen Kombinationen einer Anzahl Werte der fünf Einflußgrößen durchführen. Wollte man die Abhängigkeit von jeder Einflußgröße mit wenigstens zehn Meßpunkten erfassen, wären somit zur Bestimmung der Abhängigkeit (3.9) 10^5 Versuche notwendig! Wenn man für jeden Versuch 10 min rechnet, ergibt dies bei einer Arbeitszeit von 40 h/Woche einen Zeitaufwand von gut acht Jahren. Mit einigen überschlägigen Überlegungen gelingt es, diesen enormen Aufwand stark zu reduzieren. Eine Rohrströmung wird durch die folgenden drei Kräfte bestimmt: Druckkraft, Zähigkeitskraft und Trägheitskraft. Für diese Kräfte suchen wir je eine möglichst einfache Gleichung. Die Druckkraft F_p ist das Produkt aus einem Druckunterschied Δp und einer Fläche. Die Fläche ist dem Quadrat einer charakteristischen Länge (z.B. Durchmesser bei der Rohrleitung) proportional. Wenn wir uns um Proportionalitätsfaktoren weiter nicht kümmern, erhalten wir für die Druckkraft:

$$F_p \sim \Delta p L_c^2 \quad (3.10)$$

Die Zähigkeitskraft F_η ist das Produkt aus Schubspannung und Oberfläche. Bei einer eindimensionalen laminaren Strömung ist die Schubspannung gleich dem Produkt aus dem negativen Geschwindigkeitsgradienten und der dynamischen Viskosität. Wir erhalten also:

$$F_\eta = -\eta \frac{dw}{dr} A \quad (3.11)$$

Auch hier sind wir wieder großzügig, lassen Koeffizienten weg und halten nur fest, daß dw die Dimension einer Geschwindigkeit, dr jene einer Länge und A jene einer Länge im Quadrat aufweist:

$$F_\eta \sim \eta w L_c \quad (3.12)$$

Die Trägheitskraft ist das Produkt aus der Masse und der Beschleunigung:

$$F_e = \rho V \frac{dw}{dt} \quad (3.13)$$

Von der Beschleunigung interessiert uns nur die Einheit: $[m/s^2]$. Diese Einheit erhalten wir auch durch Division des Quadrats der Geschwindigkeit durch eine Länge (z.B. Zentrifugalbeschleunigung). Damit ist die uns in diesem Zusammenhang nicht inter-

essierende Zeit weggeschafft. Das Volumen ist der dritten Potenz einer charakteristischen Länge proportional. Durch Vernachlässigen von Proportionalitätsfaktoren liefert die Gl. (3.13) somit:

$$F_q \sim \rho w^2 L_c^2 \quad (3.14)$$

Nun können wir mit diesen drei Kräften zwei voneinander unabhängige Verhältnisse bilden. Das Verhältnis der Trägheitskraft zur Zähigkeitskraft ergibt die bekannte Reynoldszahl:

$$Re = \frac{F_q}{F_\eta} = \frac{\rho w L_c}{\eta} \quad (3.15)$$

Das Verhältnis der Druckkraft zur Trägheitskraft liefert die Eulerzahl:

$$Eu = \frac{F_p}{F_q} = \frac{\Delta p}{\rho w^2} \quad (3.16)$$

Aus der Strömungslehre ist bekannt, daß der Druckverlust bei ausgebildeter Strömung in einer Rohrleitung

$$\Delta p = c_f \frac{\rho}{2} w^2 \frac{L}{d} \quad (3.17)$$

beträgt (z.B. [5, 10]). Darin ist L die Rohrlänge, d der Rohrdurchmesser und c_f der Widerstandsbeiwert. Durch Auflösen der Gl. (3.17) nach dem Widerstandsbeiwert und Einsetzen der Eulerzahl aus der Gl. (3.16) erhalten wir:

$$c_f = Eu \frac{2d}{L} \quad (3.18)$$

Für irgendeinen Strömungszustand in einer Rohrleitung ist das Verhältnis der drei Kräfte festgelegt. Einer bestimmten Reynoldszahl (Rohrströmung $L_c = d$) ist deshalb eine bestimmte Eulerzahl zugeordnet. Über die Gl. (3.18) ist damit auch der Widerstandsbeiwert gegeben:

$$c_f = f(Re) \quad (3.19)$$

Mit dieser dimensionslosen Darstellung genügt es, die Abhängigkeit des Widerstandsbeiwerts von einer einzigen Einflußgröße zu ermitteln. Wenn wir uns wieder mit zehn Meßpunkten begnügen und pro Messung 10 min einsetzen, haben wir unsere Messungen nach knapp 2 h erledigt. Ein beachtlicher Gewinn gegenüber gut acht Jahren! Noch notwendiger als bei der Rohrströmung ist das Auffinden der maßgebenden dimensionslosen Kennzahlen bei der Zerstäubung. Der Zerstäubungsvorgang ist so kompliziert, daß er im Gegensatz zur Rohrströmung analytisch kaum erfaßt werden kann. Zu der für die Zerstäubung erwünschten Zerteilung der Flüssigkeit tragen die mit der Turbulenz in der Flüssigkeit (innere Strahlerturbulenz) verbundenen Trägheitskräfte und die durch die Reibung zwischen der Flüssigkeit und dem Gas bedingten Reibungskräfte bei. Der Zerteilung der Flüssigkeit wirken die Zähigkeitskräfte und – zusätzlich zu diesen bisher schon erwähnten Kräften – die Oberflächenspannungskräfte entgegen.

Aus der Gl. (3.1) folgt für die Oberflächenspannungskraft nach Weglassen des Zahlenfaktors

$$F_{\sigma} \sim \sigma_A L_c \quad (3.20)$$

Damit läßt sich ein weiteres Kräfteverhältnis, nämlich das als Weberzahl bezeichnete Verhältnis von Trägheitskraft zu Oberflächenspannungskraft, bilden:

$$We = \frac{F_{\varrho}}{F_{\sigma}} = \frac{\varrho w^2 L_c}{\sigma_A} \quad (3.21)$$

Falls die Flüssigkeitsbewegung während der Zerstäubung deutlich durch die Schwerkraft

$$F_g = \varrho L_c^3 g \quad (3.22)$$

mitbestimmt wird, ist die Froudezahl als Verhältnis der Trägheitskraft zur Schwerkraft ebenfalls von Bedeutung:

$$Fr = \frac{F_{\varrho}}{F_g} = \frac{w^2}{g L_c} \quad (3.23)$$

Bei Fliehkraftzerstäubern tritt in dieser Beziehung anstelle der Erdbeschleunigung g die Zentrifugalbeschleunigung $r\omega^2$. Nebst diesen Kennzahlen sind in der Zerstäubertheorie auch daraus abgeleitete wie die Ohnesorgezahl ($Oh = \sqrt{We/Re}$) oder die Zerstäubungskennzahl ($Z = We/Re^2$) üblich.

Indem man einen physikalischen Zusammenhang auf eine dimensionslose Form bringt, erreicht man seine größtmögliche Vereinfachung. Wir haben hier einen Weg zur Herleitung dimensionsloser Kennzahlen kennengelernt: die Bildung des Verhältnisses der maßgebenden Kräfte bzw. Einflußgrößen (s. auch [22] u. [211]). Dimensionslose Kennzahlen können auch über eine Dimensionsmatrix direkt aus den jeweils vorkommenden Grundgrößen gefunden werden (z.B. [22]). Dies erfordert allerdings viel physikalisches Fingerspitzengefühl. Am sichersten führt die Bildung dimensionsloser Kennzahlen aus den das Problem beschreibenden Differentialgleichungen zum Ziel. Diesen dritten Weg werden wir bei der Behandlung der Sedimentation im Abschn. 4.2.1 noch ausführlich kennenlernen. Leider erfordert das Aufstellen der Differentialgleichungen aber viel physikalische Information und ist deshalb bei der Zerstäubung kaum anwendbar.

3.4 Zerstäuber

In den gebräuchlichsten Zerstäubern (atomizer) für verfahrenstechnische Anwendungen werden Flüssigkeitsstrahlen oder Flüssigkeitslamellen erzeugt. Diese zerfallen anschließend in die einzelnen Tropfen. Nach der Art der Energiezufuhr lassen sich die Zerstäuber in folgende Gruppen einteilen:

- Druckdüsen: Energieeintrag über hydrostatischen Druck in der Flüssigkeit.
- Pneumatische Düsen: Hauptenergieeintrag durch mit hoher Geschwindigkeit strömende Gase.
- Fliehkraftzerstäuber: Energiezufuhr durch rotierende Scheiben oder Becher.

Weiter ist der Energieeintrag durch Vibration des Zerstäubers oder durch Schall in der Gasphase möglich. Die nach diesem Prinzip arbeitenden Zerstäuber haben in der industriellen Praxis erst für kleine Volumenströme Eingang gefunden. Ziel der laufenden Entwicklungsarbeiten ist das Erreichen engerer Tropfengrößenverteilungen als dies mit konventionellen Zerstäubern möglich ist. Auch zur Reduktion des Energiebedarfs und zur Bewältigung schwieriger Zerstäubungsaufgaben (hochviskose Flüssigkeiten, Flüssigkeiten mit Nicht-Newton'schem Fließverhalten) ist die Schallzerstäubung (sonic atomization) von Interesse. Für Einzelheiten sei auf [212] bis [216] verwiesen.

3.4.1 Druckdüsen

Die Druckdüsen (pressure nozzles) sind die am häufigsten eingesetzten Zerstäuber. In den Druckdüsen wird die zu zerstäubende Flüssigkeit unter Überdrücken von 1 bis 30 bar (in Brennkammerdüsen bis 200 bar) durch enge Öffnungen gepreßt. Je nach Ausbildung der Düsen entstehen dabei nach dem Austritt aus der Düse Strahlen oder hohlkegelförmige Flüssigkeitslamellen. Bei den Druckdüsen ist deshalb zwischen Düsen mit Strahlzerfall und Düsen mit Lamellenzerfall zu unterscheiden.

3.4.1.1 Düsen mit Strahlzerfall

Falls man aus einer Rohrdüse mit dem Düsendurchmesser d_D eine Flüssigkeit mit der Dichte ρ und der Oberflächenspannung σ_A sehr langsam ausfließen läßt, bildet sich an der Düsenmündung ein stets größer werdender Tropfen: Bild 3.1. Wenn wir von der Deformation in der Nähe der Düsenmündung absehen, wirkt auf diesen Tropfen die Schwerkraft:

$$F_g = (\pi/6) d_p^3 \rho g \quad (3.24)$$

Der Tropfen wird durch die Oberflächenspannungskraft

$$F_\sigma = \pi d_D \sigma_A \quad (3.25)$$

getragen, bis der Betrag der Schwerkraft jenen der Oberflächenspannungskraft erreicht. Der Durchmesser des dann abfallenden Tropfens folgt durch Gleichsetzen der Beziehungen (3.24) und (3.25) zu:

$$d_p = \sqrt[3]{6 \sigma_A d_D / (\rho g)} \quad (3.26)$$

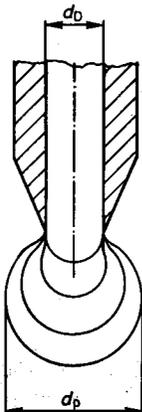


Bild 3.1 Abtropfen aus einer Düse bei sehr kleinen Geschwindigkeiten

Infolge der Wirkung der Oberflächenspannungskraft entsteht übrigens im Tropfen ein Überdruck, den wir für kugelförmige Tropfen leicht berechnen können, wenn wir uns eine Schnittebene durch den Mittelpunkt des Tropfens vorstellen. Die am Umfang des Kreises mit dem Durchmesser d_p wirkende Oberflächenspannungskraft muß dem Betrag der auf die Schnittfläche $(\pi/4) d_p^2$ wirkenden Druckkraft entsprechen. Dies ergibt für den durch die Oberflächenspannungskraft bedingten Überdruck im Tropfen:

$$p = 4 \sigma_A / d_p \quad (3.27)$$

Dieser Überdruck kann beträchtliche Werte annehmen und dann Vorgänge, bei denen der Druck im Tropfen von Bedeutung ist (z.B. Verdampfen oder Verdunsten), beeinflussen. Für ein Wassertröpfchen mit einer Größe von 0,01 mm und einer Oberflächenspannung von 0,073 N/m erreicht der Überdruck beispielsweise 0,292 bar; bei sehr kleinen Wassertröpfchen von 0,001 mm steigt er sogar auf 2,92 bar!

Durch Abtropfen würde man zwar gleichmäßige Tropfen erhalten. Ihr Durchmesser (für Wasser von 20 °C und einen Düsendurchmesser von 1 mm liefert die Gl. (3.26) eine Tropfengröße von 3,55 mm) wäre aber für technische Zwecke viel zu groß, und der erreichbare Volumenstrom würde bei weitem nicht ausreichen. In technischen Düsen mit Strahlzerfall (Turbulenzdüsen) wird deshalb mit hohen Überdrücken und daher wesentlich größeren Geschwindigkeiten gearbeitet. Mit zunehmender mittlerer Strahlgeschwindigkeit an der Düsenöffnung w_D entstehen die Tropfen der Reihe nach durch Zertropfen, Zerwellen und Zerstäuben. Bei Vergrößerung des Volumenstroms vermag sich zunächst ein geschlossener Strahl auszubilden: Bild 3.2. Dieser zertropft dann aber infolge rotationssymmetrischer Schwingungen, deren Amplituden durch das umgebende Gas verstärkt werden (Bernoulli-Gleichung). Das Zertropfen können wir am Wasserhahn beobachten. Eine weitere Erhöhung des Flüssigkeitsvolumenstroms führt schließlich zu transversalen Schwingungen des Strahls, welche ihn zum Zerfall bringen (Zerwellen). Näheres zu diesen Tropfenbildungsmechanismen, zu den dabei entstehenden Tropfengrößen und zur Vermeidung der Bildung kleiner „Satellitentropfen“ durch Druckschwingungen oder Vibration der Düse in [10], [213], [217] u. [218].

Bei einer sehr hohen Düsenaustrittsgeschwindigkeit wird die Flüssigkeit unmittelbar am Düsenaustritt zerstäubt. Die größeren Tropfen befinden sich im Stahlkern, die kleineren in einem den Kern umschließenden Ringstrahl. Dieser Bereich des Zerstäubens ist im Hinblick auf technische Anwendungen besonders interessant. Aus dem Gesagten folgt, daß für das Zerstäuben mit einer Druckdüse eine Mindestdüsenaustrittsgeschwindigkeit erforderlich ist. Für den Strahlzerfall bei Druckdüsen

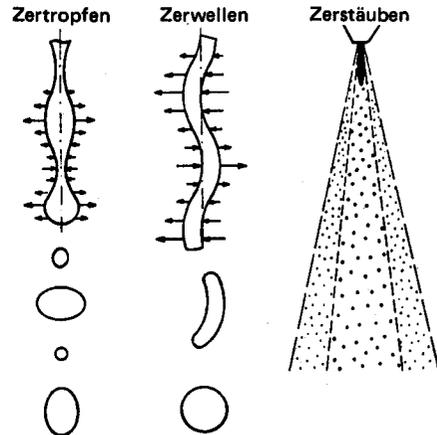


Bild 3.2 Formen des Strahlzerfalls mit von links nach rechts zunehmender Düsenaustrittsgeschwindigkeit (nach [10])

ist die Weberzahl mit der Dichte und der Oberflächenspannung der Flüssigkeit, der mittleren Strahlgeschwindigkeit am Düsenaustritt und dem Strahldurchmesser an dieser Stelle maßgebend:

$$We_D = \rho w_D^2 d_D / \sigma_A \quad (3.28)$$

Nach Ackeret ist hauptsächlich die innere Strahlerturbulenz für diesen Zerfall verantwortlich. Die Weberzahl der Zerfallbereichsgrenzen kann deshalb in Abhängigkeit der Reynoldszahl des Strahls am Düsenaustritt

$$Re_D = \rho w_D d_D / \eta \quad (3.29)$$

angegeben werden. V. Ohnesorge [219] fand als Grenze für den Zerstäubungsbereich:

$$\log(\sqrt{We_D} / Re_D) = 2,96 - 1,24 \log Re_D \quad (3.30)$$

Durch Auflösen der Gl. (3.30) nach der Weberzahl und Einsetzen der Gln. (3.38) und (3.29) erhalten wir daraus die nachstehende Bedingung für die zur Zerstäubung notwendige mittlere Düsenaustrittsgeschwindigkeit:

$$w_D \geq 244 \frac{\eta^{0,1935} \sigma_A^{0,403}}{\rho^{0,597} d_D^{0,597}} \quad (3.31)$$

Der Druckverlust in Düsen ohne Einsatzkörper kann mit Eulerzahlen von ungefähr 0,5 für stetige Düsenquerschnittsverengung und von rund 0,75 für eine plötzliche Querschnittsverengung mit der mittleren Strahlaustrittsgeschwindigkeit aus der Gl. (3.16) abgeschätzt werden. Zur Erhöhung der Turbulenz werden die Düsen oft mit Einsatzkörpern versehen, die scharfe Strömungsumlenkungen erzwingen („Umlenkdüsen“). In solchen Düsen kann die Eulerzahl bis gegen 7,5 steigen.

Düsen mit Strahlzerfall ergeben bei gleichem Überdruck und gleichem Düsendurchmesser etwa fünf- bis zehnmals größere Tropfen als die im nächsten Abschnitt erörterten Hohlkegeldüsen. Für verfahrenstechnische Anwendungen sind die Düsen mit Strahlzerfall deshalb weniger interessant. Entsprechend spärlich sind die Untersuchungen zur Größe der entstehenden Tropfen. Die zur Berechnung der Tropfengröße für Düsen mit Strahlzerfall zur Verfügung stehenden Gleichungen sind in [10], [217] u. [220] zusammengestellt. Grob gelten die folgenden Proportionalitäten:

$$d_p^2 \sim d_D \quad d_p \sim \Delta p^{-0,3} \quad d_p \sim \eta^{0,2} \quad (3.32)$$

In Vollkegeldüsen (full cone nozzle) sorgen Einsatzkörper nicht nur für eine Erhöhung der Turbulenz sondern auch noch für eine Rotationsströmung des Strahls am Düsenaustritt. Dies bewirkt eine breitere Auffächerung. Teilweise kommt es in der äußeren Zone wie bei den Hohlkegeldüsen zu einer Lamellenbildung mit anschließendem Lamellenzerfall. Da im Innern des Sprühkegels größere Tropfen entstehen als in den Randzonen, weisen diese Düsen ein nachteilig breites Tropfengrößenspektrum auf. Im Aufbau entsprechen die Vollkegeldüsen weitgehend den im nächsten Abschnitt vorgestellten Axialhohlkegeldüsen (Bild 3.4).

3.4.1.2 Düsen mit Lamellenzerfall

In der Verfahrenstechnik sind die Düsen mit Lamellenzerfall die wichtigsten Zerstäuber, da sie bei relativ geringem Energiebedarf feine Tropfen gleichmäßiger Größe erzeugen. Bei diesen Düsen bildet sich nach der Düsenmündung eine dünne Flüssigkeitslamelle aus, die anschließend bei kleinen Weberzahlen durch Kontraktion am Lamellenrand und bei großen Weberzahlen durch aerodynamische Wellenbildung zerfällt. Bei Verhältnissen der Gas- zur Flüssigkeitsdichte unter 0,0002 tritt noch eine dritte Zerfallsform auf (Aufreißen der Lamellen infolge turbulenter Bewegungen zu Flüssigkeitsfäden mit anschließendem Strahlzerfall [220]), auf die wir hier nicht einzugehen brauchen. Der Zerfall durch Randkontraktion führt zu großen Tropfen mit breiter Größenverteilung und ist deshalb für die praktische Anwendung nicht von großer Bedeutung.

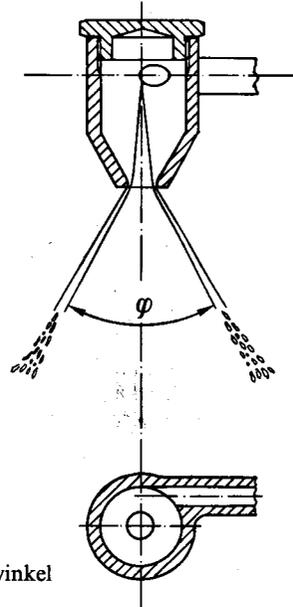
Der für die technische Zerstäubung anzustrebende Lamellenzerfall durch aerodynamische Wellenbildung tritt unter den folgenden Bedingungen ein [220]:

$$Lz We_D > 520 \quad \text{und} \quad (\rho_g / \rho_l) > 0,0002 \quad (3.33)$$

Darin sind Lz die dimensionslose Lamellendicke (auch Lamellenzahl, für Hohlkegeldüsen: Gl. (3.35), We_D die Weberzahl nach der Gl. (3.28), ρ_g und ρ_l die Dichten der Gasphase und der Flüssigkeit. Nach der Ausbildung der Lamellen ist zwischen den Hohlkegeldüsen mit ebenen Flüssigkeitslamellen zu unterscheiden.

Hohlkegeldüsen In Hohlkegeldüsen (hollow cone nozzle, centrifugal pressure nozzle) wird die Flüssigkeitsströmung in so starke Rotation versetzt, daß sich um die Achse der Drallströmung (wie im Badewannenauslauf) ein Gasraum ausbildet. Nach dem Austritt aus der Düsenbohrung wird die Flüssigkeitslamelle je nach dem Verhältnis der Geschwindigkeitskomponenten in axialer und tangentialer Richtung unter einem mehr oder weniger großen Sprühwinkel nach außen geschleudert.

Hohlkegeldüse mit tangentialem Einlauf Das Bild 3.3 zeigt eine Hohlkegeldüse mit einer tangentialen Eintrittsöffnung in die Drallkammer und angedeutetem Verlauf der Flüssigkeitsströmung. Zur Erzeugung gleichmäßiger Sprühkegel werden auch Düsen mit mehreren tangentialen Einläufen gebaut. Ideal wären für Hohlkegeldüsen mit tangentialem Einlauf (tangential hollow cone nozzle) eigentliche Einlaufspiralen. Sie kommen aber aus Fertigungsgründen nicht in Frage,



Axialhohlkegeldüse Bei den Axialhohlkegeldüsen (axial hollow cone nozzle) erfolgt der Zulauf axial. Die Drallströmung wird durch einen entsprechend genuteten Einsatzkörper erzeugt: Bild 3.4. Es ist einleuchtend, daß die Axialhohlkegeldüsen verschmutzungsanfälliger sind als die Hohlkegeldüsen mit tangentialem Einlauf. Die Axialhohlkegeldüsen werden deshalb oft mit Schmutzfängern aus

Bild 3.3 Hohlkegeldüse mit tangentialem Einlauf. φ : Sprühwinkel

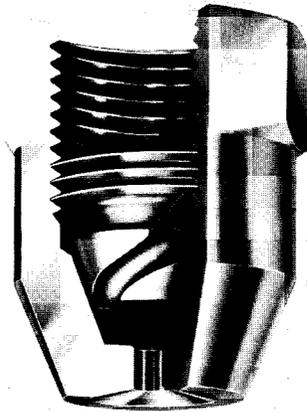


Bild 3.4 Axialhohlkegeldüse mit Einsatz zur Erzeugung der Drallströmung (LECHLER, Fellbach)

Drahtgeflecht versehen. Bei abrasiven oder sehr korrosiven Medien werden die Düsenköpfe aus Hartmetallen und anderen Sonderwerkstoffen gefertigt.

Da die Hohlkegeldüsen in der Verfahrenstechnik besonders häufig eingesetzt werden, wollen wir nachstehend die Berechnung des gleichwertigen Kugeldurchmessers der damit erzeugten Tropfen verfolgen. Wir benützen dabei die von Dombrowski und Wolfsohn [221] für die Bereiche $2000 < We_D < 2 \cdot 10^5$ und $Oh < 0,01$ aufgestellten Beziehungen. Sie sind im Paket MVT [93] programmiert. Verfeinerte Berechnungsmethoden findet man in [65, 223, 225].

Die Berechnung des gleichwertigen Kugeldurchmessers der Tropfen geht von drei an Düsen einfach zu messenden Größen, nämlich dem Flüssigkeitsvolumenstrom \dot{V} , dem Druckverlust in der Düse Δp und dem Sprühwinkel φ (Bild 3.3) aus. Diese Angaben können bei handelsüblichen Hohlkegeldüsen den Herstellerprospekten entnommen werden. Bei gegebenem Düsendurchmesser d_D folgt damit die mit der mittleren Strahlaustrittsgeschwindigkeit gebildete Eulerzahl aus der Gl. (3.16) zu:

$$Eu = \frac{\pi^2 d_D^4 \Delta p}{16 \dot{V}^2 \rho} \quad (3.34)$$

Damit kann die dimensionslose Lamellendicke berechnet werden:

$$Lz = 1/[8,89 \sin(\varphi/2) \sqrt{Eu}] \quad (3.35)$$

Für den dimensionslosen gleichwertigen Kugeldurchmesser gilt nach [64]:

$$d_{32}/d_D = 1,20 (Lz/We_D)^{1/3} (\rho_g/\rho_l)^{-1/6} \quad (3.36)$$

Beispiel 3.2 In einem Sprühtrockner wird eine Flüssigkeit mit einer Dichte von 900 kg/m^3 , einer Oberflächenspannung von $0,045 \text{ N/m}$ und einer dynamischen Viskosität von $0,003 \text{ kg/ms}$ in einem Gas mit einer Dichte von $1,2 \text{ kg/m}^3$ zerstäubt. Zur Zerstäubung eines Volumenstroms von $0,0002 \text{ m}^3/\text{s}$ dieser Flüssigkeit ist eine Axialhohlkegeldüse mit einem Düsendurchmesser von 4 mm und einem Sprühwinkel von 90° mit einem Überdruck von 10 bar zu betreiben. Wie groß ist der gleichwertige Kugeldurchmesser der entstehenden Tropfen?

Eulerzahl aus (3.34):

$$Eu = 4,39,$$

dimensionslose Lamellendicke aus (3.35):

$$Lz = 0,0760,$$

mittlere Strahlgeschwindigkeit am Düsenaustritt:

$$w_D = \dot{V}/[(\pi/4)d_D^2] = 15,91 \text{ m/s},$$

Reynoldszahl am Düsenaustritt aus (3.29):

$$Re_D = 19100,$$

Weberzahl aus (3.28):

$$We_D = 20300,$$

Gültigkeitsbereich der Gl. (3.36) erfüllt, Gültigkeitsbereiche (3.33) für Lamellenzerfall erfüllt,

Ohnesorgezahl:

$$Oh = \sqrt{We_D/Re_D} = 0,00745;$$

dimensionsloser gleichwertiger Kugeldurchmesser aus (3.36):

$$d_{32}/d_D = 0,0562,$$

gleichwertiger Kugeldurchmesser:

$$d_{32} = 0,225 \text{ mm}.$$

Fächerstrahldüsen In Fächerstrahldüsen (flat jet nozzle) wird eine ebene Flüssigkeitslamelle gebildet. Der Zerfallsvorgang entspricht dem bei den Hohlkegeldüsen besprochenen. Ebene Flüssigkeitslamellen können mit den folgenden Düsen erzeugt werden (Näheres in [220]):

- Flachstrahldüse: Durch eine besondere Formgebung der Austrittsöffnung (Anfräsen der Düsenbohrung) einer Düse mit zylindrischer Bohrung entsteht eine ebene Lamelle. Die Flachstrahldüsen sind die für die Verfahrenstechnik wichtigsten Fächerstrahldüsen. Die Berechnung der Tropfengröße erfolgt analog wie bei den Hohlkegeldüsen [220].
- Doppelstrahldüse: Zwei unter spitzem Winkel aneinandertreffende Strahlen fächern sich zu einer ebenen Lamelle auf.
- Zungendüse: Erzeugung einer ebenen Flüssigkeitslamelle durch schiefen Prall eines Flüssigkeitsstrahls auf eine ebene Platte (aus dem Alltag von der Jaucheverteilung bekannt).
- Prallplattenzerstäuber: Beim Auftreffen eines Strahls auf eine Normalebene wird ebenfalls eine ebene Lamelle gebildet.

3.4.2 Pneumatische Düsen

Bei den pneumatischen Düsen (Zweistoffdüsen, pneumatic nozzle) erfolgt die Energiezufuhr ganz oder großteils durch ein Gas. Aus dem Alltag ist das Prinzip des pneumatischen Zerstäubers vom Parfumerstäuber oder vom Farbspritzen bekannt. Das mit Schall- oder Überschallgeschwindigkeit aus einem Ringraum tretende Gas reißt die Flüssigkeit mit sich und zerstäubt sie: Bild 3.5. Der Ringraum für die Gaszufuhr ist oft so ausgebildet, daß eine rotierende Gasströmung erzwungen wird. Der Kontakt zwischen dem Gas und der Flüssigkeit kann, wie im Bild 3.5 gezeigt, außerhalb oder innerhalb der Düse erfolgen. Zur Zerstäubung höher viskoser Flüssigkeiten wird der Flüssigkeitsstrom auch von innen mit einem Gas angeströmt. Das Massenstromverhältnis des Treibgases zu jenem der Flüssigkeit \dot{M}_g / \dot{M}_l liegt je nach Düsengröße zwischen 0,05 (große) und 1 (kleine).

Im Unterschied zu den Druckdüsen arbeiten pneumatische Düsen auch bei ändernden Volumenströmen noch zufriedenstellend. Sie erzeugen Sprühkegel ohne signifikanten Unterschied der Tropfengrößen in Kern- und Randzone [222].

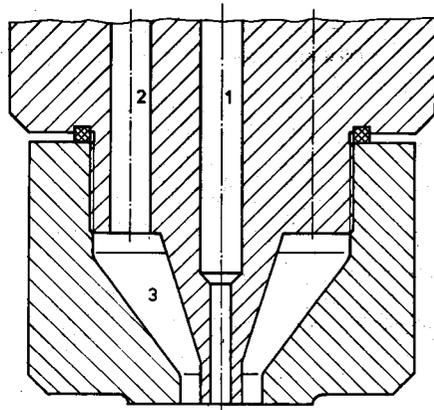


Bild 3.5 Kopf einer pneumatischen Düse (Zweistoffdüse). 1 Flüssigkeitszufuhr (oft mit regulierbarem Durchtrittsquerschnitt zur Düsenmündung), 2 Gaszufuhr, 3 Ringraum (oft mit vorgeschaltetem Dralleinsatz)

Besonders bei geringem Flüssigkeitsvolumen und kleiner Viskosität sind mit pneumatischen Düsen enge Tropfengrößenverteilungen erreichbar. Gleichungen zur Berechnung der Tropfengröße sind in [10, 42, 223 u. 224] zu finden.

Dank ihrem geringen Verschleiß eignen sich pneumatische Düsen auch zur Zerstäubung von Suspensionen. Infolge der Unanfälligkeit gegen Verschmutzung lassen sich mit Zweistoffdüsen auch Schlämme zerstäuben. Anstelle von Luft kann als Treibgas auch ein Inertgas wie Stickstoff verwendet werden (beispielsweise für die Sprühtrocknung im geschlossenen Kreislauf: [91], Kap. 9). Als wesentlicher Nachteil gegenüber den Druckdüsen sind aber der geringe energetische Wirkungsgrad und die hohen Kosten für die komprimierten Gase zu erwähnen.

3.4.3 Fliehkraftzerstäuber

Bei den Fliehkraftzerstäubern (centrifugal atomizer, wheel atomizer) wird die zu zerstäubende Flüssigkeit einer mit hoher Drehzahl rotierenden Scheibe oder einem rotierenden Hohlkegel zugeführt, beschleunigt und unter der Fliehkraftwirkung abgeschleudert. Neben dem im Bild 3.6 dargestellten Rotor mit radialen Kammern (vaned wheel) gelangen auch hohlkegelförmige und hohlzylindrische Becherzerstäuber mit Flüssigkeitsaufgabe an die Innenwand (cup-type disc atomizer) und – in industriellen Anwendungen allerdings selten – glatte Scheiben (disc atomizer) zum Einsatz: [42]. In pneumatischen Fliehkraftzerstäubern wird im Bereich der Flüssigkeitsablösung zur Unterstützung der Zerstäubung Luft oder ein anderes Gas eingeblasen. Infolge der gegenüber den Druckdüsen geringen Verstopfungsgefahr werden Fliehkraftzerstäuber bevorzugt für die Zerstäubung von Emulsionen und von Suspensionen eingesetzt.

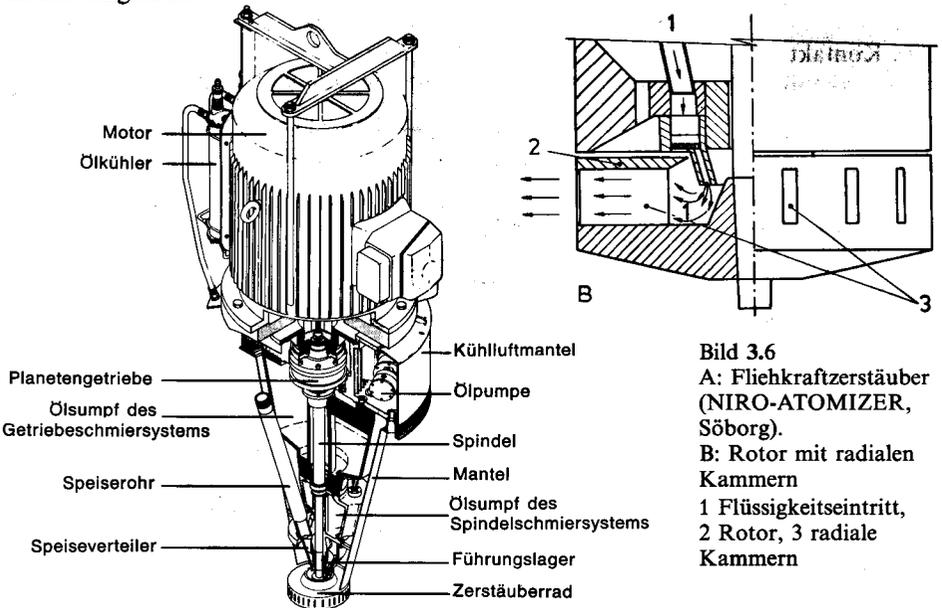


Bild 3.6
 A: Fliehkraftzerstäuber (NIRO-ATOMIZER, Söborg).
 B: Rotor mit radialen Kammern
 1 Flüssigkeitseintritt,
 2 Rotor, 3 radiale Kammern

Das Bild 3.7 zeigt das Ablösen der Flüssigkeit von einer rotierenden Scheibe. Je nach Volumenstrom, dynamischer Viskosität, Oberflächenspannung und Dichte der Flüssigkeit ergeben sich bei konstantem Scheibendurchmesser und konstanter Scheibendrehzahl unterschiedliche Ablösungsformen. Unter der Voraussetzung konstanter Stoffwerte sind mit zunehmendem Volumenstrom der Reihe nach Tropfenablösung, Fadenablösung und Lamellenablösung zu beobachten.

Bei der Tropfenablösung (direct droplet formation) entstehen am Scheibenrand zunächst große Muttertropfen, von denen sich dann kleine Satellitentropfchen ablösen. Die Tropfengrößenverteilung ist deshalb bei dieser – vorwiegend durch Zähigkeitsverteilung- und Oberflächenspannungskräfte bestimmten – Ablösungsform durch zwei dominante Tropfengrößen gekennzeichnet. Sie läßt sich durch zwei überlagerte N-Verteilungen annähern.

Bei der Fadenablösung (ligament formation) sind zusätzlich auch Trägheits- und Strömungskräfte von Bedeutung. Diese Ablösungsform wird angestrebt, da sie zur engsten Tropfengrößenverteilung führt. Wie das Bild 3.7 verdeutlicht, zerfallen die einzelnen Flüssigkeitsfäden erst nach einem gewissen Abstand vom Scheibenrand in Tropfen recht ähnlicher Größe. Die bei Fadenablösung entstehende Tropfengrößenverteilung läßt sich als LN- oder RRSB-Verteilung gut beschreiben.

Im Bereich der Lamellenablösung (sheet formation) lösen sich ganze Flüssigkeitslamellen vom Rotor. Diese zerfallen anschließend nach den bei den Düsen mit Lamellenzerfall bereits beschriebenen Mechanismen. Die Lamellenablösung führt zu breiten Tropfengrößenverteilungen. Deshalb ist dieser Betriebszustand eines Fliehkraftzerstäubers unerwünscht.

Beziehungen zur Berechnung der sich jeweils einstellenden Ablösungsform können für rotierende Scheiben der umfassenden Darstellung von Mehrhardt und Brauer [44] entnommen werden.

Auch bezüglich der sich einstellenden Tropfengrößen und Tropfengrößenverteilungen sind für Fliehkraftzerstäuber mit glatten Scheiben theoretisch begründete

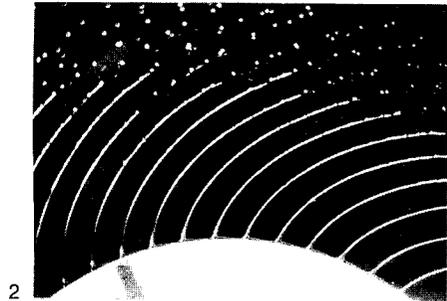
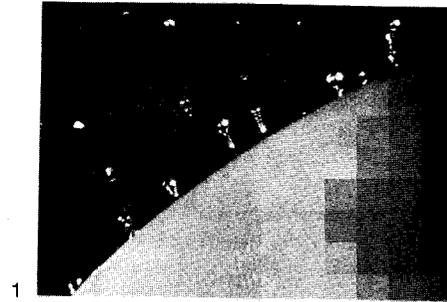


Bild 3.7
Ablösungsformen an rotierender Scheibe
1: Tropfenablösung, 2: Fadenablösung,
3: Lamellenablösung (aus [10])

Berechnungsgleichungen vorhanden [44], [73], während man bei den für die Praxis interessanteren Becherzerstäubern und Rotoren mit Kammern noch auf empirische Gleichungen [42], [229] oder Herstellerangaben angewiesen ist. In [10] findet man eine ausführliche Darstellung zu den Grundlagen der Fliehkraftzerstäubung.

3.4.4 Auswahl und Explosionsschutz

Als erste Orientierung für die Wahl eines bestimmten Zerstäubertyps sind in der Tab. 3.2 einige Anhaltswerte, Eigenschaften und Einsatzgebiete der vorgestellten Zerstäuber zusammengestellt. Falls mit Druckzerstäubern fein zerstäubt werden muß, verwendet man anstelle einer Düse besser mehrere parallel geschaltete Düsen mit entsprechend kleinerem Düsendurchmesser. In [42] wird die Auswahl von Zerstäubern im Hinblick auf die Anwendung in Sprühtrocknern ausführlich behandelt.

Nebst den in den vorangegangenen Abschnitten vorgestellten Zerstäubern werden für hohe Volumenströme und größere Tropfen auch Brausen (durchströmte ebene oder konvexe Lochbleche) eingesetzt. Zerstäubt wird auch mit Desintegratoren. Diese sind ähnlich aufgebaut wie die im Kap. 2 erwähnten Schlagstiftmühlen: Die Stiftkränze des Rotors bewegen sich zwischen den Stiftkränzen des Stators. Die durch den Stator im Zentrum zugeführte Flüssigkeit wird von den Stiften erfasst und zerteilt. Die sich dabei ergebende intensive Wechselwirkung zwischen Gas und Flüssigkeit ist zur Entstaubung und für Wärme- und Stofftransportprozesse vorteilhaft. Zur Zerstäubung von Flüssigkeiten sehr hoher Zähigkeit wurden Walzenzerstäuber mit gegenläufigen Walzen vorgeschlagen [228]. Die für die Metallzerstäubung verwendeten Zerstäuber und weitere Sonderzerstäuber werden in [217] erörtert.

Bei der Zerstäubung brennbarer Produkte ist große Vorsicht geboten, da dank der großen Oberfläche und dem guten Stofftransport (hohe Relativgeschwindigkeit zwischen Tropfen und Gasphase!) ideale Voraussetzungen für das Entstehen von Explosionen gegeben sind. Das Zerteilen der Flüssigkeit bedeutete ein laufendes Trennen von Ladungen. Dadurch können gefährliche elektrostatische Aufladungen entstehen [230]. Deren Entladung kann explosionsfähige Gas-Flüssigkeitsgemische zünden. Insbesondere bei der Zerstäubung elektrisch schwach leitender, organischer Flüssigkeiten ist größte Vorsicht geboten. Als Schutzmaßnahmen können sich neben der elektrischen Verbindung und Erdung sämtlicher Anlagekomponenten je nach Fall Explosionsunterdrückung (automatisches Löschesystem), Explosionsdruckentlastungen und/oder eine Reduktion des Sauerstoffgehalts durch Inertisierung (Stickstoff, auch Rauchgase und Kohlendioxid) aufdrängen (s. Abschn. 2.3). Bei der Sprühtrocknung ist zu beachten, daß die Trocknungsgastemperatur genügend weit unter der Zersetzungstemperatur des Produkts liegt. Näheres in [3] u. [21].

3.5 Tropfengrößenverteilung und Oberfläche

In technischen Zerstäubern entstehen keine Tropfen gleicher Größe sondern je nach Zerstäubertyp und Stoffwerten der Flüssigkeit mehr oder weniger breite Tropfengrößenverteilungen. Sie können im allgemeinen mit den uns aus dem Kap. 1 bekannten logarithmischen Normalverteilungen oder der RRSB-Verteilung hinrei-

Tabelle 3.2 Eigenschaften und Einsatzbereiche wichtiger Zerstäuber

	Massenstrom [kg/s]	Tropfengröße [mm]	Überdruck [bar]	wesentliche Merkmale	Anwendungsbeispiele in der Verfahrenstechnik
Druckdüsen				Volumenstrom konstant, dynamische Viskosität unter ca. 0,05 bar, Druckpumpen nötig	
Düsen mit Strahlzerfall Vollkegeldüsen	0,005 ... 100	0,2 ... 1	0,1 ... 20	breite Tropfengrößenverteilung	Flüssigkeitsaufgabe Einspritzkondensatoren, Gegenstromsprühtrocknung
Düsen mit Lamellenzerfall				engere Tropfengrößenverteilung	Einspritzkondensatoren, Stofftransportprozesse
Hohlkegeldüsen mit tangentialem Einlauf	0,005 ... 100	0,05 ... 1	0,1 ... 10	geringer Energiebedarf	Stofftransport im Gegenstrom Sprühtrocknung, Absorption, Luftbefeuchtung
Axialhohlkegeldüsen	0,002 ... 5	0,05 ... 0,5	0,2 ... 30	große Verstopfungsgefahr	Brennstoffzerstäubung, Sprühtrocknung, Absorption, Luftbefeuchtung
Fächerstrahldüsen Flachstrahldüsen	0,001 ... 15	0,05 ... 1	0,1 ... 10 ... 200		Beschichten, Reinigen fester Flächen
Zungendüsen	0,02 ... 2,5		0,1 ... 10	besondere Ein-/Austrittsanordnung	Schaumzerstörung
Pneumatische Düsen	0,0001 ... 0,2	0,01 ... 0,3	0 ... 4	enge Tropfengrößenverteilung, auch für höhere Zähigkeiten, Volumenstrom variabel, geringer Verschleiß, hohe Druckluftkosten, keine Druckpumpen	Sprühtrocknung, Bahnbefeuchtung, Emulsions- und Suspensionszerstäubung möglich
Flichkraftzerstäuber	0,0004 ... 1,5	0,02 ... 1		nur im Fadenablösungsbereich enge Tropfengrößenverteilung, Volumenstrom variabel, geringer Verschleiß, mit zusätzlichem Druckgas auch hohe Zähigkeit;	Sprühtrocknung, auch Emulsions- und Suspensionszerstäubung
Scheibenzerstäuber Becherzerstäuber Rotor mit radialen Kammern				theoretisch gut untersucht, hoher Schlupf; große Tropfen; kleine Tropfen;	geringe praktische Bedeutung

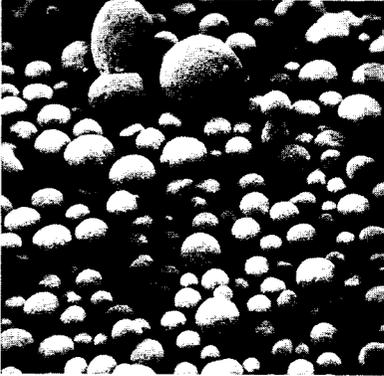


Bild 3.8

Nach der Zerstäubung mit einer Axialhohlkegeldüse sprühgetrocknetes, organisches Produkt. Maximale Korngröße: 0,3 mm, minimale Korngröße 0,05 mm (CIBA-GEIGY, Basel)

chend genau beschrieben werden. Das Bild 3.8 vermittelt am Beispiel eines sprühgetrockneten Produkts einen Eindruck einer mit einer Axialhohlkegeldüse erreichbaren Tropfengrößenverteilung. Auf zwei Besonderheiten der Tropfengrößenverteilungen, nämlich die maximale Tropfengröße und die Koaleszenz der Tropfen, muß allerdings noch eingegangen werden.

Da sich die Flüssigkeitstropfen in einem Gas bewegen, können sie infolge der auf sie wirkenden Strömungskräfte nicht beliebig groß werden. Zum Glück, sonst wäre ein so alltägliches Geschehen wie das Regnen nicht mehr ganz so harmlos. Die Tropfen zerfallen, wenn die mit der Gasdichte, der Relativgeschwindigkeit zwischen dem Tropfen und dem umgebenden Gas und der Tropfengröße gebildete Weberzahl

$$We_{\text{rel}} = \frac{\rho_g w_{\text{rel}}^2 d_p}{\sigma_A} \quad (3.37)$$

den Wert 8 übersteigt [226].

Wie wir noch sehen werden, weisen Teilchen unterschiedlicher Größe verschiedene Sinkgeschwindigkeiten auf. Da auch die durch Zerstäubung entstehenden Tropfen nicht gleich groß sind, sinken die kleinen langsamer als die großen. Im Sprühnebel (Tropfenschwarm) kommt es deshalb zur Berührung einzelner Tropfen. Die sich berührenden Tropfen vereinigen sich zu größeren Tropfen. Durch diese Koaleszenz der Tropfen wird die ursprüngliche Tropfengrößenverteilung verändert: die Häufigkeit größerer Tropfen nimmt zu, jene der kleineren ab.

Die Messung der Tropfengrößen kann mit den in Kap. 1 erörterten Methoden erfolgen. Heute werden im allgemeinen die Laser-Beugungsmethode und die Laser-Phasen-Doppelmethode eingesetzt. Die letztere hat den Vorteil, daß neben der Größe auch die Geschwindigkeit der Tropfen gemessen werden kann [227].

Auch zur Berechnung der Oberfläche der entstehenden Tropfengrößenverteilung können wir die Ergebnisse des Kap. 1 sinngemäß übernehmen. Offen ist dabei zunächst die Sphärizität der Tropfen. Unter der Wirkung der über die Tropfenoberfläche veränderlichen Druck- und Reibungskräfte werden die ohne diese Kräfte kugelförmigen Tropfen deformiert. Diese Deformation ist jedoch bis zu Werten der nach (3.37) definierten Weberzahl von 3 so gering, daß ihr Einfluß auf die Oberfläche der Teilchen keine Rolle spielt. Auch für Weberzahlen bis nahe an die Zerfallsgrenze kann die Sphärizität näherungsweise als 1 angenommen werden. Da die Tropfengrößenverteilung meist ohnehin nicht sehr genau bekannt ist und weil die großen Tropfen zur Oberfläche der ganzen Verteilung nur wenig beitragen, genügt im allgemeinen die Oberflächenberechnung mit der Annahme kugelförmiger Tropfen (Sphärizität = 1).

4 Mechanische Trennverfahren

Das Trennen von Gemischen gehört zu den wichtigsten Aufgaben der Verfahrenstechnik. Mit mechanischen Mitteln läßt sich nur ein Teil der Gemische trennen. So läßt sich etwa Sand aus Wasser durch Filtration oder Sedimentation abtrennen. Dagegen gelingt es nicht, Meerwasser durch ein gewöhnliches Filter, ein Absetzbecken oder eine Zentrifuge zu entsalzen.

Wir müssen zunächst abklären, welche Gemische sich mechanisch trennen lassen. Das sandhaltige Wasser besteht aus zwei Phasen („Phasen“ sind Bereiche eines Systems, in denen sich seine Eigenschaften wie Dichte, Viskosität usw. räumlich nicht ändern). Das Salzwasser ist dagegen einphasig. Was wir an diesen zwei Beispielen festgestellt haben, gilt ganz allgemein: Mit Mechanischen Trennverfahren (mechanical separation processes) können nur Mischungen getrennt werden, die aus zwei oder mehreren Phasen bestehen. Für die Trennung einphasiger Mischungen sind aufwendigere Stofftransportprozesse (diffusional operations, Thermische Trennverfahren) wie Destillation, Rektifikation, Absorption, Sorption usw. nötig. Sie werden in [91] behandelt. Die mechanisch trennbaren Mischungen haben wir mit der Tab. 1.1 bei der Besprechung der dispersen Systeme bereits kennengelernt. Die Mechanischen Trennverfahren ermöglichen im wesentlichen das Abtrennen flüssiger und/oder fester Teilchen aus Gasen und Flüssigkeiten. Mechanische Trennverfahren können aber auch der Aufteilung der dispersen Phase in gröbere und feinere (Klassieren) oder schwerere und leichtere (Sortieren) Fraktionen dienen.

Die Tab. 4.1 zeigt, welche Gemische mit den wichtigsten Mechanischen Trennverfahren getrennt werden können. Hier ist allerdings anzumerken, daß die mechanische Abtrennung oft nur zum Teil gelingt. Das in einer Zentrifuge mechanisch aus der Salzlösung abgetrennte Kochsalz ist beispielsweise noch immer oberflächenfeucht. Erst durch Trocknen können die letzten Flüssigkeitsreste entfernt werden. Dieser in [91] ausführlich dargestellte Stofftransportprozess ist leider sehr energieaufwendig. Auch die mechanische Tropfenabscheidung ist nicht vollkommen. Auch wenn mit mechanischen Mitteln keine vollständige Trennung erreicht werden kann, ist man

Tabelle 4.1 Mit Mechanischen Trennverfahren zu trennende Gemische

Gemisch (Tab. 1.1)	Filtration	Filter- zentrifuge	Sedimentation	Sedimentier- zentrifuge	Zyklonab- scheider
Nebel			*		*
Rauch	*		*		*
Blasenschwarm			*	*	
Emulsion			*	*	
Suspension	*	*	*	*	*

deshalb doch bestrebt, die mechanische Trennung vor der Nachtrennung durch Stofftransportprozesse möglichst weit zu treiben.

Bei der Behandlung der Sedimentation werden wir kurz auf einige Möglichkeiten zur Klassierung von Feststoffen mit unterschiedlichen Sichtern eingehen. Ein weiteres wichtiges Verfahren für das Klassieren fester Teilchen ist das Sieben (screening). Die Siebmaschinen weisen meist ebene Siebe auf, die durch Unwuchtantriebe bewegt werden. Daneben werden auch rotierende Siebtrommeln verwendet. Der auf die Siebfläche bezogene Feststoffdurchsatz hängt von der Siebmaschenweite ab. Bei Maschenweiten von 5 mm werden je nach Siebart Feststoffmassenstromdichten von etwa 2 bis 10 kg/m²s erreicht. Neuere Konstruktionen erreichen sogar Werte über 50 kg/m²s [231]. Bei kleineren Maschenweiten ist mit geringeren, bei größeren Maschenweiten mit höheren Durchsätzen zu rechnen. Die für die Feinsiebung im Korngrößenbereich von ca. 0,05 mm bis 2 mm, die Mittelfeinsiebung im Bereich 2 mm bis 40 mm und die Grobsiebung über 40 mm üblichen Siebmaschinen werden in [53], [77] u. [232] beschrieben. Man findet dort auch einige grundsätzliche Überlegungen zur Siebklassierung.

4.1 Filtrieren

Dem Filtrieren begegnen wir im Alltag z. B. bei der Herstellung von Gelee aus gekochten Früchten oder dem „Absieben“ von Teeblättern. Es ist auch allgemein bekannt, daß das durch Kies- und Sandböden aus Grundwasser sickende Wasser in diesen erstaunlich gut filtriert wird. Diese drei Beispiele vertreten je eine grundsätzlich andere Art der Filtration. Wir unterscheiden nämlich zwischen der Kuchenfiltration (cake filtration), der Siebfiltration (sieving filtration) und der Tiefenfiltration (deep-bed filtration). Bei der für die Verfahrenstechnik wichtigsten Kuchenfiltration bildet der Feststoff über dem Filtermittel – wie der feste Rückstand bei der Geleherstellung – eine poröse Schicht, deren Dicke zeitlich zunimmt: Bild 4.1. Sie wird als Filterkuchen bezeichnet. Nach einer Anlaufphase übernimmt der Filterkuchen die eigentliche Abtrennung der Teilchen vom Feststoff.

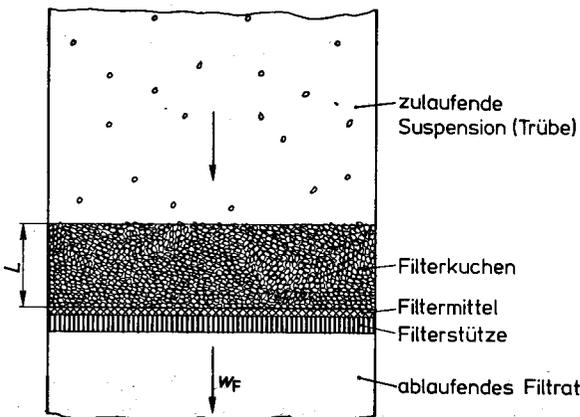


Bild 4.1
Prinzip der Kuchenfiltration

Wenn ein unbeladenes Filtermittel von einer Suspension angeströmt wird, werden die größeren Teilchen durch die Maschen oder Poren des Filtermittels zurückgehalten. Die Funktion des Filtermittels entspricht deshalb in der Anfangsphase jener des Teesiebs in unserem Beispiel. Diese Art der Filtration, die Siebfiltration, ist nicht nur für die Bildung der ersten Kuchenschicht einer Kuchenfiltration oder das Zurückhalten grober Teilchen interessant. Sie hat in jüngerer Zeit in der Form der Mikro- und Ultrafiltration mit Membranen zur Abscheidung feinsten Teilchen stark an Bedeutung gewonnen. Wir werden darauf im Abschn. 4.1.2 zurückkommen.

Das eingangs erwähnte Beispiel der Wasserreinigung in Sand- und Kiesschichten gehört schließlich zur Feststoffabscheidung durch Tiefenfiltration. Bei dieser werden die Teilchen im Innern des Filtermittels festgehalten. Diese für die Abtrennung sehr geringe Anteile feinsten Feststoffe geeignete Filtrationsart wird im Abschn. 4.1.3 erörtert.

In der verfahrenstechnischen Produktion gilt es, Feststoffe aus Flüssigkeiten zu trennen. Wir behandeln deshalb vorerst das Filtrieren von Suspensionen. Da die daran erarbeiteten Grundlagen zumindest teilweise auch auf die Filtration von Rauch übertragbar sind, werden wir an Stelle des Begriffs „Flüssigkeit“ den Flüssigkeiten und Gase umfassenden Begriff „Fluid“ verwenden. Die Besonderheiten der Filtration von Rauch (Gasfiltration) werden wir im Abschn. 4.1.4 aufzeigen.

4.1.1 Kuchenfiltration

Alle Apparate zur Kuchenfiltration arbeiten nach dem Prinzip des Bildes 4.1. Die dem Filter zulaufende Suspension oder die Trübe (slurry, feed suspension) wird zunächst durch das Filtermittel (filter medium) und anschließend durch den Kuchen selbst getrennt. Das durch den Filterkuchen (cake) tretende Filtrat (filtrate) enthält i.allg. nur noch sehr wenig oder überhaupt keinen Feststoff mehr. Das Durchströmen des Filterkuchens und des Filtermittels kann mit erheblichen Druckverlusten verbunden sein. Die dadurch bedingten Druckkräfte sind durch die Filterstütze (filter support) zu übernehmen.

Als Filtermittel für die Kuchenfiltration gelangen hauptsächlich Metall- und spezielle Textilgewebe [233], [234], Filze [235] sowie Sinterschichten und Membranen aus metallischen, keramischen und polymeren Werkstoffen [30, 236, 237, 238 u. 239] zum Einsatz. In [57] u. [72] sind die Eigenschaften der verschiedenen Filtermittel einschließlich des Druckverlusts und ihrer Anwendungsbereiche zusammenfassend dargestellt. Soweit der Druckverlust von Filtermitteln nicht Herstellerangaben entnommen werden kann, ist er zu messen. Zur Vermeidung unnötig hoher Druckverluste im Filtermittel wird seine Porengröße oder Maschenweite i.allg. größer als die feinsten noch abzuschheidenden Teilchen der Suspension gewählt. Das Filtrat läuft dann zu Beginn des Filtrationsvorgangs noch etwas trüb und wird in den Suspensionsvorratsbehälter zurückgepumpt. Sobald das Filtermittel mit einer ersten Teilchenschicht bedeckt ist, übernimmt der Filterkuchen das Zurückhalten des Feststoffs. Nur wenn das Trüblaufen zu Beginn der Filtration nicht statthaft ist, wird man die Porengröße des Filtermittels kleiner als die feinsten Teilchen der Suspension wählen.

Zur Verhinderung des Verstopfens des Filtermittels werden vor der Filtration oft Schichten sogenannter Filterhilfsmittel (filter aids) angeschwemmt. Es handelt sich bei diesen vornehmlich um Kieselgur (diatomite), Perlite und Zellstoffe mit

Korngrößen zwischen 0,001 mm und 0,05 mm. Aber auch Asche, Aktivkohle und Kunststoffpulver werden als Filterhilfsmittel verwendet. Die Filterhilfsmittel bilden über dem Filtermittel eine poröse, gut durchlässige Anschwemmsschicht (precoat filtration). Solche Anschwemmsschichten sind i.allg. nur wenige Millimeter dick. Falls eine eigentliche Tiefenfiltration in der Anschwemmsschicht erwünscht ist, muß sie entsprechend dicker gewählt werden. Zur Filtration von Suspensionen mit Feststoffen, die zum Verstopfen des Filterkuchens führen, können dieser ebenfalls Filterhilfsmittel beidosiert werden. Im Filterkuchen ist dann allerdings nebst dem abzutrennenden Feststoff der Suspension auch das vorher zudosierte Filterhilfsmittel enthalten und muß unter Umständen wieder abgetrennt werden. Interessant ist der Einsatz von Filterhilfsmitteln vor allem für die Klärfiltration, bei der es um die Gewinnung eines möglichst reinen Filtrats aus Suspensionen mit kleiner Feststoffbelastung geht (z. B. Reinigung von Getränken). Näheres zur Filtration mit Filterhilfsmitteln in [30, 57, 72, 240 bis 242].

Wir werden noch sehen, daß die Abscheidung feiner Teilchen besonders schwierig ist. Man versucht deshalb, Teilchen mit Größen unter etwa 0,005 mm zu größeren Agglomeraten zu vereinen. Wir werden auf diesen als **Flockung** bezeichneten Vorgang bei der Behandlung der Sedimentation eingehen.

4.1.1.1 Inkompressibler Kuchen

Wir wollen im folgenden den Verlauf einer Kuchenfiltration mit inkompressiblem Kuchen berechnen. Dazu müssen wir zunächst den Filtrationsstrom ermitteln, der sich bei einem bestimmten Überdruck und einer bestimmten Kuchendicke einstellt. Dann müssen wir herausfinden, wie der Kuchen während der Filtration anwächst. Mit diesen Grundlagen sind wir dann in der Lage, den zeitlichen Verlauf der Kuchenfiltration für unterschiedliche Betriebsarten anzugehen.

Laminare Strömung durch Filterkuchen Die Strömung in den Poren eines Filterkuchens ist i.allg. laminar. Auch bei der Filtration von Rauch genügt es i.allg., das Fluid als inkompressibel anzunehmen. Wir setzen weiter voraus, daß sich der Feststoff nur an der Oberfläche des Filterkuchens ablagert. Das ist bei Feststoffteilchen gleicher Größe sicher ohne weiteres der Fall. Sobald die Teilchengrößenverteilung so breit wird, daß die feinsten Teilchen in die Lücken zwischen den größten eindringen können, stoßen wir an die Grenze unserer Vernachlässigung jeglicher Tiefenfiltration. Die Annahmen eines inkompressiblen Filterkuchens und einer auf die Kuchenoberfläche beschränkten Feststoffabscheidung bedeuten, daß sich die Porosität des Filterkuchens während der Filtration nicht ändert.

Der Druckverlust in einem durchströmten Filterkuchen der Dicke L läßt sich analog zum Druckverlust einer Kanalströmung (Gl. (3.17)) aus dem hydraulischen Durchmesser des Kuchens d_h , der mittleren Geschwindigkeit des Fluids in den Lücken des Kuchens w_F^* , dem Widerstandswert c_f^* und der Dichte des Fluids ρ_F bestimmen:

$$\Delta p_K = c_f^* (\rho_F / 2) w_F^{*2} (L / d_h) \quad (4.1)$$

Die Geschwindigkeit in den Lücken des Kuchens ersetzen wir durch die einfacher zu bestimmende mittlere Geschwindigkeit des Fluids w_F im leeren Anströmquerschnitt (Bild 4.1):

$$w_F^* = w_F / \varepsilon \quad (4.2)$$

Der hydraulische Durchmesser des Filterkuchens ist keine sehr anschauliche Größe. Wir ersetzen ihn deshalb mit Hilfe der Gl. (1.66) durch den gleichwertigen Kugeldurchmesser der Teilchen des Filterkuchens. Durch Einführen der Beziehungen (4.2) und (1.66) in (4.1) und Einbeziehen des dabei entstehenden Zahlenfaktors in den Widerstandsbeiwert erhalten wir die folgende Gleichung für den Druckverlust im Filterkuchen beziehungsweise einer beliebigen durchströmten Schüttung:

$$\Delta p_K = \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} c_f \varrho_F w_F^2 \frac{L}{d_{32}} \quad (4.3)$$

In Analogie zu durchströmten Kanälen ist die Reynoldszahl mit der Geschwindigkeit in den Lücken des Filterkuchens und seinem hydraulischen Durchmesser zu bilden:

$$Re^* = w_F^* \varrho_F d_h / \eta_F \quad (4.4)$$

Auch hier ersetzen wir mit der Gl. (4.2) die Geschwindigkeit im Lückenraum durch jene des Filtrats im leeren Anströmquerschnitt und mit der Gl. (1.66) den hydraulischen Durchmesser des Kuchens durch seinen gleichwertigen Kugeldurchmesser. Dies liefert nach Weglassen von Zahlenfaktoren die folgende, auch auf andere durchströmte Schüttungen übertragbare Reynoldszahl:

$$Re = \frac{1}{(1-\varepsilon)} \frac{w_F \varrho_F d_{32}}{\eta_F} \quad (4.5)$$

Die Strömung in Filterkuchen oder anderen Schüttungen ist bis zu einer Reynoldszahl von etwa 10 laminar. In Analogie zur Rohrströmung ist der Widerstandsbeiwert auch bei laminar durchströmten Schüttungen der Reynoldszahl umgekehrt proportional:

$$c_f = c_1 / Re \quad (4.6)$$

Falls die Teilchen der Schüttung einigermaßen kugelförmige oder kubische Gestalt aufweisen, beträgt der Proportionalitätsfaktor etwa $c_1 = 150$. Bei starker Abweichung von kugelähnlicher Form kann er Werte von 125 bis 200 annehmen. Die mittlere, auf den leeren Querschnitt bezogene Geschwindigkeit des Fluids folgt aus dem Fluidvolumenstrom \dot{V}_F und der Filterfläche A zu:

$$w_F = \dot{V}_F / A \quad (4.7)$$

Durch Einsetzen des Widerstandsbeiwerts aus den Gln. (4.5) und (4.6) und der Fluidgeschwindigkeit aus (4.7) erhalten wir aus der Gl. (4.3) die nachstehende Beziehung (Carman-Kozeny-Gleichung) für den Druckverlust einer laminar durchströmten Schüttung:

$$\Delta p_K = \frac{(1-\varepsilon)^2 c_1}{\varepsilon^3 d_{32}^2} \eta_F L \frac{\dot{V}_F}{A} \quad (4.8)$$

Bis hierhin gelten unsere Überlegungen ganz allgemein für laminar durchströmte Schüttungen oder Festbetten. Wie von der laminaren Rohrströmung bekannt, ist der Druckverlust auch bei laminar durchströmten Schüttungen der Strömungsgeschwindigkeit und der dynamischen Viskosität des Strömungsmediums proportional. Die Gl. (4.8) zeigt weiter, daß der Druckverlust durchströmter Schüttungen mit abneh-

mender Teilchengröße stark zunimmt: das Halbieren des gleichwertigen Kugeldurchmessers der Teilchen ergibt den vierfachen Druckverlust! Wir müssen uns deshalb bei der Abtrennung feiner Teilchen durch Kuchenfiltration mit entsprechend kleinen Volumenströmen abfinden.

Schließlich können wir der Gl. (4.8) die starke Abhängigkeit des Druckverlusts durchströmter Schüttungen von ihrer – im voraus meist nicht sehr genau bekannten – Porosität entnehmen: Bild 4.2. Zufällig geschüttete Kugeln gleicher Größe ergeben

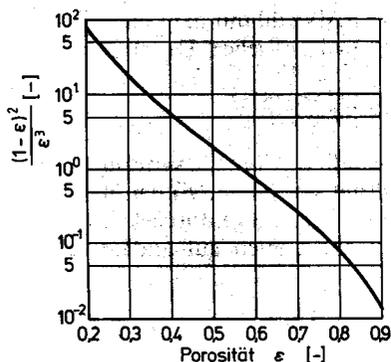


Bild 4.2 Abhängigkeit des Druckverlusts laminar durchströmter Schüttungen von der Porosität

beispielsweise Porositäten von $0,37 \pm 0,04$ [243]. Die Gl. (4.8) liefert dafür bei sonst gleichen Werten Abweichungen des Druckverlusts vom Wert für $\epsilon = 0,37$ von + 59 % für $\epsilon = 0,33$ und von - 36 % für $\epsilon = 0,41$! Die dichteste Kugelpackung (rhomboedrische Anordnung) ergäbe mit einer Porosität von 0,259 sogar einen um den Faktor 4,03 größeren Druckverlust; die lockerste Kugelpackung (kubische Anordnung) mit $\epsilon = 0,477$ einen um den Faktor 0,322 kleineren Druckverlust. Mit der nie exakt voraussagbaren Anordnung der Teilchen im Filterkuchen wird also eine erhebliche Unsicherheit in die rechnerische Erfassung von Filtrationsvorgängen getragen. Die Porosität von Filterkuchen ist i.allg. durch einen Laborversuch zu bestimmen. Wir werden darauf im Beispiel 4.1 zurückkommen. Einige Anhaltswerte für die Porosität können der Tab. 4.2 entnommen werden.

Tabelle 4.2 Anhaltswerte für die Porosität (Kugeln, Zylinder, Granulate: ungerüttelte Schüttungen in großen Behältern)

Teilchenform, Größenverteilung	Porositätsbereich	Mittelwert
Kugeln, monodispers, mathemat. Grenzwerte	0,259 ... 0,477	0,37
Kugeln, monodispers [243]	0,33 ... 0,41	0,37
Kugeln, N-Verteilung [129]	0,33 ... 0,43	0,38
Kugeln, LN-Verteilung [128, 129]	0,25 ... 0,43	0,34
Kugeln, GGS-Verteilung [129]	0,25 ... 0,37	0,31
Zylinder ($L = d$), monodispers	0,42 ... 0,52	0,47
Granulat, monodispers	0,50 ... 0,70	0,60
Filterkuchen: Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat	0,80 ... 0,88	0,84
(Beispiele) Feldspat	0,55 ... 0,65	0,60
Calciumcarbonat	0,38 ... 0,48	0,43
Kaolin	0,33 ... 0,42	0,38
Filterhilfs- Zellstoff	0,81 ... 0,89	0,85
mittel: Kieselgur	0,78 ... 0,85	0,82

Die Bestimmung des gleichwertigen Kugeldurchmessers d_{32} nach den Ausführungen des Kap. 1 ist mit einem erheblichen Aufwand verbunden. Zudem ist die Sphärizität der Feststoffteilchen in einer Suspension oft nicht leicht zu ermitteln. Selbst wenn dies gelingt, bleibt der Koeffizient c_1 für den Widerstandsbeiwert bei starker Abweichung von der Kugelform unbekannt. Es ist deshalb zweckmäßig, alle „Unsicherheitsgrößen“ im ersten Term der Gl. (4.8) zu einer einzigen Größe, dem Filtrationswiderstand α_w , zusammenzufassen:

$$\alpha_w = \frac{(1 - \varepsilon)^2 c_1}{\varepsilon^3 d_{32}^2} \quad (4.9)$$

Dieser Filtrationswiderstand (specific cake resistance) läßt sich aus einem Laborversuch einfach bestimmen, wie wir im Beispiel 4.1 noch sehen werden.

Wenn wir auch im Filtermittel laminare Strömung voraussetzen, läßt sich der Druckverlust im Filtermittel völlig analog behandeln. Wir stellen uns dazu das Filtermittel ebenfalls als durchströmte Schüttung vor. Auch seinen Druckverlust können wir mit einem Filtrationswiderstand erfassen. Da die Dicke des Filtermittels weiter nicht interessiert, ist es aber zweckmäßig, in den Filtermittelwiderstand f_M (filter medium resistance) die Dicke des Filtermittels einzubeziehen. Der Druckverlust im Filtermittel läßt sich damit analog zur Gl. (4.8) angeben:

$$\Delta p_M = f_M \eta_F \frac{\dot{V}_F}{A} \quad (4.10)$$

Nun sind wir in der Lage, die eingangs gestellte Frage nach dem sich bei einem bestimmten Filtrationsüberdruck Δp und einer bestimmten Kuchenstärke L einstellenden Filtratvolumenstrom zu beantworten. Dazu lösen wir die aus den Gln. (4.8) bis (4.10) zu bestimmende Summe der Druckverluste (= Filtrationsüberdruck Δp) nach dem Filtratvolumenstrom auf:

$$\dot{V}_F = \frac{A \Delta p}{\eta_F (\alpha_w L + f_M)} \quad (4.11)$$

Wachstum des Filterkuchens Im Unterschied zu einer gewöhnlichen durchströmten Schüttung müssen wir beim Filterkuchen beachten, daß seine Dicke L mit der Zeit anwächst. Zur Erfassung des zeitlichen Verlaufs der Kuchenfiltration müssen wir folglich noch eine Gesetzmäßigkeit für dieses Wachsen des Filterkuchens finden. Da das Wachstum des Kuchens selbstverständlich auch durch den Feststoffgehalt der zulaufenden Suspension beeinflußt wird, ist zunächst ein Maß für den Feststoffgehalt einzuführen. Für die Filtration ist die Feststoffbeladung am zweckmäßigsten:

$$X = M_s / M_F \quad (4.12)$$

Sie ist das Verhältnis der Feststoffmasse zur Masse des reinen Fluids. $X = 0,1$ bedeutet zum Beispiel, daß in 1,1 kg Trübe 0,1 kg Feststoff und 1 kg Flüssigkeit enthalten sind. Die Beladung der Trübe bezeichnen wir als X_s , jene des Filtrats als X_a . In der Praxis sind auch andere Zusammensetzungsmaße gebräuchlich. Sie können mit [91], Tab. 1.1 ohne weiteres in die Beladung umgerechnet werden.

Da sich der Volumenstrom infolge des zunehmenden Strömungswiderstands im Filtermittel i.allg. zeitlich ändert, müssen wir uns vorerst auf einen infinitesimalen Zeit-

abschnitt dt beschränken. Die während dt auf der Kuchenoberfläche abgelagerte Feststoffmasse beträgt:

$$dM_s = \dot{V}_F \varrho_F (X_e - X_a) dt \quad (4.13)$$

Während des Zeitabschnitts dt erfährt das Feststoffvolumen des Kuchens eine Zunahme um:

$$dV_s = dM_s / \varrho_s \quad (4.14)$$

Die Zunahme des Gesamtvolumens des Kuchens folgt damit aus der Gl. (1.61) zu:

$$dV = dV_s / (1 - \varepsilon) \quad (4.15)$$

Daraus finden wir schließlich die Zunahme der Kuchendicke bei gegebenem Filterquerschnitt A :

$$dL = dV / A \quad (4.16)$$

Durch Einsetzen der Gln. (4.13) bis (4.15) in (4.16) erhalten wir die nachstehende Beziehung für die Zunahme der Filterkuchendicke während einem infinitesimalen Zeitabschnitt dt :

$$dL = \frac{\dot{V}_F \varrho_F (X_e - X_a)}{\varrho_s A (1 - \varepsilon)} dt \quad (4.17)$$

Bei Gültigkeit der getroffenen Annahmen

- laminare Strömung im Filterkuchen und im Filtermittel und
- konstante Porosität des Filterkuchens (inkompressibler Kuchen; Feststoffablagerung nur an der Kuchenoberfläche)

läßt sich der zeitliche Verlauf der Kuchenfiltration mit den Gln. (4.11) und (4.17) rechnerisch erfassen. Dazu ist allerdings eine vorherige experimentelle Bestimmung der beiden Kuchenparameter Filtrationswiderstand α_w und Porosität ε erforderlich. Der ebenfalls benötigte Filtermittelwiderstand läßt sich meist aus Herstellerangaben berechnen.

Bestimmen der Kuchenparameter Der Filtrationswiderstand kann mit einem Laborfilter nach Bild 4.1 bestimmt werden. Dazu wird i.allg. bei konstantem Differenzdruck über dem Filter filtriert. Dies kann beispielsweise durch Konstanthalten des Trübeniveaus über dem Filtermittel und Absaugen des Filtrats mit einer Vakuumpumpe erfolgen. Die zeitliche Änderung der Filtratmasse kann dabei durch laufendes Wägen der Filtratvorlage erfaßt werden. Selbstverständlich ist bei diesem Versuch für eine konstante Feststoffbeladung der Trübe zu sorgen. Für Differenzdrücke unter 1 bar genügen i.allg. auch Versuche mit einer in die Trübe getauchten Handfilterplatte (leaf test). Der Differenzdruck wird in dieser durch filtratseitiges Evakuieren erzeugt [53], [77]. Wir werden auf die Auswertung eines solchen Versuchs im Beispiel 4.1 eingehen. Für die Auswertung bei kompressiblen Kuchen sei auf das Programmpaket MVT [93] verwiesen.

Mit dem oben beschriebenen Laborversuch kann auch die Porosität des Filterkuchens bestimmt werden. Die Feststoffmasse im Filterkuchen beträgt:

$$M_s = (1 - \varepsilon) L A \varrho_s \quad (4.18)$$

Diese Feststoffmasse wurde durch die Trübe in den Kuchen transportiert. Sie muß sich deshalb (bei Vernachlässigung des Fluids im Lückenraum des Kuchens) auch aus dem Filtratvolumen und der Beladungsdifferenz berechnen lassen:

$$M_s = V_F \varrho_F (X_e - X_a) \quad (4.19)$$

Durch Gleichsetzen der Feststoffmassen der Gln. (4.18) und (4.19) finden wir die folgende Beziehung zur Berechnung der Kuchenporosität aus dem gemessenen Filtratvolumen und der gemessenen Kuchendicke:

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_F \varrho_F (X_e - X_a)}{L A \varrho_s} \quad (4.20)$$

Auch darauf werden wir im Beispiel 4.1 zurückkommen.

Zeitlicher Verlauf der Filtration Je nach der Erzeugung des für die Filtration erforderlichen Überdrucks lassen sich unterschiedliche Betriebsarten unterscheiden. Falls volumetrisch fördernde Pumpen eingesetzt werden, ergibt sich ein Betrieb mit annähernd konstantem Volumenstrom (constant rate filtration). Wenn der nötige Differenzdruck durch Vakuum und/oder hydrostatischen Druck (Vorlage über Filter) erzeugt wird, erfolgt der Betrieb mit näherungsweise konstantem Überdruck (constant pressure filtration). Diese Betriebsarten können oft mit den Grenzfällen konstanten Volumenstroms oder konstanten Überdrucks angenähert erfaßt werden. Beim Einsatz von Radialpumpen sind während der Filtration weder der Volumenstrom noch der Überdruck konstant. Hier ist die Abhängigkeit des Überdrucks vom Volumenstrom zu beachten. Im Paket MVT [93] sind alle Fälle programmiert.

Betrieb mit konstantem Volumenstrom Für konstanten Volumenstrom können wir die zeitliche Abhängigkeit der Kuchendicke unmittelbar aus der Gl. (4.17) berechnen. Die Integration liefert für die Anfangskuchendicke Null ($L = 0$ für $t = 0$) eine zeitlich lineare Zunahme der Kuchendicke:

$$L = \frac{\dot{V}_F \varrho_F (X_e - X_a)}{\varrho_s A (1 - \varepsilon)} t \quad (4.21)$$

Den Gesamtdruckverlust erhalten wir durch Einsetzen der Kuchendicke aus (4.21) in (4.11) zu:

$$\Delta p = (\dot{V}_F / A) \eta_F \left[\alpha_w \frac{\dot{V}_F \varrho_F (X_e - X_a)}{\varrho_s A (1 - \varepsilon)} t + f_M \right] \quad (4.22)$$

Wir erkennen daraus, daß der Druckverlust bei vernachlässigbarem Filtermittelwiderstand proportional der Zeit und proportional dem Quadrat des Volumenstroms (beziehungsweise der Anströmgeschwindigkeit) zunimmt. Die Pumpleistung ($\dot{V}_F \Delta p$) nimmt damit sogar mit der dritten Potenz des Volumenstroms zu. Das Filtratvolumen ist in diesem einfachen Grenzfall das Produkt aus Filtratvolumenstrom und Filtrationszeit:

$$V_F = \dot{V}_F t \quad (4.23)$$

Das Bild 4.3 zeigt den aus diesen Beziehungen berechneten zeitlichen Verlauf der Kuchendicke, des Gesamtdruckverlusts und des Filtratvolumens an einem Beispiel.

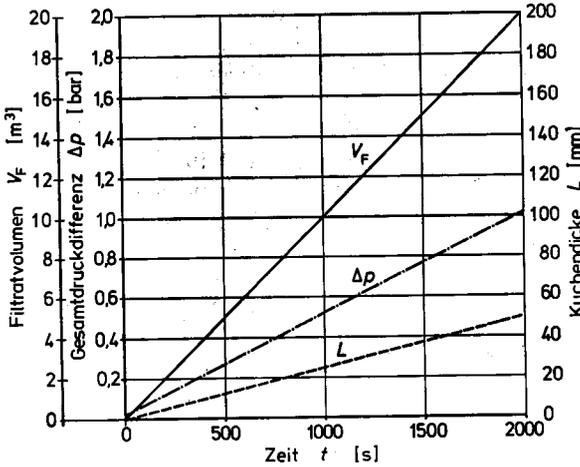


Bild 4.3
 Verlauf der Filtration bei konstantem Volumenstrom für folgendes Zahlenbeispiel:
 $\dot{V}_F = 0,01 \text{ m}^3/\text{s}$, $\varepsilon = 0,6$,
 $\alpha_w = 10^{12} \text{ 1/m}^2$, $f_M = 10^9 \text{ 1/m}$, $\rho_s = 2000 \text{ kg/m}^3$,
 $\rho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$,
 $\eta_F = 0,001 \text{ Pas}$, $X_e = 0,01$,
 $X_a = 0$, $A = 5 \text{ m}^2$

Man erkennt daraus die lineare Zunahme von Kuchendicke und Filtratvolumen. Der Gesamtdruckverlust nimmt nach einer kurzen Anlaufphase, in der sich der Strömungswiderstand im Filtermittel noch auswirkt, ebenfalls linear zu. Wir erkennen daraus, daß sich bei volumetrisch fördernden Pumpen je nach dem Filtrationswiderstand des Kuchens für das Filter gefährlich hohe Drücke aufbauen können.

Betrieb mit konstanter Druckdifferenz In diesem für die Praxis wichtigeren Grenzfall ist der zeitlich veränderliche Filtratvolumenstrom aus der Gl. (4.11) in die Differentialgleichung (4.17) für die Kuchendicke einzusetzen. Die Variablentrennung und Integration für eine Anfangskuchendicke von Null ($L = 0$ für $t = 0$) liefert die folgende quadratische Gleichung zur Bestimmung der zeitlichen Abhängigkeit der Kuchendicke:

$$(\alpha_w/2) L^2 + f_M L = \frac{\Delta p \rho_F (X_e - X_a)}{\eta_F \rho_s (1 - \varepsilon)} t \tag{4.24}$$

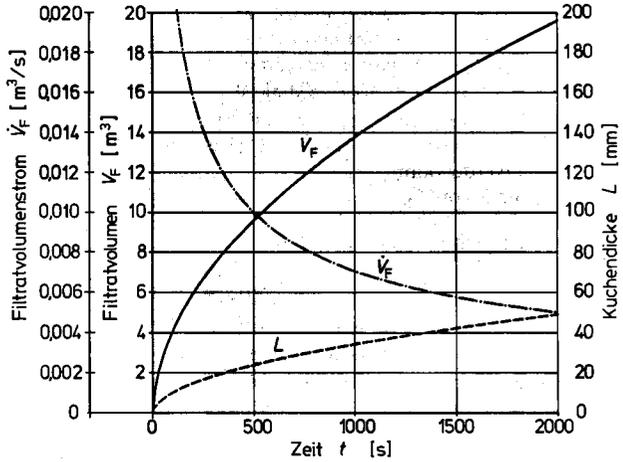
Die Zunahme der Kuchendicke verläuft nun bei vernachlässigbarem Filtermittelwiderstand der Wurzel aus der Zeit proportional. Vierfache Filtrationszeit ergibt also nur ungefähr die doppelte Kuchendicke und damit nach den Gl. (4.18) und (4.19) auch nur das doppelte Filtratvolumen. Oft ist man auch an der zur Erzielung einer bestimmten Kuchendicke erforderlichen Filtrationszeit interessiert. Diese folgt aus der Gl. (4.24) zu:

$$t = \frac{[(\alpha_w/2) L^2 + f_M L] \eta_F \rho_s (1 - \varepsilon)}{\Delta p \rho_F (X_e - X_a)} \tag{4.25}$$

Den zeitlichen Verlauf des Filtratvolumens erhalten wir durch Einsetzen von L aus der Gl. (4.24) in die Gl. (4.11). Das Filtratvolumen könnten wir daraus durch eine Integration über die Filtrationszeit finden. Wir kommen aber wesentlich einfacher ans Ziel, wenn wir den durch die Gln. (4.18) und (4.19) gegebenen Zusammenhang zwischen Kuchendicke und Filtratvolumen beachten:

$$V_F = \frac{(1 - \varepsilon) L A \rho_s}{(X_e - X_a) \rho_F} \tag{4.26}$$

Bild 4.4
Verlauf der Filtration bei konstanter Druckdifferenz für $\Delta p = 0,5$ bar und übrige Daten wie für Bild 4.3



Das Bild 4.4 illustriert an einem Beispiel den zeitlichen Verlauf der Kuchenfiltration bei konstanter Gesamtdruckdifferenz. Wir sehen daraus deutlich die rasche Abnahme des Filtratvolumenstroms mit dem entsprechend verlangsamten Kuchenwachstum und Filtratanfall. Wie wir im Beispiel 4.1 sehen werden, kann dies unter Umständen einen Abbruch der Filtration vor dem Erreichen der durch die jeweilige Filterbauart bedingten maximalen Kuchendicke rechtfertigen.

Beispiel 4.1 Aus Wasser (Dichte = 1000 kg/m^3 , dynamische Viskosität = $0,001 \text{ kg/ms}$) ist Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat (HFP, Dichte = 1510 kg/m^3) abzutrennen. Dazu ist ein absatzweise arbeitendes Druckfilter mit einer Gesamtfläche von 10 m^2 vorgesehen. Es soll mit einer konstanten Druckdifferenz von 3 bar betrieben werden. Die Feststoffabscheidung kann als vollständig angenommen werden. Für das Waschen des Filterkuchens, das Entfernen des Filterkuchens und das Reinigen des Filtermittels ist eine Kuchenbehandlungszeit von 2700 s nötig. Welcher Filtratvolumenstrom läßt sich mit diesem Filter (über eine längere Zeit) höchstens erreichen, wenn die Feststoffbeladung der Trübe 0,002 beträgt und das Filter eine maximale Kuchendicke von 30 mm zuläßt?

Der Filtermittelwiderstand und die Parameter des Filterkuchens sind aus Versuchen in einem Laborfilter nach Bild 4.1 mit einem Innendurchmesser von 150 mm zu bestimmen. Der Filtermittelwiderstand wird mittels Durchströmen mit reinem Wasser gemessen. Dabei stellt sich bei einem Überdruck von 0,1 bar ein Volumenstrom von $2,95 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ ein. Die Gl. (4.10) liefert damit einen Filtermittelwiderstand von: $f_M = \Delta p A / (\eta_F \dot{V}_F) = 0,1 \cdot 10^5 \cdot (\pi/4) \cdot 0,15^2 / (0,001 \cdot 2,95 \cdot 10^{-5}) \text{ 1/m} = 6,00 \cdot 10^9 \text{ 1/m}$.

Zur Ermittlung der Kuchenparameter wird im Laborfilter eine Suspension mit einer HFP-Beladung von 0,01 filtriert. Die Feststoffabtrennung ist vollständig. Bei einem konstanten Differenzdruck von 0,8 bar werden nach 1800 s die folgenden Werte gemessen: Kuchendicke = 24,9 mm, Filtratmasse = 9,97 kg.

Der Wassermasse von 9,97 kg entspricht ein Filtratvolumen von $9,97/1000 \text{ m}^3 = 0,00997 \text{ m}^3$. Die Porosität des Filterkuchens folgt mit den gemessenen Werten aus der Gl. (4.20) zu: $\epsilon = 1 - [0,00997 \cdot 1000 \cdot 0,01 / (0,0249 \cdot 0,01767 \cdot 1510)] = 0,850$.

Da auch der Versuch im Labor bei konstantem Überdruck erfolgt, erhalten wir den Filtrationswiderstand aus der Gl. (4.24): $\alpha_w = \Delta p q_F (X_s - X_s) 2 t / [\eta_F q_s (1 - \epsilon) L^2] - 2 \cdot f_M / L = 0,8 \cdot 10^5 \cdot 1000 \cdot 0,01 \cdot 2 \cdot 1800 / [0,001 \cdot 1510 \cdot (1 - 0,85) \cdot 0,0249^2] - 2 \cdot 6 \cdot 10^9 / 0,0249 \text{ 1/m}^2 = 2,00 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2$.

Nun können wir zur Filtration der Trübe mit einer Beladung von 0,002 im technischen Filter übergehen. Zunächst bestimmen wir die maximale Filtrationszeit. Diese wird erreicht, wenn der Filterkuchen die maximale Kuchendicke von 30 mm aufweist. Die Gl. (4.25) liefert dafür $t = [(2,00 \cdot 10^{13}/2) \cdot 0,03^2 + 6 \cdot 10^9 \cdot 0,03] \cdot 0,001 \cdot 1510 \cdot (1 - 0,85) / [3 \cdot 10^5 \cdot 1000 \cdot 0,002] \text{ s} = 3470 \text{ s}$. Das während dieser Zeit produzierte Filtratvolumen folgt aus der Gl. (4.26) zu $V_F = (1 - 0,85) \cdot 0,03 \cdot 10 \cdot 1510 / (0,002 \cdot 1000) \text{ m}^3 = 34,0 \text{ m}^3$. Da während den nächsten 2700 s keine Trübe mehr verarbeitet werden kann, ergibt sich für ein vollständiges Füllen des Filters ein mittlerer Filtratvolumenstrom von $\dot{V}_{Fm} = V_F / t_{\text{tot}} = 34,0 / (3470 + 2700) \text{ m}^3/\text{s} = 0,00551 \text{ m}^3/\text{s}$.

Wir haben bereits erkannt, daß der Filtratvolumenstrom mit zunehmender Filtrationszeit stark abnimmt (Bild 4.4). Deshalb müssen wir noch untersuchen, ob sich bei kürzeren Filtrationszeiten allenfalls ein höherer mittlerer Filtratvolumenstrom einstellt. Dazu berechnen wir mit Hilfe der Gl. (4.24) die Filterkuchendicken für einige Zwischenzeiten und bestimmen dann den mittleren Filtratvolumenstrom wie oben gezeigt. Aus den in der Tab. 4.3 zusammengestellten Ergebnissen geht hervor, daß wir bei einer Filtrationszeit von 2760 s tatsächlich einen etwas höheren mittleren Filtratvolumenstrom von $0,00555 \text{ m}^3/\text{s}$ erhalten. In diesem Beispiel ist die Abhängigkeit des mittleren Filtratvolumenstroms von der Filtrationszeit allerdings nicht sehr ausgeprägt. Man kann übrigens für vernachlässigbaren Filtermittelwiderstand leicht zeigen, daß der mittlere Filtratvolumenstrom am größten wird, wenn die Filtrationszeit der Kuchenbehandlungszeit entspricht. Hierzu sei noch beigefügt, daß die Kuchenbehandlungszeit in Wirklichkeit auch von der Kuchendicke abhängt. Diese Tatsache müßte in eine exaktere Optimierungsrechnung einbezogen werden.

Tabelle 4.3 Ergebnisse für das Beispiel 4.1
Abhängigkeit des mittleren Filtratvolumenstroms von der Filtrationszeit

Filtrationszeit [s]	Zykluszeit [s]	Kuchendicke [mm]	Filtratvolumen [m ³]	mittlerer Filtratvolumenstrom [m ³ /s]
0	2700	0	0	0
500	3200	11,21	12,70	0,00397
1000	3700	15,98	18,10	0,00489
1500	4200	19,6	22,2	0,00530
2000	4700	22,7	25,7	0,00547
2500	5200	25,4	28,8	0,005540
2760	5460	26,7	30,3	0,005547
3000	5700	27,9	31,6	0,005542
3470	6170	30,0	34,0	0,00551

Da unsere Theorie nur für laminar durchströmte Kuchen gilt, wollen wir noch überprüfen, ob die Reynoldszahl auch zu Beginn der Filtration den Wert von 10 nicht überschreitet. Dazu müssen wir mit der Gl. (4.9) den gleichwertigen Kugeldurchmesser der HFP-Teilchen abschätzen:

$$d_{32} = \sqrt{\frac{(1 - \varepsilon)^2 c_1}{\varepsilon^3 \alpha_w}} = \sqrt{\frac{(1 - 0,85)^2 \cdot 150}{0,85^3 \cdot 2,00 \cdot 10^{13}}} \text{ m} = 5,24 \cdot 10^{-7} \text{ m}$$

Aus der Gl. (4.11) folgt für $L = 0$ ein maximaler Filtratvolumenstrom zu Beginn der Filtration von $0,5 \text{ m}^3/\text{s}$. Die Gl. (4.5) liefert dafür eine maximale Reynoldszahl von $Re = (0,5/10) \cdot 1000 \cdot 5,24 \cdot 10^{-7} / [(1 - 0,85) \cdot 0,001] = 0,175$.

Betrieb mit volumenstromabhängiger Druckdifferenz Streng genommen liegt dieser allgemeine Fall (variable pressure – variable rate filtration) in jedem praktischen Filterbetrieb vor, da in den Rohrleitungen ein volumenstromabhängiger Druckverlust auftritt und weil auch volumetrisch fördernde Pumpen bei höherem Überdruck einen etwas geringeren Volumenstrom ergeben. Bei der Druckerzeugung durch Radialpumpen muß der volumenstromabhängige Überdruck stets berücksichtigt werden.

Zur Veranschaulichung der rechnerischen Erfassung des allgemeinen Falls stellen wir uns vor, daß die Trübe mit einer Kreiselpumpe aus einem Vorratsbehälter in das Filter gefördert wird. Die Pumpencharakteristik der Kreiselpumpe ist im Bild 4.5 als Kurve *a* eingezeichnet. Der Druckverlust des Filtermittels Δp_M erscheint im Bild 4.5 als Gerade *b* (laminare Strömung im Filtermittel). Die Kurve *c* gibt den über Δp_M aufgetragenen Druckverlust Δp_R in den Rohrleitungen, den Armaturen und der Filterstütze wieder. Die Differenz zwischen den Kurven *a* und *c* ist die für den Filterkuchen übrigbleibende Druckdifferenz Δp_K .

Zur Zeit $t = 0$ befindet sich noch kein Feststoff auf dem Filtermittel ($L = 0$). Der Filtratvolumenstrom ist deshalb zu Beginn der Filtration am größten: Punkt *A* im Bild 4.5. Für die weiteren Überlegungen ist es zweckmäßig, die für den Filterkuchen übrigbleibende Druckdifferenz über dem Filtratvolumenstrom aufzutragen: Kurve *d* im Bild 4.6. Im Bild 4.6 ist auch der aus Gl. (4.8) zu berechnende Druckverlust im Filterkuchen mit maximaler Dicke eingezeichnet (Gerade *e*). Im Schnittpunkt *B* entsprechen sich der zur Verfügung stehende Überdruck und der Druckverlust bei maximaler Kuchendicke. In diesem Betriebspunkt wird der Filtratvolumenstrom minimal. Die für die Filtration maßgebende Druckdifferenz wird durch den Bereich von *A* bis *B* der Kurve *d* wiedergegeben. Diese Abhängigkeit kann bereichsweise durch Geraden angenähert werden (punktiierte Geraden im Bild 4.6):

$$\Delta p_K = c_2 + c_3 \dot{V}_F \tag{4.27}$$

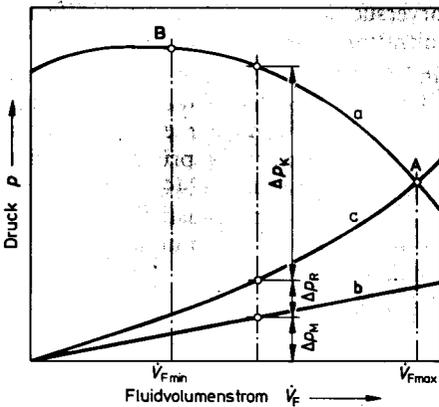


Bild 4.5 Kuchenfiltration mit Radialpumpe. *a* Pumpencharakteristik, *b* Druckverlust des Filtermittels, *c* Druckverlust im Leitungssystem (über *b* aufgetragen)

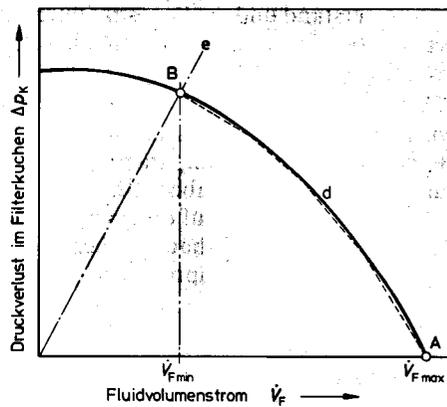


Bild 4.6 Kuchenfiltration mit Radialpumpe. *d* für den Filterkuchen zur Verfügung stehende Druckdifferenz (aus Bild 4.5). *e* Druckverlust des Filterkuchens mit der maximalen Dicke

Oft genügt bereits eine einzige Gerade. Durch Einsetzen dieser Näherung in die Gl. (4.11) und Auflösen nach \dot{V}_F erhalten wir für $f_M = 0$ (der Filtermittelwiderstand ist in der Anlagecharakteristik d des Bildes 4.6 bereits enthalten) den Filtratvolumenstrom:

$$\dot{V}_F = \frac{c_2 A}{\alpha_w \eta_F L - c_3 A} \quad (4.28)$$

Durch Einführen dieses Filtratvolumenstroms in die Differentialgleichung (4.17), Trennung der Variablen und Integration von t_1 bis t und L_1 bis L erhalten wir die folgende quadratische Gleichung zur Bestimmung der Kuchendicke L zur Zeit t :

$$[(\alpha_w/2) \eta_F] L^2 - [A c_3] L + A c_3 L_1 - (\alpha_w/2) \eta_F L_1^2 - \frac{c_2 \varrho_F (X_e - X_a) (t - t_1)}{\varrho_s (1 - \varepsilon)} = 0 \quad (4.29)$$

Für „Handrechnungen“ mit einer einzigen Näherungsgeraden und einer Anfangskuchendicke von Null sind $L_1 = 0$ und $t_1 = 0$ zu setzen. Das Filtratvolumen erhalten wir schließlich aus der Gl. (4.26).

4.1.1.2 Kompressible Kuchen

Die im vorangehenden getroffene Annahme eines inkompressiblen Kuchens ist in Wirklichkeit kaum je erfüllt. Sie kann bei vielen Stoffen zu beträchtlichen Fehlern führen. Im allgemeinen nimmt die Porosität des Filterkuchens mit zunehmender Druckdifferenz etwas ab. Wie das Bild 4.2 verdeutlicht, ist damit eine starke Zunahme des Druckverlusts im Kuchen verbunden. Falls die Druckdifferenz über dem Kuchen während der Filtration einigermaßen konstant bleibt, kann es genügen, den Filtrationswiderstand und die Porosität durch Laborversuche mit ähnlichen Druckdifferenzen wie bei der zu erfassenden technischen Filtration durchzuführen.

Die Treffsicherheit der Vorausberechnung und Optimierung technischer Filtration läßt sich aber wesentlich erhöhen, wenn die Kuchenkompressibilität berücksichtigt wird. Allerdings muß dann ein wesentlich höherer Aufwand zur experimentellen Bestimmung der Kuchenparameter in Kauf genommen werden. Ursprünglich wurden für solche Versuche Laborfilter mit porösen Kolben verwendet [244], [245]. Zogg [246] zeigte, daß man auf diesen problematischen Kolben zum „künstlichen Pressen“ des Filterkuchens durchaus verzichten kann. Für Druckdifferenzen unter 1 bar können die Parameter kompressibler Kuchen nach [256] auch mit der in [77] beschriebenen Handfilterplatte bestimmt werden.

Im Bild 4.7 sind an einem Filterkuchen aus Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat (HFP) gewonnene Meßergebnisse aufgezeichnet. Man erkennt daraus, daß der Filtrationswiderstand bei einer Steigerung des Kompressionsdrucks (durch den Strömungswiderstand verursachter Druck auf den Filterkuchen – Einzelheiten in [246]) beträchtlich zunimmt. HFP bildet allerdings einen stark kompressiblen Kuchen. Aber selbst bei dem allgemein als inkompressibel bezeichneten Filterhilfsmittel Kieselgur wurde bei einer Steigerung des Kompressionsdrucks um den Faktor 10 eine Erhöhung des Filtrationswiderstands von rund 30 % gemessen [246].

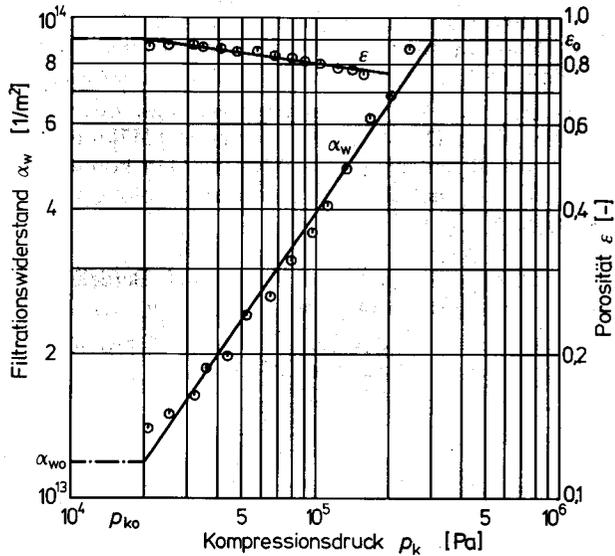


Bild 4.7

Porosität und Filtrationswiderstand eines Filterkuchens aus Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat (HFP). Messungen mit kolbenlosem Laborfilter nach [246]. Kuchenparameter: $\alpha_{w_0} = 1,19 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2$, $a = 0,747$, $\epsilon_0 = 0,898$, $e = -0,0693$, $p_{k_0} = 0,2 \text{ bar}$

Die aus Laborversuchen bestimmte Abhängigkeit der Kuchenparameter vom Kompressionsdruck muß zur Vorausberechnung des Filtrationsverlaufs in technischen Filtern durch eine möglichst einfache Gleichung angenähert werden. Im Hinblick auf die erreichbaren Meßgenauigkeiten und die im praktischen Betrieb stets auftretenden Schwankungen der Korngrößen der Feststoffe sind dafür die nachstehenden Potenzfunktionen durchaus genügend (andere Vorschläge in [248]):

$$\alpha_w = \alpha_{w_0} (p_k / p_{k_0})^a \quad (4.30)$$

$$\epsilon = \epsilon_0 (p_k / p_{k_0})^e \quad (4.31)$$

Die nach diesen Gleichungen angenäherten Verläufe des Filtrationswiderstands und der Porosität sind im Bild 4.7 als ausgezogene Geraden eingezeichnet. Mit aus der gemessenen Abhängigkeit geschätzten Werten des Grenzkompressionsdrucks p_{k_0} können die restlichen Kuchenparameter α_{w_0} , ϵ_0 , a und e durch eine Ausgleichsrechnung ermittelt werden. Entsprechende PC-Programme stehen im Paket MVT [93] zur Verfügung.

In den obersten Kuchenschichten ist der Kompressionsdruck noch gering (für $L = 0$ ist $p_k = 0$). Für sehr kleine Kompressionsdrücke liefern die Potenzansätze (4.30) und (4.31) aber unbrauchbare Werte, wie das Bild 4.7 verdeutlicht. Man rechnet deshalb bis zum Grenzkompressionsdruck p_{k_0} mit konstanten Werten des Filtrationswiderstands α_{w_0} und der Porosität ϵ_0 (strichpunktierte, horizontale Geraden im Bild 4.7). Die Beziehungen (4.30) und (4.31) werden erst für Kompressionsdrücke über dem Grenzkompressionsdruck benützt. Dies bedeutet, daß der Filterkuchen rechnerisch in eine inkompressible äußere Schicht und eine mit den Potenzansätzen (4.30) und (4.31) erfaßte kompressible innere Schicht unterteilt wird.

Die vollständigen Herleitungen der Berechnungsgleichungen für die Filtration mit kompressiblen Kuchen würde den Rahmen dieser Einführung sprengen. Man findet sie in [246] u. [247]. Im folgenden werden die Ergebnisse in der Form von Berech-

nungsanweisungen für die Grenzfälle des Betriebs mit konstantem Volumenstrom und mit konstanter Druckdifferenz wiedergegeben. Dabei wird von der Vereinfachung eines vernachlässigbaren Druckverlusts im Filtermittel ausgegangen ($f_M = 0$). Das Vorgehen für den allgemeinen Fall des Betriebs mit volumenstromabhängiger Druckdifferenz ist in [247] ausführlich erörtert. Da keine analytischen Lösungen mehr angegeben werden können, ist ein iterativer Rechnungsweg nötig. Er ist im Paket MVT [93] programmiert. Dieses enthält auch die folgenden einfacheren Grenzfälle.

Betrieb mit konstantem Volumenstrom 1. Berechnung der Dicke L_0 der inkompressiblen Außenschicht mit $\alpha_w = \alpha_{wo}$, $\Delta p = p_{ko}$ und $f_M = 0$ aus der Gl. (4.11).

2. Bestimmung der Zeit für den Aufbau dieser inkompressiblen Außenschicht t_0 mit $\varepsilon = \varepsilon_0$ und $L = L_0$ aus der Gl. (4.21).

3. Annahme einer Kuchendicke $L > L_0$.

3.1 Dafür Druckverlust im Filterkuchen aus:

$$\Delta p_K = \sqrt[1-a]{\frac{(1-a) \alpha_{wo} \eta_f \dot{V}_F}{A p_{ko}^a} (L - L_0) + p_{ko}^{1-a}} \quad (4.32)$$

3.2 Zeit bis zum Erreichen der angenommenen Kuchendicke L aus:

$$t = t_0 + \frac{q_s A}{q_F \dot{V}_F (X_c - X_a)} \left[L - L_0 - \frac{\Delta p_K^{1-a+e} - p_{ko}^{1-a+e} \varepsilon_0 A}{p_{ko}^{e-a} (1-a+e) \alpha_{wo} \eta_f \dot{V}_F} \right] \quad (4.33)$$

3.3 Filtratvolumen bis zum Erreichen der angenommenen Kuchendicke aus der Gl. (4.23).

Betrieb mit konstanter Druckdifferenz Für eine Reihe angenommener Kuchendicken L sind bei konstantem Druckverlust im Filterkuchen p_K die folgenden Rechnungen durchzuführen:

1. Bestimmung des Filtratvolumenstroms aus

$$\dot{V}_F = \frac{A (\Delta p_K^{1-a} - a p_{ko}^{1-a})}{(1-a) \alpha_{wo} p_{ko}^{-a} \eta_f L} \quad (4.34)$$

2. Berechnung der mittleren Porosität des Filterkuchens der Dicke L aus:

$$\varepsilon_m = \frac{(1-a) \varepsilon_0 p_{ko}^{-e}}{\Delta p_K^{1-a} - a p_{ko}^{1-a}} \left[p_{ko}^{1-a+e} + \frac{\Delta p_K^{1-a+e} - p_{ko}^{1-a+e}}{1-a+e} \right] \quad (4.35)$$

3. Ermittlung der Filtrationszeit bis zum Erreichen der Kuchendicke L :

$$t = \frac{(1-a) \alpha_{wo} p_{ko}^{-a} \eta_f q_s (1 - \varepsilon_m)}{2 (\Delta p_K^{1-a} - a p_{ko}^{1-a}) q_F (X_c - X_a)} L^2 \quad (4.36)$$

4. Filtratvolumen bei Erreichen der Kuchendicke L mit $\varepsilon = \varepsilon_m$ aus der Gl. (4.26).

Beispiel 4.2 Im Beispiel 4.1 (Filtration von HFP) wurde für das Erreichen einer Kuchendicke von 30 mm unter der Annahme eines inkompressiblen Kuchens eine Filtrationszeit von 3470 s berechnet. Das in dieser Zeit erzeugte Filtratvolumen betrug 34 m³. Ohne Berücksichtigung des Filtermittelwiderstands ($f_M = 0$) hätte die gleiche Rechnung für $L = 30$ mm eine geringfügig

kürzere Filtrationszeit von 3400 s und ein unverändertes Filtratvolumen ergeben. Wie lange dauert der Aufbau eines Filterkuchens von 30 mm Dicke bei Berücksichtigung der Kompressibilität des Filterkuchens und welches Filtratvolumen wird in dieser Zeit produziert?

Kuchenparameter für HFP aus Legende des Bildes 4.7,

Mittlere Kuchenporosität mit $1 - a = 1 - 0,747 = 0,253$

und $1 - a + e = 0,253 - 0,0693 = 0,1837$ aus (4.35) $\varepsilon_m = 0,8281$,

Filtrationszeit aus (4.36) $t = 7110$ s, Filtratvolumen aus (4.26) $V_F = 38,9$ m³.

Dieses Beispiel zeigt deutlich, daß die Vernachlässigung der Kompressibilität zu völlig falschen Ergebnissen führen kann. Anstelle der Filtrationszeit von 3400 s für den inkompressiblen Kuchen haben wir bei Berücksichtigung der Kuchenkompressibilität eine gut doppelt so große Filtrationszeit erhalten. Das gegenüber der Rechnung mit inkompressiblem Kuchen etwas größere Filtratvolumen ist eine Folge der Abnahme der Porosität mit zunehmendem Kompressionsdruck.

Falls die Druckdifferenz über dem Filterkuchen während der Filtration hinreichend konstant bleibt, verändert sich auch der mittlere Kompressionsdruck nicht [246]. Es genügt in solchen Fällen, den Filtrationswiderstand und die Porosität aus einem Laborversuch mit gleichem Differenzdruck wie im praktischen Betrieb zu bestimmen. Diese Forderung wurde im Beispiel 4.1 absichtlich nicht eingehalten, um den Fehler bei deren Mißachtung aufzuzeigen. Falls technische Filter mit konstantem Volumenstrom oder volumenstromabhängiger Druckdifferenz (allgemeiner Fall) betrieben werden, ist die in [246] erörterte Bestimmung der Abhängigkeit der Kuchenparameter vom Überdruck (Bild 4.7) nicht zu umgehen. Entsprechende Computerprogramme zur Versuchsauswertung und zur Vorausberechnung des zeitlichen Verlaufs der Filtration bei kompressiblen Kuchen findet man im Paket MVT [93].

4.1.1.3 Nebeneffekte

In diesem Abschnitt sei kurz auf einige Erscheinungen hingewiesen, die in unserer bisherigen Theorie zur Kuchenfiltration nicht berücksichtigt werden konnten. Sie können allerdings mit den beschriebenen Laborversuchen zur Bestimmung der Kuchenparameter weitgehend miterfaßt werden, wenn diese möglichst den Bedingungen im praktischen Betrieb angepaßt werden. Die Laborfilter sollten ferner einen Durchmesser von wenigstens 150 mm aufweisen, da sonst Wandreibungseffekte [248], [252] zu falschen Meßergebnissen führen.

Namentlich bei sehr breiten Teilchengrößenverteilungen kann es bei der Kuchenfiltration auch zu einer Ablagerung von Teilchen im Kuchen kommen. Diese Tiefenfiltration führt zu einer Abnahme der Kuchenporosität, die sich gemäß dem Bild 4.2 sehr stark auf den Filtrationswiderstand auswirkt. Falls dies zu einer raschen Verstopfung des Filterkuchens führt, kann allenfalls das Beimischen von Flockungsmitteln (wir kommen darauf im Abschnitt zur Sedimentation zurück; s.a. [249] u. [255]) oder von Filterhilfsmitteln in die Trübe Abhilfe schaffen. Oft ist aber in solchen Fällen die Kuchenfiltration als Trennverfahren fraglich, und es ist zumindest zu prüfen, ob eine Abscheidung durch Sedimentation nicht vorzuziehen ist. Insbesondere bei hochkompressiblen Filterkuchen wird auch beobachtet, daß sich während der Filtration Teilchen innerhalb des Filterkuchens verschieben [250], [251].

Falls es im Filter vor der Abscheidung an der Kuchenoberfläche durch eine Sedimentation der Teilchen zu einer zeitlich unterschiedlichen Teilchengrößenverteilung über der Kuchenoberfläche kommt, ändern sich die Filtrationseigenschaften des

Filterkuchens. Da die größeren Teilchen eine höhere Sinkgeschwindigkeit aufweisen, ergibt sich ein Kuchenaufbau mit gegen das Filtermittel zunehmender Korngröße. In diesen Fällen ist der Filtrationswiderstand stets größer als in einem Kuchen, der ohne Sedimentation entstanden ist [253]. Auch dieser Effekt ist natürlich bei breiten Teilchengrößenverteilungen besonders stark.

Weiter kann der Feststoff im Filterkuchen quellen oder sich zum Teil im Flüssigkeitsstrom lösen. Die Kuchenparameter sind in diesem Fall zeitabhängig. Näheres dazu in [257].

Schließlich kann im praktischen Betrieb auch die Beladung schwanken. Der sich dann ergebende Filtrationsverlauf wird in [254] behandelt. Auch die Teilchengröße kann infolge von Agglomerationserscheinungen [267] und geänderten Bedingungen in der Produktion der Trübe (Kristallisation, Fällung) [268] variieren. Wie wir gesehen haben, ist dies von großem Einfluß auf den Verlauf der Kuchenfiltration.

4.1.1.4 Betriebszyklen

Selbst wenn der Feststoff des Filterkuchens – wie etwa im Falle von Klärschlamm – nur Abfall ist, muß der Kuchen nach der eigentlichen Filtration auf mechanischem Weg (Durchblasen von Gasen, Auspressen) möglichst weitgehend entwässert werden. Häufiger ist der Feststoff des Filterkuchens aber ein wertvolles Produkt. Dann gilt es zur Unterbrechung eines allfälligen Kristallisations- oder Fällungsprozesses auch kleinste Reste der ursprünglichen Flüssigkeit im Lückenvolumen (Mutterlauge, mother liquor) zu entfernen. Die ursprüngliche Flüssigkeit im Lückenvolumen kann auch so wertvoll sein, daß sie möglichst weitgehend zurückgewonnen werden sollte. All dies geschieht mittels Durchströmen des Filterkuchens mit einer Flüssigkeit. Man nennt diesen Vorgang Waschen des Filterkuchens (washing) und die dazu benützte Flüssigkeit Waschmittel (wash liquor). Der ganze Filtrationszyklus wird nun recht aufwendig und umfaßt die folgenden Schritte:

1. Eigentliche Filtration: Kuchenbildung und Gewinnung des Filtrats, wie im vorangehenden behandelt.
2. Eventuell Zwischenentfeuchten (Zwischenentwässern): Verdrängen der ursprünglichen Flüssigkeit (Mutterlauge) aus dem Lückenvolumen des Filterkuchens mittels Durchpressen von Luft oder einem anderen Gas [57], [72], [258], [259], [264]. Diese Maßnahme kann für das nachfolgende Waschen allerdings nachteilig sein, da sie oft zu Ribbildungen im Filterkuchen und zu späteren Benetzungsschwierigkeiten führt [248].
3. Waschen des Filterkuchens zum möglichst weitgehenden Entfernen der Mutterlauge. Dazu kann die Waschflüssigkeit durch den Kuchen geführt werden (Durchströmungswäsche). Man kann den entfeuchteten Filterkuchen aber auch in der Waschflüssigkeit suspendieren und anschließend wieder abfiltrieren (Verdünnungswäsche).

Im Falle des Durchströmwaschens wird die ursprüngliche Flüssigkeit anfänglich durch die nachfolgende Waschflüssigkeit verdrängt. In diesem Verdrängungsbereich nimmt der Gehalt an ursprünglicher Flüssigkeit rasch ab. Nach langer Waschzeit kann die ursprüngliche Flüssigkeit nur noch durch Diffusion ([91], Kap. 1) aus den Poren des Feststoffs entfernt werden. Das Waschen im Diffusionsbereich benötigt schon für eine geringe Abnahme des Gehalts an ursprünglicher Flüssigkeit sehr viel

Zeit. Wenn (beispielsweise bei porösen Feststoffen oder Agglomeraten aus feinsten Teilchen) in diesem Bereich zu waschen ist, kann die Verdünnungswäsche interessant werden. Voraussetzung für den Erfolg der Durchströmungswäsche ist eine gleichmäßige Durchströmung des ganzen Filterkuchens. Diese setzt einen homogenen Kuchenaufbau voraus. Um diesen zu unterstützen, hat es sich als zweckmäßig erwiesen, den Kuchen vor und während dem Waschen mit elastischen Membranen zu pressen. Dadurch werden beispielsweise in Membranfilterpressen wesentlich kürzere Waschzeiten erzielt [248], [260]. Näheres zum Waschen von Filterkuchen findet man in [57], [72], [248], [261] bis [263].

4. Das Entfeuchten (Entwässern, dewatering) des Filterkuchens ist sowohl für einen geringen Energiebedarf zur Trocknung des Filterkuchens wie auch für die Betriebssicherheit von Feuchtgutbunkern und Trocknern von großer Bedeutung. Neben dem unter 2. bereits erwähnten Durchblasen von Gasen (Trockenblasen, air displacement) wird auch durch Pressen des Filterkuchens (compression dewatering, expression) in Preßfiltern [264], [265] oder (bei Filterzentrifugen) durch die Wirkung der Fliehkraft [72] entfeuchtet.

5. Entfernung des Kuchens vom Filtermittel und

6. Reinigung des Filtermittels durch Auswaschen oder Ausblasen in entgegengesetzter Richtung zur Filtration.

In den diskontinuierlich arbeitenden Filtern (batch filter) werden diese Schritte nacheinander durchgeführt, während sie bei kontinuierlich arbeitenden Filtern (continuous filter) gleichzeitig ablaufen.

4.1.1.5 Druckfilter

Wir haben im Abschn. 4.1.1.1 bereits erkannt, daß bei der Abtrennung feiner Feststoffe nur mit hohen Differenzdrücken über dem Filterkuchen akzeptable Volumenströme zu erreichen sind. Feine Feststoffe werden deshalb bevorzugt in Druckfiltern (pressure filter) mit Differenzdrücken über 1 bar abgeschieden, während für gröbere Feststoffe der durch Vakuum auf der Filtratseite erzeugte Differenzdruck genügt. Als Einsatzbereiche für die Druck- und Vakuumfilter (vacuum filter) seien die folgenden groben Anhaltswerte für das Produkt aus Filtrationswiderstand und mittlerer Kuchendicke genannt:

$$\text{Druckfilter} \quad \alpha_w L_m > 5 \cdot 10^{10} \quad 1/\text{m}$$

$$\text{Vakuumfilter} \quad \alpha_w L_m < 1 \cdot 10^{12} \quad 1/\text{m}$$

Da der Kuchen in Druckfiltern aus einem druckfesten Gehäuse entnommen werden muß, ist ein kontinuierlicher Betrieb von Druckfiltern nur in Ausnahmefällen sinnvoll. Im allgemeinen werden die Druckfilter diskontinuierlich betrieben.

Nutschen Druckfilter, die nach dem Prinzip des Bildes 4.1 aufgebaut sind, werden als Drucknutschen (pressure nutch filter) bezeichnet. Die gleichen Filter werden als Saugnutschen auch für Vakuumbetrieb gebaut. Sie bestehen im wesentlichen aus einem Druckbehälter mit einer ebenen Filterstütze als Boden. In den Drucknutschen wird der zur Filtration nötige Überdruck meist durch Luft oder Inertgase erzeugt. Die Nutschen werden meistens mit in der Höhe verstellbaren Rührwerken ausgerüstet. Diese dienen dem Glättstreichen (schließen von Rissen – wichtig für die Durchströmungswäsche) und dem Austragen des Filterkuchens. Mit diesen Rührwerken kann

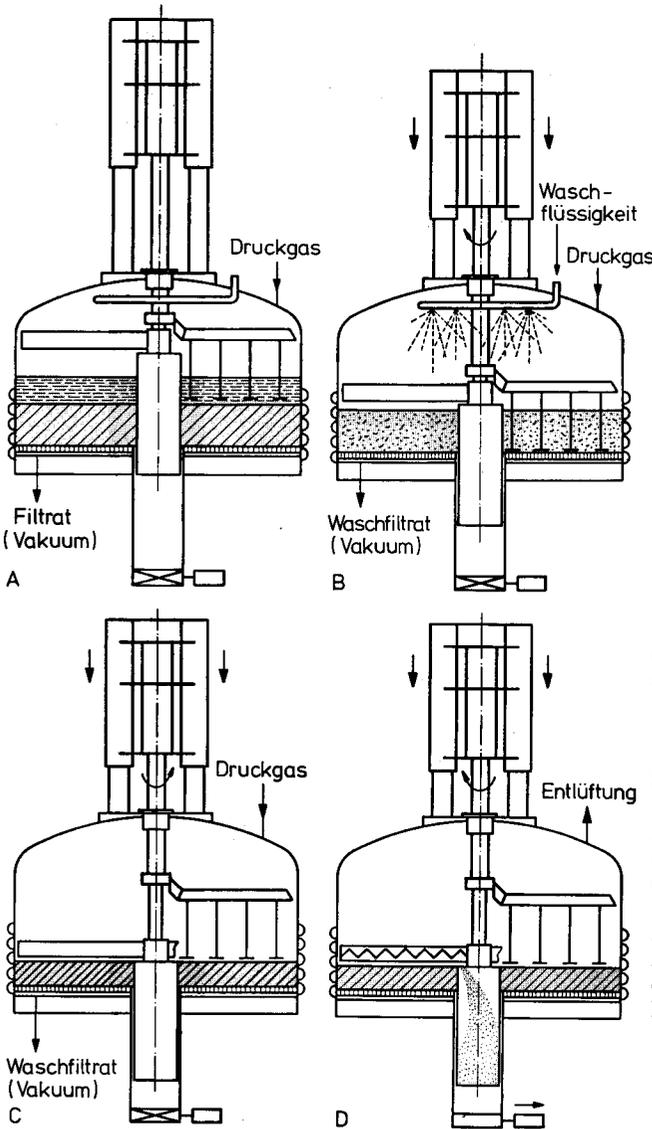


Bild 4.8
 Nutsche mit zentralem Austrag. A Filtration (Austrags- und Suspensionsarm in höchster Stellung), B Waschen des Filterkuchens (Beispiel einer Verdünnungswäsche – Suspendieren des Kuchens), C Zustreichen allfälliger Risse und Entfeuchten (Rührwerk läuft rückwärts), D Kuchenausstrag ins zentrale Austragsrohr (hier durch Austragsarm mit rotierender Schnecke). (ROSEN-MUND, Liestal)

auch eine Verdünnungswäsche durchgeführt werden. Falls die Teilchen eine sehr hohe Sinkgeschwindigkeit aufweisen, kann der Rührer zur Verhinderung eines ungünstigen Kuchenaufbaus durch Sedimentation auch während der Filtration verwendet werden. Zum Austragen des Filterkuchens sind die Druckgehäuse mit großen Öffnungen und meist hydraulisch betätigtem Verschluss versehen. Der Kuchen kann auch durch eine rotierende Förderschnecke ausgetragen werden: Bild 4.8. In vielen Fällen ist das Druckgehäuse beheiz- und kühlbar. Neuerdings werden Nutschen angeboten, in denen nicht nur filtriert sondern auch gerührt, gemischt (Grundoperationen vor der

Filtration) und getrocknet (Grundoperation nach dem Trocknen) werden kann. Dadurch können die Produkte ohne Kontakt mit der Umgebung über mehrere Stufen in einem Apparat verarbeitet werden [49].

Wie aus der Tab. 4.4 hervorgeht, besitzen die Nutschen nur eine geringe Filterfläche pro Bauvolumen. Bei Produkten mit hohem Filtrationswiderstand ist man aber auf sehr große Filterflächen angewiesen. In den nachstehend erörterten Konstruktionen geht es deshalb in erster Linie darum, die Filterfläche pro Bauvolumen zu erhöhen.

Tabelle 4.4 Anhaltswerte zu den wichtigsten Apparaten für die Kuchenfiltration (d: diskontinuierlich, k: kontinuierlich)

Filtertyp	Betriebsweise	Filterfläche		Druckdifferenz [bar]	Kuchendicke [mm]
		A [m ²]	Filterfläche pro Volumen A/V [m ² /m ³]		
Druckfilter					
Nutsche, ohne Rührwerk	d	0,1 ... 1	0,5 ... 2	0,5 ... 4	25 ... 200
Nutsche, mit Rührwerk	d	0,6 ... 15	0,3 ... 1	0,5 ... 3	50 ... 500
Kerzenfilter	d	0,4 ... 40	5 ... 15	1 ... 10	5 ... 25
Blattfilter	d	1 ... 150	5 ... 15	1 ... 10	5 ... 25
Tellerfilter	d	1 ... 75	5 ... 15	1 ... 10	5 ... 30
Rahmenfilterpresse	d	1 ... 500	5 ... 15	1 ... 15	5 ... 40
Kammerfilterpresse	d	1 ... 1000	5 ... 15	1 ... 15	5 ... 50
Drucktrommelfilter	k	0,1 ... 8	0,1 ... 0,3	0,5 ... 3	5 ... 25
Vakuumfilter					
Nutsche, ohne Rührwerk	d	0,1 ... 1	0,5 ... 2	0,2 ... 0,7	25 ... 200
Nutsche, mit Rührwerk	d	0,6 ... 15	0,3 ... 1	0,2 ... 0,7	50 ... 500
Vakuumtrommelfilter	k	0,2 ... 100	0,1 ... 0,5	0,2 ... 0,7	2 ... 30
Vakuumscheibenfilter	k	20 ... 400	0,2 ... 1	0,2 ... 0,7	5 ... 20
Bandfilter	k	0,2 ... 120	0,1 ... 0,3	0,2 ... 0,7	3 ... 100

Kerzenfilter Eine erste Möglichkeit zur Erhöhung der Filterfläche pro Bauvolumen ist der Einbau röhrenförmiger Filterkerzen (z.B. gelochtes Metallrohr als Filterstütze mit aufgewickelter Drahtspirale oder Gewebe als Filtermittel) in den Druckbehälter. Die einzelnen Kerzen werden in einem Rohrboden angeordnet. Die Trübe wird aus dem Druckbehälter des Kerzenfilters (tabular filter) zu den Kerzen geführt. Der hohlzylinderförmige Filterkuchen lagert sich auf den Kerzen ab. Das Filtrat gelangt ins Innere der Kerzen und wird dann zum Rohrboden und dem gemeinsamen Filtrataustritt geleitet. Ein Waschen oder Entfeuchten des Filterkuchens ist kaum möglich. Einige Konstruktionen erlauben das Abstoßen des Filterkuchens durch Rückspülen. In vielen Fällen müssen die Druckbehälter zur Kuchenentnahme geöffnet werden. Der Einsatzbereich der Kerzenfilter ist dann auf sehr kleine Feststoffbeladungen beschränkt. Insbesondere zur Trinkwasseraufbereitung werden Kerzenfilter auch als Tiefenfilter betrieben. Näheres zu den Kerzenfiltern in [53], [57], [77].

Blattfilter Anstelle von zylindrischen Filterkerzen können auch eine große Zahl ebener Platten oder Scheiben in den Druckbehälter eingebaut werden. Diese Blattfilter (leaf filter) werden in horizontaler und vertikaler Bauweise ausgeführt. Ihr Gehäuse läßt sich zur Kuchenentnahme leicht öffnen.

Zur Gruppe der Blattfilter gehört auch der Tellerfilter mit Kuchenabwurf durch Fliehkraft (Scheibenfilter, centrifugal-discharge filter, rotating leaf pressure filter), wie er im Bild 4.9 gezeigt wird. Er ermöglicht – wie schon die Nutsche – einen völlig geschlossenen Betrieb. Während der Filtration tritt die Trübe durch einen der Stutzen im Deckel des Druckbehälters. Auf den einzelnen Tellern oder Scheiben wird der

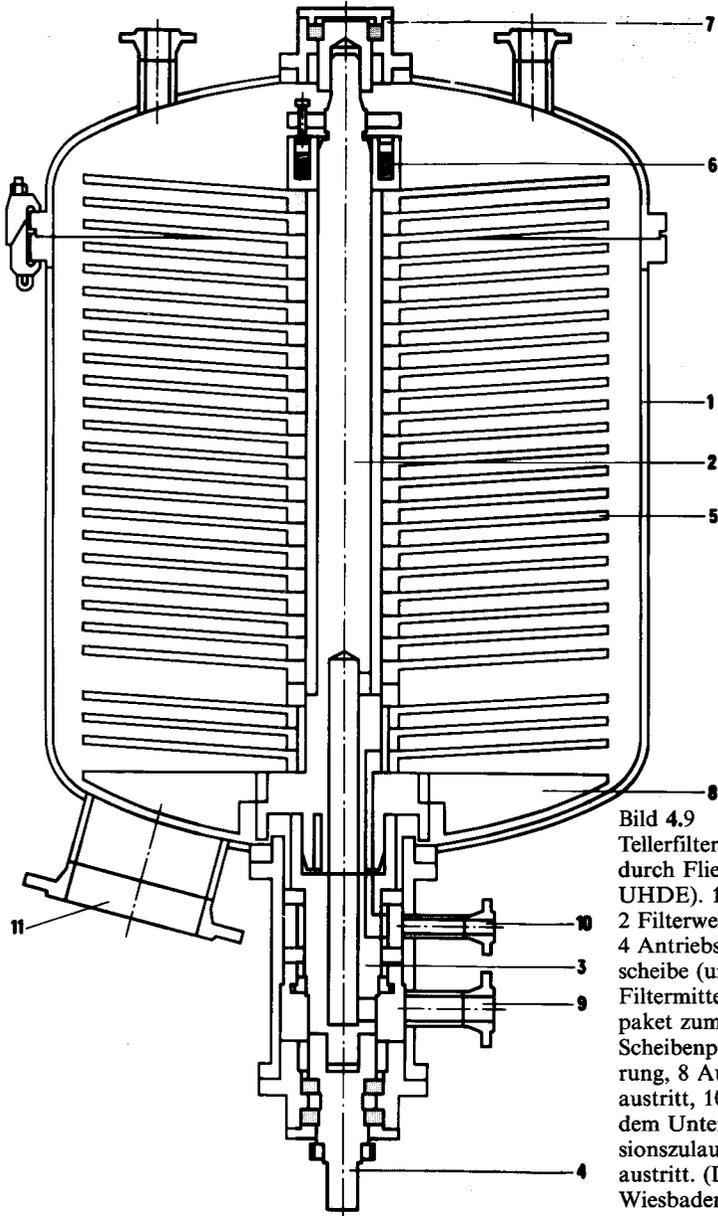


Bild 4.9
Tellerfilter mit Kuchenabwurf durch Fliehkraft (System UHDE). 1 Druckgehäuse, 2 Filterwelle, 3 Zwischenwelle, 4 Antriebswelle, 5 Filterscheibe (unten geschlossen, Filtermittel oben), 6 Federpaket zum Festhalten des Scheibenpakets, 7 obere Lagerung, 8 Ausräumer, 9 Filtrat-austritt, 10 Filtrat-austritt nach dem Unterbrechen des Suspensionszulaufs, 11 Filterkuchen-austritt. (DORR-OLIVER, Wiesbaden)

Kuchen aufgebaut. Zur Filtration von Suspensionen mit sehr feinen Teilchen ist auch das vorherige Anschwemmen einer Filterhilfsmittelschicht aufs Filtermittel möglich (Precoat-Filtration). Anschließend wird die Trübezufuhr unterbrochen und die im Apparat verbliebene restliche Trübe durch Druckgas filtriert. Danach ist auch ein Waschen des Filterkuchens möglich. Nach der Entfeuchtung mittels Trockenblasen wird der Kuchen durch die nun einsetzende Rotation des ganzen Filterpakets abgeschleudert. Die Reinigung des Filtermittels kann noch durch eine Rückspülung unterstützt werden. Der Kuchenabwurf ist auch durch eine intensive Vibration um die Rotationsachse möglich [269]. Weitere Informationen zu den Tellerfiltern in [49].

Filterpressen Mit den Filterpressen (filter press) lassen sich dank Filterflächen bis zu 1000 m^2 , Filtrationsüberdrücken bis 15 bar und ausgezeichneten Möglichkeiten zum Waschen des Filterkuchens auch schwierigste Trennprobleme bewältigen. Die Filterflächen können auch nachträglich noch vergrößert werden. Nachteilig ist allerdings in vielen Fällen, daß sich ein Kontakt des Filterkuchens und des Filterinnenraums mit der Umgebung bei der Kuchenentnahme nicht vermeiden läßt.

Die Filterpressen bestehen aus einer großen Zahl parallel geschalteter Filterelemente, die durch hydraulische Preßvorrichtungen (bei Kleinapparaten auch durch Schrauben) aneinander gepreßt werden: Bild 4.10. Zum Kuchenausrag müssen die Filterelemente einzeln verschoben werden. Dies geschieht bei kleinen Pressen manuell. Große Filterpressen weisen dafür mechanische Transportsysteme auf. Sie können zum Teil vollautomatisch betrieben werden und können dann auch mit automatischen Vorrichtungen zur Reinigung des Filtermittels ausgerüstet werden.

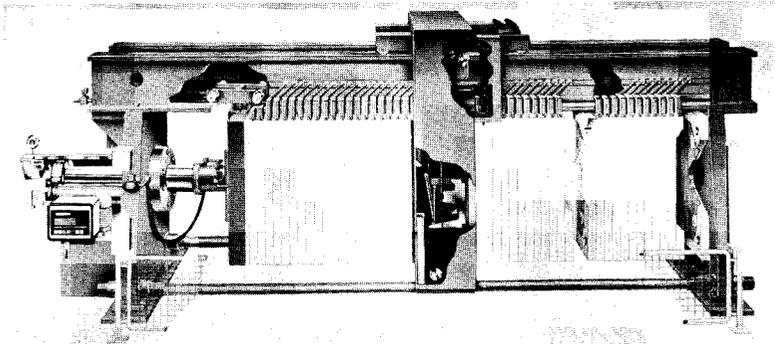


Bild 4.10 Filterpresse für vollautomatischen Betrieb. (VON ROLL, Bern)

Aufgrund des im Bild 4.11 skizzierten Aufbaus der Filterelemente wird zwischen Kammerfilterpressen und Rahmenfilterpressen unterschieden. Die Platten der häufiger angewandten Kammerfilterpressen (chamber filter press) sind mit Ausnahme der beiden Endplatten alle gleich. Durch ihren Wulst ergibt sich zwischen je zwei Platten ein Hohlraum, in dem sich der Filterkuchen ausbilden kann. Das Filtertuch wird durch den zentralen Zulauf gezogen und dient auf beiden Seiten einer Platte als Filtermittel. Die Trübe strömt aus dem zentralen Zulauf in die Kammern zwischen den Platten. Der Filterkuchen wächst in diesen Hohlraum. Das Filtrat gelangt durchs Filtermittel in die an der Oberfläche geriffelten Platten und wird dann zwischen dem Filtermittel und der Plattenoberfläche zum Filtrataustritt geleitet. Für das Waschen

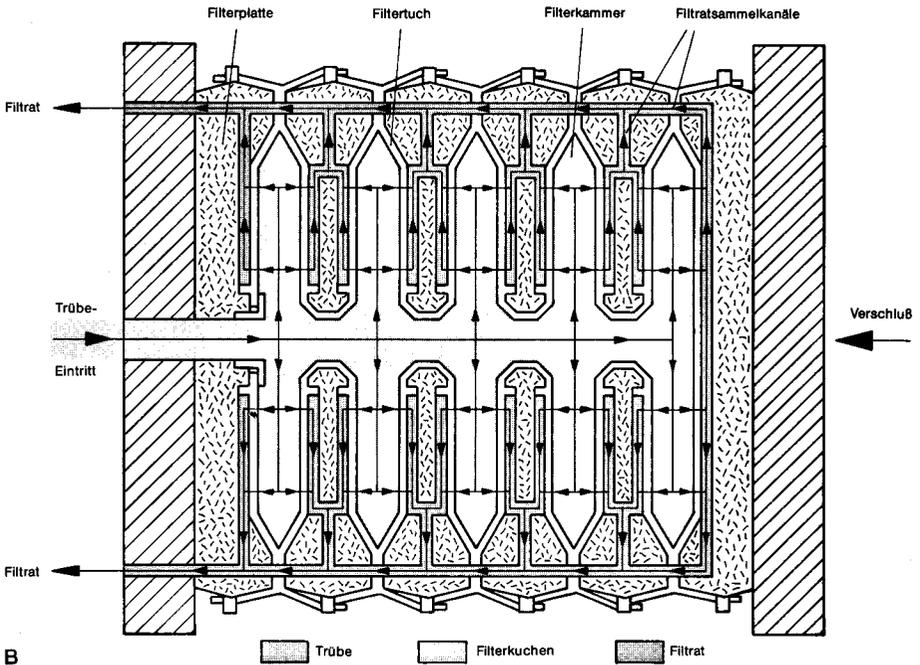
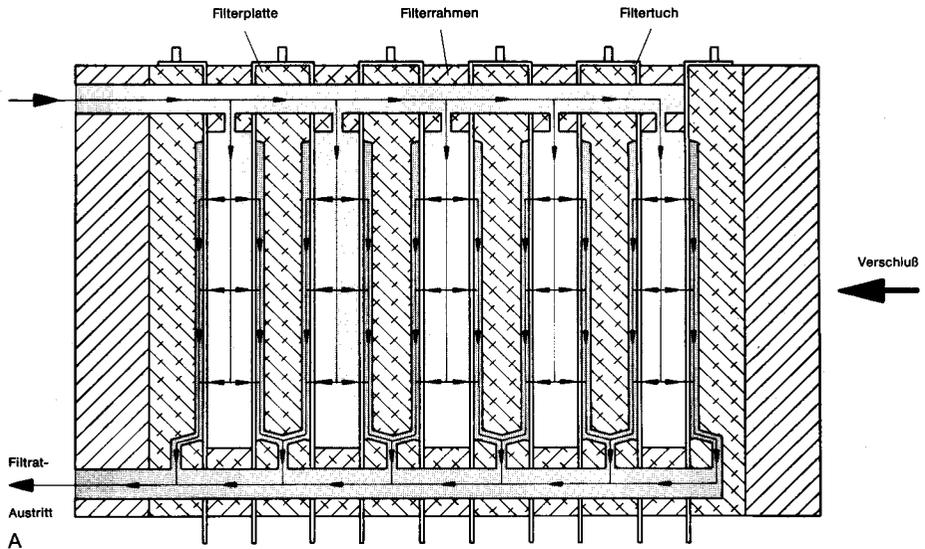


Bild 4.11 A Rahmenfilterpresse beim Filtrieren, B Kammerfilterpresse beim Filtrieren (NETZSCH, Selb)

wird der Filterkuchen i.allg. von Platte zu Platte durchströmt, wie im Bild 4.11 zu sehen ist.

Die Rahmenfilterpressen (plate and frame filter press) gelangen vor allem dann zum Einsatz, wenn (wie beispielsweise in der Lebensmittelindustrie aus hygienischen Gründen) ein häufiger Wechsel des Filtermittels (Gewebe, Filze) nötig ist, oder wenn das Waschen des Filterkuchens besonders schwierig ist. Bei den Rahmenfilterpressen wird der Hohlraum für den Filterkuchen gemäß Bild 4.11 durch die Rahmenplatten gebildet. Das Filtermittel wird um die zur Filtratabfuhr mit geriffelten Oberflächen versehenen Platten gelegt. Es ist einleuchtend, daß der Wechsel des Filtermittels hier wesentlich einfacher ist. Es gibt bereits Konstruktionen, bei denen das Filtermittel als endloses Filtertuch über Umlenkwalzen von Platte zu Platte geführt wird. Die Schaltungen zum Filtrieren und zum Waschen können dem Bild 4.11 entnommen werden. Näheres zu den Filterpressen in [49], [72], [77], [270] u. [271].

Wir haben schon erwähnt, daß ein Pressen des Filterkuchens den Waschvorgang beschleunigt. Dazu wurden für Filterpressen spezielle Membranplatten entwickelt. In diesen ist zwischen der Filterstütze und dem Filtermittel eine elastische, zur Filtratabfuhr außen geriffelte Membran angeordnet. Durch das Erzeugen eines Überdrucks von bis zu 20 bar auf der Rückseite der Membran wird diese gegen Kuchen gedrückt. Dieses Pressen ist auch für die Entwässerung des Kuchens vor dem Abwurf geeignet. Filterpressen mit Membranplatten werden auch als „Membranfilterpressen“ (variable chamber filter press) bezeichnet. Weitere Informationen in [49], [72], [260], [272] u. [273].

Drucktrommelfilter Das Drucktrommelfilter (pressure drum filter) arbeitet nach einem ähnlichen Prinzip wie das im nächsten Abschnitt zu besprechende Vakuumtrommelfilter. Die Trommel wird jedoch von einem Druckgehäuse umschlossen. Das Drucktrommelfilter ist innerhalb der Druckfilter eine Ausnahme, da es im Gegensatz zu den bisher besprochenen Bauarten kontinuierlich arbeitet. Das ist nicht ohne erheblichen konstruktiven Aufwand möglich, weil die Trennung der Filtrations-, Wasch-, Entwässerungs- und Kuchenentnahmezone (drucklos) keine leichte Aufgabe ist. Diese „Filtrationsmaschine“ wird in [77] näher beschrieben.

4.1.1.6 Vakuumfilter

Die unter den Druckfiltern aufgeführten Nutschen, Kerzen- und Blattfilter können auch als Vakuumfilter betrieben werden. Da beim Vakuumbetrieb die Kuchenentnahme aus einem Druckraum entfällt, ist er für eine kontinuierliche Betriebsweise besonders geeignet. Dadurch wird es möglich, bei Produkten mit großem Filtrationswiderstand trotz höherer Suspensionsbelastungen geringe Kuchendicken einzuhalten. Damit kann der Nachteil einer kleinen Druckdifferenz zumindest teilweise wettgemacht werden. Die wichtigsten kontinuierlich arbeitenden Filter sind das Vakuumtrommelfilter, das Vakuumscheibenfilter und das Bandfilter.

Vakuumtrommelfilter Beim Vakuumtrommelfilter (vacuum drum filter, rotary drum filter) taucht eine langsam rotierende Trommel in das Suspensionsbad im Suspensionstrog: Bild 4.12. Die am Umfang perforierte Trommel ist außen in einzelne Zellen mit je einem separaten Filtratablaufrohr unterteilt. Diese Zellen können durch einen Steuerkopf einzeln mit dem über eine Vakuumpumpe evakuierten Filtrat- oder dem

Waschfiltratabscheider verbunden werden: Bild 4.13. Im Eintauchbereich der Trommel wird die Suspension zur Trommel gesaugt. Das Filtrat gelangt durchs Filtermittel in die Zellen der Trommel, in die Filtratrohre, zum Steuerkopf und schließlich in den Filtratabscheider. Nach dem Austausch wird der Kuchen mittels Durchströmen von Luft vorentwässert und anschließend gewaschen (im Bild 4.12 direkt, im Bild 4.13 durch ein durchlässiges Anpressband). Im Waschbereich sind die Filtratrohre mit dem Waschfiltratabscheider verbunden. Anschließend kann der Kuchen durch in den Filtratrohren zugeführte Luft gelöst und mit dem Schälmesser entnommen werden (Bild 4.12). Falls dies Schwierigkeiten bereitet, wird die im Bild 4.13 gezeigte Bandabnahme bevorzugt. Bei dieser kann das Filtertuch bis zum Wiederanlegen an die Trommel allenfalls mit Düsen gereinigt werden.

Im Suspensionstrog wird eine Entmischung der Suspension durch einen Schwenkrührer verhindert. Vakuumtrommelfilter werden für die Klärfiltration auch oft als Anschwemmfilter (Precoat-Filtration) betrieben. Dabei werden Filterhilfsmittelschichten bis zu 100 mm angeschwemmt. Davon wird jeweils mit dem Kuchen eine dünne Schicht abgeschabt [256], [274], [275]. Zur weitergehenden Kuchenentfeuch-

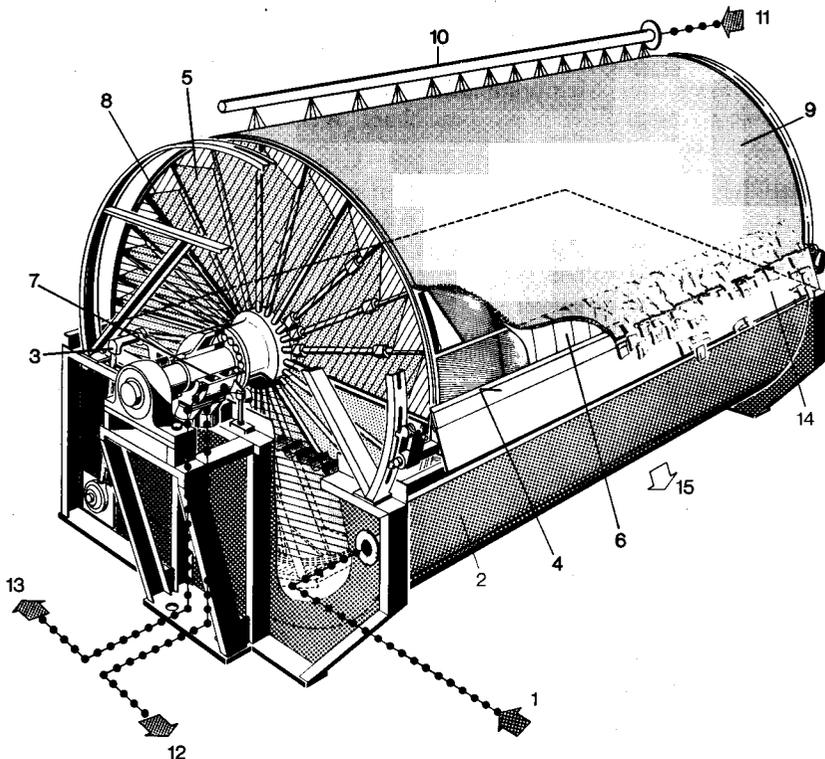


Bild 4.12 Vakuumtrommelfilter. 1 Suspensionszulauf, 2 Suspensionstrog, 3 Pendelrührwerk, 4 Filterzelle, 5 Trommel, 6 Filtermittel, 7 Steuerkopf, 8 Filtratrohre, 9 Filterkuchen, 10 Waschvorrichtung, 11 Waschlüssigkeitszulauf, 12 Filtratablauf, 13 Waschfiltratablauf, 14 Schälmesser (Schaber), 15 Feststoffentnahme. (KRAUSS-MAFFEI, München)

tung kann der Kuchen in Bandpressen geführt und komprimiert werden. Die Vakuumtrommelfilter können im Bedarfsfall auch durch Hauben gasdicht gekapselt werden. Wie aus der Tab. 4.4 hervorgeht, erreichen die Vakuumtrommelfilter mit Trommeldurchmessern bis zu 5 m und Trommellängen bis 8 m beachtliche Baugrößen. Weitere Angaben zum Aufbau und zur Berechnung von Vakuumtrommelfiltern findet man in [72], [77], u. [276].

Vakuumscheibenfilter Das Funktionsprinzip der Vakuumscheibenfilter (rotary disc filter) entspricht jenem der Vakuumtrommelfilter. Anstelle der Trommel werden aber mehrere Scheiben auf einer rotierenden, horizontalen Hohlwelle angeordnet. Diese tauchen ebenfalls in Suspensionströge ein, weisen Durchmesser bis zu 5 m auf und besitzen auf beiden Seiten aktive Filterflächen. Die Vakuumscheibenfilter enthalten bei gleichem Bauvolumen eine größere Filterfläche als die Vakuumtrommelfilter. Sie erlauben aber kein Waschen und Pressen des Filterkuchens und sind deshalb für anspruchsvollere Filtrationsaufgaben kaum geeignet. Vakuumscheibenfilter finden vorwiegend zur Trennung großer Volumenströme leicht filtrierbarer Trüben Verwendung. Näheres in [72], [277] u. [278].

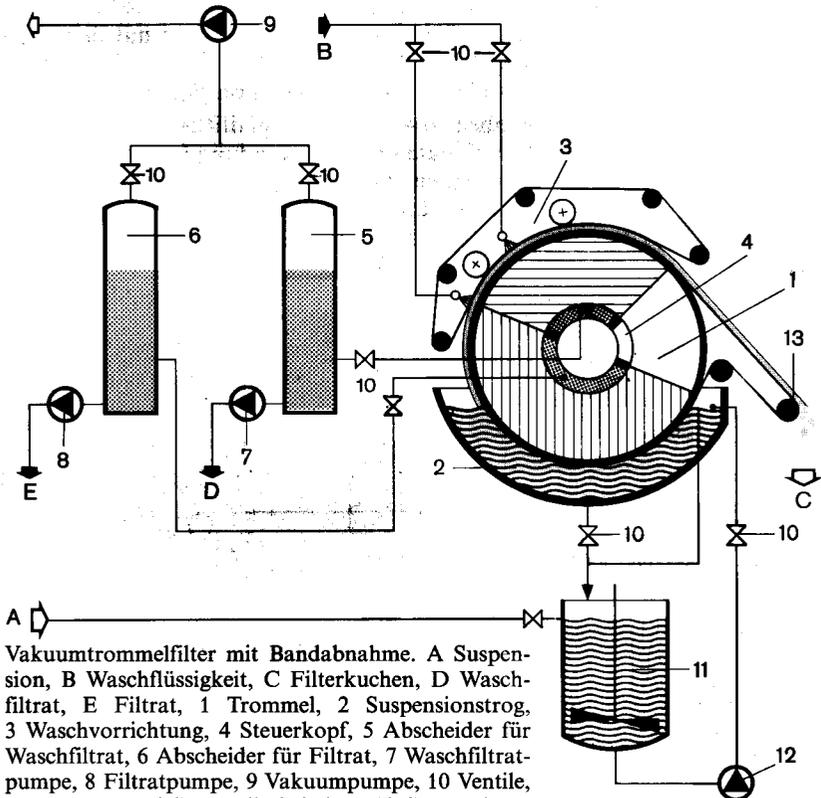


Bild 4.13 Vakuumtrommelfilter mit Bandabnahme. A Suspension, B Waschflüssigkeit, C Filterkuchen, D Waschfiltrat, E Filtrat, 1 Trommel, 2 Suspensionstrog, 3 Waschvorrichtung, 4 Steuerkopf, 5 Abscheider für Waschfiltrat, 6 Abscheider für Filtrat, 7 Waschfiltratpumpe, 8 Filtratpumpe, 9 Vakuumpumpe, 10 Ventile, 11 Vorrats- und Suspensierbehälter, 12 Suspensionspumpe, 13 Umlenkrolle zur Kuchenabnahme. (KRAUSS-MAFFEI, München)

Bandfilter Die Bandfilter (belt filter) heben sich von den besprochenen kontinuierlichen Vakuumfiltern durch wesentlich bessere Möglichkeiten für ein gründliches Waschen und Entwässern des Filterkuchens ab. Das als endloses Band ausgebildete Filtertuch wird über Vakuumwannen mit durchlässigen Böden gezogen. Nach der Suspensionsaufgabe wird das Filtrat in die erste Wanne gesaugt. In den folgenden Wannen wird der Kuchen gewaschen. Im Bild 4.14 wird die waschflüssigkeitssparende Gegenstromwäsche (countercurrent filter washing system) gezeigt. Bei dieser wird das Waschfiltrat der folgenden Stufe jeweils als Waschflüssigkeit für die vorangehende genutzt [279], [280]. Die Aufgabe der Waschflüssigkeit erfolgt mit Düsenstößen oder Überlaufrippen. Anschließend wird der Kuchen mit Durchströmen entwässert. Oft wird anschließend eine weitergehende Entwässerung durch Pressen [48], [281], [282] durchgeführt. Der Kuchen wird durch scharfe Umlenkung vom Filtermittel gelöst. Ein Schälmesser sorgt für eine Entfernung nicht abgefallener Kuchenreste. Schließlich wird noch das Filtertuch gereinigt.

Das Filtertuch kann bei angelegtem Vakuum nur schwer auf Fördergurten über die Vakuumwannen bewegt werden. Deshalb wird das Vakuum für die Weiterbewegung des Bandes um eine Vakuumkastenlänge oft kurz unterbrochen (Taktbandfilter, intermittently moving belt filter [284]). Beim Pannevis-Bandfilter (reciprocating tray filter) werden die Vakuumwannen bei angelegtem Vakuum mit dem Filtertuch bewegt. Zur Rückfuhr der Wannen wird das Vakuum ebenfalls kurz unterbrochen. Trotz dieses taktweisen Betriebs erfolgt die Trübezufuhr kontinuierlich.

Dank der Trübeaufgabe von oben lassen sich mit Bandfiltern auch dicke Filterkuchen erreichen. Die Bandfilter finden heute breite Anwendung für Suspensionen mit Feststoffbelastungen über 2%. Sie werden auch mit Absaughauben und in völlig geschlossener Bauweise mit Kuchenaustrag durch Zellradschleusen gebaut [283]. Leider benötigen die Bandfilter mit Bandbreiten bis zu 2 m und Baulängen bis über 20 m sehr viel Platz [72].

Hinweise zur Auswahl der in den Abschn. 4.1.1.5 und 4.1.1.6 besprochenen Filter findet man in [72].

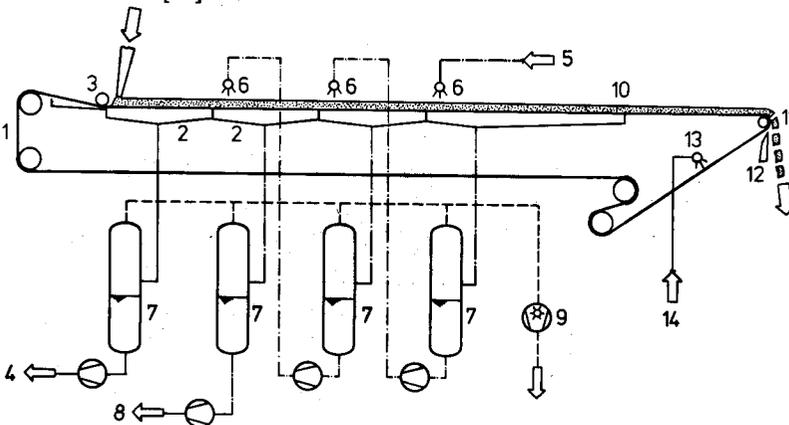


Bild 4.14 Bandfilter. 1 Filtertuch, 2 Vakuumwannen, 3 Suspensionsaufgabe, 4 Filtrataustritt, 5 Waschflüssigkeitseintritt, 6 Verteiler für Waschflüssigkeit, 7 Flüssigkeitsabscheider, 8 Waschfiltrataustritt, 9 Vakuumpumpe, 10 Entwässerungszone, 11 Kuchenabwurf, 12 Schälmesser, 13 Reinigungsdüsen, 14 Flüssigkeit zur Filtermittelreinigung

4.1.2 Querstromfiltration

Die Kuchenfiltration feiner Feststoffe bereitet insbesondere dann Schwierigkeiten, wenn sie gelartig, galertartig oder klebrig sind. Man hilft sich dann i.allg. durch die Zugabe von Flockungsmitteln (Flockungsfiltration) oder von Filterhilfsmitteln und durch das Aufbringen von Anschwemmsschichten aus Filterhilfsmitteln. Bei kleinen Feststoffbeladungen ist auch die noch zu behandelnde Tiefenfiltration eine Alternative zur Kuchenfiltration feindisperser Suspensionen.

Es liegt nahe, in solchen Fällen die Bildung eines Kuchens ganz zu vermeiden. Dies ist möglich, wenn die Suspension, wie im Bild 4.15 skizziert, parallel zum Filtermittel geführt wird. Auch bei dieser Querstromfiltration (dynamische Filtration, cross flow filtration, delayed cake filtration) werden die Teilchen in Richtung des Filterkuchens geschwemmt. Bei genügender Strömungsgeschwindigkeit werden die Teilchen durch Turbulenzen und Wirbel wieder in die Kernströmung zurücktransportiert. Auf diese Weise erreicht man zwar nicht den Feststoffgehalt eines entfeuchteten Filterkuchens. Feindisperse Suspensionen mit kleiner Beladung können aber durch die Querstromfiltration schon sehr weitgehend aufkonzentriert werden. Bei Suspensionen mit strukturviskosem und/oder thixotropem Fließverhalten gelingt dies besonders gut, da diese unter hoher und/oder langer Scherbeanspruchung dünnflüssig werden. Wir kommen darauf im Kapitel zur Rheologie zurück. Da bei richtiger Wahl des Filtermittels ein praktisch feststofffreies Filtrat gewonnen werden kann, ist die Querstromfiltration auch zur Klärfiltration von Suspensionen mit feinen Teilchen geeignet.

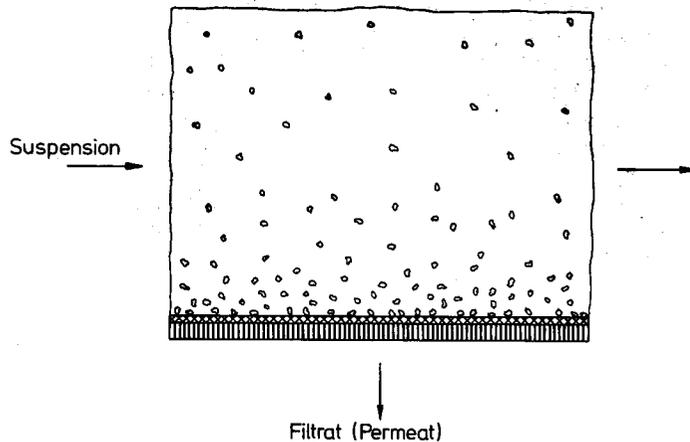


Bild 4.15 Prinzip der Querstromfiltration

Von großer Bedeutung ist dabei, daß das Filtermittel für die Suspensionsströmung einen geringen Strömungswiderstand aufweist, und daß es nicht verstopft. Deshalb werden für die Querstromfiltration neben speziellen Geweben vor allem Membranen als Filtermittel verwendet. Die Querstromfiltration kann nach der Größe der abzutrennenden Teilchen in Mikrofiltration und Ultrafiltration unterteilt werden.

4.1.2.1 Mikrofiltration (MF)

Zur Abtrennung von Teilchen im kolloidalen Größenbereich von 10^{-7} m bis 10^{-5} m ist zwischen Querstromapparaten mit und ohne bewegten Wänden zu unterscheiden. Die Realisierung von Systemen mit bewegten Wänden führt zu aufwendigen Maschinen. Dafür lassen sich mit diesen „Filtrationsmaschinen“ höhere Feststoffkonzentrationen erreichen. Zu den Maschinen mit bewegten Wänden zählen das Querstromscheibenfilter und das Dynamische Druckfilter. Beim Querstromscheibenfilter (dynamisches Scheibenfilter, dynamic disc filter) sind in Ergänzung zu dem in Abschn. 4.1.1.5 besprochenen Tellerfilter zwischen den rotierenden Scheiben feststehende Statorscheiben angeordnet. Dadurch entstehen beim Drehen des Filtertellerpakets über dem Filtermittel die zur Querstromfiltration erforderlichen Wirbel und Turbulenzen, welche dem Absetzen des Feststoffs entgegenwirken. Die Rotationsachse ist bei diesen Filtern horizontal, was eine Kuchenbildung weiter erschwert [285], [286].

Im Dynamischen Druckfilter können Suspensionen bis zu Feststoffvolumenanteilen von 50 % konzentriert werden. Es besteht aus einem ruhenden, äußeren und einem rotierenden, inneren, filtrierenden Zylinder: Bild 4.16. Die im Ringspalt zwischen den Filtermitteln entstehenden Taylorwirbel wirken der Kuchenbildung sehr wirksam entgegen. Durch die längs des äußeren Filtrationszylinders angeordneten Waschflüssigkeitseintritte kann die Suspension auch von der ursprünglichen Fließigkeit befreit werden [287], [288].

Die Rohrmodule (Schlauchmodule) bestehen aus mikroporösen Rohren mit Durchmessern von 3 bis 20 mm. Die Suspension wird unter einem Überdruck von 0,5 bis 5 bar in die einzelnen parallel geschalteten Rohre geleitet. Die Strömungsgeschwindigkeit muß so groß sein, daß sich kein Kuchen bilden kann (Größenordnung 1 bis 5 m/s). Das durch die als Filtermittel und meist auch als Filterstütze dienenden Rohrwände tretende Filtrat (wie in der übrigen Membrantechnik meist als Permeat bezeichnet) gelangt in einen das Rohrbündel umfassenden Mantel. Bei der Auslegung solcher Rohrmodule muß darauf geachtet werden, daß sich auf der Innenseite der Rohre keine Schicht feinsten Teilchen (Deckschicht) ablagern kann. Dabei spielt das Verhältnis aus dem Druckverlust im Filtermittel zum Druckverlust in der Rohrströmung eine wichtige Rolle [285], [289]. Es hat sich gezeigt, daß auch bei korrekter Auslegung ein periodisches Reinigen der Rohrmodule durch Rückspülen nötig ist. Eine Tiefenfiltration im Rohr ist unbedingt zu vermeiden, und die Rohroberfläche muß möglichst glatt sein. Deshalb kommen als innerste Schicht nur rückspülbare, asymmetrische Membranen mit Porengrößen von 10^{-7} bis 10^{-6} m, wie sie im nächsten Abschnitt beschrieben werden, in Frage [285], [290], [291].

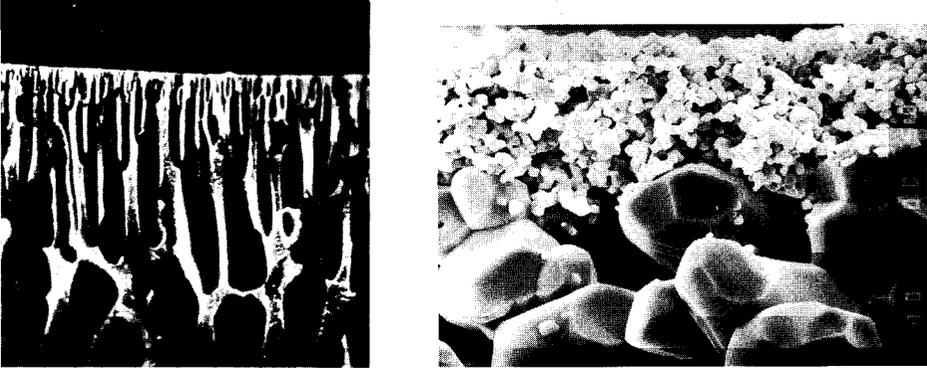


Bild 4.16 Links: asymmetrische Membran (Institut für Verfahrens- und Kältetechnik, ETH-Zürich). Rechts: keramische Membran für die Mikro- und die Ultrafiltration aus Aluminiumoxid. 1 dünne, feinporige Keramiksicht, 2 grobporige keramische Trägerschicht. Dicke des gezeigten Schnitts: $2 \cdot 10^{-6}$ m. (Membralox®, APV Rosista, Worb)

4.1.2.2 Ultrafiltration (UF)

Man spricht von Ultrafiltration (UF, ultrafiltration), wenn aus einer flüssigen Phase feinste Teilchen oder Makromoleküle mit Molmassen über 5000 kg/kmol bei noch unbedeutendem osmotischen Druck zurückgehalten werden. Der Größenbereich der durch Ultrafiltration absehbaren Teilchen liegt im Bereich von $5 \cdot 10^{-9}$ bis 10^{-7} m. Zur Durchführung der Ultrafiltration reichen Überdrücke von 1 bis 10 bar. Dabei werden Permeatvolumenströme bis ca. $5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{m}^2\text{s}$ erreicht. Zu den Hauptanwendungsgebieten der Ultrafiltration [2, 24, 46, 55 u. 60], gehört die Abtrennung von Makromolekülen aus wässrigen Lösungen (z. B. Protein aus Molke [33, 292], Farbstoffe aus Abwasser, Aufkonzentrieren von Biomasse usw.) und das Aufkonzentrieren von Öl/Wasser-Emulsionen bis auf Ölvolumenanteile von 50% [293].

Die Trennung von Lösungen aus Molekülen vergleichbarer Größe wird als Umkehrosmose (RO, reverse osmosis, Hyperfiltration) bezeichnet. Mit dieser können echte Lösungen, bei denen die Molmassen der gelösten Substanz und des Lösungsmittels ähnliche Werte aufweisen, getrennt werden (Beispiele: Salzlösungen, Zuckerlösungen). Neben dem Druckverlust in der Membran ist dabei ein oft viel größerer osmotischer Druck [60] der zu trennenden Lösung zu überwinden. Zur Meerwasserentsalzung als Hauptanwendung sind beispielsweise Differenzdrücke bis gegen 100 bar nötig. Bei kleineren Anlagen ist die Umkehrosmose schon heute kostengünstiger als die in [91], Kap. 5 beschriebenen konventionellen Eindampfanlagen. Die Umkehrosmose hat auch zur Gewinnung von Reinwasser (oft in Kombination mit Ionenaustauschern [91], Kap. 8) und zur Aufarbeitung von Galvanikbädern Bedeutung erlangt. Sie kann ebenfalls für das Konzentrieren von Fruchtsäften und Sirupen oder zur Entalkoholisierung von Getränken wie Bier oder Apfelwein eingesetzt werden.

Zwischen der Umkehrosmose zur Trennung von Molekülen mit Molmassen bis etwa 200 kg/kmol und der Umkehrosmose mit Molmassen über rund 10 000 kg/kmol liegt der Bereich der Nanofiltration. Die Nanofiltration ist insbesondere für die Herstellung von Farbstoffen von Interesse, da Membranen zur Nanofiltration Farbmoleküle zurückhalten; Salze aber durchlassen.

Die Umkehrosmose und die Nanofiltration gehören nicht mehr zu den mechanischen Trennverfahren, da sie auf Stofftransport durch molekulare Diffusion ([91], Kap. 1) beruhen. Die Trennung kommt nicht durch eine einfache Siebwirkung sondern durch komplizierte Wechselwirkungen zwischen den Molekülen der Lösung und der Membranoberfläche zustande. Dabei ist auch der elektrische Ladungszustand der Moleküle der Lösung und der Membran von großer Bedeutung. Die Umkehrosmose und die Nanofiltration wurden hier trotzdem aufgeführt, weil sie sich apparativ nur durch den größeren Betriebsdruck und andere Membraneigenschaften von der Ultrafiltration unterscheiden.

Die mit Membranen durchgeführte Mikrofiltration, die Ultrafiltration, die Nanofiltration und die Umkehrosmose werden unter dem Begriff „Membrantrennverfahren“ zusammengefaßt. Die für die Membrantrennverfahren verwendeten Membranen sind im allgemeinen asymmetrisch. Zur Vermeidung einer Tiefenfiltration und um den Druckverlust in den Membranen möglichst niedrig zu halten, weist bei den asymmetrischen Membranen nur eine sehr dünne Außenschicht die für die jeweiligen Trennaufgaben erforderliche Porengröße auf. Sie wird als aktive Trennschicht bezeichnet. Die darunter liegende Tragschicht ist viel grobporiger: Bild 4.16. Die Membranen bestehen nur noch selten aus abgewandelten Naturprodukten (vorwiegend Celluloseacetat und andere Cellulosederivate). Heute werden nebst Polysulphonen, Polyamiden, Fluorpolymeren und diversen weiteren Polymerwerkstoffen im Bereiche der Mikro- und der Ultrafiltration bevorzugt keramische Membranen (Bild 4.17) eingesetzt. Diese zeichnen sich durch hohe chemische und thermische Beständigkeit aus. Für die Mikro- und Ultrafiltration werden auch poröse Glasmembranen mit engen Porengrößenverteilungen verwendet.

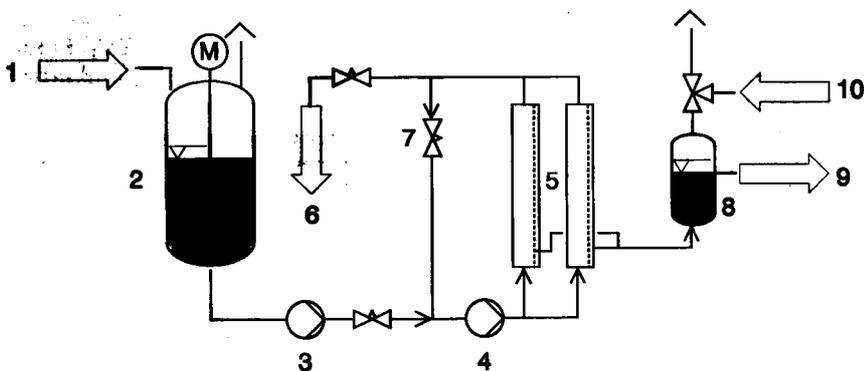


Bild 4.17 Anlage zur kontinuierlichen Durchführung von Membrantrennprozessen. 1 Zulauf, 2 Vorratsbehälter, 3 Zulaufpumpe, 4 Umwälzpumpe, 5 Membran-Moduln, 6 Konzentrat, 7 Druckreduzierventil, 7 Zulauf, 8 Permeatbehälter, 9 Permeat (Filtrat), 10 Druckluft für periodische Rückspülung

Da insbesondere die feinporigen Membranen einen hohen Druckverlust aufweisen, ist für entsprechend große Membranoberflächen zu sorgen. Dazu werden die Membranen zu ganzen Paketen, den sogenannten Moduln, zusammengefaßt. Das Bild 4.17 zeigt eine einfache Membrantrennanlage für kontinuierlichen Betrieb. Durch weitere Parallel- und Serienschaltungen der Moduln lassen sich aus dieser Grundkonfiguration eine Vielzahl von Schaltungsvarianten realisieren [291]. Als Modulbauarten haben sich das Rohr-, Platten-, Wickel-, Hohlfaser- und das Kapillarmodul durchgesetzt.

Das Rohrmodul (tabular module) besteht aus porösen Rohren mit fest durch Stützmaterial verbundenen oder lose aufgebracht Membranen. Die Rohre werden innen unter Druck durchströmt und das Permeat tritt nach außen. Anlagen aus Einzelrohren mit den üblichen Außendurchmessern von 10 bis 20 mm und Wandstärken um 1 mm ergeben nur geringe volumenbezogene Oberflächen von gegen $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Oft werden deshalb analog zum Rohrbündelwärmeübertrager ([91], Kap. 2) mehrere Rohre in einen gemeinsamen Mantel eingebaut: Bild 4.18. Das Rohrmodul findet wegen seiner Unempfindlichkeit gegen Verstopfung vor allem für die Mikrofiltration und die Ultrafiltration Verwendung.

Das Plattenmodul (stack module, plate and frame module) enthält ebene Membranen. Diese können ähnlich zu Paketen zusammengefaßt werden wie das Filtermittel

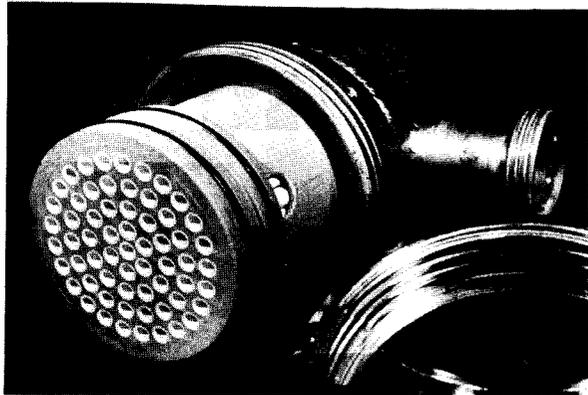


Bild 4.18
Rohrmodulbündel zur
Querstrommikrofiltration
(ENKA, Wuppertal)

in Filterpressen oder in Tellerfiltern. Das Plattenmodul wird mit volumenbezogenen Oberflächen von 100 bis $400 \text{ m}^2/\text{m}^3$ gebaut. Anwendung für UF und RO.

Wesentlich höhere volumenbezogene Oberflächen (über $900 \text{ m}^2/\text{m}^3$) werden mit dem Wickelmodul (spiral-wound module) erzielt. Bei diesem wird die Membran um das Permeatsammelrohr gewickelt. Ein gut durchlässiges Gewebe sorgt für den nötigen Abstand der Membranen: Bild 4.19. Die dadurch zwischen den Membranen entstehenden Ringspalten werden abwechselnd von der zu trennenden Lösung und dem durch die Membranen tretenden Permeat durchströmt. Die zu trennende Lösung strömt in axialer Richtung durch das Modul und verläßt dieses als Konzentrat. Auch bei der Ultrafiltration und der Umkehrosmose ist für eine genügende Strömungsgeschwindigkeit zu sorgen, da sich sonst in unmittelbarer Nähe zur Membranoberfläche analog den bei der Mikrofiltration erörterten Deckschichten Grenzschichten mit überhöhter Konzentration der aufzukonzentrierenden Komponente (Konzentrationsgrenzschicht; „Konzentrationspolarisation“) ergeben. Das durch die aufgewik-

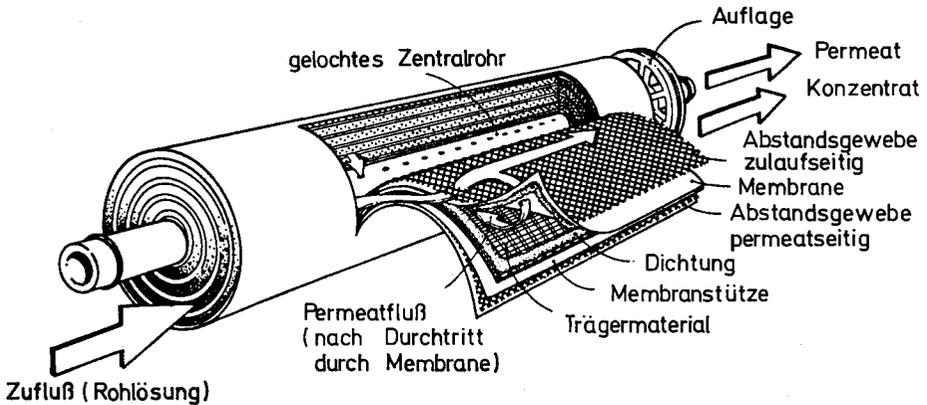


Bild 4.19 Aufbau eines Wickelmoduls (DESALINATION SYSTEMS, Escondido, USA)

kelten Membranen tretende Permeat strömt spiralförmig zum (für den Permeatdurchtritt perforierten) zentralen Permeatsammelrohr. Das Wickelmodul ist kostengünstig herzustellen. Es stellt wegen der größeren Verstopfungsgefahr aber schon wesentlich höhere Anforderungen an die Vorreinigung des Zulaufs. Anwendungsbereiche: UF, RO. Das Kapillarmodul und das Hohlfasermodule (hollow fiber module) sind im Prinzip ebenfalls Rohrmodule. Sie weisen aber zur Erzielung größerer volumenbezogener Oberflächen viel kleinere Durchmesser auf. Eine große Zahl einzelner Röhrchen wird analog zu einem Rohrbündelwärmeübertrager in ein Mantelrohr eingebaut. Die einzelnen Röhrchen sind parallel geschaltet. Das zur Ultrafiltration geeignete Kapillarmodul enthält Membranröhrchen mit einem Innendurchmesser von 0,25 bis 1,5 mm und weist eine volumenbezogene Oberfläche um $1000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ auf. Die Röhrchen sind wie beim Rohrmodul innen durchströmt, und das Permeat gelangt in den Mantelraum. Im Gegensatz dazu befindet sich die aktive Trennschicht bei den viel dünneren Hohlfasermodule auf der Außenseite der Hohlfasern. Die Hohlfasern werden deshalb außen umströmt, während das Permeat im Innern der Hohlfasern anfällt. Da die einzelnen Hohlfasern bei einer Wandstärke von etwa 0,02 mm Innendurchmesser von nur rund 0,04 mm aufweisen, werden mit den Hohlfasermodule enorme volumenbezogene Oberflächen in der Größenordnung von etwa $10000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (!) erreicht. Ihr auf die Umkehrosmose zur Wasseraufbereitung beschränkter Einsatz setzt aber verständlicherweise eine sehr gründliche Vorreinigung des Zulaufs voraus. Zusammenfassende Darstellungen zu den auch für die Biotechnologie wichtigen Membrantrennverfahren findet man in [2, 24, 33, 46, 53, 55, 60 u. 68]. Die in [94] erörterten Berechnungsmethoden zur Ultrafiltration und zur Umkehrosmose sind im Paket MVT [93] programmiert.

4.1.3 Tiefenfiltration

Im Gegensatz zur Kuchen- und Querstromfiltration werden die Feststoffteilchen bei der Tiefenfiltration (Schichtfiltration, Raumfiltration, deep-bed filtration) innerhalb des Filtermittels festgehalten. Infolge der damit verbundenen laufenden Abnahme der Durchlässigkeit des Filtermittels ist der Einsatzbereich von Tiefenfiltern auf Suspen-

sionen mit geringer Feststoffbeladung unter etwa 0,001 bis 0,005 begrenzt. Sie finden deshalb vorab zur Wasseraufbereitung bei Feststoffbeladungen von einigen Tausendstel Promillen (bzw. Feststoffkonzentrationen von einigen g/m^3) breite Verwendung. Sie dienen aber auch der Klärfiltration anderer Suspensionen mit kleinem Feststoffanteil. Tiefenfilter werden nach der Fällung gelöster Substanzen auch als Nachreinigungsstufen in der Abwasserreinigung eingesetzt (z.B. Flockungsfiltration zur Phosphatentfernung [299]).

Abgesehen von den zur Entfernung gelöster Stoffe verwendeten Sorptionsmitteln ([91], Kap. 8) bestehen die Filtermittel der Tiefenfilter vorwiegend aus Quarzsandschüttungen (auch Anthrazitschüttungen) mit Korngrößen von 0,5 bis 4 mm und Schütthöhen von 0,5 bis 3 m. Die wesentlich feineren Feststoffteilchen der Suspension im Korngrößenbereich von etwa $2 \cdot 10^{-8}$ m bis 10^{-5} m dringen ins Innere der Filtermittelschüttung (Filtermittelmasse) ein und werden an der Oberfläche der einzelnen Filtermittelkörner abgelagert: Bild 4.20.

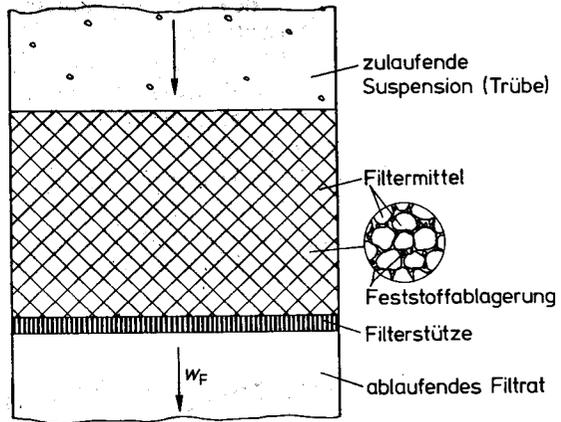


Bild 4.20 Prinzip eines Tiefenfilters

Der Ablagerungsmechanismus ist recht kompliziert und noch nicht allgemein vorausberechenbar. Zunächst müssen die Teilchen an die Oberfläche der Filtermittelteilchen transportiert werden. Dies geschieht durch hydrodynamische Kräfte und durch die „Sperrwirkung“ (interception) der Filtermittelteilchen. Bei kleinen Teilchen mit Größen unter etwa 10^{-6} m tritt dazu der Teilchentransport durch molekulare Diffusion ([91], Kap. 1). Ab Teilchengrößen von etwa $5 \cdot 10^{-6}$ m trägt die Sedimentation zum Transport der Teilchen zur Filtermitteloberfläche bei. Da im Teilchengrößenbereich um 10^{-6} m weder die Diffusion noch die Sedimentation wirksam sind, scheiden Tiefenfilter für diesen Teilchengrößenbereich, den beispielsweise viele Bakterien aufweisen, schlecht ab. In solchen Fällen ist es sinnvoll, die Feststoffteilchen mit Flockungshilfsmitteln zu größeren Agglomeraten zu binden [249]. Man spricht dann von Flockungsfiltration. Nachdem die Teilchen in unmittelbarer Nähe (Abstand $< 10^{-6}$ m) der Filtermitteloberfläche gelangt sind, werden sie durch Oberflächenkräfte an diese gebunden. Durch strömungsbedingte Schubspannungskräfte können sie allerdings auch wieder losgerissen werden. Es ist deshalb darauf zu achten, daß diese Schubspannungskräfte nicht zu groß werden (kleine Leerrohrgeschwindigkeit um $0,1 \dots 0,5$ m/s). Zur Unterstützung des Feststofftransports durch Sedimentation werden Tiefenfilter übrigens im allgemeinen von oben nach unten durchströmt. Zusammenfassende Darstellungen zum Abscheidungsvorgang in Tiefenfiltern findet man in [32], [72], [296] u. [297].

Zur Auslegung und Optimierung von Tiefenfiltern benötigt man die örtliche und zeitliche Abhängigkeit der Feststoffbeladung des Filtermittels. Dazu wurden verein-

fachte halbempirische Modelle entwickelt [32, 72, 297 u. 298], deren Anwendung die experimentelle Bestimmung einiger Parameter aus Versuchen an kleinen Laborfiltern voraussetzt [72]. Wir können an dieser Stelle nicht detailliert darauf eingehen. Es sei aber erwähnt, daß bei einer Filtermittelschüttung aus Teilchen einheitlicher Größe (Einschichtfilter, single-layer filter) in den äußeren Zonen sehr viel Feststoff abgelagert wird. In die anschließend durchströmten Zonen dringt nur noch wenig Feststoff ein. Während die Filtermittelschüttung am Suspensionseintritt rasch überbeladen ist, wird sie gegen den Filtrataustritt hin schlecht genutzt. Es muß deshalb dafür gesorgt werden, daß die Abscheidewirkung der Schicht am Eintritt kleiner ist als jene am Austritt. Die Schicht muß dazu in Richtung Filtrataustritt eine zunehmende spezifische Oberfläche aufweisen. Nach den im ersten Kapitel angestellten Überlegungen läßt sich dies mit Mehrschichtfiltern (multilayer filter) aus Filtermittelschichten, deren Korngröße vom Suspensionseintritt zum Filtrataustritt kleiner wird, realisieren.

Während dem Betrieb eines Tiefenfilters nimmt seine Porosität laufend ab. Wie man aus dem Bild 4.2 erkennt, ist damit eine starke Zunahme des Druckverlusts verbunden. Auch die Abscheidewirkung wird sich i.allg. infolge geänderter Abscheidemechanismen (Anlagerung an bereits abgeschiedene Teilenschichten statt wie zu Beginn an die Oberfläche des Filtermittels) und zunehmender Schubspannungskräfte verschlechtern. Je nach Anwendungsfall ist die Filtermittelschüttung deshalb nach einigen Stunden

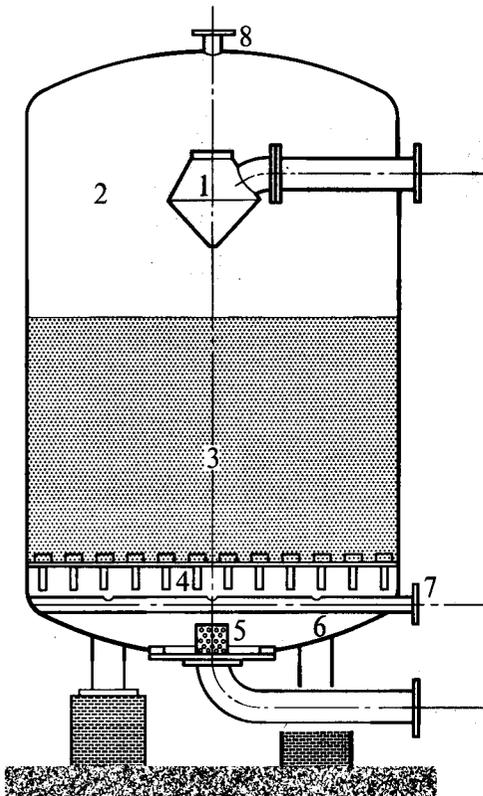


Bild 4.21

Drucktiefenfilter. 1 Rohwasserverteilung und Schlammwasserablauf (bei Regeneration), 2 Raum für die Rohwasserverteilung, 3 Filtermittelschüttung, 4 Düsenboden für gleichmäßiges Anströmen der Schüttung, 5 Filtratentnahme und Reinigungswassereintritt, 6 Sammelraum, 7 Verteiler für Rückspülluft, 8 Entlüftung (SULZER, Winterthur)

bis einigen Tagen durch Rückspülen (backwashing) zu reinigen. Dazu wird die Filtermittelschüttung so stark von unten nach oben durchströmt, daß sich ihre Körner voneinander abheben. Die Filtermittelschüttung wird also fluidisiert (wir kommen darauf im Kap. 5 zurück). Dabei werden die angelagerten Feststoffe wegspült. Zur Verstärkung des Reinigungseffekts und zum Einsparen von Reinigungswasser wird beim Rückspülen oft zusätzlich Luft eingedüst. Der Rückspülvorgang dauert in der Regel etwa fünf bis zehn Minuten. Das dabei entstehende Abwasser (etwa 1% des vorher erzeugten Filtratvolumens) kann i. allg. einer Abwasserreinigungsanlage zugeführt werden [32].

Die Tiefenfilter werden in zwei Bauarten hergestellt. Beim offenen Schwerkraftfilter (open gravity filter) wird die Filtermittelschüttung in meist große, rechteckige Becken gefüllt. Die zu klärende Suspension bildet über der Filtermittelschüttung einen „See“ von bis zu zwei Metern Tiefe. Die Durchströmung erfolgt nun durch den hydrostatischen Druck. Bei den geschlossenen Drucktiefenfiltern (pressure deep-bed filter) befindet sich die Filtermittelschüttung in einem Druckbehälter. Dies ermöglicht den Betrieb mit größeren Überdrücken. Das Arbeitsprinzip eines solchen Drucktiefenfilters geht aus dem Bild 4.21 hervor. Während dem Filtrieren wird die Filtermittelschüttung von oben nach unten durchströmt. Beim Rückspülen erfolgt die Durchströmung unter Fluidisierung des Filtermittels von unten nach oben. Filter dieser Art werden mit Durchmessern bis über drei Metern gebaut [49].

Neben den oben besprochenen Tiefenfiltern mit Filtermittelschüttungen können auch Kerzenfilter mit faserigen Filtermitteln oder Filtermitteln aus porösen Sinterwerkstoffen als Tiefenfilter betrieben werden. Auch die im Abschn. 4.1.1 besprochene Anschwemmfiltration arbeitet zumindest teilweise nach dem Prinzip der Tiefenfiltration. Allerdings wird dabei oft nur eine dünne Schicht beladen und von Zeit zu Zeit abgeschabt oder abgeschält (Kerzenfilter aus porösen Sinterwerkstoffen, Vakuumtrommelfilter). Weiterführende Darstellungen zur Tiefenfiltration in [32], [72] u. [297].

4.1.4 Filtrieren von Rauch

Die Filtration ist auch zur Abscheidung fester Teilchen aus Gasen (Staubabscheidung, gas cleaning) geeignet. Die dazu eingesetzten Faserfilter (fabric filter, fiber filter) sind hochwirksame Staubabscheider. Einen Eindruck davon vermittelt die Forderung einer Abscheidung von mindestens 99,97% der Teilchen im Größenbereich von $3 \cdot 10^{-7}$ m bis $5 \cdot 10^{-7}$ m, welche nach [DIN 24184] an ein Filter der Stufe S gestellt wird. Die Faserfilter lassen sich in Speicherfilter oder Abreinigungsfilter einteilen. Die nach dem Prinzip der Tiefenfiltration arbeitenden Speicherfilter werden bei geringem Staubgehalt (Staubbelastung im Bereich von 10^{-6}), wie er etwa in der Klima- und Belüftungstechnik vorkommt, eingesetzt. Die in der Industrieentstaubung für hohe Staubbelastungen verwendeten Abreinigungsfilter wirken nach einer kurzen Tiefenfiltrationsphase als Kuchenfilter.

Filtermittel Für die Abscheidung im Speicherfilter (Tiefenfiltration) werden als Filtermittel lockere Fasermatten mit Porositäten von 90% bis über 99% benutzt. Wenn nach Monaten bis Jahren die Sättigung mit Staub erreicht wird, werden diese Filtermittel meist ersetzt. Gelegentlich erfolgt auch eine Reinigung durch Waschen oder Ausblasen. Die Anströmgeschwindigkeiten liegen für diese Filtermittel im Bereich von 0,1 bis 3 m/s. Die etwa 1 mm (Feinststaub) bis 30 mm dicken Fasermat-

ten bestehen heute überwiegend aus Glas- oder Kunststofffasern mit Fadendurchmessern von 0,001 mm (Feinststaub) bis 0,1 mm. Da Speicherfilter nur in Ausnahmefällen für die Abluftreinigung eingesetzt werden, genügt i.allg. eine Temperaturbeständigkeit der Fasern bis etwa 100 °C. Zur Vergrößerung der Filterfläche werden die Filtermatten oft gewellt oder gezahnt. Aus dem Alltag sind die Luftfilter der Verbrennungsmotoren als Beispiel eines Speicherfilters allgemein bekannt.

Als Filtermittel für die Abreinigungsfilter wurden die früher üblichen Gewebe weitgehend durch Vliese oder Filze mit Porositäten von 0,7 bis 0,9 verdrängt. Die Nadelfilze (genadelte Filze mit Stützgewebe nach [VDI 3677]) weisen Faserdurchmesser von 0,005 mm bis 0,03 mm und Dicken von 1,5 bis 3 mm auf. Neben den verschiedensten Kunststofffasern werden zur Erhöhung der Temperaturbeständigkeit auch Glas, Mineralien oder Metalle zu Nadelfilzen verarbeitet. Mit Stahlfasern ist ein Dauerbetrieb bei Temperaturen bis 650 °C möglich. Im Zusammenhang mit der Rauchgasreinigung werden Fasern mit einer Temperaturbeständigkeit bis etwa 1000 °C entwickelt. Angaben zur Temperaturbeständigkeit und der Beständigkeit gegen chemische Angriffe können [VDI 3677] entnommen werden. Nach einer kurzen Tiefenfiltration zu Beginn erfolgt die Abscheidung nach dem Prinzip der Kuchenfiltration. Der Druckverlust nimmt deshalb mit wachsender Staubschichtdicke ständig zu. Die Berechnung des Druckverlusts bedingt eine experimentelle Bestimmung des Filtermittelwiderstands und des Filtrationswiderstands der entstehenden Staubschicht. Um den Druckverlust in Grenzen zu halten, muß die Staubschicht von Zeit zu Zeit entfernt werden. Die optimale Betriebsdauer zwischen der Abreinigung kann mit ähnlichen Überlegung wie im Beispiel 4.1 ermittelt werden [302]. Das oft schon nach einigen Minuten nötige Abreinigen stellt hohe Ansprüche an die mechanische Festigkeit des Filtermittels. Für Abreinigungsfilter sind Anströmgeschwindigkeiten im Bereich von 0,005 bis 0,1 m/s üblich. Nebst den konventionellen Filtermitteln [303] werden auch Membranen verwendet. Mit ihnen können selbst Mikroorganismen aus Gasströmen abgeschieden werden (Sterilfiltration) [304], [305].

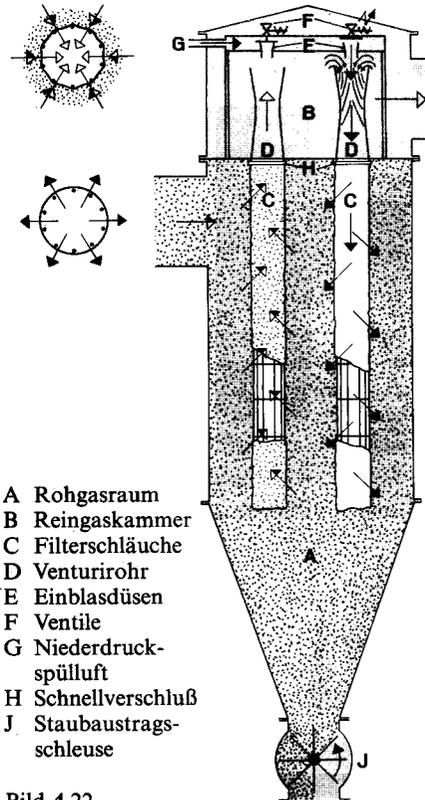
Abscheidungsmechanismus Die Abscheidung in Faserfiltern erfolgt nach den Prinzipien der Tiefen- und der Kuchenfiltration. Die rechnerische Erfassung der Kuchenfiltration haben wir bereits eingehend besprochen. Die bei der Tiefenfiltration zur Teilchenabscheidung führenden Mechanismen lassen sich, wie schon bei der Tiefenfiltration von Suspensionen erwähnt, in Vorgänge zum Transport der Teilchen an die Oberfläche der Fasern und zum Haften der Teilchen an der Faseroberfläche aufteilen. Der Transport der Teilchen zur Faseroberfläche wird durch die auch für die Sedimentation maßgebenden Kräfte (Widerstandskraft, Trägheitskraft, Schwerkraft – wir kommen darauf zurück) bestimmt. Daneben spielen aber auch elektrostatische Kräfte eine wesentliche Rolle. Bei Teilchengrößen unter etwa $5 \cdot 10^{-7}$ m ist zudem die molekulare Diffusion ([91], Kap. 1) von Bedeutung. Da auch die Haftung der Teilchen an der Faser von zahlreichen Einflußgrößen abhängt und weil sich die Abscheidungsmechanismen mit zunehmender Staubbelastung laufend ändern, ist die Vorausberechnung der Abscheideleistung eines Faserfilters sehr kompliziert. Lösungsansätze findet man in [39, 300]. Für die praktische Auslegung von Filtern zur Entstaubung von Gasen ist man aber noch auf Versuche angewiesen [306].

Bauarten Die Abreinigungsfilter werden in zwei Hauptbauarten hergestellt. Die Schlauchfilter (bag filter) sind ähnlich aufgebaut, wie die im Abschn. 4.1.1.5 erwähnten Kerzenfilter: Bild 4.22. Die einzelnen Filterschläuche werden über Stütz-

körben als Filterstütze angeordnet. Sie werden während der Filtration von außen nach innen durchströmt. Dabei lagert sich die Staubschicht auf den zylindrischen Filtermitteln ab. Nach dem Überschreiten eines bestimmten Druckverlusts erfolgt die Abreinigung der einzelnen Schläuche ohne Unterbrechen der Staubgaszufuhr. Dazu wird in einem einzelnen Schlauch (beziehungsweise in einer ganzen Reihe von Schläuchen) durch kurzes Öffnen des entsprechenden Ventils des Druckluftdüsen-systems ein Druckstoß erzeugt. Dieser bewirkt mit der im Bild 4.22 skizzierten Bewegung des Filtermittels ein Aufbrechen und Abstoßen der Staubschicht. Schlauchfilter der gezeigten Art werden mit Schlauchlängen bis etwa 3 m und Filterflächen bis rund 100 m² gebaut. Dank der sehr guten Abreinigung werden Anströmgeschwindigkeiten bis 0,1 m/s erreicht. Nebst der beschriebenen Druckstoßabreinigung (reverse-jet cleaning) gibt es noch weitere Abreinigungsmöglichkeiten. Für große Schlauchfilter mit Filterflächen bis über 10000 m² zur Entstaubung sehr großer Gasvolumenströme ist vor allem die Niederdruck-Rückspülung zu erwähnen [300]. Dank der Entwicklung temperaturbeständiger Filtermittel hat sich der Anwendungsbereich der Schlauchfilter in Gebiete der Abgasreinigung ausgeweitet, die bisher dem Elektrofilter vorbehalten waren. Das Taschenfilter entspricht im Aufbau und im Betrieb weitgehend dem Schlauchfilter. Anstelle der zylindrischen Filterstütze wird aber ein ebener, plattenförmiger Rahmen verwendet.

Abschließend sei noch darauf hingewiesen, daß auch bei der Filtration von Gasen dem Explosionsschutz große Bedeutung beizumessen ist. Wie bei den Zerkleinerungsmaschinen ist auch bei den Staubfiltern mit Staubexplosionen zu rechnen. Die Maßnahmen zu deren Vermeidung haben wir bereits im Abschn. 2.3 besprochen: Inertgasbetrieb, Explosionsdruckentlastung, explosionsdruckstoßfeste Bauweise und Explosionsunterdrückung. Zum Verhindern der elektrostatischen Aufladung können feine Metallfasern in die Filtermittel eingearbeitet werden [307]. Weitere Informationen zur Sicherheit von Rauchfiltern in [301] und [VDI 3673]. Weiterführende Darstellungen zur Filtration von Gasen findet man in [4, 40, 41, 51, 53 u. 88].

Vor allem im Gebiet der Rauchgasentstaubung konkurrieren die Elektroentstauber und die Naßentstauber mit den hier vorgestellten Faserfiltern. Mit den Elektroentstaubern (Elektrofilter, elektrostatische Staubabscheider, electrical precipita-



- A Rohgasraum
- B Reingaskammer
- C Filterschläuche
- D Venturirohr
- E Einblasdüsen
- F Ventile
- G Niederdruckspülluft
- H Schnellverschluss
- J Staubaustragschleuse

Bild 4.22 Funktionsprinzip eines Mitteldruck-Druckstoßfilters mit Einzelschlauchspülung (BÜHLER, Uzwil)

tors) können bei geringen Druckverlusten von 100 bis 400 Pa Gasmassenströme bis zu 300 kg/s entstaubt werden. Es handelt sich dabei um Sedimentationsabscheider mit der elektrischen Kraft als wesentliche treibende Kraft. Im elektrischen Feld zwischen zwei Elektroden mit einer angelegten Spannungsdifferenz in der Größenordnung von 50000 V wirkt auf die zuvor geladenen Staubteilchen nach dem Coulomb-Gesetz eine Kraft, welche die Staubteilchen zur Niederschlagselektrode drängt. Auf die Elektroentstauber wird in [4, 40, 53, 88 u. 308] ausführlich eingegangen.

Namentlich wenn gleichzeitig mit der Staubabscheidung noch gasförmige Schadstoffe zu absorbieren sind ([91], Kap. 7), werden oft Naßentstauber (Waschentstauber, scrubber, wet collector) bevorzugt. Bei diesen werden die Staubteilchen an eine benetzende Flüssigkeit gebunden. Die Flüssigkeit kann als Tropfenschwamm (Zerstäubungsentstauber), als Rieselfilm ([91], Kap. 4, Rieselentstauber) oder in der Form eines durchströmten Flüssigkeitsbades (Schichtenstauber) mit den Staubteilchen in Berührung gebracht werden. Infolge ihrer hohen Abscheideleistung bei relativ geringem Energiebedarf ist eine Zerstäubung der Waschflüssigkeit in den staubhaltigen Gasstrom mit nachfolgenden scharfen Umlenkungen (Drucksprungsabscheider, X-Abscheider [309]) besonders interessant. Näheres zu den Naßentstaubern in [4, 40, 53 u. 88], [310] u. [VDI 3679].

4.2 Sedimentieren

Das Sedimentieren umfaßt das Abscheiden dispers verteilter Feststoff- oder Flüssigkeitsteilchen aus Flüssigkeiten oder Gasen unter der Wirkung der Schwerkraft. Wie auch aus der Tab. 4.1 hervorgeht, ist das Sedimentieren bei allen mechanisch trennbaren Mischungen anwendbar. Bei sehr kleinen Teilchen oder geringen Dichteunterschieden zwischen Teilchen und kontinuierlicher Phase treten allerdings Schwierigkeiten auf. Durch Sedimentieren können Feststoffe auch nach Dichte oder Korngröße klassiert werden. Aus dem Alltag bekannte Beispiele für das Trennen heterogener Gemische durch Sedimentation sind die Abtrennung von Feststoffen aus Abwässern in Abwasserreinigungsanlagen oder die Trennung von Öl und Wasser in der Autogarage. Das Klassieren durch Sedimentation ist von der „Goldwäsche“ oder vom Abtrennen der Spreu bei der Getreideverarbeitung ebenfalls allgemein bekannt.

Obwohl auf dem gleichen Prinzip beruhend, gibt es eine große Zahl sehr unterschiedlich ausgebildeter Sedimentationsapparate. Wir legen deshalb das Schwergewicht auf die Behandlung der all diesen Apparaten gemeinsamen Grundlagen und beschränken uns im Abschn. 4.2.4 auf die Besprechung einiger typischer Bauformen. Die im folgenden zu erarbeitenden theoretischen Grundlagen des Sedimentierens sind auch für viele andere Grundoperationen von Bedeutung. Sie werden uns beispielsweise in [91] bei der Behandlung der Trocknung im Fließbett und der Wärme- und Stoffübertragung in Blasen- und Sprühkolonnen wieder begegnen. Um die sich bei der Sedimentation abspielenden Vorgänge zu verstehen, müssen wir uns mit der Bewegung von Teilchen im Fluid (Gas oder Flüssigkeit) befassen. Wir beschränken uns dabei auf starre Teilchen. Die folgenden Überlegungen gelten aber mit guter Näherung auch für die Bewegung kleiner Flüssigkeitstropfen in Gasen oder Flüssigkeiten, da sich diese infolge der dominierenden Oberflächenspannungskräfte wie starre Kugeln verhalten. Auch kleine Gasblasen in Flüssigkeiten können als starre Kugeln behandelt werden.

Bei größeren Tropfen und Blasen treten zusätzliche Phänomene wie die innere Zirkulation (Strömung innerhalb des Tropfens infolge der Oberflächenschubspannungen), die sich ändernde Form und die Oszillation aus. Wie wir im Kap. 3 gesehen haben, können große Tropfen unter der Wirkung der Strömungskräfte sogar zerfallen, oder es können sich mehrere kleinere Tropfen oder Blasen zu einem größeren Teilchen vereinen (Koaleszenz). Zusammenfassende Darstellungen zur Bewegung von Tropfen und Blasen in Fluiden findet man in [10], [22], [311] u. [312].

4.2.1 Sedimentieren von Einzelteilchen

In technischen Apparaten zum Sedimentieren geht es meist um die Bewegung einer großen Zahl von Teilchen (Teilchenschwarm). Wie wir im nächsten Abschnitt sehen werden, wird dann die für Einzelteilchen berechnete Sinkgeschwindigkeit infolge der gegenseitigen Behinderung nicht mehr erreicht. Bevor wir uns den Teilchenschwärmen zuwenden können, müssen wir aber in der Lage sein, die Sinkgeschwindigkeit eines einzelnen Teilchens in einem weit ausgedehnten Fluid zu berechnen.

4.2.1.1 Widerstandsbeiwert

Wie wir etwa beim Schwimmen oder auf dem Fahrrad erfahren haben, wirkt auf einen gegenüber einem Fluid bewegten Körper eine Widerstandskraft. Diese setzt sich i.allg. aus den drei Anteilen Reibungswiderstand, Formwiderstand und Wellenwiderstand zusammen:

Bei der Bewegung eines Teilchens gegenüber dem umgebenden Fluid wird das Teilchen umströmt. Dadurch entstehen an der Teilchenoberfläche Schubspannungen, die den Reibungswiderstand verursachen. Bei der Umströmung eines Teilchens mit höherer Geschwindigkeit entstehen hinter diesem zunehmend Rückströmungen, Wirbel und Ablösungen. Dadurch wird Energie vom Teilchen weggeführt. Daraus resultiert der Formwiderstand. Falls sich die Teilchen in der Nähe einer Flüssigkeitsoberfläche bewegen, entstehen auf der Flüssigkeitsoberfläche Wellen. Auch diese Oberflächenwellen führen Energie vom bewegten Teilchen weg. Dadurch entsteht der Wellenwiderstand.

Der Wellenwiderstand ist nur für die Bewegung des Teilchens an der Flüssigkeitsoberfläche von Bedeutung (Schiffahrt!) und braucht deshalb für unsere Anwendungen nicht berücksichtigt zu werden. Das Verhältnis von Formwiderstand zu Reibungswiderstand wird mit zunehmender Reynoldszahl größer. Bei Kugeln beträgt der Wert dieses Verhältnisses im Bereich kleiner Reynoldszahlen etwa 0,3; bei großen Reynoldszahlen geht er gegen Unendlich. In einer turbulenten Strömung ist also der Reibungswiderstand gegenüber dem Formwiderstand vernachlässigbar.

Wir brauchen uns weiter nicht um die Größe dieser Widerstandsanteile zu kümmern, da der Reibungs- und der Formwiderstand durch den Widerstandsbeiwert c_f in der Gleichung für die Widerstandskraft F_w gesamthaft erfaßt werden:

$$F_w = c_f (\rho_F / 2) w^2 A \quad (4.37)$$

Nach dieser Gleichung ist die Widerstandskraft dem mit der Relativgeschwindigkeit zum Fluid w gebildeten Staudruck $(\rho_F / 2) w^2$ und der Spantfläche A (Schattenfläche, größte Querschnittsfläche senkrecht zur Strömungsrichtung) proportional. Der Wi-

derstandsbeiwert (drag coefficient) ist von der Reynoldszahl

$$Re_p = \rho_F w d_p / \eta_F \quad (4.38)$$

von der Geometrie (Form, Rauigkeit bei turbulenter Umströmung) und der Orientierung des Teilchens abhängig. Im Falle eines bewegten Fluids tritt dazu noch die – bis heute noch nicht eindeutig geklärte – Abhängigkeit vom Turbulenzgrad [10]. Wir vernachlässigen im folgenden den Einfluß des Turbulenzgrades und beschränken uns auf kugelförmige, glatte Teilchen. Für diese bleibt nur noch die Abhängigkeit des Widerstandsbeiwerts von der Reynoldszahl. Im Bild 4.23 sind Meßergebnisse bis zu Reynoldszahlen von 10^6 eingetragen. Ein Vergleich mit dem entsprechenden Diagramm für den Widerstandsbeiwert einer Rohrströmung [5, 10] zeigt, daß bei umströmten Teilchen kein eigentlicher Umschlag vom laminaren in den turbulenten Strömungsbereich stattfindet. Bis zu einer Reynoldszahl von 0,2 wird die Kugel laminar umströmt. In diesem Bereich ist der Widerstandsbeiwert – wie von der Rohrströmung bekannt – der Reynoldszahl umgekehrt proportional und kann mit dem Stokesschen Gesetz berechnet werden:

$$c_t = 24 / Re_p \quad (4.39)$$

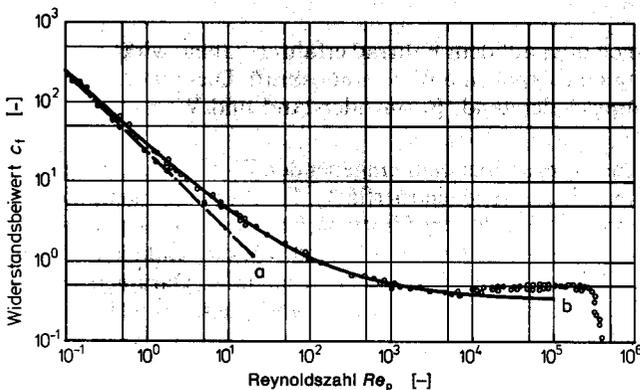


Bild 4.23 Widerstandsbeiwert glatter Einzelkugeln
a Stokessches Gesetz (4.39), b Näherungsgleichung (4.40).
Eingezeichnete Punkte experimentell und theoretisch bestimmte Werte

Nach einem Übergangsbereich nimmt der Widerstandsbeiwert ab einer Reynoldszahl von rund 1000 einen ungefähr konstanten Wert an. Obwohl man ab Reynoldszahlen über 1000 i.allg. von einer turbulenten Umströmung spricht, vermag sich auf der Kugelvorderseite noch immer eine laminare Grenzschicht zu halten. Im Bild 4.23 erkennt man bei einer Reynoldszahl von ungefähr $3 \cdot 10^5$ einen deutlichen Abfall des Widerstandsbeiwerts. Dieser ist durch den Umschlag der laminaren Grenzschicht auf der Kugelvorderseite in eine turbulente bedingt. Dadurch wird der Impulsaustausch mit der Kernströmung intensiviert, und es kommt zu einem teilweisen Wiederanliegen der Strömung. Dies bewirkt zunächst eine Reduktion des Formwiderstands und damit des Widerstandsbeiwerts. Nach einem scharfen Minimum wächst der Widerstandsbeiwert erneut an, weil sich nun die Ablösungszone auch bei vollturbulenter Umströmung wieder gegen die Kugelvorderseite verschiebt. Für den Bereich $0,2 < Re_p \leq 2 \cdot 10^5$ wurden zahlreiche analytische Näherungsgleichungen

vorgeschlagen [10, 47]. Zu den besten Näherungen zählt die Gleichung von Yilmaz [314]. Sie ist aber derart kompliziert, daß die Absetzgeschwindigkeit damit nur noch numerisch bestimmt werden kann [93, 313]. Für technische Zwecke ist die einfachere Beziehung von Martin [315] für den ganzen Bereich bis $Re_p = 10^4$ i.allg. genügend:

$$c_t = (1/3) \left[\sqrt{\frac{72}{Re_p} + 1} \right]^2 \quad (4.40)$$

Trotz zahlreichen Versuchen ist man bis heute noch nicht in der Lage, allgemeingültige Gleichungen für den Widerstandsbeiwert nichtkugelförmiger Teilchen anzugeben. Bis zu Reynoldszahlen von etwa 100 wird über ähnliche Werte wie bei kugelförmigen Teilchen berichtet. Darüber ergeben sich erhebliche Abweichungen [325]. Wie man etwa vom „Tauchteller“ im Schwimmbad weiß, schlagen nichtkugelförmige Teilchen beim freien Absetzen eine sehr komplizierte Bahn ein. Bei den dabei auftretenden Tanzbewegungen, die ab Reynoldszahlen von etwa 10 vorkommen, ändert sich die Orientierung ständig. Die Orientierung nichtkugelförmiger Teilchen ist vom Dichteverhältnis zwischen Teilchen und Fluid abhängig. Bei hohem Dichteverhältnis (z.B. Stahl in Wasser) sind die Tanzbewegungen geringer als bei kleinem (z.B. Kunststoff in Wasser). Dies äußert sich in einem kleineren Widerstandsbeiwert bei hohem Dichteverhältnis. Unterlagen zur Sedimentation nichtkugelförmiger Teilchen findet man in [10].

4.2.1.2 Bewegungsdifferentialgleichung

Wir werden in den folgenden Ausführungen einige vereinfachende Annahmen treffen. Übersichtshalber sind diese nachstehend zusammengestellt:

1. Die Teilchen sind starr und besitzen eine glatte Oberfläche.
2. Der Teilchendurchmesser ist so groß, daß molekulare Bewegungsvorgänge noch bedeutungslos sind. Dies ist für die Sedimentation im Schwerfeld für Teilchengrößen über etwa 0,01 mm der Fall. Hierzu sei bemerkt, daß Teilchen mit Größen unter $1 \cdot 10^{-7}$ bis $5 \cdot 10^{-7}$ m in Wasser infolge der Brownschen Bewegung dauernd in der Schwebe bleiben.
3. Die Teilchen bewegen sich in einem Newtonschen Fluid (Kapitel „Rheologie“).
4. Zwischen dem Teilchen und dem Fluid tritt senkrecht zur Absetzrichtung keine Geschwindigkeitskomponente auf.

Für den instationären Absetzvorgang gelten die folgenden zusätzlichen Vereinfachungen:

5. Zu Beginn des Absetzvorgangs ist die Relativgeschwindigkeit zwischen Teilchen und Fluid Null.
6. Die an stationär umströmten Kugeln gewonnene Abhängigkeit des Widerstandsbeiwerts von der Reynoldszahl wird für den instationären Anlaufvorgang übernommen. Dies ist nach den Untersuchungen in [317] u. [318] durchaus zulässig.

Falls die Dichte des Teilchens ρ_p größer ist als die Dichte des Fluids ρ_F , sinkt es; andernfalls steigt es nach oben. Wir beziehen unsere folgenden Ausführungen auf den Absetzvorgang ($\rho_p > \rho_F$). Sie gelten (mit umgekehrten Vorzeichen) auch für $\rho_p < \rho_F$. Die Absetzbewegung eines Teilchens im Fluid wird durch die Schwerkraft F_g , die Auftriebskraft F_a , die Widerstandskraft F_w und die Trägheitskraft F_q bestimmt: Bild

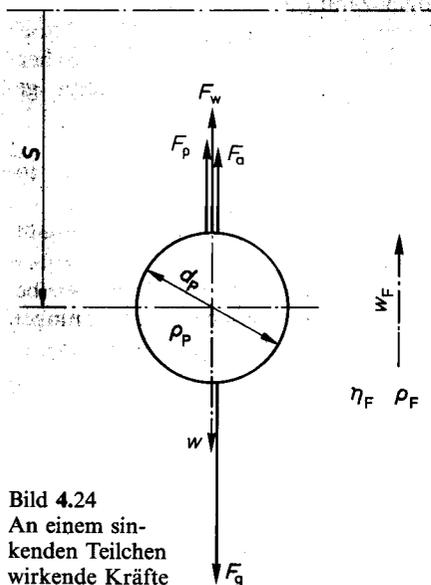


Bild 4.24
An einem sinkenden Teilchen wirkende Kräfte

4.24. Diese Kräfte bestimmen wir für ein Teilchen, das sich im vorerst als ruhend gedachten Fluid ($w_F = 0$) mit der Sinkgeschwindigkeit w nach unten bewegt.

Die Schwerkraft ist das Produkt aus der Masse des Teilchens mit der Erdbeschleunigung

$$F_g = V_p \rho_p g \quad (4.41)$$

und die Auftriebskraft F_a das Produkt aus der Masse der verdrängten Flüssigkeit mit der Erdbeschleunigung:

$$F_a = V_p \rho_F g \quad (4.42)$$

Die Gleichung für die Widerstandskraft haben wir bereits formuliert: Gl. (4.37). Bleibt noch die Trägheitskraft. Sie ist das Produkt aus der beschleunigten Masse und der Beschleunigung. Neben der Teilchenmasse ist auch ein Teil des umgebenden Fluids zu beschleunigen. Diese als „scheinbare Masse“ bezeichnete Fluidmasse hängt von der Geometrie und der Orientierung der Teilchen ab und kann über die Energie der Potentialströmung berechnet werden. Bei kugelförmigen Teilchen entspricht das Volumen des mitbeschleunigten Fluids dem halben Teilchenvolumen, bei senkrecht zur Achse beschleunigten Zylindern (mit $L = d$) 75 % des Teilchenvolumens. Durch Einführen des Koeffizienten c_m für den Volumenanteil des mitbeschleunigten Fluids ergibt sich für die Trägheitskraft:

$$F_i = V_p (\rho_p + c_m \rho_F) (dw/dt) \quad (4.43)$$

Durch Einsetzen der Gln. (4.37), (4.41), (4.42) und (4.43) in die Gleichgewichtsbedingung

$$F_w + F_a + F_i - F_g = 0 \quad (4.44)$$

finden wir für kugelförmige Teilchen mit $A = (\pi/4) d_p^2$, $V_p = (\pi/6) d_p^3$ und $c_m = 0,5$ die folgende Bewegungsdifferentialgleichung:

$$\frac{dw}{dt} = \frac{g (\rho_p - \rho_F)}{\rho_p + \rho_F/2} - \frac{3 c_t \rho_F w^2}{4 d_p (\rho_p + \rho_F/2)} \quad (4.45)$$

Durch Einführen der Reynoldszahl aus der Gl. (4.38), der Archimedeszahl

$$Ar = \frac{g d_p^3 (\rho_p - \rho_F) \rho_F}{\eta_F^2} \quad (4.46)$$

und einer dimensionslosen Absetzzeit [313]

$$Ti = \frac{\eta_F t}{(\rho_p + \rho_F/2) d_p^2} \quad (4.47)$$

erhalten wir die folgende dimensionslose Bewegungsdifferentialgleichung für kugelförmige Teilchen:

$$\frac{d(Re_p)}{dT_i} = Ar - \frac{3 Re_p^2 c_f}{4} \quad (4.48)$$

4.2.1.3 Stationärer Absetzvorgang

Nach einer meist vernachlässigbar kurzen Beschleunigungsphase, auf die wir im nächsten Abschnitt noch eingehen werden, erreichen die mit der Relativgeschwindigkeit Null losgelassenen Teilchen eine konstante Sinkgeschwindigkeit. Die Teilchenbeschleunigung dw/dt wird dann Null. Nach den Beziehungen (4.37) und (4.47) wird dann auch die Ableitung der Reynoldszahl nach der dimensionslosen Zeit Null:

$$d(Re_p)/dT_i = 0 \quad (4.49)$$

Damit liefert die dimensionslose Bewegungsgleichung (4.48) mit dem Widerstandsbeiwert aus (4.39) für den Bereich der laminaren Umströmung ($Re_p \leq 0,2$, bzw. $Ar \leq 3,6$) die folgende Reynoldszahl für den stationären Absetzvorgang:

$$Re_{p0} = Ar/18 \quad (4.50)$$

Durch Einsetzen der Definitionsgleichungen für die Reynoldszahl (4.38) und für die Archimedeszahl (4.46) erhalten wir daraus die stationäre Absetzgeschwindigkeit bei laminarer Umströmung zu:

$$w_0 = \frac{(\rho_p - \rho_F) g d_p^2}{18 \eta_F} \quad (4.51)$$

Wir sehen daraus, daß die stationäre Sinkgeschwindigkeit bei laminarer Umströmung dem Quadrat der Teilchengröße proportional und der dynamischen Viskosität des Fluids umgekehrt proportional ist.

Im Übergangsbereich ($0,2 < Re_p \leq 10^4$, bzw. $3,6 < Ar \leq 3 \cdot 10^7$) kann die Abhängigkeit des Widerstandsbeiwerts von der Reynoldszahl durch die Gl. (4.40) angenähert werden. Dafür liefert die Bewegungsgleichung (4.48) mit $d(Re_p)/dT_i = 0$ die folgende Reynoldszahl für den stationären Absetzvorgang:

$$Re_{p0} = 18 \left[\sqrt{1 + \frac{\sqrt{Ar}}{9}} - 1 \right]^2 \quad (4.52)$$

Diese Beziehung vermag auch den Bereich laminarer Umströmung hinreichend wiederzugeben. Eine genauere – aber in der Anwendung etwas umständlichere – Näherungsgleichung für den Übergangsbereich findet man in [313]. Mit der Definitionsgleichung (4.37) für die Reynoldszahl folgt die stationäre Absetzgeschwindigkeit mit Re_{p0} aus (4.52) zu:

$$w_0 = \frac{\eta_F}{\rho_F d_p} Re_{p0} \quad (4.53)$$

Die für das Zurücklegen eines Absetzweges s benötigte Absetzzeit beträgt bei stationärem Absetzen:

$$t_0 = s/w_0 \quad (4.54)$$

4.2.1.4 Instationärer Absetzvorgang

Wir benötigen noch ein Kriterium zur Beurteilung, ob die stationäre Behandlung eines Absetzvorgangs genügt, oder ob die Beschleunigungsphase in Ausnahmefällen doch zu berücksichtigen ist. Es ist einleuchtend, daß die Beschleunigungsphase bei kleiner Absetzgeschwindigkeit und großem Absetzweg keine Rolle spielen wird. Hingegen kann die stationäre Behandlung bei großen Endgeschwindigkeiten und kurzem Absetzweg fraglich werden. In [313] werden nach dem Einführen eines dimensionslosen Absetzwegs

$$Zs = \frac{s \varrho_F}{(\varrho_p + \varrho_F/2) d_p} \tag{4.55}$$

analytische (laminare Umströmung) und numerische (Übergangsbereich) Lösungen zur Bestimmung der Absetzzeit bei Berücksichtigung der Beschleunigungsphase angegeben. Daraus sei das im Bild 4.25 wiedergegebene Diagramm herausgegriffen. Es ermöglicht die Abschätzung des ohne Berücksichtigung der Beschleunigungsphase zu erwartenden relativen Fehlers rF . Gegebenenfalls kann damit die nach dem vorangehenden Abschnitt ermittelte stationäre Absetzzeit nach der Beziehung

$$t = t_o / (1 - rF) \tag{4.56}$$

korrigiert werden. Programme für den stationären und den instationären Fall findet man im Paket MVT [93].

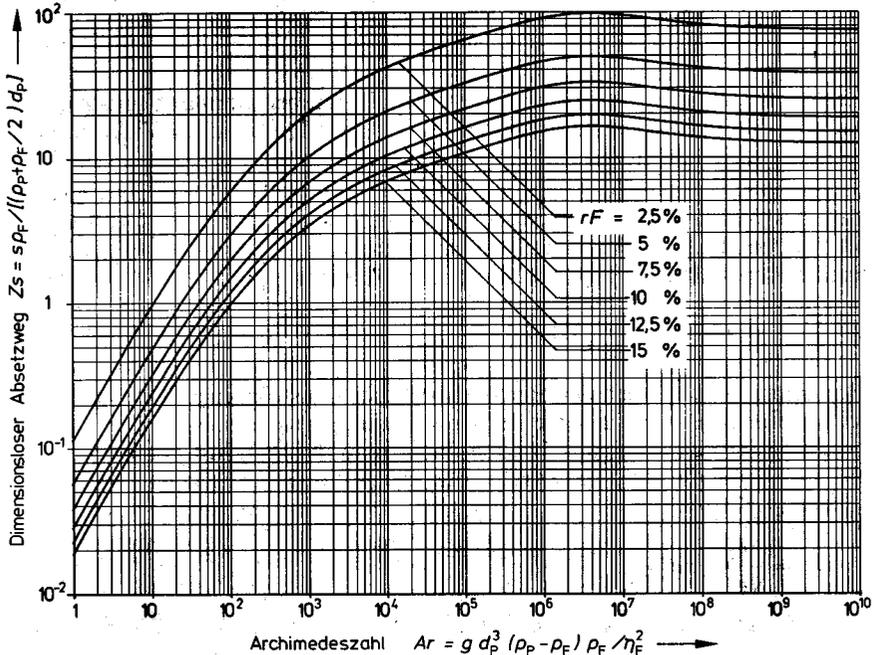


Bild 4.25 Relativer Fehler rF der mit vernachlässigter Beschleunigungsphase ermittelten Absetzzeit nach Zogg [313]

Beispiel 4.3 In einem Querstromklassierer sind kugelförmige Teilchen mit einem Durchmesser von 10 mm und einer Dichte von 3000 kg/m^3 aus Wasser (Dichte 1000 kg/m^3 , dynamische Viskosität $0,001 \text{ kg/ms}$) abzuseiden. Wie groß ist die Absetzzeit einzelner Teilchen bei einem Absetzweg von $0,5 \text{ m}$?

Stationäres Absetzen:

Archimedeszahl aus (4.46)

$$Ar = 1,962 \cdot 10^7,$$

Reynoldszahl aus (4.52)

$$Re_{po} = 8100,$$

Sinkgeschwindigkeit aus (4.53)

$$w_o = 0,810 \text{ m/s},$$

stationäre Absetzzeit aus (4.54)

$$t_o = 0,618 \text{ s};$$

Überprüfen der stationären Lösung:

dimensionsloser Absetzweg aus (4.55)

$$Zs = 14,29,$$

relativer Fehler aus Bild 4.25

$$rF = 16\% = 0,16;$$

Absetzzeit bei Berücksichtigung der Beschleunigung:

korrigierte Absetzzeit aus (4.56)

$$t = 0,735 \text{ s}.$$

4.2.2 Sedimentieren von Schwarmteilchen

In Apparaten für die technische Sedimentation sedimentieren i.allg. so viele Teilchen, daß sie sich gegenseitig behindern. Infolge dieser Behinderung sedimentieren die Teilchen in Teilchenschwärmen langsamer als Einzelteilchen. Maßgebend für die gegenseitige Behinderung ist der Teilchenvolumenanteil v , der sich aus der Massenbelastung an Teilchen X und den Dichten der beiden Phasen berechnen läßt:

$$v = \frac{X}{X + (\rho_p / \rho_F)} \quad (4.57)$$

Für die Korrektur der Absetzgeschwindigkeit von Schwarmteilchen gegenüber jener der Einzelteilchen wurden zahlreiche Beziehungen vorgeschlagen. Während manche nur den Teilchenvolumenanteil nach (4.57) als Einflußgröße enthalten, trägt die Gleichung von Zehner [319] dem von der Reynoldszahl abhängigen Strömungsprofil um die Teilchen über eine dimensionslose Grenzsichtdicke

$$Dg = \frac{1}{2 + \sqrt{Re_{po}/2}} \quad (4.58)$$

Rechnung. Mit den in [319] experimentell bestimmten Koeffizienten ergibt sich folgendes Verhältnis der Absetzgeschwindigkeit von Schwarmteilchen w_s zur Absetzgeschwindigkeit von Einzelteilchen w_o :

$$w_s / w_o = [1 - v^{(2/3)} (1 + Dg)]^{1,75} [1 + (4/3) Dg]^2 \quad (4.59)$$

Die mit den Gln. (4.58) und (4.59) errechnete Abhängigkeit der Sinkgeschwindigkeit (beziehungswise der Reynoldszahl) kugelförmiger Schwarmteilchen ist im Bild 4.26 in dimensionsloser Form aufgetragen. Die Abhängigkeit der Reynoldszahl von der Archimedeszahl wurde dazu für Einzelteilchen ($v = 0$) mit der Gl. (4.52) berechnet. Wir können diesem Bild entnehmen, daß die Absetzgeschwindigkeit nur bis zu einem Feststoffvolumenanteil von höchstens 2% jener einzelner Teilchen gleichgesetzt werden darf. Bei einem Feststoffvolumenanteil von 2% ergeben sich dadurch bereits relative Fehler der Absetzgeschwindigkeit gegen 10%.

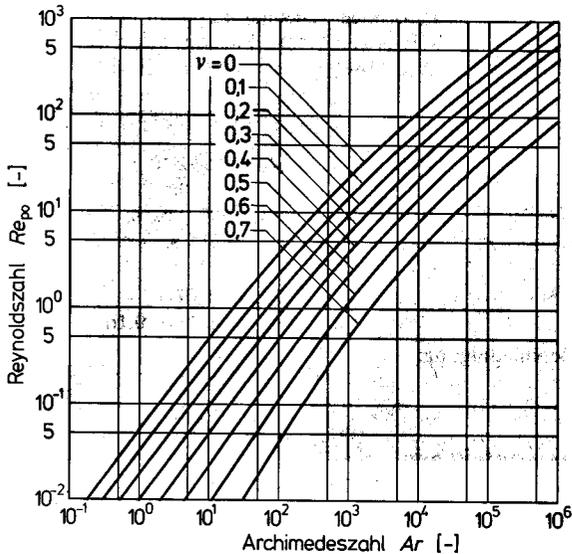


Bild 4.26
Abhängigkeit der Reynoldszahl (und damit der Sinkgeschwindigkeit) kugelförmiger Teilchen von der Archimedeszahl und dem Volumenanteil der Teilchen v

Unsere bisherigen Berechnungsunterlagen sind auf Teilchen gleicher Größe beschränkt. Versuche an Suspensionen mit zwei Teilchengrößen ergaben, daß sich die Absetzgeschwindigkeiten beider Fraktionen bis zu Feststoffvolumenanteilen von 40 % mit guter Näherung so berechnen lassen, als wäre nur eine einzige Teilchengröße vorhanden [320]. Die Verwendung der Korrektur (4.59) scheint deshalb zumindest bei kleinen Teilchenvolumenanteilen auch beim Vorliegen einer Teilchengrößenverteilung gerechtfertigt. In vielen praktischen Fällen ist es ohnehin schwierig, hohe Teilchenbelastungen richtig zu erfassen, weil sie sich längs des Absetzweges ändern. Die gezeigte Behandlung der Sedimentation von Schwarmteilchen wie auch die hier aus Platzgründen nicht erörterte Cunningham-Korrektur für sehr feine Teilchen in Gasen [10, 40] sind im Paket MVT [93] programmiert.

Beispiel 4.4 In einer Suspension befinden sich kugelförmige Teilchen mit einer Dichte von 1370 kg/m^3 und einem Durchmesser von $0,03 \text{ mm}$. Die Feststoffbelastung der Suspension beträgt $0,08$. Die kontinuierliche Phase ist Wasser (Dichte 1000 kg/m^3 , dynamische Viskosität $0,001 \text{ kg/ms}$). Wie groß ist die Absetzgeschwindigkeit dieser Teilchen, und ab welchem Absetzweg darf die Sedimentation dieser Teilchen als stationär betrachtet werden?

Stationäre Absetzgeschwindigkeit:

- Archimedeszahl aus (4.46)
- Sinkgeschwindigkeit Einzelkugel (4.51)
- Feststoffvolumenanteil aus (4.57)
- Reynoldszahl aus (4.50)
- dim.lose Grenzschichtdicke (4.58)
- Geschwindigkeitsverhältnis (4.59)
- stationäre Sinkgeschwindigkeit

$$\begin{aligned}
 Ar &= 0,0980; \\
 w_o &= 1,82 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}, \\
 v &= 0,0552, \\
 Re_{p0} &= 0,00544, \\
 Dg &= 0,487, \\
 w_s/w_o &= 0,758, \\
 w_s &= 1,37 \cdot 10^{-4} \text{ m/s};
 \end{aligned}$$

Grenze für stationäre Berechnung:

Für einen relativen Fehler der Absetzzeit von 2,5% liefert die Extrapolation des Bildes 4.25 einen dimensionslosen Absetzweg von ungefähr 0,0049. Durch Auflösen der Gl. (4.55) nach dem Absetzweg erhalten wir als untere Grenze für die stationäre Behandlung der Sedimentation einen Absetzweg von: $s_{\min} = 2,75 \cdot 10^{-7} \text{ m}$. Für diese feinen Teilchen ist die Beschleunigungsphase somit in jedem denkbaren Absetzfall vernachlässigbar.

4.2.3 Flockung und Flotation

Feine Teilchen sedimentieren laminar. Ihre Sinkgeschwindigkeit ist deshalb gemäß der Gl. (4.51) dem Quadrat der Teilchengröße proportional. Wir haben im Beispiel 4.4 gesehen, daß feine Teilchen nur sehr langsam sedimentieren. Unterhalb einer Teilchengröße von etwa 0,01 mm wird die Sedimentation bereits durch molekulare Bewegungsvorgänge beeinflusst ([91], Kap. 1). In Flüssigkeiten bleiben Teilchen bei Größen unter etwa 0,001 mm dauernd in der Schwebelage. Die minimale Absetzgeschwindigkeit für einen wirtschaftlichen Einsatz von Sedimentationsapparaten liegt bei etwa 10^{-5} m/s. Die Sedimentation durch Schwerkraftwirkung ist deshalb auf Teilchengrößen über rund 0,01 mm begrenzt. Durch Flockung oder Flotation können trotzdem auch feinere Teilchen mittels Schwerkraftsedimentation aus Suspensionen abgetrennt werden.

Wir sind bereits bei der Filtration von Suspensionen mit feinen Feststoffteilchen auf die Flockung (floculation, coagulation) gestoßen. Zur Flockung mischt man der Suspension vor der Sedimentation mit Rührern oder in turbulenten Rohrströmungen Flockungsmittel (floculating agents) wie Eisenchlorid, Aluminiumsulfat oder synthetische Polyelektrolyte [320] bei. Diese führen zur Agglomeration mehrerer feiner Teilchen zu wesentlich größeren Flocken mit einer entsprechend höheren Sedimentationsgeschwindigkeit. Zahlreiche Feststoffteilchen (insbesondere frische Mahlprodukte) neigen zur Eigenflockung, bei der die Teilchen ohne die Zugabe von Flockungsmitteln zu größeren Verbänden agglomerieren. Die Eigenflockung kann durch langsam laufende Rührer gefördert werden (mechanische Flockung). Näheres zur Flockung in [26, 62, 72 u. 320 bis 322].

Bei der Flotation (flotation) werden die Feststoffteilchen durch aufsteigende Gasblasen aus Suspensionen transportiert. In der Bodenzone des Flotationsbeckens werden durch Einblasen von Gasen (meist Luft) aus porösen Böden oder Düsen feine Blasen erzeugt (pneumatische Flotation). Die Blasen können auch durch Druckerniedrigung (Entspannungsflotation) oder Erwärmen vorher mit Gasen gesättigter Suspensionen gebildet werden ([91], Kap. 7). Als weitere Möglichkeiten zur Erzeugung feiner Gasblasen gelangen die Begasung mit Rührern, die Zufuhr von Gas und Suspension in Mischdüsen und die Elektrolyse der kontinuierlichen Phase (elektrolytische Flotation) zur Anwendung. Die Teilchen der Suspension, welche durch die kontinuierliche Phase schlecht benetzt werden, neigen dazu, sich an der Oberfläche der aufsteigenden Gasblasen anzulagern. Sie sammeln sich schließlich in der sich über der Suspension bildenden Schaumschicht an und werden von dort durch Räumwerkzeuge entfernt. Die Teilchen der Suspension, welche von der kontinuierlichen Phase gut benetzt werden, haften nicht an den Gasblasen und bleiben in der Suspension zurück. Durch die Flotation können deshalb Stoffe selektiv aus einer Suspension entfernt werden. Die Flotation hat daher als Sortierverfahren besondere Bedeutung und wird beispielsweise zur Gewinnung mineralischer Rohstoffe aus Erzen und zur Kohleaufbereitung in großem Umfang eingesetzt. Erwähnenswert ist auch die Entfernung von Druckerschwärze aus Altpapier oder die Abtrennung von Proteinen aus wässrigen Lösungen [327]. Da auch Teilchen mit sehr geringer Dichtedifferenz zur kontinuierlichen Phase abgetrennt werden können, ist die Flotation in der Abwasserreinigung eine interessante Alternative zur konventionellen Flockungssedimentation [326]. Wenn die Feststoffe nicht genügend wasserabstoßend sind, müssen der Suspension Chemikalien beigemischt werden. Durch die Wahl und die richtige Dosierung entspre-

chender Flotationsmittel können die Benetzungseigenschaften der Feststoffe und damit die Selektivität der Flotation gezielt beeinflusst werden. Zusammenfassende Darstellungen zur Flotation findet man in [43, 53, 77 u. 323 bis 325].

4.2.4 Anwendungsbeispiele

Eine auch nur einigermaßen repräsentative Beschreibung der gebräuchlichsten Sedimentationsapparate ist im Rahmen dieser Einführung nicht möglich. Hierzu sei auf [30, 53, 62 u. 77] verwiesen. Wir beschränken uns auf einige Beispiele zur Trennung von Suspensionen sowie Klassierung und wollen an diesen das auch auf andere Sedimentationsapparate übertragbare Vorgehen zur Auslegung aufzeigen.

4.2.4.1 Absetzapparate zur Suspensionstrennung

In den Absetzapparaten zur Suspensionstrennung werden Suspensionen in einen feststoffarmen Ablauf und einen feststoffreichen Schlamm getrennt. Je nach dem Hauptzweck der Gewinnung eines möglichst feststoffarmen Ablaufs oder eines möglichst feststoffreichen Schlammes wird zwischen Klären (clarification) und Eindicken (thickening) unterschieden. Während sich das Klären mit den im vorangehenden erarbeiteten Grundlagen zur Sedimentation erfassen läßt, wird das Eindicken zusätzlich durch das Kompressionsverhalten der Sedimente bestimmt. Die Trennung in Absetzapparaten weist gegenüber dem Filtrieren oder dem Zentrifugieren den Vorteil eines geringen Energiebedarfs auf. Sie ist aber mit dem Nachteil eines wesentlich größeren Platzbedarfs behaftet. Wir werden noch zeigen, daß das Bauvolumen von Absetzapparaten umgekehrt proportional zur Sinkgeschwindigkeit ist. Das Absetzen kleiner Teilchen führt deshalb zu großen Apparaten. Dadurch wird der Anwendungsbereich von Absetzapparaten auf Absetzgeschwindigkeiten über 10^{-5} m/s eingeschränkt.

Die meisten Absetzapparate arbeiten kontinuierlich: der Schlammaustrag erfolgt mit mechanischen Austragsvorrichtungen und Pumpen, ohne daß deswegen der Betrieb der Apparate unterbrochen werden muß. Die üblichen Absetzapparate für Suspensionen weisen einen kreisförmigen oder einen rechteckigen Grundriß auf. Während die Rundbecken vorwiegend dem Eindicken von Suspensionen dienen, werden die Rechteckbecken vor allem zur Klärung eingesetzt.

Wir wollen die Wirkungsweise und die Berechnung der Absetzapparate am Beispiel eines Rechteckklärbeckens kennenlernen: Bild 4.27. Die Suspension gelangt durch einen Verteiler (es gibt verschiedene Verteilerarten; das Bild 4.27 zeigt die Verteilung mit einem Prallteller) ins Becken. Sie durchströmt das Becken im wesentlichen in horizontaler Richtung und verläßt es über ein Überlaufwehr. Gleichzeitig sinken die Feststoffteilchen mit $\varrho_p > \varrho_F$ nach unten. Der größte Teil des Feststoffs erreicht dabei die Nähe des Absetzbodens und bleibt in der sogenannten Kompressionszone liegen. In dieser bildet er eine zusammenhängende Ablagerung, den Schlamm. Dieser wird durch Räumwerkzeuge (im Bild 4.27 als Beispiel ein Kettenräumer) in die Vertiefung unter der Einlaufzone gefördert und von dort durch den Schlammablaß entnommen. Die Teilchen mit $\varrho_p < \varrho_F$ bewegen sich nach oben und bilden an der Suspensionsoberfläche eine Schwimmschlammsschicht. Diese kann durch ein in der Eintauchtiefe verstellbares Wehr abgeschält werden.

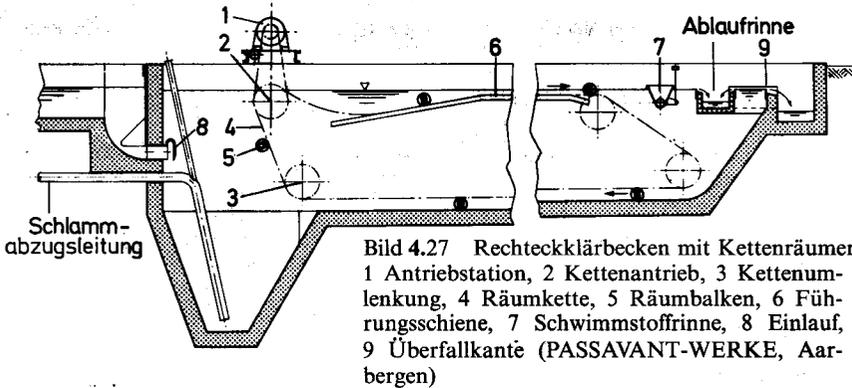


Bild 4.27 Rechteckklärbecken mit Kettenräumer
 1 Antriebstation, 2 Kettenantrieb, 3 Kettenumlenkung, 4 Räumkette, 5 Räumbalken, 6 Führungsschiene, 7 Schwimmstoffrinne, 8 Einlauf, 9 Überfallkante (PASSAVANT-WERKE, Aarbergen)

Für die Auslegung von Klärbecken benötigen wir die Absetzgeschwindigkeit. Diese können wir nach den Ausführungen der Abschn. 4.2.1 und 4.2.2 berechnen oder bei unbekannter Form, Größe und Dichte der Teilchen (beispielsweise in häuslichem Abwasser) durch Absetzversuche in Bechergläsern messen. Zur Auslegung des Klärbeckens benötigen wir neben der Absetzgeschwindigkeit den Volumenstrom und die Stoffwerte der kontinuierlichen Phase ($\dot{V}_F, \rho_F, \eta_F$). Weiter sind für das Verhältnis von Beckenbreite zu Beckentiefe

$$\kappa = b/s_o \tag{4.60}$$

bei Betonbecken aus baulichen Gründen Werte von 2 bis 4 üblich. Wir gehen nun von einem Rechteckbecken der Breite b und den Abmessungen gemäß dem Bild 4.28 aus. Vor der eigentlichen Klärzone muß der Zulauf in der Einlaufzone verteilt und nach der Klärzone in die Auslaufzone zum Überlauf gelenkt werden. Dafür sind Längenzuschläge in der Größenordnung der Beckentiefe nötig (exaktere Bestimmung der Einlaufzonenlänge in [329]). Wir befassen uns im folgenden nur mit der Auslegung der eigentlichen Klärzone. Dazu treffen wir die folgenden vereinfachenden Annahmen:

1. Im Becken bildet sich in horizontaler Richtung eine Propfenströmung aus (Bild 4.28). Dies ist nur eine recht grobe Näherung. Das sich tatsächlich ausbildende

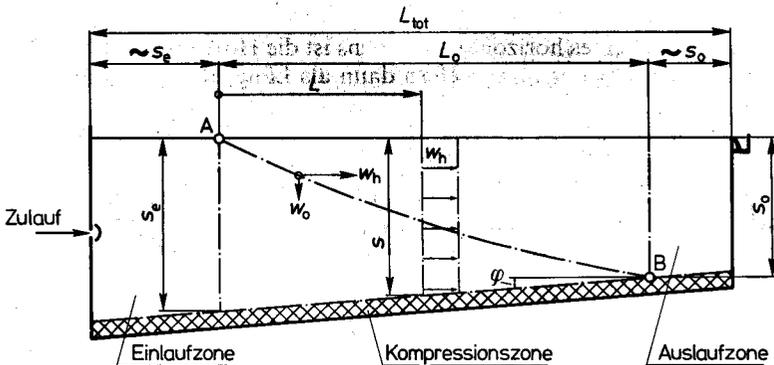


Bild 4.28 Zur Auslegung eines Rechteckklärbeckens

Strömungsprofil hängt von der Froudezahl gemäß der Gl. (3.23) ab und wird in [328] beschrieben.

2. Innerhalb der Klärzone werden vertikale Geschwindigkeitskomponenten der kontinuierlichen Phase vernachlässigt.

3. Für die Bestimmung der Horizontalgeschwindigkeit wird der Feststoffvolumenanteil der Suspension vernachlässigt.

4. Die Grenzfläche zwischen Klär- und Kompressionszone ist eben.

Die kleinsten noch sicher abzuschheidenden Teilchen (Grenzkorngröße) müssen von der ungünstigsten Anfangslage (Punkt *A* im Bild 4.28) noch vor der Auslaufzone zur Kompressionszone gelangen (Punkt *B* im Bild 4.28). Dafür benötigen die Teilchen die Absetzzeit:

$$t = s_0 / w_0 \quad (4.61)$$

Die Tiefe der Klärzone beträgt an einer beliebigen Stelle *L* (Bild 4.28):

$$s = s_0 + (L_0 - L) \tan \varphi \quad (4.62)$$

Damit können wir die Horizontalgeschwindigkeit w_h an einer beliebigen Stelle *L* des Beckens berechnen:

$$w_h = \frac{\dot{V}_F}{b[s_0 + (L_0 - L) \tan \varphi]} \quad (4.63)$$

Da sich die Horizontalgeschwindigkeit längs des Beckens infolge des geneigten Bodens ändert, bestimmen wir zunächst den Weg, den die Teilchen in horizontaler Richtung zurücklegen nur für die infinitesimale Zeit *dt*:

$$dL = w_h dt \quad (4.64)$$

Für die Gesamtlänge der Klärzone L_0 erhalten wir daraus durch Einsetzen der Horizontalgeschwindigkeit aus (4.63), Variablentrennung und Integration über die Absetzzeit *t* und Einsetzen der Absetzzeit aus (4.61) eine quadratische Gleichung für die Länge der Klärzone L_0 . Ihre Lösung lautet:

$$L_0 = \frac{-s_0 + \sqrt{s_0^2 + 2 \tan \varphi \dot{V}_F s_0 / (b w_0)}}{\tan \varphi} \quad (4.65)$$

Im Spezialfall eines horizontalen Bodens ist die Horizontalgeschwindigkeit konstant. Die gleichen Überlegungen liefern dann als Länge der Klärzone:

$$L_0 = \frac{\dot{V}_F}{b w_0} \quad (4.66)$$

Es mag zunächst überraschen, daß die Tiefe des Beckens in dieser Gleichung überhaupt nicht vorkommt. Ein nur wenige Millimeter tiefes Becken ergäbe danach die gleiche Klärzonlänge wie ein metertiefes! Das läßt sich leicht erklären: Bei doppelter Tiefe wird die Absetzzeit zwar zweimal so groß wie die ursprüngliche; dafür reduziert sich aber die Horizontalgeschwindigkeit auf die Hälfte. Das nur wenige Millimeter tiefe Becken ergäbe bei einer bestimmten Breite eine viel größere Horizontalgeschwindigkeit als das metertiefe. Dies hätte beim Becken mit geringer Tiefe ein Wiederaufwirbeln des Schlammes und damit eine Vernichtung des Trennergebnisses

zur Folge. Wir müssen also noch eine Bedingung für die Horizontalströmung aufstellen, welche ein Wiederaufwirbeln des Feststoffs ausschließt. Es ist einleuchtend, daß die Kanalströmung im Becken dazu möglichst laminar sein sollte. Die Reynoldszahl der Kanalströmung mit dem hydraulischen Durchmesser des oben offenen Kanals [$d_h = 4(b s_o)/(b + 2 s_o)$] als charakteristische Länge

$$Re_K = \frac{4 \dot{V}_F \varrho_F}{\eta_F (b + 2 s_o)} \quad (4.67)$$

sollte daher einen Wert von 2000 nicht übersteigen. Bei gewöhnlichen Absetzbecken ergäbe dies allerdings sehr große Abmessungen. Man findet deshalb oft Absetzbecken, die mit Reynoldszahlen der Kanalströmung bis zu 10000 betrieben werden. Bei den noch zu besprechenden Lamellenklären läßt sich dagegen $Re_K \leq 1000$ durchaus einhalten. Durch Einsetzen des Querschnittsverhältnisses κ aus (4.60) liefert die Gl. (4.67) die folgende Beziehung für die Beckentiefe s_o :

$$s_o = \frac{4 \dot{V}_F \varrho_F}{\eta_F (\kappa + 2) Re_K} \quad (4.68)$$

Mit der Beckenbreite aus der Gl. (4.60) können wir nun die Länge der Klärzonen des Beckens mit geneigtem Boden nach (4.65) und mit horizontalem Boden nach (4.66) berechnen.

Für den einfachen Fall des Beckens mit horizontalem Boden ergibt sich aus den Gln. (4.68), (4.60) und (4.66) die folgende Beziehung für das Klärzonenvolumen $V_o = L_o s_o b$:

$$V_o = \frac{4 \dot{V}_F^2 \varrho_F}{\eta_F (\kappa + 2) Re_K w_o} \quad (4.69)$$

Man kann zeigen, daß diese Beziehung auch für das Becken mit geneigtem Boden gilt. Da die Sinkgeschwindigkeit nach der Gl. (4.51) dem Quadrat der Teilchengröße proportional ist, folgt aus der Gl. (4.69), daß das Klärzonenvolumen beim laminaren Absetzen dem Quadrat der Teilchengröße umgekehrt proportional sein muß. Weiter erkennen wir aus der Gl. (4.69), daß das Klärzonenvolumen dem Quadrat des Volumenstroms proportional ist. Dies bedeutet, daß man durch eine Parallelschaltung von zwei Klärbecken für die gleiche Absetzaufgabe nur noch ein halb so großes Gesamtvolumen benötigen würde. Schließlich können wir der Gl. (4.69) noch entnehmen, daß das Verhältnis von Beckenbreite zu Beckentiefe für das Erreichen eines kleinen Klärzonenvolumens möglichst groß sein sollte. Wir sollten demzufolge den zu trennenden Suspensionsstrom auf viele kleine Absetzbecken mit geringer Tiefe und großer Breite verteilen. Dies führt uns sozusagen zwangsläufig zu einer wesentlich besseren Lösung, dem Lamellenklärer.

Beim Lamellenklärer (lamella clarifier) nach Bild 4.29 sind die oben hergeleiteten Forderungen erfüllt: Der Suspensionsstrom wird auf mehrere breite Kammern aufgeteilt. Damit wird nun auch der Schlammanfall auf mehrere Böden verteilt, und er kann jetzt nicht mehr durch Räumwerkzeuge entfernt werden. Deshalb sind die einzelnen Absetzkammern so stark geneigt, daß der Schlamm abrutscht. Hieraus ergibt sich leider die Einschränkung, daß Lamellenklärer nur für nichtklebrige Schlämme eingesetzt werden können.

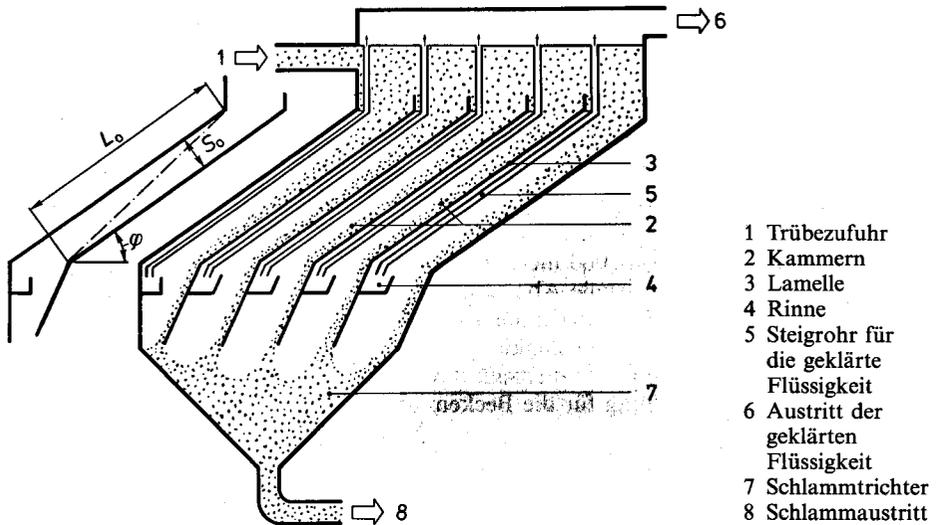


Bild 4.29 Lamellenklärer (PASSAVANT-WERKE, Aarbergen)

Die Dimensionierung eines Lamellenklärers erfolgt analog zu jener des Rechteckbeckens. Da nun keine freie Flüssigkeitsoberfläche mehr besteht, ergibt sich für n Kammern mit $d_h = 4 b s_0 / (2 b + 2 s_0)$ die folgende Reynoldszahl für die Kanalströmung in einer Kammer:

$$Re_K = \frac{2 \dot{V}_F \rho_F}{n \eta_F (b + s_0)} \quad (4.67a)$$

Daraus folgt die Kammertiefe nach Einführen des Verhältnisses von Kammerbreite zu Kammertiefe aus (4.60) zu:

$$s_0 = \frac{2 \dot{V}_F \rho_F}{n \eta_F (\kappa + 1) Re_K} \quad (4.68a)$$

Die Absetzzeit erhalten wir aus der Bedingung, daß die Grenzteilchen für eine sichere Abscheidung von der ungünstigsten Eintrittslage (Bild 4.29) zum Kammerboden gelangen müssen:

$$t = s_0 / (w_o \cos \varphi) \quad (4.61 a)$$

In Analogie zur Gl. (4.66) finden wir für die Länge der Kammern L_0 :

$$L_0 = \frac{\dot{V}_F}{n b w_o \cos \varphi} \quad (4.66a)$$

Anstelle der ebenen Platten, auf denen unsere bisherigen Überlegungen beruhten, können auch gewellte Platten und Rohre als Konstruktionselemente verwendet werden. Ihr hydraulischer Durchmesser ist dann in den gezeigten Berechnungsgleichungen entsprechend anzupassen. Näheres zur Konstruktion und zur Auslegung von Klärbecken und von Lamellenapparaten in [26, 30, 72, 77 u. 328 bis 332]. Auslegungsprogramme im Paket MVT [93].

Beispiel 4.5 Zur Klärung von $0,005 \text{ m}^3/\text{s}$ einer Suspension sind ein Klärbecken und ein Lamellenklärer auszulegen. Die kontinuierliche Phase ist Wasser mit einer Dichte von 1000 kg/m^3 und einer dynamischen Viskosität von $0,001 \text{ kg/ms}$. Teilchen mit einer Sinkgeschwindigkeit von $1,35 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ sind noch sicher abzuschleiden. Zur Gewährleistung eines einwandfreien Schlammaustrags ist der Neigungswinkel des Klärbeckenbodens auf 4° und der Neigungswinkel der Kammern des Lamellenklärers auf 45° festzulegen. Die Verdrängungswirkung der Schlammsschichten kann vernachlässigt werden.

Auslegung des Lamellenklärers:

Annahme eines Seitenverhältnisses	κ	= 8,
Annahme einer Kammerzahl	n	= 5,
Annahme einer Reynoldszahl (Kanalströmung)	Re_K	= 1000,
Kammertiefe s_o aus (4.68a)	s_o	= 0,222 m,
Kammerbreite b aus (4.60)	b	= 1,778 m,
Kammerlänge aus (4.66a)	L_o	= 5,89 m,
Volumen der Klärzone	$V_o = n \cdot b \cdot s_o \cdot L_o$	= 11,64 m^3 ;

Auslegung des Rechteckklärbeckens:

Annahme eines Seitenverhältnisses	κ	= 3,
Annahme derselben Kanalreynoldszahl	Re_K	= 1000,
Klärzontiefe am Austritt aus (4.68)	s_o	= 4,00 m
Klärzonenbreite aus (4.60)	b	= 12,0 m,
Klärzonenlänge aus (4.65)	L_o	= 3,01 m,
Klärzonenvolumen aus (4.69)	V_o	= 148,1 m^3 .

Während unsere Annahmen beim Lamellenklärer zu einem brauchbaren Ergebnis führten, ergaben sie für das Klärbecken keine sinnvollen Werte. Eine Überprüfung der Ausgangsgrößen zeigt uns, daß wir nur die nachstehenden drei Möglichkeiten haben, die Proportionen des Beckens in einen realisierbaren Bereich zu bringen:

1. Vergrößerung des Seitenverhältnisses κ auf 4. Dies führt auf die Abmessungen $s_o = 3,33 \text{ m}$, $b = 13,33 \text{ m}$ und $L_o = 2,70 \text{ m}$. Mit einem Klärzonenvolumen von $V_o = 123,5 \text{ m}^3$ erreichen wir damit keine wesentliche Verbesserung.

2. Aufteilung der zulaufenden Suspension auf mehrere Becken. Wie man leicht nachrechnen kann, wären dazu über fünf kleine Rechteckklärer nötig – eine sicher zu teure Lösung.

3. Schließlich bleibt uns nur noch ein Kompromiß mit der Reynoldszahl. Wie schon erwähnt, werden Klärbecken oft mit Reynoldszahlen der Kanalströmung über 2000 betrieben. Durch Erhöhen der Kanalreynoldszahl auf 4000 erhalten wir die folgenden Abmessungen der Klärzone des Rechteckbeckens:

$$s_o = 1,00 \text{ m}, b = 3,00 \text{ m} \text{ und } L_o = 9,31 \text{ m}.$$

Wir können für dieses Beispiel somit festhalten, daß lediglich der Lamellenklärer einen Betrieb mit $Re_K = 1000$ erlaubt. Das Klärbecken wird nur bei einer Reynoldszahl der Kanalströmung deutlich über 2000 realisierbar. Ob dann die Teilchen mit der kleinen Sinkgeschwindigkeit von $1,35 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ noch ungehindert sedimentieren, ist allerdings fraglich. Weiter ist beachtenswert, daß der Lamellenapparat beim Betrieb mit $Re_K = 1000$ nur 7,86% des Klärzonenvolumens des Beckens aufweist! Zur Auslegung von Eindickern sind in jedem Fall Absetzversuche in Bechergläsern nötig, da neben der Sedimentation des Feststoffs auch die Kompression der sich in Bodennähe (Kompressionszone) bereits berührenden Teilchen von Bedeutung ist. Die

Auswertung solcher Versuche und die darauf beruhende Bemessung von Eindickern wird in [48], [72], [330] u. [333] zusammenfassend dargestellt. Neben dem Rundeindicker mit kreisförmigem Zulauf, kegelförmigem Boden und radialem Flüssigkeitsaustritt werden auch Lamellenapparate als Eindicker eingesetzt [26]. In Schwerkrafteindickern lassen sich Schlämme auf einen Flüssigkeitsvolumenanteil von 75% bis 90% eindicken. Für eine weitergehende Entwässerung benötigt man Filter (Filterpressen, Membranfilterpressen u. Bandpreßfilter: Abschn. 4.1.1) und Zentrifugen. Für Flüssigkeitsvolumenanteile unter etwa 50 % ist man auf die in [91], Kap. 9 behandelte Trocknung angewiesen. Damit läßt sich der Flüssigkeitsvolumenanteil auf einige Prozent reduzieren. Dies ist dann allerdings mit einem erheblichen Energieaufwand verbunden.

4.2.4.2 Klassierapparate

Wir haben gesehen, daß Teilchen unterschiedlicher Größe oder Dichte verschiedene Absetzgeschwindigkeiten aufweisen. Bei den Klassierapparaten (Sortierapparate, classifier, sizer) nutzt man dies zur kontinuierlichen Trennung der Teilchen einer Schüttung nach der Korngröße. Für gröbere Teilchen mit Größen über etwa 0,2 mm genügt dazu das Absetzen durch Schwerkraft. Für die Klassierung von Feingut wird der Absetzvorgang meist durch die Fliehkraft verstärkt (kleineres Apparatvolumen). Sie wird durch entsprechende Strömungsumlenkungen erzeugt. Falls die Klassierung in einem Gas als kontinuierliche Phase erfolgt, spricht man von Windsichten oder Sichten (classifying, sizing). Wenn die Klassierung in einer Flüssigkeit erfolgt, bezeichnet man sie als Stromklassierung (Naßklassierung, wet classifying). Das Windsichten dient i.allg. der Trennung feiner Teilchen, während mit den Stromklassierern gröbere Feststoffe klassiert werden. Das Klassieren durch Schwerkraft kann in Gegenstrom- und Querstromapparaten erfolgen. Bei den Gegenstromapparaten (Steigrohrsichter) strömt ein Gas- oder eine Flüssigkeit in vertikaler Richtung. Die Geschwindigkeit wird so gewählt, daß sie zwischen der Sinkgeschwindigkeit der zu trennenden Teilchen liegt. Das Grobgut sinkt dann nach unten, während das Feingut nach oben mitgetragen wird. In den Querstromapparaten werden die zu trennenden Teilchen durch einen horizontalen Fluidstrom je nach der Sinkgeschwindigkeit mehr oder weniger weit mitgetragen. Das Grobgut sinkt zuerst aus dem Fluidstrom, während sich das Feingut erst nach einer längeren Strecke absetzt. Es gibt eine große Vielfalt von Klassierapparaten, auf die wir im Rahmen dieser Einführung nicht eingehen können. Wir beschränken uns hier auf die Erörterung je eines nach dem Gegenstromprinzip arbeitenden Windsichters und Stromklassierers.

Das Bild 4.30 zeigt einen Steigsichter zur kontinuierlichen Trennung einer Schüttung im Korngrößenbereich um 1 mm in zwei Kornklassen. Dazu werden die Schüttgutteilchen durch ein zentrales Zulaufrohr und einen Verteilkegel in den kreisringförmigen Trennraum geleitet. Die Luftgeschwindigkeit im Ringraum wird so eingestellt, daß das Grobgut nach unten sinkt und das Feingut nach oben getragen wird. Der Ringraum ist demzufolge so zu dimensionieren, daß darin die Luftgeschwindigkeit zwischen den Sinkgeschwindigkeiten der Teilchen des Grobguts und des Feinguts liegt. Solche Apparate werden auch zur Abtrennung von Staub, Fein- oder Faserteilchen aus Schüttungen eingesetzt. Sie werden deshalb auch als pneumatische Reinger bezeichnet.

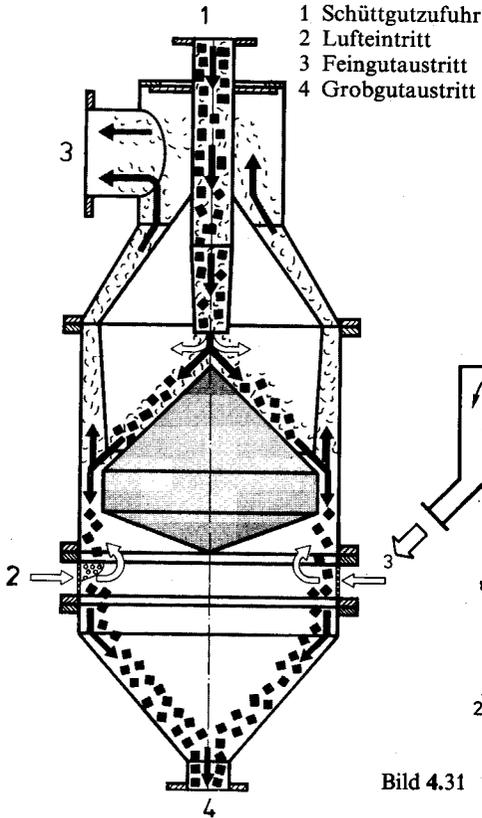


Bild 4.30
Steigsichter zur Klassierung und Feingutabscheidung (Pneumatischer Reiniger, BÜHLER-MIAG, Braunschweig)

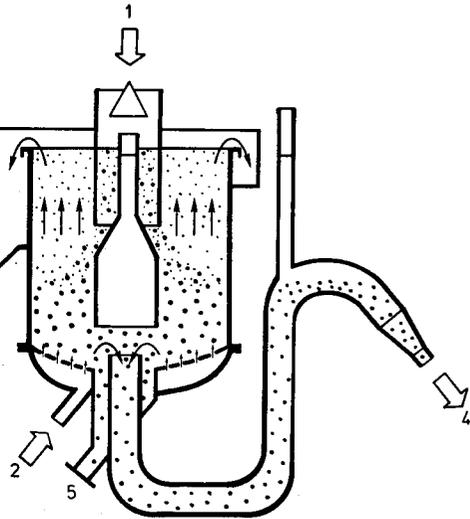


Bild 4.31 Aufstromklassierer mit Schwanenhalsaustrag
1 Trenngutzufuhr, 2 Trennflüssigkeitseintritt, 3 Feingutaustritt, 4 Grobgrutaustritt, 5 Entleerung
(AMBERGER KAOLINWERKE, Hirschau)

Im Bild 4.31 ist ein Aufstromklassierer für Grobgrut dargestellt. Die zulaufende Suspension gelangt durch ein Tauchrohr in den Trennapparat. Von unten tritt durch einen Anströmboden zusätzliches Wasser ein. Dieses erzeugt mit den abgesunkenen Feststoffteilchen ein Fließbett (Kap. 5). Die Geschwindigkeit im Fließbett wird so hoch gewählt, daß sie über der Austragsgeschwindigkeit für die feinen Teilchen liegt. Das Feingut wird deshalb im Ringraum neben dem Tauchrohr nach oben ausgetragen. Das Grobgrut tritt durch den in der Überlaufhöhe verstellbaren Schwanenhals. Dadurch läßt sich die Trennzone im Apparat festlegen. Gegenüber gewöhnlichen Aufstromklassierern zeichnet sich der beschriebene Apparat durch eine wesentlich höhere Trennschärfe aus.

Durch Sedimentation ist auch ein Sortieren von Teilchen nach unterschiedlichen Dichten möglich. Übersichten zu den zahlreichen Bauarten von Windsichtern und Stromklassierern findet man in [31, 77, 334 u. 335].

4.3 Zentrifugieren

Wir haben gesehen, daß bei der Sedimentation feiner Teilchen besonders im Falle eines geringen Dichteunterschieds zwischen Teilchen und Fluid sehr große Absetzzeiten auftreten. Bei Suspensionen könnte in solchen Fällen neben der Flockung und der Flotation auch durch Erwärmen eine gewisse Erhöhung der Absinkgeschwindigkeit erreicht werden. Dies wäre aber mit einem hohen Energieaufwand verbunden und würde infolge der dadurch verstärkten thermischen Bewegung der Flüssigkeitsmoleküle bei sehr feinen Teilchen nicht zum Ziel führen. Beim Zentrifugieren wird die Schwerkraft als treibende Kraft durch die Fliehkraft ersetzt. Da in Zentrifugen Zentrifugalbeschleunigungen bis über 10000 g erreicht werden, können auch Trennaufgaben bewältigt werden, die mit der Schwerkraftsedimentation nicht oder nur mit unverhältnismäßig großen Apparatevolumina durchführbar wären.

Die kontinuierliche Filtration ist ohne sehr großen konstruktiven Aufwand (z.B. Drucktrommelfilter) nur als Vakuumfiltration möglich. Der maximale Druckverlust in Kuchen und Filtermittel ist dann auf Werte unter etwa 0,85 bar begrenzt. In diskontinuierlich arbeitenden Druckfiltern sind zwar wesentlich höhere Differenzdrücke möglich – der Aufwand zur Kuchenentfernung ist aber oft erheblich. Hier sind die Zentrifugen überlegen, da die Kuchenentnahme bei den Zentrifugen aus offenen Trommeln erfolgen kann (Druckaufbau in der Zentrifugentrommel statt in einer Pumpe).

Das Zentrifugieren ist ein mechanisches Trennverfahren zur Trennung von Suspensionen und von Emulsionen mit Hilfe der Fliehkraft. Durch Zentrifugieren könnten auch Rauch und Nebel getrennt werden. Dazu genügen aber i.allg. die viel einfacher aufgebauten Zyklone, auf die wir im Abschn. 4.4 eingehen werden.

Man unterscheidet zwei grundsätzlich verschiedene Zentrifugenarten. Bei den Filterzentrifugen (filtering centrifuges) wird die auf die kontinuierliche Phase wirkende Fliehkraft und bei den Sedimentierzentrifugen (sedimentation centrifuges) die auf die disperse Phase wirkende Fliehkraft genutzt. Die Filterzentrifugen weisen durchlässige Trommeln auf. Die Sedimentierzentrifugen besitzen Vollmanteltrommeln: Bild 4.32. Unter der Fliehkraftwirkung wird das zulaufende Gemisch an den Trommelmantel geschleudert und bildet dort einen rotierenden Suspensionsring.

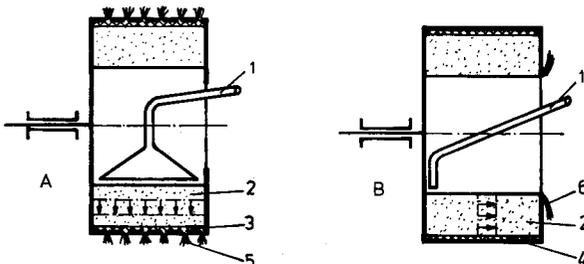


Bild 4.32 Prinzip von Filter- und Sedimentierzentrifugen. A Filterzentrifuge mit glocketer Trommel (1 Suspensionszufuhr mit Verteilung über ganze Trommelbreite, 2 Suspensionsring, radial strömend, 3 Kuchen, 5 radialer Filtrataustritt). B Sedimentierzentrifuge mit Vollmanteltrommel (1 Suspensionszufuhr, 2 Suspensionsring, 4 Schlamm, 6 Austritt der geklärten Flüssigkeit über Überlauf)

Dieser strömt in der Filterzentrifuge in radialer und in der Sedimentierzentrifuge in axialer Richtung ab. Die Filterzentrifuge kann als rotierendes Kuchenfilter aufgefaßt werden. Der Feststoff wird in der Trommel als Kuchen abgeschieden, während das Filtrat durch das Filtermittel und die Öffnungen des Trommelmantels strömt. Die Sedimentierzentrifuge ist ein rotierendes Klär- oder Absetzbecken, in der sich eine Suspensions- oder Emulsionsringströmung in axialer Richtung ausbildet. Die disperse Phase wird im Zentrifugalfeld an die Trommelwand geschleudert ($\rho_p > \rho_f$). Die kontinuierliche Phase strömt über einen Überlauf.

Im Gegensatz zur Sedimentierzentrifuge läßt die Filterzentrifuge neben der Feststoffabtrennung auch ein Auswaschen und sehr weitgehendes Entfeuchten des Kuchens zu. Stark kompressible Feststoffe können dagegen nur in Sedimentierzentrifugen abgeschieden werden, da sie in Filterzentrifugen schwer durchlässige Kuchen bilden. Mit den Filterzentrifugen lassen sich nur Feststoffe aus Suspensionen abscheiden, während mit den Sedimentierzentrifugen auch Emulsionen getrennt werden können. In der Tab. 4.5 sind die wichtigsten Zentrifugentypen mit einigen Anhaltswerten zusammengestellt. Wir werden sie in den folgenden Abschnitten noch im einzelnen kennenlernen.

Tabelle 4.5 Anhaltswerte zu den wichtigsten Zentrifugen
(d: diskontinuierlich, k: kontinuierlich)

Zentrifugentyp	Betriebsweise	Rotordurchmesser [m]	Beschleunigungsziffer $rw^2/g [-]$	Teilchengrößenbereich [mm]	Feststoffvolumenanteil [%]
Filterzentrifugen					
Schälzentrifuge	d	0,3 ... 2,0	3500 ... 400	0,002 ... 0,5	5 ... 50
Pendelzentrifuge	d	0,3 ... 2,0	3000 ... 300	0,001 ... 0,01	5 ... 50
Schubzentrifuge	k	0,2 ... 1,5	1500 ... 250	0,01 ... 5	20 ... 80
Schneckenzentrifuge	k	0,2 ... 1,0	3000 ... 300	0,02 ... 5	20 ... 60
Sedimentierzentrifugen					
Rohrzentrifuge	d	0,03 ... 0,12	40000 ... 10000	0,0001 ... 0,2	0 ... 1
Tellerzentrifuge selbstentleerende	d	0,15 ... 0,8	10000 ... 4000	0,0005 ... 0,5	0 ... 3
Tellerzentrifuge	(k)	0,15 ... 0,8	10000 ... 4000	0,0005 ... 0,5	2 ... 10
Düsentellerzentrifuge	k	0,15 ... 0,8	10000 ... 4000	0,0005 ... 0,5	8 ... 25
Dekanter	k	0,15 ... 1,5	10000 ... 300	0,004 ... 10	2 ... 60

4.3.1 Filterzentrifugen

Die Trennung von Suspensionen in Filterzentrifugen erfolgt nach den bereits bei der Kuchenfiltration besprochenen Betriebszyklen. Diese laufen in diskontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen nacheinander und in kontinuierlich arbeitenden gleichzeitig ab:

Zunächst wird der Kuchen aufgebaut und das Filtrat gewonnen. Der für diese Filtration notwendige Überdruck wird nun im Gegensatz zur Kuchenfiltration nicht durch eine Pumpe oder die Schwerkraft, sondern durch die Wirkung des Zentrifugalfelds erzeugt. Nach dieser ersten Periode wird die Suspensionszufuhr unterbrochen. Nun wird die kontinuierliche Phase bis auf einen kleinen Rest in den Poren des Feststoffs und zwischen den Teilchen des Kuchens abgeschleudert. Durch die Aufgabe von Waschflüssigkeit anstelle der Trübe kann der Kuchen anschließend gewaschen werden. In einer weiteren Periode wird die Waschflüssigkeit abgeschleudert und der Kuchen damit erneuert und sehr wirksam entfeuchtet. Dabei wird der Kuchen wie bei einer Preßfiltration verdichtet. Nach dem Abschleudern der flüssigen Phase dringt Luft oder (aus Gründen des Explosionsschutzes bzw. der Produktverträglichkeit) ein Inertgas wie Stickstoff durch den Kuchen. Man nennt dies „mechanische Trocknung“. Durch dieses intensive mechanische Entwässern läßt sich der Energiebedarf zur späteren Trocknung des Feststoffs ([91], Kap. 9) erheblich reduzieren. Schließlich wird der Kuchen bei rotierender Trommel durch ein Schälmesser ausgeschält. Im Rahmen dieser Einführung müssen wir uns auf die eigentliche Feststoffabtrennung, also die erste Periode mit dem Kuchenaufbau beschränken. Für die übrigen Betriebsperioden sei auf [72] verwiesen.

4.3.1.1 Flüssigkeitsvolumenstrom beim Kuchenaufbau

Zur Vereinfachung der Berechnung des Trennvorgangs in Filterzentrifugen gehen wir von den folgenden Annahmen aus:

1. Die Strömung im Kuchen und im Filtermittel ist laminar ($Re \leq 10$).
2. Die Porosität des Kuchens ist über seine ganze Dicke konstant. Wir setzen also einen inkompressiblen Kuchen voraus und sehen von irgendwelchen Verstopfungs- und Quellungserscheinungen ab.
3. Der Einfluß der radialen Geschwindigkeitsänderung der kontinuierlichen Phase (von der Aufgabe auf den Suspensionsring bis zum Austritt aus dem Filtermittel) auf die wirksame Druckdifferenz ist bedeutungslos.

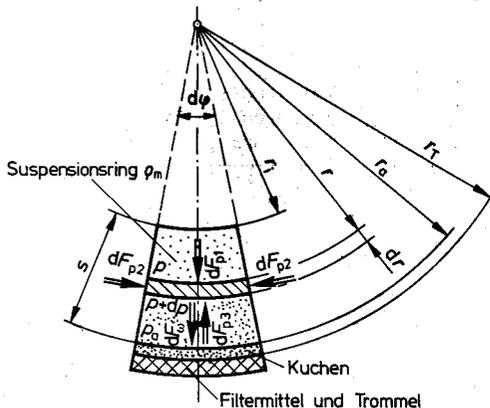


Bild 4.33 Zur Berechnung des Trennvorgangs in Filterzentrifugen

4. Die Winkelgeschwindigkeit des rotierenden Suspensionsrings ist über seine ganze Dicke konstant. (In Wirklichkeit muß die zulaufende Suspension zunächst auf die volle Umfangsgeschwindigkeit beschleunigt werden. Da dies in einer dünnen, an die freie Oberfläche des Suspensionsrings grenzenden Schicht geschieht, wird dadurch kein unhaltbarer Fehler in die Rechnung getragen.)

Zunächst wollen wir uns anhand des Bildes 4.33 überlegen, welche Druckdifferenz durch den rotierenden Suspensionsring und das Filtrat im Kuchen aufgebaut wird. Auf das infini-

tesimale Volumenelement $r \, d\varphi \, dr \, b$ wirken die Druckkräfte dF_{p1} , dF_{p2} , dF_{p3} und die Fliehkraft dF_ω . (Neben diesen Kräften wirkt auch die Corioliskraft auf das Volumenelement. Sie ist aber in diesem Zusammenhang nicht von Bedeutung.):

$$\begin{aligned} dF_{p1} &= r \, d\varphi \, b \, p \\ dF_{p2} &= dr \, b \, (p + dp/2) \\ dF_{p3} &= (r + dr) \, d\varphi \, b \, (p + dp) \\ dF_\omega &= (r + dr/2) \, d\varphi \, dr \, b \, \rho_m \, (r + dr/2) \, \omega^2 \end{aligned} \quad (4.70)$$

In der letzten Gleichung ist ρ_m die mittlere Dichte des Suspensionsrings:

$$\rho_m = \frac{(1 + X) \rho_s \rho_F}{\rho_s + X \rho_F} \quad (4.71)$$

Die Bedingung für das Kräftegleichgewicht am Volumenelement lautet:

$$dF_{p1} + 2 \, dF_{p2} \, (d\varphi/2) + dF_\omega - dF_{p3} = 0 \quad (4.72)$$

Durch Einsetzen der Kräfte aus den Gln. (4.70) in (4.72) und Vernachlässigen der Produkte infinitesimaler Größen ($dr \, dp = 0$ und $dr^2 = 0$) finden wir die folgende Beziehung für die durch einen infinitesimalen Flüssigkeitsring der Dicke dr bewirkte Druckerhöhung:

$$dp = \rho_m \, r \, \omega^2 \, dr \quad (4.73)$$

Der durch den ganzen rotierenden Suspensionsring verursachte Überdruck beträgt somit (Summation der Druckerhöhungen aller infinitesimalen Schichten):

$$p_{SR} = \rho_m \, \omega^2 \int_{r_i}^{r_a} r \, dr = \frac{\rho_m \, \omega^2}{2} (r_a^2 - r_i^2) \quad (4.74)$$

In gleicher Weise kann auch der durch das Filtrat im Kuchen aufgebaute Überdruck berechnet werden. Dabei ist lediglich zu beachten, daß für die Dichte der Wert des Filtrats eingesetzt wird. Damit erhalten wir den gesamten in der Zentrifuge durch die Fliehkraft aufgebauten Überdruck zu:

$$\Delta p = (\omega^2/2) [\rho_m (r_a^2 - r_i^2) + \rho_F (r_T^2 - r_a^2)] \quad (4.75)$$

Die für die Filtration wirksame Druckdifferenz ist demzufolge der Dichte im Suspensionsring und der Differenz der Quadrate der Umfangsgeschwindigkeiten an den Stellen $r = r_a$ und $r = r_i$ näherungsweise (exakt für $\rho_m = \rho_F$) proportional.

Nun wollen wir uns dem Druckverlust im Kuchen zuwenden. Wie schon bei der Filtration setzen wir auch für die Filterzentrifuge eine laminare Strömung durch den Filterkuchen voraus. Da der Kuchen die Geometrie eines dickwandigen Zylinders aufweist, ist die Strömungsgeschwindigkeit der Flüssigkeit durch den Kuchen aus Kontinuitätsgründen nicht mehr konstant. Wie aus der der Beziehung (4.7) entsprechenden Kontinuitätsgleichung

$$w_F = \dot{V}_F / (2 \pi r b) \quad (4.76)$$

hervorgeht, nimmt die Filtratgeschwindigkeit gegen den Trommelmantel hin ab. Wir können deshalb die Beziehung (4.8) für den Druckverlust nur noch für einen sehr dünnen Kuchenring übernehmen. Sie lautet dann mit w_F aus (4.76) und α_w aus (4.9):

$$d(\Delta p_K) = \frac{\alpha_w \eta_F \dot{V}_F}{2 \pi b} \frac{dr}{r} \quad (4.77)$$

Durch Integration über die ganze Kuchendicke von r_a bis r_T erhalten wir daraus den Druckverlust im Kuchen. Dazu kommt der Druckverlust im Filtermittel, den wir aus der Gl. (4.10) übernehmen können. Der Gesamtdruckverlust von Kuchen und Filtermittel beträgt daher:

$$\Delta p = \frac{\eta_F \dot{V}_F}{2 \pi b} [\alpha_w \ln(r_T/r_a) + f_M/r_T] \quad (4.78)$$

Der durch die Fliehkraftwirkung aufgebaute Überdruck nach der Gl. (4.75) muß dem Gesamtdruckverlust aus der Gl. (4.78) entsprechen. Daraus erhalten wir den sich in der Zentrifuge einstellenden Filtratvolumenstrom zu:

$$\dot{V}_F = \frac{\pi b \omega^2 [Q_m (r_a^2 - r_i^2) + Q_F (r_T^2 - r_a^2)]}{\eta_F [\alpha_w \ln(r_T/r_a) + f_M/r_T]} \quad (4.79)$$

Diese Gleichung tritt nun anstelle der Gl. (4.11) bei Kuchenfiltration. Sie zeigt, daß der Durchsatz durch eine Filterzentrifuge mit Erhöhen der Umfangsgeschwindigkeit, mit laufendem Austragen des Kuchens (für r_T gegen r_a geht $\ln(r_T/r_a)$ gegen Null) und in Sonderfällen (i.allg. viel zu hoher Energiebedarf!) mit einer Reduktion der dynamischen Viskosität durch Erwärmen vergrößert werden kann.

4.3.1.2 Zeitlicher Verlauf des Zentrifugierens

Wie bei der Filtration ist auch ein Filterzentrifugenbetrieb mit konstantem Volumenstrom möglich. Dies ergibt aber zu Beginn nur einen dünnen Suspensionsring, da der Druckverlust noch gering ist. Erst gegen das Ende der Filtration wird die Maschine ganz gefüllt und damit voll genutzt. Deshalb wird bei diskontinuierlichen Filterzentrifugen der Betrieb mit konstantem Suspensionsringinnenradius r_i angestrebt. Über eine Messung von r_i (auf Suspensionsring gleitender Schwimmer, berührungslose Distanzmessung) wird der Zentrifuge bei laufendem Rotor immer wieder Trübe nachgeführt, sobald r_i einen gewissen Wert überschreitet. Wir gehen für die folgenden Überlegungen von einem konstanten Innenradius des Suspensionsrings r_i aus. Der Fall „Volumenstrom = konstant“ ist wesentlich einfacher und kann vom Leser selbst gelöst werden.

Ohne Sedimentation im Suspensionsring Solange sich der Feststoff nur auf der Kuchenoberfläche ablagert, können wir die zeitliche Änderung der Kuchendicke mit der Gl. (4.17) berechnen. Im Gegensatz zur Filtration mit ebenem Filtermittel nimmt nun aber die Kuchenoberfläche $A = 2 \pi r_a b$ während dem Zentrifugieren laufend ab. Wir können die Gl. (4.17) deshalb nur noch für einen sehr kurzen Zeitabschnitt übernehmen. Sie lautet auf unseren Fall umgeschrieben:

$$-dr_a = \frac{\dot{V}_F Q_F (X_c - X_a) dt}{Q_s 2 \pi r_a b (1 - \varepsilon)} \quad (4.80)$$

Durch Einsetzen des Filtratvolumenstroms aus der Gl. (4.79) und Trennung der Variablen können wir daraus die für das Erreichen einer bestimmten Kuchendicke beziehungsweise eines bestimmten Radius r_a (Bild 4.33) nötige Zentrifugierzeit bestimmen:

$$t = \frac{2 \eta_F \varrho_s (1 - \varepsilon)}{\omega^2 \varrho_F (X_e - X_a)} \int_{r_{a0}}^{r_{ax}} \frac{[\alpha_w \ln(r_T/r_a) + f_M/r_T] r_a dr_a}{[\varrho_m (r_a^2 - r_i^2) + \varrho_F (r_T^2 - r_a^2)]} \quad (4.81)$$

Durch Einführen von dimensionslosen Radien mit dem Anfangskuchenradius als Bezugsgröße

$$r^* = r_a/r_{ax}, \quad r_i^* = r_i/r_{ax}, \quad r_T^* = r_T/r_{ax}, \quad r_{\omega}^* = r_{a0}/r_{ax} \quad (4.82)$$

eines dimensionslosen Filtermittelwiderstands

$$Fm = f_M/(r_T \alpha_w) \quad (4.83)$$

und einer dimensionslosen Dichtedifferenz

$$Ro = \frac{\varrho_m - \varrho_F}{\varrho_F r_T^{*2} - \varrho_m r_i^{*2}} \quad (4.84)$$

kann die Gl. (4.81) auf die folgende Form gebracht werden:

$$t = \frac{2 \varrho_s (1 - \varepsilon) \eta_F \alpha_w}{\omega^2 \varrho_F (X_e - X_a) (\varrho_F r_T^{*2} - \varrho_m r_i^{*2})} Ti \quad (4.85)$$

Der Integralausdruck der Gl. (4.81) wird damit vereinfacht und auf eine dimensionslose Form gebracht:

$$Ti = \int_{r_{\omega}^*}^1 \frac{[\ln(r_T^*/r^*) + Fm] r^* dr^*}{Ro r^{*2} + 1} \quad (4.86)$$

Diese dimensionslose Zentrifugierzeit kann für vernachlässigbare Dichtedifferenzen zwischen Suspension und Filtrat beziehungsweise $Ro = 0$ analytisch bestimmt werden:

$$Ti = 0,5[r_{\omega}^{*2} [\ln(r_{\omega}^*/r_T^*) - Fm - 0,5] + \ln(r_T^*) + Fm + 0,5] \quad (4.87)$$

Für den allgemeinen Fall kann die Gl. (4.86) auf jedem programmierbaren Taschenrechner leicht numerisch integriert werden. Der Einfluß von Ro ist i.allg. allerdings recht gering, wie aus dem Bild 4.34 hervorgeht.

Das Filtratvolumen ist dem Volumen des abgeschiedenen Kuchens proportional und kann deshalb in Analogie zur Gl. (4.26) aus der folgenden Beziehung berechnet werden:

$$V_F = \frac{(1 - \varepsilon) \pi (r_{ax}^2 - r_{a0}^2) b \varrho_s}{(X_e - X_a) \varrho_F} \quad (4.88)$$

Nach dem Zentrifugieren bei konstantem Innenradius des Suspensionsrings muß der Suspensionsring bei unterbrochener Suspensionszufuhr ebenfalls noch abzentrifugiert werden. Das dabei entstehende zusätzliche Filtratvolumen V_{FSR} entspricht dem Gesamtvolumen des Suspensionsrings abzüglich dem darin enthalte-

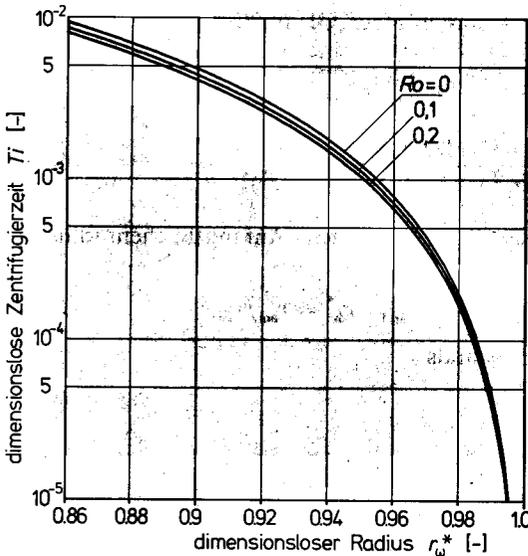


Bild 4.34
 Abhängigkeit der dimensionslosen Filtrierzeit von der dimensionslosen Dichtedifferenz (aus (4.86)) für $Fm = 0$ und $r_T^* = 1$

nen Feststoffvolumen. Mit dem Feststoffvolumenanteil v aus der Gl. (4.57) finden wir:

$$V_{FSR} = (1 - v) b \pi (r_{ao}^2 - r_i^2) \tag{4.89}$$

Durch das Abzentrifugieren des Suspensionsrings wird das darin enthaltene Feststoffvolumen ebenfalls auf dem Filterkuchen abgelagert. Dadurch nimmt der Innenradius des Kuchens auf den Endwert r_{aSR} ab:

$$r_{aSR} = \sqrt{r_{ao}^2 - [v/(1 - \varepsilon)] (r_{ao}^2 - r_i^2)} \tag{4.90}$$

Mit Sedimentation im Suspensionsring Wir haben bisher vernachlässigt, daß die Teilchen im Suspensionsring sedimentieren können. Durch die Sedimentation im Suspensionsring gelangen die Teilchen rascher an die Kuchenoberfläche. Dies ergibt zu Beginn des Zentrifugierens ein rascheres Kuchenwachstum. Das Filtrat muß daher eine dickere Kuchenschicht durchströmen, was zu einem geringeren Durchsatz führt. Wir müssen uns hier auf den Grenzfall der spontanen Sedimentation beschränken. Für diesen Grenzfall gehen wir von einer unendlich hohen Sinkgeschwindigkeit aus. Er ist näherungsweise erfüllt, wenn die Absetzgeschwindigkeit der Teilchen die Radialgeschwindigkeit des Suspensionsrings wesentlich übersteigt. Dies trifft bei größeren Teilchen und hohen Dichtedifferenzen zwischen den beiden Phasen der Suspension zu.

Bei unendlicher Sinkgeschwindigkeit entsteht nach dem Füllen der Zentrifuge aus dem Feststoffvolumenanteil im Suspensionsring sofort eine Anfangskuchenschicht. Der Innenradius dieser durch spontane Sedimentation entstandenen Kuchenschicht beträgt in Analogie zur Gl. (4.90):

$$r_{\text{ass}} = \sqrt{r_{\text{ax}}^2 - [v/(1-\varepsilon)](r_{\text{ax}}^2 - r_i^2)} \quad (4.91)$$

Aus Kontinuitätsgründen muß nun die Beladung im Suspensionsring für den weiteren Verlauf des Zentrifugierens Null sein. Die Dichte des Suspensionsrings ist somit in diesem Grenzfall mit jener der Flüssigkeit identisch ($v = 0$). Die Ermittlung des zeitlichen Verlaufs des Zentrifugierens erfolgt analog zum Fall ohne Sedimentation, wenn anstelle von r_a der Radius r_{ass} in die betreffenden Gleichungen eingesetzt wird. Da die dimensionslose Dichtedifferenz nach (4.84) nun Null wird, gilt die analytische Lösung für die dimensionslose Zentrifugierzeit (4.87) exakt.

Nach der Filtration mit konstantem r_i ist der feststofffreie Flüssigkeitsring abzuzentrifugieren. Dabei bleibt die Kuchendicke unverändert ($r_{\text{asr}} = r_{\text{ao}}$), während sich das zusätzliche Filtratvolumen mit $v = 0$ ebenfalls aus der Gl. (4.89) berechnen läßt.

Beispiel 4.6 Die Trennaufgabe des Beispiels 4.1 ($\rho_s = 1510 \text{ kg/m}^3$, $\rho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$, $\eta_F = 0,001 \text{ kg/ms}$, $X_a = 0$, $f_M = 6.10^9 \text{ 1/m}$, Kuchenparameter $\alpha_w = 2,00 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2$, $\varepsilon = 0,85$) ist mit einer absatzweise arbeitenden Filterzentrifuge durchzuführen. Die Trübebeladung beträgt im Gegensatz zum Beispiel 4.1 $X_c = 0,01$. Die Trommel der Filterzentrifuge weist einen Innendurchmesser von 790 mm und eine Tiefe von 400 mm auf. Zur Schonung des Filtermittels und zur Verhinderung des Trüblaufens wird sie nur bis zu einem Innendurchmesser von 780 mm ausgeschält. Der Filtrationswiderstand der nicht ausgeschälten, 5 mm dicken Schicht entspricht jenem des Filterkuchens. Die Trommeldrehzahl beträgt 10 1/s. Welcher mittlere Filtratvolumenstrom läßt sich mit dieser Zentrifuge über längere Zeit höchstens produzieren, wenn für die Perioden ohne Suspensionszufuhr (Abzentrifugieren des Suspensionsrings, Entfeuchten, Waschen, Entfeuchten, Auspressen und Austragen des Filterkuchens) 1400 s benötigt werden und der Innendurchmesser des Suspensionsrings auf 560 mm konstant gehalten wird?

a) Ohne Sedimentation Die optimale Zentrifugierzeit müssen wir analog dem Beispiel 4.1 iterativ bestimmen. Dazu nehmen wir zunächst eine Kuchendicke von 30 mm und bestimmen die zum Erreichen dieser Dicke benötigte Zentrifugierzeit und das dabei anfallende Filtratvolumen:

Radien:

$$r_T = 0,395 \text{ m}, r_{\text{ax}} = 0,39 \text{ m},$$

$$r_{\text{ao}} = 0,36 \text{ m}, r_i = 0,28 \text{ m};$$

Dichte des Suspensionsrings aus (4.71)

$$\rho_m = 1003 \text{ kg/m}^3;$$

dimensionslose Radien aus (4.82)

$$r_i^* = 0,7179, r_T^* = 1,0128, r_w^* = 0,9231;$$

dimensionsloser Filtermittelwiderstand aus (4.83)

$$Fm = 7,595 \cdot 10^{-4};$$

dimensionslose Dichtedifferenz aus (4.84)

$$Ro = 0,00668;$$

dimensionslose Zentrifugierzeit:

Näherung aus (4.87)

$$Ti = 0,003876,$$

Numerisch aus (4.86)

$$Ti = 0,003857;$$

Zentrifugierzeit aus (4.85)

$$t = 1740 \text{ s};$$

Gesamtzykluszeit

$$t_z = 1740 + 1400 \text{ s} = 3140 \text{ s};$$

Filtratvolumen aus (4.88)

$$V_F = 0,6404 \text{ m}^3;$$

Feststoffvolumenanteil aus (4.57)

$$v = 0,00658;$$

Filtratvolumen aus (4.89)

$$V_{\text{FSR}} = 0,0639 \text{ m}^3;$$

Gesamtfiltratvolumen

$$V_{\text{FZ}} = 0,6404 + 0,0639 \text{ m}^3 = 0,7043 \text{ m}^3;$$

mittlerer Filtratvolumenstrom

$$\dot{V}_{\text{Fm}} = 0,7043/3140 \text{ m}^3/\text{s} = 2,243 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}.$$

Durch Wiederholen der gleichen Rechnung erkennen wir, daß sich auch hier ein maximaler mittlerer Volumenstrom trennen läßt, wenn die Zentrifugierzeit mit Trübezulauf etwa der halben Zykluszeit entspricht. Der maximale mittlere Volumenstrom wird bei einem r_{ao} von 0,364 m

erreicht. Die Ergebnisse lauten für diesen Fall: $t = 1364$ s, $t_Z = 2764$ s, $V_{FZ} = 0,6255$ m³, $\dot{V}_{Fm} = 2,263 \cdot 10^{-4}$ m³/s. Nach dem Abschleudern des Suspensionsrings und dem Entfeuchten nimmt der Innenradius des Kuchens gemäß der Gl. (4.90) auf $r_{asR} = 0,3607$ m ab.

b) Mit spontaner Sedimentation Zur Gewährleistung eines Vergleichs gehen wir zunächst ebenfalls von einer Kuchendicke von 30 mm aus. Im folgenden werden nur noch die gegenüber der Lösung ohne Sedimentation abweichenden oder zusätzlichen Ergebnisse angegeben.

Anfangskuchenradius aus (4.91)	$r_{asS} = 0,3858$ m;
dimensionslose Radien aus (4.82)	$r_i^* = 0,7258, r_T^* = 1,0238, r_o^* = 0,9331$;
dimensionslose Dichtedifferenz	
mit $\rho_m = \rho_F = 1000$ kg/m ³ aus (4.84)	$Ro = 0$;
dimensionslose Zentrifugierzeit aus (4.87)	$Ti = 0,003757$;
Zentrifugierzeit aus (4.85)	$t = 1654$ s;
Gesamtzykluszeit	$t_Z = 1654 + 1400$ s = 3054 s;
Filtratvolumen aus (4.88)	$V_F = 0,5478$ m ³ ;
Filtratvolumen aus (4.89)	$V_{FSR} = 0,0643$ m ³ ;
Gesamtfiltratvolumen	$V_{FZ} = 0,5478 + 0,0643$ m ³ = 0,6121 m ³ ;
mittlerer Filtratvolumenstrom	$\dot{V}_{Fm} = 0,6121 / 3054$ m ³ /s = 2,004(3) $\cdot 10^{-4}$ m ³ /s.

Das Wiederholen der gleichen Rechnung ergibt nun, daß sich ein maximaler mittlerer Volumenstrom trennen läßt, wenn der Kucheninnenradius $r_{ao} = 0,361$ m beträgt. Die Zentrifugierzeit mit Trübezulauf entspricht dann 1556 s. Die weiteren Ergebnisse lauten: $t_Z = 2956$ s, $V_{FZ} = 0,5925$ m³, $\dot{V}_{Fm} = 2,004(4) \cdot 10^{-4}$ m³/s,

Ein Vergleich der Ergebnisse ohne und mit spontaner Sedimentation zeigt, daß sich in diesem Beispiel in beiden Fällen ein optimaler Betrieb mit konstantem Innendurchmesser des Suspensionsrings bei Zentrifugierzeiten um 1500 s ergibt. Während sich ohne Sedimentation ein mittlerer Filtratvolumenstrom von $2,26 \cdot 10^{-4}$ m³/s erreichen läßt, reduziert sich dieser unter der Annahme spontaner Sedimentation auf $2,00 \cdot 10^{-4}$ m³/s oder 88,5% des Werts ohne Sedimentation. Zur Illustration seien die Ergebnisse einer exakteren Erfassung des Sedimentationseinflusses für dieses Beispiel wiedergegeben (Werte für maximalen mittleren Filtratvolumenstrom): $r_{ao} = 0,364$ m, $t = 1360$ s, $t_Z = 2760$ s, $V_{FZ} = 0,621$ m³, $\dot{V}_{Fm} = 2,25$ m³/s. Diese Resultate lassen erkennen, daß wir in unserem Beispiel den Einfluß der Sedimentation durchaus vernachlässigen dürfen.

Von wesentlich größerem Einfluß als die Sedimentation ist in unserem Beispiel der Trennung von HFP die Kompressibilität des Kuchens. Diese ist in unserer einfachen Theorie nicht enthalten. Für bescheidenere Genauigkeitsansprüche genügt es, die Kuchenparameter α_w und ε bei einer Druckdifferenz über dem Filterkuchen zu bestimmen, welche etwa dem doppelten Wert des mittleren Kompressionsdrucks in der Zentrifuge entspricht. Der mittlere Kompressionsdruck in einer Filterzentrifuge ist nicht nur von dem in der Zentrifuge aufgebauten Überdruck Δp nach der Gl. (4.75) abhängig. Auch der Feststoff des Kuchens wird gegen die Trommelwand gedrückt. Der mittlere Kompressionsdruck nimmt deshalb während dem Kuchenaufbau zu. Als grobe erste Näherung für den sich in einer Filterzentrifuge einstellenden mittleren Kompressionsdruck gilt:

$$p_{km} \approx 0,5 [\Delta p + (\omega^2/2) \rho_s (1 - \varepsilon) (r_{aa}^2 - r_{ao}^2)] \quad (4.92)$$

Dabei ist für r_{ao} in (4.75) und in (4.92) ein mittlerer Kuchenradius von $(r_{aa} + r_{ao})/2$ einzusetzen.

Für unser Beispiel ergibt sich damit:

mittlerer Kuchenradius $r_{\text{ao}} = (0,39 + 0,364)/2 \text{ m} = 0,377 \text{ m}$; aufgebauter Überdruck aus (4.75) $\Delta p = (2 \pi 10)^2/2 \cdot [1003(0,377^2 - 0,28^2) - 1000(0,395^2 - 0,377^2)] \text{ Pa} = 1,536 \cdot 10^5 \text{ Pa}$; mittlerer Kompressionsdruck aus (4.92): $p_{\text{km}} \approx 0,5 \cdot [1,536 \cdot 10^5 + 1974 \cdot 1510 \cdot (1 - 0,85) \cdot (0,390^2 - 0,377^2)] \text{ Pa} = 0,790 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.

Die Messung der Kuchenparameter müßte nun folglich in einem Laborfilter mit einer Druckdifferenz von rund 1,58 bar erfolgen. In unserem Fall ergäben sich dabei infolge der hohen Kompressibilität des Kuchens Werte des Filtrationswiderstands und der Porosität, die von den aus dem Beispiel 4.1 übernommenen Werten deutlich abweichen würden. Für unser Beispiel können wir die Parameter des inkompressiblen Kuchens dem Bild 4.7 entnehmen. Für einen mittleren Kompressionsdruck von 0,79 bar erhalten wir die nachstehenden, neuen Mittelwerte für den Kuchen in der Filterzentrifuge:

Filtrationswiderstand aus (4.30)

$$\alpha_w = 3,32 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2;$$

Porosität aus (4.31)

$$\varepsilon = 0,816.$$

Mit diesen neuen Werten für α_w und ε liefern die oben gezeigten Rechnungen die folgenden Ergebnisse für einen maximalen mittleren Volumenstrom:

ohne Sedimentation:

Kucheninnenradius	$r_{\text{ao}} = 0,373 \text{ m}$;
Filtrationszeit	$t = 1370 \text{ s}$;
Zykluszeit	$t_z = 2770 \text{ s}$;
Filtratvolumen	$V_{\text{FZ}} = 0,529 \text{ m}^3$;
mittlerer Filtratvolumenstrom	$\dot{V}_{\text{FM}} = 1,91 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$.

spontane Sedimentation:

Kucheninnenradius	$r_{\text{ao}} = 0,370 \text{ m}$;
Filtrationszeit	$t = 1650 \text{ s}$;
Zykluszeit	$t_z = 3050 \text{ s}$;
Filtratvolumen	$V_{\text{FZ}} = 0,512 \text{ m}^3$;
mittlerer Filtratvolumenstrom	$\dot{V}_{\text{FM}} = 1,68 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$.

Bei vergleichbarer Zentrifugierzeit mit Trübezulauf reduziert sich durch eine Berücksichtigung der Kuchenkompressibilität die optimale Kuchendicke von 26 mm auf 17 mm und der Maximalwert des mittleren Filtratvolumenstroms von $2,26 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ auf $1,91 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ (Grenzfall ohne Sedimentation).

Im Programmpaket MVT [93] wird der zeitliche Verlauf der Trennung in Filterzentrifugen sowohl ohne als auch mit spontaner Sedimentation berechnet.

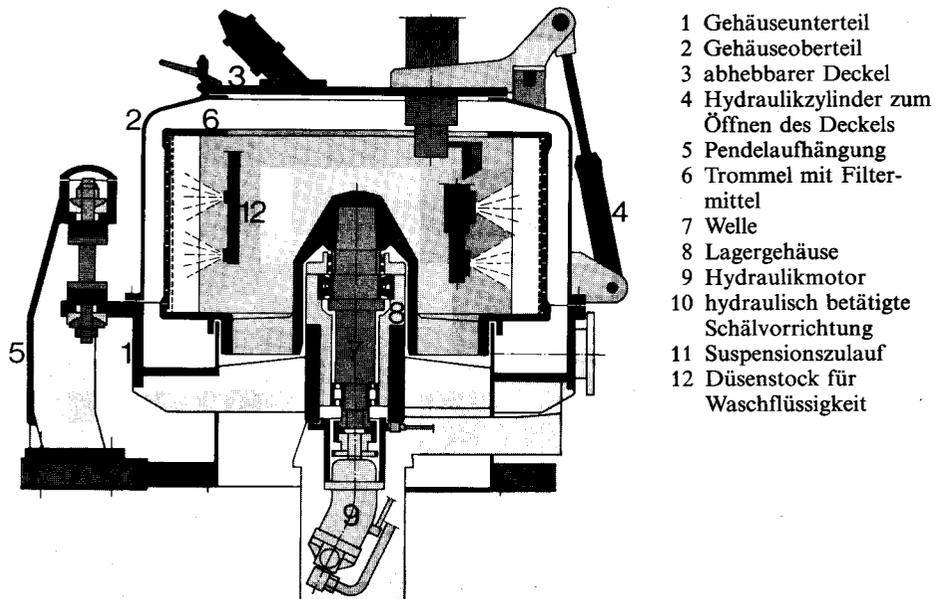
4.3.1.3 Bauarten von Filterzentrifugen

Die im Abschn. 4.3.1.1 besprochenen Betriebsperioden werden in den diskontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen (batch-type filter centrifuge, discontinuously fed filter centrifuge) nacheinander und in den kontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen (continuous filter centrifuge, continuously fed filter centrifuge) gleichzeitig durchgeführt. Der kontinuierliche Betrieb von Filterzentrifugen ist nur möglich, wenn die Durchlässigkeit des Kuchens so groß ist, daß sich nur in der Umgebung der Suspensionsaufgabe ein Suspensionsring auszubilden vermag. Dies ist bei Korngrößen des Feststoffs von über rund 0,1 mm der Fall. Zur Abscheidung feinerer Feststoffe kommen nur diskontinuierlich arbeitende Maschinen in Frage.

Diskontinuierlich arbeitende Filterzentrifugen Diskontinuierlich arbeitende Filterzentrifugen werden als Pendelzentrifugen (Dreisäulenzentrifugen, three-column centrifuge) mit vertikaler Rotationsachse und Schälzentrifugen (peeler centrifuge) mit horizontaler Rotationsachse gebaut: Bilder 4.35 und 4.36.

Bei den Pendelzentrifugen ist i.allg. eine Absenkung der Drehzahl zum Kuchenaustrag nötig. Da der Kuchenaustrag auf der ganzen Trommelbreite zu hohe Kräfte ergäbe, wird das Austragswerkzeug auch in axialer Richtung bewegt. Die robuster gebauten Schälzentrifugen mit horizontaler Welle erlauben dagegen meist einen Kuchenaustrag bei unveränderter Drehzahl über die ganze Trommelbreite. Die Schälzentrifugen werden deshalb vorwiegend für kurze Zykluszeiten (kleinerer Filtrationswiderstand) mit entsprechend häufigen Schäloperationen eingesetzt, während die Pendelzentrifugen eher bei längeren Zykluszeiten (höherer Filtrationswiderstand) Verwendung finden. Die Einsatzbereichsgrenze dieser Maschinen liegt bei einer Zykluszeit von etwa 15 bis 20 Minuten. Bei vertikaler Rotationsachse besteht die Gefahr einer Entmischung des Feststoffs (oben fein, unten grob), was sich für das Waschen des Filterkuchens nachteilig auswirken kann.

Der Antrieb beider Typen erfolgt mit variabler Drehzahl direkt mit Hydraulikmotoren oder über Keilriemen durch Elektromotoren. In modernen Zentrifugen laufen die Perioden Füllen, Nachfüllen, Entwässern (oft bei erhöhter Drehzahl), Waschen, Entwässern und Kuchenaustrag (oft bei reduzierter Drehzahl) durch entsprechende Steuerungen vollautomatisch ab. Bei sehr feinem Feststoff und/oder langen Waschzeiten gelangen Filterzentrifugen auch bei höheren Feststoffbelastungen zum Einsatz. Mehrere Zentrifugen erlauben dann bei zeitlich verschobenen Betriebsperioden eine „quasikontinuierliche“ Trennung von Suspensionen. Näheres zu den diskontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen in [30, 49, 62, 69, 72 u. 337].



- 1 Gehäuseunterteil
- 2 Gehäuseoberteil
- 3 abhebbarer Deckel
- 4 Hydraulikzylinder zum Öffnen des Deckels
- 5 Pendelaufhängung
- 6 Trommel mit Filtermittel
- 7 Welle
- 8 Lagergehäuse
- 9 Hydraulikmotor
- 10 hydraulisch betätigte Schälvorrichtung
- 11 Suspensionszulauf
- 12 Düsenstock für Waschflüssigkeit

Bild 4.35 Pendelzentrifuge mit Untenaustrag (SULZER-ESCHER-WYSS, Zürich)

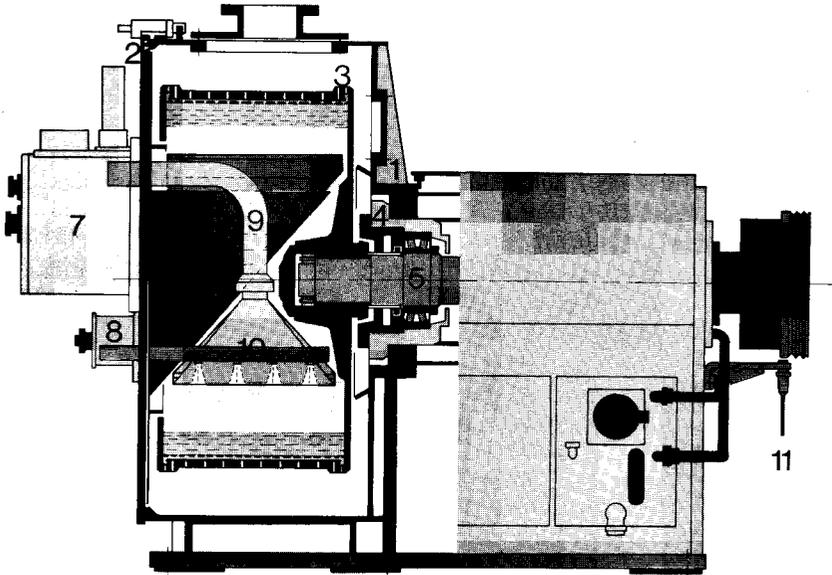


Bild 4.36 Schälzentrifuge mit horizontaler Welle (SULZER-ESCHER-WYSS, Zürich). 1 Gehäuse, 2 ausschwenkbare Frontabdeckung, 3 Trommel mit Filtermittel, 4 Lagergehäuse, 5 Welle, 6 Schmierölversorgung, 7 Hydraulik für Schälmesserbewegung, 8 Füllstandsregler (für $r_1 = \text{konstant}$), 9 Suspensionszulauf mit Verteilung auf ganze Trommelbreite, 10 Düsenstock für Waschflüssigkeit, 11 Drehzahlmeßgerät, 12 Bremse

Um eine Beschädigung des Filtermittels zu vermeiden, kann der Kuchen nur bis auf eine Restschicht ausgeschält werden. Mechanisch empfindliche Feststoffe können beim Kuchenausrag zerkleinert werden. Die Stülpszentrifugen erlauben einen schonenden Kuchenausrag ohne Restschicht durch Ausfahren und Umstülpen des Filtertuchs bei laufender Trommel [338], [339].

Kontinuierlich arbeitende Filterzentrifugen Die wichtigste kontinuierlich arbeitende Filterzentrifuge ist die Schubzentrifuge (pusher centrifuge). Ihr Funktionsprinzip können wir dem Bild 4.37 entnehmen. Die zu filtrierende Suspension gelangt durch den Einlauf und den Verteilkegel auf die innere Trommel. Auf dieser bildet sich der Kuchen, wel-

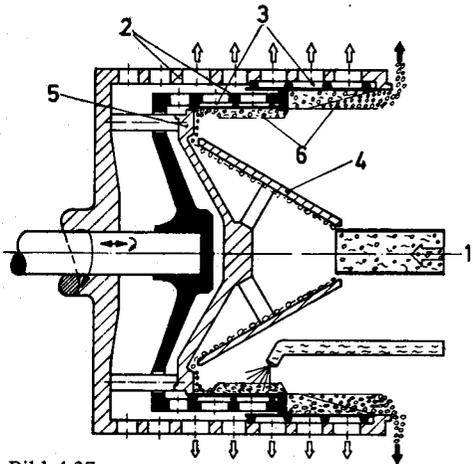


Bild 4.37 Prinzip der zweistufigen Schubzentrifuge. 1 Trübezulauf, 2 gelochte Trommeln, 3 Spaltsieb (Filtermittel), 4 Verteilerkegel, 5 Schubboden, 6 Kuchen (SIEBTECHNIK, Mülheim)

cher so durchlässig sein muß, daß sich kein rotierender Suspensionsring ausbilden kann. Der Trübeverteiler ist mit der äußeren Trommel fest verbunden, während die innere Trommel in axialer Richtung hin und her bewegt wird. Wenn sich die innere Trommel gegen die Antriebsseite bewegt, wird der Kuchen durch den Schubboden ein Stück weit ab der inneren Trommel auf die äußere geschoben. Bewegt sich die innere Trommel anschließend wieder in die Gegenrichtung, kann auf dem frei werdenden Filtermittel erneut ein Kuchen aufgebaut werden. Auch dieser wird beim Rückziehen der inneren Trommel wieder in Richtung Feststoffaustritt geschoben. Die Schubfrequenzen liegen bei industriellen Zentrifugen im Bereich von 0,3 1/s bis 2,0 1/s.

Nach der Entfeuchtung kann der Kuchen durch Eindüsen von Waschflüssigkeit noch vor dem Erreichen der äußeren Trommel gewaschen werden. Für die äußere Trommel wirkt die innere als Schubboden. Sie dient dem Abschleudern des Waschfiltrats und der Entfeuchtung des Kuchens.

Bei der axialen Bewegung der inneren Trommel entstehen sehr hohe Kräfte, die ein entsprechend aufwendiges Hydrauliksystem bedingen. Durch die hier besprochene zweistufige Bauweise mit innerer (1. Stufe) und äußerer Trommel (2. Stufe) können die Ausschiebekraft bei gleicher Gesamttrommelbreite gegenüber einer einstufigen Bauweise mit einer festen Trommel und einem bewegten Schubboden halbiert werden. In Sonderfällen werden auch vierstufige Schubzentrifugen gebaut. Um die Ausschiebekräfte und damit auch die mechanische Beanspruchung des Feststoffs und des Filtermittels möglichst gering zu halten, werden die Filtermittel als Spaltring mit Schlitzen in axialer Richtung ausgebildet. Als Werkstoffe kommen dazu nur Metalle mit hoher Abriebsfestigkeit in Frage. Zur Erleichterung des Kuchentransports wird die äußere Trommel gelegentlich auch mit einem konischen Außenteil ausgeführt. Näheres zu den Schubzentrifugen in [30, 62, 69, 72, 340 bis 342].

Anstelle der hin- und herbewegten Flächen der Schubzentrifuge kann die Kuchenförderung auch durch mit einer Differenzdrehzahl mitrotierende Schnecken erfolgen. Bei diesen Schneckenfilterzentrifugen (conical conveyor discharge centrifuge) ist

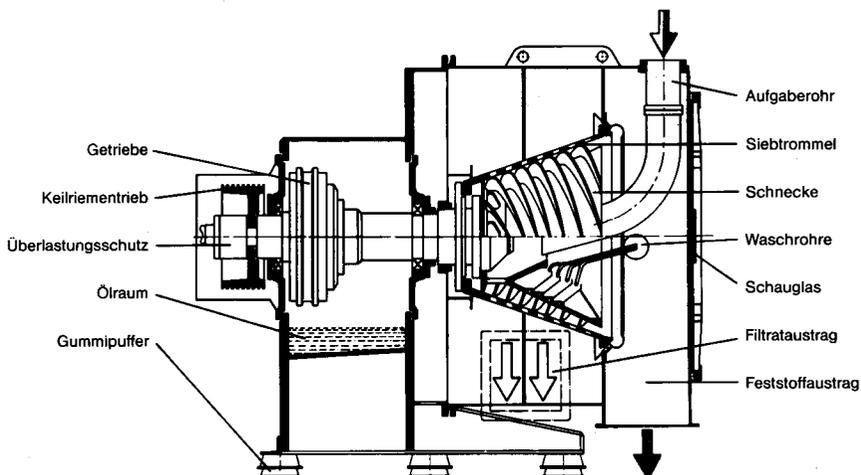


Bild 4.38 Siebschneckenzentrifuge (SIEBTECHNIK, Mülheim)

der Trommelmantel zur Erleichterung der Kuchenbewegung meist hohlkegelförmig (kleiner Durchmesser beim Suspensionszulauf, großer Durchmesser gegen die Trommelöffnung) ausgebildet: Bild 4.38. Dank der kontinuierlichen Feststoffförderung lassen sich mit den Schneckenfilterzentrifugen bei gleichen Trommelabmessungen höhere Feststoffdurchsätze erreichen. Dafür ist die Kornbeanspruchung höher und das Waschen problematischer als bei den Schubzentrifugen [69], [72], [343].

Eine weitere Möglichkeit zur kontrollierten Kuchenförderung besteht in einer der Rotation der hohlkegelförmigen Trommel überlagerten Taumelbewegung (Taumelzentrifuge, tumbling centrifuge) oder in einer der Rotation überlagerten axialen Schwingung (Schwingzentrifugen, vibrational centrifuge) [30, 69, 339, 344 u. 345].

4.3.2 Sedimentierzentrifugen

Die Sedimentierzentrifugen (sedimenting centrifuge, centrifugal sedimentation) arbeiten nach dem gleichen Prinzip wie die besprochenen Apparate zur Schwerkraftsedimentation. Deshalb lassen sich mit Sedimentierzentrifugen auch Emulsionen trennen. Voraussetzung für den Trennerfolg ist ebenfalls ein genügender Dichteunterschied zwischen der kontinuierlichen und der dispersen Phase. Wie bei der Schwerkraftsedimentation erhält man den Feststoff bei der Suspensionstrennung als Schlamm mit hohem Flüssigkeitsgehalt (eine Ausnahme bildet hier der noch zu besprechende Dekanter). Auch Waschen kann man in Sedimentierzentrifugen nicht.

Bei den Sedimentierzentrifugen bewirkt aber nicht mehr die Erdbeschleunigung, sondern eine um den Faktor 400 bis über 20000 mal größere Zentrifugalbeschleunigung die Bewegung der dispersen Phase. Deshalb lassen sich in Sedimentierzentrifugen wesentlich feinere Teilchen als in Schwerkraftapparaten absetzen. In Einsatzbereichen, für die auch Schwerkraftapparate in Frage kommen, führt die viel höhere Absetzgeschwindigkeit bei gleicher Teilchengröße nach der Gl. (4.69) auf ein bedeutend kleineres Absetzvolumen als bei der Schwerkraftsedimentation.

Wir beschränken unsere Betrachtungen vorerst auf die Sedimentierzentrifugen zur Trennung von Suspensionen und werden anschließend auch einige Bauarten von Sedimentierzentrifugen zur Emulsionstrennung kennenlernen.

4.3.2.1 Auslegung von Sedimentierzentrifugen

Das Funktionsprinzip einer Sedimentierzentrifuge geht aus dem Bild 4.39 hervor. Die Suspension wird durch den mitrotierenden Verteilerkegel ans hintere Trommelende geführt. Einbauten im Verteilerkegel erteilen der Suspension bereits eine hohe Umfangsgeschwindigkeit. Im rotierenden Suspensionsring werden die Teilchen, deren Dichte größer ist als jene der Flüssigkeit, nach außen in Richtung des Trommelmantels geschleudert. Die geklärte Flüssigkeit läuft über den Trommelrand und spritzt ins Zentrifugengehäuse. Auf dem Trommelmantel entsteht eine Schlammschicht, die wie der Kuchen bei der Filterzentrifuge von Zeit zu Zeit ausgetragen werden muß (diskontinuierlich arbeitende Sedimentierzentrifuge).

Die rechnerische Erfassung des Trennvorgangs in Sedimentierzentrifugen gelingt mit vertretbarem Aufwand nur näherungsweise, da die Strömungsverhältnisse insbesondere in der Eintrittszone sehr kompliziert sind [346], [347]. Da man zur definitiven Auslegung von Sedimentierzentrifugen ohnehin auf Versuche angewiesen ist, stützen wir unsere Überlegungen auf die nachstehend stark vereinfachenden Annahmen:

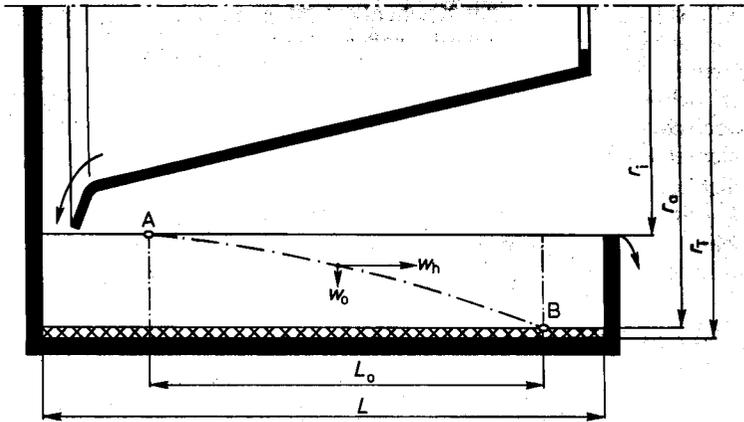


Bild 4.39 Zur Berechnung des Trennvorgangs in Sedimentierzentrifugen (Röhrenzentrifuge, Vollmantelzentrifuge)

1. Innerhalb der Klärzone ist der Schlupf zwischen dem Suspensionsring und der Trommel vernachlässigbar. Die Winkelgeschwindigkeit im Suspensionsring wird also mit anderen Worten als konstant und jener der Trommel entsprechend angenommen. Zur Verhinderung des Schlupfs zwischen Suspensionsring und Trommel werden auf der Innenseite der Trommel oft Mitnehmerleisten angeordnet. Zur Erzielung eines schlupffreien Betriebs ist es auch wichtig, die Flüssigkeit im Zulauf durch geeignete Leitschaukeln auf hohe Umfangsgeschwindigkeit zu beschleunigen.
2. Die auf die Teilchen wirkende Corioliskraft, die Schwerkraft und die Trägheitskraft sind gegenüber der Fliehkraft sehr klein und deshalb vernachlässigbar.

Die Absetzgeschwindigkeit und die Absetzzeit in Sedimentierzentrifugen können im wesentlichen nach den Ausführungen im Abschn. 4.2.1 und 4.2.2 berechnet werden, wenn die Erdbeschleunigung g durch die Zentrifugalbeschleunigung $r \omega^2$ ersetzt wird. Die Beziehung (4.46) für die Archimedeszahl geht dann über in:

$$Ar = \frac{r \omega^2 d_p^3 (\rho_p - \rho_f) \rho_f}{\eta_f^2} \quad (4.93)$$

Bei schwierigeren Trenaufgaben ist der Absetzvorgang trotz der hohen Zentrifugalbeschleunigungen laminar ($Ar \leq 3,6$). In Analogie zur Gl. (4.51) erhält man als stationäre Absetzgeschwindigkeit in Sedimentierzentrifugen:

$$w_0 = \frac{(\rho_p - \rho_f) r \omega^2 d_p^2}{18 \eta_f} \quad (4.94)$$

Da der Radius r bei der Bewegung des Teilchens nach außen größer wird, nimmt die Absetzgeschwindigkeit entsprechend zu. Zum Durchlaufen der infinitesimalen Strecke dr benötigt ein Teilchen mit der stationären Absetzgeschwindigkeit w_0 die Zeit $dt = dr/w_0$. Die Zeit, welche ein beim Innenradius r_i startendes Teilchen bis zum Erreichen der Schlammschicht bei $r = r_a$ benötigt, erhalten wir daraus durch eine Integration von r_i bis r_a zu:

$$t = \frac{18 \eta_F \ln(r_a/r_i)}{(\rho_p - \rho_F) \omega^2 d_p^2} \quad (4.95)$$

Wie man sich leicht überzeugen kann, erhalten wir die gleiche Absetzzeit mit der mittleren Absetzgeschwindigkeit w_m für den mittleren Radius

$$r_m = (r_a - r_i) / \ln(r_a/r_i) \quad (4.96)$$

aus der Beziehung:

$$t = (r_a - r_i) / w_m \quad (4.97)$$

Damit können wir die Absetzzeit nach den Ausführungen in den Abschn. 4.2.1 und 4.2.2 mit guter Näherung auch für Archimedeszahlen bis etwa $1 \cdot 10^5$ bestimmen. Obwohl sich in der Zentrifuge in axialer Richtung eine komplizierte Strömung einstellt [346], [347], kann die Auslegung analog zum Rechteckklärbecken mit der Annahme einer axialen Pfropfenströmung erfolgen. Die rechnerische Axialgeschwindigkeit des rotierenden Suspensionsrings beträgt bei Vernachlässigung des Feststoffvolumenanteils:

$$w_h = \frac{\dot{V}_F}{\pi (r_a^2 - r_i^2)} \quad (4.98)$$

Als Länge der Trommel folgt damit in Analogie zur Gleichung (4.64):

$$L = c w_h t \quad (4.99)$$

In dieser Gleichung ist c ein Koeffizient zur Berücksichtigung der nun infolge des Auftreffens der Suspension breiten Einlaufzone und der Auslaufzone. Er weist für Rohrzentrifugen den Wert von rund 2,5 auf [348]. Für den i.allg. laminaren Absetzvorgang ($Ar_{\max} \leq 3,6$) erhalten wir durch Einsetzen der Gln. (4.95) und (4.98) in (4.99) die nachstehende Trommellänge:

$$L = c \frac{18 \eta_F \dot{V}_F \ln(r_a/r_i)}{\pi (r_a^2 - r_i^2) (\rho_p - \rho_F) \omega^2 d_p^2} \quad (4.100)$$

Wir erkennen daraus, daß die Trommellänge dem Quadrat der Teilchengröße und der Winkelgeschwindigkeit umgekehrt proportional ist. Um den Absetzvorgang im Suspensionsring nicht zu behindern, sollte sich in der Klärzone eine möglichst laminare Kanalströmung einstellen. Dazu sollte die analog zur Gl. (4.67) definierte Reynoldszahl der Kanalströmung

$$Re_K = \frac{2 \dot{V}_F \rho_F}{\pi \eta_F r_a} \quad (4.101)$$

den Wert von 2000 trotz der stabilisierenden Wirkung des Zentrifugalfeldes möglichst nicht überschreiten. Die obigen Näherungsrechnungen sind in [93] programmiert.

Wir haben im Abschn. 4.2.4.1 gesehen, daß sich das Klärzonenvolumen durch Lamelleneinbauten drastisch reduzieren läßt. Dies gilt auch für die Sedimentierzentrifugen. Durch die Verwendung kegelförmiger Einbauten lassen sich gewissermaßen „rotierende Lamellenklärer“ verwirklichen. Wir werden auf diese Tellerzentrifugen oder Tellerseparatoren im nächsten Abschnitt eingehen. Ihre Berechnung erfolgt grundsätzlich nach den im Abschn. 4.2.4.1 auf den Lamellenklärer bezogene Überlegungen. Sie ist infolge des komplizierten Strömungsfeldes zwischen den Tellern allerdings schwieriger [349] bis [351].

Beispiel 4.7 Aus Spindelöl (Dichte 845 kg/m^3 , dynamische Viskosität $= 0,0042 \text{ kg/ms}$) sind kugelförmige Teilchen mit einem Durchmesser von $0,004 \text{ mm}$ und einer Dichte von 1400 kg/m^3 noch sicher abzuscheiden. Der Volumenanteil der Feststoffteilchen ist sehr klein. Für diese Trennaufgabe ist eine Rohrzentrifuge mit $r_a = 50 \text{ mm}$ und $r_i = 25 \text{ mm}$ vorgesehen. Sie wird mit einer Drehzahl von 250 1/s angetrieben. Welcher Ölvolumenstrom kann mit dieser Zentrifuge geklärt werden und wie lang muß die Rohrtrommel gebaut werden?

Ölvolumenstrom: \dot{V}_F für $Re_K = 2000$ aus der Gl. (4.101)

$$\dot{V}_F = \pi \cdot 2000 \cdot 0,0042 \cdot 0,05 / (2,845) \text{ m}^3/\text{s} = 7,81 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s};$$

Länge der Rohrtrommel:

a) Absetzvorgang laminar, da nach (4.93) für $r = r_a$ $Ar_{\max} = 0,210 < 3,6$,
Trommellänge mit $c = 2,5$ aus (4.100) $L = 0,792 \text{ m}$;

b) Variante:

mittlerer Radius r_m aus (4.96)	r_m	$= 0,0361 \text{ m}$,
Archimedeszahl aus (4.93)	Ar	$= 0,1514$,
Reynoldszahl aus (4.50)	Re_{po}	$= 0,00841$,
Absetzgeschwindigkeit aus (4.38)	w_m	$= 0,01045 \text{ m/s}$,
Absetzzeit aus (4.97)	t	$= 2,39 \text{ s}$,
Axialgeschwindigkeit aus (4.98)	w_h	$= 0,1325 \text{ m/s}$
Rohrtrommellänge aus (4.99)	L	$= 0,792 \text{ m}$.

4.3.2.2 Bauarten für die Suspensionstrennung

Nach dem Feststoffgehalt der Suspension unterscheidet man zwischen Klär- und Absetzzentrifugen. In Klärzentrifugen werden Suspensionen mit geringem Feststoffvolumenanteil (unter etwa 2%) getrennt. Klärzentrifugen können oft diskontinuierlich ohne ständigen Schlammaustrag betrieben werden. Ein großer Schlammvolumenanteil erfordert dagegen stets einen kontinuierlichen Schlammaustrag.

Diskontinuierlich arbeitende Sedimentierzentrifuge Für die Trennung von Suspensionen lassen sich Vollmantel-sedimentierzentrifugen (bowl centrifuge, imperforate basket centrifuge) verwenden, deren Aufbau den bereits erörterten Pendel- oder Schälzentrifugen entsprechen. Sie sind gegenüber diesen Filterzentrifugen mit einem zusätzlichen Schälrohr ausgerüstet. Vor dem Ausschälen des Schlammes mit einem Schälmesser läßt sich dadurch der rotierende Suspensionsring durch langsames Eintauchen aus der drehenden Trommel entnehmen [72].

Wie aus den Ergebnissen der Festigkeitsrechnung für die Zentrifugentrommel im Abschn. 4.3.3 hervorgeht, ist die maßgebende Vergleichsspannung im Trommelmantel ungefähr dem Quadrat der Umfangsgeschwindigkeit proportional: $\sigma_o \sim \omega^2 r_a^2$. Der Wert des Produkts $\omega^2 r_a^2$ kann somit einen bestimmten Grenzwert aus Festigkeitsgründen nicht überschreiten. Die in einer Zentrifuge erreichbaren Zentrifugalbeschleunigungen (Zentrifugalbeschleunigung $= r_a \omega^2$) sind deshalb dem Trommelradius umgekehrt proportional. In Trommeln mit kleinem Durchmesser lassen sich folglich größere Zentrifugalbeschleunigungen erreichen. Diese Tatsache führte zur Konstruktion von Rohrzentrifugen (tabular centrifuge), in denen Verhältnisse der Zentrifugalbeschleunigung zur Erdbeschleunigung (Schleuderziffer) von bis zu 40000 erreicht werden: Bild 4.40. In Rohrzentrifugen mit Rotordurchmessern unter 100 mm lassen sich auch sehr feine Teilchen abscheiden. Der Schlamm wird durch die hohen Fliehkräfte stark verdichtet und muß von Zeit zu Zeit durch ein teilweises Zerlegen der Zentrifuge mühsam entfernt werden. Rohrzentrifugen sind deshalb nur für Laborzwecke oder zur Klärung bei sehr geringem Feststoffgehalt brauchbar [69], [72].

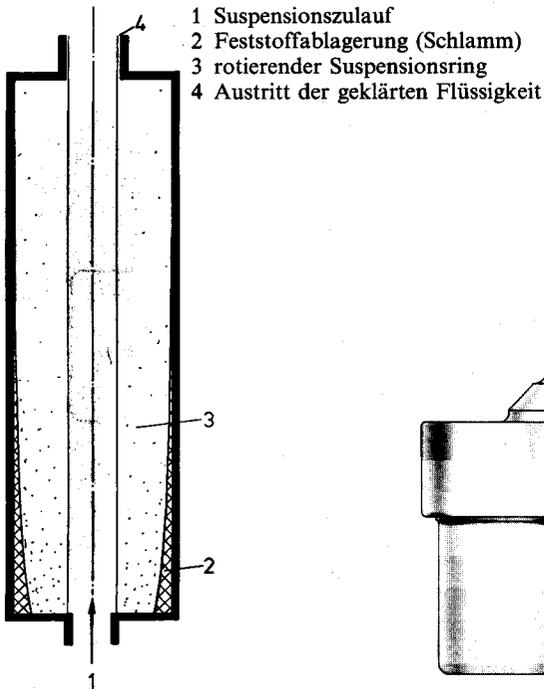


Bild 4.40
Rohrzentrifuge

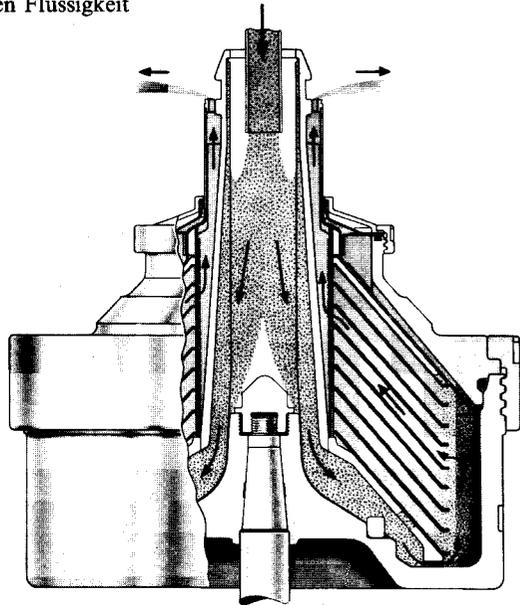


Bild 4.41 Tellerzentrifuge zur Suspensionstrennung
(WESTFALIA-SEPARATOR, Oelde)

Zu (bei gleichem Bauvolumen) wesentlich höheren Durchsätzen gelangt man nach den Überlegungen des Abschn. 4.2.4.1 durch eine Konstruktion, die sich als „rotierender Lamellenklärer“ umschreiben läßt: Bild 4.41. Bei dieser Tellerzentrifuge (disk centrifuge) gelangt die zu trennende Suspension durch eine Hohlwelle in den Abscheideraum. Sie wird dann auf eine große Zahl übereinander angeordneter hohlkegelförmiger Teller verteilt. Die flüssige Phase strömt zwischen diesen Tellern nach innen. Sie wird bei geschlossener Bauweise oben durch ein feststehendes Leitrads (Greifer, Schältscheibe) abgeschält. Bei offener Bauweise spritzt sie, wie im Bild 4.41 gezeigt, über einen Überlauf in ein Spiralgehäuse. Die feste Phase sedimentiert nach außen an die Oberfläche der Teller. Die sich dadurch bildende Schlammschicht gleitet auf der unteren Telleroberfläche nach außen und wird schließlich von der Peripherie der Teller in den Trommelmantel geschleudert. Dort sammelt sich der Schlamm an und muß periodisch entnommen werden. Dies kann durch Ausbauen und Öffnen des Rotors von Hand erfolgen (Tellerzentrifuge mit Klärtrommel).

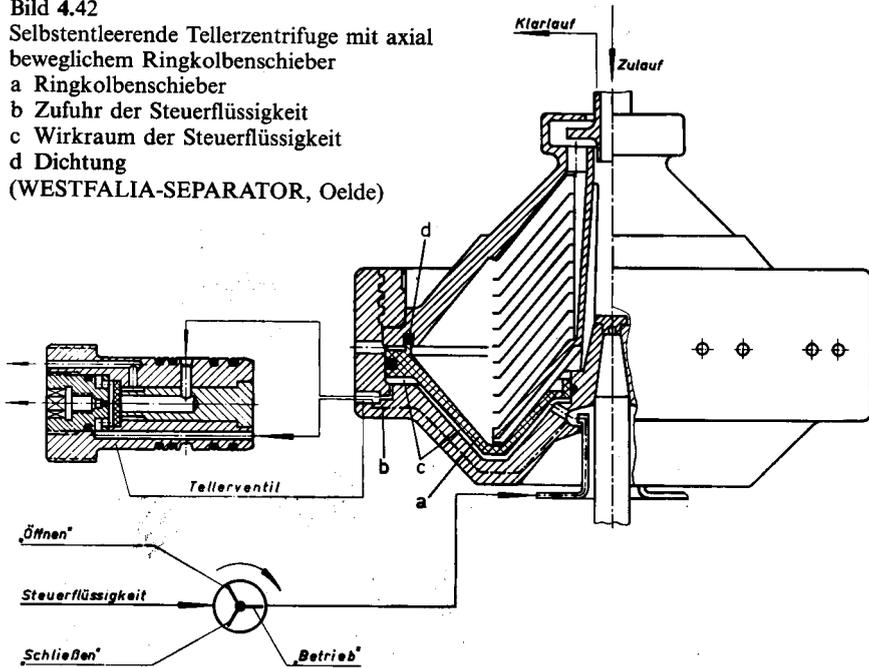
Bei Feststoffvolumenanteilen über etwa 2% (Bereich der Absetzzentrifugen) würde dies zu zeitraubend. Man hat deshalb selbstentleerende Tellerzentrifugen (solids ejecting type disc centrifuge) entwickelt, bei denen der Schlamm bei rotierender Trommel von Zeit zu Zeit abgeschleudert werden kann: Bild 4.42. Dazu ist die Trommel mit einem hydraulisch betätigten Ringkolbenschieber versehen, der am ganzen Trommelumfang verteilte Öffnungen freigeben kann. Als Steuerflüssigkeit

Bild 4.42

Selbstentleerende Tellerzentrifuge mit axial beweglichem Ringkolbenschieber

- a Ringkolbenschieber
- b Zufuhr der Steuerflüssigkeit
- c Wirkraum der Steuerflüssigkeit
- d Dichtung

(WESTFALIA-SEPARATOR, Oelde)



dient meist Wasser. Der Steuerdruck wird durch die Fliehkraftwirkung in der rotierenden Trommel erzeugt. Bei genügender Wasserzufuhr bildet sich unter dem Ringkolbenschieber ein Überdruck, welcher ihn nach oben drückt. Beim Unterbrechen der Wasserzufuhr wird der Ringkolbenschieber durch den Überdruck im Schlammraum nach unten gedrückt und die Schlammöffnungen werden freigegeben. Dadurch ist ein quasikontinuierlicher Betrieb mit kontinuierlicher Suspensionszufuhr und absatzweisem Schlammaustrag möglich. Dies erlaubt die Verarbeitung von Suspensionen mit Feststoffvolumenanteilen bis zu etwa 10%. Große Tellerzentrifugen mit Rotordurchmessern um 0,8 m werden mit Zentrifugalbeschleunigungen bis 4000 g betrieben, während in kleineren Maschinen mit Rotordurchmessern um 0,3 m bis 10000 g erreicht werden. Näheres zu den Tellerzentrifugen in [27, 30, 49, 62, 69, 72 u. 349 bis 351].

Kontinuierlich arbeitende Sedimentierzentrifugen Für Feststoffvolumenanteile von 8% bis 25% werden die Tellerzentrifugen als Düsentellerzentrifugen (nozzle-type disk centrifuge) mit kontinuierlicher Feststoffentnahme betrieben. Dazu sind am Trommelumfang Düsen angebracht, durch die laufend Schlamm entweicht. Zur besseren Anpassung an den Schlammanfall werden die Düsentellerzentrifugen oft zusätzlich mit dem oben beschriebenen Ringkolbenverschluß für eine periodische Schlamm-entleerung versehen.

Zur Abscheidung größerer Feststoffe mit entsprechend höherer Sinkgeschwindigkeit genügen Vollmantelzentrifugen ohne Tellereinbauten. Zum kontinuierlichen Feststoffaustrag werden die Trommeln mit einem konischen Teil und einer mit etwas abweichender Drehzahl angetriebenen Förderschnecke versehen. Diese Zentrifugen

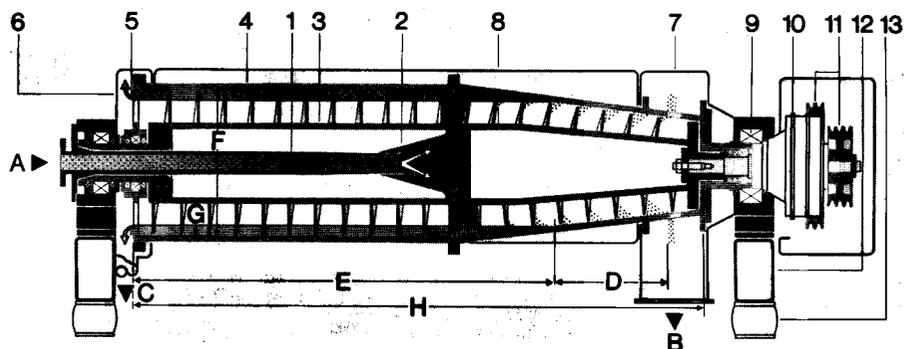


Bild 4.43 Dekanter. A Eintritt der Suspension, B Austrag des Feststoffs, C Ablauf der geklärten Flüssigkeit, D Entfeuchtungszone, E Klärzone, 1 Einlaufrohr, 2 Verteilkopf, 3 Schnecke, 4 Vollmanteltrommel, 5 Überlaufwehr, 6 Spiralgehäuse für geklärte Flüssigkeit, 7 Abdeckhaube, 8 Spiralgehäuse für Feststoff, 9 Wälzlager, 10 Umlaufgetriebe, 11 Keilriemenscheiben, 12 Grundrahmen mit elastischer Abstützung (SULZER-ESCHER-WYSS, Zürich)

werden als Dekanter (scroll-type centrifuge) bezeichnet: Bild 4.43. Die Suspension gelangt durch eine Hohlwelle und die Förderschnecke auf den rotierenden Suspensionsring in der Vollmanteltrommel. Der Feststoff ($\rho_p > \rho_f$) sedimentiert zur Trommelwand und die geklärte Flüssigkeit gelangt über ein Wehr zum Flüssigkeitsaustritt. Der Schlamm wird in umgekehrter Richtung über den konischen Trommelteil aus dem Suspensionsring gefördert. Vor dem Austritt aus der Trommel wird der Schlamm nach dem Auftauchen aus dem Suspensionsring entwässert. Diese Schlammentwässerung ist gegenüber der Tellerzentrifuge ein wesentlicher Vorteil der Dekanter. Mit Dekantern lassen sich Suspensionen mit Feststoffvolumenanteilen bis zu 60 % verarbeiten. Durch entsprechende Änderung der Wehrhöhe und des Volumenstroms findet der Dekanter auch als Klassierer Verwendung. Die Strömung im Dekanter wird durch die mit einer Differenzdrehzahl mitrotierende Schnecke gegenüber jener in gewöhnlichen Vollmantelzentrifugen erheblich komplizierter [352]. Das im Abschn. 4.3.2.1 erarbeitete Berechnungsmodell vermag deshalb für den Dekanter nur noch Tendenzen wiederzugeben. Für die Auslegung von Dekantern sind Versuche trotz verfeinerter theoretischer Ansätze [352], [353] unumgänglich. Zur Erhöhung der Absetzgeschwindigkeit wird oft auch mit Flockungsmitteln gearbeitet [30, 62, 69, 72 u. 352 bis 354].

4.3.2.3 Bauarten für die Emulsionstrennung

Zur Emulsionstrennung werden am häufigsten Tellerzentrifugen eingesetzt. Wir wollen die Tellerzentrifugen zur Emulsionstrennung als Separatoren bezeichnen (dieser Begriff wird oft generell für Tellerzentrifugen verwendet). Daneben gelangen für kleinere Volumenströme auch Rohrzentrifugen zum Einsatz. Die Auslegung von Zentrifugen zur Emulsionstrennung kann zumindest bei kleinen Tropfengrößen mit der Annahme kugelförmiger, starrer Tropfen erfolgen. Infolge der hohen Scherbeanspruchung bei der Beschleunigung auf die Umlaufgeschwindigkeit in der Zentrifuge kann es allerdings zu einem Tropfenzerfall und damit zu einer Erschwerung des Trennens kommen.

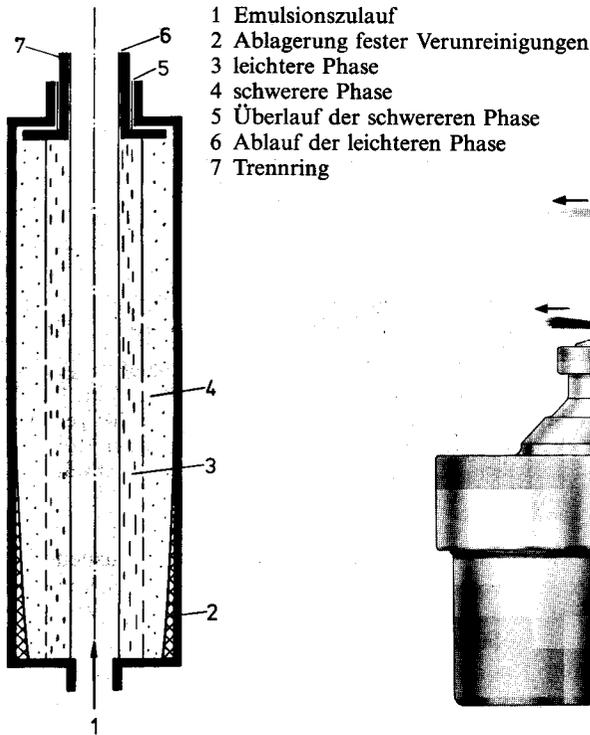


Bild 4.44
Rohrzentrifuge zur
Emulsionstrennung

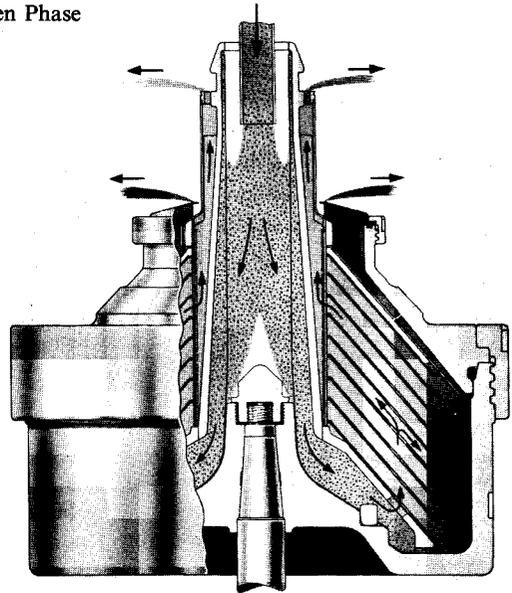


Bild 4.45 Separator in offener Bauweise mit Überläufen für die beiden Phasen (WESTFALIA SEPARATOR, Oelde)

Das Funktionsprinzip einer Rohrzentrifuge zur Emulsionstrennung geht aus dem Bild 4.44 hervor: Die leichtere Phase wird beim Durchströmen der Zentrifuge nach innen und die schwere nach außen gedrängt. Dadurch bilden sich zwei Schichten, die durch einen (den jeweiligen Volumenanteilen der beiden Phasen anzupassenden) Trennring separat entnommen werden können. Die Auslegung kann nach den Überlegungen des Abschn. 4.3.2.1 erfolgen [69].

Der Separator ist die übliche Zentrifuge zur Trennung von Emulsionsvolumenströmen über $3 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ ($\approx 0,1 \text{ m}^3/\text{h}$). Er funktioniert analog der bereits besprochenen Tellerzentrifuge. Für die Entnahme der beiden Phasen sind aber zwei Überläufe bzw. zwei Greifer und zwei separate Flüssigkeitsableitungen vorhanden: Bild 4.45. Ein weiterer Unterschied zur Tellerzentrifuge liegt in der Anordnung der Steiglöcher zur Verteilung der Emulsion auf das Tellerpaket. Sie hat sich nach den Volumenanteilen der beiden Phasen und den Reinheitsanforderungen an die beiden Komponenten zu richten [27]. Der im Bild 4.46 gezeigte selbstentleerende Separator ist zusätzlich mit dem bereits bei der Tellerzentrifuge erörterten, hydraulisch betätigten Feststoffauswurf versehen und ermöglicht damit eine bequeme Abscheidung auch

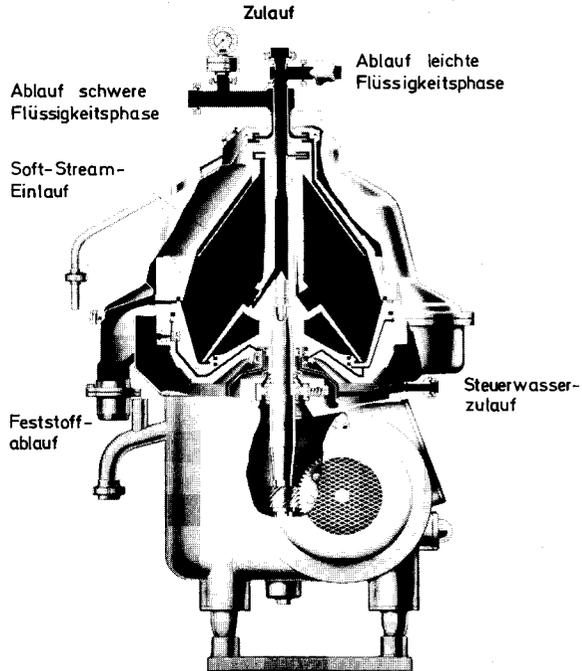


Bild 4.46
Selbstentleerender Separator in geschlossener Bauweise mit Greifern für die beiden Phasen und mit Steuerwasser betätigtem Ringkolbenschieber (WESTFALIA SEPARATOR, Oelde)

größerer Anteile an festen Verunreinigungen aus Emulsionen. Damit ist eine Trennung von Flüssig-Flüssig-Fest-Dreiphasengemischen möglich. Weiterführende Literatur s. „Tellerzentrifugen“.

4.3.3 Festigkeit der Zentrifugentrommel

Wie wir in den vorangehenden Abschnitten gesehen haben, ist für eine gute Nutzung einer Zentrifuge eine möglichst hohe Umfangsgeschwindigkeit der Trommel anzustreben. Dies ist leider auch mit einer hohen Beanspruchung des Trommelwerkstoffs verbunden. Um die maximal mögliche Drehzahl in Zentrifugen bestimmen zu können, müssen wir uns deshalb kurz mit der Berechnung der im Trommelmantel entstehenden Spannungen befassen.

Eine ausführliche Behandlung der Festigkeit kegelförmiger Vollmanteltrommeln und perforierter Trommelmäntel findet man in [69]. Wir müssen uns in diesem Abschnitt auf die Bestimmung der Tangential- und Zugspannung in dünnwandigen zylindrischen Vollmanteltrommeln beschränken. Bei dünnwandigen Trommeln sind die Radialspannungen vernachlässigbar. (Behandlung des dickwandigen Zylinders unter Fliehkraftbeanspruchung z. B. in [5]).

Der rotierende Trommelmantel wird durch die auf den Mantelwerkstoff wirkende Fliehkraft beansprucht. Die dadurch bedingte Tangentialspannung im Trommelmantel kann man sich deshalb aus zwei Anteilen zusammengesetzt denken:

$$\sigma_t = \sigma_{tT} + \sigma_{tJ} \quad (4.102)$$

Die durch die auf den dünnwandigen Trommelmantel wirkende Fliehkraft hervorgerufene Tangentialspannung σ_{tT} finden wir durch Aufstellen der Gleichgewichtsbedingungen für die an einem Trommelausschnitt der Länge L wirkenden Kräfte (Bild 4.47). Die Fliehkraft F_ω beträgt bei gegebener Dichte des Trommelmateriale ϱ_T :

$$F_\omega = (r_T + \delta_T/2) d\varphi L \delta_T \varrho_T (r_T + \delta_T/2) \omega^2 \quad (4.103)$$

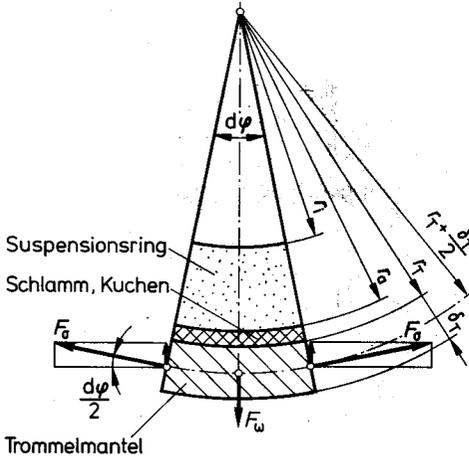


Bild 4.47 Zur Berechnung der Tangentialspannung im Trommelmantel

Die Tangentialspannungskräfte betragen:

$$F_\sigma = \delta_T L \sigma_{tT} \quad (4.104)$$

Die Bedingung für das Kräftegleichgewicht folgt aus dem Bild 4.47:

$$F_\omega - 2 F_\sigma d\varphi/2 = 0 \quad (4.105)$$

Durch Einsetzen der Gln. (4.103) und (4.104) in die Gl. (4.105) und Auflösen nach σ_{tT} erhalten wir den folgenden Ausdruck für die durch die auf den Trommelmantel wirkende Fliehkraft hervorgerufene Tangentialspannung:

$$\sigma_{tT} = \varrho_T \omega^2 (r_T + \delta_T/2)^2 \quad (4.106)$$

Da wir nun den Fall dünnwandiger Trommeln betrachten, können wir die durch die auf den Trommelinhalt wirkende Fliehkraft bedingte Tangentialspannung aus der „Kesselformel“ bestimmen (Behandlung des dickwandigen Zylinders unter Innendruck z. B. in [5]):

$$\sigma_{tT} = \frac{r_T p_T}{\delta_T} \quad (4.107)$$

In dieser Gleichung ist p_T der Druck des Trommelinhalts auf den Trommelmantel an der Stelle r_T . Den Druck des Suspensionsrings auf den Kuchen haben wir bereits berechnet: Gl. (4.74). Den Druck des Kuchens auf den Trommelmantel erhalten wir auf gleiche Weise. Für den Druck des ganzen Trommelinhalts auf den Trommelmantel finden wir damit (ϱ_m : mittlere Dichte des Suspensionsrings; ϱ_K : mittlere Dichte des Kuchens bzw. Schlamms):

$$p_T = \frac{\varrho_m \omega^2}{2} (r_a^2 - r_i^2) + \frac{\varrho_K \omega^2}{2} (r_T^2 - r_a^2) \quad (4.108)$$

Die Gln. (4.106), (4.107) und (4.108) in die Gl. (4.102) eingesetzt, liefern den folgenden Ausdruck für die Tangentialspannung in dünnwandigen Trommelmänteln:

$$\sigma_t = \omega^2 \left\{ \varrho_T \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right)^2 + \frac{r_T [\varrho_m (r_a^2 - r_i^2) + \varrho_K (r_T^2 - r_a^2)]}{2 \delta_T} \right\} \quad (4.109)$$

Für dünne Kuchen oder falls $\varrho_K \approx \varrho_m$ gesetzt werden kann, vereinfacht sich die Gl. (4.109) zu:

$$\sigma_i \approx \omega^2 \left[\varrho_T \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right)^2 + \frac{\varrho_m (r_T^2 - r_i^2) r_T}{2 \delta_T} \right] \quad (4.110)$$

Wir erkennen aus dieser Beziehung, daß die Tangentialspannung dem Quadrat der Trommeldrehzahl proportional ist. Die Durchsatzvergrößerung von Zentrifugen durch eine Drehzahlerhöhung stößt somit rasch an Festigkeitsgrenzen.

Der Innendruck des Trommelinhalts bewirkt auch eine Kraft auf die beiden Seitenwände der Trommel.

Diese ruft im Trommelmantel eine Axialspannung σ_a hervor. Wir betrachten zunächst den Suspensionsring zwischen r_i und r_a (Bild 4.47). In diesem erhalten wir den Druck der Suspension auf die Seitenwände an einer beliebigen Stelle r aus der Gl. (4.74):

$$p_1 = \frac{\varrho_m \omega^2}{2} (r^2 - r_i^2) \quad (4.111)$$

Der örtliche Druck des Kuchens auf die Seitenwände beträgt:

$$p_2 = \frac{\varrho_K \omega^2}{2} (r^2 - r_a^2) + p_{SR} \quad (4.112)$$

Nun können wir die auf die seitlichen Begrenzungsflächen der Trommel wirkende Druckkraft berechnen:

$$F_a = \int_{r_i}^{r_a} p_1 2 \pi r dr + \int_{r_a}^{r_T} p_2 2 \pi r dr \quad (4.113)$$

Mit p_1 und p_2 aus den Gln. (4.111) und (4.112) liefert die Integration nach dem Einsetzen von p_{SR} aus der Gl. (4.74):

$$F_a = \frac{\pi \omega^2}{4} [\varrho_m (r_a^2 - r_i^2)^2 + \varrho_K (r_T^2 - r_a^2)^2 + 2 \varrho_m (r_a^2 - r_i^2) (r_T^2 - r_a^2)] \quad (4.114)$$

Die Axialspannung im Trommelmantel beträgt:

$$\sigma_a = \frac{F_a}{2 \pi \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right) \delta_T} \quad (4.115)$$

Durch Einsetzen von F_a aus der Gl. (4.114) finden wir daraus:

$$\sigma_a = \frac{\omega^2 [\varrho_m (r_a^2 - r_i^2)^2 + \varrho_K (r_T^2 - r_a^2)^2 + 2 \varrho_m (r_a^2 - r_i^2) (r_T^2 - r_a^2)]}{8 \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right) \delta_T} \quad (4.116)$$

Für sehr dünne Kuchen oder falls $\varrho_K \approx \varrho_m$ gesetzt werden kann, vereinfacht sich die Gl. (4.116) zu:

$$\sigma_a \approx \frac{\omega^2 \varrho_m (r_T^2 - r_i^2)^2}{8 \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right) \delta_T} \quad (4.117)$$

Für die Hypothese der Gestaltänderungsenergie [34] beträgt die maßgebende Vergleichsspannung für den vorliegenden ebenen Spannungszustand:

$$\sigma_o = \sqrt{\sigma_t^2 + \sigma_a^2} - \sigma_t \sigma_a \quad (4.118)$$

Bei Vollmanteltrommeln aus nichtrostenden Stählen darf diese Vergleichsspannung höchstens 15% bis 20% der Bruchgrenze (Trennbruch R_m [5]) erreichen. Ein Programm zur Berechnung der Vergleichsspannung nach den obigen Ausführungen findet man im Paket MVT [93]. Für konische und durchlässige Trommeln wird die Festigkeitsrechnung in [69] ausführlich behandelt.

Beispiel 4.8 Welche Zentrifugalbeschleunigung läßt sich in einer Vollmantelzentrifuge mit einem Trommelinnendurchmesser von 500 mm und in einer Rohrzentrifuge mit einem Innendurchmesser von 75 mm höchstens erreichen, wenn die Trommel aus dem Werkstoff X5CrNi 18 9 (1.4301) mit einer Zugfestigkeit von 500 N/mm^2 gefertigt ist und die maximale Vergleichsspannung höchstens ein Siebtel davon – also $71,4 \text{ N/mm}^2 = 7,14 \cdot 10^7 \text{ Pa}$ – erreichen darf?

Suspension: Feststoffdichte = 1500 kg/m^3 ,
 Flüssigkeitsdichte = 1000 kg/m^3 ,
 Feststoffbelastung = 0,01;
 Schlamm: Porosität = 0,65, $r_a/r_T = 0,92$;
 Trommel: Dichte des Trommelwerkstoffs = 7820 kg/m^3 ,
 Dicke des Trommelmantels = 15 mm, $r_i/r_T = 0,72$.

Die beiden Winkelgeschwindigkeiten erhalten wir durch Einsetzen der Gln. (4.109) und (4.116) in (4.118) und Auflösen nach ω zu 305 1/s für die Vollmantelzentrifuge und zu 2070 1/s für die Rohrzentrifuge. Die sich bei diesen Winkelgeschwindigkeiten ergebenden Spannungen, Beschleunigungen und Schleuderziffern (Verhältnis der Zentrifugalbeschleunigung zur Erdbeschleunigung) sind in der Tab. 4.6 zusammengestellt.

Tabelle 4.6 Lösung des Beispiels 4.8

		Vollmantelzentrifuge	Rohrzentrifuge
Innenradius Suspensionsring r_i	[m]	0,180	0,0270
Innenradius Schlammschicht r_a	[m]	0,230	0,0345
Trommelinnenradius r_T	[m]	0,250	0,0375
Dicke des Trommelmantels δ_T	[m]	0,015	0,015
Drehzahl n	[1/s]	48,5	329,3
Winkelgeschwindigkeit $\omega = n \cdot 2 \pi$	[1/s]	305	2070
Dichte Suspensionsring aus (4.71)	[kg/m ³]	1003	1003
Schlammichte = $0,35 \cdot 1500 + 0,65 \cdot 1000$	[kg/m ³]	1175	1175
Tangentialspannung σ_t aus (4.109)	[Pa]	$7,28 \cdot 10^7$	$7,16 \cdot 10^7$
Axialspannung σ_a aus (4.116)	[Pa]	$2,78 \cdot 10^6$	$3,71 \cdot 10^5$
Vergleichsspannung σ_o aus (4.118)	[Pa]	$7,14 \cdot 10^7$	$7,14 \cdot 10^7$
Näherung: σ_t aus (4.110)	[Pa]	$7,15 \cdot 10^7$	$7,14 \cdot 10^7$
σ_a aus (4.117)	[Pa]	$2,73 \cdot 10^6$	$3,65 \cdot 10^5$
σ_o aus (4.118)	[Pa]	$7,02 \cdot 10^7$	$7,12 \cdot 10^7$

Tabelle 4.7 Vergleichsspannungen in Abhängigkeit der Trommeldicke für das Beispiel 4.8 Drehzahlen und übrige Abmessungen in Tabelle 4.6

Dicke des Trommelmantels [mm]	Vergleichsspannung in Trommel der Vollmantelzentrifuge [N/mm ²]	Vergleichsspannung in Trommel der Rohrzentrifuge [N/mm ²]
4		65,8
5		64,4
6		64,0
7		64,1
8	90,5	64,5
10	82,1	65,9
15	71,4	71,4
20	66,5	
40	61,7	
50	61,9	

Die Tab. 4.7 zeigt, daß die Vergleichsspannung bei bestimmten Trommelwanddicken (42 mm bei Vollwandzentrifuge und 6 mm bei Rohrzentrifuge) minimal wird. Bei kleineren Wandstärken nimmt die Vergleichsspannung zu, weil dann die von der Trommeldicke unabhängige Beanspruchung durch den Inhalt (Suspensionsring und Schlammsschicht) dominant werden. Größere Wandstärken führen ebenfalls zu höheren Vergleichsspannungen, da die Fliehkraftwirkung auf die Trommel selbst immer größer wird. Die Beanspruchung durch den Inhalt verliert dann zunehmend an Bedeutung. Die Abhängigkeit der Vergleichsspannung von der Trommelwanddicke ist allerdings so schwach, daß beispielsweise für die Vollmantelzentrifuge eine Trommel mit einer Dicke von etwa 10 mm durchaus genügt.

4.4 Trennen im Zyklon

Die Abscheidung der dispersen Phase erfolgt in den Zyklonen (Fliehkraftabscheider, cyclone) wie in den Sedimentierzentrifugen durch Fliehkraft. Im Gegensatz zur aufwendigen Konstruktion der Zentrifuge weist der sehr einfach aufgebaute Zyklon keine bewegten Apparateile auf: Bild 4.48. Zyklone sind deshalb sehr preisgünstig. Ihr hoher Druckverlust und die oft bescheidene Trennschärfe (Abschn. 4.5.1) sind allerdings erhebliche Nachteile.

Das zu trennende Gemisch strömt i.allg. tangential in einen rotationssymmetrischen Raum. Dadurch wird in diesem eine Drehströmung erzeugt. In dieser werden die Teilchen (mit größerer Dichte) nach außen geschleudert. Die kontinuierliche Phase entweicht durch das Tauchrohr nach oben (overflow), während die disperse am Zyklonmantel nach unten gleitet (underflow). Die Entnahme erfolgt im Falle fester disperser Phasen durch Zellradschleusen oder bei flüssiger disperser Phase durch Überläufe oder Pumpen. Der unten an den Zyklonmantel anschließende Abscheide-

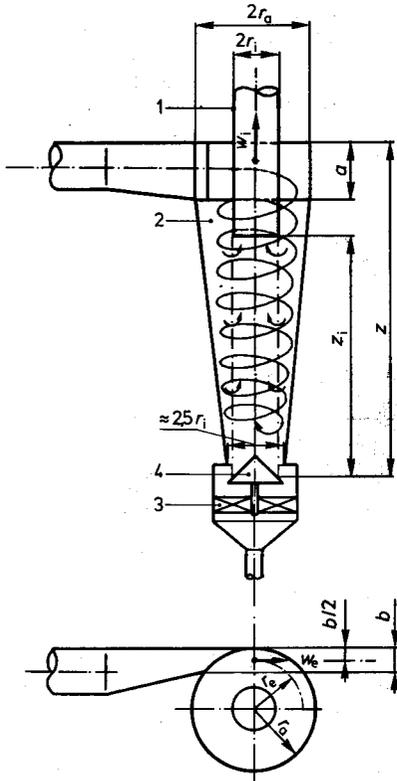


Bild 4.48 Zyklonabscheider mit Tangentialeinlauf
 1 Tauchrohr
 2 Abscheideraum
 3 Feststoffsammelbehälter
 4 Abschirmkegel

raum und der darin angebrachte Abschirmkegel verhindern ein Wiederaufwirbeln abgesetzter Feststoffteilchen. Der Zyklonmantel kann zylindrisch oder – wie im Bild 4.48 – mit einem konisch unteren Teil ausgeführt werden. Neben dem im Bild 4.48 dargestellten tangentialen Einlauf werden Zykclone auch mit Spiraleinlauf und axialem Einlauf mit Leitschaufeln zur Erzeugung der Rotationsströmung gebaut. Zur Trennung größerer Volumenströme werden mehrere kleinere Zykclone parallelgeschaltet, da man dadurch eine bessere Abscheidung erreicht als mit einem einzelnen großen Zyklon (Multizyklon, multiple cyclone) [88].

Zyklone eignen sich zur Abscheidung fester Teilchen aus Gasen und Flüssigkeiten. Sie werden auch häufig für die Tropfenabscheidung aus Gasen eingesetzt [12, 355]. Auch das Klassieren von Feststoffen zählt zu den Einsatzgebieten des Zyklons [40, 72, 356]. Hier wirkt sich allerdings die geringe Trennschärfe (Abschn. 4.5.1) einschränkend aus. Bedingt eignen sich Zykclone auch zum Trennen von Emulsionen [72], [357], [358]. Die zur Abtrennung fester Teilchen aus Flüssigkeiten gebauten Zykclone werden als Hydrozyklone (hydrocyclone) bezeichnet. Ihre Auslegung erfolgt nach ähnlichen Überlegungen wie jene der Gaszyklone. Für Besonderheiten in den Bauformen, dem Betrieb und der Berechnung von Hydrozyklonen sei auf [10, 62, 72], [359] bis [362] verwiesen.

Wir beschränken uns im folgenden auf die Auslegung eines Zyklons für den wichtigen Einsatzbereich der Staubabscheidung aus Gasen. Die dafür gebauten Zykclone nennt man auch Aerozyklone oder Gaszyklone. Sie dienen hauptsächlich zur Grobentstaubung und damit zur Entlastung der nachgeschalteten Staubfilter. Näheres in [40].

4.4.1 Trennteilchengrößen

Die sich im Zyklon einstellende räumliche Strömung ist sehr kompliziert und läßt sich auch mit aufwendigen Ansätzen nur näherungsweise beschreiben (Zweiphasenströmung, räumliche Sekundärströmungen, Turbulenzeinfluß auf den Absetzvorgang). Die in einem Zyklonabscheider erreichbare Trennteilchengröße d_T (Abschn. 4.5.1) läßt sich aber mit einem sehr einfachen Modell schon recht gut abschätzen. Wir müssen uns im Rahmen dieser Einführung damit begnügen. Für eine exaktere Berech-

nung, die Bestimmung der optimalen Abmessungen und die Ermittlung des Abscheidungsgrads für beliebige Teilchengrößen sei auf [10], [88], [363] bis [369] verwiesen. Entscheidend für die Feststoffabscheidung sind die Strömungsverhältnisse entlang der im Bild 4.48 strichpunktiert angedeuteten, gedachten Zylindermantelfläche mit dem Innenradius des Tauchrohrs r_i und der Länge z_i . Grob vereinfacht, läßt sich die Strömung im Bereich dieser Fläche als ebene Wirbelströmung mit der Bedingung $w_{ui} r = \text{konstant}$ [4] aus der Umfangsgeschwindigkeit am Eintritt in den Zyklon berechnen. Versuche an Zyklonabscheidern haben gezeigt, daß die Beziehung $w_{ui} r^m = \text{konstant}$ die wirklichen Verhältnisse zutreffender wiederzugeben vermag. Damit erhalten wir die gesuchte Umfangsgeschwindigkeit w_e an der Stelle $r = r_e$ (Bild 4.48) zu:

$$w_{ui} = r_i \omega_i = w_e (r_e/r_i)^m \quad (4.119)$$

Je nach Zyklonbauart (Tangentialeinlauf wie im Bild 4.48, Einlaufspirale oder axialer Einlauf mit Schaufelkranz [88]), geometrischen Verhältnissen, Feststoffbeladung und Eintrittsgeschwindigkeit liegt der Wert des Exponenten m zwischen 0,5 und 1.

Die längs der Höhe z_i als konstant angenommene Radialgeschwindigkeit an der Stelle r_i können wir aus der Kontinuitätsgleichung bestimmen:

$$w_{ri} = \dot{V} / (2 \pi r_i z_i) \quad (4.120)$$

Die nach der Gl. (4.119) berechnete Umfangsgeschwindigkeit bewirkt eine entsprechende Fliehkraft auf die Teilchen. Hier können wir auf das bei den Sedimentierzentrifugen Erarbeitete zurückgreifen. Da wir vor allem an der Abscheidung möglichst feiner Teilchen interessiert sind, können wir die durch die Fliehkraft bedingte Sedimentation der dispersen Phase als laminar annehmen. Die Absetzgeschwindigkeit der Teilchen an der Stelle $r = r_i$ kann deshalb mit der Winkelgeschwindigkeit $\omega = \omega_i$ aus der Gl. (4.119) und der Beziehung (4.94) berechnet werden. An der Stelle $r = r_i$ müssen Partikel mit der Trennteilchengröße gerade in der Schwebelage bleiben. Der Betrag der mit $d_p = d_T$ aus der Gl. (4.94) berechneten Sinkgeschwindigkeit muß somit jenem der Radialgeschwindigkeit aus der Gl. (4.120) entsprechen. Diese Bedingung führt mit der Eintrittsgeschwindigkeit

$$w_e = \dot{V} / A_e \quad (4.121)$$

($A_e =$ Eintrittsquerschnitt) auf die folgende Beziehung für die Trennteilchengröße:

$$d_T = \sqrt{\frac{9 \eta A_e^2}{\pi z_i (\rho_p - \rho_f) \dot{V}} (r_i/r_e)^m} \quad (4.122)$$

4.4.2 Druckverlust und Auslegung

Die Zyklonabscheider zur Staubabscheidung weisen leider recht hohe Druckverluste im Bereich von 1000 bis 2500 Pa auf. Die Gl. (1.122) legt zunächst nahe, einen Zyklon zur Erzielung einer kleinen Trennteilchengröße mit kleinem Radienverhältnis r_i/r_e und kleinem Eintrittsquerschnitt A_e zu betreiben. Dies ergäbe zwar sehr hohe Zentri-

fugalbeschleunigungen an der entscheidenden Stelle mit $r = r_i$; würde aber auch zu entsprechend hohen Druckverlusten führen, weil das Tauchrohr dann nur noch einen kleinen Durchmesser hätte.

Am Eintritt ins Tauchrohr entsteht nämlich der Hauptdruckverlust (Größenordnung 80 bis 90 % des Gesamtdruckverlusts). Die für den Druckverlust entscheidene Größe ist deshalb die mittlere Geschwindigkeit im Tauchrohr. Auch in der Eintrittszone entstehen beachtliche Druckverluste. Für die Berechnung des Druckverlusts in einem Zyklon benötigen wir deshalb Widerstandsbeiwerte für die Einlaufzone c_{fe} und für das Tauchrohr c_{fi} . Damit kann der Druckverlust in Analogie zur Gl. (3.17) aus der folgenden Beziehung bestimmt werden:

$$\Delta p = (\rho/2) (c_{fi} + c_{fe}) w_i^2 \tag{4.123}$$

Die beiden Widerstandsbeiwerte können nach Barth-Muschelknautz [88] aus einem von der Feststoffbelastung X abhängigen Wandreibungsbeiwert

$$c_w = 0,005 (1 + 3 \sqrt{X}) \tag{4.124}$$

der dimensionslosen Umfangsgeschwindigkeit w_{ui}/w_i

$$Wu = 1 / [(Av/Ra) + c_w Z] \tag{4.125}$$

und der nach der Gl. (3.15) mit dem Tauchrohrinnendurchmesser ($L_c = 2 r_i$) und der Geschwindigkeit im Tauchrohr w_i zu bildenden Reynoldszahl Re_i aus dem Bild 4.49 und der folgenden Gleichung ermittelt werden:

$$c_{fe} = \frac{Wu^2}{Ra} \left[\frac{1}{(1 - c_w Z Wu)^2} - 1 \right] \tag{4.126}$$

Der Druckverlustkennwert Av und die geometrischen Verhältnisse Ra und Z können für drei Zyklontypen mit tangentialen Einlauf der Tab. 4.8 entnommen werden. Nebst der hier gezeigten Näherungsmethode ist im Paket MVT [93] auch die rechnerische Ermittlung der Abscheidungsgradkurve nach Mothes [40, 368] programmiert.

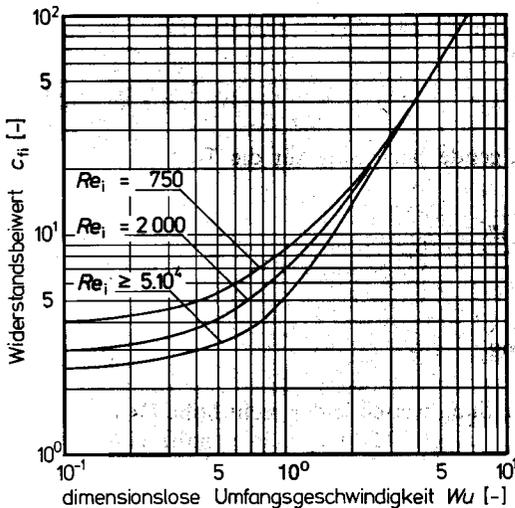


Bild 4.49
Widerstandsbeiwert des Tauchrohrs für Zyklone mit Tangentialeinlauf in Abhängigkeit der dimensionslosen Umfangsgeschwindigkeit und der Reynoldszahl im Tauchrohr (nach [88])

Tabelle 4.8 Geometrische Verhältnisse und Kennwerte häufig gebauter Zyklontypen mit Tangentialeinlauf

Typ	$Z = z/r_i$	z_i/r_i	$Ra = r_a/r_i$	b/r_a	A_e/A_i	Av
A	7,5	4,5	4	0,3	0,8	0,7
B	10	7	3,2	0,3	0,8	0,7
C	15	12	2,5	0,53	1,4	1,2

Beispiel 4.9 Zur Reinigung von 5000 m³/h eines Industrieabgases (Dichte = 1,0 kg/m³, dynamische Viskosität = 18,43·10⁻⁶ kg/ms) von einem Staub mit einer Feststoffdichte von 2500 kg/m³ (Staubbeladung = 0,005) ist ein Zyklon mit den Geometrieverhältnissen des Typs B der Tab. 4.8 auszulegen. Welche Trennteilchengröße ist bei einem maximalen Druckverlust von 1670 Pa zu erreichen?

a) Zyklonabmessungen:

Wandreibungsbeiwert aus (4.124)	$c_w = 0,00606,$
dimensionslose Umfangsgeschwindigkeit aus (4.125)	$Wu = 3,58,$
Widerstandsbeiwert c_{re} aus (4.126)	$c_{re} = 2,53,$
Widerstandsbeiwert c_{ri} aus Bild 4.49	$c_{ri} = 35,0,$
Gesamtwiderstandsbeiwert	$c_r = c_{re} + c_{ri} = 37,5,$
Tauchrohrgeschwindigkeit aus (4.123)	$w_i = \sqrt{2 \Delta p / (c_r \rho)} = 9,43 \text{ m/s},$
Volumenstrom	$\dot{V} = 5000/3600 \text{ m}^3/\text{s} = 1,389 \text{ m}^3/\text{s},$
Tauchrohrquerschnitt	$A_i = \dot{V} / w_i = 0,1472 \text{ m}^2,$
Tauchrohrradius	$r_i = \sqrt{A_i / \pi} = 0,217 \text{ m},$
Gesamthöhe	$z = 10 r_i = 2,17 \text{ m},$
Abstand Tauchrohr-Abschirmkegel	$z_i = 7 r_i = 1,52 \text{ m},$
Eintrittsquerschnitt	$A_e = 0,8 A_i = 0,118 \text{ m}^2,$
Außenradius	$r_a = Ra r_i = 0,693 \text{ m},$
Breite des Eintrittsstutzens	$b = 0,3 \cdot r_a = 0,208 \text{ m},$
Höhe des Eintrittsstutzens	$a = A_e / b = 0,568 \text{ m},$
Radius r_e	$r_e = r_a - b/2 = 0,589 \text{ m};$

b) Trennteilchengröße

d_T mit $m = 1$ aus der Gl. (4.122) $d_T = 4,34 \cdot 10^{-6} \text{ m}.$

Die exaktere Auslegung nach Barth-Muschelknautz liefert für dieses Beispiel die gleiche Trennteilchengröße [88]. (Mit $m = 0,5$ ergäbe die Gl. (4.122) übrigens eine Trennkorngöße von $7,15 \cdot 10^{-6} \text{ m}$, mit $m = 0,75$ eine solche von $5,57 \cdot 10^{-6} \text{ m}$.) Die gleiche Rechnung liefert für einen nur halb so großen Druckverlust des Zyklons von 835 Pa (und $m = 1$): $w_i = 6,67 \text{ m/s}$, $r_i = 0,257 \text{ m}$, $r_a = 0,824 \text{ m}$, $b = 0,247 \text{ m}$, $a = 0,674 \text{ m}$, $r_e = 0,700 \text{ m}$, $z = 2,57 \text{ m}$, $z_i = 1,80 \text{ m}$ und eine Trennteilchengröße von immer noch $d_T = 5,63 \cdot 10^{-6} \text{ m}$. Die hier erkennbare, starke Abhängigkeit des Druckverlusts von der Trennteilchengröße erklärt, weshalb Zyklone i.allg. nur zur Abscheidung von Staubteilchen über $5 \cdot 10^{-6} \text{ m}$ wirtschaftlich sind. Für kleinere Trennteilchengrößen ergeben sie zu hohe Druckverluste.

4.5 Ergänzungen

In diesem Abschnitt wollen wir uns noch überlegen, wie das Trennverhalten aller mechanischer Trennverfahren charakterisiert werden kann und wie aus den zahlreichen Trennapparaten der richtige auszuwählen ist.

4.5.1 Abscheidungsgrad und Trennschärfe

Es gibt kein mechanisches Trennverfahren, das Teilchen ab einer bestimmten Größe vollständig und Teilchen unterhalb dieser Trennteilchengröße überhaupt nicht mehr abscheiden würde. Der Übergang zwischen vollständig abgeschiedenen Teilchengrößen und überhaupt nicht mehr abgeschiedenen ist stetig. Jeder Trennapparat hat seine eigene Übergangscharakteristik. Wir müssen uns deshalb überlegen, wie diese in allgemeiner Form beschrieben werden kann.

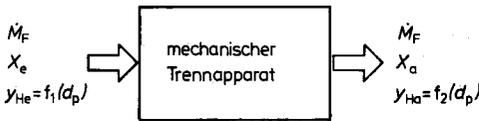


Bild 4.50
Zur Bestimmung des Abscheidungsgrads

Durch Messen der Beladung vor (X_e) und nach (X_a) dem Trennapparat (Meßmethoden im Kap. 1) gelangen wir bereits zu einer ersten wichtigen Aussage über das Trennverhalten: Bild 4.50. Der in den Trennapparat gelangende Massenstrom an disperser Phase und der daraus austretende betragen:

$$\dot{M}_{pe} = X_e \dot{M}_F ; \dot{M}_{pa} = X_a \dot{M}_F \quad (4.127)$$

Die pro Zeiteinheit im Trennapparat zurückgehaltene Masse an disperser Phase ist die Differenz dieser Massenströme. Bezieht man sie auf den eintretenden Massenstrom an disperser Phase, erhält man mit (4.127) den Gesamtabscheidungsgrad (total efficiency) zu:

$$\eta_{AG} = \frac{\dot{M}_{pe} - \dot{M}_{pa}}{\dot{M}_{pe}} = \frac{X_e - X_a}{X_e} \quad (4.128)$$

Der Gesamtabscheidungsgrad sagt zwar, welcher Anteil an disperser Phase in einem mechanischen Trennapparat abgeschieden wird. Er gibt aber keine Auskunft darüber, wieviel von einer bestimmten Korngröße abgeschieden wird. Dies ist aber oft von großem Interesse. Bei Entstaubern ist man beispielsweise an der Abscheidung des lungengängigen Staubanteils mit Teilchengrößen unter etwa $5 \cdot 10^{-5}$ m besonders interessiert. Um den Abscheidungsgrad für eine beliebige Teilchengröße berechnen zu können, müssen wir vor und nach dem Trennapparat auch noch die Teilchengrößenverteilung messen. Damit können wir nach den Ausführungen im 1. Kapitel den Verlauf der relativen Häufigkeit der Teilchengröße vor (y_{He}) und nach (y_{Ha}) dem Trennapparat berechnen. Der in und aus dem Trennapparat tretende Massenstrom einer infinitesimalen Teilchengrößenklasse folgt damit aus der Definitionsgleichung für die relative Häufigkeit (1.11) zu:

$$d\dot{M}_{pe} = y_{He} \dot{M}_{pe} d(d_p) ; d\dot{M}_{pa} = y_{Ha} \dot{M}_{pa} d(d_p) \quad (4.129)$$

Den Abscheidungsgrad für eine bestimmte Teilchengröße (differentieller Abscheidungsgrad, grade efficiency)

$$\eta_A = \frac{d\dot{M}_{pe} - d\dot{M}_{pa}}{d\dot{M}_{pe}} \quad (4.130)$$

erhalten wir nun durch Einsetzen der Massenströme der infinitesimalen Teilchen-

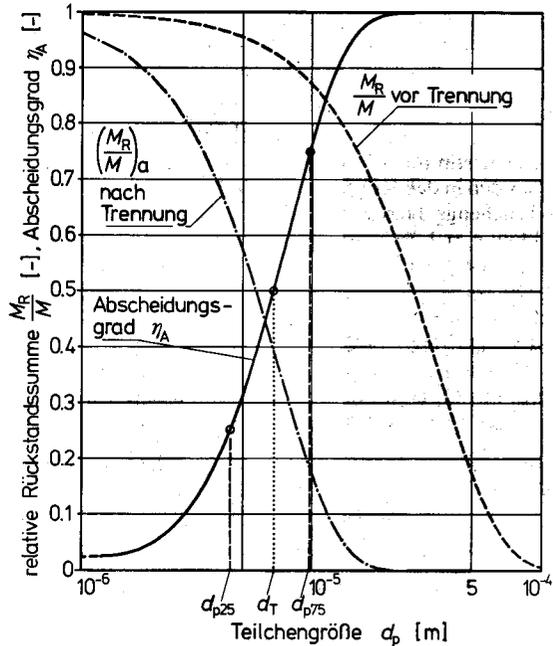


Bild 4.51
Beispiel einer mechanischen
Trennung mit relativen Rück-
standssummen vor und nach der
Trennung mit daraus berechneter
Abscheidungsgradkurve
(Beispiel 4.10)

klasse nach (4.129) mit den Gesamtmassenströmen aus Gl. (4.127) zu:

$$\eta_A = \frac{y_{He} X_e - y_{Ha} X_a}{y_{He} X_e} \quad (4.131)$$

Das Bild 4.51 zeigt den Verlauf einer Abscheidungsgradkurve für ein Beispiel eines Zyklonabscheiders. Die Teilchengröße, von der die Hälfte abgeschieden wird ($\eta_A = 0,5$), bezeichnet man als Trennteilchengröße (cut size) d_T . Die obere Grenzteilchengröße (limit of separation) ist die Teilchengröße, ab welcher eine vollständige Abscheidung stattfindet ($\eta_A = 1$). Die untere Grenzteilchengröße ist die Teilchengröße, unterhalb der gar nichts mehr abgeschieden wird ($\eta_A = 0$).

Die Trennschärfe (sharpness of cut) einer mechanischen Trennung ist umso besser, je steiler die Abscheidungsgradkurve verläuft. Es existieren mehrere Definitionen für die Trennschärfe. Im allgemeinen ist es genügend, die Trennschärfe J mit dem Quotienten

$$J = d_{p25} / d_{p75} \quad (4.132)$$

zu charakterisieren. Darin sind d_{p25} und d_{p75} die Korngrößen mit einem Abscheidungsgrad von 25% und von 75%. Für eine sehr scharfe Trennung geht J gegen 1; für eine sehr verschwommene Trennung gegen Null. Das Paket MVT [93] ermöglicht die Berechnung des Gesamtabscheidungsgrads nach (4.128) und des Abscheidungsgrads nach (4.131) für die im Abschnitt 1.3.2 erörterten Verteilungsgesetze am Ein- und Austritt des Trennapparats.

Beispiel 4.10 Die bei der Staubabscheidung in einem Zyklon aus Teilchengrößenanalysen am Ein- und Austritt bestimmten relativen Rückstandssummenkurven sind im Bild 4.51 eingetra-

gen. Die Staubbelastungsmessungen ergeben $X_e = 0,01$ am Eintritt und $0,0009$ am Austritt aus dem Zyklon. Wie groß sind der Gesamtabscheidungsgrad und der Abscheidungsgrad des Staubs bei einer Teilchengröße von 10^{-5} m? Welches ist die Trennteilchengröße, und wie groß ist die erreichte Trennschärfe?

Der Gesamtabscheidungsgrad folgt aus der Gl. (4.128) zu $\eta_{AG} = 0,91 = 91\%$.

Zur Bestimmung der relativen Häufigkeit gehen wir nach dem Abschn. 1.3.2 vor. Wir erkennen aus den in den Körnungsnetzen eingetragenen relativen Rückstandssummen, daß sich die beiden Teilchengrößenverteilungen mit dem RRSB-Gesetz darstellen lassen. Parameter vor dem Zyklon: $n = 1,58$, $d_p' = 3,50 \cdot 10^{-5}$ m; nach dem Zyklon: $n = 1,66$, $d_p' = 7,09 \cdot 10^{-6}$ m. Dies ergibt nach der Gl. (1.28) für $d_p = 10^{-5}$ m die folgenden relativen Häufigkeiten: $y_{He} = 1,901 \cdot 10^4$ 1/m und $y_{Ha} = 5,01 \cdot 10^4$ 1/m. Die Gl. (4.131) liefert damit schließlich $\eta_A = 0,763$.

In gleicher Weise können weitere Punkte der Abscheidungsgradkurve ermittelt werden: Bild 4.51. Die Trennteilchengröße erhält man damit zu $d_T = 6,78 \cdot 10^{-6}$ m. Aus der Abscheidungsgradkurve im Bild 4.51 lesen wir weiter ab: $d_{p25} = 4,39 \cdot 10^{-6}$ m und $d_{p75} = 9,80 \cdot 10^{-6}$ m. Die Gl. (4.132) ergibt damit eine Trennschärfe von $J = 0,448$.

4.5.2 Auswahl mechanischer Trenneinrichtungen

Wir haben in diesem Kapitel eine ganze Anzahl von Apparaten und Maschinen zur mechanischen Trennung von Gemischen nach den Prinzipien der Filtration oder der Sedimentation kennengelernt. Für viele Trennaufgaben kommen meist zahlreiche Trenneinrichtungen in Frage, und es ist nicht leicht, eine optimale Wahl zu treffen. Neben dem Abscheidungsgrad, der Trennschärfe, den Investitions- und Betriebskosten sind die Betriebssicherheit, die Betriebsmöglichkeit unter Abschluß von der Umgebung (Geruch, Betrieb unter Schutzgas oder Inertisierbarkeit), der Platzbedarf – aber auch die mit einer bestimmten Trenneinrichtung bereits gesammelten Erfahrungen ausschlaggebend. Es gibt deshalb keine einfache Regel zur Auswahl mechanischer Trenneinrichtungen.

Schon der Entscheid „Sedimentation oder Filtration“ fällt oft schwer. Falls der Feststoff bei der Suspensionstrennung durch Waschen von der ursprünglichen Flüssigkeit befreit werden muß oder wenn hohe Anforderungen an geringe Restfeuchten im Feststoff gestellt werden, scheidet die Sedimentation im vornherein aus. Auch wenn die Dichtedifferenz zwischen der dispersen und der kontinuierlichen Phase sehr klein ist und das Prinzip der Flotation versagt, ist die Filtration vorteilhafter. In den übrigen Fällen ergeben die geringeren Kosten und der leichter erreichbare kontinuierliche Betrieb meist einen Entscheid zugunsten des Sedimentationsprinzips. Falls damit keine genügende Abscheidung erzielt werden kann, ist auch eine Kombination der Sedimentation mit einer nachfolgenden Feintrennung in einem Filter zu prüfen. Auch bei der Abtrennung von Feststoffen aus Gasen (Rauchtrennung) ist diese Kombination oft am zweckmäßigsten. So ist es meist sinnvoller, bei der Staubabscheidung zunächst eine Grobabscheidung durch einen Zyklon und anschließend eine Feinabscheidung in einem Gewebefilter vorzunehmen, als die oft hohen Reinheitsanforderungen nur mit einem Zyklon oder nur mit einem Gewebefilter erfüllen zu wollen. Für die Trennung von Emulsionen und Nebel kommen i.allg. nur nach dem Prinzip der Sedimentation arbeitende Einrichtungen in Frage.

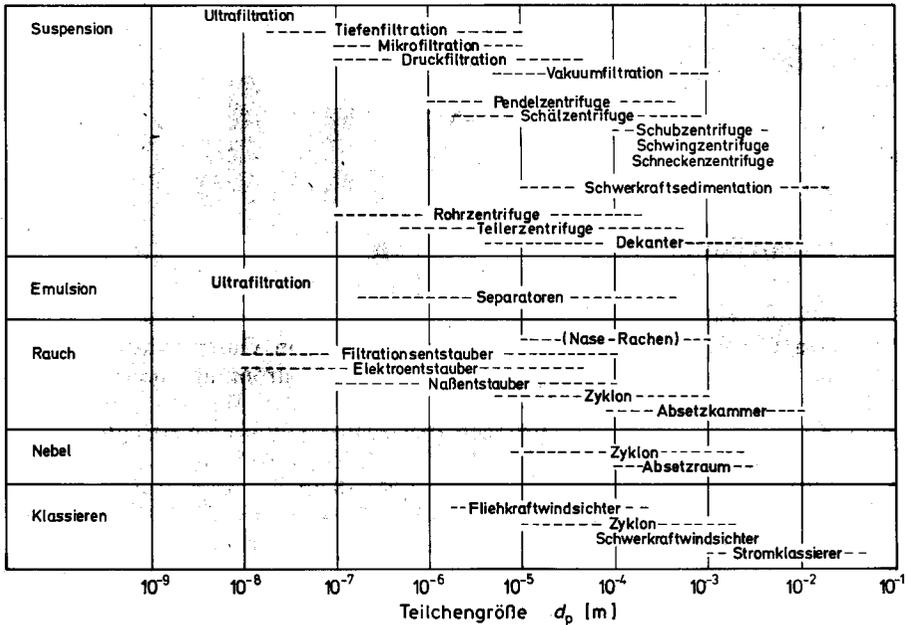


Bild 4.52 Teilchengrößenbereich für Apparate und Maschinen zur mechanischen Trennung von Suspensionen, Emulsionen, Rauch und Nebel und zur Feststoffklassierung durch Sedimentation

Hat man sich einmal für das Prinzip Sedimentation oder Filtration entschieden, sind für die weitere Auswahl der Teilchengrößenbereich und der Volumenanteil der dispersen Phase und der zu trennende Volumenstrom maßgebend. Darauf wurde in den vorangegangenen Abschnitten bereits mehrfach hingewiesen. Das Bild 4.52 zeigt eine zusammenfassende Darstellung zum Teilchengrößenbereich für alle in diesem Kapitel behandelten Maschinen und Apparate.

Wertvolle Hinweise zur Auswahl mechanischer Trenneinrichtungen findet man für Suspensionen in [30, 62, 72] und für die Staubabscheidung in [4, 40, 88].

5 Strömung durch Schüttungen

In vielen Grundoperationen werden Schüttungen von Gasen oder Flüssigkeiten durchströmt. Als Beispiel haben wir bereits die Filtratströmung durch Filterkuchen und das Klassieren in Fluidströmungen kennengelernt. Wir begegnen der Einphasenströmung durch Schüttungen aber auch zur Wärmeübertragung zwischen Fluiden und körnigen Feststoffen ([91], Kap. 3), beim Sorbieren und Ionenaustauschen ([91], Kap. 8), bei der Trocknung ([91], Kap. 9), beim Auflösen körniger Feststoffe oder der Extraktion aus körnigen Feststoffen [77] und bei chemischen Reaktionen zwischen Feststoffen und Gasen oder Flüssigkeiten (z. B. in [37]). Diese Beispiele verdeutlichen die fundamentale Bedeutung der Strömung durch Schüttungen, deren Grundlagen wir in diesem Kapitel erarbeiten werden.

In Stofftransportprozessen wie der Rektifikation ([91], Kap. 6) oder der Absorption ([91], Kap. 7) werden Schüttungen gleichzeitig von Flüssigkeiten und Gasen durchströmt. Bei der Flüssig-Flüssig-Extraktion [77] strömen zwei ineinander nicht lösliche Flüssigkeiten durch Schüttungen. Auch bei chemischen Reaktionen sind solche Zweiphasenströmungen durch Schüttungen von großer Bedeutung. Wir müssen uns im Rahmen dieser Einführung auf die Einphasenströmung durch Schüttungen beschränken. Eine zusammenfassende Darstellung der Zweiphasenströmung durch Schüttungen findet man in [10].

Eine ruhende, durchströmte Schüttung nennt man Festbett (fixed bed). Beim Durchströmen eines Festbetts von unten nach oben wird das Gewicht der Körner mit größer werdender Strömungsgeschwindigkeit zunehmend durch die auf sie wirkende Widerstandskraft aufgehoben. Bei einer genügend hohen Geschwindigkeit werden die Widerstandskräfte so groß, daß die einzelnen Körner voneinander abgehoben werden. Die durchströmte Schüttung verhält sich dann wie eine Flüssigkeit. Man nennt eine derart durchströmte Schüttung deshalb Fließbett (Wirbelschicht, fluidized bed). Bei weiterer Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit werden die Körner des Fließbetts immer weiter voneinander abgehoben, bis sie nach Überschreiten ihrer Sinkgeschwindigkeit nach oben mitgerissen werden. Ab dieser Geschwindigkeit beginnen die technisch ebenfalls wichtigen Gebiete der pneumatischen Förderung (Strömungsmedium gasförmig, pneumatic conveying) oder der hydraulischen Förderung (Strömungsmedium flüssig, hydraulic conveying). Durch pneumatische Förderung werden körnige Feststoffe auf Entfernungen bis über 100 m transportiert. Mit der hydraulischen Förderung werden Feststoffe sogar auf Entfernungen bis über 100 km gefördert. Wir können hier nicht auf die Strömungsfördertechnik eingehen. Zusammenfassende Darstellungen dazu findet man in [10, 11, 47, 53] u. [370] bis [375].

5.1 Festbett

Der Einphasenströmung durch eine ruhende Schüttung sind wir bei der Behandlung der Strömung durch den Filterkuchen im Abschn. 4.1.1.1 bereits begegnet. Auch der durchströmte Filterkuchen ist ein Festbett. Für den Druckverlust in einem beliebigen Festbett können wir deshalb die Gl. (4.3) übernehmen.

Bei der Filtration haben wir uns für den Widerstandsbeiwert auf den Bereich der laminaren Strömung beschränkt. Nun wollen wir auch den Übergangsbereich und die turbulente Umströmung der Teilchen zulassen. Wir benötigen deshalb entsprechende Beziehungen für den Widerstandsbeiwert. Aus zahlreichen eigenen und fremden Messungen im Bereich $0,04 \leq Re \leq 3 \cdot 10^4$ fand Brauer für Festbetten aus Kugeln gleicher Größe [10], [376]:

$$c_{rGK} = \frac{160}{Re} + \frac{3,1}{Re^{0,1}} \quad (5.1)$$

Für Granulatschüttungen (z.B. Koks, Erz, gebrochene Steine) wurde das Widerstandsgesetz von Ergun im Bereich $1 \leq Re \leq 3000$ auch durch neuere Messungen gut bestätigt [10, 377, 378]:

$$c_{rGK} = \frac{150}{Re} + 1,75 \quad (5.2)$$

In diesen Widerstandsgesetzen ist Re die nach der Gl. (4.5) definierte Reynoldszahl. Im Bild 5.1 werden diese Abhängigkeiten des Widerstandsbeiwerts von der Reynoldszahl graphisch dargestellt. Infolge der ständigen Wiederaufteilungen und Umlenkungen der Strömung wird die Laminaritätsgrenze bereits bei etwa $Re = 10$ erreicht. Ab einer Reynoldszahl von etwa 10^4 ist die Strömung durch Festbetten vollturbulent. Im dazwischen liegenden Übergangsbereich fehlt der von der Rohrströmung bekannte Instabilitätsbereich mit dem sprunghaften Wiederanstieg des Widerstandsbeiwerts.

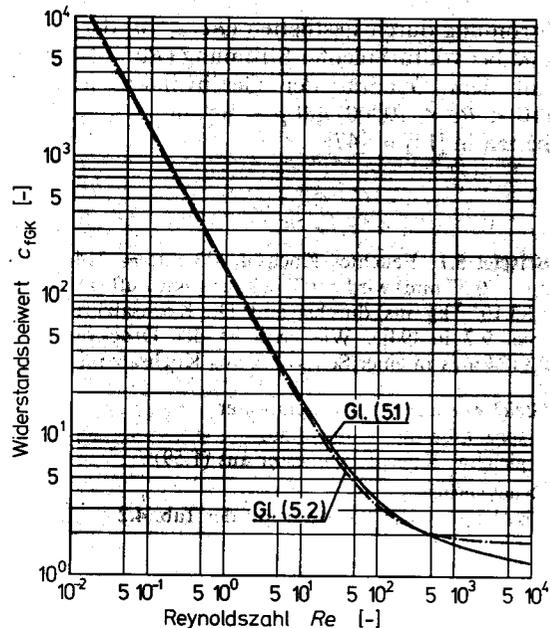


Bild 5.1
Widerstandsbeiwert von Gleichkornfestbetten. Gl. (5.1): Kugeln, Gl. (5.2): Granulate

Weitere Gleichungen für Kugelschüttungen bei höheren Reynoldszahlen, für Zylinderschüttungen und für Füllkörperschüttungen findet man in [10], [379] u. [380]. Es ist wiederholt versucht worden, Widerstandsgesetze für beliebig geformte Teilchen anzugeben. Sie enthalten neben der Reynoldszahl noch die Sphärizität (Gl. 1.57) als zusätzliche Einflußgröße [381], [382]. Die tatsächliche Allgemeingültigkeit solcher Beziehungen wurde aber bisher nicht nachgewiesen. Wie im Bild 4.2 gezeigt wurde, ist die i.allg. nur ungenau bekannte Porosität von großem Einfluß auf den Druckverlust in Festbetten. Da die Porosität nicht nur von der Teilchenform, sondern insbesondere auch von der Art des Einfüllens (z.B. loses Einfüllen, Einrütteln, Einfüllen in Wasser usw.) und damit von Zufälligkeiten (wiederholtes Einfüllen auf dieselbe Art ergibt meist unterschiedliche Porositätswerte) abhängt, ist es wenig sinnvoll, für den Widerstandsbeiwert sehr exakte Gleichungen zu suchen. Bei anhand der Tab. 4.2 geschätzten Porositätswerten sind die Ergebnisse von Druckverlustberechnungen für Festbetten ohnehin mit einem relativen Fehler von mindestens $\pm 20\%$ behaftet.

Die angegebenen Gln. (5.1) und (5.2) gelten nur für Festbetten aus Teilchen gleicher Größe (Gleichkornfestbetten, monodisperse Festbetten). Die Porosität von Mehrkornfestbetten ε ist kleiner als jene von Gleichkornfestbetten ε_{GK} , weil die feinen Teilchen in den Lücken zwischen den großen Teilchen Platz finden. Nach Jeschar [380] können die Widerstandsbeiwerte von Mehrkornfestbetten mit einem Korrekturfaktor aus jenen von Gleichkornfestbetten berechnet werden:

$$c_f = c_{f\text{GK}} (\varepsilon_{\text{GK}}/\varepsilon)^{0,75} \quad (5.3)$$

Die Widerstandsbeiwerte von Mehrkornfestbetten sind somit etwas höher als die Widerstandsbeiwerte der Gleichkornfestbetten. Der Unterschied wird allerdings erst bei breiten Korngrößenverteilungen spürbar. Wie wir aus den Gln. (5.2), (4.5) und (4.3) am Beispiel von Granulatfestbetten erkennen, ist der Druckverlust bei laminarer Strömung durch Festbetten ($Re \leq 10$) der Geschwindigkeit proportional ($\Delta p \sim w$) und bei vollturbulenter Strömung ($Re > 10^4$) nimmt der Druckverlust in Festbetten mit dem Quadrat der Geschwindigkeit zu ($\Delta p \sim w^2$). Im Übergangsbereich ($10 < Re \leq 10000$) gilt $p \sim w^m$, mit $1 < m < 2$. Näheres zur Strömung durch Festbetten in [14] u. [47].

Beispiel 5.1 Feuchtes Kochsalz (Dichte = 2140 kg/m^3 , RRSB-Verteilung mit $n = 3,5$ und $dp' = 0,57 \text{ mm}$) wird zur Trocknung mit Luft (Dichte = $1,13 \text{ kg/m}^3$, dynamische Viskosität = $1,83 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$) durchströmt. Die Kochsalzkristalle weisen kugelhähnliche Gestalt auf (s. Beispiel 9.2 in [94]). Wie groß ist der Druckverlust bei einer Leerrohrgeschwindigkeit von $0,1134 \text{ m/s}$ in einer Schüttung aus Kochsalz mit einer Höhe von 155 mm ?

Gleichwertiger Kugeldurchmesser:

spez. Oberfläche aus (1.56)

gleichw. Kugeldurchmesser aus (1.59)

$$A/M = 6,07 \text{ m}^2/\text{kg};$$

$$d_{32} = 4,62 \cdot 10^{-4} \text{ m};$$

Druckverlust:

Abschätzung der Porosität mit der Tab. 4.2

Reynoldszahl aus (4.5)

Widerstandsbeiwert aus (5.1)

Korrektur nach (5.3) nicht möglich, da Porositätswerte unbekannt

Druckverlust aus (4.3)

$$\varepsilon = 0,37,$$

$$Re = 5,14,$$

$$c_{f\text{GK}} = 33,8,$$

$$c_f \approx 33,8,$$

$$\Delta p \approx 2050 \text{ Pa}.$$

5.2 Fließbett

Durch die nach dem Überschreiten des Fluidisierungspunktes einsetzende, intensive, gegenseitige Bewegung der Teilchen wird der Wärmetransport zwischen der Behälterwand und /oder Einbauten wie Rohrbündel oder Rohrwendel gegenüber den in Festbetten oder durchströmten Rohren erreichbaren Werten stark erhöht [9], [78], [315], [384], [385]. Die allseitig gleichmäßige Umströmung der Feststoffteilchen ergibt auch Vorteile für den Wärme- und Stofftransport zwischen den Teilchen und dem strömenden Fluid [7], [78], [315]. Das Fließbett hat aus diesen Gründen viele Anwendungen bei den Wärme- und Stofftransportprozessen [91] gefunden: Erhöhung des Wärmeübergangs zum Erwärmen oder Kühlen von Feststoffen (beziehungsweise von Gasen und Flüssigkeiten), Trocknen, Sorption, chemische Reaktionen zwischen Feststoffen und Fluiden (heterogene Reaktionen; Kohlevergasung, Verbrennung von Kohle und anderen festen Brennstoffen), chemische Reaktionen mit Katalysator-schüttungen (heterogene Katalyse), Bioreaktionen mit trägergebundenen Enzymen usw. Die intensive Teilchendurchmischung wird auch rein mechanisch zum Mischen körniger Feststoffe in pneumatischen Mixern (Fließbettmischer, pneumatic mixer) genutzt [386], [387]. Bei Wärme- und Stofftransportprozessen strebt man möglichst eine Gegenstromführung zwischen dem Feststoff und dem Strömungsmedium an (Begründung in [91], Kap. 2). Diese wird durch die intensive Vermischung in Fließbetten leider behindert oder gar verunmöglicht. Um trotzdem saubere Stromführungen zu erzwingen, muß man die Fließbetten dann ähnlich den in [91] behandelten Bodenkolonnen mehrstufig (multistage fluidization) ausführen [10], [388] bis [390].

Beim Betrieb von Fließbetten treten oft starke elektrostatische Aufladungen der Teilchen auf. Die guten Stofftransporteigenschaften in Fließbetten können dann sehr gefährlich werden und zu entsprechend heftigen Explosionen führen. Dem Explosionsschutz nach den im Abschn. 2.3 besprochenen Möglichkeiten ist deshalb bei Fließbetтанlagen besondere Beachtung zu schenken!

Der Anwendungsbereich der Fließbettechnik erstreckt sich auf Schüttungen mit mittleren Teilchengrößen von etwa 0,01 mm bis über 10 mm. Nach unten ist die Grenze durch die dann bedeutend werdenden Haftkräfte zwischen den Teilchen (kohäsives Verhalten – führt zu Kanalbildungen im Fließbett bis zur Unmöglichkeit einer Fluidisierung) und die Schwierigkeiten bei der Abscheidung des ausgetragenen Feststoffs begrenzt. Die obere Grenze ist durch die mit zunehmender Teilchengröße anwachsenden Stoßkräfte der Teilchen untereinander (Zerkleinerung der Schüttung) und gegen die Wände (Verschleiß von Behälter und Einbauten) bedingt.

Als Anströmböden (Bild 5.2) dienen in technischen Fließbetten diverse Glockenböden ([91], Kap.6), Lochböden, Düsenböden, Stahlkugelschüttungen und poröse Sinterwerkstoffe. Zur Erzielung einer gleichmäßigen Fluidisierung sollte die freie Oberfläche der Anströmböden möglichst groß sein, und ihr Druckverlust sollte etwa 10 bis 20 % des Druckverlusts im Fließbett betragen. Die richtige Auslegung des Anströmbodens ist für den erfolgreichen Betrieb einer Fließbetтанlage von großer Bedeutung [78], [391] bis [394].

Bei Flüssigkeiten als Strömungsmedien ergeben sich i.allg. homogene Fließbetten (particulate fluidization). Diese weisen überall zumindest näherungsweise gleiche Porosität auf. Gase als Strömungsmedium ergeben dagegen meist inhomogene Fließbetten (aggregative fluidization) mit im Fließbett aufsteigenden Gasblasen.

5.2.1 Homogenes Fließbett

5.2.1.1 Druckverlust und Betriebsbereich

Wir haben gesehen, wie der Druckverlust in Festbetten mit zunehmender Strömungsgeschwindigkeit anwächst. Wenn in von unten nach oben durchströmten Festbetten die Strömungsgeschwindigkeit gesteigert wird, erreicht man deshalb den Punkt, an welchem die auf die Schüttung wirkende Druckkraft dem um den Auftrieb verminderten Gewicht des Feststoffs entspricht (Bild 5.2):

$$\Delta p_{FP} A = A L (1 - \varepsilon) (\rho_p - \rho_F) g \quad (5.4)$$

Die Division durch die Querschnittsfläche liefert daraus den Druckverlust am Fluidisierungspunkt (Lockerungspunkt, Wirbelpunkt, fluidizing point):

$$\Delta p_{FP} = L (1 - \varepsilon) (\rho_p - \rho_F) g \quad (5.5)$$

Sieht man von Kräften zwischen den Teilchen untereinander und zwischen den Teilchen und der Behälterwand ab, müßten die Feststoffteilchen an diesem Fluidisie-

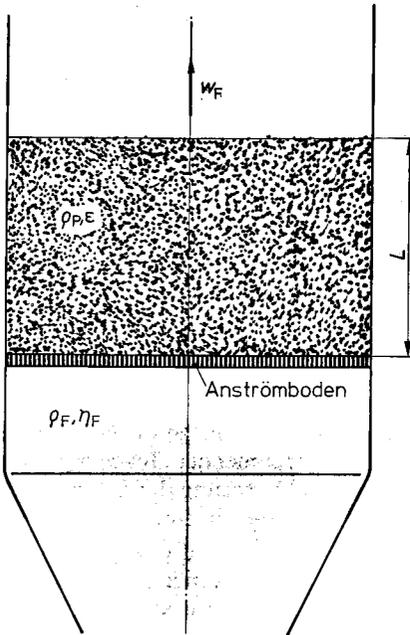


Bild 5.2 Zur Bestimmung der Fluidisierungsgeschwindigkeit

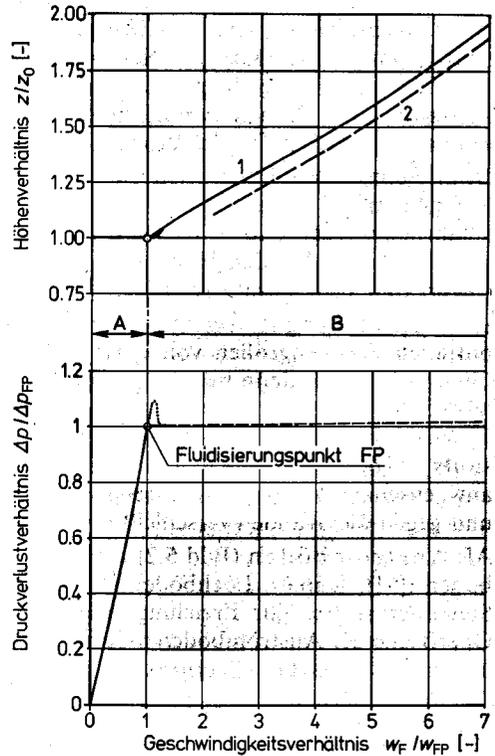


Bild 5.3 (rechts) Druckverlust und Fließbetthöhe in Abhängigkeit der Strömungsgeschwindigkeit. Zahlenwerte der Beispiele 5.1 und 5.2. A Festbett, B Fließbett, 1 Porosität aus Druckverlustgleichung (4.3), 2 Porosität für Sedimentation von Schwarmteilchen, Gln. (5.12) bis (5.14)

rungspunkt durch die Fluidströmung getragen werden und sich somit vom Anström-
boden abheben. Infolge der Haft- und Anziehungskräfte tritt dies meist erst bei einer
etwas höheren Strömungsgeschwindigkeit ein. Der Druckverlust steigt dann bis zum
gegenseitigen Abheben der Teilchen noch etwas weiter an (im Bild 5.3 punktiert
eingetragen). Dann lösen sich die Körner voneinander; die Kräfte zwischen den
Teilchen verschwinden, und in der Folge fällt der Druckverlust wieder auf den Wert
am Fluidisierungspunkt ab. Die Schüttung aus schwebenden Teilchen verhält sich nun
ähnlich wie eine Flüssigkeit. Man nennt sie deshalb Fließbett. Bei einer weiteren
Steigerung der Strömungsgeschwindigkeit nimmt der Druckverlust nur noch sehr
wenig zu (Wirbelbildung, Wandreibung). Dies ist nach der Gl. (4.3) nur möglich,
wenn sich die Porosität dabei entsprechend vergrößert: Das Fließbett expandiert, wie
das Bild 5.4 verdeutlicht. Reduziert man die Strömungsgeschwindigkeit, wird die
Porosität wieder kleiner. Da die Kräfte zwischen den Teilchen erst unmittelbar vor der
gegenseitigen Berührung wirksam werden, kann man den im Bild 5.3 punktierten
Verlauf am Fluidisierungspunkt bei abnehmender Strömungsgeschwindigkeit kaum
mehr beobachten.

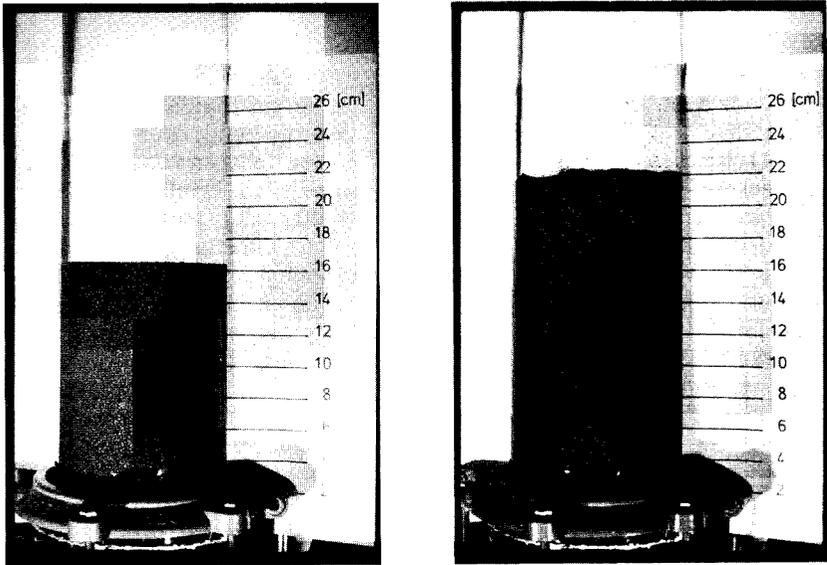


Bild 5.4 Festbett (1) und homogenes Fließbett (2) aus kugelförmigen Nickelkörnern (RRSB-
Verteilung mit $dp' = 0,83 \text{ mm}$ und $n = 12,0$) in Wasser als Strömungsmedium

Die Strömungsgeschwindigkeit am Fluidisierungspunkt, die Fluidisierungsgeschwindigkeit (minimum fluidizing velocity) w_{FP} , können wir durch Gleichsetzen des Druckverlusts am Fluidisierungspunkt Δp_{FP} aus der Gl. (5.5) mit dem Druckverlust im Festbett nach dem Ausdruck (4.3) berechnen. Für Granulate erhalten wir damit nach dem Einsetzen des Widerstandsbeiwerts aus der Gl. (5.2) und der Reynoldszahl aus der Gl. (4.5) die folgende quadratische Gleichung zur Bestimmung der Fluidisierungsgeschwindigkeit:

$$\frac{1,75 \rho_F}{\varepsilon^3 d_{32}} w_{FP}^2 + \frac{150 (1 - \varepsilon) \eta_F}{\varepsilon^3 d_{32}^2} w_{FP} - (\rho_p - \rho_F) g = 0 \tag{5.6}$$

Für kugelförmige Teilchen ist iterativ vorzugehen. Die Gl. (5.6) liefert dazu eine erste Näherung, welche dann mit einem Verfahren zur numerischen Lösung von Gleichungen zu verbessern ist, bis der für das Festbett berechnete Druckverlust mit demjenigen am Fluidisierungspunkt aus der Gl. (5.5) übereinstimmt (Beispiel 5.2). Falls man bei Mehrkornschüttungen beide Porositätswerte kennt, sind die Widerstandsbeiwerte für Granulate oder Kugeln mit der Gl. (5.3) zu korrigieren.

Nach oben ist der Bereich des Fließbetts durch die Austragsgeschwindigkeit w_A begrenzt. Sie entspricht bei homogenen Fließbetten der stationären Sinkgeschwindigkeit der durch die Fluidströmung gerade nicht mehr auszutragenden Teilchen und kann folglich nach den Ausführungen in den Abschn. 4.2.1 und 4.2.2 berechnet werden.

Die Betriebsgeschwindigkeit eines Fließbetts muß zwischen der Fluidisierungs- und der Austragsgeschwindigkeit liegen ($w_{FP} < w < w_A$). Da für den Betrieb eines Fließbetts (ohne Gebläseverluste) die Leistung

$$P = \dot{V} (\Delta p_{FP} + \Delta p_{Anströmboden} + \Delta p_{Rohrleitungen}) \tag{5.7}$$

erforderlich ist, möchte man es möglichst nahe am Fluidisierungspunkt betreiben. Wenn in einem Fließbettprozeß nur der Wärme- und/oder Stoffübergang ([91], Kap.1) zwischen dem Strömungsmedium und den Teilchen von Bedeutung ist, genügt eine sichere Fluidisierung mit Betriebsgeschwindigkeit. Häufig ist die Wärmeübertragung an oder von festen Wänden (z.B. Behälterwand oder Rohrbündeleinbauten) entscheidend. Dann ist zu beachten, daß der Wärmeübergang zwischen dem Fließbett und festen Wänden bei einer bestimmten Strömungsgeschwindigkeit einen Maximalwert annimmt. Das Bild 5.5 verdeutlicht dies an einem typischen Beispiel und zeigt gleichzeitig, daß die Wärmeübergangskoeffizienten in Fließbetten bei gleichen Strömungsgeschwindigkeiten weit über jenen einphasiger Strömungen liegen. Unmittelbar nach dem Fluidisierungspunkt steigt der Wärmeübergangskoeffizient sehr steil an [384] und erreicht Maximalwerte, welche die Wärmeübergangskoeffizienten in Festbetten um meist mehr als das Zehnfache übertreffen. Dies ist auf die intensive Feststoff- und Fluid-

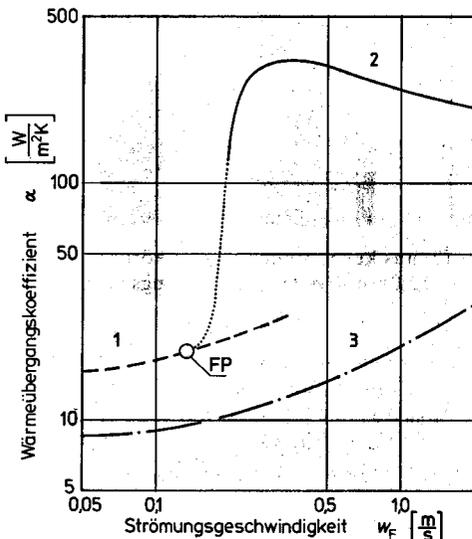


Bild 5.5
Wärmeübergang Wand/Fließbett für 0,4 mm Glaskugeln in Luft. 1 Festbett, 2 Fließbett, 3 einphasige Gasströmung zum Vergleich, FP Fluidisierungspunkt (nach [383])

bewegung von und zur Wand zurückzuführen. Bei einer weiteren Steigerung der Strömungsgeschwindigkeit nimmt der Wärmeübergangskoeffizient infolge der kleiner werdenden Dichte des Fließbetts wieder ab. Für die Betriebsgeschwindigkeit zur Erzielung maximaler Wärmeübergangskoeffizienten bei Wärmeübergang Wand-Fließbett gilt nach Martin [315] die folgende Näherungsgleichung:

$$w_{F\max} \approx 7,5 \sqrt{g d_{32}} \quad (5.8)$$

Für kleine Teilchen (genauer für kleine Archimedeszahlen) erhält man nach dieser Beziehung Betriebsgeschwindigkeiten, die wesentlich über der Fluidisierungsgeschwindigkeit liegen. Im Interesse eines möglichst geringen Leistungsbedarfs werden Fließbetten i.allg. mit Strömungsgeschwindigkeiten betrieben, welche L/L_{FB} -Verhältnisse nach der Gl. (5.11) von 1,2 bis 1,5 ergeben. Die endgültige Wahl der Betriebsgeschwindigkeit ist erst nach einer Auslegung des Gesamtprozesses möglich. Die hier behandelten Beziehungen für den Druckverlust von Festbetten und die Strömungsgeschwindigkeit am Fluidisierungspunkt sind im Paket MVT [93] enthalten.

5.2.1.2 Ausdehnung

Die Expansion des Fließbetts können wir auf iterativem Weg aus der Bedingung, daß der Druckverlust nach der Gl. (4.3) dem Wert am Fluidisierungspunkt aus der Gl. (5.5) entsprechen muß, berechnen:

$$\Delta p_{(5.5)} = \Delta p_{(4.3)} \quad (5.9)$$

Wir gehen dabei am zweckmäßigsten von einer bestimmten Geschwindigkeit zwischen der Fluidisierungs- und der Austragsgeschwindigkeit w_F aus. Mit zunächst angenommenen Werten der Porosität (z.B. Festbettporosität) und der Betthöhe (z.B. Festbetthöhe L) bestimmen wir aus (4.5) die Reynoldszahl, aus (5.1) bzw. (5.2) und eventuell (5.3) den Widerstandsbeiwert c_f . Nun suchen wir die Porosität, für welche die Bedingung (5.9) erfüllt wird. Damit berechnen wir einen neuen Wert der Fließbetthöhe. Sie folgt aus dem bei der Expansion konstanten Feststoffvolumen

$$V_s = (1 - \varepsilon_{FB}) A L_{FB} \quad (5.10)$$

$$\text{zu: } L = L_{FB} (1 - \varepsilon_{FB}) / (1 - \varepsilon) \quad (5.11)$$

Mit diesen neuen Werten der Porosität und der Höhe des Fließbetts ist die erörterte Rechnung solange zu wiederholen, bis sich gegenüber der Vorrechnung keine merkliche Änderung des Porositätswertes mehr ergibt.

Mit zunehmender Expansion des Fließbetts werden die Abstände zwischen den Teilchen immer größer. Es ist deshalb einleuchtend, daß es ab einem gewissen Expansionsgrad sinnvoller wird, mit den in Abschn. 4.2.2 behandelten Gesetzen der Sedimentation von Schwarmteilchen zu rechnen. Dazu müssen wir die Fließbettporosität bestimmen, für welche die stationäre Sinkgeschwindigkeit der Feststoffteilchen der Strömungsgeschwindigkeit im Fließbett (Leerrohrgeschwindigkeit, superficial velocity) entspricht. Dafür ist die Gl. (4.59) nach dem Feststoffvolumenanteil v aufzulösen. Mit $\varepsilon = 1 - v$,

$$a = 1 / [1,75 (1 + 4 Dg/3)^2] \quad (5.12)$$

und

$$b = 3/[2(1 + Dg)] \quad (5.13)$$

ergibt sich daraus:

$$\varepsilon = 1 - [1 - (w_F/w_o)^a]^b \quad (5.14)$$

In diesen Gleichungen ist die dimensionslose Grenzschichtdicke Dg mit der Reynoldszahl für den stationären Absetzvorgang Re_{po} aus der Gl. (4.58) zu bestimmen. Die stationäre Absetzgeschwindigkeit des Einzelteilchens ist nach dem Abschn. 4.2.1 zu berechnen. Eine genaue Grenze für die Ermittlung der Porosität nach der Druckverlustgleichung (4.3) oder der Sedimentation der Schwarmteilchen läßt sich nicht angeben. Für den in der Praxis häufigeren Fall nur mäßig expandierter Fließbetten liefert das „Druckverlustmodell“ sinnvollere Werte. Die im Beispiel 5.2 gezeigten Berechnungen sind im Paket MVT [93] programmiert.

Beispiel 5.2 Wie groß werden Druckverlust und Fließbetthöhe, wenn die Kochsalztrocknung des Beispiels 5.1 in einem Fließbettrockner ([91], Kap. 9) bei zweieinhalbfacher Fluidisierungsgeschwindigkeit durchgeführt wird? Wie groß ist die maximale Betriebsgeschwindigkeit, wenn höchstens 2% des Salzes aus dem Trockner getragen werden dürfen?

Strömungsgeschwindigkeit:

Druckverlust am Fluidisierungspunkt aus (5.5)

$$\Delta p_{FP} = 2050 \text{ Pa,}$$

Fluidisierungsgeschwindigkeit =

Strömungsgeschwindigkeit für diesen

Druckverlust aus (4.3) Beispiel 5.1

(normalerweise iterativ zu bestimmen)

$$w_{FP} = 0,1134 \text{ m/s,}$$

Strömungsgeschwindigkeit im Fließbett

$$w_F = 0,283 \text{ m/s;}$$

Porosität aus Druckverlustgleichung:

Ergebnis der Iteration

Porosität

$$\varepsilon = 0,489,$$

Reynoldszahl aus (4.5)

$$Re = 15,82,$$

Widerstandsbeiwert aus (5.1)

$$c_f = 12,47,$$

Fließbetthöhe aus (5.11); $L_{FB} = 155 \text{ mm}$

$$L = 0,191 \text{ m,}$$

Druckverlust aus (4.3) (= Δp_{FP})

$$\Delta p = 2050 \text{ Pa;}$$

Porosität aus Sedimentation der Schwarmteilchen:

Archimedeszahl für d_{32} aus (4.46)

$$Ar = 6980,$$

Reynoldszahl, Einzelkugel aus (4.52)

$$Re_{po} = 87,7,$$

Sinkgeschwindigkeit aus (4.53)

$$w_o = 3,07 \text{ m/s,}$$

dimensionslose Grenzschichtdicke aus (4.58)

$$Dg = 0,116,$$

Porosität aus (5.12 bis 5.14)

$$\varepsilon = 0,451;$$

Fließbetthöhe mit $\varepsilon = 0,489$ aus (5.11):

$$L = 0,191 \text{ m;}$$

Maximale Betriebsgeschwindigkeit:

Teilchengröße für $M_R/M = 0,98$ aus (1.23)

$$d_p = 0,1869 \text{ mm,}$$

Archimedeszahl aus (4.46)

$$Ar = 462,$$

Reynoldszahl aus (4.52)

$$Re_{po} = 12,73,$$

Sinkgeschwindigkeit aus (4.53)

$$w_o = 1,103 \text{ m/s,}$$

Maximale Strömungsgeschwindigkeit

$$w_{Fmax} = 1,10 \text{ m/s}$$

Im Bild 5.3 werden die auf dem gleichen Weg berechneten Ergebnisse für Geschwindigkeitsverhältnisse w_F/w_{FP} bis 7 aufgezeichnet. Man erkennt daraus, daß die nach den Gl. (5.12) bis (5.14) für die Sedimentation von Schwarmteilchen berechnete Fließbettporosität für nur geringfügig

über dem Fluidisierungspunkt liegende Geschwindigkeiten zu klein werden. Falls im Fließbett-trockner Rohrbündel für die Zufuhr der Trocknungswärme eingebaut würden, müßte nach der Gl. (5.8) eine Betriebsgeschwindigkeit von $w_{Fmax} \approx 7,5 \sqrt{9,81 \cdot 0,000462} \text{ m/s} = 0,505 \text{ m/s}$ angestrebt werden. Dies ergäbe ein w_F/w_{FP} von 4,45 und damit nach dem Bild 5.3 ein Höhenverhältnis L/L_{FB} von ca. 1,5. Diese Ergebnisse gelten nur als Näherung, da hier – wie im Beispiel 5.3 gezeigt wird – kein homogenes Fließbett entstehen würde.

5.2.2 Inhomogenes Fließbett

Das Fluidisieren von Feststoffen mit Gasen ergibt sehr oft keine homogenen Fließbetten. Nach dem Bild 5.6 lassen sich die folgenden Fluidisierungsbereiche unterscheiden:

Bereich 1: Kohäsives Verhalten

Bei sehr kleinen Teilchen werden die zwischen ihnen wirkenden Oberflächenkräfte so stark, daß eine Fluidisierung kaum mehr möglich ist: In Behältern mit kleinen Durchmessern wird die Schüttung als Ganzes abgehoben, und in Behältern mit großem Durchmesser bläst sich das Strömungsgas lediglich einige Kanäle frei. Solche Feststoffe können nur mit Hilfe mechanischer Rührer oder durch die Zugabe größerer Teilchen fluidisiert werden.

Bereich 2: Homogenes und inhomogenes Fließbett

In diesem Bereich bildet sich nach dem Überschreiten des Fluidisierungspunkts zunächst ein homogenes Fließbett aus. Erst nach Erreichen einer höheren Strömungsgeschwindigkeit (Mindestgeschwindigkeit für die Blasenbildung, minimum bubbling velocity) kommt es zur Bildung von Blasen. Die Steiggeschwindigkeit der entstehenden Blasen ist höher als die mittlere Leerrohrgeschwindigkeit des Gases.

Bereich 3: Inhomogenes Fließbett mit hoher Blasensteiggeschwindigkeit (fast-bubble)

Im Bereich 3 kommt es unmittelbar nach der Fluidisierung zur Blasenbildung. Die Steiggeschwindigkeit der meisten Blasen ist größer als die mittlere Leerrohrgeschwindigkeit des Gases. Die Blasen wachsen beim Durchstoßen des Fließbetts von unten nach oben. Für die Blasengröße ist der Abstand vom Anströmboden maßgebend. Die Abhängigkeit der Blasengröße von der Teilchengröße ist jedoch vernachlässigbar.

Bereich 4: Inhomogenes Fließbett mit kleiner Blasensteiggeschwindigkeit

Zu dieser Gruppe gehören grobkörnige Feststoffe. Auch bei diesen entstehen die Blasen unmittelbar nach dem Fluidisieren. Ihre Steiggeschwindigkeit ist aber im Gegensatz zu den Blasen im Bereich 3 kleiner als die mittlere Leerrohrgeschwindigkeit des Gases. Dies ergibt einen anderen Austauschmechanismus zwischen den Blasen und der umgebenden Suspensionsphase (Durchströmung der Blasen im Bereich 4 führt zu intensiverem Austausch zwischen Blasen und Suspensionsphase als im Bereich 3).

Die einzelnen Bereiche sind nicht scharf abgegrenzt (im Bild 5.6 durch die schraffierten Übergangsgebiete angedeutet), da neben der Teilchengröße und der Dichtedifferenz auch stoffspezifische Haftkräfte und andere Einflußgrößen von Bedeutung sind. Die Strömungsgeschwindigkeit an der Grenze zwischen homogenem und inhomogenem Fließbett läßt sich für $\rho_s/\rho_F > 50$ nach Pawlowski [385], [396] aus der Beziehung

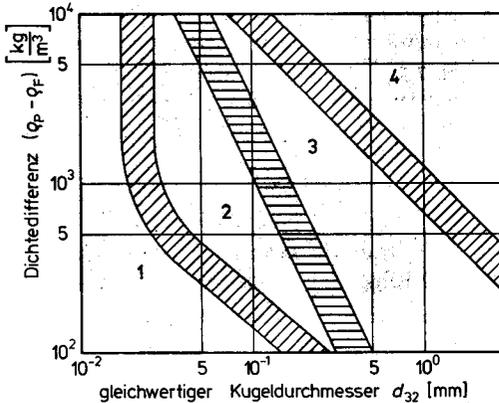


Bild 5.6 Fluidisierungsbereiche für Feststoff-Luft-Fließbetten bei Umgebungsbedingungen nach Geldart [395]. 1 Fluidisierung sehr schwierig, 2 homogenes und inhomogenes Fließbett, 3 inhomogenes Fließbett mit großer Blasensteiggeschwindigkeit, 4 inhomogenes Fließbett mit kleiner Blasensteiggeschwindigkeit

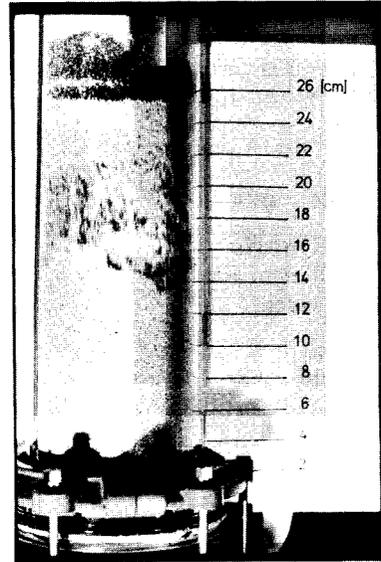


Bild 5.7 Stoßendes Fließbett aus Quarzsand (RRSB-Korngrößenverteilung mit $d_p' = 1,1 \text{ mm}$ und $n = 9,1$) in Luft bei Umgebungsbedingungen

$$Fr = \frac{q_s - q_F}{270 q_F Ar^{0,44} (q_s / q_F)^{0,64}} \tag{5.15}$$

berechnen. Darin ist Fr die mit dem gleichwertigen Kugeldurchmesser d_{32} nach der Gl. (3.23) gebildete Froudezahl. Weitere Unterlagen zur Berechnung der Mindestgeschwindigkeit für die Blasenbildung sind in [10], [397] u. [398] zu finden.

Die sich in inhomogenen Fließbetten bildenden Blasen (bubble) sind nahezu feststofffrei. Sie sind von kugelförmiger Form. Die aufsteigenden Blasen reißen hinter sich sehr viel Feststoff mit. Dadurch ergibt sich in axialer Richtung eine sehr gute Feststoffvermischung, die mit wachsender Blasengröße von unten nach oben noch intensiver wird. Weder diese intensive Feststoffvermischung noch die sich mit zunehmender Blasengröße verschlechternden Wärme- und/oder Stoffübergangskoeffizienten sind für Wärme- und Stofftransportvorgänge erwünscht. Durch Einbauten (Schikanebleche, Füllkörper, Rohre und Zwischenverteiler) versucht man deshalb die Blasengröße möglichst gering zu halten [78].

Die Blasengröße wächst auch mit zunehmender Strömungsgeschwindigkeit. Die Blasen können deshalb bei großen Gasgeschwindigkeiten und kleinen Rohr- oder Kanalabmessungen den ganzen Fließbettquerschnitt ausfüllen: Bild 5.7. Man spricht dann von stoßenden Fließbetten (slugging). Diese führen zu großen Beanspruchungen der Apparatur und zu starkem Feststoffauswurf und sind deshalb für den praktischen Betrieb unerwünscht. Berechnungsunterlagen für die Stoßgrenze in [398] u. [399].

Die Fluidisierungsgeschwindigkeit und der Druckverlust am Fluidisierungspunkt lassen sich in den technisch interessanten Bereichen 2 bis 4 nach den für das homogene Fließbett hergeleiteten Beziehungen berechnen. Als Folge der Blasenbildung, des Blasenwachstums und des Steigens der Blasen gelten die im Abschn. 5.2.1 hergeleiteten Beziehungen für die Austragsgeschwindigkeit und die Ausdehnung des Fließbetts nur noch als Näherung. Das Aufplatzen der Gasblasen an der Fließbettoberfläche ergibt einen starken Feststoffauswurf. Der Austrag aus inhomogenen Fließbetten ist deshalb bei gleicher Strömungsgeschwindigkeit höher als in homogenen. Für eine genauere Berechnung der Austragsgeschwindigkeit in inhomogenen Fließbetten sei auf [398 u. 401] bis [403] verwiesen. Auch die Porosität in inhomogenen Fluidisierungen wird durch die Blasenbildung beeinflusst und kann nach [398 u. 404] bestimmt werden.

Weitergehende zusammenfassende Darstellungen der Grundlagen und Anwendungen der Fließbettechnik findet man in [7, 9, 10, 15, 36, 47, 78, 398 u. 405].

Beispiel 5.3 Bildet sich im Beispiel 5.2 ein homogenes oder inhomogenes Fließbett aus?

Mit $\rho_s - \rho_F = 2140 - 1,13 \text{ kg/m}^3 = 2139 \text{ kg/m}^3$ und $d_{32} = 0,000462 \text{ m}$ ist nach dem Bild 5.6 ein inhomogenes Fließbett zu erwarten (Bereich 3).

Die Gl. (5.15) liefert eine Froudezahl für die minimale Blasenbildungsgeschwindigkeit von 0,001140. Damit ergibt die Gl. (3.23) mit $L_c = d_{32} = 0,000462 \text{ m}$, eine minimale Blasenbildungsgeschwindigkeit von 0,00227 m/s. Da dieser Wert viel kleiner ist als die Fluidisierungsgeschwindigkeit, wird bestätigt, daß die Blasenbildung unmittelbar bei Fluidisierungsbeginn einsetzen wird.

6 Rheologie

In diesem Kapitel müssen wir uns vor der Behandlung der Grundoperation „Mischen“ nochmals mit physikalischen Grundlagen befassen. Wir widmen dem Fließverhalten von Emulsionen, Suspensionen, Schlämmen und Schmelzen oder Lösungen von Makromolekülen (Polymere, Proteine usw.) ein eigenes Kapitel, weil dieses nicht nur für das Mischen, sondern auch für die Strömung in Rohren, Kanälen, Extrudern und Pumpen, das Zerstäuben, die mechanischen Trennverfahren und für viele weitere Anwendungen von Bedeutung ist.

Die Rheologie (Lehre vom Fließverhalten, rheology, non-Newtonian technology) umfaßt im weitesten Sinne nicht nur die oben erwähnten Stoffgruppen. Auch das Fließen von metallischen Werkstoffen oder Kunststoffen unter hoher Beanspruchung, daß Fließen von Gläsern (alte Fensterscheiben sind unten dicker als oben!) und viele andere Vorgänge sind Bereiche der Rheologie, auf die hier nicht eingegangen werden soll. Für die Verfahrenstechnik ist im Zusammenhang mit der Auslegung von Lagerbehältern für körnige Feststoffe (Silos, Bunker) auch das Fließverhalten von Pulvern und Schüttungen von Bedeutung. Zusammenfassende Darstellungen dazu findet man in [47], [52] u. [406]. Wir werden uns im folgenden mit dem Fließverhalten von Stoffen wie Joghurt, Schlämmen, Fetten, Farben, kosmetischen Cremes, Pasten oder Honig befassen. Die Tab. 6.1 vermittelt einen Eindruck vom weiten Viskositätsbereich, mit dem wir es dabei zu tun haben.

Tabelle 6.1 Ungefähre Viskositätswerte einiger Stoffe bei 20 °C

Stoff	dynamische Viskosität [kg/ms], [Pa.s]
Luft	0,000018
Petrol	0,00065
Wasser	0,001
Quecksilber	0,0015
Traubensaft	0,0035
Blut (bei 37 °C)	0,01
Kaffee Rahm	0,01
Olivenöl	0,1
Motorenöl	0,3
Getriebeöl	0,5
Melasse	1,0
Glyzerin	1,5
Honig	10
Teer	1000
Bitumen	100000

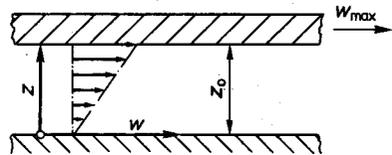
Das Fließverhalten eines Fluids wird durch die Eigenschaften seiner Moleküle und ihre gegenseitigen Wechselwirkungen bestimmt. Diese sind so kompliziert, daß das Fließverhalten von Flüssigkeiten nur meßtechnisch quantitativ erfassbar wird. Außer bei Gasen [22] sind nur qualitative molekularkinetische Deutungen möglich.

6.1 Newtonsches Fließverhalten

Die rechnerische Erfassung räumlicher Fließvorgänge ist mathematisch anspruchsvoll [35, 19]. Wir sehen aber das Wesentliche auch beim einfachen, eindimensionalen Fließen. Wenn man über einer ruhenden, ebenen Platte eine zweite, dazu parallele Platte mit konstantem Abstand z_0 und der Geschwindigkeit w_{\max} bewegt, ergibt sich in einer sich dazwischen befindlichen Flüssigkeit das im Bild 6.1 gezeigte Strömungsprofil. Dabei entstehen in einer Newtonschen Flüssigkeit (DIN 13342, Newtonian liquid) eine dem Geschwindigkeitsgradienten proportionale Schubspannung (shearing stress):

$$\tau = \eta (dw/dz) \quad (6.1)$$

Bild 6.1
Geschwindigkeitsverlauf zwischen
zwei parallelen Platten



Der Geschwindigkeitsgradient (Geschwindigkeitsgefälle, shear rate) geht im Spezialfall der Spaltströmung nach dem Bild 6.1 mit linearem Geschwindigkeitsprofil über in: $dw/dz = w_{\max}/z_0$. Der Proportionalitätsfaktor η ist die dynamische Viskosität mit der Einheit [kg/ms] oder [Pa s]. Die dynamische Viskosität kann somit definiert werden als:

$$\eta = \tau / (dw/dz) \quad (6.2)$$

Die dynamische Viskosität ist stoffspezifisch und stark temperaturabhängig. Bei Flüssigkeiten nimmt die dynamische Viskosität – von wenigen Ausnahmen abgesehen – mit zunehmender Temperatur ab (bei Wasser etwa 0,8 % pro K, bei hochviskosen Ölen etwa 10 % pro K). Im Gegensatz dazu nimmt die dynamische Viskosität von Gasen mit $m \approx 0,77$ nach der Näherung

$$\eta_g \sim T^m \quad (6.3)$$

zu. Die Druckabhängigkeit der dynamischen Viskosität ist bei Gasen und Flüssigkeiten nur gering. Näheres zur Temperatur- und Druckabhängigkeit der dynamischen Viskosität von Gasen und Flüssigkeiten in [61] u. [84]. Die dynamische Viskosität von Gasen läßt sich mit guter Genauigkeit berechnen, während bei Flüssigkeiten höhere Abweichungen zu erwarten sind [61]. Die dynamische Viskosität zahlreicher Flüssigkeiten ist in [84] tabelliert.

Bei unseren bisherigen strömungsmechanischen Überlegungen haben wir stets stillschweigend Newtonsches Fließverhalten vorausgesetzt. Dies ist aber nur für

Gase und für Flüssigkeiten mit kleiner Molmasse (wie Wasser) zutreffend. Auch Suspensionen und Emulsionen mit solchen Flüssigkeiten als kontinuierliche Phase verhalten sich newtonsch, solange der Volumenanteil der dispersen Phase klein ist.

6.2 Nicht-Newton'sches Fließverhalten

Bei vielen Flüssigkeiten mit hohen Viskositäten (z. B. Kunststoffschmelzen, Farben, Joghurt) tritt zur Stoff- und Temperaturabhängigkeit der dynamischen Viskosität noch eine Abhängigkeit vom Geschwindigkeitsgradienten dw/dz . Oft kommt noch ein Einfluß der Zeit und eine geringe Druckabhängigkeit dazu:

$$\eta = f(\text{Stoff}, T, p, dw/dz, t) \tag{6.4}$$

Sobald die dynamische Viskosität auch durch den Geschwindigkeitsgradienten dw/dz und/oder die Zeit t beeinflusst wird, ergibt sich ein Nicht-Newton'sches-Fließverhalten (non-Newtonian flow behaviour). Dieses läßt sich je nachdem, ob die Zeit eine Rolle spielt oder nicht, in ein zeitunabhängiges und ein zeitabhängiges Fließverhalten unterteilen: Bild 6.2.

Daneben ist auch das viskoelastische Fließverhalten (viscoelastic flow behaviour) von Bedeutung. Bei viskoelastischen Flüssigkeiten (z.B. Pudding, Gelatine, Teig) treten neben dem Fließen auch elastische Deformationen ein. Dies führt zu recht ungewohnten Erscheinungen wie dem Rückfedern eines Rührers nach dem Rühren

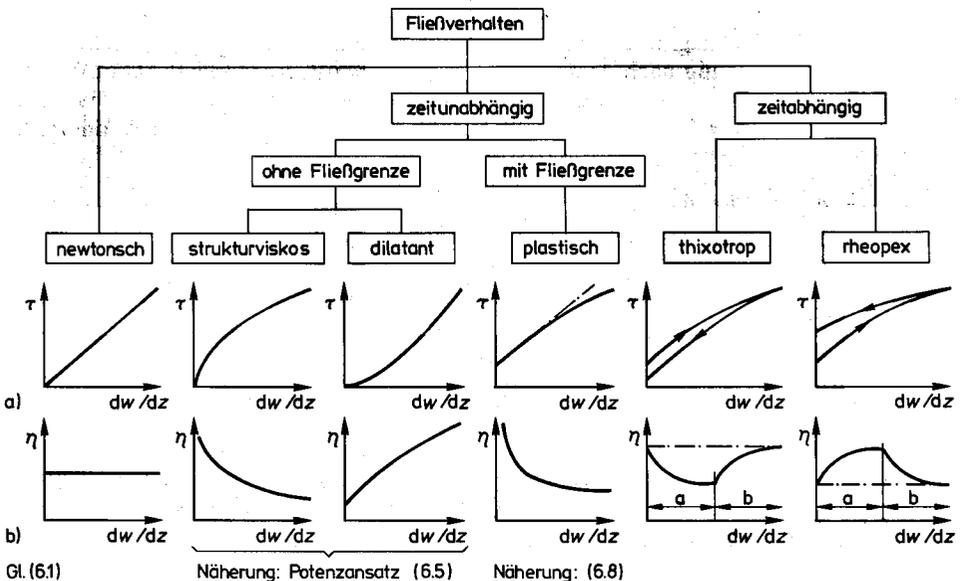


Bild 6.2 Übersicht zum Fließverhalten von Flüssigkeiten, Emulsionen und Suspensionen. a: Fließversuch mit konstanter Beanspruchung $dw/dz = \text{const.}$, b: Regeneration mit $dw/dz = 0$

oder dem Hochklettern der Flüssigkeit an der Rührerwelle in Rührbehältern. Eine zusammenfassende Darstellung zum viskoelastischen Fließverhalten findet man in [19].

6.2.1 Zeitunabhängiges Fließverhalten

Ohne Fließgrenze Falls das Fließen wie bei Newtonschen Flüssigkeiten bereits bei beliebig kleiner Schubspannung einsetzt (Bild 6.2: zeitunabhängiges Fließverhalten ohne Fließgrenze), ist zwischen dem häufigen strukturviskosen und dem seltenen dilatanten Verhalten zu unterscheiden.

Aus dem Alltag ist bekannt, daß sich Kunstharzfarben nach längerer Lagerung in Dosen recht zähflüssig verhalten, beim Streichen mit einem Pinsel angenehm dünnflüssig werden und dann trotzdem nicht von vertikalen Wänden abfließen. Die Farbe wird somit unter Scherbeanspruchung dünnflüssig. Sobald diese aufhört, wird sie wieder dickflüssig. Bei diesem strukturviskosen Fließverhalten (pseudoplastisch, shear-thinning, pseudoplastic) nimmt die dynamische Viskosität also mit zunehmendem Geschwindigkeitsgradienten ab. Dadurch ergibt sich der im Bild 6.2 gezeigte Schubspannungsverlauf. Dieses Fließverhalten läßt sich durch Ausrichten und Deformieren der Teilchen in Suspensionen und Emulsionen unter der Wirkung zunehmender Scherkräfte erklären. Bei Makromolekülen in Polymerschmelzen und Lösungen tritt dazu noch ein anfängliches Entwirren der Kettenmoleküle. Durch all diese Effekte wird das aneinander Vorbeigleiten benachbarter Teilchen begünstigt und damit die Viskosität reduziert [19, 22, 66]. Strukturviskoses Fließverhalten zeigen die meisten Schmelzen und Lösungen mit Makromolekülen, aber auch zahlreiche Emulsionen und Suspensionen. Als Beispiele seien genannt: Kunstharzfarben, Blut (kann nur dank dem strukturviskosen Verhalten durch die engen Kapillaren strömen!), Hautcreme.

Die umgekehrte Erscheinung, das dilatante Fließverhalten (dilatant flow behaviour), mit einer bei zunehmendem Geschwindigkeitsgradienten größer werdenden Viskosität ist praktisch nur bei Suspensionen mit sehr hohem Feststoffgehalt zu beobachten. Bei diesen führt eine zunehmende Bewegung zu einer immer stärkeren gegenseitigen Behinderung der Teilchen und damit zu einer Viskositätserhöhung [19, 35, 66].

Für die rechnerische Erfassung des strukturviskosen und des dilatanten Fließverhaltens hat sich der einfache Potenzansatz von Ostwald (power law, Ostwald law) gut bewährt:

$$\tau = K(dw/dz)^n \quad (6.5)$$

Er führt in der Anwendung auf konkrete Strömungsprobleme bei meist hinreichender Genauigkeit auf relativ einfache Beziehungen. Mit der Gl. (6.2) ergibt sich der folgende Ausdruck für die Abhängigkeit der dynamischen Viskosität vom Geschwindigkeitsgradienten dw/dz :

$$\eta = K(dw/dz)^{n-1} \quad (6.6)$$

Für den Exponenten n gilt bei strukturviskosen Flüssigkeiten $n < 1$ und bei dilatanten $n > 1$. Weitere Näherungsansätze sind in [10, 16], [407] u. [408] zu finden.

Mit **Fließgrenze** Stoffe, die erst ab einer gewissen Mindestschubspannung fließen, werden als **plastisch** (plastic, viscoplastic) bezeichnet. Bei plastischen Stoffen vermag sich im Ruhezustand ein intermolekulares Netz von Bindungskräften (van der Waals'sche Kräfte, polare Bindungen) aufzubauen, das eine Verschiebung der Moleküle bis zu einer kritischen Schubspannung τ_c zu verhindern vermag. Bis zu dieser kritischen Schubspannung verhalten sich solche Stoffe also wie starre Festkörper, sie verharren im sogenannten **Gel-Zustand**. Bei Schubspannungen über dem kritischen Wert τ_c bricht die Molekülgerüststruktur zusammen, und ein meist strukturviskoses Fließen setzt ein: Bild 6.2. Diesen Bereich, in dem sich plastische Stoffe wie Flüssigkeiten verhalten, nennt man **Sol-Zustand**.

Das Fließverhalten plastischer Stoffe ist uns von den metallischen Werkstoffen bekannt. Von der dort auftretenden elastischen Deformation vor Fließbeginn sehen wir hier allerdings ab. Beispiele von plastischen Stoffen sind etwa Fette, Bohrschlamm, Lippenstifte, Zahnpasta, Schokolade oder Papierpulpe. Das im Bild 6.2 gezeigte Fließverhalten plastischer Stoffe läßt sich mit der Näherungsgleichung von Bingham für viele Zwecke genügend genau erfassen:

$$\tau = \tau_c + \eta_B (dw/dz) \quad (6.7)$$

Danach verhält sich ein plastischer Stoff bis zum Erreichen der kritischen Schubspannung τ_c wie ein starrer Feststoff. Nach dem Überschreiten der kritischen Schubspannung wird diese von der in einer Newton'schen Flüssigkeit mit der Viskosität η_B nach der Gl. (6.1) auftretenden Schubspannung überlagert (strichpunktierte Gerade *B* im Bild 6.2). Durch Einsetzen der Schubspannung aus der Gl. (6.7) in die Definitionsgleichung (6.2) erhalten wir für Bingham'sche Flüssigkeiten die folgende Abhängigkeit der dynamischen Viskosität vom Geschwindigkeitsgradienten:

$$\eta = \tau_c / (dw/dz) + \eta_B \quad (6.8)$$

Die damit berechnete Abhängigkeit der dynamischen Viskosität vom Geschwindigkeitsgradienten ist im Bild 6.2 angedeutet. Andere, zur Berechnung von Strömungsvorgängen bei plastischen Stoffen geeignete Näherungsansätze in [10, 19, 35].

6.2.2 Zeitabhängiges Fließverhalten

Viele Emulsionen und Suspensionen zeigen ein von der Dauer der Scherbeanspruchung abhängiges Fließverhalten. Die Bindungskräfte zwischen den Molekülen oder den Teilchen werden dann durch die Scherzeit beeinflusst. Bei den noch zu beschreibenden thixotropen und rheopexen Stoffen wird die ursprüngliche Viskosität nach einer stoffspezifischen Ruhe- oder Regenerationszeit wieder erreicht. Es gibt aber auch Stoffe (z.B. Joghurt), bei denen die ursprüngliche Viskosität auch nach längerer Ruhezeit nicht mehr erreicht wird. Sie werden als Stoffe mit irreversibler Strukturänderung (rheodestruction) bezeichnet.

Thixotropie Wir haben das strukturviskose Fließverhalten am Beispiel des Streichens von Kunstharzfarben erklärt. Dabei haben wir eine Eigenschaft dieser Farben unterschlagen. Nach einiger Zeit verschwinden nämlich die nach dem Farbauftrag noch gut sichtbaren Pinselstriche. Offenbar bleibt die Viskosität solcher Farben auch nach der Scherbeanspruchung beim Streichen zunächst noch reduziert. Die Farbschicht fließt bis zum Verschwinden der Pinselstriche weiter. Dann läuft sie aber nicht ab, weil nach

einiger Zeit die Viskosität wieder stark zunimmt. Wenn sie den Wert der Farbe in der Dose wieder erreicht, verhält sich die Farbe thixotrop. Auch Stoffe wie kosmetische Produkte und flüssige Arzneimittel (Verhinderung der Sedimentation von Wirkstoffen!) verhalten sich thixotrop.

Das thixotrope Fließverhalten (Thixotropie, thixotropy) kann in einem Scherversuch (Abschn. 6.2.3) festgestellt werden. Bei einer langsamen, gleichförmigen Erhöhung des Geschwindigkeitsgradienten dw/dz nimmt die Schubspannung nach dem Verlauf eines strukturviskosen oder häufig plastischen Stoffs (Bild 6.2) zu. Bei einer anschließenden langsamen Reduktion des Geschwindigkeitsgradienten ergibt sich eine neue Schubspannungskurve, die unterhalb der zuerst aufgenommenen verläuft. Diese Hysteresis ist dadurch zu erklären, daß die Viskosität während der Beanspruchung abgenommen hat.

Bei konstantem Geschwindigkeitsgradienten ergeben thixotrope Stoffe eine zeitliche Abnahme der Viskosität bis zu einem Minimalwert (Bereich a im Bild 6.2). Nach dem Aufhören der Beanspruchung erfolgt eine zunächst rasche und dann immer langsamere Regeneration der ursprünglichen Bindungskräfte zwischen den Makromolekülen oder den dispersen Teilchen (Bereich b im Bild 6.2). Der ursprüngliche Maximalwert wird je nach Stoff nach einigen Stunden wieder erreicht. Bei Stoffen mit plastischem Fließverhalten ergibt sich die minimale Viskosität beim Erreichen des Sol-Zustandes und der Maximalwert der Viskosität bei der Wiederherstellung des Gel-Zustands.

Rheopexie Die umgekehrte Erscheinung, nämlich eine Zunahme der Viskosität mit der Beanspruchungsdauer, ist recht selten. In einigen Fällen kommt während der Beanspruchungsdauer auch ein Wechsel von thixotropem zu rheopexem (rheopexic) Verhalten vor. Näheres zum zeitlichen Fließverhalten in [19, 35, 66].

6.2.3 Messung des Fließverhaltens

Die Viskosität von Flüssigkeiten läßt sich im Kapillarriskosimeter durch Messen der Strömungsgeschwindigkeit, die sich bei gegebenem Differenzdruck in einem dünnen Rohr ergibt, bestimmen [19, 35, 66], [407]. Im Kugelfallviskosimeter wird die Viskositätsabhängigkeit der Sinkgeschwindigkeit einer Kugel zur Viskositätsmessung genutzt [66].

Wir haben in den letzten Abschnitten gesehen, daß sich das Fließverhalten Nicht-Newtonscher Flüssigkeiten in Abhängigkeit des Geschwindigkeitsgradienten dw/dz charakterisieren läßt (Bild 6.2). Es ist deshalb naheliegend, zur Viskositätsmessung eine Anordnung zu verwenden, in der sich bestimmte Geschwindigkeitsgradienten leicht einstellen lassen und zur Untersuchung des zeitabhängigen Fließverhaltens auch zeitlich programmiert verändern lassen. Dies ist im Rotationsviskosimeter (rotational viscometer) leicht möglich. Seine Meßzelle besteht in der Standardausführung aus einem feststehenden zylindrischen Behälter mit ebenem Boden und darin rotierendem Innenzylinder: Bild 6.3. Während der Innenzylinder mit einer bestimmten Drehzahl angetrieben wird, mißt man das auf die Antriebswelle ausgeübte Drehmoment. Um Endflächeneinflüsse zu eliminieren, ist der rotierende Zylinder an beiden Enden mit Vertiefungen versehen. Damit ergibt sich eine rechnerisch leicht zu erfassende Ringspaltscherströmung, über die eine Bestimmung der Viskosität aus dem Drehmoment, der Drehzahl und den Abmessungen des Meßzylinders möglich wird [66], [407].

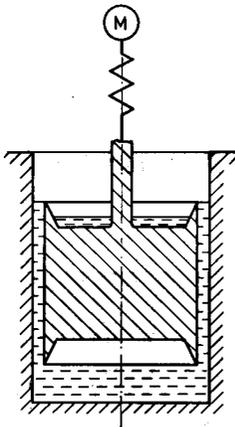


Bild 6.3 Funktionsprinzip eines Rotationsviskosimeters nach DIN 53018

Für kleinere Viskositätswerte gelangen Doppelspaltsysteme nach DIN 54453 zum Einsatz. Bei diesen taucht eine rotierende, zylindrische Glocke in einen feststehenden, flüssigkeitsgefüllten Ringraum. Die dadurch auf beiden Seiten der Glocke entstehenden Ringspaltströmungen erhöhen das Drehmoment entsprechend. Falls nur kleine Probemengen zur Verfügung stehen, die Reinigung zylindrischer Meßzellen schwierig wird oder während der Messung Verfestigungen auftreten (Härtungsreaktionen), verwendet man anstelle des rotierenden Zylinders Kegel, die mit ihrer Spitze auf ebenen Platten rotieren. Die Auswertung von Messungen mit dem Platten/Kegel-System (cone and plate measuring system) wird in [66] gezeigt. Weitere Informationen zur Messung rheologischer Eigenschaften in [29, 35] u. [80].

6.3 Druckverlust bei Nicht-Newtonschen Flüssigkeiten

Wir werden im nächsten Kapitel bei der Behandlung des Rührens auf die Anwendung rheologischer Grundlagen zurückkommen. Eine weitere, wichtige Anwendung ist der Druckverlust in Rohrleitungen. Darauf wollen wir hier kurz eingehen. Wir beschränken uns dabei auf die ausgebildete, laminare Strömung von Flüssigkeiten, deren Fließverhalten sich nach dem Potenzansatz (6.5) nach Ostwald und der Bingham'schen Gleichung (6.7) hinreichend genau erfassen lassen. Für ausführliche, zusammenfassende Darstellungen, die auch weitere Schubspannungsansätze und den turbulenten Strömungsbereich berücksichtigen, sei auf [10] u. [16] verwiesen.

Potenzansatz nach Ostwald Metzner und Reed [75] haben gezeigt, daß für den Potenzansatz (6.5) die Berechnung des Druckverlusts in laminar durchströmten Rohrleitungen im Bereich $Re < 2300$ mit dem Widerstandsbeiwert

$$c_f = 64 / Re \tag{6.9}$$

nach der Gl. (3.17) erfolgen kann, wenn anstelle der Reynoldszahl Re nach (3.15) die folgende korrigierte Reynoldszahl Re_M verwendet wird (Herleitung in [10]):

$$Re_M = \frac{w^{2-n} d^n \rho}{(K/8) [8(1+3n)/4n]^n} \tag{6.10}$$

Wir erkennen aus dieser Gleichung, daß für Newtonsche Flüssigkeiten mit $n = 1$ Re_M und die übliche Rohrreynoldszahl Re nach (3.15) mit $L_c =$ Rohrrinnendurchmesser d übereinstimmen.

Ansatz nach Bingham Die Berechnung des Druckverlusts in laminar durchströmten Rohren beruht auch bei Bingham'schen Flüssigkeiten auf der Gl. (3.17). Der Wider-

standsbeiwert c_f ist nun aber aus der Beziehung

$$\frac{c_f}{64} - \frac{He}{6 Re^2} + \frac{64/3}{c_f^3} (He/Re^2)^4 - 1/Re = 0 \tag{6.11}$$

iterativ zu bestimmen (Herleitung in [14]). Als erste Näherung für ein numerisches Verfahren kann dabei $c_{f1} = 64/Re$ dienen. In der Gl. (6.11) ist Re die mit $L_c =$ Rohrrinnendurchmesser d und $\eta = \eta_B$ nach (3.15) definierte Reynoldszahl und He die mit den Parametern τ_c und η_B der Gl. (6.7) gebildete Hedströmzahl:

$$He = \frac{\tau_c \varrho d^2}{\eta_B^2} \tag{6.12}$$

Wir erkennen, daß die Gl. (6.11) für Newton'sche Flüssigkeiten ($\tau_c = 0; He = 0$) in die Gl. (6.9) übergeht. Die in diesem Abschnitt formulierten Zusammenhänge sind im Paket MVT [93] programmiert.

Beispiel 6.1 Pro Stunde sind 5 m^3 einer Emulsion mit einer Dichte von 930 kg/m^3 durch eine $6,5 \text{ m}$ lange Rohrleitung mit einem Innendurchmesser von 54 mm zu fördern. Zur Erfassung des Fließverhaltens dieser Emulsion werden in einem Rotationsviskosimeter Messungen durchgeführt. Deren Ergebnisse sind in der Tab. 6.2 zusammengestellt. Wie groß ist der Druckverlust in der Rohrleitung?

a) Parameter des Fließgesetzes:

Bei **Bingham** schem Fließverhalten müßte sich durch Auftragen der Schubspannungswerte τ über dem Geschwindigkeitsgradienten dw/dz nach der Gl. (6.7) eine Gerade ergeben. Das ist nicht der Fall.

Durch Logarithmieren des Potenzansatzes (6.5)

$$\ln \tau = \ln K + n \ln(dw/dz)$$

erkennen wir, daß sich hier in einem doppelt logarithmischen Netz für $\tau = f(dw/dz)$ eine Gerade ergeben müßte. Nach dem Eintragen der Werte der Tab. 6.2 in ein solches Netz sehen wir, daß dies zutrifft. Es handelt sich somit um eine Flüssigkeit mit **Ostwald** schem Fließverhalten. Die Parameter erhalten wir aus dem logarithmischen Diagramm zu:

$K = 0,786 \text{ Pa s}^{0,65}$ und $n = 0,65$ ($n < 1$; strukturviskos)

b) Druckverlust:

mittlere Geschwindigkeit $w = 4 \dot{V}/(\pi d^2) = 4 \cdot (5/3600)/(\pi 0,054^2) \text{ m/s} = 0,606 \text{ m/s}$

Reynoldszahl aus (6.10)

$$Re_M = 172,3$$

Widerstandsbeiwert aus (6.9)

$$c_f = 0,371$$

Druckverlust aus (3.17)

$$\Delta p = 7650 \text{ Pa.}$$

Tabelle 6.2 Ergebnisse der Untersuchung am Rotationsviskosimeter für das Beispiel 6.1

Geschwindigkeitsgradient dw/dz [1/s]	Schubspannung [Pa]
10	3,51
20	5,51
30	7,17
40	8,64
50	9,99
60	11,25

7 Mischen

Jedem Hobbykoch ist bekannt, daß dem Mischen für das gute Gelingen eines Gerichts oft entscheidende Bedeutung zukommt. In der technischen Stoffumwandlung ist das Mischen ebenso häufig und genauso wichtig wie in der Kochkunst. Dem Mischen (mixing) dienen die nachstehenden verfahrenstechnischen Grundoperationen, mit denen sich der Mensch schon seit Jahrtausenden beschäftigt:

1. Homogenisieren: Vermischen von Gasen und ineinander löslicher Flüssigkeiten zum Zweck des Ausgleichs von Temperatur- und Zusammensetzungsunterschieden.
2. Suspendieren: Verteilen fester Teilchen in Flüssigkeiten zum Zweck des Wachsens, des hydraulischen Förderns, des Auflöserns, der Sorption ([91], Kap. 8), der Kristallisation, des Auslaugens (Fest-Flüssig-Extraktion) und der Durchführung feststoffkatalysierter Reaktionen (heterogene Katalyse).
3. Emulgieren: Verteilen von Flüssigkeitströpfchen in Flüssigkeiten zur Herstellung von Emulsionen, zur Flüssig-Flüssig-Extraktion und zur Durchführung chemischer Flüssig-Flüssig-Reaktionen.
4. Begasen: Verteilen von Gasblasen in Flüssigkeiten zum Zweck der Absorption ([91], Kap. 7), der aeroben Fermentation und der Durchführung chemischer Gas-Flüssig-Reaktionen.
5. Mischen von Feststoffen: Verteilen von zwei oder mehr festen Komponenten zu Schüttungen mit definierter Zusammensetzung zum Zweck anschließender chemischer (z.B. Betonherstellung) oder biochemischer Reaktionen (z.B. Brot aus mehreren Getreidesorten).

Wir werden in diesem Kapitel einige für alle Mischoperationen wichtige Grundlagen (Mischgüte, Verweilzeit) erarbeiten. Im einzelnen können wir aber im Rahmen dieser Einführung nur auf das Homogenisieren und das Suspendieren eingehen.

Zum Emulgieren und Begasen, dem Dispergieren (dispersion) in Rührbehältern, Durchlaufrührern, statischen Mischern, Strahlapparaten und Schneckenmaschinen sei auf die zusammenfassenden Darstellungen in [77], [75] u. [409] bis [417] hingewiesen. Das Erzeugen und Verteilen feinsten Tröpfchen (Größenbereich von etwa $0,1 \cdot 10^{-6}$ m bis $3 \cdot 10^{-6}$ m) in Flüssigkeiten ist ein Spezialgebiet des Emulgierens. Diese in turbulenten Strömungsfeldern hoher Energiedichte erzeugten feinen Tröpfchen setzen sich im Schwerfeld nicht mehr ab, weshalb man dieses Sondergebiet des Emulgierens auch als Homogenisieren bezeichnet (z. B. Homogenisieren von Milch) [33], [418], [419].

Auf das Mischen von Feststoffen (powder mixing) in Fließbettmischern wurde im Abschn. 5.2 bereits hingewiesen. Die Feststoffmischer mit rotierenden Einbauten und die Schwerkraftmischer werden in [77], [420] u. [421] zusammenfassend behandelt.

Während die Mischoperationen 1 bis 5 i.allg. sowohl absatzweise als auch kontinuierlich durchgeführt werden können, interessiert beim Mischen von Gasen nur das kontinuierliche Vermischen von zwei Gasströmen. Neben konventionellen Strahlmischern [77] eignen sich dazu auch statische Mischer, auf die wir noch zurückkommen werden.

7.1 Mischgüte

Ziel jeder Mischoperation ist es, zwei oder mehrere Stoffe möglichst gleichmäßig zu verteilen. Der dazu erforderliche Aufwand wird umso höher sein, je näher der ideale Mischzustand – die vollständige Homogenität – erreicht werden soll. Um ein Mischergebnis beurteilen zu können, müssen wir deshalb in der Lage sein, die Abweichung von der vollständigen Homogenität zahlenmäßig zu erfassen.

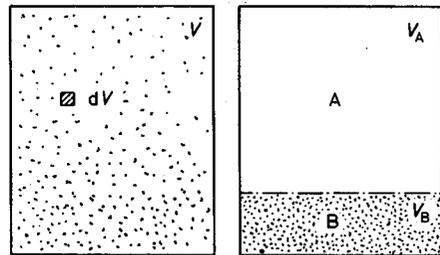


Bild 7.1
Zur Herleitung der Mischgütemasse.
Links: beliebiger Mischzustand,
rechts: schlechtest mögliche Mischung
(„Nullmischung“)

Um zu einer solchen Kennzeichnung der Mischgüte zu kommen, stellen wir uns vor, daß eine Komponente A (z.B. ein Farbstoff) in eine Komponente B (z.B. Wasser) einzumischen sei. Nach einigem Mischen greifen wir aus dem Gesamtvolumen V der dann gerade erreichten Mischung aus den Komponenten A und B ein beliebiges Teilvolumen dV heraus: Bild 7.1. In diesem Teilvolumen betrage der Volumenanteil der Komponente A:

$$v_A = dV_A/dV \quad (7.1)$$

Nach dem Erreichen der vollständigen Homogenität müßte der Volumenanteil der Komponente A

$$v_{Ah} = V_A/V \quad (7.2)$$

an jeder Stelle des Gesamtvolumens V genau gleich groß sein. Dann müßte also in der ganzen Mischung gelten:

$$v_A - v_{Ah} = 0 \quad (7.3)$$

Wie können wir nun eine realen, nach einer beliebigen Mischzeit erreichten Mischzustand charakterisieren? Wenn wir aus der Mischung Proben an sehr vielen Stellen nehmen, können wir gemäß der Gl. (7.3) für jede Probe i die Differenz zwischen dem jeweiligen Volumenanteil bei vollständiger Homogenität v_{Ah} bestimmen. Da wir dann positive und negative Differenzen erhalten, ist es sinnvoll, die Abweichungen zu quadrieren und erst dann zusammenzuzählen. Damit erhalten wir eine Gesamtabweichung, die noch von der (zufälligen) Anzahl Proben abhängt. Um diesen Einfluß zu beseitigen, müssen wir das Ergebnis durch die Anzahl Proben k dividieren und erhal-

ten damit als Maß für die mittlere Abweichung von der idealen Homogenität:

$$S^2 = \frac{\sum_{i=1}^k (v_{Ai} - v_{Ah})^2}{k} \quad (7.4)$$

Dieser Ausdruck vermag als Mischgütemaß noch nicht ganz zu befriedigen. Er wird nämlich bei gleicher Annäherung an die vollständige Homogenität – also gleicher Mischgüte – bei kleinen Volumenanteilen der Komponente A viel kleiner als bei großen. Diesen Einfluß der Größe des Volumenanteils können wir durch Bezug der Volumenanteile auf den Volumenanteil der Komponente A bei vollständiger Homogenität v_{Ah} leicht beseitigen:

$$S^2 = \frac{\sum_{i=1}^k [(v_{Ai}/v_{Ah}) - 1]^2}{k} \quad (7.5)$$

Diese Summe der Quadrate der relativen Abweichungen vermag den erreichten Mischungszustand umso genauer zu erfassen, je mehr (sinnvoll verteilte) Proben wir von der Mischung nehmen. Für unendlich viele Proben vermöchte sie den Mischzustand exakt wiederzugeben. Der Grenzwert der Gl. (7.5) für $k \rightarrow \infty$ wird in der Statistik als Varianz (variance) bezeichnet. Wir können zwar von einer Mischung nicht unendlich viele Proben nehmen; aber mit 10 bis 20 sinnvoll verteilten Proben erhalten wir schon eine gute Näherung für die Varianz. Die Wurzel aus der Varianz nennt man Standardabweichung (standard deviation). Wir sind ihr schon bei der Behandlung der Teilchengrößenverteilung im Abschn. 1.3.2.1 begegnet. Für vollständige Homogenität wird die Varianz Null, da dann für jede Stelle in der Mischung $v_A/v_{Ah} = 1$ wird.

Wir müssen uns nun noch überlegen, welches die maximale Varianz sein kann. Die schlechtest mögliche Mischung (zero mixing) liegt vor, wenn die Komponenten A und B geschichtet übereinander angeordnet sind (Bild 7.1). Die Varianz dieser „Nullmischung“ wollen wir im Beispiel 7.1 berechnen.

Beispiel 7.1 Wie groß ist die Varianz bei „Nullmischung“ nach dem Bild 7.1?

Die Volumenanteile der Komponente A betragen 1 in der oberen und 0 in der unteren Schicht. Wenn wir die Proben sinnvoll entnehmen, muß die Probenzahl für jede Schicht ihrem Volumen und damit auch dem Verhältnis $V_A/V = v_{Ah}$ bzw. $(1 - v_{Ah})$ proportional sein. Die Gl. (7.5) liefert damit:

$$S_o^2 = \frac{v_{Ah} [1/v_{Ah} - 1]^2 + (1 - v_{Ah}) [0/v_{Ah} - 1]^2}{v_{Ah} + (1 - v_{Ah})}$$

oder vereinfacht:

$$S_o^2 = (1/v_{Ah}) - 1 \quad (7.6)$$

Wir sehen aus dem Beispiel 7.1, daß die maximale Varianz immer noch von der Konzentration der Komponente A abhängt. Sie strebt für verschwindend kleine Volumenanteile der einzumischenden Komponente A gegen Unendlich und geht gegen Null, wenn der Volumenanteil von A sehr groß ist.

Wir erkennen daraus, daß auch die nach (7.5) gebildete Varianz kein sehr befriedigendes Maß für die Mischgüte ist. Dankwerts [422] hat deshalb vorgeschlagen, die

Varianz der Zusammensetzung einer Mischung auf die Varianz bei „Nullmischung“ zu beziehen. Zur Kompensation der Quadrierung der Abweichungen in der Gl. (7.4) wollen wir die Wurzel daraus als Homogenitätsmaß verwenden:

$$S_e = S/S_0 \quad (7.7)$$

Diese als Segregationsgrad bezeichnete Größe wird Eins bei „Nullmischung“ und Null bei vollständiger Homogenität. Damit ist ein brauchbares Maß für den Grad der Vermischung gefunden. Es wird noch etwas anschaulicher, wenn wir es als Mischungsgrad mit dem Wert 0 für Nullmischung und 1 für vollständige Homogenität schreiben:

$$M_g = 1 - S/S_0 = 1 - S_e \quad (7.8)$$

Bedingt durch die verschiedenen Meßmethoden werden in der Literatur neben den hier aufgeführten Mischgütemaßen noch viele weitere benützt [422, 423 u. 441]. Sie sind aber zum Dimensionieren von Homogenisierereinrichtungen weniger geeignet.

7.2 Homogenisieren

Aus der Vielzahl technischer Homogenisierungsaufgaben sei als Beispiel die Herstellung eines Tafelgetränks durch Einmischen eines Fruchtsaftkonzentrats in Wasser herausgegriffen. Wir könnten dazu das Wasser in einen Behälter füllen, anschließend den Sirup zugeben und den Behälter stehen lassen, bis die Verteilung des Sirups durch die Molekülbewegung (molekulare Diffusion: [91], Kap. 1) erfolgt wäre. Wir müßten uns aber mehrere Tage gedulden, bis eine einigermaßen akzeptable Verteilung des Konzentrats erreicht wäre. Um den Vorgang wesentlich rascher ablaufen zu lassen, müßten wir die zu mischenden Flüssigkeiten in eine geeignete Bewegung versetzen. Wir müssen also für konvektiven – und wenn möglich sogar turbulenten Transport ([91], Kap. 1) sorgen. Diese Bewegung kann man technisch auf sehr unterschiedliche Arten hervorrufen.

Der Vielfalt der industriell zu homogenisierenden Stoffe entspricht eine kaum übersehbare Zahl von Mischerbauarten. Allein zum Homogenisieren (mixing of miscible liquids) hochviskoser Stoffe werden über 100 verschiedene Mischertypen gebaut. In [77] werden die wichtigsten Mischer und Kneter (kneader) für zähflüssige Stoffe wie spezielle Rührwerke, Planetenmischer, Mischer mit rotierenden Behältern, Scherschleibenmischer, Schleudermischer, Trogkneter, Innenmischer, Walzwerke und Schneckenmaschinen und Kneter vorgestellt. Wir beschränken uns auf die im Bild 7.2 schematisch dargestellten wichtigsten Maschinen und Apparate für das Mischen niedrig- bis mittelviskoser Flüssigkeiten.

Für das absatzweise Mischen (batch mixing) ist der Rührbehälter (agitated vessel), auf den wir im folgenden noch eingehen werden, die wichtigste Maschine. Daneben werden zum absatzweisen Mischen auch Strahlmischbehälter (Umpumpsysteme) [428], [76] und Schlaufenmischer eingesetzt. Die Flüssigkeitsbewegung kann im Schlaufenmischer (loop mixer) durch Propellerrührer (wie im Bild 7.2 skizziert) oder ähnlich wie beim Strahlmischbehälter durch einen ins Leitrohr einschließenden Flüssigkeitsstrahl verursacht werden. Beim Begasen (z.B. bei Bioreaktoren)

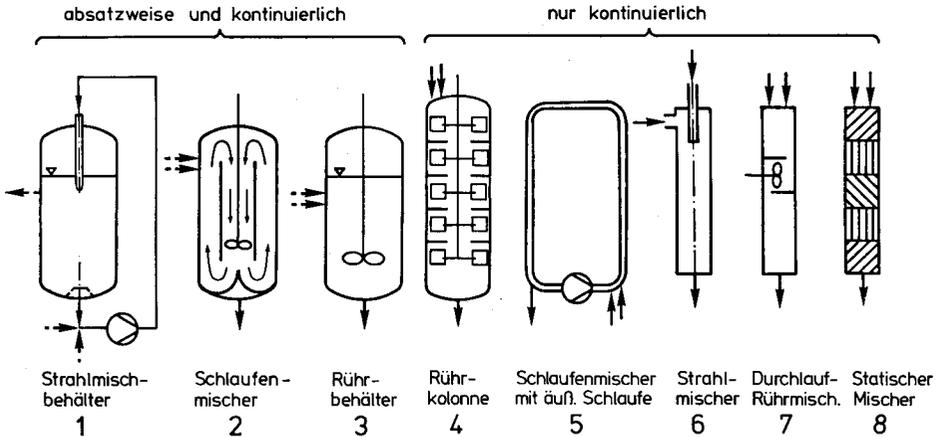


Bild 7.2 Mischer zum Homogenisieren niedrig- bis mittelviskoser Flüssigkeiten

kann auch Luft oder ein anderes Gas ins Leitrohr eingebracht werden. Die Flüssigkeitsbewegung kann dann durch die Unterschiede der mittleren Dichte im Leitrohr und im Außenraum unterstützt oder allein aufrecht erhalten werden (Airlift-Schlaufenreaktor) [76] u. [425].

An dieser Stelle sei auch auf den Staustrahlmischer hingewiesen, der im Prinzip aus zwei übereinander gestellten Schlaufenmischem mit fehlendem Zwischenboden besteht. Die beiden Propellerrührer fördern das Mischgut gegeneinander. In der dadurch entstehenden Staufläche entsteht ein sehr intensiver Mischvorgang. Dieser Staubstrahlmischer weist einen bedeutend geringeren Energiebedarf auf als ein üblicher Rührbehälter [425].

Beim kontinuierlichen Mischen (continuous mixing) laufen die zu mischenden Flüssigkeiten dem Mischer ohne Unterbruch zu, und das Gemisch wird dem Mischer ständig entnommen. Die oben besprochenen Mischer kommen grundsätzlich auch für kontinuierlichen Betrieb in Frage. Sie ergeben dann aber mit ihrem großen Behältervolumen entsprechend lange Verweilzeiten der Flüssigkeit im Mischer, wie wir im Abschn. 7.4 sehen werden. Falls nicht nur gemischt, sondern auch noch reagiert werden muß, ist dies oft gefragt. Zum reinen Homogenisieren genügen aber auch weniger voluminöse Mischer mit entsprechend kürzeren mittleren Verweilzeiten. Aus dem Strahlmischbehälter wird dann der Strahlmischer, aus dem Schlaufenmischer der Schlaufenmischer mit äußerer Schlaufe und aus dem Rührbehälter der Durchlauf-Rührmischer: Bild 7.2.

Der Strahlmischer (jet mixer) ist nur bei niedrig viskosen Flüssigkeiten wirtschaftlich, da er mit Reynoldszahlen über 5000 arbeiten muß. Im Bereich laminarer Strömung und im Übergangsbereich ist er unwirksam [427, 428].

Auch mit dem Durchlauf-Rührmischer (Durchlaufmischer, in-line blender) lassen sich kurze Verweilzeiten erzielen. Seine Mischwirkung wird in [427, 428] für verschiedene Rührer aufgezeigt.

Der Schlaufenmischer mit äußerer Schlaufe (external-circulation-loop mixer) weist höhere mittlere Verweilzeiten auf. Falls keine undurchströmten Bereiche auftreten, läßt sich sein Verweilzeitverhalten mit jenem eines ideal durchmischten

Rührbehälters, das wir im Abschn. 7.4.2 kennenlernen werden, vergleichen [429]. Da die Vermischung in leeren Röhren schlecht ist [403], werden solche Schlaufenmischer oft mit statischen Mischelementen bestückt.

Für höhere Ansprüche bezüglich dem Mischungsgrad und/oder einer möglichst einheitlichen Verweilzeit (s. Abschn. 7.4) müssen zum kontinuierlichen Mischen für lange mittlere Verweilzeiten (Bereich Minuten bis Stunden) mehrstufige Rührkolonnen beziehungsweise für kurze mittlere Verweilzeiten (Sekundenbereich) statische Mischer (s. Abschn. 7.2.2) oder allenfalls Durchlauf-Rührmischer mit mehreren Rührwerken eingesetzt werden. Mehrstufige Rührkolonnen werden für das kontinuierliche Mischen bei Reynoldszahlen nach der Gl. (7.16) unter etwa 100 nötig. Sie sind zur Vermeidung der axialen Vermischung mit Trennscheiben in einzelne Rührzellen unterteilt. Als Rührer kommen nur radial fördernde Rührer wie der Scheibenrührer (Bild 7.4) in Frage. Bei vertikaler Wellenanordnung ist für die Mischwirkung neben der Reynoldszahl auch die Archimedeszahl maßgebend [427, 428], [431]. Die Rührkolonnen können bei nicht zu großer Dichtedifferenz zwischen den zu mischenden Flüssigkeiten auch horizontal angeordnet werden. Selbstverständlich können auch die Strahlmischer, die Durchlauf-Rührmischer und die statischen Mischer horizontal eingebaut werden. In [427] findet man wertvolle Entscheidungskriterien zur Auswahl kontinuierlicher Mischer.

7.2.1 Rührbehälter

Rührbehälter (agitator-stirred tank) dienen neben dem Homogenisieren von Flüssigkeiten auch dem Suspendieren, dem Emulgieren und dem Begasen von Flüssigkeiten. Falls dies zur Durchführung chemischer oder biochemischer Reaktionen dient, sind meist bestimmte Temperaturen einzuhalten. Zusätzlich sind dann oft beträchtliche Reaktionswärmen ab- (exotherme Reaktionen) oder zuzuführen (endotherme Reaktionen). Auch die damit verbundenen Wärmeübertragungsaufgaben können mit Rührbehältern gelöst werden. Die Wärmeübertragung an oder vom Behälterinhalt erfolgt dabei durch die Rührbehälterwand in außen angebrachten Halbrohrschlangen oder Doppelmäntel. Für hohe Wärmeströme werden Rohrschlangen oder Rohrbündel im Inneren des Rührbehälters angebracht [77].

Für all diese Einsatzfälle werden Rührbehälter mit dem im Bild 7.3 gezeigten Aufbau verwendet. Der normalerweise drehzahlregulierbare Antrieb (drive) erfolgt über Keilriemensysteme, Mehrstufenzahnradgetriebe, hydrostatische Antriebe und elektronisch geregelte Asynchronmotoren. In der Regel ist der Antrieb wie im Bild 7.3 auf dem Rührbehälterdeckel angeordnet. Obenantriebe für Rührwerke werden bis zu Leistungen von 1500 kW und Rührwellendurchmesser bis 400 mm gebaut. Lange Rührwellen für mehrstufige Rührwerke erfordern allerdings eine zweite Lagerung am Boden des Rührbehälters. Bei sehr großen Rührbehältern wird die Drehzahl durch Schwingungserscheinungen und große Auslenkungen beschränkt [432]. Für Behältervolumen ab 30 m³ wurden deshalb Untenantriebe entwickelt. Als Wellendichtung (shaft seal) werden normalerweise Gleitringdichtungssysteme verwendet. In Sonderfällen werden auch geschlossene Dichtungssysteme mit Magnetkupplungen eingesetzt [433, 434].

Beim Rühren mit hohen Reynoldszahlen (Übergangsbereich, turbulenter Bereich) werden zur Verhinderung des Mitrotierens des Behälterinhalts am Behälterumfang

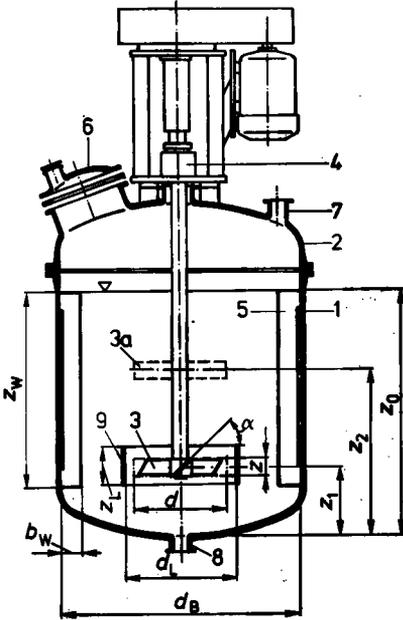


Bild 7.3

Rührbehälter mit aufgebautem Antrieb
 1 Behälter, 2 Deckel, 3 Rührer, 3a weiterer Rührer bei zweistufiger Ausführung, 4 Dichtung, Lagerung, Antrieb, 5 ev. Stromstörer, 6 Verschlußdeckel mit Schauglas, 7 Zulaufstutzen, Brüdenabzug, 8 Auslaufstutzen (drain), 9 ev. Leitrohr

und der damit verbundenen Bildung tiefer Tromben (vortex) zwei bis vier senkrechte Bleche oder Rohre als Stromstörer (Strombrecher, baffle) angeordnet. Zur Unterstützung der Mischwirkung werden bei Reynoldszahlen unter 500 auch geneigte Stromstörer verwendet (BA in der Tab. 7.1). Zum Verstärken der Umwälzung des Behälterinhalts werden axial fördernde Rührer oft mit Leitrohren (draft tube) umgeben.

Tabelle 7.1 Wichtige Rührerbauarten mit Anhaltswerten zu ihren Einsatzbereichen
 a-r: axial-radial, Grundoperationen: B Begasen, E Emulgieren, H Homogenisieren, S Suspendieren, W Wärmeübertragen

Rührer	Kurzbezeichnung	Primärströmung	Strombrecher (S) Leitrohr (L)	günstigster Einsatzbereich		Eignung für
				Reynoldszahl für Homogenisierung	dynamische Viskosität [kg/ms], [Pa s]	
Propellerrührer	P	axial	3 S	10'000 5	H,S,E,W
Schrägblattrührer	SB	a-r	3 S	10'000 5	H,S,E
Scheibenrührer	SE	radial	2...4 S		... 10	E,B
Intermig (R)	IM	a-r	0...4 S		... 40	S,B,W
Vierblattrührer	BS	radial	4 S	5'000 10	H
Vierblattrührer	B	radial	-	200 ... 5000	... 50	H
Vierblattrührer, (abgedeckt 1)	BA	radial	geneigte S 2)	10 ... 500	... 100	H
Schneckenrührer (Schraubenr.)	SN	axial	1 L	... 100	50 ...	H
Wendelrührer	W	axial	-	... 100	50 ...	H,W

1) Oben und unten durch eine gegenüberliegende Halbkreisscheibe abgedeckt.

2) Strombrecher wendelförmig, Steigung = Behälterumfang.

Englische Bezeichnungen: P (marine-type mixing) propeller, SB inclined blade turbine, SE flat blade turbine, B: blade turbine, SN screw mixer, W helical ribbon mixer.

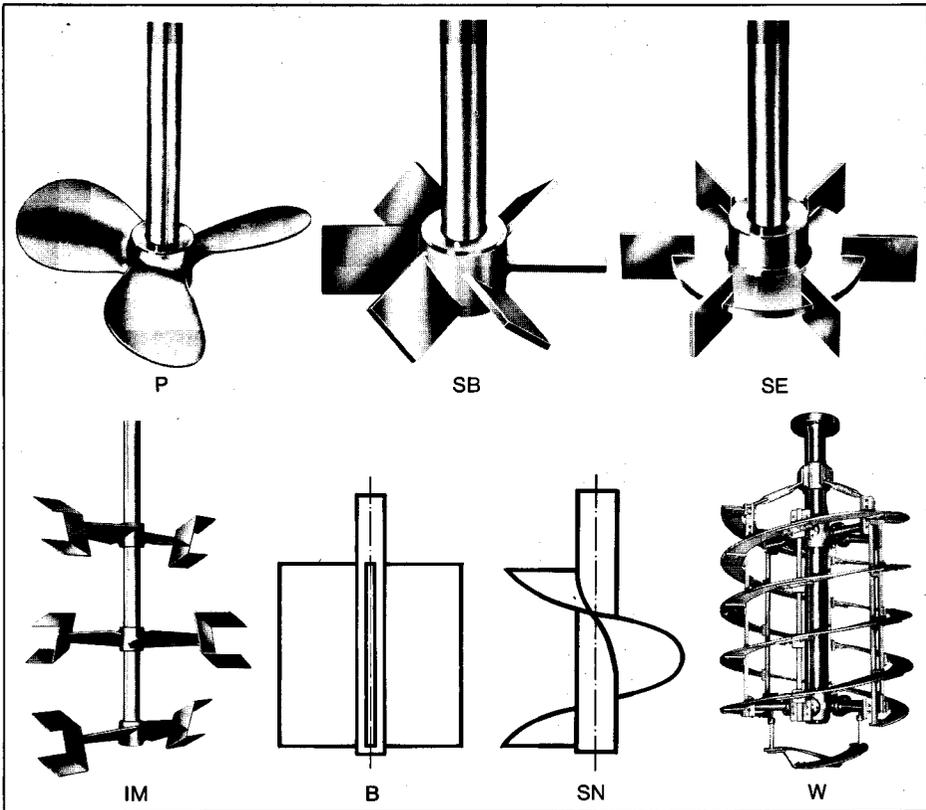


Bild 7.4 Wichtige Rührerbauarten. Legende und Einsatzbereiche: Tabelle 7.1
Abmessungen: Tabelle 7.3. (Aufnahmen: EKATO, Schopfheim)

Der Rührer (agitator, impeller) hat die Aufgabe die zum Mischen, Suspendieren, Emulgieren und Begasen erforderliche Energie in die Flüssigkeit einzutragen. Beim Emulgieren und Begasen muß er zusätzlich für die Schaffung einer möglichst großen Phasengrenzfläche (kleine Tropfen oder Blasen) sorgen. Für Wärmeübertragungsaufgaben muß der Rührer die für einen guten Wärmeübergang durch konvektiven und allenfalls turbulenten Transport nötige Bewegung des Behälterinhalts bewirken ([91], Kap. 1). Diese recht unterschiedlichen Aufgaben treten zudem in Flüssigkeiten mit einem Bereich der dynamischen Viskosität von etwa 10^{-4} kg/ms bis 1000 kg/ms auf. Es ist deshalb begreiflich, daß sie nicht durch eine einzige Rührerform bewältigt werden können. Die Tab. 7.1 und das Bild 7.4 vermitteln eine Übersicht zu den wichtigsten Rührerbauformen und deren Einsatzbereiche. Sie zeigt auch, für welche Grundoperationen die einzelnen Rührer geeignet sind. Neben den hier vorgestellten Rührern werden noch viele andere Typen eingesetzt [77, 428 u. 435]. Sie lassen sich nach der primär erzeugten Hauptströmungsrichtung in Radialrührer (radial-flow type agitator) und Axialrührer (axial-flow type agitator) unterteilen: Bild 7.5.

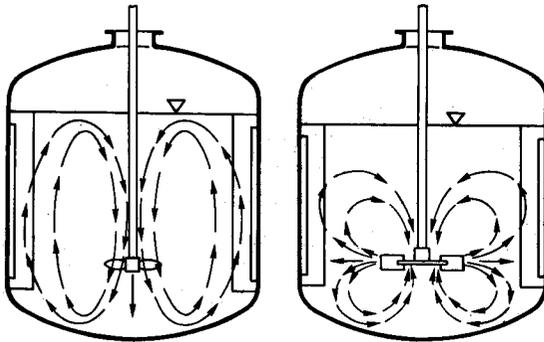


Bild 7.5
Hauptströmung in Rührbehältern
mit Axialrührern (links)
und Radialrührern (rechts)

Entsprechend ihrer großen Bedeutung sind die Abmessungen wichtiger Elemente von Rührbehältersystemen zur Erleichterung von Unterhalt und Lagerhaltung genormt. Einen Eindruck davon vermittelt die Tab. 7.2 für emaillierte Rührbehälter. Konstruktive Einzelheiten zu den Rührbehältern sind in [23, 74, 434 u. 436] zusammengestellt.

Tabelle 7.2 DIN-Normen für emaillierte Rührbehälter (Einzelheiten in [436])

Bauelement		DIN-Norm
Behälter	Behälterabmessungen	28 136, Tl. 1'
	Deckelstutzen	28 136, Tl. 3
	Verschluß- und Klappdeckel	28 153
	Anschluß für Auslaufarmatur	28 140, Tl. 2
	Vorschweißbunde für Klammerschrauben	28 139
	Klammerschrauben	28 152
	Montageflansch für Rührwerksflansch	28 141
	Dichtungen für Flanschverbindungen	28 148
	Halterungen für Schwenk- und Klappdeckel	28 145, Tl. 2
	Halterungen für Stromstörer	28 145, Tl. 1
Tragösen	28 145, Tl. 3	
Rührer	Drehzahlen	28 133
	Impellerrührer – Behälter	28 142
	Impellerrührer	28 157
	Ankerrührer – Behälter	28 143
	Ankerrührer	28 158
Welle, Dichtung, Antrieb	Antriebswelle	28 144
	Wellenende für Gleitringdichtung	28 159
	Rührwellendichtung (Gleitring)	28 138
	Rührwerksflansch	28 137, Tl. 2
Einbauten	Stromstörer	28 146
	Thermometerrohr	28 147
	Schutzrohr für Temperaturfühler	28 149

Die dreidimensionale Strömung in Rührbehältern ist sehr kompliziert. Zu den im Bild 7.5 dargestellten Hauptströmungen tritt stets auch eine Hauptströmung in Umfangsrichtung (wenn diese ausgeprägt ist, spricht man von „Tangentialrührern“). Der räumlichen Hauptströmung sind komplizierte, für die gewünschte Vermischung entscheidene Sekundärströmungen überlagert [10], [437], [438]. Eine allgemeingültige rechnerische Erfassung der Strömung in Systemen Rührer-Behälter beliebiger Geometrie ist deshalb nicht möglich. Man ist daher zur Auslegung von Rührbehältern auf Versuchsergebnisse an bestimmten Kombinationen von Rührern und Behältern angewiesen. Die Abmessungen solcher ausgewählter Rührbehältersysteme, für die experimentell ermittelte Berechnungsunterlagen vorliegen, sind in der Tab. 7.3 zusammengestellt.

Wir wollen uns nun dem absatzweisen Homogenisieren in Rührbehältern zuwenden. Dabei stellt sich die Frage, mit welchem Rührer bei welcher Drehzahl ein gewünschter Zusammensetzungs- oder Temperatureausgleich zu erreichen ist. Weiter interessiert uns die dazu erforderliche Leistung und wie lange wir dazu rühren müssen (Mischzeit).

7.2.1.1 Leistungsbedarf für Newtonsche Flüssigkeiten

Da sowohl der Leistungsbedarf (power consumption) als auch die Mischzeit nicht nur vom jeweiligen Rührertyp sondern von der Kombination Rührer-Rührbehälter abhängt, sprechen wir auch in den folgenden Abschnitten von Rührbehältersystemen. Infolge der komplizierten räumlichen Strömung in Rührbehältern ist eine rein theoretische Berechnung der Rührerleistung nicht möglich. Für geometrisch ähnliche Rührbehältersysteme können wir die Rührleistung aber bis auf einen aus Rührversuchen zu bestimmenden Koeffizienten mit einem sehr einfachen Modell aufgrund unserer bisherigen Kenntnisse berechnen. Wir gehen dazu am besten vom Beispiel eines Scheibenrührers aus: Bild 7.6.

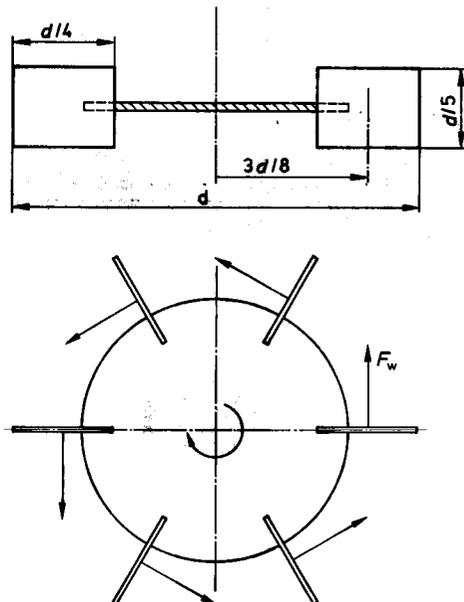


Bild 7.6
Scheibenrührer mit sechs Schaufeln

Tabelle 7.3 Abmessungen wichtiger Rührbehältersysteme. Bezeichnungen nach Bild 7.3

Rührer	d/d_B	z/d	α bzw. s/d	z_0/d_B	z_1/d_B	z_2/d_B	n_w	b_w/d_B	z_w/d_B	Bemerkungen	
Angaben für die Bilder 7.7 und 7.8											
Propellerrührer	0,33		25°	1	0,33		3	0,1	0,75	1) zweistufig	
Schrägblattrührer	0,33	0,125	45°	1	0,33		3	0,1	0,75		
Scheibenrührer	0,33	0,2	90°	1	0,33		4	0,1	0,75		
Intermig®	0,70			1	0,22	0,5	0				
Vierblattrührer	0,5	1	90°	1	0,5		4	0,1	0,7		
Vierblattrührer	0,5	1	90°	1	0,5		0				
Vierblattrührer, abged.	0,5	1	90°	1	0,5		4 gen.	0,1	0,7		
Schneckenrührer	0,666	0,907	1,0	1	0,5		0				2)
Wendelrührer, 1-gängig	0,95	0,77	0,5	1	0,5		0				3)
Wendelrührer, 2-gängig	0,95	1	0,5	1	0,5		0				3)

Optimale Rührsysteme für das Homogenisieren (nach [428])

Propellerführer	0,33	0,2	1	1,2	0,6					
Schrägblattrührer	0,33	0,2	25°, 45°	1,2	0,6					
Vierblattrührer	0,2 ... 0,5	1	90°	1	0,5					4)
Vierblattrührer	0,3 ... 0,5	1	90°	1	0,5					
Vierblattrührer, abged.	0,5	1	90°	1	0,5	4 gen.	0,1	0,7		
Schneckenrührer	0,5 ... 0,7		0,7...1	1	0,5	0; 1				5)

1) 6 Schaufeln mit der bezogenen Breite $b/d = 0,25$,2) bezogene Leitrohrabmessungen: $d_L/d = 1,1$; $z_L/z = 0,666$,3) bezogene Wendelbreite $b/d = 0,1$,4) $z/d = 0,2$ für sehr große, $z/d = 0,5$ für sehr kleine Mischzeiten,

5) – mit Leitrohr (ohne Stromstörer): siehe Anmerkung 2)

– mit rührernahem Stromstörer (ohne Leitrohr)

– auch exzentrischer Einbau ohne Leitrohr und ohne Stromstörer [428], ® Firma Ekato, Bezeichnung warenrechtlich geschützt, n_w Anzahl Stromstörer.

Beim Drehen des Rührers wirkt auf jede der sechs Schaufeln eine Widerstandskraft F_w . Dieser sind wir bereits bei der Sedimentation begegnet. Den Ansatz (4.37) können wir übernehmen, wenn wir die mittlere Umfangsgeschwindigkeit w_u anstelle der Sinkgeschwindigkeit bei der Sedimentation einsetzen:

$$F_w = c_f (\rho/2) w_u^2 A \quad (7.9)$$

Mit der mittleren Umfangsgeschwindigkeit

$$w_u = r \omega = (3/8) d (2 \pi n) = c_1 d n \quad (7.10)$$

und der Schaufelfläche

$$A = (d/4) \cdot (d/5) = c_2 d^2 \quad (7.11)$$

erhalten wir daraus die auf eine Schaufel wirkende Widerstandskraft zu:

$$F_w = c_f (\rho/2) c_1^2 c_2 d^4 n^2 \quad (7.12)$$

Bei Vernachlässigung der auf die Scheibe und auf die Rührerwelle wirkenden Widerstandskräfte erhalten wir das Drehmoment in der Rührerwelle zu:

$$M_d = 6 F_w (3/8) d = c_3 c_f \rho n^2 d^5 \quad (7.13)$$

Die Rührerleistung ist schließlich das Produkt aus dem Drehmoment und der Winkelgeschwindigkeit:

$$P = M_d 2 \pi n = c_4 c_f \rho n^3 d^5 \quad (7.14)$$

Die Konstante c_4 könnten wir ohne weiteres aus den angegebenen Beziehungen bestimmen. Das wäre aber sinnlos, weil wir den Widerstandsbeiwert nicht mehr aus den bei der Sedimentation vorgestellten Gleichungen übernehmen können. Beim Rühren herrschen wesentlich kompliziertere Strömungsverhältnisse als bei der Sedimentation. Wir müssen den Widerstandsbeiwert des Rührers folglich neu bestimmen. Dazu ist in einem Laborrührer bei einigen Drehzahlen das Drehmoment in der Rührerwelle zu messen. Da die Strömung im Rührbehälter wesentlich durch die Behälterwände, den Füllstand, die Einbauhöhe des Rührers und etwaige Stromstörer oder Leitrohre mitbestimmt wird, ist diese Messung nur in einem Rührbehältersystem mit völliger geometrischer Ähnlichkeit zum auszulegenden technischen Rührsystem sinnvoll. Wenn wir uns daran halten, liefern die Drehzahl-/Drehmomentmessungen mit der Gl. (7.14) direkt das Produkt $c_4 c_f$:

$$Ne = c_4 c_f = 2 \pi M_d / (\rho n^2 d^5) \quad (7.15)$$

Wir brauchen uns also bei diesem Vorgehen um die einzelnen „Geometrie-koeffizienten“ gar nicht zu kümmern und können deshalb auch Rührersysteme mit komplizierteren Rührergeometrien einfach erfassen. Wie der Widerstandsbeiwert, muß auch die dazu proportionale Leistungskennzahl Ne (Newtonzahl, power number) eine Funktion der Reynoldszahl sein. Die Reynoldszahl des Rührersystems bilden wir mit dem Rührerdurchmesser als charakteristische Länge und der Umfangsgeschwindigkeit aus der Gl. (7.10). Die Definitionsgleichung (3.15) liefert dann nach Weglassen von Zahlenfaktoren:

$$Re = \rho n d^2 / \eta \quad (7.16)$$

Wie jedermann beim Rühren von Getränken mit dem Löffel schon beobachtet hat, bildet sich an der freien Flüssigkeitsoberfläche bei starkem Mitrotieren des Getränks eine Trombe (vortex). Da der Rührer den Behälterinhalt ebenfalls in mehr oder weniger starke Rotation versetzt, ist auch in technischen Rührbehältern eine Trombenbildung festzustellen. Diese führt zu einer veränderten Begrenzung des räumlichen Strömungsfelds im Rührer und damit zu einem anderen Strömungswiderstand bzw. einem veränderten Leistungsbedarf. Die Trombenform wird durch die Trägheits- (Fliehkraft) und die Schwerkraft bestimmt (exakte Herleitung in [10]). Das Verhältnis dieser Kräfte haben wir im Abschn. 3.3 als Froudezahl kennengelernt. Mit $L_c = d$ und der mittleren Geschwindigkeit aus der Gl. (7.10) erhalten wir unter Weglassen konstanter Faktoren aus der Definitionsgleichung (3.23) die folgende Froudezahl:

$$Fr = n^2 d/g \quad (7.17)$$

Beim Homogenisieren von Flüssigkeiten unterschiedlicher Dichte und unterschiedlicher Viskosität ist zumindest zu Beginn des Mischvorgangs auch das Dichte- und das Viskositätsverhältnis der beiden Komponenten von Bedeutung. Streng genommen hängt deshalb die Leistungskennzahl nicht nur von der Reynoldszahl, sondern auch noch von der Froudezahl und den Dichte- und Viskositätsverhältnissen der Ausgangskomponenten 1 und 2 ab:

$$Ne = f_1(Re, Fr, \rho_1/\rho_2, \eta_1/\eta_2) \quad (7.18)$$

Bei Rührbehältersystemen nach der Tab. 7.3 treten auch beim Homogenisieren mit höheren Reynoldszahlen keine merklichen Tromben auf. Die Abhängigkeit der Leistungskennzahl von der Froudezahl ist deshalb bei diesen Systemen vernachlässigbar. Auch für andere praxisnahe Rührbehältersysteme konnte beim Homogenisieren von Flüssigkeiten mit ähnlicher Dichte kein Einfluß der Froudezahl festgestellt werden [10, 428]. Wie wir noch sehen werden, stellt sich beim Homogenisieren rasch ein Mischungsgrad von $Mg = 0,90$ ein. Das weitergehende Homogenisieren beansprucht dann aber viel Zeit. Während dieser kann mit den Dichten und Viskositäten des homogenen Gemischs [61] gerechnet werden. Lediglich zu Beginn des Homogenisierens könnten sich Dichte- und Viskositätsunterschiede auf den Leistungsbedarf auswirken. Genauer lässt sich darüber allerdings aus den bis heute vorliegenden Untersuchungen nicht sagen. Aus diesen Gründen genügt es i.allg., die Leistungskennzahl von Rührbehältersystemen in Abhängigkeit der Reynoldszahl allein zu messen und anzugeben:

$$Ne = f(Re) \quad (7.19)$$

Das Bild 7.7 zeigt den Verlauf dieser Funktion für die in der Tab. 7.3 aufgeführten Rührbehältersysteme. Man erkennt daraus deutlich die schon beim Widerstandsbeiwert der Sedimentation beobachteten Grenzfälle rein laminarer Strömung

$$Ne \sim 1/Re \quad (7.20)$$

und vollturbulenter Strömung

$$Ne = \text{konstant} \quad (7.21)$$

Entsprechende Unterlagen für andere Rührbehältersysteme findet man z. B. in [10, 77, 428, 435, 436 u. 439 bis 441]. Mit solchen Unterlagen für die Leistungskennzahl kann die Rührerleistung mit $Ne = c_4 c_f$ unter der Voraussetzung strenger

- W₂ 2-gängiger Wendelrührer
- W₁ 1-gängiger Wendelrührer
- BA Vierblattrührer mit Abdeckung
- B Vierblattrührer
- SN Schneckenrührer
- SE Scheibenrührer
- SB Schrägblattrührer
- IM Intermigrührer (R)
- P Propellerrührer

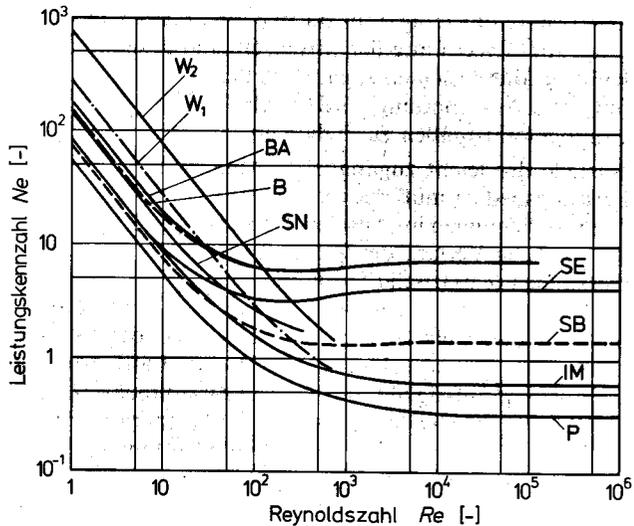


Bild 7.7 Leistungskennzahlen der Rührbehältersysteme der Tabelle 7.1
Abmessungen: Tabelle 7.3. (Werte aus [428 u. 434])

geometrischer Ähnlichkeit des ganzen Rührbehältersystems mit dem Versuchssystem nach der Gl. (7.14) berechnet werden:

$$P = Ne \rho n^3 d^5 \quad (7.22)$$

Aus den Beziehungen (7.16), (7.20) und (7.22) erkennen wir, daß für den Leistungsbedarf bei laminarer Strömung (Laminaritätsgrenze je nach Rührer und Einbauten bei $Re = 1 \dots 1000$) die Proportionalität

$$P_{\text{lam}} \sim \eta n^2 d^3 \quad (7.23)$$

gilt. Für vollturbulente Strömung (je nach Rührbehältersystem ab 10^3 bis 10^5) ergibt sich mit (7.21) und (7.22) eine wesentlich stärkere Zunahme des Leistungsbedarfs mit der Rührerdrehzahl und dem Rührerdurchmesser:

$$P_{\text{turb}} \sim \rho n^3 d^5 \quad (7.24)$$

Da das Rührbehältervolumen V_B proportional d_B^3 und damit auch proportional d^3 ist, erhält man für laminare und vollturbulente Strömung die folgenden Abhängigkeiten der Rührerleistung vom Rührbehältervolumen:

$$P_{\text{lam}} \sim \eta n^2 V_B \quad P_{\text{turb}} \sim \rho n^3 V_B^{5/3} \quad (7.25)$$

7.2.1.2 Mischzeit für absatzweises Homogenisieren

Unter der Mischzeit (batch-mixing time) versteht man den Zeitbedarf bis zum Erreichen einer bestimmten Homogenität. Da das Mischen in Rührbehältern hauptsächlich in den (räumlichen!) Sekundärströmungen erfolgt, ist man auch für die Bestimmung der Misch- oder Homogenisierzeit auf Versuche angewiesen. Sie sind allerdings

wesentlich aufwendiger als die experimentelle Ermittlung der Rührerleistung. Unterlagen zur Berechnung der Mischzeit sind deshalb nur für eine beschränkte Zahl von Rührbehältersystemen zugänglich und leider oft nicht sehr verlässlich. Ihre Überprüfung und Anwendung wird durch die schon im Abschn. 7.1 erwähnte Vielzahl von Homogenitätsmaßen zusätzlich erschwert.

Anstelle der leicht zugänglichen Meßgrößen (Drehzahl und Drehmoment) für den Leistungsbedarf muß zur experimentellen Bestimmung der Mischzeit nach den Überlegungen im Abschn. 7.1 an sehr vielen, im ganzen Behälter verteilten Stellen der zeitliche Verlauf der Zusammensetzung gemessen werden. Zusammensetzungsmessungen (elektrische Leitfähigkeit, pH-Wert, Lichtschwächung durch Farbstoffe) sind schon unter normalen Bedingungen recht aufwendig. Um die Strömung im Rührbehälter nicht zu stören, muß sie nun noch mit sehr feinen Sonden erfolgen. Bei den Sondenmethoden wird nach einer Indikatorzugabe (Salz, Farbstoff, wärmere oder kältere Flüssigkeit) die örtliche Zusammensetzung über die elektrische Leitfähigkeit, die Lichtschwächung oder die Temperatur gemessen. Anstelle der eigentlich geforderten großen Zahl von Sonden behilft man sich i. allg. mit einer einzigen an einer gut durchströmten Stelle angebrachten. Gebräuchlicher sind heute die Farbumschlagmethoden, bei denen durch Zugabe eines chemisch reagierenden Indikators beim Erreichen bestimmter pH-Werte ein Farbumschlag erfolgt (Phenolrot schlägt z.B. im pH-Bereich von 6,5 bis 8,5 von gelb auf rot um) und die Entfärbungsmethoden, bei denen eine umsatzproportionale Entfärbung durch eine schnelle chemische Reaktion mit dem Indikator erfolgt. Auch die Temperaturzunahme als Folge einer chemischen Reaktion mit einem Indikator kommt als Meßmethode in Frage. Wir können hier nicht näher auf die Methoden zur Messung der Mischzeit eingehen. Sie werden in [423, 424] zusammenfassend besprochen.

Wer schon einmal den zeitlichen Verlauf einer Mischung beim Farbmischen oder einer ähnlichen Mischoperation beobachtet hat, weiß, daß der Mischeffekt anfänglich sehr stark ist und daß sich dann nach langem weiteren Bemühen nur noch ein geringer Homogenitätsfortschritt erzielen läßt. Diese Alltagserfahrung wird auch durch Messergebnisse und theoretische Überlegungen an technischen Rührbehältern [442], [443] bestätigt. Sie zeigen nämlich, daß das an einer bestimmten Stelle des Rührbehälters gemessene Verhältnis aus dem Volumenanteil bei vollständiger Homogenität nach einer Exponentialfunktion abklingt:

$$v_A/v_{Ah} \sim \exp(-t) \quad (7.26)$$

Wenn wir nicht durchströmte Stellen im Rührbehälter ausschließen (keine „Totgebiete“), muß diese Proportionalität auch an beliebigen anderen Orten im gerührten Flüssigkeitsgemisch gelten. Mit den Ausführungen des Abschn. 7.1 folgt daraus, daß die Standardabweichung und damit auch der Segregationsgrad ebenfalls proportional zu $\exp(-t)$ sein müssen. Da der Segregationsgrad zu Beginn des Homogenisierens Eins ist, können wir die nachstehende Abhängigkeit des Segregationsgrads von der Zeit formulieren:

$$Se = \exp(-t/t_c) \quad (7.27)$$

Die Zeitkonstante t_c müssen wir aus Rührversuchen bestimmen. Es ist leicht einzusehen, daß der erreichte Mischzustand der Anzahl Rührerumdrehungen und damit dem Produkt aus Drehzahl und Mischzeit proportional sein muß. Dieses

Produkt wird als dimensionslose Mischzeit bezeichnet:

$$Tm = n t \quad (7.28)$$

Da der pro Rührerumdrehung erreichte Mischfortschritt vom Strömungszustand im Rührbehälter abhängt, muß diese dimensionslose Mischzeit analog zur Leistungszahl eine Funktion der in (7.18) aufgeführten Reynolds- und Froudezahl sowie der beiden Stoffwertverhältnisse sein. Auch hier können wir bei Verhinderung einer merklichen Trombenbildung (Stromstörer bei hohen Re -Werten) die Abhängigkeit der Froudezahl vernachlässigen. Auch die Dichte- und Viskositätsverhältnisse können wir für die Werte um Eins unberücksichtigt lassen, wenn wir mit der Dichte und der dynamischen Viskosität des homogen Gemischs rechnen. Unter diesen Voraussetzungen ist die dimensionslose Mischzeit nur noch von der Reynoldszahl abhängig:

$$Tm = f_2(Re) \quad (7.29)$$

Experimentell bestimmte Abhängigkeiten der dimensionslosen Mischzeit von der Rührer Reynoldszahl sind im Bild 7.8 für einige Rührbehältersysteme und eine Standardabweichung S von 0,05 (Varianz $S^2 = 0,0025$) aufgezeichnet. In [77, 428 u. 439 bis 441] u. [445] findet man entsprechende Diagramme für zahlreiche weitere Rührersysteme. Henzler hat [428] die dimensionslose Mischzeit im Bereich des turbulenten Rührens bei hinreichender Bewehrung mit Stromstörern für die in den Tab. 7.1 und 7.3 enthaltenen Propeller-, Schrägblatt-, Scheiben- und Vierblattrührbehältersysteme für $Re \geq 10^4$ und Standardabweichungen von 0,05 durch eine einzige Gleichung wiedergegeben (k = Anzahl Schaufeln):

$$Tm_{\text{turb}} = 2,23 (d/d_B)^{-1,93} (z/d)^{-0,47} (\sin \alpha)^{-0,55} k^{-0,26} \quad (7.30)$$

Die zitierten Unterlagen zur Bestimmung der dimensionslosen Mischzeit basieren auf Versuchen, bei denen in Rührbehältersysteme kleine Indikatormengen eingemischt

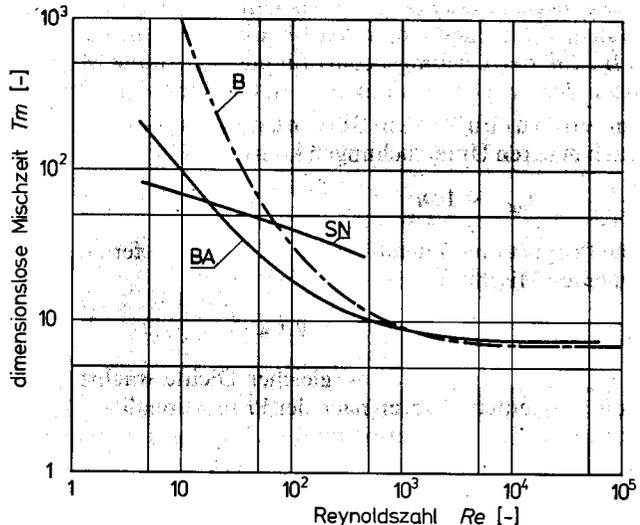


Bild 7.8
Dimensionslose Mischzeit
für eine Standardab-
weichung von $S = 0,05$.
B Vierblattrührer,
BA Vierblattrührer mit
Abdeckung, SN Schne-
kenrührer. Abmessungen:
Tabelle 7.3. (Werte aus
[428])

wurden. Leider fehlen zu den einzelnen Abhängigkeiten nach (7.29) jeweils die entsprechenden Angaben über den Indikatorvolumenanteil. Die Berechnung des Segregations- oder Mischungsgrads ist deshalb mit solchen Unterlagen nicht exakt möglich. Wie man sich anhand der Gln. (7.6) und (7.7) leicht überzeugen kann, wird der Segregationsgrad für eine bestimmte Standardabweichung umso kleiner, je geringer die jeweils benützte Indikatorkonzentration war. Um bei der Auslegung von Rührbehältersystemen auf „der sicheren Seite zu sein“, ist aufgrund der Durchsicht der zitierten Arbeiten die (recht grobe) Annahme eines Indikatorvolumenanteils von 0,1 zu treffen. Die Gl. (7.6) liefert dafür eine Standardabweichung bei Nullmischung von $S_0 = 3$. Die üblichen Mischzeitangaben für eine Standardabweichung von $S = 0,05$ gelten dann nach der Gl. (7.7) für einen Segregationsgrad von $Se = 0,01667$ bzw. für einen Mischungsgrad von $Mg = 0,983$. Weiter ist zu bemerken, daß die hier besprochenen Unterlagen nur für eine vernachlässigbare Dichtedifferenz zwischen den zu mischenden Komponenten gelten. Die Mischzeit wächst mit zunehmender Dichtedifferenz an.

Im Bereich des laminaren Mischens ist die dimensionslose Mischzeit analog zur Leistungskennzahl der Reynoldszahl umgekehrt proportional: $Tm_{\text{lam}} \sim 1/Re$ (gilt nicht für volumetrisch fördernde Rührer wie Schnecken- und Wendelrührer). Das bedeutet nach den Gl. (7.16) und (7.28), daß im laminaren Strömungsbereich die Mischzeit für gleiche Mischwirkung proportional zur dynamischen Viskosität und umgekehrt proportional zum Quadrat der Rührerumfangsgeschwindigkeit ist:

$$t_{\text{lam}} \sim \eta / (n^2 d^2) \sim \eta / w_u \quad (7.31)$$

Mit der Gl. (7.23) und $V_B \sim d^3$ erkennt man daraus den nachstehenden Zusammenhang zwischen der Mischzeit, der Rührerleistung, dem Rührerdurchmesser und dem Behältervolumen für laminare Strömung:

$$t_{\text{lam}} P_{\text{lam}} \sim (\eta^2 / \rho) d \sim (\eta^2 / \rho) V_B^{1/3} \quad (7.32)$$

Diese Beziehung ermöglicht das Umrechnen an einem kleinen Versuchsrührbehältersystem. Man nennt dies Maßstabvergrößerung (scale-up). Wir sehen daraus z.B., daß der Leistungsbedarf für eine konstante Mischzeit und konstante Stoffwerte nach der Proportionalität $P_{\text{lam}} \sim V_B^{1/3}$ mit dem Behältervolumen anwächst.

Im vollturbulenten Strömungsbereich wird die dimensionslose Mischzeit nach neueren Untersuchungen konstant [428]. Für die Mischzeit gilt dann nach (7.28):

$$t_{\text{turb}} \sim 1/n \quad (7.33)$$

Die Proportionalitäten (7.24) und $V_B \sim d^3$ liefern damit für das Produkt aus vollturbulenter Mischzeit und Rührerleistung:

$$t_{\text{turb}}^3 P_{\text{turb}} \sim \rho d^5 \sim \rho V_B^{5/3} \quad (7.34)$$

Bei gleicher Mischzeit und gleicher Dichte wächst demnach die Rührerleistung bei vollturbulentem Röhren nach der Proportionalität $P_{\text{turb}} \sim V_B^{5/3}$ mit dem Behältervolumen an. Die Proportionalität (7.34) zeigt uns weiter, daß der Leistungsbedarf zur Erzielung kurzer Mischzeiten im turbulenten Bereich in großen Rührbehältersystemen sehr hoch wird. Man muß deshalb in Großausführungen i.allg. größere Mischzeiten zulassen als in kleinen Versuchsanlagen.

Zusammenfassend können wir also festhalten, daß die Rührerleistung für eine konstante Mischzeit wie folgt vom Behältervolumen abhängt:

$$P \sim V_B^m \quad (7.35)$$

Der Exponent m nimmt Werte von $1/3$ bei laminarer bis zu $5/3$ bei vollturbulenter Strömung an.

Durch die Auswahl optimaler Rührbehältersysteme zum Homogenisieren versucht man, die Summe aus Investitions- und Betriebskosten minimal zu halten. Neben den Rührerkosten sind dafür die Mischzeit, die Rührerleistung und das Drehmoment von Bedeutung. Die Tab. 7.3 enthält die nach [428] empfohlenen optimalen Rührbehältersysteme. Weitere Auswahlkriterien findet man in [77, 428 u. 439]. Das Bestimmen der Mischzeit und des Leistungsbedarfs kann für die hier behandelten Rührbehältersysteme mit dem Programmpaket MVT [93] erfolgen.

Beispiel 7.2 Zum Homogenisieren von zwei zähflüssigen Komponenten ist ein Rührbehältersystem mit einem Durchmesser von $d_B = 1,0$ m auszulegen. Der Volumenanteil der einzumischenden Komponente beträgt 5%, die dynamische Viskosität der homogenen Mischung 34 kg/ms und die Dichte der homogenen Mischung 1070 kg/m^3 . Beim Homogenisieren ist eine Standardabweichung von $S = 0,003$ (Varianz $S^2 = 9 \cdot 10^{-6}$) zu erreichen. Das Fließverhalten kann als newtonsch angenommen werden.

Wahl eines Rührersystems:	Tab. 7.1: mögliche Rührersysteme für $\eta = 34 \text{ kg/ms}$: – System BA mit abgedecktem Vierblattrührer – ev. System SN mit Schneckenrührer (W zu teuer);	
Wahl einer Reynoldszahl:	Tab. 7.1: $Re = 10$ (erste Annahme – spätere Durchrechnung mit weiteren Werten von Re);	
Auslegung für System BA:		
Rührerleistung:	Newtonzahl aus Bild 7.7 Rührerdurchmesser aus Tab. 7.3 Drehzahl n aus (7.16) Leistungsbedarf aus (7.22)	$Ne = 19,0$, $d = 0,5 \text{ m}$, $n = 1,271 \text{ 1/s}$, $P = 1300 \text{ W}$;
Mischzeit:		
Versuch:	dimensionslose Mischzeit für $S = 0,05$ und $S_o = 3$ aus Bild 7.8 Mischzeit für $S = 0,05$ aus (7.28) Zeitkonstante für Se -Versuch = $0,01667$ aus (7.27)	$Tm = 93$, $t_{05} = 73,2 \text{ s}$, $t_e = 17,87 \text{ s}$;
Ausführung:	Varianz bei Nullmischung aus (7.6) Standardabweichung bei Nullmischung Segregationsgrad für $S = 0,003$ aus (7.7) (Mischungsgrad aus (7.8) Mischzeit für $Se = 6,88 \cdot 10^{-4}$ aus (7.27)	$S_o^2 = 19$, $S_o = 4,36$, $Se = 6,88 \cdot 10^{-4}$, $Mg = 0,9993$, $t = 130 \text{ s}$.
Auslegung für System SN:		
Rührerleistung:	Newtonzahl aus Bild 7.7 Rührerdurchmesser aus Tab. 7.3 Drehzahl n aus (7.16) Leistungsbedarf aus (7.22)	$Ne = 14$, $d = 0,666 \text{ m}$, $n = 0,716 \text{ 1/s}$, $P = 720 \text{ W}$;

Mischzeit:	Versuch: dimensionslose Mischzeit (Bild 7.8) $Tm = 67$, Mischzeit für $S = 0,05$ aus (7.28) $t_{0,5} = 93,6$ s, Zeitkonstante für Se -Versuche = $0,01667$ aus (7.27) $t_c = 22,85$ s;
Ausführung:	Mischzeit für $Se = 6,88 \cdot 10^{-4}$ aus (7.27) $t = 166$ s.

Man erkennt aus diesen Ergebnissen, daß das System BA bei dieser Reynoldszahl bei fast doppeltem Leistungsbedarf eine etwas kürzere Mischzeit aufweist als das System SN. Um die günstigste Lösung zu finden, müßte die gleiche Rechnung natürlich für weitere Reynoldszahlen wiederholt werden. Die Abmessungen der einzelnen Teile des Rührersystems wären schließlich noch anhand der Tab. 7.3 festzulegen. Wir sind für die Anwendung der Versuchunterlagen nach Bild 7.8 von einem Indikatorvolumenanteil von 0,1 ausgegangen. Daß wir damit „auf der sicheren Seite“ liegen, zeigt eine erneute Durchrechnung für einen kleineren Indikatorvolumenanteil am Beispiel des Systems BA: Indikatorvolumenanteil = 0,01, $S_0 = 9,95$, Se -Versuch = 0,00503, Zeitkonstante $t_c = 13,8$ s, Mischzeit $t = 101$ s (anstelle von 130 s).

7.2.1.3 Homogenisieren Nicht-Newtonscher Flüssigkeiten

Wir haben im Abschn. 6.3 gesehen, daß sich der Druckverlust in Rohrströmungen Nicht-Newtonscher Flüssigkeiten aus Näherungsgleichungen für das Fließverhalten wie dem Potenzansatz (6.5) oder der Bingham'schen Gleichung (6.7) aus den experimentell ermittelten Parametern errechnen läßt. Das ist infolge des komplizierten räumlichen Strömungsfeldes nicht mehr möglich.

Der Leistungsbedarf kann aber auf dem für Newtonsche Flüssigkeiten gezeigten Weg ermittelt werden, wenn der Versuchsrührbehälter selbst als Rotationsviskosimeter (Abschn. 6.2.3) eingesetzt wird. Dazu wird wie folgt vorgegangen:

1. Messung der Rührerleistung P_i für mehrere Drehzahlen n_i .
2. Ermittlung der entsprechenden Leistungskennzahlen Ne_i durch Auflösen der Gl. (7.22) nach Ne .
3. Aufsuchen der dazugehörigen Reynoldszahlen Re_i aus dem Bild 7.7 (oder entsprechenden Bildern aus der zitierten Literatur für andere Systeme) für das betreffende Rührbehältersystem.
4. Berechnung der scheinbaren dynamischen Viskositätswerte η_i durch Auflösen der Gl. (7.16) nach der dynamischen Viskosität.

Die derart bestimmten scheinbaren dynamischen Viskositätswerte können dann über der Drehzahl aufgezeichnet werden. Für die Auslegung eines technischen Rührbehältersystems kann dann daraus zu einer gewählten Rührerdrehzahl die scheinbare dynamische Viskosität abgelesen werden. Mit dieser scheinbaren dynamischen Viskosität erfolgt die Leistungsberechnung schließlich nach dem in Abschn. 7.2.1.1 für Newtonsche Flüssigkeiten aufgezeigten Weg. In [444, 445] findet man dazu ein Berechnungsbeispiel. Für strukturviskose und viskoelastische Flüssigkeiten kann auch nach [446] vorgegangen werden.

Da sich das Vermischen vorwiegend in Sekundärströmungen abspielt, kann die scheinbare Viskosität nicht zur Bestimmung der Mischzeit übernommen werden. Bisher ist man für die Mischzeit beim Rühren Nicht-Newtonscher Flüssigkeiten ausschließlich auf Versuche angewiesen. In strukturviskosen Flüssigkeiten ist beispielsweise mit wesentlich höheren Mischzeiten zu rechnen als in Newtonschen

Flüssigkeiten. Hier erfolgt nämlich in den gut durchströmten Flüssigkeitsbereichen (über 90 %) eine rasche Vermischung, während im Restvolumen nur eine sehr langsame, diffusionsartige Vermischung stattfindet [447]. Weitere Informationen zum Rühren Nicht-Newtonscher Flüssigkeiten in [448] u. [449].

7.2.2 Statische Mischer

Kontinuierliche Verfahren gewinnen immer mehr an Bedeutung. Bei diesen ist ein kontinuierliches Homogenisieren anzustreben. Wir haben dazu im Bild 7.2 bereits einige Möglichkeiten kennengelernt. Davon sind die statischen Mischer (static mixer) eine bezüglich Mischwirkung und Kosten besonders interessante Lösung. Sie zeichnen sich durch einen einfachen Aufbau ohne bewegte Teile (deshalb die Bezeichnung „statisch“) und geringen Platzbedarf aus. Infolge des kleinen Volumens der statischen Mischer stellt ihr Einsatz allerdings hohe Anforderungen an die Dosierung der Zulaufströme, da sich Zulaufschwankungen nur wenig gedämpft in der Zusammensetzung des Produkts niederschlagen.

Wie bei den Strahlmischern erfolgt der Eintrag der zum Mischen notwendigen Energie bei den statischen Mixern von Pumpen oder Gebläsen über das Strömungsmedium und nicht durch bewegte Einbauten. Die statischen Mischer bestehen im wesentlichen aus einem Rohr mit fest eingebauten Elementen, welche das durchströmte Fluid laufend aufteilen, in Scherströmungen durchmischen und wieder vereinen. Sie ermöglichen nicht nur das kontinuierliche Homogenisieren von Gasen und Flüssigkeiten im laminaren und turbulenten Strömungsbereich, sondern auch das kontinuierliche Emulgieren, das kontinuierliche Begasen und die kontinuierliche Durchführung chemischer Reaktionen (enge Verweilzeitverteilung). Sie werden aber auch zur Wärmeübertragung an oder von hochviskosen Flüssigkeiten eingesetzt. Obwohl die statischen Mischer erst in jüngerer Zeit entwickelt wurden, existiert bereits eine Vielzahl von Bauarten (Übersicht und Vergleich in [451]). Wir beschränken uns deshalb auf die Vorstellung von zwei Typen mit besonders guter Mischwirkung, nämlich die Mischer SMV und SMX.

Die Entwicklung des SMV-Mischers geht auf die Beobachtung der ausgezeichneten Quervermischung in Gewebepackungen für den Gas-Flüssig-Stoffaustausch zurück [450]. Er besteht aus Paketen von geriffelten Lamellen, die abwechselnd mit positivem und negativem Neigungswinkel übereinander geschichtet sind: Bild 7.9. Die

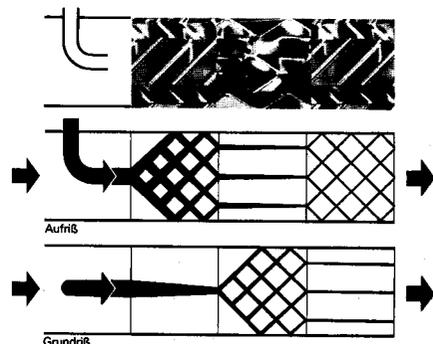
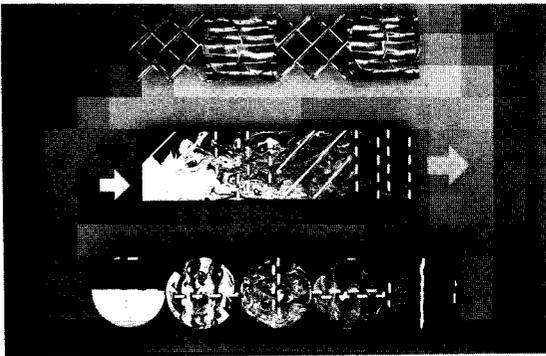


Bild 7.9
Statischer Mischer SMV aus Lamellenpaketen
für Gase und niedrigviskose Flüssigkeiten
(SULZER, Winterthur)

einzelnen Pakete sind gegeneinander um 90° verdreht in ein Rohr eingebaut, damit die Vermischung über den ganzen Querschnitt gewährleistet wird. An den Kreuzungsstellen der Zahnkanäle kommt es zu einer Vermischung der Strömung in den einzelnen Zahnkanälen, wie sie im Bild 7.9 angedeutet ist (Strömungsaufnahmen bei unterschiedlichen Reynoldszahlen in [450]). Der SMV-Mischer wird für das Homogenisieren von Gasen und niedrigviskosen Flüssigkeiten im turbulenten Strömungsbereich und im Übergangsbereich eingesetzt. Er wird auch zum Emulgieren, zum Begasen von Flüssigkeiten und zur Durchführung chemischer Reaktionen verwendet.

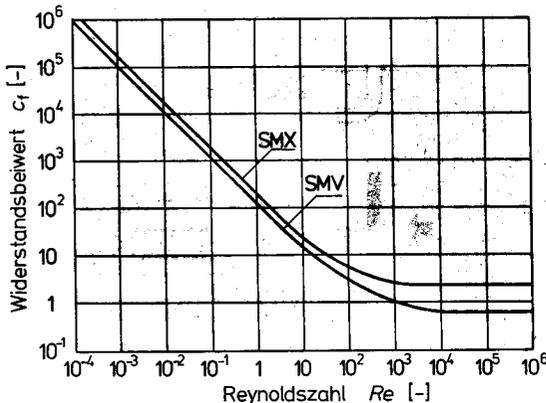
Für das Homogenisieren hochviskoser (0,1 kg/ms bis über 1000 kg/ms) Flüssigkeiten und von Flüssigkeiten mit hohen Viskositätsunterschieden (Verhältnisse der dynamischen Viskositäten bis über 1000) wird der SMX-Mischer gebaut: Bild 7.10. Er besteht aus Gerüstpaketen mit ineinandergreifenden, sich kreuzenden Stegen. Sein Mischeffekt wird im Bild 7.10 am Beispiel der Homogenisierung von zwei Epoxidharzen verdeutlicht: Nach einer Mischerlänge von vier Rohrdurchmessern wird bei dieser hochviskosen Flüssigkeit bereits ein Mischungsgrad von $M_g = 0,8$ erreicht!



zen verdeutlicht: Nach einer Mischerlänge von vier Rohrdurchmessern wird bei dieser hochviskosen Flüssigkeit bereits ein Mischungsgrad von $M_g = 0,8$ erreicht!

Bild 7.10
Statischer Mischer SMX aus Gerüstpaketen für hochviskose Flüssigkeiten (SULZER, Winterthur)

Zur Auslegung von statischen Mixern benötigt man Unterlagen über den Druckverlust und die Mischwirkung. Die Berechnung des Druckverlusts erfolgt nach der Gl. (4.1) mit der mittleren Geschwindigkeit w aus der Gl. (4.2), dem hydraulischen Durchmesser d_h und dem Widerstandsbeiwert c_f nach dem Bild 7.11. Der hydraulische Durchmesser und die Porosität können für die Mischer SMV und SMX der Tab. 7.4 entnommen werden (Werte aus [452]). Die Reynoldszahl Re ist ebenfalls mit der mittleren Geschwindigkeit im Mischer und dem hydraulischen Durchmesser nach der Gl. (4.4) zu bilden.



mittleren Geschwindigkeit im Mischer und dem hydraulischen Durchmesser nach der Gl. (4.4) zu bilden.

Bild 7.11
Widerstandsbeiwerte von SMV- und SMX-Mischern (Werte aus [452])

Für die Bestimmung der erforderlichen Mischerlänge kann aus den Diagrammen in [452] der Segregationsgrad nach der folgenden Beziehung aus der dimensionslosen Mischerlänge L/d berechnet werden:

$$Se = c \exp[-m(L/d)] \quad (7.36)$$

Die Werte von c und m sind für beide Mischer in der Tab. 7.4 zusammengestellt. Für den SMV-Mischer gelten sie nur im turbulenten Strömungsbereich ($Re > 2300$) und für $Re^2/Ar^* > 20$, für den SMX-Mischer nur im laminaren Strömungsbereich ($Re < 20$) und für $\eta_A/\eta_B < 100$ sowie $Ar^*/Re < 1$. Ar^* ist die nach der Gl. (4.46) mit dem hydraulischen Durchmesser d_h anstelle des gleichwertigen Kugeldurchmessers d_{32} gebildete Archimedeszahl. Im Übergangsbereich ist der Segregationsgrad zusätzlich von der Reynoldszahl abhängig, und zwar nimmt er mit zunehmender Reynoldszahl ab. Der Mischer arbeitet mit anderen Worten im Übergangsbereich besser. Die hier gezeigten Zusammenhänge sind im Paket MVT [93] programmiert.

Tabelle 7.4 Angaben für die Auslegung der statischen Mischer SMV und SMX: Verhältnis von hydraulischem Durchmesser zu Rohrdurchmesser d_h/d und Porosität ε . Gültigkeitsbereiche der Koeffizienten c und m der Gl. (7.36) beachten!

Mischer	d_h/d	ε	c	m
SMV, bis DN 100	ca. 0,21	ca. 0,9...0,97	0,172	0,763
SMV, ab DN 100			0,172	1,526
SMX	ca. 0,25	ca. 0,9	1,67	0,512

Beispiel 7.3 Pro Stunde sind $1,3 \text{ m}^3$ Polyesterschmelze mit $0,01 \text{ m}^3$ Farbpigmentpaste in einem SMX-Mischer mit einem Durchmesser von $d = 102,3 \text{ mm}$ (DN 100) einzufärben. Die dynamische Viskositäten beider Komponenten betragen 200 kg/ms , ihre Dichten 1300 kg/m^3 . Wie lang muß der Mischer sein, damit die Standardabweichung $S = 0,02$ wird, welche Mischleistung ist aufzubringen, und wie groß wird der Druckverlust im Mischer?

Erforderliche Mischerlänge:

$$\begin{aligned} \text{Volumenanteil bei Homogenität} & \quad v_{Ah} = 0,01/(1,3 + 0,01) = 0,00763, \\ \text{Standardabweichung bei Nullmischung aus (7.6)} & \quad S_o = 11,40, \\ \text{Segregationsgrad mit } S = 0,02 \text{ aus (7.7)} & \quad Se = 0,001754, \end{aligned}$$

dimensionslose Mischerlänge $Ar^* = 0$, $\eta_A/\eta_B = 1$;
falls $Re < 20$ ist die Gl. (7.36) anwendbar –
dimensionslose Mischerlänge
mit $c = 1,67$ und $m = 0,512$ aus (7.36)
Mischerlänge

$$\begin{aligned} L/d &= 13,40, \\ L &= 14 d = 1,432 \text{ m}; \end{aligned}$$

Druckverlust:

$$\text{Gemischvolumenstrom} \quad \dot{V} = 1,31/3600 \text{ m}^3/\text{s} = 3,64 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s},$$

Strömungsgeschwindigkeit mit $\varepsilon = 0,9$ aus (4.2)
hydraulischer Durchmesser
Reynoldszahl aus (4.4)
Widerstandsbeiwert aus Bild 7.11
Druckverlust aus (4.1)

$$\begin{aligned} w &= 0,0492 \text{ m/s}, \\ d_h &= 0,25 d = 0,0256 \text{ m}, \\ Re &= 0,00818, \\ c_f &\approx 2,3 \cdot 10^4, \\ \Delta p &= 2,02 \cdot 10^6 \text{ Pa} = 20 \text{ bar}; \end{aligned}$$

Mischleistung:

$$P = \Delta p \dot{V} = 2,02 \cdot 10^6 \cdot 3,64 \cdot 10^{-4} \text{ W} \approx 740 \text{ W}.$$

7.3 Suspendieren

Das Suspendieren (Aufwirbeln von Feststoffen, suspension of solid particles) ist eine Voraussetzung für den Ablauf der nachstehenden Operationen.

1. Reine Feststoffverteilung zum Zweck der anschließenden hydraulischen Förderung, des Waschens von Feststoffteilchen (z.B. Kuchenfiltration) oder der Herstellung eines suspensionsförmigen Produkts.
2. Durchführung von Wärme- und/oder Stofftransportprozessen mit Transport zwischen den Teilchen und der Flüssigkeit mit und ohne chemische Reaktion. Als Beispiele dazu seien erwähnt: Adsorption aus Flüssigkeiten ([94], Kap. 8), Auflösen von Feststoffen, Kristallisation, Fest-Flüssig-Extraktion (Auslaugen von Feststoffen) und Durchführen feststoffkatalysierter chemischer Reaktionen (Suspendieren des Katalysators) oder biotechnischer Stoffumwandlungen.

Die große Bedeutung des Suspendierens geht auch daraus hervor, daß heute zum Suspendieren in der Aufbereitungstechnik Rührbehälter mit Behältervolumina über 4000 m³ und Antriebsleistungen über 50 kW gebaut werden.

7.3.1 Suspendiergeräte

Um dem Sedimentieren von Teilchen entgegenzuwirken, ist zum Suspendieren ein ständiger Energieeintrag nötig. Dies geschieht in den meisten Fällen durch Rühren. Wenn die Teilchen ihre Größe während dem Suspendieren nicht ändern, kann auch im Fließbett suspendiert werden. Der Energieeintrag erfolgt dann von den Pumpen direkt über die Flüssigkeit. Dies trifft auch für die ebenfalls zum Suspendieren eingesetzten Strahlschlaufenapparate [453] zu. Weiter kann die Suspendierenergie in Blasensäulen [454] auch über ein Gas eingetragen werden. Da wir uns im Kapitel 5 bereits mit der Fließbettechnik befaßten, beschränken wir uns hier auf das mit Abstand wichtigste Suspendieren in Rührbehältern. Auch wenn die Teilchengröße während dem Suspendieren zu- (Kristallisation) oder abnimmt (Auflösen), bietet der Rührbehälter im turbulenten Strömungsbereich ideale Voraussetzungen zur Durchführung von Wärme- und Stofftransportprozessen.

Um die zum Suspendieren nötige starke Axialströmung zu gewährleisten, kommen von den in der Tab. 7.1 aufgeführten, einstufigen Rührbehältersystemen nur die Systeme P und SB mit Propeller- und Schrägblattrührer in Frage. Energetisch besonders günstig ist das nach unten fördernde Propellerrührsystem P. Man erhält damit große Zonen mit aufwärts gerichteter Strömung, in denen der Feststoff nicht sedimentiert. Mit kleineren Rührern läßt sich höhere Mischungsgrade erzielen – dafür ist der Energiebedarf größerer Rührer gering. Um Feststoffablagerungen zu verhindern, dürfen keinesfalls ebene Behälterböden, die übrigens auch zum Homogenisieren ungeeignet sind, verwendet werden. Zum Erzwingen einer geordneten Axialströmung werden die Rührbehälter durch den Einbau von Leitrohren oft als Rührschlaufenbehälter (Schlaufenmischer, Schlaufenreaktor) nach dem Bild 7.2 ausgebildet. Durch das Anbringen von kegelförmigen Einbauten am Behälterboden (Bild 7.2) ergeben sich besonders günstige Verhältnisse. Falls über die ganze Behälterhöhe

eine möglichst homogene Feststoffverteilung nötig ist, sind mehrstufige Rührer Systemen mit anderen Rührern überlegen. Die Verwendung mehrerer um 90° versetzt angeordneter Intermig-Rührer (Bild 7.4) ist dazu besonders vorteilhaft [456].

Das Suspendieren nicht benetzender Feststoffe ist eine schwierige Aufgabe. Sie wird noch heikler, wenn die Feststoffdichte kleiner ist als die Flüssigkeitsdichte (Alltagserfahrung: Einrühren von Suppenpulvern in Wasser). Sie wird üblicherweise mit schnellaufenden Propeller- oder Scheibenrührern ohne Strombrecher mit bis zum Rührer reichender Trombe und Feststoffzugabe direkt auf den Rührer gelöst.

7.3.2 Suspenderzustand

Beim Suspendieren in Rührbehältern werden mit zunehmender Rührerdrehzahl die folgenden vier Suspenderzustände erreicht: Beim Rühren mit zu geringer Drehzahl ist man im Bereich der unvollständigen Suspendierung. Die Feststoffteilchen liegen dann noch teilweise oder ganz am Behälterboden. Dies ist kein brauchbarer Betriebszustand. Er ist nur für das Anfahren, bei dem höhere Drehmomente auftreten als in homogenen Suspensionen, von Bedeutung [457], [458].

Bei einer Varianz von $S^2 = 0,95$ nach der Gl. (7.5) sind im wesentlichen alle Teilchen in der Schwebe. Dieser Zustand wird deshalb als vollständige Suspendierung (Suspendierpunkt, complete suspension) und die entsprechende Drehzahl als Aufwirbeldrehzahl bezeichnet. Bei diesem Zustand läßt sich am Behälterboden lediglich noch ein Absetzen kleiner Teilchenschwärme während maximal einer Sekunde beobachten („Einsekunden-Kriterium“). Die vollständige Suspendierung ist für viele Stoff- und/oder Wärmetransportprozesse genügend. In diesem Suspendierbereich werden hohe Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten erreicht [455].

Bei einer weiteren Erhöhung der Rührerdrehzahl erreicht man ab einer Varianz von $S^2 = 0,5$ die 100%ige Suspendierung, bei der auf dem Behälterboden mit dem Auge keine Ablagerungen mehr feststellbar sind. Die Feststoffteilchen werden dann bis auf eine Höhe von etwa 90 % der gesamten Flüssigkeitshöhe z_0 (Bild 7.3) verteilt, während die obersten 10 % des Behälterinhalts noch immer keinen Feststoff enthalten („Schichthöhenkriterium“). Für diesen Suspensionszustand ist bereits eine sehr hohe Rührerleistung erforderlich. Dieser Suspenderzustand wird deshalb nur angestrebt, wenn beim vollständigen Suspendieren die Gefahr der Feststoffagglomeration z.B. durch Kristallisation oder Polymerisation besteht.

Wenn man die Drehzahl noch weiter steigert, erreicht man ab einer Varianz von $S^2 = 0,25$ den Zustand der homogenen Suspendierung. Hier ist der Feststoff schon einigermaßen gleichmäßig über den ganzen Behälterinhalt verteilt. Eine noch höhere Rührerdrehzahl trägt nun nicht mehr unbedingt zu einer kleineren Varianz bei. Allmählich werden nämlich jetzt Trägheitskräfte wirksam, die zu ähnlichen Strömungsverhältnissen wie im inhomogenen Fließbett führen. Daraus können sich Entmischungerscheinungen ergeben. Die homogene Suspendierung ist beispielsweise bei der Kristallisation anzustreben, weil nur in diesem Suspenderzustand überall im Behälter einigermaßen einheitliche Wachstumsbedingungen für die Kristalle herrschen.

7.3.3 Rührerdrehzahl und Leistungsbedarf

Drehzahl Beim Suspendieren ist der Sedimentation der Teilchen entgegenzuwirken. Bei der Sedimentation eines Teilchens um den Absetzweg s wird die Energie

$$E = V_s (\rho_s - \rho_F) g s \quad (7.37)$$

frei. Die Absetzenergie aller Teilchen finden wir durch Ersetzen des Teilchenvolumens V_s durch das Gesamtvolumen aller Teilchen, das wir als Produkt aus dem Volumen der Suspension im Rührbehälter V_B und dem Feststoffvolumenanteil v_s erhalten. Wenn wir das Ergebnis noch durch die Zeit dividieren, finden wir die bei der Sedimentation freigesetzte Leistung, die Absetzleistung z , zu:

$$P_{ab} = v_s V_B (\rho_s - \rho_F) g w_s \quad (7.38)$$

Darin ist w_s die nach dem Abschn. 4.2.2 zu bestimmende Sinkgeschwindigkeit der Schwarmteilchen. Da das Volumen des Behälterinhalts V_B der dritten Potenz des Rührerdurchmessers d proportional ist, gilt auch:

$$P_{ab} \sim v_s d^3 (\rho_s - \rho_F) g w_s \quad (7.39)$$

Zum Erreichen eines bestimmten Suspendierzustands ist das Verhältnis des Leistungseintrags durch den Rührer zu dieser Absetzleistung maßgebend. Man kann deshalb für das Suspendieren im turbulenten Strömungsbereich mit der Rührerleistung nach (7.24) und der Absetzleistung nach (7.39) die folgende Suspendierkennzahl bilden:

$$Su = \frac{\rho_F n^3 d^2}{v_s (\rho_s - \rho_F) g w_s} \quad (7.40)$$

Einenkel [459] fand für das Rührbehältersystem P nach den Tab. 7.1 und 7.3 im Bereich $800 < Re < 10^6$ die nachstehende einfache Abhängigkeit der Suspendierkennzahl von der Reynoldszahl:

$$Su = c Re^{-0.27} \quad (7.41)$$

Der Koeffizient c ist vom gewünschten Suspendierzustand abhängig und kann der Tab. 7.5 entnommen werden. Die für das Erreichen eines gewünschten Suspendierzustandes erforderliche Drehzahl kann damit aus den Gln. (7.40) und (7.41) berechnet werden. Weitere Berechnungsunterlagen auch für andere Rührersysteme in [77] u. [461] bis [463]. Auch die in diesem Abschnitt aufgeführten Beziehungen sind im Paket MVT [93] programmiert.

Tabelle 7.5 Koeffizient c der Gl. (7.41) für das Suspendieren mit Propellerrührern. Rührbehältersystem P der Tab. 7.1

Varianz S^2	Suspendierzustand	c
0,95	vollständige Suspendierung	$1,16 \cdot 10^4$
0,50	100%ige Suspendierung	$3,42 \cdot 10^4$
0,25	homogene Suspendierung	$12,4 \cdot 10^4$

Leistungsbedarf Der Leistungsbedarf kann nach den Unterlagen für das Homogenisieren (Abschn. 7.2.1.1) bestimmt werden, wenn die Stoffwerte der flüssigen Phase durch jene der Suspension ersetzt werden. Als Näherung für die maßgebende Suspensionsdichte kann die mittlere Dichte der Suspension

$$\rho_m = (1 - v_s) \rho_F + v_s \rho_s \quad (7.42)$$

verwendet werden, was allerdings infolge der nicht homogenen Feststoffverteilung nicht ganz exakt ist [459]. Die dynamische Viskosität der Suspension ist nur von untergeordneter Bedeutung, da das Suspendieren i.allg. bei hohen Reynoldszahlen erfolgt. Sie kann nach dem im Abschn. 7.2.1.3 erörterten Verfahren experimentell oder bis zu Feststoffvolumenanteilen v_s von etwa 35 % nach der Beziehung von Weinspach [460] rechnerisch bestimmt werden:

$$\eta_m = \eta_F \left[1 + \frac{2,5 v_s}{2(1 + v_s/0,74)} \right]^2 \quad (7.43)$$

Maßstabsvergrößerung Aus der Gl. (7.41) erkennen wir für konstante Stoffwerte, konstanten Feststoffvolumenanteil und konstante Sinkgeschwindigkeit der Teilchen mit den Gln. (4.16), (4.24), (4.40) und $V_B \sim d^3$ die folgenden für die Umrechnung von kleinen Versuchssystemen auf technische Rührsysteme nützlichen Zusammenhänge (scale-up Beziehungen):

$$n \sim d^{-0,66}; \quad P \sim d^{2,67}; \quad P/V_B \sim d^{-0,33} \quad (7.44)$$

Beispiel 7.4 In einem Rührbehältersystem P (Tab. 7.1) mit einem Behälterdurchmesser von $d_B = 755$ mm sind kugelförmige Teilchen mit einer Dichte von 1870 kg/m^3 und einem Durchmesser von $0,2$ mm in Wasser (Dichte = 1000 kg/m^3 , dynamische Viskosität = $0,001 \text{ kg/ms}$) zu suspendieren. Der mittlere Feststoffvolumenanteil beträgt 10 %. Wie groß sind die Rührerdrehzahl und die Rührerleistung, wenn eine homogene Suspendierung ($S^2 = 0,25$) gefordert wird?

Sinkgeschwindigkeit der Schwarmteilchen:

Archimedeszahl aus (4.46)	Ar	=	68,3,
Reynoldszahl aus (4.52)	Re	=	2,67,
Sinkgeschwindigkeit Einzelteilchen	w_o	=	0,01334 m/s,
dimensionslose Grenzschichtdicke aus (4.58)	Dg	=	0,317,
Geschwindigkeitsverhältnis aus (4.59)	w_s/w_o	=	0,605,
Sinkgeschwindigkeit	w_s	=	0,00806 m/s;

Drehzahl:

Koeffizient der Gl. (7.41) aus Tab. 7.5	c	=	12,4 · 10 ⁴ ,
Rührerdurchmesser aus Tab. 7.3	d	=	0,249 m,
Gl. (7.16): Rührerreynoldszahl	Re	=	6,20 · 10 ⁴ n,
Gl. (7.40): Suspendierkennzahl	Su	=	9,00 n ³ ,
Drehzahl aus (7.41)	n	=	7,41 1/s,

$Re = 4,60 \cdot 10^5$; Gl. (7.41) ist anwendbar;

Rührerleistung:

Dichte der Suspension aus (7.42)	ρ_m	=	1087 kg/m ³ ,
dynamische Viskosität aus (7.43)	η_m	=	1,232 · 10 ⁻³ kg/ms,
korrigierte Reynoldszahl aus (7.16)	Re	=	4,06 · 10 ⁵ ,
Leistungskennzahl aus Bild 7.7	Ne	≈	0,323,
Rührerleistung aus (7.22)	P	≈	140 W.

7.4 Verweilzeit bei kontinuierlichem Betrieb

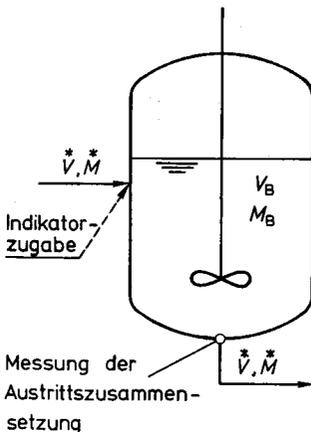
Die Zeit, während der sich ein Medium in einem kontinuierlich betriebenen Apparat aufhält, wird als Verweilzeit (residence time) bezeichnet. Sie ist für viele physikalische und chemische Vorgänge von großer Bedeutung, da sowohl Temperatur- und Zusammensetzungsausgleich durch Wärme- und Stofftransport ([91], Kap. 1) als auch chemische Reaktionen Zeit benötigen. Bei chemischen Reaktionen kann eine zu große Verweilzeit im Reaktor zu unerwünschten Nebenreaktionen führen, während bei zu kurzer Verweilzeit die gewünschte chemische Reaktion nur unvollständig abläuft. Die Bedeutung der Verweilzeit für die Lebensmittelherstellung ist aus alltäglichen Erfahrungen bekannt: Nur wenn die Verweilzeit im Backofen stimmt, wird aus dem Kuchenteig ein feiner Kuchen. Ist sie zu kurz, ist der Kuchen noch „teigig“; ist sie zu lang, wird aus dem Kuchen Kohle.

Als weiteres Beispiel zur Illustration der Bedeutung der Verweilzeit sei die Hitzesterilisation flüssiger Lebensmittel in Durchlauferhitzern erwähnt. Die thermische Abtötung von Mikroorganismen erfordert eine gewisse Zeit. Bei Milch oder Fruchtsäften findet aber gleichzeitig auch ein thermischer Zerfall wertvoller Bestandteile statt. Auch hier ist es deshalb von größter Wichtigkeit, die bei bestimmten Temperaturen erforderliche Verweilzeit genau zu kennen und einzuhalten.

In vielen kontinuierlich betriebenen verfahrenstechnischen Apparaten ist die Verweilzeit nicht für alle Moleküle des Produktstroms gleich. Dann ist es wichtig, neben der mittleren Verweilzeit im Apparat auch die Verweilzeitverteilung zu kennen. Wir wollen im folgenden dem Thema Verweilzeit am Beispiel des uns nun bekannten Rührbehälters nachgehen. Wir werden dabei allgemeingültige Beziehungen herleiten, die sich auch auf andere Apparate übertragen lassen.

7.4.1 Mittlere Verweilzeit

In einem absatzweise betriebenen Rührbehälter entspricht die mittlere Verweilzeit der Zeit zwischen dem Auffüllen und dem Entleeren. Wenn man einen Rührbehälter kontinuierlich betreibt, wird er ständig von einem bestimmten Volumenstrom \dot{V} durchströmt: Bild 7.12. Wir finden die mittlere Verweilzeit (mean residence time) t_{rm} der Moleküle im Behälter, wenn wir uns die Flüssigkeitszufuhr plötzlich unterbunden denken, während der austretende Volumenstrom unverändert bleibt. Die Zeit, die in diesem Gedankenexperiment bis zum völligen Auslaufen des Behälterinhalts V_B benötigt wird, entspricht dann der mittleren Verweilzeit:



$t_{rm} = V_B / \dot{V} = M_B / \dot{M}$ (7.45)

Bild 7.12
Zur Verweilzeitverteilung im kontinuierlich betriebenen Rührbehälter

Diese Gleichung gilt für beliebige durchströmte Apparaturen. Wir erkennen daraus, daß z.B. ein Eindampfer zur Herstellung von Kondensmilch nur einen kleinen Flüssigkeitsinhalt aufweisen darf, um die Verweilzeit der Milch und damit die thermische Zerstörung wertvoller Inhaltsstoffe im Verdampfer möglichst gering zu halten ([91], Kap. 3). Vollständigkeitshalber müssen wir zur Gl. (7.45) noch beifügen, daß sie nur gilt, wenn sich der Volumenstrom im entsprechenden Apparat nicht ändert.

7.4.2 Verweilzeitverteilung im idealen Rührbehälter

Der Weg, den die Moleküle innerhalb des kontinuierlich betriebenen Rührbehälters nach Bild 7.12 einschlagen, ist zufällig: einige erreichen den Behälteraustritt rasch, andere geraten in die Kernzone von Wirbeln und halten sich dann entsprechend länger im Behälter auf. Darüber sagt die mittlere Verweilzeit nichts aus. Wir müssen zusätzlich in Erfahrung bringen, welche Anteile der eintretenden Flüssigkeit den Rührbehälter nach welcher Zeit wieder verlassen. Wir benötigen also Auskunft über die Verweilzeitverteilung in einem Rührbehälter.

Wir beschränken unsere Überlegungen zunächst auf einen ideal durchmischten Rührbehälter. In diesem treten überhaupt keine Zusammensetzungsunterschiede auf. Sein Mischungsgrad beträgt also Eins. Einen solchen Rührbehälter mit idealer Mischwirkung nennen wir kurz idealen Rührbehälter (ideal stirred tank). Weiter setzen wir für das Folgende voraus, daß sich die Dichte der Flüssigkeit im Rührbehälter nicht ändert. Im idealen Rührbehälter befindet sich dann die konstante Flüssigkeitsmasse $M_B = V_B \rho_F$ (Bild 7.12)

Der ideale Rührbehälter werde nun von einer Flüssigkeit (z.B. Wasser) mit dem konstanten Massenstrom \dot{M} durchströmt. Zur Zeit $t = 0$ geben wir der einströmenden Flüssigkeit während einer gegenüber der mittleren Verweilzeit vernachlässigbar kurzen Zeit eine Masse M_{ix} eines Stoffs mit gleicher Dichte bei, dessen Konzentration in der Flüssigkeit sich leicht messen läßt. Die Masse dieses Indikators (z.B. Salzlösung) M_{ix} soll gegenüber der Behältermasse vernachlässigbar klein sein. Im idealen Rührbehälter wird der Indikator sofort mit dem Behälterinhalt vermischt. Folglich beträgt die Indikatorbeladung der Flüssigkeit im idealen Rührbehälter zur Zeit $t = 0$ an jeder Stelle:

$$X_\alpha = M_{ix} / M_B \quad (7.46)$$

Nach diesem „Indikatorstoß“ zur Zeit $t = 0$ fließt dem Rührbehälter wieder indikatorfreie Flüssigkeit mit dem Massenstrom \dot{M} zu. Der gleiche Massenstrom tritt mit einer gewissen Indikatorbeladung aus dem Behälter. Da wir ideale Vermischung voraussetzen, entspricht diese zur Zeit $t = 0$ dem Wert aus der Gl. (7.46). Weil nun dem Behälter kein Indikator mehr zufließt, muß die Indikatorbeladung im Behälter und damit auch am Austritt aus dem Behälter ständig abnehmen. Um die zeitliche Abnahme der Indikatorbeladung X zu bestimmen, müssen wir zunächst die Beladungsänderung während einer kurzen Zeit verfolgen. Während der infinitesimalen Zeit dt tritt die infinitesimale Indikatormasse

$$dM_i = X \dot{M} dt \quad (7.47)$$

aus dem Rührbehälter. Dies führt zur infinitesimalen Beladungsänderung:

$$dX = -dM_i / M_B \tag{7.48}$$

Durch Einsetzen von dM_i aus der Gl. (7.47) und Trennung der Variablen erhalten wir daraus die folgende Differentialgleichung für die zeitliche Indikatorbeladungsänderung des Behälterinhalts:

$$dX/X = -(\dot{M} / M_B) dt \tag{7.49}$$

Die Integration von der Beladung X_α bis zu einer beliebigen Beladung X beziehungsweise von der Zeit Null bis zu einer beliebigen Verweilzeit t_r liefert daraus nach Einführung der mittleren Verweilzeit aus der Gl. (7.45) die folgende exponentielle Abnahme der Indikatorbeladung:

$$X/X_\alpha = \exp[-(\dot{M} / M_B)t_r] = \exp[-(t_r / t_{rm})] \tag{7.50}$$

Analog zur relativen Häufigkeit einer Korngröße nach der Gl. (1.11) kann man auch für die Verweilzeit eine relative Häufigkeit einführen. Anstelle der Masse einer infinitesimalen Kornklasse treten nun die während dt ausströmende Indikatormasse und anstelle der Gesamtprobenmasse die Gesamtindikatormasse:

$$y_H = dM_i / (M_{i\alpha} dt) \tag{7.51}$$

Mit den Gln. (7.49), (7.50), (7.46) und (7.45) finden wir daraus den folgenden Ausdruck für die als Verweilzeitverteilung (Verweilzeitspektrum, residence time distribution) bezeichnete zeitliche Abhängigkeit der relativen Häufigkeit der Verweilzeit:

$$y_H = (1 / t_{rm}) \exp[-(t_r / t_{rm})] \tag{7.52}$$

Das Bild 7.13 zeigt den nach der Gl. (7.52) berechneten Verlauf der dimensionslosen relativen Häufigkeit $y_H t_{rm}$ als Kurve 1. Da $Y_H t_{rm}$ nach der Gl. (7.59) mit der bezogenen Indikatorbeladung X/X_α identisch ist, erkennen wir daraus die erwartete ständige zeitliche Abnahme des Indikatorgehalts. Nach der mittleren Verweilzeit sind nur noch 36,8% der ursprünglich aufgegebenen Indikatormenge im Behälter. Nach einer Ver-

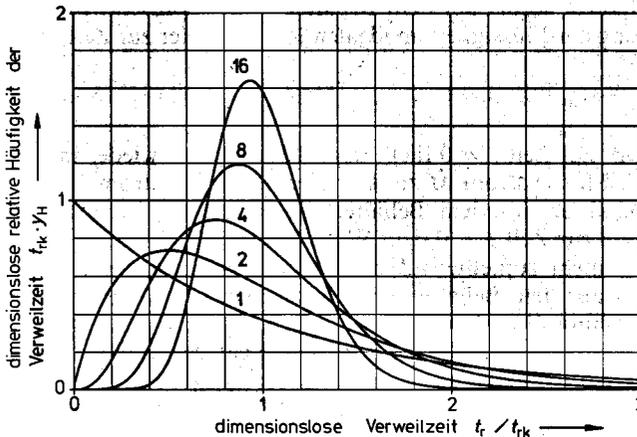


Bild 7.13
Verlauf der dimensionslosen relativen Häufigkeitsverteilung für einen idealen Rührbehälter (Kurve 1 mit $t_{rm} = t_{rk}$ aus der Gl. (7.54)) und für Kaskaden idealer Rührbehälter nach der Gl. (7.59)

weilzeit von $2 t_{rm}$ sind es noch 13,5 % und nach $t_r = 4 t_{rm}$ immer noch 1,83 %. Ob ein Molekül nur kurzzeitig oder sehr lange in einem einzigen Rührbehälter verweilt, bleibt folglich weitgehend dem Zufall überlassen. Wir erkennen daraus, daß ein einziger, kontinuierlich betriebener Rührbehälter für die Durchführung zeitabhängiger Operationen nicht geeignet ist.

7.4.3 Verweilzeitverteilung in Rührbehälterkaskaden

Durch Serieschaltung von zwei Rührbehältern erhält man bereits eine wesentlich günstigere Verweilzeitverteilung, weil es unwahrscheinlich ist, daß ein Molekül (bzw. Teilchen, Tropfen oder Blasen), welches im ersten Behälter eine kurze Verweilzeit aufwies, auch im zweiten auf einem kurzen Weg zum Austritt gelangen wird. Noch bessere Verhältnisse ergeben sich, wenn man weitere Rührbehälter in Serie dazuschaltet. Eine solche Anordnung nennt man Rührbehälterkaskade (tanks in series); Bild 7.14.

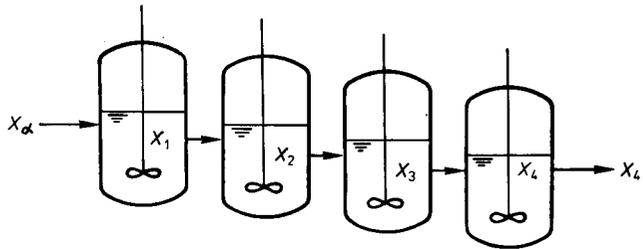


Bild 7.14
Rührbehälterkaskade

Wir wollen diesen Effekt am Beispiel einer Kaskade aus zwei idealen Rührbehältern mit gleichem Inhalt verfolgen. Dazu gehen wir wieder von einer impulsartigen Aufgabe einer geringen Indikatormenge zur Zeit Null in den ersten Rührbehältern aus. Der zeitliche Verlauf der Indikatormenge am Austritt aus dem ersten Behälter ist dann durch die Gl. (7.50) festgelegt. Er entspricht jenem am Eintritt in den zweiten Behälter. Die Indikatormassenstrombilanz für den zweiten (wie auch die folgenden) Behälter lautet: Eintretender Indikatormassenstrom – austretender Indikatormassenstrom = zeitliche Änderung der Indikatormasse im Rührbehälter:

$$\dot{M} X_1 - \dot{M} X_2 = d(M_B X_2)/dt \quad (7.53)$$

Durch Einführen von X_1 aus der Gl. (7.50) und von t_{rm} aus der Gl. (7.45) erhalten wir daraus die folgende Differentialgleichung für die Beladung im zweiten Rührbehälter:

$$t_{rm} (dX_2/dt) + X_2 = X_\alpha \exp[-(t_r/t_{rm})] \quad (7.54)$$

Ihre Lösung lautet mit der Anfangsbedingung $X_2 = 0$ für $t = 0$:

$$X_2/X_\alpha = (t_r/t_{rm}) \exp[-(t_r/t_{rm})] \quad (7.55)$$

In dieser Gleichung ist t_{rm} die mittlere Verweilzeit für einen einzigen Rührbehälter. Die mittlere Verweilzeit in einer Kaskade aus k gleich großen Rührbehältern beträgt:

$$t_{rk} = k t_{rm} \quad (7.56)$$

Wie schon bei einem Rührbehälter, stimmt auch hier die bezogene Beladung X_2/X_α mit der dimensionslosen relativen Häufigkeit der Verweilzeit $y_H t_{rm}$ überein:

$$t_{rm} y_H = \frac{t_{rk}}{2} y_H = X_2/X_\alpha = \frac{2 t_r}{t_{rk}} \exp \left[-\frac{2 t_r}{t_{rk}} \right] \quad (7.57)$$

Die mit der mittleren Verweilzeit der Kaskade gebildete dimensionslose Häufigkeit der Verweilzeit beträgt somit:

$$t_{rk} y_H = \frac{4 t_r}{t_{rk}} \exp \left[-\frac{2 t_r}{t_{rk}} \right] \quad (7.58)$$

Die damit für zwei ideale Rührbehälter berechnete Verweilzeitverteilung ist im Bild 4.13 als Kurve 2 eingetragen. Wir sehen daraus, daß wir bei zwei in Serie geschalteten idealen Rührbehältern eine häufigste Verweilzeit erhalten, die der halben mittleren Verweilzeit der Kaskade entspricht. Die Verweilzeitverteilung ist aber für die kontinuierlich Durchführung zeitabhängiger Prozesse immer noch viel zu breit.

Für eine Kaskade aus k idealen Rührbehältern erhält man durch Wiederholen der obigen Herleitung für zwei Behälter die nachstehende Beziehung für die dimensionslose Häufigkeitsverteilung (z. B. [22]):

$$t_{rk} y_H = \frac{k (k t_r / t_{rk})^{k-1}}{(k-1)!} \exp \left[-\frac{k t_r}{t_{rk}} \right] \quad (7.59)$$

Die numerische Auswertung dieser Gleichung zeigt, daß sich durch Hinzuschalten weiterer idealer Rührbehälter eine stets enger werdende Verweilzeitverteilung ergibt und daß die häufigste Verweilzeit der mittleren Verweilzeit der Kaskade zustrebt. Wie das Bild 7.13 verdeutlicht, kommen für höhere Ansprüche an die Verweilzeitverteilung kontinuierlich betriebene Rührbehälterkaskaden kaum in Frage, da sie aus preislichen Gründen nur aus wenigen Rührbehältern bestehen können. Eine technische Realisierung findet man allerdings in Rührkolonnen, wie sie im Bild 7.2 vorgestellt wurde.

Wie wir gesehen haben, tritt in realen Rührbehältern keine ideale Vermischung ein. Dadurch muß sich in realen Rührbehältern ein anderer Verlauf der Verweilzeitverteilung ergeben als in idealen. Durch einen Vergleich von Verweilzeitmessungen in realen Rührbehältern mit der berechneten Verweilzeitverteilung idealer Rührbehälter kann deshalb auf die Mischgüte in Rührbehältern geschlossen werden. Die Verweilzeitverteilung in Serie geschalteter idealer Rührbehälter hat sich aber vor allem als ein anschauliches und nützliches Instrument zur Beurteilung und Beschreibung der Vermischung und des Verweilzeitverhaltens in anderen kontinuierlich betriebenen Mischern und Reaktoren erwiesen (z.B. statische Mischer, Rohrreaktoren). Durch die Angabe äquivalenter Rührbehälterzahlen ist das Konzept der idealen Rührbehälterkaskade auch für die Erfassung der Vermischung in diversen Apparaten der Wärme- und Stofftransportprozesse (z. B. Verdampfer, Extraktoren) nützlich [37].

Beispiel 7.5 Zur Durchführung einer chemischen Reaktion wird eine mittlere Verweilzeit im Reaktor von 50 s gefordert. Die dimensionslose relative Häufigkeit $t_{rk} y_H$ der Moleküle, welche nur 25 s im Reaktor verbleiben, darf 40 % nicht überschreiten. Dem kontinuierlich zu betreibenden Reaktor sind $0,01 \text{ m}^3/\text{s}$ eines Ausgangsstoffs A und $0,005 \text{ m}^3/\text{s}$ eines Ausgangsstoffs B zuzuführen. Der Dichteunterschied der beiden Ausgangsstoffe und die Dichteänderung während

der chemischen Reaktion sind vernachlässigbar. Welchen Betriebsinhalt muß der Reaktor aufweisen und wie groß muß seine äquivalente Rührbehälterzahl sein?

Betriebsinhalt mit $t_{rm} = t_{rk} = 50$ s und $\dot{V} = 0,015$ m³/s aus (7.45): $V_B = 0,75$ m³,
dimensionslose Häufigkeit

für $t_r/t_{rk} = 0,5$ und $k = 9$ aus (7.59):

$$t_{rk} y_H = 0,417,$$

für $t_r/t_{rk} = 0,5$ und $k = 10$ aus (7.59):

$$t_{rk} y_H = 0,417,$$

Erforderliche äquivalente Rührbehälterzahl:

$$k = 10.$$

Diese Reaktion könnte also in einer Kaskade aus wenigen Rührbehältern nicht kontinuierlich durchgeführt werden. Allenfalls käme eine Rührkolonne mit sehr vielen Stufen oder ein Rohrreaktor mit eingebauten statischen Mischelementen in Frage.

8 Ergänzungen

In diesem Buch wurden nach ihrer Eignung zur Erarbeitung übergeordneter Zusammenhänge und nach ihrer praktischen Bedeutung ausgewählte Grundoperationen eingehend behandelt. Um dem Leser den Zugang zu weiteren Grundoperationen und zu ergänzenden Grundlagen zu erleichtern, enthält die Tab. 8.1 Literaturhinweise zum raschen Auffinden zusammenfassender Darstellungen. Bücher zur technischen Realisierung der hier gezeigten Prinzipien in der Form von Apparaten, Maschinen und Anlagen sind darin unter „Elemente des Apparatebaus“ aufgeführt.

Da verfahrenstechnische Anlagen oft bedeutende Mengen an Abgas, Abwasser und festem Abfall produzieren und häufig erhebliche Gefahrenquellen enthalten, sind in der Verfahrenstechnik Fragen der Umwelt und der Sicherheit von besonderer Bedeutung. In diesem Buch wurde an verschiedenen Stellen darauf hingewiesen. Weiterführende Übersichten zu diesem Themenkreis findet man in der Tab. 8.1 unter „Umwelt und Sicherheit“.

Tabelle 8.1 Wichtige Literatur zu weiteren Gebieten der Mechanischen Verfahrenstechnik und zu Randgebieten

Grundlagen

Umrechnungsfaktoren für verschiedene Maßsysteme (conversion factors)	Perry [53].
Statistische Methoden (statistical methods)	Ullmann [76].
Stoffwerte (physical properties of materials)	VDI-Wärmeatlas [84]; Perry [53]; Reid [61].
Ähnlichkeit und Dimensionsanalyse (similarity, dimensional analysis)	Ullmann [76]; Grasmann [22].
Strömungsmechanik (fluid mechanics)	Ullmann [76]; Perry [53]; Brauer [10].

Grundoperationen

Trennverfahren (separation processes):	
Sieben (screening)	Ullmann [77]; Svarovsky [72]; Höfl [31].
Magnetscheidung (magnetic separation)	Ullmann [77].
Elektrische Sortierung (electrostatic separation)	Ullmann [77].
Kornvergrößerung (Agglomerieren, size enlargement, agglomeration) durch Brikettieren, Granulieren, Pelletieren und Sintern	Ullmann [77]; Perry [53]; Rumpf [64]; Pietsch [54].
Fördern von Feststoffen (conveying of solids):	Ullmann [77]; Perry [53]; Buhrke [11].

Tab. 8.1 (Fortsetzung)

Lagerung von Feststoffen (storage of solids)	Perry [53]; Rumpf [64]; Pahl [52].
Dosierung von Feststoffen (metering of solids)	Hengstenberg [28]; Perry [53]; Pahl [52].
Transport von Fluiden (transport of fluids):	Ullmann [76]; Perry [53];
Pumpen von Fluiden (pumping of liquids and gases)	Coulson [14].
Strömung von Fluiden in Rohrleitungen (fluid flow in pipes)	Ullmann [76]; Coulson [14]; Perry [53].
Dosieren von Flüssigkeiten (metering of liquids)	Hengstenberg [28].
Lagerung von Fluiden (storage of fluids) in Behältern und Druckbehältern	Perry [53].
Elemente des Apparatebaus	
Zusammenfassende Darstellungen	Titze [74]; Klapp [34]; Dubbel [5]; Grassmuck [23].
Werkstoffe (materials of construction)	Perry [53]; Dubbel [5]; Grassmuck [23].
Stahl und Eisen	DIN-Taschenbücher 4, 28 u. 155;
andere metallische Werkstoffe	DIN-Taschenbücher 26, 27, 53, 54.
Schweißen (welding)	Strassburg [71]; Radaj [58]; Ruge [63]; DIN-Taschenbücher 8, 65, 145.
Korrosion (corrosion)	Perry [53]; Schweitzer [59]; DECHEMA [17].
Rohrleitungstechnik (process-plant-piping)	Perry [53]; Dubbel [5]; Wagner [86]; DIN-Taschenbuch 170;
Stahlrohrleitungen	DIN-Taschenbücher 15, 141, 142;
Kunststoffrohrleitungen	DIN-Taschenbücher 52, 171.
Festigkeitsnachweis (strength of materials)	Klapp [34]; Schwaigerer [67]; Dubbel [5].
Vakuumtechnik	Ullmann [78].
Antriebstechnik (process machinery drives)	Perry [53].
Kostenschätzung und Wirtschaftlichkeit (process economics)	Perry [53].
Umwelt und Sicherheit	
Umweltschutz (environmental protection)	Ullmann [81].
Entsorgung (waste disposal)	Ullmann [81]; Perry [53].
Lärmschutz (noise abatement)	Ullmann [81]; Hengstenberg [28].
Sicherheit (safety)	Bartknecht [3]; Ullmann [81].
Meßtechnik	Hengstenberg [28, 29]; Profos [56].

Literaturverzeichnis

Bücher

- [1] Allen, T.: Particle Size Measurement. 4. Aufl., Chapman and Hall, London/New York 1990.
- [2] Baker, R. W. et al.: Membrane Separation Systems. Noyes Data Corp., Park Ridge 1991.
- [3] Bartknecht, W.: Explosionen – Ablauf und Schutzmaßnahmen. 2. Aufl., Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1980.
- [4] Batel, W.: Entstaubungstechnik. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1972.
- [5] Beitz, W.; Küttner, K.-H. (Hrsg.): DUBBEL Taschenbuch für den Maschinenbau. 16. Aufl., Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1987.
- [6] Beke, B.: The Process of Fine Grinding. M. Nijhoff-W. Junk Publishers, Den Hag/Boston/London 1981.
- [7] Bernek, J.; Rose, K.; Winterstein, G.: Grundlagen der Wirbelschicht-Technik. Krausskopf-Verlag, Mainz 1975.
- [8] Bernecker, G.: Planung und Bau verfahrenstechnischer Anlagen. 3. Aufl., VDI-Verlag, Düsseldorf 1984.
- [9] Botterill, J. S. M.: Fluid-Bed Heat Transfer. Academic Press, New York 1975.
- [10] Brauer, H.: Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen. Sauerländer, Aarau/Frankfurt a. M. 1971.
- [11] Buhrke, H.; Kecke, H. J.; Richter, H. J.: Strömungsförderer, hydraulischer und pneumatischer Transport in Rohrleitungen. VEB Verlag Technik, Berlin 1988.
- [12] Bürkholz, A.: Droplet Separation. VCH-Verlagsgesellschaft, Weinheim 1989.
- [13] Capes, C. E.: Handbook of Powder Technology. Vol. 1: Size enlargement, Elsevier Scientific Publishing Comp., Amsterdam/New York 1980.
- [14] Coulson, J. M.; Richardson, J. F.; Backhurst, J. R.; Harker, J. H.: Chemical Engineering. Bd. 1, 4. Aufl., Pergamon Press, Oxford/New York/Frankfurt u. a. O. 1990.
- [15] Coulson, J. M.; Richardson, J. F.: Chemical Engineering. Bd. 2, 4. Aufl., Pergamon Press Oxford /New York/Seoul/Tokyo 1991.
- [16] Coulson, J. M.; Richardson, J. F.: Chemical Engineering. Bd. 3, 2. Aufl., Pergamon Press, Oxford/New York/Toronto/Sydney/Paris/Frankfurt 1982.
- [17] DECHEMA-Corrosion Handbook, 12 Bände, DECHEMA, Frankfurt ab 1987.

- [18] Denbigh, K. G.; Turner, J. C. R.: *Chemical Reactor Theory*. 3. Aufl., Cambridge University Press, Cambridge u.a.O. 1984.
- [19] Ebert, F.: *Strömung nicht-newtonscher Medien*. Friedr. Vieweg & Sohn, Braunschweig/Wiesbaden 1980.
- [20] Expertenkommission für Sicherheit in der Chemischen Industrie der Schweiz: *Mahlen brennbarer Feststoffe*, Schriftenreihe „Sicherheit“. 2. Aufl., SUVA, Luzern, 1987.
- [21] Expertenkommission für Sicherheit in der Chemischen Industrie der Schweiz: *Statische Elektrizität – Regeln für die betriebliche Sicherheit*. 3. Aufl., SUVA, Luzern 1989; *Inertisierung – Methoden und Mittel zur Vermeidung von zündfähigen Stoff-Luft-Gemischen*. 3. Aufl., SUVA, Luzern 1992.
- [22] Grassmann, P.: *Physikalische Grundlagen der Verfahrenstechnik*. 3. Aufl., Verlag Sauerländer, Aarau/Frankfurt a. M., Salzburg und Otto Salle Verlag, Frankfurt a. M./Berlin/München, 1983.
- [23] Grassmuck, J.; Houben, K.-W.; Zollinger, R. M.: *DIN-Normen in der Verfahrenstechnik*. B.G. Teubner, Stuttgart und Beuth Verlag Berlin/Köln 1989.
- [24] Gutman, R. G.: *Membrane Filtration*. Adam Hilger, Bristol 1987.
- [25] Harnisch, H.; Steiner, R.; Winnacker, K.: *Chemische Technologie*. Bände 1 bis 7, Carl Hanser Verlag München/Wien 1981 bis 1986.
- [26] Hartinger, L.: *Handbuch der Abwasser- und Recycling-Technik*. Carl Hanser Verlag, 2. Aufl., München/Wien 1991.
- [27] Hemfort, H.: *Separatoren – Zentrifugen für Klärung, Trennung, Extraktion*. 2. Aufl., Westfalia Separator AG, Oelde 1983.
- [28] Hengstenberg, J.; Sturm, B.; Winkler, O. (Hrsg.): *Messen, Steuern und Regeln in der Chemischen Technik*. 3. Aufl., Bd. 1: *Messung von Zustandsgrößen, Stoffmengen und Hilfsgrößen*. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1980.
- [29] Hengstenberg, J.; Sturm, B.; Winkler, O. (Hrsg.): *Messen, Steuern und Regeln in der Chemischen Technik*. 3. Aufl., Bd. 2: *Messung von Stoffeigenschaften und Konzentrationen*, Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1980.
- [30] Hess, W. F.; Thier, B.: *Maschinen und Apparate zur Fest/Flüssig-Trennung*. Vulkan-Verlag, Essen 1991.
- [31] Höffl, K.: *Zerkleinerungs- und Klassiermaschinen*. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York/Tokyo 1986.
- [32] Ives, K. J. (Hrsg.): *The Scientific Basis of Filtration*. Noordhoff International Publishing, Leyden 1975.
- [33] Kessler, H. G.: *Lebensmittel- und Bioverfahrenstechnik – Molkereitechnologie*. 3. Aufl., Verlag A. Kessler, Freising 1988.
- [34] Klapp, E.: *Apparate- und Anlagentechnik*. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1980.
- [35] Kulicke, W. M.: *Fließverhalten von Stoffen und Stoffgemischen*. Hüthig & Wepf Verlag, Basel/Heidelberg 1986.
- [36] Kunii, D.; Levenspiel, O.: *Fluidization Engineering*. 2. Aufl., Butterworth-Heinemann, Boston 1991.
- [37] Levenspiel, O.: *The chemical reactor omnibook*. OSU Book Stores, Corvallis 1989.

- [38] Lowell, S.; Shields, J. E.: Powder Surface Area and Porosity. Chapman and Hall, London 1984.
- [39] Lloyd, P. J.: Particle Size Analysis. John Wiley and Sons, Chichester 1988.
- [40] Löffler, F.: Staubabscheiden. Georg Thieme Verlag, Stuttgart 1988.
- [41] Löffler, F.; Dietrich, H.; Flatt, W.: Staubabscheidung mit Schlauchfiltern und Taschenfiltern. 2. Aufl., Friedr. Vieweg & Sohn, Braunschweig/Wiesbaden 1991.
- [42] Masters, K.: Spray Drying Handbook. 4. Aufl., Georg Godwin, London 1985.
- [43] Mavros, P.: Innovations in Flotation Technology. Kluwer Academic Publishers 1991.
- [44] Mehrhardt, E.; Brauer, H.: Zerstäubung von Flüssigkeiten mit rotierenden Scheiben. Fortschr.-Ber. VDI-Z., Reihe 3, Nr. 52, VDI-Verlag, Düsseldorf 1979.
- [45] Mills, D.: Pneumatic Conveying Design Guide. 1990.
- [46] Mohr, C. M. et al.: Membrane Applications and Research in Food Processing. Noyes Publications, Park Ridge 1989.
- [47] Molerus, O.: Fluid-Feststoff-Strömungen (Strömungsverhalten feststoffbeladener Fluide und kohäsiver Schüttgüter. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1982.
- [48] Müller, E.: Mechanische Trennverfahren. Bd. 1, Verlag Sauerländer, Aarau/Frankfurt a.M./Salzburg und Otto Salle Verlag, Frankfurt a.M./Berlin/München 1980.
- [49] Müller, E.: Mechanische Trennverfahren. Band 2 (Zentrifugieren, Filtrieren), Verlag Sauerländer, Aarau/Frankfurt a.M./Salzburg und Otto Salle Verlag, Frankfurt a.M./Berlin/München 1983.
- [50] Murphy, C. H.: Handbook of Particle Sampling and analysis methods. Verlag Chemie International Weinheim/Deerfield Beach 1984.
- [51] Nietzold, I.: Luftfiltration. Verlag C. F. Müller, Karlsruhe 1979.
- [52] Pahl, M.; Hoppe, H.; Wilms, H.: Lagern, Fördern und Dosieren von Schüttgütern. Verlag TÜV Rheinland, Köln 1989.
- [53] Perry's Chemical Engineers' Handbook. 6. edition. McGraw-Hill, New York u. a. O. 1984.
- [54] Pietsch, W.: Size Enlargement by Agglomeration. John Wiley, Chichester/New York 1991.
- [55] Porter, M. C.: Handbook of Industrial Membrane Technology. Noyes Publications, Park Ridge 1990.
- [56] Profos, P.; Pfeifer, T.: Handbuch der industriellen Meßtechnik. 5. Aufl., R. Oldenbourg Verlag, München/Wien 1992.
- [57] Purchas, D. B.: Solid/Liquid Separation Technology. Croydon, Uplands 1981.
- [58] Radaj, D.: Gestaltung und Berechnung von Schweißkonstruktionen. Deutscher Verlag für Schweißtechnik, Düsseldorf 1985.
- [59] Schweitzer, P. A.: Corrosion and Corrosion Protection Handbook. 2. Aufl., Marcel Dekker Inc., New York 1989.
- [60] Rautenbach, R.; Albrecht, R.: Membrantrennverfahren. Verlag Sauerländer, Aarau/Frankfurt a.M./Salzburg und Otto Salle Verlag, Frankfurt a.M./Berlin/München 1981.

- [61] Reid, R. C.; Prausnitz, J. M.; Poling, B. E.: *The Properties of Gases and Liquids*. 4. Aufl., McGraw-Hill New York, London, Düsseldorf u. a. O. 1989.
- [62] Robel, H.; Vogel, P.: *Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden*. Tl. 3: *Mechanisches Trennen in fluider Phase*, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim 1985.
- [63] Ruge, J.: *Handbuch der Schweißtechnik*. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1991.
- [64] Rumpf, H.: *Particle Technology*. Chapman and Hall, London 1990.
- [65] Schorrardt, G.: *Zerstäubungskennwerte von Hohlkegeldüsen*. Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 7, Nr. 88, VDI-Verlag, Düsseldorf 1984.
- [66] Schramm, G.: *Einführung in praktische Viskosimetrie*. 4. Aufl., HAAKE GmbH, Karlsruhe 1987.
- [67] Schwaigerer, S.: *Festigkeitsberechnung im Dampfkessel-, Behälter- und Rohrleitungsbau*. 4. Aufl., Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1990.
- [68] Scott, J.: *Membrane and ultrafiltration technology – Recent advances*. Noyes Data Corp., New Jersey 1980.
- [69] Sokolow, W. J.: *Moderne Industriezentrifugen*. VEB Verlag Technik, Berlin 1971.
- [70] Sommer, K.: *Probenahme von Pulvern und körnigen Massengütern*. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1979.
- [71] Strassburg, F. W.: *Schweißen nichtrostender Stähle*. 2. Aufl., Deutscher Verlag für Schweißtechnik, Düsseldorf 1982.
- [72] Svarovsky, L.: *Solid-Liquid Separation*. 3. Aufl., Butterworths, Boston/London/Singapore 1990.
- [73] Theissing, P.: *Erzeugung von Flüssigkeitsfilmen, Flüssigkeitslamellen und Tropfen durch rotierende Scheiben*. VDI-Forschungsheft 574, VDI-Verlag, Düsseldorf 1976.
- [74] Titze, H.: *Elemente des Apparatebaues*. 2. Aufl., Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1967.
- [75] Torrey, S.: *Emulsions and Emulsifier Applications*. Noyes Data Corporation, Park Ridge 1984.
- [76] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Bd. B1: *Fundamentals of Chemical Engineering*, 5. Aufl., VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim/New York/Basel 1990.
- [77] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Bd. B2: *Unit Operations I*, 5. Aufl., VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim/New York/Basel 1988.
- [78] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Bd. B3: *Unit Operations II*, 5. Aufl., VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim/New York/Basel 1988.
- [79] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Bd. B4: *Chemical Reactions and Process Engineering*, 5. Aufl., VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim/New York/Basel 1992.
- [80] *Ullmann's Enzyklopädie der Technischen Chemie*. Bd. 5: *Analysen- und Meßverfahren*, 4. Aufl., Verlag Chemie, Weinheim 1980.
- [81] *Ullmann's Enzyklopädie der Technischen Chemie*. Bd. 6: *Umweltschutz und Arbeitssicherheit*, 4. Aufl., Weinheim 1981.
- [82] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. A-Bände, 5. Aufl., VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim/New York/Basel ab 1984; soweit noch nicht

- erschienen: Ullmann's Enzyklopädie der Technischen Chemie. Bände 7 bis 25, 4. Aufl., Weinheim 1981.
- [83] Vauck, W. R. A.; Müller, H. A.: Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik. 9. Aufl., Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig 1992.
- [84] VDI-Wärmeatlas. 6. Aufl., VDI-Verlag, Düsseldorf 1991.
- [85] Vostreil, J.; Juracka, F.: Commercial Organic Flocculants Noyes Data Corporation, Park Ridge, New Jersey 1976.
- [86] Wagner, W.: Rohrleitungstechnik. 3. Aufl., Vogel-Buchverlag, Würzburg 1986.
- [87] Weast, R. C.; Grassel, J. G.: Handbook of Organic Compounds. 2. Aufl., CRC Press Inc. Boca Raton, Florida 1989.
- [88] Weber, E.; Brocke, W.: Apparate und Verfahren der industriellen Gasreinigung. R. Oldenbourg Verlag, München/Wien 1973.
- [89] Westerterp, K. R.; van Swaaij, W. P. M.; Beenackers, A. A. C. M.: Chemical Reactor Design and Operation. John Wiley & Sons, Chichester 1984.
- [90] Wirth, K. E.: Zirkulierende Wirbelschichten. Springer-Verlag, Berlin/Heidelberg/New York 1990.
- [91] Zogg, M.: Wärme- und Stofftransportprozesse – Grundlagen und Einheitsoperationen der Thermischen Verfahrenstechnik. Otto Salle Verlag Frankfurt/Berlin/München und Verlag Sauerländer Aarau/Frankfurt/Salzburg 1983.
- [92] Zogg, M.: Programmpaket TVT zur Thermischen Verfahrenstechnik für MS-DOS-kompatible Betriebssysteme. Eigenverlag Martin Zogg, Kirchstutz 3, CH-3414 Oberburg 1992.
- [93] Zogg, M.; Zogg, D.; Zogg, A.: Programmpaket MVT zur Mechanischen Verfahrenstechnik. Version 2 für MS-Windows, Eigenverlag Martin Zogg, Kirchstutz 3, CH-3414 Oberburg 1993.
- [94] Zogg, M.: Handbuch zum Programmpaket MVT. Eigenverlag Martin Zogg, Kirchstutz 3, CH-3414 Oberburg 1993.

Zeitschriften

- [100] Gast, T.: Staubmeßtechnik – eine Übersicht. Technisches Messen **45**(1979)12, 427/436.
- [101] Koglin, B.; Leschonski, K.; Alex, W.: Teilchengrößenanalyse. Chem.-Ing.-Tech. **46**(1974):
1. Darstellung und Auswertung von Teilchengrößenverteilungen, S. 23/26, 101/106;
 2. Probenahme und 3. Dispergieren, S. 289/292;
 4. Zählverfahren, S. 387/390, 477/480;
 5. Sedimentationsanalyse, S. 563/566, 729/732;
 6. Trennverfahren, S. 821/824, 901/904;
 7. Oberflächenmessung, S. 894/987 und Chem.-Ing.-Tech. **47**(1975)1, 21/24;
 8. On-line-Meßverfahren, Chem.-Ing.-Tech. **47**(1975)3, 97/100.

- [102] Leschonski, K.: Die On-Line-Messung von Partikelgrößenverteilungen. Chem.-Ing.-Tech. **50**(1978)3, 194/203.
- [103] Polke, R.; Rieger, R.: Partikelgrößenanalyse kleiner zehn Mikron – Meßmethoden und Schwierigkeiten. Chem.-Ing.-Tech. **50**(1978)3, 149/154.
- [104] Boeck, Th.; Hermes, K.; Heuer, M.; Schindler, U.: Partikelmeßtechnik – optische Verfahren. Fortschritte der Verfahrenstechnik. VDI-Verlag Düsseldorf **19**(1981), 113/130.
- [105] Boeck, Th.; Hermes, K.; Heuer, M.; Schindler, U.: Partikelmeßtechnik – klassische Verfahren. Fortschritte der Verfahrenstechnik, VDI-Verlag Düsseldorf **20**(1982), 79/95.
- [106] Hess, W.F.; Gatzemeier, M.B.: Vergleichende Untersuchung von ausgewählten Beugungsspektrometern. Chem.-Ing.-Tech. **63**(1991)4, 378/379.
- [107] Haver, E.F.: Analysensieb-Vergleichstabelle. Aufbereit.-Tech. **25**(1984)7, 423/425.
- [108] Reuter, K.; Heft, W.; Koglin, B.: Zur Sedimentationsanalyse mit der Scheibenzentrifuge nach dem Überschichtungs- und dem Suspensionsverfahren. Chem.-Ing.-Tech. **49**(1977)11, 903.
- [109] Fautz, M.: Analytische Lösungen für Teilchengrößenanalysen mit Sedimentation im Zentrifugalfeld. Chem.-Ing.-Tech. **50**(1978)1, 49.
- [110] Lauer, O.: Messung der Partikelgrößenverteilung mit einer neuen Sedimentationszentrifuge. Chemie-Technik **9**(1980)6, 303/309.
- [111] Bürkholz, A.: Abscheidung und Messung sehr feiner flüssiger und fester Partikeln in der chemischen Industrie. Chem.-Ing.-Tech. **63**(1991)3, 212/221.
- [112] Barothy, J.: Coulter Counter: Korngrößenanalysatoren. Chemische Rundschau, **26**(1973)9, 19.
- [113] Seifert, D.: Anwendung des Coulter-Counter-Verfahrens zur Korngrößenanalyse bei der Kristallisation. Dechema-Monogr. **79**(1976)1589–1615, Tl.B, 347/360.
- [114] Umhauer, H.: Partikelgrößenbestimmung in Suspensionen mit Hilfe eines Streulicht-Zählverfahrens. Chem.-Ing.-Tech. **52**(1980)1, 55/58.
- [115] Weiss, E.L.; Frock, H.N.: Rapid analysis of particle size distribution by laser light scattering. Powder Technol. **14**(1976)2, 287/293.
- [116] Vielhaber, U.; Wachering, H.: Partikelgrößenbestimmung mit Streulichtanalyse. Verfahrenstechnik **24**(1990)11, 36/42, 45.
- [117] Schmeisser, H.: Neue Entwicklungen zur bildanalytischen Partikelgrößenanalyse im Mikron- und Submikronbereich. Chem.-Ing.-Tech. **44**(1977)10, 807/811.
- [118] Hermes, K.; Kesten, U.: Die Bildanalyse als modernes Verfahren der Partikelmeßtechnik. Chem.-Ing.-Tech. **53**(1981)10, 780/786.
- [119] Graham, J.: Die mikroskopische Teilchengrößenanalyse. Verfahrenstechnik **16**(1982)9, 711/714; **10**, 765/770; **11**, 869/871.
- [120] Bauchhage, K.: Anwendungstechnische Aspekte zur Phasen-Doppler-Methode in der Partikelmeßtechnik. Techn. Messen **56**(1989)5, 222/228.
- [121] Hosemann, J.: Mathematische Hilfsmittel und Verfahren zur praktischen Anwendung der logarithmischen Normalverteilung. Chem.-Ing.-Tech. **44**(1972)17, 1015/1031.
- [122] Rammler, E.; Bahr, A.: Korngrößenverteilungen. Chem. Tech. **24**(1972)12, 738/743.

- [123] Rammler, E.; Bahr, A.: Zur Ermittlung der spezifischen Oberfläche von Korngrößenverteilungen. *Verfahrenstechnik* **5**(1971)12, 483/491 und **6**(1972)9, 312/320.
- [124] Rumpf, H.: Die Wissenschaft des Agglomerierens. *Chem.-Ing.-Tech.* **46**(1974)1, 1/11.
- [125] Matz, G.: Formfaktoren von Kristallen bei der technischen Kristallisation. *Chemie-Technik* **11**(1982)10, 1157/1162.
- [126] Orr, C.: Der derzeitige Stand der Methoden zur Bestimmung der Pulveroberflächen. *Chem.-Ing.-Tech.* **48**(1976)8, 680/689.
- [127] Rath, R.: Oberflächenbestimmung mit dem Sub-Sieve-Sizer. *Verfahrenstechnik* **5**(1971)6, 238/240.
- [128] Wakemam, R.: Packing densities of particles with log-normal size distributions. *Powder Technol.* **11**(1975)3, 297/299.
- [129] Ouchiyama, N.; Tanaka, T.: Porosity of a mass of solid particles having a range of size. *Ind.Eng.Chem. Fundam.* **20**(1981)1, 66/71.
- [130] Fedors, R.F.; Landel, R.F.: An empirical method of estimating the void fraction in mixtures of uniform particles of different size. *Powder Technol., Lausanne* **23**(1979)2, 225/231.
- [131] Probster, M.; Szekely, J.: The porosity of systems consisting of layers of different particles. *Powder Technol.* **17**(1977)1, 123/138.
- [132] Borho, K.; Polke, R.; Wintermantel, K.; Schubert, H.; Sommer, K.: Produkteigenschaften und Verfahrenstechnik. *Chem.-Ing.-Tech.* **63**(1991)8, 792/808.
- [133] Deckers, M.; Stettner, W.: Die Wirkung von Mahlhilfsmitteln unter besonderer Berücksichtigung der Mühlenbedingungen. *Aufbereitungstechnik* **20**(1979)10, 545/550.
- [134] El-Shall, H.; Somasundaran, P.: Physico-chemical aspects of grinding: a review of use additives. *Powder Technol., Laus.* **38**(1984)3, 275/293.
- [135] Bond, F.C.: Naß- und Trockenmahlen. *Aufbereitungstechn.* **3**(1962)3, 97/100.
- [136] Heinrich, B.; Kreitner, L.: Naßzerkleinerungssysteme für die Fein- und Feinstzerkleinerung in der chemischen Industrie. *Aufbereitungstechnik* **22**(1981)10, 556/562.
- [137] Hersey, J.A.; Krycer, I.: Fine grinding and the production of coarse particulates. *Chem Eng.*(1979)351, 837/840.
- [138] Rumpf, H.; Schönert, K.: Die Brucherscheinungen in Kugeln bei elastischen sowie plastischen Verformungen durch Druckbeanspruchung. *Dechema-Monogr.* **69**(1972)1292-1236, Tl.1, S.51/85.
- [139] Supel, J.: Experimentelle Analysen der Zerkleinerung körniger Stoffe. *Freiberger Forschungsh., Reihe A* (1975)539, 123/130.
- [140] Landwehr, D.; Pahl, M.H.: Zerkleinern. *Fortschritte der Verfahrenstechnik* **23**(1985)B, 99/113.
- [141] Petersen, H.: Kollektive Zerkleinerung von Kunststoffen bei Temperaturen unter 273 K. *Fortschr.-Ber.d.VDI-Z., R3*(1983),Nr.81.
- [142] Seifert, H.: Zerkleinerung durch Kaltmahlen - Anwendung und Grenzen. *Masch.Markt* **82**(1976)9, 126/129.
- [143] Giersiepen, G.; Bender, W.; Schwedes, J.; Elegeti, K.: Zerkleinern von Kautschuk bei tiefen Temperaturen. *Chem.-Ing.-Tech.* **53**(1981)8, 648/650.

- [144] Hukki, R.T.: Proposal for a solomonic settlement between the theories of von Rittinger, Kick and Bond. *Trans.Amer.Inst.Min.Met.Petrol Eng.* **220**(1961), 403/408.
- [145] Bond, F.C.; Wang, I.T.: A new theory of comminution. *Trans. Amer. Inst. Min. Met. Eng.* **187**(1950),871/878.
- [146] Peer, R.: Zur Gestaltung von Einschwingenbrechern. *Aufbereitungstechnik* **15**(1974)10, 542/546.
- [147] Schmitz, A.: Weiterentwicklung von Symons-Kegelbrecher und Gyradisc-Feinbrecher. *Aufbereitungstechnik* **15**(1974)10, 550/552.
- [148] Winterhalder, J.: Walzenbrecher – Erfahrungen in Konstruktion und Einsatz. *Aufbereitungstechnik* **17**(1976)4, 168/171.
- [149] Andreas, E.: Prinzip und Möglichkeiten der Prallzerkleinerung. *Aufbereitungstechnik* **16**(1975)2, 55/65.
- [150] Beitz, W.; Meyer, H.: Untersuchungen zur recycling-freundlichen Gestaltung von Haushaltsgroßgeräten. *Konstruktion* **33**(1981)8, 305/315.
- [151] Röhrig, K.: Abrasionsbeständige Eisengußwerkstoffe. *VDI-Z.* **124**(1982)5, 11/14, 17/20, 23/24.
- [152] Linke, G.: Entwicklungsstand der elektrohydraulischen Zerkleinerung. *Chem.-Ing.-Tech.* **40**(1968)3, 117/120.
- [153] Weckerle, H.J.: Energieumsatz beim elektrohydraulischen Umformen. *VDI-Z.* **119**(1977)8, 393/400.
- [154] Tiggesbäumker, P.; Knobloch, O.: Zementherstellung mit der Rollenmühle – Entwicklung und Aussichten. *Zement-Kalk-Gips* **32**(1979)4, 166/170.
- [155] Vienken, J.: Pendelmühle für Feinstmahlung. *Chem.-Anl. u. Verf.* (1984)10, 10.
- [156] Alpine: Feinstzerkleinerung mit Gutbett-Walzenmühlen. *Chemie-Technik* **19**(1990)3, 49/52.
- [157] Pallmann, H.: Zerkleinerungstechnik im Bereich der Nahrungs- und Genussmittelindustrie. *Verfahrenstechnik* **11**(1977)5, 270/276.
- [158] Vierwalzenstuhl. Druckschrift MU 18201, Bühler AG, CH-9240 Uzwil.
- [159] Niediek, E.A.: Untersuchungen zur Bearbeitung fließfähiger Stoffe mit dem Walzenstuhl. *Chem.-Ing.-Tech.* **47**(1975)17, 699/708.
- [160] Bovie, J.E.: Elastische Auskleidungen verringern Verschleiß in Schwerkraftmühlen. *Masch. Markt* **80**(1974)97, 1998/2000.
- [161] Spet, G.: Eckspiralpanzerung, eine neue Panzerung für Naß- und Trockenmahlung. *Aufbereitungstechnik* **16**(1975)8, 437/439.
- [162] Hoffmann, K.: Hochverschleißfeste Mahlkörper. *Zement-Kalk-Gips* **25**(1972)12, 575/592.
- [163] Mempel, G.: Kinetik der Hartzzerkleinerung. *Chem.-Ing.-Tech.* **37**(1965)11, 1146/1153 und 12, 1259/1263.
- [164] Hörner, B.; Patat, F.: Zur Problematik der Optimierung von Kugelmühlen. *Chem.-Ing.-Tech.* **47**(1975)1, 25.
- [165] Kirchner, K.; Aigner, M.: Beitrag zur Auslegung von Kugelmühlen aufgrund von Modellversuchen. *Chem.-Ing.-Tech.* **51**(1979)8, 820/821.
- [166] Isch, K.; Ablinger, A.; Wolf, H.: Getriebelose Mühlenantriebe in der Zementindustrie. *Zement-Kalk-Gips* **30**(1977)6, 282/286.
- [167] Bläuenstein, E.; Bommeli, J.; Wyss, P.: Über 350000 Betriebsstunden mit getriebelosen Mühlenantrieben von BBC...und ihre Ausführung heute. *Brown Boveri Mitt.* **70**(1983)11, 433/438.

- [168] Tiggesbäumker, P.; Müller, M.: Der Einfluß der Mühlendrehzahl von Kugelmühlen auf den spezifischen Energieaufwand und die Durchsatzleistung. *Aufbereitungstechnik* **24**(1983)10, 565/574.
- [169] Supp, A.; Brandhoff, W.: Entwicklung einer Mühle mit peripherem Ausstrag. *Verfahrenstechnik* **9**(1975)2, 67/71.
- [170] Gupta, V.K.; Kapur, P.C.: Empirical correlations for the effects of particulate mass and ball size on the selection parameters in the discretized batch grinding equation. *Powder Technol.* **10**(1974)4/5, 217/223.
- [171] Cloos, U.: Zusammensetzung und Behandlung von Mahlkörperchargen bei der Feinmahlung in Kugelmühlen. *Aufbereitungstechnik* **15**(1974)10, 574/575.
- [172] Kolostori, J.: Verschiedene Mahlkörperzusammensetzungen der Kugelmühle und ihre Wirkung auf den Kornaufbau des Mahlproduktes. *Aufbereitungstechnik* **17**(1976)10, 511/514.
- [173] Hoffmann, K.: Mahlkugelveschleiß in Rohrmühlen. *Zement-Kalk-Gips* **35**(1982)11, 609/615; **36**(1983)1, 21/39.
- [174] Zisselmar, R.: Die Dimensionierung von Rohrschwingmühlen auf der Grundlage von Laborversuchen. *Aufbereitungstechnik* **25**(1984)10, 553/563.
- [175] Bayer, M.: Neue Erkenntnisse auf dem Gebiet der Schwingmahlung. *Freiberger Forsch.-H.*, **A685**(1983), S. 24/38.
- [176] Höffl, K.: Untersuchungen zur Zerkleinerung in Schwingmühlen. *Freiberger Forsch.-H.*; Leipzig, RA (1988).
- [177] Leluschko, J.; Kirchner, K.: Die Naßmahlung in Kugelmühlen. Tl. 1: Leistungsaufnahme und Mahlkörperbewegung. *Aufbereit.-Techn.* **29**(1988)10, 553/562.
- [178] Steinebrunner, K.; Seifert, H.; Becker, R.: Rührwerkskugelmühlen und Hochdruckhomogenisator zum Aufschluß von Mikroorganismen in der Biotechnik. *Chem.-Ing.-Tech.* **64**(1992)10, 950/953.
- [179] Dürr, H.; Heidenreich, E.; Krüger, G.; Schultz, F.: Zerkleinerung und Materialtransport in Rührwerkskugelmühlen. *Chem. Techn.* **37**(1985)1, 13/16.
- [180] Stehr, N.: Residence time distribution in a stirred ball mill and their effect on comminution. *Chem. Eng. Process.* **18**(1984), 73/83.
- [181] Andel, A.; Thyn, J.: Verweilzeitspektrum und Zerkleinerung in Prallmühlen. *Eur. Sympos. Particle Technol., Amst., Vol. A 1980*, S. 370/385.
- [182] Schmidt, R.; Brauer, H.: Deterministische Prallzerkleinerung fester Partikeln in einer neuartigen Prallzerkleinerungsmaschine, *Chem.-Ing.-Tech.* **62**(1990)3, 222/223.
- [183] Rasper, R.; Husemann, K.; Wolf, R.: Untersuchungen zur Zerkleinerung in einer neuen Labor-Stiftmühle. *Chem.-Ing.-Tech.* **64**(1992)11, 1013/1015.
- [184] Huwald, E.: Die schnelllaufende Prallmühle zur Feinzerkleinerung von Hartgestein. *Aufbereitungstechnik* **19**(1978)6, 247/251.
- [185] Rammler, E.; Modde, P.: Zur Zerkleinerungscharakteristik von Schlagkreuzmühlen. *Freiberger Forschungsh.*, Reihe A(1973)512, 5/25.
- [186] Rink, N.: Laval-Strahlrohre zur Strahlmahlung. *Verfahrenstechnik* **8**(1974)9, 273/277.
- [187] Rink, N.: Untersuchungen zur Gutbeschleunigung in Laval-Strahlrohren. *Chem.-Ing.-Tech.* **47**(1975)7, 311.
- [188] Beke, B.: Bedeutung der Strahlmühlen in der Verfahrenstechnik. *Masch. Markt* **84**(1978)53, 1050/1053.
- [189] Mohanty, B.; Narasimhan, K.S.: Fluid energy grinding. *Powder Technol.* **26**(1982)1, 135/141.

- [190] Tanaka, T.: Theoretische Ableitung zur Verbesserung des Wirkungsgrads von Strahlmühlen. *Aufbereitungstechnik* **17**(1976)10, 499/502.
- [191] Tanaka, T.: Scale-up-theory of jet mills on basis of comminution. *Ind. and Engng. Chem.; Process Des. Dev.* **11**(1972)2, 238/241.
- [192] Volker, W.; Hörschkes, S.: Feinstmahlen schwer verarbeitbarer Stoffe. *Verfahrenstechnik* **25**(1991)4, 41/44.
- [193] Lange, K.: Kompakte Feinstmahlanlage mit Fließbett Gegenstrahlmühle. *Chemie-Technik* **13**(1984)5, 23/26.
- [194] Kaiser, F.; Nied, R.: Moderne Strahlmühlen. *Aufbereitungstechnik* **21**(1980)10, 507/514.
- [195] Haese, U.: Erzeugung feinsten Körnungen durch Gegenstrahlmahlung. *Verfahrenstechnik* **10**(1976)6, 368/378.
- [196] Gühne, H.P.: Prinzip und Betriebsergebnisse einer Gegenstromprallmühle. *Verfahrenstechnik* **14**(1980)5, 326/329.
- [197] Schaub, R.: Feinzerkleinerung von Lebensmitteln mit dem Cryogen-Kaltmahlverfahren. *Chem.-Anl. u. Verf.* (1974)6, 43/44.
- [198] Heegn, H.: Mechanische Aktivierung von Festkörpern. *Chem.-Ing.-Tech.* **62**(1990)6, 458/464.
- [199] Schneider, D.: Erfahrungen mit Staubexplosionsunterdrückungssystemen in Mahlanlagen. *VDI-Ber.* (1984)494, 293/307.
- [200] Schacht, W.: Verfahren für die Berechnung von Flüssigkeitsstrahl-Ventilatoren und Strahlwäscheranlagen. *Chem.-Ing.-Tech.* **64**(1992)4, 382/383.
- [201] Wagner, G.: Anwendungsmöglichkeiten und Einsatzgebiete von Strahlpumpen. *Chem.-Ing.-Tech.* **51**(1979)9, 867/877.
- [202] Henzler, H.-J.: Das Verhalten von Strahlsaugern. *Verfahrenstechnik* **15**(1981)10, 738/749.
- [203] Henzler, H.-J.: Zur Auslegung von Strahlsaugern für einphasige Stoffsysteme. *Chem.-Ing.-Tech.* **54**(1982)1, 8/16.
- [204] Schweizer, P.; Covelli, B.; Widmer, F.: Dimensionierung eines Prillturmes. *Chimia* **29**(1975)2, 78/84.
- [205] Wells, G.L.; Kern, J.: Ein verallgemeinertes Verfahren zur rechnerischen Auslegung von Sprühtürmen. *Chem.-Ing.-Tech.* **51**(1979)6, 674/675.
- [206] Kegel, B.: Mikroverkapselung durch Hydroprillieren. *Swiss Chem* **11**(1989)6, 29/33.
- [207] Mortensen, S.: Wahl des optimalen Trocknungsprozesses. *Chemie-Anlagen + Verfahren* (1990)12, 38/40.
- [208] Häussler, W.; Pelz, F.: Berechnungsverfahren für Sprühkammern. *Luft- und Kältetechnik* (1972)1, 23/27.
- [209] Tsonopoulos, C.; Newman, J.; Prausnitz, J.M.: Rapid aging and dynamic surface tension of dilute aqueous solution. *Chem. Engng. Science* **26**(1971), 817/822.
- [210] Koerner, G.; Rossmly, G.; Sängler, G.: Oberflächen und Grenzflächen. *Goldschmidt inf.* **29**(1974)2, 2/41.
- [211] Mersmann, A.: Beispiele dimensionsloser Kennzahlen in der Mechanischen Verfahrenstechnik. *Verfahrenstechnik* **5**(1971)1, 23/28.
- [212] Lambert, L.C.: Versatile oil burner offers high efficiency and reduces emissions. *Chem. Engng. J.* **81**(1974)18, 51/54.
- [213] Schümmer, P.; Tebel, K.H.: Monodisperse Tropfen-Erzeugung aus einem zwangsgestörten Freistrah. *Chem.-Ing.-Tech.* **53**(1981)12, 979.

- [214] Naefe, P.; Ringel, H.; Zimmer, E.: Erzeugung gleichförmiger Tropfen aus Flüssigkeitsstrahlen. *Chem.-Ing.-Tech.* **50**(1978)4, 321.
- [215] Dombrowski, N.; Neale, N.D.: Formation of streams of uniform drops from fan spray pressure nozzles. *J. Aerosol Sci.* **5**(1974)6, 551/555.
- [216] Schmidt, P.: Zerstäuben von Flüssigkeiten mittels Ultraschall und elektrostatischem Feld. *Masch.-Markt* **91**(1985)72, 1419/1421.
- [217] Schmidt, P.; Walzel, P.: Zerstäuben von Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* **52**(1980)5, 304/311.
- [218] Walzel, P.: Zertropfen von Flüssigkeiten mittels Druckschwingungen. *Chem.-Ing.-Tech.* **51**(1979)5, 525.
- [219] v. Ohnesorge, W.: Die Bildung von Tropfen an Düsen und die Auflösung flüssiger Strahlen. *J. angew. Math. Mech.* **16**(1936)6, 355/358.
- [220] Walzel, P.: Auslegung von Einstoff-Druckdüsen. *Chem.-Ing.-Tech.* **54**(1982)4, 313/318.
- [221] Dombrowski, N.; Wolfsohn, D.L.: The atomization of water by swirl spray pressure nozzles. *Trans. Inst. Chem. Eng.* **50**(1972), 259/269.
- [222] Umhauer, H.: Ermittlung von Partikelgrößenverteilungen in Aerosolströmungen hoher Konzentration mit Hilfe einer Streulichtmessung. *Chem.-Ing.-Tech.* **47**(1975)7, 297.
- [223] Walzel, P.: Zerstäuben von Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* **62**(1990)12, 983/994.
- [224] Licht, W.: Maximum drop size produced by pneumatic atomization. *AIChE J.* **20**(1975)3, 595/596.
- [225] Richter, T.; Walzel, P.: Zerstäuben von Flüssigkeiten mit Hohlkegeldüsen. *Chem.-Ing.-Tech.* **61**(1989)4, 319/321.
- [226] Reinhard, A.: Das Verhalten fallender Tropfen. *Chem.-Ing.-Tech.* **36**(1964)7, 740/746.
- [227] Bending, L.: Nebelanalyse – Verteilung der Tropfengröße an Zerstäubungsdüsen. *Maschinenmarkt* **95**(1989)34, 126/131.
- [228] Walzel, P.: Trennfilmzerstäubung von Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* **53**(1981)7, 587/579.
- [229] Dombrowski, N.; Lloyd, T.L.: Atomization of liquids by spinning cups. *Chem. Engng. J.* **81**(1974)1, 63/81.
- [230] Iribarne, J.V.; Klemes, M.: Electrification associated with droplet production from liquid jets. *J. chem. Soc., Faraday Trans.* **70**(1974)7, 1219/1227.
- [231] Ulfik, B.; Richter, W.: Sichter und Siebvorrichtungen. *Chem.-Ing.-Tech.* **63**(1991)11, 1069/1074.
- [232] Schmidt, P.: Siebklassieren. *Chem.-Ing.-Tech.* **56**(1984)12, 897/901.
- [233] Haver, E.F.; Schönbauer, G.: Exakte Filtration durch Metalldrahtgewebe. *Aufbereitungstechnik* **15**(1974)3, 132/136.
- [234] Bremus, H.-J.: Einsatzkriterien für textile Filtermedien. *Chem.-Ing.-Tech.* **53**(1981)6, 433/438.
- [235] Dietrich, H.: Der Nadelfilz und die Filtration. *Verfahrenstechnik* **5**(1971)2, 68/72.
- [236] Loy, W.: Vliesstoffkonstruktionen für die Gas- und Flüssigkeitsfiltration. *Text.-Prax. int.* **39**(1984)3, 216/218, 223.
- [237] Hoffmann, G.; Kapoor, D.: Eigenschaften und Anwendung gesinterter, korrosionsbeständiger Filterwerkstoffe. *Chem.-Ing.-Tech.* **48**(1976)5, 410/416.
- [238] Balkham, A.: Porous plastics for use in filtration. *Filtr. and Sep.* **21**(1984)3, 211/213.

- [239] Bott, R.: Mikroporöse Filtermedien für die Kuchenfiltration. Chem.-Ing.-Tech. **62**(1990)9, 718/724.
- [240] Hutto, F.B.: What the filter man should know about filter and filtration. Filtration **12**(1975)2, 164/170.
- [241] Fütterer, R.: Filterhilfsmittel – Wirkungsweise, spezifische Eigenschaften und Möglichkeiten zur Qualitätskontrolle. Chem. Techn., Leipzig, **28**(1976)11, 662/665, **29**(1977)1, 18/24.
- [242] Heidenreich, E.; Tittel, R.; Görner, R.: Rechnergestützte optimale Filterhilfsmitteldosierung für die Anschwemmfiltration. Chem. Techn., Leipzig, **37**(1985)2, 57/59.
- [243] Beavers, G.S.; Sparrow, E.M.; Rondez, D.E.: Influence of bed size on the flow characteristics and porosity of randomly packed beds of spheres. Trans. ASME, Ser.E, **40**(1973)3, 655/660.
- [244] Tiller, F.M.; Anderson, F.M.: Compressible cake filtration in [212], S. 315/398.
- [245] Tiller, F.M.: What the filter man should know about theory. Filtration Separation **12**(1975)4, 386/394.
- [246] Zogg, M.: Experimentelle Bestimmung der Filtrationseigenschaften kompressibler Filterkuchen. Swiss Chem **2**(1980)6, 43/54.
- [247] Zogg, M.: Filtration mit kompressiblem Kuchen. Swiss Chem **1**(1979)5, 27/34.
- [248] Bender, W.; Redeker, D.: Fortschritte bei der mechanischen Flüssigkeitsabtrennung durch Filtration. Chem.-Ing.-Tech. **53**(1981)4, 227/236.
- [249] Schulz, G.: Beeinflußung der Filtrationseigenschaften von Suspensionen durch vorangehende Flockung. Freiburger Forschungsh., Reihe A(1973)513, 65/94.
- [250] Wakeman, R.J.: A numerical integration of the differential equation describing the formation of and flow in compressible filter cakes. Trans. of the Inst. Chem. Eng. **56**(1978)4, 258/265.
- [251] Risbud, H.M.: Cake filtration empirically incorporating particle migration. Filtr. and Sep. **18**(1981)1, 20/24.
- [252] Ward, A.S.: Filtration research in Japan. Chem. Engng. (1980)352, 27/30,37.
- [253] Zeitsch, K.: Eine neue Theorie für die Permeabilität eines durch Sedimentation entstandenen Filterkuchens. Tech. Mitt. Krupp, Forsch.-Ber. **42**(1984)2, 71/76.
- [254] Tiller, F.M.; Ananthakrishnan, O.V.: Filtration with variable slurry concentration. J. of chem. Engng. Japan **13**(1980)5, 380/385.
- [255] Koglin, B.: Einfluß der Agglomeration auf die Filtrierbarkeit von Suspensionen. Preprints GVC-Tagung Filtertechnik. VDI-Ges. Verfahrenstechnik u. Chemieingenieurwesen, Düsseldorf 1983, Nachtragsband, S. 65/80.
- [256] Hackl, A.; Höflinger, W.: Zur Modellierung der Anschwemmfiltration am Vakuumtrommelfilter. Chem. Techn. **36**(1984)1, 23/29 und **36**(1984)11, 456/459.
- [257] Wronski, S.; Laskowski, L.K.: Filtration von Suspensionen mit zeitlich veränderlichen Kuchenwiderständen. Chem. Techn. **27**(1975)2, 88/90.
- [258] Dodds, J.A.; Baluais, G.: The limits to moisture removal by air blow dewatering. EFCE Publ. Ser. **41**(1985), 161/173.
- [259] Merten, C.: Zweiparametrisches Modell zur Beschreibung der Flüssigkeits- u. Gasströmung bei d. Filterkuchenentfeuchtung. Chem. Techn. **35**(1983)1, 16/19.

- [260] Neu, W.: Untersuchung des Waschprozesses in Filterpressen. Chem.-Ing.-Tech. **53**(1981)12, 957/959.
- [261] Hermia, J.: Filter cake washing. NATO ASI Ser. E**88**(1985), 310/332.
- [262] Wakeman, R.J.: Some recent development in the fundamentals of filter cake drainage and washing. EFCE Publ. Ser. **41**(1985), 131/145.
- [263] Bender, W.: Das Auswaschen von Filterkuchen. Chem.-Ing.-Tech. **55**(1983)11, 823/829.
- [264] Puff, Th.; Stahl, W.: Preßentwässerung mit nachgeschalteter Gasdifferenzdruckentwässerung. Chem.-Ing.-Tech. **64**(1992)3, 298/299.
- [265] Tiller, F.M.: Hydraulic deliquoring of compressible filter cakes. AIChE Journal **29** (1983)2, 297/305.
- [266] Zeitsch, K.: Eine neue Theorie der Zentrifugalentfeuchtung. Chem. Techn. **33**(1981)9, 456/461.
- [267] Koglin, B.: Einfluß der Agglomeration auf die Filtrierbarkeit von Suspensionen. Chem.-Ing.-Tech. **56**(1984)2, 111/117.
- [268] Schmitz, R.; Wöhlk, W.: Die Fällungskristallisation am Beispiel der Tricalciumcitrat-Fällung. Chemie-Technik **9**(1980)7, 345/348.
- [269] Keppler, M.: BHS-FEST-Druckdrehfilter. Verfahrenstechnik **7**(1973)1, 8/14.
- [270] Jung, H.F.: Filterpressen – Apparat und Verfahren der mechanischen Trenntechnik. Masch.markt **83**(1977)79, 1562/1564.
- [271] Bolek, M.: Leistungsoptimierung von Filterpressen. Chem. Techn. **30**(1978)8, 399/402.
- [272] Kurita, T.; Suwa, S.: Filtration and expression of municipal sludges by the automatic press. Filtr. and Sep. **17**(1980)3, 245/247.
- [273] Nininni, G.; Spinosa, L.; Misiti, A.: Evaluation of filter press performance for sludge dewatering. J. of the Water Pollut. Control Fed. **56**(1984)4, 331/336.
- [274] Abramow, W.P.: Untersuchung der Filtration durch eine Anschwemm-schicht in kontinuierlich arbeitenden Vakuumtrommelfiltern. Chem. Techn. **27**(1975)1, 18/20.
- [275] Smith, G.R.S.: How to use rotary vacuum precoat filters. Chem. Engng. **83**(1976)4, 84/90.
- [276] Nicolaou, I.; Stahl, W.: Die rechnergestützte Simulation von Drehfiltern. Chem.-Ing.-Tech. **63**(1991)3, 268/269.
- [277] Tiller, F.M.; Risbud, H.: Analytical formulas for disc filters. AIChE J. **20**(1974)1, 36/42.
- [278] Schweigler, N.; Stahl, W.: Zur Beeinflussung des Gasdurchsatzes auf kontinuierlichen Drehfiltern. Chem.-Ing.-Tech. **62**(1990)3, 206/207.
- [279] Tomiak, A.: Predicting performance of countercurrent filtration washing systems. Filtr. and Sep. **16**(1979)4, 354/360.
- [280] Wakeman, R.J.: Filtration and washing on vacuum filters. Filtr. and Sep. **21** (1984)3, 201/205.
- [281] Gasper, H.: Bandfilterpressen mit Hochdruckzone für hohe Feststoffgehalte. Chem-Anl. u. Verf. (1982)6, 25/26.
- [282] Bach, H.: Perspektiven der Trocknung auf dem Vakuumbandfilter. Chemie-Technik **19**(1990)5, 40/42.
- [283] Kuhlen, K.: Bandfilteranlage mit gasdichter Kapselung. Chemie-Technik **13**(1984)3, 17/18.

- [284] Schmid, H.-P.: Taktbandfilter zur Entwässerung von REA-Gips. *Chemie-Technik* **14**(1985)2, 14/18.
- [285] Fischer, E.; Raasch, J.: Querstromfiltration. *Chem.-Ing.-Tech.* **56**(1984)8, 573/578.
- [286] Wronski, S.; Mroz, A.: Power consumption in dynamic disc filters. *Filtr. and Sep.* **21**(1984)6, 397/400.
- [287] Tobler, W.: Dynamische Filtration. *Escher-Wyss-Mitteilungen* **52**(1979)21.
- [288] Wronski, S.; Molga, E.; Rudniak, L.: Dynamic Filtration in biotechnology *Bioprocess. Engng.* **4**(1989)3, 99/104.
- [289] Belfor, G.; Nagata, N.: Fluid mechanics and crossflow filtration. *Desalination, Amst.* **53**(1985)Sept., 57/79.
- [290] Alt, Ch.: Abtrennen fester und fluider Partikel aus Flüssigkeiten. *Fortschritte der Verfahrenstechnik* **18**(1980), 133/172.
- [291] Samhaber, W.: Auslegungsaspekte von Membrantrennanlagen. *Swiss Biotech* **2**(1984)5, 37/42.
- [292] Gernedel, C.; Kessler, H.G.: Ultrafiltration kolloidaler Systeme. *Verfahrenstechnik* **15**(1981)9, 646/650.
- [293] Rickli, F.: Entsorgen verbrauchter Öl-Wasser-Emulsionen. *Chem. Rdsch.* **35**(1982)50, 1/2.
- [294] Understanding Ultrafiltration. Broschüre RP 39 der Firma Millipore 1990, Millipore AG, CH-8604 Volketswil.
- [295] Strathmann, H.; Chimel, H.: Membranen in der Verfahrenstechnik. *Chem.-Ing.-Tech.* **57**(1985)7, 581/596.
- [296] Jodeit, H.; Löffler, F.: Die Partikelabscheidung in realen Tiefenfiltern. *Chem.-Ing.-Tech.* **58**(1986)2, 129/131.
- [297] Ives, K. J.: Deep bed filters. *NATO ASI Ser. E88*(1985), 90/145.
- [298] Regen, S. D.; Fogler, H. S.: A network model for deep bed filtration of solid particles an emulsion drops. *AICHE J.* **34**(1988)11, 1761/1772.
- [299] Gros, H.: Optimierung der Flockungsfiltration zur weitergehenden Abwasserreinigung. *Chem. Rdsch.* **35**(1982)35, 1/3.
- [300] Löffler, F.: Die Abscheidung von Partikeln aus Gasen in Faserfiltern. *Chem.-Ing.-Tech.* **52**(1980)4, 312/323.
- [301] Flatt, W.: Neuere Apparative Entwicklungen bei Gewebe- und Faserfiltern. *Chem.-Ing.-Tech.* **56**(1984)2, 99/103.
- [302] Klingel, R.; Löffler, F.: Zur Frage der optimalen Reinigungsbedingungen für Schlauchfilter mit Druckstoßabreinigung. *Chem. Eng. Process.* **18**(1984)4, 189/198.
- [303] Dietrich, H.: Der technische Entwicklungsstand von Filtermedien für anspruchsvolle verfahrenstechnische Aufgaben. *Staub Reinhalt. d. Luft* **44**(1984)10, 426/432.
- [304] Wolter, D.: Partikelentfernung aus Gasen mit Membranfiltration. *Chemie-Technik* **13**(1984)9, 48/53.
- [305] Leahy, T.J.; Gabler, R.: Sterile filtration of gases by membrane filters. *Biotechnol. and Bioengng.* **26**(1984)8, 836/843.
- [306] Jodeit, H.; Löffler, F.; Umhauer, H.: Eine schnelle Methode zur Bestimmung der Abscheideeigenschaften von Faserfiltern. *Chem.-Ing.-Tech.* **55**(1983)7, 551/553.

- [307] Vansteenkiste, Ph.: Die Vermeidung statischer Aufladungen in Filtergeweben durch den Einsatz feiner Metallfasern. *Chemie-Technik* **9**(1980)7, 357/360.
- [308] Riehle, C.; Löffler, F.: Ähnlichkeitsgesetze für den Partikeltransport in Elektrofiltern. *Chem.-Ing.-Tech.* **64**(1992)3, 266/268.
- [309] Eigenmann, G., u. A.: Umweltschutz für Berufe der chemischen Industrie und Ring-Jet-Wascheinheit. Broschüre 21786d/2.80, CIBA-GEIGY Umwelttechnik, CH-4200 Basel.
- [310] Holzer, K.: Naßabscheidung von Feinstäuben und Aerosolen. *Chem.-Ing.-Tech.* **51**(1979)3, 200/207.
- [311] Mersmann, A.; v. Morgenstern, I.B.; Deixler, A.: Deformation, Stabilität u. Geschwindigkeit fluider Partikeln. *Chem.-Ing.-Tech.* **55**(1983)11, 865/867.
- [312] Churchill, S.W.: A Theoretical Structure and Correlating Equation for the Motion of Single Bubbles. *Chemical Engineering and Processing*, **29**(1989) 269/279.
- [313] Zogg, M.: Neue Berechnungsunterlagen für die Sedimentation kugelförmiger Teilchen. *Chem. Rdsch.* **28**(1975), 43/49.
- [314] Brauer, H.: Impuls-, Stoff- und Wärmetransport durch die Grenzfläche kugelförmiger Partikeln. *Chem.-Ing.-Tech.* **45**(1973)18, 1099/1103.
- [315] Martin, H.: Wärme- und Stoffübertragung in der Wirbelschicht. *Chem.-Ing.-Tech.* **52**(1980)3, 199/209.
- [316] Hottovy, J.D.; Sylvester, N.D.: Drag coefficients for irregularly shaped particles. *Ind. and Engng. Chem., Process Des. Dev.* **18**(1979)3, 433/436
- [317] Chan, K.W.; Baird, M.H.I.; Round, B.G.F.: Motion of a solid sphere in a horizontally oscillating liquid. *Chem. Engng. Sci.* **29** (1974)7, 1585/1592.
- [318] Marchildon, E.K.; Gauvin, W.H.: Effect of acceleration, deceleration and particle shape on single-particle drag coefficients in still air. *AIChE J.* **27**(1979)6, 938/948
- [319] Zehner, P.: Beschreibung der Fluidodynamik von gleichmäßig fluidisierten Kugelschwärmen. *Chem. Eng. Process.* **19**(1985), 57/65.
- [320] Leu, R. J.; Ghosch, M. M.: Polyelectrolyte characteristics and flocculation. *J. Amer. Water Works Assoc.* **80**(1988)4, 159/167.
- [321] Burkert, H.; Horacek, H.: Anwendung von Flockungsmitteln bei der mechanischen Flüssigkeitsabtrennung. *Chem.-Ing.-Tech.* **58**(1986)4, 279/286.
- [322] Mühle, K.; Domasch, K.; Neesse, T.: Zur physikalisch begründeten Modellierung des Flockungsprozesses. *Chem. Tech.* **34**(1982)1, 14/18; 7, 360/363; 12, 641/642.
- [323] Reuter, J.: Das Flotationsverfahren und seine Anwendung bei Prozessen der fest/flüssig-Trennung. *Aufbereitungstechnik* **15**(1974)9, 475/489.
- [324] Kellerwessel, H.: Verfahren zum Trennen von dispersen Feststoffmengen in ihre stofflichen Komponenten. *Chem.-Ing.-Tech.* **49**(1977)3, 187/192.
- [325] Zlokarnik, M.: Neue Wege bei der flotativen Aufbereitung und Abwasserreinigung in der chemischen Industrie. *Chem.-Ing.-Tech.* **53**(1981)8, 600/606.
- [326] Bennoit, H.: Vorklärung von Chemieabwasser durch Sedimentation und Entspannungsfotation. *Chem.-Ing.-Tech.* **57**(1985)2, 158/159.
- [327] Ostermaier, K.; Dobias, B.: Trennung von Proteinen aus ihren Gemischen. *Chem.-Ing.-Tech.* **56**(1984)2, 142.
- [328] Cordoba-Molina, J.F.; Hudgins, R.R.; Silveston, P.L.: The gravity clarifier as a stratified flow phenomenon. *Cand. J. of chem. Engng.* **57**(1979)6, 249/254.

- [329] Machej, K.; Niemiec, W.: Dimensionierung rechteckiger Absatzbecken unter Berücksichtigung der Einlaufstörungen. Chem. Tech. **29**(1977)7, 381/383.
- [330] Schubert, H.: Zur Theorie und zur Auslegung von Sedimentationsprozessen. Aufbereitungstechnik **22**(1981)8, 427/441.
- [331] Rowley, M. E.; Davies, G. A.: The design of plate separators for the separation of oil-water dispersions. Chem. Engng. Res. and Des. **66**(1988)4, 313/322.
- [332] Binder, H.; Wiesmann, U.: Sedimentation aus Mehrkornsuspensionen in schräg stehenden, laminar durchströmten Rechteckrohren. Chem.-Ing.-Tech. **52**(1980)4, 332/333.
- [333] Fitch, B.: Kynch theory and compression zones. AIChE J. **29**(1983)6, 940/947.
- [334] Leschonski, K.: Das Klassieren disperser Feststoffe in gasförmigen Medien. Chem.-Ing.-Tech. **49**(1977)9, 708/719.
- [335] Lauer, O.: Auswahl des richtigen Windsichters nach Produktionsanforderungen. Masch.markt **82**(1976)47, 833/835.
- [336] Ulfik, B.; Richter, W.: Sichter und Siebvorrichtungen. Chem.-Ing.-Tech. **63**(1991)3, 1069/1074.
- [337] Simon, E.: Die diskontinuierliche Zentrifuge als Betriebssystem in der Chemischen Industrie. Chem.-Ing.-Tech. **54**(1982)4, 333/350.
- [338] Quentsch, H.: Filterzentrifugen mit neuartigem Entleerungsmechanismus. Verfahrenstechnik **7**(1973)1, 23/24.
- [339] Hultsch, G.: Neue apparative Entwicklungen bei Filterzentrifugen. Chem.-Ing.-Tech. **55**(1983)11, 840/845.
- [340] Zürer, H.: Schubzentrifugen für hochabrasive Schleudergüter und intensive Waschprozesse. Escher-Wyss-Mitt. **49**(1976)1, 8/12.
- [341] Hoppe, B.; Jaeger, D.: Untersuchungen zur Durchsatzsteigerung an Schubzentrifugen. Escher-Wyss-Mitt. **52**(1979)1, 38/42.
- [342] Alt, Ch.: Pusher Centrifuges - Optimum Conditions. Filtr. and Sep. **17**(1980)1, 47/50.
- [343] Fengler, G.: Siebschnecken-Zentrifugen. Chem.-Anl. u. Verf. (1984)10, 121/124; 11, 89/90.
- [344] Molerus, O.; Brunner, K.: Verfahrenstechnische Auslegung von Schwing-sieb-zentrifugen. Chem.-Ing.-Tech. **48**(1976)2, 109/115.
- [345] Wilkesmann, H.: Kinematik und verfahrenstechnische Optimierung einer Massengut-Zentrifuge mit Präzisionsaustrag. Aufbereitungstechnik **19**(1978)12, 587/592.
- [346] Reuter, H.: Strömungen und Sedimentation in der Überlaufzentrifuge. Chem.-Ing.-Tech. **39**(1967)5/6, 311/318; 9/10, 548/553.
- [347] Glinka, U.: Die Strömung in Überlaufzentrifugen. Verfahrenstechnik **17**(1983)5, 315/323.
- [348] Frampton, G.A.: Evaluating the Performance of Industrial Centrifuges. Chem. Proc. Engng. **8**(1963), 402/414.
- [349] Zastrow, J.: Theoretische Berechnung der Abscheideleistungen von Tellerzentrifugen. Chem. Techn. **27**(1975)5, 277/279.
- [350] Brunner, K.-H.; Molerus, O.: Theoretische und experimentelle Untersuchung der Feststoffabscheidung im Tellerseparator. Chem.-Ing.-Tech. **51**(1979)3, 238/239.
- [351] Brunner, K.-H.; Molerus, O.: Berechnung und Messung der Feststoffabscheidung in Tellerseparatoren. Chem. Techn. **33**(1981)5, 237/240.

- [352] Hülsen, H.H.: Die Strömung in Eindickern und Dekantern. Aufbereitungstechnik **18**(1975)5, 203/209.
- [353] Monostori, E.; Horanyi, R.; Savelli, L.: Ähnlichkeitsbetrachtungen zur Schaffung einer Typenreihe für Schneckenzenrifugen. Chem. Tech. **34**(1982)2, 77/81.
- [354] Alt, C.; Gösele, W.: Einsatzkriterien für Dekanter. Chem.-Ing.-Tech. **54**(1982)5, 425/430.
- [355] Bürkholz, A.: Die Tropfenabscheidung in Zyklonen in Abhängigkeit von Gasdurchsatz, Druckverlust, Tropfengröße und Zyklonabmessungen. Chem.-Ing.-Tech. **56**(1984)6, 484/485.
- [356] Smigerski, H.-H.: Trenneigenschaften von Rotor-Sichtern und Zyklonen. Chem.-Ing.-Tech. **63**(1991)12, 1254/1255.
- [357] Bohnet, M.: Trennen nicht mischbarer Flüssigkeiten. Chem.-Ing.-Tech. **48**(1976)3, 177/189.
- [358] Braun, Th.: Einsatz von Hydrozyklonen zur Trennung nicht mischbarer Flüssigkeiten. Chem. Ind., Düsseld., **37**(1985)5, 331/334.
- [359] Trawinski, H.: Zum Stand der Hydrozyklon-Technologie. Verfahrenstechnik **12**(1978)11, 710/716.
- [360] Braun, Th.; Bohnet, M.: Berechnung der Fraktionstrenngradkurve von Hydrozyklonen. Chem.-Ing.-Tech. **61**(1989)9, 740/741.
- [361] Bohnet, M.: Optimalauslegung von Hydrozyklonen. Chem. Techn. **34**(1982)11, 564/568.
- [362] Moir, D.N.: Selection and use of hydrocyclones. Chem. Eng. (1985)410, 20/27.
- [363] Muschelknautz, E.: Vt-Hochschulkurs II – Mechanische Verfahrenstechnik. Verfahrenstechnik **6**(1972)3; 5; 8; 9; 10; und **8**(1974)8.
- [364] Muschelknautz, E.: Theorie der Fliehkraftabscheider mit besonderer Berücksichtigung hoher Temperaturen und Drücke. VDI-Berichte (1980)363, 49/60.
- [365] Bohnet, M.: Zyklonabscheider zum Trennen von Gas/Feststoff-Strömungen. Chem.-Ing.-Tech. **54**(1982)7, 621/630.
- [366] Dirgo, J.; Leith, D.: Performance of theoretically optimised cyclones. Filtr. and Sep. **22**(1985)2, 119/125.
- [367] Zisselmar, R.: Der Zyklonabscheider – Allgemeine Berechnungsgrundlagen sowie Untersuchungen an einer Bauart mit neuartiger Ein- und Auslaufgeometrie. Aufbereitungstechnik **25**(1984)6, 341/351.
- [368] Mothes, H.; Löffler, F.: Zur Berechnung der Partikelabscheidung in Zyklonen. Chem. Eng. Process. **18**(1984)6, 323/331.
- [369] Kirch, R.: Der Einfluß der Turbulenz auf die Partikelbewegung im Gaszyklon. Fortschr.-Ber. d. VDI-Z., R7 (1988) 145.
- [370] Wirth, K.E.: Die Grundlagen der pneumatischen Förderung. Chem.-Ing.-Tech. **55**(1983)2, 110/122.
- [371] Bohnet, M.: Fortschritte bei der Auslegung pneumatischer Förderanlagen. Chem.-Ing.-Tech. **55**(1983)7, 524/539.
- [372] Siegel, W.: Berechnung von pneumatischen Saug- und Druckförderanlagen. Fördern und Heben (1983)10, 737/822, 11, 817/822.
- [373] Reitor, G.: Pneumatische Förderer. Werkstattblatt, C. Hanser Verlag, (1984)Nr. 906, Gr. M.

- [374] Shook, C.A.: Developments in hydrotransport. *Canad. J. chem. Engng.* **54**(1976)1/2, 23/35.
- [375] Schott, H.-K.: Das Küttner Dichtstromverfahren. *Steel and Met. Mag.* **27**(1989)4, 272/277.
- [376] Brauer, H.: Eigenschaften der Zweiphasenströmung bei der Rektifikation in Füllkörpersäulen. *Dechema-Monographien. Bd. 37*, Verlag Chemie, Weinheim 1960, S. 7/78.
- [377] Brauer, H.; Mewes, D.: Strömungswiderstand sowie Stoff- und Wärmeübergang in ruhenden Füllkörperschichten. *Chem.-Ing.-Tech.* **44**(1972)1/2, 93/96.
- [378] Ergun, S.: Fluid flow through packed columns. *Chem. Eng. Progr.* **48**(1952)2, 89/94.
- [379] Reichelt, W.: Zur Berechnung des Druckverlusts einphasig durchströmter Kugel- und Zylinderschüttungen. *Chem.-Ing.-Tech.* **44**(1972)18, 1068/1071.
- [380] Achenbach, E.: Druckverlust von durchströmten Kugelschüttungen bei hohen Reynoldszahlen. *Chem.-Ing.-Tech.* **54**(1982)1, 66/67.
- [381] Gauvin, W.H.; Katta, S.: Momentum transfer through packed beds of various particles in the turbulent flow regime. *AIChE J.* **19**(1973)4, 775/783.
- [382] Pahl, M.H.; Rumpf, H.: Einfluß der Partikelanordnung und der Partikelform im Widerstandsgesetz von Porenströmungen. *Verfahrenstechnik* **11**(1977)9, 535/537.
- [383] Wunder, R.; Mersmann, A.: Wärmeübergang zwischen Gaswirbelschichten und senkrechten Austauschflächen. *Chem.-Ing.-Tech.* **51**(1979)3, 241.
- [384] Martin, H.: Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surface of Immersed Heat Exchanger Elements. *Chem Eng. Proces.* **18**(1984)3, 157/169 and 4, 199/223.
- [385] Sporenberg, F.; Liebhardt, J.: Untersuchungen zum Wärmeübergang in Gaswirbelschichten. *Brennstoff-Wärme-Kraft* **37**(1985)11, 450/453.
- [386] Schwedes, J.; Richter, W.: Der pneumatische Granulatmischer. *Aufbereitungstechnik* **17**(1976)3, 115/118.
- [387] Kambrock, W.: Mixing and homogenizing of granular bulk in a pneumatic mixer unit. *Powder Technol.* **15** (1976)2, 199/206.
- [388] Röben, K.; Steffen, E.: Praktische Anwendung von Mehrstufen-Rieselboden-Fließbettapparaten. *Aufbereitungstechnik* **15**(1974)12, 665/669.
- [389] Varma, Y.B.G.: Pressure drop of the fluid and the flow patterns of the phases in the multistage fluidization. *Powder Technol.* **12**(1975)2, 167/174.
- [390] Pillay, P.S.; Varma, Y.B.G.: Pressure drop in solids and solids holding time in multistage fluidization. *Powder Technol., Lausanne* **27**(1983)2, 223/231.
- [391] Hiquily, N.; Couderc, J.P.; Angelino, H.: Analyse des conditions de fonctionnement du distributeur a billes. *Powder Technol., Lausanne* **22**(1979)1, 59/69.
- [392] Qureshi, A.E.; Creasy, D.E.: Fluidized bed gas distributors. *Powder Technol., Lausanne* **22**(1979)1, 113/119.
- [393] Bauer, W.; Werther, J.; Emig, G.: Der Einfluß der Gasverteiler-Konstruktion auf das Betriebsverhalten von Wirbelschichten. *Chem.-Ing.-Tech.* **53**(1981)3, 202/203.
- [394] Geldart, D.; Baeyens, J.: The design of distributors for gas-fluidized beds. *Powder Technol., Lausanne* **42**(1985)1, 67/78.

- [395] Geldart, D.: Types of gas fluidization. *Powder Technol.*, Lausanne 7(1973), 285/292.
- [396] Pawlowski, J.: Neue Approximationsbeziehung und Nomogramm zur Ermittlung der Ausdehnung von homogenen Fließbetten. *Verfahrenstechnik* 9(1975)2, 74/77.
- [397] Abrahamsen, A.R.; Geldart, D.: Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders. *Powder Technol.*, Lausanne 24(1980)1, 35/46.
- [398] Huisgen, M.; Josfeld, F.J.; Siebler, I.: Fluiddynamische Grundlagen der Wirbelschicht. *VDI-Ber.* (1989)715, 81/107.
- [399] Molerus, O.; Werther, J.: Vorausberechnung der Blasengrößenverteilung in Wirbelschichten. *Chem. Techn.* 34(1982)10, 511/516.
- [400] Bohnet, M.: Feststoffaustrag aus Wirbelschichten. *Verfahrenstechnik* 12(1978)7, 430/435.
- [401] Hatano, H.; Shida, M.: The entrainment of solid particles from a gas-solid fluidized bed. *J. of chem. Engng. Japan* 14(1981)4, 306/311.
- [402] Briens, C.L.; Bergougnou, M.A.: A new model for entrainment from fluidized beds. *AIChE J.* 32(1986)2, 233/238.
- [403] Boross, L.: Staubaustrag aus Wirbelschichten. *Chem. Techn.* 37(1985)5, 202/205.
- [404] Abrahamsen, A.R.; Geldart, D.: Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders. *Powder Technology* 26(1980), 47/55.
- [405] Werther, J.: Mathematische Modellierung von Wirbelschichten. *Chem.-Ing.-Tech.* 56(1984)3, 187/196.
- [406] Molerus, A.: Kenntnisstand und Entwicklungslinien der Schüttgutmechanik. *Chem.-Ing.-Tech.* 57(1985)1, 1/7.
- [407] Bauckhage, K.: Die Viskosität von Suspensionen. *Chem.-Ing.-Tech.* 45(1973)15, 1001/1004; 17, 1087/1092.
- [408] Ellenberger, J.; Hamersma, P.J.; Frituin, J.M.H.: Drei-Parameter-Modell zur Beschreibung der Fließkurven von viskoelastischen Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* 56(1984)19, 783.
- [409] Kipke, K.D.: Tropfenverteilung in gerührten Flüssig/Flüssig-Dispersionen. *Verfahrenstechnik* 15(1981)8, 563/566.
- [410] Mersmann, A.; Grossmann, H.: Dispergieren in flüssigen Zweiphasensystemen. *Chem.-Ing.-Tech.* 52(1980)8, 621/628.
- [411] Grossmann, H.: Dispergieren. *Fortschritte der Verfahrenstechnik* 21(1983), 163/184.
- [412] Koglin, B.; Pawlowski, J.; Schnöring, H.: Kontinuierliches Emulgieren mit Rotor/Stator-Maschinen. *Chem.-Ing.-Tech.* 53(1981)8, 641/647.
- [413] Pahl, H.: Mischen in Schneckenmaschinen. *Chem.-Ing.-Tech.* 57(1985)5, 421/430; 6, 506/510.
- [414] Judat, H.: Begasen von niedrigviskosen Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* 51(1979)7, 710/716.
- [415] Henzler, H.-J.: Begasen höherviskoser Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* 52(1980)8, 643/652.
- [416] Stein, W.A.: Berechnung des charakteristischen Schergefälles für begaste nicht-newtonsche Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* 56(1984)5, 422/423.
- [417] Pedrocchi, L.: Emulsionsherstellung im turbulenten Scherspalt. *Swiss Chem* 11(1989)5, 23/32.
- [418] Lecluse, W.J.: Theorie und Anwendung der Hochdruck-Homogenisierung. *Chem.-Ing.-Tech.* 52(1980)8, 668/669.

- [419] Mohr, K.H.: Zur Dispergierung in Turbulenzfeldern hoher Energiedichte. Chem. Techn. **36**(1984)4, 157/159.
- [420] Wilms, H.: Schüttgut-Homogenisieren. Verfahrenstechnik **23**(1989)9, 66/69.
- [421] Müller, W.: Methoden und derzeitiger Kenntnisstand für Auslegungen beim Mischen von Feststoffen. Chem.-Ing.-Tech. **53**(1981)11, 831/844.
- [422] Dankwerts, P.V.: The definition and measurement of some characteristics of mixtures. Appl. Sci. Res. Bd. **A3**(1953). S. 279/296.
- [423] Hiby, J.W.: Definition und Messung der Mischgüte in flüssigen Gemischen. Chem.-Ing.-Tech. **51**(1979)7, 704/709.
- [424] Käppel, M.: Entwicklung und Anwendung einer Methode zur Messung des Mischverlaufs bei Flüssigkeiten. VDI-Forschungsheft 578. VDI-Verlag, Düsseldorf 1976.
- [425] Wachsmann, U.; Rübiger, N.; Vogelpohl, A.: Einfluß der Geometrie auf die Hydrodynamik und den Stoffaustausch im Kompaktreaktor. Chem.-Ing.-Tech. **57**(1985)4, 346/347.
- [426] Brauer, H.: Entwicklung und Leistung eines Staustrahlmischers. Chem.-Ing.-Tech. **52**(1980)12, 992/993.
- [427] Henzler, H.J.: Eignung von kontinuierlich durchströmten Mischern zum Homogenisieren. Chem.-Ing.-Tech. **51**(1979)1, 1/8.
- [428] Henzler, H.-J.: Untersuchungen zum Homogenisieren von Flüssigkeiten oder Gasen. VDI-Forschungsheft. VDI-Verlag, Düsseldorf 1978.
- [429] Bello R.A.; Robinson, C.W.; Moo-Young, M.: Mass transfer and liquid mixing in external-circulation-loop contactors, *Advanc. in Biotechnol.* 1. Sci. Engng. Principles (1980), 547/552.
- [430] Hartung, K.H.; Hiby, J.W.: Beschleunigung der turbulenten Mischung in Rohren. Chem.-Ing.-Tech. **44**(1972)18, 1051/1056.
- [431] Todtenhaupt, P.: Homogenisieren von Flüssigkeiten mit kontinuierlich betriebenen Rührerkolonnen. Verfahrenstechnik **10**(1976)2, 73/78.
- [432] Gütlhuber, F.; Feller, R.: Berechnung von Rührwerken. Chem.-Ing.-Tech. **46**(1974)20, 865.
- [433] Weiss, H.-J.; Lazar, D.: ESM-Sicherheits-Magnetrührwerk. Verfahrenstechnik **26**(1992)12, 33/36.
- [434] EKATO-Mixers. Firmenschrift 920-01-044e 5.85 der Ekato Rühr- und Mischtechnik, D-7860 Schopfheim.
- [435] Forschner, P.; Jekat, H.; Vettermann, R.: Zweiflügliges Rührorgan mit verbesserten hydrodynamischen Eigenschaften. Chem.-Ing.-Tech. **60**(1988)8, 490/491.
- [436] Breuer, K.: Rationalisierung beim Bau und Betrieb emaillierter Rührbehälter durch Normierung. Chemische Rundschau **32**(1979)36, 10.
- [437] Platzer, B.; Noll, G.: Modelling of the local distributions of velocity components and turbulence parameters in agitated vessels. Chem. Engng. and Process. **23**(1988)1, 13/31.
- [438] Platzer, B.; Noll, G.: Möglichkeiten zur analytischen Beschreibung der turbulenten Strömung in unbewehrten und teilbewehrten Rührkesseln mit radialfördernden Rührern. Chem. Techn. **35**(1983)5, 235/239.
- [439] Kipke, K.: Rühren von dünnflüssigen und mittelviskosen Medien. Chem.-Ing.-Tech. **51**(1979)5, 430/436.
- [440] Tschuor, L.; Widmer, F.: Charakterisierung eines Doppelwellen-Rührwerks. Chem.-Ing.-Tech. **64**(1992)11, 1036/1038.

- [441] EKATO-Rührtechnik. Firmenschrift 920-01-006 10.84 der EKATO, D-7860 Schopfheim.
- [442] Hoogendorn, C.J.; den Hartog, A.P.: Model studies on mixers in the viscous flow regime. *Chem. Engng. Sci.* **22**(1967), 1689/1699.
- [443] Khang, S.J.; Levenspiel, O.: New scale-up and design method for stirrer agitated batch mixing vessels. *Chem. Engng. Sci.* **31**(1976), 569/577.
- [444] Lindner, J.-P.; Kipke, K.: Der Einsatz von Rührern zur Entsorgung von Aufbereitungs- und Kraftwerksrückständen. *Chemie-Technik* **19**(1990)4, 110/115.
- [445] Kipke, K.; Todtenhaupt, E.: Rühren von nicht-Newtonschen Flüssigkeiten. *Verfahrenstechnik* **16**(1982)6, 497/503.
- [446] Pörtner, R.; Werner, U.: Rühren bei Homogenisierprozessen in strukturviskosen und viskoelastischen Flüssigkeiten. *Chem.-Ing.-Tech.* **61**(1989)3, 250/251.
- [447] Opara, M.: Homogenisieren von nicht-Newtonschen Flüssigkeiten im Rührgefäß. *Verfahrenstechnik* **9**(1975)9, 446/449.
- [448] Takahashi, K.; Yokota, T.; Konno, H.: Mixing of pseudoplastic liquid in a vessel equipped with a variety of helical ribbon impellers. *J. of chem. Engng. Japan, Tokyo* **21**(1988)1, 63/68.
- [449] Tebel, K.H.; Zehner, P.: Ein Konzept der repräsentativen Viskosität für Mischprozesse. *Chem.-Ing.-Tech.* **57**(1985)1, 49/51.
- [450] Zogg, M.: Strömungs- und Stoffaustauschuntersuchungen an der Sulzer-Gewebepackung. Dissertation Nr. 4886, ETH-Zürich, 1972.
- [451] Müller, W.: Statische Mischer – Aspekte zu Wärmeübergang, Druckabfall und Mischgüte. *Verfahrenstechnik* **15**(1981)2, 104/111.
- [452] Grosz-Röll, F.: Homogenitätserfassung in statischen Mischern. *Aufbereitungstechnik* **20**(1979)1, 26/31.
- [453] Zehner, P.: Suspendieren von Feststoffen im Strahlschlaufenreaktor. *Chem.-Ing.-Tech.* **52**(1980)11, 910/911.
- [454] Zehner, P.: Impuls-, Stoff- und Wärmetransport in Blasensäulen. *Verfahrenstechnik* **16**(1982)5, 347/357.
- [455] Kraume, M.; Zehner, P.: Suspendieren im Rührbehälter – Vergleich unterschiedlicher Berechnungsgleichungen. *Chem.-Ing.-Tech.* **60**(1988)11, 822/829.
- [456] Kipke, K.: Anwendung strömungsmechanischer Interferenzwirkung auf die Entwicklung des Interferenzstromrührers Intermig. *Verfahrenstechnik* **11**(1977)9, 518/524.
- [457] Kipke, K.: Anfahren aus abgesetzten Suspensionen. *Chem.-Ing.-Tech.* **55**(1983)2, 144/145.
- [458] Müller, W.: Anfahrwiderstand bei Sediment im Rührbehälter. *Chem.-Ing.-Tech.* **55**(1983)6, 474/476.
- [459] Einenkel, W.-D.: Fluidodynamik des Suspendierens. *Chem.-Ing.-Tech.* **51**(1979)7, 697/704.
- [460] Weinspach, P.-M.: Hydrodynamisches Verhalten von Suspensionen im Rührgefäß. *Chem.-Ing.-Tech.* **41**(1969)5+6, 260/265.
- [461] Davis, J.T.: Particle suspension and mass transfer rates in agitated vessels. *Chem. Engng. and Process.* **20**(1986)4, 175/181.
- [462] Kneule, F.: Zur Maßstabsübertragung beim Suspendieren. *Chem.-Ing.-Tech.* **55**(1983)4, 275/281.
- [463] Kraume, M.; Zehner, P.: Konzept zur Maßstabsübertragung beim Suspendieren im Rührbehälter. *Chem.-Ing.-Tech.* **64**(1992)3, 275/278.

DIN-Normen

Hier werden nur die wichtigsten DIN-Normen, die im Zusammenhang mit diesem Buch von Bedeutung sind, aufgeführt. Eine vollständige Zusammenfassung der für die Verfahrenstechnik wichtigen DIN-Normen findet man in [23].

Kennzeichnung von Teilchenschwärmen

- DIN 4185 Siebböden
- DIN 4186 Siebböden; Runde Metalldrähte
- DIN 4187 Siebböden; Lochplatten für Prüfsiebe
- DIN 4188 Siebböden; Drahtsiebböden für Analysensiebe
- DIN 4189 Siebböden, Drahtgewebe
- DIN 4195 Siebböden; Siebgewebe aus Seide oder Chemiefasern
- DIN 51750 Prüfung von Mineralölen; Probenahme
- DIN 53911 Prüfung von Tensiden; Probenahme von Pulvern
- DIN 66100 Körnungen, Kornklassen zur Kennzeichnung von Kornklassen und Korngruppen
- DIN 66111 Partikelgrößenanalyse; Sedimentationsanalyse
- DIN 66115 Partikelgrößenanalyse; Sedimentationsanalyse im Schwerfeld
- DIN 66116 Korn-(Teilchen-)größenanalyse; Sedimentationsanalyse im Schwerfeld
- DIN 66118 Partikelgrößenanalyse; Sichtanalyse
- DIN 66119 Partikelgrößenanalyse; Sichtanalyse mit Schwerkraft-Gegenstromsichter
- DIN 66120 Partikelgrößenanalyse; Sichtanalyse mit Fliehkraftsichter
- DIN 66126 Bestimmung der spezifischen Oberfläche pulverförmiger Feststoffe mit Durchströmverfahren
- DIN 66127 dito; Gerät nach Blaine
- DIN 66131 Bestimmung der spezifischen Oberfläche von Feststoffen durch Gasadsorption
- DIN 66132 Bestimmung der spezifischen Oberfläche von Feststoffen durch Stickstoffadsorption
- DIN 66141 Darstellung von Korn-(Teilchen-)größenverteilungen
- DIN 66143 Darstellung von Korn-(Teilchen-)größenverteilungen: Potenzgesetz
- DIN 66144 dito; Logarithmisches Normalverteilungsnetz
- DIN 66145 dito; RRSB-Netz
- DIN 66160 Messen disperser Systeme
- DIN 66161 Partikelgrößenanalyse
- DIN 66165 Partikelgrößenanalyse; Siebanalyse

Mechanische Trennverfahren

- DIN 7129 Filterpressen
- DIN 19605 Filter zur Wasseraufbereitung
- DIN 19621 Dolomitisches Filtermaterial
- DIN 19623 Filtersande und Filterkiese
- DIN 19624 Anschwemmfilter zur Wasseraufbereitung
- DIN 24184 Typenprüfung von Schwebstoffiltern
- DIN 24185 Prüfung von Luftfiltern für die Raumlufttechnik
- DIN 24400 Dreisäulenzentrifugen
- DIN 24402 Dreisäulenzentrifugen
- DIN 24405 Zentrifugen; Begriffe
- DIN 58970 Laborzentrifugen
- DIN 66142 Darstellung und Kennzeichnung von Trennungen disperser Güter

Rheologie

- DIN 1342 Viskosität Newtonscher Flüssigkeiten
- DIN 13342 Nicht-Newtonsche Flüssigkeiten
- DIN 51550 Viskosimetrie; Bestimmung der Viskosität
- DIN 53012 Viskosimetrie; Kapillarviskosimetrie newtonscher Flüssigkeiten
- DIN 53015 Viskosimetrie; Messung der Viskosität mit dem Kugelfallviskosimeter
- DIN 53017 Viskosimetrie; Bestimmung des Temperaturkoeffizienten der Viskosität
- DIN 53018 Messung der dynamischen Viskosität newtonscher Flüssigkeiten mit Rotationsviskosimetern
- DIN 53019 Messung von Viskositäten und Fließkurven mit Rotationsviskosimetern

Mischen

- DIN-Normen für emaillierte Rührbehälter: Tabelle 7.2
- DIN 28006 Allgmeintoleranzen für Rührbehälter
- DIN 28130 Rührbehälter mit Rührwerk
- DIN 28131 Rührer für Rührbehälter
- DIN 28132 Rührwerke; Rührwellen-Durchmesser
- DIN 28133 Rührwerke; Nenndrehzahlen
- DIN 28136 Rührbehälter
- DIN 28161 Anforderungen an Rührerantriebe

Ergänzungen

- DIN 2408 Rohrleitungen verfahrenstechnischer Anlagen
- DIN 19227 Bildzeichen, Kennbuchstaben und Sinnbilder für Messen, Steuern und Regeln in der Verfahrenstechnik
- DIN 28001 Nenndurchmesser für chemische Apparate
- DIN 28005 Zulässige Abweichungen für Masse ohne Toleranzangabe für Behälter
- DIN 28004 Fließbilder verfahrenstechnischer Anlagen

VDI-Richtlinien

Hier werden nur die wichtigsten VDI-Richtlinien, die im Zusammenhang mit diesem Buch von Bedeutung sind, aufgeführt. Ein vollständiges Verzeichnis ist beim VDI-Verlag, Düsseldorf erhältlich. Die einzelnen Richtlinien können beim Beuth Verlag, Berlin/Köln bezogen werden.

Kennzeichnung von Teilchenschwärmen

VDI 2031	Prüfungen mit Handsieben
VDI 2066	Beladungsmessung im Staub
VDI 2119	Messung partikelförmiger Niederschläge
VDI 2266	Thermalpräzipitator
VDI 2269	Mikroskopische Analyse
VDI 2301	Andreasen-Pippette, Sedimentierzentrifuge
VDI 2463	Messen von Partikeln; Messen der Massenkonzentration
VDI 3491	Kennzeichnung von Partikeldispersionen in Gasen

Zerkleinern

VDI 3735	Emissionskennwerte technischer Schallquellen (Zerkleinerungsmaschinen)
----------	--

Mechanische Trennverfahren

VDI 2260	Technische Gewährleistungen für Entstauber
VDI 3676	Massenkraftabscheider
VDI 3677	Filternde Abscheider
VDI 3678	Elektrische Abscheider
VDI 3679	Naßarbeitende Abscheider
VDI 3926	Prüfung von Filtermedien

Ergänzungen

VDI 2263	Staubbrände und Staubexplosionen
VDI 3673	Druckentlastung von Staubexplosionen

Sachverzeichnis

- Abreinigungsfilter 131
- Abscheidungsgrad 182
- Absetzapparat 144
 - , Suspensions-trennung 144
- Absetzweg,
 - dimensionsloser 140
- Absetzzeit,
 - dimensionslose 138
- Absetzzentrifuge 168
- Ähnlichkeitstheorie 81, 238
- Aerosol 13
- Aerozyklon 178
- Agglomerieren 20, 238
- Anlageplanung 12
- Anschwemmfilter 120
- Apparatebau 239
- Archimedeszahl 138, 166
- Aufschließen 50
- Aufstromklassieren 151
- Auftriebskraft 138
- Axialhohlkegeldüse 87
- Backenbrecher 60
- Bandfilter 122
- Becherzerstäuber 90
- Begasen 206
- Beladung 17
- Beugungsspektroskopie 23
- Blasensäule 228
- Blattfilter 115
- Brechen 51
- Brecher 60
- Brikettieren 238
- Carman-Kozeny-Gleichung 99
- Coulter Counter 22
- Cunninghamkorrektur 142
- Dekanter 171
- Desintegrator 92
- Dispersion 13
- Diffusion 129
- Diffusionsabscheider 18
- Dimensionsanalyse 81, 238
- DIN-Normen 261
- Dispergieren 206
- Doppelstrahldüse 88
- Druckdüse 84
- Druckfilter 113
 - , dynamisches 124
- Druckkraft 81
- Drucktiepenfilter 131
- Drucktrommelfilter 119
- Druckverlust, Druckdüse 86
 - , Filterkuchen 98
 - , Fließbett 190
 - , Mischer, statischer 226
 - , Nicht-Newtonsche Flüssigkeiten 204
 - , Rohrleitung 82
 - , Zyklon 179
- Düse, Lamellenzerfall 87
 - , pneumatische 88
 - , Strahlzerfall 84
- Düsentellerzentrifuge 170
- Durchgangssumme 26
- Durchmesser,
 - hydraulischer 47
- Eigenflockung 143
- Eindicken 144
- Eindicker 149
- Einheitsoperation 12
- Einspritzkondensator 77
- Elektroentstauber 133
- Elektrofilter 133
- Emulgieren 206
- Emulsion 13
- Eulerzahl 82
- Explosionsschutz,
 - Staubfilter 133
- , Zerkleinern 76
- , Zerstäuben 92
- Fadenablösung 91
- Fächerstrahldüse 88
- Faserfilter 131
 - , Abscheidemechanismus 132
- Fasermatte 131
- Festbett 46, 187
 - , Widerstandsbeiwert 187
- Festigkeitsrechnung,
 - Zentrifuge 173
- Feststoff|beladung 101
 - dosierung 239
 - lagerung 239
 - förderung 238
- Filterhilfsmittel 97
- Filterkuchen 97
 - , Filtrationswiderstand 101
 - , inkompressibler 98
 - , Parameter 102
 - , Porosität 102
 - , Wachstum 101
- Filtermittel,
 - Staubabscheidung 131
 - schüttung 131
 - widerstand 101

- Filtermittel,
 Suspensionstrennung 97
 Filterpresse 117
 Filterstütze 97
 Filterzentrifuge 152
 –, diskontinuierlich 162
 –, Filtrationsverlauf 156
 –, Filtratvolumen 157
 –, Filtratvolumenstrom 156
 –, Filtratvolumen, zusätzliches 157
 –, kontinuierlich 163
 –, Kuchenaufbau 154
 –, mit Sedimentation 158
 –, ohne Sedimentation 156
 –, Sedimentation, spontane 158
 –, Strömung in 154
 –, Überdruck in 155
 –, Zentrifugierzeit 157
 Filtrat 97
 Filtrations|verlauf 103
 – widerstand 101
 – zeit 104
 – –, optimale 105
 Filtratvolumen 104
 Filtrieren 96
 –, allgemeiner Fall 107
 –, Druckdifferenz konstant 104
 –, kompressibler Kuchen 108
 –, Rauch 131
 –, Volumenstrom konstant 103
 Filz 132
 Flachstrahldüse 88
 Fliehkraft|abscheider 177
 – zerstäuber 90
 Fließbett 189
 –, Anströmboden 189
 –, Anwendungsbereich 189
 –, Ausdehnung 192, 197
 –, Austragsgeschwindigkeit 197
 Fließbett,
 Betriebsbereich 190
 –, Betriebsgeschwindigkeit 192
 –, Blasenbildung 195
 –, Druckverlust 190, 197
 –, Fluidisierungsgeschwindigkeit 190, 197
 –, Fluidisierungspunkt 190
 –, Froudezahl 196
 –, homogenes 190
 –, inhomogenes 195
 –, kohäsives 195
 –, mehrstufiges 189
 –, stoßendes 196
 –, Wärmeübergang 192
 –, Wärme- und Stofftransport 189, 192
 – mischer 189
 Fließgrenze 201
 Fließverhalten 198
 –, Bingham'sches 202
 –, dilatantes 201
 –, Gel-Zustand 202
 –, Messen des 203
 –, Newton'sches 199
 –, Nicht-Newton'sches 200
 –, Ostwald'sches 201
 –, plastisches 202
 –, Potenzansatz 201
 –, Pulver 198
 –, rheopexes 203
 –, Sol-Zustand 202
 –, strukturviskoses 201
 –, thixotropes 202
 –, viskoelastisches 200
 –, zeitabhängiges 202
 –, zeitunabhängiges 201
 Flockung 98, 143
 Flockungsmittel 143
 Flotation 143
 Flotationsmittel 144
 Flüssigkeit, Newton'sche 199
 Flüssigkeitsdosierung 239
 Fluidförderung 239
 Fluidisieren 195
 Fluidlagerung 239
 Förderung, hydraulische 186
 –, pneumatische 186
 Formfaktor 43
 Formwiderstand 135
 Froudezahl 83
 –, Fließbett 196
 –, Rührbehälter 218
 Gegenstrahlmühle 72
 Gegenstrom|klassierung 150
 – sichter 21
 GGS-Verteilung 34
 Gleichmäßigkeitsparameter 28
 Granulieren 238
 Grenzflächen|energie 52
 – spannung 78
 Grenzkompressionsdruck 108
 Grenzschichtdicke, dimensionslose 141
 Grenzteilchengröße 183
 Grundoperation 12
 Häufigkeitsverteilung 27
 Häufigkeit, relative 25, 234
 Hammerbrecher 64
 Hammermühle 70
 Haufwerk 13
 Hedströmzahl 205
 Hohlkegeldüse 87
 Homogenisieren 206, 209
 Hydrozyklon 178
 Impaktor 18
 Impinger 18
 Kaltmahlen 73
 Kammerfilterpresse 117
 Kapillarviskosimeter 203
 Kaskadenimpaktor 21
 Kegelsieb 63

- Kennzahlen,
 dimensionslose 81, 238
 Kerzenfilter 115
 Klärbecken 144
 -, Auslegung 145
 Klären 144
 Klärfiltration 98
 Klassierapparate 150
 Klassieren 95, 171, 238
 -, Sedimentieren 150
 -, Sieben 238
 -, Zentrifugieren 171
 -, Zyklonabscheider 178
 Knetter 209
 Koaleszenz 135
 Körnungsnetz 28
 Kompressionsdruck 108
 Korngrößenparameter 28
 Kornklasse 24
 Kornklassenbreite 24
 Kornvergrößerung 238
 Kristallisation 229
 Kuchenfiltration 97
 -, Betriebszyklen 112
 -, Durchströmungswäsche 112
 -, Entfeuchten 113
 -, Gegenstromwäsche 122
 -, kompressibel 108
 -, kontinuierlich 119
 -, Mutterlauge 112
 -, Nebeneffekte 111
 -, Pressfiltration 113
 -, Sedimentationseinfluß 111
 -, Verdünnungswäsche 112
 -, Waschen 112
 -, Waschmittel 112
 -, Zwischenentfeuchten 112
 Kuchenparameter 102
 Kugeldurchmesser,
 gleichwertiger 16, 45
 Kugelfallviskosimeter 203
 Kugelmühle 67
- Lamellenklärer 147
 Leistungskennzahl 217
 Luftstrahlsieben 20
- Mahlen 51**
 -, Explosionsschutz 76
 -, Kreislauf geschlossen 75
 -, Kreislauf offen 75
 Mahlgrenze 51
 Mahlhilfsmittel 51
 Masse, scheinbare 138
 Massenbeladung 17
 Mehrschichtfilter 130
 Membran, asymmetrische 126
 Membranfilterpresse 119
 Membranfiltration 125
 Membrantrennverfahren 126
 -, Hohlfasermodule 128
 -, Kapillarmodule 128
 -, Plattenmodule 127
 -, Rohrmodule 127
 -, Wickelmodule 127
 Mikrofiltration (MF) 124
 Mindestprobemasse 19
 Mischen 206
 -, diskontinuierlich 209
 -, Feststoffe 206
 -, kontinuierlich 210
 Mischer, pneumatischer 189
 -, statischer 221, 225
 -, statischer, Druckverlust 226
 -, statischer, Mischerlänge 227
 Mischgüte 207
 -, Homogenität 208
 -, Mischungsgrad 209
 -, Segregationsgrad 209, 220, 227
 -, Standardabweichung 208
 -, Varianz 208
 Mischzeit,
 dimensionslose 221
- Mühle 66
 Multizyklon 178
- Nanofiltration 126
 Naßentstauber 134
 Naßmahlen 51
 Naßsieben 20
 Nebel 13
 Newtonzahl 217
 Normalverteilung,
 Gaußsche 28
 -, logarithmische 30
 Nutsche 113
- Oberfläche, GGS-Teilchengrößenverteilung 39**
 -, Kugelschüttungen 37
 -, LN-Teilchengrößenverteilung 41
 -, N-Teilchengrößenverteilung 40
 -, RRSB-Teilchengrößenverteilung 42
 -, spezifische 37
 -, Teilchengrößenverteilungen 37
 Oberflächenenergie 79
 - messung 44
 - spannung 78
 - spannung, dynamische 78
 - spannungskraft 83
 Ohnesorgezahl 83
 Osmose 125
- Packung 13**
 Pendelzentrifuge 162
 Permeat 123
 Phase, disperse 13
 -, kontinuierliche 13
 Porosität 46
 -, Anhaltswerte 100
 Potenzverteilung 34
 Prallbrecher 64
 Prallmühle 70
 Prallplattenzerstäuber 88

- Precoat-Filter 120
 Pressfiltration 113
 Prillen 77
 Probenahme 18
 –, isokinetisch 19
 Probeteilchenzahl,
 minimale 19
 Probeteilung 19
 Prüfsieb 20
 Pulver 13
- Querstrom|filtration**
 123
 – klassierung 150
 – scheibenfilter 124
 – sichter 21
- Rahmenfilterpresse** 119
 Rauch 13
 Reaktionstechnik 12
 Rechteckklärbecken 144
 Reibungswiderstand 135
 Reynoldszahl 82
 –, Kanalströmung 147,
 167
 –, Rührbehälter 217
 Rheologie 198
 Rheopexie 203
 Rohrmodul 125
 Rohrmühle 69
 Rohrzentrifuge 168, 172
 Rotationsviskosimeter
 203
 RRSB-Verteilung 32
 Rückstand 24
 Rückstandssumme 25
 Rührbehälter 211
 –, Abmessungen 216
 –, Bauarten 212
 –, DIN-Normen 214
 –, Froudezahl 218
 –, Homogenisieren,
 Mischzeit 219
 –, Homogenisieren,
 Zeitkonstante 220
 –, idealer 233
 –, Leistungsbedarf 214
 –, Leistungskennzahl 217
- Rührbehälter,
 Nicht-Newtonsche
 Flüssigkeiten 224
 –, Reynoldszahl 217
 –, Rührer 213
 –, Strömung im 214
 –, Suspendieren im 228
 –, Verweilzeit 232
 – kaskade 235
 – system, optimales 223
 Rührkolonne 211
 Rührwerkskugelmühle 70
- Sauterdurchmesser 16
 Schälzentrifuge 162
 Schaum 13
 Schlämmsieben 20
 Schlagmühle 70
 Schlamm 13
 Schlauchfilter 132
 Schlaufenmischer 209
 Schneckenfilterzentrifuge
 164
 Schneidemaschine 66
 Schubzentrifuge 163
 Schüttdichte 46
 Schüttung 13
 –, Strömung durch 186
 Schwerkraft 83
 – filter 131
 Schwingkugelmühle 70
 Schwingzentrifuge 165
 Sedimentationsanalyse 21
 –, Differentialmethode 21
 –, Integralmethode 21
 Sedimentieren 134
 –, Anwendungsbeispiele
 144
 –, Bewegungsdifferential-
 gleichung 137
 –, Einzelteilchen 135
 –, instationäres 137, 140
 –, Schwarmteilchen 141
 –, stationäres 139
 –, Widerstandsbeiwert 135
 Sedimentierzentrifuge
 152, 165
 –, Auslegung 165
- Sedimentierzentrifuge,
 Bauarten 168
 –, diskontinuierlich 168
 –, Emulsionstrennung 171
 –, Klärzentrifuge 168
 –, Klassieren 171
 –, kontinuierlich 170
 –, Suspensionstrennung
 168
 –, Trennvorgang in 166
 –, Trommellänge 167
 Separator 171
 –, selbstentleerend 172
 Sicherheit 239
 Sichter 150
 Siebanalyse 19
 Siebhilfe 20
 Siebmaschine 20
 Sintern 238
 Sortieren 95
 –, Flotation 143
 Speicherfilter 131
 Sphärizität 43
 Spiralstrahlmühle 72
 Sprühtrocknen 77
 Stabmühle 67
 Standardabweichung 28
 –, logarithmische 30
 Statistik 14, 238
 Staub|abscheidung 131
 – beladungsmessung 17
 – filter 131
 Staustrahlmischer 210
 Stofftransportprozesse 12
 Stoffwerte 238
 Stokessches Gesetz 136
 Strahlmischer 210
 Strahlmühle 72
 Strahlschlaufenapparat
 228
 Streulichtmessung 22
 Streuungsparameter 28
 Strömungs|fördertechnik
 186
 – mechanik 238
 Stromklassierung 150
 Stülpzentrifuge 163
 Suspendieren 206, 228

Suspendieren,
 –, 100%iges 229
 –, homogenes 229
 Leistungsbedarf 231
 –, Maßstabsvergrößerung 231
 –, Rührerdrehzahl 230
 –, Stofftransportprozesse 228
 –, unvollständiges 229
 –, vollständiges 229
 –, Wärmetransportprozesse 228
 Suspendier|geräte 228
 – kennzahl 230
 – zustand 229
 Suspension 13
 –, Dichte 231
 –, Viskosität 231
 Suspensionsring 154
 –, Dichte 155

Taschenfilter 133
 Taumelzentrifuge 165
 Teilchengehalt 17
 Teilchengröße 15
 –, ausgezeichnete 16
 –, Definitionen 15
 –, häufigste 16
 –, mittlere 16
 Teilchengrößen|analyse 19
 – –, mikroskopisch 23
 – bereiche 14, 185
 – messung 19
 – parameter 28
 – verteilung 23
 Teilchenschwarm 13
 Teilchenvolumenanteil 141
 Teilchenzählung 17
 Teilstromentnahme 19
 Tellerfilter 116
 Tellerzentrifuge 169
 –, selbstentleerend 169
 Thermalpräzipitator 18
 Thermische Verfahrens-
 technik 12
 Thixotropie 203

Tiefenfiltration 128
 Trägheitskraft 81
 Trennen mit Strömungs-
 kräften 21
 Trennschärfe 183
 Trennteilchengröße 178,
 183
 Trennverfahren,
 mechanische 95
 – –, Auswahl 184
 – –, Teilchengrößen-
 bereich 185
 –, Trennungsscharakteri-
 stik 181
 Trockenmahlen 51
 Trommelmühle 69
 Tropfenablösung 91
 Tropfenabscheidung 178
 Tropfengröße 88
 –, Messung der 94
 Tropfengrößenverteilung 92
 Tropfenoberfläche 92
 Trübe 96
 Ultrafiltration (UF) 125
 Umkehrosmose (RO) 125
 Umlenkanalyseverfahren 21
 Umwelt 239
 Vakuumfilter 119
 Vakuumscheibenfilter 121
 Vakuumentrommelfilter 119
 VDI-Richtlinien 263
 Verbundrohrmühle 69
 Verteilungsgesetz 27
 Verweilzeit 232
 –, Häufigkeit,
 relative 234
 –, mittlere 232
 –, spektrum 234
 –, verteilung 233
 – –, Rührbehälterkaskade 235
 Viskosität 199
 –, scheinbare 224
 Vlies 132

Vollkegeldüsen 86
 Vollmantelsedimentier-
 zentrifuge 168
 Wälzmühlen 66
 Wärmetransportprozeß 12
 Wahrscheinlichkeitsnetz 28
 Walzenbrecher 64
 Walzenstuhl 66
 Walzenzerstäuber 92
 Waschentstauber 134
 Weberzahl 83
 Wellenwiderstand 135
 Widerstandsbeiwert 82
 –, Einzelkugel 135
 –, Festbett 187
 –, Sedimentation 135
 Widerstandskraft 135
 Windsichter 150
 Zähigkeitskraft 81
 Zentrifuge, Anhaltswerte 153
 –, Beschleunigungsziffer 153
 –, Betriebsweise 153
 –, Drehzahl, maximale 173
 –, Suspensionsring 154
 –, Teilchengrößenbereich 153
 –, Trommelbeanspru-
 chung 173
 Zentrifugieren 152
 Zerkleinern 50
 –, Beanspruchungsarten 60
 –, Bruchenergie 52
 –, Bruchvorgang 52
 –, Durchsatz 58
 –, Energiebedarf 53
 –, Leistungsbedarf 58
 –, Wirkungsgrad 53
 Zerkleinerungs|anlagen 74
 – gesetz 53

Zerkleinerungsanlagen

- grad 55
- maschine 60
- -, Einsatzbereiche 73
- Zerstäuben 77
- , Energiebedarf 79
- , Kennzahlen 81
- , Leistungsbedarf 80

Zerstäuber 83

- , Auswahl von 92
- Zerstäubungskennzahl 83
- Zertropfen 85
- Zirkulation, innere 135
- Zweistoffdüse 89
- Zyklon 21, 177
- , Auslegung 179

Zyklon,

- Druckverlust 179
- , Kennwerte 181
- , Klassieren 178
- , Trennteilchengröße 178
- , Tropfenabscheidung 178