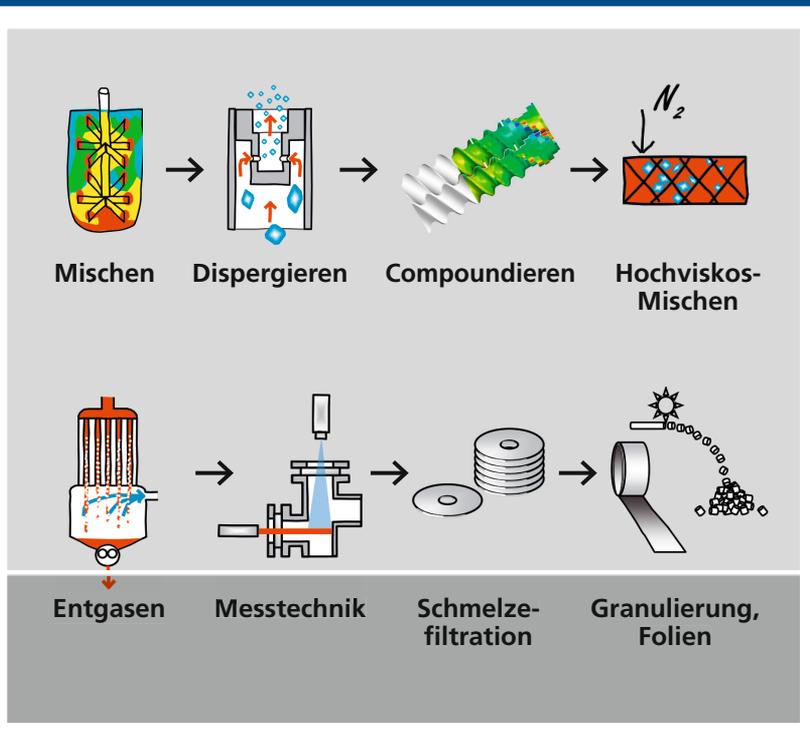


Klemens Kohlgrüber  
Michael Bierdel  
Harald Rust

# Polymer-Aufbereitung und Kunststoff-Compoundierung

Grundlagen, Apparate, Maschinen,  
Anwendungstechnik



HANSER



**Blieben Sie auf dem Laufenden!**

Hanser Newsletter informieren Sie regelmäßig über neue Bücher und Termine aus den verschiedenen Bereichen der Technik. Profitieren Sie auch von Gewinnspielen und exklusiven Leseproben. Gleich anmelden unter

**[www.hanser-fachbuch.de/newsletter](http://www.hanser-fachbuch.de/newsletter)**

## **Die Internet-Plattform für Entscheider!**

**Exklusiv:** Das Online-Archiv der Zeitschrift Kunststoffe!

**Richtungsweisend:** Fach- und Brancheninformationen  
stets top-aktuell!

**Informativ:** News, wichtige Termine, Bookshop, neue  
Produkte und der Stellenmarkt der Kunststoffindustrie

***Kunststoffe.de***

Klemens Kohlgrüber  
Michael Bierdel  
Harald Rust

# **Polymer-Aufbereitung und Kunststoff- Compoundierung**

Grundlagen, Apparate, Maschinen,  
Anwendungstechnik

HANSER

Die Herausgeber:

*Dr. Klemens Kohlgrüber*, [www.hochviskostechnik.de](http://www.hochviskostechnik.de)

*Dr.-Ing. Michael Bierdel*, Covestro AG

*Dipl.-Ing. Harald Rust*, [www.entex.de](http://www.entex.de)



Bibliografische Information der Deutschen Nationalbibliothek:

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

Die Wiedergabe von Gebrauchsnamen, Handelsnamen, Warenbezeichnungen usw. in diesem Werk berechtigt auch ohne besondere Kennzeichnung nicht zu der Annahme, dass solche Namen im Sinne der Warenzeichen- und Markenschutzgesetzgebung als frei zu betrachten wären und daher von jedermann benutzt werden dürften.

Alle in diesem Buch enthaltenen Verfahren bzw. Daten wurden nach bestem Wissen dargestellt. Dennoch sind Fehler nicht ganz auszuschließen. Aus diesem Grund sind die in diesem Buch enthaltenen Darstellungen und Daten mit keiner Verpflichtung oder Garantie irgendeiner Art verbunden. Autoren und Verlag übernehmen infolgedessen keine Verantwortung und werden keine daraus folgende oder sonstige Haftung übernehmen, die auf irgendeine Art aus der Benutzung dieser Darstellungen oder Daten oder Teilen davon entsteht.

Dieses Werk ist urheberrechtlich geschützt. Alle Rechte, auch die der Übersetzung, des Nachdruckes und der Vervielfältigung des Buches oder Teilen daraus, vorbehalten. Kein Teil des Werkes darf ohne schriftliche Einwilligung des Verlages in irgendeiner Form (Fotokopie, Mikrofilm oder einem anderen Verfahren), auch nicht für Zwecke der Unterrichtsgestaltung – mit Ausnahme der in den §§ 53, 54 URG genannten Sonderfälle –, reproduziert oder unter Verwendung elektronischer Systeme verarbeitet, vervielfältigt oder verbreitet werden.

© 2019 Carl Hanser Verlag München

[www.hanser-fachbuch.de](http://www.hanser-fachbuch.de)

Herstellung: Anne Kurth

Coverkonzept: Marc Müller-Bremer, [www.rebranding.de](http://www.rebranding.de), München

Titelmotiv: © Max Kostopoulos

Coverrealisierung: Max Kostopoulos

Satz: Kösel Media GmbH, Krugzell

Druck und Bindung: Hubert & Co. GmbH & Co. KG BuchPartner, Göttingen

Printed in Germany

ISBN: 978-3-446-45832-1

E-Book-ISBN: 978-3-446-46079-9

# Inhalt

Die Herausgeber ..... XXIII

Vorwort ..... XXVII

**TEIL A Einführung in die Aufbereitung von Polymeren/Kunststoffen ..... 1**

**1 Einführung ..... 3**  
*Klemens Kohlgrüber, Michael Bierdel*

1.1 Kunststoffe und ihre Bedeutung ..... 3

1.2 Aufbereitung und Compoundierung ..... 4

1.3 Wiederverwertung von Kunststoffen ..... 5

1.4 Erläuterungen zu den einzelnen Kapiteln des vorliegenden Buches ... 7

**2 Aufbereitung – Verfahrenstechnik der Polymerherstellung ... 9**  
*Klemens Kohlgrüber*

2.1 Einführung ..... 9

2.2 Aufbereitung bei der Polymer-Herstellung in der Primärproduktion ... 15

2.3 Aufbereitung nach der Polymer-Herstellung – Compoundierung ..... 18

2.3.1 Haupttemperaturfenster beim Compoundieren  
zur Finishmischung ..... 19

2.3.2 Mischen im Extruder ..... 19

2.3.3 Temperatur- und Zeitgrenzen beim Compoundieren ..... 22

2.3.4 Herausforderungen beim Compoundieren ..... 26

2.3.5 Leistungsbedarf beim Compoundieren ..... 29

2.3.6 Leistungsangebot von Extrudern ..... 33

2.3.7 Durchsatz- und Leistungsdichte ..... 36

2.3.8 Leistungsdichte im Schmelzebereich ..... 40

2.3.9 Energiebilanz und Produkt-Austrittstemperatur ..... 41

2.3.10	Statische Mischer .....	48
2.3.11	Mischleistung, Mischgüte, Quermischung, Längsmischung ...	50
2.3.11.1	Mischleistung .....	51
2.3.11.2	Mischqualität .....	53
2.3.11.3	Quer- und Längsmischung .....	55
2.3.11.4	Verweilzeitverteilung .....	56
2.3.11.5	Mittlere Verweilzeit .....	60
<b>TEIL B</b>	<b>Aufbereitung bei der Polymerherstellung .....</b>	<b>63</b>
<b>3</b>	<b>Entgasungsapparate und -maschinen .....</b>	<b>65</b>
3.1	Grundlagen des Entgasens .....	65
	<i>Heino Thiele</i>	
3.1.1	Phasengleichgewicht .....	67
3.1.2	Makroskopische Stoff- und Energiebilanz .....	70
3.1.3	Einflussgrößen auf die Konzentrationsänderung .....	71
3.2	Polymerherstellung und Entgasungsaufgaben .....	82
	<i>Klemens Kohlgrüber</i>	
3.2.1	Allgemeine Herausforderungen beim Entgasen von Flüchtigen aus Polymeren .....	83
3.2.2	Besonderheiten beim Entgasen von Polymeren mit hohem Flüchtigenanteil und Limitierung der Finishentgasung .....	85
3.3	Übersicht zu Apparaten und Maschinen zur Aufbereitung mit Polymerentgasung .....	86
	<i>Klemens Kohlgrüber</i>	
3.3.1	Einleitung .....	86
3.3.2	Geräte mit drehenden Bauteilen und Maschinen .....	88
3.4	Apparative Polymereindampfung .....	93
	<i>Klemens Kohlgrüber</i>	
3.4.1	Rohrverdampfer .....	94
3.4.2	Verfahren und Apparate zur Finishentgasung für sehr geringe Restgehalte im Polymer .....	101
3.4.3	Allgemeines Anlagenschema einer apparativen Eindampfstufe .....	105
3.4.4	Produktqualität .....	106
3.5	Entgasung von Kunststoffen in Entgasungssilos .....	110
	<i>Harald Wilms, Hans Schneider</i>	
3.5.1	Einleitung .....	110
3.5.2	Prozess-Anforderungen an die Feststoff-Entgasung .....	111
3.5.3	Grundlagen der Entgasung .....	112
3.5.4	Ermittlung der Prozessparameter .....	115

3.5.4.1	Ofenversuche .....	117
3.5.4.2	Batch-Versuche .....	117
3.5.4.3	Versuche in der Pilot-Anlage .....	117
3.5.4.4	Kriterien für den Entgasungsvolumenstrom .....	119
3.5.5	Anforderungen an das Entgasungssilo .....	119
3.5.6	Schüttgut-Aufheizung .....	122
3.5.7	Energieeffiziente Anlagenkonzepte .....	123
3.5.8	Vergleichbare Aufgabenstellungen .....	124
3.5.9	Zusammenfassung .....	124

## **TEIL C Aufbereitung nach der Polymerherstellung – Compoundieren ..... 127**

### **4 Anforderungen, Produktentwicklung, Additive, Fehlerquellen 129**

4.1	Anforderungen an die Compoundierung aus Sicht des Compoundeurs <i>Thomas Schuldt</i>	129
4.1.1	Einleitung .....	129
4.1.2	Wirtschaftlichkeit .....	129
4.1.3	Technische Anforderungen entlang der Prozesskette .....	131
4.1.3.1	Materialförderung .....	131
4.1.3.2	Rohstoffvorbehandlung .....	133
4.1.3.3	Vormischung .....	134
4.1.3.4	Extruder und Verschleiß .....	136
4.1.3.5	Abkühlen und Granulieren .....	140
4.1.3.6	Verpackung .....	141
4.1.4	Qualitätskontrolle .....	142
4.1.5	Umweltaspekte .....	144
4.1.6	Fazit .....	145
4.2	Produktentwicklung .....	145
	<i>Thomas Schuldt</i>	
4.2.1	Einleitung .....	145
4.2.2	Arten der Produktentwicklung .....	146
4.2.3	Bausteine der Produktentwicklung .....	148
4.2.3.1	Anlagentechnik .....	148
4.2.3.2	Verfahrenstechnik .....	148
4.2.3.3	Rezeptur .....	149
4.2.4	Zuschlagsstoffe .....	150
4.2.4.1	Additive .....	150
4.2.4.2	Füllstoffe .....	151
4.2.4.3	Pigmente .....	151
4.2.5	Innovation .....	153

4.2.6	Qualitätskontrolle .....	154
4.2.7	Scale-Up .....	155
4.3	Zusatzstoffe für Polymere – vom Polymer zum Kunststoff .....	157
	<i>Hermann Diem</i>	
4.3.1	Blends .....	157
4.3.1.1	Definition Blend .....	157
4.3.1.2	Klassifizierung von Mehrphasensystemen .....	158
4.3.1.2.1	Polymermischungen .....	158
4.3.1.2.2	Dry-Blends .....	160
4.3.2	Additive .....	160
4.3.2.1	Definition Additive .....	160
4.3.2.2	Effekte und Wirkungsweise der Additive .....	161
4.3.2.2.1	Weichmacher .....	161
4.3.2.2.2	Stabilisatoren .....	162
4.3.2.3	Einarbeitung von Additiven in Polymere .....	164
4.3.3	Füllstoffe .....	164
4.3.3.1	Definition Füllstoffe .....	164
4.3.3.2	Einteilung und Eigenschaften der Füllstoffe .....	165
4.3.3.3	Aspektverhältnis .....	166
4.4	Praktische Beispiele für Fehlerquellen und deren Vermeidung beim Compoundieren .....	167
	<i>Klemens Kohlgrüber</i>	
4.4.1	Schwarze Punkte .....	169
4.4.2	Fehlerquellen beim Dosieren und Mischen .....	173
4.4.2.1	Entmischung .....	173
4.4.2.2	Dosiersystem .....	174
4.4.2.3	Mischung von Polymer mit Additiven .....	175
4.4.3	Antrieb-Messtechnik .....	177
4.4.4	Fehler bei Versuchen mit kleinen Extrudern für Scale-Up-Zwecke .....	178
<b>5</b>	<b>Compoundieren mit gleichläufigen Doppelschnecken- extrudern .....</b>	<b>183</b>
5.1	Einleitung .....	183
	<i>Klemens Kohlgrüber</i>	
5.1.1	Vorteile des gleichläufigen Doppelschneckenextruders .....	184
5.1.2	Nachteile des gleichläufigen Doppelschneckenextruders .....	186
5.1.3	Leistungsangebot und Leistungsdichte von gleichläufigen Doppelschneckenextrudern .....	188
5.1.4	Kenngrößen in Abhängigkeit vom Durchmesser- Verhältnis $D_a/D_i$ .....	189

5.1.4.1	Festigkeit und Durchsatz als Funktion von $D_a/D_i$ ...	190
5.1.4.2	Druck- und Leistungscharakteristik als Funktion von $D_a/D_i$ .....	193
5.1.4.3	Maximales Produktvolumen .....	195
5.1.4.4	Gehäuseinnenoberfläche zu maximalem Produktraum .....	196
5.1.4.5	Ausblick .....	198
5.1.5	Spezielle Bauarten des Gleichläufers .....	199
5.2	Aufgaben und Auslegung der Verfahrenszonen eines Compoundierextruders .....	200
	<i>Reiner Rudolf, Michael Bierdel</i>	
5.2.1	Schmelzeförderzone .....	202
5.2.2	Einzugszone .....	207
5.2.3	Plastifizierzone .....	210
5.2.4	Distributive und dispersive Mischzone .....	215
5.2.5	Entgasungszone .....	220
5.2.6	Druckaufbauzone .....	223
5.2.7	Vollständiger Schneckenbesatz .....	225
5.2.8	Spezifischer Energieeintrag .....	230
5.2.9	Verweilzeitverhalten .....	232
5.3	Verfahrens- und Schneckenkonzepte für Maschinen mit hohen Durchsätzen .....	236
	<i>Frank Lechner</i>	
5.3.1	Entwicklung zu hohen Drehmomenten, Volumina und Drehzahlen .....	236
5.3.2	Kenngrößen und Verfahrensgrenzen von gleichläufigen Doppelschneckenknetern .....	237
5.3.3	Verfahrenslängen- und Schneckenentwicklung .....	240
5.3.4	Maximal mögliche Schneckendrehzahlen .....	241
5.3.5	Drehmomentbegrenzte Verfahren .....	242
5.3.6	Volumenbegrenzte Verfahren .....	244
5.3.7	Qualitätsbegrenzte Verfahren .....	249
5.3.8	Verfahrenskonzept für wirtschaftliches Compoundieren .....	252
5.3.9	Ausblick .....	254
5.4	Schneckenbesätze für hochgefüllte Polymere (und Dosierstrategien) ..	255
	<i>Sebastian Fraas</i>	
5.4.1	Warum Füllstoffcompounds? .....	255
5.4.2	Typische Anwendungen .....	255
5.4.3	Einflussfaktoren Material .....	256
5.4.3.1	Einfluss Füllstoff .....	256
5.4.3.1.1	Herkunft/Gewinnung .....	257

	5.4.3.1.2	Partikelgröße und Partikelgrößen- verteilung .....	258
	5.4.3.1.3	Coating .....	258
	5.4.3.1.4	Feuchtigkeit .....	259
	5.4.3.2	Einfluss Polymer und Additive .....	259
5.4.4	Verfahrenstechnik .....		260
	5.4.4.1	Fördertechnik .....	261
	5.4.4.2	Dosierung .....	262
	5.4.4.3	Nachfolge .....	263
	5.4.4.4	Zylindersetup Extruder .....	264
	5.4.4.5	Schneckenbesatz .....	267
	5.4.4.5.1	Aufschmelzzone .....	267
	5.4.4.5.2	Füllstoffzugabe und Benetzung .....	268
	5.4.4.5.3	Dispergierzone .....	269
	5.4.4.5.4	Vakuum und Austragszone .....	269
	5.4.4.6	Gesamtanlage .....	269
5.5	Compoundierung von naturfaserverstärkten Kunststoffen .....		270
	<i>Dijan Iliw, Stephen Kroll, Andrea Siebert-Raths</i>		
	5.5.1	Vorabkenntnisse für die Verarbeitung von Naturfasern .....	272
	5.5.2	Aufbau und Parametrierung der Verfahrenseinheit eines gleichläufigen Doppelschneckenextruders .....	278
5.6	Grundlagen der thermoplastischen Schaumextrusion .....		286
	<i>Lukas Vogel</i>		
	5.6.1	Definition und Charakterisierung von Schäumen .....	288
	5.6.2	Verfahrenstechnische Prozessschritte zur Schaumextrusion ..	291
	5.6.2.1	Bereitstellen der Thermoplastschmelze .....	291
	5.6.2.2	Zugabe und Einmischen des Treibmittels .....	291
	5.6.2.3	Lösen des Treibmittels und Konditionieren der Schmelze .....	293
	5.6.2.4	Austrag der Schmelze durch die Düse .....	295
	5.6.2.5	Wachsen der Zellen und Stabilisieren der Schaumstruktur .....	297
	5.6.3	Anlagenkomponenten zur Schaumextrusion .....	301
5.7	Schneckenbesätze .....		305
	<i>Michael Bierdel</i>		
5.8	Werkstoffe, Beschichtungen, Verschleißtechnik .....		321
	<i>Oliver Kayser</i>		
	5.8.1	Anforderungen an Komponenten für die Compoundierung ...	321
	5.8.2	Materialien und Wärmebehandlung .....	322
	5.8.2.1	Vergütungsstähle und Nitrierstähle .....	323
	5.8.2.2	Warmarbeitsstähle .....	323

5.8.2.3	Legierte Kaltarbeitsstähle .....	324
5.8.2.4	Schnellarbeitsstähle .....	325
5.8.3	Ausführung von Komponenten von Doppelschneckenextrudern .....	325
5.8.4	Verfahren des Randschichthärtens .....	328
5.8.4.1	Verschleißschutz durch Nitrieren .....	328
5.8.4.2	Vermeidung von adhäsivem Verschleiß durch Nitrieren .....	332
5.8.4.3	Vermeidung von Lochfraßkorrosion durch Nitrieren .....	332
5.8.4.4	Sonderverfahren zum Erhalt des Korrosionsschutzes .....	333
5.8.5	Verschleißschutz durch Beschichtungen .....	335
5.8.5.1	Hartchrom .....	336
5.8.5.2	Chemisch Nickel .....	337
5.8.5.3	Dünne Hartstoffschichten .....	338
5.8.5.3.1	Physikalische Dampfabscheidung (engl.: physical vapor deposition) .....	338
5.8.5.3.2	Chemische Dampfabscheidung (engl.: chemical vapor deposition) .....	343
5.8.6	Anwendungsempfehlungen .....	346
5.8.7	Zusammenfassung und Ausblick .....	347

## **6 Compoundieren und Aufarbeiten mit verschiedenen Extruderbauarten ..... 349**

6.1	Extruderbauarten - Einleitung .....	349
	<i>Klemens Kohlgrüber</i>	
6.1.1	Compoundieren und Aufarbeiten mit verschiedenen Extruderbauarten .....	349
6.1.2	Einwellenextruder .....	352
6.1.3	Zahnradpumpen .....	353
6.1.4	Gleichläufige Doppelwellenextruder .....	354
6.1.5	Gegenläufige Doppelwellenextruder .....	355
6.1.6	Mehrwellenextruder: Ringextruder und Planetwalzenextruder .....	356
6.1.7	Schneckenlose Extruder .....	357
6.1.8	Hochviskosreaktoren .....	358
6.2	Einwellenextruder .....	359
	<i>Gregor Karrenberg</i>	
6.2.1	Einsatz in der Compoundierung .....	359
6.2.2	Aufbau und Funktionsweise .....	362
6.2.3	Plastifizierextruder .....	365
6.2.4	Schmelzeextruder .....	370

6.2.5	Entgasungsextruder .....	371
6.2.6	Mischelemente für Einwellenextruder .....	373
6.2.7	Scale-Up-Methoden .....	376
6.3	Ringextruder .....	379
	<i>Michael Erdmann</i>	
6.3.1	Mechanischer Aufbau .....	379
6.3.2	Bewegungsprinzip und distributives Mischen .....	382
6.3.3	Dispersives Mischen .....	384
6.3.4	Entgasungsleistung .....	385
6.3.5	Wärmeübertragung .....	386
6.3.6	Verschleiß- und Korrosionsschutz .....	387
6.3.7	Baureihe/Scale-Up .....	389
6.3.8	Anwendungsgebiete .....	390
	6.3.8.1 PET-Recycling .....	390
	6.3.8.2 Kontinuierliche Compoundierung von Gummimassen .....	391
6.4	Gegenläufige dichtkämmende Doppelschnecken .....	397
	<i>Ernst Krüger</i>	
6.4.1	Verständnis der Gelierung von PVC als Voraussetzung zum Verständnis der Doppelschnecken .....	398
6.4.2	Aufbau des PVC-Korns .....	399
6.4.3	Schema der PVC-Verarbeitung .....	400
6.4.4	Modell der PVC-Aufbereitung und -Verarbeitung .....	400
6.4.5	Gelierungsgrad und mechanische Eigenschaften .....	401
6.4.6	Rezepturkomponenten .....	402
6.4.7	Homogenität des Gelierungsgrades .....	403
6.4.8	Homogenität in der PVC-Verarbeitung .....	403
6.4.9	Einfluss von Temperatur auf Gelierhomogenität .....	404
6.4.10	Temperaturverteilung im Hosenrohradapter .....	404
6.4.11	Grundlagen der Schneckenauslegung .....	405
	6.4.11.1 Zonen einer Doppelschnecke .....	406
	6.4.11.2 Besonderheiten der Schneckenauslegung von Gegenläufern .....	408
6.4.12	Auslegung und Verschleiß .....	409
6.5	Planetwalzenextruder .....	415
	<i>Harald Rust, Thomas Birr, Holger Lange</i>	
6.5.1	Einleitung .....	415
6.5.2	Mechanisches Prinzip .....	416
6.5.3	Aufbau .....	417
6.5.4	Eigenschaften .....	419
6.5.5	Baugrößen und Bezeichnungen .....	420

6.5.6	Förder- und Wirkprinzip .....	422
6.5.6.1	Teil- und vollgefüllte Bereiche .....	423
6.5.7	Planetspindelkonfiguration .....	424
6.5.7.1	Planetspindeltypen .....	426
6.5.7.2	Planetspindellängen .....	429
6.5.7.3	Planetspindelaufteilung .....	431
6.5.8	Zwischenringe .....	432
6.5.9	Der modulare Systembaukasten .....	435
6.5.10	Zuführung von Feststoffen .....	436
6.5.11	Zuführung von Flüssigkeiten .....	440
6.5.12	Entgasung .....	442
6.5.13	Sensorik .....	450
6.5.14	Peripheriegeräte .....	453
6.6	Ko-Knetter .....	455
	<i>Hans-Ulrich Siegenthaler</i>	
6.6.1	Einleitung .....	455
6.6.2	Geschichtlicher Werdegang .....	456
6.6.3	Arbeitsprinzip .....	457
6.6.4	Schergeschwindigkeit .....	460
6.6.5	Verweilzeit und Verweilzeitverteilung .....	462
6.6.6	Konstruktiver Aufbau .....	464
6.6.6.1	Modularität .....	464
6.6.6.2	Halbschalen .....	467
6.6.6.3	Wellenelemente .....	468
6.6.6.4	Knetbolzen und -zähne .....	470
6.6.6.5	Temperierung .....	472
6.6.6.6	Druckaufbausysteme .....	475
6.6.7	Anwendungsfelder .....	476
6.6.7.1	Kabelcompounds .....	477
6.6.7.2	Technische und Hochleistungs-Kunststoffe .....	478
6.6.7.3	PVC Anwendungen (Granulieren und Kalandrieren) .....	479
6.6.7.4	Duroplast Anwendungen .....	480
6.6.7.5	Pulverlacke und Toner .....	480
6.6.7.6	Anodenmassen für die Aluminiumherstellung .....	481
6.6.7.7	Spezialitäten .....	481
6.6.7.8	Nahrungsmittel .....	482
6.7	Compact-Processor .....	484
6.7.1	Einleitung .....	484
	<i>Peter Gohl, Roman Kebalo, Joe Pereira, Stuart Sardinskas</i>	
6.7.2	Allgemeine mechanische Eigenschaften .....	487
6.7.2.1	Mechanische Merkmale: der Mischer .....	487
6.7.2.2	Mechanische Merkmale: der Extruder .....	487

6.7.3	FCM-Konfiguration .....	488
6.7.3.1	Einzugszone .....	488
6.7.3.2	Mischzone .....	488
6.7.3.3	Die Apex-Zone .....	489
6.7.3.4	Rotororientierung .....	490
6.7.4	Funktionsprinzip .....	492
6.7.4.1	Heizen und Kühlen .....	495
6.7.4.2	Mischersegmente und Mischdämme .....	496
6.7.5	Prozessflexibilität .....	497
6.7.6	Anwendungen .....	499
6.7.7	Energieeinsparung .....	501
6.7.8	Schlusswort .....	503
6.8	Extruderbauarten – Vergleich .....	504
	<i>Klemens Kohlgrüber, Michael Bierdel</i>	
6.8.1	Fragen, die vor einem Vergleich zu stellen sind .....	504
6.8.2	Kosten, Kennzahlen, spezifische Energie .....	506
6.8.3	Charakteristische verfahrenstechnische Merkmale verschiedener Extruderbauarten .....	513
6.8.4	Beschreibende Bewertung der Extruder mit aktuellen Durchsätzen und Baugrößen .....	517
<b>7</b>	<b>Aufbereitung von Polymerschmelzen mit anderen Apparaten und Maschinen .....</b>	<b>529</b>
7.1	Hochviskosreaktoren .....	529
	<i>Oliver Seck</i>	
7.1.1	Einleitung .....	529
7.1.2	Einwellige Hochviskosreaktoren .....	533
7.1.3	Zweiwellige Hochviskosreaktoren .....	534
	7.1.3.1 Reacom .....	534
	7.1.3.2 Reasil .....	535
7.1.4	Produktförderung .....	536
7.1.5	Energieeintrag .....	537
7.1.6	Axiales und radiales Mischverhalten .....	538
7.1.7	Entgasung .....	541
7.1.8	Apparateauslegung und Maßstabsübertragung .....	544
7.1.9	Zusammenfassung .....	546
7.1.10	Formelzeichen .....	547
7.2	Aufbereitung von Polymerschmelzen mittels Kalandern und Folienanlagen .....	548
	<i>Harald Rust</i>	
7.2.1	Historie .....	548
7.2.2	Kontinuierliche Beschickung .....	550

7.2.3	Der Planetwalzenextruder für die Kalenderbeschickung . . . . .	550
7.2.4	Vergleich verschiedener Aufbereitungssysteme . . . . .	551
7.2.5	Moderne Kalenderanlagen . . . . .	552
7.2.6	Granulierungen . . . . .	554
7.2.7	Walzwerk und Strainer . . . . .	556
7.2.8	Walzwerk . . . . .	556
7.2.9	Strainer . . . . .	556
7.2.10	Randstreifen . . . . .	558
7.2.11	Unterschiedliche Kalenderbauformen . . . . .	559
7.2.12	Sonderbauformen . . . . .	561
7.2.13	Unterschiede Kalender und Calandrette . . . . .	561
7.2.14	Die Aufgabe des Kalenders und unterschiedlicher Kalenderwalzen . . . . .	562
7.2.15	Der Aufbau und die Arbeitsweise eines Kalenders . . . . .	564
7.2.16	Korrekturmöglichkeiten . . . . .	565
7.2.17	Temperaturverteilungen . . . . .	566
7.2.18	Vergleich der Temperaturverteilung in den Randbereichen zwischen einer herkömmlichen, peripher gebohrten Walze und einer gewendelten Thermowalze: . . . . .	566
7.2.19	Statischer und thermischer Vergleich der heute im Einsatz befindlichen Kalenderwalzen . . . . .	567
7.2.20	Geschwindigkeiten und Größen . . . . .	567
7.2.21	Der Minipresseur . . . . .	569
7.2.22	Dickenmessung und Inspektionseinheit für Verunreinigung . .	570
7.2.23	Wickler . . . . .	571
7.2.24	Platten- und Folienherstellung . . . . .	572
7.2.24.1	Zahnradpumpen . . . . .	572
7.2.24.2	Breitschlitzdüsen . . . . .	573
7.2.24.2.1	Düsenkonstruktion ist stets ein Kompromiss . . . . .	573
7.2.24.2.2	Anwendungsspezifische Düsen- ausstattung . . . . .	574
7.2.24.2.3	Mehrschichtextrusion . . . . .	575
7.2.25	Chillrollanlage . . . . .	576
7.2.26	Flachfolienanlage . . . . .	577
7.2.27	Glättwalzen . . . . .	577
7.2.28	Schaumtafeln von 20 mm – 200 mm . . . . .	579
7.2.29	Vakuumnoppenfolienanlage nach dem Foliengießprinzip für Baunoppenfolie . . . . .	580
7.2.30	TPU-Folienanlage zur direkten Prägung zwischen silikonisiertem Gewebe . . . . .	581
7.2.31	Folienstreckanlagen . . . . .	582

7.2.32	Einführung in den Biax-Prozess am Beispiel von BOPP .....	582
7.2.32.1	Rohstoffversorgung und Extrusion .....	582
7.2.32.2	TDO (Transversal-Direction-Orienter) .....	583
7.3	Statische und dynamische Mischer – Mischen und Dispergieren .....	586
7.3.1	Grundlagen: homogenes & disperses Mischen .....	586
	<i>Jörg Kirchhoff, Michael Bierdel</i>	
7.3.1.1	Übersicht, Grundlagen und Experimente .....	586
7.3.1.1.1	Homogenes Mischen – Mischen in laminarer Strömung .....	586
7.3.1.1.2	Dispersives Mischen .....	591
7.3.1.1.3	Bestimmung der Mischgüte .....	599
7.3.1.1.4	Formelzeichen .....	601
7.3.1.2	Dreidimensionale Berechnungen des Misch- und Verweilzeitverhaltens .....	603
7.3.2	Statische Mischer .....	611
	<i>Klemens Kohlgrüber</i>	
7.3.2.1	Einleitung, Vor- und Nachteile .....	611
7.3.2.2	Bauarten .....	612
7.3.2.3	Verfahrenstechnik .....	617
7.3.2.3.1	Druckverlust und Mischerbewertung ...	617
7.3.2.3.2	Schichtdickenverringering in Abhängigkeit von der Mischerlänge – distributives Mischen .....	618
7.3.2.3.3	Verweilzeitverteilung .....	619
7.3.2.3.4	Leistungseintrag und Temperatur .....	619
7.3.2.3.5	Gasdispergierung .....	621
7.3.2.3.6	Additiveinmischung .....	622
7.3.2.3.7	Wärmeübergang .....	622
7.3.2.3.8	Scale-Up der Mischfunktion .....	623
7.3.2.4	Innen-temperierbare statische Mischer .....	626
7.3.2.4.1	SMR-Wärmetauscher .....	626
7.3.2.4.2	Kompaktwärmetauscher mit temperierbaren X-Einbauten .....	627

## **TEIL D Weitere wichtige Komponenten einer Aufbereitungsanlage ..... 629**

### **8 Schüttguttechnik in der Kunststoff-Aufbereitung ..... 631**

8.1	Silos – verfahrenstechnische Auslegung und statische Aspekte .....	631
	<i>Harald Wilms</i>	
8.1.1	Probleme beim Fließen von Schüttgütern aus Silos .....	631
8.1.1.1	Brückenbildung .....	631

8.1.1.2	Schachtbildung .....	632
8.1.1.3	Unregelmäßiges Fließen .....	633
8.1.1.4	Schießen von Schüttgut .....	633
8.1.1.5	Entmischungserscheinungen .....	633
8.1.1.6	Füllstandkontrolle .....	635
8.1.1.7	Verweilzeitverteilung .....	636
8.1.2	Fließprofile beim Entleeren von Schüttgütern aus Silos .....	637
8.1.3	Ermittlung der Fließeigenschaften durch Scherversuche .....	639
8.1.4	Verfahrenstechnische Auslegung eines Siloauslaufrichters ...	644
8.1.4.1	Trichterwandneigung für Massenfluss .....	644
8.1.4.2	Auslaufdurchmesser zur Vermeidung von Brückenbildung .....	648
8.1.4.3	Auslaufdurchmesser zur Vermeidung von Schachtbildung bei Kernfluss .....	653
8.1.4.4	Einfluss der Zeitverfestigung .....	656
8.1.4.5	Einsatzbereich von Austragorganen und Austraghilfen .....	658
8.1.5	Statische Aspekte der Siloauslegung .....	659
8.1.5.1	Drücke in Silos .....	659
8.1.5.2	Spannungsspitzen in Silos .....	661
8.1.5.3	Asymmetrische Fließzonen .....	662
8.2	Mischsilos für die Kunststoff-Aufbereitung .....	665
	<i>Harald Wilms</i>	
8.2.1	Einleitung .....	665
8.2.2	Anforderungen an Mischsilos .....	667
8.2.3	Bauformen von Mischsilos .....	670
8.2.3.1	Mischsilos mit mechanischem Energieeintrag .....	670
8.2.3.2	Mischsilos mit pneumatischem Energieeintrag .....	671
8.2.3.3	Schwerkraftfluss-Mischsilos mit Trichtereinbauten ..	673
8.2.3.4	Schwerkraftfluss-Mischsilos mit Rohreinbauten ...	675
8.2.3.5	Mehrkammer-Mischsilos .....	678
8.2.4	Auswahlkriterien .....	679
8.2.5	Zusammenfassung .....	681
8.3	Dosiertechnik .....	682
	<i>Bernhard Hüppmeier</i>	
8.3.1	Grundlagen der Dosiertechnik .....	683
8.3.2	Verschiedene Dosiertechniken für Feststoffe .....	685
8.3.3	Flüssigkeitsdosierdifferenzialwaage .....	691
8.3.4	Dosierdifferenzialwaage .....	692
8.3.5	Anforderungen an die Dosierwaagen .....	693
8.3.6	Einplanung in die Anlage .....	693

8.3.7	Befüllung .....	695
8.3.8	Entlüftung .....	698
8.3.9	ATEX .....	699
8.3.10	Genauigkeit, Dosierkonstanz, Namur .....	700
8.3.11	Reinigung und Produktwechsel .....	701
8.3.12	Steuerung und Schnittstellen .....	701
8.3.13	Zukunftsperspektiven .....	702
8.3.14	Resümee .....	702
8.4	Intensiv-Mischen .....	702
	<i>Harald Wilms, Henning Kreis</i>	
8.4.1	Einleitung .....	702
8.4.2	Einführung in das Mischen von Schüttgütern .....	703
8.4.2.1	Mischaufgabe .....	703
8.4.2.2	Einteilung von Mischer-Bauarten .....	704
8.4.2.3	Entmischungen .....	704
8.4.2.4	Beschreibung von Mischungen .....	705
8.4.3	Anwendungsgebiete von Intensiv-Mischern .....	707
8.4.3.1	PVC-Aufbereitung .....	708
8.4.3.2	Kunststoffcompound-Herstellung mit Holz (WPC) ...	709
8.4.3.3	Rohstoff-Compound-Herstellung für Spritzguss- produkte (PIM, MIM und CIM) .....	710
8.4.3.4	Bonding .....	710
8.4.4	Mischer für den Chargenbetrieb .....	711
8.4.4.1	Schubmischer, Fluidmischer .....	711
8.4.4.2	Intensivmischer, Heizmischer .....	712
8.4.4.3	Heiz-Kühl-Kombination .....	714
8.4.4.4	Containermischer .....	714
8.4.5	Mischer für den kontinuierlichen Betrieb .....	716
8.4.6	Zusammenfassung, Ausblick .....	718
8.4.7	Formelzeichen .....	719
8.5	Pneumatische Förderung von Kunststoffen .....	720
	<i>Harald Wilms, Guido Winkhardt</i>	
8.5.1	Einleitung .....	720
8.5.2	Förderverfahren und Förderzustände .....	721
8.5.3	Auslegung von pneumatischen Förderungen .....	723
8.5.4	Aufbau und Betrieb pneumatischer Förderanlagen .....	726
8.5.4.1	Aufbau und Betrieb von Flugförderanlagen .....	726
8.5.4.2	Aufbau und Betrieb von Dichtstromförderanlagen ..	727
8.5.5	Einspeisung in die Förderleitung .....	731
8.5.6	Zusammenfassung .....	733

<b>9</b>	<b>Zahnradpumpen für die Compoundierung</b> .....	<b>735</b>
	<i>Sven Wieczorek</i>	
9.1	Einleitung Zahnradpumpen .....	735
9.2	Wirkungsweise der Zahnradpumpe .....	736
9.3	Zahnradpumpe für die Compoundierung im Hauptstrom .....	737
9.3.1	Aufbau der Pumpe .....	739
9.3.1.1	Gehäuse und Deckel .....	740
9.3.1.2	Zahnräder .....	741
9.3.1.3	Gleitlager .....	742
9.3.1.4	Wellendichtung .....	745
9.3.1.5	Beheizung .....	745
9.3.2	Einfluss des Fördermediums .....	745
9.3.2.1	Viskosität .....	745
9.3.2.2	Feststoffe .....	747
9.3.3	Steuerung .....	747
9.4	Zahnradpumpe für die Additive .....	748
9.4.1	Aufbau der Pumpe .....	748
9.4.1.1	Gehäuse und Deckel .....	748
9.4.1.2	Zahnräder .....	749
9.4.1.3	Gleitlager .....	750
9.4.1.4	Wellendichtung .....	750
9.4.1.5	Beheizung .....	750
9.4.2	Einfluss des Fördermediums .....	750
9.4.2.1	Viskosität .....	750
<b>10</b>	<b>Filter für (hoch-)viskose Polymerschmelzen</b> .....	<b>751</b>
	<i>Thomas Grimm-Bosbach</i>	
10.1	Grundlagen der Polymerfiltration .....	751
10.1.1	Mögliche Kontaminationen von Polymerschmelzen .....	752
10.1.2	Verwendbare Filtermedien .....	753
10.1.3	Definition der Polymerschmelzefiltration .....	757
10.2	Filtrationssysteme .....	758
10.2.1	Großflächenfilter .....	758
10.2.1.1	Filterkerzen .....	760
10.2.1.2	Filterscheiben .....	761
10.2.2	Siebwechsler .....	764
10.2.2.1	Bolzensiebwechsler .....	765
10.2.2.2	Rotationssiebwechsler .....	768
10.2.3	Moderne Filtrationssysteme – Wirtschaftliche Betrachtung ...	769

10.3 Auslegung von Schmelzefiltern .....	771
10.4 Die „richtige“ Filtration .....	782
<b>11 Granulieren und Trocknen .....</b>	<b>787</b>
<i>Harald Zang, Horst Müller</i>	
11.1 Übersicht der Granulierverfahren .....	787
11.2 Verfahrenstechnische Aspekte beim Granulieren .....	788
11.3 Verfahrenstechnische Aspekte beim Trocknen .....	792
11.4 Granulieren und Trocknen in der Polymerherstellung .....	793
11.4.1 Anwendungstypische Anforderungen .....	793
11.4.2 Unterwasser-Granulierteknik für Polyolefine .....	794
11.4.3 Luftgekühlte Granulierung für PVC .....	798
11.4.4 Unterwasser-Stranggranulierung .....	799
11.4.5 Granulattrocknung und Prozesswasseraufbereitung in der Polymerherstellung .....	801
11.5 Granulieren und Trocknen beim Compoundieren (Füllen, Verstärken, Additivieren, Legieren) .....	803
11.5.1 Anwendungstypische Anforderungen .....	803
11.5.2 Unterwassergranulierung und Trocknung .....	804
11.5.3 Strang-Trockenschnitt (konventionelle Stranggranulierung) ...	807
11.5.4 Automatischer Strang-Trockenschnitt .....	809
11.5.5 Sonderverfahren für spezielle Anwendungen .....	810
11.6 Sonstige Granulier- und Trockenverfahren .....	811
11.6.1 Bandgranulierung .....	811
11.6.2 Wasserringgranulierung .....	812
11.6.3 Alternative Granulierverfahren .....	813
<b>12 Messtechnik .....</b>	<b>815</b>
<i>Christoph Kugler, Johannes Rudloff, Thomas Hochrein</i>	
12.1 Messtechnische Grundlagen .....	815
12.2 Druck- und Temperaturmesstechnik .....	816
12.2.1 Temperatur .....	817
12.2.2 Druckmesstechnik .....	819
12.3 Rheologische Messtechnik .....	821
12.3.1 Laborrheometer .....	822
12.3.2 Prozessrheometer .....	823
12.4 Optische und spektroskopische Verfahren .....	825
12.4.1 Farbmessung .....	825

12.4.2 Infrarotspektroskopie .....	826
12.4.3 Mikroskopie und Bildanalyse .....	827
12.5 Anwendungsnahe Prüfungen .....	827
12.6 Druckfiltertest .....	829
12.7 Sondersysteme .....	832
12.7.1 Ultraschallmesstechnik .....	833
12.7.2 Modellprädiktive Regelung und virtuelle Sensoren .....	833
<b>Index .....</b>	<b>837</b>



# Die Herausgeber

## ■ Klemens Kohlgrüber



Dr. Klemens Kohlgrüber absolvierte eine Schlosserlehre mit anschließender zweijähriger Berufsausübung. Danach erfolgte die Weiterbildung zum Maschinenbau-Techniker in Köln. Das Studium zum Maschinenbauingenieur in Wuppertal, anschließend Diplom und Promotion an der RWTH Aachen. Von 1986 bis 2015 Tätigkeit bei der Bayer AG, u. a. Leitung der Hochviskos-, Misch- und Reaktortechnik. Parallel dazu mehrjährige Vorlesungen an der Uni Dortmund für Chemiker im Masterstudiengang über Polymeraufbereitung. Mehrjährige Leitung des Arbeitskreises Hochviskostechnik der Forschungsgesellschaft Verfahrenstechnik und ehemals Mitglied im VDI-Fachbeirat Kunststoff-Aufbereitungstechnik. Leiter von jährlich stattfindenden VDI-Seminaren über Extruder.

## ■ Michael Bierdel



Dr.-Ing. Michael Bierdel studierte Verfahrenstechnik an der Universität Stuttgart und promovierte 2001 auf dem Gebiet der Gegenstrom-Injektions-Mischer. Seit 2001 arbeitet er bei Bayer Technology Services GmbH (Bayer AG) im Bereich Forschung und Entwicklung in der Gruppe Hochviskostechnik und leitet diese seit 2012. Mit der Gründung der Covestro AG wechselte er mit der Gruppe Hochviskostechnik zur Covestro Deutschland AG (Covestro AG).

## ■ Harald Rust



Dipl.-Ing. Harald Rust (geb. 05.01.1949 in Bochum) studierte allgemeinen Maschinenbau in Bochum. Nach einer Tätigkeit in der Projektierung von Hydraulikanlagen von 1976 bis 1983 war er Entwicklungsleiter von Planetwalzenextrudern, Kalandrer-, Calandrette- und Flachfolienanlagen bei der Firma EKK und Battenfeld Extrusionstechnik, Werk Bochum. Von 1983 bis 1985 hatte er die technische Leitung in einem luftfahrt-technischen Entwicklungsbetrieb – Entwicklung von Aircargo

Equipment und Transportstrukturen für die Ariane 5.

1986 dann die Gründung der ENTEX Rust & Mitschke GmbH. Technologieführung mit dem Planetwalzenextruder. Zahlreiche Patente. Bis heute Geschäftsführender Gesellschafter der ENTEX Rust & Mitschke GmbH mit ca. 150 Mitarbeitern.

## ■ Die Mitverfasser

Abschnitt	Titel	Autor
3.1	Grundlagen des Entgasens	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Heino Thiele, ehemals BASF</li> </ul>
3.5	Entgasungssilos	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Harald Wilms, Wilms-ITC, Bremen</li> <li>▪ Dipl.-Ing. Hans Schneider, Zeppelin Systems GmbH, Friedrichshafen</li> </ul>
4.1	Anforderungen an die Compoundierung aus Sicht des Compoundeurs	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Thomas Schuldt, Albis Plastic GmbH, Hamburg</li> </ul>
4.2	Produktentwicklung	
4.3	Zusatzstoffe für Polymere – vom Polymer zum Kunststoff	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Hermann Diem</li> </ul>
5.2	Aufgaben und Auslegung der Verfahrenszonen eines Compoundierextruders	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Reiner Rudolf, Covestro Deutschland AG</li> <li>▪ Dr.-Ing. Michael Bierdel, Covestro Deutschland AG</li> </ul>
5.3	Verfahrens- und Schneckenkonzepte für Maschinen mit hohen Durchsätzen	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Frank Lechner, Coperion</li> </ul>
5.4	Schneckenbesätze für hochgefüllte Polymere (und Dosierstrategien)	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Sebastian Fraas, Leistritz Extrusionstechnik GmbH, Nürnberg</li> </ul>
5.5	Compoundierung von naturfaser-verstärkten Kunststoffen	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dijan Iliew</li> <li>▪ Dr. Stephen Kroll</li> <li>▪ Prof. Dr.-Ing. Andrea Siebert-Raths HS Hannover</li> </ul>

Abschnitt	Titel	Autor
5.5.2	Aufbau und Parametrierung der Verfahrenseinheit eines Planetwalzenextruders	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Thomas Birr, Entex</li> </ul>
5.6	Grundlagen der thermoplastischen Schaumextrusion	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Lukas Vogel, Leistritz Extrusionstechnik GmbH, Nürnberg</li> </ul>
5.8	Werkstoffe, Beschichtungen, Verschleißtechnik	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr. Oliver Kayser, Dreistegen GmbH</li> </ul>
6.2	Einwellenextruder	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr. Gregor Karrenberg, Covestro Deutschland AG, Leverkusen</li> </ul>
6.3	Ringextruder	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr. Michael Erdmann, Extricom Extrusion GmbH, Lauffen a. N.</li> </ul>
6.4	Gegenläufige dichtkämmende Doppelschnecken	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr. Ernst Krüger, Managing Director, GermanTwinScrews GmbH</li> </ul>
6.5	Planetwalzenextruder	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dipl.-Ing. Harald Rust, Geschäftsführender Gesellschafter, ENTEX Rust &amp; Mitschke GmbH</li> <li>▪ Dr.-Ing. Thomas Birr, Leitung Verfahrenstechnische Entwicklung, ENTEX Rust &amp; Mitschke GmbH</li> <li>▪ Holger Lange, Technischer Redakteur, ENTEX Rust &amp; Mitschke GmbH</li> </ul>
6.6	Ko-Knetter	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dipl.-Ing. Hans-Ulrich Siegenthaler, Kneading Experts GmbH, Suhr, Schweiz</li> </ul>
6.7	Compact Processor	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Peter Gohl</li> <li>▪ Roman Kebalo</li> <li>▪ Joe Pereira</li> <li>▪ Stuart Sardinkas</li> <li>▪ Farrel Pomini</li> </ul>
7.1	Hochviskosreaktoren	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Oliver Seck, Buss-SMS-Canzler GmbH, Zweitniederlassung Pratteln</li> </ul>
7.2	Aufbereitung von Polymerschmelzen mittels Kalandern und Folienanlagen	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dipl.-Ing. Harald Rust, Geschäftsführender Gesellschafter, ENTEX Rust &amp; Mitschke GmbH</li> <li>▪ Dr. Stefan Seibel, Brückner Maschinenbau GmbH &amp; Co. KG</li> </ul>
7.31	Grundlagen: homogenes & disperses Mischen	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr. Jörg Kirchhoff, Arlanxeo Deutschland GmbH, Leverkusen</li> <li>▪ Dr. Michael Bierdel, Covestro Deutschland AG, Leverkusen</li> </ul>
8.1	Silos – verfahrenstechnische Auslegung und statische Aspekte	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Harald Wilms, Wilms-ITC, Bremen</li> </ul>
8.2	Mischsilos für die Kunststoff-Aufbereitung	
8.3	Dosiertechnik	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Bernhard Hüppmeier, Brabender Technologie GmbH &amp; Co. KG</li> </ul>
8.4	Intensiv-Mischen von Kunststoffen in mechanischen Mischern	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Harald Wilms, Wilms-ITC, Bremen</li> <li>▪ Dipl.-Ing. Henning Kreis, Zeppelin Systems GmbH, Kassel</li> </ul>

Abschnitt	Titel	Autor
8.5	Pneumatische Förderung von Kunststoffen	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr.-Ing. Harald Wilms, Wilms-ITC, Bremen</li> <li>▪ Dipl.-Ing. Guido Winkhardt, Zeppelin Systems GmbH, Friedrichshafen</li> </ul>
9	Zahnradpumpen für die Compounding	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr. Sven Wieczorek, Geschäftsführer, Witte Pumps &amp; Technology GmbH</li> </ul>
10	Filter für (hoch-)viskose Polymer-schmelzen	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dr. Thomas Grimm-Bosbach, Geschäftsführer, Seebach GmbH, Vellmar</li> </ul>
11	Granulieren und Trocknen	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Dipl.-Ing. Harald Zang, Dr. Horst Müller; Maag Automatik GmbH; Großostheim</li> </ul>
12	Messtechnik	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Christoph Kugler</li> <li>▪ Johannes Rudloff</li> <li>▪ Thomas Hochrein SKZ - Das Kunststoff-Zentrum; Würzburg</li> </ul>

Reihenfolge nach Kapitelstruktur

# Vorwort

Bei Kunststoffprodukten gibt es vom Monomer zum Werkstoff drei aufeinander aufbauende Verfahrensstufen oder „Wertschöpfungsstufen“, Bild 1. Zu Polymerreaktionen wie der Polymerisation, der Polykondensation und der Polyaddition liegt in der Verfahrensstufe Reaktion umfangreiche Literatur vor. Dies gilt auch für die letzte Verfahrensstufe Verarbeitung. Spritzguss oder Extrusion werden in der Literatur ausführlich beschrieben. Auch an den Universitäten und bei Seminarangeboten gibt es vielfältige Vorlesungen bzw. Seminarangebote. Dagegen ist die Verfahrensstufe Aufbereitung, oder umfassender ausgedrückt Polymer-Aufbereitung und Kunststoff-Compoundierung weder in der Literatur noch in der Hochschullandschaft – bis auf die im Folgenden beschriebene eigene Vorlesung – vertreten. Selbst der Begriff ist wenig verbreitet. Diese „Lücke“ soll das vorliegende Buch schließen. Das Buch richtet sich jedoch nicht nur an Fachleute aus der Polymer- und Kunststoffbranche, sondern der Inhalt ist auch für andere Industriezweige, wie z. B. Lebensmittel- und Pharmaindustrie relevant.



**Bild 1** Verfahrensstufen vom Monomer zum Werkstoff Kunststoff

Der Herausgeber Klemens Kohlgrüber hat jahrelang Vorlesungen über die Polymer-Aufbereitung, die Aufbereitungstechnik an der Technischen Universität Dortmund für Studenten im Masterstudiengang gehalten. Diese Vorlesung wird jetzt vom Herausgeber Michael Bierdel durchgeführt und die eingeführte „Tradition“, eine Besichtigung der Firma ENTEX in Bochum mit den Studenten, fortgesetzt. Die Firma ENTEX stellt Planetwalzenextruder her und ist für die Studenten ein sehr gutes Beispiel, wie ein innovatives Unternehmen vom „Stahl bis zum Verkaufsprodukt“ den Planetwalzenextruder entwickelt und herstellt. Dabei werden auch verfahrenstechnische Versuche in Technikumsanlagen besichtigt.

Bei den Herausgebern entstand dabei die Idee, ein Buch über die Polymer-Aufbereitung und die Kunststoff-Compoundierung mit den zugehörigen Apparaten und Maschinen zu schreiben. Durch die Vorlesung von Kohlgrüber und Bierdel und durch die langjährige Erfahrung des ENTEX-Firmengründers Harald Rust lagen viele Präsentationsunterlagen für die Basis des Buches vor. Andererseits bestand der Wunsch, das Buch durch Beiträge weiterer Autoren mit speziellem Fachwissen zu bereichern. Aus Sicht der Herausgeber ist das gelungen und sie möchten an dieser Stelle allen Autoren für ihre Beiträge danken!

Danken möchten wir auch dem Hanser-Verlag und insbesondere Frau Wittmann, die uns außergewöhnlich gut unterstützt hat und einen erhöhten Aufwand durch die Vielzahl an Autoren hatte!

Der Herausgeber Klemens Kohlgrüber dankt seiner Tochter Kristina für die Durchsicht der eigenen Manuskripte!

Herr Rust dankt seiner Sekretärin Frau Wiczorek für die intensive Unterstützung der Beiträge der Fa. ENTEX.

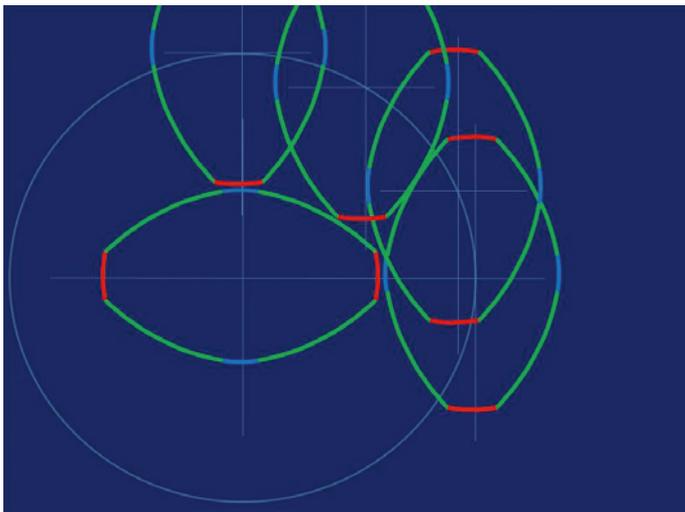
Klemens Kohlgrüber, Michael Bierdel, Harald Rust im Juli 2019



Erläuterung zu den einzelnen Kapiteln des vorliegenden Buches siehe auch Abschnitt 1.4.

# TEIL A

Einführung in die  
Aufbereitung von  
Polymeren/Kunststoffen





# 1

# Einführung

Klemens Kohlgrüber, Michael Bierdel

## ■ 1.1 Kunststoffe und ihre Bedeutung

Zu den fünf Grundbedürfnissen des Menschen [1] zählen:

- Nahrung
- Gesundheit
- Kleidung
- Wohnung
- Kommunikation

Dazu leisten die Kunststoffe in der heutigen Zeit erhebliche und wertvolle Beiträge. Dies ist offenkundig und wird im Rahmen dieses Handbuchs nicht weiter beschrieben.

Der Werkstoff Kunststoff ist im Vergleich zu den anderen Werkstoffgruppen (Metall, Glas, Keramik, Holz, Papier) sehr jung. Durch Staudinger wurde ab Mitte der 20er Jahre eine Basis für das Verständnis der Polymere (Makromoleküle) gelegt. Insbesondere in der IG-Farben-Industrie folgte eine Entwicklung von verschiedenen Polymeren, beispielsweise 1937 Polyurethan durch O. Bayer. Durch Ziegler Natta und gleichnamige Katalysatoren wurde die wirtschaftliche Herstellung von Polymeren beschleunigt. Bei Bayer wurde 1953 Polycarbonat erfunden.

Anfangs wurden die Kunststoffe diskontinuierlich hergestellt, der wirtschaftliche Erfolg der Kunststoffe ist aber mit dem Erfolg der kontinuierlichen Herstellungsweise und insbesondere bei Thermoplasten mit dem Erfolg der Extruder verbunden. Die Basisgeometrie von gleichläufigen Doppelschneckenextrudern wurde 1944 angemeldet und 1953 für die Bundesrepublik Deutschland erteilt.

## ■ 1.2 Aufbereitung und Compoundierung

In der Vergangenheit entstanden neue Kunststoffe durch neue Basispolymere. Heutzutage entsteht ein (neuer) gebrauchsfertiger Kunststoffwerkstoff erst durch die **Aufbereitung** eines Basispolymers während und nach der Polymerreaktion (Synthese) und durch die **Compoundierung**, also die anschließende Einarbeitung von Zusatzstoffen, wie Additiven, Füllstoffen, Fasern und Farben. Bild 1.1 zeigt beispielsweise, welche Einflüsse Füllstoffe bei PTFE-Kunststoffen haben [2]. Bild 1.2 zeigt eine qualitative Schätzung der Entwicklung zur Bedeutung der „Polymer-Aufarbeitung und Kunststoff-Compoundierung“, unserem Buchtitel. Die blaue Kurve beschreibt die Anzahl neu entwickelter Basispolymere und die grüne Kurve gibt die Menge produzierter Kunststoffe wieder.

Eigenschaft	Füllstoff						
	Glas (bis 40 %)	Kohle (bis 35 %)	Hartkohle (bis 35 %)	Graphit (bis 15 %)	MoS <sub>2</sub> (bis 5 %)	Bronze (bis 60 %)	Stahl (bis 60 %)
Verschleiß	→	→	→	→	→	→	→
Abrieb (Gegenlaufpartner)	↔	→	→	→	→	→	↔
Chemische Beständigkeit	↔	↔	↔	↔	↔	↔	→
Wärmeleitfähigkeit	→	→	→	→	→	→	→
Gleiteigenschaften	→	→	→	→	↔	→	→
Reibungskoeffizient	↔	↔	↔	→	→	↔	↔
Härte	→	→	↔	↔	→	→	→
Steifigkeit	→	→	→	→	→	→	→
Trockenlaufeigenschaften	→	→	→	→	→	→	→

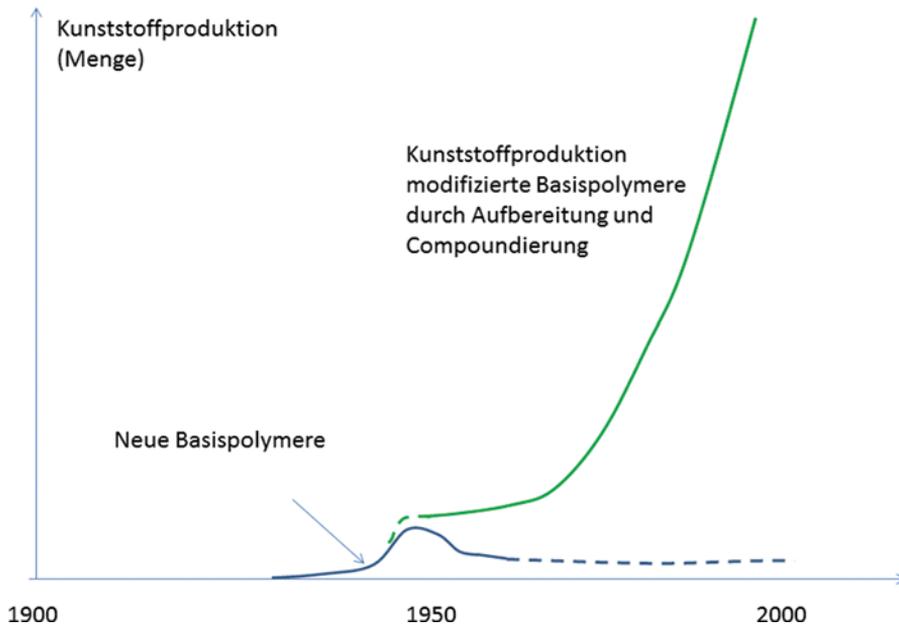
**Trends:** blau = neutral, grün = positiv, rot = negativ

**Bild 1.1** Einfluss von Füllstoffen auf das Eigenschaftsprofil von PTFE-Kunststoffen [2]. Mit freundlicher Genehmigung von pro-K Industrieverband Halbzeuge und Konsumprodukte aus Kunststoff e. V.

Der Begriff Compoundieren ist bis dato im Duden nicht enthalten. Er bedeutet im weitesten Sinne Mischen, ein Verfahrensschritt, der bei der Polymeraufbereitung vielfach vorkommt und der eine der Hauptoperationen ist. Dabei wird unterschieden zwischen:

- Mischen von Feststoffen und
- Mischen in der Schmelzphase des Polymers (Schmelzecomoundieren).

Das sogenannte „Kaltmischen“ erfolgt bei Raumtemperatur, beim „Heißmischen“ werden die Komponenten erwärmt; wobei Polymergranulat oder Polymerpulver fest bleibt, während Additive sich verflüssigen können.



**Bild 1.2** Bedeutung der Aufbereitung und Compoundierung für Kunststoffe (Schätzung)

Zu Beginn der Kunststoffentwicklung und der Kunststoffherstellung wurden „Batch-Verfahren“ verwendet. Eine Übersicht der entsprechenden Batch-Apparate und Maschinen beschreiben [3] und [4]. Heute werden insbesondere für die wirtschaftliche Herstellung der am meisten verwendeten Kunststoffe, die Thermoplaste, kontinuierliche Herstellverfahren angewendet, die in dem vorliegenden Buch mit den entsprechenden Apparaten und Maschinen beschrieben werden. Die Schmelzcompoundierung erfolgt normalerweise in Extrudern und wird in diesem Buch ausführlich beschrieben.

## ■ 1.3 Wiederverwertung von Kunststoffen

Kunststoffe sind unentbehrliche Werkstoffe. Wegen der insbesondere in manchen Ländern mangelhaften Entsorgung und der langen Haltbarkeit, sammeln sich immer mehr Kunststoffe in der Umwelt an und Kunststoffe geraten zunehmend in Kritik. In Deutschland haben wir eine gute Ordnungspolitik, was die Abfallentsorgung betrifft. Bild 1.3 zeigt die Verwertung von Kunststoff-„Abfällen“ in Deutschland nach ihrem Gebrauch:

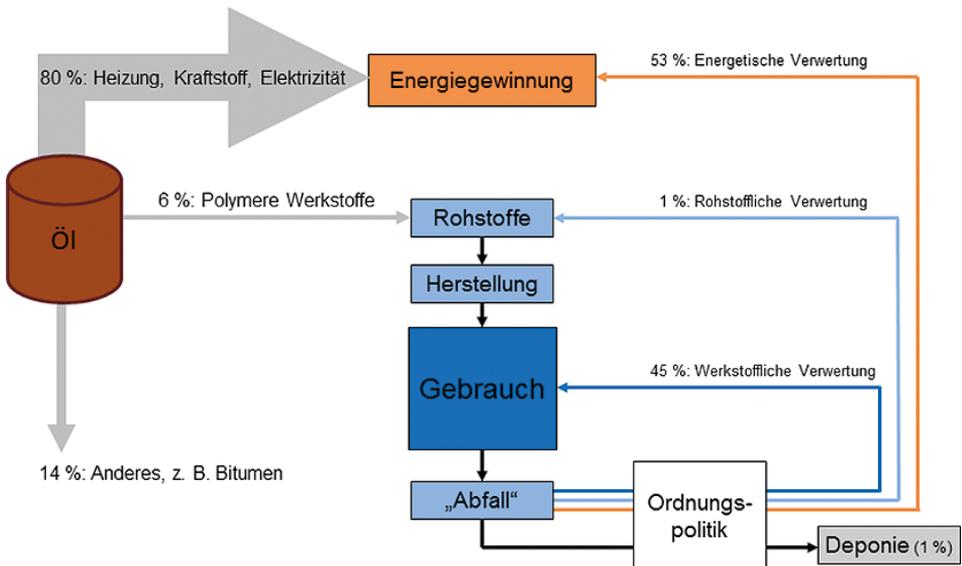
- 53 % der Abfälle werden zur Energiegewinnung genutzt;
- 46 % werden werkstofflich wiederverwertet, wobei sich daraus häufig Kunststoffe schlechterer Qualität ergeben;

- lediglich 1 % der Abfälle wird wieder in Rohstoffe umgewandelt, die erneut zur Herstellung von Kunststoffen genutzt werden können;
- ebenfalls bei lediglich 1 % liegt der Anteil der Kunststoffe, die letztlich auf einer Deponie gelagert werden.

Rohstoffliches und werkstoffliches Recycling werden in Zukunft wichtiger werden. Im vorliegenden Buch werden das **lösungsmittelbasierte Recycling** und das **mechanische Recycling, die Recompoundierung**, kurz angeschnitten. Auch die EU-Politik beschäftigt sich mit dem Thema Kunststoff-Recycling und fordert: „Wir brauchen weniger und bessere Kunststoffe“ [7]. Es wird eine Produktionsumstellung verlangt, „da Kunststoffe zur größten Umweltgefahr werden“.

Auch in den Medien wird zurzeit über den Werkstoff „Kunststoffe“ meist kritisch berichtet. Die Vorteile dieses Werkstoffes gegenüber anderen Werkstoffen dürfen dabei nicht übersehen werden. Vorteile werden z. B. in den kürzlich ausgestrahlten TV-Sendungen [8] und [9] dargestellt. Im Idealfall ist natürlich ein unendlich oft recycelfähiger und somit wiederverwendbarer Kunststoff anzustreben. Eine energetische Verwertung der Kunststoffe, die schon als „Wertstoff“, z. B. einem Handygehäuse verwendet wurden, ist jedoch besser als eine direkte „Verbrennung“ des Erdöls, Bild 1.3.

Die Entwickler von Verfahren zur Polymer-Aufbereitung und von Maschinen und Apparaten zur Kunststoff-Compoundierung werden sich diesen Herausforderungen stellen müssen. Durchsetzen werden sich nur solche Verfahren und Maschinen, die ökologisch und wirtschaftlich am vielversprechendsten sind.



**Bild 1.3** Öl als Basis von Kunststoffen einschließlich der Wiederverwertung von Kunststoffprodukten (nach [5], Zahlenwerte zur Verwertung nach [6])

## ■ 1.4 Erläuterungen zu den einzelnen Kapiteln des vorliegenden Buches

Das vorliegende Buch ist in vier Buchteile gegliedert:

**Buchteil „A“** beschreibt, was unter der Aufbereitung von Polymeren zu verstehen ist. Sehr ausführlich wird die Compoundierung beschrieben, der Weg vom Polymer zum gebrauchsfertigen Kunststoff.

**Buchteil „B“**, die Aufbereitung bei der Primärproduktion von Polymeren, beschreibt als Schwerpunkt die „Entgasung“ von Polymeren mit den zugehörigen Apparaten und Maschinen.

**Buchteil „C“** behandelt das umfangreiche Thema Compoundieren. Mit welchen Additiven und anderen Zusatzstoffen werden die Basispolymere modifiziert und gebrauchsfertig haltbar gemacht? Die Haupt-Einmischung erfolgt bei der „Schmelzecompoundierung“ in Extrudern. Welche Extruderbauarten gibt es? Welche Extruder sind für die Compoundierung besonders gut geeignet und welche sind die Vor- und Nachteile? Diese Fragen werden behandelt.

**Buchteil „D“** beschäftigt sich mit weiteren wichtigen Anlagenkomponenten einer Aufbereitungsanlage. Dazu gehören die Themen wie Schmelzefiltration, die Granulation als Übergang von Schmelze zum Feststoff und die Feststoffverfahren. Auch die Dosier- und Messtechnik sind wichtige Bestandteile heutiger Verfahren.

Die Herausgeber haben Experten zu den Buchteilen A bis D als Autoren gewinnen können und die Beiträge mit den Autoren abgestimmt. Trotzdem spiegeln die Beiträge die Meinungen und die Erfahrungen der Autoren wider. In einigen Punkten kann dies auch abweichend von der Erfahrung der Herausgeber sein. Als Summe sind alle Beiträge eine wertvolle Bereicherung für das Buch und es sei nochmals an dieser Stelle allen Autoren gedankt!

### Literatur zu Kapitel 1

- [1] Wolfgang Kaiser: Kunststoffchemie für Ingenieure: Von der Synthese bis zur Anwendung, Hanser-Verlag, 4. Auflage 2015
- [2] pro-K Industrieverband Halbzeuge und Konsumprodukte aus Kunststoff e.V.: <https://www.pro-kunststoff.de/assets/Merkbl%C3%A4tter%20und%20Co/FP%20TM-02-Einf%C3%BChrung-in-die-Verarbeitung-von-PTFE-Kunststoffen-M%C3%A4rz-2019.pdf>, abgerufen am 9.5.2019
- [3] White, Coran, Moet: Polymer Mixing, Hanser Verlag, 2001
- [4] White, Bumm: Encyclopedia of Polymer Blends: Volume 2: Processing, Abschnitt 1.2 „Methods of Compounding“, First Edition. Edited by Avraam I. Isayev. Wiley-VCH Verlag, 2011
- [5] PlasticsEurope, Der Verband der Kunststoffherzeuger
- [6] Consultic: Produktion, Verarbeitung und Verwertung von Kunststoffen in Deutschland 2015 – Kurzfassung, 2016

- [7] <https://eu-recycling.com/Archive/21436>: „Wir brauchen weniger und bessere Kunststoffe“, abgerufen am 23.03.2019
- [8] NTV: Revolution Kunststoff – Ein Material erobert die Welt, ausgestrahlt am 13.11.2018
- [9] SWR: Plastik ist toll – Zeitreise der Kunststoffproduktion. <https://www.swr.de/odysso/zeitreise-der-kunststoffproduktion/-/id=1046894/did=20400660/nid=1046894/fv9ekk/index.html>, ausgestrahlt am 16.11.2017

# 2

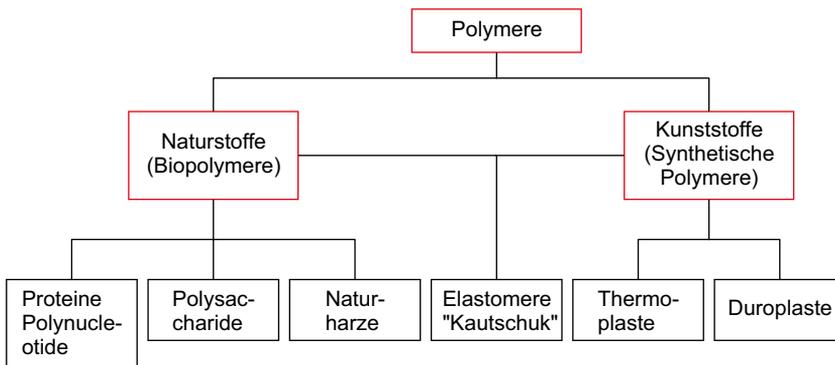
## Aufbereitung – Verfahrenstechnik der Polymerherstellung

Klemens Kohlgrüber

### ■ 2.1 Einführung

Der Begriff **Aufbereitung**, gemeint ist die Aufbereitung von Polymeren, wird in der Literatur für unterschiedliche Verfahren verwendet. Der Begriff Compoundierung ist sehr geläufig, aber nicht so umfassend wie der der Aufbereitung. Letzterer beinhaltet auch die Aufbereitung beim Polymerhersteller. In diesem Kapitel wird beschrieben, welche Verfahrensschritte die Aufbereitung bei der Polymerherstellung und bei der Compoundierung umfasst. Dazu werden die Polymere und die Verfahrensschritte zunächst näher betrachtet.

Unter dem Begriff Kunststoffe wird eine eigene Werkstoffklasse verstanden. Umgangssprachlich werden auch manchmal die Bezeichnungen Plastik und Plaste oder Gummi und Elaste verwendet. Im englischen Sprachgebrauch ist die Bezeichnung „plastics“ für Kunststoffe üblich. Werden noch „Biopolymere“ als Naturstoffe einbezogen, dann ist eine Einteilung unter dem Oberbegriff Polymere möglich, Bild 2.1.



**Bild 2.1** Klassifizierung der Polymere nach ihrer Herkunft (Kaiser [1] Bild 1.14)

Polymere bestehen aus Makromolekülen, die einen natürlichen oder chemischen Ursprung haben.

Erfolgt eine Klassifizierung nicht nach der Herkunft, sondern nach den Eigenschaften bzw. der Verwendbarkeit des Werkstoffes, dann kann im engeren Sinne zwischen Polymer und Kunststoff unterschieden werden, Bonten [2] Seite 58:

**„Kunststoffe sind Werkstoffe, die aus Polymeren und Zusatzstoffen bestehen.“**

Hier kommt zum Ausdruck, dass Polymere die Rohstoffe für Kunststoffe sind, da die „reinen Basispolymere“ nach ihrer Herstellung in der Regel nur mit Zusatzstoffen anwendungstauglich werden. Sehr deutlich wird dies im Vorwort „Handbuch Kunststoff-Additive“ [3] ausgedrückt (Hervorhebungen vom Autor):

**„Ohne Kunststoff-Additive keine Kunststoffe.“** Diese Aussage gilt zumindest, was die praktische und kommerzielle Anwendung von Kunststoffen betrifft.

**Additive schützen Kunststoffe** vor Abbau durch Verarbeitungsprozesse, erleichtern ihre Verarbeitbarkeit, stabilisieren sie gegen thermischen oder UV-induzierten Abbau während des Gebrauchs und erweitern das Eigenschaftsspektrum durch die **Modifikation von Materialeigenschaften**.

**Additive ermöglichen somit erst den nachhaltigen Einsatz von Kunststoffen in bestehenden sowie immer neuen Anwendungen“**

Eigenschaften, die mit Zusatzstoffen beeinflusst werden, sind unter anderem:

- Verarbeitungstabilisierung (thermischer Abbau, oxidativer Abbau und Anwendung/Gebrauch)
- Langzeitstabilisierung (Wärme, Licht)
- Farbe
- Festigkeit (Füllstoffe zur mechanischen Beeinflussung)
- Entflammbarkeit (Flammschutzmittel)
- Oberflächeneffekte (Gleitmittel, Formtrennmittel, Antistatika)
- „Schimmelneigung“ (Biozide)
- Eigenschaftsverbesserung durch „Mischen“ mit anderen Polymeren (Blends)

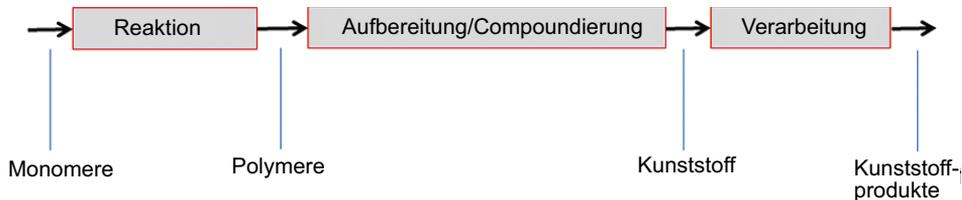
Das Einarbeiten von Zusatzstoffen in ein Polymer bzw. Kunststoff/Kautschuk wird **Compoundierung (Compounding)** genannt. Ein Überblick, welche Zusatzstoffe konkret zur Stabilisierung und Modifikation der Kunststoffe Verwendung finden, wird in Abschnitt 4.3 gegeben. Weiterhin wird auf die sehr umfangreiche einschlägige Literatur, zum Beispiel [3] [4] [5] verwiesen. Die Begriffe Zusatzstoffe und Additive werden manchmal synonym verwendet. Zur besseren Unterscheidung werden Additive, Blends und Füllstoffe wie in Abschnitt 4.3 eingeteilt. Additive werden in kleinen Mengen zugegeben. Speziell Füllstoffe können über 50 Massenprozent des Basispolymers ausmachen und werden zur Eigenschaftsveränderung oder zur Kostensenkung eingesetzt. Bei den unlöslichen Füllstoffen ist die Verstei-

fungswirkung (Festigkeit) erheblich von der Art, Form und Orientierung des Füllstoffs abhängig.

Eine Eigenschaftsänderung von Polymeren bzw. Kunststoffen kann nicht nur durch Zusatzstoffe erfolgen, sondern auch durch chemische Modifikationen. Thermoplaste können zum Beispiel nachträglich vernetzt werden ([1], dort Abschnitt 2.2.6).



Nach dem Vorstehenden kann also beschrieben werden: Durch den Verfahrensschritt **Compoundieren** wird aus einem Polymer ein Kunststoff. Der Begriff Compounding wird im Folgenden erweitert zu dem umfassenderen Begriff **Aufbereitung**, der nicht nur das Einmischen von Zusatzstoffen beschreibt, sondern der auch weitere Verfahrensschritte umfasst, die insbesondere bei der Herstellung der Basispolymere wichtig sind. Das folgende Bild 2.2 veranschaulicht die Prozesskette vom Monomer zum Kunststoff-Produkt.



**Bild 2.2** Verfahrensschritte zur Herstellung eines Kunststoff-Produkts

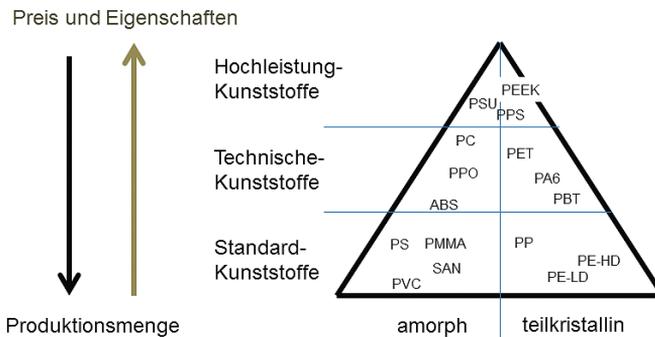
Der Begriff Aufbereitung wurde in der Vergangenheit von verschiedenen Autoren verwendet. Zum Beispiel beschreibt Zettler [22] im Jahr 1982 die drei Schritte wie folgt:

- Polymerisation,
- **Polymerisataufbereitung**,
- verarbeitbarer thermoplastischer Kunststoff.

In einem Artikel [19] von H. Herrmann, ehemals Fa. Werner und Pfeleiderer, mit dem Untertitel „Die Kunststoff-Aufbereitungstechnik 1988“ wird der Begriff Kunststofftechnik als Oberbegriff für die drei in Bild 2.2 gezeigten Schritte verwendet. Weiterhin wird bei dem Schritt Aufbereitung nicht zusätzlich die Compoundierung genannt. Die Nennung der Aufbereitung ohne die wichtige, jedoch enthaltene Compoundierung, ist eigentlich besser. Da sich der Begriff Aufbereitung bisher nicht etabliert hat und die Compoundierung weltweit geläufig ist, wird der Begriff Compoundierung als Identifikation in Bild 2.2 zusätzlich aufgeführt. Die Einschätzung, dass der Begriff Aufbereitung weniger bekannt ist, teilt auch der VDI, denn die über Jahrzehnte stattfindende Jahrestagung Kunststoff-„Aufbereitungstechnik“ wurde umbenannt in „Compoundiertagung“.

Wie bereits beschrieben, werden die Begriffe Polymer und Kunststoff auch synonym verwendet. Wenn es sich nicht um einen gebrauchsfertigen Werkstoff handelt, kann auch eine Präzisierung durch den Begriff „Basispolymer“ als Grundstoff für Kunststoffe verwendet werden. Die Unterscheidung ist aus anwendungstechnischer Sicht von Bedeutung. Verfahrenstechnisch stehen die Konsistenz und die notwendigen Aufgaben im Vordergrund. Nach der Reaktion liegt das Polymer meist als Lösung, Pulver oder Schmelze vor; nach der Aufbereitung als Granulat oder Schmelze. Die Aufbereitung erfolgt teilweise gleichzeitig zur Reaktion, zum Beispiel bei der Polykondensation. Sie kann auch teilweise bei der Verarbeitung erfolgen, wenn dort z. B. noch Zusatzstoffe eingearbeitet werden. Nach der Verarbeitung liegt in der Regel ein fertiges Bauteil vor.

Die Eigenschaften der „Basispolymere“ werden wesentlich durch den chemischen Aufbau, die Gestalt und die Ordnung der Moleküle (linear, vernetzt) und durch die Größe (Molekulargewicht) bestimmt. Bild 2.3 zeigt die klassische Kunststoffpyramide mit einigen Polymeren als Beispiel.



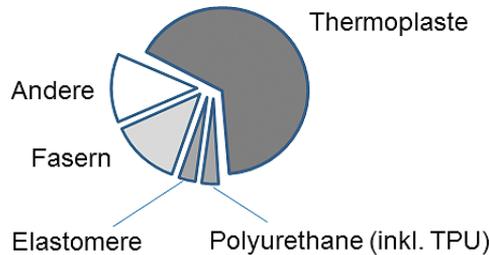
**Bild 2.3** Klassische Kunststoffpyramide mit qualitativer Darstellung für Preis und Eigenschaften (z. B. Einsatztemperaturen) und Produktionsmenge

Die Darstellung in Bild 2.3 ist qualitativ zu sehen und soll verdeutlichen, dass die Hochleistungs-Kunststoffe preislich höher angesiedelt sind und die Produktionsmenge im Verhältnis zu den Standard-Kunststoffen gering ist. In der Vergangenheit der Kunststoffentwicklung lag ein Schwerpunkt in der Entwicklung neuer „Basispolymere“, insbesondere, um neue Hochleistungs-Kunststoffe mit größeren Gewinnmargen zur Anwendung zu bringen.

Die heutige Produktentwicklung für neue Kunststoffe erfolgt primär durch Compounding, auch wenn nach wie vor an neuen Polymeren geforscht wird. Zahlreiche Firmen haben eigene Kunststoffe im Programm, die durch Modifizierungen der Basispolymere Verbesserungen der Anwendungs-Eigenschaften ergeben. Bei Thermoplasten werden verbesserte und neue Kunststoffe vorwiegend durch die soge-

nannte Schmelzecompoundierung (der Begriff wird im Folgenden ausführlich beschrieben) in Extrudern hergestellt.

Um die wirtschaftliche Bedeutung der Compoundierung für Thermoplaste hervorzuheben, ist in Bild 2.4 die Weltproduktion von Kunststoffen dargestellt.



**Bild 2.4** Kunststoff-Weltproduktion (qualitativ; aktuelle Zahlen auf der Seite <https://www.plasticseurope.org/de>)

Thermoplaste sind mit einem Anteil von über 50% der Weltproduktion an Kunststoffen dominierend. Sie kommen nicht nur wegen des Preises und dem Anwendungsprofil häufig zum Einsatz. Sie können mehrfach wieder aufgeschmolzen und somit compoundiert und mehrfach verarbeitet (urgeformt) werden. Natürlich bewirkt das Aufschmelzen eine thermische Beanspruchung und kann zu unerwünschten Qualitätseinbußen führen. Der Verfahrensschritt der Wiederaufschmelzung erfolgt bei der Herstellung eines Kunststoffproduktes oft zweimal, bei der Compoundierung und bei der Verarbeitung. Bei einer Art des **Recyclings** von Kunststoffen erfolgt eine sogenannte **Recompoundierung**, bei dem die „Kunststoffabfälle“ ebenfalls wieder aufgeschmolzen werden.

Elastomere und Duroplaste sind bekanntlich nicht schmelzbar und können nur einmal urgeformt werden und sind nach der Vernetzung nicht umformbar.

Der Betrachtung von Thermoplasten in diesem Buch kommt also eine besondere Bedeutung zu. Bild 2.5 zeigt eine Übersicht über entsprechende Verfahrensschritte.

Nach Bild 2.5 fallen unter den Begriff Aufbereitung viele Verfahrensschritte, beispielsweise Aufschmelzen, Entgasen (Lösemittel-Monomer-Entfernung), Mischen und Dispergieren, Fördern, Dosieren, Extrudieren (Druckaufbau), Filtrieren, Granulieren etc.



**Bild 2.5** Polymer-Verfahrenstechnik, Übersicht am Beispiel Thermoplast

### Aufgaben der Aufbereitung

Wie können die Verfahrensschritte der Aufbereitung verkürzt zusammengefasst werden? In Anlehnung an die Literaturquelle [1] sind die wesentlichen Aufgaben der Aufbereitung:

1. Entfernung von Bestandteilen
2. Einarbeitung von Zusatzstoffen
3. Änderung der Teilchengröße

Dazu schreibt Kaiser [1]: „Die Aufbereitung dient dem Zweck, aus dem Kunststoffrohstoff eine Kunststoff-Formmasse mit den bestmöglichen Eigenschaften für die Verarbeitung und/oder Anwendung herzustellen“. Die Kunststoffrohmasse ist in der Regel ein Basispolymer.

Diese Definition der Aufarbeitung kann auch auf die Herstellung eines Basispolymers angewendet werden, wie im folgenden Abschnitt 2.2 am Beispiel von Thermoplasten beschrieben. Für Elastomere sei auf die Literatur, z. B. [5], verwiesen.

Zusammenfassend soll hier in Anlehnung an [2] definiert werden: Die Verfahrensschritte vom Polymer zum Kunststoff werden **Aufbereitung** genannt. Speziell die Einarbeitung von Zusatzstoffen erfolgt in der Primärproduktion und bei der **Compoundierung**, teils auch bei der **Verarbeitung**. Der Begriff Zusatzstoffe umfasst Additive und weitere Stoffe, wobei die Begriffe auch synonym in der Literatur ver-

wendet werden. Ebenso wird zwischen den Begriffen Polymer und Kunststoff nicht immer unterschieden. Der Begriff „Aufbereitung“ wurde in der Vergangenheit meist nicht so scharf von der „Verarbeitung“ abgegrenzt. Teilweise wurde der Begriff überhaupt nicht verwendet, z. B. auch nicht in einem Kunststoff-Kompendium [6].

## ■ 2.2 Aufbereitung bei der Polymer-Herstellung in der Primärproduktion

Um die vielen und unterschiedlichen Aufbereitungsschritte der Polymere bei deren Herstellung zu verstehen, ist die Betrachtung der Polyreaktionen notwendig.

Die Herstellung von Polymeren erfolgt durch **Polyreaktionen** vom Monomer zum Polymer, also Bildungsreaktionen für Makromoleküle. Anstatt Polyreaktionen wird auch der Begriff Synthesereaktionen oder Polymersynthese oder nur kurz der Begriff **Synthese** verwendet. Je nach Art der Herstellung kann eine reaktionstechnische oder verfahrenstechnische Einteilung erfolgen.

### **Einteilung der Herstellung nach chemischen Reaktionen**

Die Polyreaktionen können in drei Klassen eingeteilt werden ([1] und Bild 2.5):

- Polymerisation (Kettenpolymerisation)
- Polykondensation (Kondensationspolymerisation)
- Polyaddition (Additionspolymerisation)

Die Nomenklatur hat sich im Laufe der Zeit verändert und anstelle des Begriffs Polyreaktion wird der Oberbegriff **Polymerisation** verwendet, wodurch sich Verwechslungsmöglichkeiten ergeben können [6]. Für das vorliegende Buch ist das von untergeordneter Bedeutung, da die verfahrenstechnischen Aspekte im Vordergrund stehen.

### **Einteilung der Herstellung nach verfahrenstechnischen Merkmalen**

Aus Sicht der Verfahrenstechnik lassen sich die Herstellverfahren in drei Gruppen einteilen [7]

- Polyreaktionen in Substanz (Massepolymerisation)
- Polyreaktionen in Lösung (Lösungspolymerisation)
- Polyreaktionen in Dispersion (Emulsion, Suspension)

Die Herstellung eines Polymers mit neuen Eigenschaften kann auch durch Mischen verschiedener Polymere erfolgen. Als Beispiel für ein Polymerblend sei ABS genannt.

Polymerreaktionen in Substanz werden auch **Masse-Verfahren** genannt und erfolgen ohne Löse- oder andere Verdünnungsmittel. Deshalb treten schon während der Reaktion hohe Viskositäten auf. Eine Reaktion in Masse kann eine Polykondensation sein. Dabei wird ein „Nebenprodukt“ abgespalten, das entfernt werden muss. Zum Beispiel kann Polycarbonat nach dem „Schmelzekondensationsverfahren“ beziehungsweise „Umesterungsverfahren“ hergestellt werden, wobei Phenol abgespalten wird und möglichst vollständig durch ein Vakuum aus der Reaktionsmasse entfernt wird. Es liegt also eine Entgasungsaufgabe vor.

Bei der Polymerreaktion in Lösung wird durch die Verwendung von Lösemittel die Viskosität der Reaktionsmasse stark herabgesetzt. Dadurch werden der Wärme- und Stofftransport und das Pumpen erleichtert. Polycarbonat als Beispiel kann auch durch das „Phasengrenzflächen-Verfahren“ hergestellt werden und es werden ein oder mehrere Lösemittel verwendet. Nach der Reaktion müssen die Lösemittel wieder entfernt werden, das Polymer muss „isoliert“ werden, Bild 2.5 und Bild 2.6. Auch hier liegt eine Entgasungsaufgabe vor, die auch als „Eindampfen“ bezeichnet wird.

Bei den Reaktionsverfahren in Dispersion kann eine weitere Unterteilung in Suspension und Emulsion erfolgen; Einzelheiten in der Literatur, zum Beispiel [1] [6] [7].

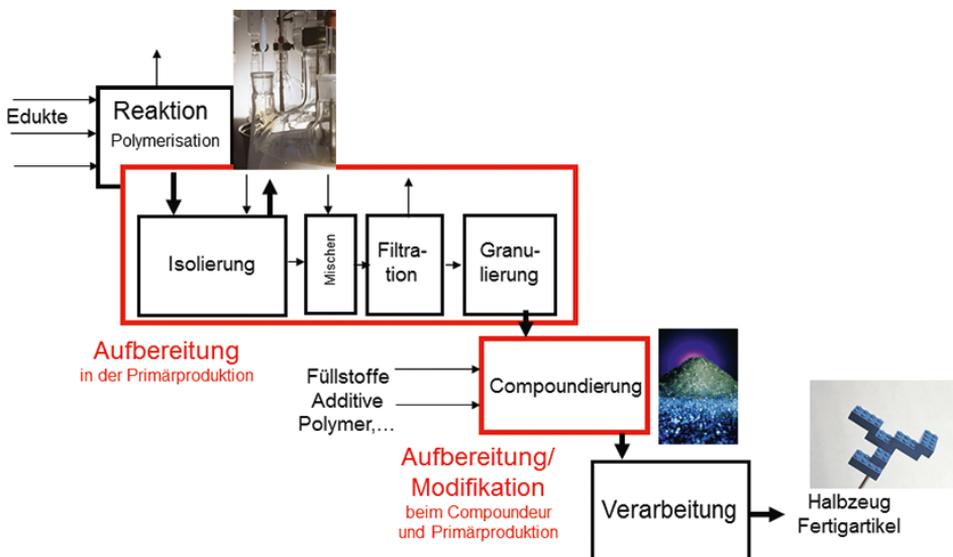
Bei Polyreaktionen in Substanz liegt schon während der Reaktion eine hochviskose Masse vor. Bei Polyreaktionen in Lösung und Polyreaktionen in Dispersion wird die hochviskose Phase während der Reaktion vermieden. Hochviskose Phasen oder Festphasen treten dann bei der notwendigen Aufbereitung auf. Das erfordert spezielle Apparate und Maschinen. Bei Bayer wurde deshalb von Martin Ullrich der Begriff **Hochviskostechnik** eingeführt, der sich inzwischen etabliert hat. Der Verfasser hat eine Erweiterung auf die Hochviskos-, Misch- und Reaktortechnik vorgenommen, um eine organisatorische und personelle Basis für gezielte Weiterentwicklungen der Verfahrenstechnik mit entsprechenden Apparaten und Maschinen zu schaffen.

Die vorstehende Beschreibung zu den verschiedenen Polymerreaktionen zeigt, dass die Aufbereitung eines Polymers je nach Art der Reaktion verfahrenstechnisch sehr vielfältig ist. Am Beispiel einer Polyreaktion in Lösung (Lösungspolymerisation) sollen einige Verfahrensschritte der Aufbereitung betrachtet werden.

Direkt nach der chemisch abgeschlossenen Polymerreaktion kann ein Polymer z.B. in einem Lösemittel oder in einem Lösemittelgemisch vorliegen. Dann muss das Polymer aus dem Gemisch „isoliert“ werden. Dieser Verfahrensschritt der Aufarbeitung zur Entfernung des Lösemittels wird auch Eindampftechnik genannt.

Bild 2.6 veranschaulicht die Aufbereitung in der Primärproduktion beim Polymerhersteller. Im Beispiel muss das Polymer aus einem Polymer-Lösemittel-Gemisch isoliert werden. Zur Produktstabilisierung wird ein Additiv eingemischt. Verunrei-

nigungen werden durch eine Filtration zurückgehalten, gefolgt von einer Granulierung.



**Bild 2.6** Polymer-Aufbereitung bei der Herstellung und Modifikation, Beispiel Thermoplast

Polymer-Reaktionen können – wie vorstehend aufgeführt – auch in „Masseverfahren“, also ohne Lösemittel durchgeführt werden. Der Reaktionsfortschritt einer Polykondensation erfolgt durch die Entfernung des Kondensationsproduktes. Bei diesem Herstellverfahren laufen Reaktion und Aufbereitung, Entfernung von Flüchtigen (Kondensationsprodukt), parallel.

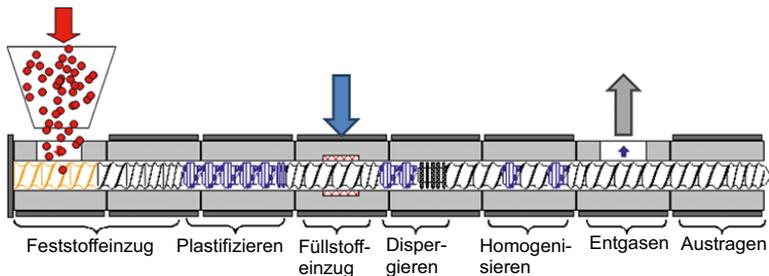
Nach der Reaktion kann ein Polymer auch als Pulver vorliegen. Wegen des geringen Schüttgewichtes und wegen der Staubentwicklung wird das Pulver meist aufgeschmolzen (Thermoplast) und in Granulatform gebracht. Die Granulierung ist eine wesentliche Aufgabe der Aufbereitung und fällt verallgemeinert unter den Verfahrensschritt „Änderung der Teilchengröße“. Thermoplaste werden meist in Form von Granulaten zur weiteren Aufbereitung, dem Compoundieren, gehandelt und transportiert.

Die einzelnen Verfahrensschritte bei der Aufbereitung von Polymeren in deren Herstellungsprozess werden in verschiedenen Kapiteln näher beschrieben, zum Beispiel in Kapitel 3 die Polymerentgasung.

## ■ 2.3 Aufbereitung nach der Polymerherstellung – Compoundierung

Wie in Abschnitt 2.1 beschrieben, ermöglichen erst Zusatzstoffe (Additive usw.) den nachhaltigen Einsatz von Kunststoffen. Durch das Einmischen von Zusatzstoffen in ein Polymer und Vermischen von verschiedenen Polymeren entstehen Modifikationen und neue „maßgeschneiderte“ Kunststoffe. Dieses Aufbereiten nach der Polymerherstellung wird Compoundieren bzw. Compounding genannt. Die Compoundierung kann beim Polymerhersteller oder bei einem Compoundeur erfolgen. Die gesamte Compoundieranlage ist komplex und in diesem Abschnitt wird die Kernaufgabe des Compoundierens beschrieben. Als „Herz“ einer Compoundieranlage wird der zugehörige Extruder bezeichnet, da dieser den Hauptcompoundierschritt, die Schmelzecompoundierung, durchführt.

Beim Compoundieren wird das bei Thermoplasten meist als Granulat vorliegende Polymer aufgeschmolzen, die Zusatzstoffe eingemischt, eventuell noch restentgast und gefiltert und wieder granuliert. Die zentrale Maschine in einer Compoundieranlage ist ein Extruder, Bild 2.7.



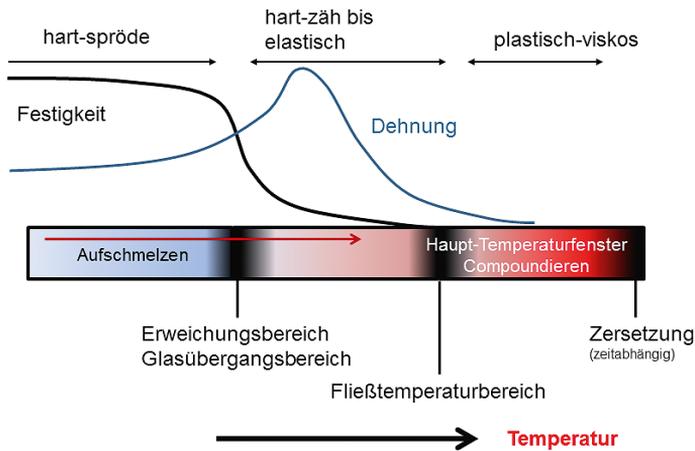
**Bild 2.7** Compoundierextruder mit üblichen Verfahrensschritten

Extruder können in einem kontinuierlichen Verfahren sehr wirtschaftlich Granulate aufschmelzen und Zusatzstoffe einmischen. Meist wird der gleichläufige Doppelschneckenextruder eingesetzt. Diese Extruderbauart wird ausführlich in [8] beschrieben. Eine Übersicht über andere Extrudertypen wird in Kapitel 6 gegeben mit einem Vergleich in Abschnitt 6.7. Auch die Herstellung von Zwischenprodukten, sog. Masterbatchherstellung, erfolgt mit Compoundierextrudern.

Compoundierextruder sind meist fremddosiert, d. h. der Durchsatz wird von externen Dosiergeräten, meist Differenzialdosierwaagen gravimetrisch vorgegeben.

### 2.3.1 Haupttemperaturfenster beim Compoundieren zur Finishmischung

Die Zugabe der Additive erfolgt mit dem Granulat gleichzeitig oder auch nach dem Plastifizieren nach dem Aufschmelzen des Granulats. Die eigentliche Einarbeitung (Mischung) der Zusatzstoffe erfolgt in der Schmelze; deshalb spricht man auch von **Schmelzecompoundierung**. Bild 2.8 veranschaulicht die Schmelzecompoundierung mit dem Haupt-Temperaturfenster. In der Schmelze erfolgt die Finishverteilung (durch distributives Mischen) der Zusatzstoffe.



**Bild 2.8** Veranschaulichung der Schmelzecompoundierung mit Haupt-Temperaturfenster am Beispiel amorpher Thermoplaste

Es gibt kaum Anwendungen, bei dem für die Herstellung eines Compounds eine Feststoffmischung der Edukte (Polymer, Zusatzstoffe) ausreicht. Meistens sind eine Zerkleinerung von Zusatzstoffen (Dispergierung) und eine feine Verteilung (distributives Mischen) notwendig.

### 2.3.2 Mischen im Extruder

Distributives, also verteilendes Mischen erfolgt in der Schmelze durch die sehr komplexe Strömungsstruktur in einem Extruder. Dabei spielen Quermischung und Längsmischung eine entscheidende Rolle. Die Wirkungsunterschiede zwischen Quermischung und Längsmischung werden in Abschnitt 2.3.11.3 näher beschrieben.

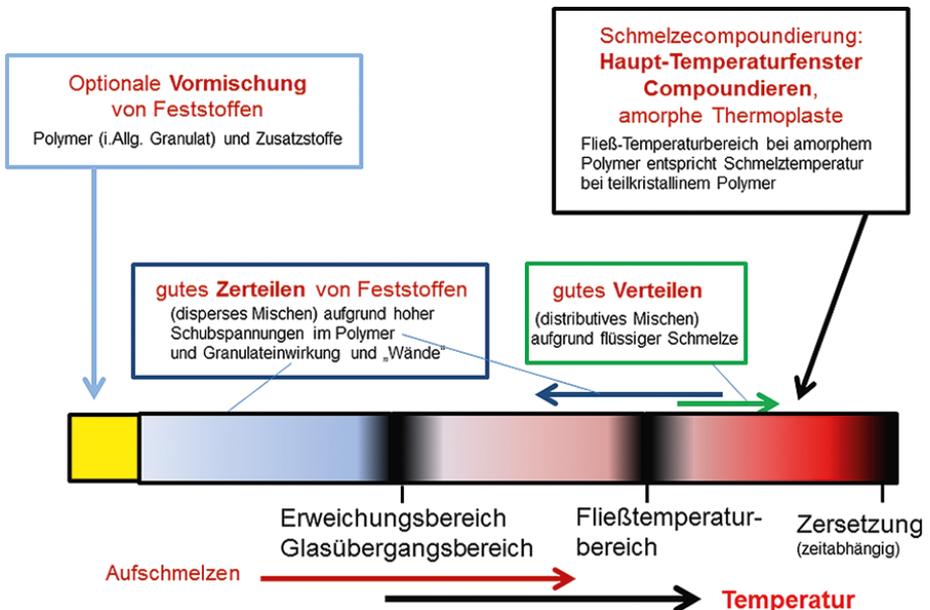
Extruder können auch sehr gut dispers mischen, also Feststoffe oder Tropfen zerteilen. Das disperse Mischen von zum Beispiel Feststoff-Additiven erfolgt beson-

ders gut bei hohen Schubspannungen, wie folgende Formel 2.1 [8, Gleichung 6.14] beschreibt.

$$e_{\text{Schmelze}} = \tau_m * \bar{t}_{\text{Schmelze}} * \dot{\gamma}_m / \rho_m = \eta_m * \bar{t}_{\text{Schmelze}} * \dot{\gamma}_m^2 / \rho_m \quad 2.1$$

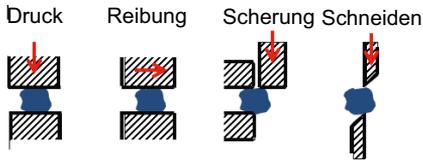
Im unteren Temperaturbereich der Schmelze ist die Viskosität höher und die Dispergierwirkung besser. Auf der linken Seite steht der spezifische Energieeintrag, z. B. in der Einheit J/kg. Auf der rechten Seite der Gleichung stehen die Schubspannung beziehungsweise Schmelzeviskosität und die mittlere Verweilzeit der Schmelze, zwei Größen, die für das disperse Mischen sehr wichtig sind. Beide Größen müssen Grenzwerte überschreiten, damit das Zerteilen von Partikeln (oder auch Flüssigkeitstropfen) möglich wird. Anders ausgedrückt: Der Agglomeratdurchmesser, der sich durch disperses Mischen ergibt, ist von der Höhe der Schubspannung und von der Verweilzeit abhängig. Für das Zerteilen von Agglomeraten ist eine Mindestschubspannung – abhängig von den Feststoffeigenschaften – notwendig, die nicht durch eine längere Mischzeit kompensiert werden kann. Da das Zerteilen von festen Zusatzstoffen von der Schmelzeviskosität abhängt, ist auch eine Abhängigkeit vom Polymer vorhanden. ABS besitzt zum Beispiel ein erheblich höheres Viskositätsniveau im Schmelzebereich als PA6. Die Dispergierung in einer PA6-Schmelze ist folglich schwieriger.

Auch unterhalb des Haupttemperaturfensters erfolgt eine gute Dispergierung, zum Beispiel im Aufschmelzbereich, Bild 2.9.



**Bild 2.9** Wichtige Temperatur- und Mischbereiche bei der Compoundierung veranschaulicht am Beispiel amorpher Thermoplaste

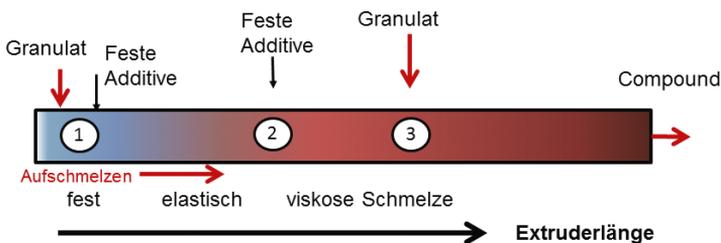
Feststoffe werden vor und im Aufschmelzbereich durch die „Wände“ von Gehäuse und Schnecke und durch noch nicht aufgeschmolzene Granulate durch verschiedene Beanspruchungsarten zerkleinert. Die üblichen Beanspruchungsarten [23] sind in Bild 2.10 veranschaulicht.



**Bild 2.10**  
Beanspruchungsarten für das  
Zerkleinern von Feststoffen

Das Polymer liegt meist in Granulatform vor. Granulate und Zusatzstoffe oder auch nur Zusatzstoffe können vorgemischt werden. Eine Vormischung (außerhalb des Extruders) kann aus mehreren Gründen sinnvoll sein. Eine Vormischung von Feststoffen ist in der Regel mit einem viel geringeren Energieaufwand verbunden als die Mischung im „viskosen“ Schmelzbereich. Weiterhin kann die Anzahl der Zudosierungen (i. Allg. mit Differentialdosierwaagen) reduziert werden. Andererseits kann es für schwierige Mischaufgaben von Vorteil sein, verschiedene Zugabepositionen zu realisieren, wie folgende Beschreibung zeigt.

Grundsätzlich kann im Compoundierextruder vom Eintritt der Stoffe bis zum Austritt des Compounds distributiv und dispers gemischt werden. Aufgrund der unterschiedlichen Effektivität der Mischwirkungen, z. B. nach Bild 2.9 links im Granulat- und Aufschmelzbereich oder rechts im Schmelzbereich, können unterschiedliche Dosierkonzepte realisiert werden. Beispiel: Zur Compoundierung soll ein festes Additiv in ein Polymer eingearbeitet werden, wobei es nicht nur verteilt gemischt werden soll, sondern auch zerteilt (verkleinert) werden muss. Es ergeben sich nach Bild 2.11 verschiedene Dosiermöglichkeiten.



**Bild 2.11** Compoundierextruder: Skizze zur Veranschaulichung unterschiedlicher Dosierkonzepte zum Mischen und Dispergieren von Zusatzstoffen im Polymer

Bei der Variante 1 werden das Polymergranulat und das Additiv an der Position 1 in den Extruder dosiert. Hierbei kann das Additiv im Granulatbereich/Aufschmelzbereich durch das Granulat bei Quetsch- und Reibvorgängen eine Dispergierung

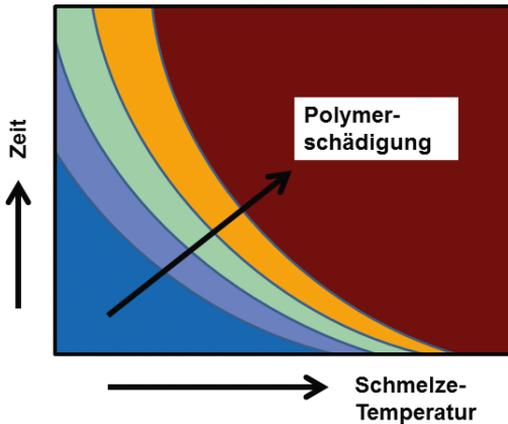
erfahren. Ob eine weitere Dispergierung der Feststoffadditive stromabwärts in der Schmelze erfolgt, hängt u. a. von der Viskosität der Schmelze ab. Bei niedriger Viskosität (und damit Schubspannung = Viskosität mal Schergeschwindigkeit) ist die Dispergierwirkung schlecht, Formel 2.1. Reicht die Viskosität zur Dispergierung aus, dann kann das Additiv auch an der Position 2 zugegeben werden. Zur Erhöhung der Mischviskosität stromabwärts von Position 2 besteht auch die Möglichkeit, nur einen Teilstrom des Polymers in Position 1 zu dosieren und die Additive an Position 2. Die zur Mischung benötigte Restpolymermenge für die richtige Rezeptur kann an der Position 3 zugegeben und stromabwärts eingemischt werden.

Neben der hier beschriebenen Positionsverschiebung der Zugabepositionen aufgrund der Dispergierwirkung, gibt es noch andere Gründe für unterschiedliche Zugabepositionen, wie Verschleiß im Einzugsbereich oder flüchtige Bestandteile von (dann meist flüssigen) Additiven, die nicht mit der entweichenden Luft beim Aufschmelzen ebenfalls entweichen sollen. Weiterhin können geringe Anteile niedrigviskoser Additive die zur Plastifizierung notwendige Schmelzefilmbildung behindern.

Letztendlich ist im Allgemeinen eine distributive Finishmischung im Haupttemperaturfenster (Mischung in der Schmelze) erforderlich. Das Haupttemperaturfenster beim Compoundieren ist oberhalb des Fließtemperaturbereichs bei amorphen Produkten bzw. des Schmelzbereichs bei teilkristallinen Polymeren und unterhalb der Zersetzung. Beispielwerte für ein Polymer: Der Fließtemperaturbereich beginnt bei PC nach (Frank [6], Seite 98) bei ca. 230 °C, auch abhängig vom PC-Typ (Spritzguss niederviskos bzw. hochviskoser Extrusionstyp unterscheiden sich). Für die Beschreibung und Modellierung des Aufschmelzens von amorphen Polymeren (die keinen scharfen Schmelzpunkt haben) mit Versuchen an Einwellenextrudern wird in (Han [9], Kapitel 2) eine „critical flow temperature“ angegeben, die für Polycarbonat 200 °C beträgt. Im Folgenden wird der Fließtemperaturbereich nochmals betrachtet: Nach Bild 2.16 ist 200 °C ein guter „Mittelwert“ für PC.

### 2.3.3 Temperatur- und Zeitgrenzen beim Compoundieren

Das Compoundieren erfolgt sehr wirtschaftlich bei hohen Durchsätzen unter Ausnutzung der Spezifikationsgrenzen des Compounds. Eine Grenze ist die thermische Produktschädigung. Angaben in der Literatur über eine Temperatur, bei dem die chemische Schädigung und schließlich Zersetzung beginnt, beziehen sich oft auf längere Einwirkzeiten. Die Zersetzung ist unter anderem temperatur- und zeitabhängig, also nicht eine reine Temperaturfunktion. Bild 2.12 zeigt diesen Zusammenhang qualitativ.

**Bild 2.12**

Schädigung einer Polymerschmelze durch Temperatur-Zeit-Belastung (qualitativ)

Zum Beispiel wird für PC in [6] ab ca. 320 °C der Beginn der Schädigung angegeben (Frank [6] Bild 3.3.2). Diese Schmelzetemperatur würde PC nach den folgenden Ausführungen für circa 10 Minuten bis zum Beginn einer nicht tolerierbaren Schädigung ertragen. Für sehr kurze Zeiten verträgt die PC-Schmelze auch 400 °C. Deshalb soll die Temperaturgrenze der Produktschädigung mit der zugehörigen zeitlichen Belastung näher betrachtet werden.

Entsprechend eines Compoundierprozesses steigt die Produkttemperatur vom Aufschmelzen bis zum Haupt-Temperaturfenster. Das Produkt unterliegt einem zeitlichen Temperaturverlauf  $T(t)$  in einem Extruder. Die thermische Produktbelastung beziehungsweise Schädigung  $S$  kann durch den Arrhenius-Ansatz mit Integration über den zeitlichen Verlauf beschrieben werden, Formel 2.2.

$$S = K \cdot \exp\left(-\frac{a}{T}\right) dt \quad 2.2$$

Dabei bedeuten  $T$  die Temperatur in Kelvin [K] und  $t$  die Zeit.

Um die zeitliche Belastung einer Schmelze für verschiedene Temperaturen zu vergleichen, werden konstante Temperaturen  $T_E$  betrachtet, Formel 2.3:

$$S = K \cdot t_E \cdot \exp\left(-\frac{a}{T_E}\right) \quad 2.3$$

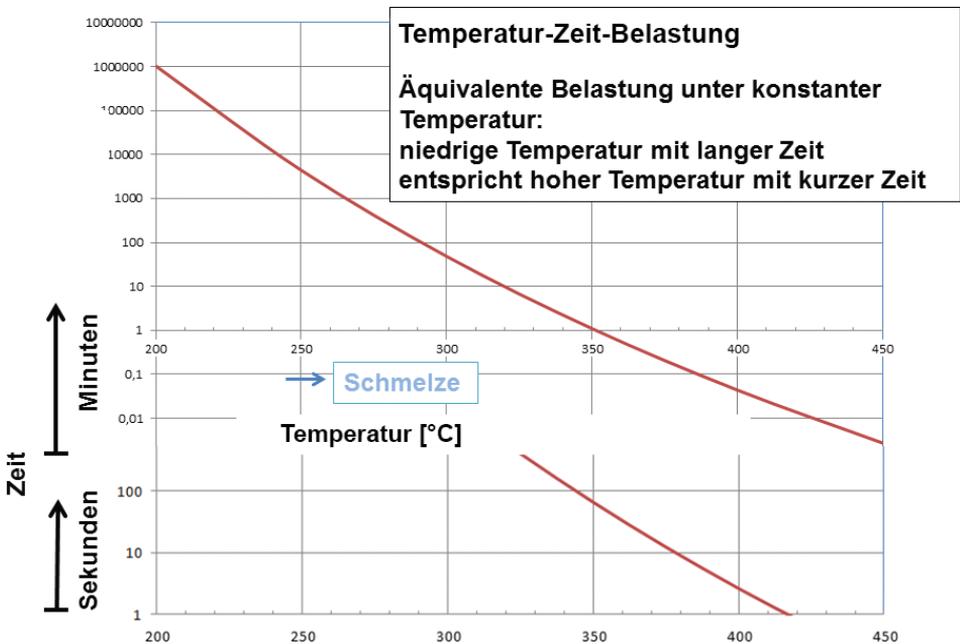
Für eine anschauliche quantitative Vorstellung der Temperatur-Zeit-Grenze im Haupt-Temperatur-Fenster Compoundieren nach Bild 2.8, sollen die Parameter  $a$  und  $S/K$  überschlägig am Beispiel eines Polycarbonat-Typs PC betrachtet werden. Unter der Annahme, dass sich die Schädigung einer um 10 K höher beanspruchten Schmelze bei gleicher Verweilzeit verdoppelt, ergibt sich aus Formel 2.3 für den Parameter  $a$  circa 27 000 K, wenn als Bezugstemperatur 350 °C gewählt wird.

Andererseits kann auch die Verweilzeit  $t_E$  bis zu einer bestimmten Schädigung, zum Beispiel bis zu einer noch tolerierbaren Schädigung  $S$ , berechnet werden, Formel 2.4:

$$t_E = (S / K) \cdot \exp\left(\frac{a}{T_E}\right) \quad 2.4$$

Durch die Fixierung eines Punktes ( $t_E$ ,  $T_E$ ) kann der Vorfaktor  $S/K$  in Formel 2.4 bestimmt werden. Für das Beispiel Polycarbonat sei hier  $S/K = 10^{-17}$  s (s = Sekunden).

Bild 2.13 zeigt anschaulich das Ergebnis der quantitativ überschlägigen Berechnung zur Temperatur-Zeit-Belastungsgrenze.



**Bild 2.13** Äquivalente Temperatur-Zeit-Belastungsgrenze für ein Polycarbonat-Beispiel

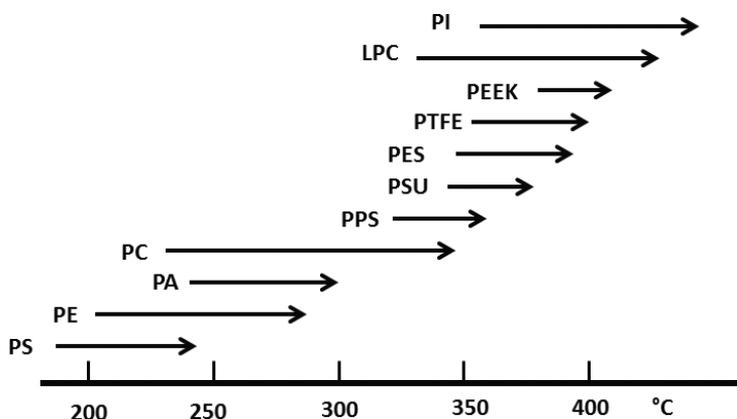
Bei einer PC-Schmelze mit 350 °C tritt gemäß Bild 2.13 nach einer Minute die noch tolerierbare Schädigungsgrenze ein. Bei 420 °C ist die gleiche Schädigung nach circa einer Sekunde erreicht. Normalerweise liegt das Temperatur-Zeit-Fenster beim Compoundieren mit einem Abstand unterhalb der in Bild 2.13 angegebenen Grenze. Die mittleren Verweilzeiten in klassischen Compoundierextrudern liegen heute unter einer halben Minute. Ein geringer Polymeranteil kann jedoch im Extruder, zum Beispiel in Spalten mit hoher Scher- und damit Temperaturbelastung,

an die Schädigungs-Grenze heranreichen. Bemerkenswert muss, dass die Schädigung, zum Beispiel der Yellonex-Index, nicht nur von der thermischen Belastung, sondern auch von den Zusatzstoffen abhängt, zum Beispiel von dem verwendeten Lösemittel und Lösemittelanteil. Dadurch verschiebt sich die Schädigungsgrenze in Bild 2.13. Insbesondere ist auch ein Kontakt der heißen Schmelze mit Luft (Sauerstoff) zu vermeiden! Weiterhin ist anzumerken, dass sich eine vorstehend angegebene Schädigungsgrenze quantitativ durch veränderte Spezifikationen ändern kann. In der Praxis wird oft aus wirtschaftlichen Gründen bis in die Nähe der Spezifikationsgrenze produziert. Hohe Durchsätze sind in der Regel wirtschaftlicher, was das einfache Prinzipbild 6.7 in Kapitel 6 veranschaulicht.

Hohe Durchsätze bedeuten aber meist auch eine höhere Produkttemperatur, da die höheren Durchsätze in der Regel nur mit höheren Drehzahlen realisierbar sind. In vollgefüllten Extruderabschnitten sinkt zwar die mittlere Verweilzeit, und damit die Temperatur, mit steigendem Durchsatz, mit steigender Drehzahl steigt die mittlere Temperatur jedoch überproportional. Das wird durch die Formel 2.1 ausgedrückt ( $t \sim 1/\text{Durchsatz}$ ,  $n \sim \dot{\gamma} T \sim e$ ).

Insgesamt ist das Temperaturfenster zum Compoundieren für PC im Vergleich zu einigen anderen Kunststoffen groß (vgl. auch Bild 2.14). PC ist „stabiler“ als zum Beispiel PVC. Für PVC beginnt der Fließtemperaturbereich bei etwa 175 °C und der Schädigungsbereich beginnt bei ca. 210 °C [6], wobei zu dem letzten Wert wieder eine Belastungsdauer gehört.

Trotz der Problematik zur Angabe von zulässigen Schmelzetemperaturen wegen fehlender Zeitzuordnung sollen hier Literaturdaten zu üblichen Temperaturfenstern im Schmelzebereich [10] angegeben werden, Bild 2.14.



**Bild 2.14** Verarbeitungstemperaturbereich von einigen Kunststofftypen nach [10] (Bild 5 Seite 223)

Wegen der „fließenden Grenzen“ von Richtwerten sind in der Literatur auch andere Temperaturbereiche zu finden, zum Beispiel ([6], Tabelle 7.4.1), ([11], Bild 3.4).

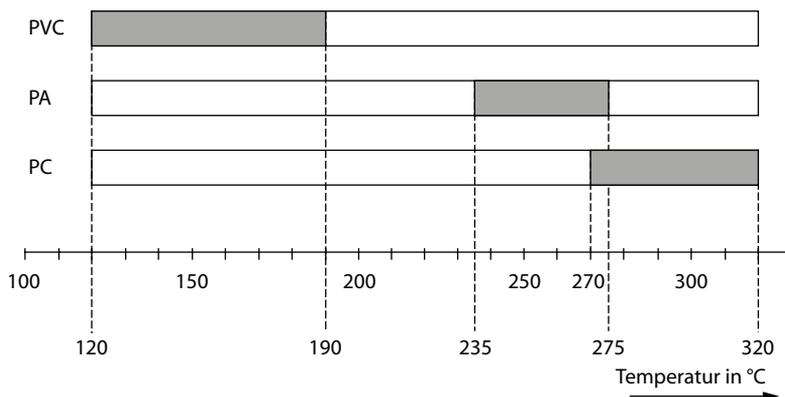
Um die thermische Polymerschädigung niedrig zu halten, ist die Temperatur-Zeit-Belastung zu minimieren. Mit steigender Temperatur und Verweilzeit nehmen unerwünschte Nebenreaktionen, wie Rückreaktion, Degradation, Vergilbung, zu. Auch der Sauerstoffkontakt führt bei höheren Temperaturen zu einer erhöhten Schädigung. Lange Schmelze-Verweilzeiten zum Beispiel in Verbindungsleitungen zwischen Anlagenteilen sind zu vermeiden.

### 2.3.4 Herausforderungen beim Compoundieren

Das Compoundieren ist mit speziellen Herausforderungen verbunden:

- Das „Temperaturfenster“ für das Compoundieren kann gering sein und liegt vor der thermischen Schädigung (vorstehende Ausführungen).
- Die Stoffdaten (Viskosität und andere) von den Gemischen sind meist nicht bekannt.
- Das Aufschmelzverhalten muss in der Regel experimentell ermittelt werden.
- Das Aufschmelzverhalten mit Zusatzstoffen kann stark variieren:
  - Geringe Anteile niedrigviskoser Additive können die zur Plastifizierung notwendige Schmelzefilmbildung behindern.
  - Umgekehrt bewirken hochviskose oder feste Zusatzstoffe eine erhöhte Wärmedissipation, die zur thermischen Produktschädigung führen kann.
- Zusatzstoffe verändern nicht immer nur eine Eigenschaft des Polymers/Kunststoffes, sondern können auch mehrere Eigenschaften verändern. So können Farbmittel zum Einfärben von Kunststoffen nicht nur das Erscheinungsbild ändern, sondern auch andere Eigenschaften [12].
- In großen Extrudern ist eine Produktkühlung über das Gehäuse kaum möglich.
- Nicht alle Extruderbauarten sind zum Aufschmelzen geeignet, insbesondere nicht für sehr hohe Durchsätze mit den erforderlichen Antriebsleistungen (Abschnitt 6.8, Extruder-Bauarten-Vergleich Bild 2.20).
- Manche Polymergemische (Blends) sind nicht herstellbar, da unterschiedliche Haupttemperaturfenster vorliegen.

Die letzten beiden Punkte werden näher erläutert: Zum Mischen von Polymeren (sogenannte Blends) muss der Fließtemperaturbereich (Bild 2.8) überschritten werden. Der Fließtemperaturbereich kann bei einem Polymer so hoch sein, bei dem ein anderes Polymer schon zersetzt, thermisch geschädigt wird. Bild 2.15 zeigt Beispiele für drei Produkte mit unterschiedlichen Temperaturfenstern.

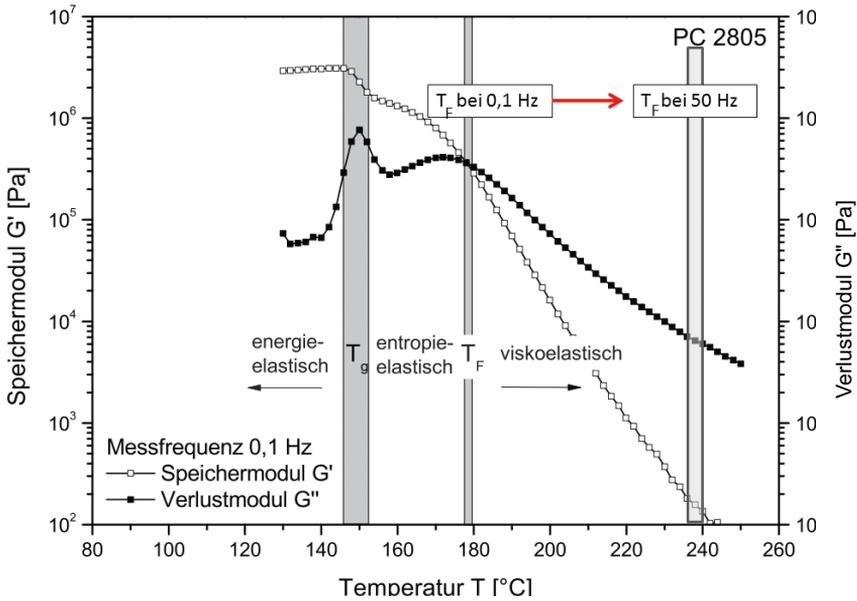


**Bild 2.15** Schmelze-Temperaturfenster für drei Polymere nach ([13], Bild 10.2)

Der Fließtemperaturbereich von Polycarbonat (im Beispiel ein niederviskoser CD-Typ) beginnt erst bei einem Temperaturniveau, bei dem sich PVC schon zersetzt. Es lässt sich keine homogene Kunststoffschmelze aus diesen beiden Polymeren herstellen.

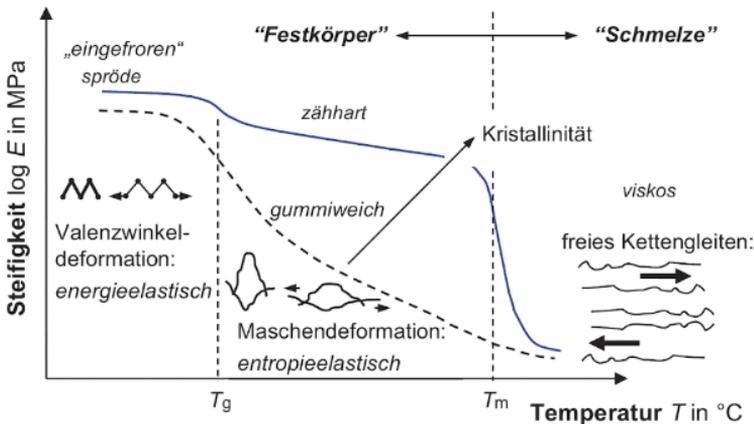
Der Temperaturbereich von PVC in Bild 2.15 nach [13] unterscheidet sich von den vorstehend genannten Angaben für PVC aus der Quelle [6], insbesondere, was den Beginn des Fließens betrifft. Dazu muss bemerkt werden, dass das Fließen, also der viskose Bereich, bei Hart-PVC bei einer höheren Temperatur beginnt (bei etwa 175 °C) und bei Weich-PVC bei niedrigerer Temperatur.

Wodurch können sich die Angaben zu einer „Fließtemperatur“ sonst noch unterscheiden? Es muss bemerkt werden, dass eine Fließtemperatur physikalisch nicht exakt definiert ist [6] und bei amorphen Kunststoffen immer ein Fließtemperaturbereich vorliegt. Oft wird dann eine Fließtemperatur aus dem unteren Bereich angegeben, bei dem eine Extrusion möglich wird. Bild 2.16 zeigt den Fließtemperaturbereich für einen mittelviskosen PC-Typ und die Abhängigkeit von der Messfrequenz [14]. Der entropieelastische Bereich ( $T_F - T_g$ ) wird mit steigender Frequenz größer, wobei keine Vergrößerung ab ca. 500 Hz auftritt. Auch wird gefolgert, dass die Fließtemperatur bei schneller Kompression zu deutlich höheren Temperaturen verschoben wird ([14], Seite 115). Deshalb verschiebt sich die „Schmelztemperatur“  $T_F$  in Extrudern beim Aufschmelzen von Granulat Richtung höherer Temperaturen. Auf das Modellieren des Aufschmelzens in Extrudern wurde bereits vorstehend hingewiesen [9, Kapitel 2]. Die Temperaturangabe von 200 °C für PC liegt im Bereich von den in Bild 2.16 dargestellten Grenzen.



**Bild 2.16** Glastemperatur  $T_g$  und Fließtemperaturbereich  $T_F$  für einen mittelviskosen PC-Typ [14] und Veränderung durch die Messfrequenz (die Kurven gehören zu 0,1 Hz).

Bei teilkristallinen Kunststoffen ist der Fließtemperaturbereich deutlicher und enger ausgeprägt und es wird die Schmelztemperatur der Kristallite als scharfe Grenze verwendet, Bild 2.17.



**Bild 2.17** Deformationsverhalten der Thermoplaste in Abhängigkeit der Temperatur ([15] Bild 1.5)

### 2.3.5 Leistungsbedarf beim Compoundieren

Der Compoundierschritt, der nach der Primärproduktion durchgeführt wird, kann beim Polymerhersteller verfahrenstechnisch direkt gekoppelt werden. Dann entfällt das Granulieren und wiederholte Aufschmelzen bei Thermoplasten zwischen den beiden Aufbereitungsschritten, Bild 2.5 und Bild 2.6. Das ist energetisch günstiger und produktschonend, bedeutet jedoch eine komplexere Gesamtanlage mit geringer Betriebssicherheit und Flexibilität, was die Produktvielfalt angeht.

Normalerweise modifiziert der Compoundeur die Polymere und kreiert eigene Produkte mit verbesserten Eigenschaften. Der Compoundeur erhält die Polymere normal als Granulat – manchmal auch als Pulver – vom Polymerhersteller und deshalb müssen Thermoplaste wieder aufgeschmolzen werden. Kautschuke werden nicht aufgeschmolzen. Plastifizieren bedeutet in der Kautschuktechnologie das Überführen eines zähelastischen Zustandes bei Raumtemperatur in einen hinreichend fließfähigen Zustand durch Umsetzen mechanischer Antriebsenergie in Wärme [5].

#### Benötigte spezifische Leistung

Wie in Abschnitt 2.3.9 gezeigt wird, ist die erforderliche Antriebsleistung der Extruder-Welle(n)  $P_W$  ausgedrückt mit der spezifischen Leistung

$$e_W = \frac{P_W}{\dot{M}_A} = \Delta e_{\text{Produkt}} + e_{\text{Gehäuse}} + \Delta e_{\text{Druck}} + e_{\text{Entgasung}} \quad 2.5$$

Dabei bedeutet

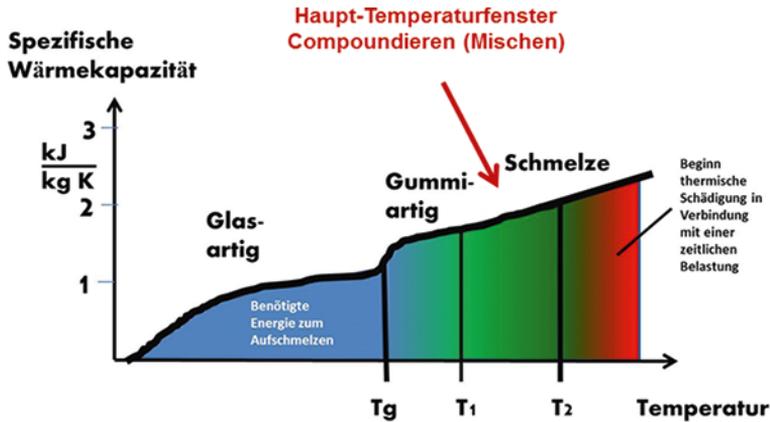
$$\Delta e_{\text{Produkt}} = c_A * T_A - e_E \quad 2.6$$

mit

$$e_E = \sum(c_{Ei} * T_{Ei} * m_{Ei}) \quad m_{Ei} = \dot{M}_{Ei} / \dot{M}_A \quad 2.7$$

die spezifische Energie der Eingangsströme, also in der Regel des Basispolymers und der Zusatzstoffe. Der Massenstrom  $\dot{M}_A$  ist der Massenstrom des Compounds, das der Extruder ausstößt. Formel 2.6 enthält die spezifische Wärmekapazität  $c_A$  des Compounds am Extruderaustritt, der folglich eine wichtige Bedeutung zukommt.

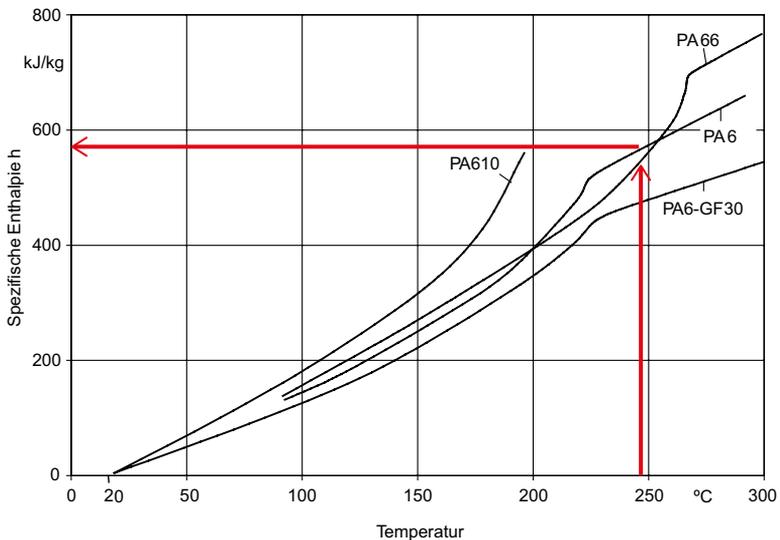
Bild 2.18 zeigt die spezifische Wärmekapazität eines Polymers mit dem Haupt-Temperaturfenster zum Finish-Einmischen der Zusatzstoffe, das zwischen  $T_1$  und  $T_2$  liegt. Die Bedeutung von  $T_1$  und  $T_2$  geht aus Bild 2.8 hervor.  $T_1$  beschreibt den vorstehend beschriebenen Fließtemperaturbereich und  $T_2$  den Bereich, bei dem die Schädigung merklich einsetzt. Der Temperaturbereich  $T_2$  ist nach den vorstehenden Ausführungen zusammen mit der zeitlichen Belastung zu betrachten.



**Bild 2.18** Energiebedarf (Fläche) zum Aufschmelzen eines amorphen Thermoplasts ([6], Bild 6.3)

Es zeigt sich, dass der wesentliche Anteil bei Compoundierextrudern für das Aufschmelzen des Polymers benötigt wird. Dazu wird anstelle des Stoffgemisches aus Polymer und Zusatzstoffen vereinfachend nur das Polymer betrachtet, das heißt, nur die Energie, die zur Temperaturänderung vom Extrudereintritt bis zum Extruderaustritt vom Basis-Polymer ohne Zusatzstoffe notwendig ist. Der benötigte Energieeintrag wird durch die Fläche unter der Kurve in Bild 2.18 dargestellt. Praktischer sind Enthalpie-Temperaturdiagramme, da hiermit die benötigte Energie direkt abgelesen werden kann.

Bild 2.19 zeigt als Beispiel die spezifische Enthalpie für verschiedene Polyamid-Typen [16].



**Bild 2.19** Spezifische Enthalpie für verschiedene Polyamide (nach Saechtling 30. Auflage)

Die Enthalpieänderung muss vom Extruder hauptsächlich über die Wellen in das Polymer eingebracht werden (proportional  $D^3$ ). Ein Energieanteil kann auch über die Gehäusewände eingebracht werden. Bei größeren Extrudern ist dieser Anteil gering (Flächen proportional  $D^2$ ).

Für die spezifische Antriebsleistung

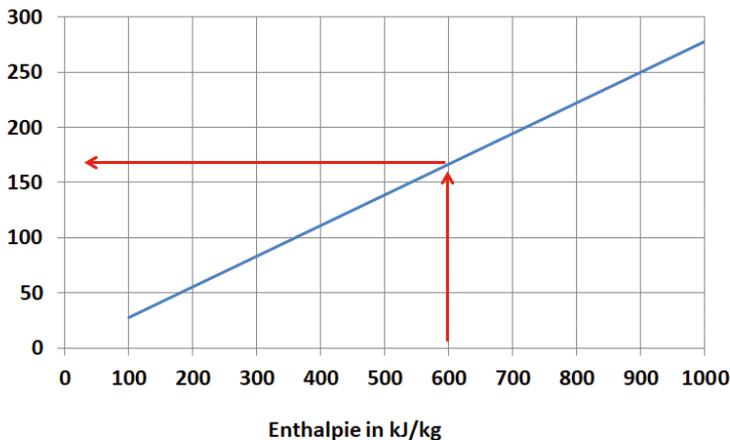
$$e_{\text{Extruder}} = P_W / \dot{M}_A \quad 2.8$$

von Extrudern ist die Einheit in kW geteilt durch kg/h üblich. Die für die spezifische Enthalpie übliche Einheit ist kJ/kg; diese kann ebenfalls in kW/(kg/h) ausgedrückt werden:

$$1 \text{ kJ} / \text{kg} = \left( \frac{1}{3600} \right) \text{ kWh} / \text{kg}$$

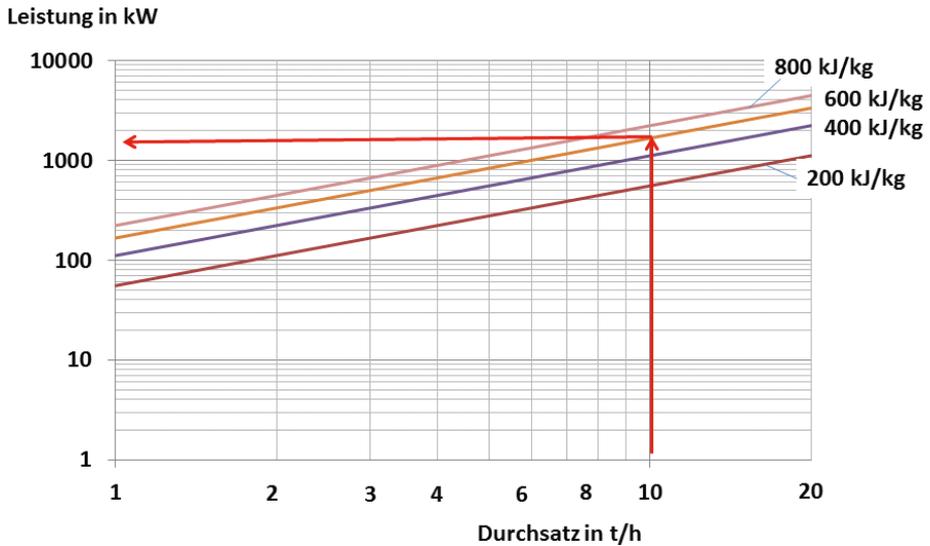
Bild 2.20 zeigt diesen trivialen Zusammenhang bezogen auf Tonne/Stunde [t/h] für Produktionsmaschinen. Ergänzend ist die Leistung in Abhängigkeit vom Durchsatz in Bild 2.21 angegeben, worin mit der doppelt logarithmischen Darstellung kleine Durchsätze besser ablesbar sind.

Leistung in kW je t/h Durchsatz



**Bild 2.20** Erforderliche (Mindest-)Antriebsleistung von Extrudern zum Aufschmelzen bzw. für Enthalpieänderungen (Temperaturänderungen) von Polymeren

Mit Bild 2.20 und Bild 2.21 kann die benötigte Mindestantriebsleistung eines Extruders zum Aufschmelzen des Polymers abgelesen werden. Beispiel: Zum Aufschmelzen von PA6 werden nach Bild 2.19 knapp 600 kJ/kg (= 0,17 kWh/kg) benötigt. Für eine Anlage mit 10 t/h Durchsatz ist nach Bild 2.20 eine Mindestantriebsleistung von ca. 170 kW \* 10 = 1,7 MW erforderlich.



**Bild 2.21** Erforderliche (Mindest-) Antriebsleistung von Extrudern in Abhängigkeit vom Durchsatz mit der benötigten Enthalpieänderung als Parameter

Hinzu kommen Leistungen, die in Formel 2.5 angegeben sind, die durch die Extruderwellen in das Produkt eingetragen werden und neben der Enthalpieänderung (Temperaturänderung) zur weiteren Energieabgabe durch das Produkt führen. Der Leistungs-Anteil zum Druckaufbau ist dabei gering. Für eine Druckdifferenz zwischen Produktaustritt und -eintritt von 50 bar werden, mittlere Stoffdaten vorausgesetzt, nur ca. 5 kJ/kg benötigt. Das ist rund 1/100 des Anteils von vorstehendem Zahlenbeispiel zur Enthalpieänderung. Der Energieanteil der Kühlung über die Gehäusewandungen ist bei Produktionsmaschinen ebenfalls gering; wie in einem Beispiel in Abschnitt 5.7 (Bierdel) gezeigt wird, unter 5%. Der Anteil  $e_{\text{Gehäuse}}$  (Summe Heizung minus Kühlung) ist bei großen Compoundierextrudern somit gering im Vergleich zur Enthalpieänderung des Produktes.

Zur Berechnung der elektrischen Leistung müssen zusätzlich zu der benötigten Wellenleistung die Verlustleistungen von Motor und Getriebe (Wirkungsgrade) addiert werden.

Entsprechende Extruder mit hohen Antriebsleistungen sind Maschinen und keine leichten Apparate. Nicht alle Extruderbauarten ermöglichen hohe Durchsätze mit gleichzeitigem Aufschmelzen des Polymeren. Aktuelle Maximaldurchsätze sind in Abschnitt 6.8 (Extrudervergleich) angegeben.

Bild 2.20 und Bild 2.21 können auch für sogenannte „Schmelze-beschickte Extruder“, also Extruder, die das Polymer nicht aufschmelzen müssen, angewendet werden. Diese Extruder werden auch „Hot Feed Extruder“ genannt. Dann ist die Enthalpiedifferenz maßgeblich, die sich aus der Differenz der Produkt-Austritts-

temperatur und -Eintrittstemperatur ergibt. Zu beachten sind Gemische, und insbesondere bei Entgasungsextrudern der Anteil an Flüchtigen (Verdampfungsenthalpie). Die in Abschnitt 2.3.9 angegebenen Formeln berücksichtigen diese Anteile.

Ein Vergleich von amorphen Polymeren mit teilkristallinen zeigt, dass bei teilkristallinen Polymeren im Schnitt fast die doppelte Aufschmelzenergie benötigt wird.

### 2.3.6 Leistungsangebot von Extrudern

Vorstehend wird beschrieben, welche Antriebsleistung ein Polymer beim Compoundieren benötigt. Welche Antriebsleistungen bieten Extruder an? Um die Antriebsleistung unabhängig vom konkreten Schneckendurchmesser zu betrachten, wird ein Durchmesser als Bezugsgröße gewählt. Wie in der Einleitung zum gleichläufigen Doppelschneckenextruder (Abschnitt 5.1) beschrieben, ist ein Bezugsdurchmesser verfahrenstechnisch sinnvoll. Da der gleichläufige Doppelwellenextruder der Standardextruder beim Compoundieren ist, wird dieser als Beispiel für die Leistungsdichte betrachtet und mit einem Einwellenextruder verglichen.

#### Drehmomentdichte, Leistungsdichte

Bei Einwellenextruder kann das Drehmoment der Welle bezogen auf den Durchmesser betrachtet werden. Die Hersteller von gleichläufigen Doppelschneckenextrudern geben das Drehmoment einer Welle bezogen auf den Achsabstand an.

Unter Vernachlässigung des Spiels zwischen den Wellen ist der Achsabstand  $A = (D_a + D_i)/2$  und das Drehmoment  $M_{d1}$  einer Welle:

$$\frac{M_{d1}}{D_a^3} = \frac{M_{d1}}{A^3} * \frac{1}{8} * \left( 1 + \frac{D_a}{D_i} \right)^3 \quad 2.9$$

Die Werte  $M_{d1}/A^3$  und  $D_a/D_i$  werden von den Herstellern angegeben. Mit der Gesamtleistung  $P = z * M_{d1} * 2 * \pi * n$  mit  $z = 2$  für zwei Wellen kann folgende Leistungsdichte  $P_{LD}$  definiert werden:

$$P_D = \frac{P}{D_a^3 * n} = z * 2 * \pi * \frac{M_{d1}}{D_a^3} \quad 2.10$$

*Beispiel:*

Für:

$$\frac{M_{d1}}{A^3} = 15 \frac{Nm}{cm^3} \quad \frac{D_a}{D_i} = 1,66$$

ergibt sich:

$$\frac{M_{d1}}{D_a^3} = 7,71 \frac{Nm}{cm^3} \quad \frac{P}{D_a^3 * n} = 96,9 \frac{Nm}{cm^3}$$

Die Leistungsdichte ist wie die Drehmomentdichte nicht dimensionslos und hat die gleiche Einheit. Eine Drehmomentdichte entspricht folglich einer Leistungsdichte. Den Extruderanwender interessiert primär, welche Leistung für einen bestimmten Durchsatz benötigt wird. Die vom Extruder angebotene Leistung kann mit der Leistungsdichte unmittelbar berechnet werden. Dazu werden die Einheiten zweckmäßig so gewählt, dass der Schneckendurchmesser in Millimeter und die Drehzahl in 1/Minute eingesetzt werden kann:

$$\left[ \frac{Nm}{cm^3} \right] * 60 * 10^6 = \left[ \frac{kW * min}{mm^3} \right]$$

Die Leistungsdichte je Welle ermöglicht eingeschränkt auch einen Vergleich mit Einwellenextrudern oder mit mehrwelligen Extrudern. Eingeschränkt deshalb, weil der Bezugsdurchmesser verschieden definiert sein kann. Den Extruderanwender interessiert vorwiegend, welche Durchsätze realisiert werden können. Deshalb sind die realisierbaren Drehzahlen sehr wichtig.

### **Beispiel Kautschukextruder**

Die erlaubten Finishtemperaturen sind für Kautschuke in der Regel erheblich niedriger als bei Thermoplasten, die Extruderdrehzahlen und Durchsätze entsprechend gering. Basisdaten für sogenannte Kaltextruder sind in [5, Bild 10.13] beschrieben. *Beispiel:* Bei einem Stiftextruder mit einem Schneckendurchmesser von 300 mm werden eine Antriebsleistung von 800 kW und eine Drehzahl von 20/min angegeben. Der Durchsatz liegt dabei bei etwa 7 t/h (vgl. auch Bild 2.21). Die Drehzahlen bei gleichläufigen Doppelschneckenextrudern für Thermoplaste sind erheblich höher: Auf einem größeren gleichläufigen Doppelschneckenextruder mit 380 mm werden 130 t/h Polyethylene (LLDPE/HDPE) durchgesetzt. Zu bemerken ist, der Stiftextruder für Kautschuk ist einwellig, der für Polyethylen zweiwellig.

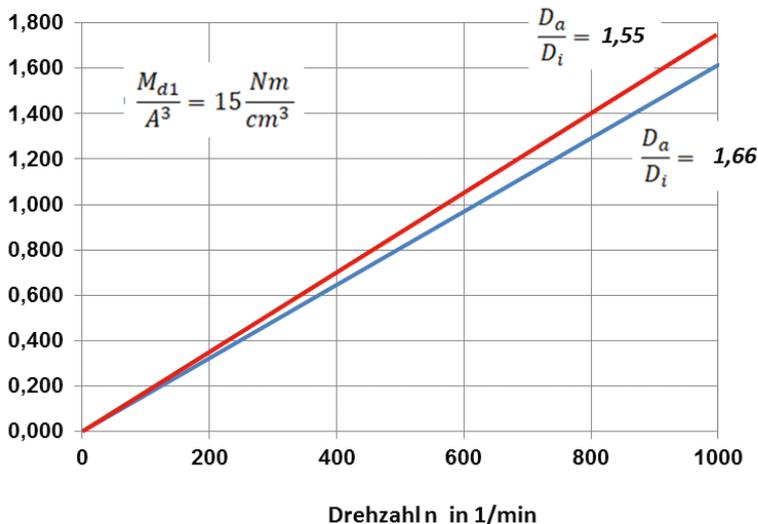
Der Stiftextruder für das Kautschukbeispiel liefert:

$$\frac{P}{D_a^3 * n} = \frac{800kW}{300mm^3 * \frac{20}{min}} = 88,9 \frac{Nm}{cm^3}$$

Das ist ein Wert mit der gleichen Größenordnung des Wertes vom Doppelwellenextruder (der Wert für den Doppelschneckenextruder gilt für zwei Wellen, also entspricht der gesamte Angebotsleistung).

Der Doppelwellenextruder wird für Thermoplaste mit höheren Drehzahlen betrieben, insbesondere können kleine Maschinen mit sehr hohen Drehzahlen betrieben werden. Bild 2.22 zeigt den einfachen Zusammenhang, die Leistung  $P/D^3$  für das Beispiel mit Formel 2.10 in Abhängigkeit von der Schneckendrehzahl.

Leistung  $P/D^3$  in  $W/mm^3$



**Bild 2.22** (Angebotene) Leistungsdichte gleichläufiger Doppelwellenextruder in Abhängigkeit der Schneckendrehzahl mit  $D_a/D_i$  als Parameter

Ein numerisches Beispiel zu Bild 2.22: Für einen Extruder mit 133 mm Durchmesser und  $D_a/D_i = 1,55$  (Coperion) ergibt sich bei 1000 Umdrehungen je Minute ein Leistungswert von  $1,75 W/mm^3$ . Wird dieser Wert mit  $(133 mm^3)$  multipliziert, dann ergibt sich eine Leistung von 4,1 MW. In einer Tabelle von Coperion [17] wird für die Motorleistung 4,4 MW angegeben, da u. a. noch die Verlustleistung vom Getriebe (Wirkungsgrad) addiert wird.

Normalerweise ändert sich mit dem Durchmesser Verhältnis auch das zulässige Drehmoment  $M_{d1}/A^3$ . Darauf wird in Abschnitt 5.1 eingegangen, in dem unterschiedliche Durchmesser Verhältnisse unter verschiedenen Aspekten betrachtet werden.

Die von Extruder-Herstellern angegebene Drehmomentdichte ist normalerweise die maximal verfügbare. Mit einer maximal verfügbaren Drehmomentdichte  $M_{d1}/A^3$  ergibt sich eine maximale angebotene Leistungsdichte  $P_{Wmax}/(n \cdot D^3)$ .

$$P_{D,Wmax} = \frac{P_{Wmax}}{n \cdot D^3} = z \cdot 2 \cdot \pi \cdot \frac{M_{d1,max}}{D^3} \quad 2.11$$

Der zusätzliche Index W soll darauf hinweisen, dass diese Leistung an den Wellen anliegt. In Abschnitt 6.8, Extrudervergleich, werden weitere Leistungen vom Extruderantrieb einschließlich der elektrischen Antriebsleistung betrachtet.

### 2.3.7 Durchsatz- und Leistungsdichte

Der Extruder-Durchsatz kann mit der Durchsatzkennzahl

$$\dot{V}^* = \frac{\dot{V}}{n \cdot D^3} \quad 2.12$$

mit dem Volumenstrom  $\dot{V}$ , der Drehzahl  $n$  und einem Bezugsdurchmesser dimensionslos formuliert werden. Die Durchsatzkennzahl ist in der einschlägigen Literatur [8, Kohlgrüber], [21, Pawlowski] bekannt und die wichtigste Kennzahl für Extruder. Früher wurde auch Q als Formelsymbol verwendet.

Für den Polymer-Produzenten bzw. Compoundeur ist der Massen-Durchsatz maßgeblich. Mit dem Massen-Durchsatz  $\dot{M}$  und einer Dichte  $\varrho$  ist der dimensionslose Volumenstrom  $\dot{V}^* = \dot{M} / \varrho$ . Da sich die Dichte unter anderem temperaturabhängig ändert, ist es auch sinnvoll eine Bezugsdichte  $\varrho_B$ , z.B. 1 kg/l, für Vergleichszwecke zu wählen. Damit kann folgende Durchsatzkennzahl definiert werden:

$$\dot{V}_B^* = \frac{\dot{M}}{n \cdot D^3 \cdot \varrho_B} = \frac{\varrho}{\varrho_B} \cdot \dot{V}^* \quad 2.13$$

Die Leistungsdichte nach Formel 2.10 kann mit der Durchsatzkennzahl  $\dot{V}^*$  und der spezifischen Leistung  $e$  ausgedrückt werden, Formel 2.14.

Bei Vernachlässigung des Spiels zwischen Welle und Gehäuse kann der Gehäusedurchmesser  $D$  durch  $D_a$  ersetzt werden. Zusammen mit der spezifischen Antriebsleistung ergibt sich für die Leistungsdichte:

$$P_D = \frac{P}{n \cdot D^3} = e \cdot \dot{V} \cdot \rho = e \cdot \dot{V}_B \cdot \rho_B \quad 2.14$$

### Durchsatzdichte

Die Polymer-Gemisch-Dichte verändert sich zum Beispiel mit der Temperatur oder ist auch nicht bekannt. Dann kann alternativ wie vorstehend beschrieben die dimensionslose Durchsatzkennzahl  $\dot{V}_B$  mit der Bezugsdichte verwendet werden. Eine andere Möglichkeit ist eine dimensionsbehaftete Durchsatzdichte einzuführen:

$$\dot{M}_D = \frac{\dot{M}}{n \cdot D^3} = \dot{V} \cdot \rho \quad 2.15$$

Anschaulich beschreibt die Durchsatzdichte den Durchsatz je Umdrehung bezogen auf den Schneckendurchmesser hoch drei.

$$\dot{M}_D = \frac{\text{Durchsatz je Umdrehung (z.B. in kg / U)}}{\text{Schneckendurchmesser}^3} \quad 2.16$$

Aus der vorstehend beschriebenen benötigten Enthalpieänderung (z.B. für das Aufschmelzen), ergibt sich die minimal benötigte spezifische Antriebsleistung  $e_{\min}$ , wenn die Heizleistung über das Gehäuse nicht betrachtet und sonstige abgegebene Energien (Kühlung, Verdampfungsenthalpie usw.) nicht beachtet werden. Damit ergibt sich für die dimensionslose Durchsatzkennzahl mit Formel 2.14:

$$\dot{M}_D = \frac{P_{D,Wmax}}{e_{\min}} = \dot{M}_{Dmax} \quad 2.17$$

Da in der Gleichung ein Maximalwert als Quotient steht, ergibt sich aus der Formel 2.17 die maximale Durchsatzdichte.

Die Formel 2.17 zeigt anschaulich, dass in Extrudern höhere Durchsätze möglich sind, wenn:

- $e_{\min}$  kleiner ist, d.h. die benötigte Enthalpieänderung vom Produkt geringer ist (z.B. amorphes gegenüber kristallinem Polymer).
- die Drehmomentdichte  $M_{dl}/A^3$  bzw.  $M_{dl}/D^3$  größer ist.

Vorteile der Durchsatzdichte:

- Durch die Normierung ist die Durchsatzdichte unabhängig von der Drehzahl und der konkreten Extrudergröße. Es können große und kleine Maschinen verglichen werden, was für Scale-up- und Scale-down-Betrachtungen wichtig ist.

- Ein Vergleich von Einwellen- mit Mehrwellenextrudern wird ermöglicht.
- Dazu kann die Durchsatzdichte je Welle betrachtet werden,

$$\dot{M}_{D1} = \frac{\dot{M}_{1W}}{n \cdot D^3} \quad 2.18$$

mit  $z =$  Anzahl der Wellen und  $\dot{M}_1 = \dot{M}/z$  dem Durchsatz je Welle.

Sinnvoll ist weiterhin die Betrachtung der bekannten Förderkennzahl [8]:

$$\Lambda = \frac{\dot{V}}{\dot{V}_{max}} = \frac{\dot{V}^*}{A_1} \quad 2.19$$

Dabei ist  $A_1$  ein Förderparameter, der sich auch Profilparameter nennt, da er nur von einer speziellen Schneckenengeometrie abhängt.

Es kann ein Förderparameter  $A_{1,1}$  definiert werden, der sich nur auf eine Welle bezieht:

$$\Lambda = \frac{\dot{V}}{\dot{V}_{max}} = \frac{\dot{M}_{D1}}{A_{1,1} \cdot \rho} \quad 2.20$$

Anwendung der Formeln auf einen Vergleich von Extrudern:

Wird die Doppelwellenschnecke ( $z = 2$ ) mit dem Ringextruder ( $z = 12$ ) verglichen, dann folgt für den gleichen (Gesamt-) Durchsatz  $\dot{M}$  beider Maschinen:

$$\dot{M} = 2 \cdot \dot{M}_{1W,Doppel} = 12 \cdot \dot{M}_{1W, Ring} \quad 2.21$$

und mit Formel 2.18 und Formel 2.20

$$2 \cdot n_{Doppel} \cdot D_{Doppel}^3 \cdot \Lambda_{Doppel} \cdot A_{1,1,Doppel} = 12 \cdot n_{Ring} \cdot D_{Ring}^3 \cdot \Lambda_{Ring} \cdot A_{1,1, Ring} \quad 2.22$$

Für beide Extruder wird der gleiche Betriebspunkt  $\Lambda$  betrachtet. Das Förderverhalten einer Schneckenengeometrie wird durch den Förderparameter  $A_{1,1}$  beschrieben. Er beschreibt den maximalen dimensionslosen Durchsatz eines Schneckenelementes pro Welle. Es ist bekannt [29], dass eine Doppelschnecke durch den Zwickel einen höheren Eigendurchsatz als eine Einwellenschnecke mit gleicher Geometrie (also Geometrie der Doppelschnecke) aufweist, obwohl der achtförmige Querschnitt der Doppelschnecke geringer ist, als der zweifache Querschnitt der Doppelschnecke. Bei dem Ringextruder ist jeder Welle ein Zwickel zuzuordnen, bei der Doppelwelle nur ein Zwickel für zwei Wellen. Folglich müsste  $A_{1,1, Ring} = a \cdot A_{1,1, Doppel}$  mit  $a > 1$  sein. Damit folgt bei gleicher Drehzahl der Maschinen:

$$D_{\text{Doppel}} = \sqrt[3]{(6 \cdot a)} \cdot D_{\text{Ring}} \approx 1,8 \cdot D_{\text{Ring}} \cdot \sqrt[3]{a} \quad 2.23$$

Da der Wert  $a$  nur etwas über Eins liegen wird, ist die dritte Wurzel fast Eins. Beispiel: Versuche und Durchsätze mit dem kleinsten Ringextruder von zurzeit 19 mm sind also mit einem Doppelwellenextruder mit ca. 34 mm zu vergleichen.

Der Extrudervergleich mit dem Ergebnis Formel 2.23 erfolgte mit der Förderkapazität der Schneckenengeometrie. Alternativ kann auch „gefordert“ werden, beide Extruder sollen die gleiche Durchsatzdichte je Welle aufweisen. Daraus ergibt sich mit Formel 2.18 und Formel 2.20 direkt der Zusammenhang Formel 2.23 ohne den Faktor  $\sqrt[3]{a}$ .

Anknüpfend an die vorstehenden Zahlenbeispiele zur maximalen Leistungsdichte soll die Durchsatzdichte betrachtet werden:

$$P_{D,Wmax} = 100 \frac{Nm}{cm^3} \quad e_{min} = 600 \frac{kJ}{kg} = 0,17 \frac{kWh}{kg}$$

Es ergibt sich für den maximalen Durchsatz:

$$\dot{M}_{Dmax} = \frac{100}{600} \cdot \frac{kg}{10^6 \cdot mm^3}$$

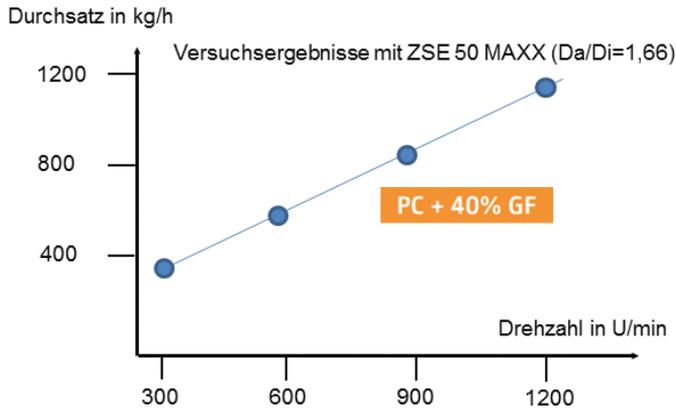
Die Zahl ist zunächst nicht anschaulich. Die dimensionslose Durchsatzkennzahl:

$$\dot{V}_B^* = \frac{\dot{M}_{Dmax}}{\frac{1kg}{l}} = \frac{100}{600} = 0,17$$

ist ohne die Bezugsdichte für Extruderexperten eine bekannte Größe [8].

Durch Multiplikation mit einer Schneckendrehzahl und dem Schneckendurchmesser hoch drei ergibt sich der maximale Durchsatz. Für  $D = 50$  mm und  $n = 1000$ /min ergeben sich 1,25 t/h. Bild 2.23 zeigt zum Vergleich realisierte Durchsätze bei einer Compoundierung [18] von PC mit Glasfasern für einen „50-er Extruder“ (genauer 51,2 mm).

Das Beispiel ist nur bedingt vergleichbar, da mit PC+GF ein etwas anderer Wert für die Enthalpieänderung vorliegt. Die Größenordnung der spezifischen Wärmekapazität von PC+GF ist ca. 2 kJ/kg bei etwas über 300 °C. Mit zunehmender Temperatur steigt der Wert und sinkt mit steigendem GF-Anteil. Also werden auch in diesem Beispiel ca. 600 kJ/kg (0,17 kWh/kg) für das Produkt benötigt.

**Bild 2.23**

Gemessene Durchsätze mit PC+40% GF

Weiterhin ist zu bemerken, dass reale Durchsätze auch bei gleicher Enthalpieänderung unterhalb des Maximaldurchsatzes von 1,25 t/h liegen, weil erstens nicht am maximalen Drehmoment gefahren wird, und zweitens nur die Enthalpie des Polymers bei der spezifischen Antriebsleistung für das Beispiel berücksichtigt wurde. Zusätzlich liegt vor: Bei einer Kühlung des Gehäuses bleibt ein Teil der durch Dissipation erzeugten Leistung nicht im Produkt und die spezifische Antriebsleistung ist höher, und damit der Maximaldurchsatz geringer.

Schon in den 60er-Jahren werden von leistungsfähigen Extrudern hohe spezifische Antriebsleistungen von ca. 1000 kJ/kg (0,28 kWh/kg) erwartet, [24, Mink] Seite 159. Nach den Betrachtungen von Lechner, Abschnitt 5.3, ergeben sich für Compoundierprozesse Grenzen für den Energiebedarf von 0,15 bis 0,25 kWh/kg für Polymer-Schüttdichten von 0,3 bis 0,7 g/cm<sup>3</sup>.

### 2.3.8 Leistungsdichte im Schmelzbereich

Wie vorstehend beschrieben, wird ein Großteil der Antriebsleistung für das Aufschmelzen des Polymers benötigt. In diesem Abschnitt wird speziell der Schmelzbereich (vgl. Bild 2.11) betrachtet und die Frage gestellt, wie ist der Einfluss der Viskosität auf die Leistungsdichte? Manche Extruder, z. B. Entgasungsextruder bei der Polymerherstellung, werden mit Schmelze beschickt, d. h. im gesamten Extruder liegt eine Schmelze vor. Die Viskosität ist dann eine Mischviskosität aus Polymer mit Lösemittel und Zusatzstoffen.

Für den Schmelzbereich wird ein gefüllter Schneckenabschnitt betrachtet und als Gedankenexperiment eine konstante Viskosität  $\eta$ . Für diesen Fall sind die „Extrudergleichungen“ bekannt und ausführlich in [8] beschrieben. Unabhängig von der Extrudergröße ist die dimensionslose Leistung für den betrachteten Schneckenabschnitt der Länge  $L$ :

$$P^* = \frac{P}{\eta \cdot n^2 \cdot D^2 \cdot L} = B_2 \cdot \left(1 - \frac{\dot{V}^*}{B_1}\right) \quad 2.24$$

Dabei ist  $\dot{V}^*$  die Durchsatzkennzahl, Formel 2.12,  $B_1$  und  $B_2$  sind sogenannte „Profilparameter“, die nur von der Schneckenengeometrie abhängen. Sie sind dimensionslos und unabhängig von der absoluten Extrudergröße. Die eingangs gestellte Frage nach der Abhängigkeit von der Viskosität ist aus der vorstehenden Formel ersichtlich, jedoch wird der Zusammenhang mit dem Drehmoment über die Leistungsdichte noch deutlicher:

$$P_D = \frac{P}{D^3 \cdot n} = \eta \cdot n \cdot \frac{L}{D} \cdot B_2 \cdot \left(1 - \frac{\dot{V}^*}{B_1}\right) = z \cdot 2 \cdot \pi \cdot \frac{M_{d1}}{D^3} \quad 2.25$$

Die Leistungsdichte und der Faktor:

$$\eta \cdot n \cdot \frac{L}{D} \cdot B_2 \sim \frac{M_{d1}}{D^3} \quad 2.26$$

sind also direkt proportional zum Drehmoment. Um ein verfügbares Drehmoment auszunutzen, gehen folglich die Viskosität, die Schneckendrehzahl und die dimensionslose Länge  $L/D$  gleichwertig ein. Anders ausgedrückt: Wenn sehr hohe Viskositäten vorliegen – z. B. im Aufschmelzbereich – dann geht das „auf Kosten“ einer maximalen Extruderlänge. Für spezielle Anwendungen sind Extruderlängen von  $L/D > 100$  verfügbar.

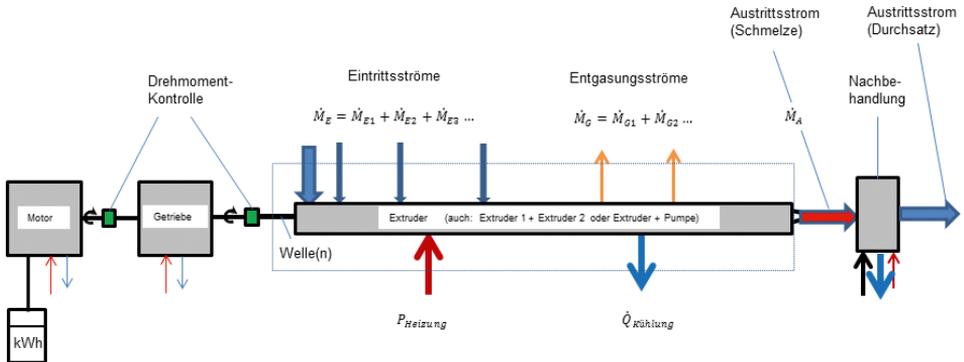
Entsprechend der Definition der Leistungsdichte ist sie die Leistung eines Extruders pro Umdrehung und bezogen auf den Durchmesser und dimensionsbehaftet. Der Leistungs-Profilparameter  $B_2$  ist dimensionslos. Dieser wird in Abschnitt 5.1 näher betrachtet.

### 2.3.9 Energiebilanz und Produkt-Austrittstemperatur

Bild 2.24 zeigt eine „Extruderanlage“, den Kern einer Compoundieranlage, bestehend aus einem Extruder mit Antrieb und Nachfolgeeinrichtung (Granulation, optionale Schmelzefiltration usw.).

Für den Extruder wird eine Energiebilanz aufgestellt entsprechend der in Bild 2.24 eingezeichneten gepunkteten Systemgrenze. Bilanztechnisch kann es sich dabei auch um zwei Extruder handeln, die in Reihe geschaltet sind. Alternativ kann es sich um einen Extruder mit einer nachgeschalteten Zahnradpumpe handeln. Bei der Anwendung der im Folgenden angegebenen Energiebilanz sind die Prozess-

größten Heizleistung, Kühlwärmestrom und Antriebsleistung entsprechend der gedachten Systemgrenze sinngemäß einzusetzen. Bei Einbezug einer optional nachgeschalteten Zahnradpumpe sind also unter der Antriebsleistung die Antriebsleistungen des Extruders und der Zahnradpumpe als Summe einzusetzen. Die Bilanz kann auch auf die Zahnradpumpe alleine angewendet werden. In Abschnitt 7.4.2 wird sie auf Statikmischer angewendet.



**Bild 2.24** Extruder mit Antrieb und Nachfolgeeinrichtung

Es wird von einem stationären Betrieb der Anlage ausgegangen und es wird der erste Hauptsatz der Thermodynamik für offene Systeme angewendet. Oberhalb des Bilanzraumes in Bild 2.24 sind die Massenströme abgebildet, die zusammen mit dem Austrittsström durch Enthalpieströme ausgedrückt werden können. Die Enthalpieströme sind thermodynamische Zustandsgrößen, im Gegensatz zum Wärmestrom, der Antriebsleistung und der Heizleistung, die Prozessgrößen sind. Zustandsgrößen sind „wegunabhängig“ und werden durch ihre Zahlenwerte an der Systemgrenze beschrieben. Der Extruder kann dadurch wie eine „Blackbox“ gut bilanziert werden. Die Prozessgrößen passieren die Bilanzgrenze unten und links im Bild.

Die Energiebilanz liefert für die abgebildete Systemgrenze:

$$\dot{M}_A \cdot \left( c_A \cdot \bar{T}_A + \frac{p_A}{\rho_A} \right) + \dot{Q}_{\text{Gehäuse}} + \dot{H}_{\text{Entgasung}} = P_W + P_{\text{Heizung}} + \sum_{i=1}^n \left( c_{Ei} \cdot \bar{T}_{Ei} + \frac{p_{Ei}}{\rho_{Ei}} \right) \dot{M}_{Ei} \quad 2.27$$

Dabei bedeuten:

- $\dot{M}_A$  der Austrittsmassenstrom (Produktstrom).
- $\bar{T}_A$  die energetisch mittlere Produktaustrittstemperatur.
- $c_A$  die spezifische Wärmekapazität bei konstantem Volumen bei der Temperatur  $\bar{T}_A$ . Diese unterscheidet sich bei Polymeren nur sehr gering von der spezifischen

Wärmekapazität bei konstantem Druck. Der Unterschied wird bei sehr hohen Drücken und Temperaturen größer.

- $\rho_A$  Dichte des Austrittsmassenstroms bei der Temperatur  $\bar{T}_A$ .
- $p_A$  Austrittsdruck des Produktes an der Systemgrenze. Das kann der Druck vor der Düse sein, aber auch der Druck nach der Düse, je nachdem, wo die Systemgrenze gesetzt wird. Die Austrittstemperatur ändert sich in Abhängigkeit von der Systemgrenze. Ein Beispiel dazu in [8] Seite 364.
- $\dot{Q}_{\text{Gehäuse}}$  ist der über das innere Schneckengehäuse abgegebener oder aufgenommener Wärmestrom. Die Größe ist eine Prozessgröße und das Vorzeichen wurde so gewählt, dass ein abgegebener Wärmestrom (Kühlung) positiv ist. Formal kann der Wärmestrom wie folgt ausgedrückt werden, [8] Seite 358:

$$\dot{Q}_{\text{Gehäuse}} = U_G \cdot \int_{l_1}^{l_2} \alpha(l) \cdot (\bar{T}(l) - \bar{T}_{\text{Gehäusewand}}(l)) dl \quad 2.28$$

Dabei ist  $U_G$  der innere Gehäuseumfang. Da der Verlauf der Größen in der Gleichung in der Regel nicht bekannt ist, kann der Wärmestrom durch Mittelwertbildung überschlägig bestimmt werden:

$$\dot{Q}_{\text{Gehäuse}} = U_G \cdot (l_2 - l_1) \cdot \alpha_m \cdot (\bar{T}_m - \bar{T}_{\text{Gehäusewand},m}) \quad 2.29$$

Der Index m beschreibt eine Mittelung längs des Extruders bzw. der Länge  $l_2$  bis  $l_1$ . Bei einer Flüssigkeitskühlung oder -Heizung ist der Wärmestrom auch messtechnisch bestimmbar.

- $P_{\text{Heizung}}$ : Im Fall einer elektrischen Beheizung innerhalb einer bestimmten Extruderlänge werden nicht Formel 2.28 oder Formel 2.29 angewendet, sondern zweckmäßig die elektrische Heizleistung eingesetzt.
- $P_W$ : Die eingebrachte Leistung in die Schneckenwelle bzw. Schneckenwellen bei mehreren Wellen.
- $\dot{H}_{\text{Entgasung}}$  abgegebener Enthalpiestrom durch Entgasen der Schmelze.
- $\sum_{i=1}^n \left( c_{Ei} \cdot \bar{T}_{Ei} + \frac{p_{Ei}}{\rho_{Ei}} \right) \dot{M}_{Ei}$  zugeführte Enthalpieströme durch Polymere und Zusatzstoffe, insgesamt n (sinngemäße Bedeutung der Formelzeichen).

Chemische Reaktionen, also zum Beispiel eine Reaktivextrusion, werden hier nicht betrachtet. Diese können durch weitere Terme berücksichtigt werden.

Für Vergleiche ist es zweckmäßig, die Energieströme in Formel 2.27 auf den Durchsatz des Ausstoßes zu beziehen:

$$c_A(\bar{T}_A) \cdot \bar{T}_A + \frac{p_A}{\rho_A(\bar{T}_A)} = \sum_{i=1}^n \left( c_{Ei} \cdot \bar{T}_{Ei} + \frac{p_{Ei}}{\rho_{Ei}} \right) \cdot m_{Ei} + e_W - e_{\text{Gehäuse}} - e_{\text{Entgasung}} \quad 2.30$$

Ist der Druck am Austritt bekannt, dann kann die energetisch mittlere Produkt-austrittstemperatur mit Formel 2.30 berechnet werden. Wie numerische Beispiele zeigen, ist der durch Druck benötigte Leistungsanteil sehr gering. Der Austrittsdruck muss folglich nicht genau bekannt sein oder wird vernachlässigt.

Wegen der Temperaturabhängigkeit der Stoffwerte in der Gleichung ist  $T_A$  nicht direkt aufgelöst in der Form  $T_A = \dots$  auszudrücken, sondern kann iterativ bestimmt werden.

In Formel 2.30 wurden folgende Abkürzungen bzw. Definitionen eingeführt:

**Spezifischer Leistungseintrag über die Extruderwelle(n):**

$$e_W = \frac{P_W}{\dot{M}_A} \quad 2.31$$

**Spezifischer Energieanteil, der über das Gehäuse zu oder abgeführt wird (positiv bei Abführung):**

$$e_{\text{Gehäuse}} = \frac{\dot{Q}_{\text{Gehäuse}} - P_{\text{Heizung}}}{\dot{M}_A} \quad 2.32$$

**Enthalpieanteil, der durch eine Entgasung abgeführt wird:**

$$e_{\text{Entgasung}} = \frac{\dot{H}_{\text{Entgasung}}}{\dot{M}_A} \quad 2.33$$

**Definition der Massenanteile der einzelnen zugeführten Stoffe:**

$$m_{Ei} = \frac{\dot{M}_{Ei}}{\dot{M}_A} \quad 2.34$$

**Es gilt die Massenerhaltung:**

$$\dot{M}_A = \sum_{i=1}^n \dot{M}_{Ei} \quad \text{also} \quad \sum_{i=1}^n m_{Ei} = 1 \quad 2.35$$

Damit sind alle Größen in Formel 2.30 beschrieben.

### Gehäuseoberfläche und Durchsatz – Wirksamkeit der Gehäusekühlung

Wie schon beschrieben, ist der Anteil der spezifischen Energie zur Kühlung über das Extrudergehäuse meist gering. Diese ist nach Formel 2.29 und Formel 2.32:

$$e_{\text{Gehäuse\_Kühlung}} = \frac{\dot{Q}_{\text{Kühlung}}}{\dot{M}_A} = \frac{A_{\text{Gehäuse}}}{\dot{M}_A} \cdot \alpha_m \cdot \Delta \bar{T}_m \quad 2.36$$

Um eine Kühlung über die Extruder-Innenoberfläche des Gehäuses zu bewerten, ist es sinnvoll die zur Verfügung stehende Fläche  $A_{\text{Gehäuse}} = U_G \cdot L$  zusammen mit dem Durchsatz  $\dot{M}_A$  zu bewerten. Bei hohen Durchsätzen kommt das Produkt nur kurz mit der Kühlfläche in Berührung. Der Einfachheit halber wird hier die mittlere Verweilzeit nach Formel 2.65 betrachtet und der Massenstrom damit in Formel 2.36 ausgedrückt:

$$\frac{A_{\text{Gehäuse}}}{\dot{M}_A} = \frac{U_G \cdot L}{\varepsilon_Q \cdot A_{\text{frei}} \cdot L \cdot \varrho} \bar{t} = \frac{1}{\rho \cdot \varepsilon_Q} \cdot \frac{U_G}{A_{\text{frei}}} \cdot \bar{t} \quad 2.37$$

Der dritte Faktor, die mittlere Verweilzeit, ist vom Prozess abhängig. Bei sehr hohen Durchsätzen mit entsprechend kurzen Verweilzeiten kann die Kühlfläche nicht so wirksam sein. Eine Beschreibung der mittleren Verweilzeit von gefüllten und teilgefüllten Schneckenabschnitten ist in [8] gegeben (dort Abschnitt 4.1.1.3.6).

Der zweite Faktor ist eine reine Geometriegröße und beschreibt den inneren Gehäuseumfang bezogen auf die freie Schneckenquerschnittsfläche; letztere ist entsprechend dem Anteil des Füllgrades  $\varepsilon_Q$  mit Produkt gefüllt.

Für den gleichläufigen Doppelschneckenextruder mit  $D_a/D_i = 1,55$  gilt (Abschnitt 5.1.4.4):  $U_G/D_a = 5,1$  und  $A_{\text{frei}}/D_a^2 = 0,54$  (ohne Schneckenspiele). Damit folgt  $U_G/A_{\text{frei}} = 9,3/D_a$ , also der anschauliche Zusammenhang proportional  $1/D_a$ . Deshalb ist der Anteil der Kühlleistung im Produktionsmaßstab gering.

### Spezifische Antriebsleistung

Bei Extrudervergleichen wird gerne die spezifische Antriebsleistung herangezogen. Deshalb sollen die vorstehenden Betrachtungen aus diesem Blickwinkel formuliert werden. Eine Umstellung auf die spezifische Antriebsleistung liefert mit weiteren Abkürzungen die anschauliche Darstellung:

$$e_W = \frac{P_W}{\dot{M}_A} = \Delta e_{\text{Produkt}} + e_{\text{Gehäuse}} + \Delta e_{\text{Druck}} + e_{\text{Entgasung}} \quad 2.38$$

Mit Formel 2.38 werden folgende Definitionen eingeführt:

$$\Delta e_{\text{Produkt}} = c_A \cdot \bar{T}_A - e_E \quad 2.39$$

$$e_E = \sum_{i=1}^n (c_{Ei} \cdot \bar{T}_{Ei} \cdot m_{Ei}) \quad 2.40$$

$$\Delta e_{\text{Druck}} = \frac{p_A}{\rho_A} - \sum_{i=1}^n \left( \frac{p_{Ei}}{\rho_{Ei}} \cdot m_{Ei} \right) \quad 2.41$$

Bei den spezifischen Energien für das Produkt  $\Delta e_{\text{Produkt}}$  und den Druck  $\Delta e_{\text{Druck}}$  weist die Bezeichnung mit dem Formelsymbol „ $\Delta$ “ darauf hin, dass nur die Werte vom Ein- und Austritt des Extruders (der Bilanzgrenze) maßgeblich sind. Die Formel 2.38 beschreibt sehr anschaulich, in welche Anteile die Antriebsleistung „überführt“ wird. Die wichtige Gleichung wird in verschiedenen Abschnitten angewendet, vorstehend bei der Betrachtung „Leistungsbedarf beim Compoundieren“, bei dem Vergleich von Extrudern und im Folgenden für statische Mischer und Zahnradpumpen. Der Energieanteil durch eine Entgasung wird bei größeren Entgasungsmengen merklich, da dadurch die Maximaldurchsätze des Extruders bei gleichzeitiger Plastifizierung sinken. Bei einem mit Schmelze beschickten Entgasungsextruder ist der Energie-Anteil entsprechend hoch.

### Spezifische Energie von Polymer und Zusatzstoffen bei gleicher Eintrittstemperatur

In der Regel liegt beim Compoundieren ein Basis-Polymer mit Zusatzstoffen vor. Ist die Temperatur für alle Einsatzstoffe bei dem Eintritt in den Extruder gleich,  $T_{Ei} = T_E$ , dann kann die spezifische Energie wie folgt ausgedrückt werden:

$$e_E = T_E \cdot c_{E\text{Polymer}} \cdot f_Z \quad 2.42$$

Dabei sind der Faktor  $f_Z$  für die Zusatzstoffe (Index Z)

$$f_Z = 1 + \sum_{i=1}^{n_Z} \left( m_{Ezi} \cdot \left( \frac{c_{Ezi}}{c_{E\text{Polymer}}} - 1 \right) \right) \quad 2.43$$

und die Anzahl der Zusatzstoffe ( $n_Z = n - 1$ ) eingeführt worden. Haben die spezifischen Wärmekapazitäten der Zusatzstoffe  $c_{Ezi}$  die gleiche Größenordnung wie die spezifische Wärmekapazität des Polymers  $c_{E\text{Polymer}}$  am Extrudereintritt, dann wird  $f_Z \approx 1$ . Dies ist auch der Fall, wenn dem Basis-Polymer nur geringe Mengen Additive zugemischt werden,  $m_{E\text{Additive}} \ll 1$ . Die Energiedifferenz ist dann:

$$\Delta e_{\text{Produkt}} \approx c_A \cdot \bar{T}_A - c_{E\text{Polymer}} \cdot \bar{T}_E \quad 2.44$$

Dabei sind  $c_{E\text{Polymer}}$  die spezifische Wärmekapazität des Basis-Polymers bei der Eintrittstemperatur und  $c_A$  die spezifische Wärmekapazität vom Compound bei der Austrittstemperatur  $T_A$ . Wie schon bemerkt sind – thermodynamisch ausgedrückt – die spezifischen Wärmekapazitäten bei konstantem Volumen  $c_V$  einzusetzen. Der Unterschied zur spezifischen Wärmekapazität bei konstantem Druck  $c_p$  (der auch messtechnisch einfacher zugänglich ist), ist meist gering. Bei Raumtemperatur liegt er bei vielen Polymeren in der Größenordnung 0,004 kJ/kg/K, [20] Seite 612. Bei hohen Temperaturen wird der Unterschied größer. Eine Druckabhängigkeit ist bei höheren Drücken, zum Beispiel beim Spritzgießen, zu beachten. Für den Fall, dass sich die spezifischen Wärmekapazitäten  $c_p$  und  $c_V$  nur wenig unterscheiden, kann die Enthalpiedifferenz des Basispolymers zur Abschätzung verwendet werden. Hat weiterhin die spezifische Wärmekapazität des Compounds  $c_A(T_A)$  die Größenordnung des Polymers  $c_{A\text{Polymer}}(T_A)$ , dann ist also näherungsweise:

$$\Delta e_{\text{Produkt}} \approx c_A \cdot \bar{T}_A - c_{E\text{Polymer}} \cdot \bar{T}_E \approx \Delta h_{\text{polymer}} \quad 2.45$$

Mit Produkt ist hier das Compound bezeichnet. Formel 2.45 darf folglich dann angewendet werden, wenn das Basis-Polymer die Energieänderung dominierend bestimmt und die Zusatzstoffe einen untergeordneten Einfluss haben.  $\Delta h_{\text{polymer}}$  liegt in der Literatur meist in Form von Enthalpie-Temperaturdiagrammen für die meisten Basispolymere vor.

### Spezifische Druckänderungsenergie bei gleichem Eintrittsdruck

In dem Fall  $p_{Ei} = p_E$  vereinfacht sich die Beziehung Formel 2.42 zu:

$$\Delta e_{\text{Druck}} = \frac{p_A}{\rho_A} - \frac{p_E}{\rho_E} \quad 2.46$$

wobei die Abkürzung

$$\rho_E = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \left( \frac{m_{Ei}}{\rho_{Ei}} \right)} \quad 2.47$$

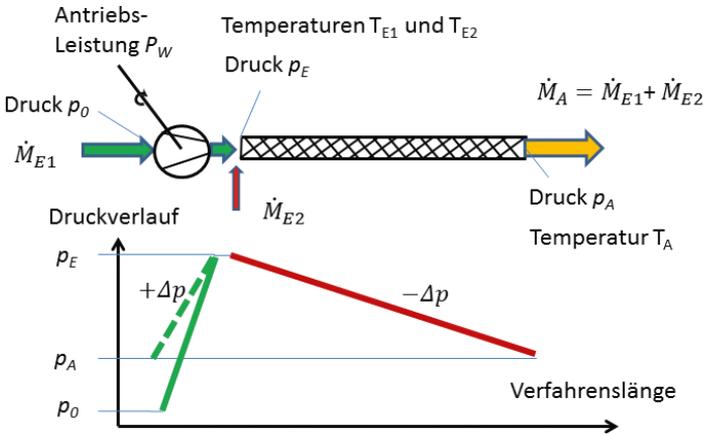
für eine „mittlere Dichte“ für alle Einsatzstoffe verwendet wird. Wie beschrieben, ist der Druckanteil im Vergleich zu anderen Energieanteilen gering. Für  $\rho_A \approx \rho_E = 1 \text{ kg/l}$  ergibt sich als Beispiel für eine Druckerhöhung von 100 bar:

$$\Delta e_{\text{Druck}} = \frac{\Delta p}{\rho} = (100 \text{ bar}) / (1000 \text{ kg} / \text{m}^3) = 10 \text{ kJ} / \text{kg} = 0,0028 \text{ kWh} / \text{kg}$$

Dieser Wert ist gegenüber der benötigten Enthalpiedifferenz zum Aufschmelzen eines Polymers sehr gering und spielt in der Energiebilanz eine untergeordnete Rolle. Bei Extrudern mit Aufschmelzfunktion wird die Energiebilanz von der eingebrachten „Wellenleistung“ dominiert. Bei statischen Mixern wird eine Wellenleistung über die notwendige vorgeschaltete Pumpe eingebracht.

### 2.3.10 Statische Mischer

Statische Mischer können auch für Compoundieraufgaben verwendet werden, zum Beispiel für das Einmischen geringer Mengen niederviskoser Additive in eine Polymerschmelze. Dieses Beispiel wird in Bild 2.25 betrachtet. Für das Beispiel sei vereinfachend eine Wärmeabgabe der Pumpe und des Statikmischers vernachlässigt.



**Bild 2.25**  
Statikmischer mit  
Pumpe und Druck-  
verlauf (Prinzipbild)

Zunächst wird die Energiebilanz Formel 2.38 auf die Pumpe angewendet:

$$e_W = \Delta e_{\text{Produkt,Pumpe}} + 0 + \Delta e_{\text{Druck}} + 0 \quad 2.48$$

Mit einem Pumpwirkungsgrad

$$\eta_W = \frac{\text{Nutzleistung}}{\text{Antriebsleistung}} = \frac{(p_E - p_0) \cdot \frac{\dot{M}_A}{\rho}}{P_W} = \frac{\Delta e_{\text{Druck}}}{e_W} \quad 2.49$$

und den Vereinfachungen  $\rho_A \approx \rho_E$  und  $M_{E1} \approx M_A$ , in den vorstehenden Formeln, damit die wesentlichen Folgerungen nicht durch lange Formeln unanschaulicher werden. Für die Energieerhöhung des Produktes ergibt sich damit:

$$\Delta e_{\text{Produkt,Pumpe}} = \Delta e_{\text{Druck}} \cdot \left( \frac{1}{\eta_W} - 1 \right) = \frac{\Delta p_{\text{Pumpe}}}{\rho} \cdot \left( \frac{1}{\eta_W} - 1 \right) \quad 2.50$$

Mit:

$$\Delta p_{\text{Pumpe}} = p_E - p_0 \quad 2.51$$

Für einen Pumpwirkungsgrad von 0,5 (als Beispiel für eine Zahnradpumpe) ergibt sich der Faktor in der Klammer zu 1.

Wird die Energiebilanz Formel 2.38 auf den Statikmischer angewendet, dann ist mit den beschriebenen Voraussetzungen

$$0 = \Delta e_{\text{Produkt,Mischer}} + 0 + \Delta e_{\text{Druck}} + 0 \quad 2.52$$

also

$$\Delta e_{\text{Produkt,Mischer}} = -\Delta e_{\text{Druck}} = -\frac{\Delta p_{\text{Mischer}}}{\rho} \quad 2.53$$

mit

$$\Delta p_{\text{Mischer}} = p_A - p_E = -(p_E - p_A) \quad 2.54$$

Die Druckdifferenz ist für einen Druckaufbau mit positivem Vorzeichen in der Energiebilanz definiert und dadurch ist  $\Delta p_{\text{Mischer}}$  negativ.

In einer technischen Anlage kann die Pumpe den Druckaufbau für mehrere Druckverbraucher aufbringen. Zum Beispiel könnte dem in Bild 2.25 dargestellten Statikmischer ein weiterer Statikmischer nachgeschaltet sein. Dieses kommt durch die höhere Druckdifferenz  $p_E - p_0$  gegenüber  $p_E - p_A$  zum Ausdruck. In Bild 2.25 stellt die gestrichelte Linie den seltenen Fall dar, bei dem die Pumpe nur den Druckverlust des Statikmischers aufbringen muss und keine weiteren Druckverbraucher versorgen muss.

Für die weitere Betrachtung soll von der Pumpe der Anteil der Druckdifferenz betrachtet werden, der dem Druckabfall im statischen Mischer entspricht. Dieser ist (Anteil der durchgezogenen Linie links in der Abbildung):

$$\Delta p_{\text{Pumpe,Mischer}} = -\Delta p_{\text{Mischer}} = \Delta p \quad 2.55$$

Die gesamte Energieänderung des Produktes durch den Druckaufbau und -abbau durch den statischen Mischer ist:

$$\Delta e_{\text{Produkt}} = \Delta e_{\text{Produkt,Pumpe,Mischer}} + \Delta e_{\text{Produkt,Mischer}} = \frac{\Delta p}{\rho} * \frac{1}{\eta_W} \quad 2.56$$

Das ist ein einfacher Zusammenhang, der sich für die Abschätzung der eingetragenen „Druckenergie“ gut merken lässt. Als Druckdifferenz der Pumpe ist für die Berechnungen die Druckdifferenz vom Statikmischer zuzuordnen. Bei dieser Betrachtung geht die absolut höhere Antriebsleistung der Pumpe wegen einer höher aufzubringenden Druckdifferenz (für Nachfolgeapparate) nicht explizit in die Formel ein. Die höhere Antriebsleistung geht über den Wirkungsgrad in die Berechnungen ein und er kann bei erhöhtem Gegendruck niedriger sein.

Aus der vorstehenden Gleichung ergibt sich aus Formel 2.44 die Temperaturerhöhung des Produktes. Für eine näherungsweise konstante spezifische Wärmekapazität  $c$  folgt die bekannte Temperaturabschätzung:

$$\Delta \bar{T}_{Pumpe+Mischer} \approx \frac{\Delta p}{\rho \cdot c} \cdot \frac{1}{\eta_W} \quad 2.57$$

Für  $c \approx 2 \text{ kJ/kg}$  ergibt sich für den ersten Term in Formel 2.57 mit 100 bar und 1 kg/l ein Delta von 5 K. Das ist die Temperaturerhöhung im Statikmischer. Für einen Pumpwirkungsgrad von 0,5 ist die Temperaturerhöhung durch die Pumpe ebenfalls 5 K für den Druckanteil des Statikmischer, d. h. die gesamte durch den Statikmischer verursachte Temperaturerhöhung beträgt 10 K.

Wie bereits beschrieben, sind die Vereinfachungen  $\varrho \approx \text{konstant}$ ,  $M_{E1} \approx M_A$  und adiabate Grenzen zur Vereinfachung der Formeln zur Beschreibung des Wesentlichen vorgenommen worden. Für genauere numerische Berechnungen ist die vollständige Energiebilanz Formel 2.38 heranzuziehen.

Vorstehend werden die Energiebilanzen der Pumpe und des Statikmischer einzeln betrachtet. Eine Energiebilanz beider Bauteile zusammen liefert bei gleichen Voraussetzungen (adiabat,  $\Delta p$  nach Formel 2.55):

$$e_W = \Delta e_{Produkt} \quad 2.58$$

Das ist ein einfacher Zusammenhang, auf den im folgenden Abschnitt hinsichtlich der Mischleistung näher eingegangen wird.

### 2.3.11 Mischleistung, Mischgüte, Quermischung, Längsmischung

Compoundieren bedeutet begrifflich Mischen. Es gibt zahlreiche Literatur über das Mischen. Der Verfasser hat jedoch in der ihm zur Verfügung stehenden Literatur und in einer Internetrecherche keine Definition bzw. Formel gefunden, wie eine Mischleistung definiert ist. Deshalb werden im Folgenden Betrachtungen zum Mischen durchgeführt, wobei teilweise Ersatzschaltbilder für gedankliche Grenzfälle betrachtet werden, die zum Verständnis beitragen.

### 2.3.11.1 Mischleistung

In Abschnitt 2.3.2 (Mischen im Extruder) werden Mischbereiche im Extruder betrachtet, die für die Praxis eine Rolle spielen. Es kann die Frage gestellt werden, warum die Mischenergie in der Energiebilanz Formel 2.38 nicht explizit enthalten ist. Die zugehörige in Bild 2.24 gezeigte Systemgrenze (Kontrollraum ist der gesamte Extruder) ist eine äußere Systemgrenze und enthält deshalb keine Informationen über den inneren Zustand. Die Mischleistung (einschließlich Dispergierwirkung) im Feststoffbereich und im Schmelzbereich, vgl. Bild 2.9, tritt deshalb nicht explizit auf. Das Mischen erfolgt während der Umlagerung und Dispergierung der Stoffe an jeder Stelle im Extruder. Die Mischenergie wird durch die Extruderwellen „im Innern“ in das Produkt eingetragen. Dieser Vorgang ist mit Reibung und damit mit Temperaturänderungen verbunden. Es erfolgt eine Änderung der inneren Energie. Zusätzlich bringen die Wellen noch eine „Verschiebearbeit“ auf, die durch  $\Delta e_{\text{Druck}}$  ausgedrückt wird. Die spezifische Mischleistung kann danach wie folgt definiert werden:

$$e_{\text{Mischen}} = e_W - \Delta e_{\text{Druck}} \quad 2.59$$

Mit Formel 2.38 folgt:

$$e_{\text{Mischen}} = \Delta e_{\text{Produkt}} + e_{\text{Gehäuse}} + e_{\text{Entgasung}} \quad 2.60$$

Die spezifische Mischleistung ist die Leistung, die für den Mischprozess maßgeblich ist. Zur Veranschaulichung sollen gedanklich Grenzfälle betrachtet werden. Wie bei der Energiebilanz beschrieben, sind hier keine Energieanteile von chemischen Reaktionen betrachtet worden. Zum besseren Verständnis der folgenden Grenzfälle wird dabei zusätzlich der Term für die Entgasung nicht einbezogen.

*Grenzfall 1:* Der **Mischprozess** kann **adiabat** gehalten werden, d. h., es wird kein Wärmestrom abgeführt,  $e_{\text{Gehäuse}} = 0$ . Die mit dem Mischen verbundene Reibung führt zur Erhöhung der energetisch mittleren Produktaustrittstemperatur, die durch  $\Delta e_{\text{Produkt}}$  ausgedrückt wird.

*Grenzfall 2:* Es wird ein **Mischprozess mit so starker Kühlung** betrachtet, dass die innere Energiedifferenz zwischen Eintritt und Austritt null ist,  $\Delta e_{\text{Produkt}} = 0$ . Dann müsste die gesamte Mischenergie durch Wärme abgeführt werden. Auch bei diesem Prozess findet eine Temperaturerhöhung durch Reibung im Innern statt. Ohne eine Temperaturdifferenz kann auch keine Wärme abgeführt werden. Die energetisch mittlere Produktaustrittstemperatur wäre jedoch so niedrig, dass die Formel 2.39 mit  $\Delta e_{\text{Produkt}} = 0$  erfüllt wird. Ohne Zusatzstoffe wäre die energetisch mittlere Austrittstemperatur gleich der Eintrittstemperatur.

An dem Beispiel einer Statikmischeranlage soll geprüft werden, ob die Mischenergie nach Formel 2.60 sinnvoll definiert ist.

Welche Mischleistung benötigen statische Mischer? Statische Mischer sind Druckverbraucher. Wird ein statischer Mischer ohne Pumpe betrachtet, dann ergibt sich für die Mischenergie " $-\Delta e_{\text{Druck}}$ ". Der zugehörige Zahlenwert ist positiv, da ein Druckabfall ein negativer Wert für  $\Delta e_{\text{Druck}}$  bedeutet.

Welche Mischleistung „bringt“ eine Zahnradpumpe? Eine Zahnradpumpe als Mischer zu bezeichnen ist „abwegig“, da eine Zahnradpumpe zur Druckerhöhung (z. B. einer Schmelze) und nicht als Mischer eingesetzt wird. Was drückt die Mischleistung nach Formel 2.59 aus? Eine ideale Pumpe hätte einen energetischen Wirkungsgrad von 100 % und die Wellenleistung würde ausschließlich in Druckleistung überführt; die Mischleistung ist null. Liegt der Pumpwirkungsgrad im anderen Grenzfall bei 0 %, dann ist kein Druckaufbau möglich und die Pumpe wirkt wie ein „Rührkessel“. Die Antriebsleistung entspricht der Mischleistung. Bei realen Pumpwirkungsgraden wird also ein Teil der Antriebsenergie in eine Mischleistung, z. B. Größenordnung 50 %, überführt. Die Mischung selbst erfolgt über sogenannte „Leckströme“ im Zahnradbereich. Am Beispiel der Zahnradpumpe kann vorstehende Definition der Mischleistung kritisiert werden, da sie nicht als Mischer fungieren soll. Eine „Mischleistung“ wird nicht erwartet. Die Mischleistung sagt vorwiegend aus, welche Leistung „bezahlt“ werden muss und nicht ob damit eine gute Mischqualität verbunden ist. Bei Mischern kann mit steigender Mischleistung auch eine steigende Mischqualität erwartet werden. Eine zahlenwertmäßig gleiche Mischleistung kann aber unterschiedliche Mischqualitäten hervorbringen, wie im folgenden Abschnitt gezeigt wird.

Für Vergleiche mit Extrudern muss die Mischleistung eines Statikmischers mit der vorgeschalteten Pumpe betrachtet werden. Es liegt eine örtliche Trennung vom „Antriebsraum“ (Pumpe) und Mischraum (Statikmischer) vor. Für den Fall  $\Delta e_{\text{Druck}} = 0$  ist die Mischleistung die Antriebsleistung der Pumpe. Wenn die Mischleistung gegenüber Extrudern geringer ist, dann liegt das unter anderem daran, dass in einer Statikmischeranlage, bestehend aus Pumpe und Statikmischer, das Polymer nicht aufgeschmolzen werden muss. Statikmischer sind bezüglich der Mischleistung eher mit Schmelze beschickten dynamischen Mischern zu vergleichen.

Der Grenzfall 2 ist, wie beschrieben, ein Gedankenexperiment. Bei nicht mit Schmelze beschickten Extrudern ist eine Erwärmung mit Aufschmelzung des Polymer beabsichtigt, da bei einer gewünschten Finishmischung in der Schmelze, der Schmelzecompondierung, die Temperatur entsprechend hoch sein muss. Andererseits ist die Erwärmung des Produktes (Polymer mit Zusatzstoffen) eine unerwünschte „Nebenerscheinung“: Energetisch, weil der Energieanteil hoch ist; stofflich, weil thermische Produktbeanspruchungen auftreten. Eine Mischung von Feststoffen ist diesbezüglich günstiger. Die Mischenergie ist so gering, dass sie teilweise gar nicht beachtet werden muss. Beispiel: Beim Mischen in Silos mit Schwerkraftfluss wird keine Mischenergie aktiv eingetragen, sondern resultiert

nur aus der Schwerkraft. Eine Feststoffmischung ist beim Compoundieren normalerweise eine Vormischung. In der Regel ist beim Compoundieren eine Finishmischung in der Schmelze notwendig.

Speziell im Schmelzebereich kann die spezifische Mischleistung auch durch den spezifischen Energieeintrag Formel 2.1 ausgedrückt werden. In hochviskosen Schmelzen spielt eine mögliche molekulare Diffusion eine untergeordnete Rolle.

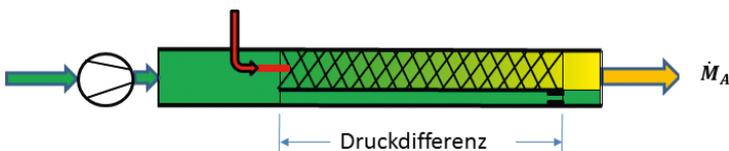
### Dissipation, Mischleistung, Pumpleistung und Pumpenleistung

Unter Pumpenleistung kann die Antriebsleistung einer Pumpe, die Leistung an den Wellen, verstanden werden; unter Pumpleistung das „Strömungsergebnis“ der Pumpe, die Nutzleistung  $\Delta p_{\text{pumpe}} \cdot \dot{V}$ . Der Wirkungsgrad der Pumpe ist danach gleich Pumpleistung/Pumpenleistung. Grammatikalisch wäre der Begriff Pumpwirkungsgrad naheliegend, in der Fachliteratur wird meist der Begriff Pumpenwirkungsgrad verwendet. Der letzte Begriff ist naheliegend, wenn die „Pumpwirkung“, durch Schleppströmung oder Kammerförderung beschrieben ist.

Die Mischenergie ist nach der Definition der Thermodynamik eine Dissipationsenergie, da die Umwandlung der durch die Wellen eingetragenen Energie in teilweise innere Energie erfolgt. Bei einer Pumpe, die ja pumpen und nicht mischen soll, ist es zweckmäßig von einer Dissipationsleistung zu sprechen. Die Antriebsleistung (vorstehend Pumpenleistung) geht in eine Nutzleistung (vorstehend Pumpleistung) und in eine Dissipationsleistung über. Der Compoundierextruder soll vorwiegend mischen, deshalb ist es hier sinnvoll den Leistungsanteil als Mischleistung zu interpretieren und zu bezeichnen.

#### 2.3.11.2 Mischqualität

Mit steigender Mischleistung kann in der Regel eine bessere Mischqualität erwartet werden. Die Frage ist, ob die Mischqualität und die Mischleistung eindeutig zusammenhängen. Zur Beantwortung soll ein Gedankenexperiment mit einer Ersatzschaltung durchgeführt werden.



**Bild 2.26** Ersatzschaltung für Mischqualität und Mischleistung

Bild 2.26 zeigt eine Anordnung, bei der ein Strömungskanal in zwei Strömungskanäle übergeht. Ein Strömungskanal ist mit Mischelementen ausgestattet. Der andere Strömungskanal ist mit einer Engstelle ausgeführt, die so dimensioniert ist, dass die mittleren Strömungsgeschwindigkeiten in beiden Rohren gleich sind.

Dann liegt am Eintritt der beiden Strömungskanäle nur eine geringe Querströmung vor. Weiterhin ist damit die mittlere Verweilzeit der hochviskosen Flüssigkeit (laminare Strömung) gleich. Die Zugabestelle für ein Additiv ist so gewählt, dass das Additiv nur auf den Strömungskanal mit den Mischelementen trifft. In Bild 2.26 ist schematisch das Mischergebnis eingezeichnet. Welche einfachen Ergebnisse können daraus gefolgert werden?

- Die Zugabestelle beeinflusst das Mischergebnis. Für das gezeigte Beispiel im Bild ist das trivial. Bei Extrudern ist eine ausführlichere Betrachtung erforderlich, die in Abschnitt 2.3.2 (Mischen im Extruder) erfolgt, und die Antwort ist nicht immer einfach.
- Das Mischergebnis ist von der „inneren Geometrie“ abhängig. Auf Extruder übertragen: Es gibt zahlreiche Mischelemente, die sich in der Geometrie und ihrer Wirkung unterscheiden.
- Die Mischgüte hängt von der Probengröße ab. Eine kleine Probe am Austritt des Strömungskanals ohne Mischelemente enthält kein Additiv.

Einleitend wird die Frage gestellt, ob die Mischqualität und die Mischleistung eindeutig zusammenhängen. Das ist nicht der Fall. Durch die örtliche Trennung von „Antriebsraum“ (Pumpe) und Mischraum (Statikmischer) der Ersatzschaltung in Bild 2.26 kann das Ergebnis sehr anschaulich gezeigt werden. Die in Bild 2.26 gezeigte Mischqualität ist offensichtlich unbefriedigend. Werden die beiden Strömungsquerschnitte durch einen Strömungsquerschnitt mit Mischelementen ausgetauscht, dann ist die Mischqualität besser. Der ausgetauschte Strömungskanal soll den gleichen Druckverlust ausweisen. Dann ist auch der Leistungsanteil durch

den Druckverlust,  $\Delta p \cdot \frac{\dot{M}_A}{\rho}$ , gleich und die spezifische Mischleistung  $e_{\text{Mischen}}$  ist

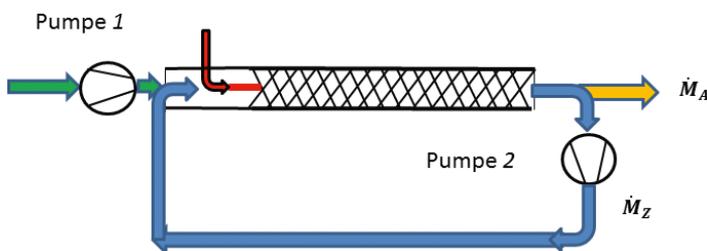
gleich. Bei gleicher Mischleistung liefern unterschiedliche Geometrien unterschiedliche Mischqualitäten. Die Umkehrung gilt auch: Gleiche Mischqualität kann mit unterschiedlichen spezifischen Mischleistungen erreicht werden. *Für den Vergleich von Compoundier-Extrudern ist folglich nicht nur die eingetragene Energie maßgeblich, sondern auch die Mischqualität.* Im ungünstigen Fall finden sich zum Beispiel in einem ABS-Compound noch nicht aufgeschmolzene PC-Anteile.

Das vorliegende Beispiel wurde konstruiert, um bei gleicher Mischleistung unterschiedliche Mischqualitäten zu veranschaulichen. Es ist naheliegend, dass eine Zahnradpumpe „als Mischer“ betrachtet ebenfalls ein sehr inhomogenes Mischergebnis liefert.

In der Praxis liegt natürlich keine Wandung zwischen Strömungskanälen, wie in Bild 2.26 gezeigt vor, die eine Quermischung behindert. Jedoch ist eine Quermischung bei Extrudern von der Bauart und von der Geometrie abhängig und unterschiedlich. Grundsätzlich ist bei anderen Apparaten eine partiell fehlende Quermischung denkbar, die als „Kurzschlussströmung“ bezeichnet wird.

### 2.3.11.3 Quer- und Längsmischung

Wie vorstehend gezeigt, ist eine gute **Quermischung** notwendig, insbesondere bei enger Verweilzeitverteilung, d. h. bei geringer Längsmischung. In der Verfahrenstechnik wird als Grenzfall eine sogenannte Pfropfenströmung, auch Kolbenströmung genannt, betrachtet. Diese hat den Vorteil, dass alle „Flüssigkeitsteilchen“ die gleiche Verweilzeit haben. Eine Mischung ist dann nur quer zur Strömungsrichtung möglich. Eine Pfropfenströmung hat Vorteile bei Produktwechseln und wäre wünschenswert bei Änderung der Farbe von schwarz auf weiß. In der Praxis gibt es natürlich solch eine idealisierte Strömung nicht. In Extrudern kommt es durch die notwendigen Spiele der Schneckengeometrie zu sogenannten „Leckströmungen.“ Soll zum Beispiel ein Gegendrallextruder gut mischen, dann darf dieser nicht dicht kämmend sein. Durch Rückströmungen und durch axial unterschiedliche Strömungsgeschwindigkeiten der Flüssigkeitsteilchen kommt es zu einer **Längsmischung**. Ein weiterer wichtiger Punkt bei der Längsmischung ist der Ausgleich von Dosierschwankungen. Bei reiner Pfropfenströmung würde jede Dosierschwankung bis zum Produktaustritt „durchschlagen“ und sich in der Mischqualität des Produkts (Rezeptur) wiederfinden. Die Längsmischung hat also mischtechnische Vorteile. Bei Produktwechsel hat sie jedoch aufgrund der Verweilzeitverteilung Nachteile. Hier sei wieder das Beispiel des Wechsels von „schwarz auf weiß“ genannt. Um die Längsmischung mit Rückvermischung besser zu verstehen, wird eine Ersatzschaltung betrachtet.

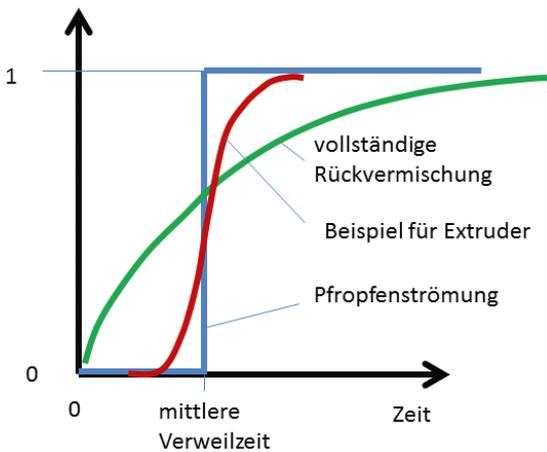


**Bild 2.27** Ersatzschaltbild für die Längsvermischung – Rückführung mit Zirkulation

Bild 2.27 zeigt einen Mischer mit einer Rückführung. Zunächst sei die Pumpe 2 ausgeschaltet. Gedanklich liege im Mischer eine Pfropfenströmung vor, d. h. eine Mischung erfolgt ausschließlich durch die Quervermischung. Das hat die vorstehend beschriebenen Vor- und Nachteile. Wird jetzt die Pumpe 2 eingeschaltet, dann werden Flüssigkeitsteilchen zurückgeführt und durchströmen nochmals den Mischer. Mit steigendem Zirkulationsverhältnis  $\dot{M}_Z/\dot{M}_A$  wird die Verweilzeitverteilung immer breiter. Die „Rückvermischung“ wird im Mittel besser, obwohl manche Teilchen den Mischer nur einmal durchströmen. Die mittlere Verweilzeit erhöht sich durch die Zirkulationsströmung nur durch das Volumen im Rückströmkanal. Für die Berechnung der Mischleistung sind beide Pumpen zu berücksichtigen.

Im Extruder erfolgt keine äußere Rückführung, die Rückströmung erfolgt im Schneckenkanal durch Druckunterschiede. Insbesondere durch Strömungen über den Schneckenkamm, bei Doppelwellenextrudern und beim Ringextruder zusätzlich im Zwickelbereich. Das ergibt eine gute Mischwirkung. Weiterhin haben nicht alle Teilchen die gleiche Axialgeschwindigkeit. Dadurch ergibt sich ebenfalls eine Verweilzeitverteilung, die unter anderem von der Extruderbauart und von den Betriebsbedingungen abhängt. Bild 2.28 zeigt ein Beispiel als Verweilzeitsummenkurve dazu und die beschriebenen Grenzfälle.

Verweilzeitverteilung



**Bild 2.28**

Verweilzeitsummenkurven eines Extruders und von zwei Grenzfällen

Die Verweilzeitverteilung ist die Ableitung der Verweilzeitsummenfunktion.

#### 2.3.11.4 Verweilzeitverteilung

Die Verweilzeitverteilung eines Extruders hängt von folgenden Punkten ab:

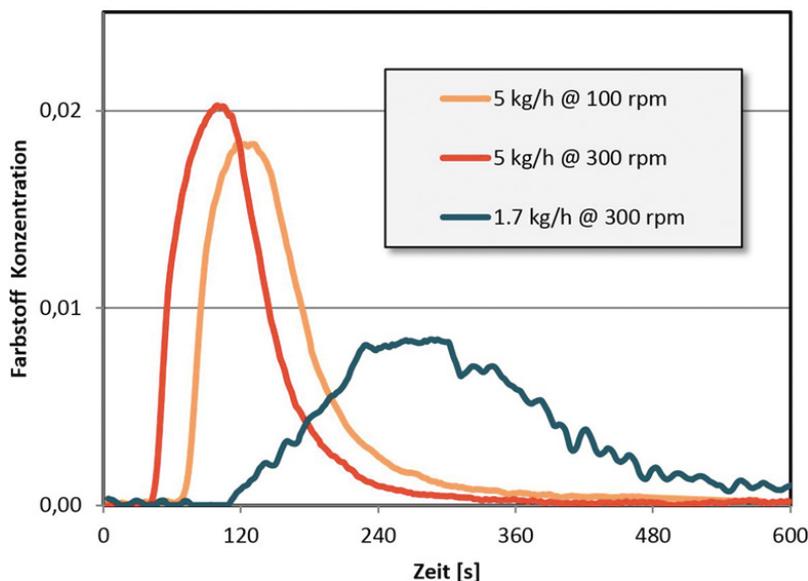
- Schnecken-Geometrie: Besatz, Länge
- Prozessgrößen: Durchsatz, Drehzahl
- Produkt: Feststoff, Flüssigkeit

#### Produkt

Werden für ein Produkt Kunststoffschmelzen betrachtet, dann unterscheiden sich diese insbesondere von der Viskosität; die absolute Viskosität und die Abhängigkeit von der Temperatur und Schergeschwindigkeit ist unterschiedlich. Experimente [25] zeigen, dass die Viskosität der Polymerschmelze keinen signifikanten Einfluss auf das Verweilzeitverhalten hat.

## Prozessgrößen

Mit dem Durchsatz und der Drehzahl verändert sich auch die mittlere Verweilzeit. Bild 2.29 zeigt ein Beispiel aus [26] für sehr kleine gleichläufige Doppelwellenextruder.



**Bild 2.29** Gemessene Verweilzeitverteilung in Abhängigkeit von Durchsatz und Drehzahl [26]

Nach freundlicher Mitteilung von Herrn Leisen [27]: Bei den Experimenten wurde die Menge des Farb-Tracers gemäß dem Durchsatz angepasst, um die Messungen zu vergleichen. Die Messwerte sind nicht normiert und die Aussagen daher eher qualitativ zu bewerten. Nach den Experimenten zeigt sich, dass der Durchsatz die mittlere Verweilzeit wesentlich mehr beeinflusst als die Drehzahl.

## Schnecken-Geometrie

Die Schnecken-Geometrie hat einen großen Einfluss auf die Mischqualität und die Verweilzeitverteilung. Für einen gleichläufigen Doppelschneckenextruder zeigt Bild 1.72 in [8] Seite 70 gemessene Verweilzeitverteilungen für verschiedene Schneckenkonfigurationen (auch Bild 5.46) und speziell für einen Knetscheibenbesatz auf Seite 344. Die Verweilzeitverteilungen und zugehörigen Summenkurven zeichnen sich durch eine Mindestverweilzeit und einen engen Verlauf aus.

Verweilzeitsummenkurven werden von Wunsch [28] für den gleichläufigen Doppelschneckenextruder für eine Geometrie auch berechnet. Ab einer Länge von über einer Gewindesteigung unterscheiden sich die Verteilungen nicht mehr signifikant. Nach einer Mindestverweilzeit von ca. 0,6 der mittleren Verweilzeit, verlas-

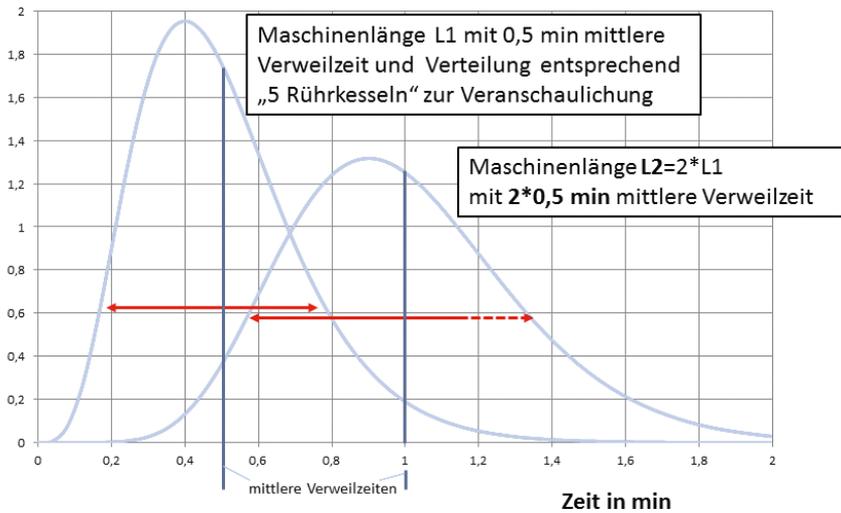
sen die ersten Fluidpartikel den Schneckenabschnitt (maximale Berechnungslänge  $4 \cdot$  Schneckensteigung). Ab dem 5-fachen Wert der mittleren Verweilzeit nähern sich die Verweilzeitsummenkurven dem Wert 0,99. Bei Einwellenschnecken wird dieser Wert normal erst nach längerer Zeit erreicht, d. h. die Selbstreinigung durch die Schmelzeströmung ist geringer. Zwei Beispiele zu Mischgüteuntersuchungen mit Einwellenschnecken mit zugehöriger Verweilzeitverteilung sind in Pawlowski [21] Seite 74 ff. angegeben.

Wie verändert sich die Verweilzeitverteilung mit der Schneckenlänge? Nach den vorstehend beschriebenen Rechenergebnissen von Wünsch [28] ändern sich die Verweilzeitsummenkurven zwischen einer Steigungslänge und vier Steigungslängen kaum. Eine Verweilzeitsummenkurve hat gegenüber einer Verweilzeitverteilung eine „glättende Wirkung“. In einer Verweilzeitverteilung, der Ableitung der Verweilzeitsummenfunktion ist, können sich Unterschiede deutlicher zeigen. Zur Beantwortung der Frage können gedanklich zwei Extruder hintereinander geschaltet werden bzw. zwei Schneckenabschnitte betrachtet werden. Damit die Unterschiede deutlicher werden, wird eine breite Verweilzeitverteilung für die Schneckenabschnitte angenommen. Wichtig ist weiterhin, dass die Ergebnisse nicht wie üblich auf die mittlere Verweilzeit bezogen werden, damit die absoluten Unterschiede deutlich werden.

Für das Gedankenexperiment kann das Ersatzschaltbild 2.27 herangezogen werden, oder das in der Chemietechnik bekanntere Schaltbild der „Rührkesselkaskade“. Verhält sich ein bestimmter Schneckenabschnitt der Länge  $L_1$  wie  $n$ -Rührkessel, dann soll sich ein dahinter geschalteter Abschnitt der gleichen Länge ähnlich verhalten. Der Gesamtlänge  $L_2 = 2 \cdot L_1$  können dann  $2 \cdot n$ -Rührkessel zugeordnet werden. Normalerweise wird die Verweilzeitverteilung mit steigender Rührkesselanzahl enger, bezogen auf die gleiche mittlere Verweilzeit. Da sich die mittlere Verweilzeit verdoppelt, wird die Verweilzeitverteilung absolut breiter. Dies ist in Bild 2.30 für ein Beispiel mit  $n = 5$  dargestellt. Das gleiche Ergebnis tritt auf, wenn zwei Maschinen hintereinander geschaltet werden. Die Verweilzeitverteilung verhält sich ähnlich.

Die Kurven in Bild 2.30 sind so normiert, dass die Verweilzeitsummenkurven wie in Bild 2.28 den Wert 1 für große Zeiten ergeben. Die horizontalen Pfeile in Bild 2.30, hier nicht genau in den Wendepunkten eingezeichnet, sind ein Maß für die Längsmischung. Das Maximum der Kurven liegt links von der jeweiligen mittleren Verweilzeit, weil die Kurven langsam ausklingen.

Das vorstehende Beispiel soll als Gedankenexperiment qualitativ zeigen, dass die Verweilzeitverteilung von der Länge  $L$  eines Extruders abhängt. Um eine gemessene Verweilzeitverteilung quantitativ zu beschreiben, eignet sich das Rührkesselkaskadenmodell mit nur einem Anpassungsparameter (der Rührkesselanzahl) nicht gut.

**Verweilzeitverteilung****Bild 2.30** Verweilzeitverteilungen für zwei Verfahrenslängen

Die Rührkesselkaskade beschreibt die in der Praxis vorhandenen „Verweilzeit-schwänze“ (auf der Ordinate bei 0) nur annähernd wieder. Anfangs ist eine Mindest-Verweilzeit vorhanden und am Ende kann der Konzentrationsausklang störend lange dauern. Das gilt auch für Extruder, bei denen in der Vergleichstabelle in Abschnitt 6.8 „sehr eng“ bei der Verweilzeitverteilung steht

Grundlegende theoretische Betrachtungen zu Verweilzeitverteilungen sind in Pawlowski [21] angegeben.

**Verweilzeitverteilung für mehrere Maschinen**

Wie kann die Verweilzeitverteilung einer Aufbereitungsanlage mit mehreren hintereinandergeschalteten Apparaten/Maschinen, einer Kaskade, berechnet werden? Eine solche Fragestellung behandelt die Regelungstechnik. Ist das Übertragungsverhalten des betrachteten Anlagenteils für irgendein Eingangssignal (z.B. Produktwechsel) bekannt, dann berechnet sich das Ausgangssignal für ein anderes Eingangssignal mit einem Faltungsintegral. Das andere Eingangssignal ist für das Beispiel einer Kaskade das Ausgangssignal des vorgeschalteten Anlagenteils. Als Formel 2.61 ausgedrückt:

$$A_i(t) = \int_0^t E_i(t-x) \cdot A_{i-1}(x) dx \quad 2.61$$

In dem vorstehenden Beispiel mit dem Vergleich zweier Extruderlängen ist  $A_1 = E_1$  die Antwort der verwendeten „Rührkesselkaskade“. Die Antwort des verlängerten