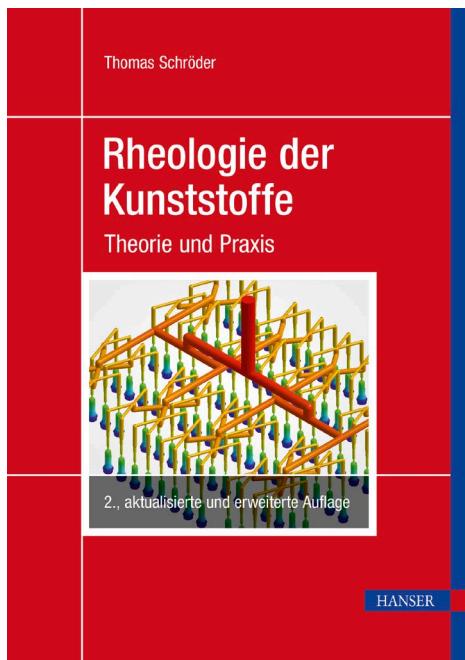


HANSER



Leseprobe

zu

„Rheologie der Kunststoffe“

von Thomas Schröder

Print-ISBN: 978-3-446-46151-2

E-Book-ISBN: 978-3-446-46550-3

Weitere Informationen und Bestellungen unter
<http://www.hanser-fachbuch.de/978-3-446-46151-2>
sowie im Buchhandel

© Carl Hanser Verlag, München

Inhalt

Vorwort zur 2. Auflage	XIII
Vorwort zur 1. Auflage	XIV
Der Autor	XVII
Wichtige Formeln der Rheologie	XIX
Die Gleichungen von <i>Hagen-Poiseuille</i>	XIX
Gleichungen für die repräsentative Schergeschwindigkeit	XX
Gleichungen für die Viskositätsberechnung	XX
Gleichungen für den Temperaturverschiebungsfaktor a_T	XXI
1 Einleitung	1
1.1 Wozu benötigt man die Rheologie in der Kunststofftechnik? ..	3
1.2 Computerunterstützte Simulationsprogramme zur Auslegung von Spritzgießwerkzeugen	7
2 Rheologische Phänomene	11
2.1 Strukturviskosität	13
2.1.1 Strukturviskoses Fließverhalten von Kunststoffen ..	14
2.2 Dilatanz	16
2.3 Thixotropie und Rheopexie	18
2.4 Grenzfließspannung	20
2.5 Normalspannungen	23
2.5.1 Herkunft, Definition und Charakterisierung	23
2.5.2 Viskoelastische und Normalspannungseffekte	24
2.5.2.1 Weissenberg-Effekt	24
2.5.2.2 Strangschwellen (engl.: die swelling effect)	26

3	Rheologische Grundkörper	29
3.1	Der ideal elastische Festkörper	30
3.2	Der ideal viskose Körper (<i>Newton'sches Fluid</i>)	31
3.3	Der viskoelastische Körper	32
3.3.1	Allgemeiner viskoelastischer Stoff	35
4	Der Scherversuch und die Herleitung des <i>newtonschen Reibungsgesetzes</i> (Stoffgesetz)	37
4.1	Der Scherversuch	37
4.2	Wichtige rheologische Stoffgesetze	43
5	Strömungsarten	45
6	Rheometrie – Viskosimetrie und Stoffdatenermittlung	57
6.1	Anwendungsbereich der Viskosimeter- und Rheometertypen	59
6.2	Voraussetzung für die Ermittlung der Stoffdaten	60
6.3	Fallviskosimeter	62
6.3.1	Die Ermittlung der Viskosität bei Fallviskosimetern über das Gesetz von <i>Stokes</i>	62
6.3.2	Kugelfallviskosimeter	64
6.3.3	Kugel im geneigten Fallrohr	65
6.4	Viskowaage	66
6.5	Rotations- und Oszillationsrheometer	66
6.5.1	Platte-Platte-Rheometer	67
6.5.2	Kegel-Platte-Rheometer	69
6.5.2.1	Normalspannungen und viskoelastisches Verhalten	70
6.5.2.2	Messung der Normalspannungen von Fluiden mittels Rotationsrheometrie	72
6.5.2.3	Messung der viskoelastischen Eigenschaften von Fluiden mittels Oszillationsrheometrie (Schwingungsrheometrie)	76
6.5.2.4	Die <i>Cox-Merz</i> -Relation und ähnliche Beziehungen	84
6.5.2.5	Relaxationstest mittels Rotationsrheometer	86
6.5.2.6	Die Large Amplitude Oscillation Theorie (LAOS)	88
6.6	Koaxiale Zylindersysteme	99
6.7	Kapillarrheometer	100
6.7.1	Niederdruck-Kapillarrheometer	101
6.7.1.1	Bestimmung des Melt-Flow-Index (MFI) und der Melt-Volume-Rate (MVR)	101

6.7.1.2	Ermittlung der scheinbaren Schergeschwindigkeit und der scheinbaren Viskosität mittels Niederdruck-Kapillarrheometer	103
6.7.1.3	Zusammenhang zwischen dem MVR/MFI-Wert und der Molmasse	104
6.7.2	Hochdruckkapillar-Rheometer	106
6.7.2.1	Ermittlung der Massestrom-Druck-Funktion	108
6.7.2.2	Berechnung des Volumenstroms	108
6.7.2.3	Berechnung der scheinbaren Wandschubspannung und der scheinbaren Wandschergeschwindigkeit	109
6.7.2.4	Ermittlung der wahren Wandschubspannung	111
6.7.2.5	Ermittlung der wahren Wandschergeschwindigkeit ..	115
6.7.2.6	Bestimmung der Einlauf- und Auslaufdruckverluste, der Normalspannungen und der Dehnviskosität mittels Inline-Druckrheometer	121
6.7.2.7	Ermittlung der druckabhängigen Viskosität mittels Inline-Rheometerdüse	125
6.8	Dehnviskosität	129
6.8.1	Herkunft und Definition der Dehnviskosität	129
6.8.2	Messung von Dehnviskositäten	131
6.8.2.1	Messungen mit einachsiger Dehnung	131
6.8.2.2	Ermittlung der Dehnviskosität mit dem Rheotensversuch	132
6.8.3	Ermittlung der Dehnviskosität mit dem Ansatz von <i>F.N. Cogswell</i>	135
6.9	Theorie und Praxis der Lösungsviskosimetrie	138
6.9.1	Beispieldurchführung der Lösungsviskosität anhand von Polyethylenterephthalat (PET), (Intrinsic Viscosity, Grenzviskositätszahl, Staudinger-Index)	146
6.9.1.1	Informationen von Schott Instruments zur Messung der Lösungsviskosität	154
6.9.1.2	Bestimmung des <i>K</i> -Werts in Lösung nach <i>Fikentscher</i>	154
7	Viskosimetrie – Einflüsse auf die rheologischen Stoffdaten	157
7.1	Einfluss der Dissipation	157
7.2	Einfluss der Temperatur auf die Fließkurve	160
7.2.1	Der Temperaturverschiebungsfaktor	162
7.2.2	Temperaturinvariante Auftragung der Fließkurven (Masterkurven)	163
7.2.2.1	Beispiel einer Viskositätsbestimmung für eine gewählte Schergeschwindigkeit und eine weitere Temperatur ..	166

7.2.2.2	<i>Aufgabe:</i> Gesucht ist die Viskosität für eine gegebene Schergeschwindigkeit anhand einer Masterkurve	167
7.2.2.3	<i>Aufgabe:</i> Übung zur Temperaturverschiebung mittels Nullviskosität	169
7.2.3	Mathematische Beschreibung des Temperaturverschiebungsfaktors	169
7.2.3.1	<i>Arrhenius-Funktion</i>	170
7.2.3.2	Gleichungen von <i>Williams, Landel und Ferry</i> (WLF-Ansatz)	171
7.3	Thermorheologische Größen	175
7.3.1	Änderungen des morphologischen Aufbaus durch Wärme	176
7.3.2	Füllstoffe	177
7.3.3	Der Druckeinfluss	182
7.3.4	Einfluss der mittleren Molmasse	185
7.3.5	Molmassenverteilung	191
7.3.6	Einfluss der Molmasse und der Molmassenverteilung auf den Speicher- und Verlustmodul bei der Oszillation	193
7.4	Einfluss von Restfeuchte auf die Scherviskosität	199
7.5	<i>Aufgabe:</i> Beschreiben des Fließverhaltens mit einer „Masterkurve“	200

8 Viskosimetrie – Mathematische Beschreibung der Fließkurve **203**

8.1	Der Potenzansatz von <i>Ostwald</i> und <i>de Waele</i> (Power-Law-Model)	204
8.1.1	<i>Aufgabe:</i> grafische Ermittlung der Konstanten des Potenzansatzes	206
8.2	Der <i>Carreau-Ansatz</i>	208
8.2.1	Berücksichtigung der Temperaturabhängigkeit im <i>Carreau-Ansatz</i>	211
8.3	Der <i>Cross-WLF-Ansatz</i>	212
8.4	Polynomansätze	214
8.4.1	Polynomansatz nach <i>Münstedt</i>	214
8.4.2	Biquadratischer Polynomansatz	215
8.4.3	Polynomansätze für komplexes Fließverhalten	215
8.5	<i>Aufgabe:</i> Ermittlung des Konsistenzfaktors und des Viskositätsexponenten	216
8.6	<i>Aufgabe:</i> Vergleich der Materialgesetze (Potenzansatz und <i>Carreau-Ansatz</i>)	217

9 Berechnung von Fließvorgängen	219
9.1 Berechnung der Volumenstrom- und Druckfunktion für newtonsche Fluide	220
9.1.1 Annahmen zur Vereinfachung der Gleichungen	220
9.1.2 Strömungskanal mit Rechteckquerschnitt	220
9.1.3 Strömungskanal mit Kreisquerschnitt	225
9.1.4 Kanal mit Kreisringquerschnitt	228
9.2 Berechnung der Volumenstrom- und Druckfunktion für strukturviskose Fluide	229
9.2.1 Berücksichtigung der Strukturviskosität mittels Potenzansatz	229
9.2.2 Berücksichtigung der Strukturviskosität mit dem Carreau-Ansatz	231
9.3 Normierter Geschwindigkeits- und Schergeschwindigkeitsverlauf	232
9.4 <i>Aufgabe:</i> Auswirkung des Strömungskanals auf den Schmelzevolumenstrom	235
10 Die Methode der repräsentativen Schergeschwindigkeit	237
11 Berechnung von Fließvorgängen beim Spritzgießen	241
11.1 Modellvorstellung	241
11.2 Allgemeine Vorgehensweise zur Druckverlustberechnung	247
11.2.1 <i>Aufgabe:</i> Beispielrechnungen	247
11.2.1.1 Druckverlust Plattengeometrie	247
11.2.1.2 Druckverlust Scheibengeometrie	248
11.2.2 Einfluss der Materialeigenschaften auf den Verarbeitungsprozess	249
11.2.3 <i>Aufgabe:</i> Druckverluste beim Spritzgießen und die daraus resultierende reale Zuhaltkraft	250
11.2.4 <i>Aufgabe:</i> Berücksichtigung der Dissipations- und Abkühleffekte (nichtisotherme Strömung)	251
11.2.5 Berechnung der optimalen Füllzeit (Einspritzgeschwin- digkeit) beim Spritzgießen mittels Brinkmann-Zahl ..	253
11.2.5.1 <i>Aufgabe:</i> Optimale Füllzeit	255
12 Berechnen von Fließvorgängen in Heißkanalsystemen und Extrusionswerkzeugen	257
12.1 Grundlagen zum Druckverlauf über die Länge bei zusammengesetzten Kanalsystemen	257
12.1.1 Druckverlauf in parallel angeordneten Rohren	258

12.1.2	Druckverlauf in seriell angeordneten Rohren	259
12.1.3	Konische Strömungskanäle	260
12.1.4	Druckverlauf für einen beliebig zusammengesetzten Kanal	261
12.2	Rheologische Auslegung von Heißkanalsystemen beim Spritzgießen	262
12.3	<i>Aufgaben:</i> Mathematisch rheologische Balancierung von Heißkanalsystemen	271
12.3.1	Zweifachwerkzeug mit unterschiedlichem Schmelzverteilersystem	271
12.3.2	Achtfachwerkzeug mit unterschiedlichem Schmelzverteilersystem	272
12.3.3	Sechsachswerkzeug mit unterschiedlichem Schmelzverteilersystem	273
12.3.4	Zweifach-Familienwerkzeug	274
12.4	Rheologische Auslegung von Extrusionswerkzeugen	276
12.4.1	Mathematische Voraussetzungen zur Balancierung ..	279
12.4.2	Analytische Balancierung Fischschwanzverteiler ..	281
12.4.3	Analytische Balancierung Kleiderbügelverteiler ..	283
12.4.4	Numerische Balancierung	287
12.4.5	<i>Aufgabe:</i> Analytische Balancierung eines Fischschwanzverteilers	289
12.4.6	<i>Aufgabe:</i> Analytische Balancierung eines Kleiderbügelverteilers	289
12.4.7	<i>Aufgabe:</i> Numerische Balancierung einer Breitschlitzdüse mit Kleiderbügelverteiler mit Segmenten	290
12.4.8	<i>Aufgabe:</i> Berechnung der Austragsleistung eines Extruders	291
12.4.9	<i>Aufgabe:</i> Auslegung einer Schlitzdüse	292
13	Scher- und Dehndruckverluste an Querschnittsübergängen .	295
13.1	<i>Aufgabe:</i> Dehn- und Scherdruckverluste	298
14	Die rheologische Werkzeugauslegung beim Spritzgießen mit der Füllbildmethode	301
14.1	Grundlagen für ein grafisches Verfahren	301
14.2	Modellvorstellung des Formfüllvorgangs	301
14.3	Rheologische Grundlagen	302
14.4	Beispiel für die Füllbildmethode	305
14.5	<i>Aufgabe:</i> Nachweis der Unabhängigkeit der Füllbildmethode von der Strukturviskosität	307

15 Schneckenströmungen	309
15.1 Einleitung und Modelle	309
15.1.1 Aufschmelzmodell nach <i>Maddock</i>	310
15.1.2 Das Zwei-Platten-Modell der Schleppströmung	310
15.2 <i>Aufgabe:</i> Berechnung des Geschwindigkeitsverlaufs einer Schneckenströmung	312
16 Probleme beim Strömen von Kunststoffschmelzen und Lösungen	315
16.1 Fließprobleme in Mehrschichtströmungen	315
16.1.1 Umlagerung der Schmelzen	315
16.1.2 Phänomenologie der Umlagerung	315
16.1.3 Modelle zur Entstehung der Umlagerung	316
16.2 Ausbildung der Schichtdicken beim Sandwichspritzgießen	326
16.3 Normalspannungseffekte, Druckverluste u. Strömungsinstabilitäten	335
16.3.1 <i>Aufgabe:</i> Gesamtdruckabfall in einer Extrusionsdüse	339
16.3.2 Effekte bei der Extrusion durch das Überschreiten der kritischen Grenzschubspannung	341
16.3.3 Effekte beim Spritzgießen durch das Überschreiten der kritischen Grenzschubspannung	342
16.3.4 Wandgleiten (Stick-Slip-Effekt)	344
17 Materialparameter	347
17.1 Potenzansatz	347
17.2 <i>Carreau</i> -Ansatz	351
17.3 <i>Cross-WLF</i> -Ansatz	356
18 Lösungen	359
Abschnitt 7.2.2.2, <i>Aufgabe:</i> Gesucht ist die Viskosität für eine gegebene Schergeschwindigkeit anhand einer Masterkurve	359
Abschnitt 7.2.2.3, <i>Aufgabe:</i> Übung zur Temperaturverschiebung mittels Nullviskosität	359
Beispielrechnung, Abschnitt 7.2.3.2 Gleichungen von <i>Williams</i> , <i>Landel</i> und <i>Ferry</i> (WLF-Ansatz)	361
Abschnitt 8.1.1, <i>Aufgabe:</i> grafische Ermittlung der Konstanten des Potenzansatzes	361
Abschnitt 8.2, <i>Aufgabe zu:</i> Der Carreau-Ansatz	362

Abschnitt 8.5, <i>Aufgabe:</i> Ermittlung des Konsistenzfaktors und des Viskositätsexponenten	362
Abschnitt 8.6, <i>Aufgabe:</i> Vergleich der Materialgesetze (Potenzansatz und <i>Carreau</i> -Ansatz)	363
Abschnitt 9.4, <i>Aufgabe:</i> Auswirkung des Strömungskanals auf den Schmelzvolumenstrom	364
Abschnitt 11.2.1, <i>Aufgabe:</i> Beispielrechnungen	364
Abschnitt 11.2.1.2, <i>Aufgabe:</i> Druckverlust Scheibengeometrie	364
Abschnitt 11.2.2: Einfluss der Materialeigenschaften auf den Verarbeitungsprozess	365
Abschnitt 11.2.3, <i>Aufgabe:</i> Druckverluste beim Spritzgießen und die daraus resultierende reale Zuhaltkraft	366
Abschnitt 11.2.3.1, <i>Aufgabe:</i> Optimale Füllzeit	366
Abschnitt 11.2.4, <i>Aufgabe:</i> Berücksichtigung der Dissipations- und Abkühleffekte (nichtisotherme Strömung)	366
Abschnitt 12.3.1: Zweifachwerkzeug mit unterschiedlichem Schmelzverteilersystem	367
Abschnitt 12.3.2: Achtfachwerkzeug mit unterschiedlichem Schmelzverteilersystem	368
Abschnitt 12.3.3: Sechsfachwerkzeug mit unterschiedlichem Schmelzverteilersystem	368
Abschnitt 12.3.4: Zweifach-Familienwerkzeug	368
Abschnitt 12.4.5, <i>Aufgabe:</i> Analytische Balancierung eines Fischschwanzverteilers	369
Abschnitt 12.4.6, <i>Aufgabe:</i> Analytische Balancierung eines Kleiderbügelverteilers	369
Abschnitt 12.4.7, <i>Aufgabe:</i> Numerische Balancierung einer Breitschlitzdüse	370
Abschnitt 12.4.8, <i>Aufgabe:</i> Berechnung der Austragsleistung eines Extruders	370
Abschnitt 12.4.9, <i>Aufgabe:</i> Auslegung einer Schlitzdüse	371
Abschnitt 13.1, <i>Aufgabe:</i> Dehn- und Scherdruckverluste	371
Abschnitt 14.5, <i>Aufgabe:</i> Einfluss der Strukturviskosität auf die Füllbildmethode	371
Abschnitt 16.3.1, <i>Aufgabe:</i> Gesamtdruckabfall in einer Extrusionsdüse	372
Index	373

Vorwort zur 2. Auflage

Die Freude darüber, dass das von mir verfasste Buch über die Rheologie der Kunststoffe eine große Nachfrage hat und bereits nach zwei Jahren nahezu vergriffen ist, ist groß. Insofern stand schnell die Herausgabe einer zweiten Auflage an. Auch die vielzähligen positiven Rückmeldungen und konstruktiven Anregungen der Leser machen eine weitere Auflage notwendig.

Das Kapitel *Viskosimetrie und Rheometrie* wurde um die sogenannte Large-Amplitude-Oszillation Theorie (LAOS) erweitert. Dabei wird das nicht linear viskoelastische Verhalten unter oszillierender Scherung mit großer Amplitude untersucht und beschrieben.

Das Kapitel *Rheologische Auslegung* von Heißkanalsystemen beim Spritzgießen wurde um Druckverluste, die an Umlenkungen im Heißkanal entstehen ergänzt.

Mehrschichtströmungen gewinnen im Bereich der Kunststoffverarbeitung zunehmend an Bedeutung. Aus diesem Grund wurde dieses Kapitel mit *Berechnungsgleichungen und Simulationsergebnissen*, die den Einfluss unterschiedlicher Parameter auf das Strömungsverhalten beschreiben, erweitert.

Die zweite Auflage liegt nun komplett in Farbe vor, da auch das ein Wunsch der Leser der ersten Auflage war. Viele Grafiken und Bilder sind damit besser verständlich und machen das Lesen und Verstehen einfacher.

Des Weiteren wurden einige Bilder mit QR-Codes ergänzt. Diese QR-Codes sind mit Animationen verlinkt, die automatisch ablaufen sobald der QR-Code eingelesen wird. Damit soll das Verständnis von vielen rheologischen Phänomenen und anderen Darstellungen, wie z. B. Simulationen vereinfacht werden.

Ich möchte mich nochmals für die zahlreichen positiven Rückmeldungen und die konstruktiven Anregungen, die zu einer völlig überarbeitenden zweiten Auflage geführt haben, bedanken. Das gilt auch für viele nette Kollegen, die mich dabei unterstützt haben.

Des Weiteren möchte ich mich bei allen Mitwirkenden bedanken, die zu einer verbesserten zweiten Auflage beigetragen haben.

Darmstadt im Juni 2020

Prof. Dr. Thomas Schröder



Hinweis: Die Lösungen zu den Aufgaben befinden sich in Kapitel 18.

■ Vorwort zur 1. Auflage

Bereits als Student hat mich die Rheologie begeistert. Mit großem Vergnügen habe ich damals die hochinteressanten Vorlesungen von Prof. Schümmel an der RWTH Aachen verfolgt. Im Rahmen meines Studiums habe ich am Institut für Kunststofftechnik IKV, als wissenschaftliche Hilfskraft, das spezielle rheologische Verhalten von Thermoplasten und Duromeren an Querschnittsübergängen als Berechnungsroutine in das Simulationsprogramm Cadmould® implementiert. Auch im Berufsleben begegnete ich der Rheologie immer wieder. So befasste ich mich zum Beispiel sehr intensiv mit der rheologischen Auslegung von 96-fach Heißkanalsystemen für die Herstellung von Vorformlingen.

Aus diesem Grund habe ich auch bei meinem Ruf an die Hochschule Darmstadt viel Wert darauf gelegt das Fach Rheologie der Kunststoffe zu lehren. Seit 2001 habe ich nun das Vergnügen die Rheologie in Darmstadt aber auch an vielen anderen Hochschulen und Universitäten zu lehren. Dabei ist es für mich sehr wichtig die Rheologie der Kunststoffe und das spezielle Fließverhalten der Kunststoffe möglichst anschaulich zu vermitteln. Neben den theoretischen Inhalten, die im Rahmen der Vorlesungen im Bachelor- und auch im Masterstudiengang Kunststofftechnik abgehandelt werden, lege ich ebenfalls viel Wert auf die praxisnahe Ausbildung. Das von mir geleitete Labor der Rheologie ist aus diesem Grund mit allen Rheometern ausgestattet, die für die Beschreibung des visko-elastischen Fließverhaltens von Kunststoffen notwendig sind. Neben der Scherrheologie wird dort auch die Dehnrrheologie durch Versuche vermittelt.

Dementsprechend ist auch das vorliegende Buch „Rheologie der Kunststoffe – Theorie und Praxis“ strukturiert. Neben den allgemeinen Grundlagen gibt es zu jedem Kapitel Aufgaben und Praxisübungen, die sehr anwendungsnah definiert

sind. Der Leser hat somit die Möglichkeit die Grundlagen zu studieren und gleichzeitig auch die gewonnenen Kenntnisse anzuwenden. Da es sich um eine Erstausgabe handelt, sind sicherlich noch Optimierungspotenziale gegeben. Gerne nehme ich Rückmeldung, die zu einer stetigen Verbesserung des Buches führen und somit den Studierenden und anderen Lesern zu Gute kommen an.

Ich bedanke mich bei den Absolventen und Studierenden des Fachbereichs Maschinenbau und Kunststofftechnik, die bereits zu einer kontinuierlichen Weiterentwicklung der Inhalte beigetragen haben. Des Weiteren bedanke ich mich beim Hanser Verlag für die Möglichkeit dieses Buch in Hardcover und mit E-Book Inside preislich so anzubieten, dass Studierende davon Gebrauch machen können.

Ich wünsche den Studierenden und anderen Lesern viel Freude beim Erkunden der Rheologie der Kunststoffe. Evtl. werden einige Leser gleichermaßen begeistert von der Thematik sein, wie ich es früher war und auch heute noch bin.

Darmstadt im Juni 2018

Prof. Dr. Thomas Schröder

Der Autor

Prof. Dr. Thomas Schröder lehrt an der Hochschule Darmstadt h_da die Fächer Spritzgießen, Werkzeugtechnik, Simulationstechnologie und Rheologie. Nach dem Studium des Maschinenbaus mit der Fachrichtung Kunststofftechnik an der RWTH Aachen promovierte er bei Prof. Dr. Dr. h. c. Walter Michaeli mit dem Themengebiet Gasinjektionstechnik. Nach mehreren Jahren bei einem namhaften Kunststoffverarbeiter wechselte er zur Fa. Krupp Corpoplast nach Hamburg, wo er für die Systeme zur Herstellung von Vorformlingen verantwortlich war. Im Anschluss an diese Tätigkeit leitete er die Anwendungstechnik SPA bei dem Spritzgießmaschinenhersteller Fa. Netstal in der Schweiz. Im Jahr 2001 erhielt Prof. Schröder den Ruf an die Hochschule Darmstadt. Er ist Mitglied des Instituts für Kunststofftechnik Darmstadt ikd und Vorsitzender der Gesellschaft zur Förderung technischen Nachwuchses GFTN e. V., welches ein Institut an der Hochschule Darmstadt ist. Prof. Schröder forscht sehr intensiv im Rahmen von geförderten Drittmittelprojekten in den Bereichen Rheologie und Spritzgießen. Des Weiteren ist Prof. Schröder Mitglied des Promotionszentrums für Nachhaltigkeitswissenschaften und verfügt damit über das Promotionsrecht an der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Darmstadt h_da.



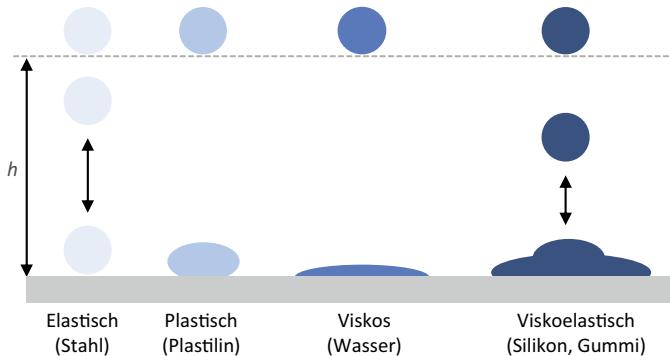
2

Rheologische Phänomene

In der Rheologie unterscheidet man zwischen drei rheologischen Grundeigenschaften:

- Viskosität
- Plastizität
- Elastizität

Dabei weisen reale Materialien alle rheologischen Grundeigenschaften auf. Diese sind unterschiedlich ausgeprägt und hängen von der Beanspruchungshöhe, der Beanspruchungsdauer, der Temperatur etc. ab. [1]



<https://bit.ly/3ibNN7T>

Bild 2.1 Beispiele für rheologische Eigenschaften [1]

Die Grundeigenschaften der Elastizität, der Plastizität und des viskosen Stoffverhaltens lassen sich anschaulich mit Kugeln demonstrieren, die diese Eigenschaften besitzen. Dazu wählt man eine Stahlkugel, eine Plastilinkugel und einen Wassertropfen aus und lässt diese aus nicht zu großer Höhe h auf eine saubere Stahlplatte fallen. Die Stahlkugel springt hoch, kommt irgendwann zur Ruhe und bleibt unverformt liegen. In diesem Beanspruchungsbereich entspricht die Stahlkugel einem rein elastischen Festkörper. Die Plastilinkugel verformt sich beim Aufprall plastisch und behält diese Verformung im Ruhezustand bei. Die Plastilinkugel zeigt

ein plastisch-elastisches Feststoffverhalten. Der Wassertropfen fließt nach dem Auftreffen so lange auseinander, bis die Grenzflächenspannung erreicht ist und bildet einen Film aus. Wasser ist damit eine viskose Flüssigkeit. Nimmt man nun eine Kugel aus Silikonkautschuk und lässt diese wie die anderen Kugeln auf die Platte fallen, so hüpfst die Kugel mehrfach wie ein elastischer Körper. Schlussendlich bleibt sie liegen und zerfließt nach längerer Zeit auf der Unterlage. Dieser Silikonkautschuk ist eine viskoelastische Flüssigkeit [1].



Kunststoffschmelzen besitzen viskoelastisches Fließverhalten.

Generell muss man zwischen nieder- und hochviskosen Medien unterscheiden. Während Luft eine sehr niedrige Viskosität aufweist und nahezu reibungsfrei strömt, hat z. B. Kunststoff im Verarbeitungsbereich eine sehr hohe Viskosität. Der Fließwiderstand ist beim Kunststoff entsprechend groß. Bemerkbar macht sich dies bei der Verarbeitung. Bedingt durch die hohe Viskosität (Zähigkeit) wird ein großer Druck benötigt, um den Kunststoff z. B. in ein Werkzeug einzuspritzen.



Als Maß für die Zähigkeit dient die Viskosität. Ihre Einheit ist Pa·s.

Die folgende Tabelle 2.1 zeigt Viskositätswerte einiger Stoffe bei Umgebungsbedingungen.

 **Tabelle 2.1** Viskositätswerte ausgewählter Stoffe [1]

Stoff	Viskosität η in Pa·s	Konsistenz
Luft	10^{-5}	gasförmig
Wasser	10^{-3}	dünnflüssig
Glycerin	1	flüssig
Polymerschmelze*	10^1 bis 10^6	zähflüssig
Glas	10^{21}	feststoffartig

* bei Verarbeitungstemperatur

Damit hat die Kunststoffschmelze unter Verarbeitungsbedingungen eine wesentlich höhere Viskosität als zum Beispiel Wasser.

■ 2.1 Strukturviskosität

Die Viskosität η ist bei *newtonischen* Medien eine reine Stoffgröße und nur von dem Druck sowie der Temperatur abhängig. Bei strukturviskosen Medien wird η noch von der Deformationsgeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ und der Zeit t beeinflusst.

Das nachfolgende Beispiel soll exemplarisch den Unterschied zwischen einem *newtonischen* und einem strukturviskosen Medium verdeutlichen.

Dazu nutzt man zwei Glasmehrchen mit sich anschließender Kapillare gleicher Geometrie. Das linke Röhrchen wird mit einer Newton-Flüssigkeit, das andere mit einer strukturviskosen Polymerlösung gleich hoch gefüllt.

Mit einem Kugelfallviskosimeter (siehe Kapitel 7) werden zunächst die Nullviskositäten η_0 der beiden Medien gemessen. Der Versuch zeigt, dass die Kugel in beiden Röhrchen gleich schnell sinkt, was zunächst auf eine identische Nullviskosität η_0 ($\eta_{0N} = \eta_{0S}$) hindeutet.

Lässt man nun die beiden Medien durch die Kapillaren austreten, so fließt zunächst das strukturviskose Medium schneller. Nach einer bestimmten Zeit bewegen sich beide Menisken mit gleicher Geschwindigkeit.

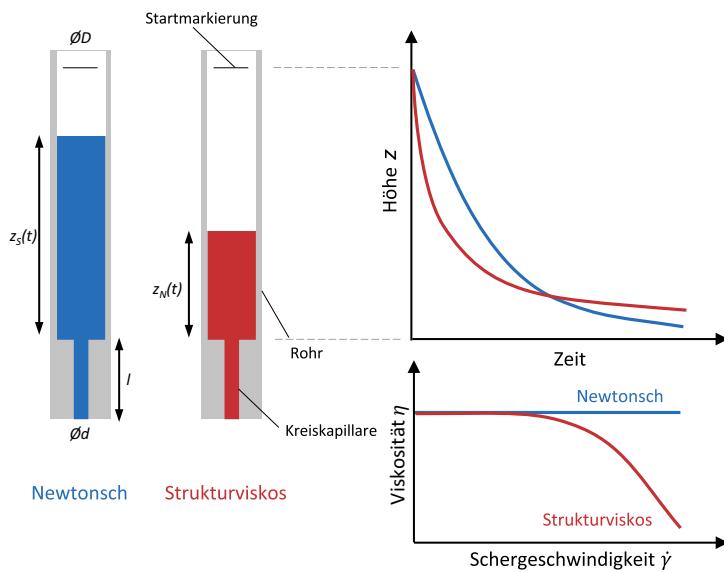


Bild 2.2 Fließphänomene in einer *Newton-Flüssigkeit* und einer Polymerlösung [7] [8]

Dieses Verhalten kann wie folgt erklärt werden: Am Anfang des Versuchs ist die Flüssigkeitssäule groß. Das Gewicht der Säule erzeugt in den Kapillaren einen hohen Druck, aus dem zunächst eine hohe Strömungsgeschwindigkeit und damit

eine große Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ resultiert. Bei dem strukturviskosen Medium nimmt die Viskosität η mit ansteigender Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ (Strömungsgeschwindigkeit) ab. Infolgedessen strömt diese Flüssigkeit zunächst schneller als die *newtonsche* Flüssigkeit und das Röhrchen entleert sich entsprechend schneller. Durch den abnehmenden Druck strömt die Flüssigkeit bei abnehmender Füllhöhe langsamer durch die Kapillare. Die Strukturviskosität der Flüssigkeit hat zur Folge, dass mit abnehmender Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ die Viskosität η wieder ansteigt, bis die sogenannte Nullviskosität η_0 erreicht wird. Eine weitere Senkung der Schergeschwindigkeit führt zu keiner weiteren Erhöhung von η . Ab einer bestimmten Füllhöhe ist die Geschwindigkeit (Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$) so klein, dass η_0 erreicht wird. Das Absinken der Menisken ist nicht mehr abhängig von der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ [1].

2.1.1 Strukturviskoses Fließverhalten von Kunststoffen

Bei Kunststoffen handelt es sich um sogenannte Makromoleküle (Polymere), die die Form einer Kette haben. Diese fadenförmigen Makromoleküle sind submikroskopisch klein und haben im ungeordneten Ruhezustand einen hydrodynamischen Durchmesser von 5 bis 50 Nanometer. Die Länge der Ketten wird durch die Anzahl der Monomereinheiten, die in der Kette enthalten sind, bestimmt. Bei Polyethylen können dies bis zu 10^4 Einheiten sein. Die wichtigste Größe, die die Kettenlänge wiedergibt, ist die Molmasse [5]. Je länger die Kette ist, desto größer ist die Molmasse. Nimmt man nun zum Beispiel ein Polyethylen mit einer Molmasse von 100 000 g/Mol, so haben die fadenförmigen Molekülketten im gestreckten Zustand eine Länge von ca. 1000 Nanometer und einen Durchmesser von ca. 0,5 Nanometer. Damit ergibt sich ein Längen-Durchmesser-Verhältnis von 2000. Vergleicht man das mit einer Spaghetti von einem Durchmesser von einem Millimeter, so wäre diese Spaghetti im Vergleich zwei Meter lang.

Im Ruhezustand suchen die Makromoleküle den Zustand der größten möglichen Entropie und liegen somit ungeordnet, d.h. knäuelförmig vor. Die Molekülketten sind ineinander verschlaucht. Es wird zunächst viel Energie benötigt, um dieses Polymerknäuel zu bewegen, d.h. zum Fließen zu bringen.

Durch den Strömungsvorgang (Wandhaftung, maximale Strömungsgeschwindigkeit in der Fließkanalmitte und laminare Schichtenströmung) bewegen sich die einzelnen Flüssigkeitsschichten relativ zueinander. Bedingt durch diesen Vorgang werden zwischen den Schichten infolge der inneren Reibung, die als Dissipation bezeichnet wird, Schubspannungen übertragen.

Diese Schubspannungen wirken auf die einzelnen Polymerketten der Kunststoffschmelze und bewirken eine Ausrichtung der ungeordneten Ketten in Strömungsrichtung. Je stärker die Molekülketten gestreckt, das heißt ausgerichtet werden,

desto weniger Energie ist notwendig, um sie aneinander vorbei gleiten zu lassen. Aus diesem Grund nimmt die Viskosität mit ansteigender Schergeschwindigkeit ab. Der Verlauf der Schubspannung ist infolgedessen nicht linear, sondern degressiv. Dieses Verhalten einer Flüssigkeit wird als Strukturviskosität bezeichnet. Steigt die Schergeschwindigkeit noch weiter an, so nimmt ab einem bestimmten Punkt die Viskosität nicht mehr ab, sondern läuft gegen ein horizontales Plateau. Dieser Plateauwert wird als Unendlich-Viskosität η_∞ bezeichnet.

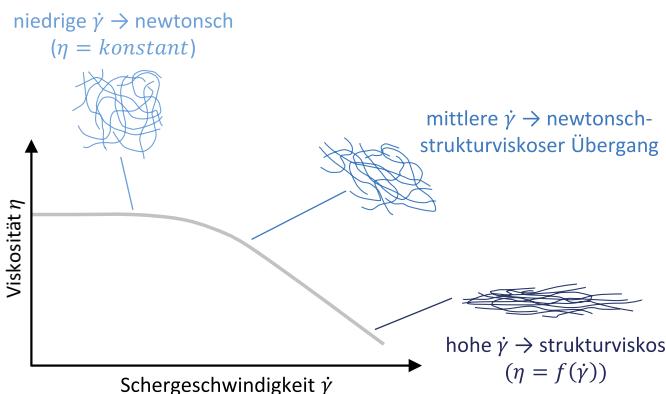


Bild 2.3 Strukturviskoses Verhalten von Kunststoffschmelzen



Merke:

Kunststoffschmelzen verhalten sich strukturviskos. Es gilt:

$$\eta = f(\dot{\gamma}) \text{ und } \tau = f(\dot{\gamma}) \quad (\text{Der Verlauf von } \tau \text{ ist nicht linear, sondern degressiv})$$

Das strukturviskose Fließverhalten ist eine Funktion des Polymertyps. In Abhängigkeit vom Aufbau des Kunststoffs ändert sich die Viskosität des Kunststoffs als Funktion der Schergeschwindigkeit unterschiedlich. Dies wird im nachfolgenden Bild dargestellt. So gibt es Kunststoffe, wie ein Polycarbonat (PC), welche über einen großen Schergeschwindigkeitsbereich nahezu newtonsches Fließverhalten aufweisen. Später werden wir sehen, dass z.B. für ein PC die Größe m (Fließexponent), welche das strukturviskose Fließverhalten beschreibt, nahezu bei $m = 1$ liegt. Für $m = 1$ liegt newtonsches Fließverhalten vor.

Im Gegensatz dazu zeigt das ABS im nachfolgenden Bild 2.4 ein ausgeprägt strukturviskoses Fließverhalten.

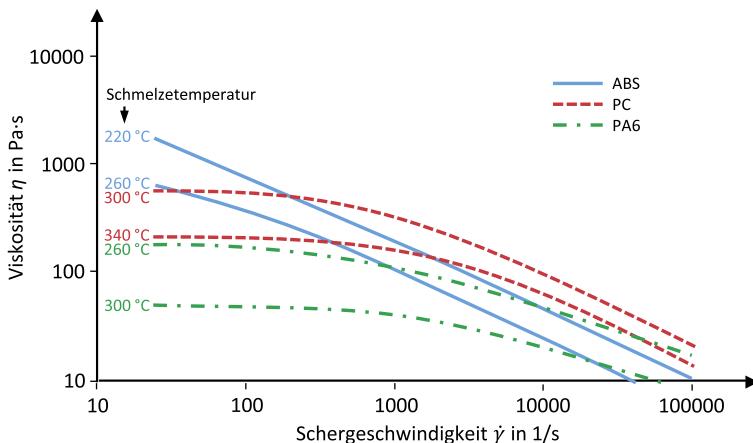


Bild 2.4 Strukturviskoses Fließverhalten für unterschiedliche Kunststofftypen

Wenn die molekulare Orientierung sehr groß wird, nimmt die zum Strömen notwendige Energie wieder zu. Das bedeutet, dass die Viskosität bei sehr großen Schergeschwindigkeiten wieder ansteigt. Diese Schergeschwindigkeiten sind jedoch so groß, dass sie in der Praxis keine Bedeutung haben.

Das Polymermolekül wird somit durch den Strömungsvorgang aus seiner energetisch günstigsten Lage herausgebracht. Es ist jedoch bestrebt, in diesen ungeordneten Zustand zurückzugelangen, da dies der Zustand größtmöglicher Entropie ist. Aus diesem Grund bilden sich Rückstellkräfte, die den Schubkräften entgegenwirken und mit diesen im Gleichgewicht stehen. Diese Rückstellkräfte sind umso größer,

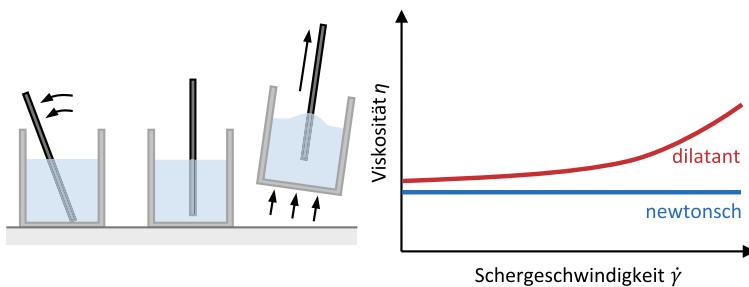
- je stärker die Molekülorientierung/-ausrichtung ist und
- je höher die Temperatur ist. Eine hohe Temperatur bedeutet eine hohe Aktivierungsenergie und damit hohe Rückstellkräfte.

Bei strukturviskosen Flüssigkeiten kann ein weiteres Phänomen beobachtet werden. Unter Scherbelastung versucht die Flüssigkeit senkrecht zur Beanspruchungs-, das heißt Scherrichtung, auszuweichen (siehe Weissenberg-Effekt). Dadurch entstehen zusätzliche Spannungen, die sogenannten Normalspannungen.

■ 2.2 Dilatanz

Die Dilatanz wurde 1885 von Osborne Reynolds entdeckt. Während bei Medien mit strukturviskosem Verhalten die Viskosität mit zunehmender Beanspruchung (Scherung) abnimmt, steigt die Viskosität bei dilatanten Medien mit ansteigender

Scherung an. Als Beispiel kann eine Stärke/H₂O-Aufschlammung in einem Laborbecher dienen. Ein darin stehender Stab mit entsprechendem Gewicht fällt bei leichter Schräglage durch sein Eigengewicht um. zieht man den Stab schnell hoch, so verfestigt sich die Aufschlammung so stark, dass es möglich ist, den Becher anzuheben. Einen ähnlichen Versuch haben Studenten einer Universität gemacht. Diese Studenten haben ein großes Becken mit einer dilatanten Flüssigkeit gefüllt. Bedingt durch das dilatante Verhalten der Flüssigkeit sind die Studenten in der Lage, von einer Seite zur anderen Seite über die Flüssigkeit zu laufen ohne einzusinken. Schlussendlich bleibt ein Student in der Mitte des Beckens stehen. Da er stillsteht und sich nicht bewegt, sinkt die Viskosität des Mediums und er sinkt ein.



<https://bit.ly/3fqgs7q>

Bild 2.5 Rührversuch einer dilatanten Flüssigkeit (H₂O-Aufschlammung) [1]

Man nennt die Erscheinung der Viskositätsvergrößerung bei Vergrößerung der Schergeschwindigkeit Dilatanz. Sie tritt vorwiegend bei hochkonzentrierten Suspensionen auf. [1]



Sowohl bei der Strukturviskosität wie auch bei der Dilatanz ist die Viskosität eine Funktion der Schergeschwindigkeit.

$$\eta = f(\dot{\gamma})$$

Beispiel für Dilatanz

Befindet sich ein dilatantes Medium zwischen zwei Scheiben, so kann dieses zur Kraftübertragung genutzt werden. Dreht sich die eine Scheibe, während die andere Scheibe steht, so wird das Medium gescherzt. Infolgedessen steigt die Viskosität des Mediums zwischen den Scheiben an und die Kraftübertragung auf die zweite Scheibe nimmt zu. Die Funktion ähnelt einer Kupplung.

Der US-Hersteller Dow Corning hat aus einem Silikon-Polymer einen hüpfenden Kitt mit dilatantem Verhalten entwickelt. Dieser Kitt lässt sich ganz normal kneten. Bei schlagartiger mechanischer Belastung verhält sich die Masse völlig anders. Wirft man den Kitt als Kugel auf den Boden, so springt diese wie ein Gummiball

zurück. Schlägt man mit dem Hammer sehr schnell auf ein Stück, zerspringt dieses in viele kleine scharfkantige Stücke, fast wie Keramik. Auch beim Zerreißen bilden sich scharfe Kanten und glatte Bruchflächen. Technische Anwendungen sind nicht bekannt.

Als Schutzbekleidung wurde ein Material mit ähnlichen Eigenschaften entwickelt. So lassen sich sogenannte „aktive Protektoren“ herstellen, die die Person an empfindlichen Stellen vor Verletzungen wie z.B. einem Aufprall schützen. Die Polster sind mit dilatanten Medien gefüllt. Das hat den Vorteil, dass die Bewegungsfreiheit des Trägers nicht eingeschränkt ist. Schlägt der Träger der Schutzbekleidung z.B. bei einem Motorradunfall auf oder trifft den Träger eine Kugel, so verhärtet sich das Material in den Schutzpolstern schlagartig, wie im vorigen Fall, und schützt den Träger vor Verletzungen.

Der Einsatz dieser dilatanten Flüssigkeiten wird in Verbindung mit Kevlargeweben bei der Herstellung von schuss- bzw. stichfesten Schutzwesten erprobt. Das mit einer dilatanten Flüssigkeit versehene Gewebe hat durch die Eigenschaft der Flüssigkeit eine extrem hohe Widerstandskraft gegenüber dem Eindringen von Gegenständen. Versuche zeigten, dass sogar metallische Pfeilspitzen, abgeschossen von schweren Jagdpfeilbögen, ein wenige Millimeter dickes Gewebe nicht zu durchdringen vermögen.

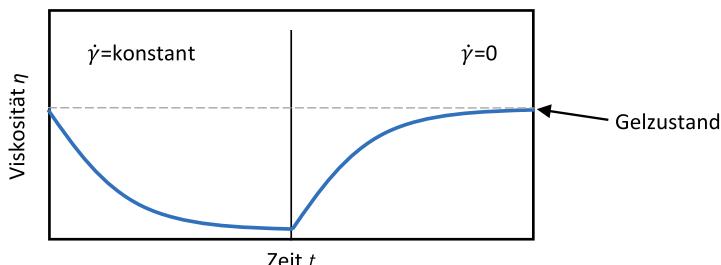
■ 2.3 Thixotropie und Rheopexie

Jeder kennt das Phänomen der Thixotropie aus eigener Erfahrung. Möchte man Ketchup genießen, so wird dieser nicht alleine aus der Flasche fließen. Der Fließwiderstand des Ketchups ist so groß, dass er, selbst wenn man die Flasche auf den Kopf stellt, nicht aus dieser herausfließt. Was macht man, man schüttelt die Flasche, was zu einer Reduzierung des Fließwiderstands führt und damit zum Ausströmen aus der Flasche. Stellt man den Ketchup nun wieder auf den Tisch, so steigt die Viskosität wieder an und bei der nächsten Nutzung beginnt die Prozedur des Schüttelvorgangs erneut. Die Abnahme der Viskosität infolge andauernder Belastung und Wiederzunahme (ganz oder teilweise) nach Beendigung der Beanspruchung (Hysterese) nennt man Thixotropie. Röhrt man einen Joghurt, so werden biologische Überstrukturen zerstört und die Viskosität nimmt ab. Da dieser Vorgang irreversibel ist, liegt eine irreversible Thixotropie vor, ganz im Gegensatz zum Ketchup [1].

Auch Farben und Lacke können thixotrop eingestellt sein. Die Farbe soll vor dem Aufbringen nicht von der Rolle oder dem Pinsel laufen, sondern dort haften. Bringt man nun die Farbe mit der Rolle auf, so nimmt die Viskosität der Farbe ab, und

diese lässt sich gut und gleichmäßig dünn auftragen. Sobald die Rolle die Farbe verlässt und keine Energie mehr in die Farbe eingebracht wird, steigt die Viskosität der Farbe wieder an und die Farbe verläuft nicht mehr. Eine unerwünschte Tropfenbildung (Nasen) bleibt aus.

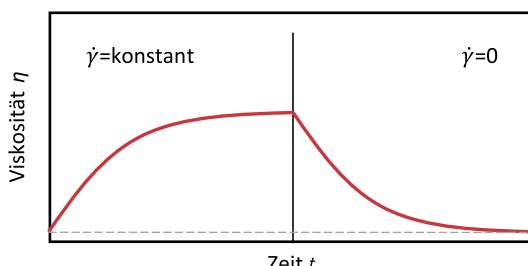
Auch im Bereich der Kosmetik können die Eigenschaften der Thixotropie gezielt genutzt werden. So muss z.B. ein Nagellack unterschiedlichen rheologischen Anforderungen gerecht werden. Vor dem Auftrag auf den Pinsel wird die Flasche geschüttelt, damit der Pinsel ausreichend benetzt werden kann. Auf dem Pinsel soll er dick genug sein, um auf diesem zu haften, andererseits aber dünn genug, um sich von dem Pinsel auf den Fingernagel übertragen zu lassen. Nach dem Auftragen soll der Nagellack gut fließen, damit keine Bürstenstriche sichtbar bleiben. Schlussendlich soll sich der Lack möglichst schnell wieder verfestigen.



<https://bit.ly/3gC3IBG>

Bild 2.6 Viskositätsverhalten von thixotropen Materialien

Die Zunahme der Viskosität infolge mechanischer Beanspruchung und Wiederabnahme (ganz oder teilweise) nach Beendigung der Beanspruchung bezeichnet man als Rheopexie. Dies ist die inverse Erscheinung zur Thixotropie. Rheopexie ist viel seltener als Thixotropie. Chemische Reaktionen sind hierbei ausgeschlossen [1].



<https://bit.ly/30ulA56>

Bild 2.7 Viskositätsverhalten bei rheopexen Materialien

Beispiele für rheopexe Fluide

Ein Beispiel für rheopexes Verhalten kann mit trockenem Sand aufgezeigt werden.

- Füllt man trockenen Sand in einen Luftballon und verknotet diesen, so ist er zunächst weich elastisch. Wirft man diesen gefüllten Ballon auf den Boden, so „verkrallen“ sich die Sandkörner und der Ballon fühlt sich stabil an. Die Luftballonhülle sorgt dafür, dass dieser Zustand einigermaßen stabil bleibt.
- Füllt man trockenen Sand in einen Behälter und steckt einen Stab in diesen Sand, so kann man den Stab leicht wieder aus dem Sand herausziehen. Klopfst du nun an dem Behälter, so verdichtet sich der Sand und die Sandkörner „verkrallen“ sich. Zieht man nun an dem Stab, so schert man die Sandkörner zusätzlich und die Sandkörner „verkrallen“ sich noch mehr. Man kann mit dem Stab den kompletten mit Sand gefüllten Behälter anheben. Nach einiger Zeit entspannt sich die Verkrallung zwischen den Sandkörnern wieder, und der Stock lässt sich wieder ohne Probleme aus dem Behälter entfernen. [9]

■ 2.4 Grenzfließspannung

Jeder kennt dieses Phänomen, Zahnpasta tritt allein unter Wirkung der Schwerkraft nicht aus einer geöffneten Tube. Erst wenn man durch einen leichten Druck die Grenzfließspannung τ_0 überwindet, kommt es zum plastischen Fließen.



<https://bit.ly/33vxqPA>

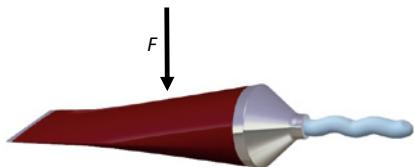


Bild 2.8

Plastisches Stoffverhalten von Zahnpasta

Das gleiche Verhalten kann man bei verdichteten Schüttungen in Silos beobachten. Wird z. B. in Rührbehältern bei plastisch-viskosen Medien die Grenzfließspannung nicht an allen Orten überschritten, so ergeben sich dort Stagnationszonen ohne Mischwirkung [1].

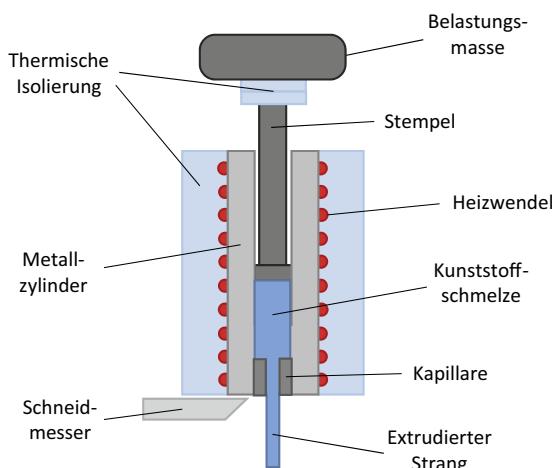
Das Fließverhalten des *Bingham*-Fluids zeichnet sich ebenfalls durch eine Grenzfließspannung τ_0 , die zunächst überwunden werden muss, aus. Ist diese Grenzschubspannung überwunden, so strömt das Medium bei einem *Bingham*-Modell anschließend in der Regel *newtonisch*.

Beispiele für *Bingham*-Fluide sind Ketchup, Zahnpasta, Hefeteig und bestimmte Wandfarben, aber auch Blut [1]. Auch können technisch genutzte Suspensionen

6.7.1 Niederdruck-Kapillarrheometer

6.7.1.1 Bestimmung des Melt-Flow-Index (MFI) und der Melt-Volume-Rate (MVR)

Niederdruck-Kapillarrheometer (Bild 6.39) eignen sich zur Bestimmung der Fließfähigkeit von Kunststoffschmelzen und zur Qualitätskontrolle des Polymers. Gemessen wird dabei ein Zahlenwert, der sogenannte Melt-Flow-Index (MFI) oder die Melt-Volume-Rate (MVR). Dieser Wert gibt wieder, wieviel Schmelzevolumen (MVR) bei definierten Bedingungen (Temperatur und Belastung/Gewicht) innerhalb von zehn Minuten durch eine genormte Düse strömt. Wichtig ist dabei, dass die Eigenschaften der Fließfähigkeit unterschiedlicher Kunststoffschmelzen nur dann korrekt miteinander verglichen werden können, wenn die Messbedingungen identisch sind, da Kunststoffe sehr sensibel auf Temperaturen und Schergeschwindigkeiten reagieren. Das Gerät kann auch eine sogenannte scheinbare Viskosität bei einer scheinbaren Schergeschwindigkeit berechnen und ausgeben. Da es sich um scheinbare Werte handelt, können diese nicht für rheologische Berechnungen genutzt werden. Außerdem ergibt die scheinbare Berechnung nur ein Wertepaar, d.h. einen Punkt auf der Viskositätskurve und kann somit nicht das strukturviskose Fließverhalten der Polymere wiedergeben. [8]



<https://bit.ly/33oPCu6>

Bild 6.39 Prinzip Niederdruck-Kapillarrheometer (MVR/MFI)

Die Messmethode kann wie folgt beschrieben werden: Vor der Messung ist zu prüfen, ob das Gerät entsprechend gereinigt wurde und sauber ist. Der Zylinder und der Stempel werden 15 Minuten vorgeheizt. Anschließend wird der Zylinder mit ca. fünf Gramm des zu messenden Granulats gefüllt. Dabei wird das Material mit einem Verdichtungsstab manuell unter Druck komprimiert. Ziel ist es, die Luftbla-

sen in der Probe entweichen zu lassen, da diese das Messergebnis beeinflussen würden. Gleichzeitig muss darauf geachtet werden, dass hygroskopische Kunststoffe vorher ausreichend getrocknet werden, da auch Wasser in der Probe das Messergebnis verfälscht. Des Weiteren müssen Zersetzungseffekte ausgeschlossen werden, d.h. der Füll- und Verdichtungsvorgang sollte nicht zu lange dauern und innerhalb einer Minute abgeschlossen sein. Kunststoffe mit Füllstoffen lassen sich mit dieser Methode auch messen, wobei die Füllstoffe das Messergebnis beeinflussen. Anschließend wird der Stempel unbelastet eingeführt und nach einer Verweilzeit von vier Minuten (vollständiges Aufschmelzen auf die vorgegebene Temperatur) mit einer vorgegebenen Masse belastet. Der Stempel sinkt unter der Belastung ab und extrudiert einen Schmelzestrang durch eine Düse. Die Ermittlung des Messwerts erfolgt anhand dieser Stränge, die innerhalb eines vorgegebenen Zeitintervalls abgeschnitten werden. Jeder Strang sollte blasenfrei sein und nach Norm eine Länge von 10 bis 20 mm aufweisen. Es werden mindestens drei Stränge auf 1 mg Genauigkeit gewogen. Sind die Massenunterschiede der Stränge größer als 15%, so ist die Messung zu verwerfen und zu wiederholen. [9] [8]

Die Prüftemperaturen sind der jeweiligen Norm zu entnehmen. Gleichermaßen gilt für die Prüfbelastung des Stempels, die zwischen 0,325 und 21,6 kg liegt.

Der Melt-Flow-Index (MFI) -Wert wird in g/10 min angegeben. Dabei wird die Masse der extrudierten Stränge angegeben, die sich innerhalb von 10 Minuten ergibt. Die Gleichung für die Berechnung des MFI-Wertes lautet wie folgt:

$$MFI(T / m_0) = \frac{600 \cdot m}{\Delta t} \quad \text{Formel 6.38}$$

Dabei bedeuten:

T Prüftemperatur in °C

m_0 Prüflast (Masse) in kg

m Mittelwert der Masse der extrudierten Schmelzestränge in g pro Δt

Δt Zeitintervall für das Abschneiden der extrudierten Schmelzestränge in s

Bei der Angabe des MFI-Wertes muss immer darauf geachtet werden, dass die Messbedingungen mit angegeben werden. So muss die Angabe z.B. wie folgt lauten: MFI (220 °C, 21,6 kg) = 24 g/10 min. Das bedeutet, dass die Messung bei einer Temperatur von 220 °C und einer Belastung von 21,6 kg durchgeführt wurde.

Bei der Messung des Melt-Volume-Rate-Wertes (MVR) wird analog wie bei der MFI-Messung vorgegangen. Der Unterschied liegt darin, dass der Weg des Stempels gemessen wird. Dies erfolgt mit einer Genauigkeit von $\pm 0,1$ mm und dient der Bestimmung des extrudierten Schmelzestrangs. Dabei wird bei der Extrusion des Schmelzestrangs der Weg innerhalb von 10 Minuten erfasst und daraus wird das extrudierte Volumen berechnet. Die Gleichung für die Berechnung lautet wie folgt:

$$MVR(T / m_0) = \frac{600 \cdot A \cdot l}{\Delta t} \quad \text{Formel 6.39}$$

Dabei bedeuten:

T Prüftemperatur in °C

m_0 Prüflast (Masse) in kg

A Kolbenfläche (= 0,711 cm²)

l Stempelweg in mm pro Δt

Δt Zeitintervall für das Abschneiden der extrudierten Schmelzestränge in s

Grundsätzlich ist auf eine absolute Blasenfreiheit zu achten, da sich ansonsten Messfehler ergeben.

Für hygrokopische Kunststoffe, die hydrolyseempfindlich sind (PA etc.), ist das Verfahren schwer anwendbar. Gleichermaßen gilt für thermisch sensible Kunststoffe (PET etc.). Hier ist unbedingt auf eine sehr exakte Trocknung und die enge Verweilzeit zu achten, da der Kettenabbau zu einer Verfälschung des Messergebnisses führen kann. Des Weiteren kann das Wasser wie ein Treibmittel wirken, wodurch sich die Viskosität reduziert.

Wird ein Vergleich zwischen dem Kunststoffgranulat und dem fertigen Formteil angestellt, so muss der Ausschnitt aus dem Formteil entsprechend zerkleinert werden. Ergeben sich unterschiedliche Messwerte bei einem solchen direkten Vergleich, so kann das auf einen Kettenabbau hindeuten, da das Molekulargewicht mit einem Exponenten von ca. 3,4 in die Nullviskosität eingeht. Die Messung des MVR-Wertes kann somit dazu genutzt werden, auch eine Degradation des Polymers nachzuweisen.

6.7.1.2 Ermittlung der scheinbaren Schergeschwindigkeit und der scheinbaren Viskosität mittels Niederdruck-Kapillarrheometer

Prinzipiell lassen sich mit den Werten, die mit dem MFI/MVR-Gerät ermittelt werden, auch eine Schergeschwindigkeit und eine Schubspannung berechnen und somit eine Viskosität der Kunststoffschmelze ermitteln.

Es gilt:

$$\tau = \frac{\frac{m \cdot g}{A} \cdot D}{4 \cdot L} \quad \text{Formel 6.40}$$

Weiterhin gilt:

$$\dot{\gamma} = \frac{32 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot D^3} \quad \text{Formel 6.41}$$

Mit:

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}}$$

Formel 6.42

kann anschließend die Viskosität berechnet werden.

Dabei ist:

- m_0 Prüflast (Masse) in kg
- A Kolbenfläche ($= 0,711 \text{ cm}^2$)
- g Gravitationskraft ($9,81 \text{ m/s}^2$)
- D Düsendurchmesser
- L Düsenlänge
- \dot{V} Volumenstrom

Vergleicht man diese Werte jedoch mit den Ergebnissen der anderen Rheometer, so wird man einen Unterschied feststellen. Dies liegt daran, dass die Werte für die Schergeschwindigkeit und die Viskosität nicht korrigiert werden. Aus diesem Grund spricht man von scheinbaren Werten. Was man darunter zu verstehen hat, wird im nächsten Abschnitt 6.7.2.3 beschrieben. Die nachfolgende Grafik verdeutlicht diesen Zusammenhang. Die Werte der Viskosität, die mit dem Niederdruckkapillar-Rheometer (MVR) (rot) bestimmt wurden, liegen über den Messwerten des Hochdruckkapillar-Rheometers (blau).

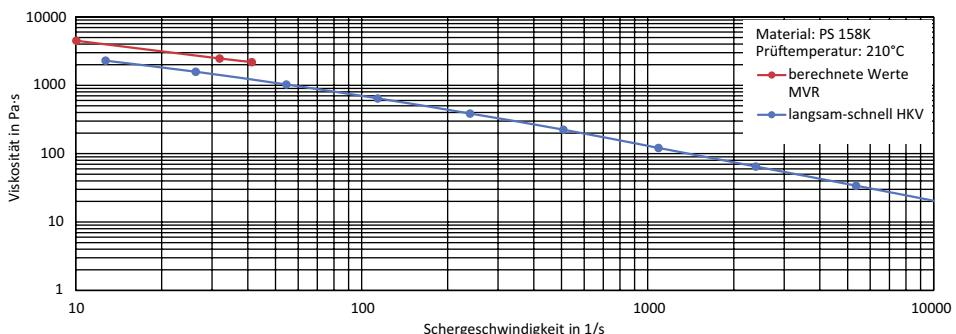


Bild 6.40 Vergleich der ermittelten Viskositäten als Funktion der Schergeschwindigkeit mit dem MVR und dem HKV

6.7.1.3 Zusammenhang zwischen dem MVR/MFI-Wert und der Molmasse

Untersuchungen von Polyamidtypen mittels Rotationsrheometer ergaben eine zeit- und temperaturabhängige Viskositätszunahme bei einer konstant geringen Scherung. Die Ursache für diesen Effekt liegt in der Nachkondensation des Polyamids. Die zeitabhängige Viskositätskurve für PA 11 ist in folgendem Bild 6.41 dargestellt. Dabei wurde hier die sogenannte Nullviskosität, d.h. die Viskosität bei sehr kleiner Schergeschwindigkeit, mit einem Rotationsrheometer gemessen und das bei drei verschiedenen Temperaturen, wie man der Grafik entnehmen kann. Bei ge-

ringeren Temperaturen steigt die Nullviskosität wesentlich langsamer an als bei hohen Temperaturen.

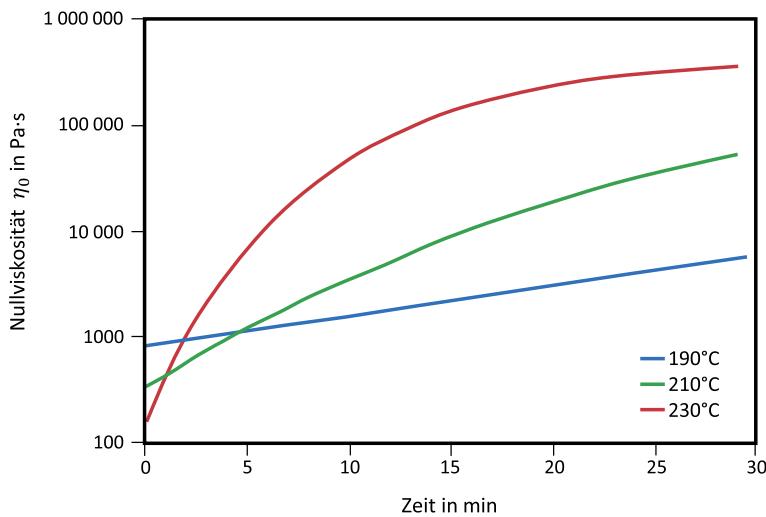


Bild 6.41 Zeitabhängige Viskositätskurve für PA 11

In der folgenden Abbildung sind die Mittelwerte aus den MVR-Messungen den jeweiligen Molmassen, die mit Hilfe der Gel-Permeations-Chromatographie (GPC) ermittelt wurden, zugeordnet. Diese Abbildung visualisiert den Zusammenhang zwischen dem Abfall des MVR-Wertes und der Zunahme der Molmassenverteilung.

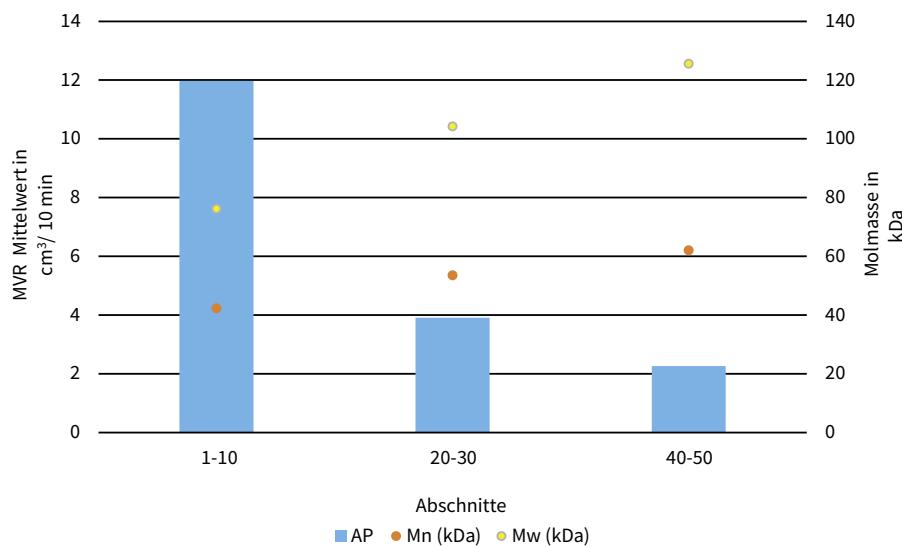


Bild 6.42 Zusammenhang zwischen MVR-Wert und Molekulargewicht für PA mit unterschiedlichem Molekulargewicht

Bild 6.42 zeigt, dass mit der Abnahme des MVR-Wertes eine Zunahme der Molmassenmittelwerte einhergeht. Das Zahlenmittel MN nimmt dabei deutlich weniger zu als das Gewichtsmittel MW. Der Einfluss des Gewichtsmittels ist für die Viskosität von größerer Bedeutung. Dieser Versuch verdeutlicht den Zusammenhang zwischen Viskositätszunahme und Molmasse. Mit zunehmender Kettenlänge (Molmasse) wird das Fließen der Schmelze erschwert.

6.7.2 Hochdruckkapillar-Rheometer

Mit Hochdruckkapillar-Rheometern erfassst man den gesamten Bereich der Viskositäten, die in der Praxis interessant sind, wenn für niedrigviskose Medien dünne lange Kapillaren und bei hochviskosen Medien entsprechend hohe Drücke verwendet werden. Bei der diskontinuierlichen Methode wird der erforderliche Druck durch Schwerkraft, Fremdgas oder mittels Kolben aufgebracht. Bei der kontinuierlichen Methode erzeugt zum Beispiel eine Schnecke oder Pumpe den notwendigen Volumenstrom. Gibt man den Druck vor, so wird die Schubspannung τ aufgeprägt. Bei Vorgabe einer konstanten Kolbengeschwindigkeit v_K ist der Volumenstrom \dot{V} konstant und die Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ aufgeprägt.

Hochdruckkapillar-Rheometer eignen sich besonders gut zur Ermittlung der Viskosität von Kunststoffschmelzen, da das Granulat in der Vorkammer aufgeschmolzen werden kann. Die durch Scherung entstehende Wärme verlässt zum Teil mit der strömenden Substanz die Kapillare. Deshalb können mit Kapillarrheometern Viskositäten bei sehr hohen Schergeschwindigkeiten gemessen werden. Der Messbereich handelsüblicher Hochdruckkapillar-Rheometer beträgt für die Schergeschwindigkeiten $1 \text{ s}^{-1} \leq \dot{\gamma} \leq 10^5 \text{ s}^{-1}$.

In der Kapillare bildet sich eine laminare Schichtenströmung (Druckströmung) und damit ein parabolisches Druckströmungsprofil aus. Der Druck wird ebenfalls aufgezeichnet. Soll eine Viskosität ermittelt werden, dann müssen Schubspannung und die Schergeschwindigkeit an einem Ort bekannt sein. Hier wird der Ort mit der maximalen Schubspannung und der maximalen Schergeschwindigkeit, das heißt die Kanalwand gewählt. Entsprechend heißen die beiden zu ermittelnden Größen Wandschubspannung τ_w und Wandschergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_w$. Für die Viskosität gilt dann:

$$\eta = \frac{\tau_w}{\dot{\gamma}_w} \quad \text{Formel 6.43}$$

Die Wandschubspannung ergibt sich aus der angelegten oder auch gemessenen Druckdifferenz:

$$\tau_w = \frac{\Delta p \cdot D}{4 \cdot L} \quad \text{Formel 6.44}$$

Die Wandschergeschwindigkeit (Wandscherrate) kann bei einer *newtonschen* Flüssigkeit aus dem vorgegebenen oder gemessenen Volumenstrom berechnet werden:

$$\dot{\gamma}_w = \frac{32 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot D^3} \quad \text{Formel 6.45}$$

Wie bereits beschrieben wird das zuvor im beheizten Zylinder aufgeschmolzene Material unter Wirkung der Kolbenkraft F durch eine Kapillare gedrückt (siehe Bild 6.43). Dabei wird entweder der Massestrom durch Auswiegen oder der Volumenstrom durch Beobachten der Kolbenabsenkung als Funktion des Pressdrucks aufgenommen.

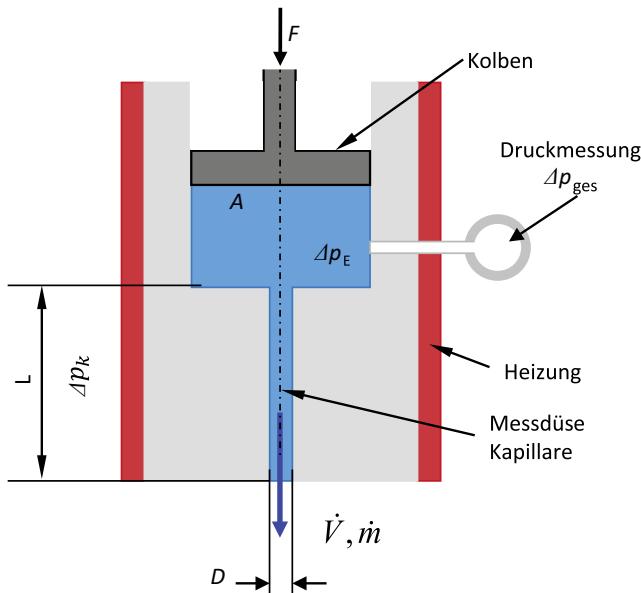


Bild 6.43 Messanordnung eines Hochdruckkapillar-Rheometers

Das Hochdruckkapillar-Rheometer ermöglicht eine Ermittlung der Fließkurven (Stoffgesetze) auch bei hohen Schergeschwindigkeiten. Somit ist dieses Messverfahren zur Ermittlung der Stoffdaten in den verarbeitungsrelevanten Scherbereichen gut geeignet. Aus diesem Grund soll im folgenden Abschnitt 6.7.2.1 näher auf die Vorgehensweise der Stoffdatenermittlung eingegangen werden. [10]

Für ein PMMA soll jetzt in Einzelschritten der Ablauf der Messung mit einem Hochdruckkapillar-Rheometer und das anschließende Auswerteverfahren zum Ermitteln der Fließkurve gezeigt werden. Als Versuchstemperatur wird für die Messungen eine Temperatur von $v = 225^\circ\text{C}$ angenommen.

6.7.2.1 Ermittlung der Massestrom-Druck-Funktion

Zunächst wird der Massestrom \dot{m} bei verschiedenen Pressdrücken Δp_{ges} ermittelt, das heißt, es werden Messkurven der Funktion $\dot{m} = f(\Delta p_{\text{ges}})$ aufgenommen. Diese Messungen müssen mit verschiedenen langen Düsen mit gleichem Durchmesser wiederholt werden.

Tabelle 64 Massestrom-Druckbedarf-Messwerte für ein PMMA (Kapillarrheometer, $R = 0,5 \text{ mm}$), Versuchstemperatur $\vartheta = 225^\circ\text{C}$

	L/D	2	4	8	16
Massestrom in \dot{m} in g/s	Volumenstrom \dot{V} in mm^3/s	Druckverluste Δp_{ges} in bar			
$5,4 \times 10^{-3}$	5	28	42	72	130
$16,4 \times 10^{-3}$	15	47	67	108	188
$27,1 \times 10^{-3}$	25	58	81	127	219
$54,1 \times 10^{-3}$	50	78	106	160	270
$81,2 \times 10^{-3}$	75	92	122	183	305
$108,2 \times 10^{-3}$	100	105	137	203	334

In dem hier aufgeführten Beispiel betragen die Düsenlängen $L = 2, 4, 8$ und 16 mm . Der Düsenradius beträgt $r = 0,5 \text{ mm}$. Daraus ergeben sich die gleichen L/D -Werte von 2, 4, 8 und 16. Die Variation der Düsenlängen bei gleichem Durchmesser wird zur Korrektur der Einlaufdruckverluste benötigt. Dies wird in Abschnitt 6.7.2.4 beschrieben.

6.7.2.2 Berechnung des Volumenstroms

Wird der Massestrom ermittelt, so muss dieser in einen Volumenstrom umgerechnet werden. Die Gleichung für diese Umrechnung lautet:

$$\dot{m} = \rho \cdot \dot{V} \quad \text{mit} \quad v = \frac{1}{\rho} \quad \text{folgt} \quad \dot{V} = \dot{m} \cdot v(\vartheta) \quad \text{Formel 6.46}$$

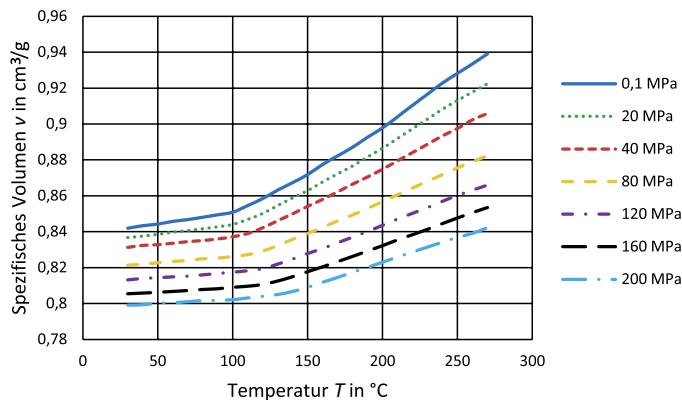


Bild 6.44 p - v - T -Diagramm für PMMA (Fa. Röhm, Typ: Plexiglas 7N)

Die Werte für das temperaturabhängige spezifische Volumen $v(v)$ erhält man aus dem $p v T$ -Diagramm, oder man berechnet die Werte für das spezifische Volumen mit dem Ansatz:

$$v(\vartheta) = v(\vartheta_0) \cdot [1 + \alpha \cdot (\vartheta - \vartheta_0)] \quad \text{Formel 6.47}$$

Die Werte für das spezifische Bezugsvolumen $v(v_0)$, die Bezugstemperatur v_0 und die Wärmedehnzahl α können der folgenden Tabelle entnommen werden.

Tabelle 6.5 Konstanten für verschiedene Kunststoffe

Kunststofftyp	ϑ_0 in °C	$v(\vartheta_0)$ in cm^3/g	α in $1/\text{°C}$
PE-weich	115	1,249	$6,9 \times 10^{-4}$
PE-hart	131	1,262	$6,9 \times 10^{-4}$
PP	186	1,318	$6,1 \times 10^{-4}$
PVC	80	0,730	$7,3 \times 10^{-4}$
PS	84	0,972	$5,6 \times 10^{-4}$
PC	150	0,861	$6,0 \times 10^{-4}$
PETP	280	0,857	$6,4 \times 10^{-4}$
PMMA	105	0,866	$5,8 \times 10^{-4}$

6.7.2.3 Berechnung der scheinbaren Wandschubspannung und der scheinbaren Wandschergeschwindigkeit

Mit diesen Messwerten (Volumenstrom und Druckverlust) lassen sich anhand der nachfolgenden Gleichungen die

scheinbare Wandschubspannung τ_{ws} :

$$\tau_{ws} = \frac{\Delta p_{ges}}{4 \cdot \frac{L}{D}} \quad \text{Formel 6.48}$$

und die scheinbare Wandschergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{ws}$

$$\dot{\gamma}_{ws} = \frac{32 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot D^3} \quad \text{Formel 6.49}$$

berechnen.

Warum spricht man hier von scheinbaren Werten?

Scheinbare Schubspannung

Die Werte für die Wandschubspannung sind mit einem Fehler behaftet, da in der Gleichung 6.43 der Gesamtdruckverlust Δp_{ges} eingeht. Der Gesamtdruckverlust beinhaltet aber nicht nur die Druckverluste der Kapillare, sondern auch die Ein- und Auslaufdruckverluste (Wirbel, viskoelastische Effekte, siehe Dehndruckverluste) vor und hinter der Kapillare. Das folgende Bild 6.45 zeigt qualitativ einen solchen Druckverlauf.

Scheinbare Wandschergeschwindigkeit

Die Wandschergeschwindigkeit ist fehlerhaft, weil die Gleichung 6.44 zur Berechnung von $\dot{\gamma}$ nur für *newtonsche* Flüssigkeiten gilt. Das strukturviskose Fließverhalten der Kunststoffschnellen wird somit zunächst nicht berücksichtigt.

Aus diesem Grund müssen beide Werte korrigiert werden, damit man die wahre Fließkurve für das Medium erhält. Diese Korrekturen nennt man:

- Einlaufdruckverlust-Korrektur (*Bagley-Korrektur*)
 - Ermittlung der wahren Wandschubspannung
- Weissenberg-Rabinowitsch-Korrektur
 - Ermittlung der wahren Wandschergeschwindigkeit

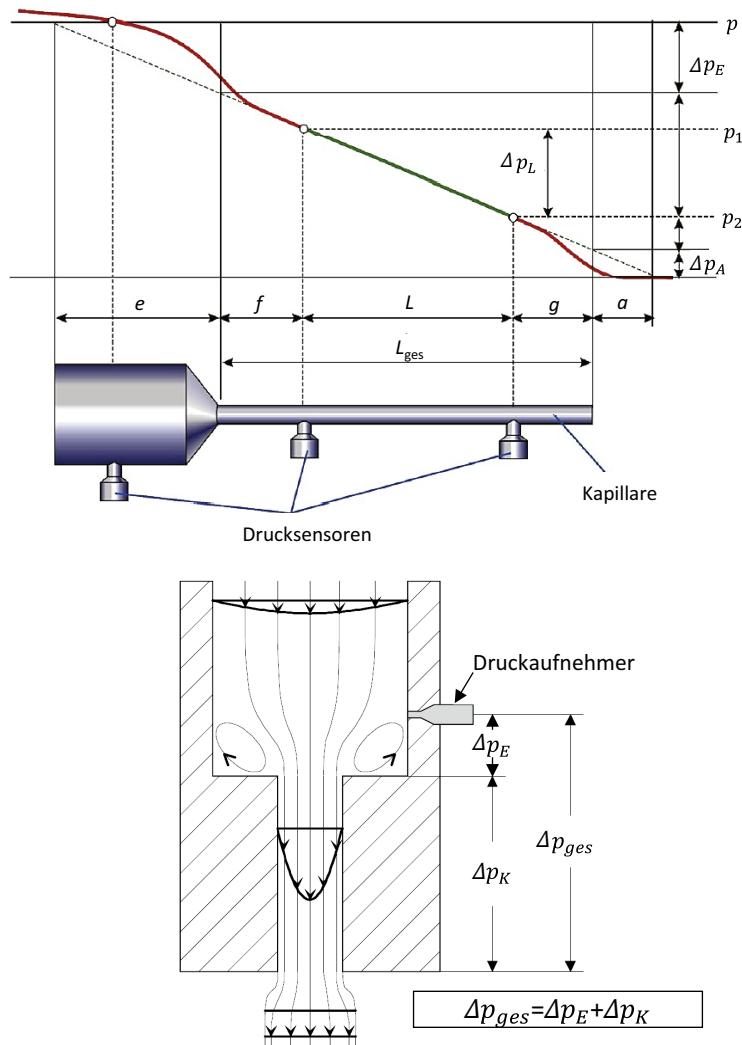


Bild 6.45 Druckverlauf entlang einer Kapillare

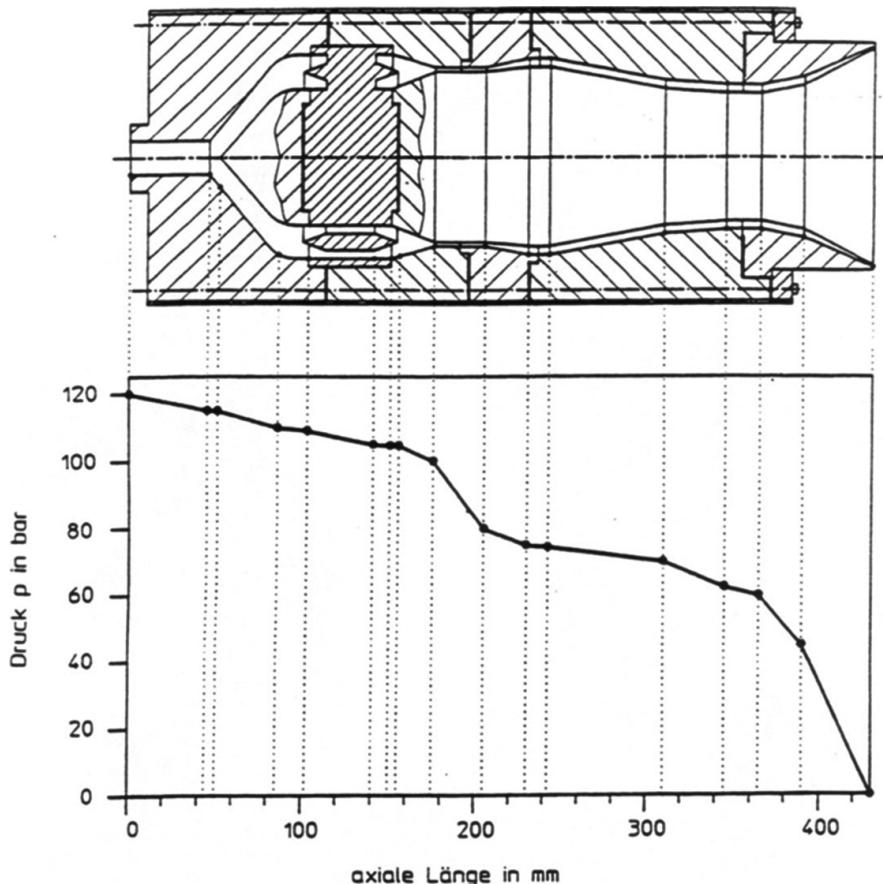


Bild 12.5 Gemessener Druckverlauf in einem Blasformwerkzeug [1]

■ 12.2 Rheologische Auslegung von Heißkanalsystemen beim Spritzgießen

Heißkanalsysteme werden in der Spritzgießtechnik immer rheologisch ausgelegt. Ziel dieser Auslegung ist es, den Druckverlust möglichst gering zu halten, da der Druckverlust direkt mit der Schubspannung korreliert und infolgedessen zu einer mechanischen Belastung des Kunststoffs führt. Neben der Fließweglänge im Heißkanal spielt damit der Durchmesser eine wichtige Rolle. Größere Strömungsdurchmesser sind im Hinblick auf den reinen Druckverlust somit zu bevorzugen. Auf der anderen Seite sind viele Kunststoffe (PET, PVC, Blends, etc.) auch thermisch sensibel. D.h. in Abhängigkeit von der Verweilzeit und der Temperatur degradieren

sie mehr oder weniger stark. Aus diesem Grund ist man bestrebt, das Volumen im Heißkanalsystem zu reduzieren und damit die Durchmesser zu verkleinern. Es wird schnell deutlich, dass hier ein Kompromiss zwischen mechanischer und thermischer Belastung des Polymers gefunden werden muss. [2] [3] [4] [5]

Im Folgenden wird zwischen Vielfachwerkzeugen, wie sie z.B. für die Herstellung von Verschlusskappen, Vorformlingen, Spritzenkörpern etc. verwendet werden und Familienwerkzeugen unterschieden. Bei Vielfachwerkzeugen handelt es sich um Werkzeuge, bei denen die Kavitäten (Formteile) identisch sind. Diese Artikel werden oftmals in Werkzeugen mit hohen Kavitätzzahlen (16/24/32/48/56/64/72/96/128/144/192) hergestellt. Bei Familienwerkzeugen sind die Kavitäten nicht identisch. So können zum Beispiel die Komponenten einer Fernbedienung (Vorderseite, Rückseite und Deckel für das Batteriefach) in einem Werkzeug hergestellt werden. Neben der Farbidentität ist auch die Maßhaltigkeit ein Vorteil des Familienwerkzeugs im Vergleich zur Produktion in separaten Werkzeugen.

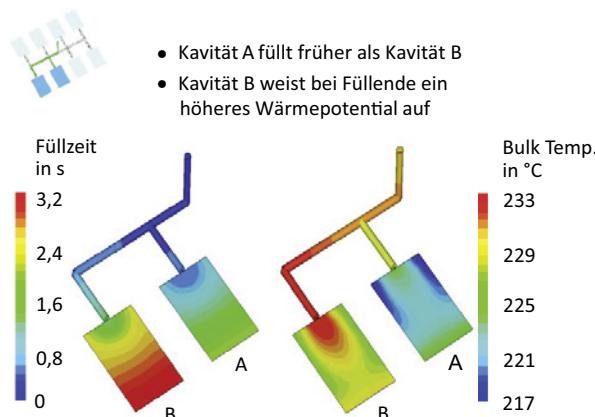
Ziel der Balancierung ist generell, dass alle Kavitäten zum gleichen Zeitpunkt gefüllt werden. Wenn dem nicht so ist, d.h. die Kavitäten werden sukzessiv gefüllt, dann hat das direkte Auswirkungen auf die Qualität der Formteile (Spannungen, Gratbildung, Orientierungen etc.) und die Belastung des Werkzeugs.

Für die zunächst gefüllte Kavität gilt:

- Hoher Druckaufbau, Überspritzung (Gratbildung, Werkzeugschädigung), Eigenspannungen, Orientierungen etc.

Für die später gefüllte Kavität gilt:

- Beschleunigung der Fließfront (Markierungen auf der Oberfläche, Orientierungen, Scherung \Rightarrow Temperaturerhöhung, Schwindung etc.) (Bild 12.6)



<https://bit.ly/33tYgYn>

Bild 12.6 Nicht balanciertes Verteilersystem (Füllzeit und mittlere Schmelztemperatur im Formteil)

Damit das Ziel der gleichzeitigen Füllung erreicht werden kann, muss der Druckverlust auf jedem Fließweg, d. h. vom Fließweganfang bis zum Fließwegende, gleich groß sein! D.h. für das nachfolgende 72-fach-Spritzgießwerkzeug muss die folgende Bedingung erfüllt sein:

$$\Delta p_1 = \Delta p_2 = \Delta p_3 = \Delta p_4$$

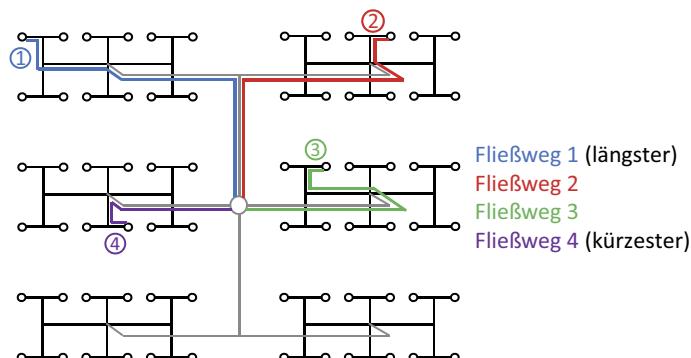


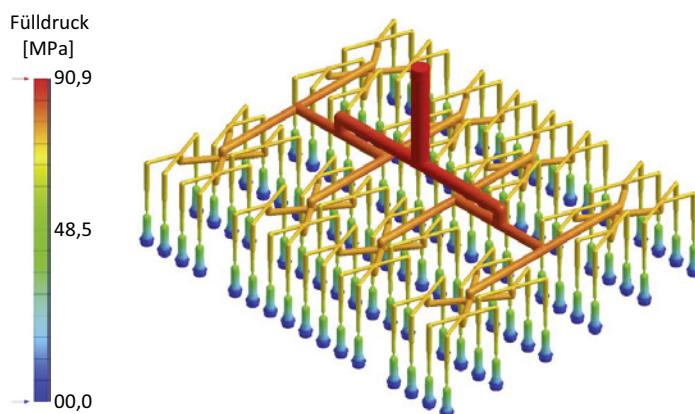
Bild 12.7 Verteilersystem für ein 72-fach-Vielfachwerkzeug

Grundsätzlich gibt es bei Vielfachwerkzeugen zwei Möglichkeiten der rheologischen Balancierung. Der übliche Weg ist der der natürlichen rheologischen Balancierung. Bei der natürlichen rheologischen Balancierung ist die Fließweglänge auf allen Pfaden identisch. Auch die Durchmesser sind auf den jeweiligen Verteilerebenen gleich. Diese Ausführung garantiert einen identischen Druckverlust für jeden Fließweg. Das nachfolgende Bild 12.8 zeigt eine natürlich rheologische Balancierung eines Sechsachswerkzeugs. Die Balancierung kann auf einer (links) oder auf zwei Verteilerebenen (rechts) erfolgen. Aus rein rheologischer Sicht hat die Ausführung auf zwei Ebenen Vorteile, da die Fließwege absolut identisch sind und gesicherte Randschichten keinen Einfluss auf das Füllverhalten ausüben. Das ist bei der linken Ausführung mit einer Verteilerebene nicht zwingend der Fall.



Bild 12.8 Balancierung eines Sechsachswerkzeugs

Das folgende Bild 12.9 zeigt die natürlich rheologische Blancierung eines 96-fach-Werkzeugs zur Herstellung von PET-Vorformlingen (Preform) mit den entsprechenden Verteilerebenen. Ausgehend von der Angussbuchse verteilt sich die Schmelze in der ersten Ebene auf zwei Unterverteiler, anschließend in der zweiten Ebene nochmals auf zwei weitere Unterverteiler. Dieses System setzt sich so fort, bis ein Vierfach- und anschließend der letzte y-Verteiler erreicht wird und die Schmelze von dort aus über die Düse in die eigentliche Kavität gelangt. In der Regel reduzieren sich die Durchmesser ausgehend von der Angussbuchse bis zur Kavität, da sich der Volumenstrom in den Verteilerebenen aufteilt. Damit wird das Volumen im Heißkanal bei gleichzeitig nicht zu hohem Druckverlust reduziert.



<https://bit.ly/3idG2hY>

Bild 12.9 Natürlich rheologische Balancierung eines 96-fach-Werkzeugs zur Herstellung von Vorformlingen aus Polyethylenterephthalat (PET)

Eine weitere Möglichkeit, ein Vielfachwerkzeug zu balancieren, besteht in der mathematisch rheologischen Balancierung. Bei dieser Variante werden die Durchmesser den unterschiedlichen Fließwegen angepasst. Bei einem vorgegebenen Material und definierten Volumenstrom lassen sich die Durchmesser als Funktion des Fließwegs über die Gleichung von *Hagen-Poiseuille* unter der Annahme, dass der Druckverlust auf jedem Fließweg gleich sein soll, berechnen. Oftmals lässt sich mit dieser Balancierung die Anzahl der Verteilerebenen und damit auch das Schmelzevolumen im Heißkanal reduzieren.

Ein Nachteil dieser Balancierung ist die Betriebspunktabhängigkeit des Systems. Das bedeutet, dass die mathematische Balancierung für ein Material (Viskosität) und einen Volumenstrom durchgeführt wird. Ändern sich diese Randbedingungen, so ist das System nicht mehr balanciert, d.h. die Kavitäten werden nicht mehr gleichzeitig gefüllt. In der Regel spielt das keine große Rolle, da sich die Randbedingungen (Material, Einspritzzeit etc.) bei der Herstellung von Verschlusskappen oder Vorformlingen in der Regel nicht ändern.

Ein weiterer theoretischer Nachteil liegt darin, dass die Kavität mit dem längsten Fließweg den größten Fließkanaldurchmesser benötigt und die Kavität mit dem kürzesten Fließweg den kleinsten Kanaldurchmesser erhält. Das könnte zu einer unterschiedlichen Formteilqualität bedingt durch die verschiedenen Verweilzeiten führen. Betrachtet man jedoch die Gleichung von *Hagen-Poiseuille* für strukturviskose Medien, erkennt man schnell, dass der Durchmesser des Fließkanals mit einem Exponenten größer 4 in die Druckberechnung eingeht. Aus diesem Grund muss der Durchmesser nur marginal bei der Balancierung verändert werden.

Trotzdem hat sich bei der Auslegung des Heißkanalsystems für Vielfachwerkzeuge die natürlich rheologische Balancierung durchgesetzt.

Bei Familienwerkzeugen ist die mathematisch rheologische Balancierung zu bevorzugen, da die Kavitäten nicht identisch (siehe folgende Bilder) sind und damit die natürlich rheologische Balancierung nicht zielführend ist. Auch hier muss wieder erreicht werden, dass alle Kavitäten zum gleichen Zeitpunkt gefüllt werden.



<https://bit.ly/3fw6XDF>

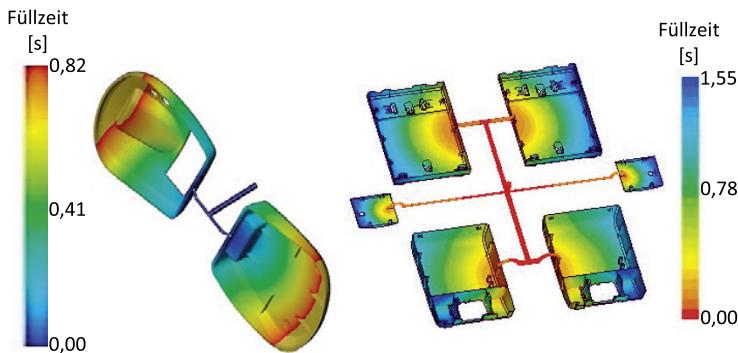


Bild 12.10 Beispiel für Familienwerkzeuge

Wie die obigen Bilder in Bild 12.10 erkennen lassen, wird die Balancierung über eine Durchmesseranpassung der Fließwege erreicht. Egal ob es sich um ein Heiß- oder Kaltkanalsystem handelt, es werden immer die Druckverluste auf jedem Weg vom Beginn des Angussystems bis zum Fließwegende betrachtet. Unter der Voraussetzung, dass der Druckverlust auf jedem Fließweg identisch sein muss, werden bei ansonsten vorgegebenen Bedingungen (Material, Volumenstrom etc.) die Durchmesser entsprechend angepasst. Auch in diesem Fall handelt es sich wieder um eine betriebspunktabhängige Auslegung des Verteilersystems. Das muss bei einem Materialwechsel u.U. beachtet werden.

Grundsätzlich müssen auch die gescherten Randschichten bei der Auslegung eines Heißkanalverteilersystems berücksichtigt werden. Die Scherung der Randschichten führt zu einer Temperaturerhöhung und damit zu einer Reduzierung der Viskosität in diesen Randschichten. Werden die Schmelzeströme nun einfach ohne

Unterverteiler umgelenkt, wie z.B. in dem Sechsachtheißkanalverteiler (Bild 12.8 linke Seite), so wird ein Fließweg aufgrund der geringeren Viskosität bevorzugt. Das ist beispielhaft auch im folgenden Bild 12.11 dargestellt. Die Simulation verdeutlicht, dass die Temperatur in den gescherten Randschichten ansteigt, wodurch die linke Kavität früher gefüllt wird als die rechte Kavität.

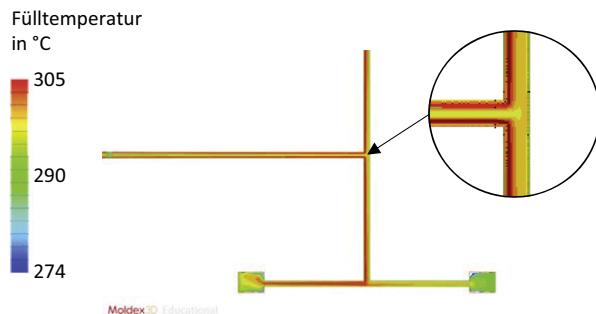


Bild 12.11
Simulation, gescherte
Randschicht

Das gleiche Verhalten tritt auch bei dem im nachfolgenden Bild 12.12 dargestellten 48-fach-Werkzeug auf. Bei einer einfachen Schmelzeverteilung ohne Unterverteiler und mit y-Ausführung im Heißkanal werden die Kavitäten 3, 10, 17, 20, 29, 32, 39 und 46 (rot eingefärbte Kavitäten) bevorzugt. Dies kann durch Teilstückfüllungen (Short-Shots) bestätigt werden. Das Problem kann z.B. durch die Umlenkung der Schmelze in einem Unterverteiler, wie in Bild 12.9 für das 96-fach-Werkzeug dargestellt, gelöst werden.

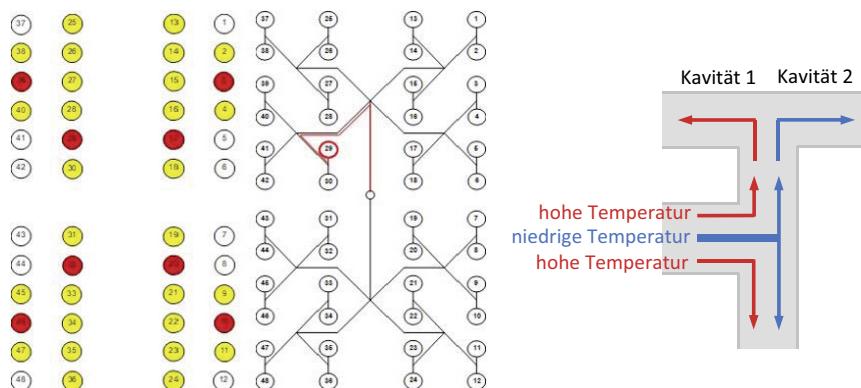


Bild 12.12 Einfluss der gescherten Randschichten auf das Fließverhalten im Heißkanal eines 48-fach-Werkzeugs

Ein weiterer wichtiger Punkt, der bei der Balancierung von Heißkanalsystemen berücksichtigt werden muss, sind die Druckverluste an Querschnittssprüngen und Umlenkungen. An Querschnittssprüngen treten neben den Scherdruckverlusten

auch sogenannte Dehn- oder Einlaufdruckverluste auf, die nicht vernachlässigt werden dürfen. Da die zur Berechnung notwendigen Materialparameter (Dehnviskosität, Speicher- und Verlustmodul, Normalspannungsdifferenz etc.) in der Regel nicht in den Materialkarten der Simulationsprogramme enthalten sind, können die Druckverluste an Querschnittssprüngen auch nicht korrekt berechnet werden. Bei der Auslegung von Heißkanalsystemen kann dies zu einer zu geringen Druckverlustberechnung führen. Auf diese Dehndruckverluste und die möglichen Berechnungsmodelle wird in Kapitel 13 noch näher eingegangen.

In der Strömungslehre werden Druckverluste, die an Umlenkungen entstehen, mit der Druckverlustzahl ζ (Zeta-Zahl) berücksichtigt. Bei der Kunststoffverarbeitung handelt es sich um vergleichsweise langsame Strömungen. Des Weiteren weist das strömende Medium strukturviskoses Fließverhalten auf. Diese beiden Umstände führen dazu, dass an Umlenkungen keine zusätzlichen Druckverluste auftreten, wie man sie aus der Strömungslehre kennt. Untersuchungen haben ergeben, dass Umlenkungen die Druckverluste in Heißkanalsystemen sogar reduzieren können.

Zur experimentellen Untersuchung von Druckverlusten an Umlenkungen wurde ein speziell entwickeltes Versuchswerkzeug angefertigt. Dieses Versuchswerkzeug lässt die Variation des Winkels der Umlenkung (180° , 90° und 45°) und die Veränderung des Fließkanaldurchmessers ($d = 4, 6, 8 \text{ mm}$) zu. Vor und hinter der Umlenkung sind jeweils zwei Druckaufnehmer installiert. Der komplette Versuchsaufbau ist temperiert und einspricht somit prinzipiell einem Heißkanalsystem.

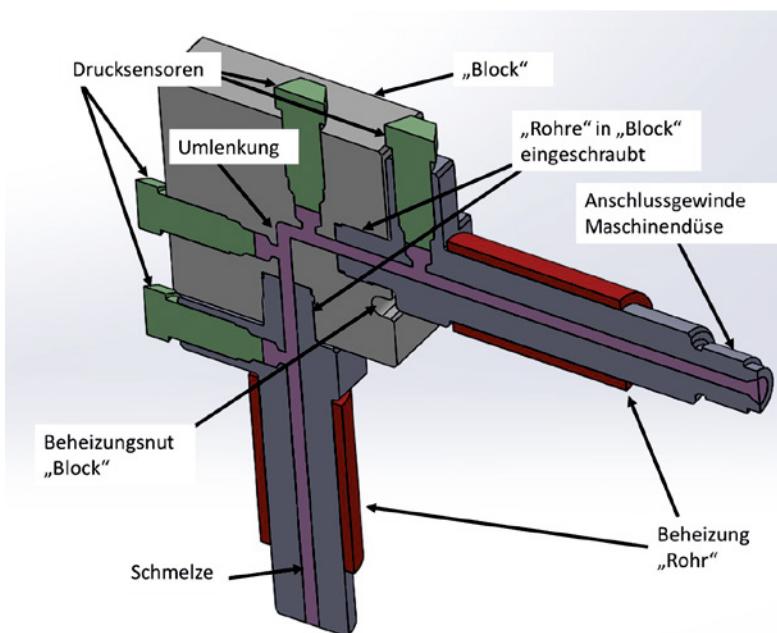


Bild 12.13 Versuchsaufbau zur Untersuchung von Druckverlusten an Umlenkungen im Heißkanal

Wie die nachfolgende Grafik verdeutlicht, sind die Druckverluste an Umlenkungen unter anderem eine Funktion des Fließkanaldurchmessers und des Winkels der Umlenkung.

Bei einem Winkel von 180° handelt es sich um einen Fließkanal ohne Umlenkung. Je kleiner der Winkel wird, desto spitzer ist die Umlenkung. Es wird deutlich, dass die Druckverluste mit spitzer werdendem Winkel abnehmen. Des Weiteren nimmt der Einfluss des Winkels auf den Druckverlust an der Umlenkung mit ansteigendem Durchmesser ab.

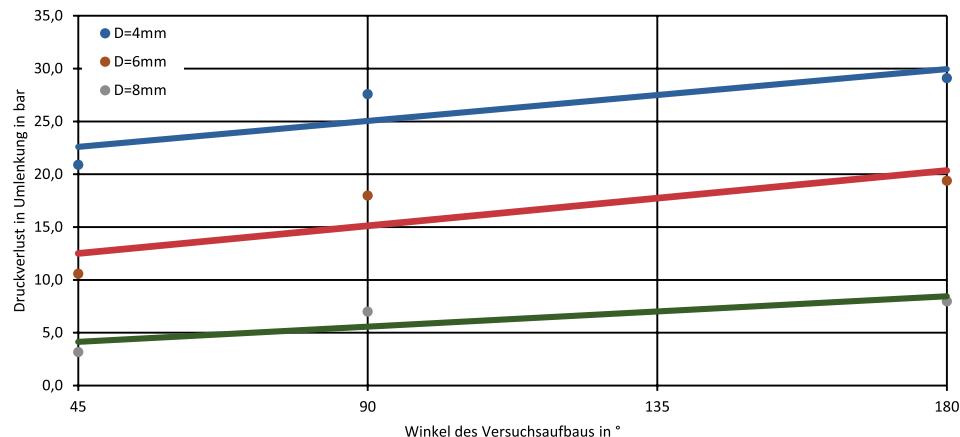


Bild 12.14 Druckverluste an Umlenkungen im Heißkanalsystem

Die Simulation bestätigt diese Ergebnisse aus den Versuchsreihen. Die Simulation erfolgte an den gleichen Versuchsgeometrien wie die praktischen Versuche.

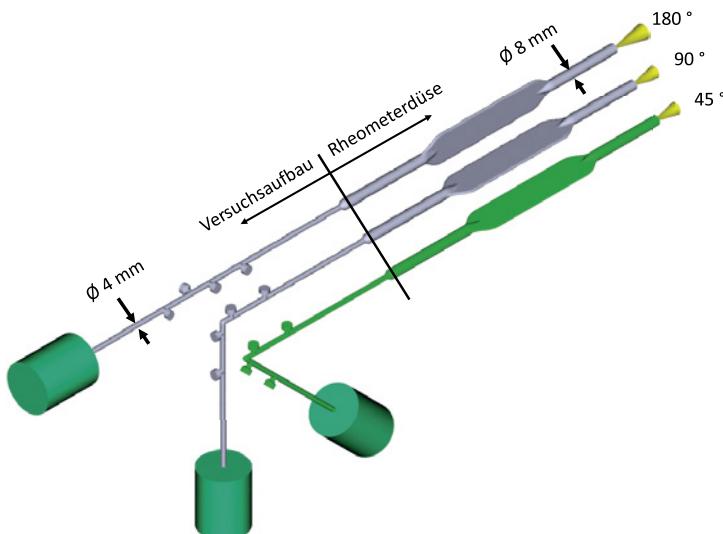


Bild 12.15 Versuchsaufbau zur Simulation von Druckverlusten an Umlenkungen im Heißkanal

Dass die Druckverluste durch Umlenkungen abnehmen, kann auch an der Strukturviskosität des Kunststoffs liegen. Die Umlenkung führt zu einer zusätzlichen Scherung des Kunststoffs auf der Innenseite. Dadurch steigt die Temperatur lokal an und die Viskosität nimmt ab, was wiederum zu einer Reduzierung des Druckverlustes führt. Die nachfolgende Grafik zeigt die Scherrate, die Temperatur und die Viskosität für einen Fließkanal mit einem Durchmesser von 4 mm und Geometrien mit 180° , 90° und 45° . Je spitzer die Umlenkung ist (kleiner Winkel), desto größer ist die Scherung des Kunststoffs in der Umlenkung.

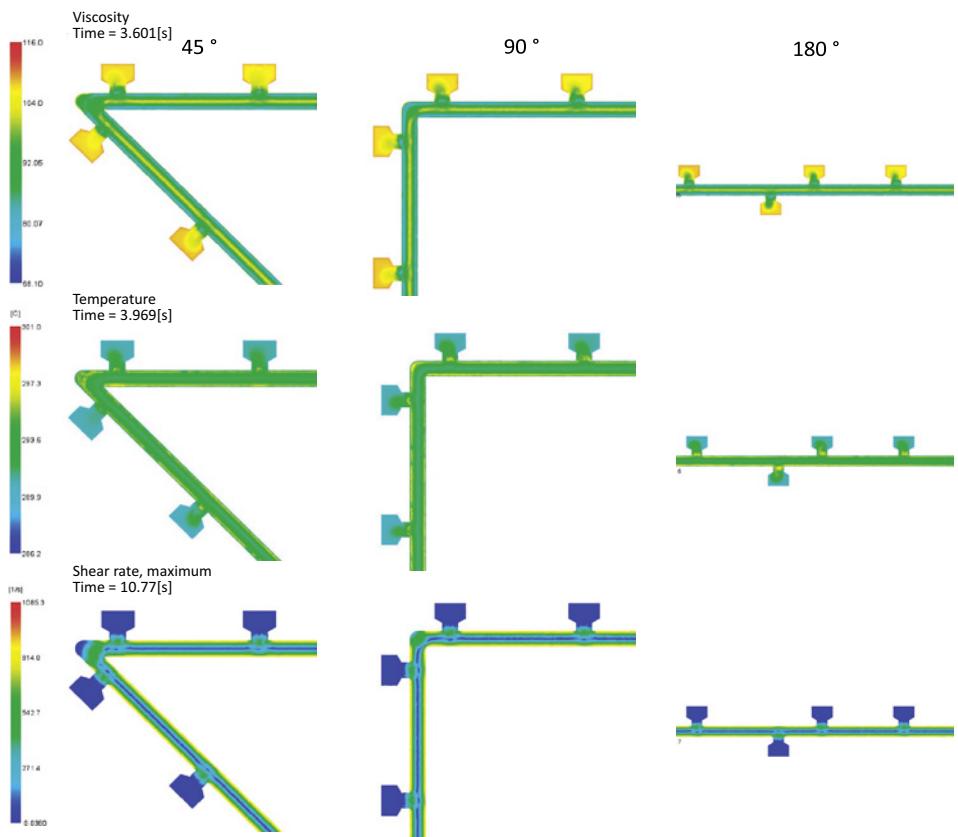


Bild 12.16 Simulationsergebnisse von Viskosität, Temperatur und Scherrate in Umlenkungen

Index

A

- Abkühleffekte 251, 303
- Abkühlgleichung 252
- amorphe Kunststoffe 170
- Amplitudensweep 78, 194, 196
- analytische Auslegung 287
- Arrhenius-Ansatz 244
- Arrhenius-Beziehung 183
- Arrhenius-Funktion 164, 170
- Aufschmelzmodell 310
- Aufschmelzprozess 310
- Auftriebskraft 73
- Auslaufdruckverlust 123

B

- Bagley-Korrektur 111, 124
- Balancierung 3, 267, 276
- Barriereeigenschaften 327f.
- Barriereschicht 327
- Betriebspunktabhängigkeit 285
- betriebspunktunabhängige Auslegung 278, 289
- Bindenähte 301
- Bingham-Fluid 20
- Bingham-Substanz 179
- biquadratischer Polynomansatz 215
- Breitschlitzdüsen 3
- Breitschlitzwerkzeuge 276
- Bügelzone 86
- Burgers-Modell 35

C

- Campus-Schwindungsplatte 48
- Carreau-Ansatz 210, 231, 245
- Carreau-WLF-Gleichung 296
- CFD-Programm 318
- Coextrusion 315
- Coextrusionsblasformen 320
- Cogswell 122, 135
- Controlled-Shear-Rate-System 99
- Controlled-Shear-Stress-System 99
- COUETTE-System 99
- Cox-Merz-Beziehung 84
- Cross-Over-Point (COP) 81, 197f.
- Cross-WLF-Ansatz 185, 212

D

- Dämpfer 31
- Deborah-Zahl 87
- Deformationsamplitude 89, 94, 96 ff.
- Degradation 148
- Dehndeformation 54
- Dehndruckverluste 296
- Dehngeschwindigkeit 129
- Dehnrrheologie 54, 129
- Dehnrrheometer 133
- Dehnströmungen 45, 295
- Dehnviskositäten 129 ff., 133, 137, 333
- Delamination 342
- Die-Swelling 86
- Dilatanz 16
- Dissipation 157, 303
- Dissipationseffekte 251

Drosselfeld 279
 Druck 182, 225, 232
 Druckkoeffizient 185
 Druckminimum 254
 Druckschwankung 323
 Druckströmung 310
 Druckverlauf 258
 Druckverluste 224, 257, 268, 281, 284, 286, 295, 303
 Druckverschiebungsfaktor 182, 184
 Duromere 344

E

edge fracture 94
 Einlaufdruckverluste 110, 122, 135, 297, 338
 Einlauf- oder Dehndruckverluste 5
 Einspritzgeschwindigkeit 253
 Einstein-Gold-Beziehung 182
 Elastizität 11
 Extrusionsblasformen 261

F

Fallviskosimeter 62
 Familienwerkzeuge 7, 263
 Festigkeitseigenschaften 186
 Fikentscher 154
 Filmanschnitt 49
 Fischschwanzverteiler 278, 281, 283
 Fließaktivierungsenergie 170
 Fließexponent 205
 Fließfront 47, 302
 Fließfrontprofil 331
 Fließfrontverlauf 302
 Fließgrenze 181
 Fließkurven 160, 204, 321
 Fließphänomen 322
 Fließweg 258
 Fließweg-Wanddicken-Diagramme 343
 Fließwiderstand 257, 280
 Fluidität 205
 F.N. Cogswell 298
 Folgar-Tucker 52

Fourier 97
 Fourier-Transformationsanalyse 88
 Frequenzsweep 79, 194
 FT-Rheologie 90
 Füllbildermittlung 302
 Füllbildmethode 304
 Fülldruck 366
 Fülldruckgrenze 343
 Füllstoffe 177, 179
 Füllung 264
 Füllvorgang 302
 Füllzeit 255

G

Gasinjektionstechnik 333
 Gel-Permeations-Chromatographie 105
 Gesamtvolumenstrom 258
 gescherte Randschichten 266
 Geschwindigkeit 228, 232
 Geschwindigkeitsprofile 227, 310, 330
 Geschwindigkeitsverläufe 223, 312
 Gesetze von Stokes 62
 Glasfasern 47
 Glastemperatur 171, 213
 Gleitplatten-Rheometer 89
 Grenzfließspannung 20
 Grenzschichtinstabilität 322
 Grenzschubspannungen 343
 Grundgeometrien 242

H

Hagen-Poiseuille 245, 254, 281, 296, 342
 Hagen-Poiseuillesches Gesetz 224, 228, 242
 Hautkomponente 330
 Heißkanalsystem 262, 266, 295
 Hilfskreismethode 117
 Hochdruckkapillarrheometer (HKV) 85
 Hochdruckkapillar-Rheometer (HKV) 106
 Hochdruckkapillarviskosimeter 193
 Hookescher Festkörper 30
 Hookesches Gesetz 80

Huygensches Prinzip 301
Hydrolyse 148
hygroskopisch 146
hygroskopische Eigenschaften 199

I

ideal elastischer Stoff 30
ideal viskoser Körper 31
Impulsbilanz 220
inhärente Viskosität 139
inkompressible Strömung 221
Inline-Druckrheometer 121
Insellänge 279, 288
Inselsegment 288
Instabilitäten 322
IV-Wert 139

K

Kaltkanalsystem 266
Kapillarviskosimeter 100
Kavitäten 263
Kegel-Platte-Rheometer 69
Kernkomponente 329
Kesselformel 49
Kettenabbau 176
Kettenlängen 185, 188
Kleiderbügelverteiler 278, 283
koaxiales Zylindersystem 99
Konsistenzfaktor 205
Kontinuitätsgleichung 302
Korrekturfaktor 224, 231, 245
Kreisquerschnitt 225
Kreisringquerschnitt 228
Kristallite 176
Kristallitschmelztemperatur 171
Kugelfallviskosimeter 62, 64
Kugelrollviskosimeter 65
Kuhn-Mark-Houwink-Sakurada-Gleichung 144
Kuhnsches Wurzelgesetz 144
K-Wert 154

L

LAOS-Experimente 88f., 92f.
LAOS-Experimenten 89
Large Amplitude Oscillation Theorie 88
Leckströmung 310
linear viskoelastisches Verhalten 98
Lissajous-Plots 91
Lodge-Meissner-Beziehung 128
Lösungskonzentrationen 150
Lösungsviskosimetrie 138
Lösungsviskosität 139
Luft einschlüsse 301
LVE-Bereich 79

M

Maschinendüse 295, 297
Masterkurve 161
Materialkarte 213
mathematisch rheologische Balancierung 265
Maxwell-Modell 33
mechanische Belastung 262
Mehrfachanspritzung 6
Mehrschichtströmung 316
Melt-Volume-Rate (MVR) 101
Mittelschicht 47
Molekulargewicht 198
Molmasse 81, 106, 145, 185, 187f., 196, 198
Molmassenverschiebungsfaktor 188
Molmassenverteilung 81, 185, 191, 198
Münstedt 214

N

Nachkondensation 104
natürlich rheologische Balancierung 264
newtonsche Flüssigkeit 31
newtonsches Reibungsgesetz 40, 205
nichtlinear viskoelastisches Verhalten 97
Nomalspannungskoeffizient 71
Normalspannungen 23, 70, 74
Normalspannungsdifferenz 71ff., 95, 121, 124f., 128, 336, 338

Normalspannungsdifferenz, erste 128
 Normalspannungseffekte 54
 Normalspannungskoeffizient 335
 normierte Masterkurve 166
 Nulldüse 115
 Nullviskosität 68, 165, 178, 188f., 191f.,
 208, 296
 numerische Balancierung 287f., 290

O

Orientierungen 46, 51
 Ostwald 140
 Ostwald und de Waele 136
 Oszillationsrheometer 193
 Oszillationsrheometrie 76
 oszillatorische Scherversuche 94
 oszillierende Deformation 92

P

PET 146
 Pflropfenströmung 233
 Phasenverschiebung 76
 Pinolenverteiler 3
 Pinolenwerkzeuge 277
 Pipkin-Diagramm 87
 Plastifizierleistung 309
 Plastifizierstrom 309
 Plastizität 11
 Platte-Platte-Rheometer 67
 Polynomansatz 214
 Potenzansatz von Ostwald und de Waele
 205, 230, 237, 244, 210
 Preforms 327
 pVT-Diagramm 109

Q

Quellströmung 46
 Quellströmungsverhalten 331
 Querschnitt 295

R

Randbedingungen 281
 Randschichten 47, 51, 264
 Reibungskraft 62
 Relaxationsmoden 94
 Relaxationszeit 86
 relaxieren 54
 repräsentative Schergeschwindigkeit
 239, 243, 284
 repräsentative Stelle 237
 Restfeuchte 200
 Restwanddicke 334
 Reynoldszahl 60
 rheologische Auslegung 277
 rheologische Balancierung 264, 276
 rheologische Effekte 255, 328
 rheologische Eigenschaften 333
 rheologische Grundkörper 29
 Rheopexie 19
 Rheotens 132
 Rohrströmung 296
 Rotationsrheometer 72
 Rotationsrheometrie 189, 200
 Rotationsviskosimeter 66

S

Sandwichspritzen 326
 scheinbare Schubspannung 109
 scheinbare Wandschergeschwindigkeit
 110
 Scherdruckverluste 338
 Schergeschwindigkeiten 158, 181f., 237,
 296, 335
 Scherspannung 92
 Scherströmungen 45, 295
 Scherung 263
 Scherversuch 37
 Schichtdickenbildung 331
 Schichtdickenverteilung 328
 Schleppströmung 310
 Schlitzdüse 292
 Schlitzströmung 224
 Schmelzebelastung 283

Schmelzebruch 337, 341
Schmelzfilm 310
Schmelzfließfront 305
Schmelzverteilersysteme 276
Schmelzverteilung 279
Schmelzvolumen 265
Schneckenströmung 309
Schneckenvorraum 298
Schubspannung 38, 161, 222, 226, 336, 342
Schubspannungen 316
Schubspannungsgrenze 323
Schubspannungsprofile 234
Schwerkraft 62
SEARLE-System 99
Segment 287
Simulationsprogramme 7, 52
Sinusfunktionen 92
Spannungs-Dehnungs-Wellenform-Analyse 91
Speichermodul 194
spezifisches Volumen 109
Squires 224, 246
Stabilitätskriterium 337, 341
Standardtemperatur 171
Staudinger 145
Steigung 208
Stoffgesetze 204, 223, 226, 231
Stoffverhalten 208
Strangauftreibung 27, 128, 193
Strangschwellen 26
Strömungsarten 45
Strömungsinstabilitäten 321
Strömungsprofil 332
Strömungswiderstand 259
Strömungszustand 330
Strukturanalyse 4
Strukturübergang 90
strukturviskose Flüssigkeiten 42, 230
Strukturviskosität 13, 191, 223, 233, 312

T

teilkristalline Kunststoffe 170
Temperaturabhängigkeit 212

Temperaturkonstante 159
Temperaturverschiebungsfaktor 162, 169 f., 173, 211, 255
thermische Belastung 177, 263
Thixotropie 18
Trouton 55

U

Ubbelohde 140
Ubbelohde-Kapillarviskosimeter 200
Übergangsbereich 204
Übergangsschergeschwindigkeit 191 f., 208
Umlagerung 315
Umlenkung 267, 270, 334
unverdichteter Bereich 345

V

Verlustmodul 194, 325
Verschlaufungen 324
Verteilerkanalquerschnitt 279
Verteilerrohr 287
Verteilerrohrlänge 282
Verteilersysteme 276, 278
Verweilzeit 177, 278, 284
Vielfachwerkzeuge 7, 263 f.
viskoelastisch 23, 26, 77
viskoelastische Eigenschaften 89, 322, 324
viskoelastische Flüssigkeiten 88
viskoelastische Körper 32
viskoelastische Medien 91
Viskoelastizität 90
Viskosimeter 57
Viskosität 11, 160, 183, 187, 200, 237
Viskositätsexponent 206
Viskositätfunktion 205
Viskositätsverhältnisse 330 f.
Viskowaage 66
Voigt-Kelvin-Modell 33
vollständig 41
Volumenstrom 225, 232, 259, 287

Volumenstromverhältnisse 318

Volumenstromverteilung 278

W

wahre Schergeschwindigkeit 117

wahre Wandschubspannung 113

Wandgleiteffekt 344

Wandkontakt 317

Wandschergeschwindigkeit 224, 228, 230, 233

Wandscherrate 107

Wandschubspannung 106, 342

Weissenberg 88

Weissenberg-Effekt 24

Weissenberg-Rabinowitsch-Korrektur 116

Weissenbergzahl 337, 341

Weissenberg-Zahl 87

Wellenfront 302

Werkzeugdimensionierung 4

Werkzeuginnendruckverlauf 9

William-Landel-Ferry-Ansatz 244

Williams, Landel und Ferry 171

WLF 174

WLF-Ansatz 171

Y

y-Verteiler 265

Z

Zuhaltekraft 250

Zwei-Platten-Modell 310

Zweischichtströmung 315, 318