

HANSER

Der gleichläufige Doppelschneckenextruder

Grundlagen, Technologie, Anwendungen
Herausgegeben von Klemens Kohlgrueber

ISBN-10: 3-446-41252-2

ISBN-13: 978-3-446-41252-1

Leseprobe

Weitere Informationen oder Bestellungen unter
<http://www.hanser.de/978-3-446-41252-1>
sowie im Buchhandel

3 Rheologische Eigenschaften von Polymerschmelzen

JENS HEPPERLE

3.1 Einführung und Motivation

Da bei der Kunststoffverarbeitung und –aufbereitung in der Regel Granulate eingesetzt werden, durchlaufen die eingesetzten Polymere im Extruder in der Regel die folgenden Aggregatzustände: fest \rightarrow fest/flüssig \rightarrow flüssig. Auch wenn für den Fall flüssiger Polymerschmelzen die eindimensionale Modellierung der gefüllten und teilgefüllten Zonen im Doppelschneckenextruder bereits in den 70er Jahren durch eine dimensionslose Beschreibung des Druckaufbaus möglich wurde (siehe Kapitel 7) und mittlerweile die dreidimensionale Beschreibung der Geschwindigkeits-, Druck- und Temperaturfelder von gefüllten Schneckenelementen möglich ist (siehe Kapitel 8), so ist mit einer modellmäßigen Beschreibung des Plastifiziervorgangs und des Aufschmelzverhaltens (also der Übergang fest \rightarrow fest/flüssig \rightarrow flüssig) erst in den letzten Jahren begonnen worden. Dies liegt daran, dass die Plastifizierung im Extruder ein sehr komplexer Vorgang ist und durch viskose Energiedissipation dominiert wird. Dabei wird durch Reibung und plastische Deformation der Granulatkörner an den Wänden (Gehäuse, Schnecke) sowie zwischen einzelnen Granulatkörnern Wärme frei, welche zu einem Aufschmelzen führt. Die Wärmemenge, welche durch Wärmeleitung über die Gehäusewand eingetragen wird, ist demgegenüber in der Praxis üblicherweise gering [1],[2].

Da in der nachfolgenden Behandlung von Druckaufbau und Leistungseintrag im Extruder (Kapitel 7) homogene Schmelzen behandelt werden, beschränkt sich dieses Kapitel daher auf das Fließverhalten von homogenen, ungefüllten Polymerschmelzen und auf die Einführung der wichtigsten rheologischen Kenngrößen.

Weiterhin gibt dieses Kapitel eine Einführung in wichtige *rheologische Eigenschaften* von Polymerschmelzen, wie viskose Eigenschaften, Strukturviskosität, Elastizität und Dehnviskosität. Der Einfluss dieser rheologischen Eigenschaften auf einfache Druck- und Schleppströmungen wird aufgezeigt. Der Einfluss rheologischer Kenngrößen auf den Druckaufbau und den Leistungseintrag im Extruder wird dann in Kapitel 7 näher beschrieben.

3.2 Einteilung des rheologischen Verhaltens von Festkörpern und Fluiden

Allein schon aus phänomenologischer Sicht unterscheidet sich das Fließverhalten von Polymeren deutlich von dem niederviskoser Flüssigkeiten, wie Wasser oder anderer Fluide: Polymerschmelzen weisen eine ausgeprägte Abhängigkeit des Fließverhaltens von der aufgebrachtten Schubspannung σ bzw. Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ sowie eine ausgeprägte Zeitabhängigkeit auf. Zudem treten elastische Effekte sowie Normalspannungen auf, welche in der Praxis zu störenden oder unterstützenden Effekten führen können.

Eine wesentliche rheologische Größe ist die Viskositätsfunktion, d.h. die Scherviskosität als Funktion der aufgeprägten Schergeschwindigkeit $\eta = f(\dot{\gamma})$. Der Zusammenhang zwischen η und $\dot{\gamma}$ wird durch experimentelle Untersuchungen ermittelt und durch heuristische Funktionen beschrieben. Die Viskositätsbestimmung für Fluide wird anhand der Scherung eines Fluids zwischen zwei parallelen Platten verdeutlicht (Bild 3.1). Die untere Platte ist dabei feststehend [$u(x_2=0)=0$], die obere wird mit einer Geschwindigkeit u_0 gezogen [$u(x_2=H)=u_0$], wozu die Kraft F benötigt wird. Die Scherrate ist definiert als zeitliche Ableitung der Deformation δL bezogen auf die Höhe H im Zeitraum dt , bzw. als Quotient:

$$\dot{\gamma} = \frac{d\gamma}{dt} = \frac{d}{dt} \left(\frac{\delta L}{H} \right) = \frac{u_0}{H} \quad (3.1)$$

Die Viskosität ergibt sich aus Schubspannung $\sigma = F/A$ und Scherrate $\dot{\gamma}$ aus:

$$\eta(\dot{\gamma}) = \frac{\sigma}{\dot{\gamma}} \quad (3.2)$$

Die Scherviskosität bei verschwindend kleinen Scherraten wird als Nullviskosität bezeichnet:

$$\lim_{\dot{\gamma} \rightarrow 0} \eta(\dot{\gamma}) = \eta_0 \quad (3.3)$$

Bei der Interpretation von Messdaten ist zu beachten, dass die Scherviskosität neben der Scherrate auch von der Temperatur, dem Druck und der Zeit abhängig ist.

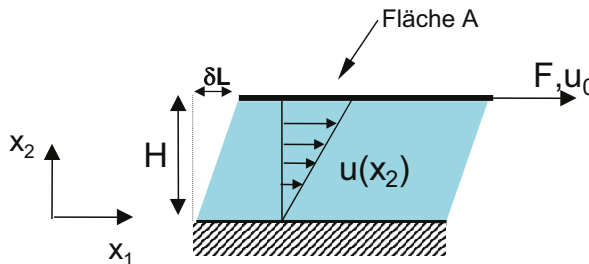


Bild 3.1: Einfache Scherung eines Fluids zwischen parallelen Platten

Eine Einteilung des rheologischen Verhaltens von Festkörpern und Fluiden zeigt Bild 3.2. Beispiele für unterschiedliches Fließverhalten sind in den gelben Boxen gezeigt. Bild 3.2 zeigt auch schematisch die auftretende Schubspannung als Funktion der aufgeprägten (Scher-)Deformation γ bzw. für die fluiden Stoffe der Scherrate $\dot{\gamma}$. Die beiden wichtigsten Stoffeigenschaften (viskoelastisch und Newtonsch), welche im Rahmen dieses Kapitels behandelt werden, sind eingekreist.

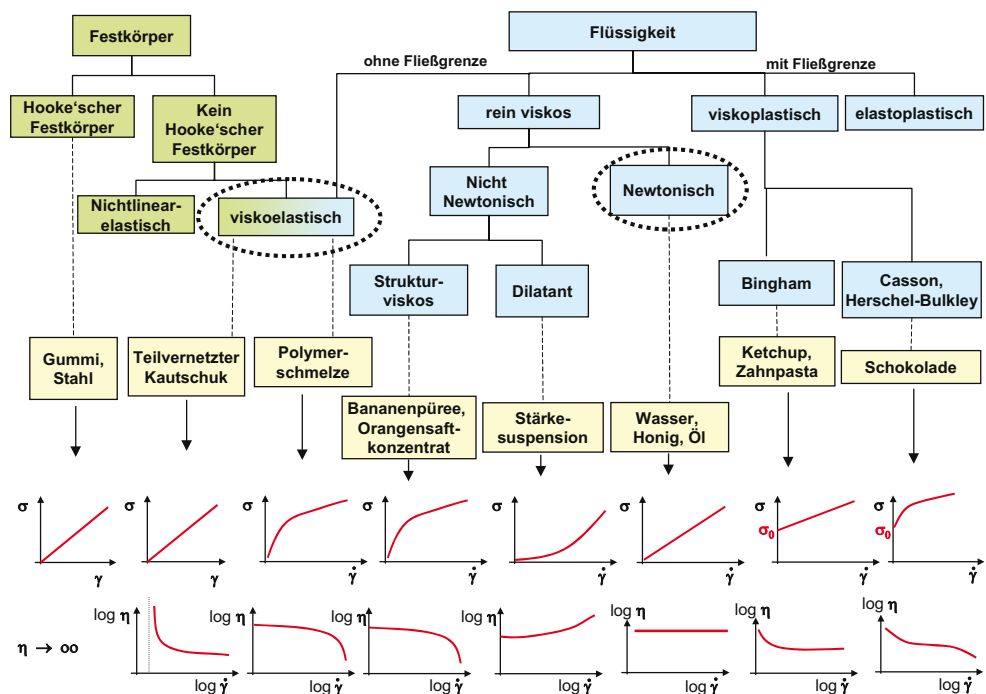


Bild 3.2: Einteilung des rheologischen Verhaltens von Festkörpern und Fluiden mit Beispielen in der Praxis vorkommender Stoffe (gelb, [7]). Unten: Schubspannung als Funktion der Deformation γ bzw. Scherrate $\dot{\gamma}$ sowie Scherviskosität η als Funktion der Scherrate $\dot{\gamma}$ (doppeltlogarithmische Achsen)

Bei den Festkörpern ist ersichtlich, dass sich diese entweder linear wie ein Hooke'scher Festkörper deformieren (die meisten Feststoffe, wie Stahl und Gummi) oder nichtlinear-elastisch bzw. viskoelastisch. Bei den Flüssigkeiten lassen sich Fluide ohne Fließgrenze und solche mit Fließgrenze (sog. plastische Stoffe) unterscheiden. Bei den Fluiden ohne Fließgrenze tritt schon beim Aufbringen geringer Schubspannungen ein Fließen auf, bei den Fluiden mit Fließgrenze aber erst oberhalb einer stoffabhängigen Schubspannung, die hier mit σ_0 bezeichnet ist.

Bei den Fluiden *ohne* Fließgrenze lassen sich viskoelastische Fluide von rein viskosen unterscheiden. Viskoelastische Fluide liegen in ihren Eigenschaften zwischen den rein elastischen

Festkörpern und den rein viskosen Newtonschen Fluiden. Bei den rein viskosen Fluiden gibt es solche, bei denen die Viskosität sich bei Belastung nicht ändert (Newtonsche Fluide) und solche, bei denen eine Abhängigkeit der Scherviskosität η von der Scherrate $\dot{\gamma}$ auftritt (nicht Newtonsche Fluide). Erhöht sich die Viskosität bei Aufbringen einer Deformation, so spricht man von dilatanten Fluiden, tritt eine Viskositätserniedrigung ein, spricht man von struktviskosen Fluiden.

Bei den Fluiden *mit* Fließgrenze lassen sich viskoplastische Fluide von elastoplastischen unterscheiden. Bei ersteren ändert sich die Deformationsgeschwindigkeit nach Aufbringen einer Schubspannung σ oberhalb der Fließgrenze σ_0 entweder linear mit der Schubspannung oder nichtlinear, d. h. $\delta = f(\dot{\gamma})$.

Das einfachste Stoffverhalten haben Newtonsche Fluide; für sie gilt eine konstante Viskosität η und damit eine direkte Proportionalität zwischen Scherrate $\dot{\gamma}$ und Schubspannung σ :

$$\sigma = \eta \cdot \dot{\gamma} \quad (3.4)$$

Im Gegensatz dazu können nicht Newtonsche Fluide, bei denen die Viskosität von der Scherrate abhängig ist, durch einen Potenzansatz beschrieben werden:

$$\sigma = K \cdot (\dot{\gamma})^n \quad (3.5)$$

Sie enthalten den konstanten Vorfaktor K und einen sog. Fließexponenten, der die Steigung der Viskositätsfunktion angibt. Bei Newtonschen Medien entspricht K der Scherviskosität η . Für den Fließexponenten gilt dann $n=1$ (Newtonsches Fluid). Für $0 < n < 1$ ergibt sich ein scherverdünnendes (strukturviskoses) Fluid. Für dilatante Fluide, d. h. Flüssigkeiten, welche bei Scherung hochviskoser werden, gilt $1 < n < \infty$.

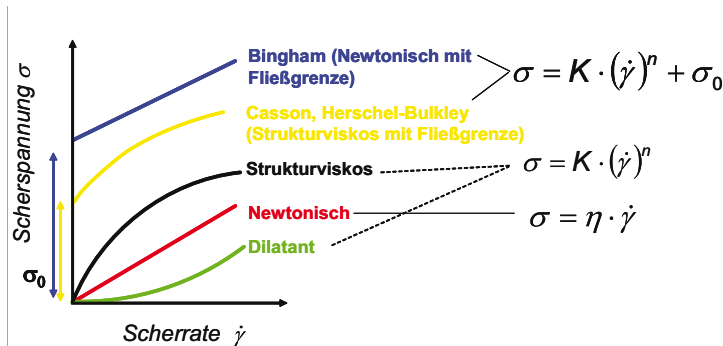


Bild 3.3: Grafische Veranschaulichung von Gleichung (3.6)

Bild 3.2 und Bild 3.3 zeigen bei den Fluiden eine Unterteilung in Fluide mit und solche ohne Fließgrenze. Damit Fluide mit Fließgrenze fließen können, wird eine Schubspannung σ_0 benötigt. Jeder kennt diesen Effekt von Ketchup, der erst bei einer gewissen „Minimalkraft“ anfängt, aus der Flasche zu fließen. Unterhalb von σ_0 liegt – rheologisch gesehen – ein Festkörper vor. Im Modell wird diese Fließgrenze durch die Erweiterung von Gleichung (3.5) mit einer Schubspannung σ_0 beschrieben. Wir erhalten dann eine Korrelation nach Herschel-Bulkley:

$$\sigma = K \cdot (\dot{\gamma})^n + \sigma_0 \quad (3.6)$$

Tabelle 3.1: Spezialfälle des Herschel-Bulkley-Modells, Gleichung (3.6)

Fluid	Vorfaktor K	Fließexponent n	Fließgrenze σ_0
Newtonsch	> 0	1	0
Scherverdünnend (strukturviskos)	> 0	$0 < n < 1$	0
Scherverdickend (dilatant)	> 0	$1 < n < \infty$	0
Herschel-Bulkley-Fluid	> 0	$1 < n < \infty$	> 0
Bingham-Fluid	> 0	1	> 0

Bild 3.3 zeigt eine Veranschaulichung der Spezialfälle von Gleichung (3.6), mit der sich neben Herschel-Bulkley-Fluiden je nach den Werten für Fließexponent und Fließgrenze auch Newtonsche, dilatante, strukturviskose und Bingham-Fluide beschreiben lassen. Die Werte für Glg. (3.6) sind in Tabelle 3.1 aufgeführt.

Die Viskositätsfunktion wird häufig mit dem sog. Carreau-Ansatz approximiert, welcher mit drei variablen Parametern auskommt:

$$\eta(\dot{\gamma}) = \frac{\eta_0}{\left(1 + \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_c}\right)^m} = \frac{\eta_0}{\left(1 + \Theta \cdot |\dot{\gamma}|\right)^m} \tag{3.7}$$

Er enthält die freien Parameter Nullviskosität η_0 , eine kritische Scherrate $\dot{\gamma}_c$, bei der die Strukturviskosität einsetzt sowie die Steigung m bei hohen Scherraten. Der Reziprokwert der kritischen Scherrate $\dot{\gamma}_c$ ergibt eine Zeitkonstante Θ . Man erkennt, dass sich bei hohen Scherraten ein Potenzansatz nach Glg. (3.5) ergibt, mit einer konstanten Steigung von $m=1-n$.

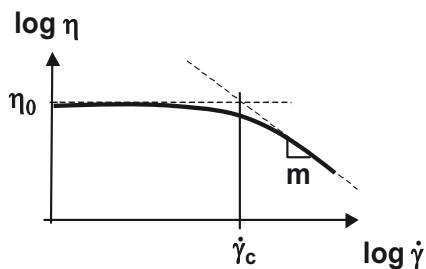


Bild 3.4: Carreau-Ansatz zur Approximation der Viskositätsfunktion

Für die Verarbeitung von Kunststoffschmelzen und anderen strukturviskosen Stoffen hat die Form der Viskositätsfunktion praktische Relevanz: Die Scherraten können sich je nach Prozess stark unterscheiden (Bild 3.5). So weisen Sedimentationen und Absickervorgänge unter Schwerkraft Scherraten weit unter 1 s^{-1} auf. Bei der Extrusion und in Rohströmungen kön-

nen Scherraten bis zu mehreren hundert reziproken Sekunden auftreten, insbesondere beim Volumenstromanteil, der über die Schneckenkämme fließt (s. Kapitel 9). Hier können Scherraten bis zu mehreren tausend reziproken Sekunden auftreten.

Bei Prozessen mit sehr geringen Flüssigkeitsdimensionen und hohen Geschwindigkeiten, wie Sprüh- oder Beschichtungsvorgänge, können Scherraten bis 10^5 1/s auftreten. Kommen bei den Anwendungen strukturviskose Stoffe zum Einsatz, kann die Viskosität je nach Scherrate also sehr unterschiedlich sein.

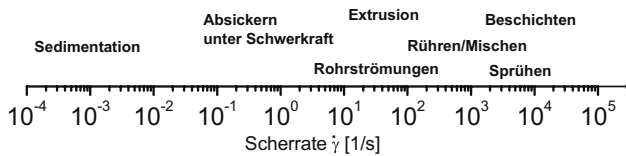


Bild 3.5: Schergeschwindigkeitsbereiche für unterschiedliche Anwendungsfelder

In der Praxis werden für Polymerschmelzen oftmals nicht die kompletten Viskositätsfunktionen angegeben, sondern der Schmelzindex (MFR) bzw. Volumenfließindex (MVR). Diese Kenngrößen geben an, wie viel Polymermasse bzw. -volumen innerhalb einer festgelegten Zeit (z.B. $\text{cm}^3/10$ min) unter Belastung aus einem genormten Fließkanal ausläuft (siehe DIN EN ISO 113, ASTM D1238). Niederviskose, leicht fließende Polymere haben hohe, hochviskose/schwer fließende Polymere haben niedrige MFR- bzw. MVI-Werte. Diese Werte sind z.B. in Kunststoff-Datenbanken, wie CAMPUS® aufgeführt [3].

Ein paar Beispiele für die Viskosität bei kleinen Scherraten: Luft weist eine Viskosität von 10^{-5} Pas auf, Glycerin von etwa 1 Pas. Polymerschmelzen haben bei Verarbeitungstemperatur (Null-)Viskositäten, die etwa zwischen 100 und 10^4 Pas liegen. Auch amorphes Glas besitzt eine Viskosität, die etwa bei 10^{21} Pas liegt [6]. Bei der Verarbeitung von Polymerschmelzen werden verschiedene Viskositätsbereiche abgedeckt, welche in der Regel durch Einstellung der Molekularmasse erzielt werden: Hochviskose Typen mit Viskositäten zwischen 10^3 und 10^4 Pas (bei Verarbeitungstemperatur) werden für die Extrusion und das Extrusionsblasformen eingesetzt, da beim Austritt aus der Düse noch eine gewisse „Standfestigkeit“ der Schmelze gegeben sein muss. Für das Spritzgießen kommen niedrigviskosere Typen mit Viskositäten zwischen etwa 10^1 und $5 \cdot 10^2$ Pas zum Einsatz, da kleine Fließquerschnitte und lange Fließwege im Werkzeug bei vertretbarem Vordruck überwunden werden müssen. Mittelviskose Typen mit Viskositäten zwischen 10^2 und 10^3 Pas finden Einsatz beispielsweise bei Kaschierverfahren oder der Folienherstellung.

3.3 Vergleich zwischen rein viskosem und viskoelastischem Fluid

Um die spezifischen Stoffeigenschaften von Polymeren zu veranschaulichen, wird in diesem Abschnitt ein rein viskoses Fluid (Siliconöl) mit einem viskoelastischen, strukturviskosen Fluid, einer wässrigen Polyethylenoxid-Lösung, verglichen. Es handelt sich hierbei um Modellfluide. Beide Fälle enthalten die Grenzfälle des Fließverhaltens für Polymerschmel-

zen: Für sehr kleine Scherraten entspricht das Fließverhalten einer Polymerschmelze dem eines viskosen Fluids, für sehr hohe Scherraten dem eines strukturviskosen Fluids.

Beide Fälle werden in den nachfolgenden Kapiteln mit anderen Zahlenwerten für die Stoffkonstanten auch wieder aufgegriffen: Für die Berechnung des Druckaufbaus im Extruder erfolgt die Berechnung

- für Newtonsche Fluide in den Abschnitten 7.1–7.5.
- für strukturviskose Fluide in Abschnitt 7.6.

Für die dreidimensionale Modellierung zur Berechnung der Geschwindigkeits-, Druck- und Temperaturfelder von gefüllten Schneckenelementen werden Beispiele aufgeführt:

- für Newtonsche Fluide in Abschnitt 8.3.1,
- für strukturviskose Fluide in Abschnitt 8.3.1 mit Variation des Fließexponenten n wird zwischen 0,4 und 0,9.

3.3.1 Viskoses Fluid

Siliconöle mit nicht zu hohem Molekulargewicht weisen ein im unteren Schergeschwindigkeitsbereich Newtonsches Fließverhalten auf. Bild 3.6 zeigt Siliconöle mit unterschiedlichen Viskositäten zwischen 1 und 2000 Pas, in Glasröhrchen nach Drehung um 90° bei unterschiedlichen Zeiten t . Während die niedrigviskosen Öle bereits einen horizontalen Stand erreicht haben, scheinen die hochviskosen Öle eben erst zu fließen begonnen haben.

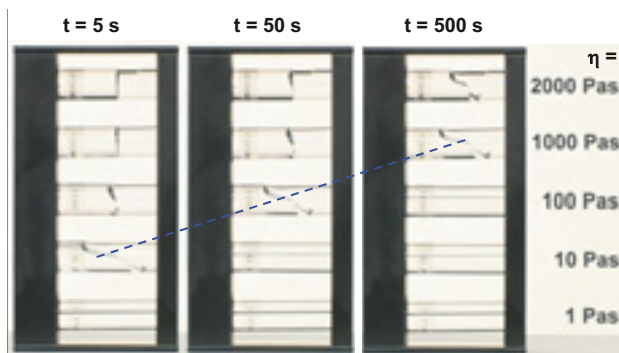


Bild 3.6: Fließverhalten von Siliconölen unterschiedlicher Viskosität als Funktion der Zeit. Die blaue Linie verbindet Fließzustände mit $\eta \propto t$

Setzt man schleichende Strömung ($Re \ll 1$) voraus, so lässt sich die Zeit, in welcher der Flüssigkeitsspiegel eine bestimmte Position einnimmt, dimensionsanalytisch herleiten (ρ : Fluidichte, D : charakteristische Länge, g : Erdbeschleunigung):

$$t \propto \frac{\eta}{\rho g D} \quad (3.8)$$

In Bild 3.7 ist die Fließzeit t^* zum Erreichen einer gewissen Position des Öls im Röhrchen als Funktion der Scherviskosität η für Siliconöle unterschiedlicher Viskosität dargestellt. Das Experiment bestätigt also die Proportionalität $t \propto \eta$.

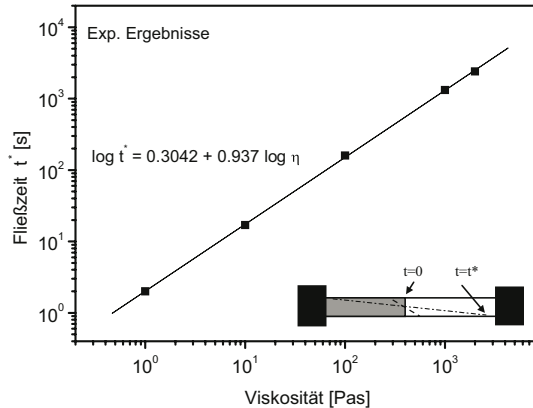


Bild 3.7: Experimentell bestimmte Fließzeiten in Röhrchen ($D=10$ mm) als Funktion der Scherviskosität η von unterschiedlichen Siliconölen.

Dies ist auch in Bild 3.6 ersichtlich, wenn man die Flüssigkeitsstände für unterschiedliche Viskositäten bei den entsprechenden Zeiten vergleicht (gestrichelte blaue Linie). Absolutwerte des Flüssigkeitsstandes im Röhrchen sind mit einer Dimensionsanalyse nicht zu ermitteln, da Randbedingungen (Wand) berücksichtigt werden müssten.

3.3.2 Viskoelastisches Fluid

Die Scherviskositätsfunktionen für das viskose und das viskoelastische Fluid sind in Bild 3.8 gezeigt. Das Siliconöl zeigt im untersuchten Schergeschwindigkeitsbereich eine konstante Viskosität, d.h. Newtonsches Fließverhalten. Die PEO-Lösung zeigt im untersuchten Schergeschwindigkeitsbereich eine starke Abhängigkeit der Viskosität von der Scherrate, also strukturviskoses Stoffverhalten. Die Viskositätsfunktion der PEO-Lösung lässt sich über einen Potenzansatz nach Glg. (3.5) approximieren, das Siliconöl mit dem Ansatz nach Glg. (3.4).

Bei elastischen Fluiden ergibt sich im Falle einfacher Scherung die erste Normalspannungsdifferenz zu $N_1 = \sigma_{11} - \sigma_{22}$. Bei einer Scherung zwischen zwei Platten (x_1 -Richtung) werden also durch Auftreten der ersten Normalspannungsdifferenz N_1 die Platten auseinandergedrückt (x_2 -Richtung). In Bild 3.9 ist die erste Normalspannungsdifferenz N_1 zusammen mit der gemessenen Schubspannung τ als Funktion der Scherrate gezeigt. Im untersuchten Scherratenbereich ist beim Siliconöl die Schubspannung wesentlich größer als die Normalspannungsdifferenz, bei der viskoelastischen PEO-Lösung ergeben sich wesentlich höhere Normalspannungsdifferenzen als bei dem viskosen Siliconöl.

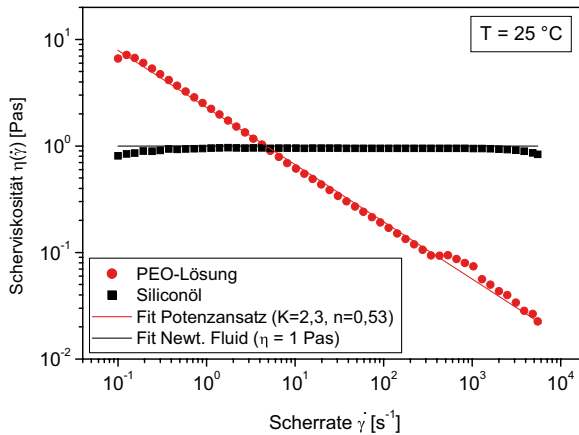


Bild 3.8: Scherviskositätsfunktionen von Siliconöl Baysilone M 1000 und wässriger, 1%-iger PEO-Lösung (Polyox WSR 301)

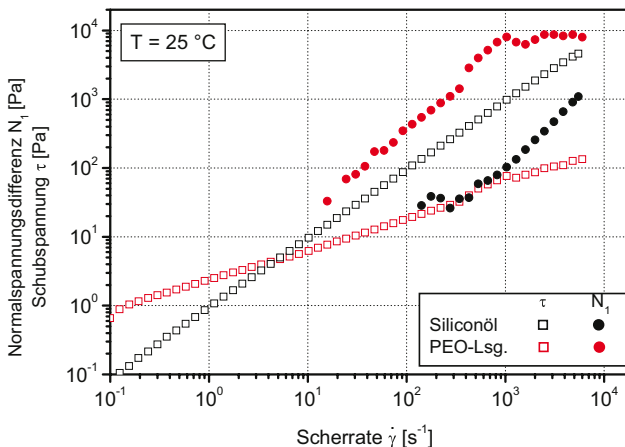


Bild 3.9: Erste Normalspannungsdifferenz N_1 und Schubspannung τ als Funktion der Scherrate für Siliconöl Baysilone M 1000 und wässrige, 1%-ige PEO-Lösung (Polyox WSR 301)

Die hohen Normalspannungsdifferenzen im Vergleich zur Schubspannung führen bei vielen technischen Prozessen zu einer Behinderung durch störende Strömungsphänomene. Ein Beispiel hierfür ist der *Weissenberg-Effekt* (Bild 3.10). Er entsteht, wenn eine Welle in einem viskoelastischen Fluid rotiert. Die erste Normalspannungsdifferenz führt zu einer Druckverteilung, die zu einem Anstieg des Fluids in der Nähe der Welle führt. Bei der Verarbeitung von polymeren Farbdispersionen oder beim Rühren von Kuchenteig tritt dieser Effekt auf.

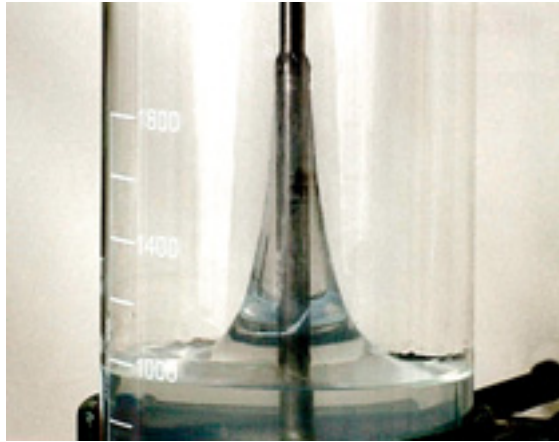


Bild 3.10: Beispiel für den „Weissenberg-Effekt“ einer viskoelastischen Lösung; Rotation eines Rührers ($n=200 \text{ s}^{-1}$) in einem Becherglas mit wässriger, 1 %-iger PEO-Lösung (Polyox WSR 301)

Normalspannungsdifferenzen haben auch für die Extrusion praktische Relevanz: Sie führen bei der Verarbeitung von Thermoplasten im Extruder zu einer Zentrierung der Welle, da bei Rotation der Schnecke Kräfte in radialer Richtung, also von der Welle zur Wand, auftreten.

Bild 3.11 zeigt den Unterschied zwischen einem rein viskosen und einem viskoelastischen Fluid beim Austritt aus einer Düse: Das Siliconöl (Fall A) weist nur eine geringe Änderung des Durchmessers auf, wohingegen die PEO-Lösung (Fall B) eine deutliche Aufweitung des austretenden Stranges zeigt.

Die Strangaufweitung wird über das Verhältnis von Düsendurchmesser D_0 zu dem Strangdurchmesser D_e nach Relaxation (durch Tempern) beschrieben [4]:

$$B_{\text{ex}} = \frac{D_e}{D_0} \quad (3.9)$$

Für kleine Reynolds-Zahlen ($Re \leq 2$) zeigen auch Newtonsche Fluide eine geringe Strangaufweitung, sodass die gemessenen Werte von B_{ex} entsprechend korrigiert werden müssen [4]:

$$B = B_{\text{ex}} - 0.13 \quad (3.10)$$

Basierend auf einem Integralmodell konnte gezeigt werden, dass die korrigierte Strangaufweitung B sich quantitativ mit der ersten Normalspannungsdifferenz N_1 korrelieren lässt, wenn die Werte für B und N_1 bei gleicher (Wand-)schubspannung τ_w (siehe z. B. Tabelle 3.2) ermittelt werden [4],[8]:

$$N_1^2 = 8 \cdot \sigma_w^2 [B^6 - 1] \quad (3.11)$$

Auch wenn Glg. (3.11) sich nicht mit allen experimentellen Befunden der Literatur deckt, so zeigt sich doch die Abhängigkeit der Strangaufweitung von der ersten Normalspannungsdifferenz über $B \propto \sqrt{N_1}$. Aus Bild 3.11 wurde die Strangaufweitung der PEO-Lösung zu $B \cong B_{\text{ex}} = 1,6$ bestimmt. Bei Polymerschmelzen kann B sogar Werte von 2 und mehr annehmen. Praktische Relevanz besitzt die Strangaufweitung bei der Extrusion, z. B. bei der Rohr- oder Plattenextrusion.

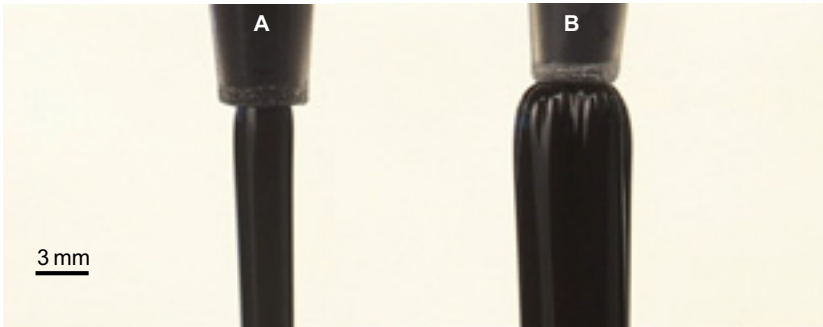


Bild 3.11: Strangaufweitung bei Siliconöl Baysilone M 1000 (A) und bei viskoelastischer PEO-Lösung (wässrige, 1 %-ige PEO-Lösung Polyox WSR 301) (B) beim Ausfließen unter Druck aus einer Spritze

Bei der Extrusion von Polymerschmelzen kann es bei sehr hohen Durchsätzen durch die elastischen Schmelzeigenschaften darüber hinaus zu elastischen Instabilitäten kommen, welche zu Oberflächendefekten des Extrudats führen, wie wellenförmige Verwerfungen, die auch als „Haifischhaut“ („shark skin“) bezeichnet werden. Bei noch höheren Durchsätzen kann es je nach Polymer auch zu helixförmigen Strukturen des Extrudats („stick-slip Effekt“) oder zu sehr unregelmäßigen Extrudatstrukturen kommen („Schmelzebruch“) [10].

3.4 Temperaturabhängigkeit der Scherviskosität

In der Regel lassen sich die bei unterschiedlichen Temperaturen gemessenen Viskositätsfunktionen der Schmelzen von Homopolymeren und von mischbaren Polymeren durch Verschiebung entlang einer 45°-Achse zu einer einzigen Kurve (*Masterkurve*) zusammenschieben.

Dies entspricht der Verschiebung entlang von Linien mit konstanter Schubspannung σ (siehe Bild 3.12). Von Vorteil ist diese Methode, weil damit durch die Verschiebung auch Daten außerhalb eines begrenzten experimentellen Fensters für die Scherraten oder Kreisfrequenzen gewonnen werden können (*Masterkurve*). Die *Form* der Viskositätsfunktion ändert sich durch Temperaturänderung also nicht.