

Kapillarrheometrie Abschätzen und Verkleinern des Dissipationseinflusses

Gert Robens und Horst H. Winter*

Die Viskosität von hochviskosen nicht-Newton'schen Stoffen wie Polymerschmelzen kann nicht unter isothermen Bedingungen gemessen werden, da beim Fließen ständig Dissipationswärme entsteht. Anhand von experimentellen und rechnerischen Untersuchungen wird gezeigt, daß die Temperaturerhöhung infolge von Dissipation klein gehalten werden kann, wenn zur möglichst weitgehenden Ausnutzung der Wärmeableitung das Verhältnis von Kanaloberfläche zu Kanalvolumen der Rheometerdüse möglichst groß ist. Für rheometrische Zwecke sollten daher Runddüsen mit kleinem Durchmesser D oder Schlitzdüsen mit geringer Spaltweite H eingesetzt werden. Die relative Düsenlänge L/D bzw. L/H wird hier von unabhängig bemessen.

1. Problemstellung

Die Scherviskosität von Polymerschmelzen hängt stark von der Temperatur und von der Schergeschwindigkeit (genauer: zweite Invariante des Deformationsgeschwindigkeitstensors) ab. Beim Messen der Viskosität wird im Flüssigkeitsvolumen relativ viel Fließarbeit dissipiert. Die Versuchsbedingungen sind nicht isotherm und es ist unklar, welcher Art von Mitteltemperatur die Viskositätswerte zugeordnet werden müssen.

Bei Kapillarrheometern kann zwar durch geeignete Temperierung erreicht werden, daß die Schmelze mit einheitlicher Temperatur vorgelegt wird [1]. Die beim Durchströmen der Rheometerdüse entstehende Dissipationswärme wird jedoch nur zum Teil an die Wandungen abgeleitet; der (meist) größere Teil bleibt in der Versuchsflüssigkeit und wird konvektiv aus der Düse transportiert. Ein Gleichgewichtsfeld, bei dem alle neu entstehende Dissipationswärme an die Wandungen abgeleitet wird, bildet sich in Rheometerdüsen nicht aus; mit dem Gleichgewichtsfeld (siehe zum Beispiel [2]) kann daher der Dissipationsfehler bei der Viskositätsmessung nicht beurteilt werden.

* Mitteilungen aus dem Institut für Kunststofftechnologie der Universität Stuttgart. Die vorliegende Arbeit wurde auf dem 3. Stuttgarter Kunststoffkolloquium (1973) vorgetragen.
 Dipl.-Ing. G. Robens und Dipl.-Ing. H. H. Winter sind Mitarbeiter am gleichen Institut.

2. Abschätzen des Dissipationsfehlers

Im ungünstigsten Fall bleibt die gesamte Dissipationswärme in der Flüssigkeit. Man kann die Temperaturerhöhung beim Durchfließen der Düse abschätzen, indem man annimmt, daß die Wandungen adiabat seien. Schenkel [3] errechnet hierfür die mittlere Temperaturerhöhung $\Delta \bar{T}$ thermodynamisch mit Hilfe der Zustandsgleichung von Spencer und Gilmore [4] als

$$\Delta \bar{T} = \frac{b^*}{c} \Delta p \quad (1)$$

b^* ist das Eigenvolumen der Moleküle, c die spez. Wärme und Δp der Druckabfall längs der Düse.

Die mittlere Temperaturerhöhung beim Durchströmen einer adiabaten Bohrung kann auf einfache Weise auch rheologisch berechnet werden ([3, 5]): Die mittlere spezifische Fließarbeit, die dissipiert wird, ist gleich der Druckdifferenz Δp zwischen Ein- und Auslauf. Mit der spez. Wärmekapazität ρc errechnet sich daraus

$$\Delta \bar{T} = \frac{\Delta p}{\rho c} \quad (2)$$

Aus dem rheologischen Ansatz erhält man etwa 17 bis 25% höhere Werte für $\Delta \bar{T}$ als aus dem thermodynamischen Gl. (1), bei dem die Abkühlung durch Expansion mitberücksichtigt wird.

Beschreibt man die Temperaturabhängigkeit der Viskosität mit einer Exponentialfunktion

$$\eta(T) = \eta(T_0) \cdot e^{-b(T - T_0)} \quad (3)$$

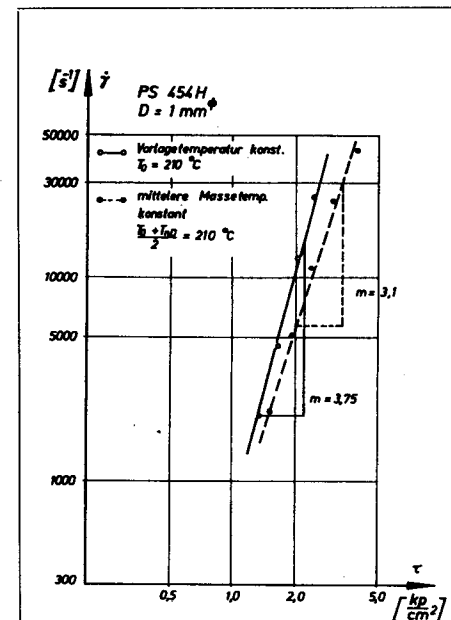
so erhält man näherungsweise für den relativen Dissipationsfehler

$$f = \frac{\eta(T) - \eta(T_0)}{\eta(T_0)} = e^{\frac{-b \cdot \Delta T}{2}} - 1 \quad (4)$$

T_0 und T sind die Vorlagetemperatur bzw. die mittlere Temperatur zwischen Ein- und Auslauf ($T = T_0 + \Delta \bar{T}/2$). Der Temperaturkoeffizient der Viskosität beträgt zum Beispiel für ein Polyäthylen niedriger Dichte $b \approx 0,05 \text{ K}^{-1}$ [6].

Der Dissipationsfehler kann bei den Messungen in erster Näherung ausgeschaltet werden, wenn als Bezugstemperatur der Mittelwert zwischen Vorlagetemperatur und

der durch Dissipation erhöhten Austrittstemperatur gewählt wird [7, 8]. Beim Aufnehmen einer Fließkurve bleibt dieser Mittelwert aber nicht konstant, da die dissipierte spezifische Fließarbeit (bei strukturviskosen Medien wie Polymerschmelzen unterproportional) mit der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_R$ zunimmt. Eine konstante mittlere Massetemperatur, auf die man die gesamte Fließkurve beziehen kann, ist experimentell nur dadurch zu erreichen, daß man für jeden Versuchspunkt die Vorlagetemperatur so lange ändert, bis der Mittelwert mit der gewünschten Bezugstemperatur übereinstimmt. Die gestrichelte Gerade in Bild 1 ist eine nach diesem Verfahren gemessene und damit temperaturkorrigierte Fließkurve. Im Vergleich dazu ist die Fließkurve, bei der nur die Vorlagetemperatur konstant gehalten



1: Einfluß der Wärmedissipation auf die Fließkurve T_0 und T_{nD} sind die Temperaturen am Düseninlauf bzw. -auslauf — Effect of the dissipation of heat on the flow curve. T_0 and T_{nD} are the temperatures at the inlet and the outlet of the nozzle — Influence de la dissipation de chaleur sur la courbe d'écoulement. T_0 et T_{nD} sont les températures à l'entrée et à la sortie de la buse

wurde, als durchgezogene Gerade eingezeichnet.

Durch Vernachlässigung der Temperaturerhöhung in den Kapillaren wird diese unkorrigierte Fließkurve mit steigender Schergeschwindigkeit immer mehr nach links, das heißt zu kleineren Viskositätswerten verschoben. Dies täuscht gegenüber der temperaturkorrigierten, gestrichelt gezeichneten Fließkurve eine zu niedrige scheinbare Viskosität vor, wie ein Vergleich der Fließexponenten m (des Potenzansatzes $\dot{\gamma} = \Phi \cdot \tau_m$ nach Ostwald und de Waele) zeigt. Im Grunde hat jeder Meßpunkt der unkorrigierten Fließkurve eine andere Bezugstemperatur, die sich von der Vorlagetemperatur um so mehr unterscheidet, je höher die jeweilige Schergeschwindigkeit ist. Wie unser Beispiel zeigt, können Fehler bis zu 40% auftreten, wenn man die Meßwerte auf die Vorlagetemperatur T_0 bezieht!

Wegen des langwierigen Suchens der für jeden Versuchspunkt richtigen Vorlagetemperatur ist das oben aufgezeigte Meßverfahren jedoch kaum für eine routinemäßige Rheometrie geeignet. Man sollte daher bestrebt sein, die Temperaturerhöhung durch eine günstige konstruktive Auslegung der Meßdüse möglichst gering zu halten.

3. Einfluß der Kapillargeometrie (bei $\dot{\gamma}_R = \text{konstant}$)

Bei der Kapillarrheometrie sind die Versuchsbedingungen (Schergeschwindigkeit an der Wand $\dot{\gamma}_R$, Temperaturniveau T_0) und die Stoffdaten vorgegeben. Außerdem muß bei elastischen Flüssigkeiten, wie es Polymerschmelzen sind, das Verhältnis von Düsenlänge zu Düsendurchmesser mindestens 10 sein ($L/D > 10$), damit die Einlaufeffekte praktisch abgeklungen sind [9]; bei vorgegebener Schergeschwindigkeit nimmt der Einfluß der Wärmedissipation mit steigendem L/D -Verhältnis zu. In der Wahl des L/D -Verhältnisses ist man also „nach unten“ durch rheologische und „nach oben“ durch thermische Einflüsse eingengt. Frei wählbar bei der Dimensionierung der Düse bleibt nur der Durchmesser. Die Frage lautet daher:

Wie sollte der Durchmesser der Rheometerdüse gewählt werden, um den Dissipationseinfluß möglichst klein zu halten?

Bei gleicher Schergeschwindigkeit an der Wand und gleichem L/D -Verhältnis, jedoch unterschiedlichem Durchmesser, stellt sich zwischen Ein- und Auslauf (wenn man von Temperatureffekten absieht) dieselbe Druckdifferenz ein: Aus der Impulsgleichung errechnet sich

$$\Delta p = 4 \eta_R \cdot \dot{\gamma}_R \cdot L/D \text{ mit } \eta_R = \eta(\dot{\gamma}_R) \quad (5)$$

Durch Ändern des Durchmessers läßt sich die durch Dissipation entstehende spezifische Wärmemenge nicht verringern. Man muß also versuchen, von der Dissipationswärme möglichst viel radial abzuleiten. Die

Düsenwandung sollte dabei auf dem Vorlage-Temperaturniveau T_0 gehalten werden.

Um dies zu erreichen, sollte die Péclet-Zahl ($Pe = D \dot{\gamma}_R / a$), die in diesem Anwendungsfall als das Verhältnis

$$Pe = \frac{\text{axiale Wärmekonvektion}}{\text{radiale Wärmeleitung}}$$

verstanden werden kann, möglichst klein sein. Bei $Pe = 1$ sind beide Wärmetransportvorgänge von derselben Größenordnung; bei $Pe < 2$ L/D stellt sich in der Kapillaren ein Gleichgewichtstemperaturfeld ein, bei dem alle neu entstehende Dissipationswärme radial an die Düsenwandung abgeleitet wird [15].

Die Péclet-Zahl ist dem Quadrat des Durchmessers proportional ($Pe \sim D^2$). Der Kapillarendurchmesser sollte demnach (bei konstantem L/D und $\dot{\gamma}_R$) möglichst klein gehalten werden, um die relativ niedrigsten Temperaturmittelwerte der die Teststrecke durchströmenden Masse zu erreichen.

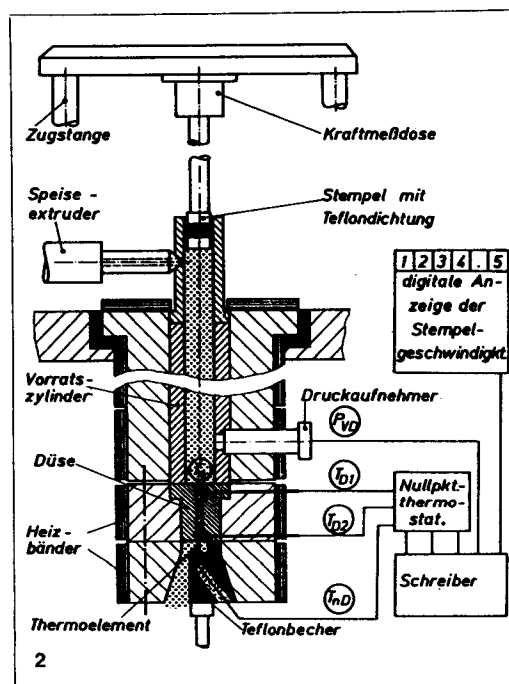
3.1. Experimentelle Untersuchungen

Die experimentellen Untersuchungen wurden an einem Hochdruckkapillarviskosimeter (Rheograph der Firma Göttfert Feinwerktechnik GmbH, Buchen) durchgeführt; die Prüfkammer mit dem Vorratszylinder ist in Bild 2 skizziert. Die Düse wird von einem mit der Prüfkammer verschraubten Düsenhalter aufgenommen. Sowohl Düse als auch der Vorratszylinder sind leicht auswechselbar. An den Düsenhalter schließt sich ein weiterer zylindrischer Ringkörper an, der die Wärmeabfuhr nach unten verhindert. Die Prüfkammer, der Düsenhalter und der Ringkörper werden über sieben getrennt regelbare Heizkreise beheizt, so

daß eine gleichmäßige Temperierung von Vorratszylinder und Düse gewährleistet ist. Der Vorratszylinder wird nicht wie üblich von Hand mit Granulat, sondern von einem kleinen Tischextruder mit Schmelze beschickt. Dadurch verringern sich die Wartezeiten bis zum Erreichen eines homogenen Temperaturfeldes im Vorratszylinder wesentlich. Außerdem vermeidet man die beim Beschicken mit Granulat häufig auftretenden, störenden Gaseinschlüsse.

Die Temperaturdifferenz in der Schmelzevorlage betrug bei unseren Versuchen maximal $\pm 0,5$ K. Zur Messung der Masseaustrittstemperatur wird ein Teflonbecher mit einem eingegossenen Thermoelement verwendet. Die Düsentemperatur wird mit zwei Thermoelementen gemessen, die weniger als 2 mm von der Kapillarenwand entfernt sind. Ziel der Versuche war es, die Temperaturerhöhung in der Düse möglichst gering zu halten. Dazu wurden Düsen mit demselben L/D -Verhältnis jedoch mit verschiedenen Durchmessern eingesetzt.

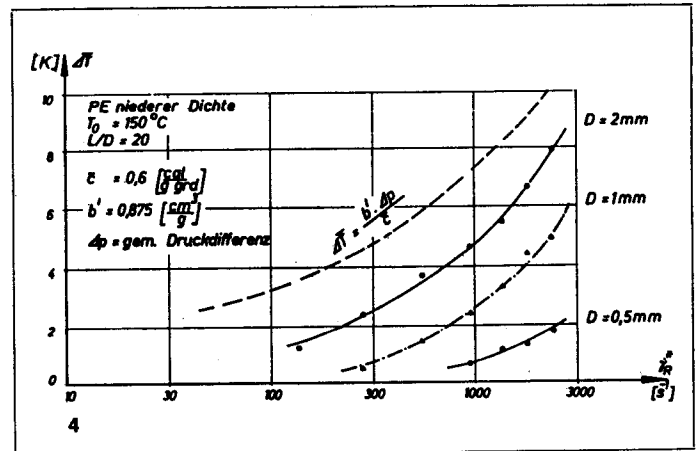
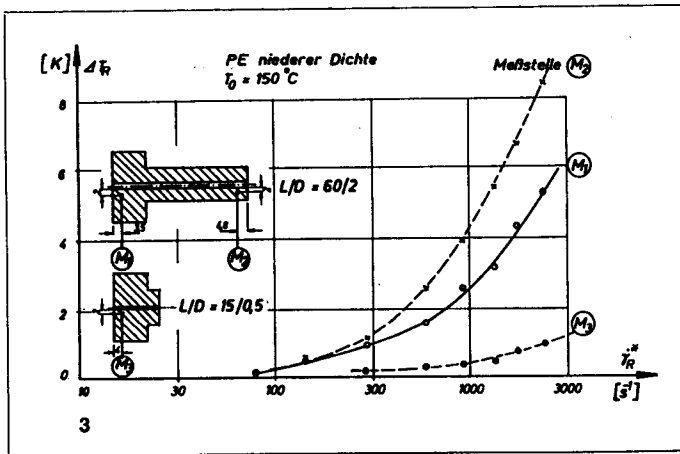
Die Düsenwandtemperaturen sind in Bild 3 als Funktion der scheinbaren Schergeschwindigkeit dargestellt. Bei der Düse mit dem Durchmesser $D = 2$ mm (Meßstellen M 1 und M 2) erhöht sich die Wandtemperatur wesentlich stärker als bei der Düse mit dem Durchmesser 0,5 mm (Meßstelle M 3). Pro Volumenelement wird in Düsen mit gleichem L/D -Verhältnis bei gleicher Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_R$ zwar etwa dieselbe Wärmemenge dissipiert; die insgesamt erzeugte Wärmemenge ist jedoch bei Düsen mit großem Durchmesser wesentlich größer als bei Düsen mit kleinem Durchmesser. Für die enge Kapillare reicht die Temperiereinrichtung daher aus, die durch Wärmeleitung in den Düsenkörper gelangte Wärmemenge abzuführen.



2: Prinzipskizze des Kapillarviskosimeters – Sketch showing the principle of the capillary viscosimeter – Croquis de principe du viscosimètre capillaire

3: Gemessene Erhöhung der Wandtemperaturen ΔT_R bei Kapillaren mit Durchmessern von 2 bzw. 0,5 mm – Measured increase in wall temperatures ΔT_R for capillaries of 2 and 0.5 mm diameter – Augmentation mesurée des températures des parois ΔT_R pour des capillaires de diamètres de 2 et 0,5 mm

4: Gemessene mittlere Erhöhung der Schmelzetemperatur $\Delta \bar{T}$ beim Durchströmen von Kapillaren. Parameter: Kapillaren-Durchmesser – Measured average increase in the temperature of the melt $\Delta \bar{T}$ during flow through capillaries. The parameter is the diameter of the capillaries – Augmentation moyenne mesurée de la température de la masse fondue $\Delta \bar{T}$ traversant les capillaires. Paramètre: le diamètre des capillaires



Für größere Düsen müßte die Temperaturvorrichtung jedoch aufwendiger gebaut werden, um die gleichen günstigen Wandbedingungen zu erhalten. Zur Beurteilung des Dissipationseinflusses interessieren jedoch weniger die thermischen Randbedingungen (also die Wandtemperaturen) als vielmehr die Temperaturerhöhung der Schmelze beim Durchströmen der Kapillaren.

In Bild 4 sind Beispiele für die Erhöhung der mittleren Massetemperatur $\Delta \bar{T}$ zwischen Ein- und Auslauf der Düse als Funktion der scheinbaren Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_R^* = 4\bar{v}/R$ gezeigt. Parameter ist der Düsendurchmesser D . Das L/D -Verhältnis ist für alle Düsen gleich 20.

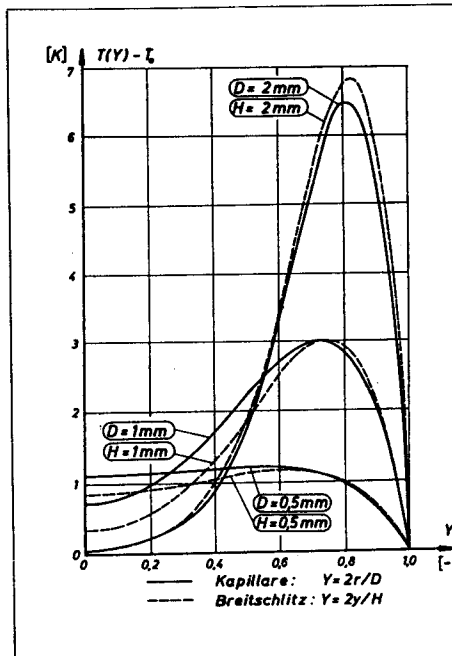
Bei Düsen mit großem Querschnitt ist diese mittlere Temperaturerhöhung wesentlich stärker als bei Düsen mit kleinem Querschnitt. Zum Vergleich sind die mit Gl. (1) berechneten, maximal möglichen Temperaturen ebenfalls in Bild 4 eingezeichnet.

3.2. Rechnerische Untersuchung

Die Masse erwärmt sich nicht gleichmäßig, da die Dissipationsfunktion (Produkt aus Schubspannung und Schergeschwindigkeit) eine Funktion des Radius ist. In der Mitte der Kapillaren wird überhaupt keine Wärme dissipiert, in den wandnahen Schichten dagegen sehr viel. Um den Einfluß der Wärmedissipation auf die Viskositätsmessung bestimmen zu können, sollte man das Temperaturfeld $T(r,z)$ in der gesamten Kapillaren kennen, und nicht nur die mittlere Temperaturdifferenz $\Delta \bar{T}$.

Das sich entwickelnde Temperaturfeld in einer Kapillaren wurde schon von mehreren Autoren ([10–13]) für nicht-Newton'sche Flüssigkeiten untersucht, ohne jedoch die Ergebnisse auf die Kapillarrheometrie anzuwenden. Untersuchungen an Newton'schen Flüssigkeiten ([5, 14]) können Tendenzen zeigen; als thermische Randbedingung sollten dabei jedoch eher „konstante Wandtemperatur“ als „adiabate Wandung“ (wie bei [5]) vorgegeben werden.

Für die vorliegenden Untersuchungen wurde ein vorhandenes Rechenprogramm [15] verwendet, mit dem die sich entwickelnden Temperatur- und Geschwindigkeitsfelder



5: Errechnete Temperaturprofile am Düsenauslauf. Parameter: Kapillaren-Durchmesser D bzw. Schlitzweite H . Vorgegeben für die Rechnung sind: isotherme Wandungen; Temperaturniveau am Einlauf $T_0 = 150^\circ \text{C}$; Schergeschwindigkeit an der Wand $\dot{\gamma} = 10^3 \text{ s}^{-1}$; Düsenlänge $L/D = 30$ bzw. $L/H = 30$; Stoffdaten von PE niedriger Dichte — Calculated temperature profile at the nozzle outlet. The parameters are the diameter of the capillaries D and the width of the slot H . Data given for the calculation are: isothermal walls; temperature level at the inlet $T_0 = 150^\circ \text{C}$; velocity of shear at the wall $\dot{\gamma} = 10^3 \text{ s}^{-1}$; length of nozzle $L/D = 30$ or $L/H = 30$. The data for the material are those for low-density polyethylene — Profils de température calculés à la sortie de la buse. Paramètre: diamètre des capillaires D ou largeur de la fente. Valeurs données pour ce calcul: parois isothermes; niveau de température à l'entrée: $T_0 = 150^\circ \text{C}$; vitesse de cisaillement à la paroi $\dot{\gamma} = 10^3 \text{ s}^{-1}$; longueur de la buse $L/D = 30$ ou $L/H = 30$; constantes de matériau du PE basse densité

für Kanäle mit Kreis-, Ringspalt- und Rechteckquerschnitten berechnet werden können. Die Viskosität wird dabei als temperatur- und schergeschwindigkeitsabhängig angenommen. Als thermische Randbedingung wird wahlweise ein gemessenes Temperaturprofil $T_R(z)$, isotherme Wandung ($T_R(z) = \text{konst.}$) oder adiabate Wandung vorgegeben.

In Bild 5 (durchgezogene Kurven) werden Beispiele von gerechneten Temperaturprofilen am Düsenauslauf für die Durchmesser 2, 1 und 0,5 mm gezeigt. Die Temperatur am Einlauf wird als konstant angenommen: $T(r,z = 0) = T_0$. Bei allen Kurven werden eine relative Düsenlänge $L/D = 30$, eine Schergeschwindigkeit an der Kapillarwand $\dot{\gamma}_R = 1000 \text{ s}^{-1}$ und die Stoffwerte eines Polyäthylens niedriger Dichte vorgegeben. Je größer der Düsendurchmesser ist, desto ungleichmäßiger wird die Temperaturverteilung, da die Wärmedissipation gegenüber der Wärmeleitung immer mehr an Einfluß gewinnt. Das einheitlichste Temperaturprofil über dem Radius ergibt sich für die Düse mit

dem kleinsten Durchmesser. Bei der Kapillaren mit $D = 2 \text{ mm}$ unterschätzt man den Dissipationsfehler, wenn man wie in Gl. (4) den Fehler auf die mittlere Temperaturerhöhung $\Delta \bar{T}$ bezieht. Die Rechnung ergibt, wie schon bei den Messungen festgestellt, den höchsten mittleren Temperaturanstieg in der größten Kapillaren. Bei diesem Beispiel: 3,1 K Temperaturerhöhung für die 2-mm-Düse gegenüber etwa 1,1 K bei der 0,5-mm-Düse.

Bei der Kapillaren mit großem Durchmesser ist der radiale Temperaturgradient an der Wand und damit auch die Wärmestromdichte an der Wand vergleichsweise am größten. Daraus erklärt sich auch, daß es bei den Experimenten mit Kapillaren großen Durchmessers schwer ist, isotherme Randbedingungen einzustellen (siehe Abb. 3). Zum Vergleich sind in Abb. 5 die errechneten Temperaturprofile am Auslauf einer Breitschlitzdüse gestrichelt eingezeichnet. Die Ergebnisse der Untersuchung an den Kapillaren sind also qualitativ auf Breitschlitzdüsen übertragbar.

4. Zusammenfassung und Vorschlag für eine Rheometerdüse

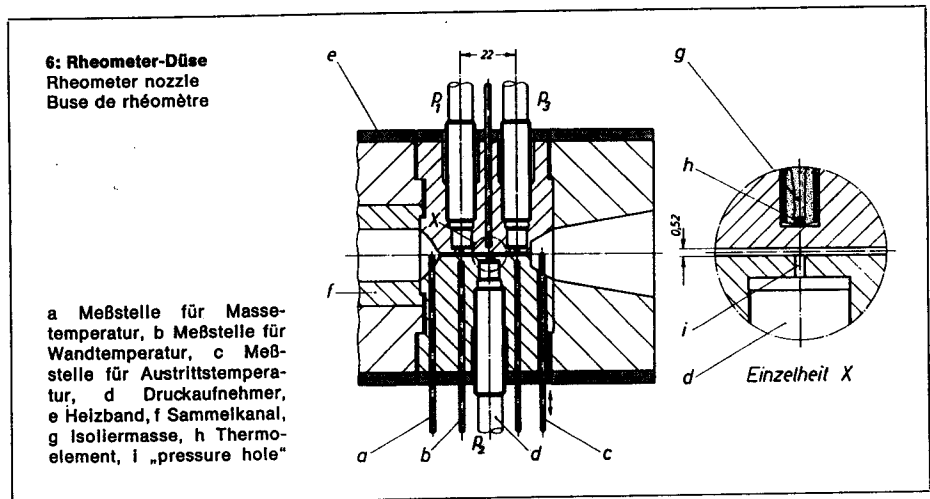
Zusammenfassend empfiehlt es sich, bei der Kapillarviskosimetrie kleine Düsenquerschnitte zu wählen:

1. ist die radiale Wärmestromdichte und damit der radiale Temperaturgradient in der Kapillarenwand am kleinsten; das heißt die Wandtemperatur kann leicht konstant gehalten werden.
2. sind die radialen Temperaturgradienten im Testmedium selbst sowie die Abweichungen von den angestrebten isothermen Versuchsbedingungen am geringsten.

Aus fertigungstechnischen Gründen können die Düsendurchmesser jedoch nicht beliebig klein ausgeführt werden. Außerdem müssen sie noch genau vermeßbar sein, da beim Berechnen der Schergeschwindigkeit der Durchmesser mit der 3. Potenz eingeht. Weiterhin besteht die Gefahr, daß zu kleine Düsen durch Verunreinigungen verstopfen. Ein Vorschalten von Filterpaketen vor dem Kapillarenlauf ist nicht zu empfehlen, da in den Filtern ein beträchtlicher Druck abgebaut wird. Dies führt zu einer unkontrollierten Temperaturerhöhung der vorgelegten Schmelze; außerdem erfordert es einen stärkeren Antrieb des Rheometers.

Der Einsatz von kleinen Runddüsen in der Kapillarrheometrie hat den weiteren Nachteil, daß die direkte Messung des Druckgradienten in der Kapillaren durch axial versetzte Druckmeßstellen nicht möglich ist. Die Druckmessung muß vor der Kapillaren erfolgen. Zur Korrektur der dabei mitgemessenen Einlaufdruckverluste sind Messungen mit mehreren Kapillaren gleichen Durchmessers aber verschiedener Länge nötig. Daher werden immer häufiger Schlitzdüsen eingesetzt, die eine direkte Messung des in der Kapillaren herrschenden Druckgradienten erlauben [16]. Unter Berücksichtigung der bei den Runddüsen gewonnenen Ergebnisse zur Verbesserung der thermischen Situation wurde am Institut für Kunststofftechnologie eine Schlitzdüse ausgelegt (Bild 6). Analog zu dem vorteilhaften kleinen Durchmesser bei Runddüsen hat die Schlitzdüse nur eine Spaltweite von 0,5 mm. Die Spaltbreite beträgt 8 und die Spaltlänge 36 mm. Der Druck wird, um die Strömung möglichst wenig zu stören, über kleine Bohrungen (sog. „pressure holes“) gemessen [17]. Die Breitschlitzdüse kann zum Vermessen und zum Reinigen leicht geöffnet werden.

Für thermisch empfindliche Materialien werden die Druckgeber so eingebaut, daß die Membran bündig mit der Kanalwand abschließt. Die Einbautoleranzen müssen dabei wesentlich kleiner sein als die Spaltweite der Düse, was bedeutet, daß der Spalt nicht enger als 0,5 mm sein darf. Die relativ kleine Spaltweite führt zu einer guten Wärmeleitung senkrecht zur Strö-



mungsrichtung und damit zu einer geringen Temperaturerhöhung der Prüfschmelze beim Durchströmen der Düse. Die kleine Querschnittsfläche hat den weiteren Vorteil, daß die Düse auch zu Messungen bei hohen Schergeschwindigkeiten an ein handelsübliches Kolbenrheometer angeschlossen werden kann.

Die Autoren bedanken sich bei Herrn Prof. Dr.-Ing. G. Schenkel für die kritische Durchsicht der Arbeit. Der Arbeitsgemeinschaft Industrieller Forschungsvereinigungen e. V. (AIF) wird für die finanzielle Unterstützung gedankt.

Nomenklatur

a	Temperaturleitfähigkeit [cm ² /s]
b	Temperaturkoeffizient der Viskosität [K ⁻¹]
c	spez. Wärmekapazität [J/kg K ⁻¹]
D	Kapillarendurchmesser [m]
H	Spaltweite der Schlitzdüse [m]
L	Düsenlänge [m]
m	Fließexponent
p	Druck, neg. Normalsp. auf die Wand [N/m ²]
Pe	Péclet-Zahl [Dv̄/a]
r	Koordinate [m]
T	Temperatur [°C]
T ₀	Temperatur am Einlauf [°C]
T _R	Wandtemperatur [°C]
v̄	mittlere Geschwindigkeit [m/s]
Y	dim.lose Koordinate, 2D/r bzw. 2H/y
y	Koordinate [m]
γ̇	Schergeschwindigkeit [s ⁻¹]
γ̇ _R	Schergeschwindigkeit an der Wand [s ⁻¹]
γ̇* _R	Scheinbare Schergeschwin- digkeit an der Wand [s ⁻¹], 8v̄/D bzw. 6v̄/H
η	Viskosität [Ns/m ²]
τ	Schubspannung [N/m ²]

Literatur:

- [1] Buck, M., und K. Kerk: Vergleichsmessungen der Schmelzviskosität an vier verschiedenen Viskosimetern von zum Teil sehr unterschiedlicher Bauart, *Rheologica Acta* 8, S. 372 – 381 (1969).
- [2] Martin, B.: Some analytical solutions for viscometric flows of power law fluids with heat generation and temperature dependent viscosity, *Int. J. Non-linear Mechanics* 2, S. 285 bis 301 (1967).
- [3] Schenkel, G.: Kunststofftechnologie I, Unveröffentlichtes Vorlesungsmanuskript (1967).
- [4] Spencer, R. S., und R. D. Gilmore: Equation of state for high polymers, *J. Appl. Phys.* 21, S. 523 – 526 (1950).
- [5] Gerrard, J. E., F. E. Steidler und J. K. Appeldoorn: Viscous heating in capillaries, *Ind. Engng. Chem.* 4, S. 332 – 339 (1965).
- [6] Winkler, G.: Beitrag zur Messung des Massedruckes mit Hilfe von „pressure holes“, Studien- und Diplomarbeit, Institut für Kunststofftechnologie der Universität Stuttgart (1973).
- [7] Gaitzsch, E.: Methode zur Aufnahme von Fließkurven unter thermisch vergleichbaren Bedingungen und einfache Auswertung von Fließkurven nach dem sinh-Gesetz, *Plaste und Kautschuk* 17, S. 749 – 752 (1970).
- [8] Maisch, W.: Messung von Fließkurven für normal- und schlagzähes Polystyrol bei hohen Schergeschwindigkeiten, Studienarbeit am Institut für Kunststofftechnologie der Universität Stuttgart (1972).
- [9] Bagley, E. B.: Endcorrections in the capillary flow of polyethylene, *J. Appl. Phys.* 28, S. 624 (1957).
- [10] Gee, R. E., und J. B. Lyon: Non isothermal flow of viscous non-Newtonian fluids, *Ind. Engng. Chem.* 49, S. 956 (1957).
- [11] Grisley, R. G., und I. A. Wiehe: Heat transfer to molten flowing polymers, *AIChE J.* 12, S. 308 bis 312 (1966).
- [12] Mennig, G.: Berechnung und Messung der Temperaturverteilung in hochzähigen, nicht-Newtonischen Polymerschmelzen beim Durchströmen eines röhrenförmigen Werkzeugs mit Kreisquerschnitt, Diss. Universität Stuttgart (1969).
- [13] Schlüter, H.: Berechnung des Wärmetransports in nicht-Newtonischen Flüssigkeiten bei laminarer Rohrströmung unter Berücksichtigung der Reibleistung, Diss. TU Berlin (1969).
- [14] Galili, N., und R. Takserman-Krozer: Heat effect in viscous flow through a pipe, *Israel J. Techn.* 9, S. 439 – 445 (1972).
- [15] Winter, H. H.: Thermische Einlaufstrecke bei der Strömung viskoser Medien in Kanälen mit Kreis-, Ring- und Rechteckquerschnitten, Vortrag vor dem Ausschuss Rheol. d. VTG, Würzburg 1973.
- [16] Eswaran, R., H. Janeschitz-Kriegl und J. Schiff: A slit viscometer for polymer melts, *Rheologica Acta* 3, S. 83 – 91 (1963).
- [17] Ehrmann, G., und H. H. Winter: Druckmessung mit Hilfe von „pressure holes“ – Meßgenauigkeit und Ansprechverhalten, *Kunststofftechnik* 12, S. 156 – 159 (1973).