

eingereicht/handed in: 28.02.2017
angenommen/accepted: 19.05.2017

**Dr.-Ing. habil. Kalman Geiger¹, Dr.-Ing. Gerhard A. Martin², Dipl.-Ing. Andreas Sobotta³,
Prof. Dr.-Ing. Christian Bonten¹**

¹Institut für Kunststofftechnik (IKT), Universität Stuttgart

²Kunststoff Prozess Technik Dr.-Ing. Martin GmbH

³Ingenieurbüro für Numerische Optimierungsmethoden INO

Numerische Simulation von Strömungsvorgängen in Extrusionswerkzeugen für teilvernetzte oder hochgefüllte Kunststoffschmelzen

Das Fließverhalten teilvernetzter oder hochgefüllter Kunststoffschmelzen wird mit einem neuen heuristischen Fließansatz beschrieben, der das strukturviskose Fließverhalten sowohl im Bereich niedriger als auch im Bereich hoher Schergeschwindigkeiten berücksichtigt. Der CARPOW-Ansatz ist eine Kombination des Potenzansatzes und des Carreau-Ansatzes. Er ermöglicht die Abbildung des Fließverhaltens von teilvernetzten oder hochgefüllten Kunststoffschmelzen im verarbeitungsrelevanten Schergeschwindigkeitsbereich in Extrusions- und Spritzgießwerkzeugen. Die Auslegungskriterien von Extrusionswerkzeugen sollen unter Berücksichtigung dieses Fließverhaltens erfüllt werden. Das führt zu neuen, gegenüber bisherigen gängigen Auslegungskonzepten modifizierten Konzepten im Falle teilvernetzter oder hochgefüllter Kunststoffschmelzen. Zwei praxisnahe Beispiele sollen die Vorgehensweise bei der Auslegung von Breitschlitz-Extrusionswerkzeugen aufzeigen.

Numerical Simulation of Flow Processes in Extrusion Tools for Partly Cross Linked or Highly Filled Polymer Melts

The flow behaviour of partly cross linked or highly filled polymer melts will be described with a new heuristic flow law, which takes in to account the pseudo plastic flow behaviour in the regime of low and high shear rates. The CARPOW-formula is a combination of power law and Carreau formula. It maps the flow behaviour of partly cross linked or highly filled polymer melts in process relevant shear rate ranges in extrusion and injection mold tools. The design criteria of extrusion tools should be full filled regarding this flow behaviour. That leads, compared with common design criteria, to new modified design concepts in the case of partly cross linked or highly filled polymer melts. Two praxis relevant examples should demonstrate the procedure in the case of extrusion slit dies.

Numerische Simulation von Strömungsvorgängen in Extrusionswerkzeugen für teilvernetzte oder hochgefüllte Kunststoffschmelzen

K. Geiger, G. A. Martin, A. Sobotta, C. Bonten

1 EINLEITUNG

Die Charakterisierung des Fließverhaltens von Kunststoffschmelzen bei Kunststoffverarbeitungs- und Kunststoffaufbereitungsprozessen ist aus mehreren, zum Teil miteinander eng verflochtenen Gründen notwendig. Das nicht-newtonsche Fließverhalten von Kunststoffschmelzen mit Füll-, und Verstärkungsstoffen (Glas-, Kohle- oder Naturfaser), teilvernetzten Makrophasen (thermoplastische Elastomere) oder chemisch modifizierten Makromolekülen muss mit einem geeignet gewählten heuristischen Fließansatz im gesamten verarbeitungsrelevanten Schergeschwindigkeitsbereich beschreibbar sein. Nur unter Zugrundelegung eines derartigen Fließansatzes ist es möglich, die Strömungsvorgänge in Fließkanälen mit Hilfe von 2D- und 3D-Simulationsmodellen mit der erforderlichen Genauigkeit zu beschreiben und zuverlässige Grundlagen für die Gestaltung von Extrusionswerkzeugen und Spritzgießkavitäten bereitzustellen. Heuristische Fließansätze sollen einfache Approximationsgleichungen sein, die in ihrem mathematischen Aufbau jedoch das im Experiment verifizierte Fließverhalten im gesamten Schergeschwindigkeitsbereich korrekt wiedergeben. Sie sollen zudem Parameter mit physikalischer Bedeutung enthalten, damit diese mit Struktur- und/oder Rezepturparametern der Kunststoffschmelze korrelierbar sind. In dem folgenden Beitrag wird ein neuer heuristischer Fließansatz zur Beschreibung des strukturviskosen Fließverhaltens von teilvernetzten und gefüllten Kunststoffen vorgestellt und die Parameteridentifikation dieses Ansatzes erläutert. Der Ansatz wird bei der Simulation der Strömungsvorgänge in Extrusionswerkzeugen angewendet und hierbei werden neue Gestaltungs- und Auslegungskonzepte zur Erfüllung der geforderten Auslegungskriterien erarbeitet. Für eine teilvernetzte und eine kurzglasfasergefüllte Kunststoffschmelze wird die unbedingte Notwendigkeit des neuen heuristischen Fließansatzes für die korrekte rheologische Auslegung von Breitschlitzwerkzeugen demonstriert.

2 HEURISTISCHER FLIESSANSATZ FÜR DIE VISKOSITÄTSFUNKTION VON HOCHGEFÜLLTEN UND TEILVERNETZTEN KUNSTSTOFFSCHMELZEN

Es ist empfehlenswert heuristische Fließansätze anzuwenden, die im gesamten Schergeschwindigkeitsbereich das Fließverhalten korrekt wiedergeben und andererseits flexibel genug sind, die messtechnisch erfassten Teilinformationen aus der Viskositätskurve hinreichend genau abzubilden. Ein neuer, das nicht-newtonsche Fließverhalten von teilvernetzten und von hochgefüllten Kunststoffschmelzen beschreibender, heuristischer Fließansatz wird in den nun folgenden Abschnitten kurz vorgestellt und seine Vor- und Nachteile diskutiert.

2.1 CARPOW-Ansatz

Bild 1 zeigt den prinzipiellen Verlauf einer Viskositätskurve von hochgefüllten oder von teilvernetzten Kunststoffcompounds.

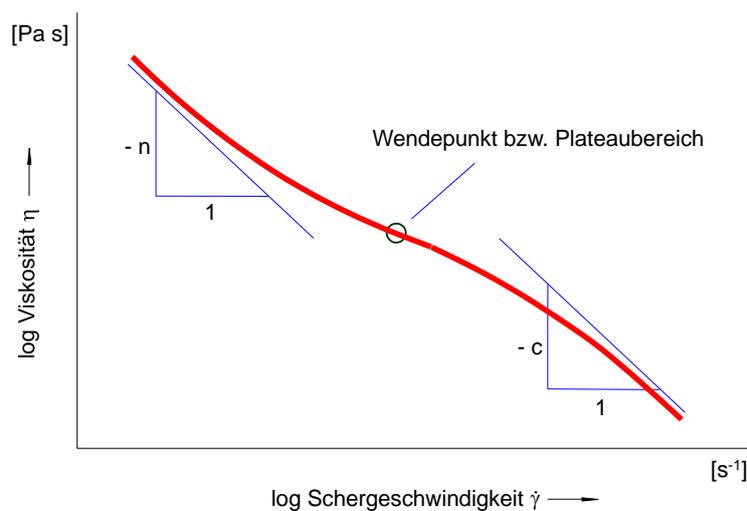


Bild 1: Viskositätskurve hochgefüllter oder teilvernetzter Kunststoffschmelzen in doppelt-logarithmischer Auftragung, beschrieben mit dem CARPOW – Ansatz [11]

Das Fließverhalten im Bereich hoher Schergeschwindigkeiten ist auch in diesem Fall durch Strukturviskosität gekennzeichnet. Im Gegensatz zu den homogenen, ungefüllten Kunststoffschmelzen steigt die Viskosität mit kleiner werdender Schergeschwindigkeit wieder an, ein Nullviskositätsbereich ist daher nicht erkennbar. Die beiden strukturviskosen Fließbereiche sind durch einen mehr oder weniger stark ausgeprägten Plateau- bzw. Wendepunktbereich bei mittleren Schergeschwindigkeiten verbunden.

Zur Beschreibung der im Bild 1 dargestellten Viskositätskurve wird ein neuer heuristischer Ansatz eingeführt [11]. Er ist eine Kombination des Potenzansatzes nach Ostwald/de Waele [1] und des Carreau-Ansatzes [3]. Er lautet:

$$\eta(\dot{\gamma}) = \frac{d}{\dot{\gamma}^n} + \frac{a}{(1 + b \cdot \dot{\gamma})^c}, \quad (1)$$

wobei für $\dot{\gamma}$ der Betrag $|\dot{\gamma}|$ zu setzen ist. In Gl. (1) stehen fünf Parameter (d , n , a , b und c) zur optimalen Anpassung des Ansatzes an Messwerte zur Verfügung. Die beiden Fließexponenten n und c sind dimensionslos, d hat die Dimension $[\text{Pa s}^{1-n}]$, a die Dimension der Viskosität $[\text{Pa s}]$ und b die Dimension der Zeit $[\text{s}]$. Die Exponenten n und c können nur im Intervall $[0,1]$ physikalisch sinnvolle Werte annehmen. In den nachfolgenden Ausführungen wird dieser Ansatz mit dem abgekürzten Namen CARPOW (CAR aus Carreau und POW aus power law) bezeichnet [11].

Der neu eingeführte CARPOW-Ansatz (1) hat den entscheidenden Vorteil, dass er an die in einem hinreichend weiten Schergeschwindigkeitsbereich erfassten Viskositätskurven gefüllter oder teilvernetzter Kunststoffschmelzen mit hoher Flexibilität und Genauigkeit anpassbar ist. Hierbei gibt Gl. (1) den asymptotischen Verlauf der Viskositätskurve für $\dot{\gamma} \rightarrow 0$ und $\dot{\gamma} \rightarrow +\infty$ korrekt wieder, sofern diese Schergeschwindigkeitsbereiche durch adäquate Messwerte abgesichert sind. Die Beschreibung von eindimensionalen Strömungsproblemen ist auch mit diesem Ansatz nur auf numerischem Weg möglich. Der Parameter d hat, wie bereits oben gezeigt, eine vom Fließexponenten n abhängige, physikalisch nicht eindeutige Dimension. Eine Normierungsmöglichkeit für die Schergeschwindigkeit und damit eine Umrechnung von d in einen Parameter mit physikalischer Dimension bietet der Wendepunkt bzw. Haltepunkt der Viskositätsfunktion. Die Vorgehensweise hierzu wird im Abschnitt 2.1.4 näher erläutert.

2.1.1 Anwendung des Ansatzes zur Auswertung rotations- und kapillarrheometrischer Messungen

Die komplexe Scherviskosität η^* (genauer der Betrag der komplexen Scherviskosität) als Funktion der Kreisfrequenz ω , die im Schwingungsversuch ermittelt wird, kann direkt unter Zugrundelegung eines ausgewählten heuristischen Fließansatzes abgebildet und dargestellt werden, wobei für die Scherviskosität η^* und für die Schergeschwindigkeit die Kreisfrequenz ω unter der Voraussetzung der Cox-Merz-Beziehung [9], die zumindest näherungsweise erfüllt sein soll, gesetzt werden. Die Cox-Merz-Beziehung wird meistens bei der Generierung komplexer Polymersysteme in der Kunststoffaufbereitung als gültig angenommen und die komplexe Scherviskosität als die stationäre Scherviskosität interpretiert. Bei den für die Ermittlung der komplexen Scherviskosität eingesetzten Rotationsrheometer Systemen Platte-Platte und Kegel-Platte sind keine Korrekturschritte erforderlich, solange die Schwingungsversuche im linear viskoelastischen Deformationsbereich durchgeführt werden.

Kapillarrheometer-Systeme gestatten die Ermittlung der Viskositätsfunktion einer Kunststoffschmelze in einem weiten, verarbeitungsrelevanten Schergeschwindigkeitsbereich. Ein grundlegendes Problem der Kapillarrheometrie ist die Tatsache, dass eine inhomogene Schergeschwindigkeitsverteilung bei der Druckströmung im jeweiligen Fließkanal des Hochdruck-Kapillarrheometers (Kreiskapillare, Flachsclitz) vorliegt. Bild 2 zeigt die Schubspannungs-, Schergeschwindigkeits- und Geschwindigkeitsverteilung bei einer Druckströmung im Flachsclitz.

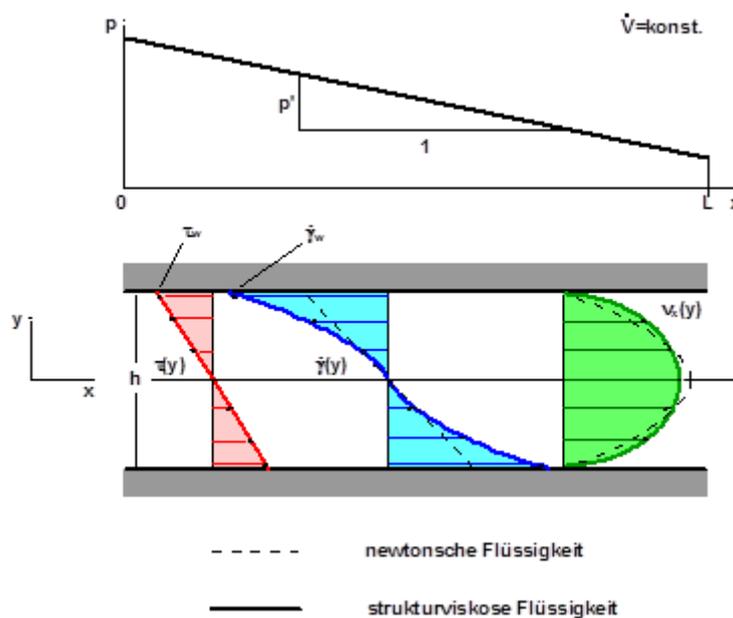


Bild 2: Schubspannungs-, Schergeschwindigkeits- und Geschwindigkeitsverteilung im Flachsclitzkanal bei einer Druckströmung von newtonschen und strukturviskosen Fluiden

Aufgrund der nichtlinearen Schergeschwindigkeitsverteilung, die bei nicht-newtonschen Flüssigkeiten durch die Schergeschwindigkeitsabhängigkeit der Viskosität zustande kommt, muss zur Bestimmung der „wahren“ Schergeschwindigkeit und damit der „wahren“ Scherviskosität neben dem jeweiligen Messpunkt der „scheinbaren“ Fließkurve (Wandschubspannung: $\tau_w = \tau(y=h/2) = \tau$, „scheinbare“ Wandschergeschwindigkeit: $\dot{\gamma}_w^* = \dot{\gamma}^*(y=h/2) = \dot{\gamma}_s$, bestimmt aus Druckgradienten bzw. Volumendurchsatz) auch die Steigung der „scheinbaren“ Fließkurve $d\dot{\gamma}_s / d\tau$ nach Weissenberg - Rabinowitsch [7] gemäß der Gleichung

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{\tau}{\dot{\gamma}_s} \cdot \frac{d\dot{\gamma}_s}{d\tau} \right) \cdot \dot{\gamma}_s = \left(\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{d \lg \dot{\gamma}_s}{d \lg \tau} \right) \cdot \dot{\gamma}_s \quad (2)$$

herangezogen werden. Gl. (2) ist - entgegen der weit verbreiteten Terminologie - keine Korrekturgleichung sondern eine Transformationsvorschrift für die

Ermittlung der geometrieminvarianten, „wahren“ Viskositätsfunktion eines Fluids. Die Steigung $d\dot{\gamma}_s / d\tau$ gewinnt man, indem man die „scheinbare“ Fließ- oder Viskositätskurve mit einer Gleichung, die bei jedem Messpunkt stetig differenzierbar ist, abbildet bzw. approximiert. Da die „scheinbare“ Fließ- und Viskositätskurve die gesamte Information über das Fließverhalten des Fluids bereits enthält, ist es zweckmäßig den heuristischen Fließansatz schon für die „scheinbare“ Fließ- bzw. Viskositätskurve zu unterstellen. Mit diesem Ansatz kann dann die in Gl. (2) geforderte Steigung $d\dot{\gamma}_s / d\tau$ berechnet werden. Alle weiteren Auswerteschritte für die Bestimmung der „wahren“ Schergeschwindigkeit und der Parameter der „wahren“ Viskositätsfunktion sind dann lediglich Umrechnungen, deren Grundlagen in den nachfolgenden Abschnitten für den neuen heuristischen Fließansatz hergeleitet werden.

2.1.2 Asymptotik der Weissenberg - Rabinowitsch Auswertegleichung

Die Parameter des Ansatzes für die „scheinbare“ Viskositätskurve werden mit einem nichtlinearen Approximationsverfahren numerisch identifiziert. Die Parameter für die Viskositätsfunktion („wahre“ Viskositätskurve) werden dann mit den Parametern des Ansatzes für die „scheinbare“ Viskositätskurve ermittelt, wobei der asymptotische Verlauf der Viskositätskurve für $\dot{\gamma}_s \rightarrow 0$ und $\dot{\gamma}_s \rightarrow \infty$ untersucht und daraus die Umrechnungsgleichungen für die Ansatzparameter bestimmt werden [5]. Exponenten, wie n und c in Gl. (1) werden für die „wahre“ und die „scheinbare“ Viskositätskurve gleichgesetzt. Ferner wird der Parameter a in Gl. (1) für die „scheinbare“ und die „wahre“ Viskositätskurve gleichgesetzt. Dieser Invarianz des Parameters a bezüglich der Korrektur (siehe Gl. (2)) folgt daraus, dass „wahre“ und „scheinbare“ Schergeschwindigkeiten im Plateaubereich der Viskositätskurve mit $d\lg\dot{\gamma}_s / d\lg\tau = 1$ gemäß Gl. (2), übereinstimmen. Sie wird für a in Gl. (1) auch dann angenommen, wenn die Viskositätskurve im Wendepunkt keinen ausgeprägten Plateaubereich aufweist (siehe: $d\lg\dot{\gamma}_s / d\lg\tau > 1$ in Gl. (2), Bild 1). Der unter Zugrundelegung dieser Annahmen für die Approximation der „scheinbaren“ Viskositätskurve geltende Ansatz ist wie folgt formuliert:

$$\eta_s(\dot{\gamma}_s) = \frac{d_s}{\dot{\gamma}_s^n} + \frac{a}{(1 + b_s \cdot \dot{\gamma}_s)^c} \quad (3)$$

Die mit s indizierten Variablen ($\dot{\gamma}_s$, η_s) und die Parameter b_s , und d_s in der Gl. (3) stehen für die „scheinbare“ Viskositätskurve.

Die Asymptotik des CARPOW-Ansatzes (3) für die „scheinbare“ Viskositätskurve in der für den **Flachschnitt** spezifizierten Korrekturgleichung

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{\tau}{\dot{\gamma}_s} \cdot \frac{d\dot{\gamma}_s}{d\tau} \right) \cdot \dot{\gamma}_s = \left(\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot E(\dot{\gamma}_s) \right) \cdot \dot{\gamma}_s \quad (4)$$

wird für $\dot{\gamma}_s \rightarrow 0$ und $\dot{\gamma}_s \rightarrow \infty$ untersucht. Gleiche Grenzwertbetrachtungen gelten für die **Kreiskapillare** mit der Korrekturgleichung

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{3}{4} + \frac{1}{4} \cdot \frac{\tau}{\dot{\gamma}_s} \cdot \frac{d\dot{\gamma}_s}{d\tau} \right) \cdot \dot{\gamma}_s = \left(\frac{3}{4} + \frac{1}{4} \cdot E(\dot{\gamma}_s) \right) \cdot \dot{\gamma}_s \quad (4a)$$

Die Ergebnisse dieser Grenzwertbetrachtungen gestatten dann die Umrechnung der Parameter b_s und d_s aus dem CARPOW-Ansatz (3) der „scheinbaren“ Viskositätskurve in die Parameter b und d des CARPOW-Ansatzes (1) der „wahren“ Viskositätskurve.

Das asymptotische Verhalten der Gl. (3) muss sowohl für $\dot{\gamma}_s \rightarrow 0$ als auch für $\dot{\gamma}_s \rightarrow \infty$ untersucht werden. Folgende Grenzwerte gelten:

$$\lim_{\dot{\gamma}_s \rightarrow 0} E(\dot{\gamma}_s) = \frac{1}{1-n} \quad (5)$$

$$\lim_{\dot{\gamma}_s \rightarrow \infty} E(\dot{\gamma}_s) = \frac{1}{1-c} \quad (6)$$

Mit den Gln. (4) - (6) bzw. (4a) - (6) sind die Grundlagen für die Umrechnung der Parameter b_s , und d_s des Ansatzes (3) in die Parameter b , und d des Ansatzes (1) geschaffen.

2.1.3 Berechnung der Parameter der „wahren“ Viskositätsfunktion

Der Parameter d des CARPOW-Ansatzes (1) wird aus der Asymptotik der Gl. (4) für $\dot{\gamma}_s \rightarrow 0$ mit der Gl. (3) für den Flachschnitt gemäß der Gleichung

$$d = \left(\frac{3-3 \cdot n}{3-2 \cdot n} \right)^{1-n} \cdot d_s \quad (7)$$

berechnet. Der Parameter b des CARPOW-Ansatzes (1) erhält man schließlich aus der Asymptotik der Gl. (3) für $\dot{\gamma}_s \rightarrow \infty$ mit den Gln. (3) und (4) zu

$$b = \left(\frac{3-2 \cdot c}{3-3 \cdot c} \right)^{\frac{1}{c}-1} \cdot b_s \quad (8)$$

Die „wahren“ Schergeschwindigkeiten lassen sich unter Zugrundelegung der Gln. (3) und (4) wie folgt berechnen:

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{a + d_s \cdot (1 + b_s \cdot \dot{\gamma}_s)^c \cdot \dot{\gamma}_s^{-n}}{(1-n) \cdot d_s \cdot (1 + b_s \cdot \dot{\gamma}_s)^c \cdot \dot{\gamma}_s^{-n} + a \cdot \frac{1 + (1-c) \cdot b_s \cdot \dot{\gamma}_s}{1 + b_s \cdot \dot{\gamma}_s}} \right) \cdot \dot{\gamma}_s \quad (9)$$

Die Berechnung der Parameter des Ansatzes (3) für die „wahre“ Viskositätsfunktion und der „wahren“ Schergeschwindigkeiten mit dem Ansatz (3) im Falle der **Kreiskapillare** erfolgt gemäß den Gln. (7a- 9a)

$$d = \left(\frac{4 - 4 \cdot n}{4 - 3 \cdot n} \right)^{1-n} \cdot d_s \quad , \quad (7a)$$

$$b = \left(\frac{4 - 3 \cdot c}{4 - 4 \cdot c} \right)^{\frac{1}{c} - 1} \cdot b_s \quad , \quad (8a)$$

$$\dot{\gamma} = \left(\frac{3}{4} + \frac{1}{4} \cdot \frac{a + d_s \cdot (1 + b_s \cdot \dot{\gamma}_s)^c \cdot \dot{\gamma}_s^{-n}}{(1-n) \cdot d_s \cdot (1 + b_s \cdot \dot{\gamma}_s)^c \cdot \dot{\gamma}_s^{-n} + a \cdot \frac{1 + (1-c) \cdot b_s \cdot \dot{\gamma}_s}{1 + b_s \cdot \dot{\gamma}_s}} \right) \cdot \dot{\gamma}_s \quad . \quad (9a)$$

2.1.4 Einführung eines Konsistenz-Parameters d_k in den CARPOW - Ansatz für gefüllte oder teilvernetzte Kunststoffschmelzen

Bild 1 zeigt den prinzipiellen Verlauf der Viskositätskurve einer gefüllten oder teilvernetzten Kunststoffschmelze mit zwei strukturviskosen Fließbereichen. Der Übergang vom ersten, bei niedrigen Schergeschwindigkeiten liegenden Fließbereich zum zweiten, bei hohen Schergeschwindigkeiten liegenden wird von einem Wendepunkt bei $\dot{\gamma} = \dot{\gamma}_{We}$ markiert. Dieser Wendepunkt der Viskositätskurve kann mit hoher Genauigkeit bestimmt werden, sofern die beiden strukturviskosen Fließbereiche mit hinreichend vielen Messwerten $\langle \eta; \dot{\gamma} \rangle$ abgesichert sind. Er hat zugleich auch eine physikalische Bedeutung; er kennzeichnet den Übergang des plastischen Fließens der gefüllten oder teilvernetzten Schmelze zum strukturviskosen Fließen, das im Wesentlichen nur noch vom Matrixpolymer bestimmt wird.

Der Wendepunkt $\eta_{We}(\dot{\gamma}_{We})$ der Viskositätskurve kann zur Normierung der Schergeschwindigkeit im CARPOW-Ansatz (1) und damit für die Darstellung eines die Zähigkeit gefüllter oder teilvernetzter Systeme charakterisierenden, sogen. Konsistenz-Parameters, d_k , herangezogen werden. Der erste Term der Gl. (1) kann mit einer Normierungskonstante b_1 wie folgt umgeschrieben werden:

$$\frac{d}{\dot{\gamma}^n} = \frac{d_k}{(b_1 \cdot \dot{\gamma})^n} \quad , \quad (10)$$

wobei b_1 die Dimension der Zeit und d_k die Dimension der Viskosität hat. Setzt man $b_1 = \dot{\gamma}_{We}^{-1}$, so erhält man d_k zu

$$d_k = d \cdot \dot{\gamma}_{We}^{-n} \quad . \quad (11)$$

Die Wendepunktschergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{We}$ wird aus der doppeltlogarithmisch dargestellten Viskositätsfunktion numerisch ermittelt (zweite Ableitung wird gebildet und die Nullstelle des Ausdrucks wird iterativ ermittelt) und in die Gl. (1) wie folgt eingesetzt:

$$\eta(\dot{\gamma}) = d_k \cdot \left(\frac{\dot{\gamma}_{We}}{\dot{\gamma}} \right)^n + \frac{a}{(1 + b \cdot \dot{\gamma})^c} \quad (12)$$

Dieser Normierungsschritt für die Schergeschwindigkeit im ersten strukturviskosen bzw. plastischen Fließbereich der Viskositätsfunktion lässt einen Konsistenz-Parameter d_k gefüllter oder teilvernetzter Kunststoffschmelzen einführen und schafft hiermit eine Basis für die Analyse des Einflusses von Füllstoffkonzentration oder vernetzter Anteile in der Schmelze auf deren plastisches Fließverhalten bei niedrigen Schergeschwindigkeiten. Der CARPOW-Ansatz (1) bietet ferner die Möglichkeit, Strömungsvorgänge bei langsam fließenden glas- oder naturfasergefüllten Kunststoffschmelzen beim Spritzpressen und -prägen zu berechnen und damit Optimierungskriterien für Werkzeugauslegung und Prozessführung aufzustellen.

2.1.5 Temperaturinvariante Darstellung der heuristischen Fließansätze

Rheologische Stoffwertfunktionen können unter Zugrundelegung des Boltzmann'schen Zeit-Temperatur-Superpositionsprinzips durch Einführen einer Temperaturverschiebungsfunktion $a_T(T)$ temperaturinvariant dargestellt werden. Die Fließexponenten n und c des CARPOW-Ansatzes (1) werden als temperaturinvariant angenommen. Nach Einführen der temperaturabhängigen Verschiebungsfunktion $a_T(T)$ erhält man die Gleichung:

$$\eta(\dot{\gamma} | T) = \frac{a_T \cdot d(T_0)}{(a_T \cdot \dot{\gamma} | T)^n} + \frac{a_T \cdot a(T_0)}{(1 + a_T \cdot b(T_0) \cdot \dot{\gamma} | T)^c} \quad (13)$$

Mit der Schergeschwindigkeit im Wendepunkt, $\dot{\gamma}_{We} = b_1^{-1}$, kann Gl. (13) auch wie folgt dargestellt werden:

$$\eta(\dot{\gamma} | T) = \frac{a_T \cdot d_k(T_0)}{(a_T \cdot b_1(T_0) \cdot \dot{\gamma} | T)^n} + \frac{a_T \cdot a(T_0)}{(1 + a_T \cdot b(T_0) \cdot \dot{\gamma} | T)^c} \quad (14)$$

Die Temperaturabhängigkeit der Verschiebungsfunktion $a_T(T)$ kann beispielsweise mit der Arrhenius-Gleichung (bevorzugt für teilkristalline Kunststoffe)

$$a_T = \exp \left[\frac{E}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right] \quad (15)$$

beschrieben werden, wobei E für die Aktivierungsenergie, R für die universelle Gaskonstante und T_0 für eine, im zugrundeliegenden Temperaturbereich gewählte Bezugstemperatur stehen.

Die Parameter des heuristischen Fließansatzes und der eingeführten Temperaturverschiebungsfunktion $a_T(T)$ können numerisch identifiziert werden. Für den, im doppeltlogarithmischen Zahlenraum nicht-linearen CARPOW-Ansatz, kann die Parameteridentifikation mit MATLAB [6] durchgeführt werden. Das numerische Levenberg-Marquardt-Verfahren wird hierbei zur Minimierung

der Fehlerquadratsumme für die Optimierung der Ansatzparameter bezüglich der gemessenen Viskositätskurve angewendet.

2.2 Analytische Berechnung von charakteristischen Zustandsgrößen in Scherströmungen

Rheologische Fließansätze, deren Parameter anhand gemessener Viskositätsfunktionen identifiziert werden, gestatten die Berechnung charakteristischer Zustandsgrößen in eindimensionalen Scherströmungen. Zu diesen Strömungsformen zählen die Strömungen in Breitschlitzwerkzeugen, in kreiszylindrischen Ringspaltkanälen, in zylindrischen Vollkreiskanälen u.a.. Vorgabegrößen sind im Allgemeinen die Fließkanalgeometrie (Schlitzhöhe, h , Innen- und Außendurchmesser des zylindrischen Ringspaltes, $\varnothing D_i$ und $\varnothing D_a$, Durchmesser des Vollkreiskanals, $\varnothing D$), Massedurchsatz \dot{m} und die Parameter des anzuwendenden Fließansatzes. Beispielfhaft kann die „scheinbare“ Wandschergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{ws}$ direkt mit dem Volumendurchsatz \dot{V} (ermittelt aus dem Massedurchsatz \dot{m} mit der Schmelzedichte ρ) gemäß den Gleichungen bei schlitzförmigen Fließkanälen

$$\dot{\gamma}_{ws} = \frac{6 \cdot \dot{V}}{w \cdot h^2} \quad (16)$$

und bei kreisförmigen Fließkanälen

$$\dot{\gamma}_{ws} = \frac{32 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot D^2} \quad (17)$$

berechnet werden. Die eindeutige Zuordnung der Parameter der „wahren“ und der „scheinbaren“ Fließansätze zueinander (im Falle des CARPOW-Ansatzes: $d \leftrightarrow d_s$, Gl. (7) bzw. Gl. (7a) und $b \leftrightarrow b_s$, Gl. (8) bzw. Gl. (8a)) ermöglicht die „wahre“ Schergeschwindigkeit mit den zugrunde gelegten Fließansatzparametern gemäß der Gl. (9) bzw. Gl. (9a) in schlitz- und kreisförmigen Fließkanälen mit den Gln. (16) bzw. (17) analytisch zu berechnen.

3 BEISPIELE FÜR EINE TEILVERNETZTE UND EINE HOCHGEFÜLLTE KUNSTSTOFFSCHMELZE

3.1 Thermoplastisches Elastomer

Die mechanischen und elastischen Eigenschaften (Zugspannung, Bruchdehnung) von Polypropylen (PP) / Elastomer (EPDM) - Blends (TPE) können gesteigert werden, wenn die Elastomerphase während der Compounding dynamisch vernetzt wird. Das organosilangepfropfte EPDM wurde unter

Einwirkung von Schub- und Normalspannungen in der überlagerten Scher- und Dehnströmung zwischen dichtkämmenden Schnecken- und Knetelementen eines gleichsinnig drehenden Zweiwellenkneters mit dem PP vermischt [8]. PP / EPDM - Elastomere, die mit und ohne organosilangefropften EPDM compounding wurden, werden in dem nachfolgenden Beispiel hinsichtlich ihrer Fließeigenschaft verglichen.

Der PP-Gewichtsanteil in allen zu vergleichenden PP / EPDM - Blends betrug 35 Gew. %. Die Viskosität des EPDM's war sehr viel höher als die des PP's. Bei diesem großen Viskositätskontrast war das PP im resultierenden physikalischen Blend mit dem ungefropften EPDM dispers verteilt, wobei das PP makroskopisch ausgedehnte Bereiche in der kontinuierlichen, hochviskosen EPDM - Matrix einnahm. Beim organosilangefropften EPDM trat hingegen eine Phaseninversion im PP / EPDM - Compound während des dynamischen Vernetzungsvorgangs in den Knetblöcken des Doppelwellenkneters ein. Die teilvernetzten EPDM - Partikeln waren jetzt in einer kontinuierlichen PP - Phase dispers verteilt. Durch ihren hohen Gewichtsanteil stellten die teilvernetzten EPDM - Partikeln eine beträchtliche Fließbehinderung dar.

Thermoplastische Elastomere können demnach als physikalisches Blend mit i.a. nicht vermischten Elastomer- und Thermoplastphase oder als dynamisch vernetztes Blend mit teilvernetzten Elastomerpartikeln in der kontinuierlichen Thermoplastmatrix generiert werden. Beim letzteren kann ein thermoplastisch verarbeitbares TPE mit den Grundeigenschaften eines Elastomers gewonnen werden. Die entropieelastischen Eigenschaften des TPE können über dem Gelgehalt der teilvernetzten Elastomerpartikel beeinflusst bzw. eingestellt werden. Bild 3 zeigt die komplexe Scherviskosität η^* als Funktion der Kreisfrequenz ω vom physikalischen und vom dynamisch vernetzten PP / EPDM - Blend in doppeltlogarithmischer Auftragung, die unter der Annahme der Cox-Merz-Regel [9] als stationäre Scherviskositätsfunktion interpretiert wird. Neben den Messpunkten sind auch die mit dem numerisch angepassten CARPOW - Ansatz berechneten Viskositätsverläufe im Diagramm eingezeichnet.

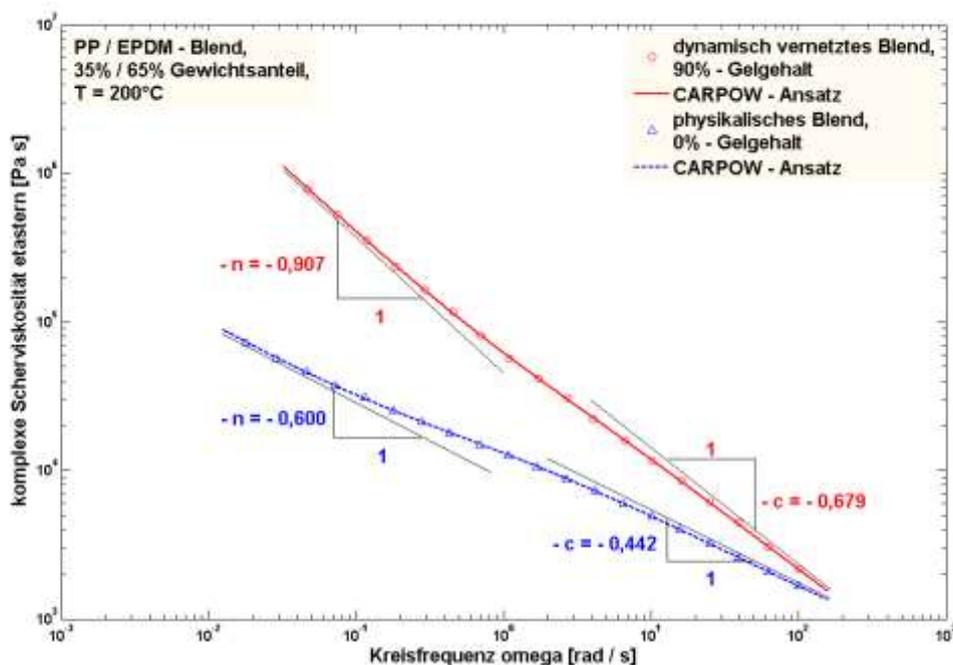


Bild 3: Komplexe Scherviskosität η^* als Funktion der Kreisfrequenz ω von einem physikalischen und einem dynamisch vernetzten PP / EPDM - Blend, PP / EPDM - Gewichtsanteil: 35% / 65%, $T=200^\circ\text{C}$

Während das physikalische Blend die charakteristische komplexe Scherviskositätsfunktion eines nichtlinear-viskoelastischen Fluids mit einer leichten Fließbehinderung bei niedrigen Kreisfrequenzen aufweist, hat die $\eta^*(\omega)$ -Kurve des dynamisch vernetzten Blends im Bereich niedriger Kreisfrequenzen annähernd die Steigung -1 , die auf das plastische Fließverhalten eines Festkörpers mit Fließgrenze hinweist (siehe auch die markierten Steigungen bei niedrigen Kreisfrequenzen im Bild 3). Das Fließverhalten des physikalisch und des dynamisch vernetzten PP / EPDM - Blends wird hingegen im Bereich hoher Kreisfrequenzen von der kontinuierlichen PP - Phase bestimmt. Man kann dann das Polypropylen als Matrix einer Dispersion mit vernetzten Kautschukteilchen (Gelanteil: 90%) ansehen und die nur leicht angestiegene Viskosität gegenüber der des Matrixpolymers auf die Fließbehinderung dieser elastischen „Füllstoffe“ zurückführen. Der Wendepunkt der $\eta^*(\omega)$ - Kurve deutet den Übergang vom plastischen Fließen eines Festkörpers, das von der Wechselwirkung zwischen den Kautschukteilchen untereinander und mit der PP - Matrix bestimmt wird, zum strukturviskosen Fließen eines Fluids, das weitgehend nur noch vom Matrixpolymer bestimmt wird, an.

Der Gelgehalt in den dynamisch vernetzten EPDM - Teilchen beeinflusst entscheidend die Ausbildung der Morphologie des PP / EPDM - Blends und wirkt sich somit auf das Fließverhalten der Schmelze aus. Dieses vom

Gelgehalt abhängige Fließverhalten ist mit den $\eta^*(\omega)$ - Kurven im Bild 4 eindrucksvoll gezeigt.

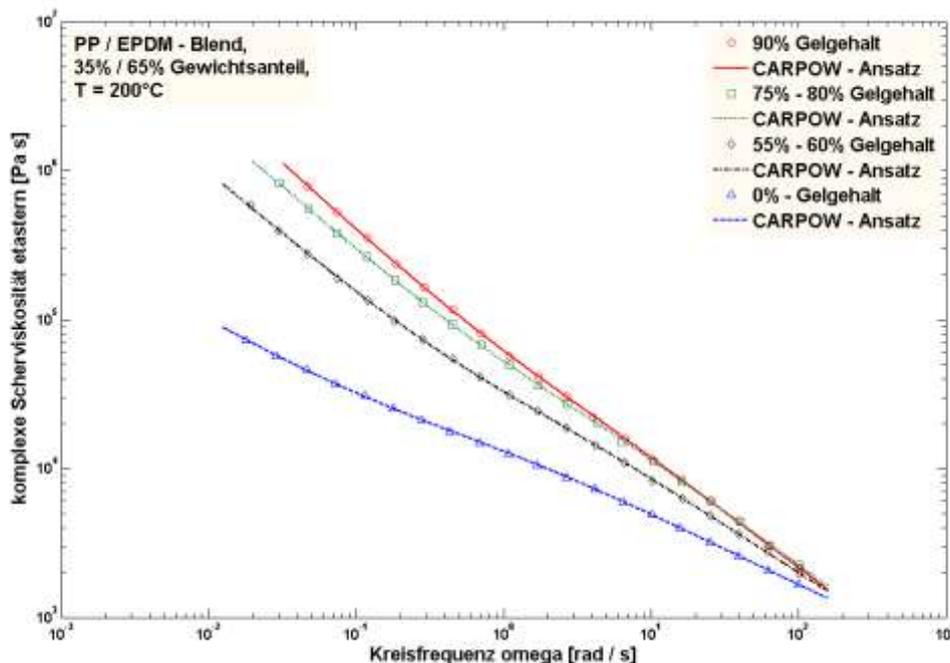


Bild 4: Komplexe Scherviskosität η^* als Funktion der Kreisfrequenz ω von dynamisch vernetzten PP / EPDM - Blends mit unterschiedlichem Gelgehalt, PP / EPDM - Gewichtsanteil: 35% / 65%, $T=200^\circ\text{C}$

Mit steigendem Gelgehalt des vernetzten EPDM wird das plastische Fließverhalten im Bereich niedriger Kreisfrequenzen immer stärker ausgeprägt. Tabelle 1 enthält die Parameter des CARPOW - Ansatzes sowie die komplexe Scherviskosität η_{We}^* und die Kreisfrequenz ω_{We} beim jeweiligen Wendepunkt und den Konsistenz - Parameter d_k , gemäß Gl. (11). Man erkennt mit steigendem Gelgehalt eine leichte Verschiebung des Wendepunktes zu höheren Kreisfrequenzen hin und einen signifikanten Anstieg des Konsistenz - Parameters. Das bestätigt die Änderung des Fließverhaltens von dynamisch vernetzten PP / EPDM - Blends im Sinne eines elastischen Festkörpers mit Fließgrenze (siehe hierzu auch den ersten Fließexponenten n in der Tabelle 1).

PP / EPDM – Blend	Parameter des CARPOW - Ansatzes					Wendepunkt der $\eta^*(\omega)$ - Funktion		Konsis- -tenz - Param.
	d	n	a	b	c	η_{We}^*	ω_{We}	
Gelgehalt [%]	[Pa s ¹⁻ⁿ]	[-]	[Pa s]	[s]	[-]	[Pa s]	[rad s ⁻¹]	[Pa s]
0	5674	0,60	10001	0,98	0,44	14556	0,53	2262
55 - 60	20233	0,84	15990	0,48	0,59	21555	2,08	10974
75 - 80	38709	0,87	16979	0,36	0,67	26298	2,84	15678
90	48355	0,91	16994	0,37	0,68	24903	3,55	15322

Tabelle 1: Parameter des CARPOW - Ansatzes, komplexe Scherviskosität und Kreisfrequenz im Wendepunkt und Konsistenz - Parameter von PP / EPDM - Blends mit unterschiedlichem Gelgehalt, PP / EPDM - Gewichtsanteil: 35% / 65%, T=200°C

Auf diesem zunächst rein empirischen Weg ist die Quantifizierung der Abhängigkeit der Parameter des CARPOW - Ansatzes vom Gelgehalt ermöglicht. Sie gestattet die Vorhersage des zu erwartenden Fließverhaltens eines dynamisch vernetzten PP / EPDM - Blends mit dem Gelgehalt bzw. eine Abschätzung des zu erwartenden Gelgehaltes aus den $\eta^*(\omega)$ - Kurven des teilvernetzten Blends, sofern rheologische Stoffwertfunktionen von Referenzproben mit definiertem Gelgehalt vorliegen.

3.2 Kurzglasfaserverstärktes Polypropylen

In diesem Anwendungsbeispiel wurde der Einfluss des Kurzglasfasergehalts eines glasfaserverstärkten Polypropylens (PP) auf dessen Fließverhalten untersucht und mit Hilfe des CARPOW - Ansatzes analysiert und dargestellt. Hierzu wurde der Fasergehalt im Polypropylen variiert (0, 10, 20 und 30 Gew.%). Alle glasfaserverstärkten PP - Compounds wurden auf einem Zweiwellenknetter (ZSK 26) hergestellt. Die komplexe Scherviskositätsfunktion $\eta^*(\omega)$ von der PP - Schmelze und von den drei kurzglasfasergefüllten Varianten wurde im Schwingungsversuch mit dem Platte - Platte - Rheometer ermittelt, wobei auch hier für die Interpretation der Ergebnisse die Annahme der Cox-Merz-Regel [9] unterstellt wird. Die hierzu erforderlichen Proben wurden auf einer Heizpresse hergestellt. Für alle Proben wurde eine isotrope Orientierungsverteilung der Kurzglasfasern angenommen. Der Frequenzbereich wurde für alle Proben in einem sowohl zu niedrigen als auch zu hohen Kreisfrequenzen hin erweiterten Intervall ($\omega = 0,0126 \text{ rad s}^{-1} - 315,5 \text{ rad s}^{-1}$) festgelegt.

Bild 5 zeigt die gemessenen und die mit dem CARPOW - Ansatz approximierten und berechneten $\eta^*(\omega)$ - Funktion der vier PP-Schmelzen.

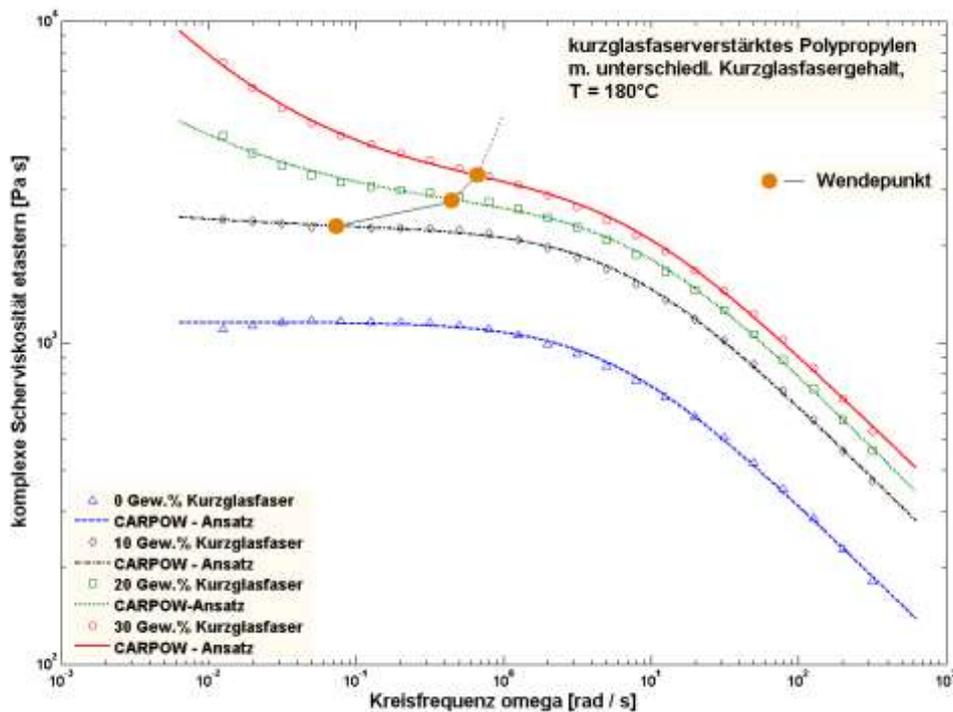


Bild 5: Komplexe Scherviskosität η^* als Funktion der Kreisfrequenz ω für die mit Kurzglasfasern gefüllten PP-Schmelzen mit unterschiedlichem Glasfasergehalt, $T=180^\circ\text{C}$

Der erste strukturviskose Fließbereich bei niedrigen Kreisfrequenzen, der das plastische Fließverhalten des glasfasergefüllten Polypropylens kennzeichnet, wird mit steigendem Kurzglasfasergehalt ausgeprägter. Dieses Fließverhalten resultiert aus der Wechselwirkung der Glasfasern untereinander und mit dem Matrixpolymer bei kleinen Scherdeformationen und niedrigen Schergeschwindigkeiten. Tabelle 2 enthält die Parameter des CARPOW - Ansatzes, die komplexe Scherviskosität η_{We}^* und die Kreisfrequenz ω_{We} im Wendepunkt von $\eta^*(\omega)$ sowie den Konsistenz - Parameter d_k , der mit d und $\omega_{We}=\dot{\gamma}_{We}$ gemäß Gl. (11) berechnet wird.

Kurzglas- faser- gehalt in PP [%]	Parameter des CARPOW - Ansatzes					Wendepunkt der $\eta^*(\omega)$ - Funktion		Konsis- -tenz - Param.
	d [Pa s ¹⁻ⁿ]	n [-]	a [Pa s]	b [s]	c [-]	η_{We}^* [Pa s]	ω_{We} [rad s ⁻¹]	d_k [Pa s]
0	-	-	1156	0,18	0,45	-	-	-
10	53	0,31	2196	0,15	0,46	2304	0,074	120
20	229	0,46	2514	0,12	0,47	2785	0,445	332
30	338	0,58	3001	0,25	0,44	3298	0,675	424

Tabelle 2: Parameter des CARPOW - Ansatzes, komplexe Scherviskosität und Kreisfrequenz im Wendepunkt von $\eta^(\omega)$ und Konsistenz - Parameter von den PP - Schmelzen mit unterschiedlichem Kurzglasfasergehalt, $T=180^\circ\text{C}$*

Der erste Fließexponent n und der Konsistenz - Parameter d_k steigen mit höherem Glasfasergehalt an, ω_{We} verschiebt sich zu deutlich höheren Werten hin (siehe die markierten Punkte im Bild 5) und der nach diesem plastischen Fließbereich folgende ω -Bereich mit konstanter Viskosität (Plateaubereich) engt sich beträchtlich ein. Das Fließverhalten im Bereich hoher Kreisfrequenzen ist hingegen nur durch einen Viskositätsanstieg bei höherem Fasergehalt sowie einen konstanten, vom Fasergehalt unabhängigen zweiten Fließexponenten c gekennzeichnet. Das Fließverhalten wird in diesem Frequenzbereich weitgehend vom Fließverhalten des Matrixpolymers PP festgelegt.

Die temperaturinvariante Masterkurve $\eta^* / a_T (a_T \cdot \omega)$ des Matrixpolymers PP und des mit 30 Gew. % Kurzglasfasern gefüllten PP-Compounds sind im Bild 6 in doppeltlogarithmischer Auftragung dargestellt. Die Temperaturverschiebung wurde unter Zugrundelegung der Gl. (15) durchgeführt.

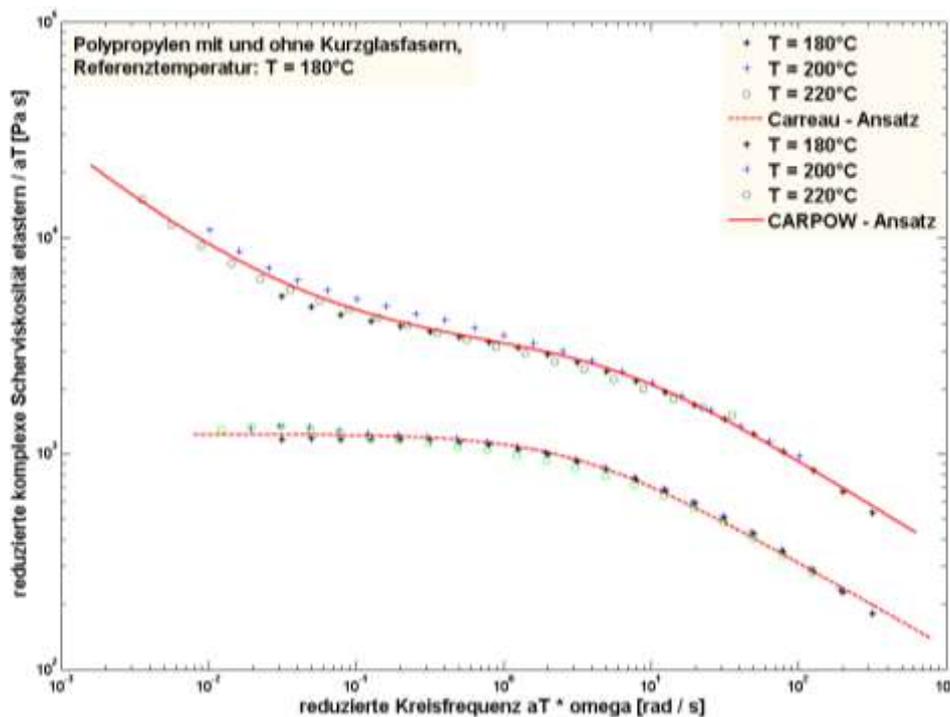


Bild 6: Reduzierte komplexe Scherviskosität η^* / a_T als Funktion der reduzierten Kreisfrequenz $a_T \cdot \omega$ vom Matrixpolymer PP und vom mit 30-Gew. % Kurzglasfasern gefüllten PP - Compound, $T_0=180^\circ\text{C}$

4 RHEOLOGISCHE AUSLEGUNGSKONZEPTE FÜR EXTRUSIONSWERKZEUGE

4.1 Grundausslegung

Bei der Auslegung von Werkzeugen für die Extrusion ist zunächst die Frage nach dem Werkzeugtyp und der Grundausslegung zu stellen. Der erste Entwurf kann immer mit analytischen Rechenmethoden erfolgen. Danach wird man die Auslegung verfeinern und numerische Rechenmethoden einsetzen. Zielsetzungen der Berechnung sind eine gute Abreinigung der Wandungen (Putzströmung), ein geringer Druckverlust, eine gleichmäßige Schmelzeverteilung und eine möglichst spannungsarme Schmelze (Relaxation). Zusätzlich kann man die Schmelze abkühlen oder mehrschichtig extrudieren. Je nach Anwendung in der Medizintechnik oder im Massenmarkt sowie für die Vielzahl der Polymere ergeben sich zusätzliche Anforderungen.

Bei der Grundausslegung wird der Fließkanal in Abschnitte aufgeteilt. Man erhält dadurch einfach zu berechnende Fließkanäle wie z.B. bei einem Stegdornhalterwerkzeug einen sich öffnenden Ringspalt an der Schneckenspitze, einen Vollstrang in der Messstrecke, einen sich verjüngenden Ringspalt an Dornspitze

und ein Rohr im Stegdornbereich. Diese „einfachen“ Fließkanäle können analytisch oder besser mit einem geeigneten Computerprogramm berechnet werden. Wenn man sich der Mühe einer analytischen Auslegung unterzieht, erhält man eine Grundausslegung des Werkzeuges, in der die wesentlichen Abmessungen richtig dimensioniert sind. Einzelne Zonen wie die Dornspitze oder die Stege des Dornhalters lassen sich nicht exakt „von Hand“ dimensionieren. Radien und Übergänge wird der „gute“ Konstrukteur mit Erfahrung auslegen. Leider gibt es kein einfaches Kriterium zur Beurteilung komplexer Geometrien. Hierzu ist eine aufwendigere Berechnung wie beispielsweise mit der Finiten Volumen Elemente Methode notwendig. Heute sind genügend Rechenprogramme auf dem Markt, die eine verfeinerte Berechnung von komplexen Extrusionswerkzeugen ermöglichen.

4.2 Putzströmung

Ein guter (schneller) Farbwechsel und kurze Verweilzeiten bei thermisch empfindlichen Polymeren, wie beispielsweise bei PVC, sind in fast allen Anwendungen wesentlich. Hierzu bestimmt man die Wandschergeschwindigkeiten und die Wandschubspannungen im Fließkanal. Ziel sind Wandschubspannungen, bei denen die Moleküle von der Wand in der Strömung abgelöst werden. Hierzu wählt man Erfahrungswerte. Aus der Produktionspraxis kennt man die Bedingungen, bei denen ein Werkzeug eine lange Standzeit hat oder sich keine Ablagerungen (Verbrennungen) bilden. Hieraus rechnet man die Fließbedingungen nach und erhält Ausgangswerte für die Auslegung.

Üblich ist eine Bandbreite für den Durchsatz einer Extrusionslinie. Man fährt nicht nur Maximalleistung. Je nach Polymer und Aufgabenstellung werden Leistungen von 1 zu 3 bis 1 zu 5 angestrebt. Entsprechend wird die Schergeschwindigkeit an der Wand steigen. Für ein hochviskoses Polymer soll die Schergeschwindigkeit im Bereich von 8 bis 20 s⁻¹ und für ein niedrig viskoses Polymer im Bereich von 80 bis 200 s⁻¹ gewählt werden. Kriterium ist die Abreinigung der Wand, der Druckverlust und die Temperaturerhöhung [10, 12].

4.3 Relaxation

Im Werkzeug kann man eine Relaxationszone vorsehen, in der sich die Moleküle aus dem gestreckten in den verschlauften Zustand zurückbilden. Es gibt Anwendungen, bei denen beim Eintritt in die Bügelzone ein weitgehend einheitlicher Spannungs- und Orientierungszustand vorliegen soll. In der Relaxationszone muss die kritische Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{\text{krit.}}$ unterschritten werden, damit die Makromoleküle sich wieder verschlaufen können. Die notwendige Relaxationszeit ist näherungsweise der Kehrwert der kritischen Schergeschwindigkeit (Übergang vom Newtonschen zum strukturviskosen Fließbereich). Relaxationszonen werden in Werkzeugen meistens vorgesehen

[10]. Im Falle hochmolekularer Polymere (hauptsächlich hochmolekularer Polyolefine), hochgefüllter Kunststoffschmelzen und teilvernetzter Polymersysteme liegt jedoch die kritische Schergeschwindigkeit weit unterhalb verarbeitungsrelevanter Schergeschwindigkeiten bzw. sie fehlen, so dass Relaxationszonen in diesen Fällen nur bedingt die Verschlaufung der Makromoleküle oder die Eliminierung bzw. Rückbildung scher- und/oder dehninduzierter Überstrukturen in der Polymerschmelze unterstützen.

4.4 **3D-Berechnung und Optimierung rheologisch korrekt konzipierter Extrusionswerkzeuge am Beispiel einer Breitschlitzdüse**

In dem abschließenden Kapitel wird das **numerische** Verhalten des neuen CARPOW-Modells mit Hilfe der Strömungssimulationen untersucht. Damit soll grundsätzlich die Frage beantwortet werden, ob die nicht-newtonsche Strömungsberechnung ausreichend empfindlich auf die Zusammensetzung der Stoffe reagiert. Auch die daraus folgenden Auswirkungen auf die Verteilung der Schmelze im Kanal sollen in der Auswertung der Ergebnisse abgebildet werden.

3D-CAD/CFD Modell-Definition

Bild 7 zeigt eine Breitschlitzdüse. Tabelle 3 enthält die Geometrieparameter der Breitschlitzdüse und die Prozessparameter.



*Bild 7: Breitschlitzdüse links: **Gesamtwerkzeug**, rechts: **Fließkanal***

Material	PP / EPDM – Blend	
Massenstrom	150	kg/h
Temperatur-Schmelze	200	°C
Breite der Düse	480	mm
Null-Radius	14	mm
Dammlänge	75	mm
Damm-Spaltweite	4	mm

Tabelle 3: Geometriedaten und Verfahrensparameter

Die Strömungssimulationen werden unter folgenden Annahmen durchgeführt:

- Strömung: stationär, laminar,
- Konstante thermodynamische Kennwerte (spezifische Wärmekapazität, Temperaturleitfähigkeit, Dichte),
- Adiabate Kanalwand,
- Rheologisches Materialmodell: CARPOW-Ansatz ohne Temperaturverschiebung,
- Konstante Eintrittstemperatur und -geschwindigkeit,
- Wandhaftung an der Kanalwand: an der Wand werden von der Wand-schubspannung die Makromoleküle abgereinigt.

4.4.1 Teilvernetztes PP / EPDM - Blend mit unterschiedlichem Gelgehalt

Druckverlauf

Der Druckverlauf im Werkzeug ergibt sich als Ergebnis der gewählten Spaltweiten im Fließkanal (Bild 8). Es wird deutlich, dass bei einer sinnvollen Wahl der Geometrie im Fließkanal nur ein geringer Druckgradient auftritt. Der maximale und unvermeidbare Druckverlust tritt in der Bügelzone auf, deren Geometrie durch das Extrudat (mit) bestimmt wird. Bei einem gut ausgelegten Werkzeug ist der Druckverlust geringer als man aus Erfahrung erwarten würde, obwohl die Wände gut abgereinigt werden.

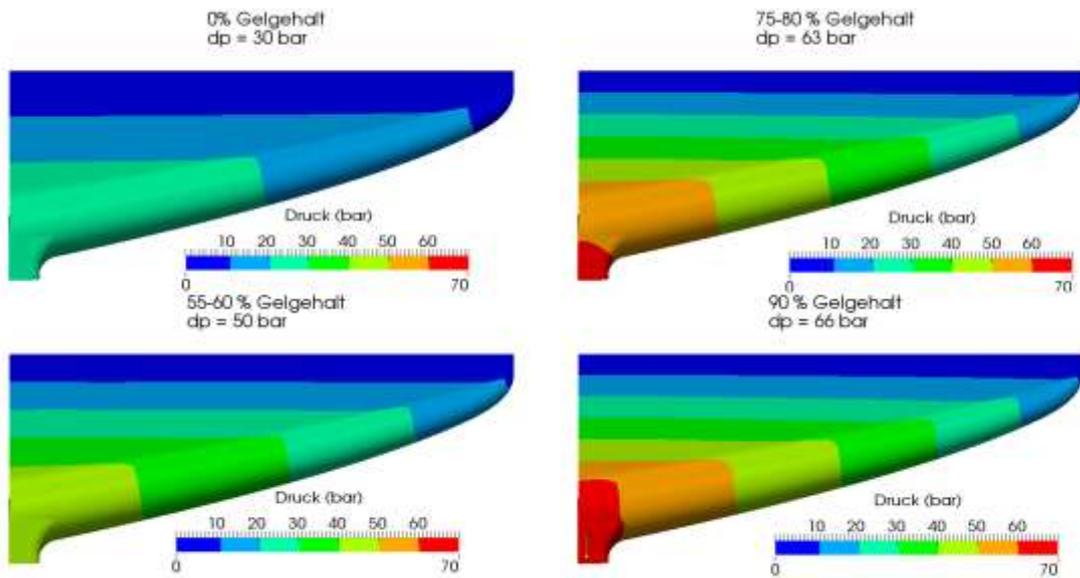


Bild 8: Druckverlust im Breitschlitzwerkzeug für PP / EPDM - Blend mit unterschiedlichem Gelgehalt, $T=200^{\circ}\text{C}$

Geschwindigkeitsverteilung am Austritt der Düse (ohne Bügelzone)

Die Geschwindigkeit im Kanal und im Austrittsspalt gibt Auskunft über die Qualität der Auslegung (Bild 9). Bei Breitschlitzdüsen ist dieses Kriterium wegen der Symmetrie des Kanals für die Hälfte der Düse ausreichend. Die Geschwindigkeitsabweichung über die Breite der Düse beträgt in der Mitte des Dammaustritts 20% und am Rande sogar 70%. Der Verlauf der Geschwindigkeit über die Spaltweite zeigt mit dem zunehmenden Gelgehalt einen Übergang zu einer Pfropfenströmung.

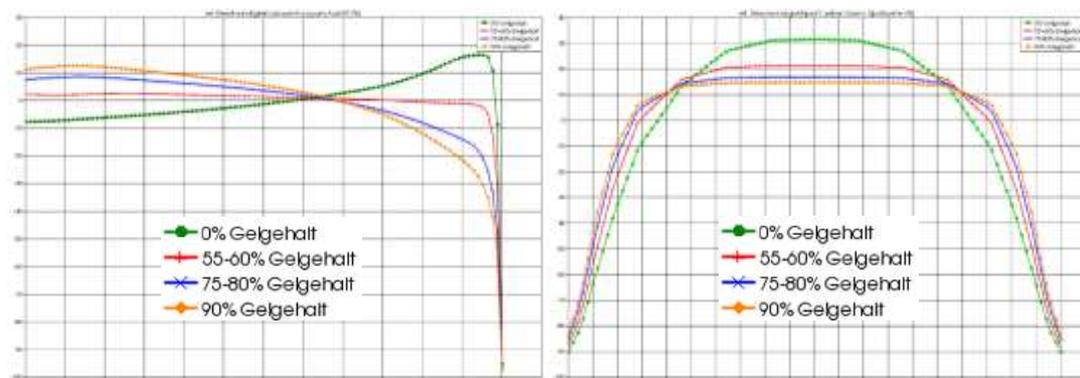


Bild 9: Geschwindigkeitsverteilung im Breitschlitzwerkzeug am Austrittsspalt für PP / EPDM - Blends mit unterschiedlichem Gelgehalt, $T=200^{\circ}\text{C}$, **links:** über die Breite der Düse, **rechts:** über die Spaltweite

Schergeschwindigkeiten an der Kanalwand

Aus dem vorgegebenen Durchsatz errechnet man mit Hilfe des Fließansatzes (Gl. (1)) die Schergeschwindigkeit im Fließkanal und an der Kanalwand. Für die angenommene Kanalgeometrie ergibt sich für jedes Polymer eine andere Schergeschwindigkeit (Bild 10). Man wählt die Spaltweiten so, dass sich die angestrebten / vorgewählten Schergeschwindigkeiten „ergeben“. Da die Finite Volumen Methode immer für ein Netzwerk zu Grunde gelegt wird, ist es wichtig, mit einer sinnvoll gewählten Geometrie zu beginnen. Im Bild 11 sind die Viskositätsfunktionen in dem jeweils relevanten Schergeschwindigkeitsbereich markiert.

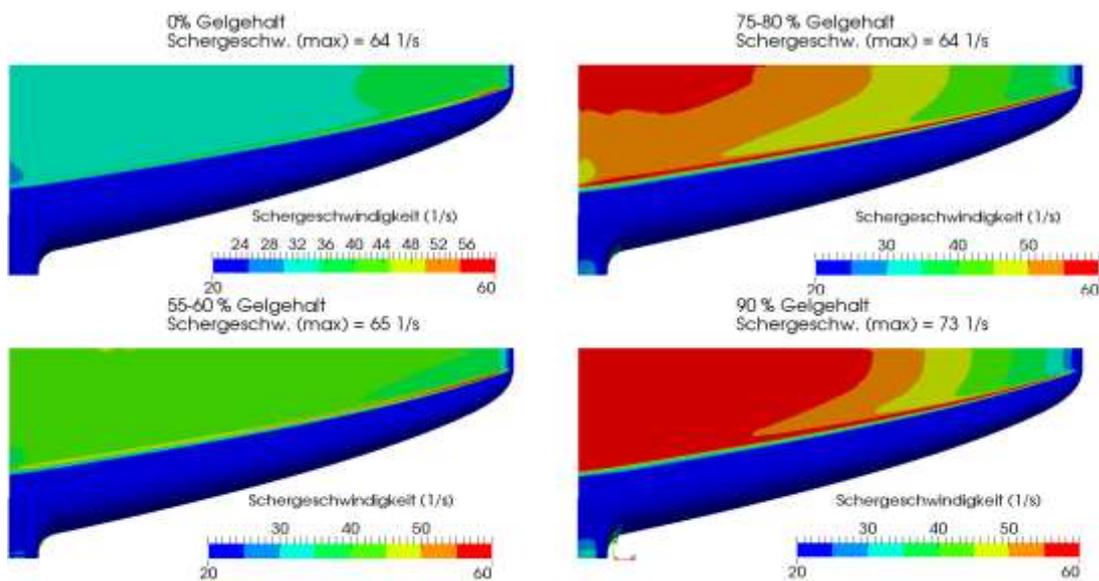


Bild 10: Schergeschwindigkeitsverteilung im Breitschlitzwerkzeug für PP / EPDM - Blends mit unterschiedlichem Gelgehalt, $T=200^{\circ}\text{C}$

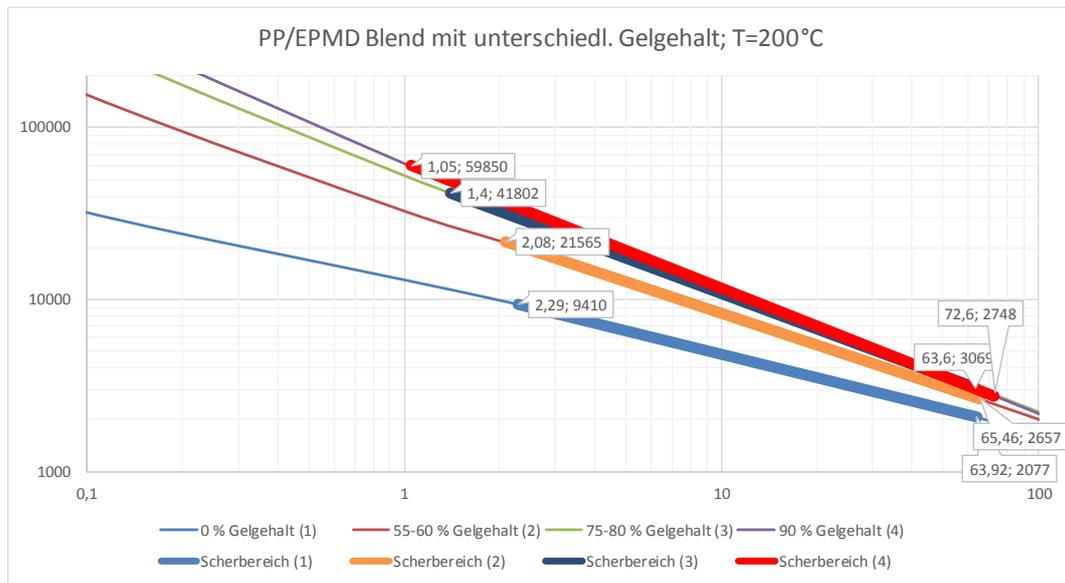


Bild 11: Viskositätsverläufe in dem für das Breitschlitzwerkzeug relevanten Schergeschwindigkeitesbereich für PP / EPDM - Blends mit unterschiedlichem Gelgehalt, T=200°C

Geschwindigkeitsverteilung am Austritt der Düse mit Relaxations- und Bügelzone

Für das breite Spektrum des Gelgehalts bewegt sich die Geschwindigkeitsverteilung am Austritt der Düse in einem schmalen Abweichungsbereich:

- 10 % in der Mitte der Düse
- 14 % am Rande der Düse

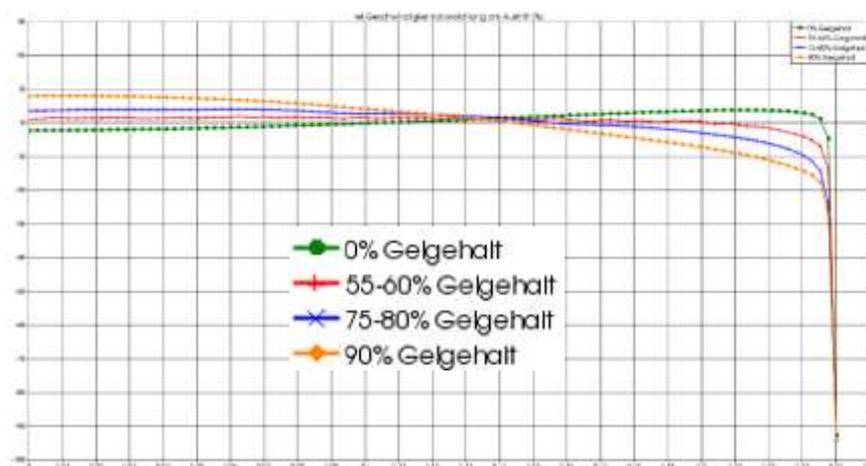


Bild 12: Geschwindigkeitsverteilung am Werkzeugaustritt über die Breite der Düse für PP / EPDM - Blends mit unterschiedlichem Gelgehalt, T=200°C

4.4.2 Kurzglasfasergefülltes PP mit unterschiedlichem Glasfaser-gehalt

Mit derselben Breitschlitzdüse (Bild 7) wird auch das Auslegungskonzept für PP mit unterschiedlichem Glasfasergehalt überprüft.

Die Gegenüberstellung der Viskositätskurven der beiden Materialgruppen PP/EPDM-Blend (Tabelle 1) und PP mit Kurzglasfasern (Tabelle 2) zeigt die Unterschiede ihres Fließverhaltens, wo die wenig ausgeprägte Strukturviskosität und niedrigere Viskosität von PP mit Kurzglasfasern ein grundlegend anders Fließverhalten der Schmelze ergibt (Bild 13).

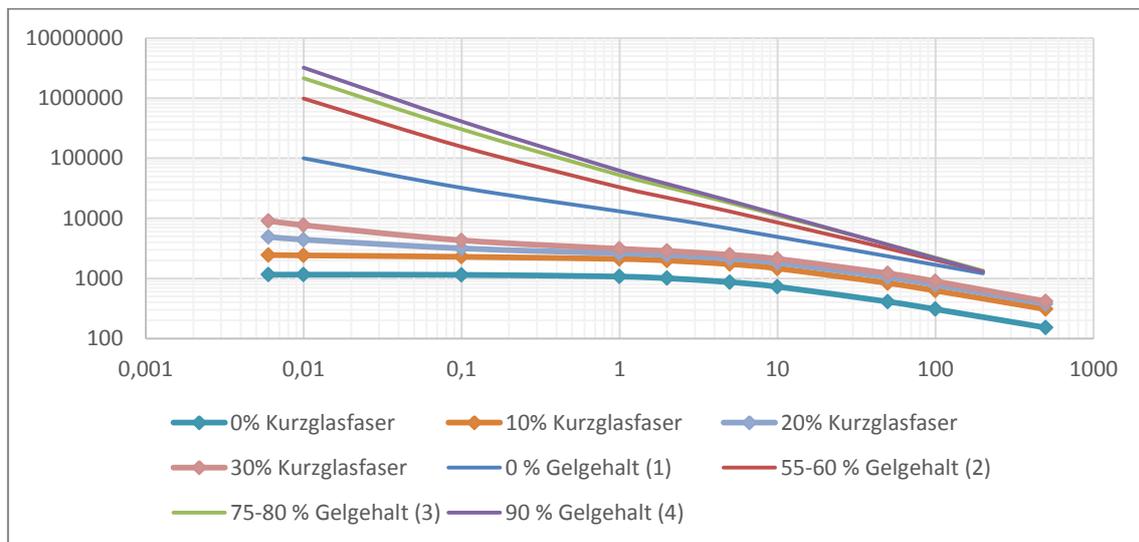


Bild 13: Gegenüberstellung der Viskositätskurven von PP mit Kurzglasfasern ($T=180^{\circ}\text{C}$) und PP/EPDM-Blends ($T=200^{\circ}\text{C}$)

Druckverlauf

Die niedrigeren Viskositätswerte ergeben, trotz der Steigerung des Durchsatzes von 150 kg/h auf 500 kg/h, viel niedrigere Druckverluste (Bild 14) als die bei den PP/EPDM-Blends. Dabei wird der maximale Wert von 20 bar schon mit dem Fasergehalt von 20 % erreicht. Weitere Erhöhung des Fasergehalts auf 30 % bringt keine Änderung des Druckverlustes, was mit dem ähnlichen Verlauf der beiden Viskositätskurven im relevanten Schergeschwindigkeitsbereich zusammenhängt (Bild 15).

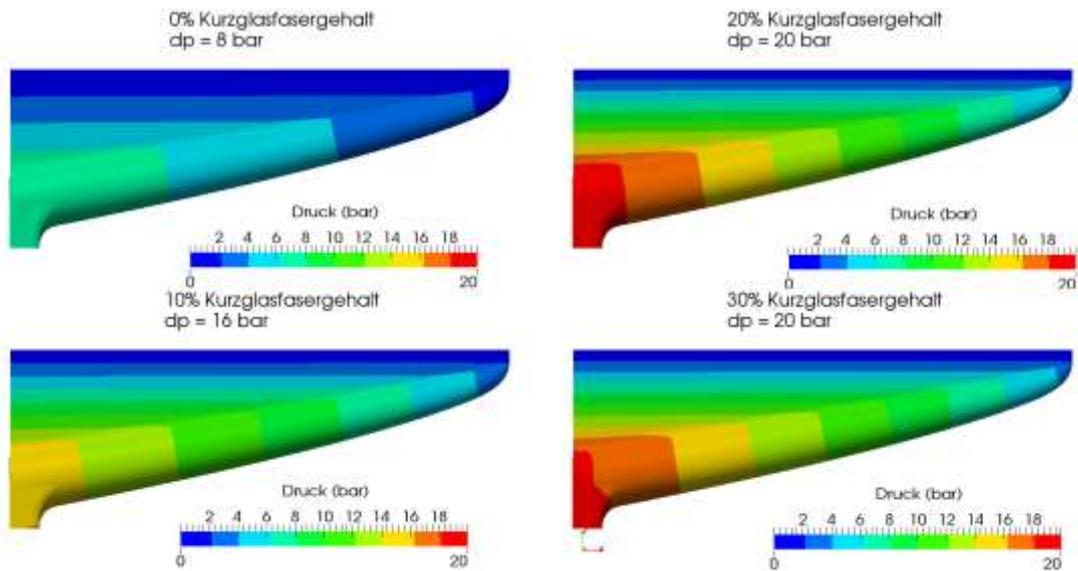


Bild 14: Druckverlust im Breitschlitzwerkzeug für PP mit unterschiedlichem Kurzglasfasergehalt, $T=180^{\circ}\text{C}$

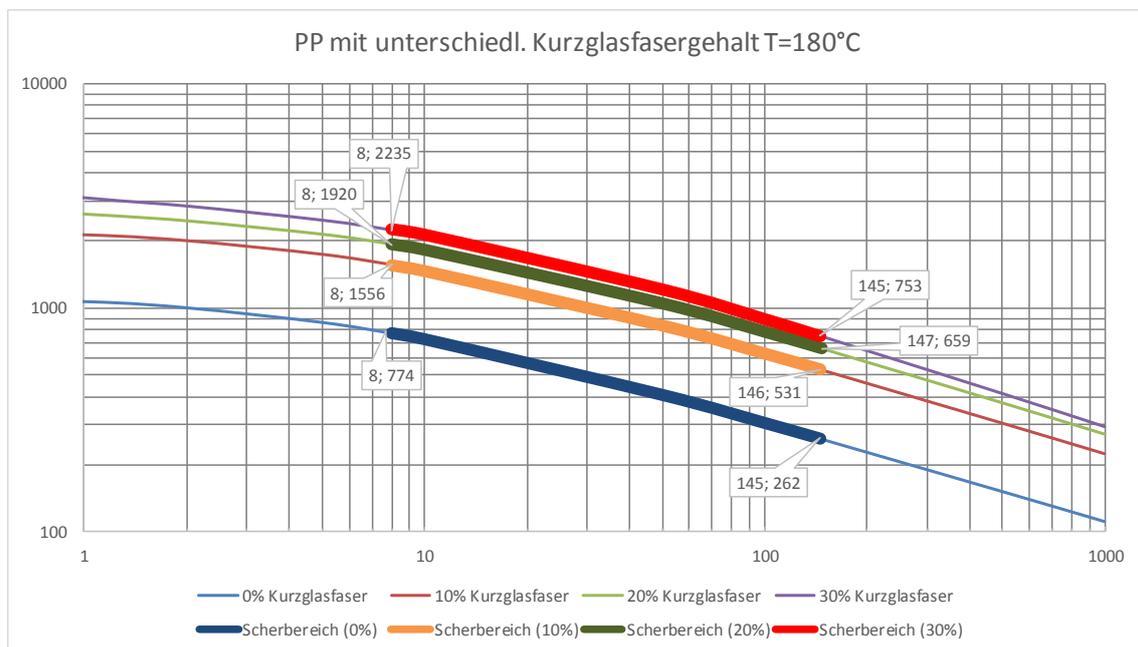


Bild 15: Viskositätsverläufe in dem für das Breitschlitzwerkzeug relevanten Schergeschwindigkeitesbereich für PP mit unterschiedlichem Kurzglasfasergehalt, $T=180^{\circ}\text{C}$

Schergeschwindigkeiten an der Kanalwand

Die Verteilung der Schergeschwindigkeiten ist für alle vier untersuchte Faseranteile übereinstimmend (Bild 16). Dieser Zustand ist mit den praktisch gleichen Werten des Fließexponenten c (Tabelle 2) zu erklären. Dagegen ist die unterschiedliche Verteilung der Schergeschwindigkeiten von PP/EPDM-Blends (Bild 10) mit der Zunahme des Fließexponenten von über 50% zu erklären (Tabelle 1).

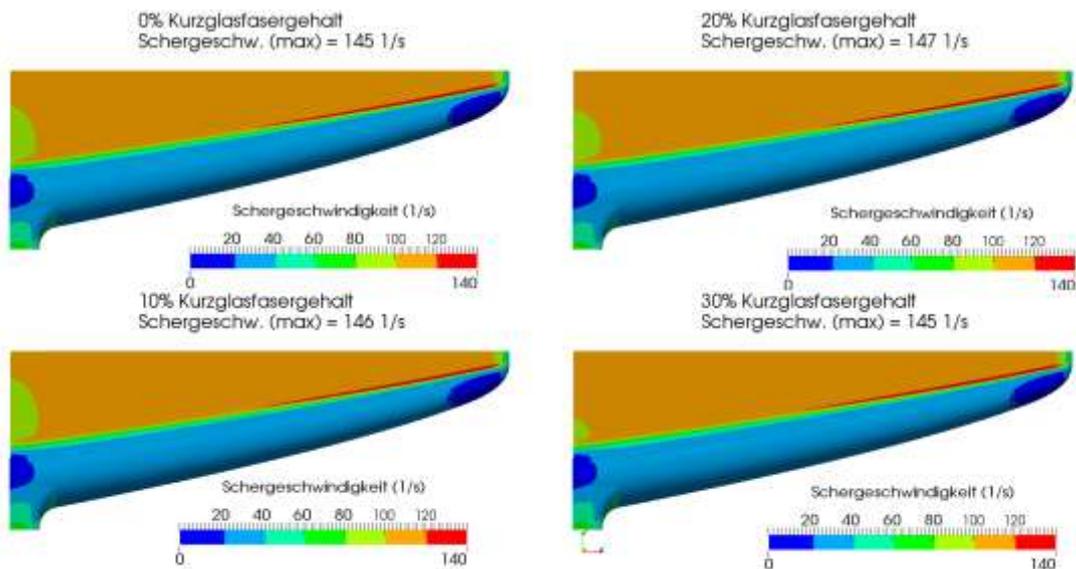


Bild 16: Schergeschwindigkeitsverteilung im Breitschlitzwerkzeug für PP mit unterschiedlichem Kurzglasfasergehalt, $T=180^{\circ}\text{C}$

Wandschubspannung

Die Unterschiede in der Verteilung der Wandschubspannung sind dann als Ergebnis der verschiedenen Viskositäten bei den gleichen Schergeschwindigkeiten der untersuchten Schmelzen zu interpretieren. Die Werte der Wandschubspannung steigen mit der Zunahme des Kurzglasfasergehalts stark ausgeprägt an (Bild 17).

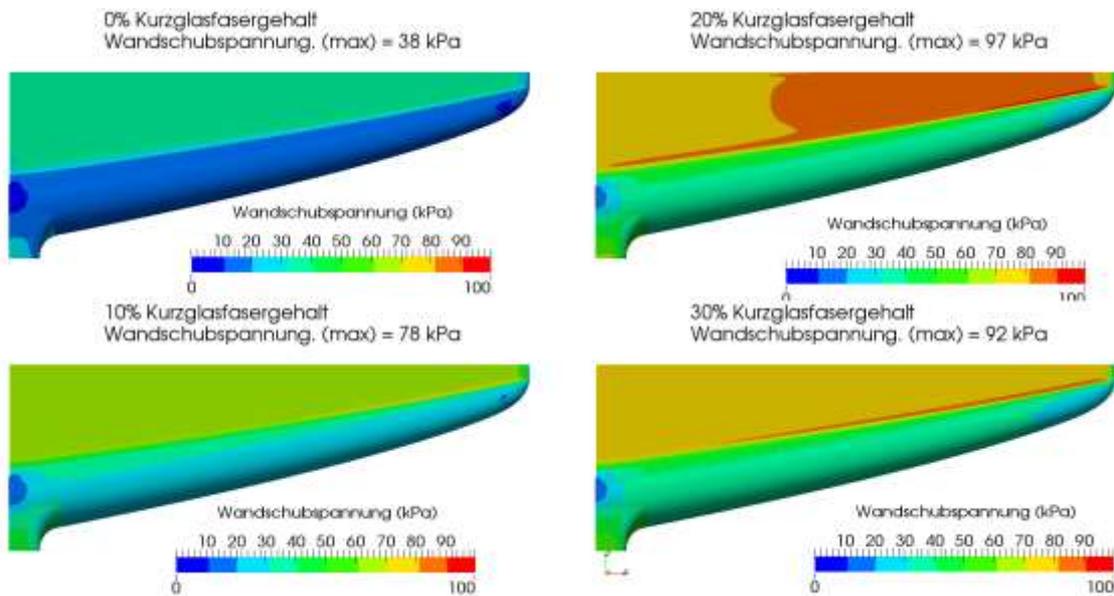


Bild 17: Wandschubspannungsverteilung im Breitschlitzwerkzeug für PP mit unterschiedlichem Kurzglasfasergehalt, $T=180^{\circ}\text{C}$

Geschwindigkeitsverteilung am Austritt der Düse

Die Abweichung der Geschwindigkeiten am Austritt der Düse ohne Relaxations- und Bügelzone beträgt maximal 8 % (Bild 18). Mit den angeschlossenen Zonen kann der Wert halbiert werden, womit die Breitschlitzdüse für diese Materialgruppe eingesetzt werden kann.

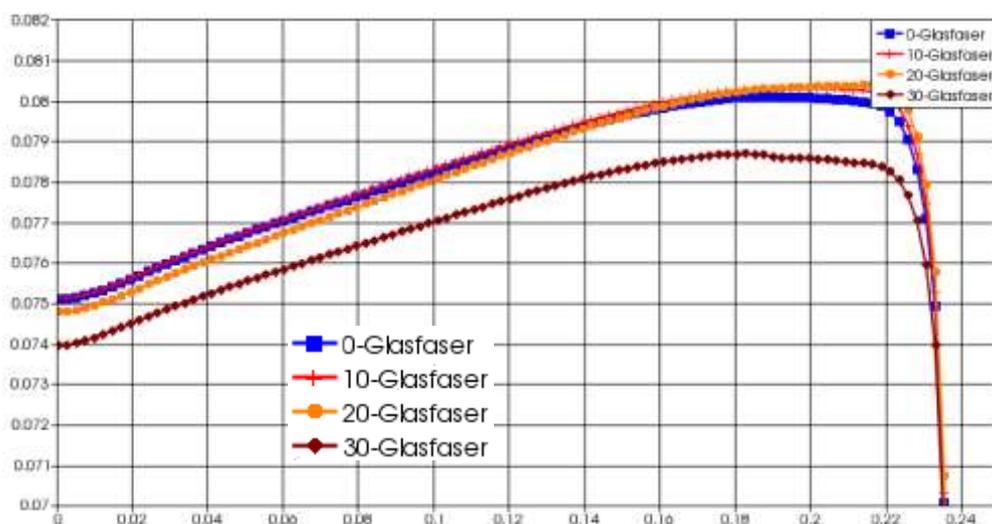


Bild 18: Geschwindigkeitsverteilung am Werkzeugaustritt über die Breite der Düse für PP mit unterschiedlichem Kurzglasfasergehalt, $T=180^{\circ}\text{C}$

5 ZUSAMMENFASSUNG

Der CARPOW - Ansatz ermöglicht die Berechnung der Scherströmung in Kunststoffverarbeitungsmaschinen für Schmelzen, deren Fließverhalten im Bereich sehr niedriger Schergeschwindigkeiten durch einen steilen Viskositätsanstieg gekennzeichnet ist. Dabei kann der Einfluss der Ansatzparameter d , n , a , b und c auf den Druckabfall, die Schergeschwindigkeits-, die Schubspannungs- und die Geschwindigkeitsverteilung analysiert werden.

Die Auslegung von Werkzeugen mit numerischen Rechenmethoden hat viele Vorteile. Man erkennt Details, die mit herkömmlichen Auslegungsmethoden nicht deutlich werden. Insbesondere die Schergeschwindigkeit an der Wand des Fließkanals ist ein sensibler Indikator für die Qualität der Auslegung. Farbwechsel, Verweilzeit, Temperaturerhöhung und Druckverlust werden vorteilhaft beeinflusst. Die Bestimmung eines Fließkanals für ein breites Spektrum vom Gelgehalt oder Füllstoffanteil ist damit möglich.

Literatur

- [1] Ostwald, W. Über die Geschwindigkeitsfunktion der Viskosität disperser Systeme,
Kolloid-Z. 36 (1925) S. 99-117
- [2] Münstedt, H. Viskositätsdaten von Kunststoffen
Kunststoffe 68 Nr. 2 (1978) S. 92-98
- [3] Carreau, P. J. Rheological equations from molecular network theories
Dissertation University of Wisconsin (1968)
DOI: 10.1122/1.549276
- [4] Fritz, H. G.; Geiger, K. Rheologische, thermodynamische und tribologische Grundlagen, Stoffgesetze, Daten für die Auslegung von Extrudern
Handbuch der Extrudertechnik
Herausgeber: F. Hensen, W. Knappe und H. Potente
Carl-Hanser-Verlag München (1989) S. 14-77
- [5] Geiger, K.; Kühnle, H. Analytische Berechnung einfacher Scherströmungen aufgrund eines Fließansatzes von Carreauschem Typ
Rheol. Acta 23 (1984) S. 355-367
- [6] N. N. Softwarepaket MATLAB
Mathworks Inc. (2014)
- [7] Rabinowitsch, B. Über die Viskosität und Elastizität von Solen
Z. Phys. Chem. 145 (1929) S. 1-27
- [8] Anderlik, R.; Fritz, H.G. Compounding of Thermoplastic Elastomers using Organosilanes
Intern. Polymer Processing VII 3 1992 S. 212-217
DOI: 10.3139/217.920212
- [9] Cox, W.P.; Merz, E.H. Correlation of Dynamic and Steady Flow Viscosities
J. Polym. Sci. 28 (1958) S. 619-622
DOI: 10.1002/pol.1958.1202811812
- [10] Geiger, K.; Martin, G.A.; Sobotta, A. Relaxationszonen in Werkzeugen
Kunststoffe 6/2011 S. 44-49

- [11] Geiger, K. Ein neues heuristisches Fließgesetz
21. Stuttgarter Kunststoff-Kolloquium 2009 3/V4 S. 1-15
- [12] Perdikoulis, J. Shear Stress vs. Shear Rate as Flow Channel Design Criteria
ANTEC 2017 Anaheim CA 8.-10. Mai 2017

Bibliography

DOI 10.3139/O999.03022017
Zeitschrift Kunststofftechnik / Journal of Plastics Technology 13 (2017) 2; page 144–174
© Carl Hanser Verlag GmbH & Co. KG
ISSN 1864 – 2217

Stichworte:

Scherströmung, heuristischer Fließansatz, Parameteridentifikation, Extrusionswerkzeuge, numerische Strömungssimulation, faserverstärkte Kunststoffe, dynamisch vernetzte thermoplastische Elastomere

Keywords:

Shear flow, heuristic flow equation, parameter identification, extrusion dies, numerical flow simulation, fiber reinforced plastics, dynamic crosslinked thermoplastic rubbers

Autor / author:

Dr.-Ing. habil. Kalman Geiger (1. Autor)
Institut für Kunststofftechnik
Universität Stuttgart
Pfaffenwaldring 32
70569 Stuttgart

E-Mail: kalman.geiger@ikt.uni-stuttgart.de
Webseite: www.ikt.uni-stuttgart.de
Tel.: +49 (0)711/68562858

Herausgeber / Editors:

Editor-in-Chief

Prof. em. Dr.-Ing. Dr. h.c. Gottfried W. Ehrenstein
Lehrstuhl für Kunststofftechnik
Universität Erlangen-Nürnberg
Am Weichselgarten 9
91058 Erlangen
Deutschland
Tel.: +49 (0)9131/85 - 29703
Fax: +49 (0)9131/85 - 29709
E-Mail: ehrenstein@ikt.uni-erlangen.de

Europa / Europe

Prof. Dr.-Ing. Dietmar Drummer, verantwortlich
Lehrstuhl für Kunststofftechnik
Universität Erlangen-Nürnberg
Am Weichselgarten 9
91058 Erlangen
Deutschland
Tel.: +49 (0)9131/85 - 29700
Fax: +49 (0)9131/85 - 29709
E-Mail: drummer@ikt.uni-erlangen.de

Amerika / The Americas

Prof. Prof. hon. Dr. Tim A. Osswald, verantwortlich
Polymer Engineering Center, Director
University of Wisconsin-Madison
1513 University Avenue
Madison, WI 53706
USA
Tel.: +1 608/263 9538
Fax: +1 608/265 2316
E-Mail: osswald@engr.wisc.edu

Verlag / Publisher:

Carl-Hanser-Verlag GmbH & Co. KG
Wolfgang Beisler
Geschäftsführer
Kolbergerstraße 22
D-81679 München
Tel.: +49 (0)89/99830-0
Fax: +49 (0)89/98480-9
E-Mail: info@hanser.de

Redaktion / Editorial Office:

Dr.-Ing. Eva Bittmann
Christopher Fischer, M.Sc.
E-Mail: redaktion@kunststofftech.com

Beirat / Advisory Board:

Experten aus Forschung und Industrie, gelistet unter
www.kunststofftech.com