

Institut für Mess- und Regelungstechnik
Universität Karlsruhe (TH)
Nr. 001

Dipl.-Ing. Annegret Hans

Entwicklung eines Inline-
Viskosimeters auf Basis eines
magnetisch-induktiven
Durchflussmessers



Impressum

Universitätsverlag Karlsruhe
c/o Universitätsbibliothek
Straße am Forum 2
D-76131 Karlsruhe

www.uvka.de

© Universitätsverlag Karlsruhe 2004
Print on Demand
Druck: Digital Print Group Erlangen

ISSN 1613-4214
ISBN 3-937300-02-3

Entwicklung eines Inline-Viskosimeters auf Basis eines magnetisch-induktiven Durchflussmessers

Zur Erlangung des akademischen Grades eines

Doktors der Ingenieurwissenschaften

von der Fakultät für Maschinenbau
der Universität Karlsruhe (TH)

genehmigte

Dissertation

von

DIPL.-ING. ANNEGRET HANS

aus Bexbach-Höchen

Hauptreferent:

Prof. Dr.-Ing. F. Mesch

Korreferent:

Prof. Dr. rer. nat. H. Buggisch

Tag der mündlichen Prüfung:

21. November 2003

Vorwort

Die vorliegende Dissertation entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftliche Angestellte am Institut für Mess- und Regelungstechnik der Universität Karlsruhe (TH). Meinem Doktorvater, Herrn Prof. Dr.-Ing. Franz Mesch, dem ehemaligen Ordinarius des Instituts, danke ich herzlichst für seine Förderung und das fachliche Interesse, eingeräumte Freiheiten und menschliches Wohlwollen. Ebenso gilt mein Dank dem jetzigen Institutsleiter, Herrn Prof. Dr.-Ing. Christoph Stiller, für die stete Förderung meiner Person und sein Interesse an meiner wissenschaftlichen Tätigkeit.

Herrn Prof. Dr. rer. nat. Hans Buggisch danke ich sehr für die langfristig zugesagte Übernahme des Korreferates, für sein großes Interesse und die hilfreichen Anregungen. Ein großes Dankeschön gilt auch Herrn Dr.-Ing. Bernhard Hochstein, der mir ein wertvoller Ansprech- und Diskussionspartner war und mich nicht zuletzt mit Messungen im Rheologielabor unterstützte.

Für die fruchtbare Kooperation und die finanzielle Unterstützung der durchgeführten Forschungsarbeiten bin ich der Firma Endress + Hauser, Flowtec AG zu großem Dank verpflichtet. Mein besonderer Dank gilt Herrn Thomas Budmiger für die angenehme und Spaß bringende Zusammenarbeit und seine vielfältige Unterstützung.

Bei allen Mitarbeitern des Instituts möchte ich mich für die schöne und prägende Zeit am MRT herzlich bedanken. Im Speziellen danke ich den Sekretärinnen für die fröhliche und verlässliche Unterstützung bei allen anfallenden Verwaltungstätigkeiten, den Werkstätten für die sorgfältige und schnelle Realisierung der Versuchsaufbauten und den Kollegen für das freundschaftliche Arbeitsklima. Ein besonderer Dank gilt den Herren Dr.-Ing. Thomas Engelberg, Dipl.-Ing. Sören Kammel, Dr.-Ing. Dietrich Schupp und Dipl.-Ing. Dirk vom Stein für viele anregende Diskussionen. Des Weiteren bedanke ich mich bei meinen studentischen Hilfskräften, die mit Fleiß und Ideen zum Gelingen der Arbeit beigetragen haben.

Last but not least geht ein riesiges Dankeschön an meine Familie und meinen Freundeskreis für ihr Verständnis und ihre wertvolle Unterstützung während dieses Projektes.

Meinen Eltern gewidmet

Inhaltsverzeichnis

Symbolverzeichnis	VIII
1 Einleitung	1
2 Grundlagen der Rheologie	4
2.1 Rheologische Grundbegriffe	4
2.2 Rheologische Modelle	6
2.2.1 Fließgesetz nach Ostwald/de Waele	7
2.2.2 Weitere rheologische Modelle	8
2.3 Fließverhalten in einer Rohrströmung	10
2.3.1 Modellierung mit Ostwald/de Waele Ansatz	12
2.3.2 Modellierung mit Bingham-Gesetz	14
3 Messverfahren	15
3.1 Magnetisch-induktive Strömungsmessung	15
3.1.1 Prinzip der <i>Magnetisch-Induktiven Durchflussmessung</i> . .	15
3.1.2 Tomographischer Ansatz	18
3.1.3 Einführung eines Parametermodells	21
3.2 Bestimmung des Fließindex mittels modifiziertem MID	23
3.2.1 Erweiterung eines MIDs auf zwei Magnetfelder	23
3.2.2 Realisierung mit einem handelsüblichen MID	26
3.3 Inline-Messsystem für die Viskosität	29
4 Modellierung des Sensors	31
4.1 Numerische Simulation	31
4.1.1 Geometrisches Modell	32

4.1.2	Bestimmung der Gewichtsfunktionen	34
4.1.3	Bestimmung des Zusammenhangs $N(U_1/U_0)$	38
4.1.4	Abhängigkeit vom Elektrodenwinkel	39
4.1.5	Parameterstudie zur Permeabilität	40
4.1.6	Asymmetrisches inhomogenes Magnetfeld	43
4.2	Verifizierung der Magnetfelder	46
5	Vermessung des Strömungsprofils	52
5.1	Profilbestimmung mittels Laser-Doppler-Anemometrie	52
5.2	Potentielle Störquellen	53
5.2.1	Einlaufstrecke	53
5.2.2	Querschnittsänderungen	57
5.2.3	Störeinfluss der Elektroden	59
5.3	Validierung der Strömungsmodellierung	61
6	Messergebnisse	65
6.1	Messungen mit der Laborversuchsanlage	65
6.1.1	Vergleich mit Messungen eines Laborrheometers	67
6.1.2	Messunsicherheit des Fließindex	69
6.1.3	Messunsicherheit der Viskosität	72
6.2	Feldtestmessungen im Laborumfeld	77
6.2.1	Referenz-Viskositätsfunktionen	78
6.2.2	Vergleich Inline- und Offline-Messungen	80
6.2.3	Druckabhängigkeit	83
6.3	Feldtestmessungen im Produktionsumfeld	83
6.3.1	Mayonnaise A	84
6.3.2	Mayonnaise B	88
7	Zusammenfassung	93

A Nebenrechnungen	96
A.1 Geschwindigkeitsprofile im Rohr	96
A.1.1 Ostwald/de Waele Modell	96
A.1.2 Bingham-Modell	97
A.2 Verwendung des Bingham-Modells im Inline-Viskosimeter	98
A.3 Berechnung der Potentialfunktion	98
A.4 Fehlerfortpflanzung	99
 Literaturverzeichnis	 100

Symbolverzeichnis

Abkürzungen

EL	Elektrode
FEM	Finite-Elemente-Methode
LDA	Laser-Doppler-Anemometer
MID	Magnetisch-induktiver Durchflussmesser

Notationsvereinbarungen

Skalare	nicht fett, kursiv: a, b, c, \dots
Vektoren	nicht fett, kursiv, mit Pfeil: $\vec{a}, \vec{b}, \vec{c}, \dots$

Symbole

$:=$	Definition
Δ	Laplace-Operator
\mathbb{R}	Menge der reellen Zahlen
\vec{B}	magnetische Flussdichte
c_k	Fourier-Koeffizient (Cosinus-Term)
d	Asymptotensteigung im Carreau-Modell
d_E	Durchmesser des Elektrodenkopfes
D	Rohrdurchmesser
\vec{E}	elektrische Feldstärke
\vec{E}_{Punkt}	elektrische Feldstärke einer Einheits-Punktladung
g	Gewichtsfunktion
G	Greensche Funktion
h	Plattenabstand im Scherversuch
h_E	Höhe des Elektrodenkopfes

I	Spulenstrom
\vec{J}	Stromdichte
k	Konstante
K	Konsistenz
l_E	Länge der Einlaufstrecke
L	Abstand zwischen den Drucksensoren
M	Moment der Koeffizientenfunktion
n	Ordnung des Magnetfeldes
\vec{n}	Normalenvektor
N	Fließindex
Δp	Differenzdruck
r	Zylinderkoordinate
r_{FB}	Fließgrenzenradius nach Bingham-Modellfunktion
R	Rohrradius
s_k	Fourier-Koeffizient (Sinus-Term)
S	Oberfläche eines Rohres
t	Zeit
t_E	Endwert der Mittelungszeit
t_S	Startwert der Mittelungszeit
T	Temperatur
U	induzierte Spannung
$\vec{v} = (v_x, v_y, v_z)^T$	Strömungsgeschwindigkeit
\bar{v}	mittlere Geschwindigkeit
v_{\max}	maximale Geschwindigkeit
v_x	Geschwindigkeit im idealen Scherversuch
v_X	Geschwindigkeit der oberen Platte im idealen Scherversuch
V	Volumen eines Rohres
\dot{V}	Volumenstrom
\vec{W}	Wertigkeitsvektor
$\vec{W}_{(2)}$	zweidimensionaler Wertigkeitsvektor
$\vec{x} = (x, y, z)^T$	Ortsvektor
x	Ortskoordinate parallel zur Spulenachse
X	Verschiebeweg im idealen Scherversuch
y	Ortskoordinate senkrecht zur Spulenachse
z	Ortskoordinate in Richtung Rohrlängsachse
α	Verschiebewinkel im idealen Scherversuch
γ	Deformation
$\dot{\gamma}$	Schergeschwindigkeit
$\dot{\gamma}_c$	Schnittpunkts-Parameter im Carreau-Modell

$\dot{\gamma}_W$	Wandschergeschwindigkeit
δ	Dirac-Funktion
η	dynamische Scherviskosität
η_B	Viskosität nach Bingham-Modellfunktion
η_0	Nullviskosität
$\bar{\eta}$	zeitlicher Mittelwert der Viskosität
μ_r	Permeabilitätszahl
$\vec{\xi} = (\xi, \varrho, \zeta)^T$	Ortsvektor der Elektroden
ρ	Dichte
σ	elektrische Leitfähigkeit
τ	Schubspannung
τ_f	Fließgrenze
τ_{fB}	Fließgrenze nach Bingham-Modellfunktion
τ_W	Wandschubspannung
Φ	elektrisches Potential
Φ_{Punkt}	Potential einer Einheits-Punktladung
φ	Zylinderkoordinate

1 Einleitung

Die Bestimmung rheologischer Kenngrößen wie der Viskosität ist in vielen industriellen Bereichen wichtig für die Materialcharakterisierung und die Sicherung der Produktqualität fluider Stoffsysteme [Che85, Lor98]. Sowohl in Prozessen der Lebensmittel- und Kosmetikindustrie [Bot93, Gal92, Lab93, Rac95, Ran87] als auch in der chemischen Industrie wie z.B. im Bereich Farben und Lacke [Bre93, Coh95] und in der Ölexploration [Hun95] ist die Viskosität ein wichtiger Qualitätsparameter. Dabei ist für eine effiziente Prozesskontrolle und Qualitätssicherung eine kontinuierliche und direkte Ermittlung dieses Parameters notwendig. Gegenüber Offline-Analysen erlauben Prozessviskosimeter solch eine zeitnahe Prozessanbindung.

Die Prozessgeräte werden in „online“ und „inline“ arbeitende Rheometer bzw. Viskosimeter eingeteilt. Beim Online-Typ wird ein Seitenstrom vom Hauptstrom abgeführt, in dem das Fluid zum Messgerät geführt wird. Nach dem Rheometer wird das Fluid entweder in den Prozess zurückgeführt oder als Abfall entsorgt. Ein Inline-Gerät wird dagegen direkt in den Prozessstrom eingebaut. Im Online-Bereich werden von verschiedenen Herstellern Geräte angeboten, die nach dem Prinzip der Kapillarrheometrie (Extrusion) arbeiten. Ebenso wird das aus dem Laborbereich entnommene Prinzip des Rotationsrheometers (gegeneinander rotierende Messelemente) und des Fallviskosimeters verwendet. Diese beiden Viskosimetertypen werden auch als Inline-Geräte angeboten. In verschiedenen Ausführungen erhältlich sind die Vibrationsgeräte, bei denen über eine schwingende Messsonde, die in die Rohrleitung bzw. den Reaktor hineinragt, eine Scherwelle in das Material eingetragen wird und über die Dämpfung der Schwingung eine Aussage über die Viskosität bzw. damit korrelierte Größen gemacht werden kann. Mit den auf dem Markt befindlichen, handelsüblichen Geräten sind jedoch verschiedene Nachteile verbunden [Bar99, Rei97, Wei93]. Durch die mechanischen Einwirkungen wie die Entnahme in Bypassleitungen und die Zuführung zu den Messelementen bzw. die Einwirkung des Sensors selbst wird die Fluidstruktur verändert. Die Messung erfolgt damit an einer nicht repräsentativen Probe, so dass daraus gewonnene Parameter nicht zur Prozessüberwachung geeignet sind. Darüber hinaus stören im Prozessraum befindliche Sensorteile die Strömung. Damit ist beispielsweise keine rückstandsfreie Entleerung möglich, so dass solche Geräte nicht für eine sterile Prozessführung geeignet sind.

Die Hauptschwierigkeit bei der Bestimmung der Viskosität liegt darin, dass eine aktive Wechselwirkung zwischen Sensor und Material notwendig ist [Dea90]. Das Fluid muss einer kontrollierten Beanspruchung unterworfen und die Antwort des Systems beobachtet werden. Der Ansatz der in dieser Arbeit vorgestellten nicht-invasiven Messmethode liegt darin, keine zusätzliche Deformationsenergie von außen einzutragen, sondern die mechanische Beanspruchung bei der Strömung des Fluids durch das Rohr zu nutzen. Durch die Förderung durch das Rohr wird das Material scherend deformiert. Die Materialkenngröße Viskosität äußert sich im Profil der Strömungsgeschwindigkeit. Wird das Profil berührungslos bzw. nicht störend aufgenommen, so kann daraus auf die Fließeigenschaften, speziell die Viskosität, geschlossen werden.

Das störungsfreie Erfassen von räumlich verteilten Messgrößen ist der Grundgedanke von tomographischen Verfahren. Ein räumlich verteilter Signalträger, meist in Form einer Strahlung, durchdringt das Messgebiet und tritt dabei in Wechselwirkung mit dem zu untersuchenden Medium. Außerhalb des Messgebietes wird die Information über die Verteilung der Messgröße als integraler Wert von geeigneten Sensoren erfasst. Zur Prozesskontrolle und Automatisierung ist jedoch die mathematisch aufwendige und damit auch zeitintensive Rekonstruktion eines „Bildes“ der Messgröße nicht erforderlich. Stattdessen können die Sensorsignale direkt für die Prozessbeobachtung genutzt werden [Mes97]. Ist es zudem möglich, auf a priori Wissen über den physikalischen Messeffekt zurückzugreifen, so kann die Zahl der zu messenden Größen reduziert werden. Kann beispielsweise ein Prozess durch ein Parametermodell beschrieben werden, so müssen lediglich die Parameter durch Messungen bestimmt werden.

Die Anwendung dieser Idee der Prozesstomographie auf einen magnetisch-induktiven Durchflussmesser und darauf aufbauend die Entwicklung eines Inline-Prozessviskosimeters war das Ziel der vorliegenden Arbeit. Durch geringe Modifikationen eines konventionellen magnetisch-induktiven Durchflussmessers ist es möglich, zwei das Strömungsprofil charakterisierende Messgrößen zu erhalten. Die Anwendung eines rheologischen Parametermodells ermöglicht es – in Kombination mit einem Differenzdrucksensor, der einen weiteren rheologischen Parameter liefert – die Viskosität zu bestimmen. Die Kombination aus beiden Sensoren stellt ein Prozessviskosimeter dar, das direkt im Hauptrohr installiert wird. Ein solches Viskosimeter besitzt keine die Strömung störenden Einbauten, mechanisch bewegten Teile oder Totzonen und erzeugt keinen zusätzlichen Druckverlust.

Der magnetisch-induktive Durchflussmesser ist ein in industrieller Umgebung weitverbreiteter Sensor, so stand er im Jahr 2001 mit 27,2 % an der Spitze der Marktanteile innerhalb Europas [Fro01]. Da dieser Gerätetyp zudem häufig in

den Industrien eingesetzt wird, in denen die Viskosität als Qualitätsgröße eine Rolle spielt, bietet er eine sehr gute Basis für die Weiterentwicklung zu einem Prozessviskosimeter.

2 Grundlagen der Rheologie

Die Rheologie hat sich ab ca. 1920 zu einer eigenständigen Wissenschaftsdisziplin entwickelt. Der Begriff leitet sich von dem griechischen Wort rheos=fließen ab. Einer der Begründer, E.C. Bingham, definierte Rheologie als Wissenschaft von der Deformation und vom Fließen von Stoffen [Bin22]. Zentrale Aufgabe der Rheologie ist das Messen, Beschreiben und Erklären des Stoffverhaltens der Materie unter der Einwirkung von äußeren Kräften und Verformungen.

2.1 Rheologische Grundbegriffe

Das Fließverhalten eines Materials kann durch Stoffkonstanten und -funktionen beschrieben werden. Um diese zu ermitteln, wird das Material einfachen, definierten Deformationen ausgesetzt. Neben der ein- bzw. zweidimensionalen Dehnung stellt die eindimensionale Scherung solch einen definierten Beanspruchungszustand dar und zählt zu den rheologischen Grundversuchen [Rei69, Wei93].

Im Idealfall besteht die Versuchsanordnung für einen einfachen Scherversuch aus zwei unendlich ausgedehnten, ebenen und planparallelen Platten (vgl. Bild 2.1). Die obere Platte bewegt sich relativ zur unteren Platte mit der Geschwindigkeit v_x , so dass eine ebene Schichtenströmung hervorgerufen wird. Dabei erfährt das zwischen den Platten befindliche Material durch die eingeprägte Schubspannung

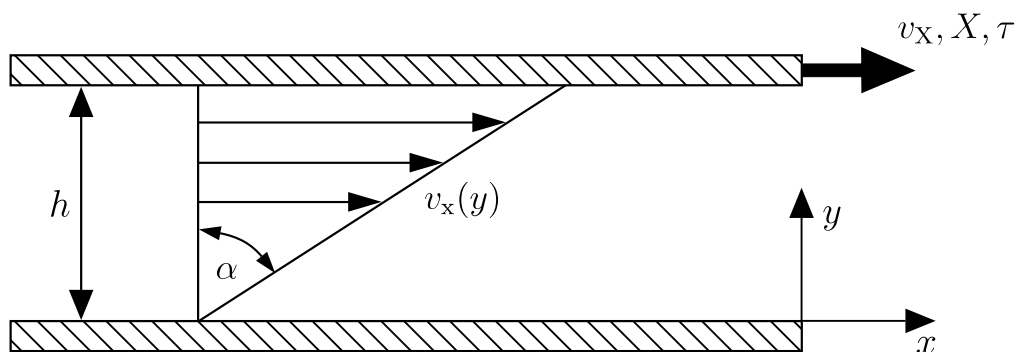


Bild 2.1: Einfache Scherströmung zwischen zwei planparallelen Platten.

τ eine Deformation γ :

$$\gamma = \tan \alpha = \frac{dx}{dy} = \frac{X}{h}, \quad (2.1)$$

worin X den Verschiebeweg der oberen Platte und h den Plattenabstand angibt. So lange die Schubspannung hinreichend groß ist ($\tau > \tau_f$, s. Abschnittende), ändert sich die Deformation mit der Zeit, so dass eine Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ auftritt:

$$\dot{\gamma} = \frac{d\gamma}{dt} = \frac{dv_x}{dy} = \frac{v_x}{h}. \quad (2.2)$$

Für den Zusammenhang zwischen der von außen einwirkenden Kraft bzw. Schubspannung und der sich einstellenden Schergeschwindigkeit gilt die rheologische Zustandsgleichung:

$$\tau(\dot{\gamma}) = \eta(\dot{\gamma}) \cdot \dot{\gamma}. \quad (2.3)$$

Über diese Gleichung ist die dynamische Scherviskosität η definiert, die eine der wichtigsten Materialeigenschaften zur Charakterisierung des Fließverhaltens darstellt [Bar89, Ste92]. Der Zusatz „dynamisch“ dient zur Unterscheidung von der kinematischen Scherviskosität, der Zusatz „Scher-“ zur Unterscheidung von der Dehnaviskosität. Da in dieser Arbeit nur die dynamische Scherviskosität betrachtet wird, wird sie im Weiteren kurz „Viskosität“ genannt.

Die Viskosität ist keine direkt messbare Größe, sondern wird aus dem Quotienten aus Schubspannung und Schergeschwindigkeit berechnet. Ist die Viskosität konstant, so entspricht Gl. (2.3) dem newtonschen Gesetz, das die Proportionalität zwischen Schubspannung und Geschwindigkeitsgradient ausdrückt. Newtonsche Stoffe sind dadurch gekennzeichnet, dass ihre Viskosität bei gleichbleibendem Druck und gleichbleibender Temperatur konstant ist. Ist die Viskosität hingegen eine Funktion der Schergeschwindigkeit, so wird das Fluid als nicht-newtonsch bezeichnet. Für Fluide mit unterschiedlichem Fließverhalten ist in Bild 2.2a der Zusammenhang von Schubspannung und Schergeschwindigkeit, die sogenannte Fließkurve oder Fließfunktion $\tau(\dot{\gamma})$, dargestellt. Die entsprechenden Viskositätsfunktionen zeigt Bild 2.2b. Gemäß ihrem Fließverhalten in der einfachen Scherströmung – einer ebenen, parallelen Schichtenströmung – werden die nicht-newtonschen Stoffe in strukturviskose, dilatante und Materialien mit Fließgrenze unterschieden. Strukturviskoses Fließen, wie es z.B. disperse Systeme und viele Polymere zeigen, bedeutet, dass mit zunehmender Schergeschwindigkeit die Viskosität abnimmt. Für dilatante Fluide (z.B. wässrige Stärke-Suspensionen) steigt

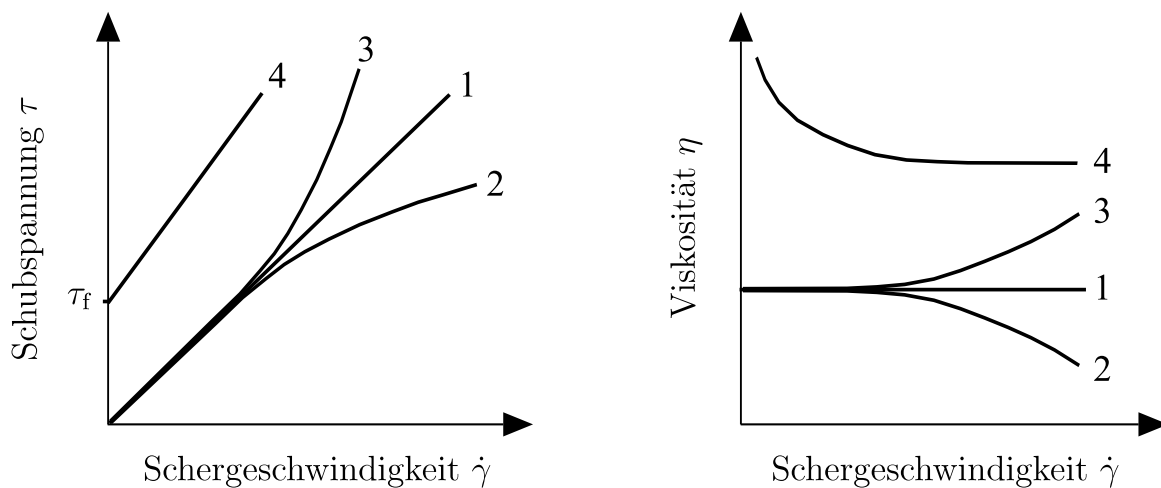


Bild 2.2: Fließkurven und Viskositätsfunktionen für unterschiedliches Fließverhalten: 1-newtonsch, 2-strukturviskos, 3-dilatant, 4-Material mit Fließgrenze (Bingham).

die Viskosität mit wachsender Schergeschwindigkeit an, dieses Fließverhalten tritt jedoch deutlich seltener auf [Ske67]. Liegt eine Fließgrenze vor, so fließt das Fluid erst, wenn die Schubspannung einen bestimmten Wert, die Fließgrenze τ_f , überschreitet. Für Schubspannungen kleiner der Fließgrenze wird das Material nur elastisch reversibel verformt. Die Eigenschaft eines Stoffes, dass zur Auslösung einer Deformation des Materials eine Mindestkraft angewendet werden muss, wird als Plastizität bezeichnet.

2.2 Rheologische Modelle

Zur Approximation von empirischen Fließ- bzw. Viskositätsfunktionen werden rheologische Modelle, auch als Fließ- oder Stoffgesetze bezeichnet, verwendet [Wei93]. Zur mathematischen Beschreibung des Fließverhaltens – das maßgeblich durch die Materialstruktur festgelegt wird – werden verschiedene mechanische Grundelemente wie Feder und Dämpfer und Kombinationen aus diesen benutzt. Neben diesen rein analytisch hergeleiteten Modellen werden in der Literatur Modelle rein empirischer Natur, die auf Näherungsrechnungen beruhen, und Mischformen vorgestellt. Die meisten Modelle werden unter einschränkenden Voraussetzungen aufgestellt, so dass die Approximationen nur für begrenzte Anwendungen wie z.B. innerhalb bestimmter Schergeschwindigkeitsbereiche oder nur für bestimmte Flüssigkeiten verwendet werden können.

Es werden in Abschnitt 2.2.1 und 2.2.2 jeweils ein zwei- und ein dreiparametrisches Modelle für strukturviskoses (dilatantes) Fließverhalten und für das Fließverhalten von Materialien mit Fließgrenze vorgestellt. Der modifizierte magnetisch-induktive Durchflussmesser, wie er im Rahmen dieser Arbeit umgesetzt wurde, nutzt die zweiparametrische Modellierung des Fließverhaltens. Auf die Erweiterungsmöglichkeit auf ein dreiparametrisches Modell und dessen Potential wird in Kapitel 7 eingegangen.

2.2.1 Fließgesetz nach Ostwald/de Waele

Unter den empirischen Modellen zur Beschreibung von newtonschem, strukturviskosem oder dilatantem Fließen hat das mathematisch einfache Ostwald/de Waele Gesetz, auch Potenzgesetz genannt, sowohl in der technischen Rheologie als auch in den theoretischen Untersuchungen starke Verbreitung gefunden [Bra71, Kes96, Kul86, Ske67, Ste92, Wei93]:

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^N . \quad (2.4)$$

Die Konsistenz K ist dabei ein Maß für die Viskosität des Fluides, während der Fließindex N die Abweichung vom newtonschen Verhalten charakterisiert. Für einen Fließindex von $N = 1$ geht das Ostwald/de Waele Gesetz in die newtonsche Materialgleichung, Gl. (2.3), mit konstanter Viskosität über. Strukturviskoses Fließen wird durch einen Fließindex $N < 1$ wiedergegeben, während für dilatante Stoffe der Fließindex N größer eins ist.

Als Viskositätsfunktion hat das Ostwald/de Waele Gesetz die Form

$$\eta = K \cdot \dot{\gamma}^{N-1} . \quad (2.5)$$

Bei doppelt logarithmischer Skalierung ergibt das Ostwald/de Waele Gesetz eine Gerade, deren Steigung durch den Fließindex und deren Ordinatenabschnitt durch die Konsistenz gegeben ist. Für nicht-newtonsche Stoffe kann somit die Viskositäts- bzw. Fließfunktion oft nur bereichsweise beschrieben werden. In Bild 2.3 ist die gemessene Viskositätsfunktion eines strukturviskosen Stoffes aufgetragen, die beispielsweise in zwei verschiedenen Schergeschwindigkeitsbereichen durch das Ostwald/de Waele Modell approximiert wird. Im sogenannten unteren newtonschen Bereich wird die Messkurve durch einen Fließindex von 1 beschrieben, während für zunehmend strukturviskoses Fließen der Fließindex kleiner wird und im gezeigten Beispiel den Wert 0,6 aufweist.

Bei der Anwendung des Ostwald/de Waele Modelles muss beachtet werden, dass das Gesetz physikalisch nicht exakt ist. Bei strukturviskosen Stoffen wäre für sehr

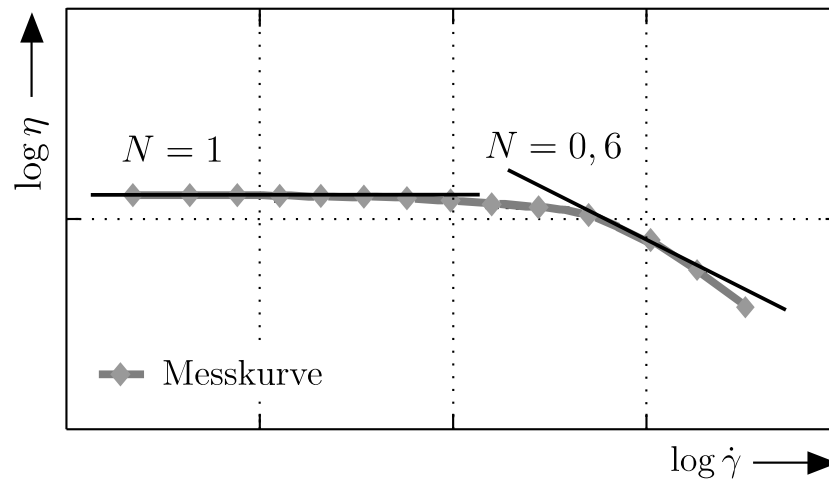


Bild 2.3: Viskositätsfunktion eines strukturviskosen Stoffes mit bereichsweiser Approximation nach Ostwald/de Waele.

große Schergeschwindigkeiten mit $\dot{\gamma} \rightarrow \infty$ die Viskosität η_∞ gleich null, und für kleine Schergeschwindigkeiten mit $\dot{\gamma} \rightarrow 0$ gilt für die Viskosität $\eta_0 \rightarrow \infty$. Dies trifft aber für Materialien ohne Fließgrenze nicht zu. Für viele praktische Problemstellungen kann aber unter Beachtung dieser Einschränkungen eine hinreichend genaue Beschreibung erreicht werden.

2.2.2 Weitere rheologische Modelle

Eine genauere, aber immer noch mathematisch einfach zu handhabende Beschreibung einer nicht-newtonschen Viskositätsfunktion wird durch das Carreau-Modell bereitgestellt. Mit diesem Fließgesetz kann über einen Schergeschwindigkeitsbereich approximiert werden, in dem sowohl newtonsches als auch strukturviskoses bzw. dilatantes Fließen auftritt. Dies wird durch den dreiparametrischen Ansatz

$$\tau = \frac{\eta_0 \cdot \dot{\gamma}}{\left(1 + \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_c}\right)^d} \quad (2.6)$$

bzw.

$$\eta = \frac{\eta_0}{\left(1 + \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_c}\right)^d} \quad (2.7)$$

erreicht, in dem η_0 die Nullviskosität, der Parameter $-d$ den Wert der Asymptotensteigung für große Schergeschwindigkeiten und der Parameter $\dot{\gamma}_c$ den Schnitt-

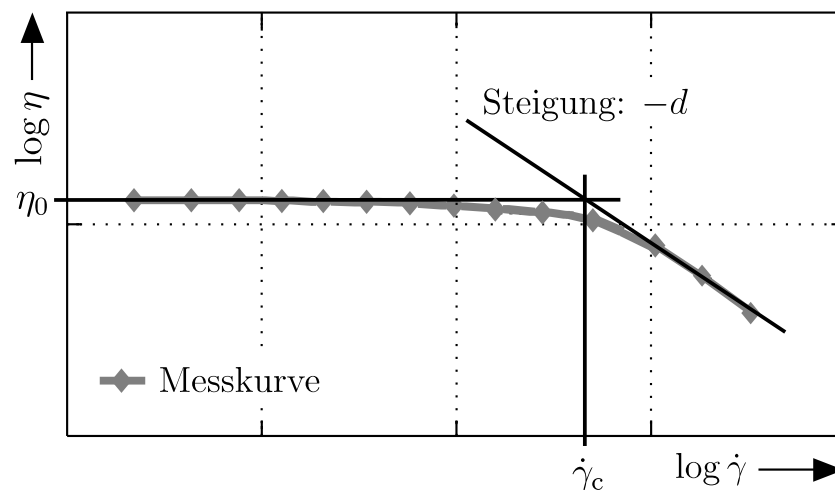


Bild 2.4: Viskositätsfunktion eines strukturviskosen Stoffes mit Approximation nach Carreau.

punkt der beiden Geraden, d.h. den Ort der größten Krümmung angibt (vgl. Bild 2.4).

Weist ein Material eine Fließgrenze auf, so muss diese durch das Modell wiedergegeben werden. Hierzu stellt das Bingham-Modell ein einfaches, zweiparametriges Fließgesetz dar. Für Schubspannungen kleiner als die Fließgrenze τ_f bleibt das Fluid in Ruhe; wird die Fließgrenze überschritten, wird newtonsches Fließen modelliert (linearplastisches Fließen):

$$\tau = \tau_{fB} + \eta_B \cdot \dot{\gamma} . \quad (2.8)$$

Für die Viskositätsfunktion gilt:

$$\eta = \frac{\tau_{fB}}{\dot{\gamma}} + \eta_B . \quad (2.9)$$

Der prinzipielle Verlauf der beiden Funktionen ist in Bild 2.2 skizziert. Die zwei Parameter Bingham-Fließgrenze τ_{fB} und Bingham-Viskosität η_B sind Stoffkonstanten. Nahe der Fließgrenze, d.h. für sehr kleine Schergeschwindigkeiten, strebt die Viskosität gegen unendlich $\eta (\dot{\gamma} \rightarrow 0) \rightarrow \infty$.

Das Bingham-Modell stellt einen einfachen mathematischen Zusammenhang her, das jedoch bei realen Stoffen selten vorkommt. Meist tritt nach Überschreiten der Fließgrenze nicht-newtonsches Fließen auf, was als nichtlinear plastisches Fließen bezeichnet wird. Ein modifiziertes Bingham-Modell stellt der dreiparametrig Ansatz nach Hurschel-Bulkley dar, der zur Beschreibung des nicht-newtonschen

Fließens nach Überschreiten der Fließgrenze das Potenzgesetz nach Ostwald/de-Waele nutzt:

$$\tau = \tau_{\text{fB}} + K \cdot \dot{\gamma}^N \quad \text{bzw.} \quad \eta = \frac{\tau_{\text{fB}}}{\dot{\gamma}} + K \cdot \dot{\gamma}^{N-1} \quad (2.10)$$

und für $N = 1$ in das Bingham-Modell übergeht. Diese beiden Modelle werden häufig zur Beschreibung von Salben, Pasten und Cremes benutzt, insbesondere in der pharmazeutischen und lebensmittelchemischen Industrie [Kul86].

2.3 Fließverhalten in einer Rohrströmung

Der einfache Schub, wie er in Abschnitt 2.1 beschrieben wurde, stellt einen Sonderfall der laminaren Verschiebung dar. Für rheologische Untersuchungen ist die laminare Strömung von grundsätzlicher Bedeutung, nur dann ist die rheologische Zustandsgleichung, Gl. (2.3), und die danach vorgenommene Unterscheidung in newtonsche und nicht-newtonsche Fluide gültig. Bei der laminaren Rohrströmung resultiert die einfache Scherung aus der anliegenden Druckdifferenz. Im Gegensatz zum einfachen Scherversuch, in dem Schubspannung und Schergeschwindigkeit über den Scherspalt konstant sind, sind in der Rohrströmung beide Größen eine Funktion des Radius r . Die Schubspannung $\tau(r)$ steigt – unabhängig vom Material – linear mit dem Radius bis zum maximalen Wert an der Wand an:

$$\tau(r) = \frac{\Delta p \cdot r}{2L} . \quad (2.11)$$

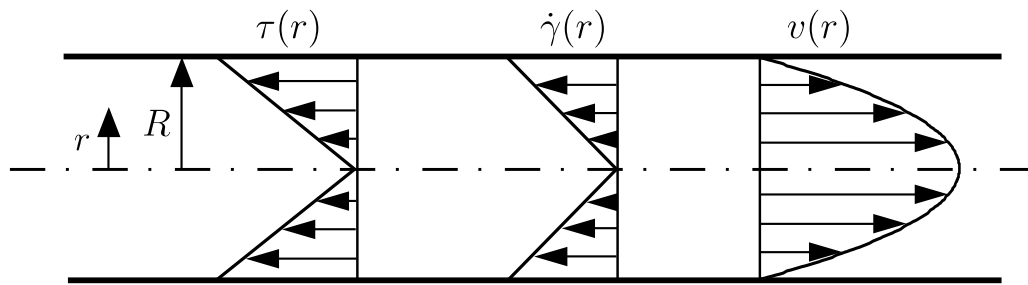
Dabei ist L die Länge, über die die Druckdifferenz Δp anliegt.

Die Schergeschwindigkeit ist hingegen nicht nur eine Funktion des Ortes, sondern auch der Materialeigenschaft. Die Fließeigenschaften äußern sich in der Ausprägung des Profils der Schergeschwindigkeit und wegen

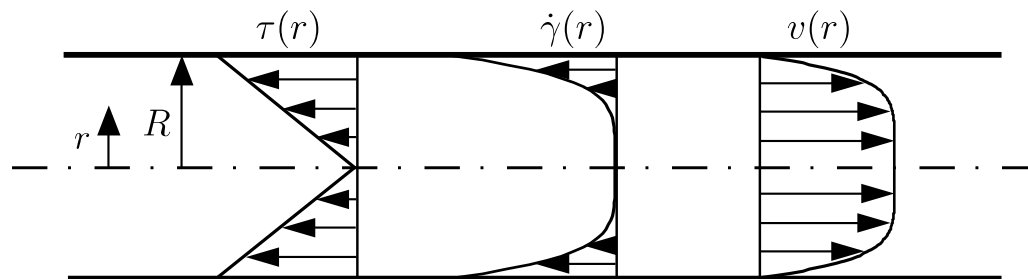
$$\dot{\gamma}(r) = -\frac{\partial v}{\partial r} \quad (2.12)$$

entsprechend in der Strömungsgeschwindigkeit. In Bild 2.5 sind die Rohrströmungsprofile für Schubspannung, Schergeschwindigkeit und Geschwindigkeit für Materialien mit unterschiedlichem Fließverhalten dargestellt. Für ein Newton-Fluid ist die Schergeschwindigkeit direkt proportional der Ortskoordinate r , das Geschwindigkeitsprofil ist parabelförmig (Bild 2.5a). Für strukturviskoses Fließen ändert sich die Schergeschwindigkeit nichtlinear mit dem Radius, wobei der

a) Newtonsches Fließverhalten ($N = 1$)



b) Strukturviskoses Fließverhalten (hier: $N = 0, 2$)



c) Material mit Fließgrenze (Bingham)

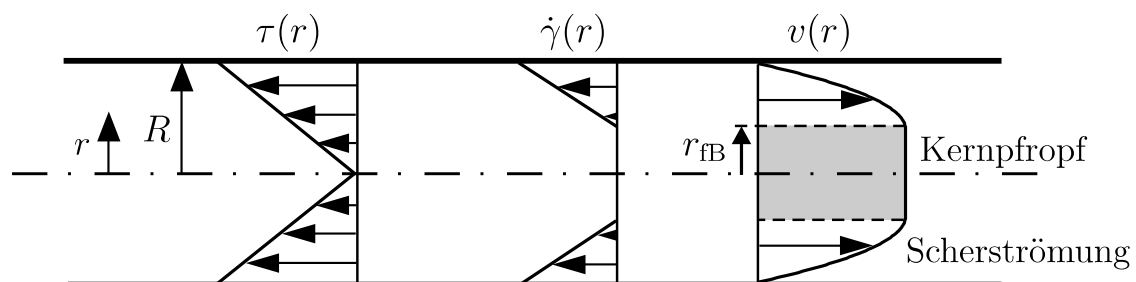


Bild 2.5: Fließprofile in einer laminaren Rohrströmung (R =Rohrradius).

Schergradient in Wandnähe umso größer ist, je stärker die Abweichung vom newtonschen Fließverhalten ist (Bild 2.5b). Im Vergleich zur Parabel für Newton-Fluide zeigt die Strömungsgeschwindigkeit ein „stumpferes“ Profil. Die Strömung eines Materials mit Fließgrenze wird als Pfropfströmung bezeichnet. Im Bereich $r_{fB} < r \leq R$, in dem die Schubspannung die Fließgrenze überschreitet, kommt es zum Scherfließen, während sich für Radien mit $0 \leq r \leq r_{fB}$, in denen die Schubspannung kleiner als die Fließgrenze ist, das Fluid als Kernpfropf mit konstanter Geschwindigkeit bewegt (Bild 2.5c). Wird die Fließgrenze im Rohr nicht überschritten, d.h. $r_{fB} > R$, so bewegt sich das Material komplett als Pfropf; die Haftbedingung an der Wand wird durch eine dünne Gleitschicht erfüllt [Wei93].

2.3.1 Modellierung mit Ostwald/de Waele Ansatz

Wird das Fließverhalten durch ein rheologisches Stoffgesetz modelliert, so kann das Geschwindigkeits- bzw. Schergeschwindigkeitsprofil mit einer mathematischen Funktion beschrieben werden. Verwendet man den Ostwald/de Waele Ansatz aus Gl. (2.4) zur Modellierung von strukturviskosem bzw. dilatantem Fließverhalten, so ergibt sich mit Gl. (2.11) und (2.12) für das Geschwindigkeitsprofil (s. Anhang A.1.1):

$$v(r) = \frac{1 + 3N}{1 + N} \bar{v} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{1+N}{N}} \right] \quad (2.13)$$

worin \bar{v} die mittlere Geschwindigkeit ist und

$$\frac{1 + 3N}{1 + N} \bar{v} = v_{\max} \quad (2.14)$$

die in der Rohrmitte auftretende maximale Geschwindigkeit angibt. Das Strömungsprofil wird somit durch ein Modell mit den beiden Parametern mittlere Geschwindigkeit \bar{v} und Fließindex N approximiert. Dabei gibt der Fließindex die Form des Profils an. Für ein Newton-Fluid mit $N = 1$ geht Gl. (2.13) in die quadratische Form der Parabel über, für strukturviskose Stoffe mit $N < 1$ wird die Profilform stumpfer. Je kleiner N wird, desto fülliger wird das Profil, um im Grenzfall $N \rightarrow 0$ die Form eines Kolbenprofils anzunehmen.

Für die Schergeschwindigkeit berechnet sich das Profil nach

$$\dot{\gamma}(r) = \frac{1 + 3N}{N} \cdot \frac{\bar{v}}{R} \cdot \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{1}{N}} \quad (2.15)$$

An der Rohrwand mit $r = R$ erreicht die Schergeschwindigkeit ihren maximalen Wert, die sogenannte Wandschergeschwindigkeit, mit $\dot{\gamma}_W = \frac{1+3N}{N} \cdot \frac{\bar{v}}{R}$.

Wie bereits in Abschnitt 2.2 beschrieben wurde, kann die Fließ- bzw. Viskositätsfunktion eines nicht-newtonschen Stoffes mit dem Ostwald/de Waele Ansatz nur bereichsweise approximiert werden. In der Rohrströmung treten jedoch alle Schergeschwindigkeiten zwischen null und der Wandschergeschwindigkeit auf. Die Ostwald/de Waele Modellierung stellt in der doppelt logarithmischen Darstellung eine Linearisierung der Funktion $\tau(\dot{\gamma})$ bzw. $\eta(\dot{\gamma})$ dar (vgl. Bild 2.6). Der Arbeitspunkt, in dem die Linearisierung vorgenommen wird, ist durch die Bedingungen in der Rohrströmung gegeben. Für strukturviskose Stoffe herrschen an der Rohrwand große Schergradienten, d.h. für kleine Schubspannungsänderungen nimmt die Schergeschwindigkeit stark ab (vgl. Bild 2.6 und 2.7). Damit

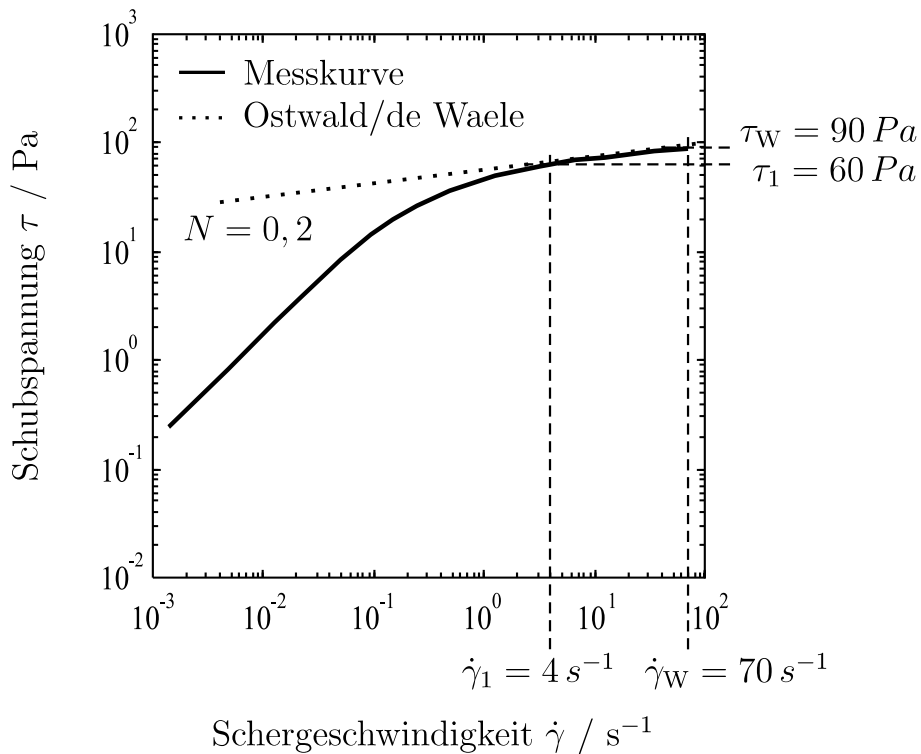


Bild 2.6: Beispiel für eine Approximation der Fließkurve im strukturviskosen Bereich.

weist die Schergeschwindigkeit schon für relativ große Radien sehr kleine Werte auf; im Rohrrinneren sind die Schergeschwindigkeitsänderungen vergleichsweise gering. Je stärker die Strukturviskosität ist, d.h. je kleiner der Fließindex N , desto größer ist der Schergradient nahe der Rohrwand. Für eine Modellierung

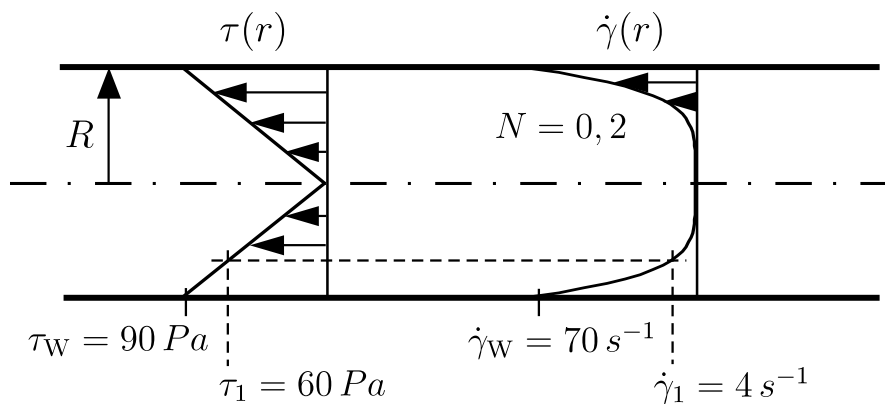


Bild 2.7: Approximation im strukturviskosen Bereich, dargestellt in der Rohrströmung.

mit Ostwald/de Waele bedeutet dies, dass die Schergeschwindigkeiten in Wandnähe korrekt wiedergegeben werden, für die kleinen Schergeschwindigkeiten im Rohrrinnern weicht der modellierte vom wahren Wert ab. Diese Abweichungen sind in Relation zur Größe der Wandschergeschwindigkeit jedoch vernachlässigbar klein. Auf die Form des Profils haben sie damit nur einen vernachlässigbaren Einfluss, entscheidend für die Profilform sind die Schergradienten in Wandnähe (vgl. Bild 2.7).

2.3.2 Modellierung mit Bingham-Gesetz

Für ein Fluid, dessen Fließverhalten mit dem Bingham-Gesetz modelliert wird, gilt für das Geschwindigkeitsprofil (s. Anhang A.1.2):

$$v(r) = \begin{cases} v_{\max} & \text{für } 0 \leq r \leq r_{\text{fB}} , \\ v_{\max} \left(1 - \frac{(r - r_{\text{fB}})^2}{(R - r_{\text{fB}})^2} \right) & \text{für } r_{\text{fB}} < r \leq R , \end{cases} \quad (2.16)$$

wobei für die maximale Geschwindigkeit gilt:

$$v_{\max} = 6 \bar{v} \frac{R^2}{2R^2 + (R + r_{\text{fB}})^2} . \quad (2.17)$$

Das Geschwindigkeitsprofil der Pfropfströmung wird durch die beiden Parameter mittlere Geschwindigkeit \bar{v} und Radius r_{fB} charakterisiert.

Da für das Scherfließen mit dem Bingham-Modell newtonsches Verhalten angenommen wird, gilt für das Profil der Schergeschwindigkeit:

$$\dot{\gamma}(r) = \begin{cases} 0 & \text{für } 0 \leq \tau \leq \tau_{\text{fB}} , \\ \frac{1}{\eta_{\text{B}}} (\tau - \tau_{\text{fB}}) & \text{für } \tau_{\text{fB}} < \tau \leq \tau_{\text{W}} , \end{cases} \quad (2.18)$$

oder mit den Parametern ausgedrückt, die sich aus dem Geschwindigkeitsprofil ableiten lassen:

$$\dot{\gamma}(r) = \begin{cases} 0 & \text{für } 0 \leq r \leq r_{\text{fB}} , \\ 2v_{\max} \frac{r - r_{\text{fB}}}{(R - r_{\text{fB}})^2} & \text{für } r_{\text{fB}} < r \leq R . \end{cases} \quad (2.19)$$

3 Messverfahren

3.1 Magnetisch-induktive Strömungsmessung

In industriellen Anwendungen wird häufig ein magnetisch-induktiver Durchflussmesser zur Volumenstrommessung leitfähiger Medien eingesetzt [Str00]. Ein herausragendes Merkmal dieses Verfahrens besteht darin, dass keine Blenden oder sonstigen Einbauten notwendig sind, so dass die herrschende Strömung nicht gestört wird. Da der Sensor zudem keine mechanisch bewegten Komponenten aufweist, stellt dieser Durchflussmesser ein robustes Messsystem mit einem sehr geringen Druckabfall und guten Reinigungseigenschaften dar.

3.1.1 Prinzip der Magnetisch-Induktiven Durchflussmessung

Ein magnetisch-induktiver Durchflussmesser (MID) besteht aus einem isoliert ausgekleideten Messrohr mit kreisförmigem Querschnitt, einem Magnetspulen- und einem Messelektrodenpaar sowie aus Elektronik zur Speisung der Spulen und zur Messung und Auswertung (vgl. Bild 3.1). Dem Messprinzip liegt das Faradaysche Induktionsgesetz zugrunde. Durch das Erregerspulenpaar wird ein homogenes Magnetfeld \vec{B} senkrecht zur Strömungsrichtung erzeugt. Durchströmt ein elektrisch leitfähiges Medium das Rohr, so werden die Ladungsträger getrennt und zu gegenüberliegenden Seiten abgelenkt. Das entstehende elektrische Feld \vec{E} führt zu einer Spannung U , die an den diametral in der Rohrwand – sowohl senkrecht zur Strömungs- als auch zur Magnetfeldrichtung – angebrachten Elektroden abgegriffen wird. Die Grundgleichung des Messprinzipes stellt die Poissongleichung dar [She62, Sch74]:

$$\Delta\Phi = -\operatorname{div} \vec{E} = \operatorname{div} (\vec{v} \times \vec{B}) . \quad (3.1)$$

Das entstehende elektrische Feld \vec{E} ist Ursache für die Potentialverteilung Φ im Raum.

Eine allgemeine Lösung der Poissongleichung ist für den unendlich ausgedehnten Raum gegeben, für ein Gebiet mit begrenzten Randflächen, an denen vorgegebene Bedingungen zu erfüllen sind, ist diese Lösung jedoch nicht geeignet

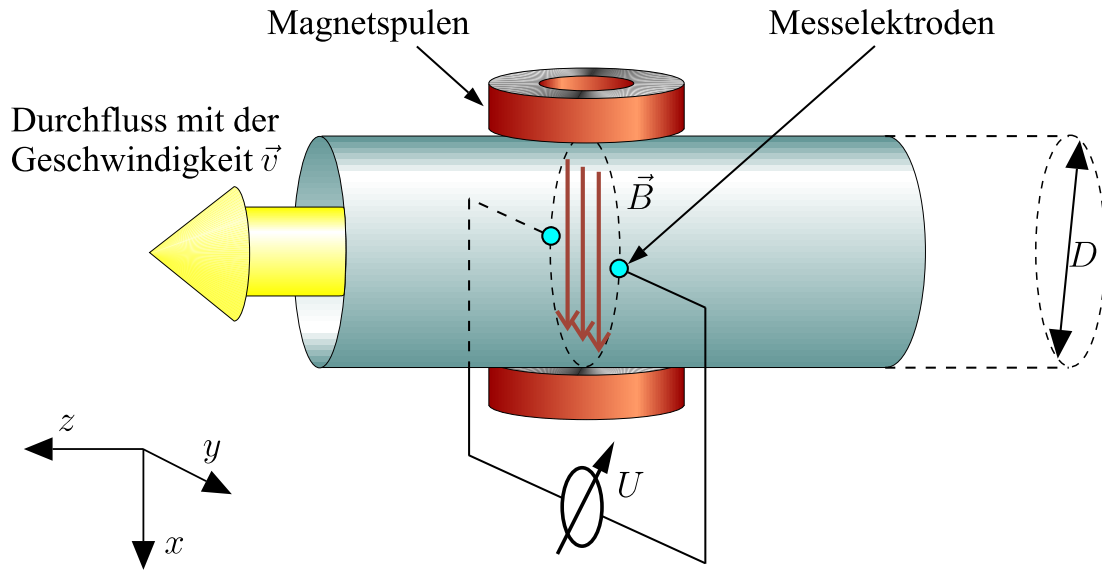


Bild 3.1: Aufbau eines magnetisch-induktiven Durchflussmessers. \vec{B} : magnetische Flussdichte, \vec{v} : Strömungsgeschwindigkeit, U : Messspannung, D : Rohrdurchmesser.

[Jac82]. Ein Werkzeug, mit dem Randbedingungen beim Lösen partieller Differentialgleichungen berücksichtigt werden können, stellt die Greensche Funktion G dar. Wird diese für die Lösung der Poissongleichung (Gl. (3.1)) für ein Rohr mit in Längsachse unendlich ausgedehntem Magnetfeld eingesetzt, so ergibt sich folgende Potentialfunktion (s. Anhang A.3):

$$\Phi(\vec{\xi}) = \iiint_{\text{Rohr}} G(\vec{x}, \vec{\xi}) \cdot \text{div}(\vec{v} \times \vec{B}) \, dx \, dy \, dz . \quad (3.2)$$

Mit $\vec{x} = (x, y, z)^T$ werden die Integrationsvariablen im Rohr bezeichnet. $\vec{\xi} = (\xi, \rho, \zeta)^T$ gibt die Orte auf der Rohrwand an, an denen das Potential gemessen wird, d.h. die Elektrodenorte. Werden die Elektroden idealisiert als punktförmig angesehen, d.h. sind sie vernachlässigbar klein, so stellt das Rohr ein Randwertproblem 2. Art (Neumannsche Randbedingungen) für einen Kreisquerschnitt dar. Die Greensche Funktion $G(\vec{x}, \vec{\xi})$ ist dann definiert durch die Differentialgleichung $\Delta G(\vec{x}, \vec{\xi}) = \delta(\vec{x} - \vec{\xi})$, worin $\delta(\vec{x} - \vec{\xi})$ die Dirac-Funktion ist [Sch74].

Durch Anwenden der Regel $M \text{div} \vec{m} = \text{div}(M\vec{m}) - \vec{m} \text{grad} M$ auf Gl. (3.2) ergibt sich

$$\Phi(\vec{\xi}) = \iiint_{\text{Rohr}} \left[\text{div} \left(G \cdot (\vec{v} \times \vec{B}) \right) - \text{grad} G \cdot (\vec{v} \times \vec{B}) \right] \, dx \, dy \, dz , \quad (3.3)$$

worin gemäß des Satzes von Gauß gilt:

$$\iiint_V \operatorname{div} \left(G \cdot (\vec{v} \times \vec{B}) \right) dV = \iint_S G \underbrace{(\vec{v} \times \vec{B})}_{-\vec{E}} \vec{n} dS . \quad (3.4)$$

Aus der Randbedingung $\frac{\partial U}{\partial n} = -\vec{n} \vec{E} = 0$ auf der isolierenden Rohrwand folgt somit, dass der erste Term in Gl. (3.3) verschwindet. Damit ergibt sich die Potentialfunktion gemäß:

$$\Phi(\vec{\xi}) = - \iiint_{\text{Rohr}} \operatorname{grad} G \cdot (\vec{v} \times \vec{B}) dx dy dz . \quad (3.5)$$

Die Messspannung, die in den Elektroden als Differenz zwischen zwei Randpotentialen $\Phi(\vec{\xi}_2)$ und $\Phi(\vec{\xi}_1)$ abgegriffen wird, berechnet sich dann nach folgendem Zusammenhang:

$$U = \iiint_{\text{Rohr}} \operatorname{grad} \left[G(\vec{x}, \vec{\xi}_1) - G(\vec{x}, \vec{\xi}_2) \right] \cdot (\vec{v} \times \vec{B}) dx dy dz . \quad (3.6)$$

Der Ausdruck

$$\vec{W}(\vec{x}, \vec{\xi}_1, \vec{\xi}_2) = \operatorname{grad} G = \operatorname{grad} \left[G(\vec{x}, \vec{\xi}_1) - G(\vec{x}, \vec{\xi}_2) \right] \quad (3.7)$$

wird als Wertigkeitsvektor bezeichnet. Er gibt den Einfluss einzelner Volumenelemente auf die Bildung der Nutzspannung an den Elektroden an. Der Wertigkeitsvektor hängt nur von der Geometrie der Anordnung ab und liegt für ein gegebenes Gerät fest. Mit Gl. (3.6) kann die induzierte Spannung allgemein für einen MID mit kreisförmigem Querschnitt für eine beliebige Form des Magnetfeldes und des Strömungsfeldes bestimmt werden.

Unter bestimmten Voraussetzungen für das Magnetfeld und den Strömungszustand vereinfacht sich die Bestimmungsgleichung für die Messspannung. Für den Fall, dass die Komponenten B_x und B_y des Magnetfeldes keine Abhängigkeit von z aufweisen und die Komponente B_z verschwindend klein ist mit $\vec{B} = (B_x, B_y, 0)^T$ und darüber hinaus die Strömung ausgebildet ist mit $\vec{v} = (0, 0, v_z)^T$, geht das räumliche Problem in ein ebenes über:

$$U = \iint_{\text{Rohrquerschnitt}} \vec{W}_{(2)} \left(\vec{v} \times \vec{B} \right) dx dy . \quad (3.8)$$

In einem idealen MID wird ein rein homogenes Magnetfeld mit $\vec{B} = (B, 0, 0)$ erzeugt. Zudem wird eine rotationssymmetrische Strömung vorausgesetzt, für die das Geschwindigkeitsfeld nur vom Radius r abhängt

$$\vec{v}(\vec{x}) = (0, 0, v_z(x, y))^T = (0, 0, v(r))^T, \quad (3.9)$$

so dass die Poissongleichung (Gl. (3.1)) direkt geschlossen gelöst werden kann und Gl. (3.8) sich zu

$$U = D \cdot B \cdot \bar{v} \quad (3.10)$$

vereinfacht. Die induzierte Spannung U ist direkt proportional der mittleren Geschwindigkeit \bar{v} – unabhängig von der Form des Strömungsprofils – solange die Rotationssymmetrie erfüllt ist [She54]. Materialkenngrößen wie Viskosität, Dichte oder die elektrische Leitfähigkeit haben keinen Einfluss auf die Messspannung.

Ein unendlich ausgedehntes Magnetfeld kann in der Praxis jedoch nicht realisiert werden. Im realen Sensor führt die endliche Ausdehnung in axialer Richtung zu einer Abschwächung der induzierten Spannung. Solange die homogene Magnetfeldausdehnung eine gewisse Länge überschreitet (s. Kapitel 4.1.1), wird der lineare Zusammenhang zur mittleren Geschwindigkeit nicht beeinflusst, es kommt lediglich zu einer verringerten Messempfindlichkeit, die mit dem Faktor k berücksichtigt wird:

$$U = k \cdot D \cdot B \cdot \bar{v}. \quad (3.11)$$

Voraussetzung für die Proportionalität zwischen U und \bar{v} ist das rotationssymmetrische Profil. Für unsymmetrische Profile müssen die Nebenströmungen quer zur Rohrachse in der Berechnung von U berücksichtigt werden.

3.1.2 Tomographischer Ansatz

Der MID, wie er oben beschrieben wurde, kann als Spezialfall der elektromagnetischen Tomographie betrachtet werden [Trä01]. Die örtliche Verteilung des elektrischen Feldes gibt die Ausprägung und Form des Geschwindigkeitsprofils wieder; mit der Messspannung in einem Elektrodenpaar wird diese Information integral abgegriffen. Daraus kann auf den integralen Wert, die mittlere Geschwindigkeit, rückgerechnet werden. Eine korrekte Bestimmung der mittleren Geschwindigkeit ist jedoch nur für ausgebildete Strömungen möglich, gestörte Profile führen zu entsprechenden Messfehlern. Soll mehr Information über das

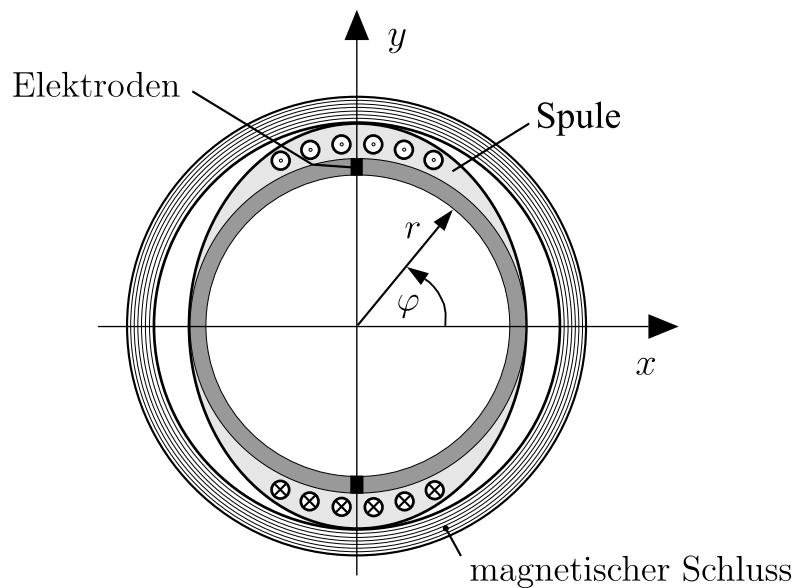


Bild 3.2: Stromdichteverteilung in der Rohrwand zur Erzeugung eines homogenen Magnetfeldes.

Geschwindigkeitsprofil gewonnen werden, können die Anzahl der um den Rohrumfang verteilten Magnetspulen und Elektroden erhöht und entsprechend viele Messspannungen abgegriffen werden (vgl. [Sch74, Trä97]). Im Grenzfall ist die Rekonstruktion des vollständigen Geschwindigkeitsprofils möglich. Prinzipiell gilt dabei, dass durch die Erhöhung der Elektrodenanzahl die angulare Auflösung erhöht wird, während die Anordnung von mehreren Magnetspulen die radiale Auflösung verbessert.

Ein anderer Ansatz zur Informationsgewinnung besteht darin, weiterhin ein rotationssymmetrisches Geschwindigkeitsprofil zu fordern und aus der Zusatzinformation über die Form des Profils rheologische Daten abzuleiten.

Sollen über die mittlere Geschwindigkeit hinaus Aussagen über die radiale Verteilung der Geschwindigkeit getroffen werden, so erfordert dies ortsabhängige Magnetfelder. Werden mehrere Spulen um das Rohr angeordnet, so lassen sich neben dem homogenen Magnetfeld inhomogene Felder erzeugen. Als Idealisierung dient die Vorstellung, dass in der Rohrwand ein in Achsrichtung fließender sinusförmig verteilter Strombelag eingepreßt wird (vgl. Bild 3.2), so dass sich Magnetfelder folgender Form ergeben:

$$\vec{B}_n = \hat{B}_n \left(\frac{r}{R} \right)^n \begin{pmatrix} \cos(n\varphi) \\ -\sin(n\varphi) \end{pmatrix} \quad \text{mit} \quad n = 0, 1, 2, \dots \quad (3.12)$$

n gibt für den Strombelag die Periodenanzahl der Sinusfunktion und für das Ma-

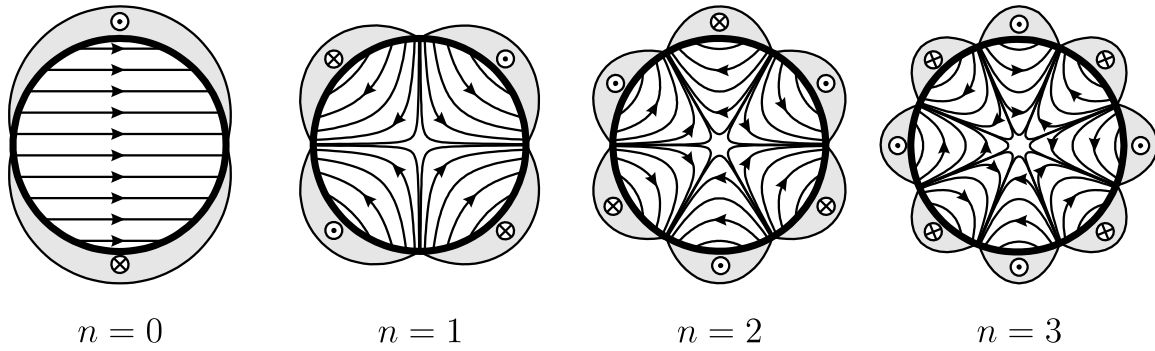


Bild 3.3: Verschiedene Strombeläge in der Rohrwand und die resultierenden Feldlinienverläufe.

gnettefeld die Ordnung an. Bild 3.3 zeigt beispielhaft die Strombelegung und die resultierenden Feldlinienverläufe für den homogenen und einige inhomogene Fälle.

Wird für eine ausgebildete Strömung das Geschwindigkeitsprofil $v_z(x, y) = v(x, y)$ durch eine Fourier-Reihe bezüglich des Winkels φ dargestellt

$$v(x, y) = \frac{1}{2}c_0(r) + \sum_{k=1}^{\infty} \begin{pmatrix} c_k(r) \\ s_k(r) \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} \cos(k\varphi) \\ \sin(k\varphi) \end{pmatrix}, \quad (3.13)$$

wobei $c_k(r)$ und $s_k(r)$ die von r abhängigen, durch

$$\begin{pmatrix} c_k(r) \\ s_k(r) \end{pmatrix} = \frac{1}{\pi} \int_0^{2\pi} v(r \cos \varphi, r \sin \varphi) \begin{pmatrix} \cos(k\varphi) \\ \sin(k\varphi) \end{pmatrix} d\varphi \quad (3.14)$$

gegebenen Fourier-Koeffizienten sind, so ergibt sich für die Potentialverteilungen $\Phi_n(\varphi)$ in der Rohrwand [Trä95]:

$$\Phi_n(\varphi) = \hat{B}_n \cdot \sum_{k=-n}^{\infty} M_{2n+k+1} \left\{ \begin{pmatrix} c_k(r) \\ s_k(r) \end{pmatrix} \right\} \cdot \begin{pmatrix} \sin((n+k+1)\varphi) \\ -\cos((n+k+1)\varphi) \end{pmatrix}. \quad (3.15)$$

Darin gilt für $k < 0$, dass $c_k(r) := c_{-k}(r)$ und $s_k(r) := s_{-k}(r)$, und

$$M_\nu \left\{ \begin{pmatrix} c_k(r) \\ s_k(r) \end{pmatrix} \right\} = \int_{r=0}^R \begin{pmatrix} c_k(r) \\ s_k(r) \end{pmatrix} \left(\frac{r}{R}\right)^\nu dr \quad (3.16)$$

sind die ν -ten Momente der Koeffizientenfunktionen $c_k(r)$ und $s_k(r)$. Anhand von Gl. (3.15) läßt sich die in den Messspannungen enthaltene Information über

das Strömungsprofil als Momente $M_{2n+k+1}\{c_k(r)\}$ und $M_{2n+k+1}\{s_k(r)\}$ interpretieren. Zur Bestimmung des Strömungsprofils müssen aus den Momenten, die durch Messung bekannt sind, die jeweiligen Beiträge zum Geschwindigkeitsfeld ermittelt werden.

Dieser tomographische Ansatz ermöglicht also die Bestimmung des kompletten Geschwindigkeitsprofils. Durch die Anordnung mehrerer Elektroden entlang des Rohrumfanges kann die Spannung $U_n(\varphi)$ bei entsprechend vielen Winkeln gemessen werden. Werden zudem Magnetfelder verschiedener Formen nacheinander erzeugt, ist die Bestimmung eines beliebigen Geschwindigkeitsfeldes möglich. Der Ablauf der durchzuführenden Rekonstruktion und deren Algorithmus sind in [Trä95] beschrieben. Sowohl die Erzeugung, Messung als auch Weiterverarbeitung der Größen sind jedoch mit erheblichem Aufwand verbunden.

3.1.3 Einführung eines Parametermodells

Der Aufwand der tomographischen Rekonstruktion des Strömungsprofils läßt sich durch Nutzung von a priori Wissen vereinfachen. Setzt man eine rotationssymmetrische Strömung mit $\vec{v} = (0, 0, v(r))^T$ voraus, so verschwinden alle höheren Fourier-Koeffizienten in Umfangsrichtung (vgl. Gl. (3.14)), und es bleibt lediglich $v(r) = \frac{1}{2}c_0(r)$ übrig. In der Gl. (3.15) für die Potentialfunktion $U_n(\varphi)$ verbleibt demnach nur noch der Summand für $k = 0$, wobei $s_0(r) \equiv 0$. Für das gesuchte Moment M_{2n+1} ergibt sich nach Gl. (3.16)

$$M_{2n+1}\{c_0(r)\} = \int_{r=0}^R c_0(r) \left(\frac{r}{R}\right)^{2n+1} dr = \int_{r=0}^R 2v(r) \left(\frac{r}{R}\right)^{2n+1} dr, \quad (3.17)$$

so dass für die Potentialverteilung in der Rohrwand gilt:

$$\Phi_n(\varphi) = 2 \cdot \hat{B}_n \cdot \sin((n+1)\varphi) \cdot \int_0^R v(r) \left(\frac{r}{R}\right)^{2n+1} dr. \quad (3.18)$$

Verwendet man nun zur Beschreibung des Geschwindigkeitsprofils ein Parametermodell, so ist nicht mehr das komplette Geschwindigkeitsprofil durch Messungen zu bestimmen, sondern es genügt die Bestimmung der Parameter zur vollständigen Wiedergabe des Profils. Wie in Abschnitt 2.2 ausgeführt wurde, liefert die Beschreibung des Fließverhaltens durch rheologische Modelle parametergestützte Modelle für die Strömungsprofile laminarer Rohrströmungen.

Benutzt man zur Approximation die zweiparametrischen Ansätze nach Ostwald/de Waele oder auch nach Bingham, so sind zwei Messungen ausreichend. Damit genügt die Realisierung von zwei verschiedenen Magnetfeldern, wobei das homogene Feld und das inhomogene Feld 1. Ordnung am einfachsten zu erzeugen sind:

$$\vec{B}_0 = \hat{B}_0 \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \end{pmatrix}, \quad \vec{B}_1 = \hat{B}_1 \cdot \frac{r}{R} \cdot \begin{pmatrix} \cos \varphi \\ -\sin \varphi \end{pmatrix} = \frac{\hat{B}_1}{R} \cdot \begin{pmatrix} x \\ -y \end{pmatrix}. \quad (3.19)$$

Für die Potentialverteilung im Fall des homogenen Feldes mit $n = 0$ ergibt sich dann:

$$\Phi_0(\varphi) = 2 \cdot \frac{\hat{B}_0}{R} \cdot \sin \varphi \cdot \int_0^R v(r) r \, dr \quad (3.20)$$

und für den Fall des inhomogenen Feldes mit $n = 1$:

$$\Phi_1(\varphi) = 2 \cdot \frac{\hat{B}_1}{R} \cdot \sin(2\varphi) \cdot \int_0^R v(r) \left(\frac{r}{R}\right)^2 r \, dr. \quad (3.21)$$

In Bild 3.4 ist für diese beiden Fälle qualitativ die Potentialverteilung in der Rohrwand in Abhängigkeit des Winkels φ aufgetragen.

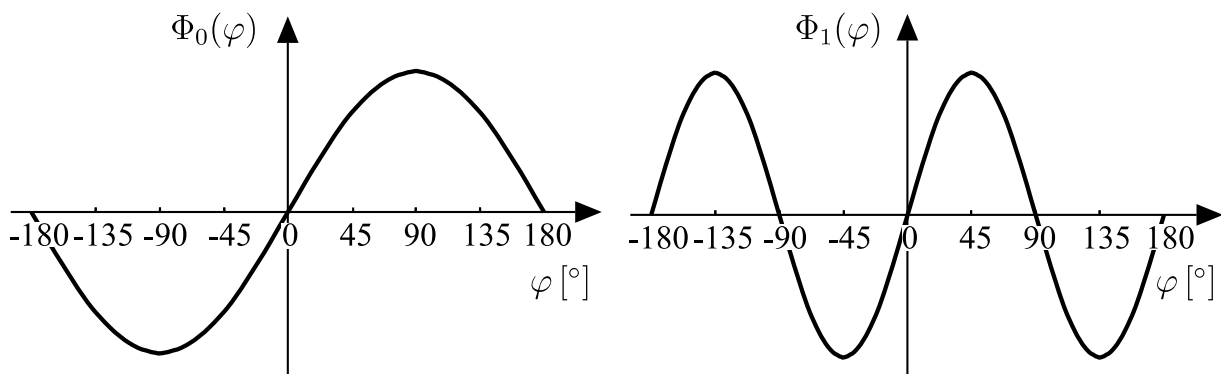


Bild 3.4: Potentialverteilung in der Rohrwand.

Eine Elektrodenanordnung unter einem Winkel von $\pm 90^\circ$, wie es bei einem konventionellen MID üblich ist, macht wegen der Nullstelle der Potentialfunktion im inhomogenen Fall keinen Sinn. Werden die Elektroden beispielsweise unter einem Winkel von $\pm 45^\circ$ positioniert, so ergeben sich die beiden Messspannungen

aus:

$$U_0 = U_0(45^\circ) - U_0(-45^\circ) = \frac{2\sqrt{2}\hat{B}_0}{R} \cdot \int_0^R v(r) r \, dr \quad (3.22)$$

bzw.

$$U_1 = U_1(45^\circ) - U_1(-45^\circ) = \frac{4\hat{B}_1}{R} \cdot \int_0^R v(r) \left(\frac{r}{R}\right)^2 r \, dr . \quad (3.23)$$

Beschreibt man nun das Geschwindigkeitsprofil $v(r)$ mit dem Potenzgesetz nach Ostwald/de Waele gemäß Gl. (2.13), so können die beiden Parameter \bar{v} und N aus den beiden Messspannungen U_0 und U_1 nach Gl. (3.22) bzw. (3.23) berechnet werden:

$$\bar{v} = \frac{U_0}{\sqrt{2}\hat{B}_0 R} \quad \text{und} \quad N = \frac{\sqrt{2}U_1 - \frac{\hat{B}_1}{\hat{B}_0}U_0}{3\frac{\hat{B}_1}{\hat{B}_0}U_0 - 5\sqrt{2}U_1} . \quad (3.24)$$

Somit ist aus zwei Messungen das vollständige Strömungsprofil bestimmbar. Aus tomographischer Sichtweise bedeutet dies, dass eine vollständige Rekonstruktion ohne Artefakte aus lediglich zwei Messwerten möglich ist. Zu berücksichtigen ist dabei, dass die Gültigkeit der angenommenen Modelle eingehalten wird.

3.2 Bestimmung des Fließindex mittels modifiziertem MID

3.2.1 Erweiterung eines MIDs auf zwei Magnetfelder

Mit einem konventionellen MID kann ohne wesentliche konstruktive Änderung neben dem homogenen das inhomogene Magnetfeld realisiert werden. Für die Generierung des homogenen Magnetfeldes werden beide Erregerspulen in gleicher Richtung vom Strom I durchflossen, so dass die Einzelfelder gleich gerichtet sind und sich gegenseitig verstärken (vgl. Bild 3.5a). Wird eine der beiden Spulen wie in Bild 3.5b dargestellt umgepolt, so sind die erzeugten Felder entgegengerichtet und stoßen sich ab. Die Überlagerung der beiden Einzelfelder ergibt ein inhomogenes Feld 1. Ordnung.

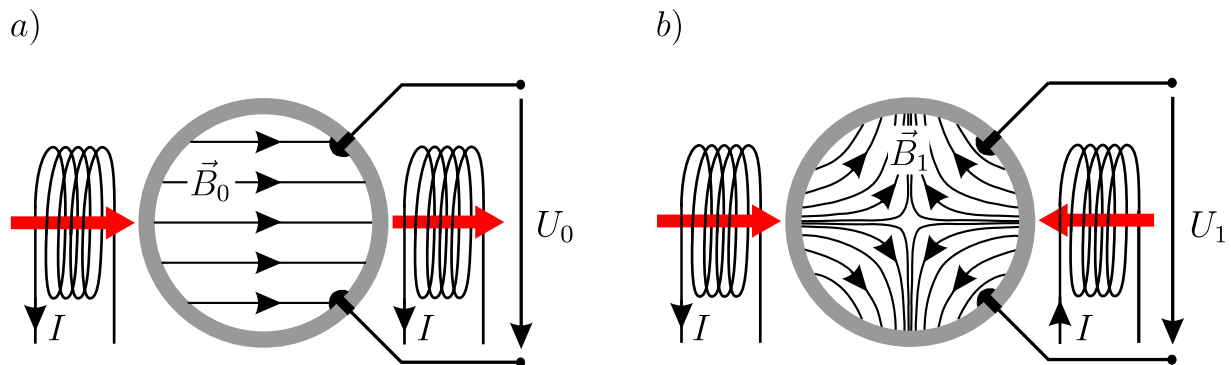


Bild 3.5: MID mit homogenem (a) bzw. inhomogenem (b) Magnetfeld, erhalten durch Umkehrung der Stromrichtung in der rechten Spule.

Die Potentialverteilung erreicht für das homogene Feld das Maximum bei einem Winkel von $\pm 90^\circ$, während sie im inhomogenen Fall eine Nullstelle aufweist (vgl. Bild 3.4). Um ein verwertbares Signal der induzierten Spannung für jedes der beiden Magnetfelder zu erhalten, ist deshalb eine Änderung der Elektrodenposition notwendig. Da die Spulenströme für beide Magnetfelder gleich groß sind, ist die induzierte Spannung im inhomogenen Fall betragsmäßig kleiner als im homogenen Fall. Aus diesem Grund ist es zweckmäßig, den maximalen Wert von U_1 abzugreifen und die Elektroden unter einem Winkel von $\pm 45^\circ$ anzuordnen.

Durch das Umschalten der Stromrichtung können also die beiden Felder nacheinander erzeugt und die jeweils induzierte Spannung U_0 bzw. U_1 gemessen werden. Die Bestimmungsgleichungen nach (3.20) bzw. (3.21) sind jedoch nur für den idealen MID, d.h. mit idealen Magnetfeldern der Form entsprechend Gl. (3.19) und punktförmigen, in ihrer Ausdehnung vernachlässigbar kleinen, Elektroden gültig.

Mit der Spulenkonfiguration, wie sie in einem MID realisiert ist, weichen die resultierenden Felder jedoch vom idealen Feldlinienverlauf ab. Ebenso sind die Elektroden nicht punktförmig realisierbar. Damit muss der funktionale Zusammenhang zwischen der Messspannung und der Geschwindigkeit speziell angepasst werden. Wie in Abschnitt 3.1.1 beschrieben wurde, kann unabhängig von der Form des Magnetfeldes und des Strömungsfeldes die induzierte Spannung durch das Volumenintegral nach Gl. (3.6) dargestellt werden.

Die realen Magnetfelder sind nur endlich ausgedehnt, so dass die Abhängigkeit des Feldes von der z -Koordinate berücksichtigt werden muss und kein Übergang auf ein ebenes Problem möglich ist. Für eine ausgebildete Strömung, für die sich das Geschwindigkeitsfeld in Richtung der Rohrachse nicht ändert und somit keine

Querströmungen auftreten ($v_x = v_y = 0$), liefert nur die Geschwindigkeitskomponente in z -Richtung einen Beitrag zur Messspannung:

$$U_n = \iiint_{\text{Rohr}} \underbrace{\text{grad } G}_{\vec{w}} \cdot (\vec{v} \times \vec{B}_n) \, dx \, dy \, dz \quad (3.25)$$

$$= \iiint_{\text{Rohr}} \vec{v} \cdot (\vec{B}_n \times \text{grad } G) \, dx \, dy \, dz \quad (3.26)$$

$$= \iiint_{\text{Rohr}} v_z \cdot \underbrace{\left(B_{n,x} \frac{\partial G}{\partial y} - B_{n,y} \frac{\partial G}{\partial x} \right)}_{f(x,y,z)} \, dx \, dy \, dz . \quad (3.27)$$

Da für das Messprinzip des MIDs nicht nur eine ausgebildete, sondern auch eine rotationssymmetrische Strömung mit $v_z(x, y) = v(r)$ vorausgesetzt wird, ist ein Übergang auf Zylinderkoordinaten sinnvoll, und für die Messspannung ergibt sich:

$$U_n = \int \int \int_{r \, \varphi \, z} v(r) \cdot f^*(r, \varphi, z) \cdot r \, dr \, d\varphi \, dz , \quad (3.28)$$

wobei $f^*(r, \varphi, z)$ die Funktion $f(x, y, z)$ in Zylinderkoordinaten darstellt. Der Index n gibt entsprechend Abschnitt 3.1.2 und Bild 3.3 die Form des Magnetfeldes an. Für $n = 0$ ist die Stromrichtung in beiden Spulen gleich, so dass ein reales homogenes Feld erzeugt wird, während für $n = 1$ die Stromrichtung in einer Spule umgekehrt ist und ein inhomogenes Feld vorliegt. Mit der Greenschen Funktion werden die Bedingungen der Potentialfunktion am Rohrrand berücksichtigt (vgl. Abschnitt 3.1.1). Für einen idealen MID mit punktförmigen Elektroden ist die Greensche Funktion analytisch gegeben. Für reale Elektroden mit nicht zu vernachlässigender Ausdehnung kann jedoch keine geschlossene Funktion für G angegeben werden.

Da das Geschwindigkeitsprofil bezüglich der z -Richtung konstant ist, kann es aus der Integration über z herausgenommen werden, so dass für die induzierte Spannung gilt:

$$U_n = \int_{r=0}^R v(r) \cdot g_n(r) \cdot r \, dr , \quad (3.29)$$

wobei

$$g_n(r) = \int_{\varphi} \int_z \left(B_{n,x} \frac{\partial G}{\partial y} - B_{n,y} \frac{\partial G}{\partial x} \right) d\varphi dz \quad (3.30)$$

als radiale Gewichtsfunktion bezeichnet wird. Darin wird sowohl die reale Ausführung des Magnetfeldes als auch die der Elektroden berücksichtigt. Ein Vergleich von Gl. (3.29) mit Gl. (3.22) bzw. Gl. (3.23) liefert die Gewichtsfunktion für das homogene und inhomogene Feld eines idealen Durchflussmessers:

$$g_{0,\text{ideal}}(r) = 1 \quad \text{und} \quad g_{1,\text{ideal}}(r) = \left(\frac{r}{R} \right)^2. \quad (3.31)$$

Für den realen Durchflussmesser lassen sich die Gewichtsfunktionen nicht mehr in geschlossener Form darstellen, sie müssen numerisch berechnet werden. Sowohl die Magnetfelder als auch die Greensche Funktion können mit einem Finite Elemente Programm unter Berücksichtigung der Geometrie des realen Messgerätes bestimmt und daraus die Gewichtsfunktion $g_0(r)$ bzw. $g_1(r)$ berechnet werden (s. Kapitel 4).

Die radiale Gewichtsfunktion ist also, ebenso wie der Wertigkeitsvektor, eine reine Gerätegröße und unabhängig von Strömungs- oder Einbaubedingungen. Ist die Gewichtsfunktion bekannt, so können über den Zusammenhang nach Gl. (3.29) aus der Messung der beiden Spannungen U_0 und U_1 die Parameter des Geschwindigkeitsprofils berechnet werden. Mit dem Ostwald/de Waele Modell für das Geschwindigkeitsprofil nach Gl. (2.13) wird, wie beim konventionellen MID, über U_0 die mittlere Geschwindigkeit \bar{v} und über den Quotienten U_1/U_0 der Fließindex N bestimmt. Damit kann mit einem nur geringfügig modifizierten MID neben der Messung des Durchflusses eine Aussage über die Ausprägung des Profils gemacht und daraus eine rheologische Größe abgeleitet werden.

3.2.2 Realisierung mit einem handelsüblichen MID

Ausgangsbasis für den Aufbau eines Rheo-MIDs war ein handelsüblicher MID vom Typ Promag 53 F der Firma Endress + Hauser, Flowtec AG. Auf die notwendigen Änderungen der Hardware wird in Abschnitt 4.1.1 im Rahmen der Modellierung eingegangen.

Die beiden Magnetfelder müssen nacheinander erzeugt werden, wozu die Stromrichtung in den Spulen umschaltbar sein muss. Üblicherweise wird ein konventioneller MID mit einem geschalteten Gleichfeld betrieben, wodurch Messfehler

durch Störspannungen aufgrund elektrochemischer Kontaktpotentiale vermieden werden können. Dazu wird die Richtung des Gleichfeldes periodisch durch Umpolen geändert, die Nutzspannung ist die Differenz der Messspannungen bei normalem und umgepoltem Magnetfeld. Auf dieser Basis erfolgt die Umschaltung der Feldspulen für die alternierende Erzeugung von homogenem und inhomogenem Magnetfeld wie in Bild 3.6 dargestellt. In den Messperioden m mit gerader Zykluszahl ist das Magnetfeld homogen und für ungerade Zykluszahlen inhomogen. Dabei wird die Stromrichtung in den Spulen wechselweise umgekehrt. Nach einer Einschwingzeit erfolgt die Erfassung der Messsignale. Dazu werden die einzelnen Messspannungen über eine einstellbare Zeit $t_{\text{int}} = t_E - t_S$, wobei t_S den Startwert und t_E den Endwert des Zeitfensters angibt, integriert, gemittelt und digitalisiert:

$$U_{n_{m+2}} = \left(\frac{1}{t_{E_{m+2}} - t_{S_{m+2}}} \cdot \int_{t_{S_{m+2}}}^{t_{E_{m+2}}} U_{EL_2-EL_1}(t) dt - \frac{1}{t_{E_m} - t_{S_m}} \cdot \int_{t_{S_m}}^{t_{E_m}} U_{EL_2-EL_1}(t) dt \right) \cdot \frac{1}{2} . \quad (3.32)$$

Im homogenen Fall ist $n = 0$ und $m = 0, 2, 4, \dots$, während für das inhomogene Feld $n = 1$ und $m = 1, 3, 5, \dots$ gilt. Durch die Differenzbildung jeweils zweier Messergebnisse werden die Störspannungen wirkungsvoll unterdrückt (vgl. [Bud99]).

Idealerweise werden die beiden induzierten Spannungen bei gleichen Strömungsbedingungen gemessen. Eine zeitgleiche Erfassung würde bedeuten, dass zwei Spulenpaare axial hintereinander in einem Sensor angeordnet werden. Identische Strömungsbedingungen können bei einer solchen Anordnung zum einen nicht gewährleistet werden, zum anderen führt dies – im Vergleich zu einer üblichen MID-Anordnung – zu einem aufwendigeren und teureren Herstellungsverfahren. Zudem verursacht die entsprechend größere Ausdehnung des Sensors einen größeren Platzbedarf und damit höhere Ansprüche an die Einbaubedingungen im Prozess. Den geringstmöglichen zeitlichen Versatz zwischen den beiden Messspannungen gewährleistet die alternierende Erzeugung der beiden Magnetfelder. Ein Messzyklus beträgt typischerweise 40 ms pro Feld; zum Erfassen von U_0 und U_1 und damit der Bestimmung der rheologischen Größe sind 80 ms nötig. Im Weiteren wird diese Zeit von 80 ms als ein Messintervall bezeichnet, die Frequenz von 12,5 Hz als Abtastfrequenz.

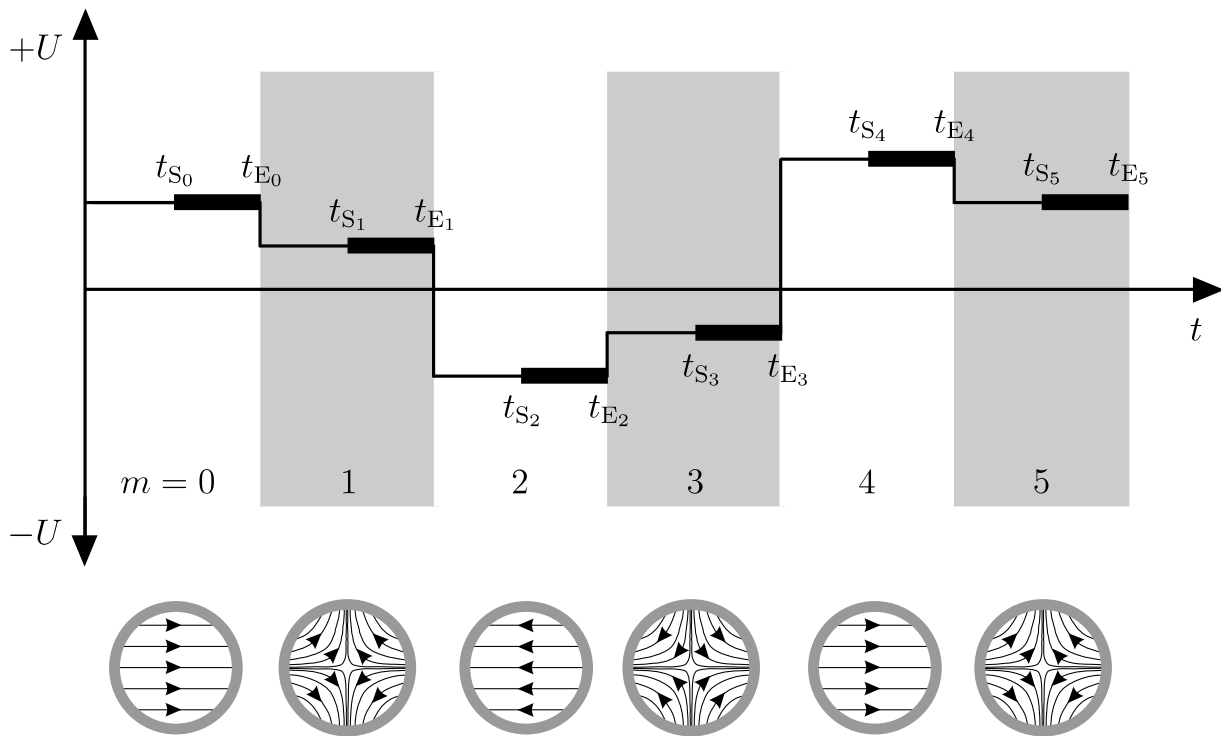


Bild 3.6: Spannungsdifferenz zwischen den Messelektroden.

In einer realen laminaren Strömung können stochastische Geschwindigkeitsfluktuationen in allen Raumrichtungen auftreten. Diese sind aber vom Betrag her klein und werden nach kurzer Lebensdauer durch den Einfluss viskoser Kräfte unterdrückt. Der Bruchteil der gesamten Beobachtungszeit, in dem turbulente Strömung herrscht, wird als Intermittenzfaktor bezeichnet [Pra90]. Üblicherweise ist der Beobachtungszeitraum so lang, dass eine kurzzeitige turbulente Störung vernachlässigt werden kann und somit der Intermittenzfaktor für laminare Strömungen gleich null ist. Mit einer Mittelung über mehrere Messintervalle kann demnach eine möglicherweise kurzzeitige Störung des Profils ausgeglichen werden.

Um einen Eindruck zu erhalten, von welcher Größenordnung die Dauer einer lokalen Störung sein kann, wird der Einlaufvorgang in ein gerades Rohr betrachtet. Auf die physikalischen Abläufe der Einlaufströmung wird in Abschnitt 5.2.1 näher eingegangen. Die Länge der Einlaufstrecke l_E einer laminaren Strömung hängt ab von dem Rohrdurchmesser, der mittleren Strömungsgeschwindigkeit, der Dichte und der Viskosität des strömenden Fluides (s. Gl. (5.1)). Für die Zeitdauer $t = \frac{l_E}{\bar{v}}$ zum Abklingen des Einlaufvorganges ergibt sich für einen Rohrdurchmesser von 50 mm und für ein Fluid mit einer Viskosität von 1 Pas und einer Dichte von 1000 kg/m^3 eine Zeitdauer von 75 ms. Wenn dies zur Abschätzung für die Dauer einer lokalen Störung verwendet wird, so ist die Zeit einer Störung

in der gleichen Größenordnung wie ein Messintervall und kann somit durch eine längere Messzeit und Mittelung ausgeglichen werden.

3.3 Inline-Messsystem für die Viskosität

Mit dem modifizierten MID, im Weiteren auch Rheo-MID genannt, kann neben der mittleren Geschwindigkeit eine rheologische Größe bestimmt werden, deren Informationsgehalt im Geschwindigkeitsprofil der Strömung enthalten ist. Ändert sich z.B. die Zusammensetzung des Materials im Rohr und damit das Fließverhalten, so ändert sich entsprechend das Profil, was über den Fließindex N detektiert wird. Die Viskosität kann nicht allein über den Rheo-MID bestimmt werden, da sie neben der Schergeschwindigkeit von der Schubspannung abhängt. Bei der Modellierung nach Ostwald/de Waele (vgl. Gl. (2.5)) steckt die Information der kraftabhängigen Komponente in der Konsistenz K :

$$K = \frac{\tau}{\dot{\gamma}^N}. \quad (3.33)$$

Zusätzlich zum Durchflussmesser ist ein Differenzdrucksensor notwendig, mit dem der Druckabfall Δp im Rohr gemessen wird. Über die Wandschubspannung

$$\tau_W = \tau(r = R) = \frac{\Delta p \cdot R}{2L}, \quad (3.34)$$

worin L den Abstand zwischen den beiden Druckaufnehmern angibt, und die Wandschergeschwindigkeit

$$\dot{\gamma}_W = \dot{\gamma}(r = R) = \frac{1 + 3N}{N} \cdot \frac{\bar{v}}{R} \quad (3.35)$$

erfolgt die Berechnung von K . Mit Kenntnis der Konsistenz und des Fließindex ist die Viskosität nach Gl. (2.5) berechenbar. Dabei wird nicht ein Punkt der Viskositätsfunktion bestimmt, sondern ausgehend von der Wandschergeschwindigkeit geht die Schergeschwindigkeitsverteilung der Rohrströmung ein. Bei einem festen Volumenstrom im Rohr kann also die Viskositätsfunktion nicht punktweise durchgemessen werden, sondern man erhält einen integralen Wert über das Profil.

Statt des Ostwald/de Waele Ansatzes kann jedes andere zweiparametrische Modell für die Beschreibung des Fließverhaltens genutzt werden. Verwendet man z.B. das Bingham-Modell, so werden aus dem Geschwindigkeitsprofil die Parameter \bar{v} und r_{FB} und aus dem Differenzdrucksensor der Parameter τ_{FB} erhalten (vgl. Anhang A.2).

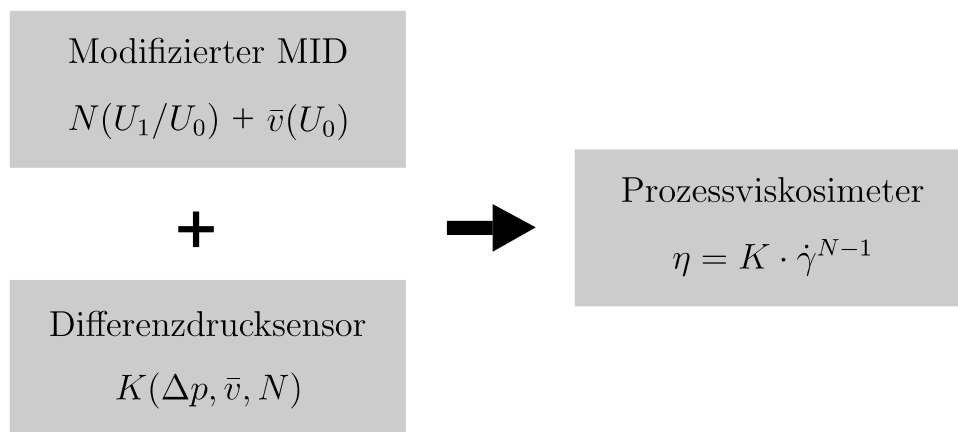


Bild 3.7: Komponenten des Inline-Prozessviskosimeters.

Das Inline-Prozessviskosimeter setzt sich also aus den beiden Komponenten Rheo-MID und Differenzdrucksensor zusammen (s. Bild 3.7). Mit dem Prinzip dieses Prozessgerätes wird direkt die Viskosität gemessen, d.h. die Messgeräteanzeige kann direkt in Pas erfolgen, ohne dass eine Kalibrierung auf Laborergebnisse notwendig wäre.

4 Modellierung des Sensors

Wie im vorhergehenden Kapitel hergeleitet wurde, beruht das Messverfahren des Rheo-MIDs auf zwei Modellierungen. Zum einen wird das Fließverhalten mit einem rheologischen Stoffgesetz modelliert, wodurch ein Parametermodell für das Geschwindigkeitsprofil $v(r)$ abgeleitet werden kann. Die zweite Modellierung wird durch die Gewichtsfunktionen $g_n(r)$ vorgenommen, mit der die Magnetfelder und die Elektroden des Sensors berücksichtigt werden. Lediglich für einen idealen Sensor können die Gewichtsfunktionen analytisch aufgestellt werden, für einen realen Sensor muss auf eine numerische Berechnung übergegangen werden. Dazu muss in einem Simulationsprogramm die Geometrie des Sensors nachgebildet werden, so dass die elektromagnetischen Wechselwirkungen durch die numerische Lösung der Maxwellgleichungen modelliert werden können.

4.1 Numerische Simulation

Für die numerische Simulation elektromagnetischer Felder wird in dieser Arbeit das Programmpaket *MAFIA* verwendet. Die Algorithmen von *MAFIA* beruhen auf der Methode der Finiten Integration (FIT), s. [CST98]. Hierbei wird die Integralform der Maxwell-Gleichungen diskret auf strukturierten Gittern abgebildet und iterativ gelöst, wobei jedem Gitterelement verschiedene Materialeigenschaften zugewiesen werden können. Die Komplexität wird bei dieser Methode im wesentlichen durch die Leistungsfähigkeit des zur numerischen Feldberechnung verwendeten Computers beschränkt.

Zunächst muss für die Bestimmung der radialen Gewichtsfunktion nach Gl. (3.30) die Form des Magnetfeldes und die Greensche Funktion über den Winkel φ und die Ausdehnung in z -Richtung berechnet werden. Die Simulation der magnetischen Flussdichte \vec{B} wird mit dem Modul zur Berechnung stationärer Felder, Bereich *magnetostatics*, durchgeführt. Um auch die Greensche Funktion mit der Software *MAFIA* bestimmen zu können, muss die Problemstellung als elektromagnetische Feldberechnung formuliert werden.

Interpretiert man die Greensche Funktion $G(\vec{x}, \vec{\xi})$ als elektrisches Potential einer Einheits-Punktladung am Ort $\vec{\xi}$, so gibt der Gradient das elektrische Feld an

[Hor98]:

$$\text{grad } G = \text{grad } \Phi_{\text{Punkt}} = -\vec{E}_{\text{Punkt}} . \quad (4.1)$$

Gemäß Gl. (3.7) entspricht damit der Wertigkeitsvektor \vec{W} dem elektrischen Feld \vec{E}_{Punkt} der verursachenden Punktladung .

Der Wertigkeitsvektor bzw. die Greensche Funktion kann also bestimmt werden, indem man bei ruhender Flüssigkeit mit $\vec{v} = 0$ die Elektroden mit einem normierten Potential beaufschlagt, so dass eine Spannungsdifferenz zwischen den beiden Elektroden herrscht und ein Stromfeld aufgebaut wird. Die Verteilung der elektrischen Feldstärke \vec{E} bzw. der Stromdichte $\vec{J} = \sigma \cdot \vec{E}$ gibt dann den Wertigkeitsvektor an, wobei σ die elektrische Leitfähigkeit des Fluides ist. Damit kann die Greensche Funktion bzw. deren Gradient über $\frac{\partial G}{\partial x} = \frac{J_x}{\sigma}$ bzw. $\frac{\partial G}{\partial y} = \frac{J_y}{\sigma}$ ebenfalls mit dem Modul für stationäre Felder, Bereich *currents*, berechnet werden.

4.1.1 Geometrisches Modell

Als Berechnungsraum wurde für die x - und y -Richtung jeweils 120 mm festgelegt, für die z -Richtung 100 mm. Die Berechnung erfolgt dann auf einem kartesischen Gitter mit quaderförmigen Volumenelementen der Kantenlängen $1 \times 1 \times 2 \text{ mm}^3$. Der Berechnungsraum wird in der x - bzw. y -Richtung durch die Geometrie des Sensors festgelegt. Der größte Abstand der Abschirmung zu einer Achse beträgt ca. 54 mm, so dass die Felder bis zu einer Grenze von $\pm 60 \text{ mm}$ berechnet wurden. In der Rohrlängsachse, der z -Richtung, ist die endliche Ausdehnung des homogenen Feldes zu berücksichtigen; vgl. [Sch74]. Der Wertigkeitsvektor in der x - y -Ebene für $z = 0$, der Elektroden- oder Messebene, ergibt sich aus dem Integral über die z -Ausdehnung. Bei einer axialsymmetrischen Strömung ist für ein ideal homogenes Magnetfeld nur die senkrecht zur Feld- und Strömungsrichtung stehende Komponente dieses Wertigkeitsvektors von Belang (s. Gl. (3.25)). Wie in [Sch74] dargestellt wird, nimmt diese Komponente sehr schnell mit dem axialen Abstand von der Messebene ab. Somit liefern diese Bereiche keinen wesentlichen Beitrag zur Messspannung, und das Magnetfeld muss in axialer Richtung nicht weiter als unbedingt erforderlich ausgedehnt werden. Allerdings ist für ein nicht unendlich ausgedehntes Magnetfeld die Annahme, dass die Messspannung unabhängig vom Strömungsprofil ist, nicht mehr gültig (vgl. Kapitel 3.1.1). Ein Maß hierfür gibt der zulässige Messfehler an. Die Dimensionierung des Magnetfeldes in z -Richtung äußert sich in der vom Strömungsprofil abhängigen Empfindlichkeit. Beträgt der Homogenitätsbereich eines abrupt endenden Magnetfeldes mindestens den 1,3 fachen Wert des Rohrdurchmessers,

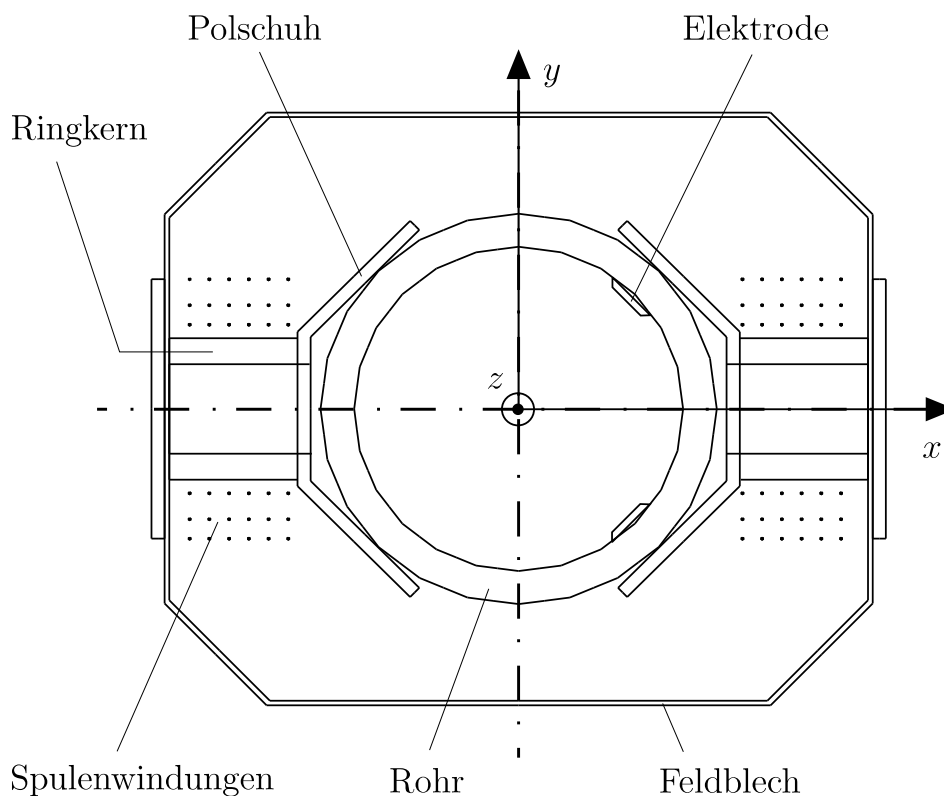


Bild 4.1: Schnittdarstellung des mit Hilfe des Softwarepaketes *MAFIA* modellierten Rheo-MIDs.

so ist der Einfluss des Strömungsprofils kleiner 1 % [Sch74]. Für die Praxis mit einem kontinuierlich abnehmenden Magnetfeldrand sind aber noch kleinere Werte zulässig. Diesen Überlegungen folgend wurden die Berechnungsgrenzen für die z -Ebene auf ± 50 mm, also den einfachen Rohrdurchmesser, festgelegt.

In Bild 4.1 ist ein Schnitt durch die Elektrodenebene für den in der Simulationssoftware modellierten Rheo-MID dargestellt. Für den Aufbau eines Modells stehen einfache geometrische Figuren, wie Kugeln, Zylinder und Quader, und boolesche Funktionen für die Bildung komplexerer Formen zur Verfügung. Das Magnetfeld wird durch die beiden jeweils auf einem Ringkern befindlichen Spulen erzeugt. Gegenüber einem konventionellen MID muss die Schaltung so geändert werden, dass die Spulen auch gegensinnig vom Strom durchflossen sein können. Die an den Ringkernen befestigten Polschuhe gewährleisten die Überleitung des magnetischen Flusses in das Rohrvolumen entsprechend dem geforderten homogenen bzw. inhomogenen Feld. Gegenüber einem serienmäßigen MID müssen die Polschuhe verändert werden, um die Installation der Elektroden unter einem Winkel von $\pm 45^\circ$ zu ermöglichen. Da die notwendigen Aussparungen den Feld-

verlauf gegenüber dem Seriengerät verändern, wurde das Design der Polschuhe für den Rheo-MID für die beiden Fälle homogenes und inhomogenes Feld optimiert. Soll die originäre Applikation Volumenstrommessung mit der gleichen Genauigkeit wie beim konventionellen Gerät erfolgen, muss im Fall des homogenen Feldes die Empfindlichkeit gegenüber einer deutlichen Profiländerung, wie sie beim Übergang von laminarer auf turbulente Strömung auftritt, gering sein. Mit der optimierten Polschuhgeometrie erreicht man beim Umschlag von laminarer zur turbulenter Strömung einen Unterschied der Messspannung U_0 von weniger als 0,5 %.

Die Abschirmung des MIDs nach außen gegenüber magnetischen Gleich- und Wechselfeldern erfolgt durch Feldbleche mit entsprechend hoher magnetischer Leitfähigkeit.

4.1.2 Bestimmung der Gewichtsfunktionen

Für den verwendeten Rheo-MID sind in Bild 4.2 die mittels numerischer Simulation nach Gl. (3.30) berechneten radialen Gewichtsfunktionen aufgetragen. Zum Vergleich sind die Gewichtsfunktionen eines idealen Durchflussmessers mit idealen Magnetfeldern und punktförmigen Elektroden gemäß Gl. (3.31) eingezeichnet.

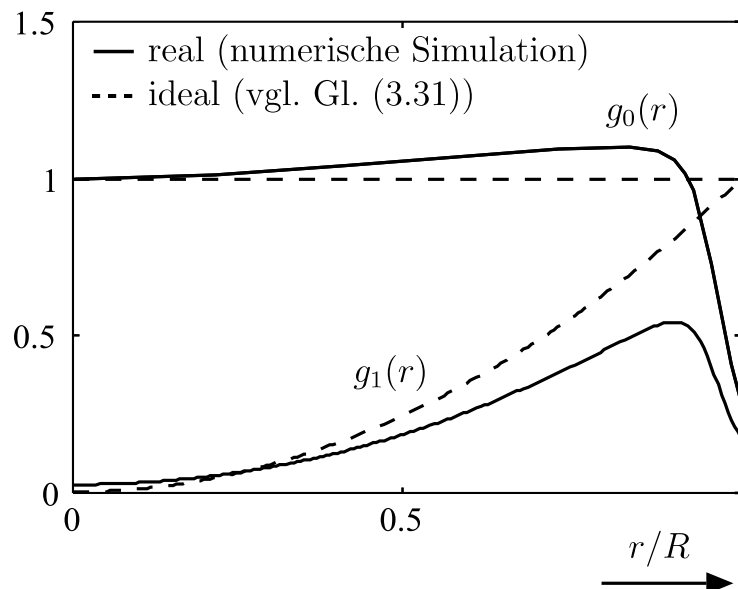


Bild 4.2: Radiale Gewichtsfunktionen des verwendeten Rheo-MIDs und diejenige eines idealen Durchflussmessers (d.h. mit idealen Magnetfeldern und punktförmigen Elektroden).

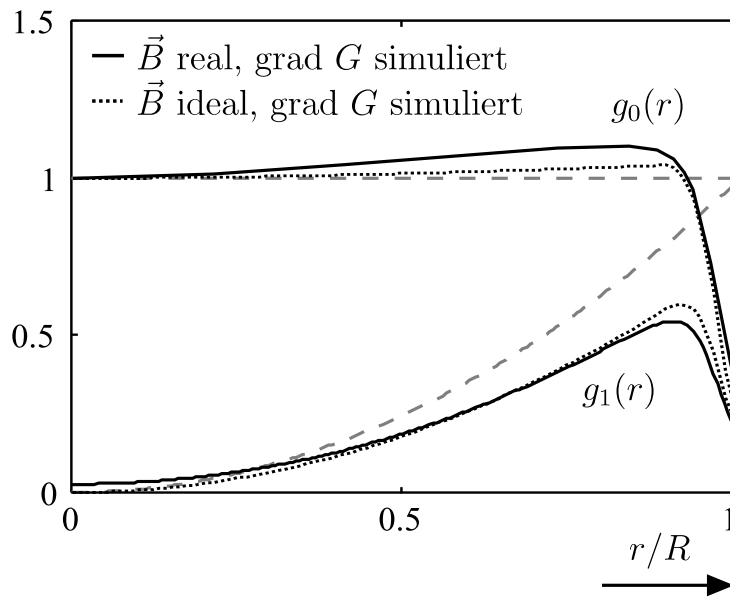


Bild 4.3: Radiale Gewichtsfunktionen berechnet für ideales und reales Magnetfeld bei jeweils realer Greenscher Funktion.

net. In der Rohrmitte zeigt g_0 einen fast horizontalen Verlauf bei dem Wert 1, während g_1 von null ausgehend stark ansteigt. Mit zunehmendem Radius weichen jedoch beide Kurven von den idealen Funktionen ab und fallen zur Rohrwand hin stark ab.

Um die Ursache für den Kurvenverlauf in Rohrwandnähe zu untersuchen, müssen einerseits die Beiträge der magnetischen Felder und andererseits diejenigen der Greenschen Funktion näher betrachtet werden. In Bild 4.2 sind die realen den idealen Gewichtsfunktionen gegenübergestellt. Simuliert man die Gewichtsfunktion aus teils idealen und teils realen Komponenten, so lassen sich die Einflüsse separieren. So wurden aus den idealen Magnetfeldern gemäß Gl. (3.19) und den realen Greenschen Funktionen (Stromdichten) aus der numerischen Modellierung die Gewichtsfunktionen berechnet (vgl. Bild 4.3). Sowohl Verlauf als auch Werte der erhaltenen Gewichtsfunktionen nähern sich noch mehr den idealen Kurven an. In der prinzipiellen Form unterscheiden sie sich jedoch nicht von den realen Gewichtsfunktionen, so dass der Abfall in Rohrwandnähe unverändert bleibt und bei den gleichen Radien einsetzt. Da der Abfall der Gewichtsfunktionen sowohl für reale als auch ideale Magnetfelder auftritt, ist dieser Verlauf keine Folge der realen Magnetfelder, sondern ist auf die Greensche Funktion und damit auf den Einfluss der Elektroden zurückzuführen.

Eine Elektrode, die die Form eines Nietkopfes aufweist, wird in der Simulation durch die Schnittmenge einer Kugel mit dem Rohrvolumen erzeugt. Die Mes-

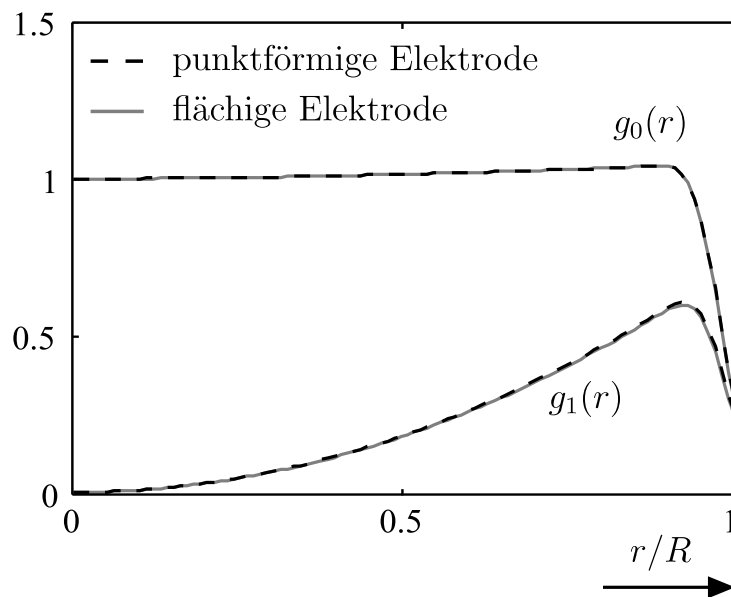


Bild 4.4: Vergleich der radialen Gewichtsfunktionen berechnet für punktförmige und flächige Elektroden.

selektrode ragt maximal mit 1 mm in das Rohr und wird durch einen Kugelradius von 10 mm mit entsprechend außerhalb des Rohres gelegendem Mittelpunkt erzeugt. Es entsteht eine flächige Form (s. Bild 4.1), deren genaue Geometrie in Bild 5.5 dargestellt ist. Modelliert man für die Simulation die Elektrode eher punktförmig, indem man eine Halbkugel mit einem Radius von 1 mm im Rohrvolumen erzeugt, so hat dies auf den Verlauf der radialen Gewichtsfunktionen nur vernachlässigbaren Einfluss (vgl. Bild 4.4). Der Abfall zur Rohrwand hin ist offensichtlich nicht von der Form der Elektrode geprägt.

Im Folgenden wird diskutiert, welche Auswirkungen die Elektrodengröße, d.h. wie weit sie in das Rohrvolumen hineinragt, auf den Verlauf der Gewichtsfunktionen hat. In Bild 4.5 sind die Gewichtsfunktionen, die für einen MID mit Elektrodenanordnung unter $\pm 90^\circ$ berechnet wurden, dargestellt. Entsprechend der Nullstelle, die die induzierte Spannung U_1 für das inhomogene Feld in diesem Fall aufweist (s. Kapitel 3.1.3), ist die Gewichtsfunktion $g_1(r)$ für praktisch alle Radien null und liefert somit keinen Beitrag zur Messspannung U_1 . Der Einfluss der Elektrodengröße ist bei einem konventionellen wie bei einem Rheo-MID jedoch qualitativ gleich.

Die Elektroden wurden jeweils mit der Form einer Halbkugel modelliert, variiert wurde die Größe über den Kugelradius. Gegenüber der Elektrode mit 1 mm Radius fällt für die größere Elektrode mit 3 mm Radius die Gewichtsfunktion bereits bei um 2 mm kleineren Rohrradien ab. Entscheidend für den Verlauf der

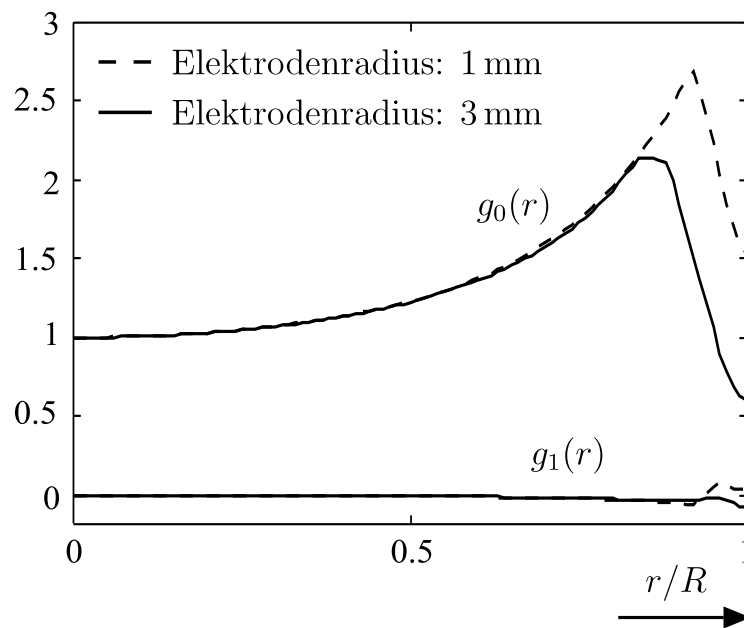


Bild 4.5: Vergleich der radialen Gewichtsfunktionen berechnet für verschieden große Elektroden.

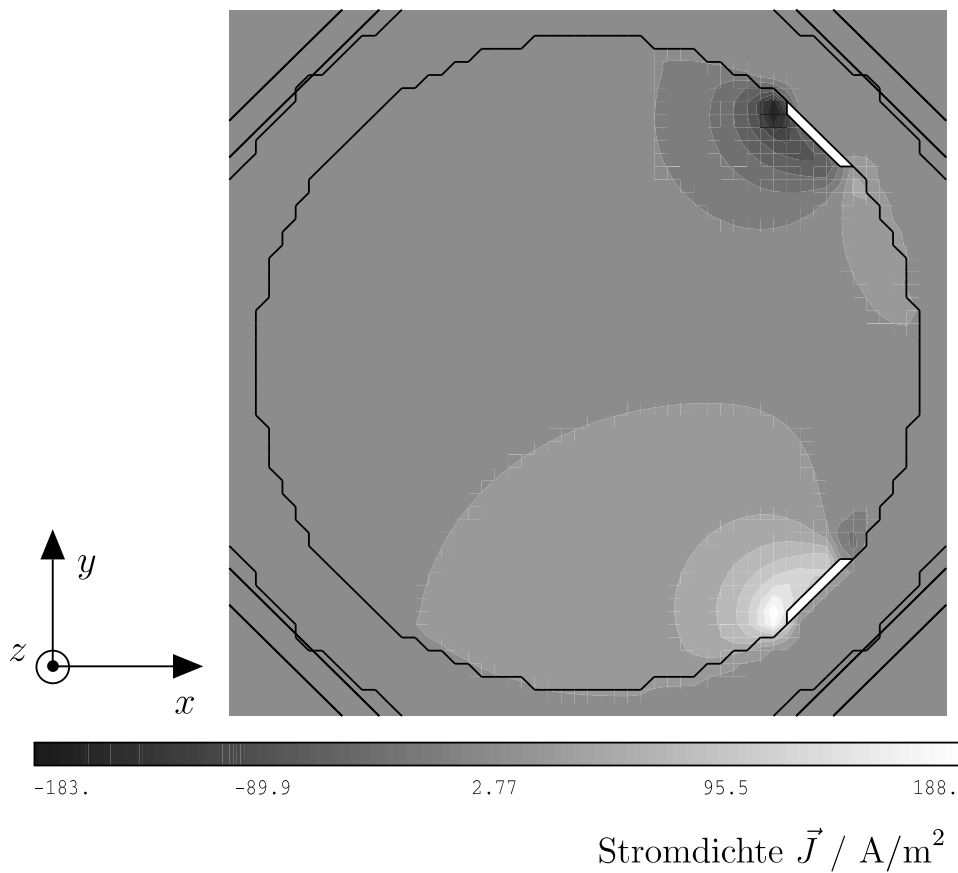


Bild 4.6: Verteilung der Stromdichte \vec{J} in der Elektroden Ebene mit $z = 0$.

Gewichtsfunktion ist also, wie weit die Elektrode in das Rohrinne hinein ragt. Bild 4.6 zeigt die Verteilung der Stromdichte, mit der die Wertigkeitsfunktion g als Feldgröße interpretiert wird, in der Elektrodenenebene des Rheo-MIDs. Die Stromdichte weist einen sehr starken Gradienten auf und dringt nur wenig ins Fluid im Rohrinne vor. An den Stellen der Elektroden liegt kein Stromfeld vor, so dass die radiale Verteilung der Greenschen Funktion für Radien in Wandnähe sehr klein wird. Ragen die Elektroden weiter ins Rohr hinein, so wirken sich die Stellen ohne Beitrag bei entsprechend kleineren Rohrradien aus, was zu Abfällen der Gewichtsfunktionen bei kleineren Radien führt.

4.1.3 Bestimmung des Zusammenhangs $N(U_1/U_0)$

Die Bestimmung der induzierten Spannungen U_0 und U_1 erfolgt über die numerische Integration von Gl. (3.29). Setzt man für das Geschwindigkeitsprofil das Modell nach Ostwald/de Waele aus Gl. (2.13) ein, so ergibt sich für die beiden Messspannungen:

$$U_0 = \frac{1 + 3N}{1 + N} \bar{v} \cdot \int_{r=0}^R \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{1+N}{N}} \right] \cdot g_0(r) \cdot r \, dr \quad (4.2)$$

und

$$U_1 = \frac{1 + 3N}{1 + N} \bar{v} \cdot \int_{r=0}^R \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{1+N}{N}} \right] \cdot g_1(r) \cdot r \, dr . \quad (4.3)$$

Der Quotient aus beiden Spannungen ist nur noch eine Funktion des gesuchten rheologischen Parameters (Fließindex N). Durch Vorgabe einer Wertemenge für den Fließindex wird mit den realen Gewichtsfunktionen aus Bild 4.2 der Zusammenhang zwischen N und U_1/U_0 berechnet. In Bild 4.7 ist die Kennlinie $N(U_1/U_0)$ aufgetragen. Sie zeigt deutlich, dass das System sehr empfindlich gegenüber Änderungen des Quotienten U_1/U_0 ist.

Die Kennlinie $N(U_1/U_0)$ wird im Messwerverfassungsprogramm als Tabelle hinterlegt, so dass im Messbetrieb aus den beiden Messspannungen durch Interpolation der Fließindex bestimmt wird.

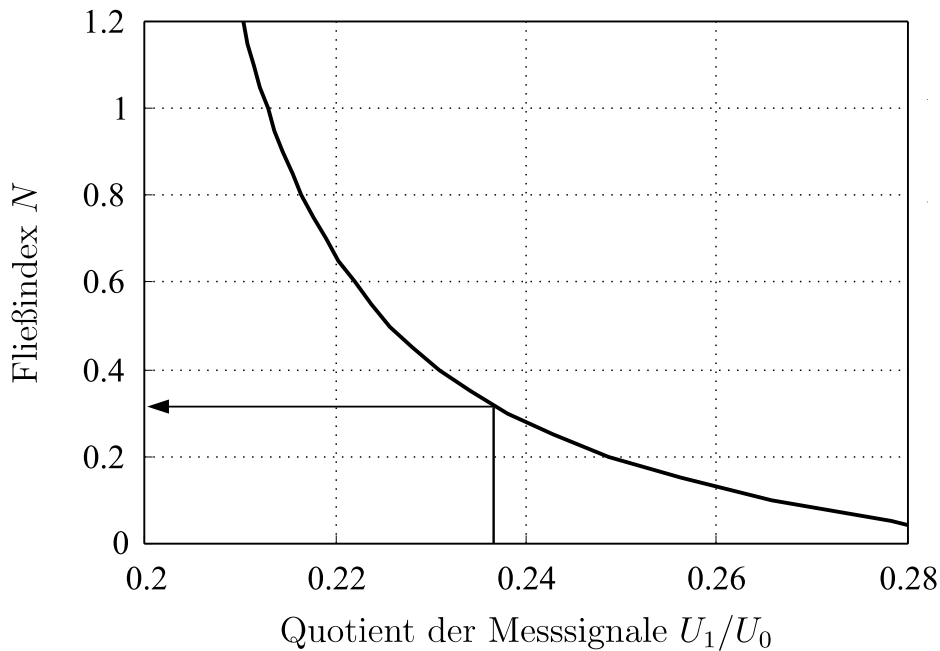


Bild 4.7: Kennlinie $N(U_1/U_0)$ des verwendeten Rheo-MID aus der numerischen Simulation.

4.1.4 Abhängigkeit vom Elektrodenwinkel

Wie in Abschnitt 3.1.3 gezeigt, werden die Elektroden beim Rheo-MID statt unter $\pm 90^\circ$ unter $\pm 45^\circ$ angeordnet, da hier für das inhomogene Feld die Messspannung maximal ist. Für die Bestimmung des Fließindex sind jedoch möglichst optimale Verläufe der beiden Gewichtsfunktionen g_0 und g_1 und deren unterschiedliche Gewichtung des Geschwindigkeitsprofils wichtig. Betrachtet man das Verhältnis der Potentialverteilungen in der Rohrwand für den idealen Sensor (s. Gln. (3.20) und (3.21)):

$$\frac{\Phi_1(\varphi)}{\Phi_0(\varphi)} = \underbrace{\frac{\sin(2\varphi)}{\sin \varphi}}_{c_\varphi} \cdot \frac{\hat{B}_1 \cdot \int_0^R v(r) \left(\frac{r}{R}\right)^2 r dr}{\hat{B}_0 \cdot \int_0^R v(r) r dr}, \quad (4.4)$$

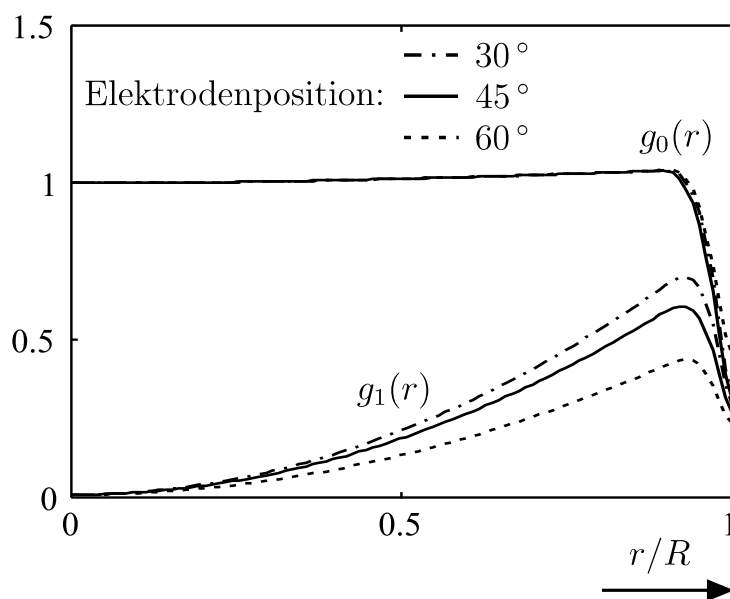
so steckt die Winkelabhängigkeit allein in dem Koeffizienten c_φ . Für Winkel zwischen 0° und 90° , also der Anordnung in oder senkrecht zur Spulenachse, wird der Koeffizient mit zunehmendem Winkel kleiner, um bei 90° die Nullstelle zu erreichen (vgl. Tabelle 4.1).

Für die verschiedenen Elektrodenpositionen wurden die Gewichtsfunktionen mittels Simulation berechnet. Dabei wurden für die Magnetfelder die idealen Feld-

Tabelle 4.1: Koeffizient c_φ für verschiedene Elektrodenpositionen.

φ	30°	45°	60°	90°
c_φ	$\sqrt{3}$	$\sqrt{2}$	1	0

verläufe zugrunde gelegt, um keinen überlagerten Einfluss seitens der Polschuhgeometrie zu haben. Bild 4.8 zeigt die Gewichtsfunktionen berechnet für die Elektrodenpositionen unter 30° , 45° und 60° . Für das homogene Feld unterscheiden sich die Gewichtsfunktionen nicht, für das inhomogene Feld wird g_1 für größere Winkel immer flacher, so dass das Verhältnis der beiden Gewichtsfunktionen für größere Winkel ungünstiger wird. Nach diesen Überlegungen wäre es angebracht, die Elektroden unter einem kleineren Winkel als $\pm 45^\circ$ anzubringen. Wie die Messergebnisse in Abschnitt 6.1.2 jedoch zeigen, ist die maximale Signalhöhe von U_1 bei der Elektrodenposition 45° aufgrund der Messunsicherheiten absolut notwendig.

**Bild 4.8:** Abhängigkeit der radialen Gewichtsfunktionen von unterschiedlichen Elektrodenpositionen.

4.1.5 Parameterstudie zur Permeabilität

Für die Führung des Magnetfeldes sind die Bauteile Polschuhe und Ringkerne und für die Abschirmung des Sensors gegen die Umwelt die Feldbleche zustän-

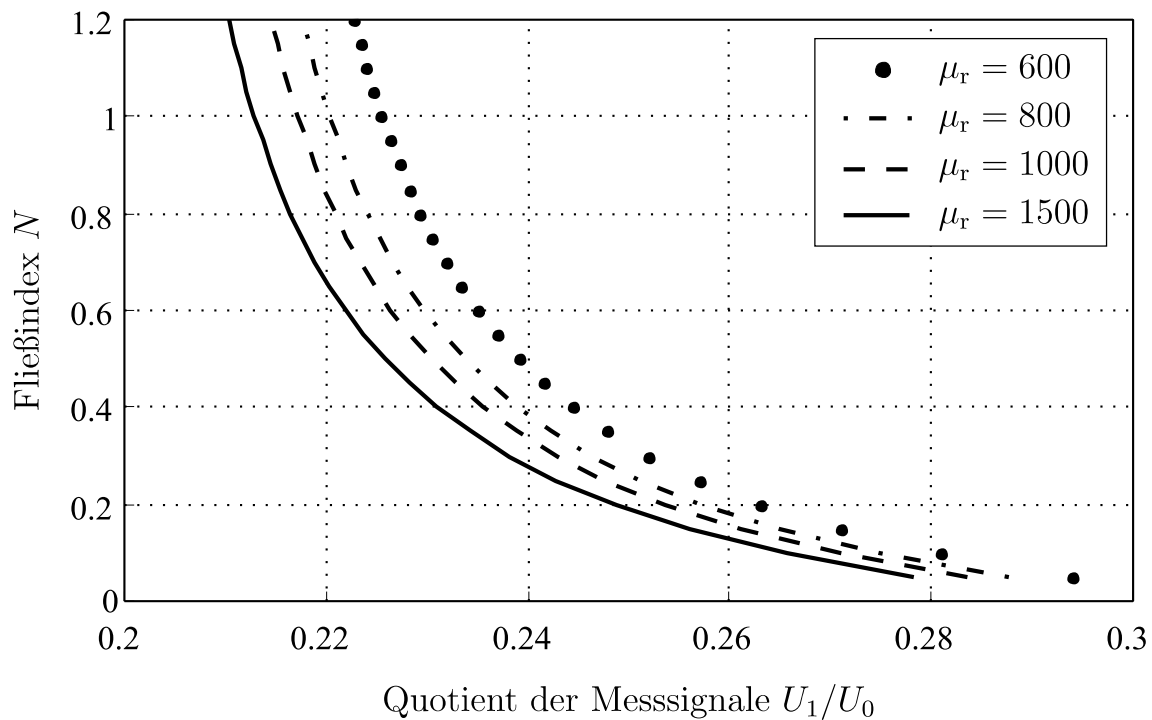


Bild 4.9: Variation der Permeabilität der Polschuhe.

dig, wie bereits in Abschnitt 4.1.1 erläutert wurde. Für die Ringkerne und die Feldbleche werden höherwertige Werkstoffe bezüglich der magnetischen Eigenschaften eingesetzt. Die Ringkerne bestehen aus gewickeltem Eisenblech der Güte Imphysil, und für die Feldbleche wird ein kornorientiertes Trafoblech in zweifacher Ummantelung (Qualität VM111-25) verwendet. Die Polschuhe werden aus einem einfachen Baustahl (St 37), d.h. ohne besondere magnetische Eigenschaften, gefertigt.

Die Berechnungen der Gewichtsfunktionen wurden mit konstanten Werten der relativen Permeabilität μ_r durchgeführt. Für die Polschuhe aus St 37 wurde eine Permeabilitätszahl von $\mu_r = 1500$, für die hochpermeablen Ringkerne und die Felldrückführung jeweils eine Permeabilitätszahl von $\mu_r = 48000$ (Maximalwert der Magnetisierungskurve) eingesetzt. Es wurden auch Berechnungen mit den vollständigen Magnetisierungskurven durchgeführt, diese sind jedoch sehr rechen-, d.h. zeitaufwendig, und bringen keine Verbesserung der Ergebnisse.

Um den Einfluss der Permeabilitätszahl und damit der Güte des Werkstoffes zu untersuchen, wurden Simulationen ausgeführt, in denen der magnetische Parameter Permeabilität variiert wurde. In Bild 4.9 sind die Kennlinien $N(U_1/U_0)$ für eine Variation der Polschuh-Permeabilitätszahl dargestellt. Mit zunehmender Permeabilität, ausgehend von $\mu_r = 600$, verschiebt sich die Kennlinie zu kleineren

U_1/U_0 -Werten. Dieses Diagramm veranschaulicht, dass übliche Materialschwankungen, wie sie bei einem Baustahl ohne besondere magnetische Eigenschaften auftreten, große Auswirkungen auf die Kennlinie $N(U_1/U_0)$ haben. Eine Streuung der Permeabilität der Polschuhe ist damit ein großer Fehlereinfluss bei der Bestimmung der rheologischen Zielgröße Fließindex N . Für einen konventionellen MID ist solch eine Materialschwankung mit entsprechender Auswirkung auf den Zusammenhang $\bar{v} = f(U_0)$ nicht von Belang, da jedes Gerät vor der Auslieferung kalibriert wird. Dabei kann mit einer Kalibrierflüssigkeit (Wasser) eine vollständige Kalibrierkurve von 0 m/s bis zur oberen Messbereichsgrenze aufgenommen werden. Bei einem Rheo-MID werden für die Kalibrierung oder Verifizierung der Kennlinie $N(U_1/U_0)$ jedoch verschiedene Fluide benötigt, die den Fließbereich mit einem Fließindex im Bereich 0 bis 1,2 abdecken (s. auch Kapitel 5.3).

In Bild 4.10 sind die Kennlinien $N(U_1/U_0)$, berechnet für verschiedene Permeabilitätszahlen der Feldbleche, dargestellt. Die Kurvenverläufe sind für alle drei Permeabilitäten gleich, so dass für den hochpermeablen Werkstoff kein Einfluss der Permeabilitätszahl festzustellen ist.

Diese Parameterstudie zur Permeabilitätszahl zeigt auf, dass der Werkstoff für die Polschuhe auch hinsichtlich seiner magnetischen Eigenschaften ausgewählt

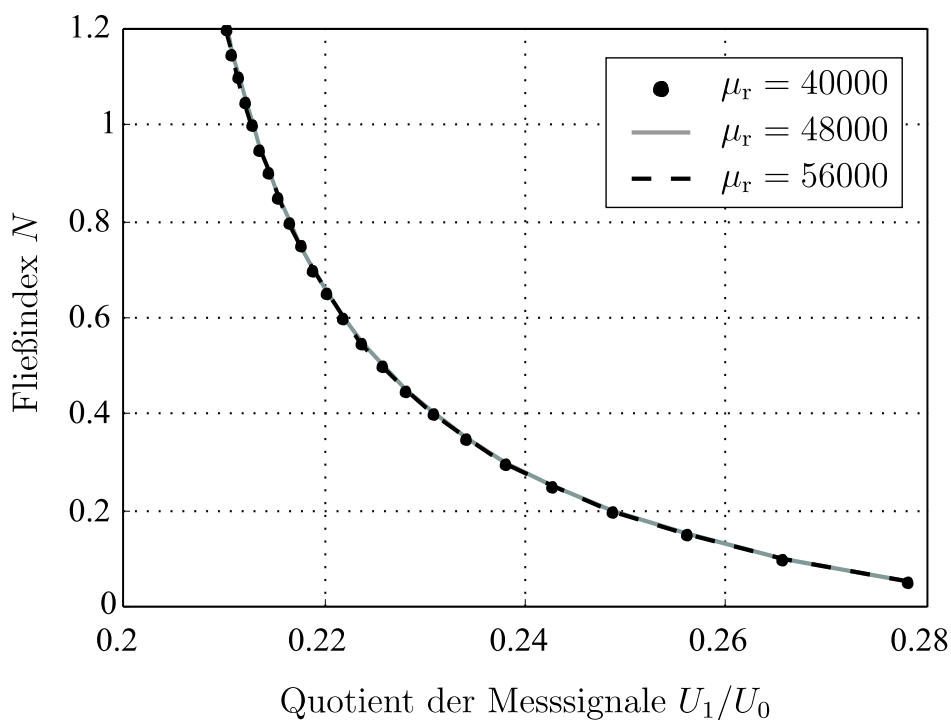


Bild 4.10: Variation der Permeabilität der Feldbleche.

werden sollte. Hierbei spielt allerdings auch die Problematik eine Rolle, dass gewöhnliche hochpermeable Legierungen ihre magnetischen Eigenschaften bei mechanischen Beanspruchungen ändern (oft erhebliche Verschlechterungen).

4.1.6 Asymmetrisches inhomogenes Magnetfeld

Für die Bestimmung des zweiten Parameters (Fließindex N) neben der mittleren Geschwindigkeit \bar{v} wurde bislang zusätzlich zum homogenen Magnetfeld ein symmetrisches inhomogenes Feld diskutiert und verwendet. Die Informationserweiterung durch das inhomogene Feld gegenüber einem konventionellen MID kann jedoch auf zwei Wegen gewonnen werden; vgl. [Han01c]:

1. Anordnung der Elektroden unter einem von 90° verschiedenen Winkel ($\rightarrow 45^\circ$ -Rheo-MID).
2. Erzeugung eines Magnetfeldes, das nicht den Symmetriebedingungen nach Gl. 3.12 gehorcht ($\rightarrow 90^\circ$ -Rheo-MID).

Die erste Variante mit der Verschiebung der Elektrodenposition bedeutet, dass der Aufbau des Sensors verändert werden muss. Es ist ein Eingriff in die Hardware notwendig, wie er in Abschnitt 4.1.1 beschrieben wurde (vgl. Bild 4.11a). Bei der zweiten Variante ist ein gezielt asymmetrisches Magnetfeld zu erzeugen, was durch die Änderung der Stromstärke in einer Spule realisiert werden kann (s. Bild 4.11b). Die Elektroden bleiben jedoch unverändert in der 90° -Position des konventionellen MIDs.

Im Folgenden werden Untersuchungen zur zweiten Variante „asymmetrisches Magnetfeld“ näher erläutert. Dazu wurde in der FEM-Software *MAFIA* die Geo-

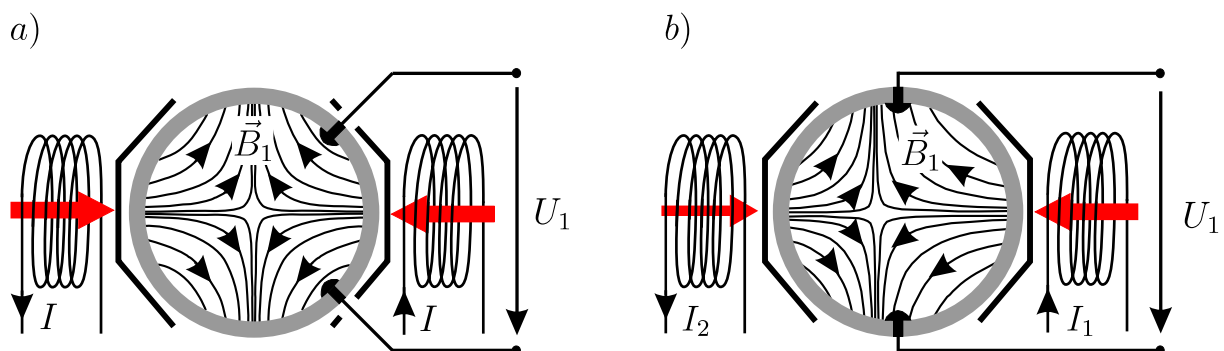


Bild 4.11: Prinzipskizze eines 45° - und eines 90° -Rheo-MIDs

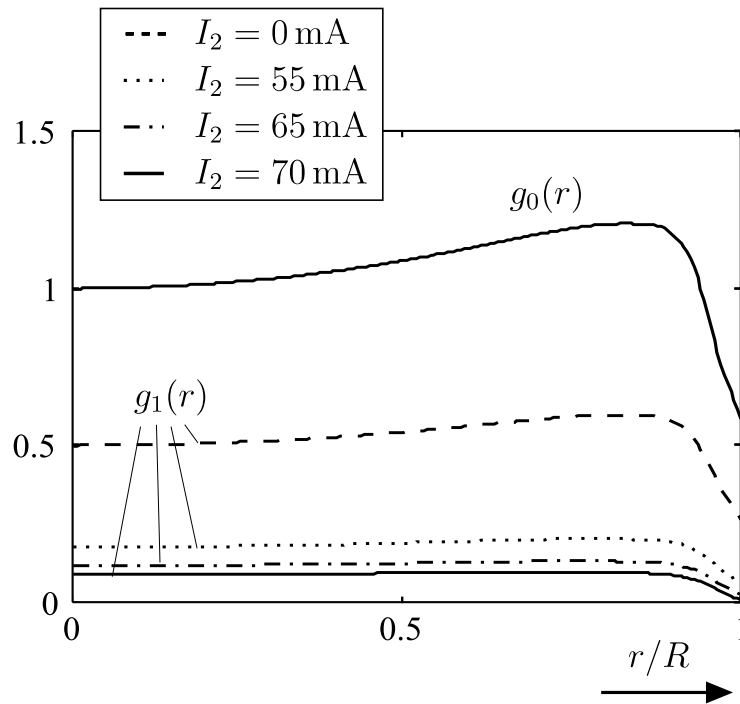


Bild 4.12: Radiale Gewichtsfunktionen des 90°-Rheo-MIDs für verschiedene Spulenströme

metrie eines konventionellen MIDs modelliert und Berechnungen für verschiedene Stromstärken durchgeführt. Das homogene Feld wird durch einen Strom von 85 mA gleicher Richtung in beiden Spulen erzeugt. Die asymmetrischen inhomogenen Felder werden dadurch erzeugt, dass in einer Spule – in Bild 4.11 die linke Spule mit I_2 – die Stromstärke verringert wird, so dass sich der Mittelpunkt des Feldes aus der Mitte heraus verschiebt.

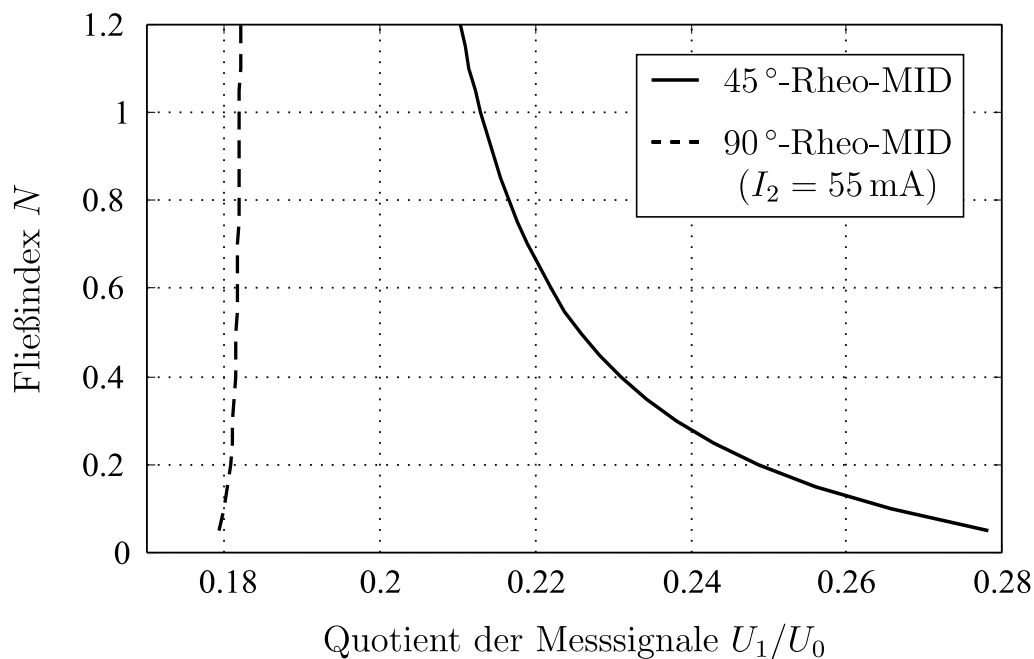
Durch Variation des Spulenstromes I_2 wurde untersucht, wie sich die Stärke bzw. Position des asymmetrischen Feldes auf die Gewichtsfunktion und damit auf die Kennlinie $N(U_1/U_0)$ des Rheo-MIDs auswirkt. Für einen Spulenstrom I_2 von 0 mA erhält man einen homogenen Feldverlauf, der Betrag wird jedoch mit zunehmendem Abstand von Spule 1 schwächer. Entsprechend weist die Gewichtsfunktion g_1 eine ähnliche Ausprägung auf wie die Gewichtsfunktion g_0 des homogenes Feldes, sie ist jedoch wegen der geringeren Werte der Flussdichte \vec{B} zu kleineren Werten als g_0 verschoben (vgl. Bild 4.12). Je größer der Spulenstrom I_2 wird, d.h. je ausgeprägter die Inhomogenität durch die Supersposition der entgegengerichteten Felder wird, desto geringere Werte nimmt die Gewichtsfunktion g_1 an und desto flacher wird der Verlauf. Damit wird der Unterschied im Kurvenverlauf zwischen den radialen Gewichtsfunktionen g_0 und g_1 größer, was eine bessere Empfindlichkeit der Kennlinie $N(U_1/U_0)$ bedeutet. Je mehr sich der

Tabelle 4.2: Empfindlichkeit der Kennlinie für verschiedene Spulenströme.

I_2 / mA	0	55	65	70
$\frac{\max\{U_1/U_0\} - \min\{U_1/U_0\}}{\max\{U_1/U_0\}}$	0.003	0.015	0.024	0.032

Spulenstrom I_2 jedoch dem Wert des Spulenstroms I_1 angleicht, desto symmetrischer wird der Feldlinienverlauf des inhomogenen Feldes, und die induzierte Spannung U_1 strebt für die 90° -Position der Elektroden gegen null. Für den Fall $I_2 = 70 \text{ mA}$ liegt zwar die größte Empfindlichkeit der Kennlinie vor – wie die Werte in Tabelle 4.2 zeigen – jedoch sind die induzierten Spannungen U_1 für das inhomogene Feld sehr klein.

Ein Vergleich zwischen 90° - und 45° -Rheo-MID anhand der $N(U_1/U_0)$ -Kennlinie wird in Bild 4.13 vorgenommen. Die Empfindlichkeit des 90° -Rheo-MIDs mit 0,015 ist um eine Größenordnung kleiner als die des 45° -Rheo-MIDs mit 0,323. Für die Bestimmung des rheologischen Parameters Fließindex N ist die unter diesen Randbedingungen resultierende geringe Empfindlichkeit eines 90° -Rheo-MIDs nicht ausreichend.

**Bild 4.13:** Vergleich der Kennlinien eines 90° - und eines 45° -Rheo-MIDs

4.2 Verifizierung der Magnetfelder

In den vorangegangenen Abschnitten wurden die Ergebnisse der numerischen Simulation für den Typ des in dieser Arbeit verwendeten Rheo-MIDs dargestellt und die Einflüsse, die auf Materialeigenschaften oder geometrischer Variationen beruhen, erläutert. Wie wichtig eine korrekte Beschreibung des realen Sensors durch die Modellierung ist, zeigen z.B. die Kennlinien in Bild 4.9 auf. Die Bestimmung des Fließindex N ist sehr empfindlich gegenüber geringen Änderungen der Kennlinie. Aus diesem Grund ist eine Verifizierung der beiden Modellierungen des Messverfahrens von großer Bedeutung. Die Modellierung mit einem rheologischen Stoffgesetz und deren Verifizierung werden in Kapitel 5 behandelt, an dieser Stelle soll auf die Überprüfung der numerisch gewonnenen Gewichtsfunktionen eingegangen werden.

In die Gewichtsfunktionen gehen einerseits die Magnetfelder und andererseits die Greenschen Funktionen ein. Die Modellierung des Sensors durch die Gewichtsfunktionen ist allerdings nur teilweise durch Messungen zu verifizieren. Während die Greenschen Funktionen in Form der Stromdichte nur durch numerische Rechnung zugänglich sind, kann die Verteilung der magnetischen Flussdichte vermessen werden (s. [Han01b]).

Für die Messung stand ein 3D-Verschiebetisch zur Verfügung, der für die Vermessung des Rohrinners des Rheo-MIDs modifiziert wurde. Die verwendete Magnetfeldsonde beruht auf dem Prinzip des Halleffekts. Das Hallelement ist nahe der Sondenspitze eingelassen, das zu messende Feld muss senkrecht zur aktiven Fläche des Elementes stehen. Die x - und die y -Komponenten der beiden Felder \vec{B}_0 und \vec{B}_1 wurden nacheinander gemessen, wobei der komplette Messvorgang mit einem automatisierten Verfahren ablief. Der Messraum besteht – äquivalent zur Simulation – aus einem Gitter mit einer Maschenweite von 1 mm in der x - y -Ebene. In der z -Richtung hat er eine Ausdehnung bis ± 50 mm mit einer Schrittweite von 2 mm.

Bei der Magnetfeldvermessung stellt sich zum einen die Frage, wie nahe die realen Felder an dem ideal homogenen bzw. inhomogenen Feld sind, und zum anderen interessiert, wie gut die aus den Simulationsdaten erhaltenen Magnetfelder mit den tatsächlichen, realen Feldern übereinstimmen.

Zur ersten Frage liefert Bild 4.14 eine qualitative Antwort. Dargestellt ist die magnetische Flussdichte \vec{B} der gemessenen Magnetfelder in der Elektrodenenebene, wobei der Betrag durch die Grauwerte und die Richtung durch die Vektordarstellung wiedergegeben wird. Bild 4.14a zeigt die Messwerte für den Fall der gleichen Stromrichtung in beiden Spulen (homogenes Feld), Bild 4.14b für den

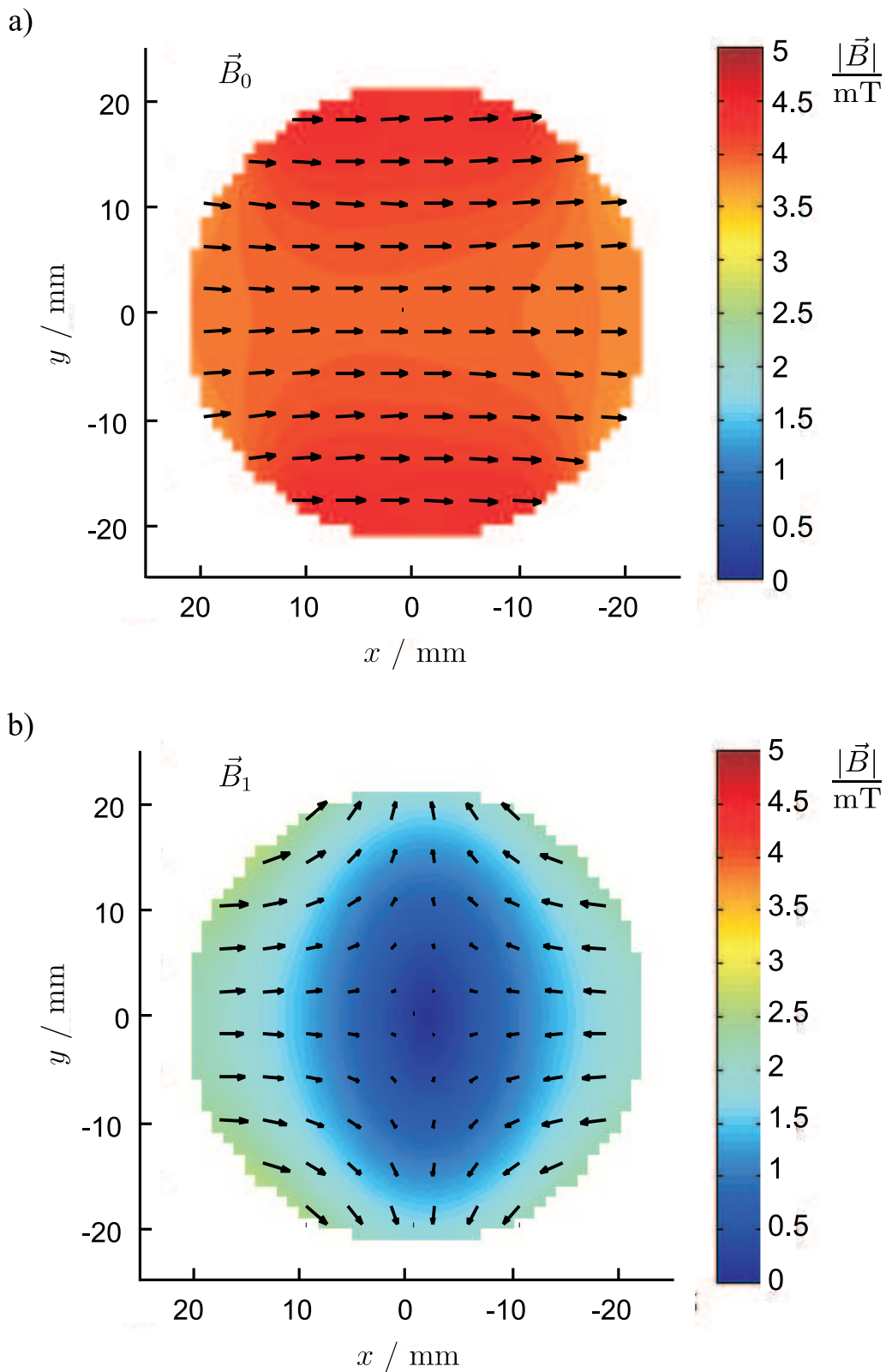


Bild 4.14: Gemessene Magnetfelder: Flussdichteverteilung \vec{B}_0 und \vec{B}_1 in der Elektrodenenebene.

Fall der entgegengerichteten Stromführung (inhomogenes Feld). Die realen Felder stimmen sehr gut mit den idealen Feldlinienverläufen überein. Das inhomogene Feld ist deutlich schwächer als das homogene Feld, in der Rohrmitte geht die Flussdichte auf null zurück. Anhand des inhomogenen Feldes ist zu erkennen, dass der Feldmittelpunkt in der x -Achse geringfügig zu positiven Werten verschoben ist, für das homogene Feld ist dies ohne Auswirkung. Durch Nachmessen der geometrischen Anordnung der Polschuhe zeigt sich, dass diese nicht exakt symmetrisch zum Rohr angebracht waren, was Ursache für die Verschiebung des Feldmittelpunktes sein kann.

Bild 4.15 gibt einen quantitativen Anhaltspunkt, wie gut das homogene Feld mit

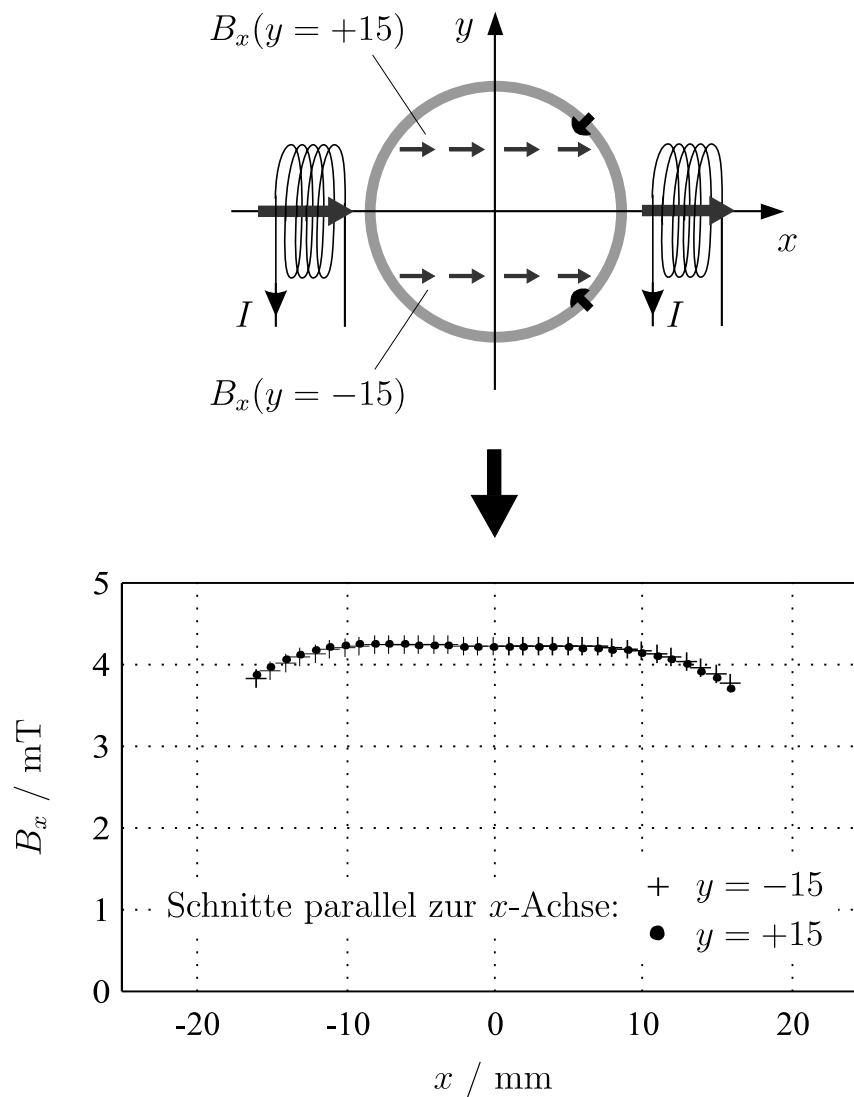


Bild 4.15: Vergleich zweier Schnitte parallel zur x -Achse ($y = \pm 15$) in der Elektrodenebene bei $z = 0$.

dem idealen Verlauf übereinstimmt. Aufgetragen ist die x -Komponente der magnetischen Flussdichte für zwei Projektionen parallel zur Spulenchse in der Elektrodenenebene. Die beiden Kurven bei $y = +15$ mm und $y = -15$ mm sind praktisch deckungsgleich, d.h. das Magnetfeld ist absolut symmetrisch zur x -Achse. Betrachtet man den Verlauf in Richtung der Spulenchse, so sind in der Rohrmitte für Radien bis ca. 10 mm die B_x -Werte nahezu konstant bei 4,25 mT, für größere Radien sinkt B_x um 10 % auf etwa 3,8 mT ab. In der Rohrmitte verläuft das Feld also homogen, zur Rohrwand hin wird die x -Komponente des Feldes etwas schwächer.

Im Weiteren wird ein Vergleich zwischen dem gemessenen Magnetfeld und den aus der numerischen Simulation erhaltenen Ergebnissen vorgenommen. In Bild 4.16 ist eine Projektion entlang der Spulenchse bei $y = 0$ und $z = 0$ für das homogene Feld dargestellt. Aufgetragen ist die x -Komponente der normierten magnetischen Flussdichte. Aufgrund der räumlichen Ausdehnung der Hallsonde können in der Nähe der Rohrwand keine Messwerte aufgenommen werden. Sowohl die Simulations- als auch die gemessenen Werte zeigen einen nahezu konstanten Verlauf, d.h. das Feld ist entlang der Spulenchse für alle Radien praktisch gleich stark und ideal homogen. Die Übereinstimmung der per Simulation modellierten Werte mit den realen Werten – den Messergebnissen – ist sehr gut.

Dieses Ergebnis wird durch einen Vergleich für einen Schnitt entlang der Rohrachse bestätigt (vgl. Bild 4.17). Wie die Messergebnisse zeigen, ist das reale Magnetfeld absolut symmetrisch zur Elektrodenenebene. Im Abstand von einem

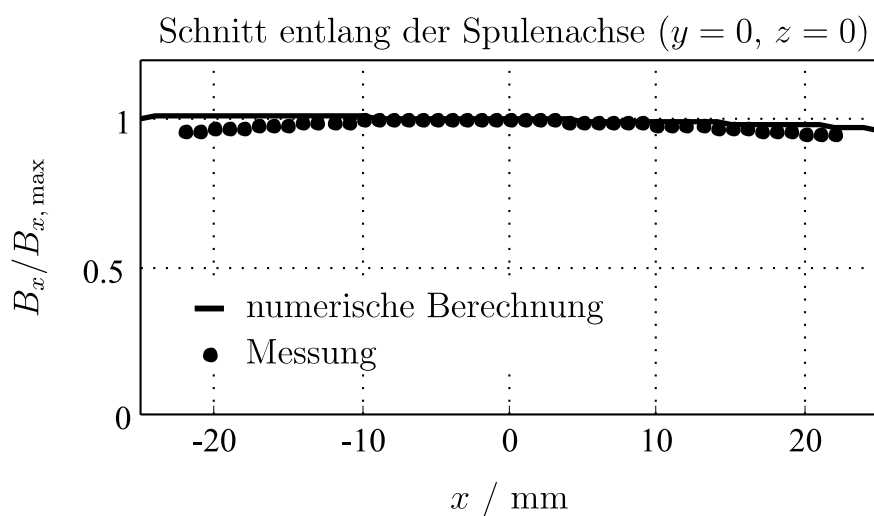


Bild 4.16: Vergleich simuliertes und gemessenes Magnetfeld eines Schnittes entlang der Spulenchse.

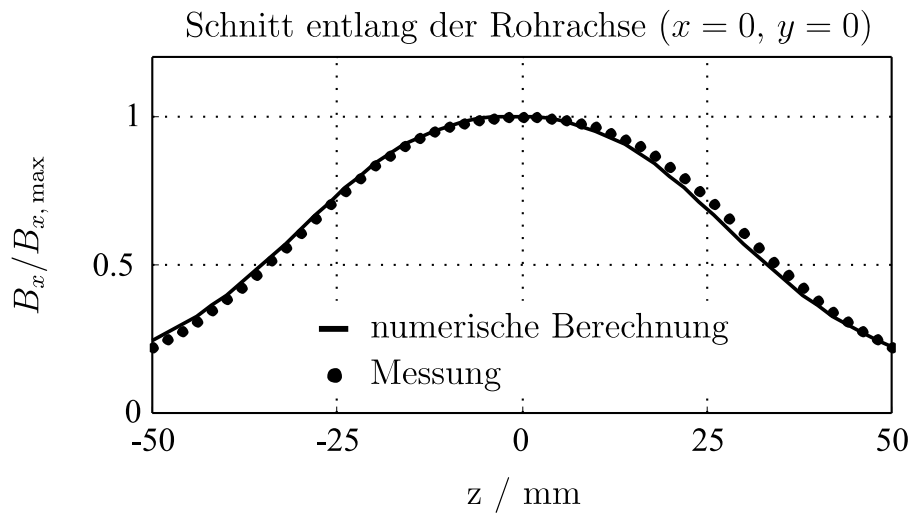


Bild 4.17: Vergleich simuliertes und gemessenes Magnetfeld eines Schnittes entlang der Rohrachse.

Rohrdurchmesser ($z = \pm 50 \text{ mm}$) von der Elektroden Ebene sinkt die Flussdichte auf 20 % des maximalen Wertes in der Rohrmitte. Die Beispiele in den Bildern 4.16 und 4.17 belegen exemplarisch, dass die modellierten Flussdichten aus der numerischen Berechnung sehr gut die realen Magnetfelder wiedergeben.

Bislang wurden die reinen Messdaten der magnetischen Flussdichte mit den Si-

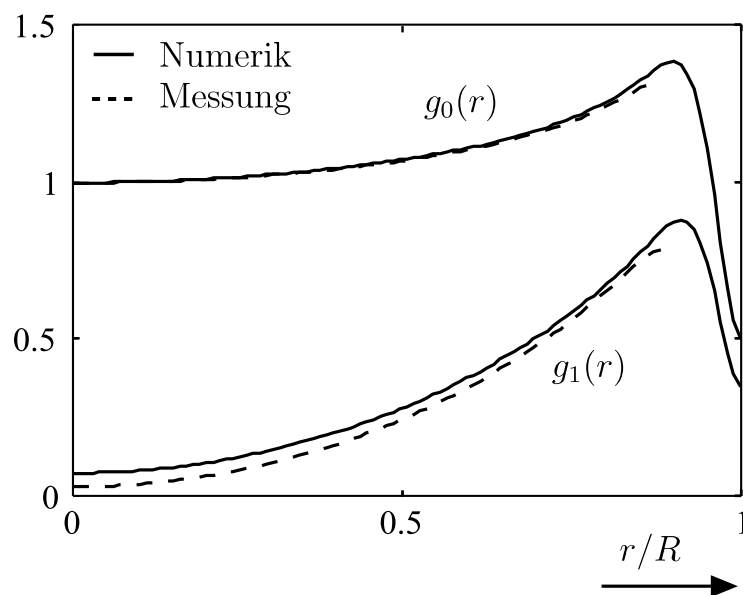


Bild 4.18: Vergleich der radialen Gewichtsfunktionen: zum einen erhalten aus reiner numerischer Berechnung und zum anderen auf teilweiser Messung beruhend.

simulationsdaten verglichen. Werden für die weiteren Rechenschritte die gemessenen Flussdichten \vec{B} und die simulierten Wertigkeitsfunktionen $\text{grad } G$ eingesetzt, so werden die gemessenen – soweit messtechnisch zugänglich – Gewichtsfunktionen erhalten. In Bild 4.18 werden die aus reinen Simulationsdaten bestimmten Gewichtsfunktionen mit jenen verglichen, die teilweise auf Messungen beruhen. Wie bereits erläutert, können die Magnetfelder nicht bis zum Rohrrand vermessen werden, so dass auch die Gewichtsfunktionen nur bis zu einem Radius von 22 mm ($r/R = 0,88$) reichen. Wie nach den Vergleichen der gemessenen mit den simulierten Magnetfeldern zu erwarten war, geben die Gewichtsfunktionen aus reiner Numerik die Realität sehr gut wieder. Im homogenen Fall sind die Kurven deckungsgleich, im inhomogenen Fall liegt die teilweise gemessene Funktion noch näher am idealen Kurvenverlauf, der in der Rohrmitte mit dem Wert null beginnt.

5 Vermessung des Strömungsprofils

Grundlegend für das Inline-Prozessviskosimeter ist die Beschreibung des Strömungsprofils durch ein Parametermodell. Nur wenn diese Modellierung die realen Strömungsverhältnisse hinreichend genau beschreibt, ist ein sinnvolles Messergebnis zu erwarten. Voraussetzung hierfür ist, dass die Rohrströmung ausgebildet, rotationssymmetrisch und nicht gestört ist. Aus diesem Grund ist es notwendig, die „Schnittstelle“ Geschwindigkeitsprofil zu kennen und das tatsächlich im Rohr vorliegende Profil mit dem modellierten zu vergleichen. Des Weiteren ist das Messverfahren, d.h. die Bestimmung des Fließindex aus der Kennlinie $N(U_1/U_0)$, durch einen Vergleich der vom Rheo-MID erhaltenen Parameter mit dem aus dem tatsächlichen Rohrprofil abgeleiteten „Sollwert“ zu validieren.

5.1 Profilbestimmung mittels Laser-Doppler-Anemometrie

Für die Vermessung des Strömungsprofils, die berührungslos und rückwirkungsfrei erfolgen muss, wurde ein Laser-Doppler-Anemometer (LDA) verwendet. Das ausgewählte LDA beruht auf der Zwei-Strahl-Technik, d.h. zwei Laserstrahlen kreuzen sich und interferieren im Schnittvolumen (s. Bild 5.1). Streuzentren, die sich durch das Messvolumen bewegen, modulieren das gestreute Licht. Die Frequenz ist direkt proportional der Geschwindigkeit des Teilchens, genauer der Geschwindigkeitskomponente senkrecht zum Interferenzmuster [Ruc87]. Streuobjekte können suspendierte Teilchen, Tröpfchen, natürliche Verunreinigungen, aber auch mitgeführte Bläschen sein. Es wird also nicht die Geschwindigkeit des strömenden Fluides selbst gemessen, sondern die Geschwindigkeit der mitbewegten „Partikeln“ bestimmt. Die zu erreichende Ortsauflösung dieses Verfahrens ist durch die Größe des Messvolumens begrenzt. Bei dem verwendeten LDA 380 der Firma Polytec (20,64 mW Leistung, 691,2 nm Wellenlänge) mit einer Linse mit Brennweite 160 mm beträgt die Länge des Messvolumens in Richtung der y -Achse 0,37 mm. Die Erfassung des Geschwindigkeitsprofils mit einem LDA stellt also einen Abtastvorgang mit quasi-punktförmigen Messungen dar. Der Sensor

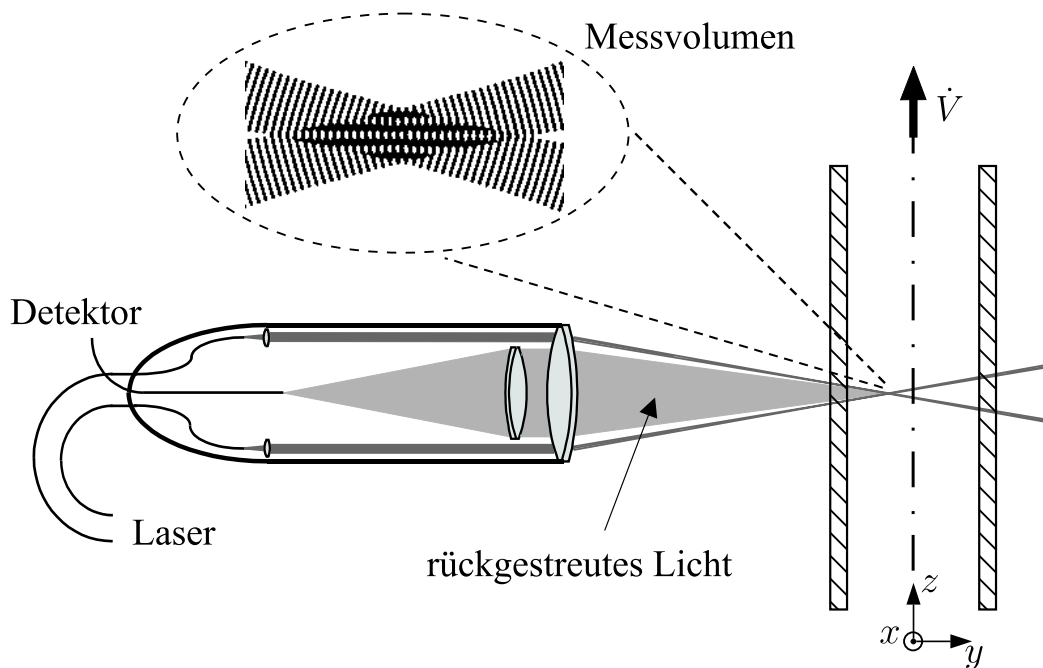


Bild 5.1: Prinzip und Anordnung des verwendeten Laser-Doppler-Anemometers.

wurde so justiert, dass die Rohrachse in der von den beiden Strahlen aufgespannten Ebene liegt und senkrecht auf der Winkelhalbierenden der beiden Strahlen steht. Die Traversierung in Richtung der y -Achse erfolgte über eine Verschiebeeinheit mit Schrittmotor.

Zur Bestimmung der Referenz-Parameter aus den Messpunkten werden diese durch die Geschwindigkeitsfunktion nach dem Ostwald/de Waele Ansatz (Gl. (2.13)) approximiert (vgl. Bild 5.2). Die Modellfunktion wird nach der Methode der kleinsten Fehlerquadrate mit den Minimierungsparametern N und \bar{v} bestimmt. Um den Zugang mit dem LDA zu ermöglichen, wurden für alle Rohrstücke vor und nach dem Rheo-MID und den Drucksensoren Plexiglasrohre verwendet (s. Skizze des Versuchsaufbaus in Bild 6.1).

5.2 Potentielle Störquellen

5.2.1 Einlaufstrecke

Die Funktionsweise des Rheo-MID bzw. des Inline-Viskosimeters setzt eine voll ausgebildete Strömung voraus, d.h. stromabwärts ändert sich das Geschwindig-

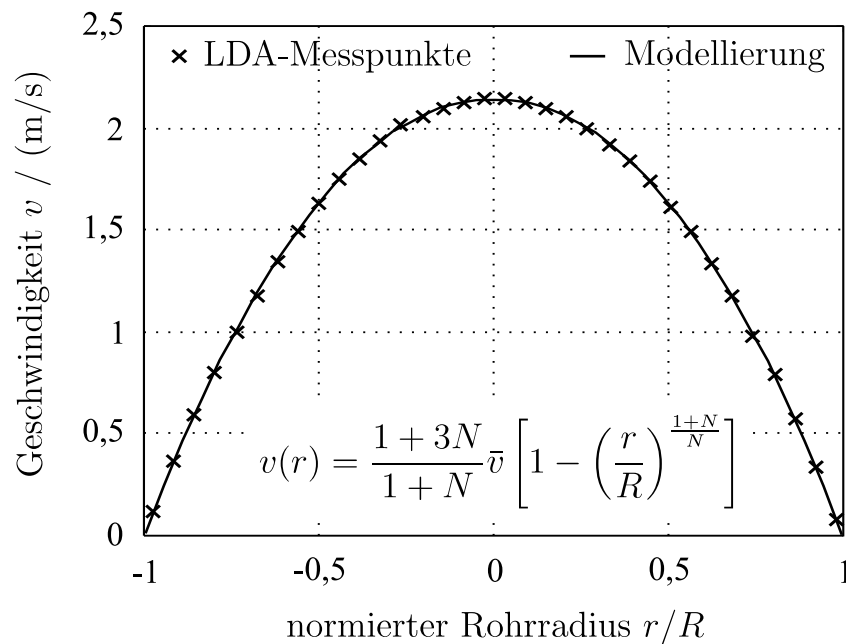


Bild 5.2: Prinzip der Approximation der LDA-Messpunkte nach Ostwald/de Waele (hier: $N=0,93$).

keitsprofil nicht mehr. Eine ausgebildete Strömung stellt sich erst nach einer bestimmten Länge hinter dem Rohreinlauf, der sogenannten Einlaufstrecke l_E , ein. Mit dem Eintritt ins Rohr bildet sich in der wandnahen Schicht eine reibungsbehaftete Strömung, die sich stromabwärts zunehmend ins Rohrinne ausbreitet, wobei die reibungslose Kernströmung beschleunigt wird. Diese Umformung in der Einlaufstrecke bedeutet eine Erhöhung der örtlichen Wandschubspannung gegenüber derjenigen einer voll ausgebildeten Strömung. Die Ausbildung des Geschwindigkeitsprofils erfordert also einen zusätzlichen strömungsmechanischen Energieverlust, der sich in einem additiven Druckabfall äußert. Für eine laminare Strömung ergeben sich hierfür Widerstandszahlen im Bereich von 1,12 bis 1,45 (experimentell ermittelt) bzw. 1,08 bis 1,41 (theoretisch ermittelt) [Tru96].

Für das Inline-Viskosimeter ist die Beachtung der Einlaufstrecke von doppelter Bedeutung. Ist die Strömung nicht voll ausgebildet, so ist das Geschwindigkeitsprofil „stumpfer“, was bei einer Approximation nach Ostwald/de Waele als erhöhte Strukturviskosität interpretiert wird und sich in einem – im Vergleich zur ausgebildeten Strömung – kleineren Fließindex äußert. Ebenso muss für die Differenzdruckmessung eine ausgebildete Strömung sichergestellt sein, um nicht einen erhöhten Druckabfall zu messen, der zu einer entsprechend erhöhten Konsistenz und einem damit erhöhten Viskositätsniveau führt.

Die Einlaufstrecke wird als diejenige Rohrlänge definiert, nach der die maximale Geschwindigkeit in der Rohrmitte 99 % des endgültigen Wertes der voll ausgebildeten Strömung erreicht hat. Für die laminare Strömung newtonscher Fluide durch ein Kreisrohr mit Reynolds-Zahlen $Re \gg 1$ kann die Länge der Einlaufstrecke nach folgender Beziehung abgeschätzt werden [Tru96]:

$$l_E \approx 0,06 \cdot \frac{D^2 \cdot \bar{v} \cdot \rho}{\eta}, \quad (5.1)$$

worin ρ die Dichte des Fluids angibt. Da die Einlaufstrecke theoretisch unendlich lang ist, bis das Geschwindigkeitsprofil voll ausgebildet ist, schwanken entsprechend die in der Literatur für die Proportionalitätskonstante angegebenen Werte. Aus theoretischen Überlegungen leitete Schiller [Sch22] einen Wert von 0,029 ab (auch in [Pra90] angegeben), der jedoch gemäß Spurk [Spu89] und Truckenbrodt [Tru96] die Einlaufstrecke zu klein angibt.¹

Für ein newtonsches Fluid wurden die abgeschätzten Längen der Einlaufstrecke nach Gl. (5.1) mit Messungen des Geschwindigkeitsprofils überprüft. Als Versuchsmedium diente eine 50 %ige Zuckerlösung (Floyls E 7081 S verdünnt), durch Zugabe von Salz wurde die notwendige Leitfähigkeit hergestellt. Bei einer Temperatur T von 20 °C beträgt die Nullviskosität 0,79 Pas, bei 30 °C 0,35 Pas. In Tabelle 5.1 sind die abgeschätzten Einlaufstrecken absolut und bezogen auf den Rohrdurchmesser bei verschiedenen Volumenströmen und Viskositäten (Temperaturen) angegeben.

Tabelle 5.1: Abgeschätzte Längen der Einlaufstrecke für eine Dichte von 1375 kg/m^3 und einen Rohrdurchmesser von 50 mm.

$\dot{V} / (\text{l/s})$	$\bar{v} / (\text{m/s})$	$\eta / (\text{Pas})$	$l_E / (\text{mm})$	l_E / D
2,0	1,02	0,79	266	5,32
2,0	1,02	0,35	601	12,0
4,5	2,29	0,79	598	12,0
4,5	2,29	0,35	1351	27,0

¹Eine Abschätzung der Einlaufstrecke einzig nach Gl. (5.1) ist nur gültig für newtonsche Medien. Für nicht-newtonsche Fluide charakterisiert nicht allein die Reynolds-Zahl die strömungsmechanische Ähnlichkeit, sondern es kommt eine weitere Kennzahl, die Weissenberg- oder Deborah-Zahl hinzu. In dieser wird eine charakteristische Zeit, die eine Aussage über das Relaxationsverhalten eines nicht-newtonschen Fluides macht, entdimensioniert. Für die Einlaufstrecke muss dann zusätzlich eine sogenannte „Gedächtnislänge“ berücksichtigt werden.

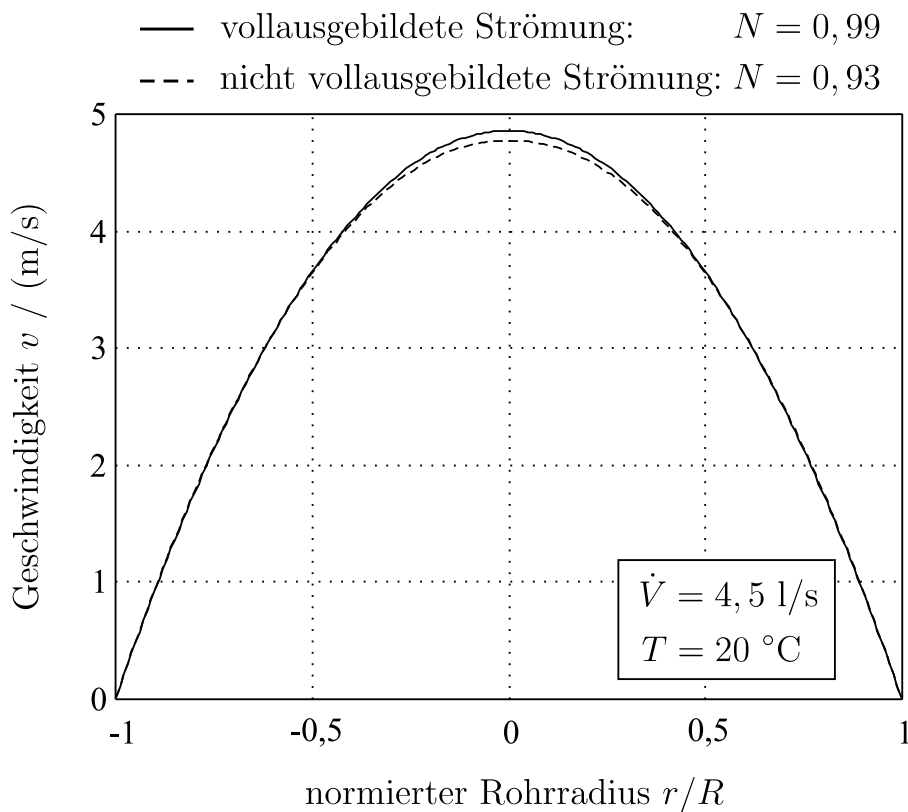


Bild 5.3: Strömungsprofile bei ausgebildeter und nicht voll ausgebildeter Strömung (Zuckersirup).

Mit dem LDA wurde das Geschwindigkeitsprofil an verschiedenen Messstellen nach dem Einlauf aus dem Ausgleichsbehälter in das gerade Rohrstück bestimmt (vgl. dazu [Sch00]). Für einen Volumenstrom von 4,5 l/s bei 20 °C ist die theoretische Einlaufstrecke 598 mm lang. In Bild 5.3 ist das Strömungsprofil bei einer Position von 390 mm und 750 mm dargestellt. Aus Gründen der Übersichtlichkeit sind nicht die einzelnen Messpunkte des LDAs, sondern nur die Ausgleichskurven dargestellt. Aus dem Strömungsprofil selbst ist kaum zu erkennen, ob die Strömung ausgebildet ist. Ein quantitatives Maß stellt der Fließindex N aus der approximierten Modellfunktion dar. Äquivalent zu der Definition der Länge der Einlaufstrecke wird die Strömung als voll ausgebildet betrachtet, wenn der Fließindex 99 % seines (theoretischen) Endwertes von 1 erreicht. Der Fließindex von 0,93 zeigt deutlich die noch nicht ausgebildete Strömung an. Bei der Messposition 560 mm ist das Profil – wie es die abgeschätzte Einlaufstrecke erwarten lässt – noch nicht voll ausgebildet ($N = 0,97$). Erst für die Messstelle 750 mm und die nachfolgenden Messstellen ergibt sich für den Fließindex jeweils ein Wert von 0,99 (vgl. Bild 5.3). Bei einer um 10 °C höheren Temperatur ist die Viskosität um etwa 50 % geringer, die theoretische Länge der Einlaufstrecke beträgt 1,35 m

(Tab. 5.1). Die Messstelle bei 1,45 m ergibt einen Fließindex von 0,96, womit die tatsächliche Einlaufstrecke länger ist als die abgeschätzte. Die nachfolgenden Messpositionen ab 1,75 m ergeben dann einen Fließindex von 0,99 bzw. 1,0, also voll ausgebildete Strömung.

Die Beispiele belegen, wie wichtig eine voll ausgebildete Strömung für die Bestimmung des Fließindex und damit das Messverfahren ist. Kann eine ausreichend dimensionierte Einlaufstrecke nicht gewährleistet werden, so führt dies zu einem entsprechenden systematischen Messfehler. Eine Korrektur in Form einer Kalibrierung wäre nur bei einem Prozess mit konstanten Bedingungen bezüglich der Einlauflänge (Volumenstrom, Viskosität, Dichte) möglich, ist praktisch also nicht von Relevanz.

5.2.2 Querschnittsänderungen

Strömungsstörungen wie Ablösungen oder Sekundärströmungen, die durch Querschnitts- und Richtungsänderungen oder Armaturen eingebracht werden, führen zu Artefakten im Geschwindigkeitsprofil und zu erhöhtem Druckverlust [Boh98, Ric71]. Der durch ein Rohrleitungselement gegenüber dem geraden Rohr zusätzlich verursachte Strömungsverlust wird durch die Widerstandszahl charakterisiert. Im allgemeinen hängt die Widerstandszahl zudem von der Reynolds-Zahl ab.

Der Rheo-MID ebenso wie der MID mit Normdurchmessern von DN 50 weisen einen tatsächlichen Durchmesser im Bereich von 52,6 mm bis 52,9 mm auf. An den Übergängen Plexiglasrohr mit 50 mm Durchmesser und MID ergeben sich also sprungartige Querschnittsänderungen. Dabei wirkt sich bei laminaren Strömungen jede Querschnittsänderung, auch wenn sie nur gering ist, auf die Geschwindigkeitsverteilung aus [Ric71]. Bei einer Rohrverengung plattet sich das Profil ab, während bei einer Rohrerweiterung das Profil „spitzer“ wird. Im Vergleich zum konventionellen MID, für den nur die mittlere Geschwindigkeit eine Rolle spielt, ist für den Rheo-MID die Form des Profils von entscheidender Bedeutung. Nach [Zoe78] ist für das hier vorliegende Querschnittsverhältnis von 0,90 die Widerstandszahl für die plötzliche Rohrerweiterung und -verengung gleich groß, in Summe ergibt sich durch die beiden Störungen eine Erhöhung der Widerstandszahl um ca. 6%.

Wird die Anordnung von einem newtonschen Fluid durchströmt, so lassen Abweichungen vom parabelförmigen Profil (mit einem Fließindex von 1) direkt auf Störungen des Strömungsprofils rückschließen. Die Rohrverengung beim Austritt aus dem MID in das Plexiglasrohr, die eine Abplattung des Profils zur Folge hat,

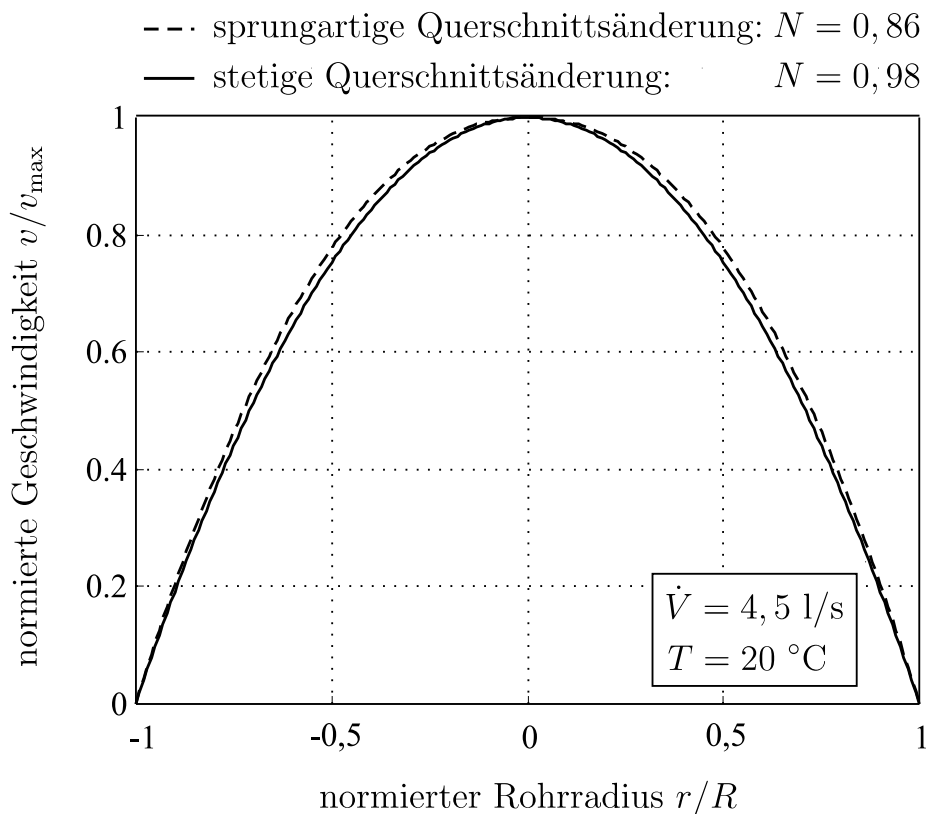


Bild 5.4: Auswirkung der Querschnittsänderung auf das Strömungsprofil (Zuckersirup).

führt also zu einem Fließindex kleiner 1. In Bild 5.4 ist für einen Volumenstrom von 4,5 l/s das Geschwindigkeitsprofil des Zuckersirups dargestellt, das nach dem Übergang Rheo-MID-Rohr mit dem LDA gemessen wurde. Aus Gründen der Übersichtlichkeit sind nicht die einzelnen Messpunkte des LDAs, sondern nur die Ausgleichskurven eingezeichnet. Der Fließindex mit 0,86 weicht deutlich vom Sollwert ab.

Im allgemeinen erzeugt eine stetige Rohrerweiterung bzw. -verengung eine wesentlich geringere Störung der Strömungsverhältnisse, so dass der Druckabfall wesentlich geringer ist als bei einer sprunghaften Änderung [Boh98]. Um die Auswirkungen der Übergänge Rohr-Sensor zu minimieren, wurden Übergangsstücke mit stetiger Querschnittsänderung eingebaut, die über eine Länge von 10 cm den Durchmesserunterschied ausgleichen. Das Geschwindigkeitsprofil nach dem MID ist praktisch ungestört, der Fließindex wird zu 0,98 bestimmt, wie Bild 5.4 zeigt.

Um solche Störungsquellen, die zu systematischen Messfehlern führen, so weit wie möglich auszuschließen, sollte ein Rheo-MID den tatsächlichen Nennwert

des angegebenen Durchmessers aufweisen. Weitere sprungartige Querschnittsänderungen, wie dies beim Einbau in beliebige Messstrecken der Fall sein kann, sind durch entsprechende Vorgaben der Einbaubedingungen zu verhindern.

5.2.3 Störeinfluss der Elektroden

Die Messelektroden in der Rohrwand stellen eine Wanderhebung dar, deren geometrische Daten in Bild 5.5 dargestellt sind. Bei der Umströmung solcher Wanderhebungen kommt es zu Störungen der Strömung, u.U. zu erheblichen Ablösungen. Es stellt sich die Frage, ob und um wieviel die hier vorliegende Störung das Profil und den Gesamtwiderstand verändert.

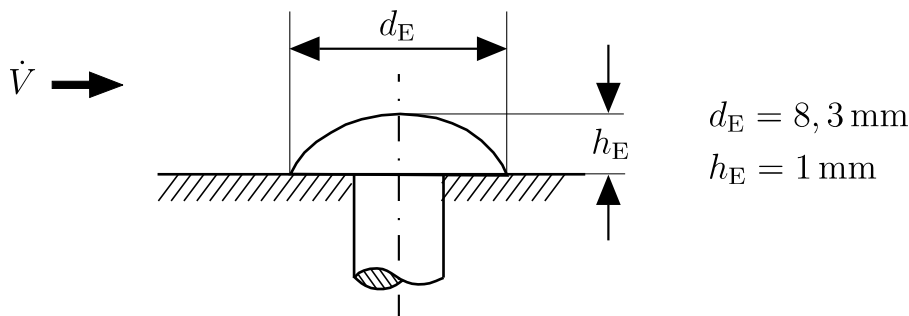


Bild 5.5: Geometrie einer Messelektrode.

Zur Abschätzung möglicher Einflüsse auf das Strömungsprofil wird der Widerstandsbeiwert der als abgerundeter Körper modellierten Elektrode gebildet. In Bild 5.6 ist der Widerstandsbeiwert solcher abgerundeter Körper dargestellt. In Abhängigkeit von der Reynolds-Zahl ergeben sich stark veränderliche Werte. Das Höhen zu Durchmesser-Verhältnis der Elektrode beträgt 0,12. Für die hier auftretenden Strömungen mit Re-Zahlen weit kleiner 10000 ergibt sich für den Widerstandsbeiwert ein Wert von ca. $c_W = 0,005$. Der Vergleich mit üblichen c_W -Werten von Wanderhebungen (Schraubenköpfe, Leisten, Plattenstöße), die mit 0,05 bis 1,3 mindestens eine Größenordnung höher sind, weist darauf hin, dass die Elektrode einen vernachlässigbaren Einfluss auf die Strömung hat.

Für Untersuchungen mit dem LDA wurde eine Elektrode in ein Plexiglasrohrstück im Rohrkreislauf eingebaut. Die Geschwindigkeitsprofile wurden in einer Messebene unmittelbar vor, nach und in der Elektrodenmitte aufgenommen. In Bild 5.7 sind die Messpunkte der drei Profile für Zuckersirup dargestellt. Die Messreihe in der Elektrodenmitte weist aufgrund der geometrischen Ausdehnung am Rohrrand keine Daten auf. Die Messpunkte der drei Profile sind nahezu deckungsgleich, es sind keine Artefakte im Strömungsprofil nach der Elektrode festzustellen. Die

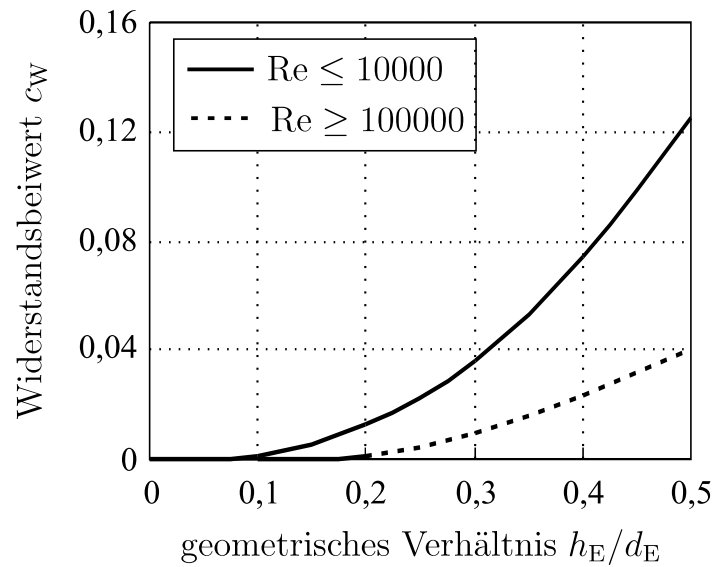


Bild 5.6: Widerstandsbeiwert eines abgerundeten Körpers in Abhängigkeit der Geometrie und der Reynolds-Zahl [Eck81].

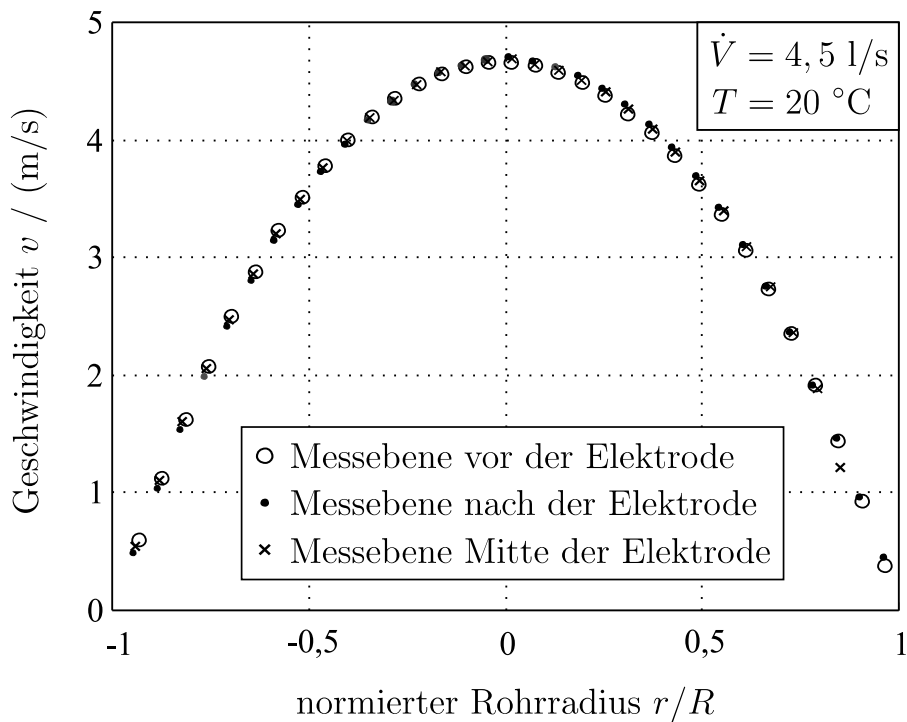


Bild 5.7: Vergleich der Geschwindigkeitsprofile in der Umgebung der Elektrode (Zuckersirup).

Ausgleichskurven ergeben für alle drei Profile einen übereinstimmenden Fließindex. Im Rahmen des Auflösungsbereiches des LDAs lassen sich – in Übereinstimmung mit der theoretischen Abschätzung – durch die Elektrode keine messbaren Änderungen des Strömungsprofils feststellen.

5.3 Validierung der Strömungsmodellierung

In den vorangegangenen Abschnitten wurden die Auswirkungen von potentiellen Störquellen auf das Strömungsprofil beschrieben. Werden beim Einbau des Rheo-MIDs in eine Prozessstrecke die Anforderungen an eine ausreichend dimensionierte Einlaufstrecke und das Vermeiden von störenden Rohrelementen erfüllt, so sind die strömungsmechanischen Bedingungen für eine voll ausgebildete und rotationssymmetrische Strömung gegeben. Da das Strömungsprofil durch die Elektroden im MID nicht messbar verändert wird, sind somit die Voraussetzungen für die Modellierung mit einem rheologischen Fließgesetz, speziell dem Ostwald/de Waele Ansatz, gewährleistet.

Als nächster Punkt steht die Überprüfung der korrekten Wiedergabe des Ge-

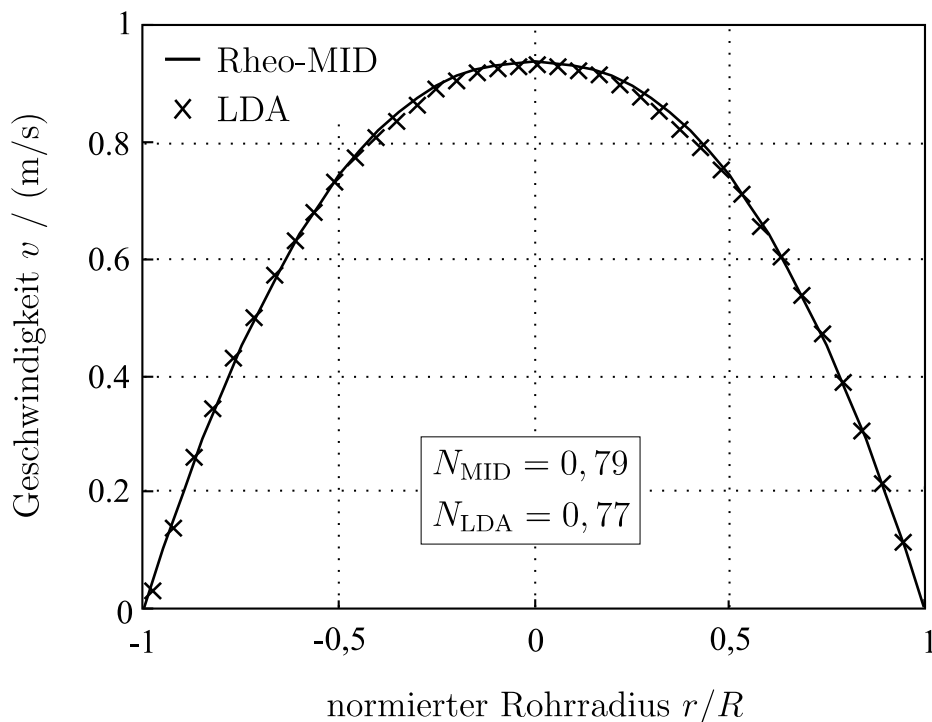


Bild 5.8: Vergleich Strömungsprofil bestimmt mit LDA und mit Rheo-MID (Luviskollösung, $\dot{V} = 11/s$, $T = 20^\circ\text{C}$).

schwindigkeitsprofils durch die vom Rheo-MID gelieferten Parameter an, d.h. die anhand des FEM-Modells ermittelte Kennlinie $N(U_1/U_0)$ ist zu validieren. Der Fließindex N_{MID} wird während der Messung mit dem Rheo-MID durch Interpolation aus der berechneten Kennlinie bestimmt. Das real im Rohr herrschende Strömungsprofil wird mittels LDA unmittelbar vor dem Rheo-MID gemessen und per Modellierung mit Ostwald/de Waele der Referenz-Fließindex N_{LDA} bestimmt. Die beiden Messungen werden zeitgleich durchgeführt, so dass die Messbedingungen Volumenstrom und Temperatur gleich sind.

In Bild 5.8 sind die vom LDA gelieferten Messpunkte und das aus N und \bar{v} des Durchflussmessers berechnete Profil für eine 12 %ige Luviskollösung (Volumenstrom 1 l/s, Temperatur 20 °C) aufgetragen. Der aus den Messspannungen des Rheo-MIDs erhaltene Fließindex $N_{\text{MID}} = 0,79$ stimmt nahezu mit dem Referenzwert $N_{\text{LDA}} = 0,77$ überein.

Zur Validierung der Kennlinie werden die mittels LDA bestimmten Fließindizes, die Sollwerte, über dem Quotienten der Messsignale des Rheo-MIDs aufgetragen; vgl. [Han00]. Bild 5.9 zeigt die anhand des FEM-Modells berechnete Kennlinie $N(U_1/U_0)$ und die experimentell ermittelten Messpunkte. In dem für technische Anwendungen relevanten Bereich mit Fließindizes zwischen 0 und 1 müssen Ver-

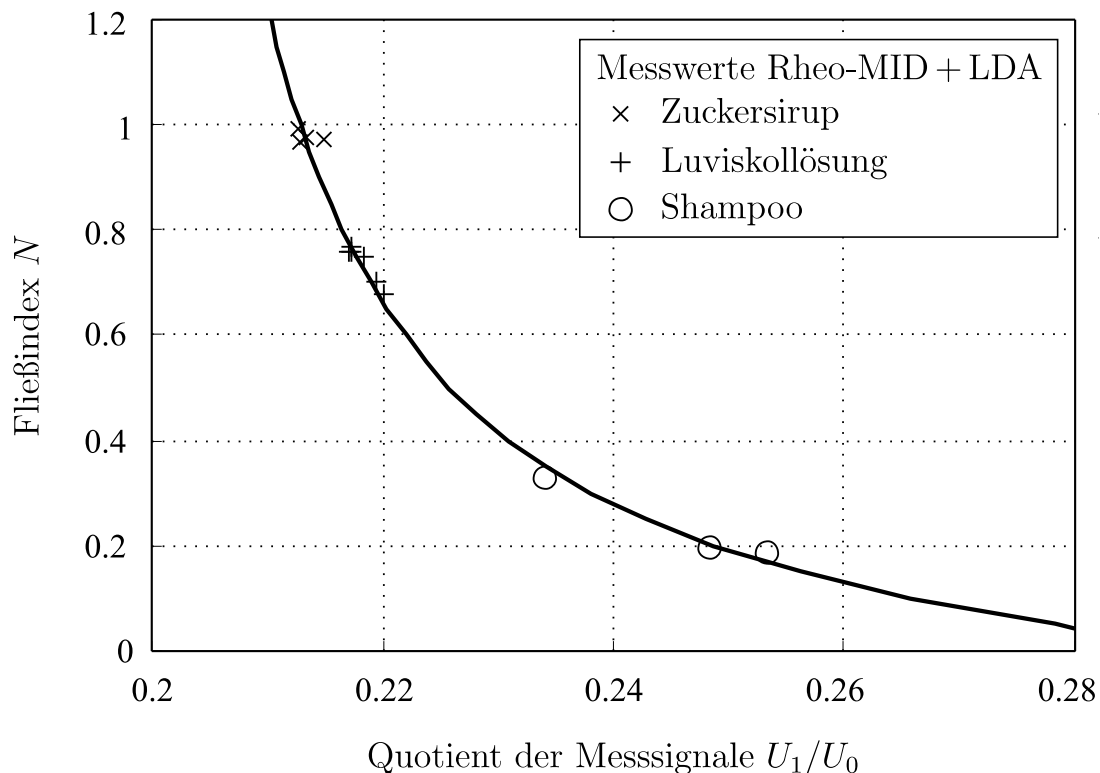


Bild 5.9: Überprüfung der berechneten Kennlinie $N(U_1/U_0)$.

suchsmedien mit unterschiedlichen Fließeigenschaften gewählt werden.

Für den newtonschen Zuckersirup müssen für alle Volumenströme, d.h. unabhängig von der Wandschergeschwindigkeit, die beiden Messspannungen U_1 und U_0 das gleiche Verhältnis aufweisen. In Bild 5.9 sind die zwischen 1,5 l/s und 3 l/s ermittelten Messergebnisse dargestellt. Die Messpunkte der Luviskollösung – ein Verdickungsmittel, u.a. als Adhäsionsmittel verwendet – wurden für Volumenströme zwischen 1 l/s und 2,5 l/s aufgenommen. Die 12%ige Luviskollösung befindet sich für die verschiedenen Schergeschwindigkeitsbereiche im strukturviskosen Übergangsbereich, so dass der Fließindex mit größeren Volumenströmen kleinere Werte annimmt. In Tabelle 5.2 sind die Fließindizes, die sich aus der Kennlinie aus den Messsignalen U_1/U_0 ergeben, zum Vergleich mit den Referenzwerten aus dem LDA angegeben.

Tabelle 5.2: Vergleich der Fließindizes für die Luviskollösung bestimmt bei verschiedenen Volumenströmen.

$\dot{V} / (l/s)$	1,0	1,5	2,0	2,5
N_{LDA}	0,77	0,75	0,70	0,68
N_{MID}	0,79	0,72	0,68	0,66

Mit dem Versuchsmedium Shampoo wurde die Kennlinie für kleine Fließindizes überprüft. Bei den Volumenströmen 1 l/s, 2 l/s und 3 l/s ergeben sich Schergeschwindigkeiten im stark strukturviskosen Bereich. Für alle drei Medien und ihre verschiedenen Fließeigenschaften bestätigen die Messwerte den Verlauf der theoretisch ermittelten Kennlinie.

Für das nicht transparente Shampoo konnte das Geschwindigkeitsprofil jedoch nicht mit dem LDA gemessen werden. Stattdessen wurden die mit einem Laborrheometer (Kegel-Platte-Anordnung) gemessenen Referenz-Fließindizes aus der Viskositätsfunktion abgeleitet. Im durch den Volumenstrom gegebenen Schergeschwindigkeitsbereich (vgl. Kapitel 2.3.1) wurde die Laborkurve nach Ostwald/de Waele approximiert und der Fließindex für diesen Volumenstrom bestimmt (vgl. Bild 5.10).

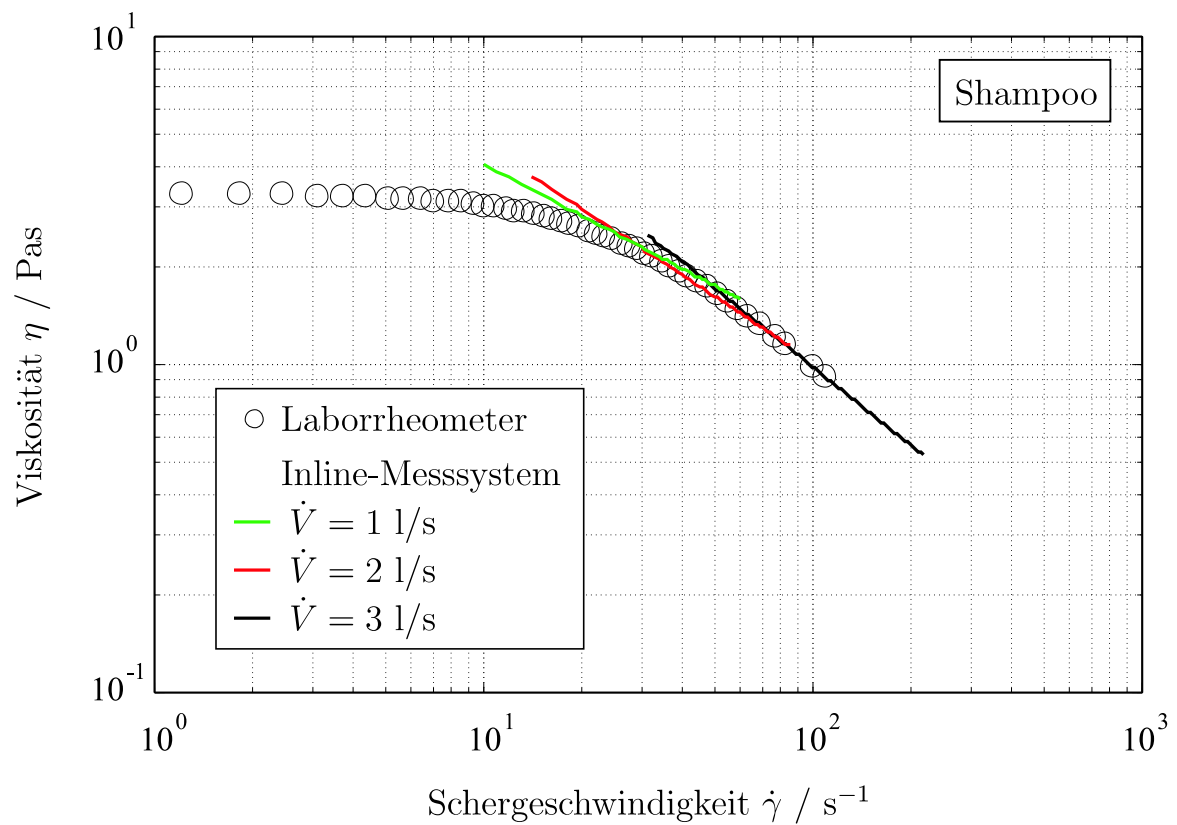


Bild 5.10: Viskositätsfunktion (Laborrheometer) approximiert in verschiedenen Schergeschwindigkeitsbereichen (Shampoo, $T = 20\text{ °C}$).

6 Messergebnisse

6.1 Messungen mit der Laborversuchsanlage

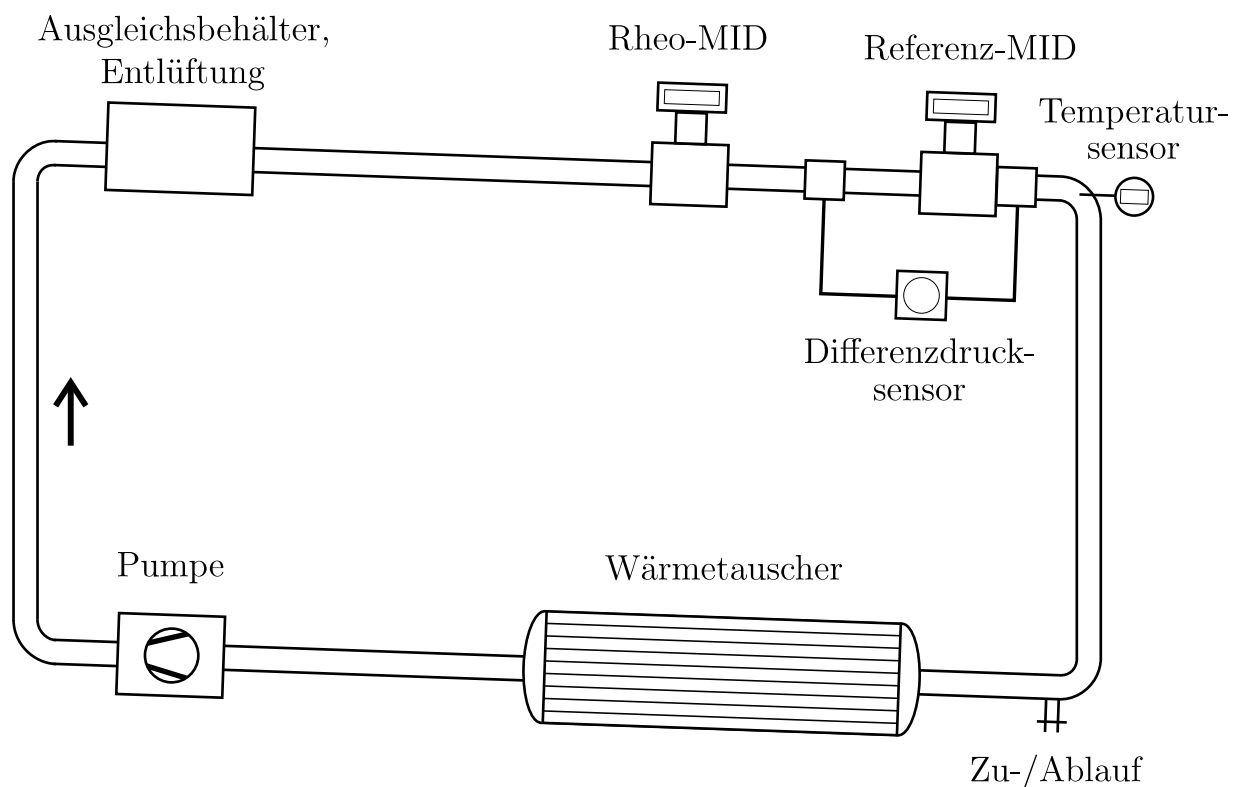


Bild 6.1: Skizze des Versuchsaufbaus im Labor.

Für experimentelle Untersuchungen wurde im Labor ein Rohrkreislaufsystem aufgebaut, dessen Anordnung in Bild 6.1 schematisch dargestellt ist. Das Fluid wird im Uhrzeigersinn gefördert. Zunächst wurde eine Kreiselpumpe eingesetzt, deren Drehzahl über einen Frequenzumrichter stufenlos einstellbar war. Mit Beginn der Versuche mit empfindlichen Fluidsystemen (Lebensmittel) wurde auf eine Exzentrerschneckenpumpe umgerüstet. Um konstante Temperaturbedingungen zu gewährleisten, ist ein Kühlsystem mit Wärmetauscher installiert. Am obersten Punkt der Anlage befindet sich ein Ausgleichsbehälter mit Entlüftungseinrichtung. Das Inline-Prozessviskosimeter, bestehend aus Rheo-MID und Differenzdrucksensor, ist nach einem 3 m langen geraden Rohrstück montiert, so dass für

die realisierbaren Volumenströme der viskosen Medien eine ausreichende Einlaufstrecke garantiert ist. Ein konventioneller MID (E+H Promag 53 F) dient als Referenz für die Volumenstrommessung. Die horizontalen Äste des Kreislaufes sind leicht geneigt, was eine vollständige Entleerung des Versuchsaufbaus ermöglicht.

Die Differenzdruckmessung erfolgt mit einem E+H Messumformer vom Typ Deltabar S FMD 633. Die zwei Manteldruckmittler mit einem Druckbereich von 0–160 mbar sind hinter dem Rheo-MID im Abstand von $L = 0,5$ m zueinander angeordnet (vgl. Bild 6.2).

Die Ausgangssignale des Rheo-MIDs, die beiden Spannungen U_0 und U_1 , werden digital über eine serielle RS232 Schnittstelle in einen Rechner eingelesen, während die Signale des Referenz-MIDs, des Druck- und des Temperatursensors über eine AD-Karte eingelesen werden (s. [Reb99]). Mittels einer am Institut entwickelten Software wird die Auswertung und Darstellung der Mess- und Zielgrö-

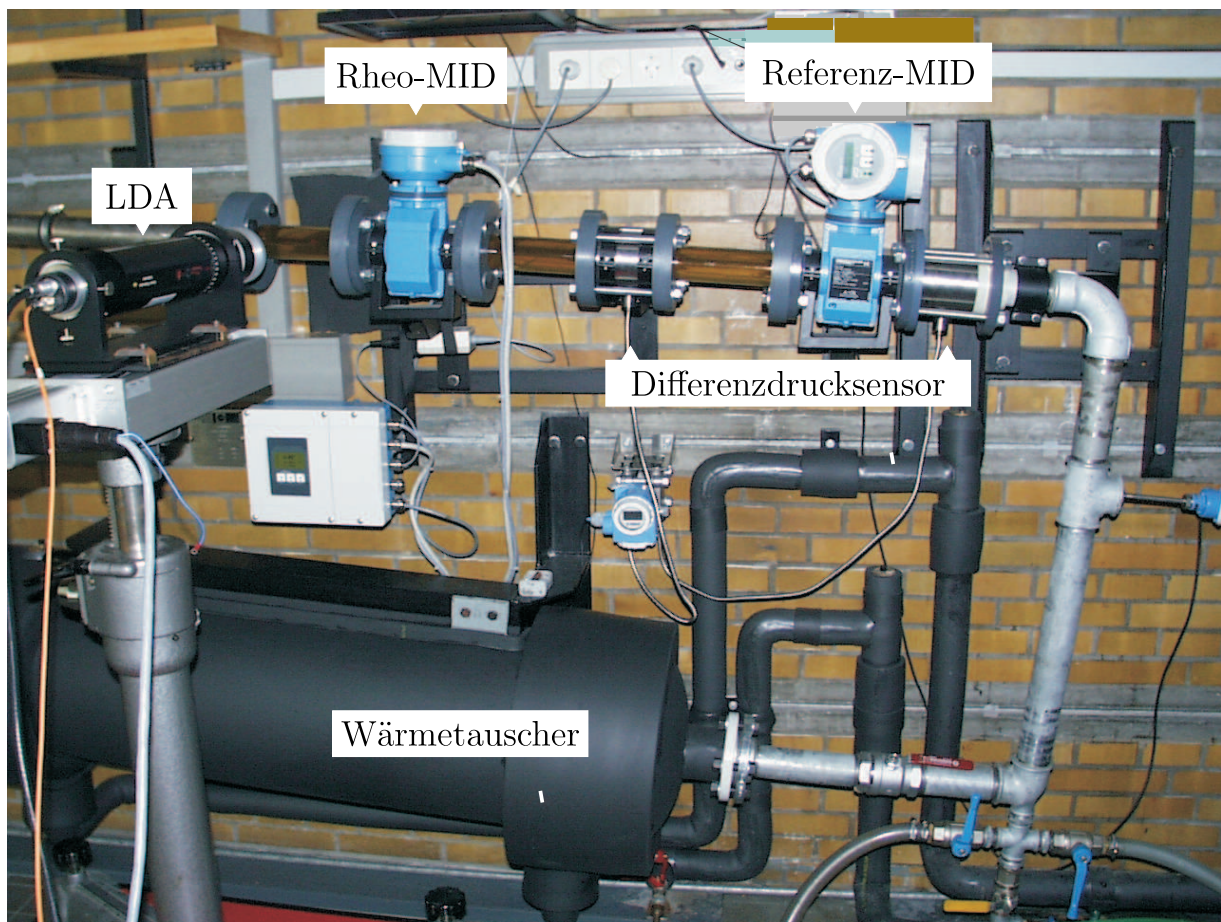


Bild 6.2: Versuchsanlage im Labor.

ßen online durchgeführt.

6.1.1 Vergleich mit Messungen eines Laborrheometers

Mit der Versuchsanlage wurden verschiedene Fluidsysteme mit sehr unterschiedlichem Fließverhalten wie Zuckersirup, Luviskol-, Carboxymethylcellulose- und Xanthanlösung, Shampoo, Tomatenketchup, Senf sowie Mayonnaise untersucht. Das Inline-Prozessviskosimeter liefert die beiden rheologischen Parameter Fließindex N_{MID} und Konsistenz K_{MID} , woraus ausgehend von der Wandschergeschwindigkeit die Viskosität berechnet wird (vgl. Abschnitt 3.3). Als Referenz wurden die Viskositätsfunktionen mit einem Laborrheometer bestimmt. Dazu wird vom jeweiligen Versuchsgut in der Versuchsanlage eine Probe genommen und mit dem Laborgerät vermessen. Für erste Vergleichsmessungen stand ein drehzahlgeregeltes Gerät mit einem koaxialen Zylindersystem (Typ Searle) zur Verfügung. Detailliertere Messungen, die die Referenz-Viskositätsfunktionen lieferten, wurden mit einem schubspannungsgeregelten Rheometer mit einem Kegel-Platte-Messsystem durchgeführt. Alle im Weiteren dargestellten Messungen wurden, wenn nicht anders vermerkt, bei einer Temperatur von 20 °C durchgeführt.

In Bild 6.3 sind die Labor-Viskositätsfunktionen für Zuckersirup, Luviskollösung und Ketchup aufgetragen. Die durchgezogenen Linien repräsentieren die Messer-

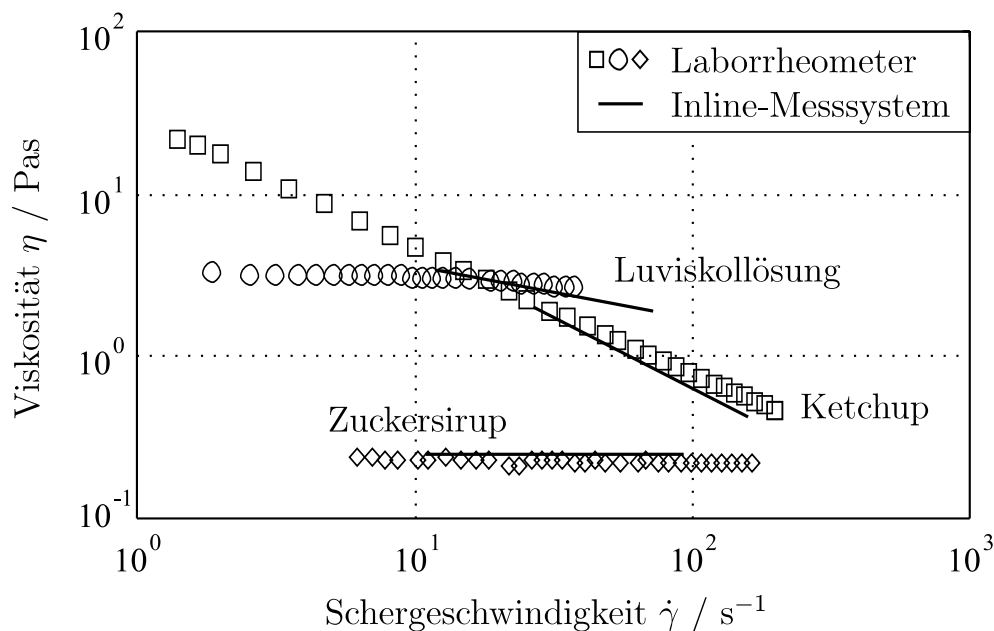


Bild 6.3: Vergleich Messergebnis Inline-Messsystem mit Laborrheometer ($\dot{V} = 1,01/s$).

gebnisse, die mit dem Inline-System bei einem Volumenstrom von 1 l/s erhalten wurden, d.h. für alle drei Stoffe betrug die mittlere Strömungsgeschwindigkeit etwa 0,5 m/s. Die Ergebnisse stellen arithmetische Mittelwerte dar, die aus 1000 Einzelwerten, d.h. über 80 s, ermittelt wurden. Für den newtonschen Zuckersirup und den stark strukturviskosen Ketchup ist der Fließindex über einem weiten Schergeschwindigkeitsbereich konstant und somit unabhängig vom Durchfluss. Die Luviskollösung weist im interessierenden Schergeschwindigkeitsbereich den Übergang vom newtonschen zum strukturviskosen Fließverhalten auf, so dass sich mit dem Durchfluss der Fließindex ändert (vgl. dazu die Werte in Abschnitt 5.3 und die Messung für Shampoo in Bild 5.10).

Aus den Labor-Viskositätsfunktionen werden Referenzwerte für den Fließindex N_{Ref} und die Konsistenz K_{Ref} bestimmt. Der Schergeschwindigkeitsbereich, in dem die Viskositätsfunktion nach Gl. (2.5) approximiert wird, ist durch die Rohrströmung vorgegeben. Wie in Abschnitt 2.3.1 erläutert wurde, können die Schergeschwindigkeiten im Rohrrinneren vernachlässigt werden. Werden die Bereiche von der Rohrmitte bis zu einem Radius von 7 mm nicht berücksichtigt, so werden lediglich 2 % des Gesamtvolumenstroms vernachlässigt. Die Schergeschwindigkeit bei einem Radius von 7 mm entspricht dabei einem Wert von 16 % der Wandschergeschwindigkeit. Der für die Modellierung relevante Schergeschwindigkeitsbereich ergibt sich damit zu $0,16 \cdot \dot{\gamma}_W \leq \dot{\gamma} \leq \dot{\gamma}_W$. Ein Vergleich der Referenz- und der Inline-Werte von Fließindex und Konsistenz in Tabelle 6.1 zeigt, dass für alle drei Stoffsysteme das Prozessviskosimeter die Messungen des Laborrheometers sehr gut wiedergibt.

Senf ist ein pastöses Stoffsystem, das ausgeprägtes strukturviskoses Fließverhalten und eine Fließgrenze aufweist [Ger93]. In Bild 6.4 sind Messergebnisse dargestellt, die bei verschiedenen Volumenströmen in der Versuchsanlage aufgenommen wurden. Es wird deutlich, wie sich der für die Approximation relevante Schergeschwindigkeitsbereich mit dem Volumenstrom verschiebt, wobei in keinem Bereich Auswirkungen der Fließgrenze zu beobachten sind. Wegen der aus-

Tabelle 6.1: Vergleich der inline bestimmten Fließindizes und Konsistenzen mit Referenzwerten aus dem Laborrheometer.

	N_{inline}	N_{Ref}	K_{inline}	K_{Ref}
Zuckersirup	1,01	1,00	0,2	0,2
Luviskollösung	0,78	0,83	5,6	4,9
Ketchup	0,16	0,23	29	27

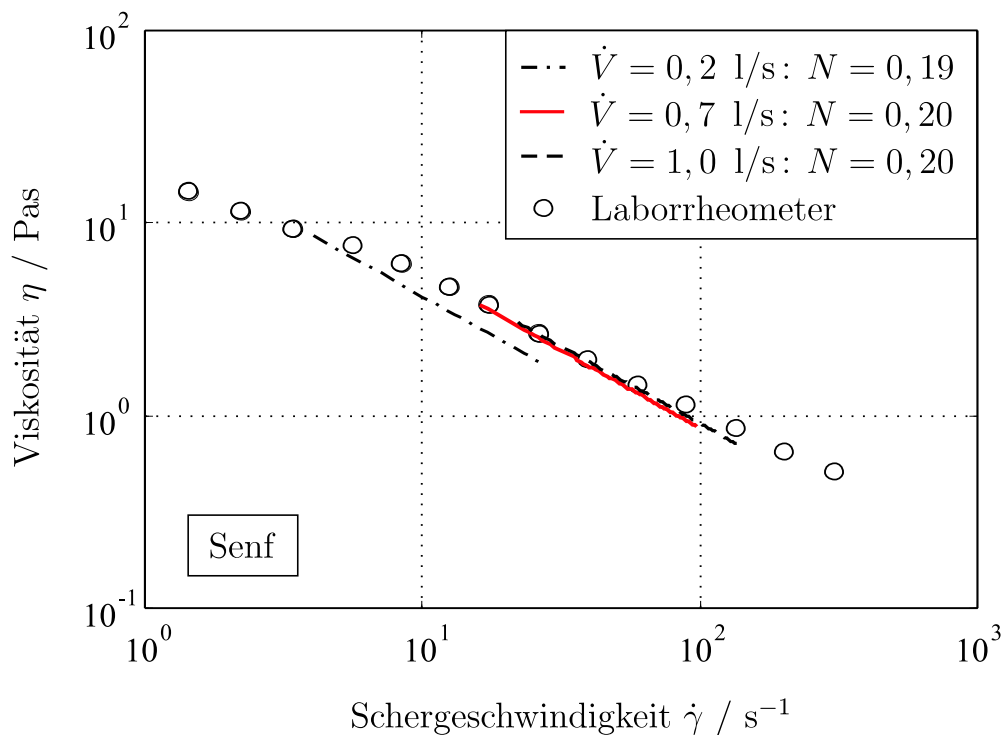


Bild 6.4: Messergebnis des Inline-Messsystems bei verschiedenen Volumenströmen.

geprägten Strukturviskosität wirkt sich die Änderung des Volumenstroms praktisch nicht auf den inline gemessenen Fließindex N_{inline} aus. Lediglich in der Höhe der modellierten Kurven, d.h. in der Konsistenz, lässt sich ein Unterschied feststellen, was bei nahezu gleichen Fließindizes ein reiner Effekt der Druckmessung ist. Die Labor-Viskositätsfunktion weist über den Schergeschwindigkeitsbereich auch keine konstante Steigung auf bzw. zeigt im Bereich 3 s^{-1} bis 50 s^{-1} eine „Delle“, so dass die Referenzgröße nicht mit einem festen Wert angegeben werden kann. Dieses Verhalten wurde auch bei Wiederholungsmessungen erhalten.

6.1.2 Messunsicherheit des Fließindex

Wie die Beispiele in Abschnitt 6.1.1 zeigen, stimmen die inline bestimmten Werte sehr gut mit den Messungen des Laborrheometers überein. Um die Qualität der Messergebnisse bewerten zu können, ist eine Betrachtung der Messunsicherheit erforderlich (s. auch [Kes01]). Da die Sensorweiterentwicklung beim RheoMID liegt, richtet sich das Hauptaugenmerk auf die Bestimmung des Fließindex. Zunächst wird die empirische Standardabweichung des Quotienten der bei-

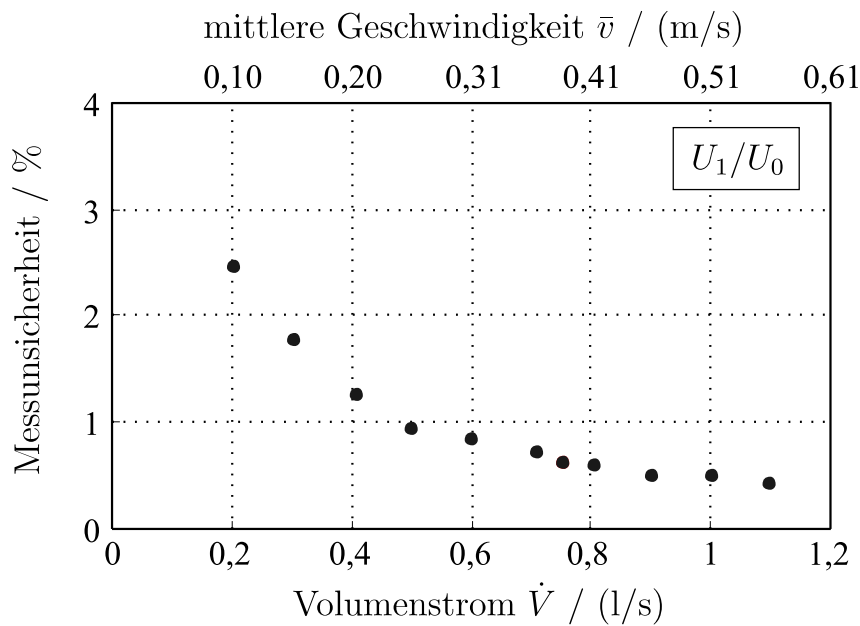


Bild 6.5: Bezogene Standardabweichung von U_1/U_0 .

den Messspannungen U_1/U_0 betrachtet, wobei über 1000 Einzelwerte gemittelt wurde. In Bild 6.5 ist die auf den Mittelwert bezogene Standardabweichung über dem Volumenstrom bzw. der mittleren Geschwindigkeit aufgetragen. Im Weiteren wird die relative Standardabweichung als Messunsicherheit bezeichnet. Die Kurve wurde mit dem Stoffsystem Senf bestimmt. Für Volumenströme größer als 0,5 l/s ist die Messunsicherheit kleiner als 1 %, für kleinere Volumenströme bis 0,2 l/s steigt sie auf 2,5 % an. Ein Vergleich dieser Werte mit der für den konventionellen MID angegebenen Messabweichung (s. Bild 6.6 und [End99]) zeigt, dass die Streuung des Rheo-MIDs von vergleichbarer Größe ist.

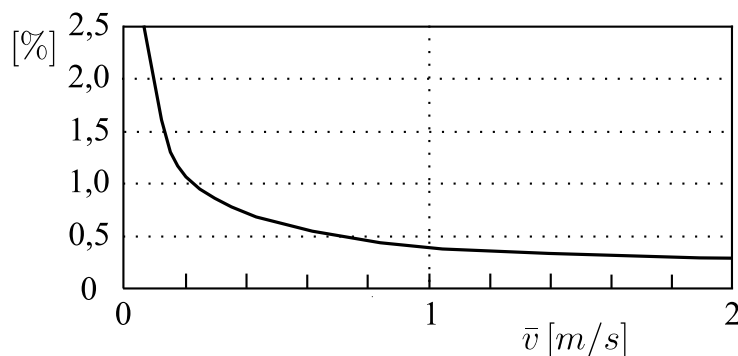


Bild 6.6: Messabweichung des konventionellen MIDs (aus [End99]).

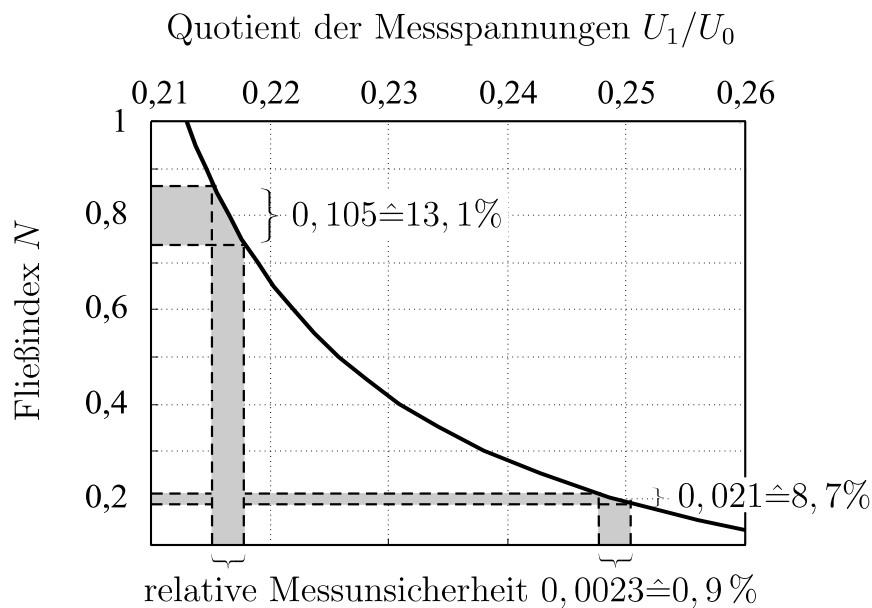


Bild 6.7: Bestimmung der Messunsicherheit für den Fließindex.

Die induzierte Spannung ist im Fall des konventionellen MIDs direkt proportional zur mittleren Geschwindigkeit bzw. zum Volumenstrom, wobei die Messempfindlichkeit $300 \mu\text{V}$ pro m/s beträgt. Für den Rheo-MID ergibt sich für das homogene Magnetfeld durch die Verschiebung der Elektrodenanordnung von $\pm 90^\circ$ auf $\pm 45^\circ$ eine Verminderung der Signalstärke um den Faktor $\sqrt{2}$. Das inhomogene Magnetfeld ist im Vergleich zum homogenen Feld abgeschwächt, die Signalstärke der induzierten Spannung auf etwa ein Viertel reduziert. Die Messempfindlichkeit für die Spannung U_1 beträgt etwa $50 \mu\text{V}$ pro m/s, was die Problematik bezüglich des Signal-zu-Rausch Verhältnisses für sehr geringe Volumenströme verdeutlicht; vgl. [Han02a]. Für komplexe und empfindliche fluide Systeme wie z.B. Ketchup und Mayonnaise liegen die Strömungsgeschwindigkeiten im Prozess typischerweise zwischen 0,2 m/s und 2 m/s.

Überträgt man die Standardabweichung der Ausgangsgröße U_1/U_0 über die Kennlinie $N(U_1/U_0)$ auf die Zielgröße Fließindex N , so kann die für N resultierende Messunsicherheit angegeben werden.¹ Wegen der Nichtlinearität zwischen Fließindex und Quotient der beiden Messsignale wird die Größe des Fehlerintervalls für N vom Messwert von U_1/U_0 beeinflusst (s. Bild 6.7). Aufgrund der unterschiedlichen Steilheit der Kurve ergibt sich für kleine U_1/U_0 (große N) eine größere relative Messunsicherheit für N als für große U_1/U_0 (kleine N).

¹Bei der Übertragung über die nichtlineare Kennlinie ist zu beachten, dass das Fehlerintervall für N unsymmetrisch wäre. Durch arithmetrische Mittelung der oberen und unteren Schranke wird das Intervall symmetrisiert [Gra02].

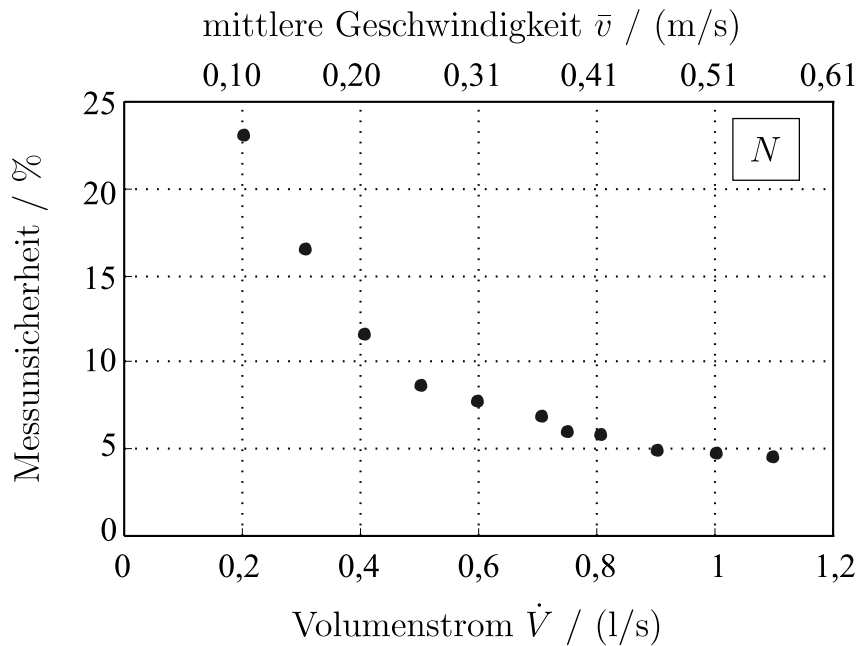


Bild 6.8: Bezogene Standardabweichung von N .

Damit führt das Materialverhalten eines Fluides – ob z.B. stark strukturviskos oder fast newtonsch – zu unterschiedlicher Größe der Messunsicherheit für N (vgl. [Han01a]).

In Bild 6.8 ist die bezogene Standardabweichung des Fließindex für das Stoffsystem Senf mit einem mittleren Fließindex von 0,20 aufgetragen. Ab einem Volumenstrom von 0,5 l/s ist die Messunsicherheit kleiner als 9 %, für Volumenströme größer 1,0 l/s liegt sie bei 4 %. Betrachtet man ein Fluid mit einem Fließindex von 0,8, so beträgt die Messunsicherheit bei einem Volumenstrom von 0,5 l/s 13 %, für Volumenströme größer 1,0 l/s liegt sie unter der 8 %-Grenze.

Bild 6.9 verdeutlicht, wie sich eine relative Standardabweichung von 10 % des Fließindex im η - $\dot{\gamma}$ -Diagramm auswirkt. Für das Stoffsystem Mayonnaise sind drei verschiedene Inline-Messungen, die bei gleichen Bedingungen durchgeführt wurden, aufgetragen. Der Fließindex aus Messung 1 beträgt $N_{\text{inline}} = 0,258$, während der Fließindex aus Messung 3 mit $N_{\text{inline}} = 0,285$ um 10,5 % größer ist.

6.1.3 Messunsicherheit der Viskosität

Der rheologische Parameter Fließindex kann direkt – abhängig vom Prozess und vom Produkt – als Qualitätsparameter für die Prozesskontrolle dienen. Soll die

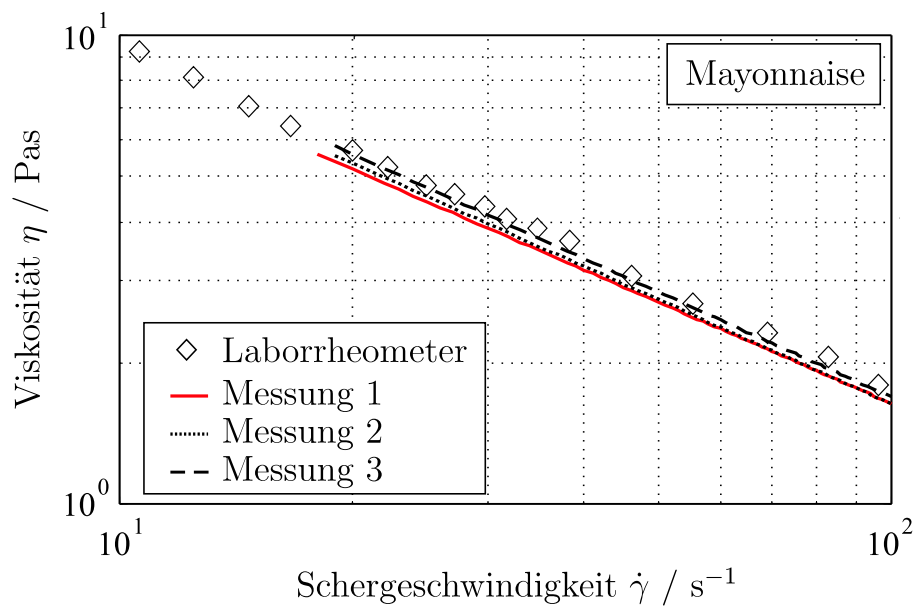


Bild 6.9: Auswirkung der Messunsicherheit des Fließindex von 10 % im η - $\dot{\gamma}$ -Diagramm (Mayonnaise, $\dot{V} = 11/\text{s}$, $T = 20^\circ\text{C}$).

Viskosität als Qualitätsmerkmal benutzt werden, so ist die Darstellung als Viskositätsfunktion wie in Bild 6.3 und 6.4 nicht geeignet. Zum einen ergeben sich bei verschiedenen Volumenströmen verschiedene Schergeschwindigkeitsbereiche und somit verschiedene Bereiche der Viskositätskurve. Zum anderen ist für die Prozessüberwachung, d.h. zum Erkennen einer Tendenz und für die Beurteilung „gut-schlecht“ die kontinuierliche Verfolgung einer Größe bzw. eines Wertes notwendig. Zu diesem Zweck ist die Viskosität bei einer Vergleichsschergeschwindigkeit anzugeben. Aus den kontinuierlich bestimmten Parametern N_{inline} und K_{inline} kann über das Ostwald/de Waele Gesetz kontinuierlich ein Viskositätswert berechnet werden. In Bild 6.10 ist der zeitliche Verlauf der Viskosität bei einer Schergeschwindigkeit von 100 s^{-1} für Senf dargestellt. Es ist das Zeitsignal der drei Messkurven aus Bild 6.4 aufgetragen. Die Messunsicherheit der Viskosität ist deutlich geringer als die des Fließindex. Während der Fließindex an der unteren Messbereichsgrenze bei $0,2\text{ l/s}$ eine relative Standardabweichung von 23 % aufweist, beträgt sie für die Viskosität lediglich 9 %. Ab einem Volumenstrom von $0,7\text{ l/s}$ fällt die Standardabweichung unter die 1 %-Grenze. Aus der Viskositätsfunktion des Laborrheometers ergibt sich bei einer Schergeschwindigkeit von 100 s^{-1} ein Referenzwert von $1,07\text{ Pas}$ (s. Bild 6.4). Von diesem Referenzwert weichen die Vergleichsviskositäten ab, vgl. auch die Erläuterungen zu Bild 6.4.

Liegt der Schergeschwindigkeitswert, für den die Viskosität verglichen wird, außerhalb des Schergeschwindigkeitsbereiches der Rohrströmung, so muss zu die-

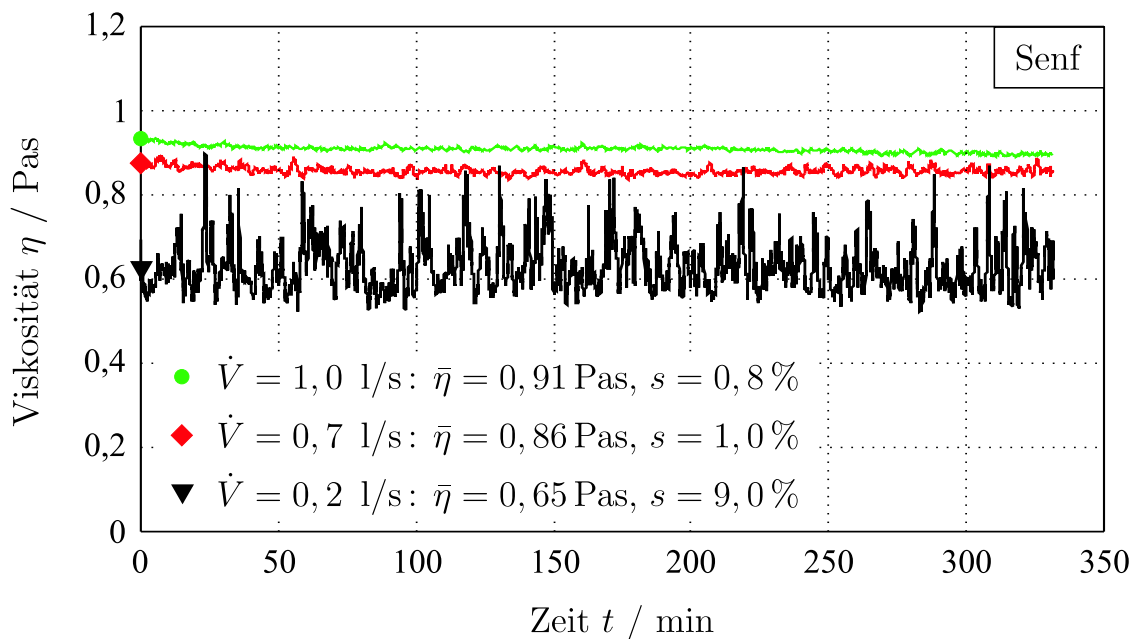


Bild 6.10: Viskositätswerte kontinuierlich bei einer Vergleichsschergeschwindigkeit von 100 s^{-1} ausgegeben.

sem Wert hin extrapoliert werden. Dabei gilt es zu berücksichtigen, dass sich mit zunehmender Extrapolationsdistanz die Abweichungen des Fließindex vom Referenzwert vergrößern (vgl. Bild 6.11 und nachfolgende Fehlerabschätzung). Durch eine Darstellung der Viskosität außerhalb des gemessenen Bereiches wird also eine zusätzliche Fehlerquelle in Kauf genommen.

Eine einfache Fehlerabschätzung kann über folgenden Zusammenhang durchgeführt werden. Unter der Annahme wie in Bild 6.11, dass für die größte gemessene Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{\text{mess}}$ (=Wandschergeschwindigkeit) die Viskosität η_{mess}

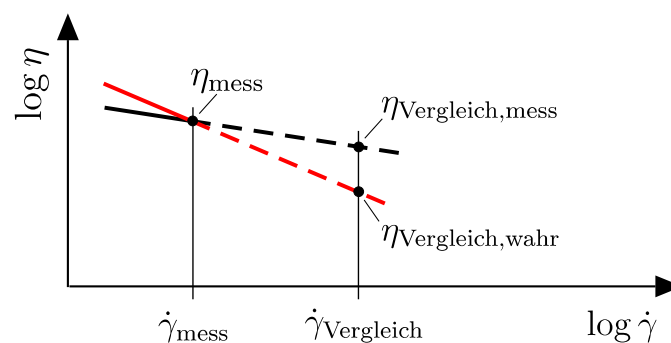


Bild 6.11: Fehlereinfluss auf Vergleichsviskosität durch den Fließindex.

korrekt gemessen wurde, gilt:

$$\eta_{\text{mess}} = \eta_{\text{wahr}} . \quad (6.1)$$

Die Vergleichsschergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{\text{Vergleich}}$ soll um den Faktor c größer als die gemessene Wandschergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_{\text{mess}}$ sein:

$$\dot{\gamma}_{\text{Vergleich}} = c \cdot \dot{\gamma}_{\text{mess}} . \quad (6.2)$$

Für die Viskosität gilt nach Ostwald/de Waele:

$$\eta_{\text{wahr}} = K_{\text{wahr}} \cdot \dot{\gamma}_{\text{wahr}}^{N_{\text{wahr}}-1} \quad (6.3)$$

und

$$\eta_{\text{mess}} = K_{\text{mess}} \cdot \dot{\gamma}_{\text{mess}}^{N_{\text{mess}}-1} . \quad (6.4)$$

Durch Einsetzen der Gln. (6.2), (6.3) und (6.4) in Gl. (6.1) folgt für den relativen Fehler:

$$1 - \frac{\eta_{\text{Vergleich,mess}}}{\eta_{\text{Vergleich,wahr}}} = 1 - c^{N_{\text{mess}}-N_{\text{wahr}}} = 1 - c^{\Delta N} . \quad (6.5)$$

Der relative Fehler der Vergleichsviskosität hängt also ab von dem Faktor c und der Abweichung ΔN zwischen dem gemessenen und dem wahren Fließindex. Damit ist eine einfache Abschätzung der erforderlichen Genauigkeit des Fließindex möglich. Erlaubt man für die Vergleichsviskosität einen relativen Fehler von 5 %, so muss bei einer Extrapolation um den Faktor $c = 2$ die Abweichung $\Delta N \leq 0,07$ sein. Extrapoliert man jedoch um den Faktor $c = 10$, so ist eine Unsicherheit von $\Delta N \leq 0,02$ erforderlich.

Bei dieser einfachen Abschätzung ist der Fehler berücksichtigt, der zusätzlich durch die Extrapolation aus der Unsicherheit von N entsteht. Der Fließindex geht jedoch auch in die Bestimmung der Wandschergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_W$ und der Konsistenz K ein. Um diese Einflüsse und den Einfluss der übrigen Messgrößen \bar{v} und Δp auf die Viskosität und deren maximalen relativen Fehler abzuschätzen, wird eine Rechnung zur Fehlerfortpflanzung durchgeführt. Gemäß dem Ostwald/de Waele Modell mit Gl. (2.5) ergibt sich für die Viskosität:

$$\begin{aligned} \Delta \eta \leq & |(\dot{\gamma}^{N-1}) \Delta K| + |(K \cdot (N-1) \cdot \dot{\gamma}^{N-2}) \Delta \dot{\gamma}| \\ & + |(K \cdot \ln \dot{\gamma} \cdot \dot{\gamma}^{N-1}) \Delta N| \end{aligned} \quad (6.6)$$

worin nach Gl. (3.33)

$$\Delta K \leq \left| \left(\frac{1}{\dot{\gamma}_W^N} \right) \Delta \tau_W \right| + \left| - \left(\frac{\tau_W \cdot N}{\dot{\gamma}_W^{N+1}} \right) \Delta \dot{\gamma}_W \right| + \left| - \left(\tau_W \cdot \frac{\ln \dot{\gamma}_W}{\dot{\gamma}_W^N} \right) \Delta N \right|. \quad (6.7)$$

Soll für die Vergleichsviskosität der Fehler $\Delta \eta$ berechnet werden, so ist für $\dot{\gamma}$ in Gl. (6.6) die Vergleichsschergeschwindigkeit einzusetzen. Damit ist $\dot{\gamma}$ ein fester, nicht fehlerbehafteter Wert, und der zweite Term in Gl. (6.6) liefert keinen Beitrag zu $\Delta \eta$. Der Fehler der Konsistenz ΔK ergibt sich nach Gl. (6.7) aus mehreren Einzelfehlern gemäß Anhang A.4, so dass sich der maximale Gesamtfehler für die Viskosität η dann aus den Beiträgen des Differenzdrucks Δp , der mittleren Geschwindigkeit \bar{v} und des Fließindex N zusammensetzt:

$$\Delta \eta \leq \left| (\dot{\gamma}^{N-1}) \left(\frac{1}{\dot{\gamma}_W^N} \cdot \frac{R}{2L} \right) \Delta(\Delta p) \right| + \left| - (\dot{\gamma}^{N-1}) \left(\frac{\tau_W \cdot N}{\dot{\gamma}_W^{N+1}} \cdot \frac{1 + 3N}{N} \frac{1}{R} \right) \Delta \bar{v} \right| + \left| - (K \cdot \ln \dot{\gamma} \cdot \dot{\gamma}^{N-1}) \left(\frac{\tau_W \cdot N}{\dot{\gamma}_W^{N+1}} \cdot \frac{1}{N^2} \frac{\bar{v}}{R} + \tau_W \cdot \frac{\ln \dot{\gamma}_W}{\dot{\gamma}_W^N} \right) \Delta N \right| \quad (6.8)$$

Für den unteren Messbereich wird beispielhaft für einen Volumenstrom von 0,5 l/s eine Fehlerrechnung mit folgenden Werten durchgeführt:

$$\begin{array}{ll} R = 0,025 \text{ m} & \\ L = 0,5 \text{ m} & \\ \bar{v} = 0,25 \text{ m/s} & \\ \Delta p = 30 \text{ mbar} & \\ N = 0,2 & \\ \dot{\gamma}_{\text{Vergleich}} = 100 \text{ s}^{-1} & \end{array} \Rightarrow \begin{array}{l} \tau_W = 75 \text{ Pa} \\ \dot{\gamma}_W = 80 \text{ s}^{-1} \\ K = 31 \\ \eta_{\text{Vergleich}} = 0,78 \text{ Pas} \end{array}$$

Für die Messunsicherheiten wird $\Delta \bar{v} = 0,004 \cdot \bar{v}$, $\Delta(\Delta p) = 0,005 \cdot \Delta p$ (Geräte-daten) und $\Delta N = 0,09 \cdot N$ (s. Bild 6.8) angenommen. Bei einer Vergleichsschergeschwindigkeit von 100 s^{-1} ergibt sich dann für die Viskosität einen maximalen Fehler von 17,9%. Da die Unsicherheit des Fließindex um eine Größenordnung

höher ist als die der beiden anderen Messgrößen, sind deren Fehlerbeiträge bezüglich Ihrer Messunsicherheiten vernachlässigbar gering. Beträgt die Messunsicherheit ΔN nur noch 4 %, wie es für Volumenströme größer 1 l/s der Fall ist, so ergibt sich für die Viskosität ein maximaler Fehler von 8,8 %.

Um die beschriebenen Messunsicherheiten und relativen Fehler besser einordnen zu können, wird auf einige Aussagen in der Literatur zur Zuverlässigkeit von Labormessungen von rheologischen Kenngrößen eingegangen.

Gahleitner [Gah95] berichtet über einen Ringversuch an Standardkunststoffen, dessen Ziel die Untersuchung der Reproduzierbarkeit aber auch der Vergleichbarkeit zwischen verschiedenen Prüflabors und verschiedenen Messgeräten war. Die Messungen zeigen, dass die interne Wiederholgenauigkeit hoch ist, dies aber wenig über die Vergleichbarkeit der Ergebnisse verschiedener Laboratorien aussagt. Für die rheologischen Kenngrößen liegt die relative Standardabweichung zwischen 5 % und 10 %. Die 10 %-Grenze wird für kleine Schergeschwindigkeiten deutlich überschritten (Werte bis zu 40 %). Quellen für die Abweichungen liegen zum einen in der Probenpräparation und der Versuchsdurchführung, zum anderen bei Fehlerquellen im apparativen Bereich (z.B. Zuverlässigkeit der Proben temperierung).

Unter Kalibrierbedingungen im einem Prüflabor – das u.a. zuständig ist für die Gewährleistung der Qualität von Kalibrierflüssigkeiten – wurden Untersuchungen zur Messunsicherheit der kinematischen Viskosität durchgeführt [Lor98]. Es wurde mit zwei verschiedenen Viskosimetern die Unsicherheit zu 0,3 % bis 2 % für kinematische Viskositäten von 1 bis 70000 mm²/s – entspricht dynamischen Viskositäten von 0,001 bis 70 Pas bei einer Dichte von 1000 kg/m³ – bestimmt.

Wird für die Prozesskontrolle statt eines Inline-Verfahrens eine Probe offline im Labor vermessen, so ist zwar die Messunsicherheit des Laborgerätes geringer, jedoch treten andere Fehlerquellen auf [Che85, Jow83, Pre83]: die Probe muss repräsentativ sein, Verunreinigung der Probe, Zerstörung der oft komplexen Struktur beim Einfüllen in das Viskosimeter, unterschiedliche Füllhöhen des Scherspalttes (Messzelle), Deformationsvorgeschichte (durch Befüllen und Probenpräparation) sowie Kalibrierfaktoren, die nur für newtonsche Fluide gültig sind.

6.2 Feldtestmessungen im Laborumfeld

Zur ersten Felderprobung wurde das Inline-Prozessviskosimeter in einem Forschungslabor eines Industriebetriebes der Lebensmittelbranche getestet. Messreihen mit Ketchup, die mit der Versuchsanlage im Institutslabor durchgeführt wor-

den waren, sollten unter veränderten Rahmenbedingungen wiederholt werden. Ziel war es zu untersuchen, wie gut das Inline-Messsystem Materialschwankungen des Fluides erfasst und wie zuverlässig es unter Produktionsbedingungen von ca. 80 °C heißem Fluid und pulsierendem Überdruck arbeitet.

Für die vorgesehenen Untersuchungen wurde das Prozessviskosimeter in ein Rohrkreislaufsystem integriert. Über einen Vorratsbehälter mit Rührereinheit wurde das Versuchsgut vorgelegt und mit einer Exzentrerschneckenpumpe im Rohrkreislauf gefördert. Die Temperatur konnte über einen Wärmetauscher eingestellt und geregelt werden. Als Versuchsgut wurde handelsüblicher Ketchup verwendet. Um Materialschwankungen zu simulieren, wurde das Verdickungsmittel Xanthan [Gar94, Ovi94] in verschiedenen Konzentrationen zugegeben. Damit kann das Fließverhalten des Ketchups variiert und über einen weiten Bereich eingestellt werden. Der Einfluß von pulsierenden Druckverhältnissen wurde untersucht, indem durch einen Schieber verschiedene Überdrücke im Rohrkreislaufsystem eingestellt wurden.

6.2.1 Referenz-Viskositätsfunktionen

Es wurden drei verschiedene Stoffsysteme „Ketchup“ „Ketchup+Xanthan1“ und „Ketchup+Xanthan2“ untersucht. Die Referenz-Viskositätsfunktionen hiervon wurden im firmeneigenen Analyzelabor mit einem Torsionsrheometer (Platte-Platte-Anordnung) bestimmt. Da der Rohrkreislauf zunächst – für die Messungen mit dem Original-Ketchup – über einen offenen Vorratsbehälter geführt wurde, stellte sich aufgrund der hohen Mediumstemperatur eine erhebliche Verdunstung von Wasser und ein entsprechend viskoseres Fluid ein. Gegen Ende dieser ungefähr dreistündigen Messreihe wurde deshalb eine weitere Fließkurve „Ketchup+Verdunstung“ bestimmt. In Bild 6.12 sind die vier Referenzkurven dargestellt. Es wird deutlich, dass durch die Verdunstung der Ketchup erheblich eindickt, so dass zwischen Beginn und Ende der Messreihe die Viskosität bei einer Schergeschwindigkeit von $\dot{\gamma} = 100 \text{ s}^{-1}$ von 0,65 Pas auf 0,90 Pas ansteigt. Die Zugabe des Verdickungsmittels Xanthan bewirkt eine Verschiebung der Fließkurve zu höheren Viskositäten, jedoch ändert sich die Steigung kaum.

Mit zunehmender Schergeschwindigkeit wird die negative Steigung der Viskositätsfunktionen größer. Dieser Effekt setzt mit abnehmender Zähigkeit bei kleineren Schergeschwindigkeiten ein, so dass sich die Fließkurven für höhere Schergeschwindigkeiten annähern. Entsprechend dem einstellbaren Volumenstrom zwischen 0 l/s und knapp 1 l/s treten im Rohr (DN 50) Schergeschwindigkeiten bis ca. 200 s^{-1} auf. Mit zunehmendem Volumenstrom wird die Wandschergeschwin-

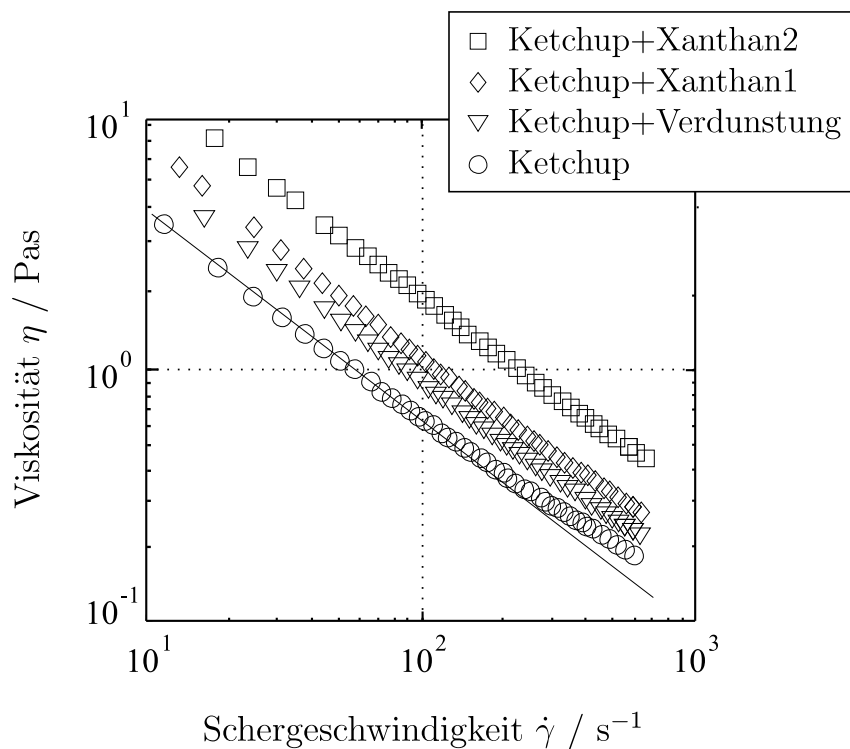


Bild 6.12: Mit Laborrheometer gemessene Referenz-Viskositätsfunktionen der verschiedenen Stoffsysteme ($T = 80 \text{ }^\circ\text{C}$).

digkeit größer, und der Fließindex der im relevanten Schergeschwindigkeitsbereich approximierten Kurve steigt allmählich an. Für die verschiedenen untersuchten Volumenströme gibt Tabelle 6.2 die mit dem Ostwald/de Waele Gesetz bestimmten Fließindizes der Referenz-Viskositätsfunktion beispielhaft für „Ketchup+Xanthan“ an; vgl. [Han01d].

Tabelle 6.2: Referenz-Fließindizes für „Ketchup+Xanthan“ bestimmt mittels der im Labor gemessenen Viskositätsfunktion.

$\dot{V} / (1/\text{s})$	$\dot{\gamma}_w / (\text{s}^{-1})$	N_{Labor}
0,25	45	0,13
0,50	88	0,14
0,70	111	0,16
0,76	112	0,18

6.2.2 Vergleich Inline- und Offline-Messungen

In Bild 6.13 sind Messergebnisse des Inline-Messsystems und die Referenzkurven des Laborrheometers für das Stoffsystem „Ketchup“ dargestellt. Die Messung bei 0,25 l/s wurde zu Beginn der Messreihe durchgeführt, zu der zeitgleich die Probe für die Referenzkurve „Ketchup“ gezogen wurde. Für die Messung bei 0,75 l/s ist die Viskositätsfunktion „Ketchup+Verdunstung“ als Vergleich zugrunde zu legen, da dieses Ergebnis gegen Ende der Messreihe gewonnen wurde.

Die Approximation nach Ostwald/de Waele mit den inline bestimmten Parametern beschreibt für beide Messungen sehr gut die Referenzkurven. Für den Volumenstrom 0,25 l/s ergibt sich ein Fließindex von 0,22 aus dem Prozessviskosimeter, das Labor liefert einen Wert von 0,16. Der Vergleich für den Volumenstrom von 0,75 l/s zeigt, dass der mit dem Inline-System bestimmte Fließindex von 0,18 nahezu mit dem Referenzwert von 0,17 übereinstimmt. Vergleicht man die Viskosi-

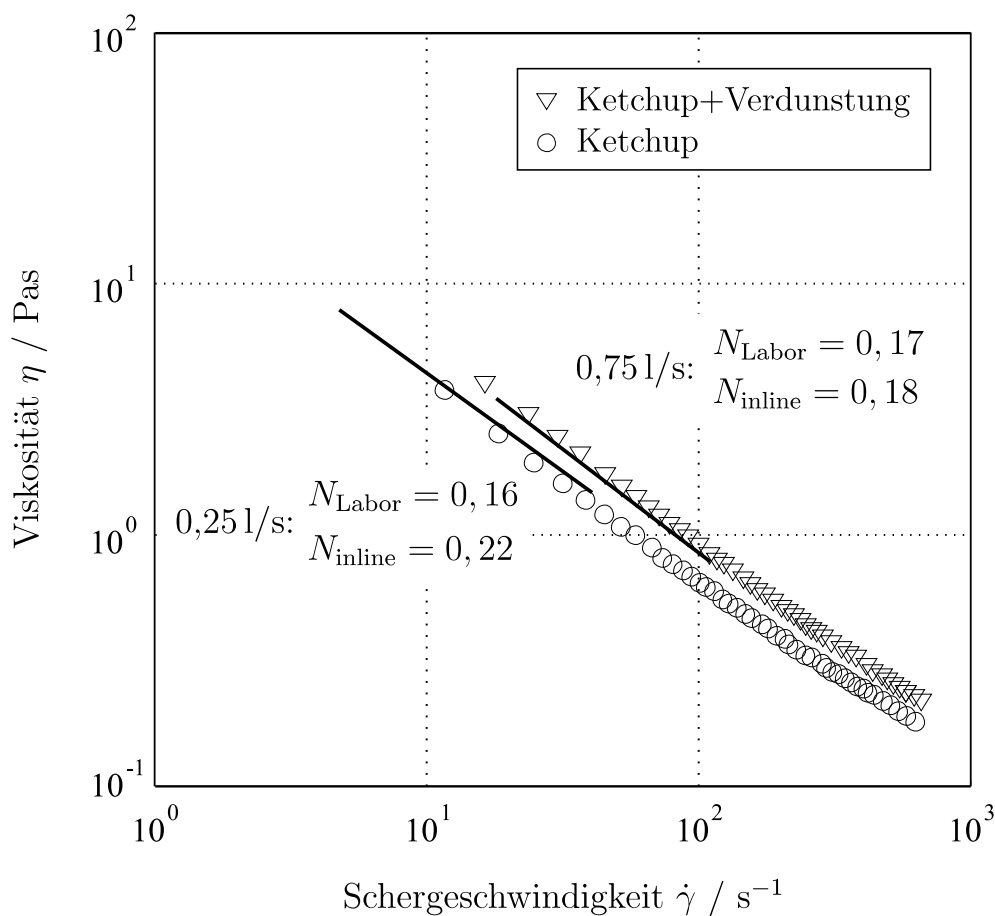


Bild 6.13: Vergleich Messergebnisse Laborrheometer und Inline-Messsystem ($\dot{V} = 0,25$ l/s und $\dot{V} = 0,75$ l/s).

Tabelle 6.3: Vergleich der Fließindizes aus Inline-Messsystem und Laborviskositätsfunktion für das Stoffsystem „Ketchup“ .

$\dot{V} / (l/s)$	N_{inline}	N_{Labor}
0,20	0,23	0,16
0,25	0,22	0,16
0,40	0,19	0,18
0,50	0,18	0,17
0,75	0,18	0,17
0,92	0,19	0,17

tätswerte der beiden Messsysteme, so ergibt sich bei einer Schergeschwindigkeit von $\dot{\gamma} = 100 \text{ s}^{-1}$ ein Inline-Wert von $\eta_{\text{inline}} = 0,73 \text{ Pas}$ und ein Laborwert von $\eta_{\text{Labor}} = 0,65 \text{ Pas}$ bei $0,25 \text{ l/s}$ und $\eta_{\text{inline}} = 0,86 \text{ Pas}$ und $\eta_{\text{Labor}} = 0,90 \text{ Pas}$ bei $0,75 \text{ l/s}$. In Tabelle 6.3 sind alle bestimmten Fließindizes der Messreihe mit „Ketchup“ aufgelistet. Für alle untersuchten Volumenströme liefert der Rheo-MID dem Laborrheometer vergleichbare Ergebnisse.

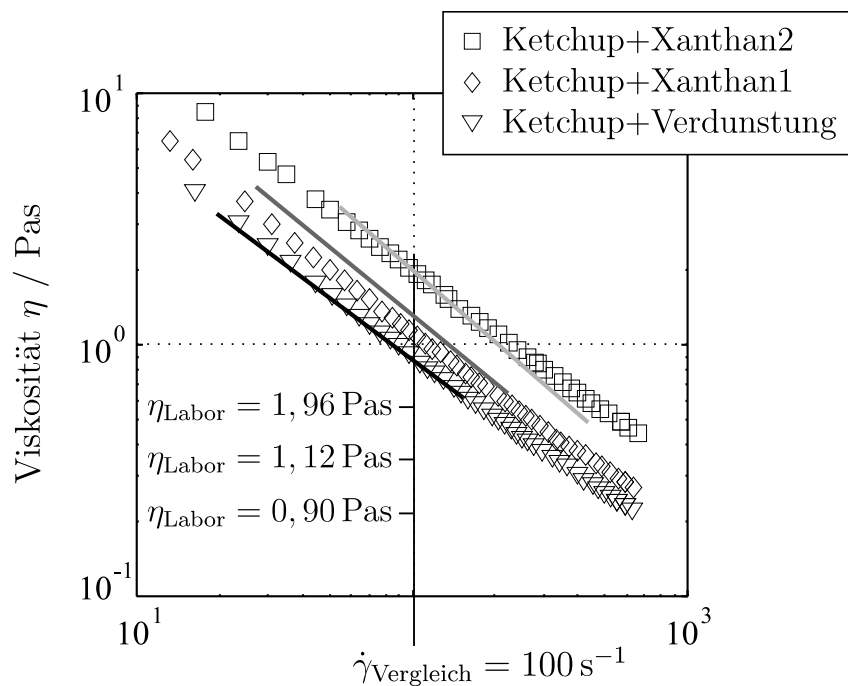


Bild 6.14: Vergleich Messergebnisse Laborrheometer und Inline-Messsystem ($\dot{V} = 0,75 \text{ l/s}$).

In Bild 6.14 sind für alle drei Stoffsysteme die bei $0,751/s$ gewonnenen Inline-Messergebnisse mit den Laborrheometer-Messungen verglichen. Das veränderte Fließverhalten mit der erhöhten Viskosität für die Ketchup+Xanthan Fluide wird durch das Inline-System wiedergegeben. Während für reinen Ketchup der inline bestimmte Fließindex sehr gut mit dem Referenzwert des Labors übereinstimmt, weicht mit zunehmender Xanthankonzentration der Inline-Wert vom Laborwert ab. Der Fließindex wird durch die Xanthanzugabe kleiner und nähert sich mit zunehmender Konzentration dem Wert 0. Ein Wert 0 für den Fließindex bedeutet im doppelt logarithmischen $\eta-\dot{\gamma}$ -Diagramm eine Steigung von -1, was üblicherweise ein Hinweis auf Wandgleiten ist. Aus der Literatur ist bekannt, dass Xanthanlösungen zu Wandgleiten neigen [Jow83, Kes96], so dass wahrscheinlich dieser Effekt Ursache für die gemessenen Inline-Ergebnisse ist.

Über die Darstellung einer Vergleichsviskosität wird deutlich, dass die Materialschwankungen, wie sie durch die Zugabe von Xanthan simuliert werden, durch das Prozessviskosimeter eindeutig detektiert werden. Bild 6.15 zeigt die kontinuierliche Ausgabe der Vergleichsviskosität bei $100 s^{-1}$ aller drei Fluide. Das Prozessviskosimeter bestimmt die Viskosität vergleichbar zu den Laborwerten (s. [Han02b]). Des Weiteren wird die Viskosität sehr zuverlässig mit einer relativen Standardabweichung kleiner $1,6\%$ bestimmt.

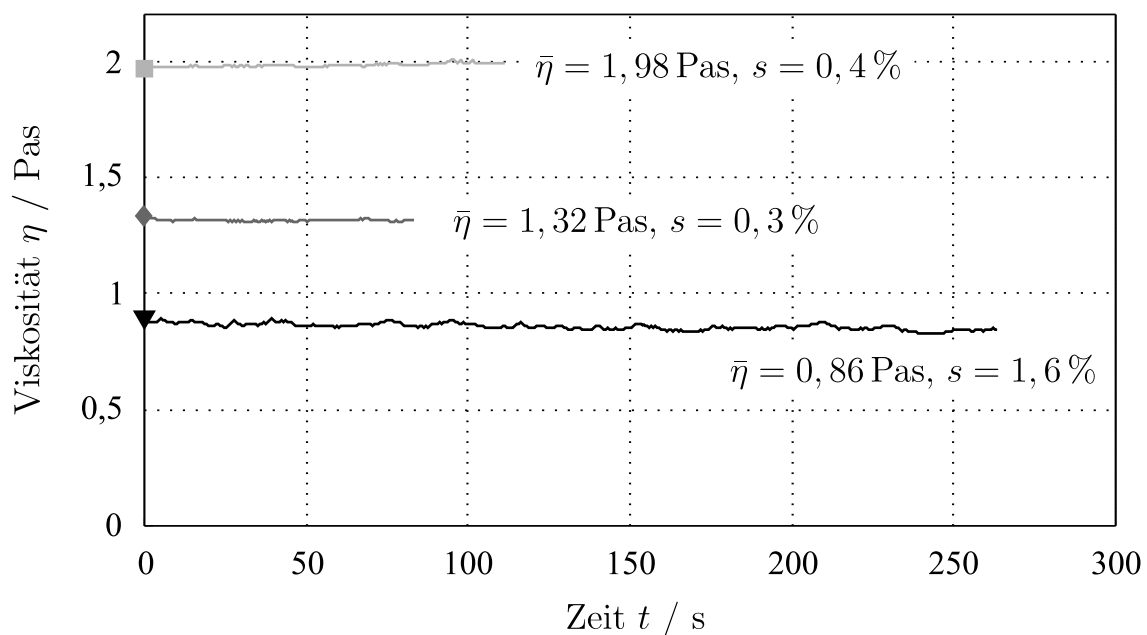


Bild 6.15: Zeitsignal der Vergleichsviskosität für die drei Stoffsysteme.

6.2.3 Druckabhängigkeit

Untersuchungen zu unterschiedlichen Druckverhältnissen im Rohrkreislaufsystem wurden mit dem Stoffsystem „Ketchup+Xanthan1“ durchgeführt. Für einen Volumenstrom von 0,5 l/s wurden neben der offenen Schieberposition, also einem Überdruck von 0 bar, Überdrücke von 0,64 bar, 1,15 bar und 1,53 bar eingestellt. Wie Tabelle 6.4 zeigt, sind für die verschiedenen Druckzustände die Fließindizes nahezu gleich, d.h. der Rheo-MID weist keine Abhängigkeit vom Systemdruck auf. Produktionsbedingungen wie pulsierende Druckverhältnisse und hohe Temperaturen von ca. 80 ° haben einen nicht merklichen Einfluß auf die Messergebnisse des Inline-Messsystems.

Tabelle 6.4: Fließindizes gemessen bei 0,5 l/s und verschiedenen Druckzuständen für „Ketchup+Xanthan1“.

Überdruck / (bar)	N_{inline}
0	0,04
0,64	0,04
1,15	0,03
1,53	0,03

6.3 Feldtestmessungen im Produktionsumfeld

Für Tests unter industriellen Prozessbedingungen wurde das Inline-Messsystem in einer Produktionslinie für Mayonnaise eines Industriebetriebes der Lebensmittelbranche installiert. Zur Prozesskontrolle wird neben anderen Parametern die Viskosität herangezogen. Die Viskositätsbestimmung erfolgt offline, wobei in einem gewissen Zeitfenster eine Probe genommen und mit einem Laborviskosimeter der Viskositätswert bei einer Schergeschwindigkeit von 10 s^{-1} bestimmt wird. Das Inline-Messsystem wurde kurz vor der Abfüllstation in die Prozesslinie eingebaut. Die kontinuierliche Viskositätsbestimmung wurde zum gleichen Zeitpunkt wie die Offline-Messung abgelesen.

6.3.1 Mayonnaise A

In Bild 6.16 sind die während der Produktion von Mayonnaise A offline und inline bestimmten Viskositäten über dem Zeitpunkt der Messung aufgetragen. Die beiden Messreihen verlaufen nahezu parallel, sie unterscheiden sich lediglich um 2 bis 3 Pas in der absoluten Höhe. Die Änderungen in der Viskosität im Laufe der Produktion werden also von dem Prozessviskosimeter in zur Offline-Bestimmung vergleichbaren Güte erfasst.

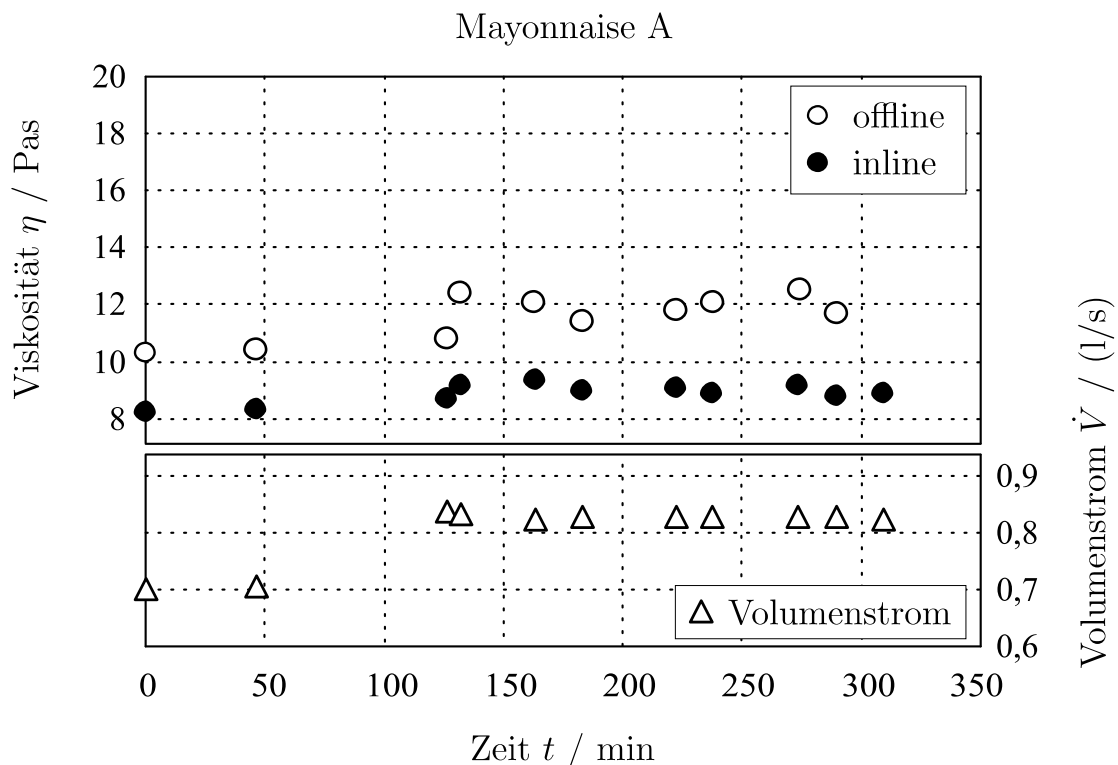


Bild 6.16: Vergleich der offline und inline gemessenen Viskositätswerte während der Produktion von Mayonnaise A.

Für den Bereich zwischen ca. 110 min und 190 min werden die permanenten Signalverläufe des Rheo-MIDs und des Differenzdrucksensors näher untersucht (vgl. die Bilder 6.17 bis 6.20). In Bild 6.17, in dem der Volumenstrom über der Zeit aufgetragen ist, wird deutlich, dass der Prozess immer wieder gestoppt wird, was zu starken Sprüngen im Signalverlauf führt. Diese Produktionsunterbrechungen führen zu entsprechenden Minima bzw. Maxima in allen Signalverläufen. Unterdrückt man solch unplausiblen Messwerte, so wird der Fließindex mit einer Messunsicherheit von 3,1 % und die Viskosität mit einer Messunsicherheit von 1,5 % bestimmt. Eine schrittweise Erhöhung des Volumenstromes (0,45 l/s \rightarrow 0,72 l/s \rightarrow 0,83 l/s, vgl. Bild 6.17) hat auf den Fließindex und somit auf den

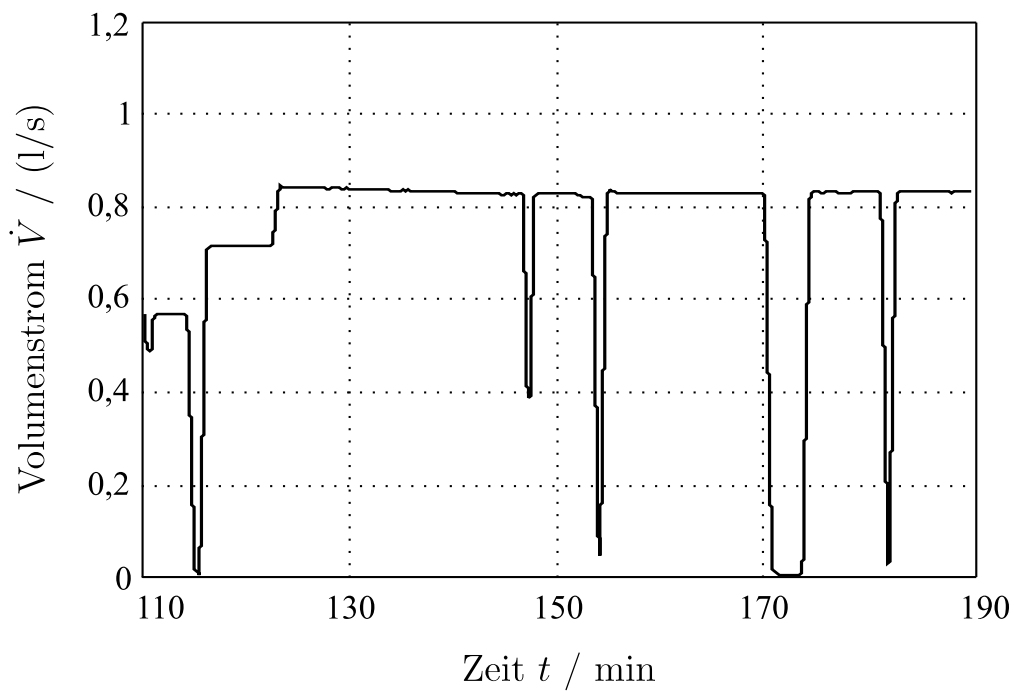


Bild 6.17: Volumenstrom bei der Produktion von Mayonnaise A.

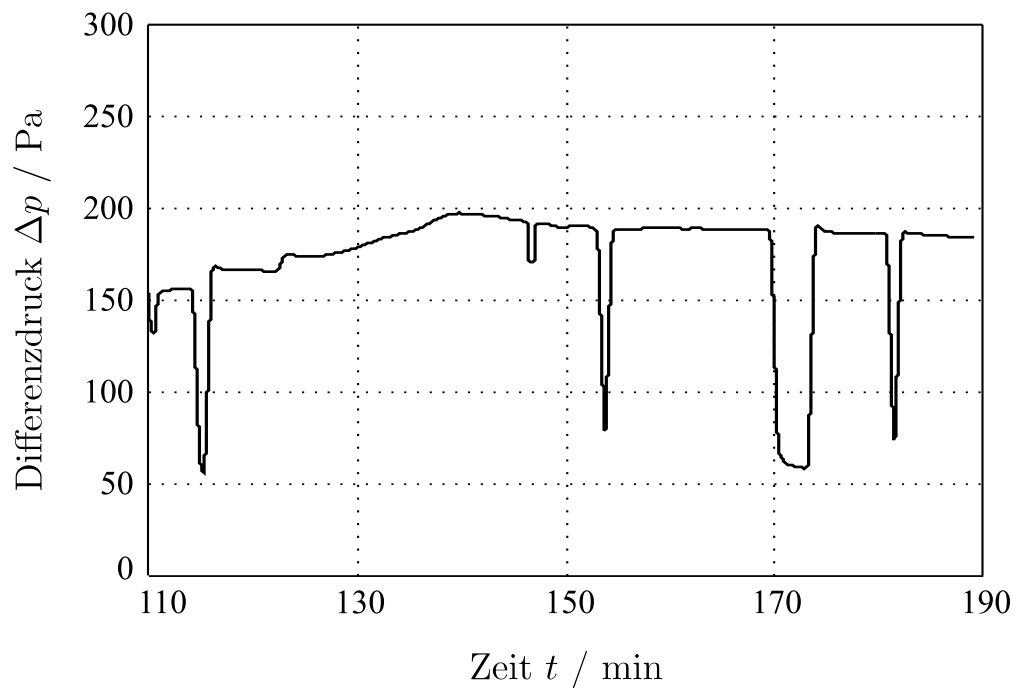


Bild 6.18: Differenzdruck bei der Produktion von Mayonnaise A.

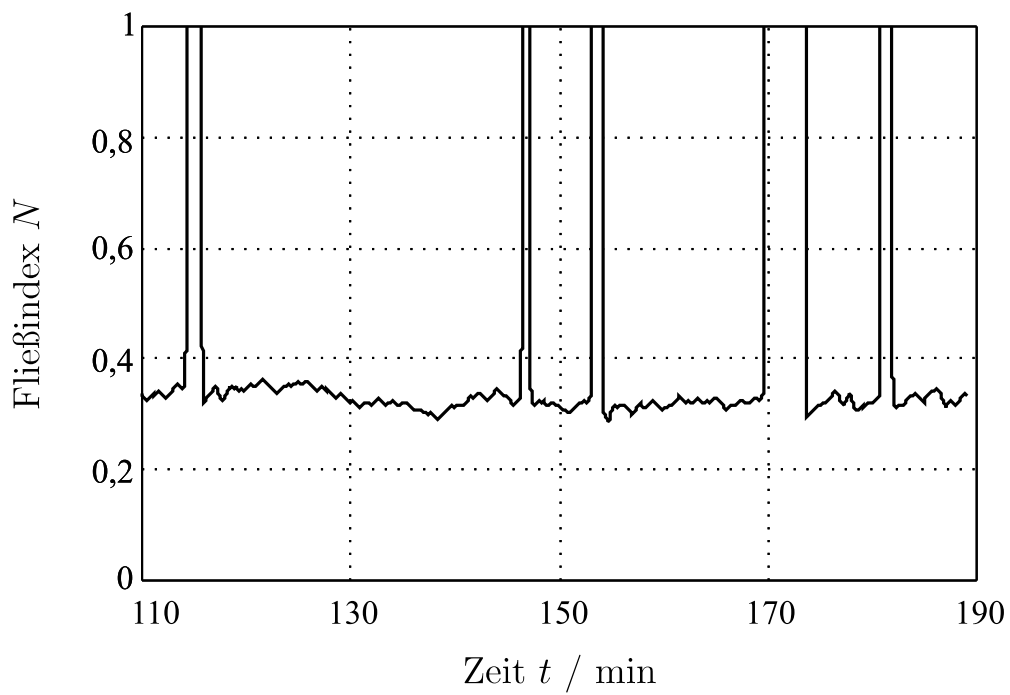


Bild 6.19: Fließindex bei der Produktion von Mayonnaise A.

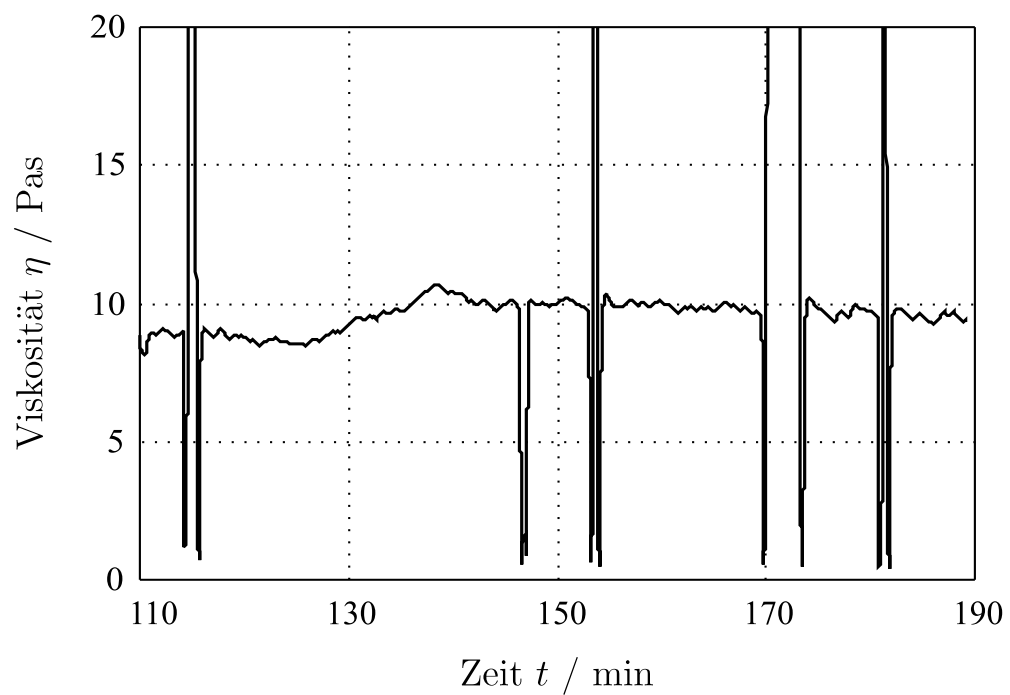


Bild 6.20: Viskosität bei der Produktion von Mayonnaise A.

Viskositätswert keinen Einfluß, wie Bild 6.19 und 6.20 zeigen.

Inwieweit sich eine Materialänderung in den Prozessgrößen bzw. in der Viskosität äußert, kann an den Signalverläufen ab ca. 125 min beobachtet werden. Ohne Änderung des Volumenstromes steigt der Differenzdruck kontinuierlich an (s. Bild 6.17 und 6.18), was sich entsprechend in einem steigenden Viskositätswert in Bild 6.20 äußert. Die Mayonnaise wird offensichtlich viskoser, ohne dass sich das Fließverhalten bezüglich des Fließindex ändert. Diese Materialänderung ist auch in Bild 6.16 in den Messpunkten bei ca. 130 min zu erkennen. Sowohl Inline- als auch Offline-Viskosimeter verzeichnen eine Viskositätserhöhung in einem relativ kurzen Zeitbereich. Materialschwankungen werden demnach – unabhängig vom absoluten Wert – von beiden Messsystemen äquivalent erfasst.

Zur Beurteilung hinsichtlich des „wahren“ Viskositätswertes wird eine mit einem Laborrheometer bestimmte Viskositätsfunktion herangezogen. Diese wurde über einen größeren Schergeschwindigkeitsbereich mit einem Torsionsrheometer mit Kegel-Platte-Messsystem gemessen. In Bild 6.21 ist die Labor-Viskositätsfunktion und die Approximation aus den inline bestimmten Parametern dargestellt. Die Labormessung ergibt als Sollwert für die Viskosität bei einer Schergeschwindigkeit von 10 s^{-1} einen Wert von 10,7 Pas. Die Inline-Messung liefert einen um 1,9 Pas geringeren Wert (8,8 Pas). Diese Differenz ist systematisch bedingt, wie auch der Vergleich mit den Offline-Messwerten impliziert. Die Viskositätsfunktion ist – in der doppelt logarithmischen Darstellung – nichtlinear,

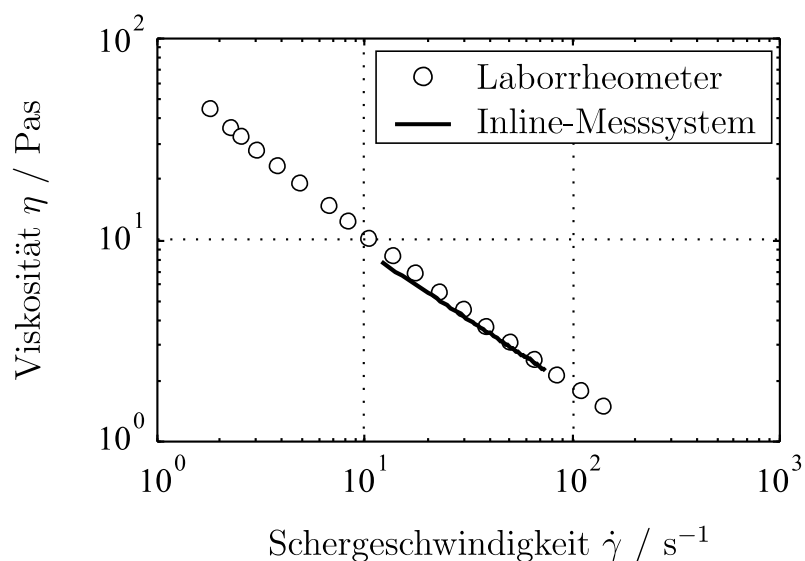


Bild 6.21: Viskositätsfunktion von Mayonnaise A gemessen mit einem Laborrheometer und der Approximation mit dem Inline-Messsystem.

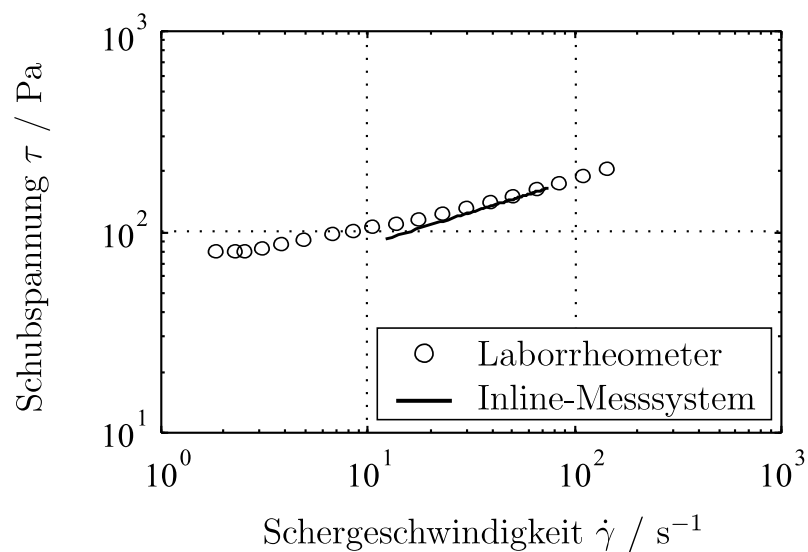


Bild 6.22: Fließfunktion von Mayonnaise A gemessen mit einem Laborrheometer und der Approximation mit dem Inline-Messsystem.

sie wird für kleinere Schergeschwindigkeiten zunehmend steiler. Dieser Funktionsverlauf ist in der Darstellung Schubspannung über Schergeschwindigkeit deutlicher zu erkennen (vgl. Bild 6.22). Je kleiner die Schergeschwindigkeit ist, desto flacher wird die Fließfunktion und strebt gegen die Horizontale. Diese Verläufe der Fließ- bzw. Viskositätsfunktion weisen auf die Existenz einer Fließgrenze hin, wie sie für Systeme wie Mayonnaise bekannt ist [Hes01, Rhe03]. Mit der im Rheo-MID implementierten Ostwald/de Waele Approximation, die eine Gerade im doppelt logarithmischen Diagramm liefert, ergibt sich damit eine systematische Abweichung von der gekrümmten Kurve. Wie der Vergleich mit den Offline-Messwerten in Bild 6.16 auch zeigt, unterscheiden sich die Inline-Werte lediglich um einen festen Betrag, die Materialänderungen im Prozess werden in gleicher Güte detektiert.

6.3.2 Mayonnaise B

Bild 6.23 zeigt die während der Produktion von Mayonnaise B offline und inline bestimmten Viskositäten über dem Zeitpunkt der Messung. Die beiden Messreihen verlaufen nahezu parallel mit einem Abstand von ca. 2 Pas bis zum Zeitpunkt von ungefähr 220 min. Durch eine Erhöhung im Volumenstrom (vgl. Bild 6.23 unten) ändern sich die Verhältnisse, wobei das Offline-Messsystem bei ca. 280 min ein wenig plausibles Verhalten mit einem Viskositätssprung von über 2 Pas zeigt. Zieht man zum Vergleich eine mit dem Laborrheometer bestimmte

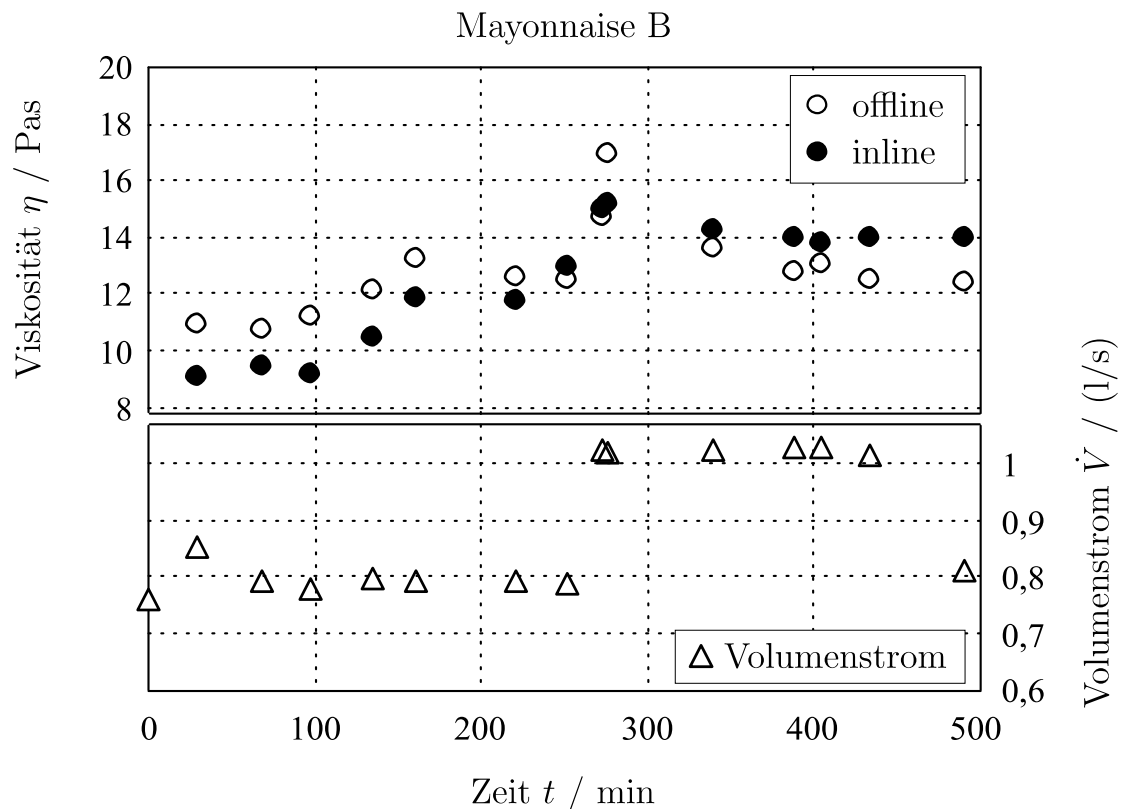


Bild 6.23: Vergleich der offline und inline gemessenen Viskositätswerte während der Produktion von Mayonnaise B.

Viskositäts- bzw. Fließfunktion heran, so zeigt sich, dass die Kurve aus den inline bestimmten Parametern genau mit der Labormessung übereinstimmt (vgl. die Bilder 6.24 und 6.25). Für die Fließindizes ergeben sich die Werte $N_{\text{inline}} = 0,22$ und $N_{\text{Labor}} = 0,20$, der Inline-Viskositätswert $\eta_{\text{inline}} = 14,1$ Pas ist gleich dem Laborwert mit $\eta_{\text{Labor}} = 14,3$ Pas.

Einen Ausschnitt aus den jeweiligen Signalverläufen der Ausgangsgrößen Volumenstrom, Differenzdruck sowie Fließindex und der daraus berechneten Zielgröße Viskosität sind in den Bildern 6.26 bis 6.29 dargestellt. Werden die unplausiblen Messwerte, d.h. jene Zustände, in denen der Volumenstrom sprunghaft unter einen Schwellwert nahe null sinkt, nicht beachtet (vgl. dazu die Erläuterungen in Abschnitt 6.3.1), wird der Referenzviskositätswert ebenso wie der Fließindex mit einer Messunsicherheit kleiner 2,3% angegeben.

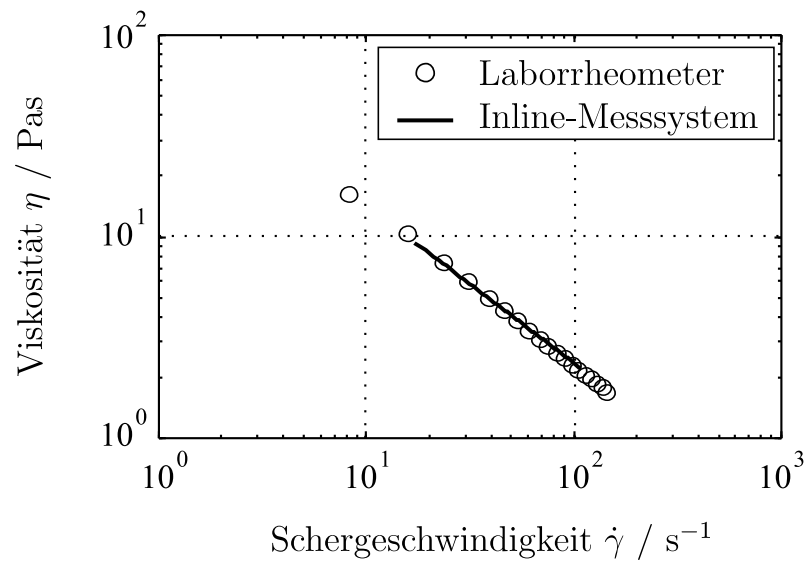


Bild 6.24: Viskositätsfunktion von Mayonnaise B gemessen mit einem Laborrheometer und der Approximation mit dem Inline-Messsystem ($\dot{V} = 0,821/\text{s}$).

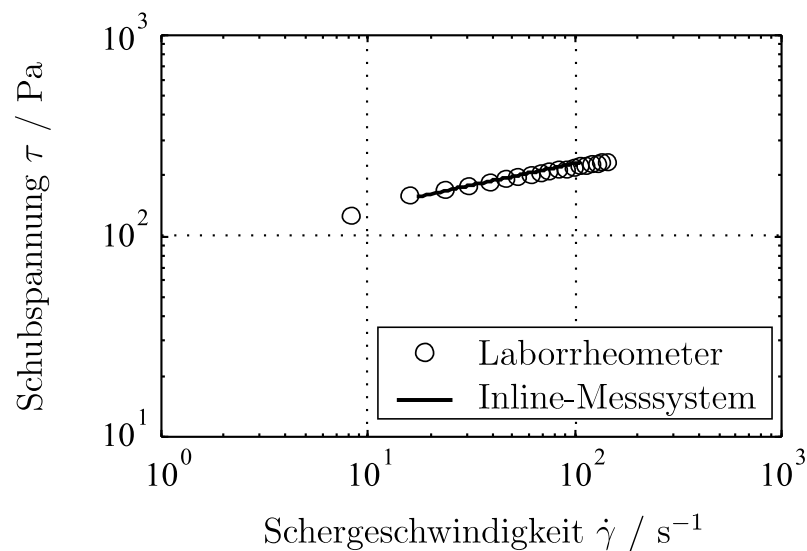


Bild 6.25: Fließfunktion von Mayonnaise B gemessen mit einem Laborrheometer und der Approximation mit dem Inline-Messsystem ($\dot{V} = 0,821/\text{s}$).

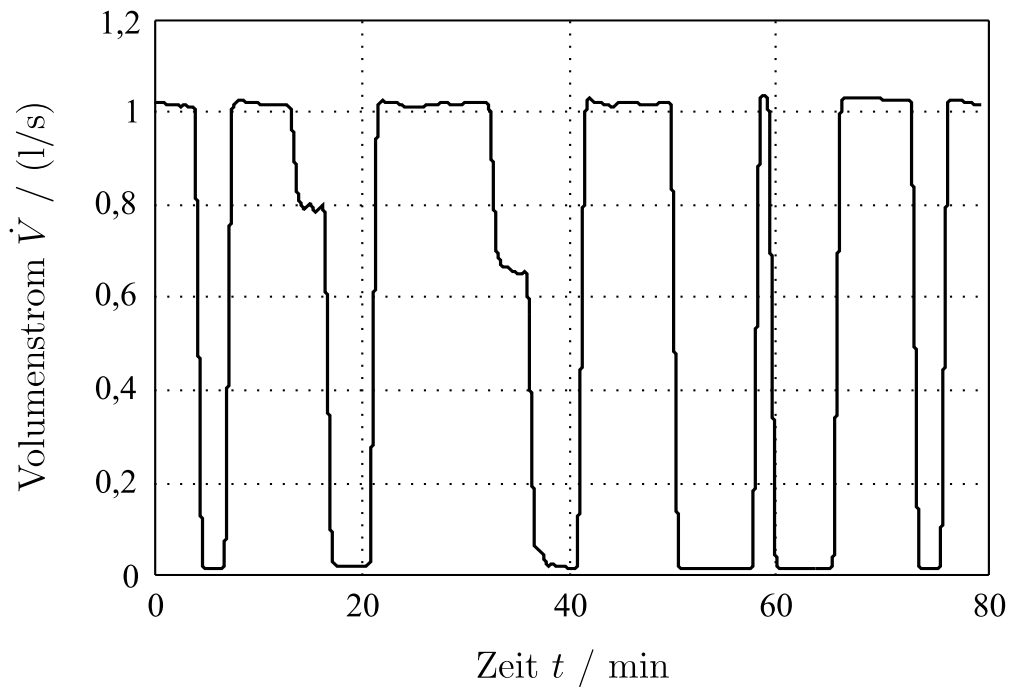


Bild 6.26: Volumenstrom bei der Produktion von Mayonnaise B.

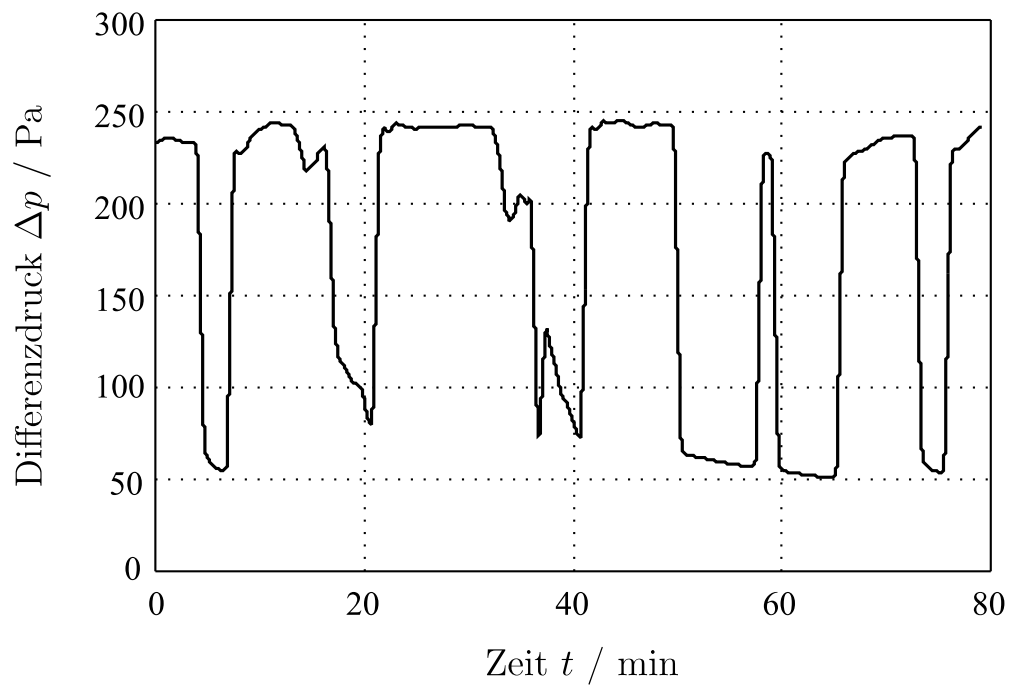


Bild 6.27: Differenzdruck bei der Produktion von Mayonnaise B.

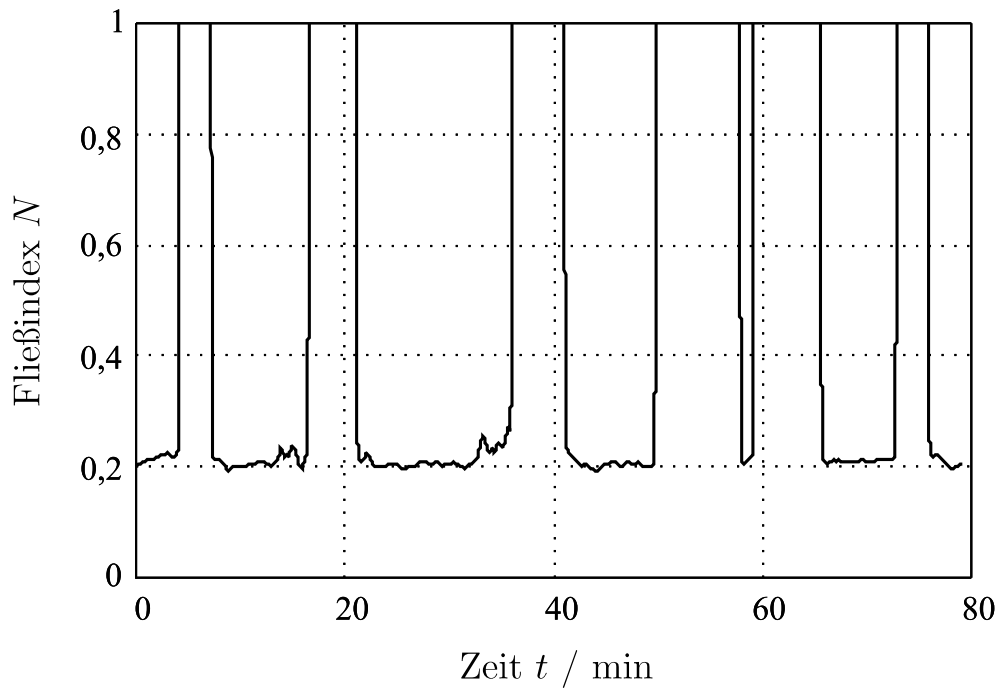


Bild 6.28: Fließindex bei der Produktion von Mayonnaise B.

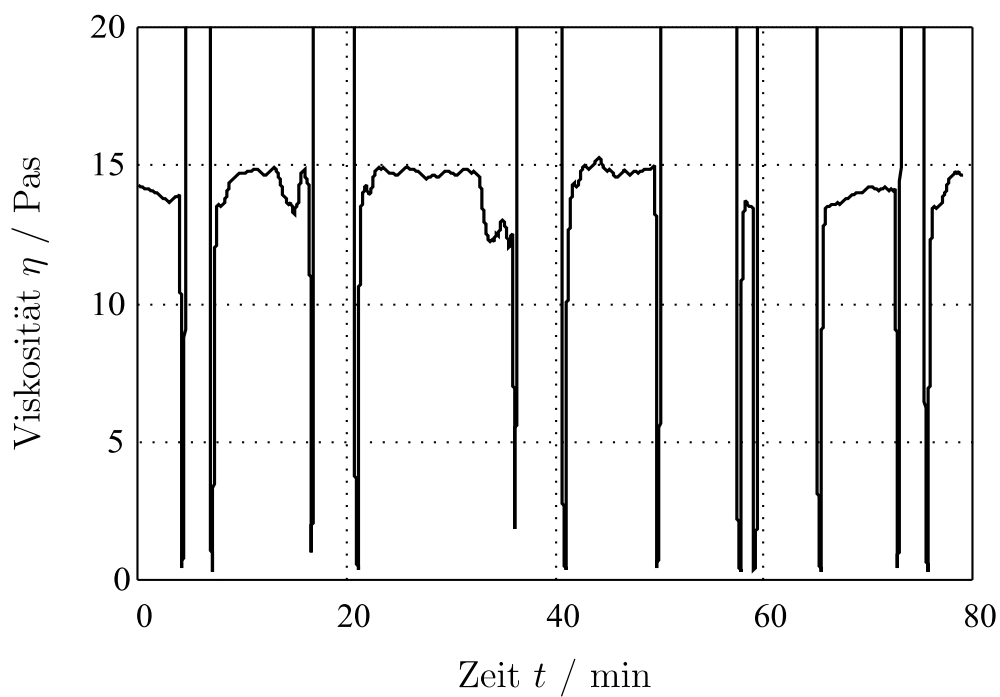


Bild 6.29: Viskosität bei der Produktion von Mayonnaise B.

7 Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit wurde aufbauend auf einem magnetisch-induktiven Durchflussmesser ein Inline-Messgerät zur Bestimmung der Viskosität untersucht. Das Inline-Viskosimeter setzt sich aus zwei Komponenten zusammen, einerseits einem modifizierten magnetisch-induktiven Durchflussmesser (MID) und andererseits einem Differenzdrucksensor.

Das Sensorprinzip nutzt die mechanische Beanspruchung des Materials in der Rohrströmung. Im Rohr herrscht – hervorgerufen durch die anliegende Druckdifferenz – eine Scherdeformation. Entsprechend dieser Beanspruchung stellt sich im Rohr das Strömungsprofil ein, wobei die Ausprägung des Profils von den Fließeigenschaften des Materials abhängt. Damit kann bei Kenntnis des Strömungsprofils auf rheologische Größen rückgeschlossen werden. Nutzt man zur Approximation des Fließverhaltens ein rheologisches Modellgesetz, das den funktionalen Zusammenhang zwischen der Viskosität und der Schergeschwindigkeit liefert, kann eine Parametergleichung für das Geschwindigkeitsprofil hergeleitet werden. Zur Approximation des Fließverhaltens wurde in dieser Arbeit das zweiparametrische Ostwald/de Waele Gesetz mit den Parametern Fließindex und Konsistenz verwendet. Das Strömungsprofil hängt dann ab von den beiden Parametern mittlere Geschwindigkeit und Fließindex.

Ein MID ist ein in industrieller Umgebung weitverbreiteter Sensor für die Volumenstrommessung. Durchströmt ein leitfähiges Fluid das homogene Magnetfeld, so wird in den in der Rohrwand diametral zueinander eingebrachten Elektroden eine Spannung induziert, die direkt proportional der mittleren Geschwindigkeit ist. Das Magnetfeld wird durch zwei gleichsinnig stromdurchflossenen Spulen außerhalb des Rohres erzeugt, wobei die Spulenachse senkrecht zur Strömungsrichtung und zur Elektrodenverbindungsachse liegt.

An einem konventionellen MID wurden zwei geringfügige Modifikationen vorgenommen, so dass neben der der mittleren Geschwindigkeit proportionalen Spannung eine weitere Messspannung erhalten wird, die von dem Profil der Strömungsgeschwindigkeit abhängt. Zum einen ist es notwendig, in einer der beiden Spulen die Stromrichtung dergestalt zu ändern, dass sich die beiden erzeugten Einzelfelder abstoßen, so dass man ein ortsabhängiges, inhomogenes Magnetfeld erhält. Die induzierte Spannung liefert dann eine Aussage über die Ortsabhängig-

keit der Strömungsgeschwindigkeit, die Profilform. Die zweite Modifikation betrifft die Elektrodenposition. Da im Fall des inhomogenen Feldes die Spannung in den unter $\pm 90^\circ$ zur Spulenchse angeordneten Elektroden gleich null ist, wurden die Elektrodenpositionen zu $\pm 45^\circ$ verschoben. In dem aufgebauten Sensor wird die Stromrichtung alle 40 ms umgeschaltet, so dass mit einer Frequenz von 25 Hz zwei Messspannungen erhalten werden, die das Strömungsprofil charakterisieren. Daraus werden unter Anwendung des Ostwald/de Waele Modells die Parameter mittlere Geschwindigkeit und Fließindex bestimmt. Um den für die Bestimmung der Viskosität notwendigen dritten Parameter, die Konsistenz, zu erhalten, wird zusätzlich ein Differenzdrucksensor verwendet.

Der funktionale Zusammenhang zwischen der induzierten Spannung und dem Geschwindigkeitsprofil kann lediglich für einen idealen MID analytisch angegeben werden. Für ein reales Messsystem wird das Geschwindigkeitsprofil mit einer Gewichtsfunktion verknüpft, die Magnetfeldform, Elektrodengröße und -position berücksichtigt. Der modifizierte Sensor wurde mit der FEM-Software *MAFIA* modelliert und über numerische Berechnungen die Kennlinie erhalten, die den Zusammenhang zwischen dem gesuchten Parameter Fließindex und den beiden Messspannungen liefert. Es wurden Simulationen zum Einfluss der Elektrodengröße und -position auf die Gewichtsfunktion durchgeführt. Des Weiteren zeigte eine Parameterstudie zur Permeabilität der magnetfeldführenden Bauteile, dass für ein Material mit geringer Permeabilität Streuungen des Permeabilitätswertes starken Einfluss auf die Kennlinie haben und dass somit auf eine günstige Wahl des Werkstoffes hinsichtlich der magnetischen Eigenschaften zu achten ist.

Die zwei im Prozessviskosimeter verwendeten Modellierungen – nämlich die Sensormodellierung in Form der Gewichtsfunktion und das rheologische Fließgesetz für die Strömungsbeschreibung – wurden durch Messungen verifiziert bzw. validiert. Die realen Magnetfelder, die mit Hilfe einer Hallsonde vermessen wurden, stimmen sehr gut mit den idealen Feldlinienverläufen überein. Der Vergleich mit den Feldern aus der FEM-Simulation zeigt die sehr gute Beschreibung des realen Feldes durch das Modell. Mit einem Laser-Doppler-Anemometer (LDA) wurde das tatsächlich im Rohr herrschende Strömungsprofil gemessen und zum einen die Voraussetzungen für eine ausgebildete, laminare Strömung und zum anderen die Übereinstimmung mit dem modellierten Profil nach Ostwald/de Waele überprüft. Aus den Messungen leiten sich Einbaubedingungen ab, die bei der Integration des Inline-Viskosimeters in eine Prozessleitung zu beachten sind.

Mit einer im Labor aufgebauten Versuchsanlage wurden Messungen an Fluiden mit verschiedenem Fließverhalten wie Zuckersirup, Luviskollösung, Shampoo, Ketchup, Senf, Mayonnaise etc. durchgeführt. Der Vergleich mit einem Laborrheometer, dessen Viskositätsfunktionen als Referenz dienen, zeigt, dass die mit

dem Inline-Viskosimeter bestimmten Werte des Fließindex und der Viskosität die Referenzwerte des Laborgerätes sehr gut wiedergeben. Die Messunsicherheit des modifizierten MIDs bezüglich der beiden Messspannungen ist für Volumenströme größer 0,5 l/s kleiner als 1 %, was vergleichbar zu den Werten eines konventionellen MIDs ist. Übertragen über die FEM-berechnete Kennlinie ergeben sich für den Fließindex Messunsicherheiten kleiner 9 % für Volumenströme größer 0,5 l/s.

Für die Prozesskontrolle ist die Ausgabe eines Viskositätswertes bei einer festen Schergeschwindigkeit sinnvoll. Zur Bestimmung der Messunsicherheit solch eines Viskositätswertes wurde eine Rechnung zur Fehlerfortpflanzung zur Abschätzung des maximalen relativen Fehlers vorgenommen. Für eine Vergleichsschergeschwindigkeit von 100 s^{-1} ergibt sich ein maximaler Fehler von fast 18 % bei einem Volumenstrom von 0,5 l/s, für einen Volumenstrom von 1,0 l/s beträgt der Fehler nur noch knapp 9 %. Zur Felderprobung des Inline-Viskosimeters wurden Messungen mit Ketchup in einem Forschungslabor eines Lebensmittelkonzerns unter Prozessbedingungen durchgeführt. Die Ergebnisse zeigen, dass Prozessbedingungen wie pulsierende Druckverhältnisse und hohe Temperaturen keinen merklichen Einfluss auf die Messungen des Prozessviskosimeters haben und dass diese vergleichbar zu den Ergebnissen eines Laborrheometers sind. Zum Abschluss der Arbeit wurden Feldtestmessungen im Produktionsumfeld durchgeführt, die die Eignung des Inline-Viskosimeters mit vergleichbaren Ergebnissen zum Laborgerät bestätigen und für den Fließindex Messunsicherheiten von kleiner 3 % und für die Viskosität von kleiner 2 % ergaben.

Hauptvorteil des entwickelten Prozessviskosimeters ist die rückwirkungsfreie Arbeitsweise. Der Sensor kann direkt in den Hauptstrom integriert werden und erzeugt keinen (nennenswerten) zusätzlichen Druckverlust und keine Totzonen. Damit ist auch eine leichte und rückstandsfreie Reinigung möglich (molchbar). Da zudem keine bewegten Teile vorkommen, stellt der Sensor ein robustes und wartungsarmes Messgerät dar. Potential für eine Weiterentwicklung bietet die Verwendung eines drei- statt zweiparametrischen rheologischen Modellgesetzes, so dass die Viskositätsfunktion über weite Schergeschwindigkeitsbereiche approximiert werden kann. Um die drei Parameter zu bestimmen, ist ein weiteres inhomogenes Feld notwendig, was durch ein zweites, zum vorhandenen senkrecht angeordnetes Spulenpaar erzeugt werden könnte.

A Nebenrechnungen

A.1 Geschwindigkeitsprofile im Rohr

A.1.1 Ostwald/de Waele Modell

Beschreibt man das Fließverhalten eines Materials mit einem rheologischen Modell, so läßt sich das Strömungsprofil in Abhängigkeit der Modellierungsparameter darstellen. Für das Ostwald/de Waele Modell ergibt sich durch Einsetzen von Gl. (2.4) und (2.11) in Gl. (2.12):

$$- \int_{v_{\max}}^v dv = \left(\frac{\Delta p}{2 \cdot L \cdot K} \right)^{\left(\frac{1}{N}\right)} \cdot \int_0^r r^{\left(\frac{1}{N}\right)} dr, \quad (\text{A.1})$$

woraus folgt:

$$v_{\max} - v(r) = \left(\frac{\Delta p}{2 \cdot L \cdot K} \right)^{\left(\frac{1}{N}\right)} \cdot \frac{N}{1 + N} \cdot r^{\left(\frac{1+N}{N}\right)}. \quad (\text{A.2})$$

v_{\max} berechnet sich aus Gl. (A.1), indem über den gesamten Rohrquerschnitt integriert wird:

$$v_{\max} = \left(\frac{\Delta p}{2 \cdot L \cdot K} \right)^{\left(\frac{1}{N}\right)} \cdot \frac{N}{1 + N} \cdot R^{\left(\frac{1+N}{N}\right)}. \quad (\text{A.3})$$

$v(r)$ läßt sich dann schreiben als

$$v(r) = v_{\max} \cdot \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\left(\frac{1+N}{N}\right)} \right]. \quad (\text{A.4})$$

Den Zusammenhang zwischen der mittleren und der maximalen Geschwindigkeit gemäß Gl. (2.14) erhält man über den Volumenstrom:

$$\dot{V}(R) = \int_0^R 2\pi r v(r) dr. \quad (\text{A.5})$$

Durch Einsetzen von Gl. (A.4) ergibt sich daraus:

$$\dot{V}(R) = \pi R^2 \cdot \bar{v} = \pi R^2 \cdot v_{max} \cdot \frac{1 + N}{1 + 3N} . \quad (\text{A.6})$$

A.1.2 Bingham-Modell

Die Rohrprofile setzen sich für das Bingham-Modell aus den zwei Bereichen $0 \leq r \leq r_{fB}$ und $r_{fB} < r \leq R$ zusammen. Die Herleitungen werden im Weiteren nur für den zweiten Bereich betrachtet. Analog zur Herleitung in A.1.1 erhält man durch Einsetzen von Gl. (2.8) und (2.11) in Gl. (2.12):

$$- \int_{v_{max}}^{v(r)} dv = \frac{\Delta p}{\eta_B \cdot 2 \cdot L} \cdot \int_{r_{fB}}^r r dr - \frac{\tau_{fB}}{\eta_B} \cdot \int_{r_{fB}}^r dr , \quad (\text{A.7})$$

woraus folgt:

$$v_{max} - v(r) = \frac{1}{2} \frac{\Delta p}{\eta_B \cdot 2 \cdot L} (r^2 - r_{fB}^2) - \frac{\tau_{fB}}{\eta_B} (r - r_{fB}) . \quad (\text{A.8})$$

Durch Einsetzen von 0 bzw. R für die oberen Integrationsgrenzen und mit $\tau_{fB} = \frac{\Delta p \cdot r_{fB}}{2 \cdot L}$ ergibt sich dann für v_{max} :

$$v_{max} = \frac{1}{2} \frac{\tau_{fB}}{\eta_B \cdot r_{fB}} (R^2 - r_{fB}^2) . \quad (\text{A.9})$$

Verwendet man diesen Zusammenhang in Gl. (A.8), so lautet das Strömungsprofil:

$$v(r) = v_{max} \left(1 - \frac{(r - r_{fB})^2}{(R - r_{fB})^2} \right) . \quad (\text{A.10})$$

Der Volumenstrom berechnet sich aus dem Strömungsprofil des gesamten Rohrquerschnitts (s. Gl. (2.16)) gemäß

$$\dot{V}(R) = 2\pi v_{max} \left[\int_0^{r_{fB}} r dr + \int_{r_{fB}}^R r dr - \int_{r_{fB}}^R r \left(1 - \frac{(r - r_{fB})^2}{(R - r_{fB})^2} \right) dr \right] \quad (\text{A.11})$$

zu

$$\dot{V}(R) = \pi R^2 \cdot \bar{v} = \frac{\pi}{6} v_{max} [2R^2 + (R + r_{fB})^2] . \quad (\text{A.12})$$

A.2 Verwendung des Bingham-Modells im Inline-Viskosimeter

Wird der Bingham-Ansatz zur Modellierung des Fließverhaltens genutzt, so können die beiden Parameter des Geschwindigkeitsprofils \bar{v} und r_{fB} über den Rheo-MID gemessen werden (vgl. Kapitel 2.3.2). Für die Bestimmung der Viskosität werden gemäß Gl. (2.9) die beiden Parameter τ_{fB} und η_B benötigt. Analog zu der Vorgehensweise bei der Modellierung nach Ostwald/de Waele liefert der Differenzdrucksensor mit Δp eine dritte Messgröße, woraus der Parameter τ_{fB} über

$$\tau_{fB} = \frac{\Delta p \cdot r_{fB}}{2 \cdot L} \quad (\text{A.13})$$

erhalten wird. Setzt man Gl. (2.17) in (A.9) ein, so kann der Parameter η_B dann über folgenden Zusammenhang

$$\eta_B = \frac{1}{12} \cdot \frac{\tau_{fB}}{\bar{v}} \cdot \frac{(R - r_{fB})^2}{r_{fB}} \cdot \frac{2R^2 + (R + r_{fB})^2}{R^2} \quad (\text{A.14})$$

berechnet werden.

A.3 Berechnung der Potentialfunktion

Für zwei Funktionen Φ und G , die in einem stückweise von seiner Oberfläche S glattflächig berandeten Gebiet V des \mathbb{R}^3 zweifach stetig differenzierbar sind, gilt die zweite Greensche Formel [Bro89]:

$$\iiint_V (\Phi \Delta G - G \Delta \Phi) dV = \iint_S \left(\Phi \frac{\partial G}{\partial n} - G \frac{\partial \Phi}{\partial n} \right) dS. \quad (\text{A.15})$$

$\frac{\partial}{\partial n}$ bezeichnet hierin die partielle Ableitung in Richtung der Oberflächennormalen \vec{n} . Der erste Teil des Volumenintegrals ergibt sich mit $\Delta G(\vec{x}, \vec{\xi}) = \delta(\vec{x} - \vec{\xi})$ zu:

$$\iiint_V \Phi \Delta G dV = \Phi(\vec{\xi}). \quad (\text{A.16})$$

Setzt man Gl. (3.1) und Gl. (A.16) in Gl. (A.15) ein, so erhält man:

$$\Phi(\vec{\xi}) = \iiint_V G \cdot \operatorname{div} (\vec{v} \times \vec{B}) dV - \iint_S \left(\Phi \frac{\partial G}{\partial n} - G \frac{\partial \Phi}{\partial n} \right) dS. \quad (\text{A.17})$$

Für die Greensche Funktion lautet die Randbedingung auf der Rohrwand [Eng71, Sch74]:

$$\frac{\partial G}{\partial n} = \frac{1}{S}. \quad (\text{A.18})$$

Für das unendlich ausgedehnte Magnetfeld ist die Oberfläche S des Zylinders unendlich groß, so dass $\frac{\partial G}{\partial n} = 0$. Auf der isolierenden Rohrwand gilt zudem, dass $\frac{\partial U}{\partial n} = 0$, so dass sich für die Potentialfunktion ergibt:

$$\Phi(\vec{\xi}) = \iiint_V G \cdot \operatorname{div} (\vec{v} \times \vec{B}) \, dV. \quad (\text{A.19})$$

A.4 Fehlerfortpflanzung

Für die Einzelbeiträge des relativen Fehlers der Konsistenz ΔK in Gl. (6.7) ergibt sich mit Gl. (3.34):

$$\Delta \tau_W \leq \left| \left(\frac{R}{2L} \right) \Delta(\Delta p) \right| + \left| \left(\frac{\Delta p}{2L} \right) \Delta R \right| + \left| - \left(\frac{\Delta p \cdot R}{2L^2} \right) \Delta L \right| \quad (\text{A.20})$$

und mit Gl. (3.35)

$$\begin{aligned} \Delta \dot{\gamma}_W \leq & \left| \left(\frac{1 + 3N}{N} \frac{1}{R} \right) \Delta \bar{v} \right| + \left| - \left(\frac{1 + 3N}{N} \frac{\bar{v}}{R^2} \right) \Delta R \right| \\ & + \left| - \left(\frac{1}{N^2} \frac{\bar{v}}{R} \right) \Delta N \right|. \end{aligned} \quad (\text{A.21})$$

Die Fehler aufgrund der geometrischen Größen Rohrdurchmesser R und Abstand der Drucksensoren L werden im Weiteren nicht berücksichtigt, da diese durch Kalibrieren des Sensors ausgeschaltet werden können. Der Fehler der Konsistenz ΔK setzt sich dann aus folgenden Beiträgen zusammen (Einsetzen der Gln. (A.20) und (A.21) in Gl. (6.7)):

$$\begin{aligned} \Delta K \leq & \left| \left(\frac{1}{\dot{\gamma}_W^N} \cdot \frac{R}{2L} \right) \Delta(\Delta p) \right| \\ & + \left| - \left(\frac{\tau_W \cdot N}{\dot{\gamma}_W^{N+1}} \cdot \frac{1 + 3N}{N} \frac{1}{R} \right) \Delta \bar{v} \right| \\ & + \left| - \left(\frac{\tau_W \cdot N}{\dot{\gamma}_W^{N+1}} \cdot \frac{1}{N^2} \frac{\bar{v}}{R} + \tau_W \cdot \frac{\ln \dot{\gamma}_W}{\dot{\gamma}_W^N} \right) \Delta N \right|. \end{aligned} \quad (\text{A.22})$$

Literaturverzeichnis

- [Bar89] Barnes, H.A.; Hutton J.F.; Walters K.: *An introduction to rheology*. Elsevier, Amsterdam, 1989.
- [Bar99] Barnes, H.A.: *On-line or Process Viscometry – A Review*. Applied Rheology 9, S. 102-107, 1999.
- [Bin22] Bingham, E.C.: *Fluidity and Plasticity*. McGraw-Hill, New York, 1922.
- [Boh98] Bohl, W.: *Technische Strömungslehre*. Vogel Buchverlag, Würzburg, 1998.
- [Bon87] Bonfig, K.W.: *Technische Durchflussmessung*. Vulkan Verlag, Essen, 1987.
- [Bot93] Bottlinger, M.; Kohorst, W.; Bindrich, U.: *Ein On-Line Viskosimeter zur prozessnahen Bestimmung rheologischer Eigenschaften*. Bericht über die 4. Tagung für Lebensmittelrheologie, Veröffentlichung der AG Getreideforschung e.V., Detmold, S. 175-182, 1993.
- [Bra71] Brauer, H.: *Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen*. Verlag Sauerländer, Aarau, 1971.
- [Bre93] Breuker, M.: *Rheologische Probleme in der Lackindustrie*. Applied Rheology 3, S. 48-54, 1993.
- [Bro89] Bronstein, I.N.; Semendjajew, K.A.: *Taschenbuch der Mathematik*. Verlag Harri Deutsch, 24. Auflage, Thun und Frankfurt/Main, 1989.
- [Bud99] Budmiger, Th.: *Verfahren zum Regeln des Spulenstroms von magnetisch-induktiven Durchflussmessern*. Patentschrift EP 0 969 268 A1, 1999.
- [Che85] Cheng, D.C-H.; Hunt, J.A.; Madhvi, P.: *Status Report on Process Control Viscometers: Current Applications and Future Needs*. Warren Spring Laboratory, Stevenage, 1985.

- [CST98] CST GmbH.: *MAFIA 4 documentation*. Computer Simulation Technologie (CST) GmbH, Darmstadt, 1998.
- [Coh95] Cohu, O.; Magnin, A.: *Rheometry of paints with regard to roll coating process*. Journal of Rheology 39 (4), S. 767-785, 1995.
- [Dea90] Dealey, J.M.: *Challenges in process rheometry*. Rheologica Acta 29, S. 519-522, 1990.
- [Eck81] Eck, B.: *Technische Strömungslehre. Band 2: Anwendungen*. Springer-Verlag, Berlin, 1981.
- [End99] Endress + Hauser: *Betriebsanleitung Magnetisch-induktives Durchfluss-Messsystem promag 53*. Nr. 50097082, S. 97, 1999.
- [Eng71] Engl, W.L.: *Der induktive Durchflussmesser mit inhomogenem Magnetfeld. Teil 1: Allgemeine Grundlagen und Lösungen des ebenen Problems. Teil 2: Lösung des räumlichen Problems*. Archiv f. Elektrotechnik 53 (6), S. 344-359, 1970 und Archiv f. Elektrotechnik 54 (5), S. 269-277, 1972.
- [Fro01] Frost & Sullivan: *Durchflussmesser: Wachstum aufgrund neuer Technologien*. Verfahrenstechnik 35 (9), S. 44, 2001.
- [Gah95] Gahleitner, M.; Knogler, B.; Pirgov, W.: *Wie zuverlässig sind rheologische Messungen an Kunststoffschmelzen?* Kunststoffe 85 (7), S. 948-951, 1995.
- [Gal92] Gallegos, C.; Berjano, M.: *Linear viscoelastic behavior of commercial and model mayonnaise*. Journal of Rheology 36 (3), S. 465-477, 1992.
- [Gar94] García-Ochoa, F.; Casas, J.A.: *Apparent yield stress in xanthan gum solutions at low concentrations*. The Chemical Engineering Journal 53, S. B41-B46, 1994.
- [Ger93] Gerhards, C.; Schubert, H.: *Rheologische Charakterisierung von Tafelsenf*. Bericht über die 4. Tagung für Lebensmittelrheologie, Veröffentlichung der AG Getreideforschung e.V., Detmold, S. 77-85, 1993.
- [Gra02] Grabe, M.: *Neue Formalien zur Schätzung von Messunsicherheiten – Ein Beitrag zum Verknüpfen und Fortpflanzen von Messfehlern*. tm – Technisches Messen 69 (3), S. 142-150, 2002.

- [Han00] Hans, A.: *Erläuterungen zur Messgenauigkeit des Rheomags*. Bericht AV 2/00, Institut für Mess- und Regelungstechnik, Universität Karlsruhe (TH), 2000.
- [Han01a] Hans, A.: *Weiterentwicklung eines MIDs zu einem Inline-Messgerät für rheologische Parameter*. atp – Automatisierungstechnische Praxis 43 (7), S. 49-54, 2001.
- [Han01b] Hans, A.: *A Modified Electromagnetic Flowmeter for In-line Monitoring of Rheological Parameters*. Proceedings of 2nd World Congress on Industrial Tomography, Hannover, S. 256-264, 2001.
- [Han01c] Hans, A.: *Erweiterungsmöglichkeiten eines MIDs*. Bericht AV 6/01, Institut für Mess- und Regelungstechnik, Universität Karlsruhe (TH), 2001.
- [Han01d] Hans, A.: *Feldtestmessungen mit einem in-line Viskositätsmesssystem*. Bericht AV 10/01, Institut für Mess- und Regelungstechnik, Universität Karlsruhe (TH), 2001.
- [Han02a] Hans, A.: *Electromagnetic In-line Measurement of Viscosity*. Proceedings of the IEEE Instrumentation and Measurement Technology Conference (IMTC), Anchorage, S. 1023-1028, 2002.
- [Han02b] Hans, A.; Hochstein, B.: *In-line viscometry by using a modified electromagnetic flowmeter*. Proceedings of the 6th European Conference on Rheology (Eurheo), Erlangen, S. 483-484, 2002.
- [Hes01] Hess, A.: *Rheological Measurements: The Easy Way Testing Mayonnaise*. Haake Information V188-E, 2001.
- [Hor98] Horner, B.: *Strömungsprofilunabhängige Magnetisch-Induktive Durchflussmessung mit mehreren Elektrodenpaaren*. Dissertation Universität Karlsruhe (TH), VDI Verlag, Düsseldorf, 1998.
- [Hun95] Hunt, A.: *Beyond flowmetering – Some Measurement Challenges in the Upstream Oil and Gas industry*. Proceedings of ECAPT UMIST (Eds.: Beck, M.S. et al), Manchester, 1995.
- [Jac82] Jackson, J.D.: *Klassische Elektrodynamik*. Walter de Gruyter, Berlin und New York, 2. Auflage, 1982.
- [Jow83] Jowitt, R.; Escher, F.; Hallström, B.; Meffert, H.; Spiess, W.; Vos, G.: *Physical Properties of Food*. Applied Science Publishers, London, 1983.

- [Kes96] Kessler, H.G.: *Lebensmittel- und Bioverfahrenstechnik – Molkereitechnologie*. Verlag A. Kessler, München, 1996
- [Kes01] Kessel, W.: *Der ISO/BIPM-Leitfaden zur Ermittlung der Messunsicherheit*. tm – Technisches Messen 68 (1), S. 5-12, 2001.
- [Kul86] Kulicke, W.-M.: *Fließverhalten von Stoffen und Stoffgemischen*. Hüthig & Wepf, 1986.
- [Lab93] Laba, D.: *Rheological properties of cosmetics and toiletries*. Marcel Dekker inc., New York, 1993.
- [Lor98] Loreface, S.; Rasetti, M.: *Metrological assurance of viscosity measurements*. Measurement 23, S. 1-8, 1998.
- [Mes97] Mesch, F.: *Process tomography – a new trend in industrial flow measurement*. Proceedings of the 5th International Symposium on Fluid Control, Measurement and Visualization (Flucome), Hayama, 1997.
- [Ovi94] Oviatt, H.W.; Brant, D.A.: *Viscoelastic Behavior of Thermally Aqueous Xanthan Solutions in the Semidilute Concentration Regime*. Macromolecules 27, S. 2402-2408, 1994.
- [Pra90] Prandtl, L.; Oswatitsch, K.; Wieghardt, K.: *Führer durch die Strömungslehre*. Vieweg Verlag, Braunschweig, 1990.
- [Pre83] Prentice, J.H.: *Precision and Accuracy in Viscometric Measurements on foods*. Journal of Rheology 27 (6), S. 621-635, 1983.
- [Rac95] Racky, E.D.: *Viskositätsempfinden und meßbare Viskosität bei Shampoos und Haarkonditioniermitteln*. SÖFW-Journal 3, S. 141-154, 1995.
- [Ran87] Rani U.; Bains, G.S.: *Flow behaviour of tomato ketchup*. Journal of Texture Studies 18, S. 125-135, 1987.
- [Reb99] Rebullida Bono, J.: *Inbetriebnahme eines neu aufgebauten Prozessviskosimeters*. Diplomarbeit, Institut für Mess- und Regelungstechnik, Universität Karlsruhe (TH), 1999.
- [Rei69] Reiner, M.: *Rheologie in elementarer Darstellung*. Carl Hanser Verlag, München, 1969.
- [Rei97] Reinhardt, U.: *Rotationsrheometrie – ein Blick in die Zukunft*. Applied Rheology 2, S. 25-31, 1997.

- [Rhe03] Rheometric Scientific: *Rheology of Mayonnaise: Product Texture and Appeal*. Application Brief AB099, www.rheosci.com/library, 2003.
- [Ric71] Richter, H.: *Rohrhydraulik*. Springer-Verlag, Berlin, 1971.
- [Ruc87] Ruck, B.: *Laser-Doppler-Anemometrie*. AT-Fachverlag GmbH, Stuttgart, 1987.
- [Sch22] Schiller, L.: *Die Entwicklung der laminaren Geschwindigkeitsverteilung und ihre Bedeutung für Zähigkeitsmessungen*. Zeitschrift für angewandte Mathematik und Mechanik, Heft 2, S. 96-106, 1922.
- [Sch74] Schommartz, G.: *Induktive Strömungsmessung*. VEB Verlag Technik, Berlin, 1974.
- [Sch00] Schramm F.: *Untersuchung des Einflusses von Strömungsstörungen auf die Bestimmung der Viskosität mit einem magnetisch-induktiven Durchflussmesser*. Diplomarbeit, Institut für Mess- und Regelungstechnik, Universität Karlsruhe (TH), 2000.
- [She54] Shercliff, J.A.: *Relation between the velocity profile and the sensitivity of electromagnetic flowmeters*. Journal of Applied Physics 25, S. 817-818, 1954.
- [She62] Shercliff, J.A.: *The theory of electromagnetic flow-measurement*. Cambridge University Press, Cambridge, 1962.
- [Ske67] Skelland, A.H.P.: *Non-Newtonian Flow and Heat Transfer*. John Wiley & Sons, New York, 1967.
- [Spu89] Spurk, J.H.: *Strömungslehre*. Springer-Verlag, Berlin, 1989.
- [Ste92] Steffe, J.F.: *Rheological methods in food process engineering*. Freeman Press, East Lansing, 1992.
- [Str00] Strohrmann, G.: *Messtechnik im Chemiebetrieb*. Oldenbourg Industrieverlag, München, Wien, 2000.
- [Trä95] Trächtler, A.; Wernsdörfer A.: *Direct Algebraic Reconstruction in Electromagnetic Flow Tomography*. Frontiers in Industrial Process Tomography (Eds.: Scott, D.M.; Williams, R.A.), Engineering Foundation, New York, S. 159-170, 1995.

- [Trä97] Trächtler, A.; Horner, B.; Schupp, D.: *Tomographische Methoden bei der induktiven Durchflussmessung zur Bestimmung von Strömungsprofilen und -parametern*. tm – Technisches Messen 64 (10), S. 365-373, 1997.
- [Trä01] Trächtler, A.: *Tomographische Methoden in der Messtechnik*. Habilitation Universität Karlsruhe (TH), VDI Verlag, Düsseldorf, 2001.
- [Tru96] Truckenbrodt, E.: *Fluidmechanik. Band 1: Grundlagen und elementare Strömungsvorgänge dichtebeständiger Fluide*. Springer-Verlag, Berlin, 1996.
- [Wei93] Weipert, D.; Tscheuschner, H.-D.; Windhab, E.: *Rheologie der Lebensmittel*. Behr's Verlag, Hamburg, 1993.
- [Zoe78] Zoehl, H.; Kruschik, J.: *Strömung durch Rohre und Ventile*. Springer-Verlag, Wien, 1978.