

Modellbildung und Vorabschätzung für das Betriebsverhalten eines Planetwalzenextruders

Dissertation zur Erlangung des
akademischen Grades Doktor-Ingenieur (Dr.-Ing.)

vorgelegt der Fakultät für Maschinenbau
der Technischen Universität Ilmenau

von Dipl.-Ing. (FH) Johannes Rudloff

1. Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Florian Puch
2. Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Martin Bastian
3. Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Volker Schöppner

Tag der Einreichung: 03.05.2021

Tag der wissenschaftlichen Aussprache: 11.11.2021

DOI: 10.22032/dbt.50333

URN: urn:nbn:de:gbv:ilm1-2021000356

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am SKZ.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. Florian Puch, Leiter des Fachgebiets Kunststofftechnik an der TU Ilmenau für die Möglichkeit zur externen Promotion und für die wertvollen Anregungen und Diskussionen, die wesentlich für das Gelingen der Arbeit waren. Mein besonderer Dank gilt auch Herrn Prof. Dr.-Ing. Michael Koch†, bei dem ich mit dieser Arbeit beginnen konnte, und Herrn Prof. Dr.-Ing. Jean Pierre Bergmann, der mir als kommissarischer Leiter der Fachgebiets Kunststofftechnik stets zu Seite stand. Beide haben maßgeblich zum Erfolg der Arbeit beigetragen. Herrn Prof. Dr.-Ing. Volker Schöppner und Herrn Prof. Dr.-Ing. Martin Bastian danke ich für die Unterstützung als Gutachter dieser Arbeit.

Bedanken möchte ich mich weiterhin bei allen Vorgesetzten, Kollegen und studentischen Hilfskräften des SKZ, die mich bei meiner Tätigkeit unterstützten. Insbesondere möchte ich mich bei Herrn Dr. rer. nat. Thomas Hochrein, Herrn Dr. rer. nat. Johann Erath und Frau Dr.-Ing. Marieluse Lang für die zahlreichen fachlichen Anregungen und die eingeräumten Freiräume zum Anfertigen dieser Arbeit bedanken.

Für die finanzielle Unterstützung, ohne die diese Arbeit nicht durchführbar gewesen wäre, bedanke ich mich bei der Deutschen Forschungsgemeinschaft (DFG) und der Arbeitsgemeinschaft industrieller Forschungsvereinigungen „Otto von Guericke“ e. V. (AiF). Besonderer Dank gilt der Firma ENTEX Rust & Mitschke GmbH für die Bereitstellung einer Versuchsanlage am SKZ.

Ein besonderer Dank gilt auch Herrn Dr.-Ing. Peter Heidemeyer und Herrn Dr.-Ing. Karsten Kretschmer, die mich während ihrer Zeit am SKZ mit einem stets offenen Ohr für Fragen und fachlichen Anregungen begleitet sowie gefördert haben. Weiterhin möchte ich mich bei Herrn Dr.-Ing. Philipp Kloke, Herrn Dr.-Ing. Tobias Herken und Herrn Dr.-Ing. Thomas Birr für die hilfreichen, fachlichen Diskussionen zur Extrudermodellierung und zum Planetwalzenextruder bedanken.

Meiner Frau Corina und meinen Eltern danke ich von Herzen für den Rückhalt und die stetige Unterstützung, die sie mir über die Jahre entgegengebracht haben.

Kurzfassung

Der Planetwalzenextruder hat sich als Spezialist unter den Compoundierextrudern für die Aufbereitung von temperaturempfindlichen Kunststoffen etabliert. Im Vergleich zu anderen Extrusionssystemen ist der Kenntnisstand zum Materialtransport, des Energieeintrags und des Aufschmelzens in der Maschine jedoch mangelhaft. Insbesondere analytische Modelle zur Beschreibung des Prozessverhaltens von Planetwalzenextrudern fehlen vollständig. Dies wird bei der Auslegung und Optimierung von Extrusionsprozessen mit dem Planetwalzenextruder durch die steigende Komplexität der Prozesse zunehmend zum Problem. Diese Arbeit zum Thema „Modellbildung und Vorabschätzung für das Betriebsverhalten eines Planetwalzenextruders“ soll einen Beitrag zur Lösung dieser Herausforderung liefern. In der vorliegenden Arbeit wird eine mathematische Beschreibung der Geometrie- und Geschwindigkeitsverhältnisse im Planetwalzenextruder entwickelt. Darauf aufbauend werden Modellierungsansätze aus der Ein- und Doppelschneckenextrudertheorie an die Geometrie- und Prozessbedingungen des Planetwalzenextruders angepasst. Hierzu werden die Teilbereiche Materialförderung, Plastifizierung, Temperatur- und Leistungseintrag getrennt modelliert und anschließend gekoppelt. Experimentelle Betrachtungen werden dabei für die Modellbildung und Validierung genutzt. Damit steht ein Simulationswerkzeug zur Verfügung, das wichtige Prozesskenngrößen wie Druck, Temperatur, Aufschmelzgrad, Viskosität, Schergeschwindigkeit und Verweilzeit entlang des Planetwalzenextruders bestimmen und darstellen kann. Für die untersuchten Materialien wird in den Berechnungen eine Vorhersageunsicherheit von etwa 20 % erreicht. Die entwickelten Modelle stellen damit einen ersten Schritt für eine simulationsunterstützte Auslegung von Extrusionsprozessen mit dem Planetwalzenextruder dar.

Abstract

The planetary roller extruder has established itself as a compounding specialist for temperature-sensitive materials in the processing of plastics. However, compared to other extrusion systems, the knowledge of the melt transport, energy input and melting processes in the machine is considered to be insufficient. In particular, analytical models describing the process behavior of the planetary roller extruder are missing completely. This is becoming an increasing problem in the design and optimization of extrusion processes with the planetary roller extruder due to the increasing complexity of the extrusion processes. The elaboration on the topic "Modeling and pre-estimation of the operating behavior of a planetary roller extruder" is intended to contribute to solving this challenge. In this work, a description of the geometry and velocity conditions in the planetary roller extruder was developed. Based on this, modeling approaches from the single-screw and twin-screw extruder theories are adapted to the geometry and process conditions of the planetary roller extruder. For this purpose, the areas of material conveying, plastification, temperature development and power input are modeled separately and coupled. Experimental considerations are used for modeling and validation. This provides a simulation tool that displays important process parameters such as pressure, temperature, melting degree, viscosity, shear rate and residence time along the extruder. In the simulations, a prediction inaccuracy of about 20 % is achieved for the investigated materials. The developed models represent a first step towards a simulation-supported design of extrusion processes with the planetary roller extruder.

Inhaltsverzeichnis

1 EINFÜHRUNG	1
2 STAND DER TECHNIK	4
2.1 Historische Entwicklung und Funktionsweise des PWE.....	4
2.2 Untersuchungen zum Prozessverhalten des PWE	7
2.3 Analytische Beschreibung des Prozessverhaltens von Ein- und Doppelschneckenextrudern	9
2.3.1 Schmelzeförderung	10
2.3.2 Aufschmelzen.....	12
2.3.2.1 Aufschmelzmodelle für kompaktierte Feststoffe	15
2.3.2.2 Aufschmelzmodelle für dispers verteilte Feststoffe.....	15
2.3.2.3 Plastische Energie Dissipation (PED).....	16
2.3.2.4 Modellierung des Aufschmelzens von Compounds	17
2.3.3 Leistungseintrag.....	17
2.3.4 Temperaturentwicklung.....	18
2.3.4.1 Temperaturprofilentwicklung über Kanalhöhe	19
2.3.4.2 Temperaturentwicklung über Wärmeaustauschflächen	19
2.3.5 Mischgüte.....	20
2.3.5.1 Distributives Mischen.....	21
2.3.5.2 Dispersives Mischen.....	22
2.4 3D-Simulation von Extrusionsprozessen.....	24
2.5 Resümee und Problemstellung	24
3 ZIELSETZUNG UND VORGEHENSWEISE	27
4 KONSTITUTIVE DATEN ZUR BESCHREIBUNG DES PROZESSVERHALTENS.....	28
4.1 Materialdaten	28
4.1.1 Thermodynamische Daten	29
4.1.2 Rheologische Daten.....	31
4.2 Geometrische Beschreibung.....	32
4.2.1 Einschnecken-Füllteile	32
4.2.2 Walzenteil	34
4.2.3 Anlaufringe.....	41
4.3 Bewegungsprinzip.....	41
4.3.1 Einschnecken-Füllteil	41
4.3.2 Walzenteil	42
5 ANALYSE DES FÖRDERMECHANISMUS	45

5.1	Feststoffförderung	45
5.1.1	Theoretische Beschreibung der Feststoffförderung im Füllteil	45
5.1.2	Theoretische Beschreibung der Feststoffförderung im Walzenteil... ..	46
5.1.3	Validierung des Feststofffördermodells.....	46
5.2	Schmelzeförderung	48
5.2.1	Schmelzeförderung in vollgefüllten Bereichen des Walzenteils	49
5.2.2	Schmelzeförderung in teilgefüllten Bereichen des Walzenteils.....	54
5.2.3	Schmelzeförderung in Anlaufingen.....	54
5.2.4	Validierung der Schmelzefördermodelle	55
5.3	Verweilzeit	58
5.3.1	Experimentelle Ermittlung der Verweilzeit	58
5.3.2	Beschreibung der Mittleren Verweilzeit.....	60
5.3.3	Beschreibung der Minimalen Verweilzeit.....	61
6	ANALYSE DES PLASTIFIZIERVORGANGS	65
6.1	Experimentelle Untersuchung des Aufschmelzverhaltens	65
6.1.1	Versuchsdurchführung.....	65
6.1.2	Diskussion des Aufschmelzverhaltens von HDPE	66
6.1.3	Diskussion des Aufschmelzverhaltens von PS	70
6.2	Modellvorstellung zum Aufschmelzen	71
6.3	Mathematische Beschreibung des Aufschmelzbeginns für Granulate... ..	72
6.3.1	Feststofftemperaturerhöhung durch erzwungene Konvektion	72
6.3.2	Feststofftemperaturerhöhung durch Wärmeleitung in den Massestrom	76
6.3.3	Feststofftemperaturerhöhung durch Wärmeleitung in Partikel im Kontakt mit Metalloberflächen	78
6.4	Mathematische Beschreibung des Aufschmelzverlaufs für Granulate... ..	81
6.5	Einfluss der Feststoffpartikelgröße auf den Plastifizierprozess.....	86
6.5.1	Aufschmelzbeginn	86
6.5.2	Aufschmelzverlauf	87
6.6	Plastifizieren gefüllter Materialien	89
7	TEMPERATUR- UND LEISTUNGSBETRACHTUNG	91
7.1	Abschätzung der Wärmeübergangskoeffizienten	92
7.2	Leistungsberechnung	93
7.3	Berechnung der Schergeschwindigkeit	94
7.3.1	Abschätzung der maximalen Schergeschwindigkeit im Spalt	94
7.3.2	Abschätzung der Schergeschwindigkeit im Kanal	96

7.3.3	Abschätzung der mittleren Schergeschwindigkeit im Walzenteil.....	97
7.3.4	Abschätzung der Schergeschwindigkeit in Anlaufingen.....	101
7.4	Abschätzung der Massetemperatur	101
8	PROGRAMMTECHNISCHE UMSETZUNG	102
9	FEHLERBETRACHTUNG	107
10	ANWENDUNGSBEISPIEL	110
11	ZUSAMMENFASSUNG, FAZIT & AUSBLICK.....	114
11.1	Zusammenfassung.....	114
11.2	Fazit	116
11.3	Ausblick.....	117
12	SYMBOLVERZEICHNIS	119
12.1	Lateinische Symbole	119
12.2	Griechische Symbole	124
13	LITERATURVERZEICHNIS	127
14	ANHANG	134
14.1	Materialdaten	134
14.2	Versuchsplan zur Verweilzeitbestimmung mittels LLDPE	135
14.3	Sensitivitätsanalyse.....	136
14.3.1	20 Stützstellen.....	136
14.3.2	50 Stützstellen.....	138
14.3.3	200 Stützstellen.....	140
14.3.4	1000 Stützstellen.....	142

1 EINFÜHRUNG

Die Herstellung von Produkten aus thermoplastischen Kunststoffen kann im Wesentlichen in die drei Schritte Synthese, Aufbereitung und Verarbeitung unterteilt werden [Her90, Bon14]. Ein Überblick über die relevanten Prozessschritte und die dabei eingesetzten Verfahren ist in Abbildung 1-1 dargestellt. In der Synthese werden aus monomeren Bestandteilen durch Polymerisation, Polykondensation oder Polyaddition Rohpolymere chemisch hergestellt. Diese Rohpolymere müssen im folgenden Aufbereitungsschritt in ihrem Eigenschaftsprofil auf eine spätere Weiterverwendung und Anwendung hin modifiziert werden. Erst durch die Aufbereitung werden die meisten Kunststoffe für verschiedene Anwendungen einsatzfähig [Koh16, Pah85].



Abbildung 1-1: Prozesskette bei der Herstellung und Verarbeitung von Kunststoffen [Bon14]

In allen drei Schritten, schwerpunktmäßig aber in den Bereichen Aufbereitung und Verarbeitung kommen heutzutage Schneckenmaschinen, sogenannte Extruder zum Einsatz. Diese Extruder können nach der Anzahl der eingesetzten Schnecken und ihrer Funktionsweise unterschieden werden. Einen Überblick über die gebräuchlichsten Systeme gibt Abbildung 1-2.

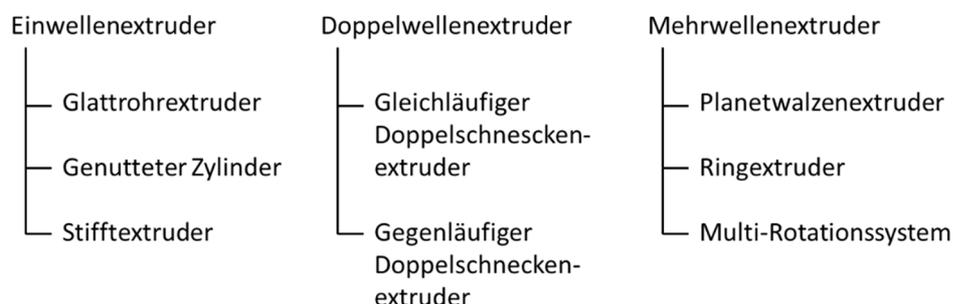


Abbildung 1-2: Einteilung der Extruder nach Wellenzahl (nach [Koh16])

Die Extrudertypen ähneln sich in ihren Aufgaben, unterscheiden sich aber deutlich in ihrer Geometrie. In Abbildung 1-3 sind zur Verdeutlichung die Geometrien der verschiedenen Extruderkonzepte schematisch dargestellt.

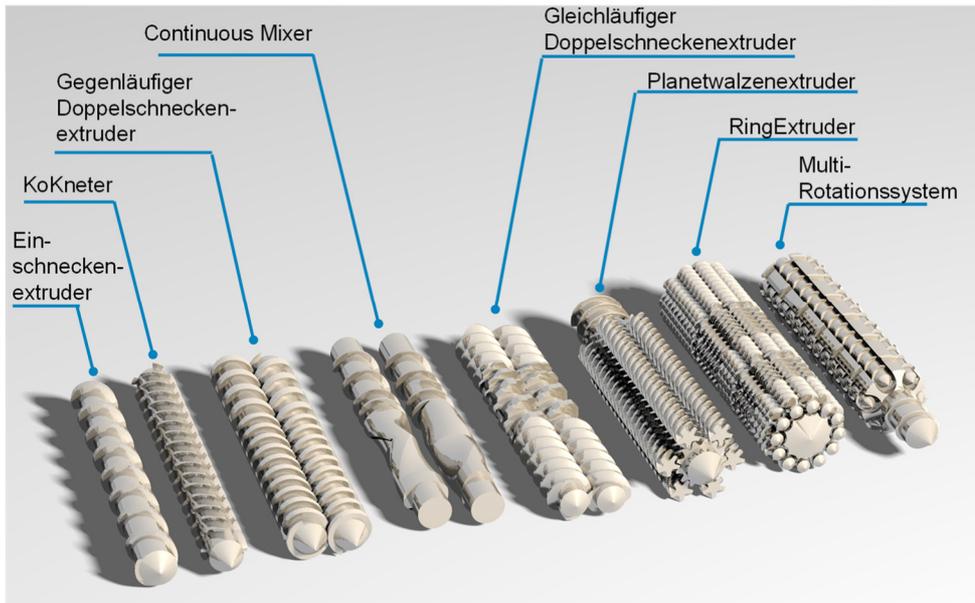


Abbildung 1-3: Schematischer Überblick der Geometrie verschiedener Extrudertypen

Dabei bieten die unterschiedlichen Systeme je nach Produkt und Anforderungen spezifische Vorteile [Koh16]. Einschneckenextruder und gegenläufige Doppelschneckenextruder werden vorwiegend im Verarbeitungsschritt für die Herstellung von Produkten und Halbzeugen wie Rohren, Profilen oder Folien eingesetzt. Ihre Aufgaben erstrecken sich dabei im Wesentlichen auf Plastifizieren und Druckaufbau. Homogenisieren und Entgasen ist ebenfalls auf diesen Maschinen möglich. Für die Aufbereitung von Kunststoffen ist die Misch- und Entgasungswirkung von Einschnecken- und gegenläufigen Doppelschneckenextrudern häufig aber nicht ausreichend. Für die Aufbereitung von Kunststoffen finden deshalb wegen ihrer Modularität und guten Mischwirkung gleichläufige Doppelschneckenextruder die weiteste Verbreitung [Koh16]. Insbesondere bei scher- und temperaturempfindlichen Materialien stößt jedoch auch dieser Maschinentyp an seine Grenzen. Doppelschneckenextruder bringen im Eingriffsbereich der beiden Schnecken ein hohes Maß an Scherenergie in die Schmelze ein. Zudem ist die Zylinderoberfläche im Verhältnis zum Schmelzevolumen zu gering, um einem Temperaturanstieg durch ausreichende Kühlung entgegenzuwirken. Dies führt beispielsweise dazu, dass die Massetemperatur nicht in ausreichendem Maß kontrolliert werden kann. Daher gibt es für empfindliche Materialien einen Bedarf an weiteren Aufbereitungsmaschinen.

Mit dem Planetwalzenextruder (PWE) ist ein Maschinentyp verfügbar, welcher aufgrund seiner Bauweise bei vergleichbarer Anlagengröße ein größeres Oberflächen-/Volumenverhältnis als Ein- oder Doppelschneckenextruder aufweist. Somit besitzt der PWE hinsichtlich Temperaturkontrolle großes Potential. Dies führt in Kombination mit den kontinuierlich steigenden Anforderungen an Aufbereitungsprozesse dazu, dass der PWE stetig an Bedeutung gewinnt. Durch die vielseitigen Einsatzmöglichkeiten des PWE ist er ideal für die Verarbeitung von scher- und temperaturempfindlichen Kunststoffen, Kautschuken, thermoplastischen Elastomeren, Lebensmitteln und Klebstoffen. Die kontinuierliche Weiterentwicklung der Spindeln und die Entwicklung neuer Baureihen verhelfen dem

PWE dazu, in immer neue Einsatzgebiete vorzudringen und die Durchsätze bei gleichbleibender Qualität zu steigern. So ist der PWE mittlerweile „Spezialist“ für die Herstellung hochgefüllter Compounds und sogar in der Farbindustrie zur Herstellung von Pulverlacken zu finden [Rus06].

Trotz der verfahrenstechnischen Vorteile des PWE stellt sich die Auslegung der Prozesse immer wieder als problematisch dar. Dies liegt zum einen an dem mangelnden Prozesswissen über die Vorgänge im PWE und zum anderen an der fehlenden Möglichkeit, die experimentelle Auslegung des Extruders durch Simulationen zu unterstützen. Deshalb werden in dieser Arbeit Prozessmodelle und eine Simulationsmethodik für den PWE entwickelt.

2 STAND DER TECHNIK

2.1 HISTORISCHE ENTWICKLUNG UND FUNKTIONSWEISE DES PWE

Der PWE wurde ursprünglich für die Verarbeitung von Polyvinylchlorid (PVC) entwickelt. Noch heute liegt dort eines seiner Hauptanwendungsgebiete. In der PVC-Verarbeitung führten die immer größer werdenden Ansprüche Ende der 50er Jahre dazu, nach einem System zu suchen, das in der Lage war die „dry blend“ genannten Pulvermischungen direkt zu verarbeiten. Die Homogenisierung auf Einschneckenextrudern ist hierfür in vielen Fällen nicht ausreichend, denn die Schmelze wird aufgrund des Fördermechanismus nur unzureichend durchmischt. Zur Verbesserung der Homogenisierung entsteht ein Maschinenverfahren mit einer geraden Verzahnung, das einer konventionellen Einschnecke nachgeschaltet wird. In den 60er Jahren wird durch die Weiterentwicklung des vorhandenen Systems der PWE mit 45° Verzahnung als eigenständiges Extrusionsverfahren etabliert. Die wesentliche Idee bei der Entwicklung dieser Maschine ist es, das Konzept der bekannten und diskontinuierlich arbeitenden Mischwalzwerke auf eine kontinuierliche Maschine zu übertragen. Der Aufbau der Maschine wird in den folgenden Jahren stetig weiterentwickelt.

Der prinzipielle Aufbau moderner Maschinen ist in Abbildung 2-1 dargestellt. Das Material wird über die Einfüllöffnung (1) am Füllteil (2) zugeführt. Das Füllteil ist hier vergleichbar der Einzugszone von konventionellen Einschneckenextrudern. Eine wesentliche Funktion des Füllteils besteht in der Aufnahme des Materials und der drucklosen Förderung des unplastifizierten Materials in das anschließende Planetenzahnradteil. Dieser Abschnitt besteht aus einer Hauptspindel (4), alternativ als Zentralspindel bezeichnet, um die eine variable Anzahl an Planetenspindeln (3) rotiert. Zylinder und Hauptspindel sind dabei mit einer Flüssigtemperierung ausgestattet (5 und 6).

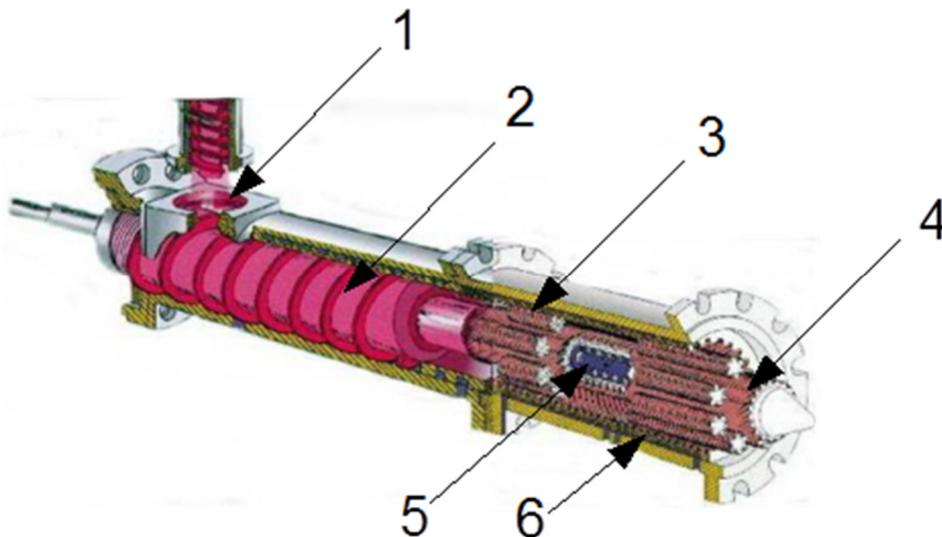


Abbildung 2-1: Aufbau des PWE mit den Hauptkomponenten Einfüllöffnung (1), Füllteil (2), Planetenspindeln (3), Hauptspindel (4) und Temperierung (5 und 6) [Rus06]

Während des Durchlaufens des Planetwalzenteils wird das Material temperiert, plastifiziert, dispergiert, entgast und homogenisiert. Am Ende des Walzenzylinders wird die Masse, z. B. über eine Runddüse, einen offenen Vorring oder eine Granuliereinheit dem Nachfolgeaggregat zugeführt.

Das Planetwalzenteil ist ähnlich einem Planetengetriebe mit großer Länge und 45°- Schrägverzahnung aufgebaut. Der Antrieb erfolgt über die Hauptspindel, die wiederum das Drehmoment auf die Planeten überträgt und verteilt. Diese rollen im 45°- schrägverzahnten Zylinder ab. Durch die Schrägverzahnung des Planetensystems kommt es zu einem Auswalzen des Materials und gleichzeitig erhält die Masse eine axiale Geschwindigkeitskomponente. Diese bewirkt einen Transport des Materials zum Austritt des Walzenteils. Verfahrenstechnisch kann der PWE deshalb mit einem kontinuierlichen Mischwalzwerk verglichen werden [HKP89]. Der wesentliche verfahrenstechnische Vorteil des PWE liegt in der Kombination eines schonenden Aufbereitungsverfahrens mit einem kontinuierlichen Prozess. Die Temperierung der Walzenzylinder und Hauptspindel erlauben es, die Massetemperatur von sehr hochviskosen Produkten gut zu kontrollieren. Somit können insbesondere gefüllte Kunststoffe extrudiert werden, ohne dass die Massetemperatur einen kritischen Wert überschreitet.

Des Weiteren ist es möglich, den PWE in modularer Bauweise aufzubauen. Bei dieser Bauweise werden mehrere Walzenzylinder (Module) aneinander geflanscht. Während die Hauptspindel die gesamte Verfahrenslänge abdeckt, kann jedes Modul mit unterschiedlicher Anzahl an Planetenspindeln bestückt werden. Die einzelnen Zylinderabschnitte sind über Zwischenanlaufringe miteinander verbunden. Die Planetenspindeln laufen wie in Abbildung 2-2 anhand der Geschwindigkeitskomponenten v_a (axial) und v_r (rotation) verdeutlicht gegen diese Anlauf- ringe. Über die Bestückung der Planetenspindeln und die Variation des Anlauf- ringdurchmessers kann die Verweilzeit der Schmelze und der Druckaufbau variiert werden.

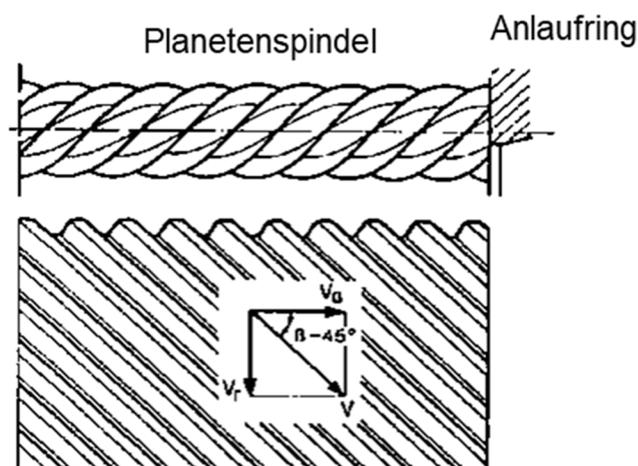


Abbildung 2-2: Schematische Darstellung der Geschwindigkeitsverhältnisse am Anlauf- ring [HKP89]

Das modulare System ermöglicht durch die Variation der Verfahrenslänge und eine Anpassung der Module an Verfahrensaufgaben wie Entgasen, Materialzugabe und Kühlen. Damit kann eine schonende Aufbereitung von schwer dispergier- und homogenisierbaren Materialien wie etwa Recyclingware, Klebmassen, Kautschuk usw., erreicht werden [Pol02].

In Abbildung 2-3 ist schematisch ein PWE dargestellt und charakteristische Prozessgrößen sind exemplarisch über die Extruderlänge aufgetragen. Eine solche Anlage kann z. B. zur Herstellung eines gefüllten Compounds eingesetzt werden. Der PWE wird für diesen Prozess analog zu Doppelschneckenextrudern in verschiedene Verfahrenszonen eingeteilt.

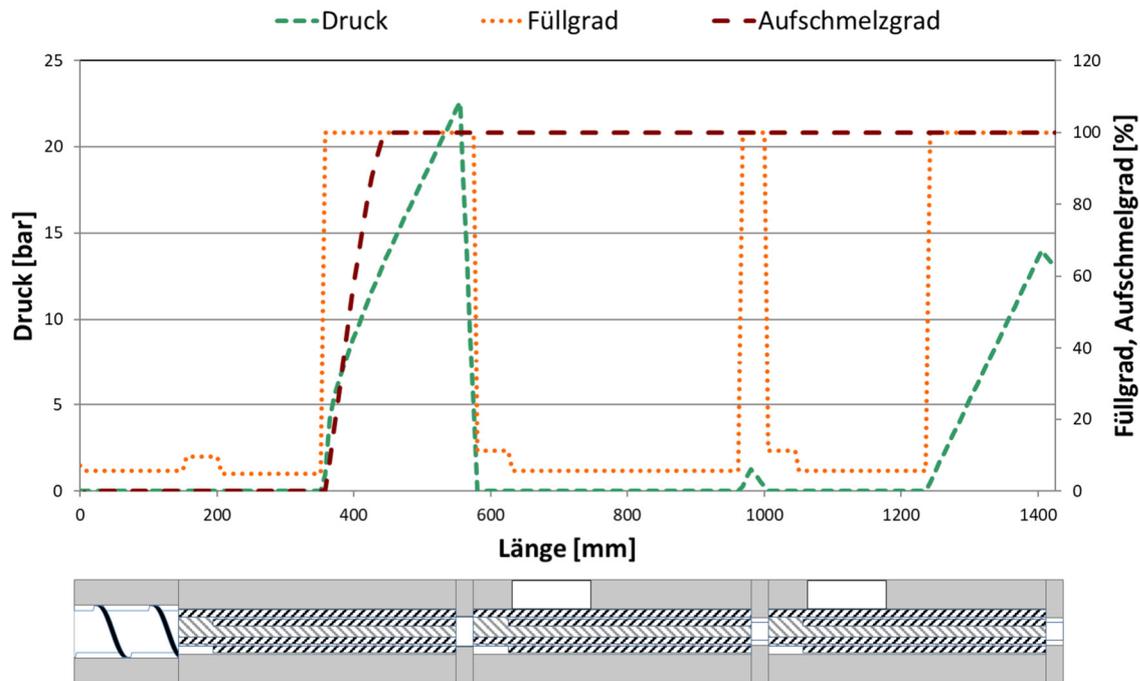


Abbildung 2-3: Schematische Darstellung eines PWE für eine Compoundieranwendung mit qualitativem Druck-, Füllgrad- und Aufschmelzgradprofil über die Extruderlänge

Im Füllteil wird der Kunststoff meist als Granulat zugegeben. Der PWE ist an dieser Stelle teilgefüllt und es findet Feststoffförderung statt. Dies ist ebenfalls im ersten Planetwalzenteil bis zum Aufschmelzbeginn der Fall. Der Aufschmelzbeginn liegt im dargestellten Prozess am Punkt der ersten Vollfüllung. In diesem Abschnitt muss neben dem Plastifizieren der Granulate zudem der durch den ersten Anlaufing erzeugte Druck aufgebracht werden. Nach dem Anlaufing ist wieder eine Teilfüllung vorhanden, sodass Füllstoffe zugegeben werden können. Nach der Zugabe müssen die Füllstoffe eingearbeitet werden. Am Ende des zweiten Planetwalzenmoduls muss zudem der Druck zum Überwinden des zweiten Anlaufings erzeugt werden. Im dritten Planetwalzenmodul kann eine Entgasung der Schmelze erfolgen, bevor der Druck zum Überwinden des letzten Anlaufings und des Werkzeugwiderstands aufgebracht werden muss. Der ausführende Ingenieur hat bei diesem noch relativ einfachen Prozess bereits eine Vielzahl an möglichen Einstellgrößen zur Verfügung, mit denen er die Qualität des Compounds beeinflussen kann. So können neben den Einstellgrößen Durchsatz,

Drehzahl, Zylinder- und Spindeltemperatur auch die Geometrie und Anzahl der Planetenspindeln, die Durchmesser der Anlauffringe und schließlich auch die Extruderlänge und Zugabepositionen variiert werden. Die Herausforderungen beim PWE sind also grundlegend gleich zu denen anderer, modularer Compoundierextruder: Es müssen aus einer Vielzahl von möglichen Optionen optimierte Prozesse festgelegt werden [Kre04]. Um diese optimalen Prozesse festzulegen können neben eigenem Erfahrungswissen und Versuchen auch auf wissenschaftliche Untersuchungen zum Prozessverhalten oder Simulationsprogramme zurückgegriffen werden, wie sie nun mit den Ergebnissen der Arbeit zur Verfügung stehen.

2.2 UNTERSUCHUNGEN ZUM PROZESSVERHALTEN DES PWE

Der PWE ist bereits seit über 50 Jahren im industriellen Einsatz zu finden. Dennoch ist der Wissenstand zu dieser Maschine stark limitiert. Es gibt im Vergleich zu anderen Extrudertypen nur sehr wenige wissenschaftliche Arbeiten, die sich mit dem PWE auseinandersetzen.

Der PWE wurde speziell für die Verarbeitung von PVC entwickelt. Deshalb beschränkt sich ein Großteil der früheren Arbeiten auf PVC. Beispielsweise wird der spezifische mechanische Energieeintrag zum Gelieren von PVC untersucht [VDI93]. Der mechanische Energieeintrag des PWE ist deutlich niedriger als bei Ein- und Zweiwellenextrudern. Dies wird darauf zurückgeführt, dass die zum Aufschmelzen benötigte Energie vorwiegend aus dem temperierten Walzenzylinder durch Wärmeleitung eingebracht wird. In Ein- und Zweiwellenextrudern erfolgt das Aufschmelzen dagegen vorwiegend durch das Einbringen von Scherenergie.

Aktuelle Forschung beschäftigt sich immer noch mit der Verarbeitung von PVC auf dem PWE. So wird z. B. ein Verfahren entwickelt, mit dem PVC ohne vorherige Dry-Blend-Herstellung extrudiert werden kann [Bir17]. Der Fokus neuerer Arbeiten liegt daneben aber auch auf der Verarbeitung anderer Materialien, denn hier liegen die potentiellen Wachstumsmärkte des Plantwalzenextruders. Radovanovic untersuchte in ihrer Dissertation unter anderem das Einarbeiten von Holzfasern in Polypropylen auf verschiedenen Extrusionssystemen [Rad06]. Dabei konnte gezeigt werden, dass sich der PWE für dieses empfindliche Materialsystem hervorragend eignet. Es werden der geringe Scherenergieeintrag und die gute Kontrolle der Massetemperatur als Begründung angeführt. Greger und Taufertshöfer analysieren das Dispergieren auf dem PWE [Gre12, Tau14]. Hierbei wird deutlich, dass der spezifische Energieeintrag über eine Reduzierung des Spalts am Anlaufzwischenring gesteigert werden kann. Der spezifische Energieeintrag korreliert aber nicht zwangsläufig mit der, über mikroskopische Untersuchungen bestimmten, Dispergiertgüte von Farbpigmenten. Birr untersucht die Verarbeitung von Langglasfasergranulaten mittels PWE [Bir15]. Er zeigt, dass durch das Verarbeitungsprinzip des PWE ein geringerer Faserabbau erzielt werden kann, als dies bei vergleichbaren Durchsätzen und Baugrößen von Ein- oder Doppelschneckenextrudern der Fall ist. Dies wird darauf zurückgeführt, dass das Aufschmelzen im PWE vorwiegend durch Wärmeleitung erfolgt. Dies ist faser-

schonender als das vorwiegend über Scherenergieeintrag erfolgende Aufschmelzen in Doppelschneckenextrudern. Birr führt außerdem theoretische Überlegungen zum Schmelzetransport des PWE und erstmals 3D-Simulationen der Transportvorgänge im Walzenteil durch. Dabei wird verdeutlicht, dass ein Schmelzetransport vorwiegend im Eingriffsbereich der Zähne stattfindet (Abbildung 2-4). Im Raum zwischen den Spindeln kommt es aufgrund des im Anlaufring erzeugten Drucks in vollgefüllten Bereichen zu einem Rückfluss des Materials.

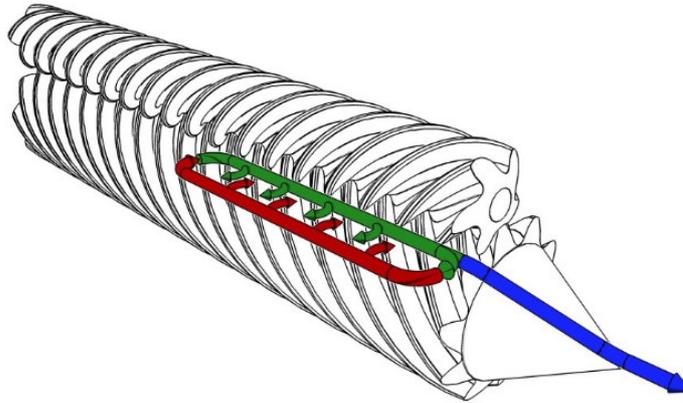


Abbildung 2-4: Schematische Darstellung des Schmelzetransports in vollgefüllten Bereichen, grün: Materialtransport im Zahneingriff, rot: Rückströmung im freien Volumen des PWE, blau: Strömung im Anlaufring bzw. im Extrusionswerkzeug [Bir15]

In Abbildung 2-5 sind Simulationsergebnisse von Birr dargestellt [Bir15]. Es sind Geschwindigkeitskomponenten in Extrusionsrichtung (blau bzw. grün dargestellt) in den Eingriffsbereichen und Geschwindigkeitskomponenten entgegen der Extrusionsrichtung (gelb bzw. rot dargestellt) im Zwischenraum zu erkennen. Die Arbeiten haben aber nur qualitative Aussagekraft. Eine quantitative Auswertung von z. B. Druckgradienten oder Geschwindigkeitsverteilungen erfolgte nicht.

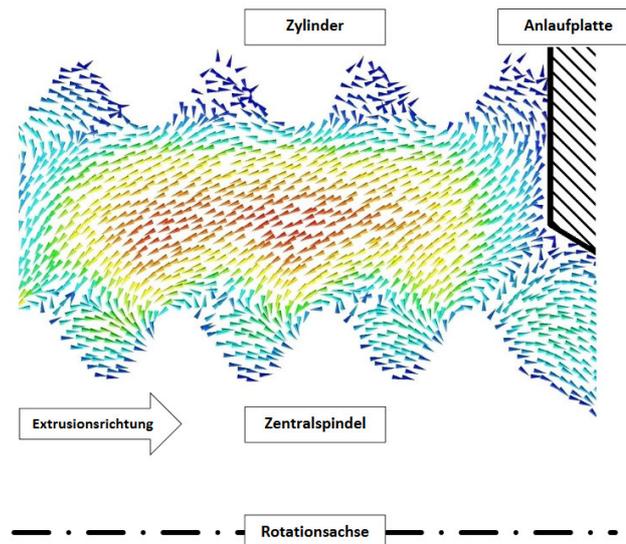


Abbildung 2-5: Simulationsdarstellung der Rückstrombewegung (rot dargestellt) im freien Volumen zwischen zwei Planetenspindeln [Bir15]

Detaillierte Untersuchungen mit dem Ziel das Prozessverhalten des PWE über physikalisch-mathematische Modelle zu beschreiben, wurden ausschließlich von Limper et. al durchgeführt [LSF02]. Im Rahmen der Arbeiten wird eine Beschreibung der Schmelze-Axialgeschwindigkeiten in teilgefüllten Bereichen des Extruders entwickelt. Diese kann als Ausgangsbasis für die Beschreibung des Schmelzetransports und darauf aufbauend der weiteren Prozesse im PWE genutzt werden. Eine solche Beschreibung des Prozessverhaltens wird aufgrund der Komplexität des PWE jedoch nicht erreicht.

2.3 ANALYTISCHE BESCHREIBUNG DES PROZESSVERHALTENS VON EIN- UND DOPPELSCHNECKENEXTRUDERN

Im Gegensatz zu den wenigen Arbeiten über den PWE gibt es umfangreiche Arbeiten zur Modellierung von Einschneckenextrudern und gleichsinnig drehenden Doppelschneckenextrudern. Ein Schwerpunkt der Forschung liegt auf der Modellierung der Extrusionsprozesse. Darauf aufbauende Simulationsprogramme zur Extruder- bzw. Prozessauslegung mit eindimensionaler Darstellungsweise haben sich für diese Extrudertypen etabliert. Eine Übersicht an Simulationsprogrammen ist in Tabelle 2-1 dargestellt. Für Einschneckenextruder ist vor allem das Programm REX der Universität Paderborn weit verbreitet [PHR94]. Im Bereich der Simulation von gleichläufigen Doppelschneckenextrudern sind SIGMA der Universität Paderborn [KTP13], Morex des IKV Aachen [HaS01, HaS02], Ludovic der Firma Sciences Computers Consultants [VVD98, CCV00] und Akron Twin Screw der Universität Akron [WhC94] zu nennen. Akron Twin Screw kann auch für gegenläufige Doppelschneckenextruder eingesetzt werden. Für andere Extruder-Bauarten sind keine Simulationsprogramme bekannt. In dieser Arbeit soll ein 1-dimensionales Simulationsprogramm mit der Bezeichnung „SimPla“ für den PWE entwickelt werden.

Tabelle 2-1: Übersicht über Extruder-Simulationsprogramme

Extruder-typ	Ein-schnecken-extruder	Gleichdrall-Doppel-schnecken-extruder	Gegendrall-Doppel-schnecken-extruder	Ring-extruder	Ko-Kneter	PWE
1D-Pro-gramme	REX ExtruCAD Extrud Pass Chemextrud	Morex Ludovic SIGMA Acron-Twin-Screw	Acron-Twin-Screw	Keine bekannt		SimPla (Ent-wicklungs-ziel)
2D-Pro-gramme	Bilan	Keine bekannt				
3D-Pro-gramme	Universell einsetzbar Fenite Elemente Methode (FEM): z. B. Polyflow, Fidap, FEAT-Flow Fenite Volumen Metehode (FVM): z. B. CFX, Fluent, OpenFOAM Boundary Elemente Methode (BEM): z. B. BEMflow					

In den aufgeführten Arbeiten zu den verschiedenen Simulationsprogrammen fällt auf, dass sich Unterschiede in den Modellierungsansätzen aufgrund der Geometrie der Extrudertypen und der Beschickung des Extruders ergeben. Die grundlegend auftretenden Mechanismen bei der Extrusion sind jedoch für viele Extruderbauarten ähnlich. So wird z. B. Schmelzeförderung sowohl für Ein- und Doppelschneckenextruder über eine Überlagerung von Schlepp- und Druckströmung beschrieben. Somit stellen die den Simulationsprogrammen zugrundeliegenden Untersuchungen und Prozessmodelle eine Ausgangsbasis zur Beschreibung des Prozessverhaltens des PWE dar. Im Folgenden wird deshalb der Kenntnissstand für Ein- und Zweiwellenextruder betrachtet. Dabei wird sich vornehmlich auf diejenigen Arbeiten konzentriert, welche eine analytische Prozessbeschreibung ermöglichen oder grundlegende Erkenntnisse für die in dieser Arbeit untersuchten Problemstellungen liefern. Bei dieser Betrachtung ist eine Aufteilung in die relevanten Teilprozesse sinnvoll, denn dieses Vorgehen wird auch häufig bei der Modellierung gewählt.

2.3.1 SCHMELZEFÖRDERUNG

Die Grundlagen zur Beschreibung der Schmelzeförderung werden für Einschneckenextruder bereits in den 60er Jahren geschaffen. Dabei wird der Schneckenkanal in einer ebenen Abwicklung betrachtet. Griffith stellte einen Ansatz für die Berechnung der Geschwindigkeiten und Temperaturprofile in einem flachen, unendlich langen und breiten Kanal von nicht-kompressiblen, nicht-isothermen und strukturviskosen Strömungen vor [Gri62]. Tadmor betrachtet das Verhältnis von Kanaltiefe zu Schneckendurchmesser und untersucht ausführlich den Einfluss der Verfahrensparameter auf den Druckaufbau [TaZ78]. Von Potente wird die Schmelzeförderung durch eine Überlagerung von Schlepp- und Druckströmung in einem abgewickelten Rechteckkanal beschrieben [Pot86]. In Abbildung 2-6 sind schematisch die dabei auftretenden Geschwindigkeitsverhältnisse dargestellt.

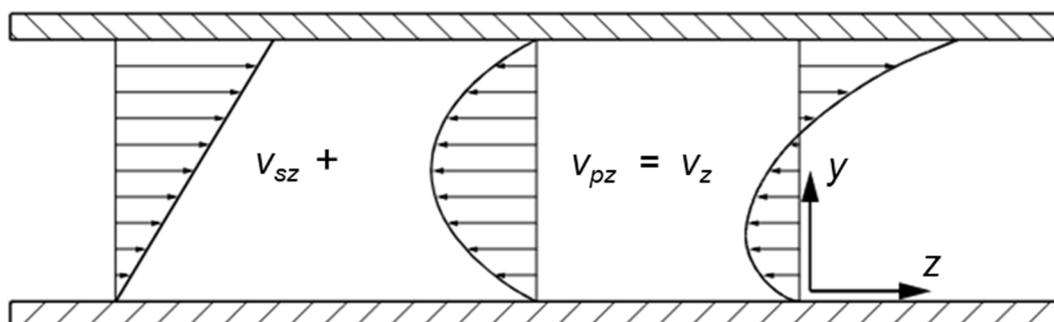


Abbildung 2-6: Schematische Darstellung der Überlagerung von Schleppströmungsgeschwindigkeit v_{sz} und Druckströmungsgeschwindigkeit v_{pz} in einem Rechteckkanal

Dabei ergibt sich für Extruder aufgrund der Gangsteigung des Schneckenkanals eine zweidimensionale Strömung. Dieser Strömungsfall ist für strukturviskose Schmelzen analytisch nicht mehr geschlossen lösbar [Pot86]. Um das Transportverhalten dennoch verallgemeinert beschreiben zu können werden dimensionslose Kennzahlen zur Beschreibung von Druckgradient und Volumenstrom defi-

niert. Der wesentliche Vorteil dieses Vorgehens ist, dass die Einflüsse von Geometrieparametern und Strukturviskosität über Approximationsfaktoren, die die beiden Kennzahlen miteinander verknüpfen, berücksichtigt werden können. Diese Approximationsfaktoren können aus experimentellen Untersuchungen oder numerischen Simulationen bestimmt werden. Diese grundlegende Vorgehensweise wird aktuell immer noch in der Einschneckenextrudersimulation angewandt. Die Approximationsfaktoren werden aber kontinuierlich verbessert. So erfolgt die Approximation beispielsweise im ersten Ansatz über lineare Gleichungen zur Beschreibung der Strukturviskosität für den gesamten Wertebereich. In einem erweiterten Modell werden zur Verbesserung der Modellgüte abhängig vom dimensionslosen Volumenstrom und der Gangsteigung nichtlineare Korrekturfaktoren definiert.

Basierend auf der Erkenntnis von Erdmenger [ERD64], dass Gleichdrall-Doppelschneckenextruder genauso wie Einschneckenextruder ein axial offenes System darstellen und die Fördereigenschaften beider Extrudertypen vergleichbar sind, werden viele grundlegende Erkenntnisse aus der Einschneckenextrudertheorie auf gleichläufige Doppelschneckenextruder übertragen. Dabei muss aber eine grundsätzliche Unterscheidung der Maschinen hinsichtlich ihrer Betriebsweise getroffen werden. Einschneckenextruder sind meist aus dem vollen Trichter betrieben. Dies hat zur Folge, dass diese Extruder in der Regel vollgefüllt sind und der Bestimmung des Durchsatzes bei einer vorgegebenen Drehzahl eine zentrale Rolle zukommt. Gleichläufige Doppelschneckenextruder werden dagegen dosiert betrieben. Dies führt dazu, dass der Durchsatz von der Drehzahl entkoppelt wird und die Maschinen über weite Bereiche teilgefüllt sind. Deshalb steht bei Doppelschneckenextrudern in der Förderbetrachtung die Länge von vollgefüllten Bereichen bzw. der Füllgrad in teilgefüllten Bereichen im Vordergrund. Die Problemstellung für den PWE ähnelt aufgrund der dosierten Fahrweise der des gleichsinnig drehenden Doppelschneckenextruders. D. h. der Durchsatz kann im PWE, als von der Dosierung vorgegeben betrachtet werden. Dementsprechend müssen vollgefüllte Bereiche bzw. Füllgrade im PWE berechnet werden.

Von Werner wird zur Beschreibung des Förderverhaltens in Doppelschneckenextrudern eine Abwicklung der Schneckenkanäle in die Ebene vorgeschlagen [Wer76]. Dies ist so auch für Einschneckenextruder üblich. Basierend darauf werden analytische Lösungen über vereinfachende Annahmen für newtonsche Fluide entwickelt [Boo80, DeH80, Wer76]. Eine Einbeziehung des Eingriffsbereichs in das Druck-Durchsatzverhalten erfolgt von Szydlowski und White auf der Basis des von Tadmor und Gogos entwickelten „Flow Analysis Network“ (FAN) [SzW87]. Von Anshl wird ein Modell vorgeschlagen, welches auf einem flächengleichen Rechteckkanal basiert und die dichtkämmende Geometrie der Schnecken vernachlässigt [Ans93]. Grundlage des Modells ist, wie auch bei Einschneckenextrudern die Approximation von dimensionslosen Druck-Durchsatzkennlinien. So ist es möglich, eine zweidimensionale Schmelzeströmung unter Berücksichtigung des strukturviskosen Fließverhaltens und der Leckströmung zu berechnen. Der Eingriffsbereich wird als zusätzlicher Kanalabschnitt berücksichtigt. Melisch entwickelt diese Methode durch umfassendere Approximationen weiter

[Mel98]. Kretschmer beschreibt das Förderverhalten für komplexe Mischelemente durch die Kopplung von einfachen Fließkanälen [Kre04]. Das strukturviskose Verhalten der Schmelze in den vereinfachten Kanälen wird dabei ebenfalls durch die Approximation von FEM-Rechnungen wiedergegeben. Aufgrund dieser Erfolge bei der Beschreibung von komplexen Fließkanälen in Doppelschneckenextrudern mit einfachen Fließkanälen erscheint es vielversprechend diese Vorgehensweise auch auf den PWE anzuwenden.

Der Füllgrad in teilgefüllten Bereichen wird von Anzahl über das Verhältnis von gefüllter Querschnittsfläche zu freier Querschnittsfläche wiedergegeben [Ans93]. In diesem Modell ist aber problematisch, dass für die Flächenberechnung aufgrund des Ersatzkanals die Kanalbreite und -höhe unbekannt sind, weshalb eine iterative Berechnung notwendig ist. Einfacher ist die Vorgehensweise, den Füllgrad über das Verhältnis von dosiertem Volumenstrom zu maximal förderbarem Schleppvolumenstrom zu bestimmen [Kre04]. Dabei werden mit weniger Rechenaufwand vergleichbare Genauigkeiten erzielt. Dieser Modellierungsansatz zur Beschreibung des Füllgrads ist auch auf den PWE anwendbar.

2.3.2 AUFSCHELMELZEN

Eine ganzheitliche Beurteilung eines Extrusionsprozesses kann nur erfolgen, wenn der Aufschmelzverlauf bekannt ist. Eine Beschreibung der Vorgänge beim Aufschmelzen im PWE ist in der Literatur nicht zu finden. Deshalb wird hier auf die für andere Extrudertypen vorhandenen Arbeiten eingegangen. Es sind umfangreiche Untersuchungen des Aufschmelzverhaltens für Ein- und Doppelschneckenextruder vorhanden [Ans93, Bas00, ChW90, EBB02, GJQ03, Hor87, InM81, Kap86, Koc87, Lin76, Mad59, Mel98, Pap06, Pea77, PSK08, Rao89, Rau93, Sch95, Tad66, TaZ78, Thü08, ZNG01]. Diese bilden eine Ausgangsbasis für die Beschreibung des Aufschmelzens mittels PWE.

Eine wesentliche erste Herausforderung, um das Aufschmelzen in Extrudern mathematisch zu beschreiben, ist es, die Mechanismen beim Aufschmelzen zu klären und den Aufschmelzgrad entlang des Extruders zu ermitteln. Hierfür sind in der Literatur eine Reihe unterschiedlicher experimenteller Methoden angeführt. Eine weitverbreitete Methode zur Ermittlung des Aufschmelzverlaufs sind sogenannte Dead-Stop-Experimente. Bei dieser Art von Versuchen wird zunächst der zu untersuchende Betriebspunkt angefahren. Ist ein stabiler Betriebszustand erreicht, wird der Extruder über den Not-Aus-Knopf rapide gestoppt. Im Anschluss daran werden die Schnecken gezogen und Proben entlang der Schneckenlänge entnommen. Diese werden im Anschluss mikroskopisch ausgewertet.

Je nach Autor und untersuchter Aufbereitungsmaschine unterscheiden sich die Vorgehensweisen zum Ziehen der Schnecken stark. So wird z. B. von Pape die Schmelze im Extruder über Nacht langsam heruntergekühlt [Pap06]. Am nächsten Tag wird der Einschneckenextruder solange beheizt, bis sich ein dünner Schmelzefilm bildet, der es ermöglicht die Schnecke zu ziehen. Dabei kann nicht verhindert werden, dass während des Abkühlens weiteres Material aufschmilzt. Deshalb kommt ein Pigment zum Einsatz, das sich während des Extrusionsprozesses mit dem Material vermischt. Da beim Aufschmelzen im Ruhezustand

keine Mischwirkung stattfindet, wird somit eine optische Auswertung der Proben ermöglicht.

Im Gegensatz dazu werden z. B. von Bastian die Schnecken nach dem Anhalten der Maschine möglichst schnell aus dem Extruder entfernt (vgl. Abbildung 2-7). Dann werden Schmelzproben entnommen und in einer temperierten Presse eingefroren [Bas00]. Im Anschluss erfolgt ebenfalls eine optische Beurteilung der Proben.



Abbildung 2-7: Gezogene Schnecke eines gleichläufigen Doppelschneckenextruder mit teilweise aufgeschmolzenen Granulaten [Bas00]

Bei diesen sog. Dead-Stop-Untersuchungen handelt es sich um sehr zeitaufwändige Experimente. Deshalb werden häufig auch Schmelzproben im laufenden Betrieb entnommen, um den Aufschmelzgrad zu bestimmen. Damit der Aufschmelzgrad entlang des Extruders bestimmt werden kann, muss der Zylinder in Extrusionsrichtung mit mehreren Entnahmestellen ausgestattet sein. Diese können z. B. über Bypassöffnungen realisiert werden. Im normalen Betrieb sind diese über Bolzen verschlossen. Sollen Proben entnommen werden, wird der Bolzen gezogen und die Schmelze kann aus der Öffnung entweichen. Diese so entnommenen Proben werden (vgl. Abbildung 2-8), wie auch bei den Dead-Stop-Experimenten, im Anschluss eingefroren und optisch bewertet [Bas00, EBB02].

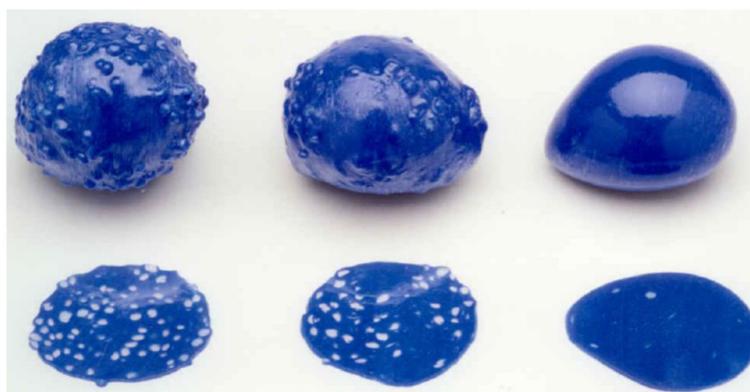


Abbildung 2-8: Mittels Probeentnahmeplatten entnommene, erkaltete Proben mit un-aufgeschmolzenen Granulaten [EBB02]

Von Thümen wird das Aufschmelzverhalten online charakterisiert [Thü08]. Hierfür kommt ein Breitschlitzwerkzeug mit einem Sichtfenster zum Einsatz (vgl. Abbildung 2-9 links). Das Sichtfenster ermöglicht es, Aufnahmen der Schmelze mit einer Kamera anzufertigen. Mit dieser Methode können Schmelze und Feststoff gut unterschieden werden (vgl. Abbildung 2-9 rechts). Aufgrund des Versuchsaufbaus kann im Sichtfenster allerdings nur der Aufschmelzgrad am Ende des

Extruders beurteilt werden. Dies ermöglicht somit eine Überprüfung, ob das Material bei unterschiedlichen Betriebspunkten am Extruderende vollständig aufgeschmolzen ist. Der Aufschmelzverlauf entlang des Extruders kann mit diesem Verfahren jedoch nicht ermittelt werden.

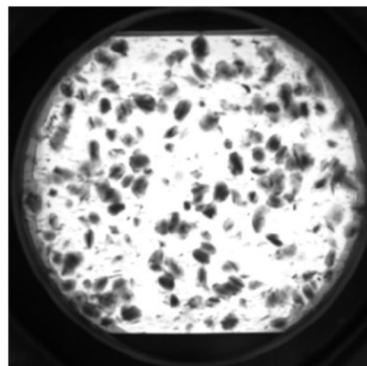
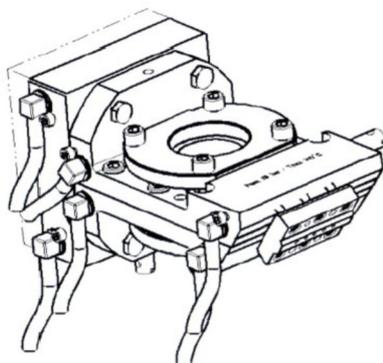


Abbildung 2-9: Werkzeug zur optischen Begutachtung der Schmelze am Extruderende (links) und exemplarische Aufnahme (rechts) [Thü08]

Durch den Einsatz neuer Messtechnik sind in den letzten Jahren Inline-Messmethoden entwickelt worden. Diese ermöglichen, den Aufschmelzverlauf im laufenden Prozess zu analysieren. Dafür kann z. B. im Schneckenbereich eines gegenlaufenden Doppelschneckenextruders eine Ultraschallsonde in Reflexionsanordnung angebracht werden [WaM04]. Der Ultraschallwandler wird dabei direkt auf die Schneckenachse ausgerichtet. So kann das Aufschmelzverhalten von unterschiedlichen PVC-Compounds mit Additiven und Füllstoffen zwischen Zylinderwand und Schneckensteg sowie Zylinderwand und Schneckengrund qualitativ untersucht werden. Für eine quantitative Anwendung sind jedoch noch weitere Forschungsarbeiten notwendig.

Eine weitere Messtechnik wird von Noriega entwickelt [Nor02]. Dieses System ermöglicht es, Versuchsdaten und -bilder vom Innern eines Einschneckenextruders durch ein kleines Quarzfenster und ein fest montiertes Boroskop zu erfassen. Durch Erfassung des Unterschieds in den optischen Eigenschaften zwischen der transparenten Schmelze- und opaken Feststoffphase kann das Schmelzverhalten sichtbar gemacht werden. Durch Zusammensetzen der einzelnen Aufnahmen kann der Aufschmelzgrad an einer Stelle ermittelt werden (Abbildung 2-10).

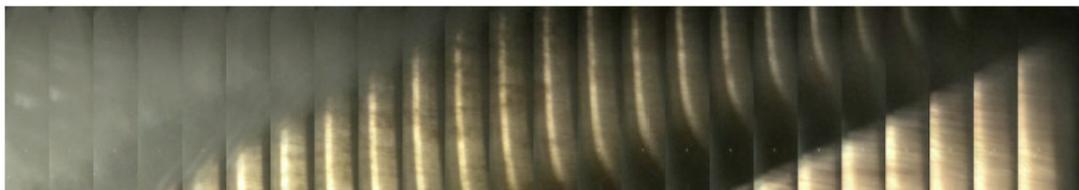


Abbildung 2-10: Mosaikbild eines Messpunktes aus einzelnen Bildaufnahmen [Nor02]

Links ist opak der von einem Schmelzefilm ummantelte, kompaktierte Feststoff zu erkennen. Der transparente Schmelzefilm setzt sich über den Schneckensteg in der Bildmitte fort und geht dann in den vollständig aufgeschmolzenen, eben-

falls transparenten Schmelzpool rechts im Bild über. Die mit diesen Untersuchungen ermittelten Aufschmelzverläufe stimmen gut mit berechneten Verläufen überein. Für die Berechnungen kommt dabei ein modifiziertes Tadmor-Modell zum Einsatz [Tad66]. Dieses Modell wird unter Abschnitt 2.3.2.1 genauer erläutert.

Bei der Modellierung von Aufschmelzprozessen wird meist zwischen reiner Feststoffförderung, Aufschmelzbeginn und Aufschmelzverlauf unterschieden. Im Bereich der Feststoffförderung findet eine Erwärmung des Granulats statt. Für dosiert betriebene Extruder wie den PWE und den gleichläufigen Doppelschneckenextruder werden Reibungseffekte im Gegensatz zum überfüttert betriebenen Einschneckenextruder dabei meist vernachlässigt [Mel98, Thü08, WhJ08]. Die Erwärmung von Granulaten in der Feststoffförderzone von Doppelschneckenextrudern wird durch erzwungene Konvektion mit der umgebenden Luft oder durch Wärmeleitung beschrieben [Mel98, Thü08, WhJ08]. Der Aufschmelzbeginn kann über den Ort der ersten Schmelzewirbelbildung, den Ort der ersten Volfüllung, den Ort des ersten Knetblocks oder Wärmeleitung in die Granulate mit Kontakt zu Metalloberflächen ggf. kombiniert mit Schererwärmung beschrieben werden [Mel98, Thü08, WhJ08]. Zur Berechnung des Aufschmelzverlaufes sind grundlegend verschiedene Ansätze veröffentlicht, die nachfolgend genauer beschrieben werden.

2.3.2.1 Aufschmelzmodelle für kompaktierte Feststoffe

Bereits in den 60er Jahren wird dieses, aus der Einschnecken Theorie stammende Modell, von Tadmor entwickelt [Tad66]. Dabei wird von einem kompaktierten Feststoffbett ausgegangen, das an der beheizten Zylinderwand abschmilzt. Die aufgeschmolzene Masse wird in einen Schmelzpool gefördert, der das Feststoffbett an die passive Schneckenflanke drückt. Dieses Modell wird stetig weiterentwickelt. Dabei wird z. B. die Geometrie des Feststoffbettes deutlich genauer erfasst, in dem eine veränderte Schmelzefilmstärke mit einbezogen wird oder das Aufschmelzmodell für komplexere Geometrien wie etwa Barrierschnecken implementiert wird.

Das Modell gibt die realen Vorgänge im Einschneckenextruder sehr gut wieder und kommt somit auch in aktuellen Simulationsprogrammen zur Anwendung. Das Tadmor-Modell kann mit einigen Modifikationen auch auf Doppelschneckenextruder angewandt werden [Ans93]. Dabei macht der Autor deutlich, dass das Modell wesentliche Aspekte der in Gleichdrall-Doppelschneckenextruder ablaufenden Vorgänge, wie etwa das Aufbrechen des Feststoffbettes, vernachlässigt. Dennoch zeigen Experimente eine akzeptable Übereinstimmung mit dem Modell. Somit kann es potentiell auch für den PWE angewandt werden.

2.3.2.2 Aufschmelzmodelle für dispers verteilte Feststoffe

Erste disperse Aufschmelzmodelle wurden bereits sehr früh für Einschneckenextruder am Ende der Plastifizierungszone diskutiert. Beim Einschneckenextruder kann es zu einem Aufbrechen des Feststoffbettes kommen. Ist dies der Fall, schmelzen die sich bildenden Feststoffpartikel als isolierte Partikel auf [Koc87].

Für Doppelschneckenextruder ist dieser Mechanismus ebenfalls von großer Bedeutung, denn aufgrund der dichtkämmenden Schnecken und der Mischwirkung kann sich kein kompaktes Feststoffbett bilden [Mel98, Thü08, WhJ08]. Deshalb existieren eine Vielzahl von dispersen Aufschmelzmodellen für Doppelschneckenextruder [ChW90, Mel98, Rau93, Thü08, ZNG01]. Bei diesen Modellen wird das Granulat als gleichmäßig in der Schmelze verteilte Kugeln angesehen und das Abschmelzen dieser Kugeln betrachtet (Abbildung 2-11).

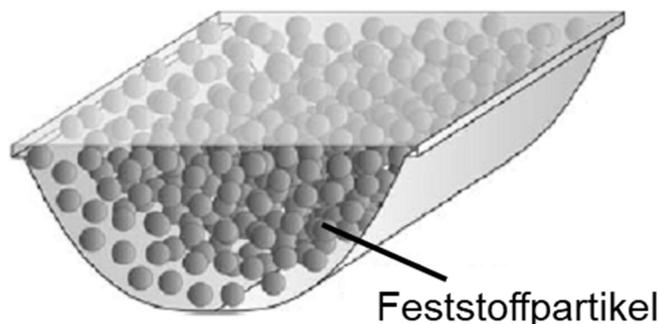


Abbildung 2-11: Prinzipskizze des dispersen Aufschmelzmodells [Thü08, überarbeitet]

Dabei wird die Abnahme des Kugelradius über eine gekoppelte Masse- und Energiebilanz bestimmt. Der Kugelradius wird dann mit dem Aufschmelzgrad korreliert, sodass dieser berechnet werden kann. Diese Vorstellung stimmt insbesondere bei höheren Drehzahlen mit den realen Vorgängen in Doppelschneckenextrudern gut überein. Auch für den PWE erscheint das disperse Feststoffmodell gut geeignet, denn der PWE ist wie der Doppelschneckenextruder selbstreinigend und verfügt über eine starke Mischwirkung. Deshalb ist es unwahrscheinlich, dass sich ein kompaktes Feststoffbett bildet. Das von Melisch formulierte, disperse Aufschmelzmodell ist außerdem in den Modellparametern erst einmal grundlegend unabhängig von der Extrudergeometrie. Dies wird dadurch gezeigt, dass dieses Modell auf Einschneckenextruder mit feststoffbettauflösenden Zonen mit guten Ergebnissen übertragen wurde [Pap06]. In gleicher Weise kann es auch auf den PWE übertragen werden.

2.3.2.3 Plastische Energie Dissipation (PED)

Mit dem PED-Modell ist von Gogos et. al. ein weiterer Ansatz entwickelt worden, um das Aufschmelzen auf gleichläufigen Doppelschneckenextrudern zu beschreiben [GJQ03]. Dabei wird davon ausgegangen, dass die für das Aufschmelzen benötigte Wärme durch plastische Verformung des Feststoffs im Kanal entsteht. Des Weiteren wird angenommen, dass sich das Granulat wie ein mit Druck beaufschlagter Probekörper zwischen zwei parallelen Platten verhält (Abbildung 2-12).

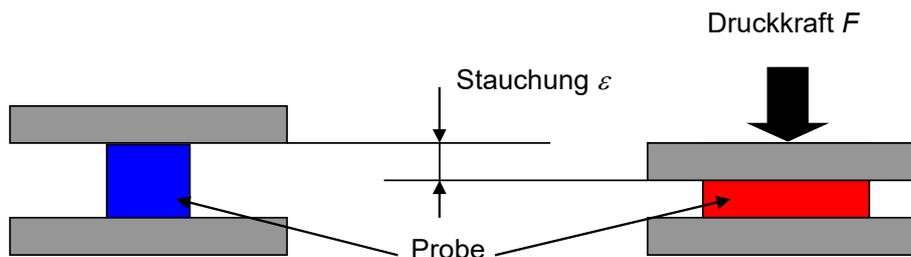


Abbildung 2-12: Schematische Darstellung einer mit Druck belasteten Probe zwischen parallelen Platten

Mit dieser Annahme kann die Temperaturerhöhung für einen solchen Kompressionsvorgang über Gleichung 2-1 berechnet werden [GJQ03]:

$$\rho \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} = \text{PED} \left(\approx \int_0^{\varepsilon_0} \sigma_0 d\varepsilon \right) \quad 2-1$$

Dabei ist ρ die Dichte, C_p die Wärmekapazität bei konstantem Druck, T die Temperatur, t die Zeit, σ_0 die Dehnspannung und ε die Stauchung. Zur Anwendung des PED-Modells wird die Stauchung ε und das Spannungs-Deformationsverhalten für verschiedene Ausgangstemperaturen benötigt. Die Stauchung ε wird über die Extrudergeometrie berechnet. Das Spannungs-Deformationsverhalten kann experimentell bestimmt oder über geeignete Modelle angenähert werden. Abschließend kann ermittelt werden, wie viele solcher Kompressionsvorgänge der Feststoff benötigt, bis er aufgeschmolzen ist. Problematisch bei diesem Ansatz ist, dass die Ermittlung der auftretenden Verformungen und der Materialdaten zum Erwärmungsverhalten der Granulate mit großem Aufwand verbunden ist. Zudem ist nicht geklärt, welcher Anteil an Granulaten wirklich der Verformung ausgesetzt ist.

2.3.2.4 Modellierung des Aufschmelzens von Compounds

In Compoundierextrudern werden vorwiegend ungefüllte Materialien aufgeschmolzen, bei denen der Füllstoff erst nach der Aufschmelzzone zugegeben wird. Deshalb sind die bisher beschriebenen Modelle für Feststoffförderung, Aufschmelzbeginn und Aufschmelzverlauf für ungefüllte Materialien entwickelt und validiert worden. Für Kunststoffe die mit Füll- oder Verstärkungsstoffen versehen sind können die Modelle prinzipiell weiter angewandt werden. Der Einfluss des Füllstoffs auf den Plastifizierprozess muss aber berücksichtigt werden. Dies kann über die Materialdaten erfolgen. Hierdurch ändern sich z. B. Reibwerte, Wärmeleitfähigkeit, Schmelzeviskosität und Aufschmelzenthalpie. Die so erzielte Modellgenauigkeit ist zu ungefüllten Materialien vergleichbar [Jun04].

2.3.3 LEISTUNGSEINTRAG

Für die Auslegung und Antriebsdimensionierung von Extrusions- und Compoundieranlagen ist die Kenntnis der benötigten Antriebsleistung eine grundlegende Voraussetzung. Die Antriebsleistung gibt sowohl Aufschluss über die prinzipielle

Durchführbarkeit eines Prozesses, als auch über die Wirtschaftlichkeit eines Verfahrens. Somit wird dieses Thema in der Literatur zu Ein- und Doppelschneckenextrudern ausgiebig behandelt. Für Einschneckenextruder wird dabei meist von vollgefüllten Kanälen ausgegangen. Erste Ansätze wurden bereits vor über 60 Jahren von Mallouk und McKelvey publiziert [MaM53]. Hierbei wird ausgehend von einem Modell von Rowell und Finlayson die Antriebsleistung für isotherme newtonsche Flüssigkeiten in einem Rechteckkanal berechnet [RoF22, RoF28]. In diesem Modell wird der Einfluss der Schneckenstege vernachlässigt. In einer Erweiterung des Modells von Bernhardt erfolgt dann eine Berücksichtigung der Stege [Ber59]. Weitere Modifikationen zur Berechnung von nicht rechteckigen Geometrien erfährt das Modell durch Kraybill [Kra74, Kra75]. Aufgrund der Beschränkung auf newtonsche Materialien sind die Modelle für strukturviskose Kunststoffschmelzen nur bedingt geeignet. Potente et. al. entwickelten einen Ansatz zur Beschreibung des Leistungseintrags von strukturviskosen Schmelzen in einem zweidimensionalen Rechteckkanal [PFM88, Pot81, Pot83, Pot90]. Dabei kommen Approximationen numerischer Strömungssimulationen analog zum Schmelzefördermodell zum Einsatz.

Für Doppelschneckenextruder werden zunächst ebenfalls Modelle für newtonsche Schmelzen publiziert [Ber91, MeE88, MEL86, Rau86, Wer76]. Dabei wird von einem abgewickelten Kanal ausgegangen. Grefenstein geht dagegen von der Geometrie im Querschnitt aus [Gre94]. Das strukturviskose Verhalten wird von Anzahl berücksichtigt [Ans93]. Das Modell beruht auf den von Potente veröffentlichten Approximationen von numerischen Strömungssimulationen für Rechteckkanäle. Deshalb wird dabei die Doppelschneckengeometrie auf einen flächengleichen Rechteckkanal überführt. Von Melisch wird das Modell für die dichtkämmende Doppelschneckengeometrie erweitert und Kretschmer modifiziert das Modell weiter, sodass auch komplexe Mischelemente beschrieben werden können [Kre04, Mel98]. Die dabei genutzte Leistungsgleichung muss so auch für den PWE gelten, allerdings nur, wenn die im PWE gültigen Volumina, Viskositäten und Schergeschwindigkeiten angewandt werden.

2.3.4 TEMPERATURENTWICKLUNG

Aufbereitung und Extrusion von Kunststoffen sind nicht-isotherme Prozesse. Darüber hinaus sind wichtige Materialkenngrößen wie Viskosität, Dichte oder Wärmeleitfähigkeit temperaturabhängig. Bei der Verarbeitung muss zudem ein vorgegebenes Temperaturfenster eingehalten werden. Ist die Massetemperatur zu hoch, kann es zu einer Materialschädigung kommen. Zu niedrige Massetemperaturen führen dagegen zu einer hohen Viskosität und damit zu hohen Drücken und Drehmomenten. Um einen Extrusionsprozess bewerten zu können, ist somit neben dem dissipativen Energieeintrag auch die daraus resultierende Temperaturentwicklung eine entscheidende Größe. Deshalb kommt der analytischen Beschreibung der Massetemperatur eine große Bedeutung zu.

Für Doppelschneckenextruder wird von verschiedenen Autoren ein prinzipiell ähnliches Vorgehen gewählt [Ans93, Kre04, Mel98, VDD98, WhC94]. Alle Arbeiten gehen von der allgemeinen Energiegleichung aus. Diese wird über vereinfachte

chende Annahmen zu einer lösbaren Form reduziert. Durch die Wahl der getroffenen Vereinfachungen kommen die Autoren jedoch zu unterschiedlichen Ergebnissen. Folgende Annahmen haben die Arbeiten gemeinsam:

- Die Schmelze ist wandhaftend
- Es wird von einer inkompressiblen, stationären und laminaren Strömung ausgegangen
- Das Fließverhalten der Schmelzen folgt einem Potenzgesetz
- Alle Stoffwerte, außer der Viskosität, werden als temperaturinvariant betrachtet
- Der Extruder wird in kurze Zonen konstanter Geometrie eingeteilt, damit der Temperaturunterschied innerhalb der Zone vernachlässigbar ist

Aufgrund der weiteren Vorgehensweise der Autoren lassen sich die Ansätze in zwei Klassen einteilen, die in den nachfolgenden Abschnitten näher erläutert werden.

2.3.4.1 Temperaturprofilentwicklung über Kanalhöhe

Bei den, in diesem Abschnitt diskutierten Modellierungsansätzen werden ein oder mehrere Ersatzkanäle gebildet. Dies kann im einfachsten Fall ein abgewickelter Rechteckkanal sein. Vereinfachend wird zudem davon ausgegangen, dass sich das Temperaturprofil über die Kanalbreite konstant verhält. Des Weiteren wird ein Starttemperaturprofil über die Kanalhöhe gebildet und die Änderung dieses Profils berechnet. Dabei wird sowohl die eingebrachte Scherenergie als auch der Wärmeaustausch zwischen Schmelze und Zylinder betrachtet. Die Modelle verschiedener Autoren unterscheiden sich dabei im Wesentlichen durch die Geometrie und Anzahl der Kanäle sowie durch die Form des Startprofils [Ans93, Kre04 und Mel98]. Der Vorteil dieser Herangehensweise ist, dass auch Aussagen über die Massetemperaturverteilung im Kanal möglich sind. Der Nachteil ist, dass in diesen aus der Einschnecken Theorie stammenden Ansätzen bedingt durch das Temperaturprofil der Einfluss von Schmelzevermischung auf Compoundierextrudern unterschätzt werden kann. Zudem hat das Modell bei der Einbeziehung einer Schnecken temperierung eine hohe Anzahl von Freiheitsgraden, sodass eine sehr genaue Kenntnis der ablaufenden Prozesse notwendig ist, um geeignete Randbedingungen zu formulieren. Auch wenn dies für Ein- und Doppelschneckenextruder inzwischen möglich ist [Lak15, Her16], ist das Modell für eine Anwendung in der grundlegenden Modellierung des PWE mit Zentralspindel- und Zylindertemperierung zu komplex.

2.3.4.2 Temperaturentwicklung über Wärmeaustauschflächen

In alternativen Modellierungsansätzen wird die Temperaturentwicklung über eine Wärmebilanz zwischen Wärmeleitung an Zylinder- bzw. Schneckenoberfläche und Schmelze unter Einbeziehung der dissipierten Energie berechnet [VDD98, WhC94]. Ein Vorteil dieses Modells ist, dass sowohl adiabate als auch temperierte Schnecken relativ einfach abgebildet werden können. Dieser Ansatz hängt allerdings stark von den Wärmeübergangskoeffizienten zwischen Schmelze und Zylinder- bzw. Schneckenoberfläche ab. Die Wärmeübergangskoeffizienten sind

messtechnisch nicht direkt erfassbar und können zudem von den Prozessbedingungen abhängen [Tod88, Mos11]. Diese Abhängigkeit kann zu Problemen führen, denn durch die Wahl eines falschen Wärmeübergangskoeffizienten können leicht große Fehler in der berechneten Massetemperatur entstehen. Der Vorteil ist aber, dass dieses Modell sehr gute Übereinstimmung mit experimentellen Werten liefert, wenn der richtige Wärmeübergangskoeffizient verwendet wird. Damit ist das Modell leicht anpassbar, wenn der Wärmeübergangskoeffizient für einen Prozess näherungsweise bekannt ist. Deshalb werden bei Verwendung dieses Modellansatzes die Wärmeübergangskoeffizienten aus Erfahrungswissen abgeschätzt oder anhand eines experimentellen Betriebspunktes ermittelt und nicht, wie von Todd vorgeschlagen, berechnet. Dieses Vorgehen ist für eine grundlegende Modellierung des PWE vielversprechend. Ein aus der Lebensmitteltechnik stammender Ansatz zur Berechnung der Wärmeübergangskoeffizienten basierend auf der Oberflächenerneuerungszeit wird bisher noch nicht in der Kunststofftechnik angewandt [Mos11]. Um eine Anwendung zu ermöglichen, fehlt eine Implementierung des Wärmeübergangmodells in eine Simulationssoftware und somit auch ein Abgleich von simulierten und experimentellen Werten für Kunststoffschmelzen. Dies kann im Rahmen einer grundlegenden Beschreibung der Temperaturentwicklung der Schmelze im PWE erfolgen.

2.3.5 MISCHGÜTE

Kunststoffe weisen nach der Synthese im Reaktor meist keine geeigneten Eigenschaften für die Weiterverarbeitung zu Halbzeugen oder Bauteilen auf. Deshalb müssen die Basiskunststoffe mit Additiven und Füll- oder Verstärkungsstoffen gemischt werden [Pah85]. Als Mischen wird das Verteilen von Masseteilchen bezeichnet, welche sich in mindestens einer Eigenschaft wie etwa Farbe, chemischer Zusammensetzung, Dichte oder Temperatur unterscheiden [Pah86]. Das Ziel von Mischprozessen ist es, in einem definierten Volumen eine gleichmäßige Zusammensetzung bzw. gleichmäßige Eigenschaften zu erreichen. Hauptaspekt bei Mischprozessen ist also das Verteilen von Zuschlagsstoffen wie Farbpigmenten, Additiven, Füllstoffen oder Verstärkungsstoffen in der Kunststoffmatrix. Für ungefüllte Kunststoffe ist die Mischgüte ebenfalls von Bedeutung, denn besonders die Temperaturhomogenität der Schmelze ist ein entscheidender Qualitätsparameter für den Prozess. Eine schlechte Temperaturhomogenität kann aufgrund schwankender Viskosität der Schmelze zu ungleichmäßigem Fließen im Extrusionswerkzeug führen. Zudem können bei schlechter Durchmischung hohe Temperaturen in einem Teil der Schmelze zur Schädigung der verarbeiteten Materialien führen.

Für das Aufbrechen von Agglomeraten sind hohe Scherkräfte notwendig. Bei der Erzeugung einer homogenen Temperatur kommt es dagegen vorwiegend auf eine gute Durchmischung der Schmelze bei möglichst geringem Energieeintrag an. Die auftretenden Mischprozesse werden deshalb prinzipiell in distributive und dispersive Mischprozesse eingeteilt.

2.3.5.1 Distributives Mischen

Betrachtet man das Verteilen von Masseteilchen in einem strömenden Volumen kann man den Prozess in Einzelvorgänge einteilen (Abbildung 2-13). Dabei werden Mischvorgänge in Strömungsrichtung und Mischvorgänge quer zur Strömungsrichtung unterschieden. Geht man von einer Blockströmung aus, treten weder Geschwindigkeitsgradienten in Strömungsrichtung noch quer dazu auf. Somit erfolgt auch keine Mischwirkung. Zudem ist zu erkennen, dass nur durch Kombination von Längs- und Quermischung ein zufriedenstellendes Mischergebnis erreicht werden kann. Um dies zu erreichen, muss sowohl in Längs- als auch in Querrichtung eine Relativbewegung zwischen den einzelnen Komponenten vorliegen.

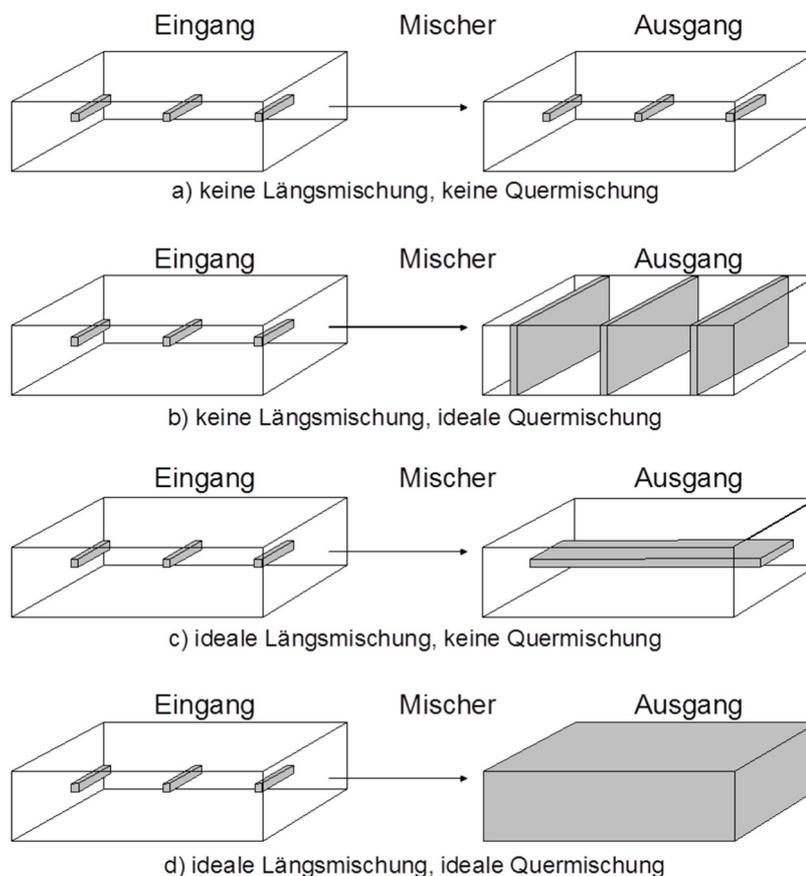


Abbildung 2-13: Distributive Mischvorgänge [Win01]

Das Längsmischen kann als ein Konzentrationsausgleich in Strömungsrichtung angesehen werden [AnB80, BiM74, BoM88, KeS81, Koc87, MeB90, MeG72, Pah85, Pah85a, PLF84, PoL85, Pot86, Pot88, Sch70, VDI93]. Ein gutes Längsmischverhalten ist beispielsweise notwendig, um Schwankungen der Dosierung auszugleichen. Messtechnisch kann das Längsmischen relativ einfach über eine Bestimmung der Verweilzeitverteilung erfasst werden. Dabei wird ein Tracer impulsartig an einer Stelle des Extruders zugegeben und die Tracerkonzentration an einer anderen Stelle des Extruders gemessen. Bei Kretschmer und Hochrein sind Zusammenstellungen von möglichen Messverfahren und Tracern für die

Verweilzeitbestimmung zu finden [Kre04, HoA11]. Farbpigmente stellen dabei einen guten Kompromiss zwischen Genauigkeit und messtechnischem Aufwand dar. In den gelisteten Arbeiten werden meist auch mathematische Beschreibungen der Verweilzeitverteilung publiziert. Neben Analogien zu einer Kaskade aus Rührkesseln eignen sich einfache oder doppelte Weibullverteilungen besonders gut zur Beschreibung der Verteilung.

Die Analyse des Quermischens ist insbesondere für Einschneckenextruder von großer Bedeutung, denn die Temperaturhomogenität und die Farbhomogenität beim Einsatz von Masterbatches hängen maßgeblich von diesem Vorgang ab. Aufgrund des Förderprinzips des Einschneckenextruders erfolgt ein Quermischen hauptsächlich durch sogenanntes laminares Schermischen [Koc87]. Bei diesem wird ein Schmelzeteilchen durch die Scherströmung zu einer dünnen Schicht ausgestrichen. Das Quermischen korreliert deshalb mit der Scherdeformation. Aufteilungen und Wiederzusammenführungen von Schmelzeströmungen sind allerdings ein weiterer Effekt, der das Quermischen beeinflusst. Dieser Effekt ist für Doppelschneckenextruder dominant, sodass bereits nach wenigen Mischelementen eine perfekte Quermischung erzielt wird [Ans93]. Deshalb wird das Quermischen für Aufbereitungsextruder im Allgemeinen nicht modelliert. Für den PWE kann aufgrund der generell vergleichbaren Mischwirkung auch ein vergleichbar gutes Quermischverhalten wie für Doppelschneckenextruder erwartet werden. Die Arbeiten von Radovanovic, Taufershöfer und Birr in denen die Einarbeitung verschiedener Füllstoffe in Kunststoffe mittels PWE betrachtet wurde, bestätigen diese Annahme [Rad06, Tau14, Bir15].

2.3.5.2 Dispersives Mischen

Wird das dispersive Mischen betrachtet, muss zunächst eine Unterscheidung hinsichtlich des Materialsystems getroffen werden. Hier kann eine Einteilung in Schmelze-Feststoff und Schmelze-Schmelze-Systeme erfolgen.

In grundlegenden Untersuchungen zu Schmelze-Feststoff-Systemen wurden die Beanspruchungen bei einem als kugelförmig angenommenen Agglomerat ermittelt [Raa61]. Krekel zeigt, dass sich aus Agglomeraten einzelne Fragmente lösen bevor diese bei größeren Beanspruchungen zerbrechen [Kre64]. Martin stellt fest, dass neben einem kritischen Beanspruchungsniveau auch eine kritische Beanspruchungszeit überschritten werden muss [Mar72]. Untersuchungen von Manas-Zloczower et. al. belegen, dass sich beim Dispergieren die drei Teilprozesse Zerteilen, Separieren und Verteilen überlagern [MaF87, MaF89]. Eine Zerteilung kann stattfinden, wenn die auf ein Agglomerat wirkenden Kräfte in der Schmelzeströmung größer als die Kohäsionskräfte im Agglomerat sind. Anschließend kommt es zu einer Separierung der Fragmente. Ist der Abstand so groß, dass keine Anziehungskräfte mehr auf die Fragmente wirken, ist der Vorgang abgeschlossen und die Fragmente müssen über distributives Mischen noch gleichmäßig in der Schmelze verteilt werden. Die Zusammensetzung des Schmelze-Füllstoffsystems ist in diesem Mischungsmodell entscheidend dafür, welcher der drei Schritte die Dispergierung maßgeblich beeinflusst. Ein einfacherer Ansatz wurde von Malkin gewählt, der die Dispergiertüte im Wesentlichen vom spezifischen

Energieeintrag abhängig macht [Mal93]. Potente und Flecke können neben Agglomeratzerfall und Erosion noch einen dritten Effekt beobachten [PFK00, Fle00]. So kann es auch zu einer Re-Agglomeration kommen. Für diese drei Vorgänge wurden analytische Modelle formuliert und anschließend zu einem Gesamtmodell überlagert. Alle Modelle haben gemeinsam, dass die Dispergierung über einen Ausdruck beschrieben wird, der von der Schubspannung und damit von der Schergeschwindigkeit und der Viskosität abhängt. Somit ist für eine möglichst gute Beschreibung der Dispergierung im ersten Schritt eine hinreichende Beschreibung von Viskosität, Schergeschwindigkeit und Verweilzeit notwendig.

Darüber hinaus ist bekannt, dass die Strömungsart einen Einfluss auf die Dispergierung hat. Dehnströmungen sind demnach für dispersives Mischen wesentlich besser geeignet als Scherströmungen [Koh16]. Hier sind aber noch keine analytischen Modelle bekannt, die diese Unterscheidung in Simulationsprogrammen berücksichtigen können. Für den PWE sollte sich deshalb zunächst auch auf die Abschätzung der Scherströmung konzentriert werden. Dies kann dann die Grundlage bilden, um mit fortschreitendem Wissenstand zur Beschreibung von Dehnströmungen auch ein Dehnströmungsmodell für den PWE zu entwickeln.

Eine Mischungsbetrachtung von Schmelze-Schmelze-Systemen erfordert zunächst eine Einteilung hinsichtlich der Phasenstruktur der Schmelzen (Abbildung 2-14).

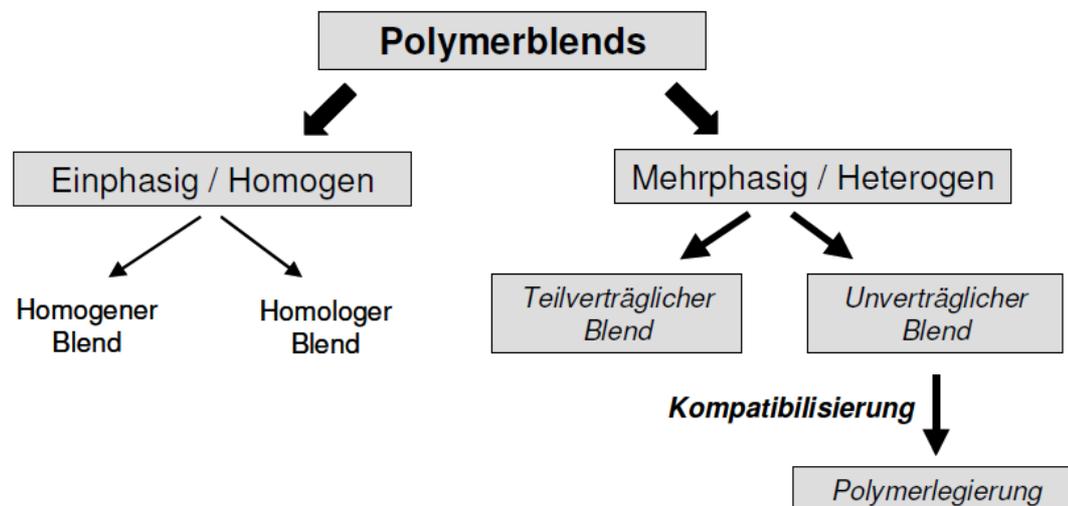


Abbildung 2-14: Klassifizierung von Polymerblends [Hei05]

Ein distributives Mischen ist nur bei mehrphasigen Systemen notwendig. Die Morphologie eines Blends hängt beim Mischen im Wesentlichen von den Material- und Verarbeitungsbedingungen ab. Hinsichtlich Materialbedingungen sind Mischungsverhältnis, Viskositätsverhältnis, Grenzflächenspannung, Elastizität der Blendkomponenten sowie Ausgangsmorphologie zu nennen [Hei05]. Hinsichtlich der Prozessbedingungen bei der Verarbeitung müssen in diesem Zusammenhang Änderungen in den auftretenden Strömungsarten und -geschwindigkeiten berücksichtigt werden [Bas00]. Somit ist für eine Betrachtung des dispersiven Mischens von Flüssig-Flüssig-Systemen wiederum eine hinreichende Ermittlung von Viskosität, Schergeschwindigkeit und Verweilzeit notwendig.

2.4 3D-SIMULATION VON EXTRUSIONSPROZESSEN

Bei den bisher angeführten Quellen fällt auf, dass eine Vielzahl der Arbeiten aus den Jahren 1980 - 2000 stammt. Der Grund hierfür ist darin zu sehen, dass die grundlegenden Arbeiten zur analytischen 1D-Modellierung von Ein- und Doppelschneckenextrudern in dieser Zeit durchgeführt wurden. Diese haben auch heute noch in weiten Bereichen ihre Gültigkeit. In den letzten 20 Jahren hat sich der Fokus in den wissenschaftlichen Arbeiten weg von analytischen Modellierungen hin zu 3D-Simulationen verschoben. So sind für Ein- und Doppelschneckenextruder eine Vielzahl an Arbeiten vorhanden, die sich mit der 3D Simulation von wichtigen Vorgängen bei der Extrusion beschäftigen. Beispielfhaft sollen hier 3D Simulationen zur Darstellung des Feststofftransports [CeB15, LWS12, ScL14], Aufschmelzverhaltens [AGS07, AvB15, CaS13, GRA12, HKG12, HoG13, KaW13, KaW13a, KSB13, SHF14, Spo12], Schmelzetransports [Gof96, GJK90, HWE13, MRW00, Pap06, VVD98, WHK12], Temperaturverlaufs [AGS07, AGS11, JWW07, SzW13, TGC12] oder Mischverhaltens [ErB13, EGB14, Hop13, Kes91, KrB14, Ste08, UKB14] genannt werden. Durch diese Arbeiten wird das verfahrenstechnische Verständnis für die Vorgänge im jeweiligen Extruder deutlich verbessert. Eine durchgängige Modellierung eines Extruders von Feststoffzugabe bis zum Erreichen von 100 % Aufschmelzgrad ist aber auch heute, selbst für Einschneckenextruder, noch nicht möglich. Zudem sind die Rechenzeiten immer noch so hoch, dass für Schneckenauslegungen vorwiegend 1D-Simulationen eingesetzt werden. Darüber hinaus bilden die analytischen Arbeiten der Jahre 1980 - 2000 die Grundlage für moderne 3D-Simulationen.

Für den PWE stoßen Aufgrund der komplexen Geometriebedingungen und Bewegungsabläufe selbst modernste 3D-Simulationsmethoden wie die Überlagerung von mehreren Gittern an Ihre Grenzen. Deshalb ist selbst die isotherme, transiente Berechnung kurzer, vollgefüllter Schneckenabschnitte heute noch nicht möglich. Von Birr wurden numerische Simulationen vorgestellt, die aber nicht transient sind [Bir15]. Berechnete Größen wie Fließgeschwindigkeiten, Schergeschwindigkeiten und Drücke sind deshalb wie in Abschnitt 2.2 bereits erläutert nur qualitativ nutzbar. Um zukünftig transiente 3D-Simulationen des PWE zu ermöglichen, müssen dementsprechend grundlegende Untersuchungen zum Prozessverhalten des PWE durchgeführt werden und zunächst analytische Modelle entwickelt werden. Diese helfen dann geeignete Randbedingungen und Vereinfachungen für numerische Simulationen festzulegen und die numerischen Simulationen zu Validieren.

2.5 RESÜMEE UND PROBLEMSTELLUNG

Dem Anwender des PWE stehen verschiedene empirisch weiterentwickelte Bauweisen und Konfigurationen zur Verfügung. Die sich daraus ergebenden unterschiedlichen Extruderkonfigurationen sind beinahe grenzenlos. Die Herausforderung besteht darin, ein optimales Anlagendesign und optimale Prozessparameter für die vorgegebenen Auslegungsziele zu erreichen. Häufig ist ein Auslegungsziel wie beispielsweise eine maximale Massetemperatur, ein Durchsatz oder ein

Verweilzeitspektrum vorgegeben. Durch eine systematische, ganzheitliche Betrachtung des Prozesses sollen dann ein optimiertes Design oder optimierte Betriebsparameter gefunden werden. Prozesssimulationen sind dabei ein effektives Werkzeug zur Auslegung und Optimierung auch komplexer Prozesse. Sie sind heutzutage wesentlicher Bestandteil moderner Entwicklungsprozesse und ihre Vorteile sind mittlerweile allgemein akzeptiert. Durch den Einsatz von Simulationen werden nicht nur die zeitaufwändigen sowie kosten- und ressourcenintensiven Trial-and-Error-Versuche reduziert, sondern schließlich auch hochwertigere Produkte bei gleichzeitig geringerem Energieeinsatz ermöglicht. Werden Simulation, Erfahrung und Versuch kombiniert, kann der Aufwand zum Erreichen des Auslegungsziels reduziert und ein verbessertes Design gefunden werden. In Abbildung 2-15 ist diese Arbeitsweise bei der Anlagenauslegung veranschaulicht.

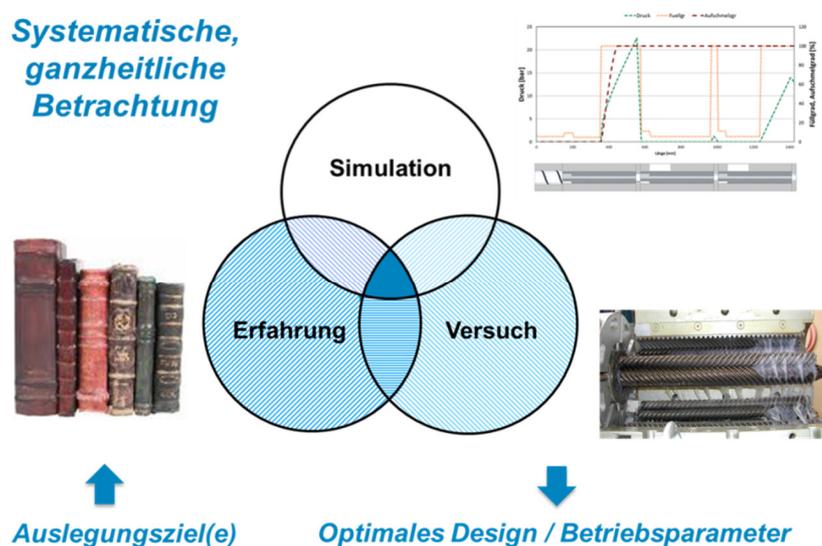


Abbildung 2-15: Prinzipielles Vorgehen zur Auslegung von Extrusionsprozessen

Für den PWE fehlen mathematisch-physikalische Beschreibungen des Extrusionsprozesses fast vollständig, sodass auch kein Simulationsprogramm vorhanden ist. Für die Unterstützung bei der experimentellen Prozessauslegung kann auch nur bedingt auf Veröffentlichungen zurückgegriffen werden. Die in Abschnitt 2.2 vorgestellten Arbeiten sind auf wenige Materialsysteme wie PVC, Holzgefüllte Kunststoffe, Langglasfasergranulate oder eingefärbte Kunststoffe beschränkt. Daraus können für andere Materialsysteme nur qualitative Erkenntnisse abgeleitet werden. Es ist z. B. bekannt, dass mit steigender Spindelzahl das Druckaufbauvermögen verbessert werden kann und das aufgrund des großen Verhältnisses von Metalloberfläche zu Schmelzevolumen ein effektives Heizen- und Kühlen möglich ist. Wie sich das für ein konkretes Materialsystem auswirkt muss aber in experimentellen Versuchsreihen mit dem jeweiligen Materialsystem erforscht werden.

Dies führt dazu, dass die Auslegung und Optimierung von Produktionsanlagen bisher nur auf der Basis von aufwändigen Technikumsversuchen und Erfahrungswissen des auslegenden Ingenieurs erfolgen kann. Dabei wird sich meist am experimentellen Vorgehen für Doppelschneckenextruder orientiert. Neben

Problemen bei der Auslegung im Technikum bleibt hierbei auch die Hochrechnung vom Technikumsmaßstab auf den Produktionsmaßstab mit einer großen Unsicherheit verbunden. Folglich entstehen zeitliche Verzögerungen in der Produktion, wodurch das Optimierungspotential nicht vollständig ausgeschöpft wird. Zusätzlich ist ein höherer Einsatz von Energie, Material und Zeit (Personal- und Maschinenzeit) notwendig. Aufgrund des anhaltenden Trends zur Kostenoptimierung wird dies zunehmend zu einem Problem. Hinzu kommt, dass selbst bei Maschinenherstellern teilweise nicht in ausreichendem Maß bekannt ist, was genau im Inneren des PWE vorgeht. Um diese Black-Box teilweise aufzuschlüsseln und somit einen Blick in das Verfahrensteil zu ermöglichen, können ebenfalls computergestützte Verfahren eingesetzt werden. Hierzu muss das Prozessverhalten des PWE modelliert werden und die Modelle in einem Simulationsprogramm eingebettet werden. Die Grundlagen dafür sind durch die Modelle zum Materialtransport, Energieeintrag und Aufschmelzen von Ein- und Doppelschneckenextrudern, sowie den darauf basierenden Simulationsprogrammen, vorhanden. Diese Modelle müssen allerdings auf die Geometrie- und Prozessbedingungen des PWE übertragen werden.

3 ZIELSETZUNG UND VORGEHENSWEISE

Zielsetzung der Arbeit ist es, erstmals ein Prozessmodell und darauf aufbauend ein Simulationsprogramm für den PWE zu entwickeln. Ausgehend von den Geometrie-, Material- und Geschwindigkeitsverhältnissen im PWE erfolgt dazu eine umfassende mathematisch-physikalische Beschreibung des Prozessverhaltens des PWE. Die wissenschaftliche Herausforderung besteht darin, dass der PWE sich in seiner Geometrie und seinem Bewegungsprinzip stark von anderen Extrudern unterscheidet. Die wesentlichen Vorgänge im PWE sind zudem zum großen Teil noch unbekannt. Veröffentlicht wurden eine grundlegende Geschwindigkeitsbeschreibung und experimentelle Untersuchungen des PWE für ausgewählte Materialsysteme. Geometrie- und Prozessmodelle zur Beschreibung von Schmelzetransport, Aufschmelzen, Energieeintrag und Massetemperaturentwicklung für den PWE sind nicht vorhanden und werden in dieser Arbeit entwickelt.

Die durchgeführten Arbeiten sollen es ermöglichen Simulationsrechnungen zum Prozessverhalten des PWE durchzuführen. Als Ergebnis dieser Simulationsrechnungen stehen wichtige Prozesskenngrößen wie Druck, Temperatur, Aufschmelzgrad, Viskosität, Schergeschwindigkeit und Verweilzeit entlang des Extruders zur Verfügung. Über den Abgleich zu experimentellen Ergebnissen kann dabei für die untersuchten Materialien eine Abschätzung über die erreichte Modellgenauigkeit erzielt werden.

Zur Erreichung der Zielsetzung werden wird entsprechend **Abbildung 3-1** vorgegangen. Zunächst werden die wesentlichen Rahmenbedingungen der Aufbereitung von Kunststoffen mittels PWE beschrieben. Dabei handelt es sich um die Materialdaten und die Geometrie und Geschwindigkeitsverhältnisse im PWE. Anschließend werden Modellierungsansätze aus der Ein- und Doppelschneckenextrudertheorie an die Geometrie- und Prozessbedingungen des PWE angepasst. Hierzu werden die Teilbereiche Materialförderung, Plastifizierung, Temperatur- und Leistungseintrag getrennt modelliert und anschließend in einem Berechnungsprogramm gekoppelt. Wo notwendig werden Annahmen zur Aufstellung einer geschlossenen Modellierung getroffen. Experimentelle Betrachtungen zur Ermittlung der Vorgänge im PWE werden dabei mit einbezogen.

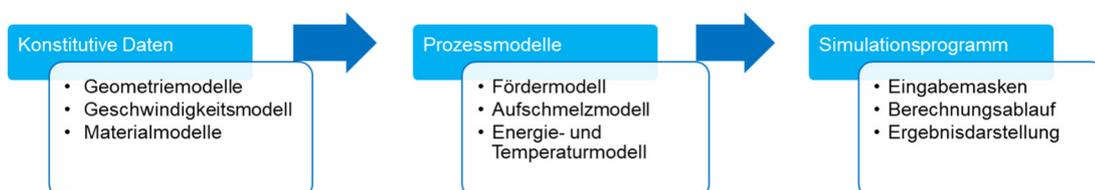


Abbildung 3-1: Ablaufschema des Lösungswegs zur Zielrichtung

4 KONSTITUTIVE DATEN ZUR BESCHREIBUNG DES PROZESSVERHALTENS

Physikalisch-mathematische Prozessmodelle, so wie sie hier hergeleitet werden sollen, können für eine große Bandbreite an Materialtypen und Extruderkonfigurationen eingesetzt werden. Der Grund hierfür ist, dass sowohl Material als auch Geometrie als einstellbare Randbedingungen im Modell enthalten sind. Dies stellt einen wesentlichen Vorteil von physikalisch-mathematischen Prozessmodellen gegenüber statistischen Prozessmodellen oder neuronalen Netzen dar. Dabei können die Simulationen aber nur so genau sein, wie die im Modell enthaltenen Randbedingungen zu Material und Geometrie erfasst werden. Allerdings müssen die Material- und Geometriedaten auch für den Anwender messbar sein. Um eine praktische Auslegung zu ermöglichen, muss deshalb ein Kompromiss zwischen Handhabbarkeit und Genauigkeit dieser Parameter gefunden werden.

4.1 MATERIALDATEN

Die experimentellen Untersuchungen in dieser Arbeit wurden an drei verschiedenen Materialtypen durchgeführt:

- Lineares Polyethylen niedriger Dichte (LLDPE) Typ Lupolen 18 TFA (LyondellBasell)
- Polyethylen hoher Dichte (HDPE) Typ Vestolen 6060 N (Sabic)
- Polystyrol (PS) Typ 143 E (BASF)

Dabei handelt es sich um Materialien, die vorwiegend für die Extrusion von Halbzeugen wie z. B. Folien, Rohren, Profilen oder Platten eingesetzt werden. Obwohl dies nicht den Hauptanwendungsbereich des PWE darstellt, haben sich diese relativ einfachen Materialsysteme für grundlegende Untersuchungen zum Prozessverhalten bewährt [Ans93, Thü08].

Die Materialien liegen als Granulate vor. Für die Aufschmelzuntersuchungen werden die Materialien aber auch zu Pulvern gemahlen und in einem vorgeschalteten Compoundierschritt mit Füllstoffen gefüllt. Im Schmelzezustand sind alle Materialien wandhaftend. Die eingesetzten Materialien unterscheiden sich aber hinsichtlich ihrer physikalischen Eigenschaften wie z. B. Viskosität und Kristallinität, sodass eine möglichst breite Gültigkeit der Untersuchungen gewährleistet ist. Im Folgenden wird auf die relevanten Daten eingegangen und erläutert, wie eine mathematische Beschreibung der Materialdaten erfolgen kann. Dabei werden diese in thermodynamische und rheologische Daten eingeteilt.

Die Daten können aus der Literatur entnommen oder experimentell bestimmt werden, wobei eine experimentelle Bestimmung zu bevorzugen ist. Die Daten der eingesetzten Materialien wurden deshalb experimentell ermittelt. Alle Modellparameter sind im Anhang unter Abschnitt 14.1 dargestellt. Die genutzten mathematischen Beschreibungen werden so auch zur Simulation anderer Kunststoffe- und Verarbeitungsprozesse eingesetzt [Ans93, Thü08]. Damit ist die Ausgangsbasis gelegt, dass die entwickelten Modelle zukünftig auch für komplexere Prozesse und andere Materialsysteme genutzt werden können.

4.1.1 THERMODYNAMISCHE DATEN

Die Berechnung des Prozessverhaltens von Extrudern benötigt als thermodynamische Daten die Dichte bzw. das spezifische Volumen, die spezifische Wärmekapazität und die Wärmeleitfähigkeit der eingesetzten Materialien. Diese thermodynamischen Daten sind von der Temperatur und teilweise vom Druck abhängig. Im Extrusionsprozess auf dem PWE herrschen nur relativ geringe Drücke unter 100 bar. Deshalb kann wie auch für Ein- und Doppelschneckenextruder die Druckabhängigkeit vernachlässigt werden [Koc87, Ams93, Thü08]. Wichtiger ist eine Unterscheidung zwischen Feststoff- und Schmelzbereich, denn in diesen Bereichen unterscheiden sich die Daten deutlich [Koc87].

Die spezifische Wärmekapazität und die spezifische Enthalpie sind exemplarisch für ein teilkristallines Material (HDPE Typ Vestolen 6060 N, Fa. Sabic) und ein amorphes Material (PS Typ 143 E, Fa. BASF) in Abbildung 4-1 und Abbildung 4-2 für den relevanten Temperaturbereich von 0 °C bis 250 °C aufgetragen. Die Kurven wurden mittels dynamischer Differenzkalorimetrie (DSC) bestimmt.

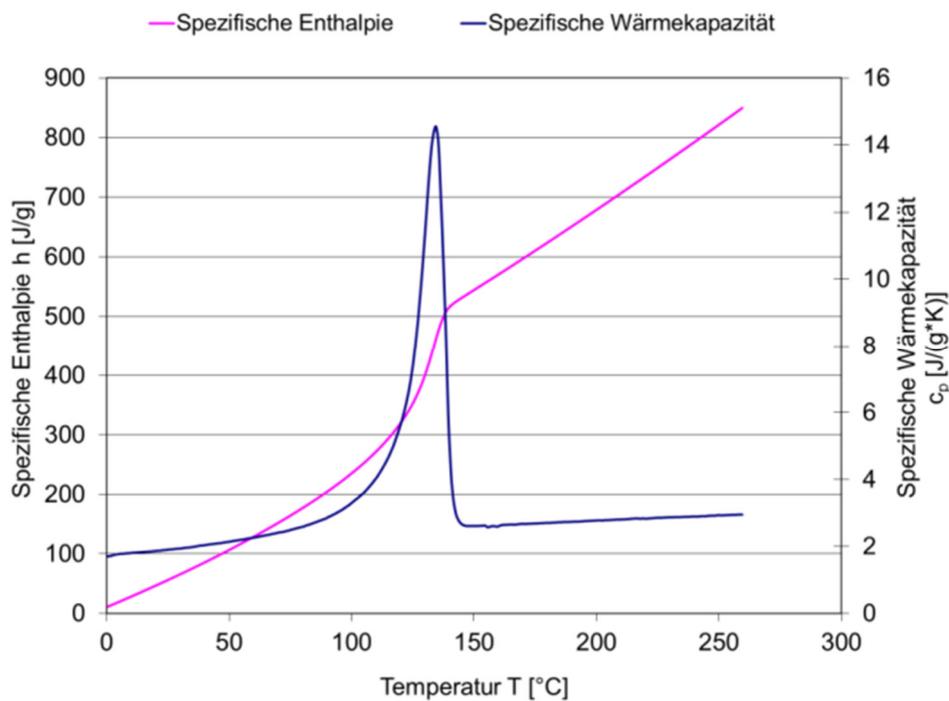


Abbildung 4-1: Spezifische Enthalpie und spezifische Wärmekapazität über der Temperatur für HDPE

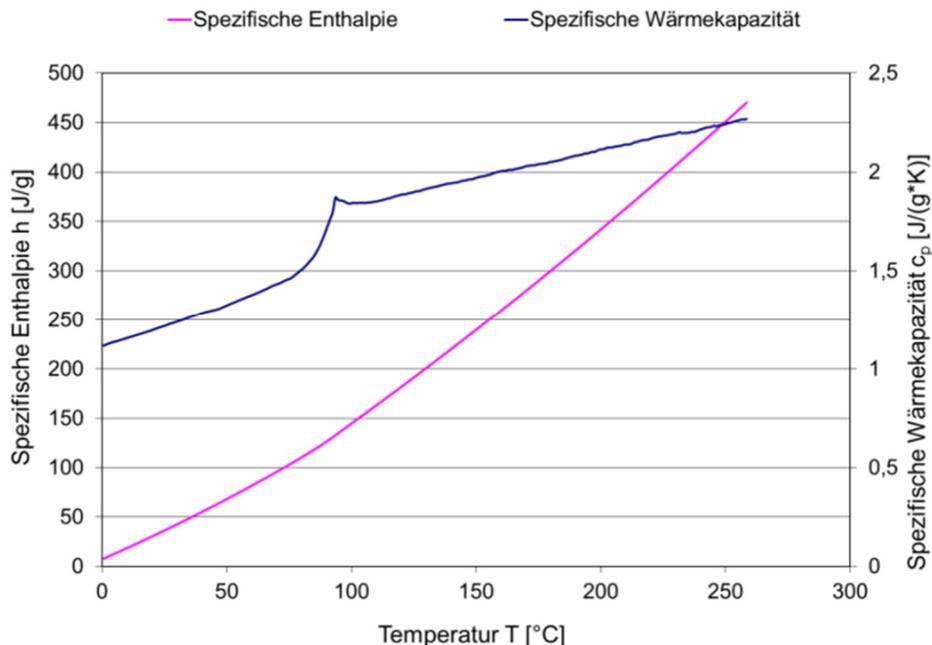


Abbildung 4-2: Spezifische Enthalpie und spezifische Wärmekapazität über der Temperatur für PS

Die Approximation der Daten erfolgt abschnittsweise. Die spezifische Wärmekapazität des Feststoffs $c_{p,S}$ bzw. der Schmelze $c_{p,M}$ kann unabhängig vom Materialtyp jeweils durch die linearen Gleichungen der Form

$$c_{p,S} = c_{p,S,0} + c_{p,S,m} \cdot T \quad 4-1$$

$$c_{p,M} = c_{p,M,0} + c_{p,M,m} \cdot T \quad 4-2$$

mit der spezifischen Wärmekapazität bei 0 °C des Feststoffs $c_{p,S,0}$ und der Schmelze $c_{p,M,0}$ sowie der Steigungen der spezifischen Wärmekapazität des Feststoffs $c_{p,S,m}$ bzw. der Schmelze $c_{p,M,m}$ approximiert werden.

Im Übergangsbereich erfolgt keine Approximation, sondern es wird die spezifische Aufschmelzenthalpie angegeben. Diese bildet sich aus der Differenz zwischen Enthalpie bei der Zugabetemperatur und Aufschmelztemperatur. Für teilkristalline Materialien ist die spezifische Aufschmelzenthalpie aufgrund der kristallinen Bereiche im Allgemeinen deutlich höher als für amorphe Materialien. Dies führt dazu, dass zum Aufschmelzen ein deutlich höherer Energieeintrag benötigt wird.

Die Wärmeleitfähigkeit kann über ein Laser-Flash-System gemessen werden. Das spezifische Volumen kann mittels Messung von Druck, Volumen, Temperatur (pVT) in einem Hochdruckkapillarrheometer bestimmt werden. Eine mathematische Beschreibung für den Feststoff- und Schmelzebereich erfolgt ebenfalls über lineare Gleichungen.

$$\lambda_S = \lambda_{S,0} + \lambda_{S,m} \cdot T \quad 4-3$$

$$\lambda_M = \lambda_{M,0} + \lambda_{M,m} \cdot T \quad 4-4$$

$$\rho_S = \rho_{S,0} + \rho_{S,m} \cdot T \quad 4-5$$

$$\rho_M = \rho_{M,0} + \rho_{M,m} \cdot T \quad 4-6$$

Dabei steht λ_S für die Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs, λ_M für die spezifische Wärmeleitfähigkeit der Schmelze, $\lambda_{S,0}$ für die Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs bei 0 °C, $\lambda_{M,0}$ für Wärmeleitfähigkeit der Schmelze bei 0 °C, $\lambda_{S,m}$ für die Steigung der Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs, $\lambda_{M,m}$ für die Steigung der Wärmeleitfähigkeit der Schmelze, ρ_S für die Dichte des Feststoffs, ρ_M für die Dichte der Schmelze, $\rho_{S,0}$ für die Dichte des Feststoffs bei 0 °C, $\rho_{M,0}$ für Dichte der Schmelze bei 0 °C, $\rho_{S,m}$ für die Steigung der Dichte des Feststoffs und $\rho_{M,m}$ für die Steigung der Dichte der Schmelze.

Für den Aufschmelzprozess sind darüber hinaus noch der Partikeldurchmesser der Granulate oder Pulver r_0 und die Schüttdichte ρ_B relevant. Der Feststoffpartikeldurchmesser kann für granulatformige Materialien direkt an den Granulaten gemessen werden [Mel98, Tri18]. Für pulverförmige Materialien empfiehlt sich eine Bestimmung des mittleren Durchmessers über automatisierte Messsysteme wie z. B. Laserbeugung oder dynamische digitale Bildanalyse. Die Schüttdichte ist von der Schüttgutgeometrie aber auch von den Geometrie- und Prozessbedingungen im Extruder abhängig. Für Ein- und Doppelschneckenextruder existieren Ansätze diese Abhängigkeit zu beschreiben [Mel98, Tri18]. Für den PWE soll dagegen in einem ersten Ansatz die Schüttdichte nach DIN 53 466 bestimmt und als konstanter Wert angenommen werden. Obwohl hierdurch voraussichtlich die Genauigkeit der Modelle reduziert wird ist diese Annahme im ersten Schritt zielführend um ein funktionsfähiges Gesamtmodell zu erreichen. Zur Modellverbesserung können später präzisere Modelle zur Beschreibung der real im Prozess auftretenden Schüttdichten integriert werden.

4.1.2 RHEOLOGISCHE DATEN

Das rheologische Verhalten von Kunststoffschmelzen kann durch eine Reihe von Ansätzen beschrieben werden. Hierbei ist insbesondere die richtige Wiedergabe des strukturviskosen Verhaltens der Schmelzen von Bedeutung. Dies hängt von der molekularen Struktur des Kunststoffs ab und kann sich deshalb je nach eingesetztem Material stark unterscheiden. Der einfachste Ansatz zur Beschreibung der Viskosität η ist das Potenzgesetz nach Ostwald und de Waele:

$$\eta = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \quad 4-7$$

Dieses Fließgesetz ist aufgrund seiner einfachen Form dafür geeignet in analytischen Berechnungsansätzen angewandt zu werden [Pot86]. Der Konsistenzfaktor K gibt dabei das Viskositätsniveau wieder und über den Fließexponenten n wird die Strukturviskosität abgebildet. Für die hier betrachteten Kunststoffschmelzen wird von einem scherverdünnenden Verhalten ausgegangen, was durch ein $n < 1$ beschrieben wird.

Gleichung 4-7 geht von einem konstanten strukturviskosen Verhalten über dem gesamten Schergeschwindigkeitsbereich aus. Dies stimmt jedoch nicht mit der

Realität überein, denn die Strukturviskosität von Kunststoffen nimmt mit steigenden Scherraten zu. Deshalb müssen für den Konsistenzfaktor K und den Fließexponent n immer ein Gültigkeitsbereich für die Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ mit angegeben werden. Diese Schwierigkeit lässt sich mit dem Carreau-Ansatz beheben.

$$\eta = \frac{A \cdot a_T}{(1 + B \cdot a_T \cdot \dot{\gamma})^C} \quad 4-8$$

Problematisch beim Carreau-Ansatz ist jedoch, dass dieser aufgrund der drei Modellparameter A , B und C zu komplex für analytische Prozessmodelle ist. Deshalb wird das Fließverhalten über einen Carreau-Ansatz für den relevanten Schergeschwindigkeitsbereich nach Gleichung 4-8 beschrieben und dann abschnittsweise durch das Potenzgesetz mit nur zwei Parametern nach Gleichung 4-7 approximiert.

Der Temperatureinfluss auf die Viskosität wird dabei durch den Temperaturverschiebungsfaktor a_T wiedergegeben. Zur Beschreibung der Temperaturverschiebung stehen verschiedene Ansätze zur Verfügung. Für Kunststoffschmelzen sind der WLF-Ansatz nach Williams, Landel und Ferry und der Arrhenius-Ansatz am weitesten verbreitet. Der Arrhenius-Ansatz hat weniger Modellparameter, so dass die Materialdaten insbesondere nahe am Aufschmelzbereich des Kunststoffes schlechter abgebildet werden können als mit dem WLF-Ansatz. Dafür ist der Arrhenius-Ansatz leichter in eine Simulationssoftware zu implementieren und weniger Fehleranfällig. Für eine grundlegende Modellierung des Prozessverhaltens ist er deshalb besser geeignet. Im Berechnungsmodell für den PWE wird somit der Arrhenius-Ansatz mit den Modellparametern Aktivierungsenergie E_0 , universeller Gaskonstante R und Bezugstemperatur T_B gewählt:

$$a_T = e^{\left(\frac{E_0}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_B}\right)\right)} \quad 4-9$$

Die den Viskositätsmodellen zugrundeliegenden Materialdaten wurden für Schergeschwindigkeiten im Bereich 0,1 - 100 1/s mittels Platte-Platte-Rheometer und im Schergeschwindigkeitsbereich von 10 - 10.000 1/s mittels Hochdruckkapillarrheometer bestimmt.

4.2 GEOMETRISCHE BESCHREIBUNG

Der PWE besteht, wie im Stand der Technik in Kapitel 2 beschrieben, aus verschiedenen Funktionszonen. Diese können nach grundsätzlichem geometrischem Aufbau in Einschnecken-Füllteile, Walzenteile und Anlaufringe unterschieden werden. Nachfolgend werden für jede dieser Extruderkomponenten geometrische Kenngrößen hergeleitet. Diese Kenngrößen ermöglichen eine Beschreibung der Geometrie, auf welche die Prozessmodelle zurückgreifen können. Damit ist eine baugrößenunabhängige Anwendbarkeit der Prozessmodelle auf verschiedene Extruderkonfigurationen gewährleistet.

4.2.1 EINSCHNECKEN-FÜLLTEILE

Das Füllteil gleicht im Wesentlichen einem Einschneckenextruder, weshalb hier auf die bestehenden Modelle zur Beschreibung zurückgegriffen werden kann.

Nahezu alle Ansätze basieren auf der Abwicklung der Schneckengeometrie mit ihren charakteristischen Größen in einen planaren Rechteckkanal (Abbildung 4-3).

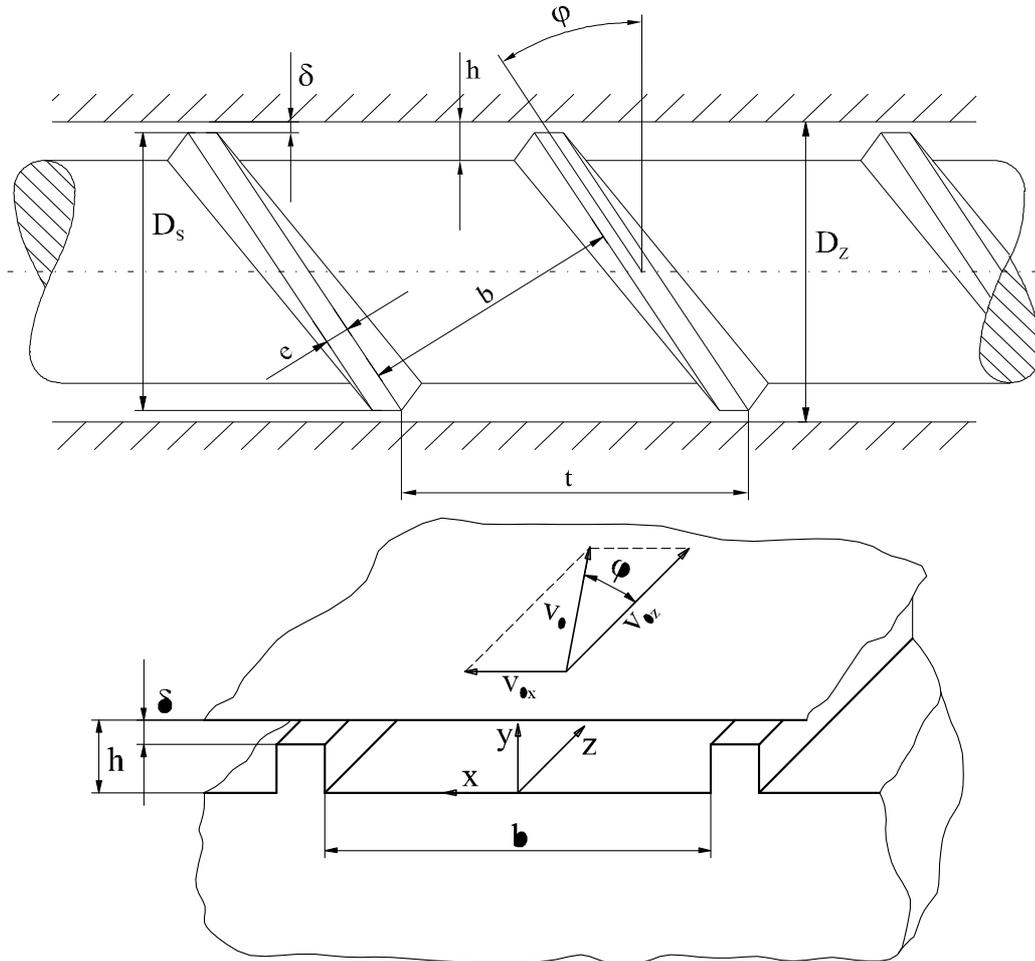


Abbildung 4-3: Schematische Darstellung der Geometrie einer eingängigen Schnecke und des abgewickelten Schneckenkanals [KTP00]

Aus dieser geometrischen Vereinfachung resultieren folgende geometrischen Basiskenngrößen:

- Kanalbreite b
- Kanalhöhe h
- Gangsteigungswinkel φ
- Kanallänge Z
- Gangsteigung t
- Schneckendurchmesser D_S
- Stegbreite e

In der Einschneckenextrudermodellierung wird darüber hinaus noch über weitere Kenngrößen versucht, eine möglichst genaue Abbildung der realen Geometrie zu erzeugen. So müssen z. B. Rundungen am Übergang von Schneckenkanal zu Schneckensteg berücksichtigt werden. Für Schmelzeförderung ist zudem das

Schneckenpiel zur Berücksichtigung von Leckströmungen von Bedeutung. Für den PWE dient das Füllteil jedoch im Wesentlichen als Feststoffbeschickungseinrichtung des Walzenteils. Deshalb kann sich hier auf die vorgestellten Basisgrößen beschränkt werden.

4.2.2 WALZENTEIL

Planetwalzenmodule bestehen, wie in Abschnitt 1 dargestellt, aus einer evolventenverzahnten Hauptspindel, um die ebenfalls evolventenverzahnte Planetenspindeln in einem ebenso verzahnten Gehäuse rotieren. Während die Geometrien der Hauptspindeln und des Gehäuses immer weitgehend gleich ausgeführt sind, sind bei den Planetenspindeln unterschiedliche Ausführungen verfügbar (Abbildung 4-4).

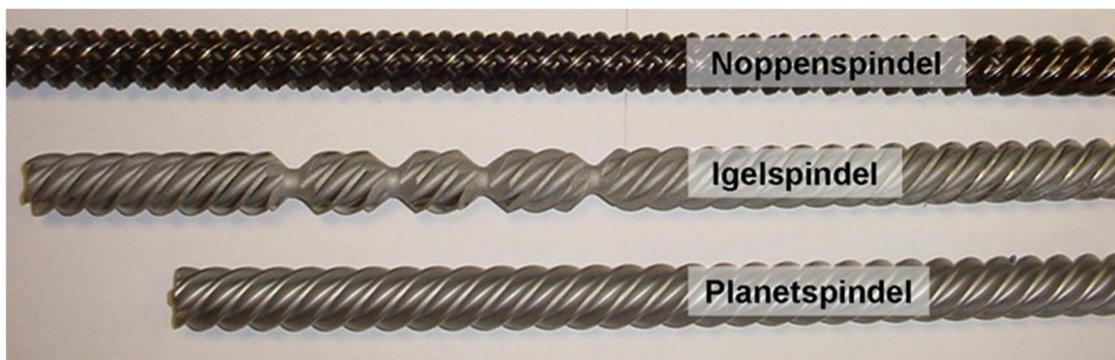


Abbildung 4-4: Auswahl an verschiedenen Spindeltypen

In dieser Arbeit wird sich auf die Standardausführung, die sogenannte Planetenspindel, beschränkt. Die für Planetenspindeln entwickelten Modelle können die Ausgangsbasis für eine spätere Modellierung weiterer Spindeltypen bilden. Dieses Vorgehen hat sich bereits für Doppelschneckenextruder bewährt, bei denen ebenfalls zunächst einfache Fördererlemente und Knetblöcke modelliert und dann darauf aufbauend weitere Elementtypen wie Mischelemente beschrieben wurden [Ans93, Kre04].

Sowohl Zylinder, Zentral- und Planetenspindeln können als schrägverzahntes Evolventenzahnrad großer Länge betrachtet werden. Solche Zahnräder werden grundlegend über Kopfdurchmesser, Fußdurchmesser, und Modul des Zahnrads beschrieben. Damit ist aber keine Flächenberechnung der Zahnräder möglich. Aufgrund der komplexen Evolventengeometrie der Spindeln wäre für eine geschlossene mathematische Beschreibung der Geometrie eine Vielzahl von Geometrieparametern notwendig. Die Beschreibung von Zahnrädern z. B. für die Herstellung über additive Fertigung ist deshalb immer noch Gegenstand aktueller Forschungsarbeiten [Trä17]. Dort wird die Geometrie z. B. über eine Punkteliste in einem Koordinatensystem abgebildet. Die Punkte werden dann über Geraden verbunden. Dies ist jedoch für eine Anwendung in einem Simulationsprogramm nicht zielführend. Bei der Eingabe der Geometriebedingungen durch den Nutzer in das Simulationsprogramm muss sich auf eine vertretbare und messbare Anzahl von Geometriegrößen beschränkt werden. Zudem sind Versuchs- und Pro-

duktionsanlagen einem kontinuierlichen Verschleiß ausgesetzt, wodurch wiederum Abweichungen vom theoretischen Profil entstehen. Welche Anzahl an Geometrieparametern Sinnvoll ist, kann für den PWE noch nicht allgemeingültig beantwortet werden und muss kontinuierlich erarbeitet werden. Die Anzahl an Geometriegrößen für Doppelschneckenextruder kann dafür eine erste Orientierung liefern. Diese liegt in etwa bei 10 Geometrieparametern [Ans93]. Analog zum Vorgehen bei Doppelschneckenextrudern soll die Geometriedefinition des PWE deshalb mit wenigen, handhabbaren Kenngrößen erfolgen:

- Kopfbreite b_{Kopf}
- Fußbreite $b_{Fuß}$
- Kopfdurchmesser d_{Kopf}
- Fußdurchmesser $d_{Fuß}$
- Spindellänge L
- Zähneanzahl n_Z
- Schrägverzahnungswinkel β

In Abbildung 4-5 sind die Geometriegrößen anhand von CAD-Zahnradzeichnungen aus Zeichenprogramm SOLIDWORKS verdeutlicht. Die Rundungen am Zahngrund werden dabei vernachlässigt (Abbildung 4-6).

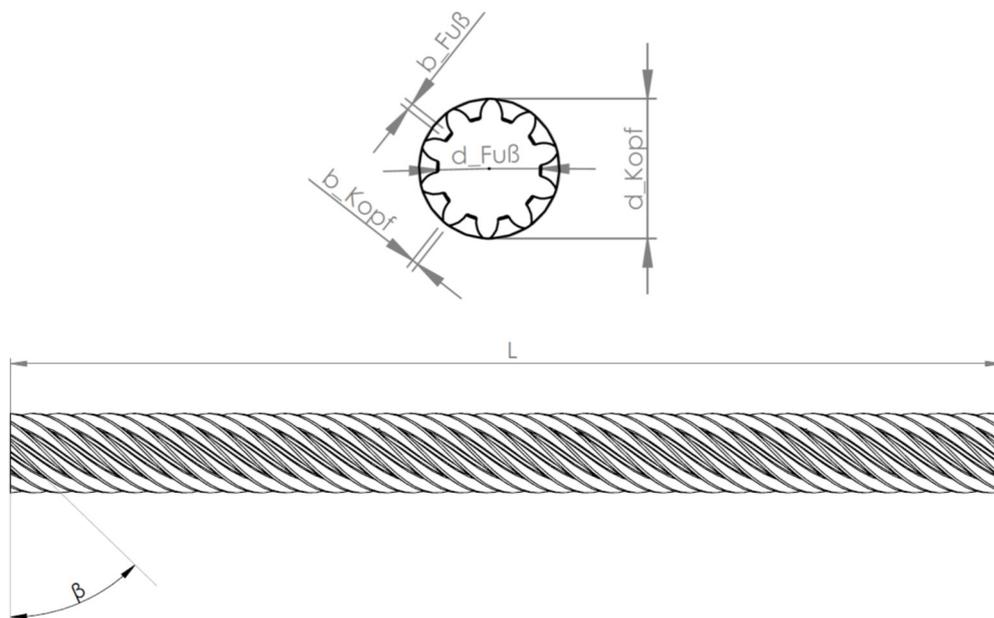


Abbildung 4-5: Schematische Darstellung der Geometrie einer Spindel

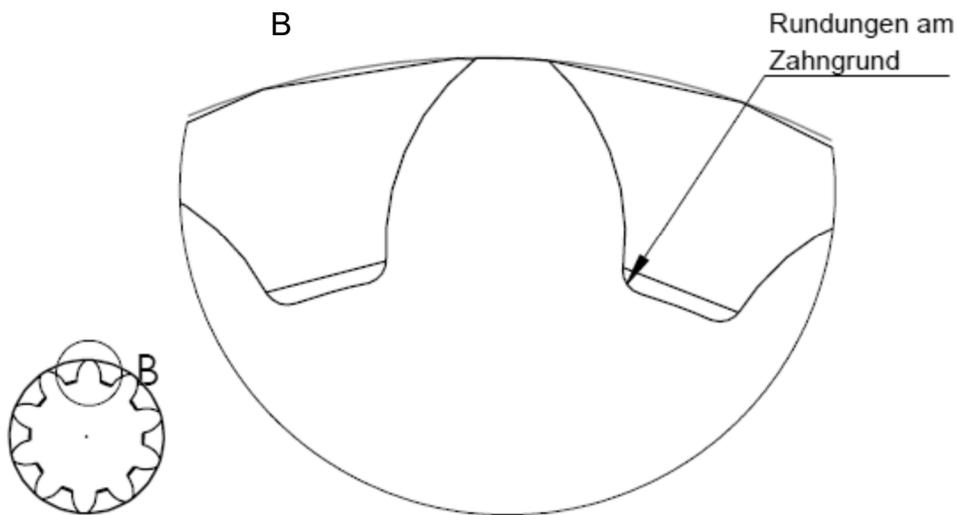


Abbildung 4-6: Detailansicht zur Darstellung der Rundungen am Zahngrund

Im nächsten Schritt wird die Geometrie in der Abwicklung vereinfachend als ein linearer Verlauf der Flankengeometrie angenommen (Abbildung 4-7).

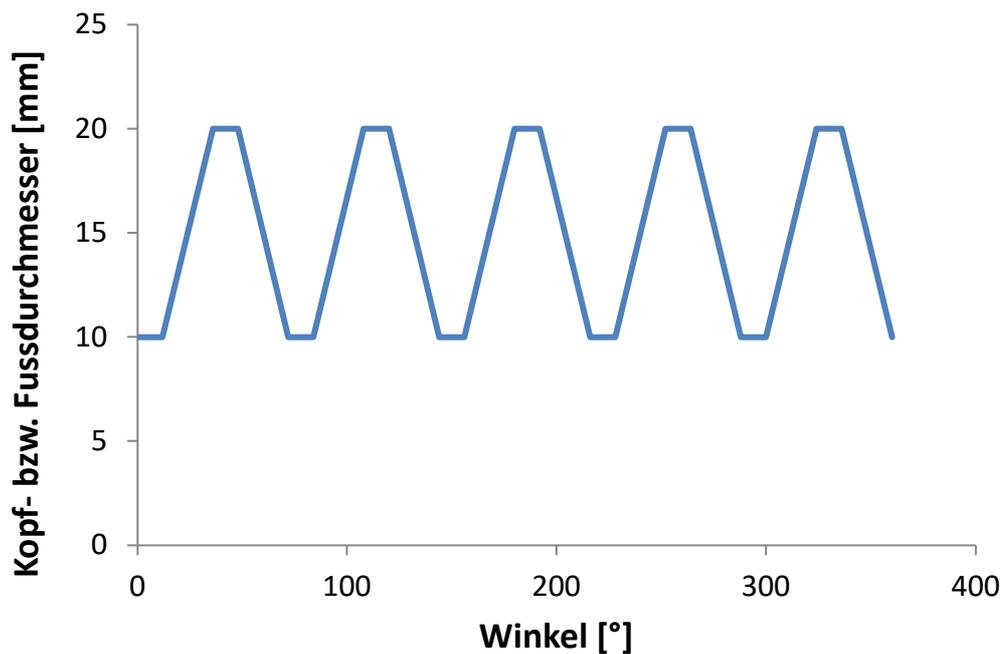


Abbildung 4-7: Schematische Darstellung der Abwicklung des Flankenverlaufs

Dieser wird dann, wie in Abbildung 4-8 dargestellt, wieder in eine Kreisbahn überführt.

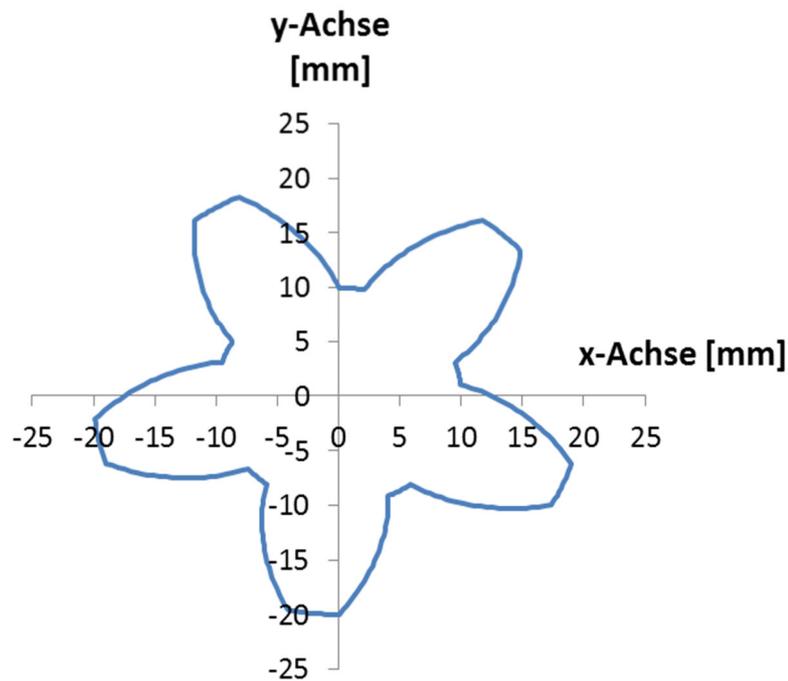


Abbildung 4-8: Linearer Flankenverlauf in Kreisbahn überführt

Mit den Kenngrößen ist es möglich die Querschnittsflächen der Spindeln bzw. des Walzenzylinders zu berechnen. Hierfür muss, wie in Abbildung 4-9 dargestellt, der Querschnitt einer Spindel zunächst in Teilflächen zerlegt werden.

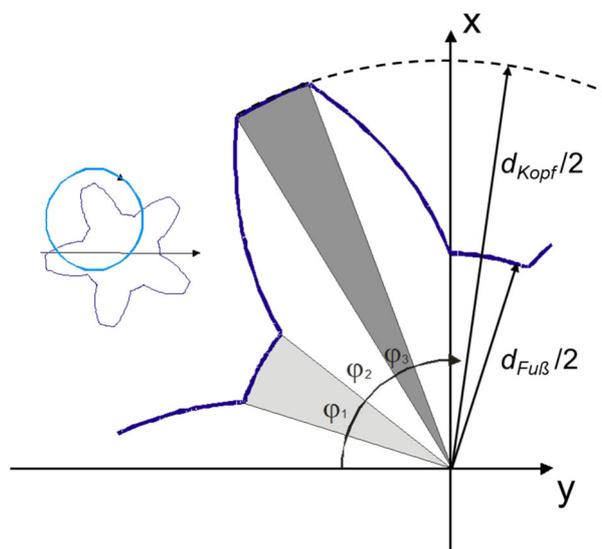


Abbildung 4-9: Aufteilung eines Spindelquerschnitts in durch die Winkel φ_1 , φ_2 und φ_3 gekennzeichnete Teilflächen zur Flächenberechnung

Die zum jeweiligen Winkel φ_1 , φ_2 und φ_3 gehörenden Teilflächen A_1 , A_2 und A_3 bestehen aus zwei Kreisbogensegmenten und einem Archimedesspiralensegment, deren Flächeninhalte über folgende Formeln berechnet werden können:

$$A_1 = \frac{1}{8} \cdot d_{Fu\beta}^2 \cdot \varphi_1 \quad 4-10$$

$$A_2 = \frac{1}{8} \cdot \varphi_2 \cdot \left[d_{Fu\beta}^2 + d_{Fu\beta} \cdot (d_{Kopf} - d_{Fu\beta}) + \frac{1}{3} \cdot (d_{Kopf} - d_{Fu\beta})^2 \right] \quad 4-11$$

$$A_3 = \frac{1}{8} \cdot d_{Kopf}^2 \cdot \varphi_3 \quad 4-12$$

Dabei lassen sich die Winkel wie folgt bestimmen:

$$\varphi_1 = 2 \cdot \arcsin\left(\frac{b_{Fu\beta}}{d_{Fu\beta}}\right) \quad 4-13$$

$$\varphi_3 = 2 \cdot \arcsin\left(\frac{b_{Kopf}}{d_{Kopf}}\right) \quad 4-14$$

$$\varphi_2 = \frac{1}{n_z} - \varphi_1 - \varphi_3 \quad 4-15$$

Die Gesamtquerschnittsfläche einer Spindel $A_{Spindel}$ ergibt sich dann aus der Summe der einzelnen Segmente multipliziert mit der Zähneanzahl:

$$A_{Spindel} = n_z \cdot (A_1 + 2 \cdot A_2 + A_3) \quad 4-16$$

Für eine Berechnung des Prozessverhaltens des PWE ist insbesondere die freie Querschnittsfläche im Walzenteil A_{Frei} von Interesse. Diese ergibt sich aus der Querschnittsfläche im Walzenzylinder A_{WZ} abzüglich der Flächen von Hauptspindel A_{HS} und Planetenspindeln A_{PS} :

$$A_{Frei} = A_{WZ} - A_{HS} - n_{PS} \cdot A_{PS} \quad 4-17$$

Zur Berechnung der Oberflächen der Spindeln bzw. des Walzenzylinders $O_{Spindel}$ wird zunächst ebenfalls die Oberfläche der einzelnen Teilssegmente O_1 , O_2 und O_3 berechnet:

$$O_1 = \frac{1}{2} \cdot d_{Fu\beta} \cdot \varphi_1 \cdot L \quad 4-18$$

$$O_2 = L \cdot \frac{d_{Kopf} - d_{Fu\beta}}{4 \cdot \varphi_2} \cdot \left[\varphi_2 \cdot \sqrt{1 + \varphi_2^2} + \ln\left(\varphi_2 + \sqrt{1 + \varphi_2^2}\right) \right] \\ - L \cdot \frac{d_{Kopf} - d_{Fu\beta}}{4 \cdot \varphi_0} \cdot \left[\varphi_0 \cdot \sqrt{1 + \varphi_0^2} + \ln\left(\varphi_0 + \sqrt{1 + \varphi_0^2}\right) \right] \quad 4-19$$

$$O_3 = \frac{1}{2} \cdot d_{Kopf} \cdot \varphi_3 \cdot L \quad 4-20$$

Für die Oberfläche O_2 wird der Winkel φ_0 benötigt. Dieser ergibt sich über das Verhältnis von Kopf- und Fußdurchmessern sowie dem Winkel φ_2 :

$$\varphi_0 = \frac{d_{Fu\beta} \cdot \varphi_2}{d_{Kopf} - d_{Fu\beta}} \quad 4-21$$

Im Anschluss werden die einzelnen Segmentoberflächen analog zum Vorgehen bei den Querschnittsflächen zur Gesamtoberfläche einer Spindel addiert:

$$O_{\text{Spindel}} = n_z \cdot (O_1 + 2 \cdot O_2 + O_3) \quad 4-22$$

Für die Umfangslängen einer Spindel U_{Spindel} gilt dann:

$$U_{\text{Spindel}} = \frac{O_{\text{Spindel}}}{L} \quad 4-23$$

Mit diesen Geometriemodellen können für die Modellierung benötigte Längen, Flächen und Volumen im Walzenteil eines PWE bestimmt werden. Wie groß die Abweichung zur realen Geometrie ist kann nicht allgemeingültig beantwortet werden. Die Geometriekenngößen können sehr genau gemessen werden. Die Flächenanteile A_1 und A_2 sind dementsprechend eine genaue Abbildung der Realität. Fehler in der Geometrieabbildung entstehen vor allem im evolventenförmigen Übergang zwischen Fuß- und Kopfdurchmesser der Spindeln im Flächenabschnitt A_3 . Um den Fehler abzuschätzen wurde die Querschnittsfläche eines Zahnrads aus der SOLIDWORKS-Datenbank der über Gleichung 4-15 berechnete Querschnittsfläche gegenübergestellt. Die Abweichung beider Flächen liegt unter 5 %. Dies ist vertretbar, insbesondere da in der Realität meist nicht für jeden simulierten Prozess die Geometriedaten neu vermessen werden. Deshalb wird der Fehler durch das Geometriemodell auch über Fertigungstoleranzen der Spindeln und Zylinder sowie dem Verschleißzustand der Komponenten beeinflusst. Beides ist in der Anwendung meist unbekannt, insbesondere durch Verschleiß können aber deutlich größere Abweichungen als 5 % entstehen.

Für eine geschlossene mathematische Behandlung des Förderverhaltens ist die geometrische Beschreibung des PWE über obige Formeln immer noch zu kompliziert. Es werden einfache Fließkanäle wie Rechteck- oder Rundkanäle benötigt, für die sich das Transportverhalten mathematisch beschreiben lässt. Deshalb wird im nächsten Schritt eine weitere Vereinfachung der Geometrie zu flächengleichen Rechteckkanälen durchgeführt. Damit ergibt sich das in Abbildung 4-10 dargestellte Vorgehen zur Geometriebeschreibung.

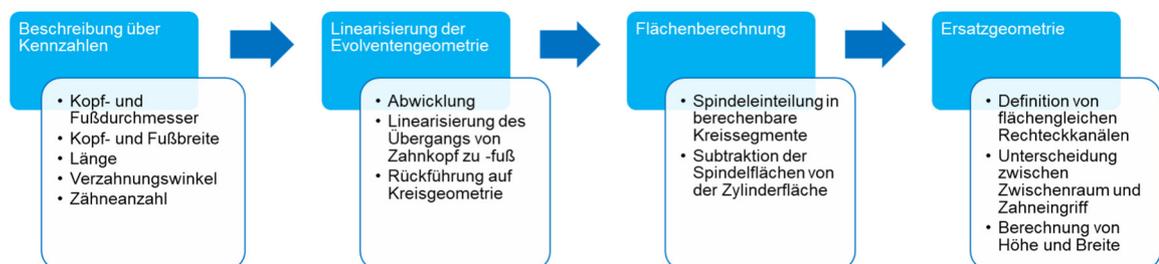


Abbildung 4-10: Vorgehen zur Geometriebeschreibung

Zunächst werden zwei kleine Rechteckkanäle im Eingriffsbereich der Spindeln und ein großer Rechteckkanal für das freie Volumen, das von Hauptspindel, Walzenzylinder und zwei Planetenspindeln begrenzt wird, definiert. Als weitere Ver-

einfachungen werden die zwei Kanäle im Eingriffsbereich zu einem Rechteckkanal mit der Breite $b_{Eingriff}$ und der Höhe $h_{Eingriff}$ zusammengefasst. Die Geometrievereinfachungen zu Rechteckkanälen ist in Abbildung 4-11 veranschaulicht.

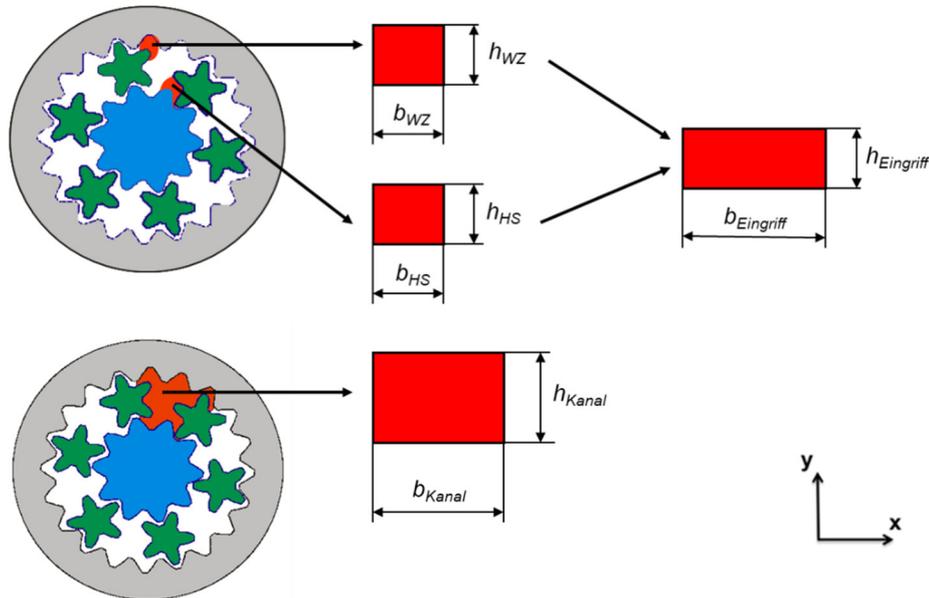


Abbildung 4-11: Aufteilung und Vereinfachung der Querschnittsfläche zu Rechteckkanälen

Die Höhen und Breiten dieser Rechteckkanäle können über folgende Gleichungen mit dem Kopfdurchmesser an der Hauptspindel $d_{Kopf,HS}$ und dem Walzenzylinder $d_{Kopf,WZ}$ sowie dem jeweiligen Fußdurchmesser $d_{Fuß,HS}$ und $d_{Fuß,WZ}$ berechnet werden:

$$h_{Eingriff} = \frac{h_{HS} + h_{WZ}}{2} = \frac{d_{Kopf,HS} - d_{Fuß,HS} + d_{Kopf,WZ} - d_{Fuß,WZ}}{4} \quad 4-24$$

$$b_{Eingriff} = b_{HS} + b_{WZ} = d_{Kopf,PS} + d_{Fuß,PS} \quad 4-25$$

$$h_{Kanal} = \frac{d_{Kopf,WZ} + d_{Fuß,WZ} - d_{Kopf,HS} + d_{Fuß,HS}}{4} \quad 4-26$$

$$b_{Kanal} = \frac{\frac{A_{Frei}}{n_{PS}} - h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff}}{h_{Kanal}} \quad 4-27$$

Mit diesen Geometrie Größen ist die Bildung von dimensionslosen Kennzahlen und damit eine mathematische Beschreibung des Förderverhaltens im PWE möglich (vgl. Abschnitt 5.2.1). Dabei werden die Flächen aus Gleichung 4-17 und die messbaren Geometrie Kenngrößen genutzt. Es entsteht somit kein weiterer Fehler bzgl. der Flächen, allerdings kann z. B. $h_{Eingriff}$ an der engsten Stelle zwischen Planetenspindel und Zentralspindel fast 0 betragen. Auch die maximal (am Walzenzylinder) und minimale Breite (an der Hauptspindel) des Zwischenraumkanals weichen von der berechneten Breite b_{Kanal} um bis zu 30 % ab. Zudem wird der Zahnradform vernachlässigt. Die Vereinfachung der Geometrie zur

Rechteckkanälen stellt deshalb eine starke, mögliche Fehlerquelle für alle weiteren Prozessmodelle dar. Ob die angewandte Geometrievereinfachung eine grundlegende Abbildung der Prozessabläufe im PWE ermöglicht, ist deshalb eine zentrale Fragestellung dieser Arbeit.

4.2.3 ANLAUFRINGE

Als Anlaufringe stehen unterschiedliche Varianten zur Auswahl. In dieser Arbeit wird sich auf die einfachste Variante, den zylindrischen Anlaufring gemäß Abbildung 4-12, beschränkt. Daneben sind beispielsweise Anlaufringe mit Dispergierstiften und Anlaufringe mit zu- oder abnehmendem Durchmesser vorhanden.

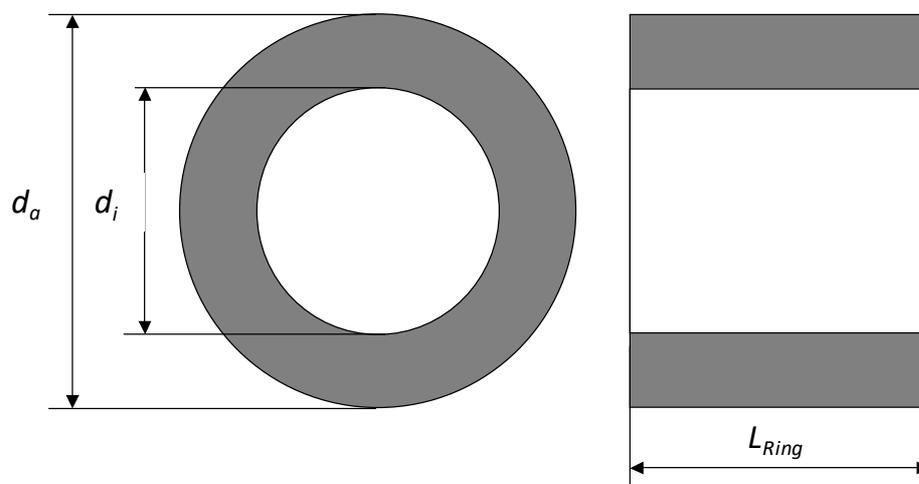


Abbildung 4-12: Schematische Darstellung der Anlaufringgeometrie

Die Geometrie des zylindrischen Anlaufrings kann allein durch Angabe des Durchmessers der Spindel am Anlaufring d_i , des Anlaufringdurchmessers d_a und der Anlaufringlänge L_{Ring} hinreichend charakterisiert werden. Komplexere Anlaufringe können generell durch Kombinationen dieser Basisgeometrie mit unterschiedlichen Längen und Durchmessern ebenfalls abgebildet werden.

4.3 BEWEGUNGSPRINZIP

4.3.1 EINSCHNECKEN-FÜLLTEIL

Analog zu den Geometriebedingungen können die Geschwindigkeitsverhältnisse im Füllteil aus der Literatur zum Einschneckenextruder z. B. von Potente entnommen werden [Pot86]. Die Geschwindigkeiten im Füllteil sind im Rahmen dieser Arbeit jedoch nur für die Feststoffförderung relevant. Deshalb wird die Feststofffördergeschwindigkeit unter Abschnitt 5.1 gemeinsam mit der Feststoffförderung im Füllteil diskutiert.

4.3.2 WALZENTEIL

Eine Beschreibung der Geschwindigkeitsverhältnisse im Walzenteil wurde von Limper durchgeführt [LSF02]. Dabei wurde prinzipiell auf die Getriebetechnik zurückgegriffen. Der PWE wird dort analog zu einem Planetengetriebe mit konstruktiv festgesetztem Hohlrad behandelt. Damit wird die Absolutdrehzahl N_{WZ} bzw. Absolutgeschwindigkeit v_{WZ} des Walzenzylinders Null. Die Absolutgeschwindigkeit der Hauptspindel v_{HS} kann über die vom Antrieb vorgegebene Drehzahl N_{HS} berechnet werden:

$$v_{HS} = \frac{(d_{Kopf,HS} - d_{Fuß,HS})}{2} \cdot \pi \cdot N_{HS} \quad 4-28$$

Aus der Hauptspindeldrehzahl N_{HS} resultieren des Weiteren die Absolutdrehzahl der Planetenspindeln um ihre eigene Achse N_{PS} sowie eine Umlaufdrehzahl der Planeten um die Hauptspindel N_U (Abbildung 4-13).

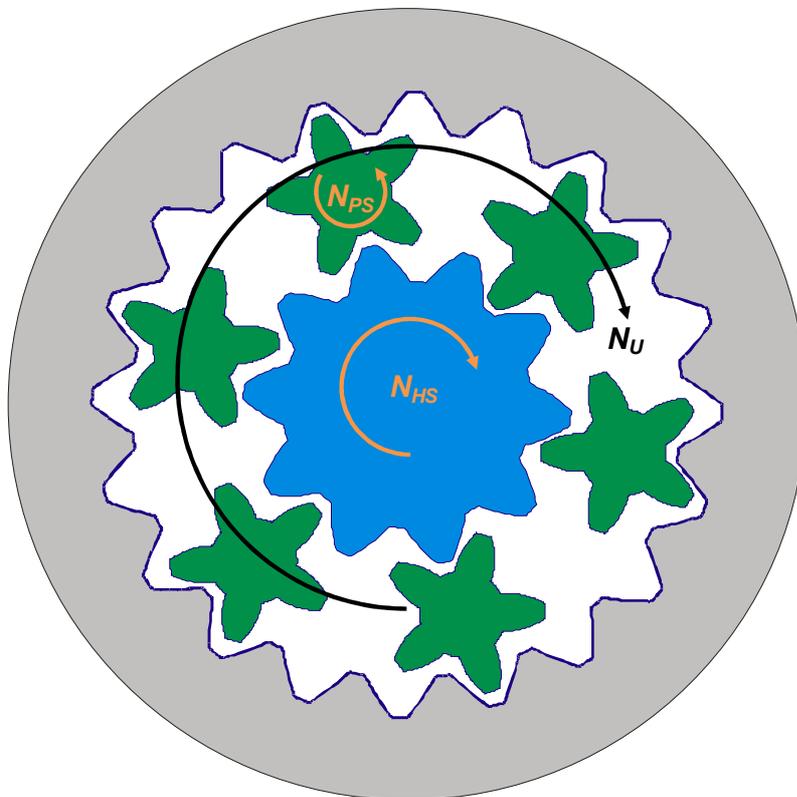


Abbildung 4-13: Schematische Darstellung der Spindeldrehzahlen im Querschnitt

Diese hängen von der Zahnanzahl des Zylinders $n_{Z,WZ}$ bzw. der Spindeln $n_{Z,PZ}$ ab und können über Gleichung 4-29 und 4-30 berechnet werden.

$$N_{PS} = \frac{N_{HS}}{1 + \frac{n_{Z,WZ}}{n_{Z,HS}}} \quad 4-29$$

$$N_U = N_{PS} \cdot \left(1 - \frac{n_{Z,WZ}}{n_{Z,HS}} \right) \quad 4-30$$

Aus diesen Absolutdrehzahlen können im nächsten Schritt die Relativedrehzahlen zwischen Planetenspindeln und Hauptspindel $N_{rel,HS}$ bzw. Planetenspindeln und Walzenzylinder $N_{rel,WZ}$ ermittelt werden.

$$N_{rel,HS} = N_{HS} - N_{PS} \quad 4-31$$

$$N_{rel,WZ} = N_U - N_{PS} \quad 4-32$$

Über den Durchmesser können diese Drehzahlen in Relativgeschwindigkeiten für die Hauptspindel $v_{rel,HS}$ und den Walzenzylinder $v_{rel,WZ}$ umgewandelt werden:

$$v_{rel,HS} = \frac{(d_{Kopf,HS} - d_{Fuß,HS})}{2} \cdot \pi \cdot N_{rel,HS} \quad 4-33$$

$$v_{rel,WZ} = \frac{(d_{Kopf,WZ} - d_{Fuß,WZ})}{2} \cdot \pi \cdot N_{rel,WZ} \quad 4-34$$

Mit diesen Geschwindigkeiten bewegt sich ein Materialteilchen im Eingriff der Zähne am Walzenzylinder bzw. an der Hauptspindel um die Hauptspindel. Aufgrund der Schrägverzahnung des PWE ist neben dieser rotatorischen Komponente eine translatorische Komponente in Axialrichtung vorhanden, sodass sich eine spiralförmige Bewegung um die Hauptspindel ergibt.

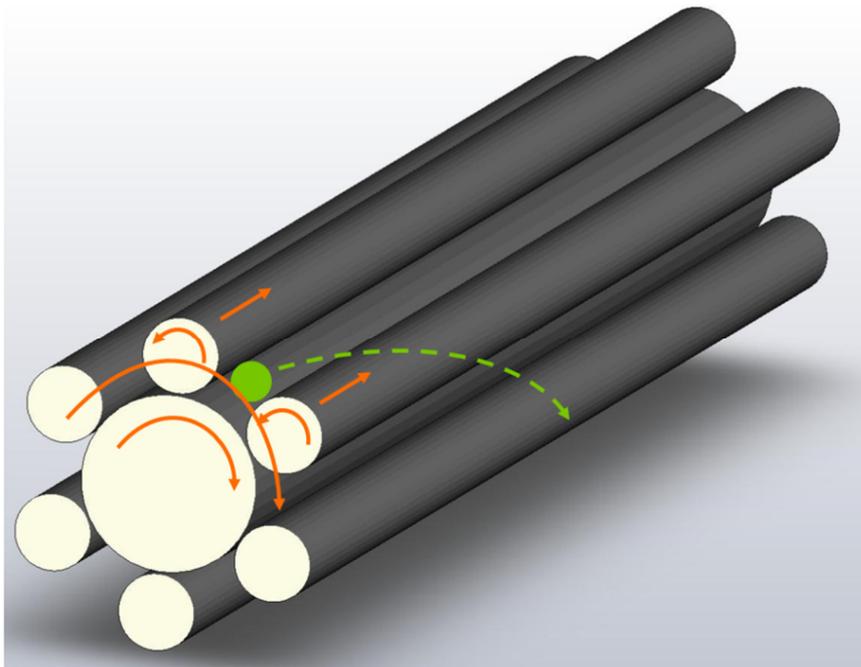


Abbildung 4-14: Schematische Darstellung der Geschwindigkeitsverhältnisse unter Einbeziehung der axialen Geschwindigkeit, die Geschwindigkeitskomponenten der Spindeln sind orange dargestellt, die daraus resultierende Materialbewegung grün

Erfolgt eine Abwicklung in planare Rechteckkanäle (siehe Abschnitt 4.2.2), über die eine Platte bewegt wird, kann die Bewegung im Eingriffskanal in eine x- und eine z-Komponente aufgeteilt werden (Abbildung 4-15).

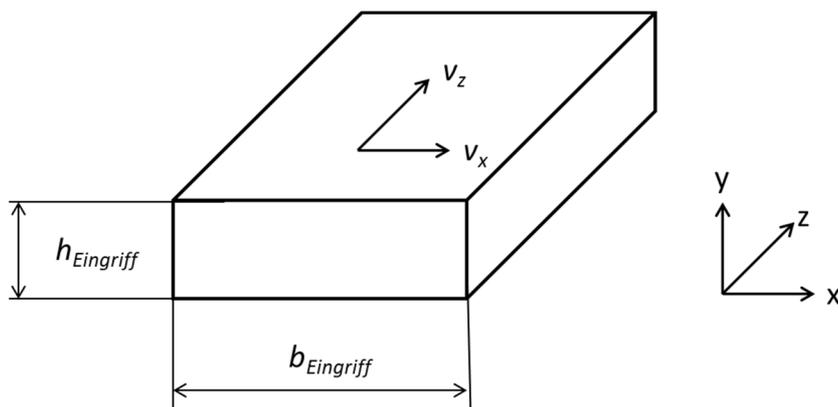


Abbildung 4-15: Schematische Darstellung der Geschwindigkeitsverhältnisse im Eingriffskanal, z entspricht der Extrusionsrichtung

Die Plattengeschwindigkeit in x- und in z-Richtung v_x bzw. v_z setzen sich aus den x- und z-Komponenten der Relativgeschwindigkeiten am Walzenzylinder $v_{x,WZ}$ bzw. $v_{z,WZ}$ und der Hauptspindel $v_{x,HS}$ bzw. $v_{z,HS}$ zusammen:

$$v_z = \frac{v_{z,WZ} + v_{z,HS}}{2} \quad 4-35$$

$$v_x = \frac{v_{x,WZ} + v_{x,HS}}{2} \quad 4-36$$

Die x-Komponenten entsprechen den jeweiligen Relativgeschwindigkeiten:

$$v_{x,WZ} = v_{rel,WZ} \quad 4-37$$

$$v_{x,HS} = v_{rel,HS} \quad 4-38$$

Die z-Komponenten hängen von den Relativgeschwindigkeiten und dem Schrägverzahnungswinkel β ab:

$$v_{z,WZ} = \frac{v_{rel,WZ}}{\tan \beta} \quad 4-39$$

$$v_{z,HS} = \frac{v_{rel,HS}}{\tan \beta} \quad 4-40$$

Mit diesen Geschwindigkeiten kann der Materialtransport im Planetwalzenteil zusammen mit den in Abschnitt 4.2.2 eingeführten Ersatzkanälen beschrieben werden.

5 ANALYSE DES FÖRDERMECHANISMUS

Die Materialförderung im PWE kann in Feststoffförderung und Schmelzeförderung unterteilt werden. Nachfolgend werden die Vorgänge separat betrachtet. Abschließend wird im Zusammenhang mit dem Materialtransport die Verweilzeit modelliert.

5.1 FESTSTOFFFÖRDERUNG

Feststoffförderung findet im Einschnecken-Füllteil und im Planetwalzenteil vor dem Aufschmelzbeginn statt. Im Anlaufring findet keine Feststoffförderung mehr statt, da spätestens hier das Aufschmelzen beginnt.

5.1.1 THEORETISCHE BESCHREIBUNG DER FESTSTOFFFÖRDERUNG IM FÜLLTEIL

Zunächst soll auf die Feststoffförderung eingegangen werden. Zur Beschreibung der Feststoffförderung im Füllteil kann aufgrund der geometrischen Ähnlichkeit auf die aus der Einschnecken-theorie bekannten Modelle zurückgegriffen werden. Hier gilt für den Masse-Durchsatz in teilgefüllten Bereichen:

$$\dot{m} = \rho_B \cdot A \cdot v_a \cdot f \quad 5-1$$

Der Durchsatz \dot{m} ist aufgrund der dosierten Fahrweise des PWE bekannt und der Füllgrad f muss berechnet werden. Die Schüttdichte ρ_B ist als Materialgröße ebenfalls bekannt. Die Querschnittsfläche des Feststoffes A ist über die Geometrie des Füllteils vorgegeben:

$$A = \left[\frac{\pi}{4} \cdot (D_s^2 - (D_s - 2 \cdot h)^2) - \frac{i \cdot e \cdot h}{\sin \varphi} \right] \quad 5-2$$

Die Axialgeschwindigkeit v_a kann für Glattrohretruder in teilgefüllten Bereichen durch Archimedes-Förderung über die Gangsteigung und die Hauptspindeldrehzahl mit folgender Gleichung beschrieben werden:

$$v_a = t \cdot N_{rS} \quad 5-3$$

Für die Auslegung einer Anlage ist vor allem der maximal förderbare Durchsatz im Füllteil von Interesse. Im Gegensatz zu Glattrohr-Einschneckenextrudern wird der Durchsatz in der Feststoffförderzone beim PWE aber nicht von den nachfolgenden Zonen bestimmt. Aufgrund der dosierten Fahrweise und der konstanten Geometrie ist das Füllteil eher mit einem Schneckenförderer vergleichbar. Deshalb wird die Norm DIN 15261 für die Auslegung von Schneckentrudern herangezogen. Hier wird ein maximaler Füllgrad von 45 % für leicht fließende, kaum schleißende Materialien angegeben. D. h. die Schnecke sollte so gestaltet werden, dass beim gewünschten Nennmassenstrom und Betriebspunkt der berechnete Füllgrad unter 45 % liegt.

5.1.2 THEORETISCHE BESCHREIBUNG DER FESTSTOFFFÖRDERUNG IM WALZENTEIL

Für die Feststoffförderung im Planetwalzenteil ist noch nicht bekannt wie sich die Feststoffförderung verhält. Deshalb wird nachfolgend ein erster Ansatz zur Feststoffförderung entwickelt und experimentell überprüft. Dazu soll ebenfalls von einer Archimedesförderung und somit von Gleichung 5-1 ausgegangen werden. Als Querschnittsfläche wird der Eingriffsbereich, in dem Schlepplströmung wirksam ist, angenommen:

$$A = h_{\text{Eingriff}} \cdot b_{\text{Eingriff}} \quad 5-4$$

Es wird zudem angenommen, dass die Axialgeschwindigkeit in den Eingriffsbereichen der z-Geschwindigkeit in den Eingriffsbereichen (Gleichung 4-35) entspricht.

$$V_a = V_z \quad 5-5$$

Mit dieser Geschwindigkeit bewegen sich Feststoffteilchen im Eingriffsbereich in Richtung Düse und der Füllgrad im Eingriffsbereich kann berechnet werden. Dabei wird nicht berücksichtigt, dass sich Feststoffpartikel auch im Zwischenraumkanal aufhalten können. Dort soll angenommen werden, dass die Feststoffpartikel keinem förderwirksamen Geschwindigkeitsfeld ausgesetzt sind. D. h. die mittlere Geschwindigkeit eines Feststoffpartikels im Walzenteil liegt unter der Axialgeschwindigkeit im Eingriffsbereich. Geht man weiterhin davon aus, dass im Zwischenraumkanal der gleiche Füllgrad vorliegt wie im Eingriffsbereich, ergibt sich für die mittlere Feststoffgeschwindigkeit \bar{v}_s :

$$\bar{v}_s = \frac{\dot{V}}{A_{\text{Frei}} \cdot f} \quad 5-6$$

5.1.3 VALIDIERUNG DES FESTSTOFFFÖRDERMODELLS

Mit den vorgestellten Modellen ist es erstmals möglich sowohl den Füllgrad als auch die mittlere Geschwindigkeit der Feststoffförderung im PWE abzuschätzen. Zur Überprüfung der Modellgenauigkeit soll nachfolgend der experimentell ermittelte Füllgrad im Walzenteil eines PWE herangezogen werden. Zur Bestimmung des Füllgrads können Versuche mit einem PWE mit offener Düse nach dem Dead-Stopp-Prinzip durchgeführt werden. Um zu verhindern, dass ein Aufschmelzen stattfindet wird der PWE gekühlt betrieben. Bei den Untersuchungen kommt ein aufklappbarer Zylinder zum Einsatz. Es werden Durchsatz und Drehzahl variiert. Nachdem sich ein stabiler Betriebspunkt eingestellt hat, wird die Anlage per Notaus gestoppt. Im Anschluss wird der Zylinder geöffnet, die sich im Zylinder befindenden Granulate entnommen und verwogen. Über die Schüttdichte wird im Anschluss das eingenommene Volumen der Granulate berechnet. Dieses wird mit dem freien Volumen im Zylinder ins Verhältnis gesetzt um den Füllgrad experimentell zu ermitteln. Die Prozessparameter sind in einem Durchsatzbereich von 5 - 30 kg/h und einem Drehzahlbereich von 30 - 120 1/min variiert worden.

Eine Wiederholung der Messung bei gleichen Bedingungen ergibt für diese Methode eine Genauigkeit von 5 - 10 % bezogen auf einen Füllgrad von 100 %. Fehler können durch Granulatverluste beim Öffnen des Zylinders und durch Pulsation der Granulatzugabe erfolgen. Zudem können bei den experimentellen Werten systematische Fehler durch die Berechnung der Schüttdichte und dem freien Volumen im Zylinder entstehen.

Eine Gegenüberstellung von so gemessenen und über Gleichung 5-1 berechneten Füllgraden ist in Abbildung 5-1 für HDPE Granulat in einem TP-WE 70 Labor-extruder dargestellt. Für einen Großteil der Experimente liegt der Füllgrad in einem Bereich bis 20 %. Lediglich zwei Versuchspunkte weisen sowohl im Experiment als auch in der Simulation einen höheren Füllgrad auf. In beiden Fällen wurde eine niedrige Drehzahl von 30 1/min mit einem hohen Durchsatz von 30 kg/h kombiniert. Durch eine Reduktion der Spindelzahl von 3 auf 6 Spindeln wird der Füllgrad dabei deutlich erhöht. Das heißt die reduzierte Förderkapazität aufgrund der reduzierten Spindelzahl überwiegt gegenüber einem Anstieg des freien Volumens.

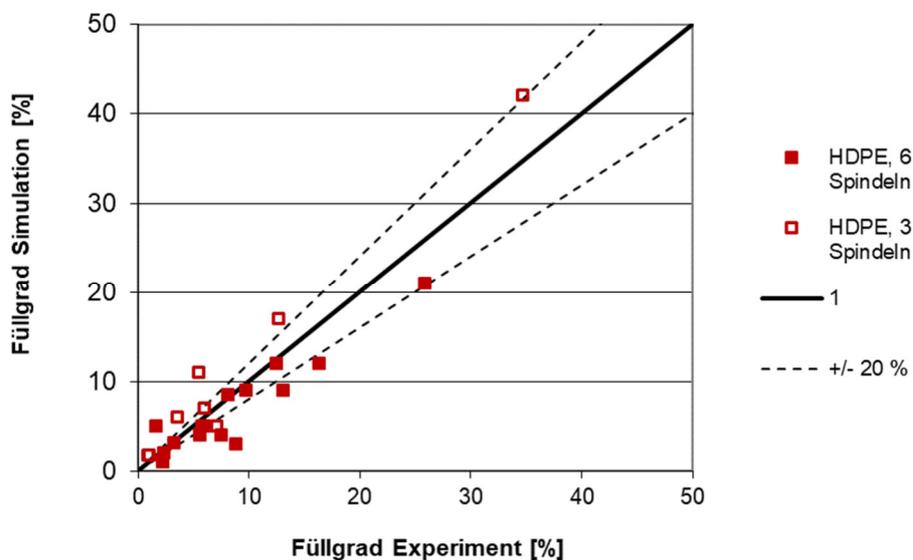


Abbildung 5-1: Gegenüberstellung von gemessenen und berechneten Füllgraden im Feststoffförderbereich des Walzenteils

In Abbildung 5-1 sind Toleranzbänder als Ursprungsgeraden zur Einordnung der Fehler mit dargestellt. Diese Art der Darstellung ist in Arbeiten zur Modellierung von Extrusionsprozessen etabliert [Ans93, Fle00, Koc87, Mel98, Thü08]. Unter Berücksichtigung der getroffenen Vereinfachungen bei der Modellierung und der möglichen Fehlerquellen bei der Füllgradbestimmung wird eine akzeptable Übereinstimmung erreicht. Die Abweichung zwischen Simulation und Experiment liegt zwar auf den jeweiligen Messwert bezogen bei deutlich über 20 %, auf einen Füllgrad von 100 % bezogen liegen die Abweichungen aber unter 10 %. D. h. die Abweichungen des Modells liegen im Bereich der experimentellen Messgenauigkeit.

Für eine optimale Auslegung sollte der mögliche Feststofftransport im Füllteil und im Planetwalzenteil auf einem ähnlichen Niveau liegen. Beide Zonen sollten also

in etwa die gleiche Menge Feststoff fördern können. Ob dies der Fall ist, kann mit den vorgestellten Modellen abgeschätzt werden und soll an einem Beispiel verdeutlicht werden. Ein Vergleich von berechneten lokalen Füllgraden im Füllteil und im Planetwalzenteil ist exemplarisch für einen TP-WE 70 mit 3 und 6 Förderspindeln in Tabelle 5-1 für verschiedenen Betriebspunkte dargestellt. Insofern experimentelle Werte vorhanden sind, sind diese in Klammern mit angegeben. Dabei ist zu erkennen, dass die berechneten Füllgrade für 6 Spindeln im Planetwalzenteil immer auf einem ähnlichen Niveau wie im Füllteil liegen. Ebenso liegt der Füllgrad bis auf eine Ausnahme unter 45 %, was auch unter Berücksichtigung eines Fehlers von 10 % einen sicheren Materialtransport gewährleistet. Für 3 Spindeln liegt der Füllgrad aufgrund der reduzierten Förderwirkung im Planetwalzenteil deutlich höher. Dies kann bei niedrigen Drehzahlen in Kombination mit hohen Durchsätzen zu einem unerwünschten Rückstau von Material in das Füllteil führen, was insbesondere bei der Dosierung mehrerer Komponenten in den Haupteinzug zu Problemen führen kann.

Tabelle 5-1: Simulierte (und gemessene) Füllgrade in Feststoffförderzonen in Abhängigkeit von Betriebspunkt und Geometrie

Betriebspunkt	Füllteil	Planetwalzenteil 3 Spindeln	Planetwalzenteil 6 Spindeln
5 kg/h, 30 1/min	4 %	7 (6) %	4 (7) %
5 kg/h, 75 1/min	2 %	3 %	1 (2) %
5 kg/h, 120 1/min	1 %	2 (1) %	1 (2) %
30 kg/h, 30 1/min	25 %	43 (35) %	21 (26) %
30 kg/h, 75 1/min	10 %	17 (13) %	9 (10) %
30 kg/h, 120 1/min	6 %	11 (7) %	5 (6) %
45 kg/h, 30 1/min	37 %	Überlauf	33 %
45 kg/h, 75 1/min	15 %	25 %	13 %
45 kg/h, 120 1/min	9 %	16 %	8 %

5.2 SCHMELZEFÖRDERUNG

Schmelzeförderung findet im Walzenteil und in den Anlaufingen statt. Im Einschnecken-Füllteil tritt im Allgemeinen keine Schmelzeförderung auf, denn dieses ist teilgefüllt und gekühlt. Wenn der PWE mit Granulat oder Pulver beschickt wird, erfolgt somit nur Feststofftransport im Füllteil. Falls der PWE als schmelzebeschickter Extruder betrieben wird, erfolgt die Beschickung mit Schmelze in der Regel direkt in das Planetwalzenteil. Deshalb wird hier auf eine detaillierte Betrachtung der Schmelzeförderung im Füllteil verzichtet. Grundlegend können hier aber ebenfalls die zahlreichen Modelle zur Schmelzeförderung aus der Einschneckenkentheorie angewandt werden.

Zur Beschreibung der Schmelzeförderung im PWE soll von einer inkompressiblen Schmelze ausgegangen werden. Des Weiteren sollen aufgrund der kurzen Berechnungsabschnitte konstante Materialdaten in einem Berechnungsabschnitt angenommen werden. D. h. die Materialdaten werden für den jeweiligen Berechnungsabschnitt abhängig von Massetemperatur und Schergeschwindigkeit bestimmt, bleiben dann aber entlang des Berechnungsabschnitts konstant. Darüber hinaus müssen für die Modellierung weitere geometriespezifische Annahmen getroffen werden.

5.2.1 SCHMELZEFÖRDERUNG IN VOLLGEFÜLLTEN BEREICHEN DES WALZENTEILS

Zunächst sollen vollgefüllte Bereiche betrachtet werden. Hier wird von den in Abbildung 4-11 dargestellten Kanälen ausgegangen. Dabei wird angenommen, dass der über die Dosierung aufgezwungene Volumenstrom \dot{V} der Summe der Volumenströme im Eingriffskanal $\dot{V}_{Eingriff}$ und im Zwischenraumskanal \dot{V}_{Kanal} entspricht:

$$\dot{V} = (\dot{V}_{Eingriff} + \dot{V}_{Kanal}) \cdot n_{PS} \quad 5-7$$

Des Weiteren wird davon ausgegangen, dass der Druckgradient in z-Richtung in allen Kanälen gleich ist:

$$\frac{\Delta p}{\Delta z} = \frac{\Delta p_{Eingriff}}{\Delta z_{Eingriff}} = \frac{\Delta p_{Kanal}}{\Delta z_{Kanal}} \quad 5-8$$

Dabei steht Δp für eine allgemeine Druckänderung über eine axiale Längenänderung Δz . Diese Änderung tritt bei konstanten Geometriebedingungen nach der in Gleichung 5-8 formulierten Annahme sowohl am Druck des Eingriffskanals $\Delta p_{Eingriff}$ über die Länge $\Delta z_{Eingriff}$ als auch am Druck des Zwischenraumkanals Δp_{Kanal} über die Länge Δz_{Kanal} auf. Diese Annahme wird so auch für die Modellierung von Mischelementen in Doppelschneckenextruder genutzt [Kre04].

Darüber hinaus wird angenommen, dass der Materialtransport im PWE analog zu anderen Extrudertypen durch eine Überlagerung von Schlepp- und Druckströmung erfolgt. Entsprechend dieser Annahme können ein dimensionsloser Volumenstrom $\pi_{\dot{V}}$ und ein dimensionsloser Druckgradient π_p definiert werden. Der dimensionslose Volumenstrom ist der Quotient aus dem durch die Dosierung aufgezwungenen Volumenstrom und der maximalen Schleppströmung im Eingriffsbereich:

$$\pi_{\dot{V}} = \frac{\dot{V}}{n_{PS} \cdot \frac{1}{2} \cdot h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z} \quad 5-9$$

Um den dimensionslosen Druckgradient zu erhalten wird der druckinduzierte Volumenstrom ebenfalls durch die maximale Schleppströmung im Eingriffsbereich dividiert:

$$\pi_p = \frac{\Delta p}{\Delta z} \cdot \frac{h_{\text{Eingriff}}^{n+1}}{6 \cdot K \cdot v_z^n} \quad 5-10$$

Im nächsten Schritt muss eine mathematische Verknüpfung zwischen dimensionslosem Druckgradienten und dimensionslosem Volumenstrom hergeleitet werden um Materialtransport und Druckaufbau berechnen zu können. Hierzu wurde eine Vorgehensweise gewählt, welche sich bereits bei der Beschreibung des Schmelzeförderverhaltens von komplexen Mischelementen für gleichläufige Doppelschneckenextruder bewährt hat [Kre04]. Bei diesem Ansatz wird die Strömung durch eine Überlagerung von einfachen Fließkanälen beschrieben.

Hierbei kommen wiederum die in Abbildung 4-11 hergeleiteten Fließkanäle zum Einsatz. Da es sich bei diesen Fließkanälen durch die getroffenen Vereinfachungen um Rechteckkanäle handelt, können ebenfalls dimensionslose Volumenströme und dimensionslose Druckgradienten für die einzelnen Kanäle definiert werden. Im Eingriffsbereichskanal werden dimensionsloser Volumenstrom $\pi_{\dot{V}, \text{Eingriff}}$ und dimensionsloser Druckgradient $\pi_{p, \text{Eingriff}}$ wie folgt definiert:

$$\pi_{\dot{V}, \text{Eingriff}} = \frac{\dot{V}_{\text{Eingriff}}}{\frac{1}{2} \cdot h_{\text{Eingriff}} \cdot b_{\text{Eingriff}} \cdot v_z} \quad 5-11$$

$$\pi_{p, \text{Eingriff}} = \frac{\Delta p}{\Delta z} \cdot \frac{h_{\text{Eingriff}}^{n+1}}{6 \cdot K \cdot v_z^n} \quad 5-12$$

Das Weiteren soll wie auch bei Ein- und Doppelschneckenextrudern angenommen werden, dass die beiden Kennzahlen über eine lineare Verknüpfung miteinander gekoppelt werden können:

$$\pi_{\dot{V}, \text{Eingriff}} = A_{\text{Eingriff}} + B_{\text{Eingriff}} \cdot \pi_{p, \text{Eingriff}} \quad 5-13$$

Über die Parameter A_{Eingriff} und B_{Eingriff} können dabei Einflüsse des Fließexponenten oder der Geometrie auf die Strömung berücksichtigt werden. Diese Parameter können durch die eine Kombination aus analytischen Betrachtungen, Experimenten oder numerischen Simulationen ermittelt werden (vgl. Abschnitt 2.3.1) und sind für den PWE zunächst noch unbestimmt.

Für den dimensionslosen Volumenstrom $\pi_{\dot{V}, \text{Kanal}}$ und dimensionslosen Druckgradienten $\pi_{p, \text{Kanal}}$ des Zwischenraumkanals kann analog vorgegangen werden:

$$\pi_{\dot{V}, \text{Kanal}} = \frac{\dot{V}_{\text{Kanal}}}{\frac{1}{2} \cdot h_{\text{Kanal}} \cdot b_{\text{Kanal}} \cdot v_{HS}} \quad 5-14$$

$$\pi_{p, \text{Kanal}} = \frac{\Delta p}{\Delta z} \cdot \frac{h_{\text{Kanal}}^{n+1}}{6 \cdot K \cdot v_{HS}^n} \quad 5-15$$

Eine Verknüpfung der Kennzahlen erfolgt wiederum über eine lineare Gleichung mit den Parametern A_{Kanal} und B_{Kanal} :

$$\pi_{\dot{V},Kanal} = A_{Kanal} + B_{Kanal} \cdot \pi_{p,Kanal} \quad 5-16$$

Die Volumenströme im Eingriffskanal $\dot{V}_{Eingriff}$ und im Zwischenraumkanal \dot{V}_{Kanal} in den Gleichungen 5-11 und 5-14 sind nicht bekannt. Zur Auflösung werden Gleichung 5-11 und Gleichung 5-14 daher nach dem Volumenstrom umgestellt und in Gleichung 5-7 eingesetzt:

$$\dot{V} = n_{PS} \cdot (\pi_{\dot{V},Eingriff} \cdot \frac{1}{2} \cdot h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z + \pi_{\dot{V},Kanal} \cdot \frac{1}{2} \cdot h_{Kanal} \cdot b_{Kanal} \cdot v_{HS}) \quad 5-17$$

Einsetzen von Gleichung 5-17 in Gleichung 5-9 ergibt:

$$\pi_{\dot{V}} = \pi_{\dot{V},Eingriff} + \pi_{\dot{V},Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal} \cdot b_{Kanal} \cdot v_{HS}}{h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z} \quad 5-18$$

Einsetzen von Gleichung 5-13 und 5-14 in Gleichung 5-18 resultiert in der dimensionslosen Beschreibung des Druck-Durchsatzverhaltens:

$$\begin{aligned} \pi_{\dot{V}} = & A_{Eingriff} + B_{Eingriff} \cdot \pi_{p,Eingriff} + A_{Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal} \cdot b_{Kanal} \cdot v_{HS}}{h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z} \\ & + B_{Kanal} \cdot \pi_{p,Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal} \cdot b_{Kanal} \cdot v_{HS}}{h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z} \end{aligned} \quad 5-19$$

Im nächsten Schritt müssen zur Reduktion auf zwei Kennzahlen die dimensionslosen Druckgradienten der beiden Kanäle miteinander verknüpft werden. Umstellen von Gleichung 5-12 zum Druckgradient und einsetzen in Gleichung 5-15 führt zu:

$$\pi_{p,Kanal} = \pi_{p,Eingriff} \cdot \frac{h_{Kanal}^{n+1} \cdot v_z^n}{h_{Eingriff}^{n+1} \cdot v_{HS}^n} \quad 5-20$$

Durch Einsetzen dieses Ausdrucks in Gleichung 5-19 ergibt sich abschließend:

$$\begin{aligned} \pi_{\dot{V}} = & A_{Eingriff} + B_{Eingriff} \cdot \pi_{p,Eingriff} + A_{Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal} \cdot b_{Kanal} \cdot v_{HS}}{h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z} \\ & + B_{Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal}^{n+2} \cdot v_z^{n-1} \cdot b_{Kanal}}{h_{Eingriff}^{n+2} \cdot v_{HS}^{n-1} \cdot b_{Eingriff}} \cdot \pi_{p,Eingriff} \end{aligned} \quad 5-21$$

oder umgeformt:

$$\begin{aligned} \pi_{\dot{V}} = & A_{Eingriff} + A_{Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal} \cdot b_{Kanal} \cdot v_{HS}}{h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z} \\ & + \left(B_{Eingriff} + B_{Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal}^{n+2} \cdot v_z^{n-1} \cdot b_{Kanal}}{h_{Eingriff}^{n+2} \cdot v_{HS}^{n-1} \cdot b_{Eingriff}} \right) \cdot \pi_{p,Eingriff} \end{aligned} \quad 5-22$$

Die Parameter $A_{Eingriff}$, A_{Kanal} , $B_{Eingriff}$ und B_{Kanal} werden in der Literatur für Rechteckkanäle über Approximationen von FEM – Simulationen bestimmt [z. B. Koc87 und Kre04]. Diese Approximationen können prinzipiell ebenfalls für den PWE genutzt werden. Problematisch ist jedoch, dass die Näherungsgleichungen nicht für

Gangsteigungswinkel von 45° , wie sie im PWE auftreten, gültig sind [Koc87] oder abweichende Kennzahlen genutzt werden [Kre04]. Aufgrund der starken Vereinfachung der verzahnten PWE-Geometrie zu Rechteckkanälen ist es darüber hinaus fraglich, ob dieser Weg zu einer akzeptablen Genauigkeit führt.

Deshalb wird hier ein anderer Ansatz verfolgt. Zunächst werden die vier Parameter $A_{Eingriff}$, A_{Kanal} , $B_{Eingriff}$ und B_{Kanal} auf einen Wert von Eins gesetzt. Dies entspricht einer vollständigen Vernachlässigung von Effekten wie Querströmung, Strukturviskosität, Materialaustausch zwischen den Kanälen oder Geometrieabweichungen vom Rechteckkanal. D. h. es wird gegenüber der realen PWE mit komplexer, verzahnter Geometrie von einem stark idealisierten Fall ausgegangen.

In Abbildung 5-2 sind die sich so ergebenden dimensionslosen Druck-Durchsatzkennlinien für unterschiedliche Planetenspindelanzahlen und Fließexponenten aufgetragen. Auf der Abszisse ist der dimensionslose Druckgradient und auf der Ordinate der dimensionslose Volumenstrom dargestellt. Ein hoher Druckgradient spiegelt dabei ein gutes Druckaufbauvermögen und hoher Volumenstrom einen hohen Materialtransport wieder.

Es ist in Abbildung 5-2 zu erkennen, dass für niedrige dimensionslose Druckgradienten sehr hohe dimensionslose Volumenströme berechnet werden. So könnte vom PWE je nach Spindelanzahl das 1,5- bis 3,5-fache vom Schleppvolumenstrom im Eingriffsbereich drucklos gefördert werden. Dies steht im Widerspruch zu den Erkenntnissen der bisherigen Arbeiten zum Förderverhalten des PWE [Gre12, Tau14, Bir15]. In der Realität liegt der maximal drucklos förderbare Durchsatz unterhalb des berechneten Schleppvolumenstroms im Eingriffsbereich. Es werden daher dimensionslose Volumenströme kleiner Eins erwartet. Gründe für das Überschätzen der Förderkapazität sind die vernachlässigten Effekte die aus einem Gleichsetzen mit Eins von $A_{Eingriff}$, A_{Kanal} , $B_{Eingriff}$ und B_{Kanal} entstehen.

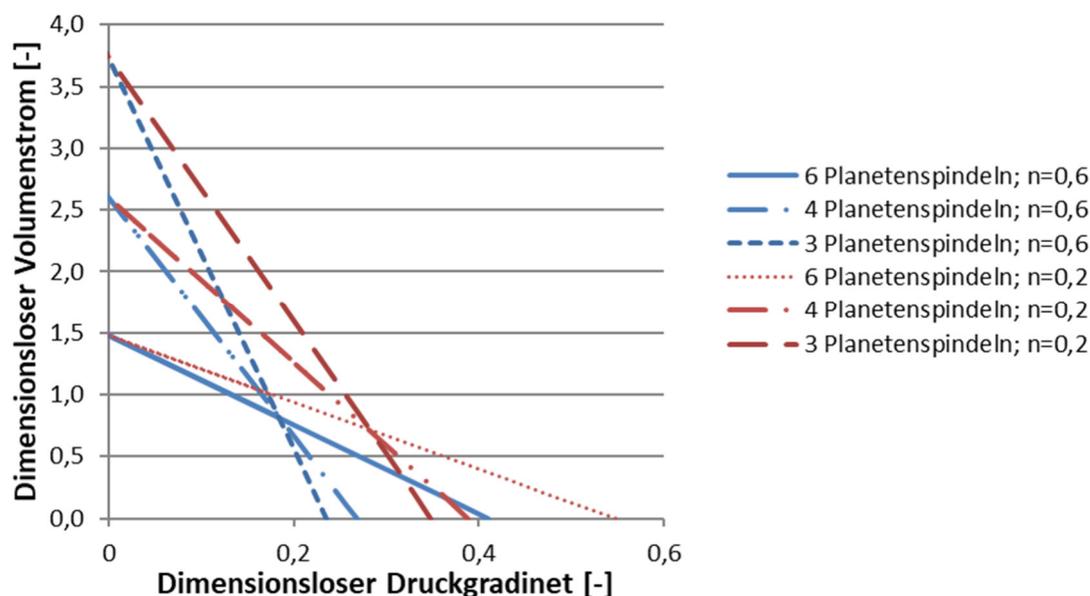


Abbildung 5-2: Berechnete Druck-Durchsatzkennlinien nach Gleichung 5-22 für eine Variation von Planetenspindelzahl und Fließexponent

Darüber hinaus ist zu erkennen, dass sich die Geraden für unterschiedliche Planetenzahlen und gleiche Fließexponenten in einem Punkt schneiden. Dieser Schnittpunkt entspricht dem Betriebspunkt, an dem die Summe aus dimensionslosem Druckgradient und dimensionslosem Volumenstrom genau Eins ergibt. An diesem Betriebspunkt ist daher der maximale Fördervolumenstrom des Eingriffsbereichs erreicht. Der Schnittpunkt kann über folgende Gleichung beschrieben werden:

$$\pi_{p,PS=3}(\pi_{\dot{V},PS=3}) = \pi_{p,PS=6}(\pi_{\dot{V},PS=6}) = C = \frac{h_{Eingriff}^{n+1} \cdot v_{HS}^n}{h_{Kanal}^{n+1} \cdot v_z^n} \quad 5-23$$

Geht man nun davon aus, dass an diesem Punkt der maximal förderbare Volumenstrom des PWE erreicht ist, so kann man die Kurven wie in Abbildung 5-3 dargestellt um den Faktor C zur y-Achse verschieben. Diese Annahme wird durch in der Literatur durchgeführte 3D-Simulationen gestützt [Bir15]. Dort wird gezeigt, dass der Materialtransport in z-Richtung auch in vollgefüllten Bereichen nur im Eingriffsbereich erfolgt. Die Verschiebung um den Faktor C berücksichtigt dies, indem davon ausgegangen wird, dass ab einem gewissen Grenzwert vorwiegend Material zwischen den Kanälen ausgetauscht und nicht mehr axial transportiert wird. Mathematisch wird dies durch Gleichung 5-24 beschrieben:

$$\pi_{\dot{V}} = A_{Eingriff} + A_{Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal} \cdot b_{Kanal} \cdot v_{HS}}{h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z} + \left(B_{Eingriff} + B_{Kanal} \cdot \frac{h_{Kanal}^{n+2} \cdot v_z^{n-1} \cdot b_{Kanal}}{h_{Eingriff}^{n+2} \cdot v_{HS}^{n-1} \cdot b_{Eingriff}} \right) \cdot (\pi_{p,Eingriff} - C) \quad 5-24$$

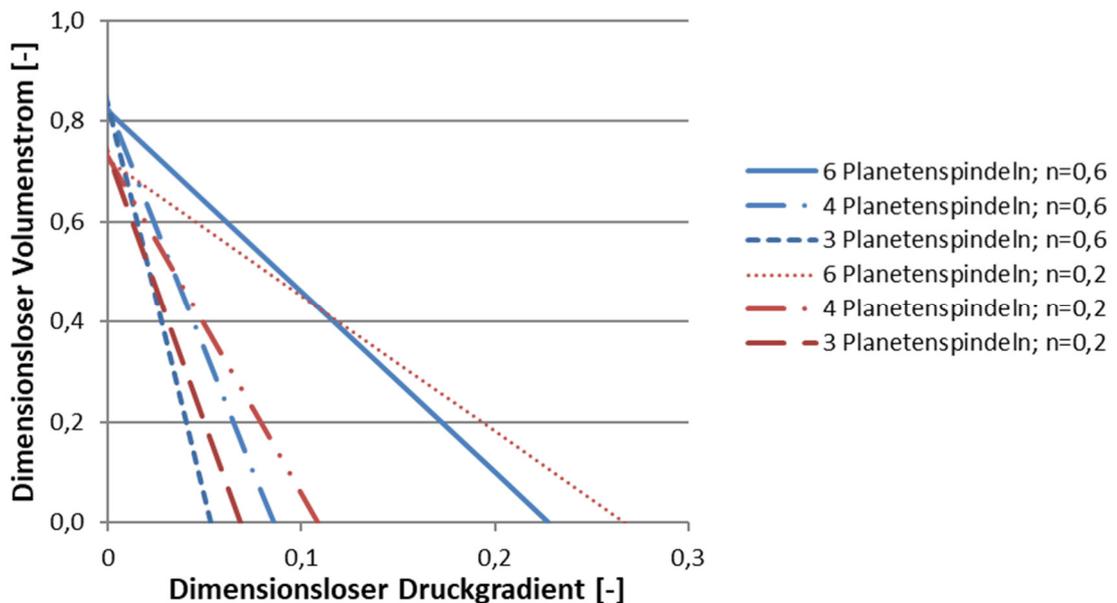


Abbildung 5-3: Berechnete Druck-Durchsatzkennlinien nach Verschiebung mit dem Faktor C zur y-Achse

Mit eingesetzten Werten für die Parameter $A_{Eingriff}$, A_{Kanal} , $B_{Eingriff}$, B_{Kanal} (jeweils 1) und C (nach Gleichung 5-23) führt dies zu Gleichung 5-25:

$$\pi_{\dot{V}} = 1 - \frac{h_{Eingriff}^{n+1} \cdot v_{HS}^n}{h_{Kanal}^{n+1} \cdot v_z^n} + \left(1 + \frac{h_{Kanal}^{n+2} \cdot v_z^{n-1} \cdot b_{Kanal}}{h_{Eingriff}^{n+2} \cdot v_{HS}^{n-1} \cdot b_{Eingriff}} \right) \cdot \pi_{p,Eingriff} \quad 5-25$$

Mit Gleichung 5-25 kann der Einfluss von Spindelanzahl, Spindeldurchmesser, Zahnhöhe und Fließexponent auf den Druckaufbau des PWE beschrieben werden. Darüber hinaus wird der Einfluss des Verzahnungswinkels über die Axialgeschwindigkeit v_z mit erfasst. Damit finden sich alle wichtigen Geometrie- und Materialgrößen wieder.

5.2.2 SCHMELZEFÖRDERUNG IN TEILGEFÜLLTEN BEREICHEN DES WALZENTEILS

Im nächsten Schritt werden teilgefüllte Bereiche betrachtet. Hier muss der Füllgrad berechnet werden. Ausgangspunkt ist der maximal förderbare dimensionslose Volumenstrom im drucklosen Zustand. Dieser ergibt sich aus Gleichung 5-25 für einen Druckgradienten $\pi_{p,Eingriff}$ von Null zu:

$$\pi_{\dot{V},\Delta p=0} = 1 - \frac{h_{Eingriff}^{n+1} \cdot v_{HS}^n}{h_{Kanal}^{n+1} \cdot v_z^n} \quad 5-26$$

Der Füllgrad f kann dann über das Verhältnis von dosiertem Volumenstrom zu maximal drucklos förderbarem Volumenstrom abgeschätzt werden:

$$f = \frac{\dot{V}}{n_{PS} \cdot \frac{1}{2} \cdot h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot v_z \cdot \left(1 - \frac{h_{Eingriff}^{n+1} \cdot v_{HS}^n}{h_{Kanal}^{n+1} \cdot v_z^n} \right)} \quad 5-27$$

5.2.3 SCHMELZEFÖRDERUNG IN ANLAUFRINGEN

Abschließend muss noch die Schmelzeförderung in den Anlaufringen beschrieben werden. Der Anlaufring wirkt immer als Druckverbraucher und ist somit auch zwangsläufig immer vollgefüllt. Die Schmelzeförderung in dieser Zone ist prinzipiell mit dem Materialtransport in einem zylindrischen Scherteil eines Schneckenextruders vergleichbar. Von Potente werden Gleichungen zur Berechnung des Druck-Durchsatzverhaltens solcher Scherteile vorgestellt [Pot86]. Dabei wird von einer Wendelströmung, die sich aus einer Druck- und Schlepplströmung zusammensetzt, ausgegangen. Unter Anwendung eines Zwei-Platten-Modells lässt sich der Druckverbrauch für newtonsche Materialien unter isothermen Bedingungen über die dimensionslosen Kennzahlen in Gleichung 5-28 beschreiben.

$$\pi_{p, Ring} = 12 \cdot \pi_{\dot{V}, Ring} \quad 5-28$$

Dabei entspricht $\pi_{p, Ring}$ dem dimensionslosen Druckgradienten im Ring.

$$\pi_{p, Ring} = \frac{\Delta p \cdot \left(\frac{d_a - d_i}{2} \right)}{\eta \cdot L_{Ring} \cdot v_{HS}} \quad 5-29$$

$\pi_{\dot{V}, Ring}$ steht für den dimensionslosen Volumenstrom im Ring.

$$\pi_{\dot{V}, Ring} = \frac{\dot{V}}{\pi \cdot d_i \cdot \left(\frac{d_a - d_i}{2} \right) \cdot v_{HS}} \quad 5-30$$

Für strukturviskose Flüssigkeiten ist eine analytische Lösung nur in Ausnahmefällen möglich. Es werden deshalb von Potente Näherungsgleichungen von numerischen Lösungen in Abhängigkeit des dimensionslosen Volumenstroms angegeben [Pot86]:

$$\pi_{p, Ring} = 2 \cdot \left[\frac{2}{n} \cdot (1 + 2 \cdot n) \cdot \pi_{\dot{V}, Ring} \right]^n \quad \text{für} \quad \pi_{\dot{V}, Ring} > 1 \quad 5-31$$

$$\pi_{p, Ring} = 12 \cdot \pi_{\dot{V}, Ring} \quad \text{für} \quad \pi_{\dot{V}, Ring} < 0,09 \quad 5-32$$

$$\pi_{p, Ring} = (12 \cdot \pi_{\dot{V}, Ring})^{\frac{1}{1-1,48 \cdot \lg(n)}} \quad \text{für} \quad 0,09 < \pi_{\dot{V}, Ring} < 1 \quad 5-33$$

mit

$$\pi_{p, Ring} = \frac{\Delta p \cdot \left(\frac{d_a - d_i}{2} \right)^{1+n}}{K \cdot L_{Ring} \cdot v_{HS}^n} \quad 5-34$$

Für konische Scherteile werden von Potente ebenfalls Lösungen angegeben [Pot86]. Diese können auch für konische Anlaufringe angewandt werden. Alternativ können konische Anlaufringe auch durch eine Reihenschaltung von kurzen, parallelen Anlaufringen, die je nach Einbaurichtung im Durchmesser zu- oder abnehmen, abgebildet werden. So können ferner auch Anlaufringe die einen Durchmessersprung aufweisen berücksichtigt werden.

5.2.4 VALIDIERUNG DER SCHMELZEFÖRDERMODELLE

Eine Validierung der Schmelzefördermodelle gestaltet sich schwierig, denn im PWE sind nur wenig Möglichkeiten zur Druckmessung vorhanden. Der Druckgradient kann somit weder über die Ringlänge noch über die Walzenteillänge direkt gemessen werden. Baulich kann in axialer Richtung nur ein Drucksensor im Ring untergebracht werden. Ein weiteres Problem stellt das Auftreten von elastischen Effekten aufgrund der Fließkanaländerung dar. Diese werden in den Modellen nicht berücksichtigt. Damit kann schlussendlich an dieser Stelle keine umfangreiche Validierung für die Schmelzefördermodelle vorgenommen werden. Eine erste Abschätzung der Modellgüte wird über experimentelle Untersuchungen dennoch erreicht

Die Überprüfung des Modells erfolgt mit experimentellen Untersuchungen auf einem PWE TP-WE 70. Dabei kommt ein spezieller aufklappbarer Zylinder zum Einsatz. Nach Erreichen eines stabilen Betriebspunkts wird der Druck am Extruder gemessen. Anschließend wird der Extruder über den Not-Aus rapide gestoppt und der Zylinder geöffnet (vgl. Abbildung 5-4). Dieses Vorgehen ermöglicht es, die Rückstaulänge hinter der Düse zu bestimmen. So kann z. B. erfasst werden, dass mit sinkender Spindelanzahl die Rückstaulänge deutlich zunimmt.

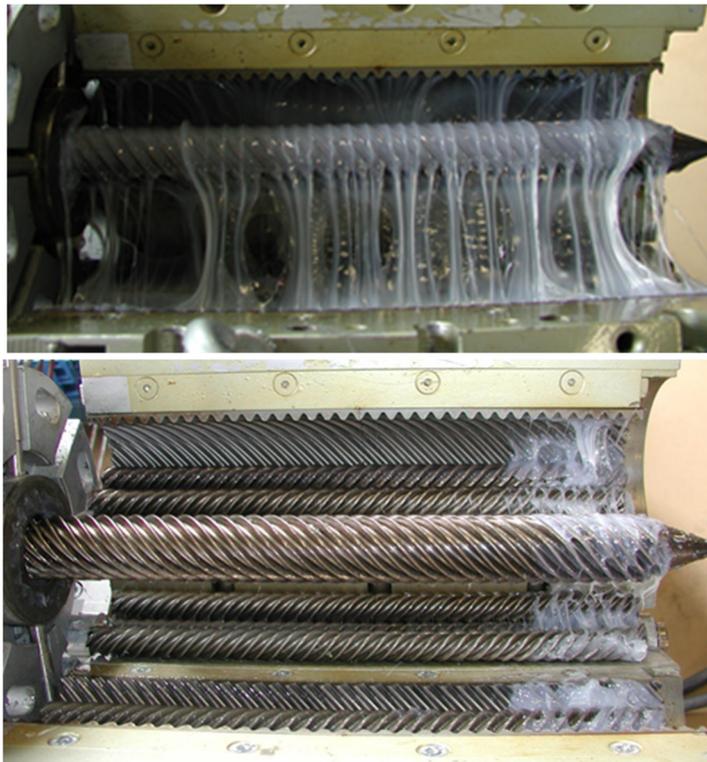


Abbildung 5-4: Geöffneter und mit Schmelze gefüllter Zylinder der PWE-Versuchsanlage mit drei (oben) und sechs (unten) Spindeln bei ansonsten gleichen Betriebsbedingungen

Ist sowohl der Druck als auch die Rückstaulänge bekannt, können unter Annahmen von isothermen Bedingungen die dimensionslosen Kennzahlen für einen experimentellen Betriebspunkt berechnet werden. Dabei wird die Viskosität bei der gemessenen Massetemperatur genutzt. Aufgrund der homogenen Temperierung der Schmelze im PWE erscheint die Annahme von isothermen Verhältnissen an dieser Stelle zulässig. Die gemessenen Massetemperaturen lagen in einem Bereich von ± 5 K um die eingestellte Zylindertemperatur. Der sich hieraus ergebende Messfehler liegt basierend auf der Viskositätsänderung der Schmelze bei 5-10 %. Stärker wirken sich Fehler im Druck und der Rückstaulänge aus. Die Rückstaulänge schwankt über den Extruderquerschnitt um bis zu 30 mm. Bei einem Großteil der durchgeführten Versuche beträgt die gemessene Rückstaulängen unter 150 mm, so dass hier 20 % und mehr Abweichung entstehen können. Beim Druck muss berücksichtigt werden, dass der Druckabfall über den Ring aufgrund der baulichen Gegebenheiten mit in die Berechnung eingeht. Druckberechnungen in den Anlaufingen nach Abschnitt 5.2.3 zeigen, dass hier

Druckfehler von bis zu 10 bar resultieren können, wobei dabei z. B. viskoelastische Effekte vernachlässigt werden. Auch dieser Fehler kann 20 % der gemessenen Drücke (maximal 50 bar) deutlich übersteigen.

In Abbildung 5-5 und Abbildung 5-6 sind die experimentell bestimmten dimensionslosen Kennzahlen den durch Gleichung 5-25 beschriebenen Kennlinien für 3 und 6 Planetenspindeln gegenübergestellt. Die eingezeichneten Geraden geben dabei das berechnete Druck-Durchsatzverhalten wieder. Die Punkte geben die experimentell berechneten Druckgradienten und Volumenströme wieder.

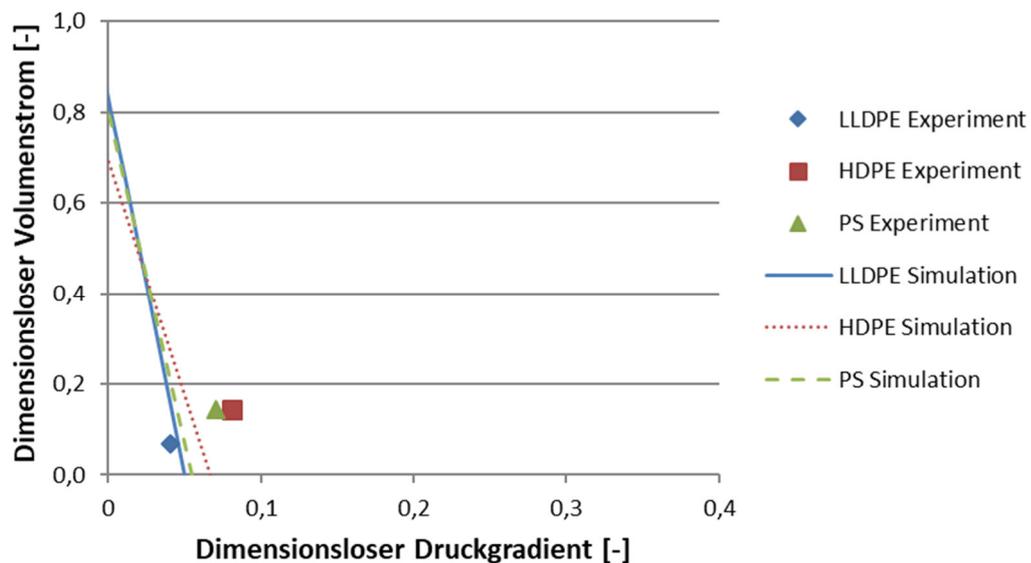


Abbildung 5-5: Gegenüberstellung gemessener und simulierter dimensionsloser Volumenströme und Druckgradienten für 3 Planetenspindeln

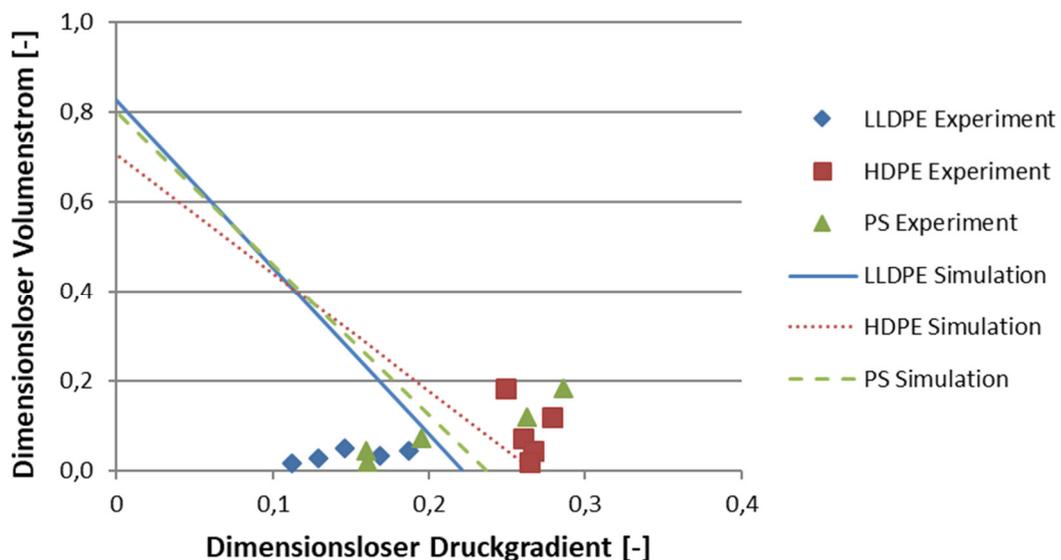


Abbildung 5-6: Gegenüberstellung gemessener und simulierter dimensionsloser Volumenströme und Druckgradienten für 6 Planetenspindeln

Es ist eine grundlegende Übereinstimmung, insbesondere unter Berücksichtigung der für die Modellierung getroffenen Vereinfachungen und der Ungenauigkeiten bei den Experimenten zu erkennen. Das durch den flacheren Geradenverlauf ausgedrückte, gesteigerte Druckaufbauvermögen von 6 gegenüber 3 Planetenspindeln kann gut erfasst werden. Mit 3 Spindeln kann unabhängig vom Volumenstrom fast kein Druck aufgebaut werden. Trends im Einfluss des Materialtyps können für beide Spindelanzahlen reproduziert werden. Somit ist über das Fördermodell eine grundlegende Wiedergabe des Förderverhaltens in vollgefüllten Bereichen des PWE möglich. Dabei ist allerdings zu beachten, dass die Ergebnisse damit nur für eine Laboranlage validiert sind. Der Einfluss einer Variation der Extrudergröße und damit der Zahnhöhe sowie der Spindel- und Zylinderdurchmesser konnte mit der zur Verfügung stehenden Versuchsanlage nicht untersucht werden. Gleiches gilt für den Einfluss des Verzahnungswinkels.

Die berechneten Füllgrade im teilgefüllten Bereich liegen für die untersuchten Betriebspunkte in einer Größenordnung von 5 - 15 %. Eine genauere Ermittlung der experimentellen Füllgrade im teilgefüllten Bereich ist nicht möglich, denn es ist vorwiegend nur die Spindeloberfläche mit Schmelze bedeckt. Dies entspricht überschlägig ebenfalls einem Füllgrad von 5 - 15 %. Damit stimmen die simulierten Ergebnisse in erster Näherung mit den experimentellen Untersuchungen überein und die berechneten dimensionslosen Volumenströme kleiner als 0,2 werden bestätigt.

5.3 VERWEILZEIT

Die Verweilzeit ist eine wichtige Kenngröße für den Extrusionsprozess. Wie im Stand der Technik dargelegt erlaubt sie in Kombination mit der Schergeschwindigkeit eine Abschätzung der Mischgüte über die Scherdeformation. Außerdem ist für thermisch empfindliche Materialien oder reaktive Prozesse die Verweilzeit unter einer gegebenen Temperatur von großer Bedeutung. Des Weiteren kann die Verweilzeit auch indirekt zu einer Validierung des Förderverhaltens genutzt werden, da ein Haupteinflussfaktor auf die mittlere Verweilzeit der Füllgrad ist.

5.3.1 EXPERIMENTELLE ERMITTLUNG DER VERWEILZEIT

Zur Abschätzung des Verweilzeitverhaltens des PWE wurde in experimentellen Untersuchungen die Verweilzeitverteilung bestimmt [Vit12]. Messtechnisch kann die Verweilzeit wie in Abschnitt 2.3.5.1 erläutert über einen Farbsensor in Kombination mit einem farbigen Tracer, der im Haupteinzug dosiert wird, bestimmt werden. Hierfür kam in den durchgeführten Experimenten ein Farbsensor der Firma FOS in Kombination mit 250 mg eines Titandioxid-Tracers zum Einsatz. In einem ersten Versuchsblock wurde dabei der PWE in einem zweimoduligen Aufbau schmelzebeschickt mit LDPE betrieben. Es wurden Drehzahl und Durchsatz in einem Wertebereich von 70-110 U/min bzw. 5-15 kg/h variiert. Zudem wurden 3 und 6 Spindeln im zweiten Modul getestet. Die Schmelze wurde mit 175 °C zugegeben und als Düse wurde eine Granulierdüse mit 4 Löchern eingesetzt. In einem zweiten Versuchsblock wurde in einem einmoduligen Aufbau HDPE und PS in Granulatform eingesetzt. In diesem Versuchsblock wurden Drehzahl und

Durchsatz in einem Wertebereich von 30-120 U/min bzw. 5-30 kg/h variiert und es wurden für beide Materialien 3 und 6 Spindeln untersucht sowie die Düsengeometrie variiert. Der durchgeführte Versuchsplan für LDPE ist im Anhang zu finden. Für HDPE und PS wird der Versuchsplan unter Abschnitt 6.1 in Tabelle 6-1 dargestellt.

In Abbildung 5-7 und Abbildung 5-8 sind exemplarisch die Verweilzeitkurven des Tracers für eine Drehzahl und Durchsatzvariation von HDPE dargestellt [Vit12]. Die Form der Verweilzeitkurve entspricht der für gleichläufige Doppelschneckenextruder bekannten Funktion [Kre04]. Nach einer Totzeit, die als minimale Verweilzeit bezeichnet wird, kommt es zu einem steilen Anstieg der Verweilzeitkurve bis zu einem Peak. Danach fällt die Kurve ab. In diesem Kurvenabschnitt liegt die mittlere Verweilzeit, wenn 50 % der Tracermenge den Extruder passiert haben. Die Verweilzeitkurve läuft dann flach aus, während der Tracer aus dem Extruder gespült wird.

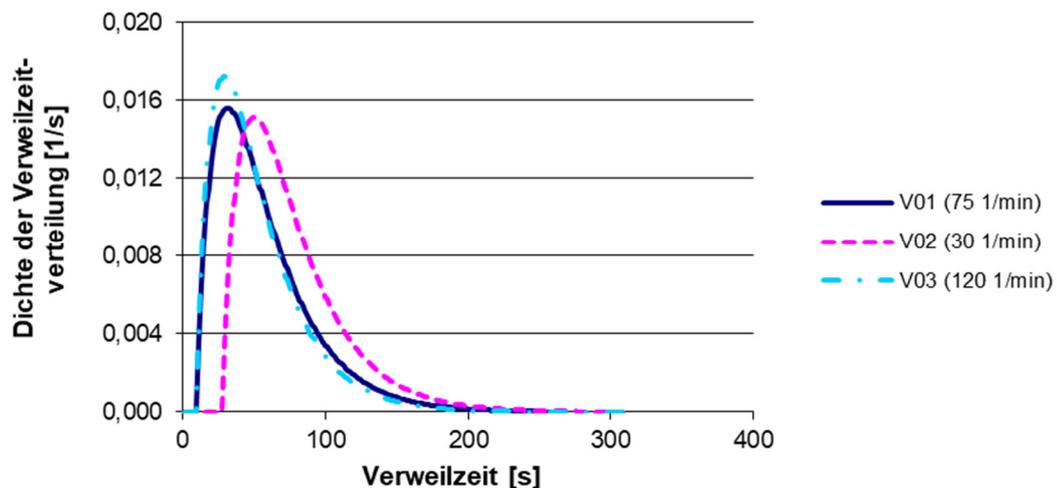


Abbildung 5-7: Verweilzeitverteilung für HDPE in Abhängigkeit der Drehzahl bei konstantem Durchsatz

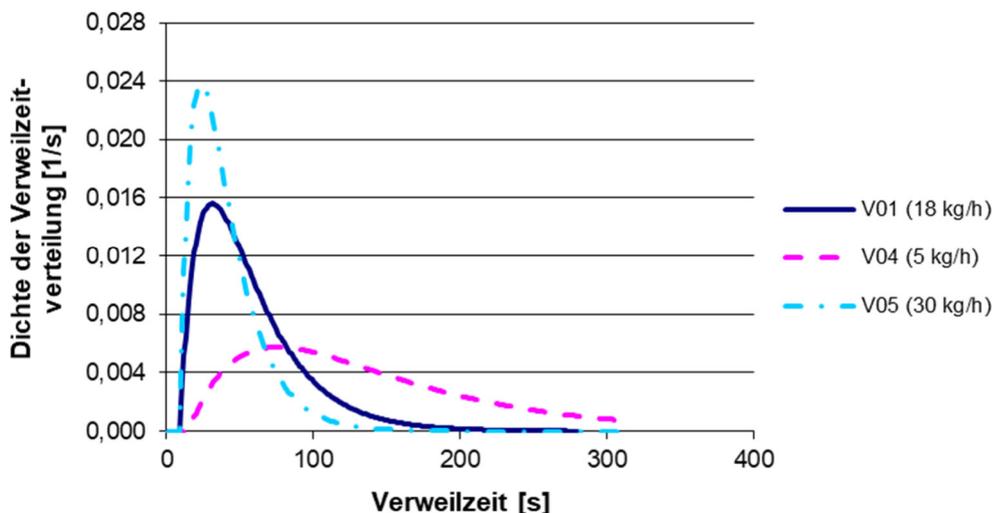


Abbildung 5-8: Verweilzeitverteilung für HDPE in Abhängigkeit des Durchsatzes bei konstanter Drehzahl

Die minimale Verweilzeit und die Breite der Verweilzeitverteilung hängen vom dem Prozessparametern ab. Die Änderungen der Verweilzeitverteilung mit Variation von Drehzahl und Durchsatz sind so für Doppelschneckenextruder bekannt und auf geänderte Füllgrade und Volumenströme zurückzuführen. Dementsprechend kann sich die Beschreibung der Verweilzeit des PWE auch an den Doppelschneckenextrudermodellen orientieren.

5.3.2 BESCHREIBUNG DER MITTLEREN VERWEILZEIT

Die mittlere Verweilzeit \bar{t} kann mit dem freien Volumen im Berechnungsabschnitt V , dem Füllgrad f und dem von der Dosierung vorgegebenen Volumenstrom \dot{V} berechnet werden und ist nach Gleichung 4-35 definiert:

$$\bar{t} = \frac{V \cdot f}{\dot{V}} \quad 5-35$$

In Abbildung 5-9 ist exemplarisch die Verweilzeit über die Extruderlänge für einen 1-moduligen PWE mit 6 Planetenspindeln dargestellt. Der Extruder ist bis zu einer Länge von ca. 360 mm teilgefüllt. Der Füllgrad beträgt 5 - 10 %. Dementsprechend ist die Verweilzeit in diesem Bereich niedrig. In vollgefüllten Bereichen treten deutlich höhere Verweilzeiten auf. Dies hat zur Folge, dass Druckgradient bzw. Rückstaulänge einen großen Einfluss auf die Verweilzeit haben.

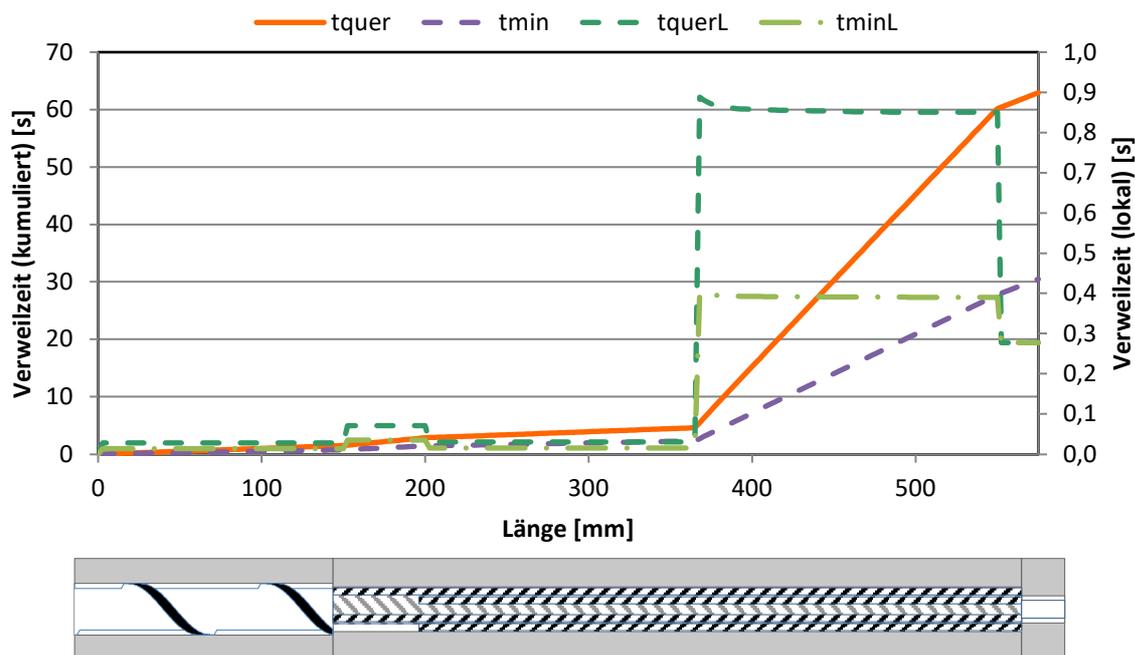


Abbildung 5-9: Berechnete Verweilzeiten entlang des Extruders

In Abbildung 5-10 sind so experimentell bestimmte Verweilzeiten mit simulierten Werten nach Gleichung 5-35 gegenübergestellt. Es ist eine weitestgehend gute Übereinstimmung zu erkennen. Insbesondere der Unterschied zwischen einmoduligem Versuchsaufbau (PS und HDPE) und zweimoduligen Versuchsaufbau (LDPE) kann sehr gut erfasst werden. Die Abweichungen sind auf Seiten der

simulierten Werte im Wesentlichen auf die getroffenen Geometrievereinfachungen und die möglichen Fehler in der Berechnung von Drücken bzw. Rückstaulängen zurückzuführen.

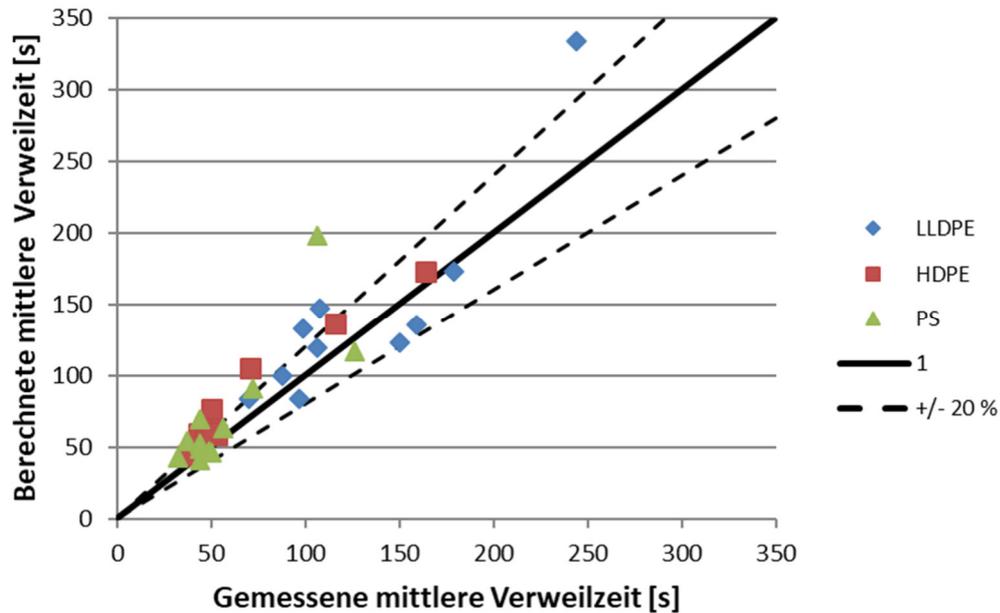


Abbildung 5-10: Vergleich gemessener und berechneter mittlerer Verweilzeiten bei Variation von Materialtyp und Prozessparametern

5.3.3 BESCHREIBUNG DER MINIMALEN VERWEILZEIT

Die minimale Verweilzeit t_{min} ist als Zeitspanne zwischen der Zugabe des Materials in den Extruder und dem erstmaligen Austreten eines Teils des zugegebenen Materials aus dem Extruder definiert. Für Ein- und Doppelschneckenextruder wird in der Betrachtung aller Strömungen (z. B. Transversal-, Flanken- und Axialströmungen) von einem Ort ausgegangen, an dem keine Zirkulationsströmung vorhanden ist. Dieser liegt bei newtonschen Strömungen stets am Ort $y/h = 2/3$. Schmelzeteilchen, die sich auf dieser Strömungsbahn bewegen, durchlaufen den Extruder in der kürzesten Verweilzeit [Ans93, Koc87]. Da im grundlegenden Fördermodell des PWE wie bei Ein- und Doppelschneckenextrudern ebenfalls auf Rechteckkanäle zurückgegriffen wird, soll im ersten Ansatz davon ausgegangen werden, dass dieser Ort so auch für den PWE existiert. Damit kann die dimensionslose minimale Verweilzeit θ_{min} wie bei Ansahl durch folgende Approximationsgleichung für vollgefüllte Schmelzeförderzonen im Planetwalzenteil berechnet werden [Ans93]:

$$\theta_{min} = \frac{3}{4} \cdot \pi_V^{0,23(1-n)} \quad 5-36$$

Des Weiteren werden folgende Fälle analog zu den in für Doppelschneckenextruder definierten Zuständen unterschieden [Ans93]:

a) Feststoffförderzone

$$\theta_{\min} = \frac{1}{2} \quad 5-37$$

b) Schmelzeförderung Planetwalzenteil

für $f < 1$

$$\theta_{\min} = \frac{1}{2} \quad 5-38$$

für $f = 1$

$$\theta_{\min} = \frac{3}{4} \cdot \pi_{\dot{V}}^{0,23(1-n)} \quad 5-39$$

c) Anlaufringe

$$\theta_{\min} = 1 \quad 5-40$$

Abbildung 5-11 zeigt einen Vergleich zwischen mit Gleichung 5-36 berechneten und gemessenen dimensionslosen minimalen Verweilzeiten.

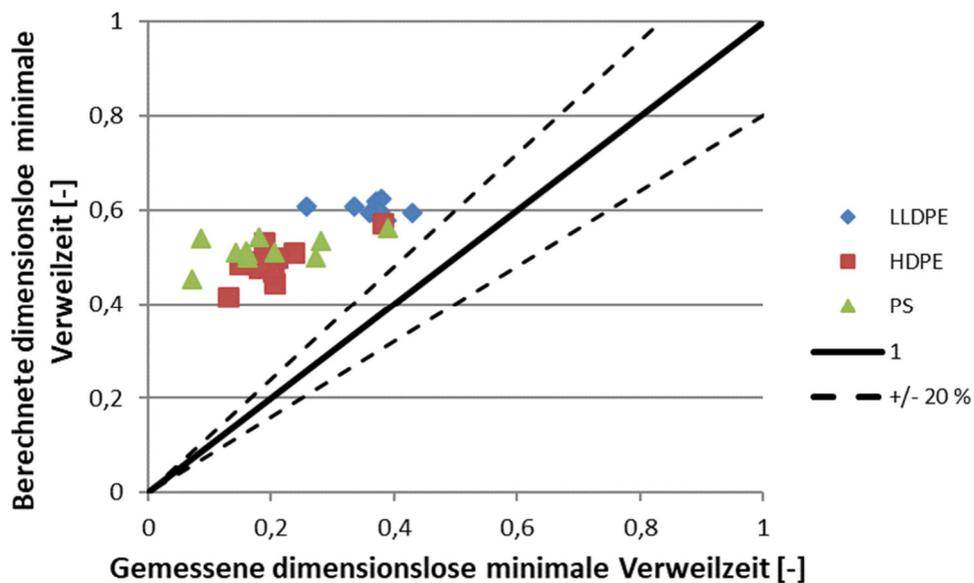


Abbildung 5-11: Vergleich gemessener und berechneter dimensionsloser minimaler Verweilzeiten bei Variation von Materialtyp und Prozessparametern

Durch Multiplikation mit der mittleren Verweilzeit erhält man die in Abbildung 5-12 dargestellten dimensionsbehafteten, minimalen Verweilzeiten.

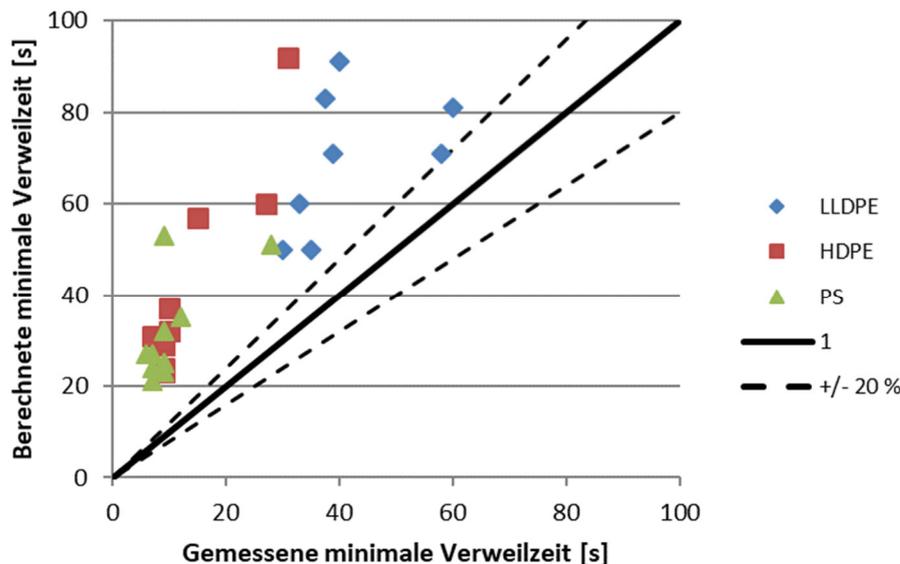


Abbildung 5-12: Vergleich gemessener und berechneter minimaler Verweilzeiten bei Variation von Materialtyp und Prozessparametern

Es sind für beide Fälle deutliche Abweichungen zu erkennen. Die berechneten minimalen Verweilzeiten liegen in Vergleich zu den Messwerten deutlich zu hoch. In die dimensionsbehafteten, minimalen Verweilzeiten fließen zudem noch die Fehler der mittleren Verweilzeiten mit ein, weshalb diese stärker streuen. Ein Verweilzeitunahme in den Messwerten wird durch die berechneten Werte aber dennoch im Ansatz wiedergegeben. Dies zeigt, dass die Approximationsfaktoren aus Gleichung 5-36 bzw. 5-39 so nicht ohne weiteres übernommen werden dürfen, denn das Strömungsprofil im PWE unterscheidet sich deutlich von Ein- und Doppelschneckenextrudern. Allerdings wird durch die richtige Wiedergabe von Tendenzen auch gezeigt, dass die Form von Gleichung 5-36 bzw. 5-39 generell geeignet ist, die minimale Verweilzeit im PWE wiederzugeben. Nachfolgend wird überprüft, ob durch eine neue Approximation der Parameter eine bessere Übereinstimmung erreicht werden kann. Dafür wird eine lineare Regression durchgeführt. Dabei wurden die Modellparameter in Gleichung 5-36 so optimiert, dass die Abweichung zwischen gemessenen und berechneten Werten minimal wird. Für diese werden nur die Werte der dimensionslosen minimalen Verweilzeiten von HDPE verwendet. So können die anderen Materialien zur Validierung genutzt werden. Man erhält damit Gleichung 5-41:

$$\theta_{\min} = \frac{3}{4} \cdot \pi_V^{0,78(1-n)} \quad 5-41$$

In Gleichung 5-41 hat sich die Potenz geändert. Dies bedeutet, dass sich der Ort ohne Zirkulationsströmung beim PWE von Ein- und Doppelschneckenextrudern unterscheidet. Mit Gleichung 5-41 kann für die dimensionslose minimale Verweilzeit eine wesentlich bessere Übereinstimmung erreicht werden (Abbildung 5-13). Hierbei ist hervorzuheben, dass auch für die beiden anderen Materialien, die sich in ihrer Strukturviskosität deutlich unterscheiden und nicht in die Approximation mit einbezogen wurden eine zu HDPE vergleichbare Genauigkeit erzielt wird.

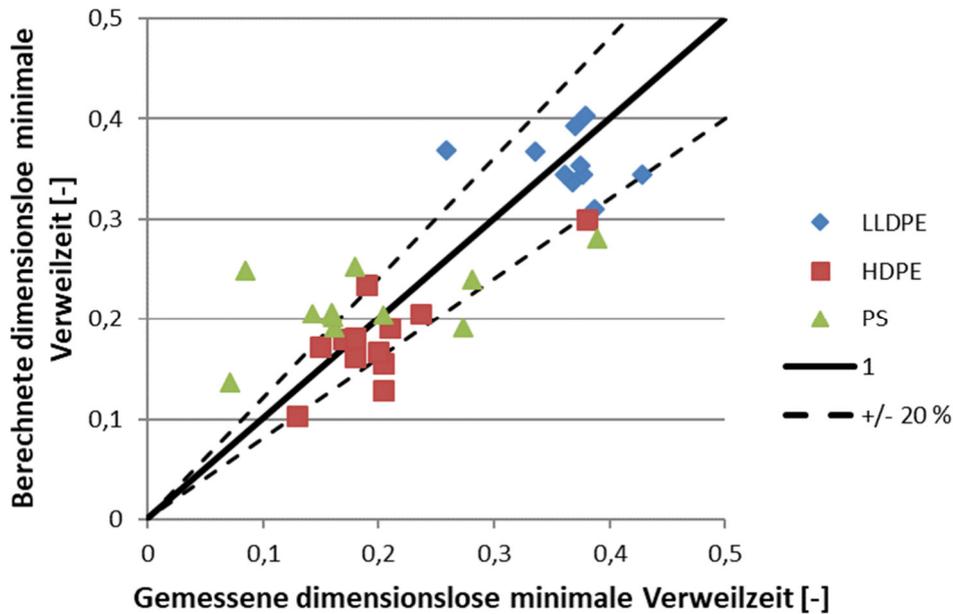


Abbildung 5-13: Vergleich gemessener und mit korrigierter Approximationsgleichung berechneter dimensionsloser minimaler Verweilzeiten bei Variation von Materialtyp und Prozessparametern

Die Werte für die dimensionsbehaftete minimale Verweilzeit streuen stärker, da hier wiederum der Fehler aus der mittleren Verweilzeit mit eingeht (Abbildung 5-14).

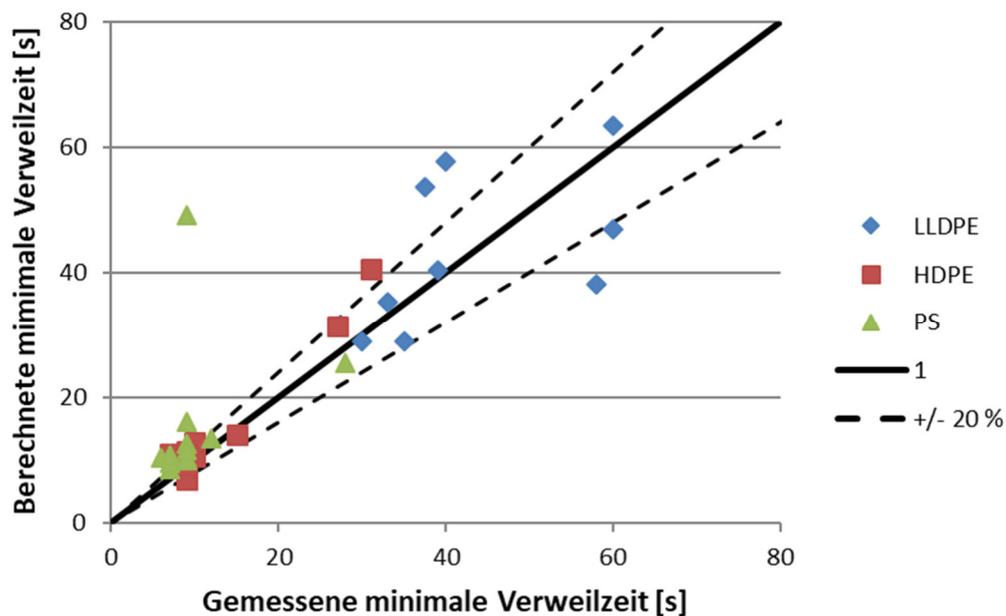


Abbildung 5-14: Vergleich gemessener und mit korrigierter Approximationsgleichung berechneter minimaler Verweilzeiten bei Variation von Materialtyp und Prozessparametern

6 ANALYSE DES PLASTIFIZIERVORGANGS

Das Aufschmelzverhalten des PWE ist bisher noch unbekannt, d. h. es ist noch nicht geklärt, welche grundlegenden Mechanismen beim Aufschmelzprozess im PWE stattfinden. Um das Aufschmelzverhalten von Kunststoffen im PWE zu beschreiben, muss dieses somit zunächst experimentell ermittelt werden. Darauf aufbauend wird eine Modellvorstellung zum Aufschmelzen im PWE entwickelt und durch physikalisch mathematische Gleichungen beschrieben. Die Abbildungsgenauigkeit des Modells wird abschließend durch weitere Experimente validiert.

6.1 EXPERIMENTELLE UNTERSUCHUNG DES AUFSCHELMELZVERHALTENS

6.1.1 VERSUCHSDURCHFÜHRUNG

Die experimentellen Untersuchungen wurden mit einem PWE Typ TP-WE 70 der Fa. ENTEX durchgeführt [Vit12]. Die Prozessparameter werden ausgehend von einem zentralen Versuchspunkt je Material in einem sogenannten Sternversuchsplan einzeln variiert. Zudem werden noch weitere Versuchspunkte am Rand des möglichen Parameterfelds gewählt um mögliche Unterschiede im Aufschmelzmechanismus detektieren zu können. Die anderen Parameter werden dabei konstant gehalten. In Tabelle 6-1 ist der durchgeführte Versuchsplan dargestellt.

Durchsatz, Drehzahl und Temperaturen können direkt am Extruder eingestellt werden. Ebenso kann eine Bestückung des Extruders mit verschiedenen Spindelzahlen erfolgen. Der Gegendruck an der Düse kann durch verschiedene Düsengeometrien variiert werden. Für die Untersuchung wird die Anlage mit einem aufklappbaren Zylinder ausgestattet. Zur besseren Unterscheidung zwischen geschmolzenem und unaufgeschmolzenem Material wird neben dem Basismaterial ein Farbmasterbatch zugegeben. Nachdem sich ein stabiler Betriebspunkt eingestellt hat, wird die Anlage über den Not-Aus-Knopf gestoppt, der Zylinder geöffnet und Proben entnommen. Dabei kommen sowohl ein amorphes Polystyrol Typ BASF PS 143E als auch ein teilkristallines Polyethylen Typ Sabic PE 6060 zum Einsatz.

Die entnommenen Proben werden im weiteren Vorgehen zu Platten gepresst und mittels eines Scanners digitalisiert. An den digitalisierten Proben können im Anschluss mit einer Bildaufbereitungssoftware (AxioVision der Fa. Zeiss) die Flächen von unaufgeschmolzenen und somit nicht eingefärbten Bereichen bestimmt werden. Im Verhältnis zur Gesamtfläche kann so der prozentuale Aufschmelzgrad ermittelt werden.

Tabelle 6-1: Sternplan zur Untersuchung der Einflüsse auf das Aufschmelzen mittels PWE

Versuchs- Nummer	Drehzahl in 1/min	Durchsatz in kg/h	Spindel- temperatur in °C	Zylinder- temperatur in °C	Düse	Spindelzahl
V01	75	18	keine	200	4 Loch	6
V02	30	18	keine	200	4 Loch	6
V03	120	18	keine	200	4 Loch	6
V04	75	5	keine	200	4 Loch	6
V05	75	30	keine	200	4 Loch	6
V06	75	18	40	200	4 Loch	6
V07	75	18	200	200	4 Loch	6
V08	75	18	keine	180	4 Loch	6
V09	75	18	keine	220	4 Loch	6
V10	75	18	keine	200	offen	6
V11	75	18	keine	200	2 Loch	6
V12	75	18	keine	200	4 Loch	3
V13	75	18	120	200	4 Loch	6
V14	30	5	40	220	4 Loch	6

6.1.2 DISKUSSION DES AUFSCHELMELZVERHALTENS VON HDPE

In Abbildung 6-1 sind exemplarisch die entnommenen Proben für die Betriebspunkte V01 (oben) und V14 (unten) dargestellt. Als Versuchsmaterial wird in beiden Versuchen HDPE eingesetzt.



Abbildung 6-1: HDPE-Proben aus Dead-Stop-Versuchen zum Aufschmelzen im PWE

Die Versuche zeigen, dass im Füllteil kein Aufschmelzen stattfindet. Gründe hierfür sind zum einen, dass diese Zone gekühlt ausgeführt ist und zum anderen, dass aufgrund des dosierten Betriebs Teilfüllung und somit vernachlässigbare Reibung vorhanden ist. Im Planetwalzenteil kommt es zunächst ebenfalls zu einer Feststoffförderung. Der Beginn des Aufschmelzens hängt dann stark von den eingestellten Prozessparametern und dem Materialtyp ab. Nach dem Aufschmelzbeginn kommt es überwiegend zu einem dispersen Aufschmelzen. Es konnte kein kompaktes Feststoffbett festgestellt werden und nur vereinzelt konnten verformte Granulate im Spalt zwischen Planetenspindeln und Zylinder bzw. Hauptspindel detektiert werden, die auf ein Plastifizieren über plastische Energiedissipation hindeuten.

In Abbildung 6-2 ist der gemessene Aufschmelzgrad für eine Drehzahlvariation dargestellt. Das prinzipielle Aufschmelzverhalten bleibt bei der Drehzahlvariation konstant. Im Füllteil findet kein Aufschmelzen statt und der Aufschmelzbeginn stimmt im Walzenteil mit dem Beginn des vollgefüllten Bereichs vor der Düse überein. Im teilgefüllten Bereich davor findet kein Aufschmelzen statt.

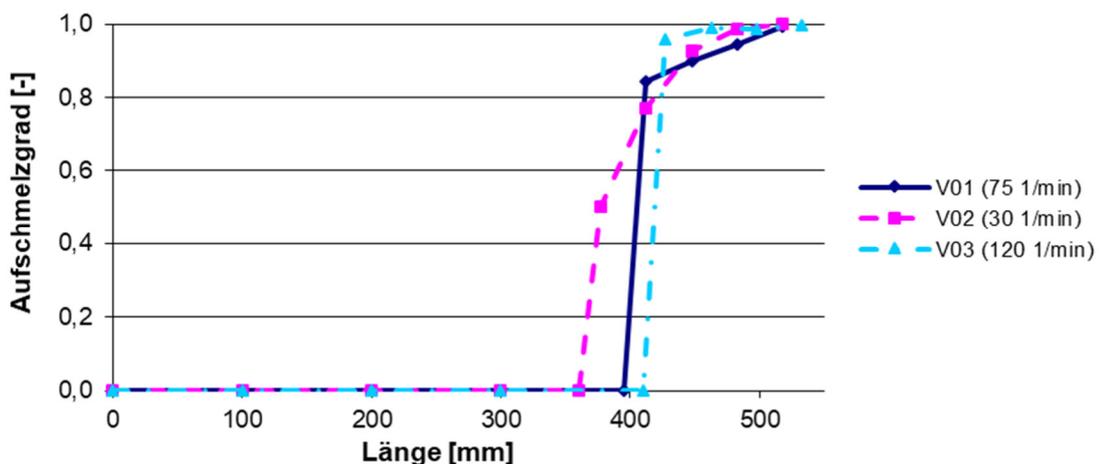


Abbildung 6-2: Aufschmelzgrad über die Extruderlänge in Abhängigkeit der Drehzahl für HDPE

Der Aufschmelzverlauf im vollgefüllten Bereich wird stark von der Drehzahl beeinflusst. Bei niedrigen Drehzahlen steigt der Aufschmelzgrad zu Beginn im Vergleich zu hohen Drehzahlen langsamer an. Dafür ist die Aufschmelzgeschwindigkeit gegen Extruderende jedoch bei 30 1/min höher als bei 75 1/min oder 120 1/min. Die Begründung hierfür ist in dem Förderverhalten des PWE zu finden. Bei niedrigen Drehzahlen ist der Füllgrad im teilgefüllten Bereich hoch. Dadurch wird viel unaufgeschmolzenes Material aus dem teilgefüllten Bereich mit höheren Fördergeschwindigkeiten in den vollgefüllten Bereich mit niedrigeren Geschwindigkeiten nachgefördert. Dieser Effekt dominiert zu Beginn des Aufschmelzverlaufs, gegen Extruderende wird jedoch ein anderer Effekt wichtiger. Die Fördergeschwindigkeit im vollgefüllten Bereich ist bei niedrigeren Drehzahlen ebenfalls niedriger, weshalb die lokale Verweilzeit zunimmt (vgl. Abbildung 5-7). Damit kann mehr Wärme in das Material eingebracht werden und dieses somit auch schneller aufschmelzen.

Eine Durchsatzvariation führt ebenfalls zu einer Änderung der Verweilzeiten und der Füllgrade im teilgefüllten Bereich. Mit steigendem Durchsatz nimmt der Füllgrad zu und die Verweilzeit ab (vgl. Abbildung 5-8). Dies führt dazu, dass sich das Aufschmelzen generell durch einen höheren Durchsatz verlangsamt. Daneben wird aber auch die Rückstaulänge vom Durchsatz beeinflusst. Mit steigendem Durchsatz nimmt die Rückstaulänge zu. Dies führt bei PE zu einem früheren Aufschmelzbeginn (Abbildung 6-3).

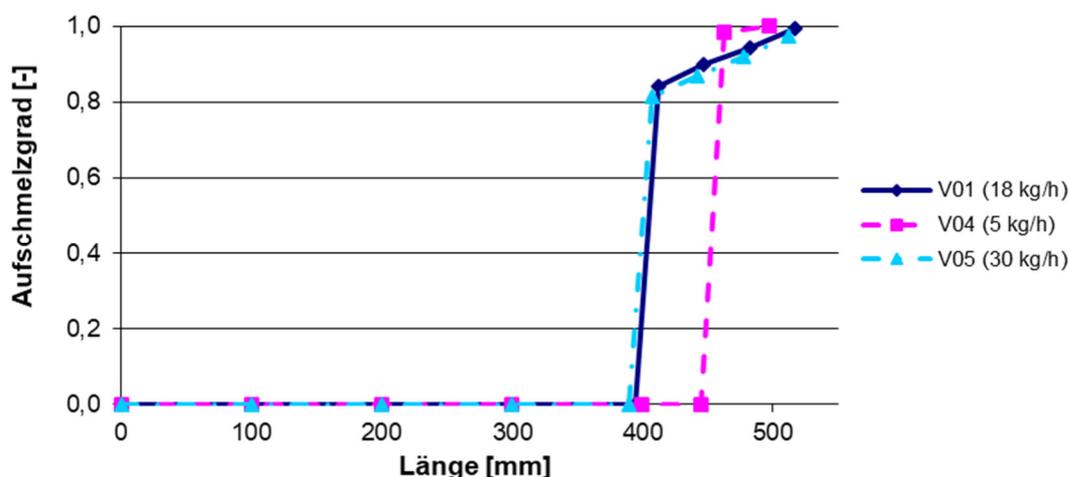


Abbildung 6-3: Aufschmelzgrad über die Extruderlänge in Abhängigkeit des Durchsatzes für HDPE

Eine Erhöhung der Spindel- und Zylindertemperatur führt zu einem schnelleren Aufschmelzen (Abbildung 6-4 und Abbildung 6-5). Eine Temperaturniedrigung hat den gegenteiligen Effekt. Dies ist darauf zurückzuführen, dass sich mit geänderten Temperierungseinstellungen des PWE aufgrund der großen Wärmeaus-tauschflächen auch die Massetemperaturen ändern. Insbesondere eine Spindeltemperatur von 40 °C, und damit deutlich unterhalb der Aufschmelztemperatur, zeigt dabei einen verlangsamen Einfluss auf das Aufschmelzen.

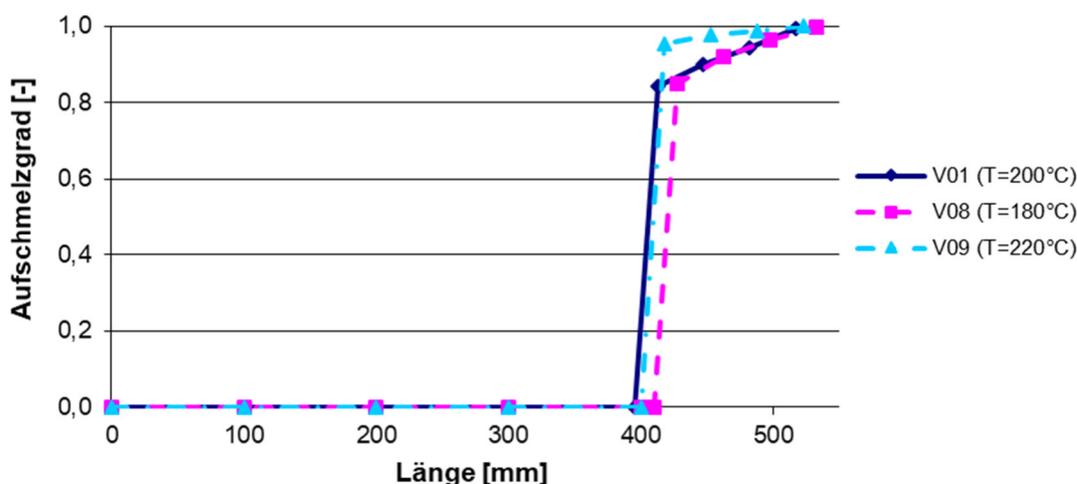


Abbildung 6-4: Aufschmelzgrad über die Extruderlänge in Abhängigkeit der Zylinder-temperatur für HDPE

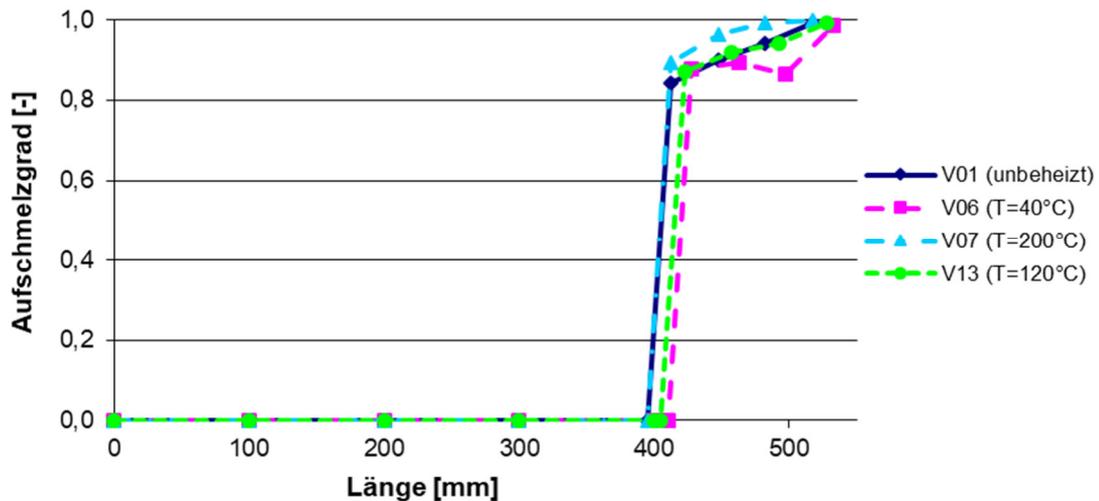


Abbildung 6-5: Aufschmelzgrad über die Extruderlänge in Abhängigkeit der Spindeltemperatur für HDPE

Eine Änderung des Werkzeuggedrucks beeinflusst die Länge des vollgefüllten Bereichs. Dies führt wie in Abbildung 6-6 zu erkennen, zu einer Änderung des Aufschmelzbeginns. Wird der PWE ohne Extrusionswerkzeug betrieben, kommt es auch nur zu einem kurzen Rückstau am Anlauftring. Dies führt dazu, dass nur sehr niedrige Aufschmelzgrade von unter 50 % erreicht werden.

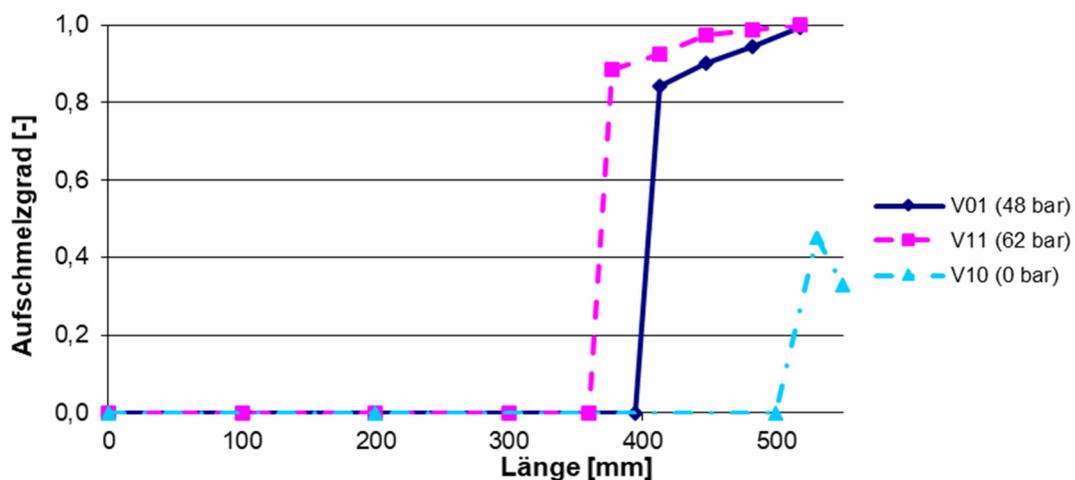


Abbildung 6-6: Aufschmelzgrad über die Extruderlänge in Abhängigkeit der Spindeltemperatur für HDPE

Mit drei Planetenspindeln ist das komplette Walzenteil mit Schmelze vollgefüllt, sodass das Aufschmelzen, wie in Abbildung 6-7 dargestellt, direkt nach der Einschnecke beginnt. Der Aufschmelzverlauf ist für beide Konfigurationen dann ähnlich, allerdings sind bei 3 Planetenspindeln über weite Bereiche des Walzenteils immer wieder vereinzelte unaufgeschmolzene Granulate zu erkennen. Dies wird darauf zurückgeführt, dass sich einzelne Granulate mit höheren Geschwindigkeiten in Richtung Düse bewegen.

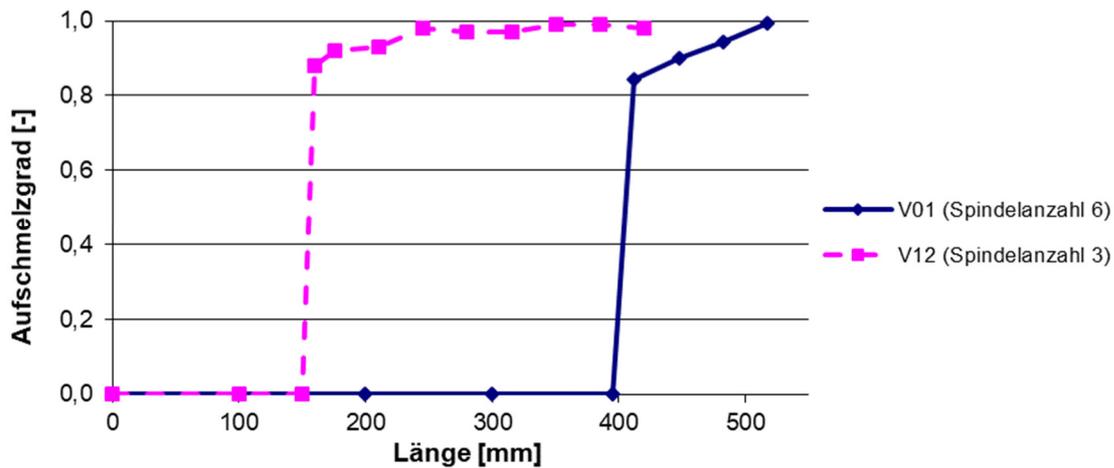


Abbildung 6-7: Aufschmelzgrad über die Extruderlänge in Abhängigkeit der Spindelanzahl für HDPE

6.1.3 DISKUSSION DES AUFSCHELMELZVERHALTENS VON PS

Im Füllteil findet wie bei PE kein Aufschmelzen statt. Für PS beginnt das Aufschmelzen im Walzenteil bereits wesentlich früher. Dies wird auf die niedrigere Aufschmelzenthalpie des amorphen PS im Vergleich zum teilkristallinen PE zurückgeführt. Ist der PWE mit 6 Spindeln gerüstet, liegt der Aufschmelzbeginn in den ersten 50 - 150 mm nach dem Eintritt in das Planetenteil im teilgefüllten Bereich (Gesamtposition 250 - 400 mm). Die genaue Position hängt von den Prozessparametern ab. Wenn das Material den vollgefüllten Bereich erreicht, sind die Granulate schon teilweise aufgeschmolzen. Im vollgefüllten Bereich wird dann innerhalb von 50 - 100 mm ein vollständiges Aufschmelzen erreicht. Insgesamt sind die Aufschmelzverläufe bei verschiedenen Betriebspunkten für PS aber sehr ähnlich. Dies erschwert in Kombination mit der teilweise trotz einfärben vorhandenen Transparenz des Materials und der Neigung zum Fädenziehen beim Öffnen des Zylinders eine detaillierte Analyse der Aufschmelzverläufe für PS. In Abbildung 6-8 ist trotzdem zur Verdeutlichung der Aufschmelzverlauf für PS in Abhängigkeit der Drehzahl dargestellt. Der Beginn der Vollfüllung ist durch Pfeile im Diagramm markiert.

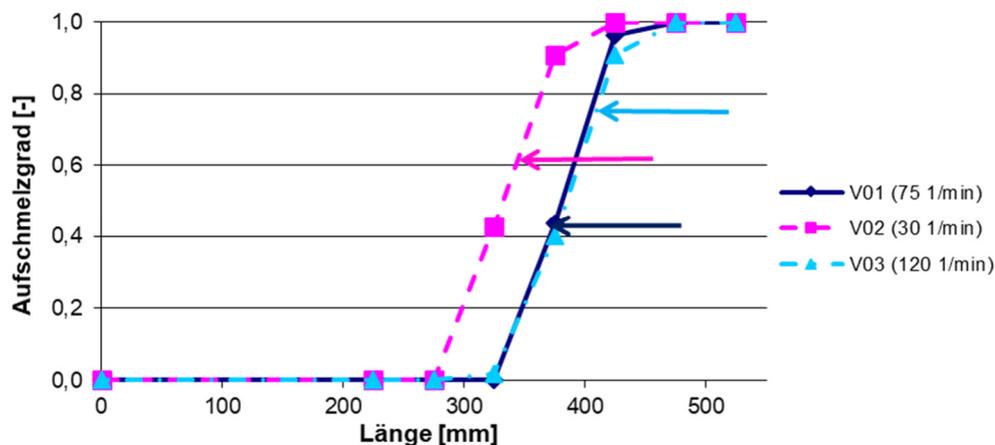


Abbildung 6-8: Aufschmelzgrad über die Extruderlänge in Abhängigkeit der Drehzahl für PS (Rückstaulänge durch Pfeile markiert)

Durch eine Variation des Durchsatzes konnte keine Änderung festgestellt werden. Dies ist insofern plausibel, da sich die Verweilzeit im teilgefüllten Bereich nicht ändert, sondern nur der Füllgrad. Höhere Gehäuse- und Spindeltemperaturen führen bei PS tendenziell auch zu einem schnelleren Aufschmelzen. Der Effekt ist aber ebenfalls nur schwach ausgeprägt. Der Einfluss der Werkzeuggeometrie ist für PS schwächer ausgeprägt, denn das Aufschmelzen beginnt schon im teilgefüllten Bereich. Mit offener Düse kann aber auch für PS kein Aufschmelzgrad von 100 % am Ende des Walzenzylinders erreicht werden. Wird der PWE nur mit drei Spindeln betrieben ist im Übergang von Füllteil zum Walzenteil eine Vollfüllung aus Granulaten zu erkennen. Bereits nach ca. 50 mm sind aber nur noch vereinzelte Granulate vorhanden.

6.2 MODELLVORSTELLUNG ZUM AUFSCHELZEN

Basierend auf diesen experimentellen Erkenntnissen kann das Aufschmelzen über die in Abbildung 6-9 dargestellte Modellvorstellung beschrieben werden.

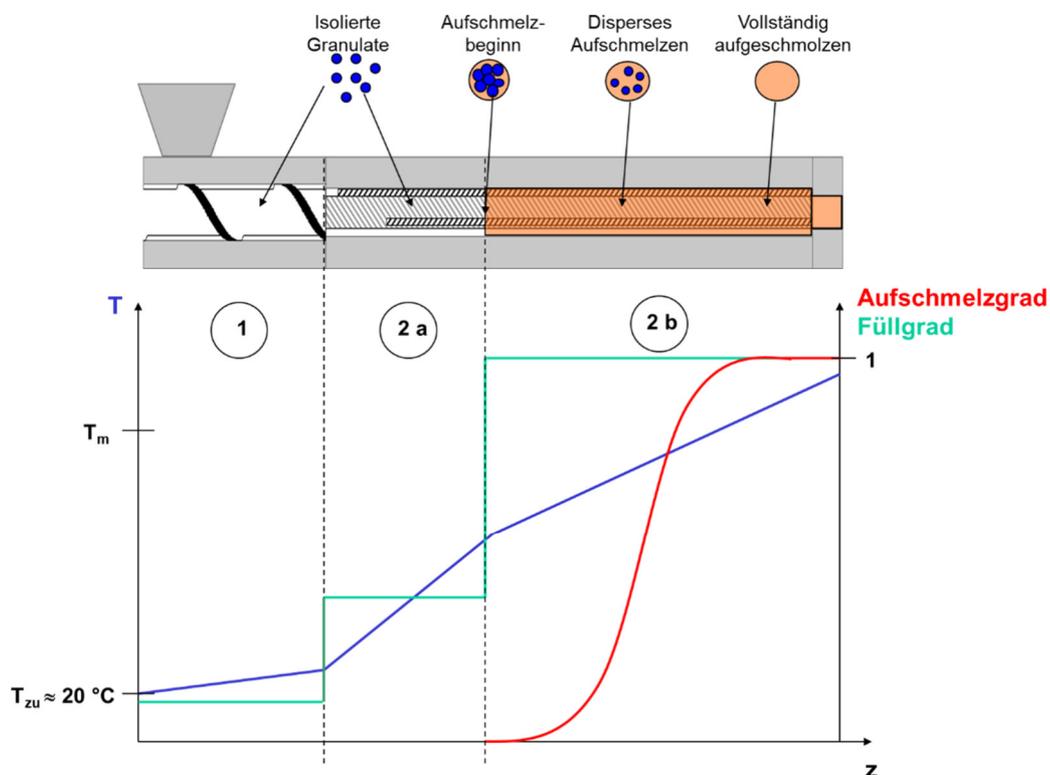


Abbildung 6-9: Modellvorstellung des Aufschmelzprozesses im PWE

Dabei wird davon ausgegangen, dass nach der Materialzugabe zunächst isolierte Feststoffpartikel vorliegen (Bereich 1 und 2a in Abbildung 6-9). Diese werden über Archimedesförderung in Extrusionsrichtung transportiert. Partikel mit Kontakt zur heißen Zylinder- bzw. Hauptspindelwand können sich dabei über Wärmeleitung erwärmen. Erreichen diese Partikel die Schmelztemperatur, kommt es zum Aufschmelzbeginn. Es bildet sich dabei ein Schmelzefilm, der die noch unaufgeschmolzenen Partikel umschließt, sodass sich eine Dispersion aus den in fester Phase vorliegenden Partikeln und der in zähflüssiger Phase vorliegen-

den Polymerschmelze ergibt. Das weitere Aufschmelzen der noch unaufgeschmolzenen Polymerpartikel kann nach Erreichen dieses Zustands nur durch Wärmeleitung von der heißen Schmelze zu den Granulatkörnern erfolgen, da die Granulatkörner keinen direkten Kontakt mehr mit der beheizten Zylinderwand bzw. mit den heißen Spindeloberflächen besitzen. Dieser Vorgang kann über ein disperses Aufschmelzmodell beschrieben werden. Plastische Energiedissipation wird dabei als vernachlässigbar angenommen.

Reicht die vorhandene Feststoffförderlänge zu einer Schmelzefilmbildung nicht aus, beginnt das Aufschmelzen spätestens, wenn die Feststoffpartikel den vollgefüllten Bereich erreichen (Bereich 2b in Abbildung 6-9). Der vollgefüllte Bereich entsteht dabei zum Großteil durch im Kanalbereich zurückfließende Schmelze. Im vollgefüllten Bereich findet dann ebenfalls ein disperses Aufschmelzen durch Wärmeleitung statt.

6.3 MATHEMATISCHE BESCHREIBUNG DES AUFSCHELMELZBEGINNS FÜR GRANULATE

Im ersten Schritt muss der Aufschmelzbeginn berechnet werden. Dieser liegt, wie die experimentellen Untersuchungen gezeigt haben, spätestens beim Punkt der ersten Vollfüllung vor. Je nach Betriebspunkt und Material kann das Aufschmelzen auch im teilgefüllten Bereich beginnen. Ob dies geschieht, hängt von der Feststofftemperaturentwicklung ab. Wie im Stand der Technik in Abschnitt 2.3.2 dargelegt, sind für die Feststofftemperaturentwicklung verschiedene Ansätze in der Doppelschneckenextrudertheorie vorhanden. Diese haben alle gemeinsam, dass sie von einer vernachlässigbaren Reibung ausgehen und die Feststoffförderung nach dem Archimedesprinzip erfolgt. Diese Bedingungen werden auch in der Feststoffförderzone des PWE angenommen. Somit können diese Ansätze unter Anpassung der Geschwindigkeits- und Geometriebedingungen auch auf den PWE angewendet werden. Dabei ist zu klären, welche Methode zur Bestimmung der Feststofftemperaturentwicklung für den PWE geeignet ist.

6.3.1 FESTSTOFFTEMPERATURERHÖHUNG DURCH ERZWUNGENE KONVEKTION

Die Temperaturerhöhung der Feststoffpartikel kann durch erzwungene Konvektion mit der umströmenden heißen Luft erfolgen. Von Melisch wird eine Lösung für diesen Fall entwickelt [Mel98]. Die Feststofftemperatur wird dort über folgende Differentialgleichung beschrieben:

$$\frac{\partial \theta_T}{\partial \tau} = \frac{1}{\xi^2 \cdot \partial \xi} \cdot \left(\xi^2 \cdot \frac{\partial \theta_T}{\partial \xi} \right) \quad 6-1$$

Mit der Normierung

$$\theta_T = \frac{T_S - T_U}{T_0 - T_U}; \quad \tau = \frac{\lambda_S \cdot \Delta z}{\rho_S \cdot c_{P,S} \cdot \bar{v}_S \cdot r_0^2}; \quad \xi = \frac{r}{r_0} \quad 6-2$$

Dabei entspricht θ_T der dimensionslosen Feststofftemperatur, T_S der Feststoffpartikeltemperatur, T_U der Umgebungstemperatur, T_0 der Ausgangstemperatur

des Feststoffpartikels, τ der Fourier-Zahl, ξ der dimensionslosen radialen Position in einem Feststoffpartikel, r der radialen Position in einem Feststoffpartikel und r_0 dem Feststoffpartikelradius.

Für den Fall einer einmaligen sprunghaften Temperaturänderung von der Anfangstemperatur T_0 auf die Umgebungstemperatur T_U ist im VDI Wärmeatlas die Lösung der Differentialgleichung angegeben [VDI13]. Für die Umgebungstemperatur soll die Walzenzylindertemperatur T_{WZ} angenommen werden.

$$T_U = T_{WZ} \quad 6-3$$

Für hinreichend lange Fourier-Zahlen τ im Innern der Partikel endlicher Ausdehnung sind die Temperaturprofile einander ähnlich. Sie lassen sich dann durch eine Ortsfunktion $f(\xi)$ beschreiben, die mit zunehmender Zeit maßstäblich verkleinert wird [VDI13]:

$$\theta_\tau = g(\tau) \cdot f(\xi) \quad 6-4$$

Führt man diesen Produktansatz in die Differentialgleichung ein, so erhält man mit der Anfangsbedingung

$$\theta_\tau(\xi, 0) = 1 \quad 6-5$$

und der Randbedingung

$$\left(\frac{1 \cdot \partial \theta_\tau}{Bi \cdot \partial \xi} + \theta_\tau \right) = \begin{cases} 1 & \text{für } \tau \leq 0 \\ 0 & \text{für } \tau > 0 \end{cases} \quad 6-6$$

als Lösung die mittlere Temperatur der Partikel $\bar{\theta}_\tau$

$$\bar{\theta}_\tau = \sum_{j=1}^{\infty} C_j(m_j) \cdot D_j(m_j) \cdot e^{-m_j^2 \cdot \tau} \quad 6-7$$

mit den Konstanten

$$m_j = \left(1 - \frac{\alpha_L \cdot r_0}{\lambda_S} \right) \cdot \frac{\cos(m_j)}{\sin(m_j)} \quad 6-8$$

$$C_j(m_j) = 2 \cdot \left(\frac{\sin(m_j) - m_j \cdot \cos(m_j)}{m_j - \sin(m_j) \cdot \cos(m_j)} \right) \quad 6-9$$

$$D_j(m_j) = 3 \cdot \left(\frac{\sin(m_j) - m_j \cdot \cos(m_j)}{m_j^3} \right) \quad 6-10$$

Für praxisgerechte Berechnungen ist es ausreichend, die ersten vier Glieder der Summenfunktion zu berücksichtigen. Die Konstanten m_j sind die Nullstellen der in der ersten Gleichung angegebenen transzendenten Funktion. Mit der dimensionslosen Biot-Kennzahl Bi

$$Bi = \frac{\alpha_L \cdot r_0}{\lambda_S} \quad 6-11$$

können die ersten vier Nullstellen durch folgende Approximationsgleichungen beschrieben werden:

$$m_1 = \frac{a}{\left(1 + \frac{b}{Bi}\right)^c} \quad 6-12$$

$$m_{2-4} = a \cdot \tanh\left(\frac{\log(Bi)}{\log(b)} - c\right) + d \quad 6-13$$

Die Konstanten $a - d$ sind in der Tabelle 6-2 angegeben.

Tabelle 6-2: Konstanten zur Berechnung der mittleren Partikeltemperatur [Me198]

	a	b	c	d
m_1	3,14	10/3	1/2	-
m_2	0,859	5	0,85	5,35
m_3	0,875	7	1,1	8,6
m_4	0,831	7	1,2	11,735

Die dimensionslose Biot-Zahl ist abhängig vom äußeren Wärmeübergangskoeffizienten α_L , der sich mit Hilfe der dimensionslosen Nusselt-Zahl Nu berechnen lässt.

$$Nu = \frac{\alpha_L \cdot \pi \cdot r_0}{\lambda_L} \quad 6-14$$

Für die Wärmeleitfähigkeit von Luft λ_L , gilt:

$$\lambda_L = 0,02427 + 7,13 \cdot 10^{-5} \cdot T_U \quad 6-15$$

Die Nusselt-Zahl setzt sich zusammen aus einem laminaren Anteil Nu_{lam} und einem turbulenten Anteil Nu_{tur} . Für kugelförmige Einzelpartikel gilt:

$$Nu = 2 + \sqrt{Nu_{lam}^2 + Nu_{tur}^2} \quad 6-16$$

mit

$$Nu_{lam} = 0,664 \cdot \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Pr} \quad 6-17$$

$$Nu_{tur} = \frac{0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr^{0,66} - 1)} \quad 6-18$$

Die dimensionslose Reynolds-Zahl Re berücksichtigt die Luftströmung im Schneckkanal [Me198]:

$$Re = \frac{W \cdot \pi \cdot r_0}{\nu} \quad 6-19$$

Betrachtet man die Luftgeschwindigkeit ausgehend von einem bewegten Koordinatensystem in einem Partikel, so bewegt sich die als ruhend im Schneckenkanal angenommene Luft relativ zum Partikel [Mel98]. Es ergibt sich die Luftgeschwindigkeit w proportional der Fördergeschwindigkeit des Granulates:

$$w = \frac{\bar{V}_S}{F_0} \quad 6-20$$

Die Feststoffansammlung im Schneckenkanal reduziert dabei den strömungswirksamen Kanalquerschnitt. Hieraus resultiert eine Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit entsprechend des maximalen Feststoffanteils F_0 . Dieser berechnet sich aus dem Verhältnis von Schüttdichte und Feststoffdichte:

$$F_0 = \frac{\rho_B}{\rho_S} \quad 6-21$$

Die kinematische Viskosität von Luft ν kann wie folgt berechnet werden:

$$\nu = \frac{10^{-5} \cdot (1,723 + 0,0047 \cdot T_U) \cdot (T_U + 273,5)}{1,293 \cdot 273,5} \quad 6-22$$

Die Prandtl-Zahl Pr ist ein Stoffwert-Verhältnis. Bei der hier durchgeführten Betrachtung mit Luft als umströmendem Medium kann die Prandtl-Zahl bei Vernachlässigung der Druckabhängigkeit mit

$$Pr = 3,545 \cdot 10^{-7} \cdot T_U^2 - 1,309 \cdot 10^{-4} \cdot T_U + 0,7169 \quad 6-23$$

approximiert werden, wobei die Temperatur in °C einzusetzen ist [Mel98].

In Abbildung 6-10 ist die nach Gleichung 6-1 berechnete Feststofftemperaturentwicklung von HDPE im Walzenteil eines TP-WE 70 über die Zylinderlänge in Abhängigkeit der Verfahrensparameter dargestellt. Die Zylinderlänge Δz geht dabei über die Fourier Zahl τ nach Gleichung 6-2 in die Berechnung mit ein. In den Berechnungen wurden Durchsatz, Drehzahl, Spindeltemperatur und Zylindertemperatur einzeln variiert.

Es ist zu erkennen, dass der Temperaturanstieg durch Konvektion nur gering ist. Der Durchsatz hat keinen Einfluss auf die berechnete Temperaturerhöhung, denn durch eine Durchsatzvariation wird der Füllgrad im teilgefüllten Walzenteil und nicht die mittlere Feststoffgeschwindigkeit beeinflusst. Eine Reduzierung der Drehzahl führt zu einem schnelleren Temperaturanstieg, da hier die mittlere Feststoffgeschwindigkeit reduziert wird. Eine Änderung der Zylindertemperaturen im betrachteten Prozessfenster hat dagegen einen wesentlich geringeren Einfluss auf die Feststofftemperaturentwicklung. Dies liegt in den geringen Verweilzeiten und dem schlechten Wärmeübergang von Luft zu Kunststoff begründet. Eine Reduzierung der Spindelanzahl hat Aufgrund sinkender Förderkapazität auf die mittlere Feststoffgeschwindigkeit und damit auf die Temperaturentwicklung einen vergleichbaren Effekt wie eine Drehzahlreduzierung. Mit dem Erreichen der Erweichungstemperatur durch Konvektion ist Aufgrund der berechneten Temperaturerhöhungen nicht zu rechnen.

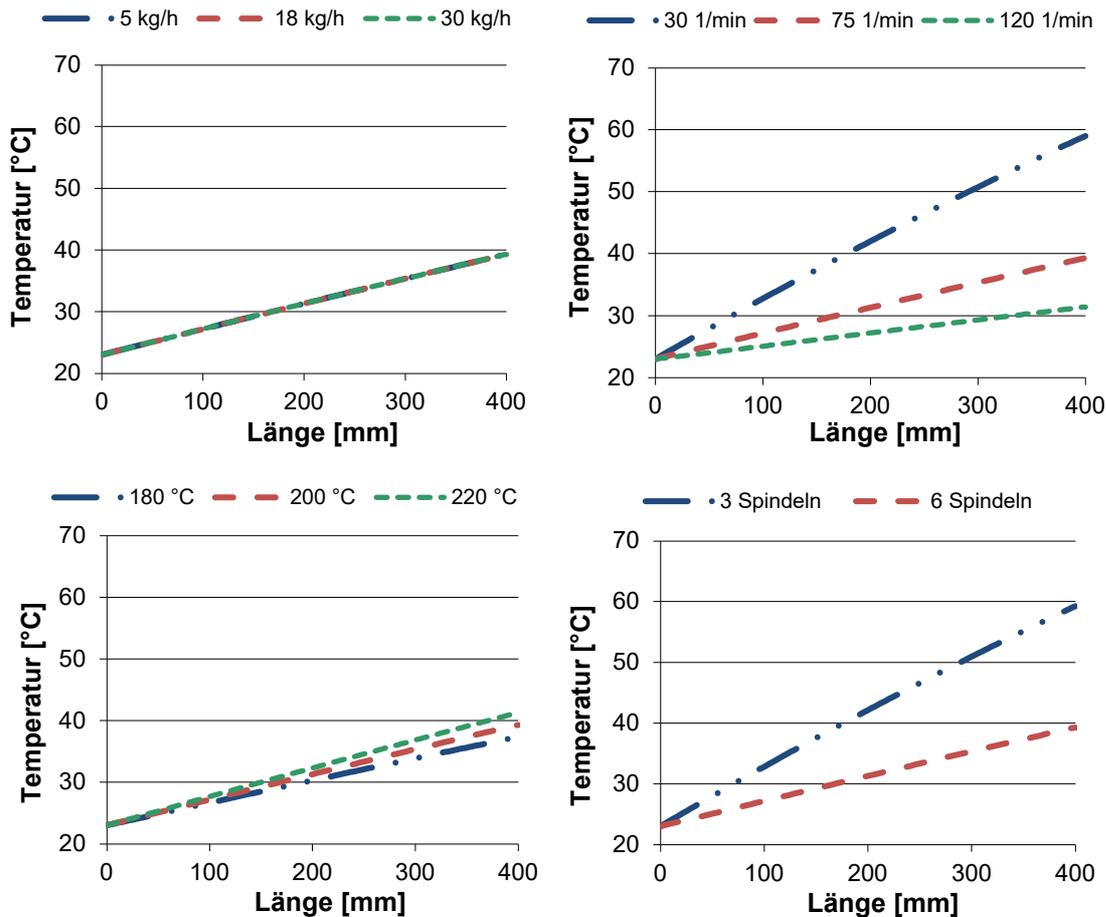


Abbildung 6-10: Berechnete Temperaturentwicklung über die Extruderlänge durch erzwungene Konvektion in der Feststoffförderzone des Walzenteils in Abhängigkeit der Prozessparameter

6.3.2 FESTSTOFFTEMPERATURERHÖHUNG DURCH WÄRMELEITUNG IN DEN MASSESTROM

Ausgehend von der Energiebilanz an Feststoffpartikeln kann die Temperatur der Feststoffpartikel unter Vernachlässigung von Reibung im Doppelschneckenextruderkanal beschrieben werden [WhJ08]. Dabei wird zunächst die mittlere Temperaturentwicklung des Massestroms betrachtet. Die von White und Jung publizierte Gleichung kann ebenfalls auf den PWE angewendet werden, wenn die Hauptspindel als Schnecke und der Walzenzylinder als Zylinder betrachtet wird:

$$\rho_S \cdot c_{p,S} \cdot \bar{v}_S \cdot A_{Frei} \cdot \frac{dT_S}{dz} = \alpha_{HS} \cdot (T_{HS} - T_S) \cdot U_{HS} + \alpha_{WZ} \cdot (T_{WZ} - T_S) \cdot U_{WZ} \quad 6-24$$

Mit der Randbedingung $T_S = T_0$ für $z = 0$ ergibt sich für die Temperaturerhöhung:

$$T_S - T_0 = \frac{\alpha_{HS} \cdot (T_{HS} - T_0) \cdot U_{HS} + \alpha_{WZ} \cdot (T_{WZ} - T_0) \cdot U_{WZ}}{\alpha_{HS} \cdot U_{HS} + \alpha_{WZ} \cdot U_{WZ}} \left(1 - e^{-\left(\frac{(\alpha_{HS} \cdot U_{HS} + \alpha_{WZ} \cdot U_{WZ}) \cdot z}{\rho_S \cdot c_{p,S} \cdot \bar{v}_S \cdot A_{Frei}} \right)} \right) \quad 6-25$$

Für die Wärmeübergangskoeffizienten am Walzenzylinder α_{WZ} und an der Hauptspindel α_{HS} sind keine allgemeingültigen Bestimmungsgleichungen bekannt. Bei der Verwendung von empirisch bestimmten, mittleren Werten für den Wärmeübergang kann die Temperaturentwicklung des Feststoffs abgeschätzt und Auswirkungen von Verfahrensparametern in Größenordnung und Tendenz berechnet werden. Von White und Jung werden $20 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ für den Zylinder und $10 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ für die Schnecke des Doppelschneckenextruders angegeben [WhJ08]. Diese Werte sollen für eine erste Abschätzung für den PWE übernommen werden.

In Abbildung 6-11 ist die mit Gleichung 6-25 berechnete Feststofftemperaturentwicklung von HDPE im Walzenteil über die Zylinderlänge z in Abhängigkeit der Verfahrensparameter dargestellt.

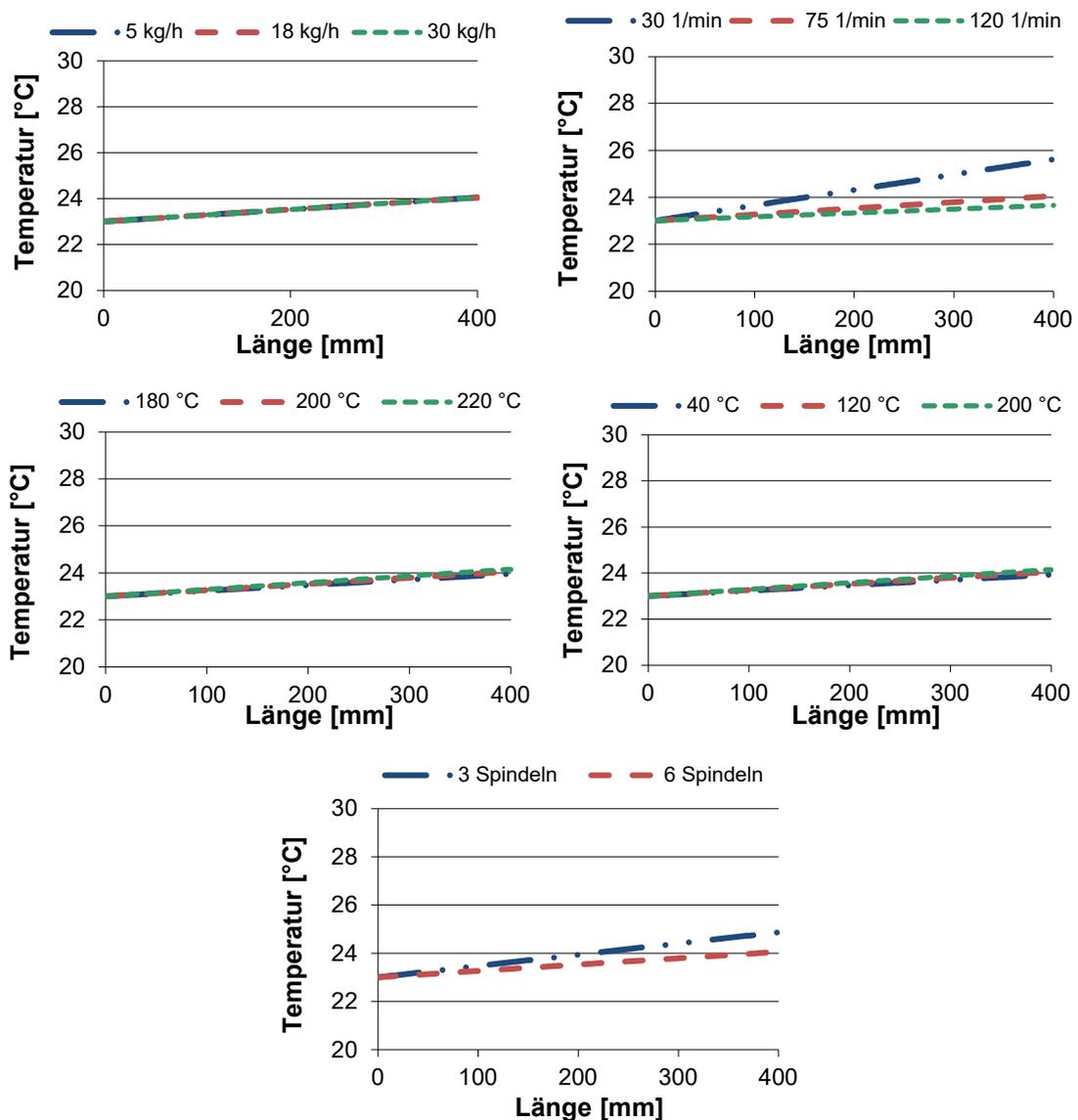


Abbildung 6-11: Berechnete Temperaturentwicklung über die Extruderlänge durch Wärmeleitung in den Massestrom in der Feststoffförderzone des Walzenteils in Abhängigkeit der Prozessparameter

Dabei wurden Durchsatz, Drehzahl, Spindelanzahl und Zylindertemperatur einzeln variiert. Zusätzlich wurde die Spindeltemperatur als Parameter mit aufgenommen. Die Effekte der Parametervariation ähneln der Temperaturerhöhung durch Konvektion. Allerdings liegen die berechneten Temperaturen aufgrund der geringen Wärmeübergangskoeffizienten niedriger.

In Abbildung 6-12 ist der Einfluss der Wärmeübergangskoeffizienten auf die Feststofftemperaturentwicklung dargestellt. Hierbei wurde ausgehend von publizierten Werten zum Doppelschneckenextruder ein Wertebereich bis zu 1.000 W/(m²K) am Walzenzylinder und 500 W/(m²K) an der Hauptspindel betrachtet [WhJ08]. Dies entspricht einem Wertebereich, wie er z. B. für Kalibrierungen in Extrusionswerkzeugen angegeben wird [Mic09]. Damit sollte somit der relevante Wertebereich abgedeckt werden. Es ist zu erkennen, dass mit steigendem Wärmeübergangskoeffizient auch die Feststofftemperatur zunimmt. Dennoch zeigt sich, dass die Feststofftemperaturen am Ende des Walzenteils deutlich unter der Erweichungstemperatur liegen. Somit ist ein Aufschmelzbeginn durch Wärmeleitung in den Massestrom nicht zu erwarten.

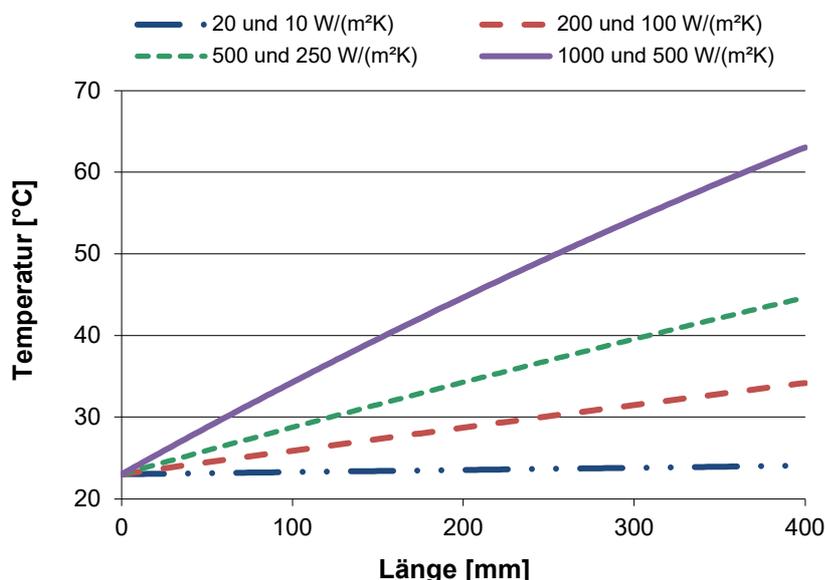


Abbildung 6-12: Berechnete Temperaturentwicklung über die Extruderlänge durch Wärmeleitung in den Massestrom in der Feststoffförderzone des Walzenteils in Abhängigkeit des Wärmeübergangskoeffizienten von Schnecke und Walzenzylinder

6.3.3 FESTSTOFFTEMPERATURERHÖHUNG DURCH WÄRMELEITUNG IN PARTIKEL IM KONTAKT MIT METALLOBERFLÄCHEN

Alternativ wird von White und Jung die Temperaturentwicklung eines Feststoffpartikels mit thermischem Kontakt zur Zylinderoberfläche betrachtet [WhJ08]. Dabei wird von der vereinfachten Energieerhaltungsgleichung für kugelförmige Partikel unter geringer Spannungsbelastung ausgegangen:

$$\rho_s \cdot c_{p,s} \cdot \bar{v}_s \cdot A_s \cdot \frac{\partial T_s}{\partial z} = \alpha_{wz} \cdot (T_{wz} - T_s) \cdot U_s \quad 6-26$$

Hier steht A_S für die Querschnittsfläche eines Feststoffpartikels und U_S für den Umfang eines Feststoffpartikels. Diese können mit dem Radius eines Feststoffpartikels r_0 berechnet werden:

$$U_S = \pi \cdot 2 \cdot r_0 \quad 6-27$$

$$A_S = \pi \cdot r_0^2 \quad 6-28$$

Mit der Randbedingung $T_S = T_0$ für $z = 0$ kann die Differentialgleichung gelöst werden. Durch Umrechnung der Flächen auf den Partikelradius erhält man die Temperaturerhöhung für eine Partikel in Abhängigkeit der Extruderlänge:

$$T_S - T_0 = (T_{WZ} - T_0) \cdot \left(1 - e^{-\frac{2 \cdot \alpha_{WZ} \cdot z}{\rho_S \cdot c_{p,S} \cdot \sqrt{S} \cdot r_0}} \right) \quad 6-29$$

In Abbildung 6-13 sind die über Gleichungen 6-29 berechneten Temperaturerhöhung von HDPE in der Feststoffförderzone des Walzenteils in Abhängigkeit der Verfahrensparameter dargestellt. Dabei wurden $20 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ als Wärmeübergangskoeffizient angenommen.

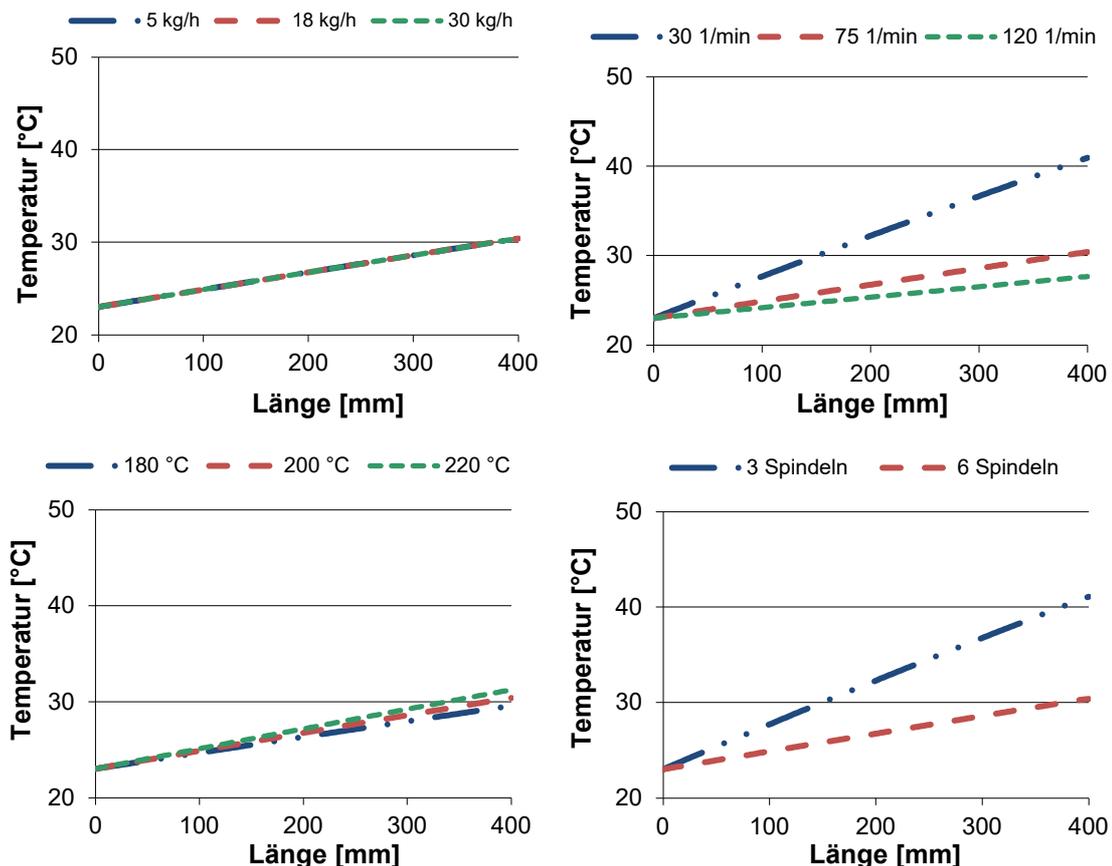


Abbildung 6-13: Berechnete Temperaturerhöhung eines Feststoffpartikels mit Zylinderkontakt über die Extruderlänge von Granulaten mit Kontakt zur Zylinderwand in der Feststoffförderzone

Der Prozessparametereinfluss auf die Wärmeleitung in Partikel mit Kontakt zur Zylinderwand gestaltet sich analog zur Wärmeleitung in den gesamten Massstrom. Allerdings werden bei gleichen Wärmeübergangskoeffizienten höhere

Massetemperaturen berechnet. Dies liegt im Wesentlichen daran, dass das Oberflächen/Volumenverhältnis für Partikel nach Gleichung 6-29 höher als für den gesamten Massestrom nach Gleichung 6-25 ist. Zudem wird nur die Zylindertemperatur betrachtet, die im Allgemeinen über der Zentralspindeltemperatur liegt.

In Abbildung 6-14 ist der Einfluss des Wärmeübergangskoeffizienten dargestellt. Es ist zu erkennen, dass für Wärmeübergangskoeffizienten ab $200 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ eine signifikante Temperaturerhöhung auftritt. Abhängig von den Betriebsparametern kann die Erweichungstemperatur von $130 \text{ }^\circ\text{C}$ in der teilgefüllten Feststoffförderzone erreicht werden. Granulate, die diese Temperatur erreichen können aufschmelzen, weshalb die Feststofftemperaturentwicklung von Partikeln mit Kontakt zur Zylinderwand zur Ermittlung des Aufschmelzbegins herangezogen wird. Sobald die Erweichungstemperatur erreicht wird, schmelzen die Granulate mit Kontakt zur Metalloberfläche auf. Es bildet sich, wie in der Modellvorstellung beschrieben, ein Schmelzefilm und das disperse Aufschmelzen beginnt. Ist dies bis zum Beginn des vollgefüllten Bereichs nicht erfolgt, so beginnt das Aufschmelzen spätestens an diesem Punkt. Die Temperaturberechnung von Feststoffpartikeln mit Kontakt zu Metalloberflächen kann mit der Hauptspindeltemperatur und dem dort vorherrschenden Wärmeübergangskoeffizienten auch für die Hauptspindel durchgeführt werden. Dies ist sinnvoll, wenn die Hauptspindeltemperatur über der Zylindertemperatur liegt.

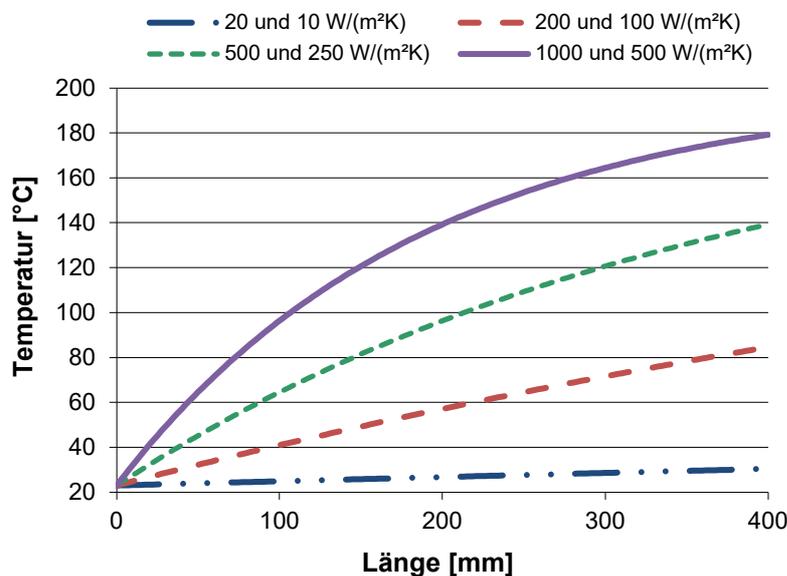


Abbildung 6-14: Temperaturentwicklung über die Extruderlänge von Granulaten mit Zylinderwandkontakt in der Feststoffförderzone des Walzenteils in Abhängigkeit des Wärmeübergangskoeffizienten

Um den Wärmeübergangskoeffizient zu bestimmen, wird auf den experimentell gemessenen Aufschmelzbegins zurückgegriffen. Dies ist notwendig, denn der PWE kann nicht ohne Anlaufring betrieben werden und es liegt somit immer ein vollgefüllter Bereich am Extruderende vor. Damit ist eine direkte Messung der Feststofftemperatur nicht möglich. Gehen wir davon aus, dass an diesem Punkt

die Erweichungstemperatur vorliegt, kann der Wärmübergangskoeffizient über Gleichung 6-29 berechnet werden.

In Abbildung 6-15 ist der berechnete Aufschmelzbeginn dem gemessenen Aufschmelzbeginn gegenübergestellt. Für die Berechnung wurde dazu ein Wärmeübergangskoeffizient von $300 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ genutzt. Dieser wurde mittels des experimentell gemessenen Aufschmelzbegins eines zufällig ausgewählten Betriebspunktes über Gleichung 6-29 bestimmt. Es ist eine akzeptable Übereinstimmung zu erkennen. Falls der Aufschmelzbeginn im vollgefüllten Bereich liegt entstehen Abweichungen im Wesentlichen durch Fehler in der Rückstaulängenberechnung. Im teilgefüllten Bereich wirken sich Abweichungen zur Realität beim Wärmeübergangskoeffizient und bei der Feststoffgeschwindigkeit auf den Aufschmelzbeginn aus.

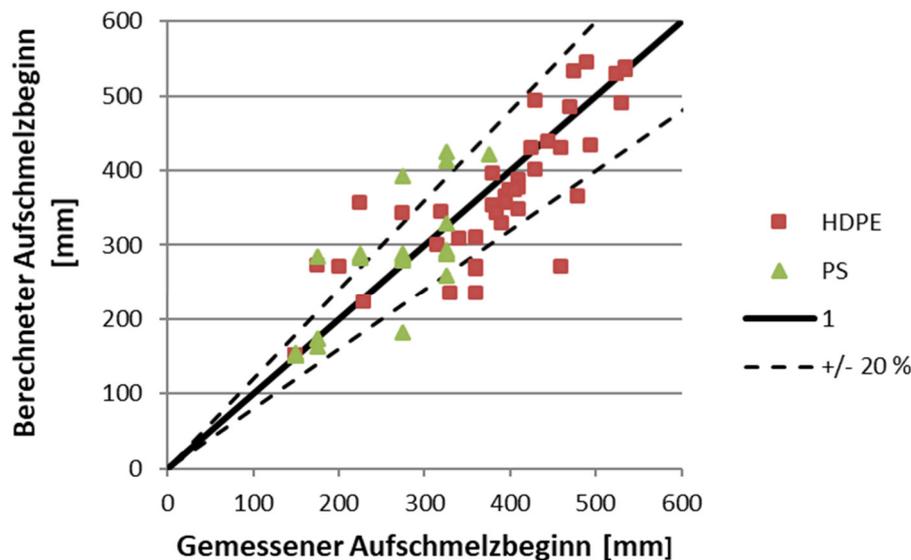


Abbildung 6-15: Gegenüberstellung von gemessenem und berechnetem Aufschmelzbeginn

6.4 MATHEMATISCHE BESCHREIBUNG DES AUFSCHELMELZVERLAUFS FÜR GRANULATE

Werden die Ergebnisse der in Abschnitt 6.1 dargestellten, experimentellen Arbeiten betrachtet, so erscheint das disperse Feststoffmodell am besten geeignet, um den Aufschmelzverlauf zu beschreiben. Es ist kein kompaktes Feststoffbett vorhanden und plastische Energiedissipation kann nur in vernachlässigbarem Maße festgestellt werden. Das disperse Feststoffmodell bietet zudem den Vorteil, dass er weitestgehend von den Geometriebedingungen im Extruder unabhängig ist, und somit gute Voraussetzungen für eine Übertragung auf den PWE bietet. Ausgangspunkt für die Berechnung ist die analytische Lösung der Differentialgleichung für die Wärmeleitung an der Oberfläche einer Kugel in einen Schmelzraum:

$$\frac{\partial T_M}{\partial t_M} = \frac{\lambda_M}{\rho_M \cdot c_{p,M}} \left(\frac{\partial^2 T_M}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial T_M}{\partial r} \right) \quad 6-30$$

In der Gleichung entspricht T_M der Massetemperatur, t_M der Zeit und r dem Partikelradius. Über eine Masse- und Wärmestrombilanz an der Kugeloberfläche kann die Differentialgleichung gelöst werden [Mel98]. So erhält man die Änderung des Partikelradius, welche wiederum mit der Feststoffabnahme korreliert, zu:

$$r_{i+1} = \left\{ r_i^2 - \frac{2 \cdot \lambda_M}{\rho_S \cdot \bar{v}_z \cdot c_{p,M}} \cdot \ln \left[1 + \frac{c_{p,M} \cdot (T_M - T_{Fl})}{\Delta h} \right] \cdot \Delta z \right\}^{\frac{1}{2}} \quad 6-31$$

Hier steht T_{Fl} für die Erweichungstemperatur des Feststoffes und Δh für die spezifische Enthalpie, die zum Aufschmelzen benötigt wird. Der Aufschmelzgrad S lässt sich damit über den Feststoffanteil F_0 , welcher über das Verhältnis von Schüttdichte zu Feststoffdichte bestimmt werden kann, zu Beginn des Aufschmelzens wie folgt berechnen:

$$S(r) = 1 - F_0 \cdot \frac{r^3}{r_0^3} \quad 6-32$$

Neben vom Aufschmelzgrad unabhängigen Materialgrößen, wie Dichte, Erweichungstemperatur oder Aufschmelzenthalpie, gehen in die Berechnung auch vom Aufschmelzgrad abhängige Prozessgrößen mit ein. Das vorliegende Schmelze-Feststoff-Gemisch hat einen Einfluss auf die Schmelzeviskosität und damit auf das Förderverhalten und die eingebrachte dissipierte Energie und damit die Massetemperatur. Um diesen Einfluss zu erfassen, kann der Feststoffanteil durch eine reduzierte Kanalhöhe berücksichtigt werden [Mel98, Fle00]. Für den PWE ergeben sich mit diesem Vorgehen sowohl eine reduzierte Höhe des Eingriffsbereichskanals $h_{red,Eingriff}$ als auch eine reduzierte Höhe des Zwischenraumkanals $h_{red,Kanal}$:

$$h_{red,Eingriff} = h_{Eingriff} \cdot S(r) \quad 6-33$$

$$h_{red,Kanal} = h_{Kanal} \cdot S(r) \quad 6-34$$

Darüber hinaus wird die Massetemperatur auch von dem abschmelzenden Feststoffanteil beeinflusst. Um dies zu berücksichtigen wird die für reine Schmelze berechnete Temperatur über eine Bilanzierung der ein- und austretenden Masseströme korrigiert [Mel98], sodass eine korrigierte Massetemperatur $T_{M,korr}$ ergibt:

$$T_{M,korr}(S) = \frac{T_M \cdot S_{i-1} + T_{Fl} \cdot (S_i - S_{i-1})}{S_i} \quad 6-35$$

In Abbildung 6-16 sind mit Gleichung 6-32 berechnete und gemessene Aufschmelzlängen gegenübergestellt.

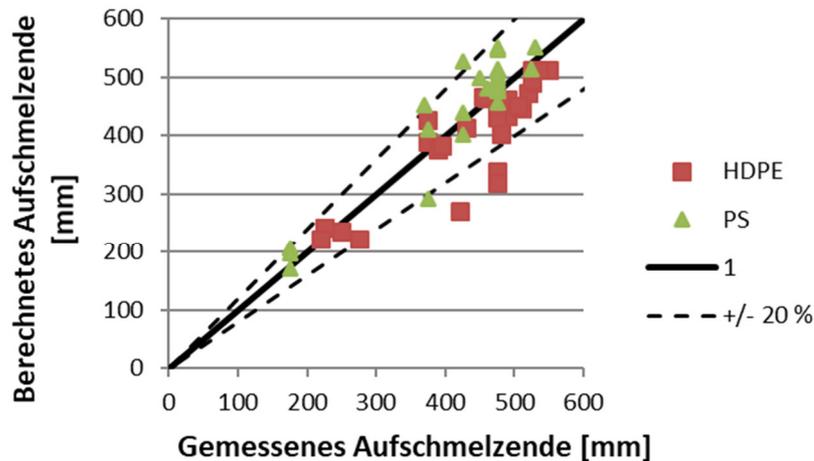


Abbildung 6-16: Gegenüberstellung von gemessenen und berechneten Aufschmelzlängen

Die erzielte Vorhersagegenauigkeit liegt im Bereich von +/- 20 %. Dies stimmt mit den Genauigkeiten, die für Doppelschneckenextruder angegeben werden, überein [Mel98, Thü08].

Im Modell kann sowohl das Verhalten von amorphen und teilkristallinen Materialien wiedergegeben werden. Obwohl für das amorphe PS die Aufschmelzenthalpie nur ca. 1/3 des teilkristalline PE beträgt, sind die Aufschmelzlängen vergleichbar. Dies ist darauf zurückzuführen, dass obwohl bei PS das Aufschmelzen schon im teilgefüllten Bereich beginnen kann die höhere lokale Verweilzeit des vollgefüllten Bereichs benötigt wird, um die Granulate vollständig aufzuschmelzen.

Für die Modellgüte ist neben der Vorhersagegenauigkeit wichtig, ob die tendenziellen Änderungen von Aufschmelzbeginn und Aufschmelzende bei einer Parametervariation richtig wiedergegeben wurden. Hierzu wurde der Einfluss der Parameter sowohl für die experimentellen Ergebnisse als auch für die simulierten Ergebnisse mittels multilinearer Regression bestimmt (Abbildung 6-17 und Abbildung 6-18). Dabei kam das am SKZ entwickelte Design of Experiments Programm MESOS zum Einsatz. Für Durchsatz, Zylindertemperatur und Spindeltemperatur wird sowohl bei den Experimenten als auch bei den Simulationen nur ein geringer Einfluss auf den Aufschmelzbeginn und das Aufschmelzende ermittelt. Darüber hinaus zeigen die Versuchsparameter mit starkem Effekt auf das Aufschmelzverhalten (Drehzahl, Düsengeometrie und Spindelzahl) für Simulation und Experiment die gleichen Tendenzen. Dies zeigt, dass die Einflüsse auf den Aufschmelzprozess von Granulaten im PWE über die entwickelten Modelle weitestgehend korrekt wiedergegeben werden. D. h. über Simulationen können Prozessparametereinflüsse abgeschätzt werden, so dass der Umfang von experimentellen Arbeiten reduziert werden kann. Aufgrund der Abweichungen zwischen Simulation und Experimente sollte dabei aber eine Sicherheit berücksichtigt werden. Abhängig davon wie gut der Prozess bekannt ist, wie viele experimentelle Daten zur Verfügung stehen und wie hoch die Bedeutung von 100 % Schmelze an einer gegebenen Position ist, sollte diese Sicherheit 10 – 30 % der errechneten Aufschmelzlänge betragen.

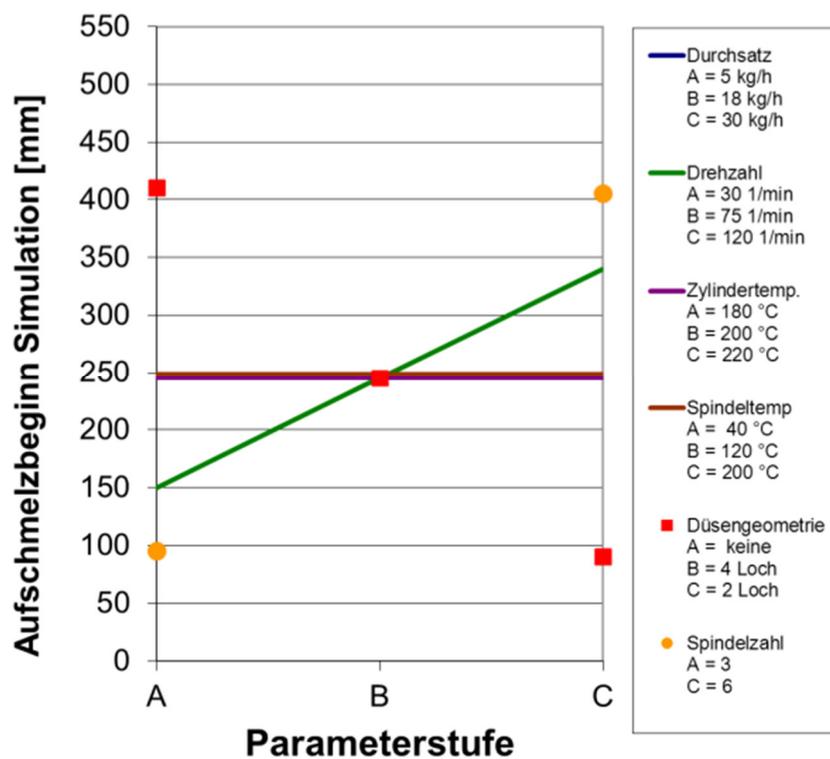
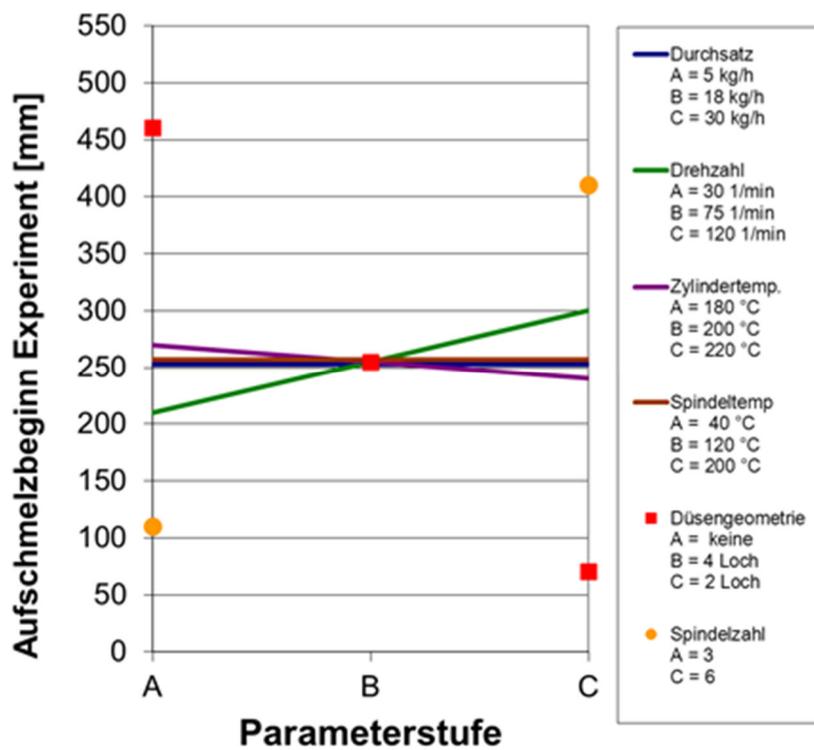


Abbildung 6-17: Einfluss der Variationsparameter auf den Aufschmelzbeginn für Experiment (oben) und Simulation (unten)

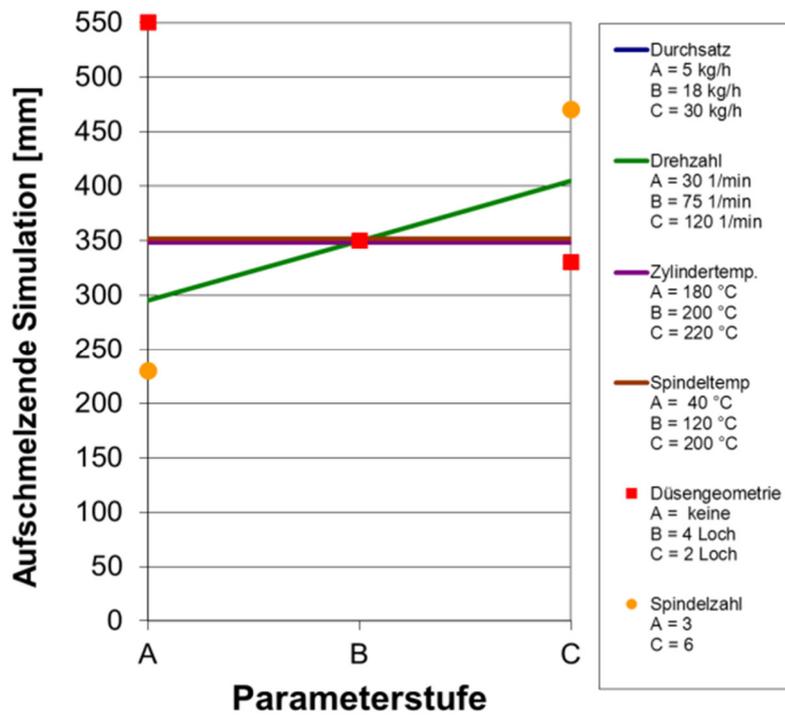
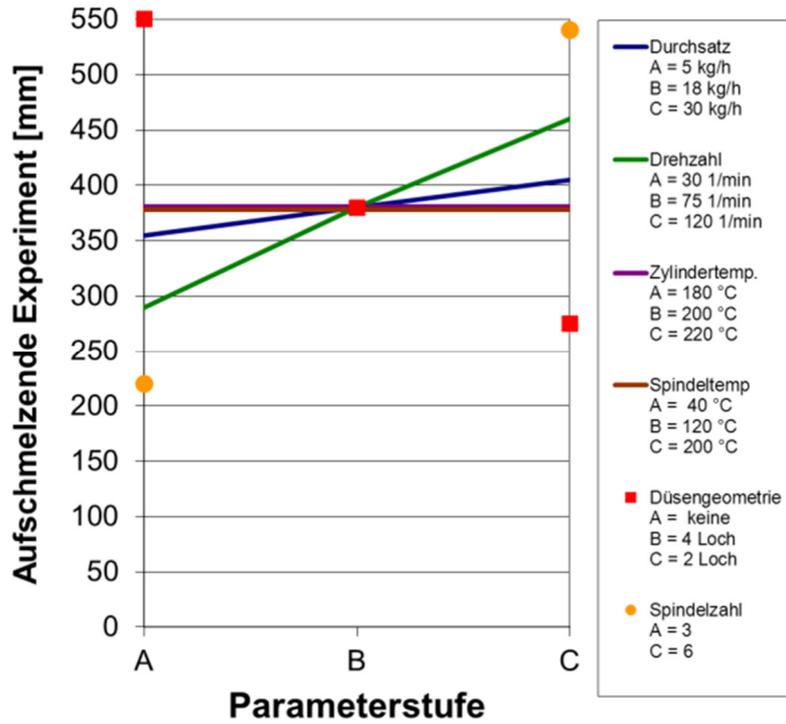


Abbildung 6-18: Einfluss der Variationsparameter auf das Aufschmelzende für Experiment (oben) und Simulation (unten)

6.5 EINFLUSS DER FESTSTOFFPARTIKELGRÖßE AUF DEN PLASTIFIZIERPROZESS

Neben Standardgranulaten kommen in Compoundierprozessen häufig auch pulverförmige Kunststoffe oder seltener Mikrogranulate zum Einsatz. Deshalb soll hier der Einfluss der Ausgangsgröße der Feststoffpartikel auf den Plastifizierprozess betrachtet werden.

6.5.1 AUFSCHELMZBEGINN

Zur Berechnung des Aufschmelzbegins wird der Ausgangspartikelradius in Gleichung 6-29 bereits mitberücksichtigt. In Abbildung 6-19 ist exemplarisch die berechnete Temperaturentwicklung für V01 mit verschiedenen Ausgangspartikelradien dargestellt. Als Wärmeübergangskoeffizient wird wie auch für Granulate $300 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$ angenommen. Eine Reduzierung der Ausgangspartikelgröße führt zu einem schnelleren Temperaturanstieg. Somit kann es zu einem deutlich früheren Aufschmelzbeginn beim Erreichen von 130 °C kommen.

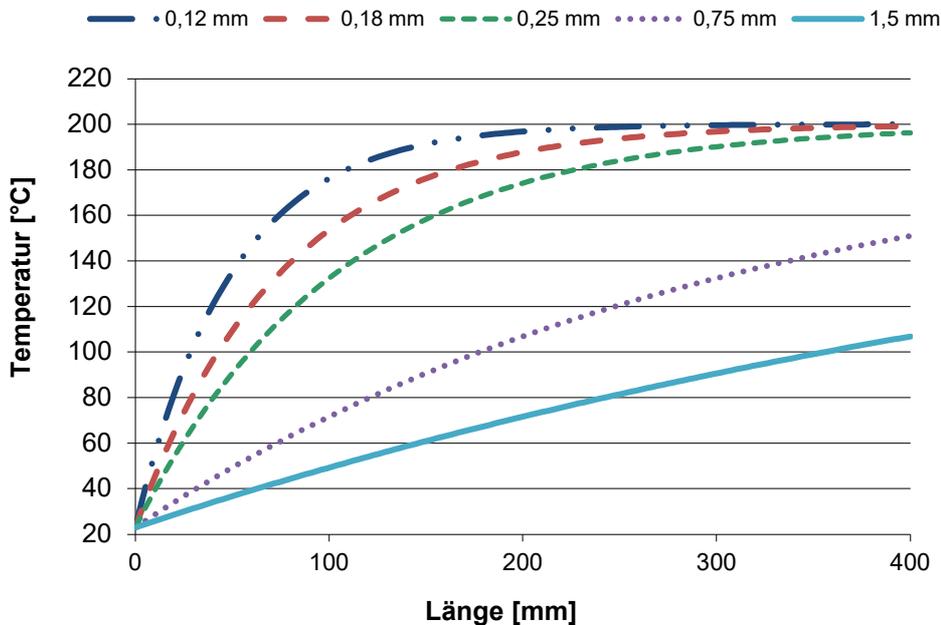


Abbildung 6-19: Temperaturentwicklung von Partikeln mit Zylinderwandkontakt in der Feststoffförderzone des Walzenteils in Abhängigkeit des Ausgangspartikelradius

In Abbildung 6-20 ist der gemessene und berechnete Aufschmelzbeginn für Pulver mit einem Partikelradius von 0,12 mm bis 0,25 mm und ein Mikrogranulat mit 0,75 mm Partikelradius dargestellt. Die Pulver können gut simuliert werden. Für das Mikrogranulat wird der Aufschmelzbeginn zu spät berechnet. Trotz dieser Abweichung zeigen die Ergebnisse, dass die Modelle generell auch zum Abschätzen des Partikelradius einflusses auf den Aufschmelzbeginn eingesetzt werden können.

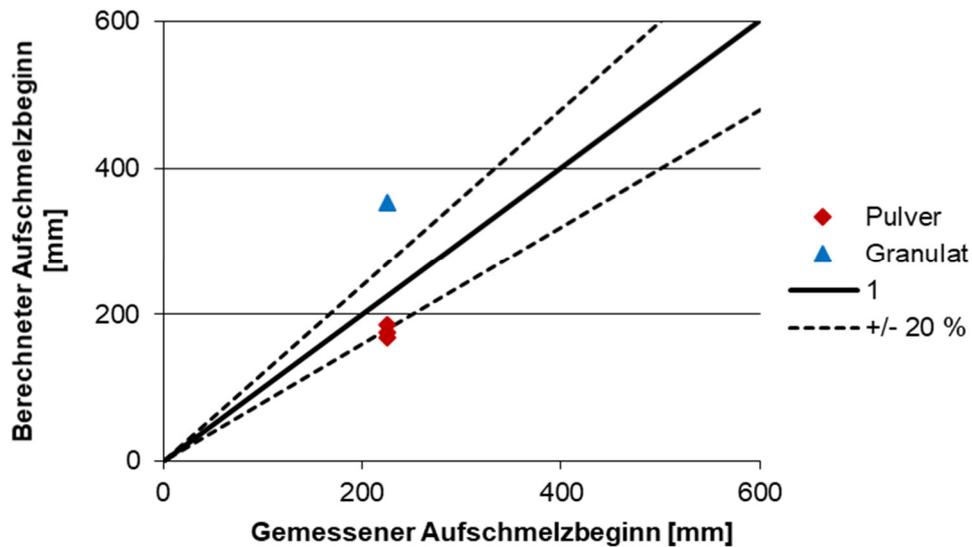


Abbildung 6-20: Gegenüberstellung von gemessenem und berechnetem Aufschmelzbeginn für Pulver und Mikrogranulat

6.5.2 AUFSCHELMZVERLAUF

Der Einfluss des Ausgangspartikelradius auf den Aufschmelzverlauf wird in Gleichung 6-31 des dispersen Aufschmelzmodells mitberücksichtigt. Ein Vergleich der so berechneten Aufschmelzlängen mit experimentellen Ergebnissen zeigt jedoch, dass der Einfluss der Partikelgröße nicht korrekt wiedergegeben wird. In Abbildung 6-21 sind zur Verdeutlichung berechnete und gemessene Aufschmelzlängen für einen exemplarischen Versuchspunkt bei einem Durchsatz von 18 kg/h bei einer Drehzahl von 75 U/min und bei einem Werkzeuggedruck von 40 bar gegenübergestellt. Der PWE war mit 6 Planetenspindeln gerüstet und es wurde HDPE Typ Sabic Vestolen 6060 extrudiert.

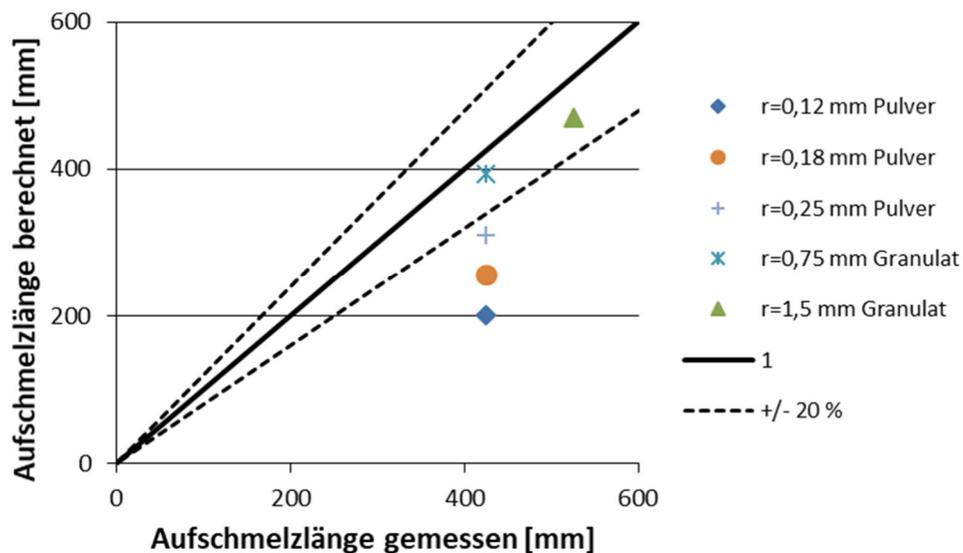


Abbildung 6-21: Gemessene und simulierte Aufschmelzlängen für Pulver

Insbesondere für Pulver mit einem mittleren Partikelradius unter 0,75 mm werden zu kurze Aufschmelzlängen berechnet. Der Grund hierfür ist, dass für diese Pulver kein reines disperses Aufschmelzen mehr stattfindet. Es bilden sich Pulvercluster, die wie ein Partikel mit wesentlich größerem Durchmesser aufschmelzen [Ehr16]. In Abbildung 6-22 ist beispielhaft eine aus dem Zylinder entnommene Probe mit einem Cluster von 5 mm Durchmesser dargestellt.

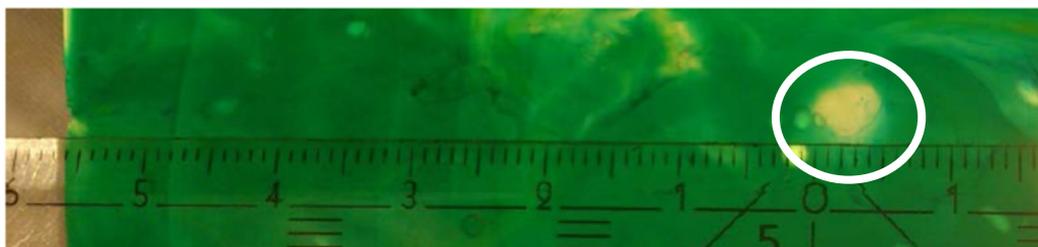


Abbildung 6-22: Probe aus der Aufschmelzzone des PWE mit weiß markiertem Pulvercluster

Aufgrund des größeren Clusterradius im Vergleich zum Pulverradius schmelzen die Cluster wesentlich langsamer auf. Deshalb wird der Startradius in der Aufschmelzberechnung für Pulver auf mindestens 0,75 mm beschränkt. D. h. für Granulate oder Pulver mit einem Ausgangspartikelradius über 0,75 mm wird die Berechnung normal durchgeführt. Für Granulate und Pulver mit einem Ausgangsradius unter 0,75 mm wird der Ausgangspartikelradius auf 0,75 mm gesetzt. Für Abbildung 6-23 erfolgt die Berechnung mit dieser Radiusbeschränkung. Es ist zu erkennen, dass sich die Punkte durch die Radiusbeschränkung zu realistischen Aufschmelzlängen hin verschieben und eine gute Übereinstimmung erreicht wird. Dabei ist zu beachten, dass die Auswahl von 0,75 mm als Grenzzadius aufgrund von empirischen Variationen erfolgte und deshalb nur einen ersten Richtwert darstellt. Für andere Materialtypen oder vom untersuchten Betriebspunkt stark abweichenden Maschinenparametern können sich deshalb andere Werte als Sinnvoll erweisen.

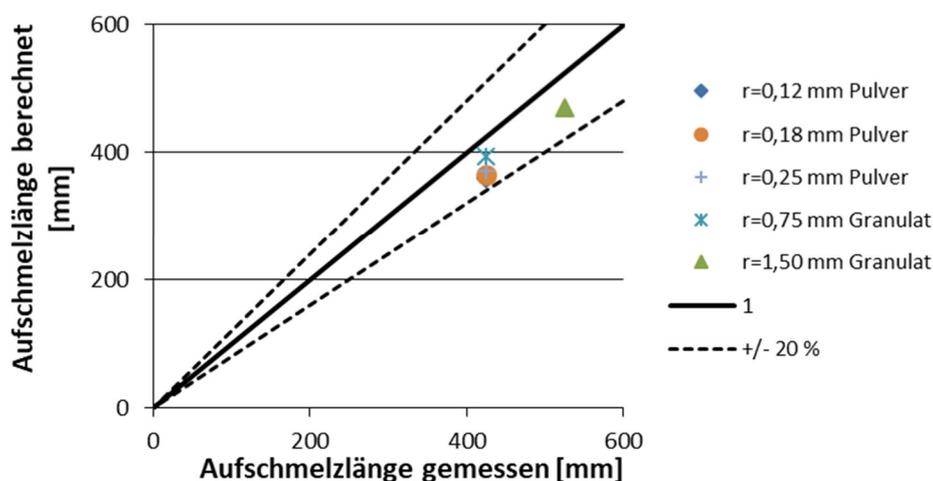


Abbildung 6-23: Gemessene und simulierte Aufschmelzlängen für Pulver mit Radiusbeschränkung

6.6 PLASTIFIZIEREN GEFÜLLTER MATERIALIEN

Durch die Zugabe von Füllstoffen ändern sich die rheologischen und thermodynamischen Materialdaten. Der Füllstoffeinfluss muss somit über die Materialdaten berücksichtigt werden. Im einfachsten Fall werden die Materialdaten des gefüllten Materials direkt ermittelt, diese gefittet und für die Berechnungen benutzt. Dieses Vorgehen hat jedoch den Nachteil, dass bei einer großen Bandbreite an Compounds auch eine Vielzahl an Materialdatenmessungen notwendig ist. Deshalb können alternativ nur die Materialdaten der Rohstoffe gemessen und hinterlegt werden. Die Materialdaten der Compounds werden dann über Mischungsregeln berechnet. Für die spezifische Wärmekapazität, Wärmeleitfähigkeit und Dichte können sowohl für Feststoff als auch für Schmelze folgende Mischungsregeln eingesetzt werden:

$$c_p = c_{p,1} \cdot \phi_{wt,1} + c_{p,2} \cdot \phi_{wt,2} \quad 6-36$$

$$\lambda = \lambda_1 \cdot \phi_{wt,1} + \lambda_2 \cdot \phi_{wt,2} \quad 6-37$$

$$\rho = \rho_1 \cdot \phi_{vol,1} + \rho_2 \cdot \phi_{vol,2} \quad 6-38$$

Dabei entspricht ϕ_{wt} dem Gewichtsanteil und ϕ_{vol} dem Volumenanteil des jeweiligen Materials. Die Aufschmelzenthalpie muss ebenfalls auf den Schmelzeanteil bezogen werden. Für den Fall, dass Material 1 einen Kunststoff darstellt und Material 2 einen Füllstoff ergibt sich:

$$\Delta h = \Delta h_1 \cdot \phi_{wt,1} \quad 6-39$$

Die Anpassung der Viskosität für gefüllte Systeme erfolgte wie auch bei Doppelschneckenextrudern über, um den volumetrischen Füllstoffanteil reduzierte, Kanalhöhen $h_{red,Eingriff}$ und $h_{red,Kanal}$ [Mel98, Fle00]. Während des Aufschmelzens muss zudem der unplastifizierte Feststoff berücksichtigt werden:

$$h_{red,Eingriff} = h_{Eingriff} \cdot \phi_{vol,1} \cdot S(r) \quad 6-40$$

$$h_{red,Kanal} = h_{Kanal} \cdot \phi_{vol,1} \cdot S(r) \quad 6-41$$

Gemessene und berechnete Aufschmelzlängen sind für HDPE-Compounds mit Kreideanteilen zwischen 5 und 60 Gew.-% in Abbildung 6-24 dargestellt. Es ist zu erkennen, dass die Modellgenauigkeit vergleichbar zu ungefüllten Materialien ist. Dabei ist jedoch zu berücksichtigen, dass im PWE weder in der Simulation noch in den experimentellen Untersuchungen signifikante Unterschiede zu den Aufschmelzlängen von ungefüllten Materialien festgestellt werden können.

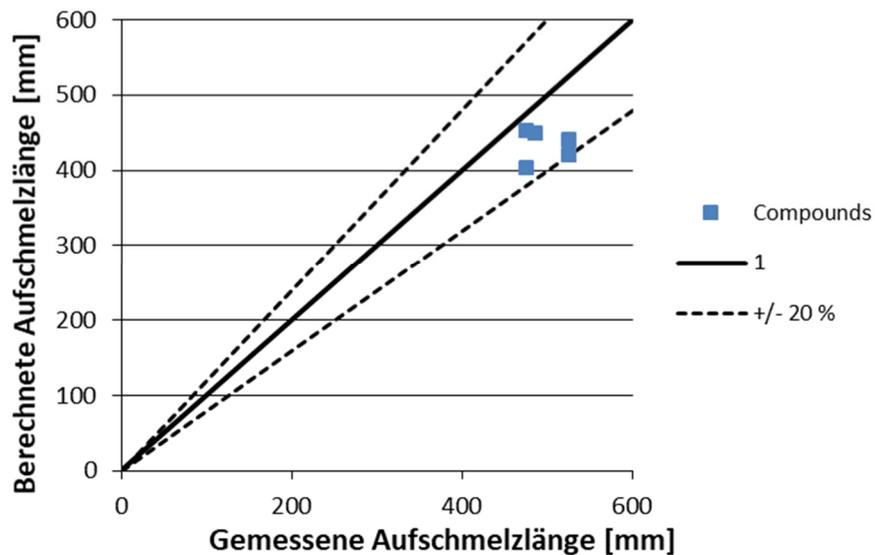


Abbildung 6-24: Gemessene und simulierte Aufschmelzlängen für Compounds

7 TEMPERATUR- UND LEISTUNGSBETRACHTUNG

Die Ausgangsbasis für die Temperatur- und Leistungsberechnung des PWE ist eine energetische Bilanzierung des Extruders (Abbildung 7-1).

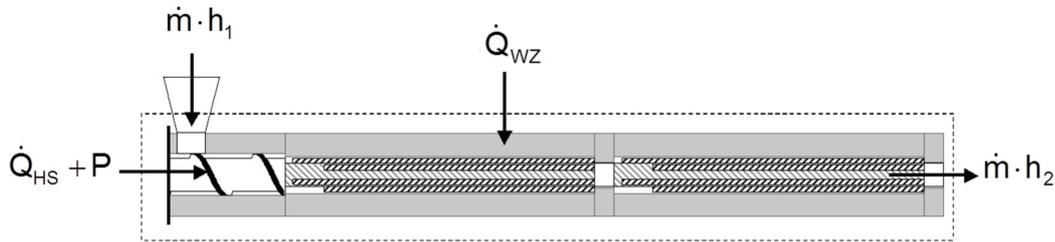


Abbildung 7-1: Leistungsbilanz an einem PWE

Die über die Hauptspindel eingebrachte Antriebsleistung P führt in Kombination mit der über Hauptspindel- und Walzenzylinderfläche ausgetauschten Wärmeströme \dot{Q}_{HS} und \dot{Q}_{WZ} zu einer Enthalpieänderung des extrudierten Materials. Des Weiteren werden für die energetische Betrachtung folgende Vereinfachungen getroffen:

- Die Schmelze ist wandhaftend
- Es werden kurze Berechnungsabschnitte konstanter Geometrie kleiner 1 mm betrachtet
- Es wird von einer stationären, inkompressiblen und laminar schleichenden Strömung ausgegangen
- Alle Stoffwerte sind für den Berechnungsabschnitt nicht temperaturabhängig
- Das Fließverhalten wird über das Potenzgesetz beschrieben
- Die Leistung in der Feststoffförderzone kann aufgrund der Teilfüllung vernachlässigt werden
- Die Planetenspindeln werden als adiabat betrachtet.

Damit beschreibt Gleichung 7-1 die Bilanz mathematisch:

$$\dot{m} \cdot (h_2 - h_1) = \dot{Q}_{WZ} + \dot{Q}_{HS} + P \quad 7-1$$

Für die Enthalpieerhöhung gilt ebenfalls:

$$\dot{m} \cdot (h_2 - h_1) = \rho \cdot c_p \cdot \dot{V} \cdot \Delta T \quad 7-2$$

Der Wärmestrom an der Zylinderwand und Hauptspindel wird von Wärmeleitung bestimmt. Konvektion und Wärmestrahlung werden vernachlässigt. Damit gilt für die Zylinderwand mit dem Wärmeübergangskoeffizient α_{WZ} , der Zylinderoberfläche O_{WZ} und der Massetemperatur zu Beginn des Berechnungsabschnitts T_M :

$$\dot{Q}_{WZ} = \alpha_{WZ} \cdot O_{WZ} \cdot (T_{WZ} - T_M) \quad 7-3$$

bzw. für die Hauptspindel mit dem Wärmeübergangskoeffizient α_{HS} und der Oberfläche O_{HS}

$$\dot{Q}_{HS} = \alpha_{HS} \cdot O_{HS} \cdot (T_{HS} - T_M) \quad 7-4$$

Damit erhält man für die Temperaturänderung in einem Berechnungsabschnitt

$$\Delta T = \frac{\alpha_{WZ} \cdot O_{WZ} \cdot (T_{WZ} - T_M) + \alpha_{HS} \cdot O_{HS} \cdot (T_{HS} - T_M) + P}{\rho \cdot c_p \cdot \dot{V}} \quad 7-5$$

Von zentraler Bedeutung für die Temperaturentwicklung sind somit zum einen die Wärmeübergangskoeffizienten und zum anderen die über den Antrieb eingebrachte Leistung.

7.1 ABSCHÄTZUNG DER WÄRMEÜBERGANGSKOEFFIZIENTEN

Den Wärmeübergangskoeffizienten kommt bei der Berechnung der Massetemperaturentwicklung über Gleichung 7-5 eine zentrale Bedeutung zu. Für den PWE liegen hierfür noch keine Werte vor. Eine erste Orientierung können die für Doppelschneckenextruder publizierten Kennwerte darstellen. Von Todd wird eine Methode zur Berechnung von Wärmeübergangskoeffizienten auf Doppelschneckenextrudern vorgestellt [Tod88]. Damit werden aber zu niedrige Koeffizienten und damit zu hohe Massetemperaturen berechnet. In aktuelleren Publikationen wird häufig ein konstanter Wärmeübergangskoeffizient angenommen. Dieser kann aber um mehrere Größenordnungen variieren. So sind in der Literatur Werte zwischen 200 W/m²K und 2000 W/m²K für den Zylinder oder 100 W/m²K und 1000 W/m²K für die Schnecke zu finden [WhJ08, VDD98].

Eine alternative Methode stellt die Berechnung der Wärmeübergangskoeffizienten nach der Eindring-Theorie dar. Diese wird von Moscicki für gleichläufige Doppelschneckenextruder, welche im Lebensmittelbereich eingesetzt werden, vorgestellt und soll nachfolgend auf den PWE angewandt werden [Mos11]. An der Zylinder- und Hauptspindeloberfläche streifen die vorbeilaufenden Planeten die Schmelze ab, sodass eine neue Polymerschicht in den Kontakt mit der Zylinder- bzw. Hauptspindelwand kommt. Diese Polymerschicht verbleibt dort, bis der nächste Planet vorbeiläuft. Der Wärmestrom, der in diese Polymerschicht durch Wärmeleitung geflossen ist, wird anschließend homogen in den Schmelzepool verteilt. Dieser Prozess kann als nichtstationäre Wärmeleitung in semi-unendliches Medium angenähert werden. Die Wärmebilanz über eine Dimension wird durch Gleichung 7-6 beschrieben [Mos11]:

$$\frac{dT_M}{dt_M} = \frac{\lambda_M \cdot d^2 \cdot T_M}{\rho_M \cdot c_{p,M} \cdot dy^2} \quad 7-6$$

Die Variable y entspricht dabei der aktuellen Position entlang der Kanalhöhe. Die Randbedingungen für diese Differentialgleichung lauten:

$$\begin{aligned} T_M(y, 0) &= T_0 & y > 0 \\ T_M(0, t_M) &= T_{WZ} & y = 0 \\ T_M(\infty, t_M) &= T_0 & y \Rightarrow \infty \end{aligned} \quad 7-7$$

Eine Lösung von Gleichung 7-6 führt zu den Wärmeübergangskoeffizienten am Walzenzylinder [Jan78]:

$$\alpha_{WZ} = \frac{2 \cdot \lambda_M}{\sqrt{\frac{\pi \cdot \lambda_M \cdot t_M}{\rho_M \cdot c_{p,M}}}} \quad 7-8$$

bzw. für die Hauptspindel:

$$\alpha_{HS} = \frac{2 \cdot \lambda_M}{\sqrt{\frac{\pi \cdot \lambda_M \cdot t_M}{\rho_M \cdot c_{p,M}}}} \quad 7-9$$

Das heißt der Wärmeübergangskoeffizient wird neben den Materialkennwerten vor allem davon bestimmt, wie schnell die Schmelze von der Zylinderwand oder Hauptspindel durch einen vorbeiwandernden Planeten abgestrichen wird. Die Abstreifzeit t_M ergibt sich aus der Kanalbreite und der Wandgeschwindigkeit für den Walzenzylinder:

$$t_M = \frac{b_{Kanal}}{v_{x,WZ}} \quad 7-10$$

bzw. für die Hauptspindel:

$$t_M = \frac{b_{Kanal}}{v_{x,HS}} \quad 7-11$$

Im Modell von Moscicki wird der Wärmeübergangskoeffizient noch durch einen Korrekturfaktor erweitert. Dieser berücksichtigt die Dicke des aufgrund von Schneckenpiel verbleibenden Polymerfilms an der Zylinderwand. Für den PWE wird dieser Effekt erst einmal nicht berücksichtigt. Die ohne Korrekturfaktor berechneten Wärmeübergangskoeffizienten liegen je nach Betriebspunkt in einem Bereich von 100 - 2000 W/m²K. Damit wird also ein Wertebereich erreicht, wie er auch für Doppelschneckenextruder häufig angenommen wird. Somit erscheinen die berechneten Wärmeübergangskoeffizienten realistisch. Es ist zudem nicht bekannt, wie dick dieser Polymerfilm ist, was die Bestimmung des Korrekturfaktors ohne tiefere Untersuchungen zu dieser Thematik erschwert.

7.2 LEISTUNGSBERECHNUNG

Die Leistung teilt sich in dissipierte Leistung und Verschiebungsleistung auf. Der Anteil an kinetischer Energie kann vernachlässigt werden [TaZ78].

$$P = P_{diss} + P_{vol} \quad 7-12$$

Die Verschiebungsleistung P_{vol} ist definiert als Produkt aus Druckdifferenz und Volumenstrom:

$$P_{vol} = \Delta p \cdot \dot{V} \quad 7-13$$

Die dissipierte Leistung P_{diss} wird über Gleichung 7-14 beschrieben:

$$P_{diss} = \tau \cdot \dot{\gamma} \cdot n_{Pl} \cdot h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot \Delta z \cdot f = \eta \cdot \dot{\gamma}^2 \cdot n_{Pl} \cdot h_{Eingriff} \cdot b_{Eingriff} \cdot \Delta z \cdot f \quad 7-14$$

Um die dissipierte Leistung berechnen zu können wird neben den Geometrie- und Materialdaten die Schergeschwindigkeit benötigt.

7.3 BERECHNUNG DER SCHERGESCHWINDIGKEIT

Die Berechnung von Schergeschwindigkeiten in Potenzgesetzschmelzen ist nur für sehr einfache Geometrien möglich. Für die mittlere Schergeschwindigkeit $\bar{\dot{\gamma}}$ gilt dann mit der Kanalhöhe h und der Geschwindigkeit v Gleichung 7-15.

$$\bar{\dot{\gamma}} = \frac{v}{h} \quad 7-15$$

Diese einfachen Geometriebedingungen sind für den PWE nicht gegeben und die Schergeschwindigkeit unterscheidet sich im Querschnitt des PWE je nach der lokalen Position. Eine analytische Herleitung der Schergeschwindigkeit des PWE wird darüber hinaus durch die fehlende Möglichkeit einer messtechnischen Erfassung der Schergeschwindigkeit erschwert. Des Weiteren treten neben Scherströmungen auch nicht zu vernachlässigende Anteile an Dehnströmungen auf. Dennoch kann Gleichung 7-14 als Ausgangspunkt dienen, um repräsentative Schergeschwindigkeiten für den PWE zu ermitteln.

Nachfolgend werden repräsentative Schergeschwindigkeiten im Walzenspalt und im Kanal des Walzenteils betrachtet. Daraus wird eine mittlere repräsentative Schergeschwindigkeit hergeleitet. Anschließend wird die Schergeschwindigkeit im Ring betrachtet. Im Einschnecken-Füllteil findet kein Schmelzetransport statt, weshalb dieses nicht betrachtet wird. Generell können im Füllteil aber die diversen Modelle für Einschneckenextruder zum Einsatz kommen.

7.3.1 ABSCHÄTZUNG DER MAXIMALEN SCHERGESCHWINDIGKEIT IM SPALT

Betrachtet man das Walzenteil, so tritt die maximale Schergeschwindigkeit im engsten Spalt zwischen den Planetenspindeln und dem Zylinder bzw. der Hauptspindel auf. Mit der Walzgeschwindigkeit ergibt sich damit näherungsweise für die repräsentative Schergeschwindigkeit im Spalt $\bar{\dot{\gamma}}_{R,Spalt}$:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{R,Spalt} = \frac{v_Z}{s} \quad 7-16$$

Die genaue Scherspalthöhe s ist unbekannt. Betrachtet man das Spiel der Planetenspindeln zwischen Walzenteil und Hauptspindel, so ergibt sich hier ein Spiel von bis zu 5 mm bei einem PWE Typ TP-WE 70. Das Spiel kann aber nicht als Scherspalt herangezogen werden, denn die genaue Lage der Planeten im Betrieb ist unbekannt. D. h. es kann beispielsweise durch Torsion und Schräglage der Planeten zu lokal niedrigeren Spielen kommen. Zudem werden die Planetenspindeln durch die Hauptspindel angetrieben, so dass an einigen Stellen eine Berührung der Spindeln mit einem Spalt von Null vorliegen muss. Dies führt zu

Schergeschwindigkeiten, die gegen unendlich konvergieren und analytisch nicht handhabbar sind. In der nachfolgenden Betrachtung soll für eine erste Abschätzung der Schergeschwindigkeit und einen Vergleich mit den Schergeschwindigkeiten in Doppelschneckenextrudern als Scherspalt 0,1 mm angenommen werden. Dies stimmt überschlägig mit den üblichen Spalten bei gleichläufigen Doppelschneckenextrudern überein. Deshalb eignet sich dieser Wert gut für eine vergleichende Betrachtung. Mit diesen Annahmen sind berechnete Schergeschwindigkeiten im Scherspalt in Abhängigkeit der Drehzahl in Abbildung 7-2 dargestellt. Hierzu wurde die Geometrie des auch für die experimentellen Arbeiten eingesetzten PWE Typ TP-WE 70 genutzt.

Zur besseren Einordnung wurde außerdem die Schergeschwindigkeit für einen gleichläufigen Doppelschneckenextruder mit 26 mm Zylinderdurchmesser mit dargestellt. Dieser Extruder erreicht vergleichbare Durchsätze, wird aber im Allgemeinen bei wesentlich höheren Drehzahlen (200 - 1200 1/min) betrieben. Für den Doppelschneckenextruder wurde ebenfalls eine Spalthöhe von 0,1 mm angenommen. Die Schergeschwindigkeit des Doppelschneckenextruders kann mit dem Schneckenaußendurchmesser D_a und der Drehzahl N dabei über folgende Gleichung berechnet werden [Koh16]:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{R,Spalt} = \frac{\pi \cdot D_a \cdot N}{s} \quad 7-17$$

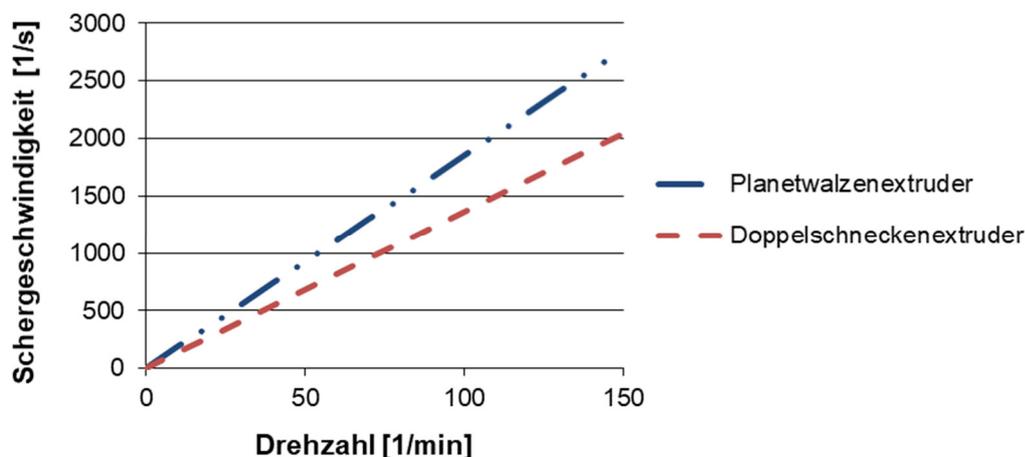


Abbildung 7-2: Schergeschwindigkeit im Scherspalt in Abhängigkeit der Drehzahl für Planetwalzen- und Doppelschneckenextruder vergleichbarer Baugröße

Es ist zu erkennen, dass sich vergleichbare Schergeschwindigkeiten bei vergleichbaren Spalten und gleichen Drehzahlen ergeben. Dabei muss aber beachtet werden, dass der PWE üblicherweise nur mit Drehzahlen unter 150 1/min und der Doppelschneckenextruder üblicherweise mit Drehzahlen über 150 1/min betrieben wird. Aufgrund des unterschiedlichen Drehzahlbereichs, ist dementsprechend in industriellen Compoundierprozessen die Scherbelastung des Materials im Scherspalt beim PWE niedriger als beim Doppelschneckenextruder. Ungeklärt für beide Maschinen ist aber letztendlich, welcher Anteil des Volumenstroms der Scherbelastung im Spalt ausgesetzt ist.

7.3.2 ABSCHÄTZUNG DER SCHERGESCHWINDIGKEIT IM KANAL

Im Zwischenraumkanal, der von Hauptspindel, zwei Planetenspindeln und Walzenzylinder begrenzt wird, treten komplexe Schmelzebewegungen auf. Hier überlagern sich die Planetenbewegungen mit der druckinduzierten Rückströmung. Es sollen hier deshalb zwei Varianten zur Abschätzung der Schergeschwindigkeit im Kanal $\bar{\dot{\gamma}}_{R,Kanal}$ vorgestellt werden. In der ersten Variante erfolgt eine Abschätzung der Schergeschwindigkeit über die Rotationsgeschwindigkeit der Hauptspindel im Verhältnis zur Kanalhöhe:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{R,Kanal} = \frac{v_{HS}}{h_{Kanal}} \quad 7-18$$

In Abbildung 7-6 sind die so ermittelten Schergeschwindigkeiten auf einem PWE Typ TP-WE 70 für verschiedene Drehzahlen dargestellt. Zur Einordnung der Schergeschwindigkeit wird in Abbildung 7-6 wieder die abgeschätzte Schergeschwindigkeit eines gleichläufigen Doppelschneckenextruders mit 26 mm Durchmesser und einem D_a/D_i Verhältnis von 1,55 mit aufgeführt. Dabei erfolgt die Berechnung der Schergeschwindigkeit mit dem Schneckenrunddurchmesser D_i wie folgt [Koh16]:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{R,Kanal} = \frac{\pi \cdot D_a \cdot N \cdot 2}{(D_a - D_i)} \quad 7-19$$

Es ist zu erkennen, dass die Schergeschwindigkeit im PWE niedriger als im Doppelschneckenextruder liegt. Dieser Effekt wird durch den oben beschriebenen niedrigeren relevanten Drehzahlbereich des PWE noch verstärkt.

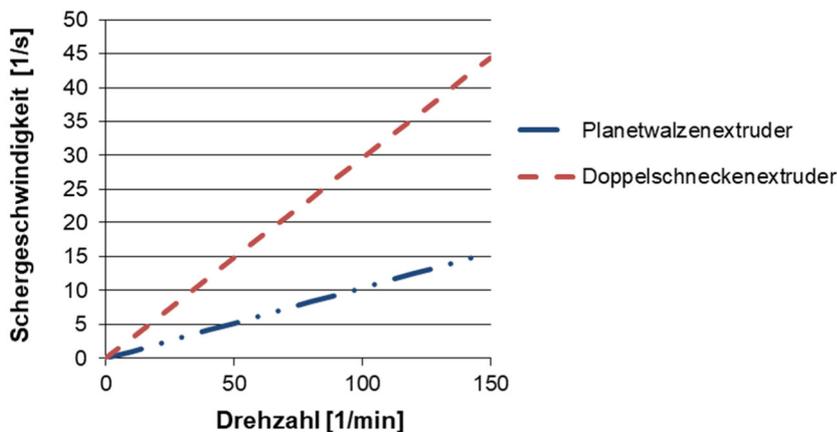


Abbildung 7-3: Schergeschwindigkeit im Kanal in Abhängigkeit der Drehzahl für Planetwalzen- und Doppelschneckenextruder vergleichbarer Baugröße

Da es im Kanal des PWE vorwiegend zur Rückströmung von Schmelze in Richtung Trichter kommt, soll die Schergeschwindigkeit alternativ über die Rückströmung im Kanal berechnet werden. Hier gilt für einen Rechteckkanal

$$\bar{\dot{\gamma}}_{R,Kanal} = \frac{6 \cdot \dot{V}}{h_{Kanal}^2 \cdot b_{Kanal}} \quad 7-20$$

Der Rückstromdurchsatz ist nicht bekannt. Er hängt vom Werkzeuggedruck, der Drehzahl und der Extrudergeometrie ab. Für eine erste Abschätzung soll davon ausgegangen werden, dass dieser sich in ähnlichen Größenordnungen wie der durch Schlepplströmung förderbare Durchsatz bewegt. In Abbildung 7-4 ist die so ermittelte Schergeschwindigkeit für einen Durchsatzbereich bis 100 kg/h für einen PWE TP-WE 70 mit 6 Planetenspindeln dargestellt.

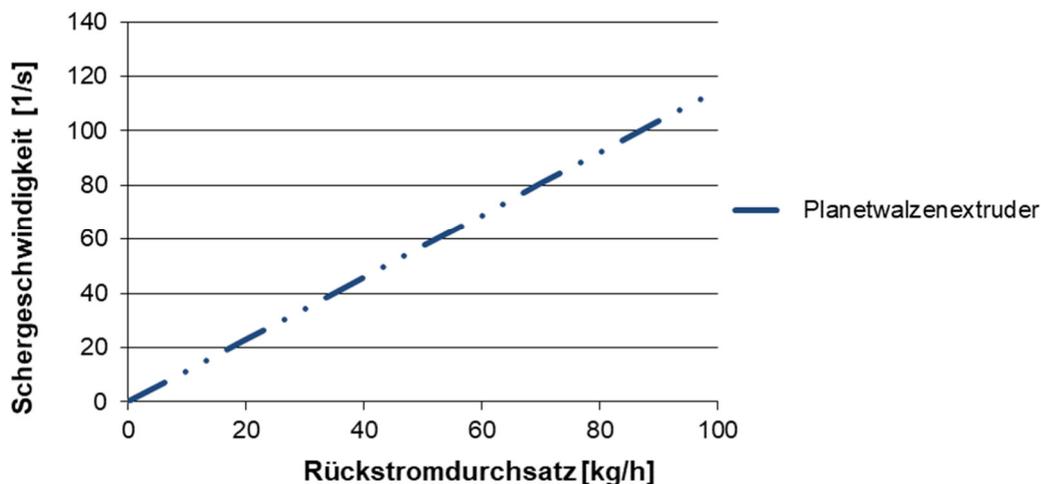


Abbildung 7-4: Schergeschwindigkeit im Kanal in Abhängigkeit des Rückstromdurchsatzes für PWE

Die Schergeschwindigkeiten liegen hier in einem Wertebereich bis 100 1/s. Die reale Schergeschwindigkeit im Kanal liegen damit voraussichtlich zwischen den Schergeschwindigkeiten aus Abbildung 7-3 und Abbildung 7-4.

7.3.3 ABSCHÄTZUNG DER MITTLEREN SCHERGESCHWINDIGKEIT IM WALZENTEIL

In den beiden vorgehenden Abschnitten wurde gezeigt, dass sich die Schergeschwindigkeit im PWE je nach Ort im Walzenteil und Betriebspunkt unterscheidet. Erschwerend kommt hinzu, dass aus Betrachtungen zum Ein- und Doppelschneckenextruder bekannt ist, dass die Strukturviskosität und der Füllgrad ebenfalls einen Einfluss auf die mittlere Schergeschwindigkeit haben.

Um eine mittlere Schergeschwindigkeit abzuschätzen, sollen zunächst teilgefüllte Bereiche betrachtet werden. Für diesen Fall findet nur im Eingriffsbereich Schmelzetransport statt. Dabei soll berücksichtigt werden, dass sich die mittlere Kanalhöhe des Eingriffsbereichs mit dem Füllgrad ändert. Vergleicht man den PWE mit einem Walzwerk, ergibt sich in Näherung ein keilförmiger Spalt im Eingriffsbereich (Abbildung 7-5).

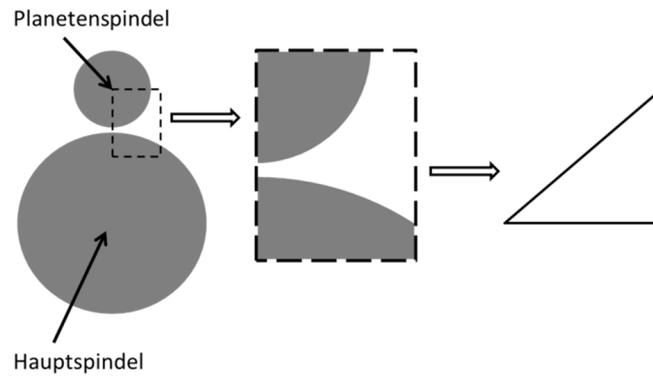


Abbildung 7-5: Schematische Darstellung des Scherspalts im Eingriffsbereich

In Abbildung 7-6 ist ein flächengleicher Rechteckkanal und Keilspaltkanal mit einem Füllgrad von 50 % dargestellt. Es ist zu erkennen, dass die wirksame mittlere Kanalhöhe sich für beide Fälle unterscheidet. Deshalb muss die Kanalhöhe füllgradabhängig korrigiert werden.

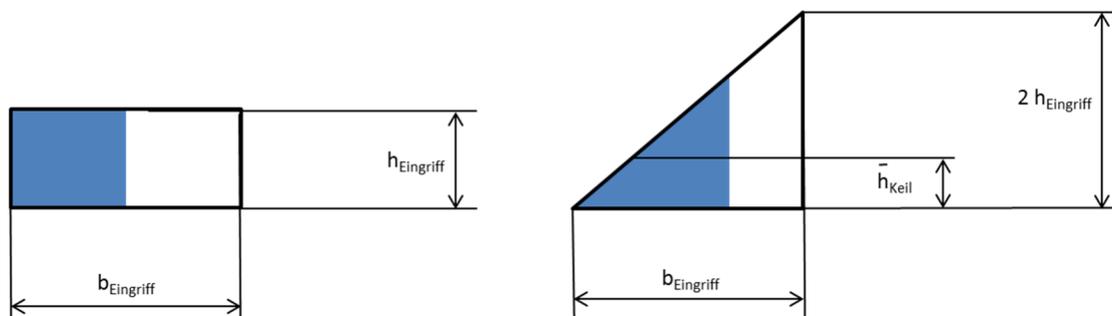


Abbildung 7-6: Mittlere Kanalhöhe für einen Rechteckkanal und Keilspaltkanal bei einem Füllgrad von 50 %

Zur Berechnung der korrigierten mittleren Kanalhöhe wird zunächst die gefüllte Querschnittsfläche im Eingriffskanal $A_{\text{Gefüllt}}$ berechnet:

$$A_{\text{Gefüllt}} = b_{\text{Eingriff}} \cdot h_{\text{Eingriff}} \cdot f \quad 7-21$$

Für den Keilspaltkanal kann diese Fläche mit der mittleren gefüllten Kanalhöhe \bar{h}_{Keil} und Breite des Keilkanals \bar{b}_{Keil} berechnet werden:

$$A_{\text{Gefüllt}} = \bar{b}_{\text{Keil}} \cdot \bar{h}_{\text{Keil}} \quad 7-22$$

Außerdem gilt aufgrund der Dreiecksgeometrie des Keilspaltkanals für den Winkel im Eingriffsbereich:

$$\tan \alpha = \frac{2 \cdot h_{\text{Eingriff}}}{b_{\text{Eingriff}}} = \frac{2 \cdot \bar{h}_{\text{Keil}}}{\bar{b}_{\text{Keil}}} \quad 7-23$$

Damit gilt für die gefüllte Breite des Keilkanals:

$$\bar{b}_{\text{Keil}} = \frac{\bar{h}_{\text{Keil}} \cdot b_{\text{Eingriff}}}{h_{\text{Eingriff}}} \quad 7-24$$

Einsetzen von Gleichung 7-24 in Gleichung 7-22 ergibt:

$$A_{\text{Gefüllt}} = \frac{\bar{h}_{\text{Keil}}^2 \cdot b_{\text{Eingriff}}}{h_{\text{Eingriff}}} \quad 7-25$$

Gleichsetzen von Gleichung 7-21 mit Gleichung 7-25 und umstellen nach der mittleren Keilspaltkanalhöhe führt zu

$$\bar{h}_{\text{Keil}} = h_{\text{Eingriff}} \cdot \sqrt{f} \quad 7-26$$

Damit ergibt sich für die mittlere repräsentative Schergeschwindigkeit in teilgefüllten Zonen

$$\bar{\dot{\gamma}}_R = \frac{v_z}{h_{\text{Eingriff}} \cdot \sqrt{f}} \quad 7-27$$

Die Gleichung ist für einen Füllgrad von 0 nicht definiert und ergibt für sehr kleine Füllgrade sehr hohe Schergeschwindigkeiten. Die so berechnete Schergeschwindigkeit wird deshalb auf die nach Gleichung 7-16 berechnete maximale Schergeschwindigkeit im Walzenspalt begrenzt.

Für vollgefüllte Bereiche des Walzenteils muss die Schergeschwindigkeit strukturviskositäts-, betriebspunkt- und geometrieabhängig korrigiert werden. Dies kann über einen Korrekturfaktor F erfolgen.

$$\bar{\dot{\gamma}}_R = F \cdot \frac{v_z}{h_{\text{Eingriff}}} \quad 7-28$$

In der Literatur für Ein- und Doppelschneckenextruder ist dieses Vorgehen ebenfalls zu finden. Dort werden vorwiegend numerische Lösungen approximiert [Ans93, Pot86]. Für den PWE stehen keine solchen numerischen Berechnungen zur Verfügung, weshalb hier auf experimentelle Ergebnisse zur Approximation zurückgegriffen werden soll. Problematisch dabei ist, dass die Geometrie des PWE auf der Versuchsanlage nicht variiert werden konnte. Deshalb wird in der Approximationsgleichung nur der Fließexponent zur Berücksichtigung der Strukturviskosität genutzt. Gleichung 7-29 führt dabei zu einer akzeptablen Übereinstimmung zwischen Leistungen aus Experimenten und Simulationen (Abbildung 7-7).

$$F = -5,47 \cdot n + 6,96 \quad 7-29$$

Bei der Bewertung der Modellgüte muss insbesondere betrachtet werden, dass auch die gemessenen Leistungen stark fehlerbehaftet sein können. In den Versuchen wurde die Leistung, wie auch bei industriellen Maschinen üblich, über die Maschinensteuerung erfasst. Hier gehen als Fehlerquelle z. B. Verluste von Antrieb und Frequenzumrichter mit ein. Diese wirken sich insbesondere bei niedrigen Leistungen unterhalb von 50 % der maximalen Antriebsleistung (30 kW) besonders stark aus. Hier können Fehler von bis zu 50 % auftreten. Für den PWE sind jedoch aktuell keine anderen Messmöglichkeiten vorhanden. Für andere Extruder stehen dagegen weitere Leistungsmessmethoden zur Verfügung. Diese beruhen auf der Drehmomentermittlung direkt an der Schneckenwelle z. B. über Dehnungsmessstreifen oder Erfassung vom Magnetfeld der Welle [LWS16]. Die Methoden sind aber auch für Ein- und Doppelschneckenextruder auf Labor- und

Technikumsanwendungen beschränkt. Dies liegt an den Kosten und an unzureichender Robustheit der Messsysteme für den Produktionseinsatz. Eine Übertragung dieser Messmethoden auf den PWE ist möglich und zukünftig auch anzustreben. Dabei darf der Entwicklungsaufwand, insbesondere um die Genauigkeit der Messung zu validieren, nicht unterschätzt werden.

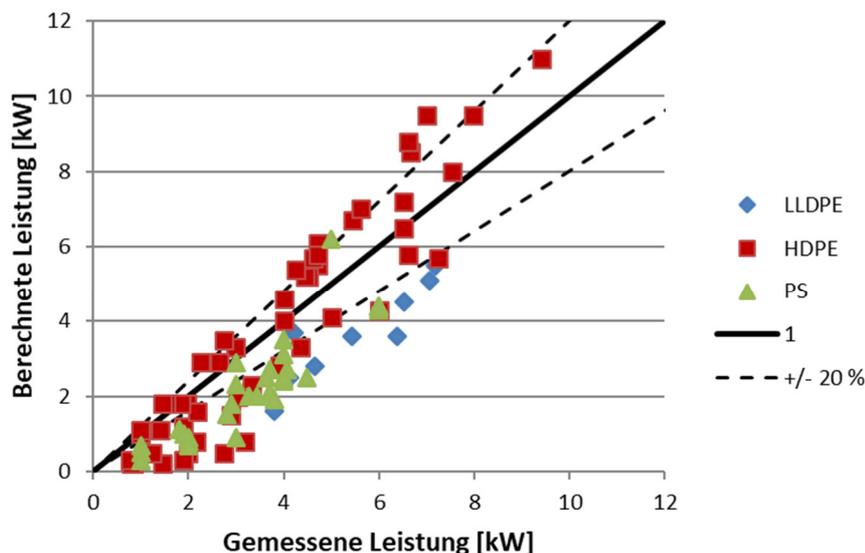


Abbildung 7-7: Vergleich gemessener und simulierter Leistungen

In Abbildung 7-8 sind über Gleichung 7-28 berechnete Schergeschwindigkeiten für verschiedene Drehzahlen in Abhängigkeit des Fließexponenten für einen TP-WE 70 dargestellt. Es ist zu erkennen, dass mit zunehmender Strukturviskosität (abnehmendem Fließexponenten) die mittlere Schergeschwindigkeit ebenfalls zunimmt. Dies erscheint plausibel, da durch ein Scherverdünnung die Rückströmung im Kanal unterstützt wird und somit der Rückstromdurchsatz steigt (siehe Abbildung 7-4). Das Schergeschwindigkeitsniveau der mittleren Schergeschwindigkeit liegt zwischen den Schergeschwindigkeiten im Kanal und im Spalt. Dies unterstreicht die Plausibilität der berechneten Schergeschwindigkeiten ebenfalls.

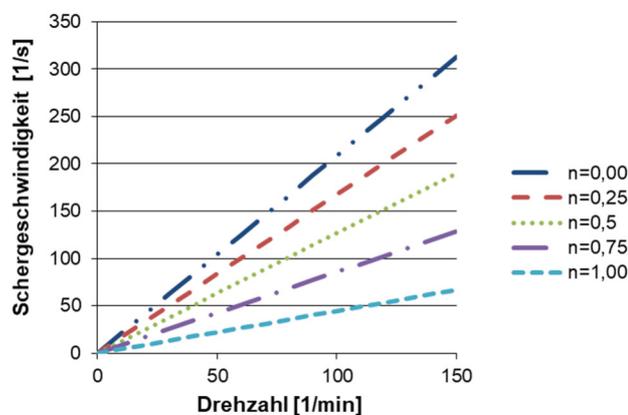


Abbildung 7-8: Einfluss der Strukturviskosität auf die Schergeschwindigkeit

7.3.4 ABSCHÄTZUNG DER SCHERGESCHWINDIGKEIT IN ANLAUFRINGEN

Im Anlaufring wird auf die von Potente hergeleiteten Lösungen für zylindrische Scherteile zurückgegriffen [Pot86]. Die mittlere Schergeschwindigkeit lässt sich mit nachfolgender Approximationsgleichung bestimmen:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{Ring} = \frac{2 \cdot v_{HS}}{(d_a - d_i)} \cdot e^{A_{Ring} \cdot \pi_{p, Ring}^{B_{Ring}}} \quad 7-30$$

Es werden folgende Modellparametern zur Berücksichtigung der Strukturviskosität angegeben [Pot86]:

$$A_{Ring} = 0,025 + 0,055 \cdot n \quad 7-31$$

$$B_{Ring} = 1,0683 - 1,0955 \cdot \ln(n) \quad 7-32$$

7.4 ABSCHÄTZUNG DER MASSETEMPERATUR

Mit den vorgestellten Ansätzen ist es möglich, den Massetemperaturverlauf entlang des Planetwalzenextruders abzuschätzen. In Abbildung 7-9 sind gemessene und simulierte Massetemperaturen am Extruderende für LLDPE, HDPE und PS gegenübergestellt. Die Messung erfolgte über einen Einstechfühler am Extruderende. Zur Simulation der Massetemperatur kamen die nach Gleichung 7-8 und 7-9 berechneten Wärmeübergangskoeffizienten zum Einsatz. Es ist zu erkennen, dass die Massetemperatur in °C mit einer Genauigkeit von 10 % berechnet werden kann. Damit sind die Genauigkeiten zu denen vergleichbar, die für Ein- und Doppelschneckenextruder publiziert werden [Mel98, Koc87].

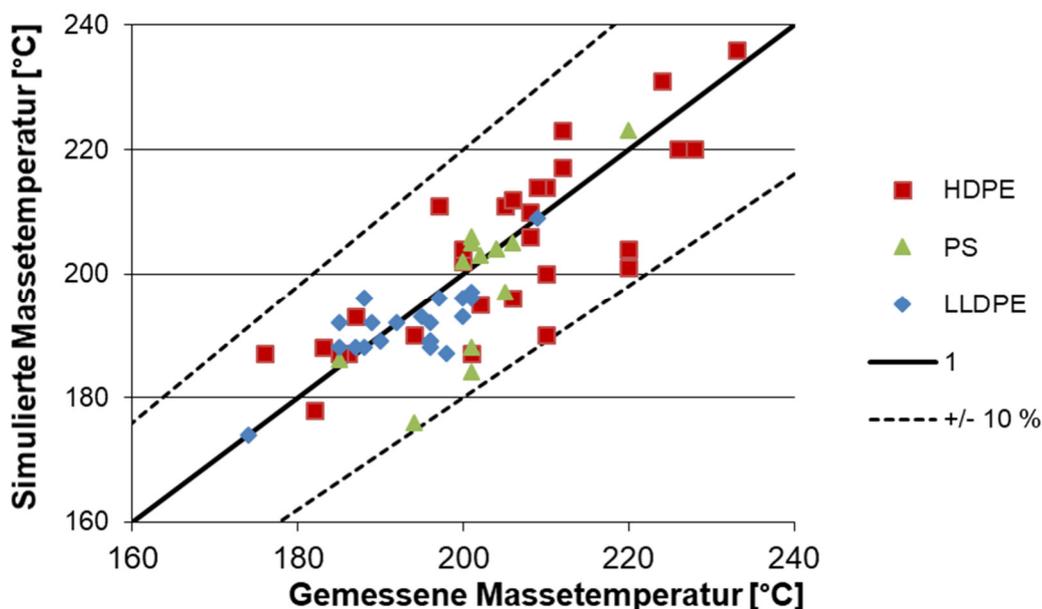


Abbildung 7-9: Vergleich von gemessenen und berechneten Massetemperaturen

8 PROGRAMMTECHNISCHE UMSETZUNG

Die dargestellten Teilmodelle müssen miteinander interagieren. Deshalb ist eine Softwarelösung erforderlich, die eine Kopplung der Modelle gestattet. Es wurde dafür ein Ansatz gewählt, bei dem die Modelle über Visual Basic for Applications mit Hilfe der Tabellenkalkulation MS Excel™ umgesetzt wurden. Das Ablaufschema einer Berechnung ist in Abbildung 8-1 dargestellt.

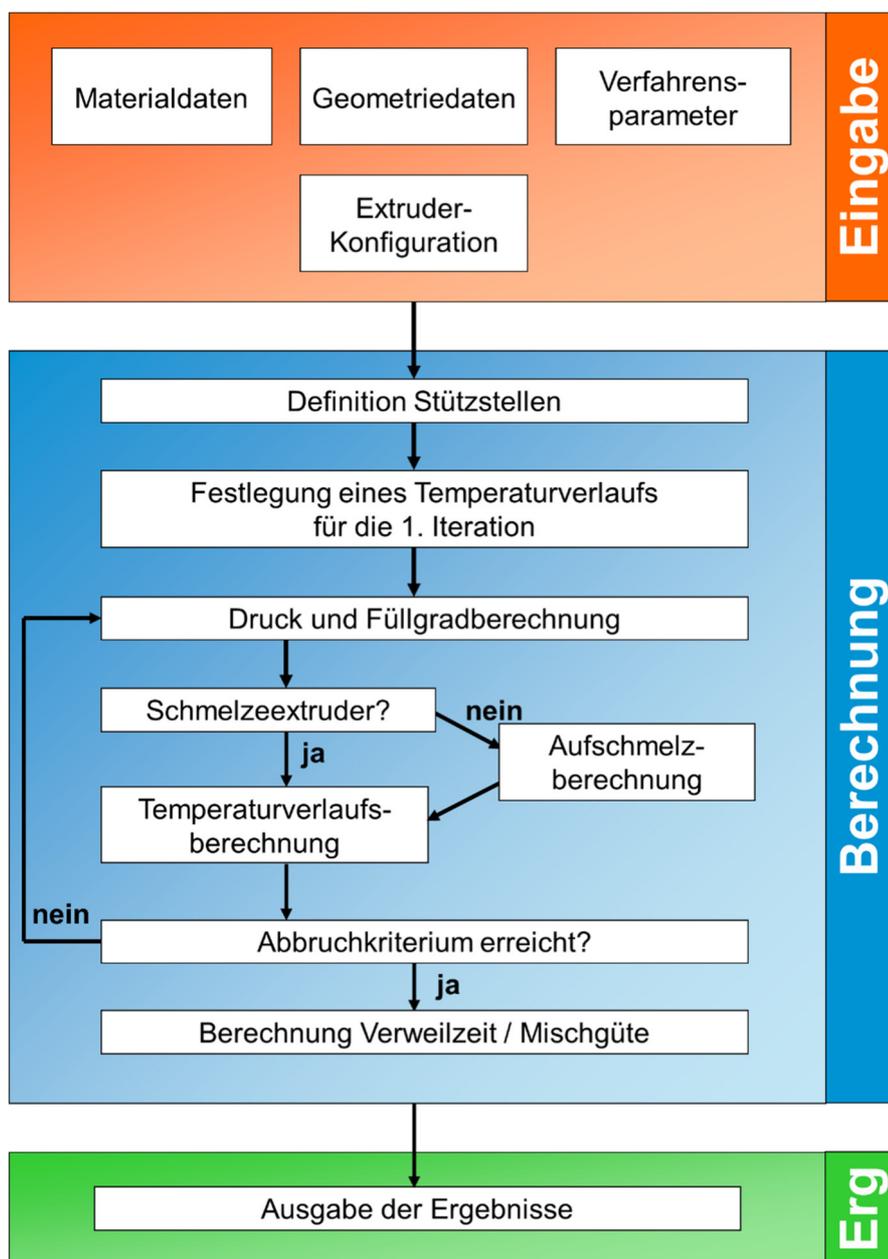


Abbildung 8-1: Ablaufschema zur Simulation des PWE in SimPla

Im ersten Schritt müssen die Geometriedaten des PWE in dafür vorgesehene Masken eingegeben werden. Dabei wird nach Schnecken bzw. Spindeln und Gehäuseelementen unterschieden. Für Schnecken und Spindeln können sowohl die

Einschnecke im Füllteil, die Hauptspindel als auch verschiedene Planetenspindeln angelegt werden (Abbildung 8-2). Dabei werden die in Abschnitt 4.2 eingeführten Geometrie Größen eingegeben. Des Weiteren wird der Durchmesser der Spindel am Anlaufring vorgegeben. Aktuell können so bis zu 40 verschiedene Geometrieelemente definiert und in einem PWE-Prozess genutzt werden. Dies kann aber bei Bedarf noch erweitert werden.

Baukasten Schnecken und Spindeln

Nr	Name	Typ	Länge	Durchmesser	Gangsteigung	Stegbreite	Gangzahl	Kanaltiefe	Fussdurchmesser	Kopfdurchmesser	Anzahl Zähne	Kopfbreite	Fußbreite
1	Haupt	Spindel	400						28	42,75	10	2	2
2	Planet-lang	Spindel	400						10	20	5	2	2
3	Planet-kurz	Spindel	350						10	20	5	2	2
4	Einschnecke	Einschnecke	150	75	80	7,2	1	7					
5	Anlaufring	Ring	25	26									
6	Dispergierring	Ring	25	30									
7													
8													
9													
.													
.													
38													
39													
40													

<< zurück
Weiter >>

Abbildung 8-2: Eingabemaske zum Anlegen von Schnecken und Spindelgeometrien in SimPla

Für Gehäuseelemente ist die Eingabemaske analog aufgebaut (Abbildung 8-3). Es können Zugabezylinder im Einzugsbereich und Planetwalzenzylinder angelegt werden. Für Anlaufringe wird hier der Ringdurchmesser angegeben.

Baukasten Gehäuseelemente

Nr	Name	Typ	Länge	Öffnung	Öff-Durchm	Öff-Pos	Durchmesser	Fussdurchmesser	Kopfdurchmesser	Anzahl Zähne	Kopfbreite	Fußbreite
1	Zugabe	Feed	150	Rund	80	50	76					
2	Geschlossen	Closed	400					76	66	20	2	2
3	Anlaufring	Ring	25				40					
4	Dispergierring	Ring	25				32					
5												
6												
7												
8												
9												
.												
.												
38												
39												
40												

<< zurück
Weiter >>

Abbildung 8-3: Eingabemaske zum Anlegen von Gehäuseelementen in SimPla

Im nächsten Schritt werden die einzelnen Geometrieelemente zu einer Gehäuse- bzw. Wellenkonfiguration zusammengestellt (Abbildung 8-4). Unter ID wird auf den Spindel- und Gehäusebaukasten verwiesen. Dabei ist es möglich, in jedem Hauptspindelsegment bis zu zwei verschiedene Typen an Planetenspindeln anzulegen. So können z. B. Spindeln mit unterschiedlicher Länge in einem Planetwalzenmodul abgebildet werden. In dieser Eingabemaske werden den einzelnen Segmenten zudem die Gehäuse- bzw. Spindeltemperaturen zugewiesen. Hier

können aktuell bis zu 20 verschiedene Konfigurationselemente für Gehäuse und Spindel angegeben werden. Eine Erweiterung ist im Bedarfsfall möglich.

Gehäusekonfiguration

Nr	ID	Typ	Name	Temperatur	Länge
1	1	Feed	Zugabe	180	150
2	2	Closed	Geschlossen	180	400
3	4	Ring	Anlauftring	180	25
4	2	Closed	Geschlossen	180	400
5	3	Ring	Anlauftring	190	25

Wellenkonfiguration

Nr	ID	Typ	Sonne		Planetentyp1			Planetentyp2			
			Name	Temperatur	Länge	ID	Anzahl	Name	ID	Anzahl	Name
1	4	Einschnecke	Einschnecke	180	150						
2	1	Spindel	Haupt	180	400	2	3	Planet-lang	3	3	Planet-kurz
3	6	Ring	Anlauftring	180	25						
4	1	Spindel	Haupt	180	400	2	3	Planet-lang	3	3	Planet-kurz
5	5	Ring	Anlauftring	180	25						

Abbildung 8-4: Eingabemaske zum Anlegen einer Extruderkonfiguration in SimPla

Anschließend können Materialdaten, Verfahrensparameter sowie Berechnungseinstellungen eingegeben werden (Abbildung 8-5).

The screenshot displays the input mask for SimPla, organized into several colored panels:

- Materialdaten (Green Panel):**
 - Materialname:** Hersteller: LyondellBasell, Typ: Luflexen 18 TFA
 - Viskositätsdaten (Carreau-Ansatz):** A: 1751,61 [Pa s], B: 0,01 [1/s], C: 0,77 [-]
 - Arrhenius-Ansatz:** Ea_eta: 27969,59 [J/mol], Tb: 200,00 [°C]
 - Thermodynamische Daten:** WLF_0: 0,25 [W/m K], WLF_m: 0,00034 [W/m K °C], cp_0: 2,075 [kJ/kg K], cp_m: 0,00483 [kJ/kg K °C], rho_0: 858 [kg/m³], rho_m: 0,462 [kg/m³ °C]
- Verfahrensparameter (Cyan Panel):**
 - Verfahrensparameter:** Durchsatz: 10 [kg/h], Drehzahl: 90 [1/min], Druck an Spitze: 10 [bar]
 - Temperaturen:** Masstemperatur Einlauf: 175 [°C], Masstemperatur Auslauf: 210 [°C]
- Materialdaten Feststoff (Orange Panel):**
 - Thermodynamische Daten:** WLF_S_0: 0,25 [W/m K], WLF_S_m: 0,00034 [W/m K °C], cp_S_0: 1,5 [kJ/kg K], cp_S_m: 0 [kJ/kg K °C], deltah_F: 150 [J/g], deltah_A: 0 [J/g], Tfl: 100 [°C], rho_S_0: 1040 [kg/m³], rho_S_m: 0 [kg/m³ °C], roh_B: 570 [kg/m³]
 - Thermodynamische Daten:** Partikelradius: 1,5 [mm], Grenzradius: 1 [mm]
- Berechnungseinstellungen (Light Orange Panel):**
 - Anzahl Iterationen: 100 [-]
 - min. Anzahl Stützstellen: 200 [-]
 - Konfiguration zeichnen?: ja [-]
 - Anz. Stützstellen Zeichnen: 100 [-]
- Navigation (Blue Panel):**
 - << zurück
 - Berechnung starten

Abbildung 8-5: Eingabemaske zur Eingabe von Materialdaten, Verfahrensparametern und Berechnungseinstellungen in SimPla

Nach dem Starten der Berechnung wird der PWE in Stützstellen mit gleichen Geometriebedingungen eingeteilt. D. h. beispielsweise die Spindelgeometrie bleibt innerhalb der Stützstelle konstant. Damit die in der Modellierung getroffenen Annahmen gültig sind, muss die Länge der Stützstellen dabei so kurz gewählt werden, dass die Materialdaten innerhalb der Grenzen der Stützstelle sich nicht wesentlich ändern. Eine Sensitivitätsanalyse der Stützstellenanzahl ist im Anhang zu finden. Hierbei wurden der gleiche Prozesspunkt für einen 1000 mm langen Extruder mit 20, 50, 200, und 1000 Stützstellen simuliert. Obwohl bereits bei 20 Stützstellen akzeptable Ergebnisse erreicht werden, ist so zu erkennen, dass zwischen 200 und 1000 Stützstellen keine Änderungen der Ergebnisse mehr auftreten. D. h. es sollen in diesem Fall mindestens 200 Stützstellen eingesetzt werden. Verallgemeinert bedeutet dies, dass eine Stützstellenlänge kleiner 5 mm zu empfehlen ist. Dies wird in vergleichbaren Programmen nach Tabelle 2-1 wie SIGMA und REX ebenso umgesetzt.

Im nächsten Schritt wird für den Beginn der iterativen Berechnung ein geschätztes Temperaturprofil für die erste Berechnung angenommen. Hier erfolgt die Annahme eines linearen Temperaturanstiegs zwischen den vorgegebenen Einlauf- und geschätzten Auslaufmasstemperaturen. Mit diesem Temperaturprofil werden erste Druck- und Füllgradprofile berechnet. Diese Berechnung startet mit dem Druck an der Extruderspitze und berechnet das Druckprofil in Richtung Trichter. Der Druck an der Extruderspitze muss vorgegeben sein und kann z. B. aus einer Extrusionswerkzeugsimulation stammen. Handelt es sich um einen

Plastifizierextruder, wird im nächsten Schritt ein Aufschmelzprofil ermittelt und darauf aufbauend ein neuer Temperaturverlauf bestimmt. Für Schmelzeextruder dagegen kann direkt nach der Druckberechnung die Temperaturberechnung durchgeführt werden. Anschließend erfolgt mit diesem Temperaturprofil erneut eine Druck- und Füllgradberechnung. Diese Prozedur wird solange durchgeführt bis eine vorgegebene Iterationsanzahl als Abbruchkriterium erreicht ist. Hierzu wurde ebenfalls eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, mit dem Ergebnis, dass 100 Iterationen bei der Vorgabe eines linearen Starttemperaturprofils im Allgemeinen ausreichend sind. Abschließend wird die Verweilzeit berechnet und die Ergebnisse werden in graphischer und tabellarischer Form ausgegeben. Beispiele für die graphische Auswertung sind im Anwendungsbeispiel in Kapitel 10 dargestellt.

9 FEHLERBETRACHTUNG

Die Ergebnisse von Simulationen werden in den jeweiligen Abschnitten zu den Prozessschritten Feststoffförderung, Schmelzeförderung, Verweilzeit, Aufschmelzen, Temperaturentwicklung und Leistungseintrag direkt mit experimentellen Ergebnissen verglichen. Für einen Großteil der Ergebnisse liegen die Abweichungen unter 20 %. Auffällig ist, dass im ersten Drittel des untersuchten Wertespektrums einer jeweiligen Größe die Abweichungen zwischen Experiment und Simulation deutlich stärker ausgeprägt sein können. Eine kurze Erläuterung zu möglichen Ursachen der Abweichungen findet sich in den jeweiligen Abschnitten. Zu Einordnung dieser Abweichungen und für die Abschätzung des Modellfehlers in der späteren Anwendung wird nachfolgend exemplarisch für die simulierte Leistung eine detailliertere Fehlerbetrachtung durchgeführt.

Die Leistungsmesswerte werden direkt und kontinuierlich von der Maschinensteuerung aufgezeichnet. Die in der Maschinensteuerung angezeigten Werte werden aus der Stromaufnahme berechnet [BSG09]. Damit ist keine direkte Kalibrierung mit Leistungswerten möglich. Zudem sind Abweichungen z. B. durch Verluste in Getriebe und Frequenzumrichter nicht bekannt. Insbesondere im niedrigen Lastbereich von Extrudern können diese bis zu 50 % der angezeigten Leistung betragen [Koh16]. Somit sind die Messwerte mit einer großen Unsicherheit behaftet.

Für die simulierten Werte entstehen Fehler durch fehlerhafte Eingabedaten und Abweichungen der Modelle von der Realität durch getroffene Annahmen. Problematisch für das entwickelte Simulationsprogramm ist, dass sich Ausgabegrößen wie die Leistung nicht direkt berechnen lassen, sondern in einem iterativen Ablauf aus einer Vielzahl von berechneten Größen ermittelt werden. Deshalb ist eine klassische Fehlerbetrachtung nur schwer möglich. Dieses Problem tritt in ähnlicher Form auch bei anderen iterativen Berechnungsverfahren wie bei einer Finite Elemente Simulation auf. Anhand zweier gebräuchlicher Fehlerfortpflanzungsmodelle wird dies nachfolgend verdeutlicht. Die Abschätzung des Fehlers erfolgt dazu nach der Methode des maximalen Fehlers und des Gaußschen Fehlers für die Leistung nach Gleichung 7-14. Der maximale Fehler setzt sich aus den Fehler der einzelnen Eingangsgrößen zusammen und kann wie folgt ermittelt werden:

$$\left| \frac{\delta P_{diss}}{P_{diss}} \right| = \left| \frac{\delta \eta}{\eta} \right| + 2 \cdot \left| \frac{\delta \dot{\gamma}}{\dot{\gamma}} \right| + \left| \frac{\delta n_{Pl}}{n_{Pl}} \right| + \left| \frac{\delta h_{Eingriff}}{h_{Eingriff}} \right| + \left| \frac{\delta b_{Eingriff}}{b_{Eingriff}} \right| + \left| \frac{\delta \Delta z}{\Delta z} \right| + \left| \frac{\delta f}{f} \right| \quad 9-1$$

Die Viskosität beruht auf modellierten Messwerten und kann in Rheometern sehr genau gemessen werden, allerdings kann die Beschreibung durch das Materialmodell von der Realität abweichen. Außerdem hängt die Viskosität von der Scherrate und der Temperatur ab, die im PWE-Simulationen wiederum fehlerbehaftet sind. Zudem wird nur die Scherviskosität berücksichtigt, in der Realität treten in Compoundierextrudern wie dem PWE neben Scherströmungen auch Dehnströmungen auf. Die Schergeschwindigkeit kann messtechnisch nicht erfasst werden, weshalb diese wie in Abschnitt 7.3.3 beschrieben aus einer Kombination von theoretischen Betrachtungen und Leistungsmessungen bestimmt

wird. Die Geometriegrößen stellen eine starke Vereinfachung der realen PWE-Geometrie zu Rechteckkanälen dar. Zudem kommt es in realen Maschinen zu Abweichungen von der idealen Geometrie durch Verschleiß. Der Füllgrad wird stark vom Fehler des Fördermodells beeinflusst. Damit sind die Fehler der einzelnen Eingangsgrößen unbekannt. Für diese Größen werden deshalb nachfolgend drei Fehlerberechnungen durchgeführt in denen jeweils geschätzte Fehler von 10, 20 und 30 % je Größe angenommen werden. Die Anzahl der Planeten und die axiale Längenänderung können dagegen direkt ermittelt werden, so dass hier ein vernachlässigbarer Fehler angenommen werden soll. Daraus ergibt sich ein maximaler Fehler von 60, 120 und 180 %. Dabei wird aber nicht berücksichtigt, dass sich die Fehler auch gegenseitig kompensieren können. Dies erfolgt bei einer Betrachtung des Gaußschen Fehlers nach Gleichung 9-2. Für Fehler von 10, 20 und 30 % der einzelnen Größen ergeben sich Gaußsche Fehler von 28, 56 und 85 %.

$$\frac{\delta P_{diss}}{P_{diss}} = \sqrt{\left(\frac{\delta \eta}{\eta}\right)^2 + \left(2 \cdot \frac{\delta \dot{\gamma}}{\dot{\gamma}}\right)^2 + \left(\frac{\delta h_{Eingriff}}{h_{Eingriff}}\right)^2 + \left(\frac{\delta b_{Eingriff}}{b_{Eingriff}}\right)^2 + \left(\frac{\delta f}{f}\right)^2} \quad 9-2$$

Die über die entwickelten Modelle erzielte Genauigkeit liegt in weiten Bereichen deutlich unterhalb der über die Fehlerbetrachtung ermittelten Fehler. Das Leistungsmodell liefert unter den gegebenen Rahmenbedingungen deshalb eine akzeptable Übereinstimmung mit der Realität.

Für andere Zielgrößen wie Massetemperatur, Aufschmelzverlauf, Druckgradient oder Verweilzeit gelten ähnliche Rahmenbedingungen. D. h. die Messung experimenteller Werte sind mit über 10 % Unsicherheit verbunden und die simulierten Werte haben viele Eingangsgrößen mit unbekanntem Fehlern. Bei den gemessenen Werten kann wie nachfolgend erläutert noch zwischen direkten und indirekten Messgrößen unterschieden werden.

Ein Beispiel für direkte Messgrößen ist vor allem die Massetemperatur. Die Messkette für Temperatursensoren ist bekannt und die Sensoren können vom Benutzer in geeigneten Prüfständen kalibriert werden. Zudem können diese Messgrößen kontinuierlich aufgezeichnet werden, sodass von einem Versuchspunkt eine ausreichend große Datenmenge für eine statistische Auswertung zur Verfügung steht. Mit den Sensoren kann damit eine hohe absolute Messgenauigkeit von unter 1 % erreicht werden. Bei diesen Sensoren muss aber auch beachtet werden, dass bedingt durch die Einbausituation und Schwankungen im Prozess größere systematische Messfehler entstehen können. So wird beispielsweise über die Temperatursensoren die Temperatur in der Nähe der Zylinderwand bestimmt. Aufgrund der Einbausituation wird der Temperatursensor selbst von der Zylinderwand mit beeinflusst. Außerdem wird ein Temperaturgradient der Schmelze über die Kanalhöhe nur unzureichend erfasst. Abweichungen zwischen gemessener und realer mittlerer Temperatur können deshalb bis zu 20 % bezogen auf die gemessene Temperatur in °C betragen [Koh16]. Dieser Fehler wird mit steigender Abweichung zwischen resultierender Massetemperatur mit eingestellter Zylindertemperatur zunehmend größer.

Für indirekt gemessene Größen wie etwa Füllgrad, Aufschmelzverlauf, Druckgradient oder Verweilzeit ist die Messunsicherheit ebenfalls erheblich. Die Bestimmung dieser Größen ist mit großem experimentellem Aufwand verbunden, so dass die Messwerte weitestgehend aus Einzelmessungen erzeugt werden. Zudem werden die Größen aus anderen Messwerten wie z. B. der Farbintensität oder der Rückstaulänge berechnet. Wiederholungsmessungen an ausgewählten Betriebspunkten zeigen dabei Abweichungen von etwa 30 % bezogen auf die Messgröße. Dabei kann aber nicht ausgeschlossen werden, dass auch systematische Messfehler, die durch eine Mehrfachmessung nicht aufgedeckt werden können, entstehen. Beispiele für solche Messfehler können Abweichungen in der Temperatur bei der Berechnung von Druckgradienten oder aufgeschmolzene, aber nicht vermischte Farbbereiche in den Aufschmelzuntersuchungen darstellen. Diese Fehler wirken sich im ersten Drittel des betrachteten Größenbereichs tendenziell stärker aus.

Für die simulierten Werte kommt zudem noch hinzu, dass weitere Fehler durch die Umsetzung im Code entstehen können. Zusammenfassen müssen die Messfehler in den experimentellen Werten und die Fehlerfortplanung in den simulierten Werten bei der Interpretation von Simulationsergebnissen immer mitberücksichtigt werden. Deshalb sollten Simulationen wie in Abbildung 2-15 dargestellt nie alleine zur Auslegung von Extrusionsprozessen eingesetzt werden, sondern nur in der Kombination mit Expertenwissen und Versuchen angewandt werden [Sch06].

10 ANWENDUNGSBEISPIEL

In einem Anwendungsbeispiel wird ein einfacher Extrusionsprozess untersucht, mit dem Ziel die Simulation für die Auslegung einer Aufschmelzzone des PWE zu nutzen. Als Zielvorgabe soll im ersten Modul des PWE ein Aufschmelzen von HDPE-Granulat mit einem möglichst geringen Energieeintrag über den Extruder realisiert werden. Hier stellen sich folgende Fragen:

- Welche Länge ist für das Modul notwendig?
- Welcher Anlauftring muss am Ende des ersten Moduls eingesetzt werden?
- Welche Spindelanzahl soll im ersten Modul eingesetzt werden?

Der Durchsatz, die Drehzahl, die Zylinder- und Spindeltemperaturen sollen in dem gewählten Beispiel konstant gehalten werden. Es werden folgende Einstellungen betrachtet:

- Drehzahl: 75 1/min
- Durchsatz: 18 kg/h
- Zylindertemperatur Füllteil: 23 °C
- Zylindertemperatur: 200 °C
- Hauptspindeltemperatur: 120 °C

Variiert werden folgende Prozessgrößen

- Anlauftringspalt: 1 mm und 6 mm
- Spindelanzahl: 3 und 6 Förderspindeln

Mit diesen Parametern wurden Simulationen durchgeführt. In den Abbildungen 10-1 bis 10-4 sind die berechneten Aufschmelz-, Druck- und Füllgradverläufe für die unterschiedlichen Geometrien dargestellt. Zur Einordnung der Ergebnisse werden hier auch experimentell ermittelte Größen für Füllgrad und Aufschmelzgrad mit aufgeführt.

Es ist zu erkennen, dass mit sechs Förderspindeln und einem Anlauftringspalt von 6 mm kein ausreichendes Aufschmelzen erzielt werden kann. Der Grund hierfür ist, dass bei einem Ringspalt von 6 mm nur ein Druck von ca. 4 bar im Ring und damit kaum Schmelzerückstau erzeugt wird. Werden drei Förderspindeln mit einem 6 mm Ringspalt kombiniert, steigt aufgrund der reduzierten Förderkapazität die Verweilzeit im teilgefüllten Bereich an, sodass bereits dort ausreichend Wärme über Wärmeleitung vom Zylinder für einen Aufschmelzbeginn eingebracht wird. Der Rückstau nimmt durch die reduzierte Förderkapazität der drei Spindeln ebenfalls zu. In der Simulation kann damit ein Aufschmelzgrad von 98 % erreicht werden. Damit eignet sich diese Konfiguration ebenfalls nur bedingt. Für die Kombination von sechs Förderspindeln mit einem 1 mm Ringspalt wird ein Aufschmelzgrad von 100 % sicher erreicht. Dies ist vor allem auf den durch den reduzierten Ringspalt angestiegenen Druck zurückzuführen. Eine Kombination von drei Förderspindeln mit einem 1 mm Ringspalt führt ebenfalls zu einem Aufschmelzgrad von 100 %. Allerdings staut sich das Material durch die reduzierte Förderkapazität bis in das Einschneckenfüllteil zurück.

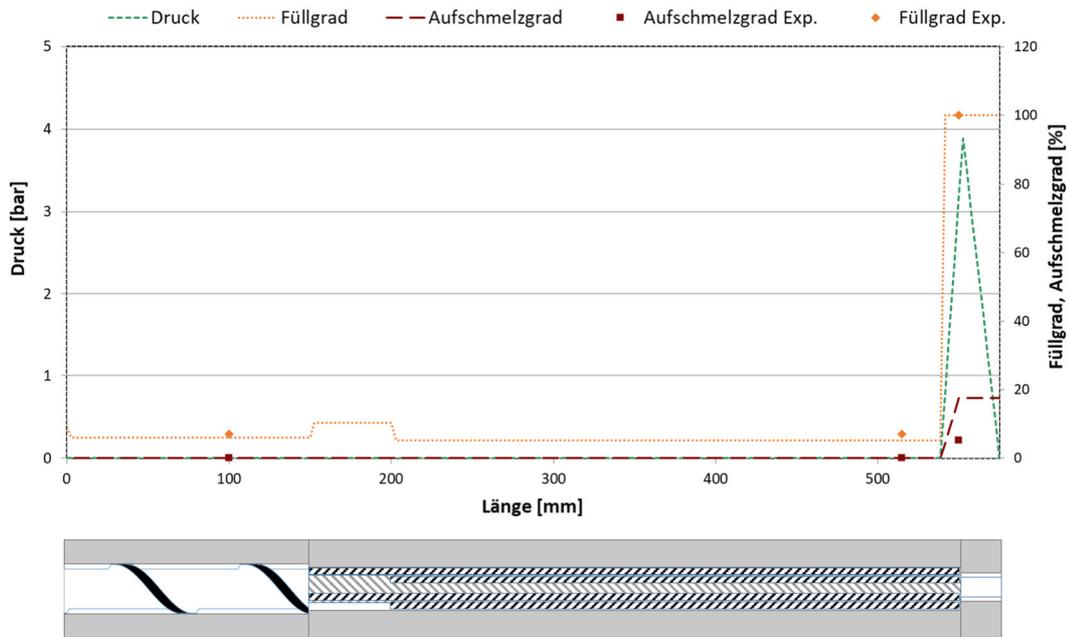


Abbildung 10-1: Simulations- und Messergebnisse für Druck, Füllgrad und Aufschmelzgrad bei dem Anwendungsbeispiel für einen PWE mit 6 mm Ringspalt und 6 Spindeln

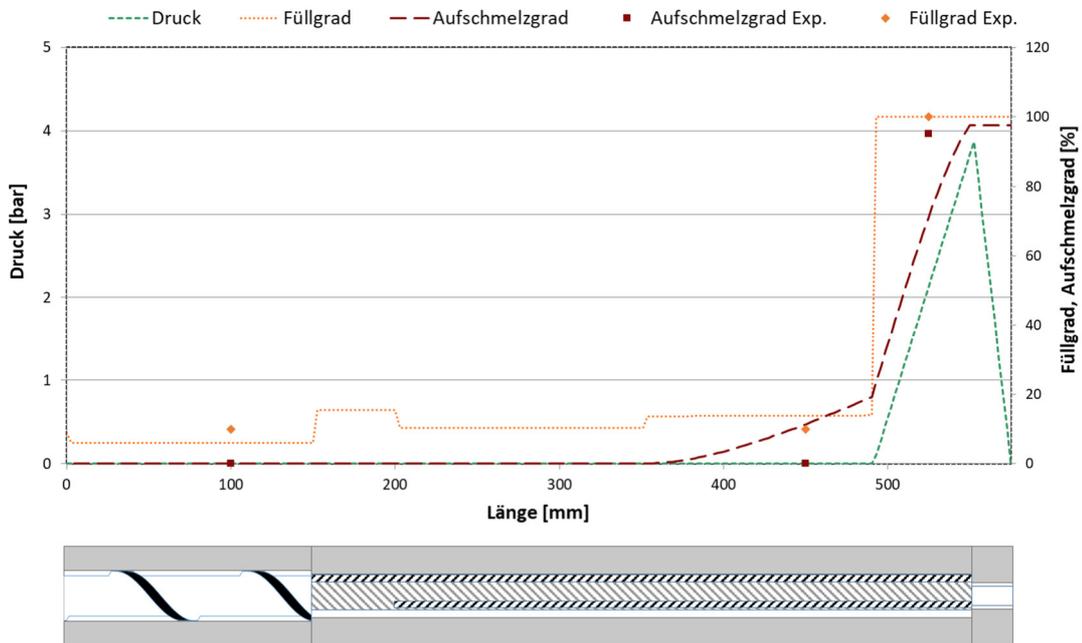


Abbildung 10-2: Simulations- und Messergebnisse für Druck, Füllgrad und Aufschmelzgrad bei dem Anwendungsbeispiel für einen PWE mit 6 mm Ringspalt und 3 Spindeln

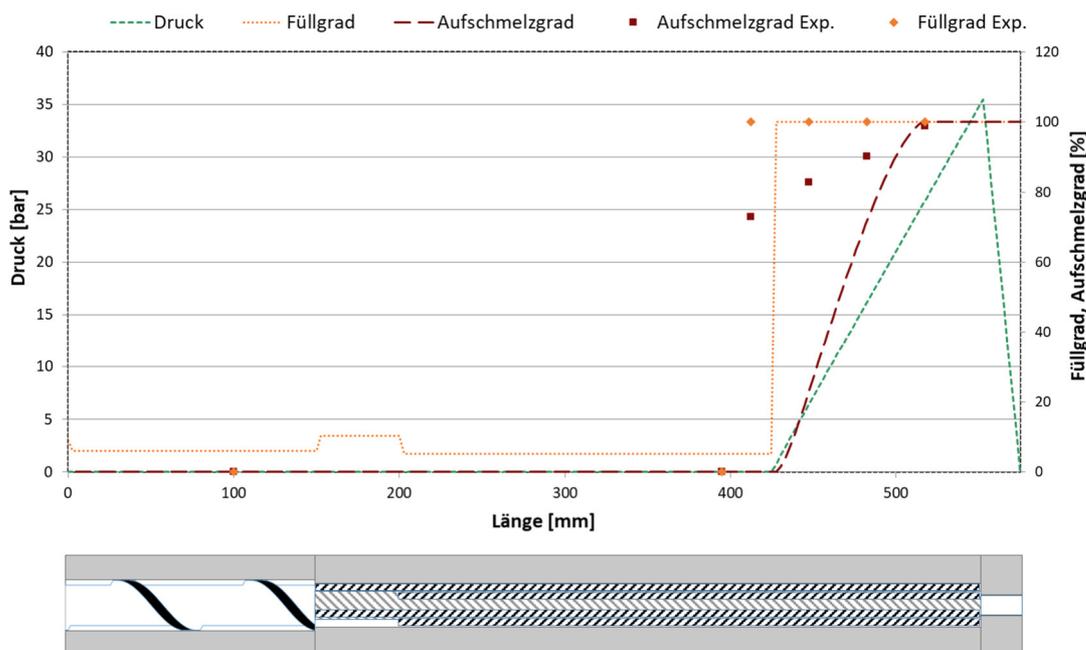


Abbildung 10-3: Simulations- und Messergebnisse für Druck, Füllgrad und Aufschmelzgrad bei dem Anwendungsbeispiel für einen PWE mit 1 mm Ringspalt und 6 Spindeln

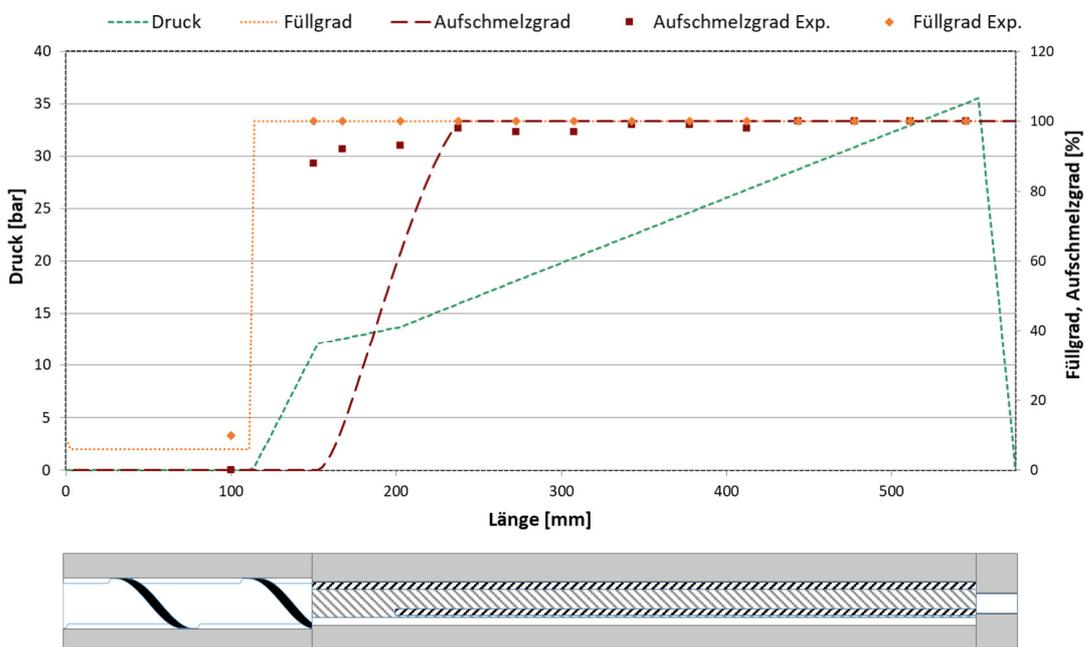


Abbildung 10-4: Simulations- und Messergebnisse für Druck, Füllgrad und Aufschmelzgrad bei dem Anwendungsbeispiel für einen PWE mit 6 mm Ringspalt und 6 Spindeln

Der Leistungseintrag für die vier Konfigurationen ist in Abbildung 10-5 dargestellt. Für den 6 mm Ringspalt liegen die Leistungen deutlich niedriger als für den 1 mm Ringspalt. Dies ist im Wesentlichen auf den geringeren Füllgrad zurückzuführen. Die Konfigurationen mit 6 mm Ringspalt sind allerdings aufgrund der erzielten Aufschmelzgrade für ein Plastifizieren des HDPE nicht geeignet. Für den 1 mm

Ringspalt liegen die Leistungen bei 4 kW mit 6 Spindeln und 7 kW mit 3 Spindeln. D. h. aus energetischer Sicht ist eine Aufschmelzzone mit 6 Spindeln und 1 mm Ringspalt gegenüber 3 Spindeln und 1 mm Ringspalt zu bevorzugen. Um den Prozess weiter zu optimieren könnte zudem die Länge des ersten Moduls von 400 mm auf 200 mm reduziert werden. Alternativ könnten die Prozesseinstellungen bzw. die Geometrie angepasst werden, um basierend auf den Versuchspunkt mit 6 mm Ringspalt und 3 Spindeln einen Aufschmelzgrad von 100 % zu erreichen.

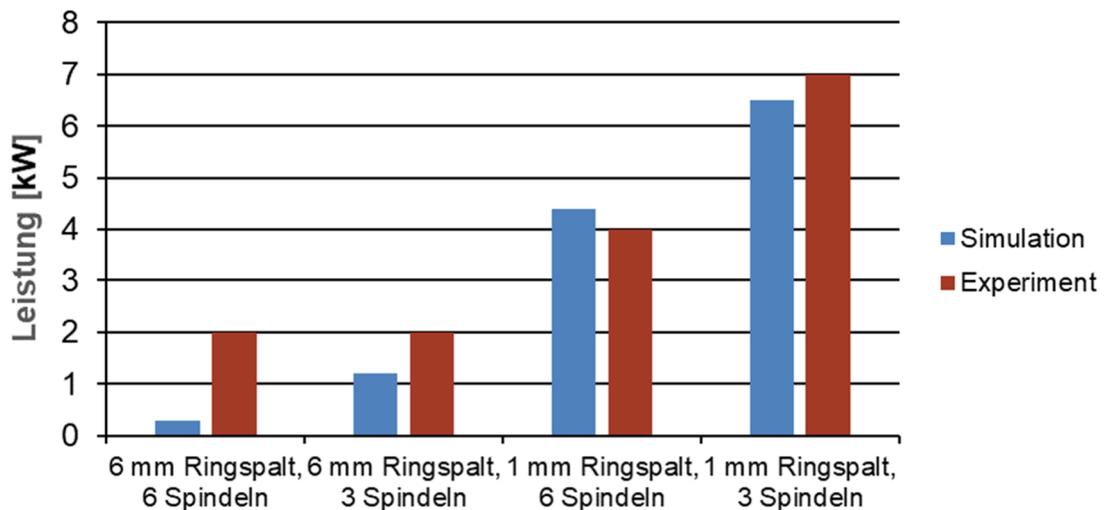


Abbildung 10-5: Simulations- und Messergebnisse des Leistungseintrags für verschiedene Extruderkonfigurationen

11 ZUSAMMENFASSUNG, FAZIT & AUSBLICK

11.1 ZUSAMMENFASSUNG

In allen Verarbeitungsschritten zur Herstellung von Kunststoffprodukten kommen Extruder zum Einsatz. Dieses breite Anwendungsfeld führt zu einer Vielzahl an verfahrenstechnischen Anforderungen, die an Extruder gestellt werden. Zur Erfüllung dieser verfahrenstechnischen Anforderungen wurden verschiedene Extrudersysteme entwickelt. Der Planetwalzenextruder (PWE) unterscheidet sich dabei in Geometrie und Bewegungsprinzip deutlich von anderen Konzepten und hat sich durch seine daraus resultierenden Vorteile als Spezialist für temperaturempfindliche Materialien etabliert. Neben den spezifischen, verfahrenstechnischen Unterschieden gibt es jedoch auch im Prozessverständnis der verschiedenen Extrudersysteme erhebliche Unterschiede. Dies betrifft insbesondere den PWE, für den kaum wissenschaftliche Untersuchungen des Prozessverhaltens oder physikalisch-mathematische Modelle publiziert sind. Betrachtet man dies unter dem Kontext, dass Simulationsmethoden bei der Anlagen- und Prozessentwicklung stetig an Bedeutung gewinnen, wird das Fehlen von Simulationsmöglichkeiten für den PWE gegenüber anderen Anlagentypen zunehmend zum Nachteil. Zudem werden Entwicklungen von neuen Produkten gebremst, denn die erheblichen Potentiale des PWE hinsichtlich Temperaturkontrolle und Verweilzeit können ohne Prozesssimulationen nicht voll ausgeschöpft werden. Die Ausarbeitung zum Thema „Modellbildung und Vorabschätzung für das Betriebsverhalten eines Planetwalzenextruders“ hat sich dieser Herausforderung gestellt. Das entwickelte Simulationstool „SimPla“ und die zugrundeliegenden experimentellen und theoretischen Betrachtungen helfen die erhebliche Lücke zum Stand der Technik hinsichtlich Prozessverständnis und Simulationsmöglichkeiten für PWE ein Stück weit zu schließen. Dies kann dem PWE zu einer gesteigerten Attraktivität, neuen Anwendungsfeldern, mehr Effizienz und höherer Prozesssicherheit verhelfen.

Die grundlegenden Voraussetzungen zur Durchführung von Prozesssimulationen werden in Kapitel 4 geschaffen. Dies umfasst eine Erläuterung zur Bestimmung und Beschreibung wichtiger Materialdaten wie Viskosität und spezifischer Aufschmelzenthalpie. Anschließend erfolgt eine geometrische Beschreibung des PWE. Hier ist es gelungen die Geometrie über wenige geometrische Kenngrößen abzubilden und über flächengleiche Rechteckkanäle zu substituieren. Anschließend wird ein von Limper et al. entwickeltes Geschwindigkeitsmodell für den PWE auf die Rechteckkanäle angewandt [LSF02].

In Kapitel 5 erfolgt dann eine Betrachtung der Fördervorgänge im PWE. Hier wird zunächst ein Feststofffördermodell entwickelt, das auf Archimedesförderung basiert. Dies erlaubt es, in Kombination mit Richtlinien für Schüttgutförderer, Feststoffförderzonen des PWE so zu dimensionieren, dass ein sicherer Feststofftransport erfolgen kann. Zur Beschreibung der Schmelzeförderung wird zwischen vollgefüllten und teilgefüllten Bereichen im Walzenteil sowie Anlaufringen unterschieden. Anlaufringe sind prinzipiell mit zylindrischen oder konischen

Scherteilen, wie sie beispielsweise bei Einschneckenextrudern eingesetzt werden, vergleichbar. Deshalb können auch die Schmelztransportmodelle für diese Scherteile auf Anlaufringe übertragen werden. In vollgefüllten Bereichen des Walzenteils werden die flächengleichen Rechteckkanäle aus Abschnitt 4.2 über eine Bilanzierung der vorherrschenden Volumenströme und Drücke gekoppelt. Dabei wird auf eine dimensionslose Beschreibung des Schmelztransportes in Rechteckkanälen zurückgegriffen. Damit können Druckgradienten abhängig von Betriebsparametern, Geometriekenngrößen und Materialdaten abgeschätzt werden. Dies erleichtert die Auslegung von Druckaufbauzonen im PWE und ermöglicht es Zugabe- und Entgasungsöffnungen optimal zu positionieren. Die Schmelzförderung in teilgefüllten Bereichen ist auf die Berechnung des Füllgrads fokussiert. Dieser ist bei der Zugabe von Füllstoffen bzw. Additiven und Entgasungspositionen von Interesse. Der Füllgrad kann über das Verhältnis von dosiertem zu maximal förderbarem Volumenstrom bestimmt werden. Darüber hinaus ist der Füllgrad neben dem Durchsatz der zentrale Einflussparameter auf die Verweilzeit, was unter Abschnitt 5.3 diskutiert wird. Neben einer Beschreibung zur mittleren Verweilzeit wird unter diesem Abschnitt auch gezeigt, dass die Form der Verweilzeitverteilung im PWE zu Ein- und Doppelschneckenextrudern ähnlich ist.

Eine Betrachtung des PWE als Plastifizieraggregat erfolgt in Kapitel 6. Zunächst wird durch experimentelle Untersuchungen eine Modellverstellung zum Aufschmelzen im PWE entwickelt. Diese teilt das Aufschmelzen in einen Aufschmelzbeginn und disperses Aufschmelzen ein. Zur Berechnung des Aufschmelzbegins werden verschiedene Modelle aus der Doppelschneckenextrudertheorie diskutiert. Dabei wird gezeigt, dass ein Schmelzefilm nur durch Wärmeleitung aus der heißen Metalloberfläche in Granulate mit Kontakt zur Metalloberfläche entstehen kann. Das Aufschmelzen wird mit dem dispersen Aufschmelzmodell beschrieben. Dabei wird ein für Doppelschneckenextruder entwickeltes Modell an die Geschwindigkeitsverhältnisse im PWE angepasst. Durch dieses Vorgehen können realistische Aufschmelzlängen für Granulate berechnet werden, wie der Vergleich zu experimentellen Ergebnissen zeigt. Für pulverförmige Kunststoffe wird ein minimaler Ausgangsradius eingeführt. Damit können Agglomerate beim Aufschmelzen von Kunststoffpulvern berücksichtigt und realistische Aufschmelzlängen berechnet werden. Das Plastifizieren von gefüllten Materialien wird ebenfalls betrachtet. Hier zeigt sich, dass der Füllstoffanteil über die Materialdaten im Aufschmelzmodell berücksichtigt werden kann. Die durchgeführten Arbeiten zeigen, dass das Aufschmelzen im PWE durch eine Vielzahl von Parametern beeinflusst wird. Betriebsparameter mit starkem Einfluss auf den Plastifizierprozess haben aber auch für nachfolgende Vorgänge im PWE große Bedeutung. Eine allgemeingültige Empfehlung, wie die Plastifizierzone zu gestalten ist, kann aufgrund der Bandbreite an möglichen Materialsystemen und Prozessen nicht gegeben werden. Die vorgestellten Modelle bieten in Kombination mit den weiteren Prozessmodellen zur Schmelzförderung und energetischen Betrachtung des PWE jedoch eine Möglichkeit die benötigte Aufschmelzlänge und den Energieeintrag bei relevanten Betriebspunkten vorherzusagen und so den

Anwender bei der Auslegung der Zone zu unterstützen. Mögliche Bewertungskriterien dabei sind zum einen, dass am Ende der Aufschmelzzone möglichst ein Aufschmelzgrad von 100 % erreicht werden soll. Zum anderen ist es wünschenswert die Plastifizierungszone so kurz wie möglich zu gestalten, um mehr Verfahrenslänge für andere Aufgaben wie etwa Mischen oder Entgasen zur Verfügung zu stellen. Dies kann erreicht werden, wenn die Materialien möglichst schnell im Planetwalzenteil in einen vollgefüllten Bereich eintreten und dort eine möglichst lange Verweilzeit haben. Darüber hinaus sollte aber für einen effizienten Prozess die Summe aus thermischem und mechanischem Energieeintrag möglichst nah am minimal notwendigen Energieeintrag zur Plastifizierung liegen.

Eine Temperatur- und Leistungsbetrachtung des PWE wird unter Abschnitt 7 durchgeführt. Über eine energetische Bilanzierung der eingebrachten Leistungen und Wärmeströme kann die Massetemperaturentwicklung beschrieben werden. Die Wärmeströme werden dabei durch Wärmeleitung beschrieben und sind somit über die Wärmeübergangskoeffizienten und Oberflächen beeinflusst. Die eingebrachte Leistung hängt vorwiegend von den Schergeschwindigkeiten im PWE ab. Diese sind nicht direkt messbar, weshalb hier ein Approximationsmodell vorgestellt wird, welches neben geometrischen Betrachtungen auch auf berechneten Schergeschwindigkeiten aus experimentellen Untersuchungen beruht. In Summe können damit sowohl Leistungen als auch Massetemperaturen zufriedenstellend wiedergegeben werden.

Unter Abschnitt 8 wird die Umsetzung der Modelle im Simulationsprogramm SimPla dargestellt. In SimPla können durch ein modulares Baukastensystem verschiedenen Extruderkonfigurationen angelegt werden. Durch die Eingabe von Material und Verfahrensparamter ist es möglich, verschiedene Prozesse zu Berechnen. Unter Abschnitt 9 eine Fehlerbetrachtung durchgeführt. Diese zeigt, dass unter Berücksichtigung der gegebenen Unsicherheiten und notwendigen Vereinfachungen bei der Modellierung eine gute Modellgenauigkeit erreicht wird. Allerdings zeigen die möglichen Fehler auch, dass bei einer Auslegung von PWE-Prozessen für die Interpretation von Simulationsergebnissen ein gewisses Prozessverständnis notwendig ist und auf Experimente nicht verzichtet werden darf. Unter Abschnitt 10 wird abschließend ein Anwendungsbeispiel für die Auslegung einer Aufschmelzzone gegeben.

11.2 FAZIT

Mit den Ergebnissen der vorliegenden Arbeit wird Anwendern ein Werkzeug zur verbesserten und beschleunigten Auslegung von Extrusionsprozessen mit dem PWE zur Verfügung gestellt. Die wesentlichen Prozessvorgänge Aufschmelzen, Schmelzetransport und Temperaturentwicklung im PWE können mit dem Simulationstool erstmals beschrieben werden. Dabei können trotz vieler Vereinfachungen für die untersuchten Materialien ähnliche Genauigkeiten wie für Simulationen von gleichläufigen Doppelschneckenextrudern erzielt werden. Damit ist es möglich, bei der Auslegung von Planetwalzenextruderprozessen neben Experimenten unterstützende Simulationen einzusetzen und so den experimentellen Aufwand bei der Auslegung von Extrusionsprozessen zu reduzieren. Darüber hinaus

können die Modelle in Kombination mit Experimenten dazu eingesetzt werden, um die Produktivität von bestehenden Prozessen zu verbessern.

11.3 AUSBLICK

Aufgrund der Zielsetzung, ein umfassendes Modell zu entwickeln, welches die relevanten Vorgänge beschreibt, mussten gezielt einfache Modellierungsansätze gewählt werden. Obwohl Simulationsergebnisse mit akzeptabler Genauigkeit erzielt werden können, sind die entwickelten Modelle deshalb nur als erste Ausgangsbasis für weitere Arbeiten zu sehen. Für alle Prozessvorgänge sind noch Optimierungspotentiale vorhanden. Es sind im Wesentlichen folgende Punkte zu nennen:

- Sowohl bei der Betrachtung der Schmelzeförderung als auch der Schergeschwindigkeit sind noch nicht alle möglichen Einflussgrößen erfasst. Um die Modelle weiter zu verbessern, sind numerische Simulationen des PWE sinnvoll. Hieraus können sowohl Schergeschwindigkeiten als auch Druckgradienten abgeleitet und bessere Approximationsfaktoren entwickelt werden. Dieses Vorgehen wurde bereits für Ein- und Doppelschneckenextruder angewandt und wird mit hoher Wahrscheinlichkeit zu einer Verbesserung der Modelle führen.
- Temperaturen und Drücke können im PWE nur in Anlaufingen und nicht direkt im Walzenteil gemessen werden. Die Druckgradienten und Masse-temperaturverläufe im Walzenteil sind aber von zentralem Interesse. Die vorgestellten Modelle liefern hier zwar eine Orientierung, die Integration von Messstellen in das Walzenteil ist aber dennoch notwendig. Damit können sowohl analytische als auch zukünftige numerische Modelle besser validiert werden. Außerdem ermöglichen die Messstellen eine verbesserte Prozesskontrolle. Ferner können die Messbohrungen im Zylinder auch für Flüssigkeitseinspritzungen oder Probeentnahmestellen genutzt werden.
- Die Validierung erfolgt in der Arbeit für drei einfache Materialsysteme mit einem Laborextruder im Durchsatzbereich bis 50 kg/h. Als Produktionsanlage werden im Allgemeinen größere Baureihen eingesetzt. Zudem sind industrielle Materialsysteme deutlich komplexer. Alle entwickelten Modelle sind generell auch auf diese Prozesse anwendbar. SimPla unterstützt dies durch die Geometrie- und Materialdateneingabe ebenfalls. Bisher wurde allerdings keine Validierung durchgeführt. Diese sollte im nächsten Schritt gemeinsam mit Anlagenbauern und Verarbeitern angegangen werden. Dies kann dabei beispielsweise durch den begleitenden Einsatz von SimPla bei Entwicklungs- und Scale-Up-Versuchen erfolgen.

Gleichzeitig bilden die vorgestellten Modelle aber auch die Ausgangsbasis, um weitere Entwicklungen hinsichtlich der Modellierung des PWE, aber auch anderer Extrudertypen voranzutreiben:

- Aktuell werden nur Förderspindeln betrachtet. Deshalb müssen die Modelle in zukünftigen Arbeiten auf andere Spindeltypen erweitert werden.

- Für Doppelschneckenextruder ist eine Vielzahl von weiteren Modellen, die sich mit spezifischen Prozessen wie z. B. der Entgasung, der Dispergierung von Füllstoffen, dem Einarbeiten von Fasern oder dem Herstellen von Polymerblends beschäftigen, vorhanden. Diese Modelle greifen alle im Wesentlichen auf in dieser Arbeit modellierte Größen wie Verweilzeit, Viskosität, Füllgrad oder Schergeschwindigkeit zurück. D. h. mit dieser Arbeit wurde die Ausgangsbasis geschaffen, um spezifische Prozessmodelle zum Mischen und Entgasen für den PWE zu beschreiben.
- Die Untersuchungen zum dispersen Aufschmelzen zeigen, wie gut dieses Modell für Compoundierextruder geeignet ist. Zukünftig sollten deshalb weitere Untersuchungen zu diesem Prozess durchgeführt werden. Durch ein besseres Verständnis der Prozesse profitieren dann alle Compoundierextrudertypen. Hier ist insbesondere die Fragestellung von Bedeutung, dass im Modell immer nur mit einer mittleren Geschwindigkeit gerechnet wird, in der Realität aber eine Geschwindigkeitsverteilung vorliegt. Wie sich dies auf den Aufschmelzgrad auswirkt, muss genauer untersucht werden. Hier empfiehlt sich eine Kombination aus experimentellen Untersuchungen an einem Versuchsstand und numerischen Simulationen. Dies ist ebenfalls ein wichtiger Baustein, um eine vollumfängliche 3D-Simulation von Compoundierextrudern zu erreichen.
- Schlussendlich zeigt das Vorgehen in dieser Arbeit auch, dass selbst komplexe Prozesse wie die Extrusion mittels PWE durch relativ einfache Modelle mit einer akzeptablen Genauigkeit beschrieben werden können. Dies bedeutet, dass mit hoher Wahrscheinlichkeit das Vorgehen auch auf andere Extruder wie z. B. den Ko-Kneiter angewandt werden kann.

12 SYMBOLVERZEICHNIS

12.1 LATEINISCHE SYMBOLE

A, B, C	Koeffizienten des Carreau-Ansatzes
a, b, c, d	Konstanten zur Berechnung der mittleren Partikeltemperatur
A	Fläche
A_1	Teilfläche einer Spindel am Zahnfuß
A_2	Teilfläche einer Spindel an der Zahnflanke
A_3	Teilfläche einer Spindel am Zahnkopf
A_{Eingriff}	Konstante für die Durchsatzgleichung im Eingriffskanal
$A_{\text{Gefüllt}}$	Gefüllte Fläche im Kanal des Eingriffsbereichs
A_{Kanal}	Konstante für die Durchsatzgleichung im Zwischenraumkanal
A_{Frei}	Freie Querschnittsfläche im PWE
A_{Ring}	Konstante zur Schergeschwindigkeitsberechnung im Anlauftring
A_{Spindel}	Spindelquerschnittsfläche
A_{HS}	Querschnittsfläche der Hauptspindel
A_{PS}	Querschnittsfläche einer Planetenspindel
A_{S}	Querschnittsfläche eines Feststoffpartikels
A_{WZ}	Freie Querschnittsfläche im Walzenzylinder
a_T	Temperaturverschiebungsfaktor
b	Kanalbreite im Einschnecken-Füllteil
\bar{b}_{Keil}	Gefüllte Kanalhöhe im teilgefüllten Eingriffsbereich
B_{Eingriff}	Konstante für die Durchsatzgleichung im Eingriffskanal
B_{Kanal}	Konstante für die Durchsatzgleichung im Zwischenraumkanal
B_{Ring}	Konstante zur Schergeschwindigkeitsberechnung im Anlauftring
Bi	Biot-Zahl
b_{Eingriff}	Eingriffskanalbreite
$b_{\text{Fuß}}$	Fußbreite
b_{HS}	Breite des Eingriffsbereichs an der Hauptspindel

b_{Kanal}	Zwischenraumkanalbreite
b_{Kopf}	Kopfbreite
b_{WZ}	Breite des Eingriffsbereichs am Walzenzylinder
C	Korrekturfaktor zur Berücksichtigung des maximal förderbaren Volumenstroms
C_α	Korrekturfaktor des Wärmübergangskoeffizientens
C_j	Konstante zur Feststofftemperaturberechnung
C_P	Wärmekapazität
C_p	Spezifische Wärmekapazität
$C_{p,1}$	Spezifische Wärmekapazität Material 1
$C_{p,2}$	Spezifische Wärmekapazität Material 2
$C_{p,M}$	Spezifische Wärmekapazität der Schmelze
$C_{p,M,0}$	Spezifische Wärmekapazität der Schmelze bei 0 °C im Materialmodell
$C_{p,M,m}$	Steigung der spezifischen Wärmekapazität der Schmelze im Materialmodell
$C_{p,S}$	Spezifische Wärmekapazität des Feststoffs
$C_{p,S,0}$	Spezifische Wärmekapazität des Feststoffs bei 0 °C im Materialmodell
$C_{p,S,m}$	Steigung der spezifischen Wärmekapazität des Feststoffs im Materialmodell
D_a	Außendurchmesser einer Doppelschneckenextruderschnecke
D_i	Innendurchmesser einer Doppelschneckenextruderschnecke
D_j	Konstante zur Feststofftemperaturberechnung
D_S	Schneckendurchmesser im Einschnecken-Füllteil
d_a	Anlaufringdurchmesser
$d_{Fu\beta}$	Fußdurchmesser
$d_{Fu\beta,HS}$	Fußdurchmesser der Hauptspindel
$d_{Fu\beta,PS}$	Fußdurchmesser einer Planetenspindel
$d_{Fu\beta,WZ}$	Fußdurchmesser des Walzenzylinders
d_i	Spindeldurchmesser am Anlaufring
d_{Kopf}	Kopfdurchmesser

$d_{Kopf,HS}$	Kopfdurchmesser der Hauptspindel
$d_{Kopf,PS}$	Kopfdurchmesser einer Planetenspindel
$d_{Kopf,WZ}$	Kopfdurchmesser des Walzenzylinders
E_0	Aktivierungsenergie des Arrhenius-Ansatzes
e	Stegbreite im Einschnecken-Füllteil
F	Korrekturfaktor für die Schergeschwindigkeit
F_0	Maximaler Feststoffanteil
f	Füllgrad
h	Kanalhöhe
h_1	Spezifische Enthalpie bei der Materialzugabe
h_2	Spezifische Enthalpie am Extruderende
$h_{Eingriff}$	Eingriffskanalhöhe
$h_{red,Eingriff}$	Reduzierte Eingriffskanalhöhe
h_{HS}	Zahnhöhe an der Hauptspindel
h_{Kanal}	Zwischenraumkanalhöhe
\bar{h}_{Keil}	Mittlere Kanalhöhe im teilgefüllten Eingriffsbereich
$h_{red,Kanal}$	Reduzierte Zwischenraumkanalhöhe
h_{WZ}	Zahnhöhe am Walzenzylinder
Δh	Spezifische Aufschmelzenthalpie
h	Spezifische Aufschmelzenthalpie Material 1
K	Konsistenzfaktor
L	Spindellänge
L_{Ring}	Anlauftringlänge
\dot{m}	Durchsatz
m_j	Konstante zur Feststofftemperaturberechnung
N	Drehzahl eines Doppelschneckenextruders
N_{HS}	Absolutdrehzahl der Hauptspindel
N_{PS}	Absolutdrehzahl der Planeten um ihre eigenen Achse
$N_{rel,HS}$	Relativedrehzahl zwischen einem Planeten und der Hauptspindel
$N_{rel,WZ}$	Relativedrehzahl zwischen einem Planeten und dem Walzenzylinder
N_U	Umlaufdrehzahl der Planeten um die Hauptspindel
N_{WZ}	Absolutdrehzahl des Walzenzylinders

Nu	Nußelt-Zahl
Nu_{lam}	Laminare Komponente der Nußelt-Zahl
Nu_{tur}	Turbulente Komponente der Nußelt-Zahl
n	Fließexponent
n_{PS}	Anzahl der Planetenspindeln
n_z	Zähneanzahl einer Spindel
$n_{z,HS}$	Zähneanzahl der Hauptspindel
$n_{z,PS}$	Zähneanzahl einer Planetenspindel
$n_{z,WZ}$	Zähneanzahl des Walzenzylinders
O_1	Teiloberfläche einer Spindel am Zahnfuß
O_2	Teiloberfläche einer Spindel an der Zahnflanke
O_3	Teiloberfläche einer Spindel am Zahnkopf
$O_{Spindel}$	Spindeloberfläche
P	Leistung
P_{diss}	Dissipierte Leistung
P_{vol}	Verschiebungsleistung
PED	Plastische-Energie-Dissipation
Pr	Prandtl-Zahl
p	Druck
$p_{Eingriff}$	Druck im Eingriffskanal
p_{Kanal}	Druck im Zwischenraumkanal
\dot{Q}_{HS}	Wärmestrom über die Hauptspindel
\dot{Q}_{WZ}	Wärmestrom über den Walzenzylinder
R	Universelle Gaskonstante
Re	Reynolds-Zahl
r	Partikelradius
r_0	Ausgangspartikelradius
S	Schmelzeanteil
s	Spalthöhe
T	Temperatur
T_0	Temperatur zu Beginn eines Rechenabschnitts
T_B	Bezugstemperatur des Arrhenius-Ansatzes

T_{FI}	Erweichungstemperatur des Feststoffs
T_{HS}	Temperatur der Hauptspindel
T_M	Massetemperatur
$T_{M,korr}$	Korrigierte Massetemperatur
T_S	Feststofftemperatur
T_U	Umgebungstemperatur
T_{WZ}	Temperatur der Walzenzylinders
t	Gangsteigung im Einschnecken-Füllteil
\bar{t}	Mittlere Verweilzeit
t_M	Abstreifzeit
\bar{t}_{min}	Minimale Verweilzeit
U_S	Umfang eines Feststoffpartikels
U_{HS}	Umfangslänge der Hauptspindel
$U_{Spindel}$	Umfangslänge einer Spindel
U_{WZ}	Umfangslänge des Walzenzylinders
V	Freies Volumen
\dot{V}	Dosierter Volumenstrom
$\dot{V}_{Eingriff}$	Volumenstrom im Eingriffskanal
\dot{V}_{Kanal}	Volumenstrom im Zwischenraumkanal
v	Geschwindigkeit
v_a	Axialgeschwindigkeit
v_{HS}	Absolutgeschwindigkeit der Hauptspindel
\bar{v}_S	Mittlere Feststoffgeschwindigkeit
v_{WZ}	Absolutgeschwindigkeit des Walzenzylinders
$v_{rel,HS}$	Relativgeschwindigkeit zwischen einem Planeten und der Hauptspindel
$v_{rel,WZ}$	Relativgeschwindigkeit zwischen einem Planeten und dem Walzenzylinder
v_x	Geschwindigkeit in x-Richtung
$v_{x,WZ}$	Geschwindigkeit in x-Richtung am Walzenzylinder
$v_{x,HS}$	Geschwindigkeit in x-Richtung an der Hauptspindel
v_z	Geschwindigkeit in z-Richtung

$V_{z,WZ}$	Geschwindigkeit in z-Richtung am Walzenzylinder
$V_{z,HS}$	Geschwindigkeit in z-Richtung an der Hauptspindel
w	Luftgeschwindigkeit
x	Kartesische Koordinate in Kanalbreitenrichtung
y	Kartesische Koordinate in Kanalhöhenrichtung
Z	Kanallänge im Einschnecken Füllteil
z	Kartesische Koordinate in Kanalrichtung
$Z_{Eingriff}$	Kartesische Koordinate in Eingriffskanalrichtung
Z_{Kanal}	Kartesische Koordinate in Zwischenraumkanalrichtung

12.2 GRIECHISCHE SYMBOLE

α_L	Wärmeübergangskoeffizient zwischen Feststoffpartikeln und Luft
α_{WZ}	Wärmeübergangskoeffizient am Walzenzylinder
α_{HS}	Wärmeübergangskoeffizient an der Hauptspindel
β	Schrägverzahnungswinkel
ε	Stauchung
φ	Gangsteigungswinkel im Einschnecken-Füllteil
φ_0	Ersatzwinkel zur Beschreibung des Bogens an der Zahnflanke
φ_1	Winkel zur Beschreibung des Bogens am Zahnfuß
φ_2	Winkel zur Beschreibung des Bogens an der Zahnflanke
φ_3	Winkel zur Beschreibung des Bogens am Zahnkopf
$\dot{\gamma}$	Schergeschwindigkeit
$\bar{\gamma}$	Mittlere Schergeschwindigkeit
$\bar{\gamma}_{Ring}$	Mittlere Schergeschwindigkeit im Anlauftring
$\bar{\gamma}_R$	Mittlere repräsentative Schergeschwindigkeit
$\bar{\gamma}_{R,Spalt}$	Mittlere repräsentative Schergeschwindigkeit im Spalt
$\bar{\gamma}_{R,Kanal}$	Mittlere repräsentative Schergeschwindigkeit im Spalt
η	Dynamische Viskosität
λ	Wärmeleitfähigkeit
λ_1	Wärmeleitfähigkeit Material 1
λ_2	Wärmeleitfähigkeit Material 2

λ_L	Wärmeleitfähigkeit von Luft
λ_M	Wärmeleitfähigkeit der Schmelze
$\lambda_{M,0}$	Wärmeleitfähigkeit der Schmelze bei 0 °C im Materialmodell
$\lambda_{M,m}$	Steigung der Wärmeleitfähigkeit der Schmelze im Materialmodell
λ_S	Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs
$\lambda_{S,0}$	Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs bei 0 °C im Materialmodell
$\lambda_{S,m}$	Steigung der Wärmeleitfähigkeit des Feststoffs im Materialmodell
π_p	Dimensionsloser Druckgradient
$\pi_{p,Eingriff}$	Dimensionsloser Druckgradient im Eingriffskanal
$\pi_{p,Kanal}$	Dimensionsloser Druckgradient im Zwischenraumkanal
$\pi_{p,PS=3}$	Dimensionsloser Druckgradient für 3 Planetenspindeln
$\pi_{p,PS=6}$	Dimensionsloser Druckgradient für 6 Planetenspindeln
$\pi_{p,Ring}$	Dimensionsloser Druckgradient im Anlauftring
π_V	Dimensionsloser Volumenstrom
$\pi_{V,Eingriff}$	Dimensionsloser Volumenstrom im Eingriffskanal
$\pi_{V,Kanal}$	Dimensionsloser Volumenstrom im Zwischenraumkanal
$\pi_{V,PS=3}$	Dimensionsloser Volumenstrom für 3 Planetenspindeln
$\pi_{V,PS=6}$	Dimensionsloser Volumenstrom für 6 Planetenspindeln
$\pi_{V,Ring}$	Dimensionsloser Volumenstrom im Anlauftring
$\pi_{V,\Delta p=0}$	Maximal förderbarer dimensionsloser Volumenstrom im drucklosen Zustand
θ_{min}	Dimensionslose minimale Verweilzeit
θ_T	Dimensionslose Feststofftemperatur
$\phi_{vol,1}$	Volumenanteil Material 1
$\phi_{vol,2}$	Volumenanteil Material 2
$\phi_{wt,1}$	Gewichtsanteil Material 1
$\phi_{wt,2}$	Gewichtsanteil Material 2
ρ	Dichte
ρ_1	Dichte Material 1

ρ_2	Dichte Material 2
ρ_B	Schüttdichte
ρ_M	Schmelzedichte
$\rho_{M,0}$	Schmelzedichte bei 0 °C im Materialmodell
$\rho_{M,m}$	Steigung der Schmelzedichte im Materialmodell
ρ_S	Feststoffdichte
$\rho_{S,0}$	Feststoffdichte bei 0 °C im Materialmodell
$\rho_{S,m}$	Steigung der Feststoffdichte im Materialmodell
σ_0	Dehnspannung
τ	Fourier-Zahl
ν	Kinematischen Viskosität
ξ	Dimensionsloser Radius

13 LITERATURVERZEICHNIS

- [AGS07] Altinkaynak, A., Gupta M., Spalding M.A.; Crabtree S.A.: Numerical investigation of the effect of screw temperature on the melting profile in a Single-Screw Extruder, ANTEC 2007, S. 430-434
- [AGS11] Altinkaynak, A., Gupta M., Spalding M.A.; Crabtree S.A.: Melting in a Single Screw Extruder – Experiments and 3D Finite Element Simulations, Intern. Polymer Processing 26, 2011, 2, S. 182-197
- [AnB80] Anders, S.; Brunner, D.: Untersuchungen zur Mischgütebestimmung beim Extrudieren, Teil I, Plaste und Kautschuk 27, 1980, 6, S. 320-324
Teil II, Plaste und Kautschuk 27, 1980, 7, S. 385-389
- [Ans93] Ansahl, J.: Grundlagen zur Auslegung dichtkämmender Gleichdrall-Doppelschneckenextruder, Dissertation, Universität Paderborn, 1993
- [AvB15] Avila, A., Bonten, C.: Aufschmelzleistung eines Einschneckenextruders mit genuteter Plastifizierungszone. 24. Stuttgarter Kunststoffkolloquium, Stuttgart, 2015
- [Bas00] Bastian, M.: Plastifizierung und Morphologie von Polymerblends, Dissertation, Universität Paderborn, 2000
- [Ber59] Bernhardt, E. C.: Processing of thermoplastic materials, Reinhold Publishing Corporation, 1959
- [Ber91] Berghaus, U.: Der Gleichdrall-Doppelschneckenextruder als kontinuierlicher Reaktor bei der reaktiven Extrusion von Polyamiden und Styrolpolymerisaten, Dissertation, RWTH Aachen, 1991
- [BiM74] Bigio, D.; Middleman, S.: Mixing in a Screw Extruder. A Model for Residence Time Distribution and Strain, Ind. Eng. Fundm. 13, 1974, 1, S.66-71
- [Bir15] Birr, T.: Verarbeitung von langglasfaserverstärkten Thermoplasten für Spritzgussanwendungen auf dem Planetwalzenextruder, Dissertation, Technischen Universität Berlin, 2015
- [Bir17] Birr, T.: PVC ohne Vormischen extrudieren, <https://www.kgk-rubber-point.de/21142/pvc-ohne-vormischen-extrudieren/>, erschienen am 13.10.2017, zuletzt abgerufen am 04.01.2020
- [BoM88] Bolder, G.; Menges, G.: Auslegung der Durchsatzregelung von Extrusionslinien, Kunststoffe 78, 1988, 11, S. 1059-1064.
- [Bon14] Bonten, C.: Kunststofftechnik - Einführung und Grundlagen. Carl Hanser Verlag, 2014
- [Boo80] Booy, M. L.: Isothermal Flow of Viscous Liquids in Corotating Twin Screw Devices, Polymer Engineering and Science 20, 1980, S. 1220-1228.
- [BSG09] Bastian, M., Stübs, O., Gehring, A.: Energie endlos sparen, Kunststoffe 10, 2009, S. 160-167
- [CaS13] Campbell, G A., Spalding, M. A.: A mechanism for solid bed breakup in single-screw extruders, SPE ANTEC Tech. Papers 60, 2014, 1152
- [CCV00] Carneiro, O.S., Covas, J.A., Vergnes, B.: Experimental and theoretical study of twin-screw extrusion of polyethylene, Journal of Applied Polymer Science 78, 2000, 7, S. 1419-1430
- [CeB15] Celik, O., Bonten, C.: Dreidimensionale Simulation der genuteten Einzugszone eines Einschneckenextruders. In: 24. Stuttgarter Kunststoffkolloquium, Stuttgart, 2015
- [ChW90] Chung, C.I., Wang, N.: Conduction Melting of Polymer Pellets, Polymer Engineering and Science 30, 1990, 19, S. 1200-1204

- [DeH80] Denson, C.D.; Hwang, B.K.: The Effect of Leakage and Cross Channel Flows on the Performance of Co-Rotating Twin Screw Extruders, ANTEC 26, 1980, S. 107-109
- [EBB02] Elemans, P.H.M., Bleimann, P., Blanchard, J.: Evaluation of melting performance of a co-rotating twin-screw extruder, ANTEC 2002
- [EGB14] Erb, T., Geiger, K., Bonten, C.: Mixing Processes – Influence of the Viscosity Model on Flow Calculations, 29. International Conference of the Polymer Processing Society, Nürnberg, 2014
- [Ehr16] Ehrling, M.: Analyse des Aufschmelzprozesses von gefüllten und pulverförmigen Kunststoffen bei der Verarbeitung mittels Planetwalzenextrudern, Bachelorarbeit, Hochschule für angewandte Wissenschaften Würzburg-Schweinfurt, 2016
- [ErB13] Erb, T., Bonten, C.: A novel method for the evaluation of particle tracking simulations of mixing process, ANTEC 2013
- [Fle00] Flecke, J.: Grundlagen zur Simulation des Prozessverhaltens eines Gleichdrall Doppelschneckenextruders bei der Aufbereitung mineralisch gefüllter Polymere, Dissertation, Universität Paderborn, 2000
- [GJK90] Gotsis, A.D.; Ji, Z.; Kalyon, D.M.: 3-D Analysis of the Flow in Co-Rotating Twin Screw Extruders; ANTEC 36, 1990, S. 139-142
- [GJQ03] Gogos, C.G, Jeong B.J, Qian B.: Predicting Plastic Energy Dissipation (PED) using phenomenological constitutive equations for glassy and semi-crystalline polymer solids, ANTEC 2003, S. 126-131
- [Gof96] Goffart, D., et. al.: Three-Dimensional Flow Modeling of a Self-Wiping Corotating Twin-Screw Extruder. Part I: The Transporting Section, Polymer Engineering and Science, Bd. 36, 1996, S. 901-911.
- [Gra12] Grammel, S.: 3D-Modellierung des Aufschmelzvorgangs im Einschneckenextruder, IKV-Kolloquium, Aachen, 2012
- [Gre94] Grefenstein, A.: Rechnergestützte Auslegung von Schneckenreaktoren am Beispiel des dichtkämmenden Gleichdrall-Doppelschneckenextruders, Dissertation, RWTH Aachen, 1994
- [Gre12] Greger, M.: Entwicklung einer verstellbaren Dispergierringtechnik für Planetwalzenextruder, Dissertation, Technische Universität Berlin, 2012
- [Gri62] Griffith, R. M.: Fully developed Flow in Screw Extruders, Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals, 1, 1962, S. 180-187,
- [HaS01] Haberstroh, E., Schlüter, M.: The use of modern technologies in the development of simulation software, Journal of Polymer Engineering 21, 2001, 2-3, S.209-224
- [HaS02] Haberstroh, E., Schlüter, M.: Design of twin screw extruders with the MOREX simulation software, 18. Proceedings of the Polymers Processing Society, Guimaraes, 2002
- [Her90] Herrmann, H.: Getrennte Aufbereitung und Verarbeitung oder Direktextrusion, Direktverarbeitung -Integration von Aufbereitung und Verarbeitung, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1990
- [Her16] Herken, T.: Verarbeitung von PET auf gleichläufigen Doppelschneckenextrudern, Dissertation, Universität Paderboern, 2016
- [Hei05] Heindl, M.: Einfluss von Dehnströmungen auf die Morphologieausbildung in Polymerblends, Dissertation, Universität Erlängen-Nürnberg, 2005
- [HKG12] Hopmann, C., Kremer, C., Grammel, S.: Predicting the Melting Behavior Within a Single Screw Extruder Using 3D FVM Simulations, 28. Proceedings of the Polymer Processing Society, Pattaya, 2012
- [HKP89] Hensen, F.; Knappe, W.; Potente, H.: Handbuch der Kunststoff-Extrusionstechnik - 1. Grundlagen, Hanser Verlag, München, 1989

- [HoA11] Hochrein, T., Alig, I.: Prozessmesstechnik in der Kunststoffaufbereitung, Vogel Verlag, Würzburg, 2011
- [HoG13] Hopmann, Ch.; Grammel, S.: Plastifizierzone virtuell auslegen; Kunststoffe 103, 2013, 10, S. 220-224
- [Hop13] Hopmann, Ch.; Dering, J. P. ; Sitz, S.; Fallasch, M.: Improvement of the mixing effect of a pin barrel extruder by pin geometry variation, Science meets tires – Perspectives for Tire Technology, Aachen, 2013, S. 80-83
- [Hor87] Hornsby, P. R.: Flow and mixing phenomena in a co-rotating intermeshing twin-screw extruder, *Plastics and Rubber Processing and Applications*, 7, 1987, 4, S. 237-240
- [HWE13] Hopmann, Ch., Windeck, Ch., Eilbracht, S., Yesildag, N.: Numerical Analysis of Flow Phenomena in the Extrusion Process – A Review on Simulation Research at the IKV, Proceedings der ANSYS Conference & des 31. CADFEM Users' Meetings 2013, S. 1-26
- [InM81] Ingen Housz, J. F., Meijer, H. E. H.: The Melting Performance of Single Screw Extruders, *Polymer Engineering and Science* 21, 1981, 6, S. 352-359
- [Jan78] Janssen, L.P.B.M.: Twin-Screw Extrusion, Elsevier, Amsterdam-New York, 1978
- [Jun04] Jung, H.-C.: Investigation of melting in a modular intermeshing co-rotating twin screw extruder, Dissertation, University of Akron, 2004
- [JWW07] Jiang, Q., Wilczynski, K. White, J.L.: A Composite Model for solid conveying, melting, pressure, temperatures and fill factor in a metered fed closely intermeshing counter-rotating twin screw extruder, ANTEC 2007, S. 491-496
- [Kap86] Kapfer, K.: Auslegen von Extruderzonen, in denen Wärme durch Leitung und Dissipation zugeführt wird, Wärmeübertragung bei der Kunststoffaufbereitung, VDI Verlag, Düsseldorf, 1986
- [KaW13] Karrenberg, G. Wortberg, J.: 3D-CFD-Simulation of melting processes in a high-speed-extruder with solid-melt-separation, 10th International Conference Advances in Plastics Technology, Gliwice, 2013
- [KaW13a] Karrenberg, G., Wortberg, J.: 3D-CFD-Simulation of polymer plastification in a single screw extruder under high-speed conditions, ANTEC 2013, Cincinnati
- [KeS81] Kemblowski, Z.; Sek, J.: Residence Time Distribution in a real Single Screw Extruder, *Polym. Eng. and Sci.* 12, 1981, 21, S.1194-1202
- [Kes91] Kessler, H.: Modell zum stationären und instationären Mischen in konventionellen Einschneckenextrudern. Dissertation, Universität Paderborn, 1991
- [Koc87] Koch, M.: Berechnung und Auslegung von Nutbuchsentrudern, Dissertation, Universität Paderborn, 1987
- [Koh16] Kohlgrüber, K.: Der gleichläufige Doppelschneckenextruder - Grundlagen, Technologie, Anwendungen, Hanser Verlag, München, 2016
- [Kra74] Kraybill, R.R.: Power for Multi-Section Melt Screw Extruders, ANTEC 1974, S. 331-334
- [Kra75] Kraybill, R.R.: Power for Multi-Section Melt Screw Extruders, *Polym. Eng. and Sci.* 15, 1975, 10, S. 725-730
- [KrB14] Kroh, M, Bonten, C.: Mischvorgänge sichtbar gemacht. In: Kunststoffe 7, 2014, S. 74–77
- [Kre64] Krekel, J.: Herstellung und Messung von Scherströmungen mit extrem großer Schubspannung und ihr Einfluss auf die Zerkleinerung von Agglomeraten, Dissertation, TH Karlsruhe, 1964
- [Kre04] Kretschmer, K.: Untersuchung und Beschreibung des Prozess- und Mischverhaltens von Mischelementen für Gleichdrill-Doppelschneckenextruder, Dissertation, Universität Paderborn, 2004

- [KSB13] Knieper, A., Spohr, G. Beinert, C.: Aufschmelzen von Polymeren in gleichläufigen Doppelschneckenextrudern, GAK 66, 2013, 8
- [KTP00] Vorlesungsskript Kunststofftechnik, Universität Paderborn, 2000
- [KTP13] SIGMA Handbuch, SIGMA-Version 9.0.3, Universität Paderborn, 2013
- [Küh86] Kühnle, H.: Calculation and Optimization of Melt Extruders, J. Polym. Eng. 6, 1986, 1, S. 51-77
- [Lak15] Lakemeyer, C.: Temperaturberechnung intern inntemperierter Einschnecken, Dissertation, Universität Paderborn, 2015
- [Lin76] Lindt, J. T.: A Dynamic Melting Modul for a Single Screw Extruder, Polymer Engineering and Science, 16, 1976, 4, S. 284 – 291
- [LSF02] Limper, A.; Seibel, S.; Fattmann, G.: Compounding Unit Planetary Roller Extruder, Macromolecular Materials and Engineering, 287, 2002, 11, S. 815-823
- [LWS12] Leßmann, J.S., Weddige, R., Schöppner, V., Porsch, A.: Modelling the Solids Throughput of Single Screw Smooth Barrel Extruders as a Function of the Feed Section Parameters, International Polymer Processing 27, 2012, 4, S.468-477
- [LWS16] Langen, P., Werner, J., Stübs, O., Hochrein, T., Bastian, M., Zeiler, T., Heinz, B.: Energieoptimierte Extrusionslinie - Entwicklung, Herstellung und Bewertung für die Kunststoffverarbeitung; Gemeinsamer Schlussbericht zum Forschungsvorhaben Förderkennzeichen 03ET1082A, Projektträger Jülich, 2016
- [Mad59] Maddock, B. H.: A Visual Analysis of Flow and Mixing in Extruder Screws, SPE Journal, 15, 1959, 5, S. 383-389
- [MaF87] Manas-Zloczower, I., Feke, D.: Particulate Science and Technology , 5,1987, S. 383-396
- [MaF89] Manas-Zloczower, I.; Feke, D.: International Polymer Processing IV, 1989, S. 3-8
- [Mal93] Malkin, A.Y.: Estimation of Quality of Mixing. Intern. Polymer Processing VIII, 1993, S. 2
- [MaM53] Mallook, R.S.; McKelvey, J.M.: Power Requirements of Melt Extruders, Ind. Eng., Chem. 45, 1953, 5, S. 987-989
- [Mar72] Martin, G.: Untersuchung der Homogenisierungsfunktion von Einschneckenextrudern für die Kunststoffverarbeitung. Dissertation, Universität Karlsruhe, 1972
- [MeB90] Meijer, H.; Bos, H.: Mischen und Kneten im Einschneckenextruder, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1990
- [MeE88] Meijer, H.E.H.; Elemans, P.H.M.: The Modeling of Continuous Mixers, Part I: The Corotating Twin Screw Extruder, Polymer Engineering and Science, 28, 1988, 5, S. 275-290
- [MeG72] Menges, G.; Gierich, V.: Eine neue Messtechnik für die Mischungshomogenität und Reinheit des Extrudates, GAK 9, 1972, S.818-826.
- [MEL86] Meijer, H.E.H.; Elemans, P.H.M.; Lardinoye, H.H.M.; Kremer, G.: Zur Modellierung von schmelzegefüllten Zweischnckenextrudern, Wärmeübertragung bei der Kunststoffaufbereitung, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1986
- [Mel98] Melisch, U.: Grundlagen zur Simulation des Förder- und Plastifizierprozesses dichtkämmender Gleichdrall-Doppelschneckenextruder, Dissertation, Universität Paderborn, 1998
- [Mic09] Michaeli, W.: Extrusionswerkzeuge für Kunststoffe und Kautschuk – Bauarten, Gestaltung und Berechnungsmöglichkeiten, Hanser Verlag, München, 2009
- [Mos11] Moscicki, L.: Extrusion-Cooking Techniques, WILEY-VCH Verlag, Weinheim, 2011
- [MRW00] Mours, M.; Reinelt, D.; Wagner, H.-G.; Gelbert, N.; Hofmann, J.: Melt Conveying in Co-Rotating Twin Screw Extruders, International Polymer Processing XIV, 2000, 2, S. 124-132

- [Nor02] Noriega, M.d.P.: In-Line Measurement of the Polymer Melting Behavior in Single Screw Extruders, Dissertation, University of Wisconsin, Madison, 2002
- [Pah85] Pahl, M.: Mischen in Schneckenmaschinen, Teil 1: Homogenisieren, Chem.-Ing.-Tech. 57, 1985, 5, S. 421-430.
- [Pah85a] Pahl, M.: Mischen in Schneckenmaschinen, Teil 2: Suspendieren, Desagglomerieren und Emulgieren, Chem.-Ing.-Tech. 57, 1985, 6, S. 506-511.
- [Pah86] Pahl, M.H.: Mischen beim Herstellen und Verarbeiten von Kunststoffen, VDI Verlag, Düsseldorf, 1986
- [Pap06] Pape, J.: Simulation von Einschneckenkonzepten zur Hochleistungsplastifizierung, Dissertation, Universität Paderborn, 2006
- [Pea77] Pearson, J. R. A.: Recent developments in the modelling of plasticating, The Chemical Engineer, 1977, S. 91 – 94
- [PFK00] Potente, H., Flecke, J., Kretschmer, K.: A Physico-Mathematical Model for the Dispersion Process in a Co-Rotating Intermeshing Twin Screw Extruder, ANTEC 2000
- [PFM88] Potente, H., Fornefeld, A., Michel, P.: Abschätzung der Antriebsleistung und Massetemperatur; Plastverarbeiter 39, 1988, 5, 34/40
- [PHR94] Potente, H., Hanhart, W., Reski, T.: Design and processing optimization of extruder screws, Polymer Engineering & Science 34, 1994, 11, S. 937-945
- [PLF84] Potente, H.; Lappe, H.; Fornefeld, A.: Verweilzeit in Einschneckenextrudern, Plastverarbeiter 35, 1984, 2, S.31-33
- [PoI02] Polymeraufbereitung, Technischer Fortschritt zur Steigerung von Leistung und Produktqualität, VDI-Verlag, Düsseldorf, 2002
- [Pot81] Potente, H.: Auslegung von Schmelzeextrudern für Kunststoffschmelzen mit Potenzgesetzverhalten, Kunststoffe 8, 1981, 71, S.474-478
- [Pot83] Potente, H.: Approximationsgleichungen für Schmelzeextruder, Rheologica Acta 4, 1983, 22, S.387-395
- [PoL85] Potente, H.; Lappe, H.: Verweilzeit- und Längsmischgradgleichungen für Schmelzeextruder, Kunststoffe 75, 1985, 11, S. 855-858
- [Pot86] Potente, H.: 1. Kunststofftechnisches Seminar - Verfahrenstechnische Auslegung von Plastifizier- und Schmelzeaggregaten, Universität Paderborn, 1986
- [Pot88] Potente, H.: Zum Mischen rheologisch inhomogener Stoffsysteme auf Einschneckenextrudern, Rheol. Acta 27, 1988, S.410-417
- [Pot90] Potente, H.: Mitarbeiter: Rechnergestützte Extruderauslegung, Kunststofftechnisches Seminar, Universität Paderborn, 1990
- [PSK08] Potente, H., Schöppner V., Kloke, P., Thümen, A.: A disperse melting model with consideration of the solids temperature profile and its experimental verification, 24th International Conference of the Polymer Processing Society, Salerno, 2008
- [Raa61] Raasch, J.: Beanspruchung und Verhalten suspendierter Feststoffteilchen in Scherströmungen hoher Festigkeit, Dissertation, TH Karlsruhe, 1961
- [Rad06] Radovanovic, I.: Untersuchungen der Zusammenhänge zwischen Verarbeitung und Optimierung der Rezeptur von Wood Plastic Composites, Dissertation, Universität Osnabrück, 2006
- [Rao89] Rao, N.: Der Extruder im Extrusionsprozeß, Hrsg. VDI, VDI – Gesellschaft Kunststofftechnik, VDI-Verlag, Düsseldorf 1989
- [Rau86] Rauwendaal, C.: Polymer Extrusion, Carl Hanser Verlag, München, 1986
- [Rau93] Rauwendaal, C.: Dispersed Solids Melting Theory, ANTEC 1993, S. 2232-2237
- [RoF22] Rowell, H. S.; Finlayson, D.: Screw Viscosity Pumps, Engineering 114, 1922, S. 606-607.

- [RoF28] Rowell, H. S.; Finlayson, D.: Screw Viscosity Pumps, Eng. 28, 1928, S. 385/387
- [Rus06] Rust H.: Aufbereitung empfindlicher Materialien mit dem Planetwalzenextruder, SKZ Compoundiertage, Würzburg 2006
- [Sch70] Schenkel, G.: Entwurf und Betrieb von Kunststoff-Schneckenpressen auf der Grundlage einer Qualitätstheorie,
Teil I: Kunststoffe 60, 1970, 1, S.52-60
Teil II: Kunststoffe 60, 1970, 2, S.129-135
Teil III: Kunststoffe 60, 1970, 3, S.196-200
- [Sch95] Schöppner, V.: Simulation der Plastifiziereinheit von Einschneckenextrudern, Dissertation, Universität Paderborn, 1995
- [Sch06] Schwer, L. E. An Overview of the Guide for Verification and Validation in Computational Solid Mechanics, ASME 2006
- [ScL14] Schöppner, V., Leßmann, J.: Validation of Discrete Element Simulations in the Field of Solids Conveying in Single-screw Extruders, 30th International Conference of the Polymer Processing Society, Cleveland, 2014
- [SHF14] Schöppner, V., Herken, T., Feinders, F., Scharr, K.: Simulation des Compoundiervorgangs im Doppelschneckenextruder, Modellierung – Simulation – Auslegung., VDI Aufbereitungstechnik, VDI-Verlag, 2014
- [Spo12] Spohr, G.: Research of Energy Dissipation in Thermoplastics in High Speed and High Torque Twin-Screw Extruders. Master-Thesis, Technische Universität Darmstadt, 2012
- [Ste08] Stewering, J.: Dreidimensionale Simulation und Visualisierung von Strömungs- und Mischprozessen im Doppelschneckenextruder, Dissertation, Technische Hochschule Aachen, 2008
- [SzW87] Szydowski, W.; White, J. L.: A Non-Newtonian Model of Flow in a Kneading Disk Region of a Modular Intermeshing Corotating Twin Screw Extruder, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 28, 1988, S. 29-46.
- [SzW13] Szöke, L. Wortberg, J.: CFD-Based simulation of operation point influences on product changing processes, 29th Proceedings of Polymer Processing Society, Nürnberg, 2013
- [Tad66] Tadmor, Z. : Fundamentals of Plasticising Extrusion, Polymer Engineering and Science 6, 1966, 7, S. 185-190
- [Tau14] Taufertshöfer, T: Einfluss der Verfahrenstechnik eines Planetwalzenextruders auf die elektrische Leitfähigkeit rußgefüllter Polyolefine, Dissertation, Technische Universität Berlin, 2014
- [TaZ78] Tadmor, Z., Klein, I.: Engineering Principles of Plasticizing Extrusion, Publishing Company, Huntington, New York, 1978
- [TGC12] Teixeira, C., Gaspar-Cunha, A., Covas, J.A. : Flow and Heat Along the Length of a Co-rotating Twin Screw Extruder. Polymer-Plastics Technology and Engineering 51, 2012, S. 1567–1577
- [Thü08] Thümen, A.: Disperses Aufschmelzen in Doppelschneckenextrudern, Dissertation, Universität Paderborn, 2008
- [Tod88] Todd, D. B.: Heat transfer in twin screw extrusion, ANTEC 88, S. 54-58, 1988
- [Trä17] Träger, M. F.: Additive Fertigung von Kunststoffzahnradern - Konstruktionsalgorithmen, automatischer Entwurf von Stirnradstufen, Herstellbarkeit und Tragfähigkeit, Dissertation, Technische Universität München, 2017
- [Tri18] Trippe, J.: Erweiterung der Modellierung zur Durchsatz- und Leistungsberechnung von Feststoffförderprozessen in der Einschneckenextrusion, Dissertation, Universität Paderboern, 2018

- [UKB14] Uhrig M., Kroh M., Bonten C., Munkes P., Kühn R.: Mischvorgänge sichtbar gemacht. Experimentelle Ermittlung der Strömungsvorgänge an Knetelementen, Kunststoff 2014, 7, S. 74-77
- [VDD98] Vergnes, B., Della Valle, G., Delamare, M.: A Global Computer Software for Polymer Flows in Corotating Twin Screw Extruders, Polymer Engineering & Science 38, 1998, 11
- [VDI93] Verein Deutscher Ingenieure (Hg.): Mischen von Kunststoff- und Kautschukprodukten, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1993
- [VDI13] Verein Deutscher Ingenieure (Hg.): VDI-Wärmeatlas, Springer Verlag, 2013
- [Vit12] Vitzthum, S.: Analyse des Plastifizierprozesses von Planetwalzenextrudern, Georg-Simon-Ohm Hochschule Nürnberg, 2012
- [WaM04] Wang D, Min K.: In-line monitoring of polymer melting process in a counter-rotating twin-screw extruder by ultrasound technique, ANTEC, 2004
- [Wer76] Werner, H.: Das Betriebsverhalten der zweiwelligen Knetscheiben – Schneckenpresse vom Typ ZSK bei der Verarbeitung von Hochviskosen Flüssigkeiten, Dissertation, TU München, 1976
- [WhC94] White, J. L., Chen, Z.: Simulation of Non-Isothermal Flow in Modular Co- Rotating Twin Screw Extrusion, Polymer Engineering & Science, 34, 1993, 3
- [WhJ08] White, J.L., Jung, H.: Modeling and Simulation of the Mechanisms of Melting in a Modular Co-rotating Twin Screw Extruder, Inter. Polymer Processing XXIII, 2008, 3, S. 242-251
- [WHK12] Wortberg, J., te Heesen, O., Ketteler, C., Szöke, L.: Dreidimensionale, instationäre Strömungssimulation zur Analyse von Farb- und Materialwechsellvorgängen, Zeitschrift Kunststofftechnik, Journal of Plastics Technology, 8, 2012, 5, S. 468-489
- [Win01] Winkelmann, Th.: Bewegungs-und Mischverhalten hochviskoser Flüssigkeiten im Mehrschneckenextruder MSE, Dissertation, Universität Paderborn, 2001
- [ZNG01] Zhu, L., Narh, K.A., Geng, X.A.: A Simplified Model for Particle Dispersed Melting Mechanism in Twin-screw Extrusion, 17th Proceedings of Polymer Processing Society, Montreal, 2001

14 ANHANG

14.1 MATERIALDATEN

Die Materialdaten wurden für die eingesetzten Materialien nach dem in Abschnitt 4.1 dargestellten Vorgehen ermittelt und beschrieben.

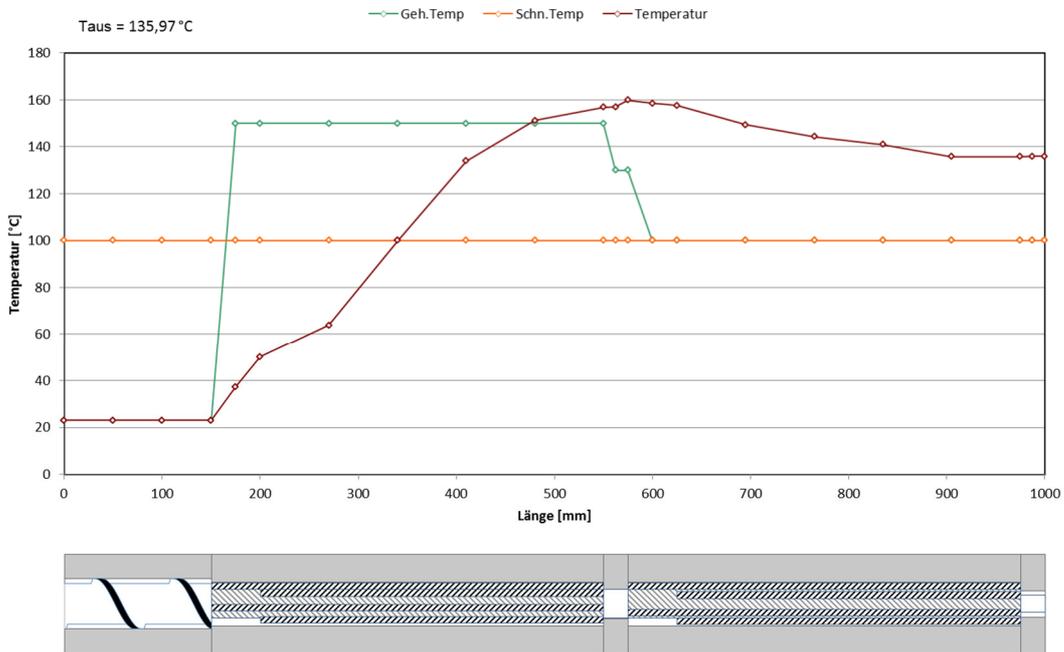
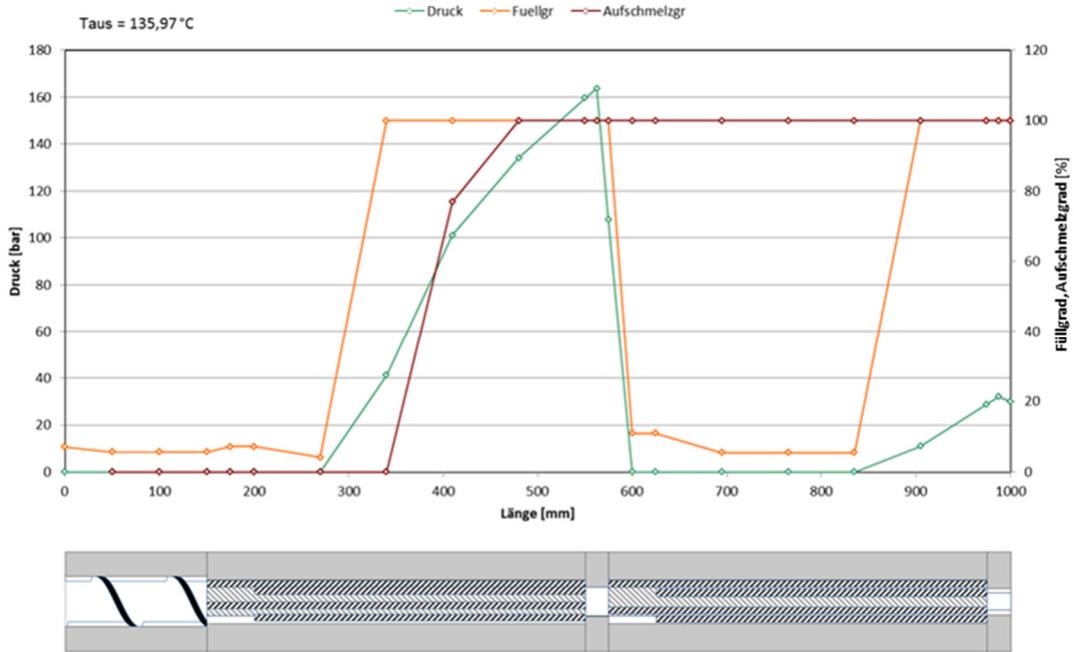
Allgemeine Informationen			
Bezeichnung	HDPE	PS	LLDPE
Hersteller	Sabic	BASF	LyndellBasell
Materialtyp	Vestolen 6060 N	PS 143 E	Luflexen 18 TFA
Viskositätsdaten			
A in Pas	12.581	7.800	1,751
B in s	0,10	0,30	0,01
C	0,87	0,70	0,77
E_0 in J/mol	6.338	73.715	27.970
T_B in °C	200	200	200
Thermodynamische Daten der Schmelze			
$\lambda_{M,0}$ in W/mK	0,250	0,155	0,250
$\lambda_{M,m}$ in W/mK ²	0,00034	0,00020	0,00032
$c_{p,M,0}$ in kJ/kgK	2,075	1,500	2,063
$c_{p,M,m}$ in kJ/kgK ²	0,00483	0,00280	0,00451
$\rho_{M,0}$ in kg/m ³	858	1.070	821
$\rho_{M,m}$ in kg/m ³ K	0,462	0,513	0,423
Thermodynamische Daten des Feststoffs			
$\lambda_{S,0}$ in W/mK	0,250	0,155	-
$\lambda_{S,m}$ in W/mK°C	0,00034	0,00020	-
$c_{p,S,0}$ in kJ/kgK	2,880	1,500	-
$c_{p,S,m}$ in kJ/kgK ²	0	0,00280	-
$\rho_{S,0}$ in kg/m ³	920	1040	-
$\rho_{S,m}$ in kg/m ³ K	0	0	-
Δh in J/g	377	150	-
T_{FI} in °C	130	100	-
ρ_B in kg/m ³	530	570	-
r_0 in mm	1,5	1,5	-

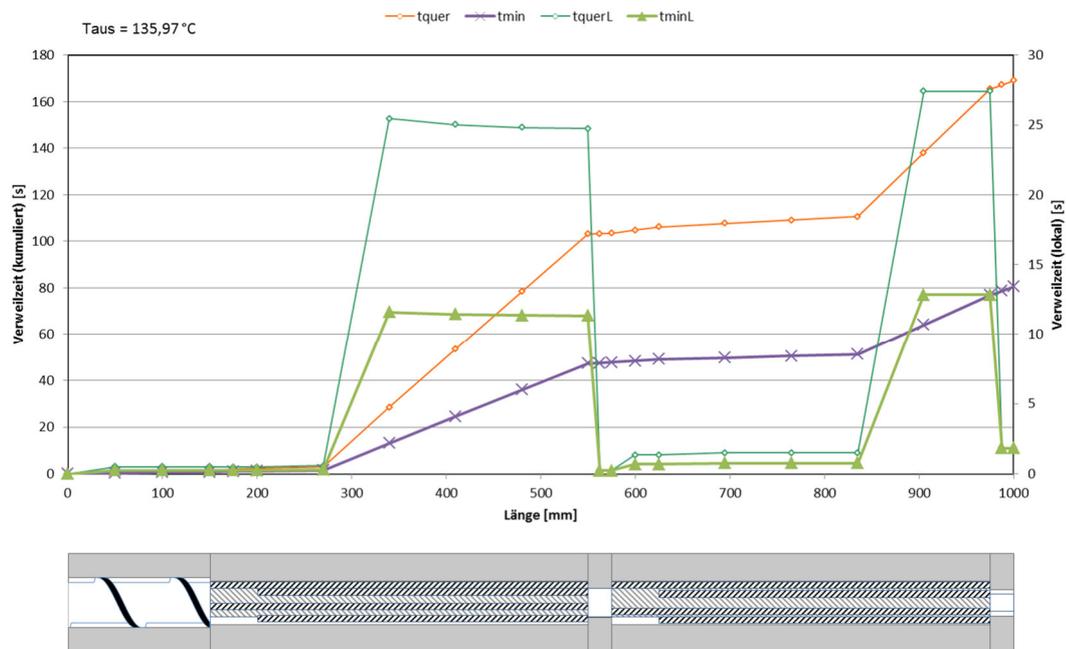
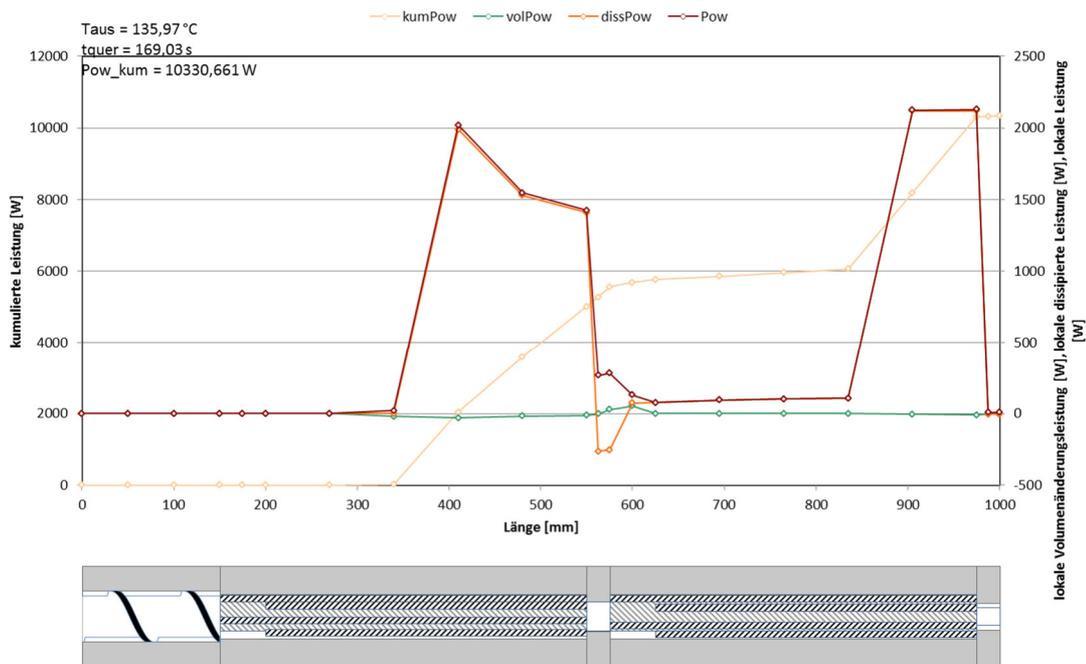
14.2 VERSUCHSPLAN ZUR VERWEILZEITBESTIMMUNG MITTELS LLDPE

Versuchs- Nummer	Drehzahl in 1/min	Durchsatz in kg/h	Spindel- temperatur in °C	Zylinder- temperatur in °C	Spindelzahl
LLDPE-01	70	5	keine	180	6
LLDPE-02	70	10	keine	180	6
LLDPE-03	70	15	keine	180	6
LLDPE-04	90	5	keine	180	6
LLDPE-05	90	10	keine	180	6
LLDPE-06	90	15	keine	180	6
LLDPE-07	110	5	keine	180	6
LLDPE-08	110	10	keine	180	6
LLDPE-09	110	15	keine	180	6
LLDPE-10	90	10	keine	180	3

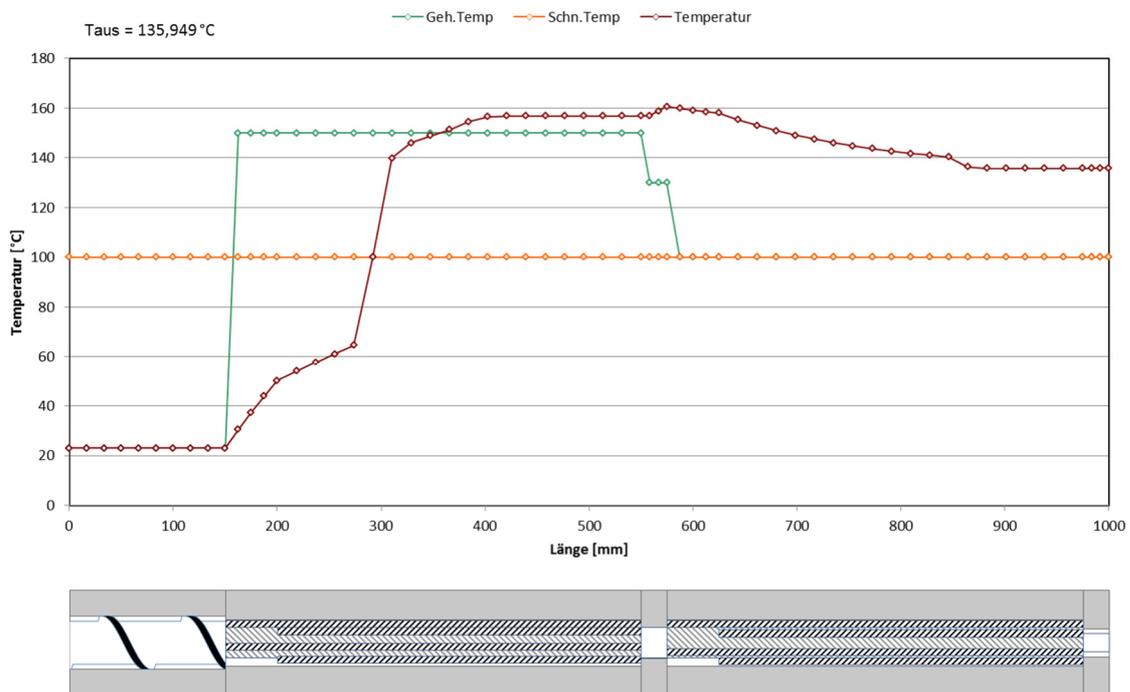
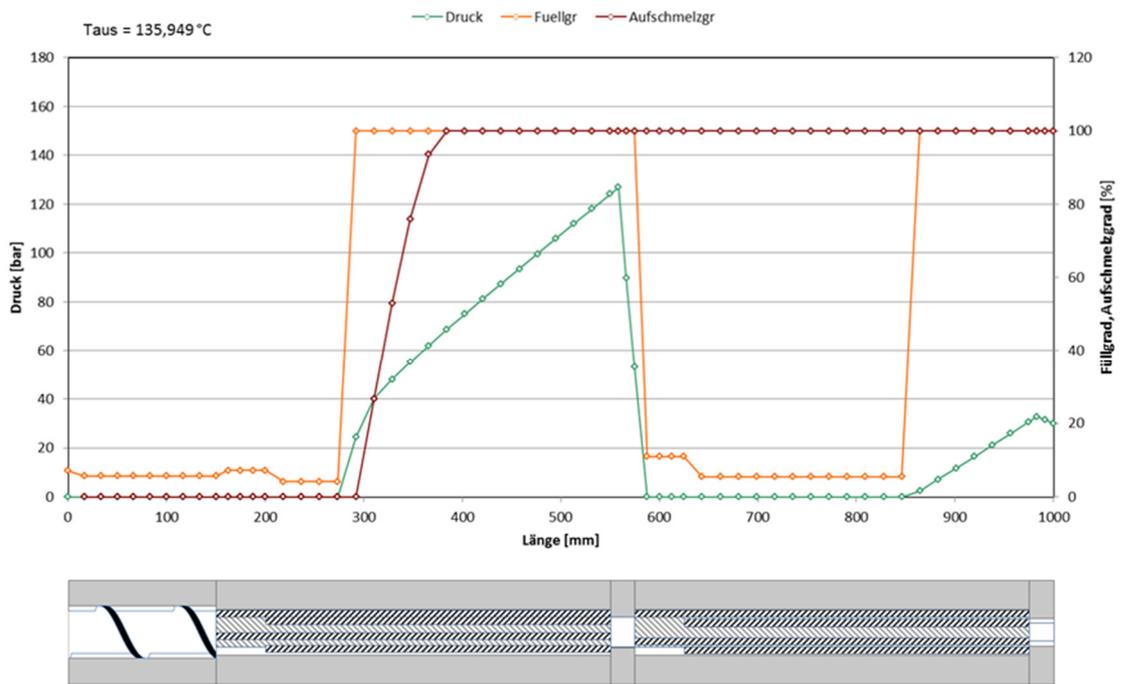
14.3 SENSITIVITÄTSANALYSE

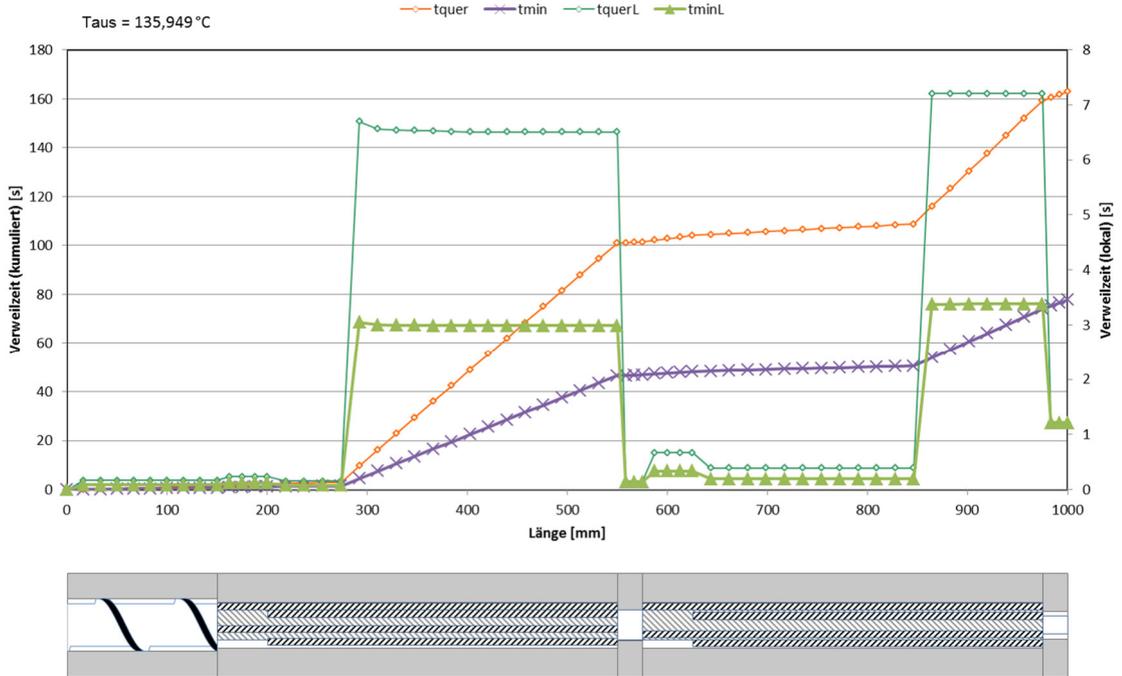
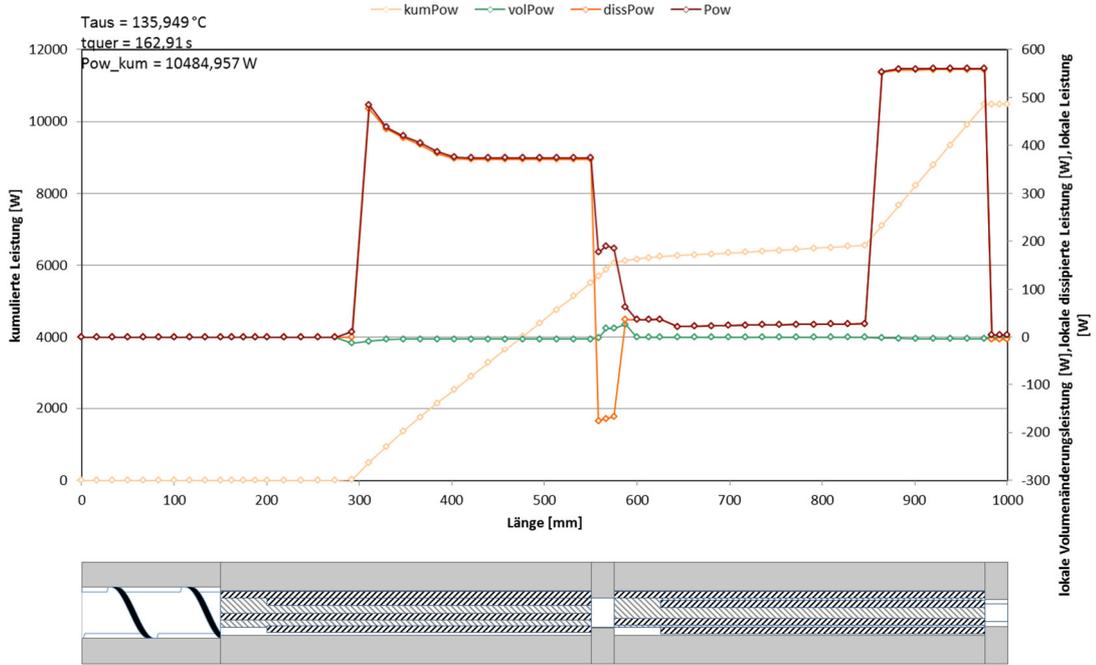
14.3.1 20 STÜTZSTELLEN



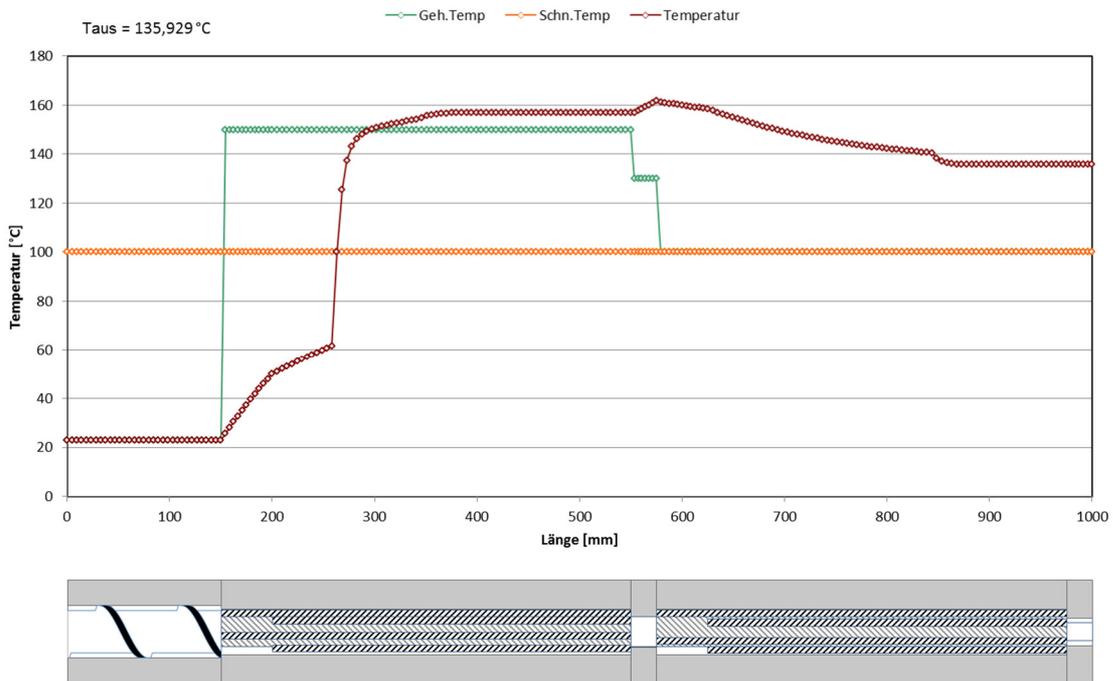
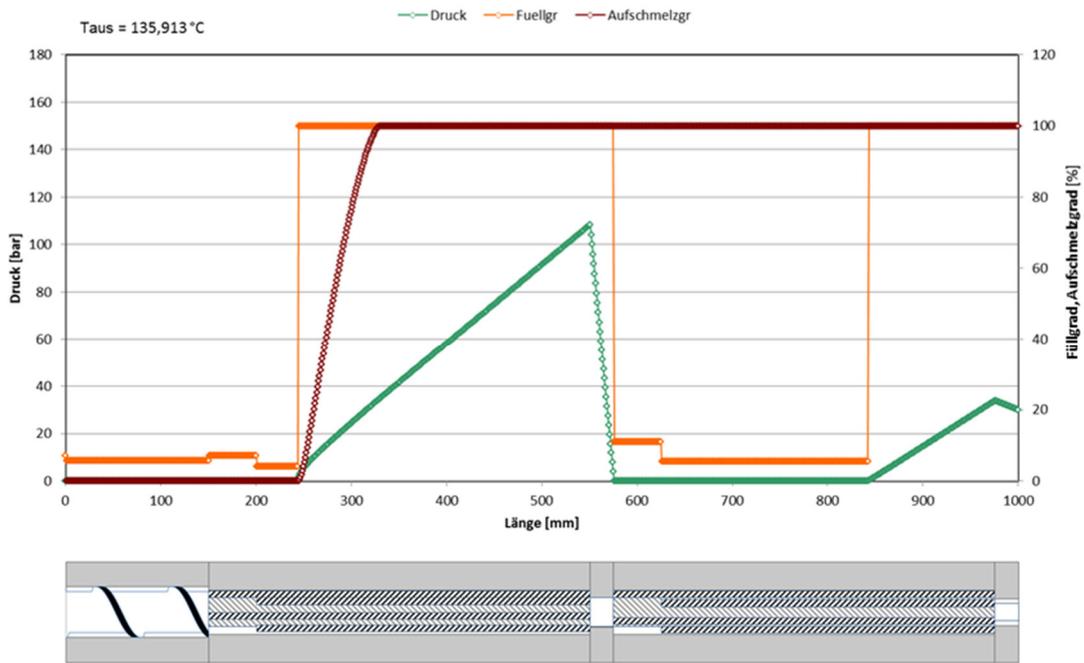


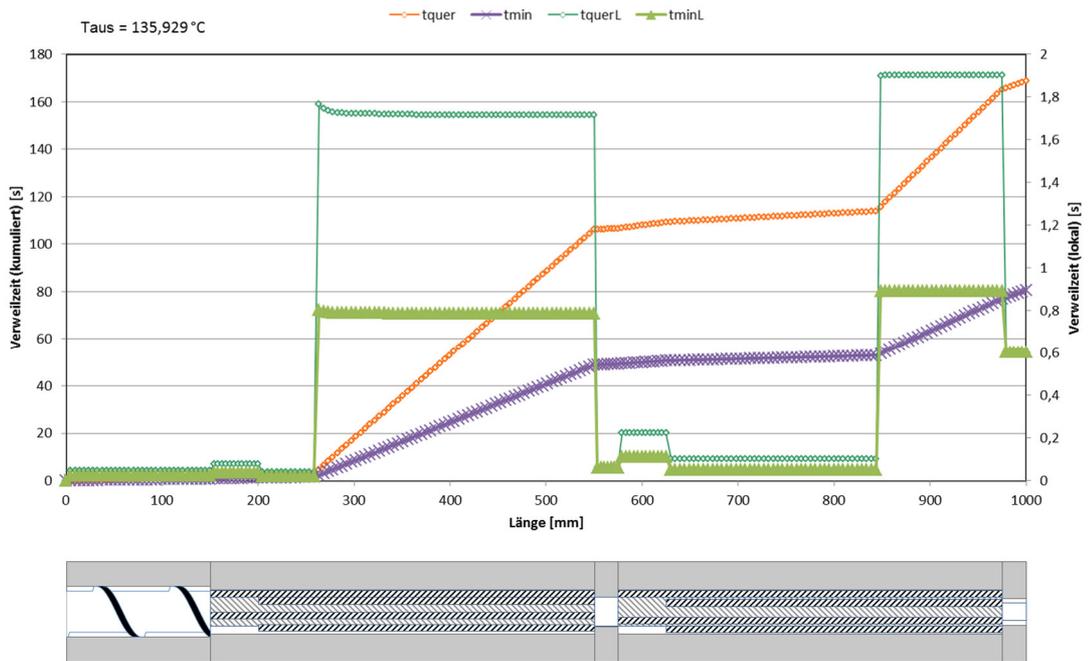
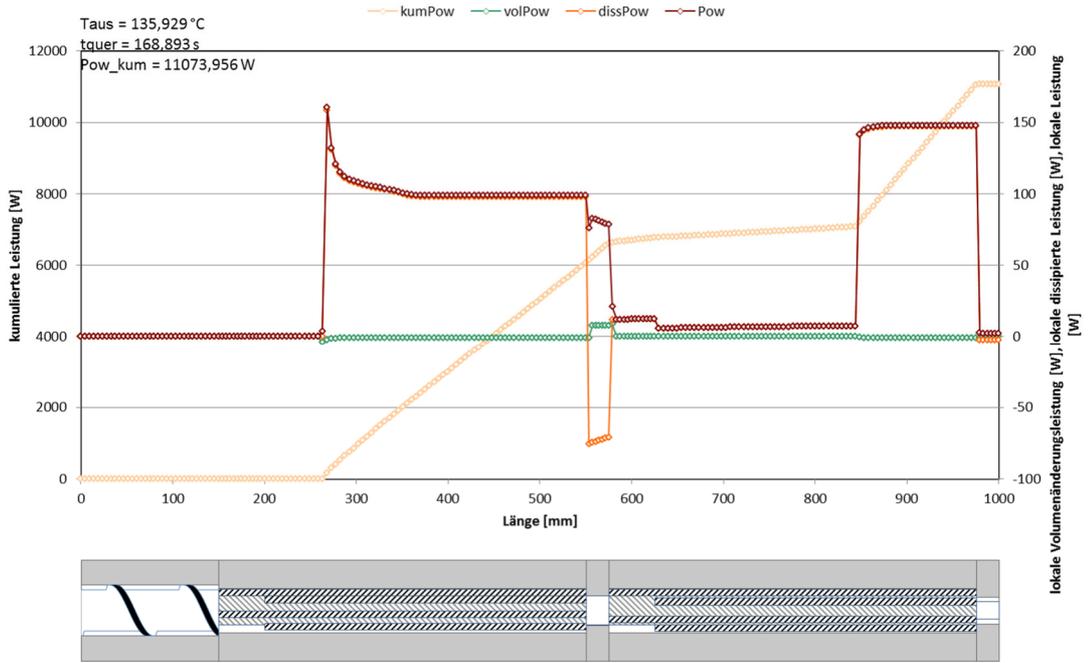
14.3.2 50 STÜTZSTELLEN





14.3.3 200 STÜTZSTELLEN





14.3.4 1000 STÜTZSTELLEN

