

# Verbesserungen am Einschneckenextruder

N 79-14245

TM-75759

Autoren: C. Hiemenz, G. Ziegmann, B. Franzkoch, W. Hoffmanns, W. Michaeli

Mitteilungen aus dem Institut für Kunststoffverarbeitung an der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen

## Fassfassung

In systematischen Untersuchung des Extrusionsprozesses auf dem Einschneckenextruder läßt sich dieser in einzelne Verfahrensschritte aufteilen. Entsprechend dieser Problematik wird im ersten Schritt die Dosierung des Aufgabegutes behandelt. Zu diesem Zweck wird eine kontinuierlich arbeitende Durchsatzmeßeinrichtung entwickelt, welche die Führungsgröße für die Regelung der Dosierung liefert.

Als Folgeschritt wird die Geometrie der Einfüllöffnung variiert. Diese beeinflusst den Einfüllvorgang und somit den Durchsatz des Extruders. Während bei gut fließenden Pulvern darauf geachtet werden muß, daß die im Schneckenkanal befindlichen Masseiteilchen nicht verungeschleudert werden können, muß bei schlecht fließenden Massen häufig die Öffnung verbreitert werden. Gute Rieselfähigkeit und eine geeignete Einfüllöffnung sind eine notwendige, aber nicht hinreichende Voraussetzung für einen hohen Durchsatz.

Die weitere Voraussetzung für einen hohen Durchsatz - und somit der nächste Verfahrensschritt - ist die materialgerechte Gestaltung der Einzugszone. Je nach Art des zu verarbeitenden Materials wird durch genutete bzw. mit Rillen versehene, teilweise konische Einzugsbuchsen ein gegen druckunabhängiger, erhöhter Durchsatz erreicht. In dieser Buchse werden bis zu 70 % der gesamten Schneckenleistung an das Material abgegeben. Bei starker Kühlung der Buchse werden große Energieeinsparungen durch das Kühlwasser abgeführt.

Plastifizieren und Homogenisieren werden als abschließende Verfahrensschritte im Extruder behandelt. Durch ein vollständiges Plastifizieren und ein gleichmäßiges Zer- und Verteilen aller Komponenten im Extrudat wird die einheitliche und gute Qualität des Materials gesichert.

Darüber bieten sich zum einen Schneckenelemente mit Stützschnecken an, zum anderen kann der Zylinder mit

## Abstract

For a close examination of the extrusion on a single screw extruder the process can be divided into several steps.

The first step is the dosage of the materials to be conveyed. For this reason a continuously working throughput measuring instrument has been developed giving the input value for the feeding control.

The second step is the modification of the shape of the feeding opening which influences the feeding process and consequently the throughput of the extruder.

While one has to attend to good rippling powders that mass elements will not be thrown out of the screw channel one has - in contrary - to enlarge the feeding opening for bad rippling ones. For a high throughput a good rippling ability and a proper feeding opening is necessary but not sufficient.

The third step is to meet the specific material requirements by optimizing the shape of the feeding zone. According to the kind of material an increased throughput, independent of the counter-pressure, can be reached by grooved, respectively ribbed, and partially conical feeding bushes. Up to 70 % of the entire screw capacity is transferred to the material in this bushing-section. A large amount of energy is taken away by the intensive bush cooling.

The last steps are plasticizing and homogenizing. A complete plastification and an uniform dispersion and distribution of all components in the extruder results in an homogeneous quality of the extruded material.

This is practically done by screw elements having slotted disks or by a barrel equipped with inserted mixing-pins which reach the screw core (therefore, the thread has to be interrupted). Both methods lead to a good mixture of the solid particles and the melt.

Mischstiften ausgerüstet werden, wobei die Schneckenstages unterbrochen werden müssen, da diese Mischstifte bis auf den Schneckengrund reichen. Beide Methoden bewirken eine gute Vermischung von Feststoffpartikeln und Schmelze und dienen somit der Homogenisierung des Materials. Um die zur vollständigen Plastifizierung notwendigen Wärmemengen dem Material zuzuführen, hat es sich insbesondere beim Einsatz von förderwirksamen Einzugszonen als günstig erwiesen, Scherelemente einzusetzen. Diese Maßnahme bietet gegenüber der Verweilzeiterhöhung durch Verlängerung des Extruders oder der Steigerung der Heizleistung den Vorteil, daß unter Berücksichtigung einer wirtschaftlichen Verarbeitung dem Material durch Friktion schonend und gleichmäßig Wärme zugeführt wird.

Die aufgrund dieser Techniken erzielten Mischgüteverbesserungen sind zum einen durch visuelle und zum anderen durch funktionale Mischgütebestimmungen erfassbar.

In order to get the necessary heat quantities for a complete plastification shear elements are used especially for compulsively conveying feeding zones. This action presents the advantage that heat can be fed to the material carefully and uniformly by friction in contrary to the extension of the residence time by lengthening the extruder or by raising the heating energy. The improvements of the mixing quality achieved by these techniques are accessible by visual and functional mixture quality determinations.

### Einleitung

Die meisten Kunststoffverarbeitungsanlagen (z.Z. etwa 80 %) sind mit Einschneckenextrudern ausgerüstet, deren Aufbau und Wirkungsweise im allgemeinen die Vorteile von einfachem Aufbau (preisgünstig) und hoher Lebensdauer beinhalten.

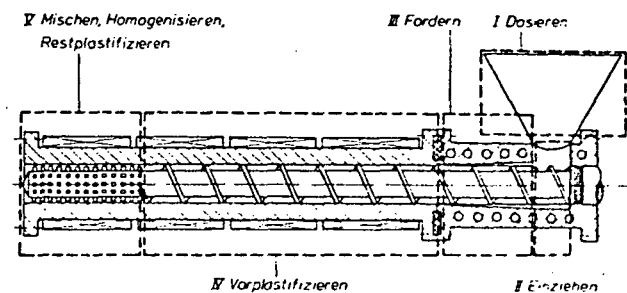
Um die Verfahrenstechnik der Einschneckenextruder zu verbessern, muß man die folgenden fünf Verfahrensschritte betrachten (Bild 1):

- I. Dosieren
- II. Einziehen
- III. Fördern
- IV. Vorplastifizieren
- V. Mischen, Homogenisieren, Restplastifizieren

Diese sind entsprechend ihrer Aufgabe zu optimieren. Die zu einer Optimierung der fünf Verfahrensschritte notwendigen konstruktiven Änderungen am Einschneckenextruder wurden u.a. auch durch das IKV aufgrund einer Vielzahl von umfangreichen Versuchen unter praktischen Bedingungen ermittelt.

### 1. DURCHSATZMESSUNG UND DOSIERUNG

Die Dosierung einer oder mehrerer Zusatzkomponenten in flüssiger Form oder als Pulver in einen kontinuierlich ablaufenden Extrusionsprozess ist schwierig.



**Bild 1:** Schematische Darstellung des Extrusionsprozesses  
Schematic diagram of the extrusion process

Eine exakte Dosierung setzt voraus, daß der momentane Durchsatz bekannt ist. Mit diesem Wert könnten die Dosiereinrichtungen gesteuert werden. Bis heute war jedoch keine Methode zur exakten Messung des momentanen Durchsatzes bekannt. Daher wurden Hilfsgrößen verwendet, die dem Durchsatz proportional sind, wie z.B. die Schneckendrehzahl. Ein neues Verfahren gestattet nun, die von der Verarbeitungsmaschine aufgenommene Formmasse als Zeitfunktion zu bestimmen und elektronisch in den Durchsatzwert umzusetzen.

Damit steht eine Führungsgröße zur Steuerung von Dosieranlagen und Nachfolgeeinrichtungen zur Verfügung. Dieser Meßwert kann gleichzeitig zur Überwachung der Maschinenfunktion herangezogen werden.

Bevor auf Einzelheiten dieses Verfahrens eingegangen wird, sollen die heute üblichen Dosierverfahren diskutiert werden.

#### 1.1. Möglichkeiten der kontinuierlichen Dosierung

Bei der Zudosierung an der Verarbeitungsmaschine kann man zwischen durchsatzabhängiger und durchsatzunabhängiger Dosierung unterscheiden.

##### 1.1.1. Durchsatzunabhängige Dosierung

Die durchsatzunabhängige Dosierung ist in Ermangelung geeigneter Durchsatzmeßverfahren für den Extruder die heute übliche Methode. Dabei erfolgt das Dosieren aller Komponenten einschließlich der Hauptkomponente, d.h. der mengenmäßig größtenteiligen Komponente, in einem Pufferbehälter oberhalb der Verarbeitungsmaschine in der Weise, daß die insgesamt dosierte, zeitliche Menge größer als die in der gleichen Zeit von der Verarbeitungsmaschine aufgenommene Menge ist. Der Inhalt des Pufferbehälters, in dem in der Regel durch ein Rührwerk eine erste Durchmischung der Komponenten erfolgt, schwankt daher zwischen einem minimalen und einem maximalen Füllstand, die ein Ein- bzw. Ausschalten des Dosiervorganges bewirken. Damit können, je nach Art der Dosierung, Anlaufungenauigkeiten verbunden sein, deren Kompensation im Pufferbehälter unwahrscheinlich ist, da sie mit dem Minimalstand zusammenfallen und folglich nur eine kurze Verweilzeit im Behälter haben.

Dosierbar sind auf diese Weise nur feste, fließfähige Komponenten wie Pulver oder Granulathaufwerke. Flüssigkeiten oder Pasten würden zu Verklebungen im Pufferbehälter führen. Ihre Zugabe muß daher in den Schneckenbereich der Verarbeitungsmaschine erfolgen. In diesem Falle muß für eine exakte Dosierung der momentane Durchsatz der Maschine bekannt sein. Die bei der Zuführung der Komponenten erforderliche Dosierung kann nun gravimetrisch oder volumetrisch erfolgen. Von der Methode her ist das gravimetrische Verfahren das genauere, da die Anteile der Komponenten eines Stoffgemisches zur Erzielung einer reproduzierbaren Zusammensetzung als Gewichtsanteile angegeben werden.

Unabhängig von Schüttdichten der Haufwerke, von deren Rieselfähigkeit und der Füllstandshöhe in erforderlichen Aufgabetrichtern bzw. -behältern wird durch exakte Wägung immer dieselbe Menge zugegeben. Fehler rühren dabei nur aus der Wäagegenauigkeit her.

Durch Bandwaagen ist diese Dosiermethode kontinuierlich zu gestalten. Es finden verschiedene hier nicht weiter diskutierte Verfahren Anwendung [1].

Nachteil dieser Geräte ist, daß die Wiegeelemente frei

gelagert sein müssen. Die bei Schüttgütern oft unvermeidbare Staubeentwicklung erfordert daher eine sehr aufwendige Kapselung.

Diese Nachteile sind vermeidbar, wenn von ihrer Funktion her schon gekapselte Austragelemente wie Dosierschnecken, Zellenschleusen etc. direkt an den Vorratsbehälter angeschlossen werden und die dosierte Menge über die Gewichtsabnahme des gesamten Systems festgestellt wird. Die Regelung der Dosierung erfolgt über die Drehzahlsteuerung des Austragelementes [2].

Die mit dem gravimetrischen Verfahren erzielbare Genauigkeit der Dosierung ist in vielen Fällen nicht erforderlich, so daß preisgünstigere Geräte zur Anwendung kommen können, die nach dem Prinzip der volumetrischen Dosierung arbeiten. Diese Geräte sind aufgrund ihrer Funktion staubdicht und weisen einen erheblich geringeren mechanischen Aufwand auf.

Schwierigkeiten ergeben sich jedoch bei Komponenten mit extrem niedrigem Anteil an der Gesamt Mischung.

##### 1.1.2. Durchsatzabhängige Dosierung

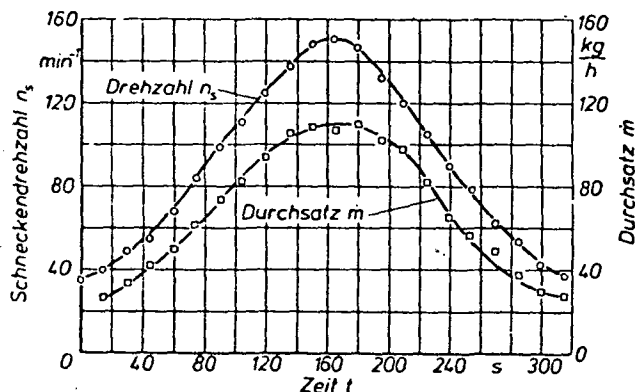
Die durchsatzabhängige Dosierung ermöglicht die Zugabe aller Komponenten in universeller Weise, da diese in Abhängigkeit des momentanen Durchsatzes der Verarbeitungsmaschine zugegeben werden. Unter Berücksichtigung ausreichender Homogenisierstrecken spielt der Zugabeort der einzusetzenden Komponenten, wie z.B. Flüssigkeiten und Gase, in der Verarbeitungsmaschine keine Rolle. Dies ist sicherlich auch bei unterfütterten Extrudern, deren Durchsatz durch die dosierten Mengen bestimmt wird, möglich. Unter durchsatzabhängiger Dosierung wird hier jedoch die Abhängigkeit der zudosierten Mengen vom durch die Leistungsfähigkeit der Maschine bestimmten Durchsatz verstanden. Dieser Fall tritt in der Praxis weitaus häufiger auf. Um diese Dosierung realisieren zu können, muß der momentane Durchsatz des Extruders oder eine dazu proportionale Größe meßbar sein, die dann als Führungsgröße auf die Regelung der Zuschlagdosierung einwirkt. Eine Durchsatzmessung im Massekanal über Ultraschall (Ultraschallaufzeit) ist gegenwärtig mit handelsüblichen Geräten aufgrund ihres zu geringen Auflösungsvermögens noch nicht möglich, jedoch theoretisch denkbar [3]. Erschwerend wirkt hierbei jedoch die zusätzliche Abhängigkeit der Ultraschallaufzeit von der Masseviskosität (Druck, Temperatur) und deren Verteilung sowie des im Kanal vorliegenden Geschwindigkeitsprofils.

##### 1.2.1. Indirekte Durchsatzmessung

Hier bietet die erreichte Drehzahlproportionalität des Durchsatzes, die inzwischen nicht nur für Polyolefinpulver [4] sondern auch für PVC-Pulver verwirklicht wurde [5], einen möglichen Ausweg.

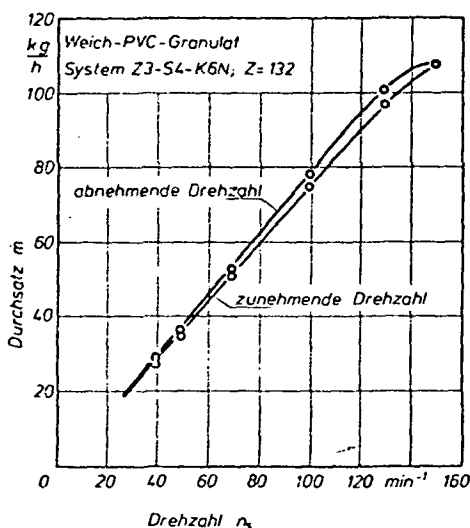
Diese Verfahren weisen neben der Proportionalität zur Schneckendrehzahl einen nichtbeeinflussbaren Durchsatz durch mögliche Veränderungen weiterer Verfahrensparameter, wie Massedruck vor der Schneckenspitze und

Massetemperatur auf. Diese Vorteile erleichtern die Maßkonstanz bei der Profilextrusion, die Steuerung der Nachfolgeaggregate und die Genauigkeit der Zuschlagstoffzuführung.



**Bild 2:** Schneckendrehzahlverstellung und resultierenden Massedurchsatz als Funktion der Zeit (Z3 - S4 - K6N; Z = 132, Weich-PVC-Granulat)  
Screw speed removing and resulting throughput as a function of time (Z3 - S4 - K6N; Z = 132, soft-PVC granules)

Als Führungsgröße für die Zuschlagstoffdosierung ist die Schneckendrehzahl des Extruders also verwendbar. Der Genauigkeit dieses Verfahrens sind jedoch Grenzen gesetzt. So führt eine kontinuierliche Drehzahlveränderung nach der in Bild 2 dargestellten Zeitfunktion zu einer Hysterese im Durchsatzverlauf über der Drehzahl. Bild 3 zeigt diesen Zusammenhang für die PVC-



**Bild 3:** Durchsatzhysterese als Funktion zu- und abnehmender Schneckendrehzahl (Z3 - S4 - K6N; Z = 132, Weich-PVC-Granulat)  
Hysteresis of the throughput as a function of screw speed

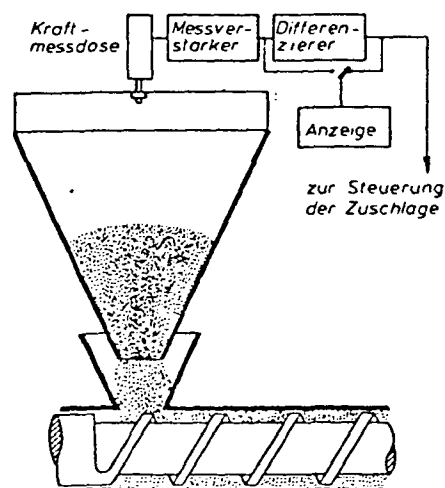
Weichgranulatverarbeitung bei Verwendung einer konisch genuteten Buchse. Dieses Diagramm wurde aus der gleichzeitig mit der Drehzahl-Zeit-Funktion aufgenommenen Durchsatz-Zeit-Funktion bestimmt. Es zeigt sich eine Durchsatzdifferenz von 4,6 % zwischen dem Verlauf für zu- und abnehmende Drehzahlen. Um diesen Fehler kann die Zudosierung von Additiven variieren, ohne daß hierin Fehler der Dosiereinrichtung selbst schon enthalten sind.

Hinzu kommt die Unsicherheit, die bei jeder indirekten Messung gegeben ist, da unvorhergesehene Einflüsse, beispielsweise der Ausfall der Kühlung der genuteten Einzugsbuchse, nie ganz auszuschließen sind, und so zu einer Änderung des Durchsatz-Drehzahl-Verhältnisses führen können.

Will man aufwendige Kontrolleinrichtungen zur Erhöhung der Betriebssicherheit vermeiden, ist die Messung des tatsächlichen momentanen Durchsatzes erforderlich.

#### 1.2.2. Direkte Durchsatzmessung

Durch eine relativ einfache Einrichtung ist diese gewünschte, kontinuierliche, direkte Durchsatzmessung möglich. Dazu wird der Trichter eines Extruders, wie Bild 4 zeigt, frei an eine Kraftmeßeinrichtung gehängt bzw. auf diese aufgesetzt. Aus Stabilitätsgründen ist die Verwendung von mindestens drei Kraftaufnehmern ratsam, deren Signale zum Gesamtsignal addiert werden können. Das offene untere Ende des Trichters befindet sich unmittelbar über der Zuführungsöffnung des Extruders. Im Trichter befindliches Schüttgut rutscht in die Einfüllöffnung, bis diese



**Bild 4:** Prinzipbild zur direkten Durchsatzmessung am Extrudertrichter  
Schematic diagram for direct measurement of the throughput at the extruder feeder

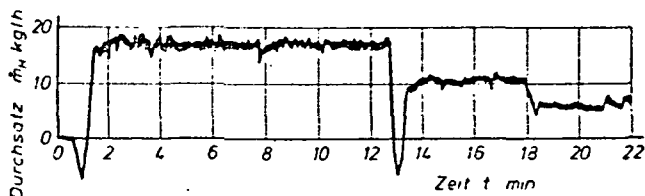
bei gleichzeitiger Ausbildung eines Schüttkegels zwischen unterem Rand des Trichters und der Seitenwand der Einfüllöffnung gefüllt ist. Das im Trichter verbliebene Material belastet mit diesem die Kraftaufnehmer.

Wird nun Formmasse von der Verarbeitungsmaschine aufgenommen, so sinkt die in der Einfüllöffnung befindliche Masse nach. Gleichzeitig rutscht Masse unter Beibehaltung des Schüttkegels aus dem Trichter in die Einfüllöffnung und zwar in genau der Menge, die von der Einfüllöffnung in die Verarbeitungsmaschine übergeht. Diese Menge pro Zeiteinheit wiederum entspricht exakt dem momentanen Durchsatz der Verarbeitungsmaschine.

Das Gewicht des Trichters einschließlich der enthaltenen Formmasse wird durch die Kraftaufnehmer in eine dieser Belastung proportionale Spannung verwandelt. Bestimmt man die zeitliche Spannungsänderung mit Hilfe eines elektrischen Differenziergliedes, so erhält man eine Größe, die dem Durchsatz direkt proportional ist.

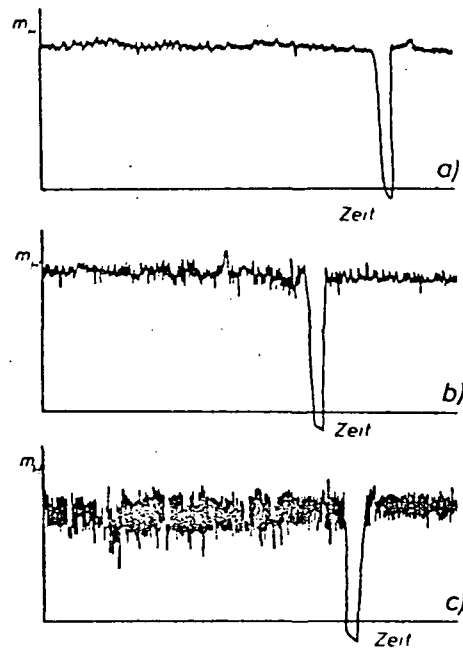
### 1.2.3. Betriebserfahrungen mit der Durchsatzmeßeinrichtung

Die beschriebene Durchsatzmeßeinrichtung wurde realisiert [5] und bei Extrusionsversuchen eingesetzt. Da gleichzeitig die herkömmliche Durchsatzmessung, d.h. Wiegen von je Zeiteinheit entnommenen Extrudatproben, durchgeführt wurde, konnte die Genauigkeit der Anzeige beurteilt werden. Die mit dem Linienschreiber registrierte Durchsatzanzeige zeigte nach einer kurzfristigen Änderung der Schneckendrehzahl spätestens nach 30 s den tatsächlich neuen Wert des Durchsatzes an (Bild 5;  $\dot{m}_H$  zwischen 18 und 20 min), wobei in dieser Zeit auch die Dauer der Drehzahlverstellung enthalten ist. Die registrierten Schwankungen der Anzeige haben



**Bild 5:** Meßschriebe zur Durchsatzmessung der Hauptkomponente ( $\dot{m}_H$ )  
Measured value of the throughput of the main component ( $\dot{m}_H$ )

verschiedene Ursachen. Bild 6 stellt verschiedene tatsächlich aufgezeichnete Schwankungen schematisch gegenüber. In allen Verläufen (insbesondere im Fall a)



**Bild 6:** Einfluß der Materialkörnigkeit auf die Durchsatzanzeige

Influence of granules structure for throughput

ist eine regelmäßige Grundschiwingung geringer Amplitude erkennbar. Diese wird auf den Einfluß des unter der Einfüllöffnung vorbeilaufenden Schneckensteiges zurückgeführt. Dieser unterbricht jeweils kurzzeitig den Materialfluß durch Anheben des Inhalts der Einfüllöffnung. Eine Auszählung dieser Grundschiwingung ergab eine Übereinstimmung mit der Schneckendrehzahl.

Der Unterschied zwischen den Fällen a bis c ist auf die verschiedenen Fließeigenschaften der Werkstoffe zurückzuführen.

Fall a wurde bei einem gut rieselfähigen Kunststoffpulver registriert.

Fall b zeigt die Aufzeichnung der Durchsatzmessung für ein weniger gut rieselfähiges Pulver. Hier rutschen im Trichter plötzlich kleinere Materialsichten in den sich im Innern bildenden Auslauftrichter. Die damit verbundenen Stöße (Massenkräfte beim Auftreffen dieser Schichten am Grund des im Material gebildeten Trichters) belasten die Kraftmeßdose zusätzlich und führen zu den registrierten Schwankungen.

Fall c gibt das Ergebnis der Durchsatzmessung bei granuliertem Material wieder. Hier ist die Grobkörnigkeit des ansonsten gut rieselfähigen Materials für die erheblichen Schwankungen verantwortlich. Granulat kann immer erst dann aus dem Trichter in die Einfüllöffnung des Extruders nachrutschen, wenn sich zwischen der Schüttkegeloberfläche des ausgelaufenen Materials und dem Trichterrand ein freier Ringquerschnitt mit einer

Breite, die dem Granulatkorndurchmesser entspricht, gebildet hat. In diesem Fall rutscht aus dem Trichter eine ganze Schüttkegeloberflächenschicht nach. Durch eine Anpassung des Trichterauslaufes läßt sich dieser Nachteil beheben [6].

In allen Fällen fördert der Extruder das Material jedoch gleichmäßig. Daher ist zur Ermittlung des Durchsatzverlaufes die Bildung eines Mittelwertes gerechtfertigt.

Die in Bild 5 und 6 dargestellten kurzzeitigen negativen Verläufe des Durchsatzes rühren von der Trichterbefüllung her. Die damit verbundene Gewichtszunahme des Trichters wird vom Differenzierglied als negativer Durchsatz dargestellt. Während der Trichterbefüllung ist also kurzzeitig keine Durchsatzmessung möglich. Wenn nach der Befüllung ein unveränderter Durchsatz (Bild 6) angezeigt wird, kann man für die Zeit der Befüllung eine Durchsatzveränderung ausschließen.

Die Darstellung des negativen Durchsatzes kann durch eine zusätzliche Schaltung für die Zeit der Befüllung unterdrückt und durch ein Halten der unmittelbar vorausgegangenen Anzeige ersetzt werden. Für die reine Durchsatzanzeige besteht hierzu aber keine Veranlassung. Wird das Signal jedoch zur Steuerung der Zuschlagdosierung verwendet, dann ist eine solche Schaltung unerlässlich.

#### 1.2.4. Anwendung des Meßprinzips für die Zuschlagdosierung

Die Entwicklung des dargestellten Durchsatzmeßprinzips (Bild 4) hat eine zweifache Konsequenz für die Zuschlagdosierung.

Die Erste und sicher Wichtigere ist die Erfassung des Durchsatzes der Verarbeitungsmaschine und die Gewinnung einer Führungsgröße für die Regelung der Zuschlagkomponentendosierung.

Wird die Meßgröße als Führungsgröße verwendet, läßt man zweckmäßig nur die Hauptkomponente über den Meßtrichter laufen. Die Zuschlagkomponenten werden dann als auf die Hauptkomponente bezogene Anteile zugegeben. In diesem Fall ergibt sich der Gesamtdurchsatz durch Addition der Teildurchsätze.

Ein weiterer Vorteil ist durch die Messung des Durchsatzes zu Beginn des Bearbeitungsprozesses dadurch gegeben, daß Totzeiten zwischen der Feststellung des Durchsatzes und der einsetzenden Korrektur der Additivdosierung insoweit vermieden werden, als die Orte der Durchsatzmessung und der Additivdosierung identisch sind. Im Falle der nachfolgenden Dosierung von Flüssigkeiten und Gasen im Verlaufe des Extruders kann weiterhin die Verzögerung der Regelkreise zumindest teilweise kompensiert werden.

#### 1.2.5. Folgerungen für den Extrusionsbetrieb

Durch die Entwicklung der dargestellten Durchsatzmeßeinrichtung (Bild 4) wurde eine Hauptschwierigkeit

der automatischen Zuschlagkomponentendosierung, die Bereitstellung einer geeigneten Führungsgröße, beseitigt. Zudosierungen können bei ausreichender Homogenisierstrecke nun in jeder Form und an jeder Stelle der Verarbeitungsmaschine mit erhöhter Genauigkeit erfolgen.

Darüber hinaus bedeutet die kontinuierliche Durchsatzmessung für das Extrusionsverfahren ganz allgemein eine Erhöhung der Betriebssicherheit und bietet die Möglichkeit der Ausschußreduzierung. Insbesondere bei der Kabelisolierung, der Profil- und der Plattenextrusion wird die Einhaltung der gewünschten Maße erleichtert.

#### 2. BETRACHTUNGEN ZUM EINZUGSVERHALTEN

Um den Einfluß der Geometrie der Materialeintrittsöffnung und die Form des Materialaufnahmeschachtes im Extruder auf den Durchsatz zu ermitteln, wurden in einer Versuchsreihe [4] an einem 45-mm Feststoff-Förderextruder mit zylindrisch glatter Einzugsbuchse Einfüllöffnungen verschiedener Länge, Breite und Form entsprechend Bild 7 untersucht. Der Trichter war dabei jeweils der Geometrie der Öffnung angepaßt. Mit den aus Bild 7 ersichtlichen zentrisch gelegenen kreisrunden und rechteckigen Einfüllöffnungen (E1 - E6) wurden pulver-, gries- und granulatförmige Massen

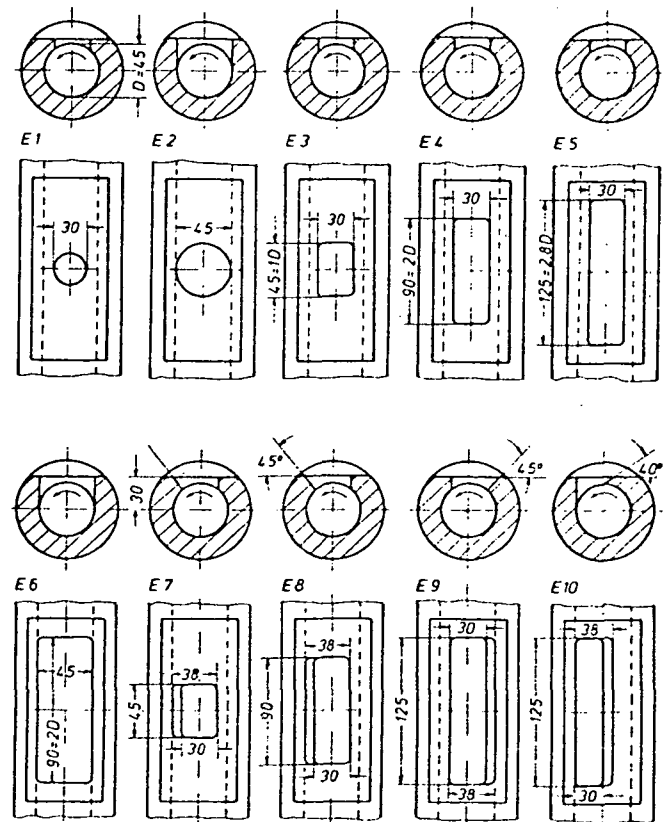
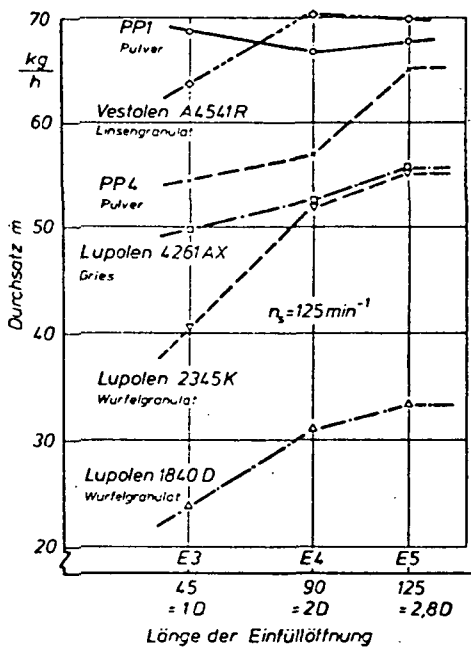


Bild 7: Untersuchte Einfüllöffnungen  
Tested feeding heads

extrudiert. Auf den experimentellen Ergebnissen aufbauend wurden exzentrisch abgeschrägte Öffnungen (Bild 7, E7 - E10) zusätzlich untersucht.

Die Versuche zeigten, daß zu kleine Öffnungen, gleichgültig ob rund oder eckig (Bild 7; E1, E3) ausgeführt, besonders für Granulate, aber auch für Pulver ungünstig sind. Querschnittsgleiche Einfüllöffnungen unterschiedlicher Form ergaben gleiche Durchsätze. Eine Verlängerung der Einfüllöffnung (Bild 7; E4, E5) läßt den Durchsatz solange ansteigen, bis ein volumetrischer Wirkungsgrad [7] bei gut rieselndem Pulver von ca. 80 % und bei günstiger Granulatform (Linsenform) von ca. 60 % erreicht ist (Bild 8). Verlängert man die Einfüllöffnung noch mehr, so zeigt sich kein weiteres Ansteigen des Durchsatzes. Der Grund hierfür liegt darin, daß nur der an der hinteren Einfüllkante gelegene Schneckenbereich Masse einzieht. Im Einfüllschacht bildet sich an der Einfüllvorderkante eine "tote Zone", in der die Masse ruht.

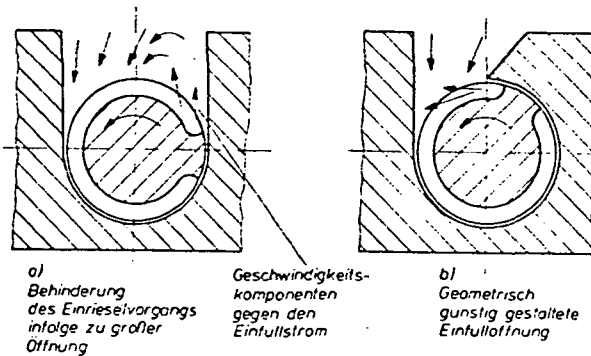


**Bild 8:** Einfluß der Länge der Einfüllöffnung auf den Durchsatz

Throughput as a function of feeding head length

Neben der Länge der Einfüllöffnung spielt auch ihre Breite eine wichtige Rolle. Eine Verbreiterung der Öffnung von  $2/3 D$  auf  $1 D$  (Bild 7, E6) ist nur dann sinnvoll, wenn zuvor ein schlechter Füllungsgrad des Schneckenkanals erreicht worden war. Liegt eine ausreichende Kanalfüllung vor, so resultiert aus der Verbreiterung ein verminderter Durchsatz, verursacht durch das Herausdrücken der Körner aus dem Schnecken-

gang in den Trichter. Die in Bild 9 links gezeigten nach oben gerichteten Geschwindigkeitskomponenten verursachen bei einem Granulatbett von mehr als 15 cm Höhe noch eine Auf- und Abwärtsbewegung der Granulatkörner. Bei Pulver ist dies nicht mehr zu erkennen. Da aber bei Pulver ebensolche Aufwärtskräfte vorhanden sind, wird unmittelbar über der drehenden Schnecke eine Verdichtung stattfinden und daraus eine Brückenbildung entstehen.



**Bild 9:** Bewegung der Massekörner im Einfüllbereich  
Movement of stock grains in the feeding zone area

Flächengleiche, aber mit einer Schräge versehene, zentrische Öffnungen bringen gegenüber denen mit senkrechter Wandung keinen Vorteil. Die in Bild 9 rechts dargestellte exzentrische, abgeschrägte Einfüllöffnung ergab bei allen Formmassen die günstigsten Werte.

Die Untersuchungen haben gezeigt, daß bei gut rieselnden Formmassen die Geometrie der Einfüllöffnung einen wesentlich geringeren Einfluß hat als bei schlechter rieselnden. Es muß aber gesagt werden, daß der Durchsatz nicht nur von der Rieselfähigkeit und somit vom guten Füllen der Schneckengänge abhängt, sondern auch maßgeblich aus dem Förderverhalten einer Formmasse resultiert, das von den Reibungsverhältnissen beeinflusst wird. Gute Rieselfähigkeit und eine geeignete Einfüllöffnung sind also eine notwendige, aber nicht hinreichende Voraussetzung für einen hohen Durchsatz. Vergleicht man diese Aussagen mit denen aus der Praxis [16], so stellt man eine Übereinstimmung fest.

### 3. FÖRDERUNG - BEI EINSATZ FÖRDERWIRKSAMER EINZUGSZONEN

#### 3.1. Grundsätzliche Betrachtungen zur förderwirksamen Einzugszone

Die Bestrebungen in der Extrudertechnik, die Mengenleistung von Extrudern unter Berücksichtigung der Qualitätsgrenze des Erzeugnisses zu steigern, können

durch förderwirksame Maßnahmen in der Einzugs- und Förderzone bei entsprechender Gestaltung der Plastifizier-Homogenisierungszone verwirklicht werden. Theoretische Betrachtungen der Fördervorgänge in Einschneckenextrudern waren früher - unter Annahme vereinfachender Bedingungen - vorwiegend auf die sogenannte Meteringzone beschränkt.

Aufbauend auf Arbeiten von Darnell und Mol [8] leitete Schneider [7] in einer theoretisch-experimentellen Arbeit über den Fördervorgang in der Einzugszone Gleichungen für eine Berechnung des Volumendurchsatzes ab.

Eine genaue Zuordnung des errechneten Volumendurchsatzes zum Massedurchsatz war noch nicht möglich, da zu dem mittleren, berechneten Förderwinkel kein exakter Druck bzw. keine exakte Dichte zugeordnet werden konnte. Goldacker [9] zeigte die Zusammenhänge zwischen Förderwinkel  $\omega$ , Druck  $p$  und Dichte  $\rho$  auf und versuchte, den Druckaufbau entlang der Schneckenachse zu berechnen. Dabei wurden jedoch die Reibkräfte an den Stegen - erzeugt durch den Massedruck im Schneckenkanal - vernachlässigt, was rechnerisch zu höheren Durchsätzen führte.

Unter der Annahme einer Blockströmung im Schneckenkanal bei vollen Schneckenrängen im Feststoffbereich erstellte Hegele [4] ein Modell zur Berechnung der Masseförderung im Einschneckenextruder. Für eine exakte Berechnung des Massedurchsatzes liegen jedoch nicht die erforderlichen Stoffdaten und Stoffgesetze vor.

Die vorhandenen theoretischen Betrachtungen sind daher für die Praxis nur bedingt tauglich. Obwohl die förderwirksame Einzugszone für die Praxis zum Stand der Technik gehört, sollen dennoch im Rahmen dieses Kapitels die wichtigsten Kriterien zur Auslegung dieser Art von Einzugsbuchsen zusammengetragen werden. Hierbei wird auf umfangreiche Versuchsergebnisse [10; 11; 12] des IKV zurückgegriffen. Die in diesem Zusammenhang aufgeführten Berechnungsformeln entstanden unter Berücksichtigung des nach heutigem Wissensstand optimalen Fördervorganges.

### 3.2. Angaben zur geometrischen Gestaltung von förderwirksamen Extrudereinzugszonen

Im stationären Betrieb gilt nach der Kontinuitätsgleichung (1) für den Massedurchsatz

$$\dot{m} = A_R v_x \rho_x \quad (1)$$

Betrachtet man den freien Querschnitt  $A_R$  an der Hinterkante der Einfüllöffnung in Förderrichtung, so ist  $\rho_x$  mit der Schüttdichte des einrieselnden Materials bestimmt. Somit ergeben sich zur Steigerung des Massedurchsatzes zwei Möglichkeiten, die nicht unabhängig voneinander behandelt werden können:

1. der freie Querschnitt  $A_R$  wird vergrößert
2. die Axialgeschwindigkeit der Masse  $v_x$  wird erhöht.

Unter Berücksichtigung dieser beiden Bedingungen sollen anhand unterschiedlicher Geometrien der Einzugszonen die Fördervorgänge nachstehend erläutert werden.

#### 3.2.1. Glatte konische Einzugszone (KG)

Ausgehend von der Extruderbauart mit zylindrisch-glatte Einzugszone ZG (Bild 10) ergibt sich durch eine konische Aufweitung des Zylinders im Einzugsbereich KG (Bild 10) eine theoretische Massedurchsatzsteigerung.

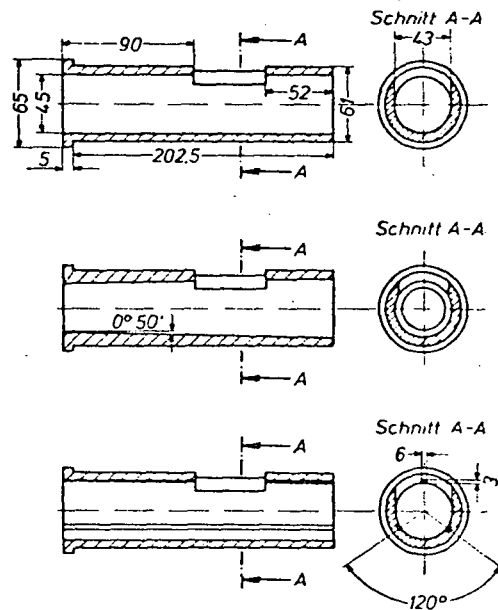
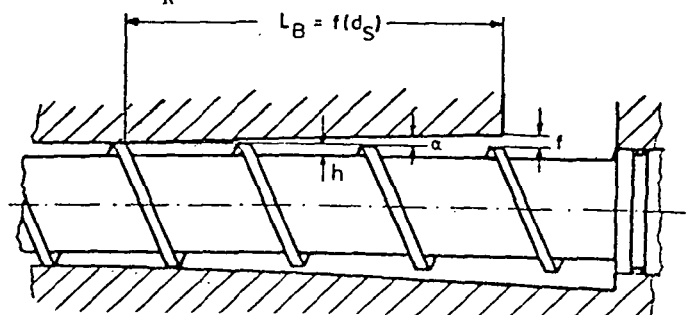


Bild 10: Einzugsbuchsen  
Feeding bushes

Der freie Querschnitt an der Einfüllkante setzt sich in diesem Fall aus dem freien Schneckenquerschnitt und einem Ringquerschnitt zwischen Schneckensteg und Zylinderinnenwand zusammen.

Hierbei muß der Transport des zwischen Schneckensteg und Zylinderinnenwand befindlichen Materials gewährleistet sein. Dies wird dadurch realisiert, daß das radiale Schneckenspiel  $f$  kleiner sein muß als der Durchmesser  $d_K$  der Formmassekörner.



Somit ergibt sich für die maximale Konizität

$$\tan \alpha = -\frac{f}{L_B} < \frac{d_K}{L_B} \quad (L_B = f(d_S)) \quad (2)$$

Aus Gleichung (2) wird sofort ersichtlich, daß bei  $d_K = \text{const.}$  der  $\tan \alpha$  für größer werdende Maschinen nahezu gegen Null geht. Für die Praxis bedeutet dies, daß bei der Granulatverarbeitung eine konische Aufweitung nur noch bis zu einem Schneckendurchmesser von ca.  $d_S = 60 \text{ mm}$  sinnvoll ist.

Aus dieser Aussage läßt sich unmittelbar für Extruder mit einem Schneckendurchmesser  $d_S \geq 60 \text{ mm}$  ableiten, daß der freie Querschnitt  $A_R$  und damit der Massedurchsatz  $\dot{m}$  bei konischer Ausführung der Einzugszone - unter Aufrechterhaltung der Bedingung  $f < d_K$  - sich nicht vergrößern lassen.

Die Forderung nach vergrößertem Querschnitt und damit verbundener Massedurchsatzsteigerung wird bei Einsatz von Extrudern mit  $d_S \geq 60 \text{ mm}$  durch die in den Kap. 1.2.2. und 3.2.4. beschriebenen geometrischen Modifikationen der Einzugszone bzw. der Schnecke realisiert.

### 1.2.2. Genutete zylindrische Einzugszone

In diesem Fall addiert sich zum freien Schneckenquerschnitt der Nutenquerschnitt, wobei aus gleichen Gründen wie bei der konischen Erweiterung der Abstand zwischen Schneckensteg und Nutengrund nicht größer als der Korndurchmesser des zu verarbeitenden Materials sein sollte (besonders wichtig bei der Pulververarbeitung, vgl. Kap. 3.2.7.). Der Zylinder (Bild 10) darf nur im Feststoffbereich, also bevor das Material anplastifiziert wird, genutet sein; die Nuten laufen in Förderrichtung aus. Bei allen vorliegenden Untersuchungen [4; 13; 14] enden die Nuten auf einer Länge von ca.  $3 D$ .

Um eine Zwangsförderung zu realisieren, die durch Brückenbildung entsteht, sollte die Anzahl der Nuten nicht zu gering sein. Ferner darf eine Höchstzahl an Nuten nicht überschritten werden, da bei Einsatz einer solchen Buchse, ähnlich wie bei Einsatz einer Buchse mit zu großer Konizität, es zu einem Abfall des Massedurchsatzes infolge rückströmender Masseteilchen in den Nuten bzw. über die Schneckenstege kommen kann.

In der Praxis verteilt man daher die Nuten über dem Umfang nach der empirischen Formel [15]

$$n = d_S/10$$

Neben der Bedingung, daß die Nutbreite immer größer als das größte Korn sein muß, wählt man die Nutbreite mit ( $\varnothing 45 \text{ mm} \Rightarrow \text{ca. } 8 \text{ mm}$ ;  $\varnothing 70 \text{ mm} \Rightarrow \text{ca. } 9 \text{ mm}$ ;  $\varnothing 100 \text{ mm} \Rightarrow \text{ca. } 10 \text{ mm}$ ;  $\varnothing 120 \text{ mm} \Rightarrow \text{ca. } 12 \text{ mm}$ ). Außer der Vergrößerung des freien Querschnittes durch die Nuten ergibt sich noch ein weiterer Effekt, der sich günstig auf die Massedurchsatzsteigerung auswirkt. Durch die Nuten wird die Axialgeschwindigkeit der Masse  $v_x$  er-

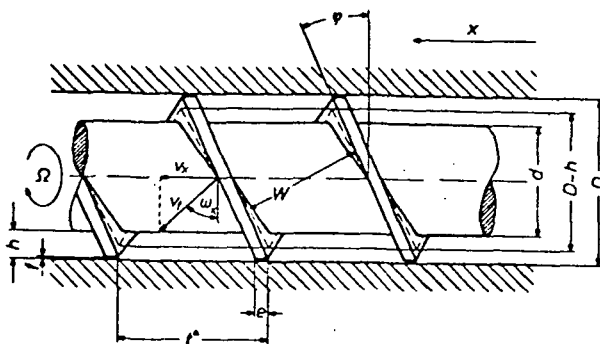


Bild 11: Schneckengeometrie und Definition des Förderwinkels

Screw shape and definition of the feeding angle

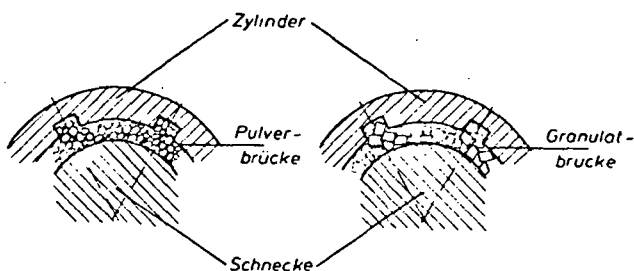


Bild 12: Brückenbildung durch Verklebung der Körner an den Nuten im Einzugsbereich

Bridging and screwing of the granules at the grooves in the feeding section

höht. Aus den geometrischen Bedingungen ermittelten Darnell und Mol [8] unter Verwendung des Förderwinkels  $\omega_x$  gemäß Bild 11 die Axialgeschwindigkeit  $v_x$  der Masse:

$$v_x = d_S \pi n_s \frac{\tan \varphi \tan \omega_x}{\tan \varphi + \tan \omega_x} \quad (3)$$

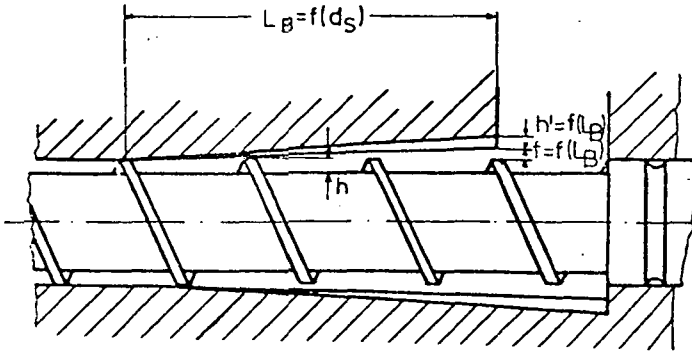
Im Vergleich zur glatten Einzugszone, bei der der Förderwinkel  $\omega_x$  durch Reibkräfte zwischen Material und Zylinderinnenwand bestimmt wird, ergibt sich bei der genuteten Einzugszone durch zusätzliche Brückenbildung (Bild 12) eine Vergrößerung des Förderwinkels.

Damit das Material wie eine festgehaltene Mutter auf einer Spindel in Form einer Zwangsbewegung axial vorwärtsbewegt werden kann, sollte der Schnecken- und Nutgrund möglichst glatt, d.h. geschliffen und poliert sein.

### 3.2.3. Genutete konische Einzugszone

Mit dieser Anordnung K6N (Bild 13) wird der größte

freie Querschnitt der betrachteten Einzugszonen erreicht. Bezüglich des Förderverhaltens summieren sich bei dieser Kombination - unter Voraussetzung, daß  $f + h' < d_k$  erfüllt ist - die Vorteile der konischen



und der genutzten Einzugszone. Ergänzend sollte noch ein Vorschlag der BASF [15] erwähnt werden, daß neben der Möglichkeit einer konischen Aufweitung über der gesamten Nutenlänge eine weitere Möglichkeit dadurch gegeben ist, den freien Querschnitt durch eine radiale Erweiterung unterhalb der Einfüllöffnung zu vergrößern (Bild 13).

### 3.2.4. Einfluß der Gangtiefe auf den Massedurchsatz

Mit steigender Schneckengangtiefe nimmt der freie Querschnitt zu, folglich wird theoretisch auch der Massedurchsatz ansteigen. Da außer dem freien Querschnitt der Förderwinkel  $\omega_x$  noch von  $h$  abhängt, ist eine Abschätzung für  $\dot{m}$  nur schlecht möglich. In Bild 14 ist der theoretische Verlauf  $\omega_x = f(h)$  und  $\dot{m} = f(h)$  für einen 45 mm Extruder aufgetragen. Da  $\omega_x$  in diesem Fall nur geringfügig mit  $h$  abnimmt, ist der freie Querschnitt  $A_R = f(h)$  dominant. Der Durchsatz  $\dot{m}$  steigt aufgrund der theoretischen Bedingung schwach degressiv mit  $h$  an. Diese Theorie gilt jedoch nur dann, wenn zum einen die Brückenbildung und zum anderen die Füllung der Schneckengänge durch nachrieselndes Material gewährleistet ist. Bei Gültigkeit des Gesetzes

$$f + h' + h < 2 d_k \quad (\text{siehe hierzu Prinzipskizze})$$

ist die Forderung nach einer Brückenbildung immer erfüllt. In der Praxis hat sich jedoch gezeigt, daß auch bei größeren Gangtiefen, welche dieses Gesetz nicht erfüllen, eine Zwangsförderung durch Brückenbildung noch gewährleistet ist. Die Füllung der Schneckengänge ist eine Funktion der Rieselfähigkeit des Materials sowie der Geometrie der Einfüllöffnung (Kap. 2).

### 3.2.5. Einfluß der Gangzahl

Der mittlere Massedruck im Feststoffbereich nimmt annähernd nach einer Exponentialfunktion zu. Bei einer eingängigen Schnecke setzt sich dieser aus Druckmaxima an der aktiven Flanke des Schneckensteges - also der Flanke in Förderrichtung - und Minima an der passiven Flanke zusammen. Werden diese Druckstufen durch eine mehrgängige Schnecke in kleinere Stufen zerlegt, wobei

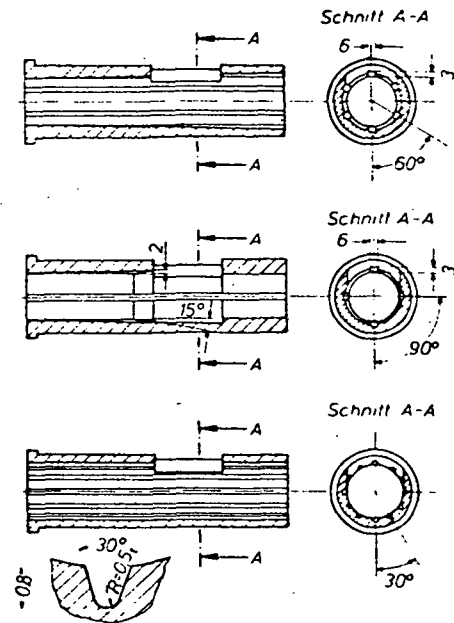


Bild 13: Förderwirksame Einzugsgeometrien.  
Compulsively conveying feeding shapes

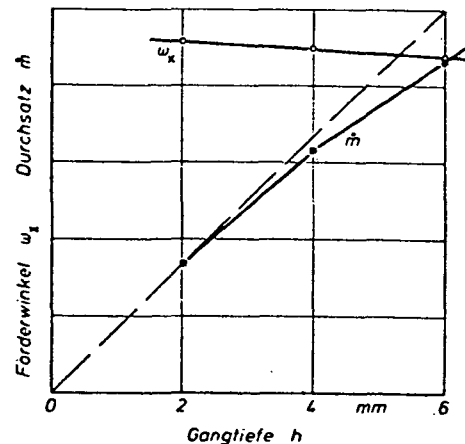


Bild 14: Theoretischer Zusammenhang zwischen Förderwinkel  $\omega_x$  und Gangtiefe  $h$  sowie Massedurchsatz  $\dot{m}$  und  $h$   
Theoretic correlation between feeding angle  $\omega_x$  and depth of thread  $h$ , as between throughput  $\dot{m}$  and depth of thread  $h$

die Druckmaxima dieselben bleiben, so steigt der mittlere Massedruck im Feststoffbereich. Durch einen zweiten Schneckensteg, d.h. durch eine zweigängige Schnecke, wird also ein höherer mittlerer Massedruck und somit theoretisch ein größerer Durchsatz erzielt.

Nachteile der zweigängigen Schnecke sind, daß der Einfüllvorgang durch den zweiten Steg behindert und der Schneckenkanal und somit der freie Querschnitt verringert wird. Dies wirkt sich besonders bei der Granulatverarbeitung aus. Dem kann jedoch durch eine Reduzierung der Stegbreite entgegengewirkt werden. Es kann jedoch festgehalten werden, daß der höhere Druckaufbau durch eine zweigängige Schnecke im Einzugsbereich diese Nachteile kompensiert und nach Hegele [4] eine Durchsatzsteigerung gegenüber der eingängigen Schnecke bei pulverförmigen Massen bis zu 20 % möglich ist.

#### 1.2.6. Einfluß des Gegendruckes auf den Durchsatz

Bei den bisher üblichen Extrudern konventioneller Bauart wird der Durchsatz wesentlich vom Gegendruck, d.h. vom Werkzeugwiderstand beeinflusst [16 - 21].

Gelingt es, Förderwirksamkeit zu erzielen, so beeinflusst der Werkzeugwiderstand bzw. der durch das Werkzeug verursachte Gegendruck den Durchsatz praktisch nicht mehr.

Die gegendruckunabhängige Förderung ist zum einen durch die Scherfestigkeit der Materialkörner und zum anderen durch die Reibkräfte, die zur Brückenbildung führen, begrenzt.

#### 1.2.7. Pulverförderung

Einige pulverförmige Formmassen können die Bedingungen für die minimale Korngröße  $f < d_K$  und  $h' < d_K$  bzw.  $f + h' \leq d_K$  bei Verwendung der genuteten konischen Einzugsbuchsen nicht erfüllen. Infolge der großen Spaltweiten  $f$  und  $h'$  können in der Masse Schichtenverschiebungen auftreten. Ein Teil der im Ringspalt über den Schneckenstegen und in den Nuten befindlichen Masse wird aufgrund der inneren Reibung im Haufwerk jedoch mitgeschleppt und führt in gewissem Abstand hinter der Einfüllöffnung, jedoch noch innerhalb der Einzugsbuchse, zu einer besseren Gangfüllung. Die damit verbundene Verdichtung des Pulvers verursacht eine Brückenbildung und führt somit zu einem erhöhten Durchsatz im Vergleich zur zylindrisch glatten Einzugsbuchse ZG (Bild 10).

Aus diesen Ergebnissen ergibt sich zwangsläufig eine Änderung der Einzugsgeometrie für die Pulverförderung. Die Forderung  $f < d_K$  kann durch Verzicht auf eine Totalität der Einzugszone (Zylinder) erfüllt werden. Die Forderung  $h' < d_K$  kann zum Teil durch Einarbeitung von Rillen in die Zylinderoberfläche gewährleistet werden. Der Rillengrund muß dabei mit einem Radius größer dem des größten Kornes versehen sein. Die Rillenkontanten sollen scharf ausgebildet sein (Bild 13, 228). Um Schichtenverschiebungen zu vermeiden, müssen geringe Schneckengangtiefen  $h$  und/oder ein möglichst hoher Druckaufbau in der Einzugszone realisiert werden. Bei einer erheblichen Verringerung der Gangtiefe muß in wirtschaftliche Mengen zu gewährleisten - der,

Schneckendurchmesser größer gewählt werden. Neben dieser Methode läßt sich weiterhin eine Durchsatzsteigerung dadurch erzielen, daß - wie in Kap. 3.3.3. für PVC-Pulver beschrieben - zwei förderwirksame Einzugszonen hintereinander geschaltet werden.

#### 3.2.8. Einfluß der Zylinderwandtemperatur im Einzugsbereich auf den Durchsatz

Die thermischen Vorgänge in der Einzugszone sind für die Wirtschaftlichkeit des Extrusionsprozesses von großer Bedeutung. Die Wirtschaftlichkeit wird zum einen durch den Massedurchsatz und zum anderen durch die zu seiner Realisierung erforderlichen Energiemengen bestimmt. Eine wesentliche Einflußgröße ist hierbei die Temperaturführung, also die Kühlung der Einzugsbuchse. Bei ausreichender Kühlung fällt der erste Schmelzefilm an der Zylinderwand nicht in den Nutenbereich. Unabhängig vom Betriebspunkt tritt in jedem Fall der erste Schmelzefilm zuerst an der Zylinderwand und etwas weiter in Förderrichtung dann an der Schneckenwand auf. Diese Distanz ist bei einem Extruder mit förderwirksamer Einzugszone wesentlich geringer als bei einem Extruder mit glatter Einzugsbuchse. Berücksichtigt man, daß das Aufschmelzen des Feststoffes sowohl von der Zylinderwand als auch vom Schneckengrund erfolgt, so wird deutlich, daß der allseitige Aufschmelzbeginn bei der genuteten Buchse wesentlich früher als bei der konventionellen Extrusion mit glatter Buchse erfolgt. Zusammenfassend läßt sich sagen, daß durch eine Kühlung der Zylinderwand eine Schmelzefilmbildung in der Grenzschicht Masse/Zylinder im Bereich der genuteten Einzugsbuchse verhindert wird und somit Feststoffreibungsgesetze hier Gültigkeit besitzen. Diese bilden die Grundlage der analytischen Ansätze für den Durchsatz, den Druckaufbau und die Antriebsleistung im Feststoffbereich des Extruders. Die quantitative Ermittlung der im Feststoffbereich umgesetzten Energie ist nur durch eine Energiebilanz möglich, bei der alle Anteile der umgesetzten Energie möglichst genau bestimmt werden. Der hierzu erforderliche Bilanzraum reicht von der Mitte des Trichters bis zum Ende der Einzugsbuchse (Bild 15). Hieraus ergibt sich folgende Energiebilanz:

$$P_{SE} - P_{SA} - \dot{E}_{ME} - \dot{E}_{MA} - \dot{Q}_{KWE} - \dot{Q}_{KWA} - \dot{Q}_{L1} - \dot{Q}_{L2} - \dot{Q}_K \cdot S = 0 \quad (4)$$

Die in Gleichung (4) enthaltene axiale Wärmeleitung in der Schnecke und im Zylinder  $\dot{Q}_{L2}$  wird vernachlässigt. Dies ist aufgrund des geringen Temperaturgradienten an der Antriebsseite zulässig. Durch den Einsatz einer ausreichend dimensionierten Wärmesperre am Ende der Einzugszone wird auch  $\dot{Q}_{L1}$  in Bezug auf die Gesamtbilanz vernachlässigbar klein. Der Wärme fluß im Schnitt A-A läßt sich für den Zylinder wie folgt angeben (Gl. 5):

$$\dot{Q}_{L1} = \frac{\pi \lambda_{ZB} \frac{D_1^2}{4} - \frac{d_5^2}{4}}{b_1 / \lambda_{St} + b_2 / \lambda_{Isol.}} \quad (5)$$

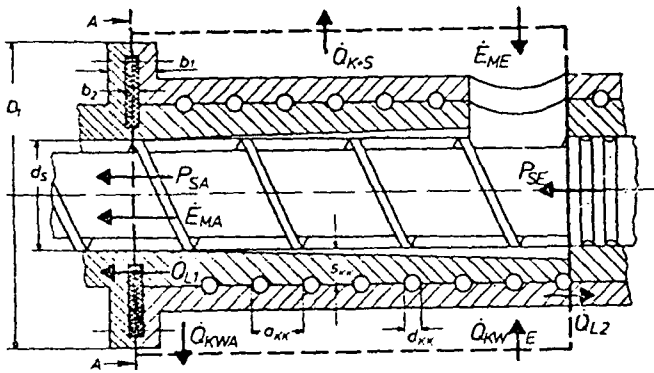


Bild 15: Wärmebilanz in der förderwirksamen Einzugszone

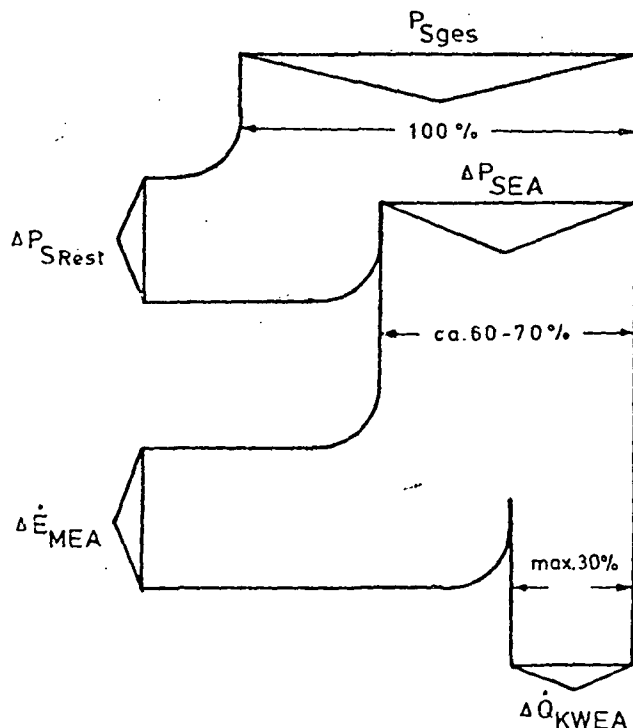
Heat balance in the compulsively conveying feeding zone

Seine Kenntnis ist zur Dimensionierung der Wärmesperre erforderlich. Die Verlustenergie am Zylinder durch Konvektion und Strahlung  $\dot{Q}_{K+S}$  liegt nach Hegele [4] in der Größenordnung von 2 - 4 % der in den Bilanzraum eingebrachten Energien und ist somit ebenfalls zur Vereinfachung des Rechenganges zu vernachlässigen.

Somit reduziert sich die Bilanzgleichung (4) zu

$$\Delta P_{SEA} + \Delta \dot{E}_{MEA} + \Delta \dot{Q}_{KWEA} = 0 \quad (6)$$

Die in den Bilanzraum abgegebene Schneckenleistung  $\Delta P_{SEA}$  beträgt nach Hegele [4] ca. 60 - 70 % der gesamten Schneckenleistung.



Von dieser im Bilanzraum abgegebenen Energie  $\Delta P_{SEA}$  entfallen ca. 20 - 45 % auf die durch das Kühlwasser abgeführten Wärmemengen. Der übrige Teil der im Bilanzraum abgegebenen Schneckenleistung dient der Energieerhöhung der Formmasse. Im Extremfall müssen also ca. 30 % der gesamten Schneckenleistung vom Kühlwasser abgeführt werden. Die Berechnung der notwendigen Kühlwassermenge setzt die Kenntnis der gesamten Schneckenleistung voraus. Die für den Extrusionsprozeß erforderliche gesamte Schneckenantriebsleistung kann gemäß Gleichung (7) aus der spezifischen Schneckenleistung  $P_{Ssp}$  und dem theoretisch zu erwartenden Massedurchsatz errechnet werden.

$$P_{Sges} = P_{Ssp} \cdot \dot{m} \quad (7)$$

Die spezifische Schneckenleistung ist von Elbe [22] für unterschiedliche Einzugsgeometrien, Materialien und Schneckendurchmesser bestimmt worden und liegt in der Größenordnung zwischen 0,056 - 0,275 kWh/Kg. Unter Zugrundelegung des maximalen Förderwinkels  $\omega_x$  errechnet sich aus der Kontinuitätsgleichung (1) der theoretisch zu erwartende Massedurchsatz.

Die Energieerhöhung der Formmasse  $\Delta \dot{E}_{MEA}$  in der Einzugszone läßt sich aus der Enthalpiedifferenz  $\Delta H$  ermitteln:  $\Delta \dot{E}_{MEA} = \dot{m} \cdot \Delta h_{EA}$ . Die Enthalpie, die in der Thermodynamik den Energieinhalt kennzeichnet, setzt sich aus innerer Energie  $U$  und Volumenenergie  $pV$  zusammen ( $H = U + pV$ ). Entsprechend lautet die Energieänderung der Masse nach dem 1. Hauptsatz der Thermodynamik

$$dH_{EA} + \frac{dZ}{a_{EA}} = dU + vdp + pdv = dQ + dL$$

In dem vorliegenden Fall sind die Wärmeenergieänderungen  $dQ = p \cdot dv$  und Änderung der mechanischen Energie  $dL$  interessant. Da jedoch keine druckabhängigen Enthalpiewerte erhalten werden können, muß der Druckeinfluß über dem Term  $\frac{\dot{m} \cdot p}{\rho_s}$  ermittelt werden.

Zur Kühlung der Nutbuchse ist es erforderlich, daß sowohl die in die Zylinderwand eintretende Wärmemenge abgeführt werden kann als auch eine gleichmäßige Temperaturverteilung über der Nutbuchsenlänge vorliegt. Erste Voraussetzung für eine gleichmäßige Temperaturverteilung ist, daß die Differenz zwischen der Eingangs- und Ausgangstemperatur des Kühlwassers weniger als 6°C beträgt [23]. Daraus folgt nach Gleichung (8a), daß eine bestimmte Mindestdurchflußmenge gefördert werden muß.

$$\Delta \dot{Q}_{KWEA} = \dot{m}_{KW} c_{PKW} (\underbrace{\vartheta_{KWA} - \vartheta_{KWE}}_{\text{max. } 6^\circ\text{C}}) \quad (8)$$

$$\dot{m}_{KW} = \frac{\Delta \dot{Q}_{KWEA}}{c_{PKW} \Delta \vartheta_{KW}} \quad (8a)$$

Zur Erzielung einer möglichst hohen Wärmeabgabe an das Kühlwasser sollte die Strömung des Temperiermittels immer turbulent sein ( $Re \geq 2300$ ).

Mit dieser angegebenen Turbulenzbedingung, dem Reynoldsgesetz

$$Re = \frac{v_{KW} \rho_{KW} d_h}{\eta_{KW}} \quad (9)$$

und der Kontinuitätsgleichung

$$\dot{m}_{KW} = \rho_{KW} v_{KW} \frac{\pi}{4} d_h^2 \quad (10)$$

läßt sich der hydraulische Durchmesser  $d_h$  des Kühlkanals nach Gleichung (11) bestimmen.

$$d_h \leq \frac{\dot{m}_{KW}^4}{\eta_{KW} 2300 \pi} \quad (11)$$

Weiterhin ist für eine gleichmäßige Temperaturverteilung zu beachten, daß der Kühlkanalabstand untereinander in einem bestimmten Verhältnis zum Abstand zur Zylinderinnenwand stehen soll (Bild 15).

Erfahrungsregeln für Kühlkanalabstände [23]:

$$a_{KK} = (2,5 - 3,5) d_{hydr.}$$

$$s_{KK} = (0,8 - 1,5) a_{KK}$$

Hieraus läßt sich die erforderliche Kühlkanallänge  $l_{KK}$  wie folgt bestimmen:

$$(s_{KK} + D) \pi = U_{KK} \quad (12)$$

$$\frac{L_{Buchse}}{a_{KK}} = n_B \quad (13)$$

$$l_{KK} = n_B U_{KK} \quad (14)$$

Sollen die Kühlkanäle rechteckig ausgeführt werden, so kann der hydraulische Durchmesser über die Beziehung

$$d_h = \frac{4 A_{KK}}{U_{KK}}$$

in andere Kühlkanalquerschnittsgeometrien umgerechnet werden.

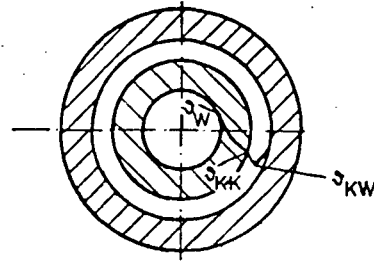
Die mit Hilfe des zuvor beschriebenen Lösungsweges erhaltenen Kühlkanalgeometrien müssen unter Berücksichtigung der Wärmeübergangsgleichung

$$\dot{Q}_{KWEA_{theor.}} = A_{KK} \alpha_{St} (s_{KK} - s_{KW}) \quad (15)$$

und der Wärmeleitungsgleichung

$$\dot{Q}_{KWEA_{theor.}} = A_{Zyl} \frac{\lambda_{St}}{s_{KK}} (s_W - s_{KK}) \quad (16)$$

"überprüft" werden, ob die in der Buchse entstehende Wärmemenge tatsächlich abgeführt werden kann.



Aus Gleichung (15 + 16) folgt

$$\dot{Q}_{KWEA_{theor.}} = \frac{s_W - s_{KW}}{\frac{s_{KK}}{\lambda_{St} A_{Zyl}} + \frac{1}{A_{KK} \alpha_{St}}} \quad (17)$$

Hierin bedeutet

$$s_{KW} = \frac{s_{KWE} + s_{KWA}}{2} \quad (17a)$$

Der Wärmeübergangskoeffizient  $\alpha$  kann aus der Gl. (18) von Hausen [24] für turbulente Rohrströmung ermittelt werden.

$$Nu = 0,037 (Re^{0,75} - 180) Pr^{0,42} \left[ 1 + \left( \frac{d_h}{l_{KK}} \right)^{0,67} \right] \quad (18)$$

Die Nusselt-Zahl

$$Nu = \frac{\alpha_{St} d_h}{\lambda_{KW}} \quad (19)$$

Reynolds-Zahl

$$Re = \frac{v_{KW} d_h \rho_{KW}}{\eta_{KW}} \geq 2300 \quad (9)$$

die Prandtl-Zahl

$$Pr = \frac{s_{KW}}{\alpha_{KW}} \quad (20)$$

Das Ergebnis der Überprüfung muß lauten:

$$\dot{Q}_{KWEA} < \dot{Q}_{KWEA_{theor.}}$$

Weiterhin muß unter Zuhilfenahme der Gleichung (21) überprüft werden, inwieweit das vorhandene Druckgefälle  $\Delta p_{EA}$  zwischen Kühlwassereingang und -ausgang für eine Mindestdurchflußmenge bei ermittelter Geome-

trie ausreicht.

$$\Delta p_{EA} = \frac{9 K_W v_{KW}^2}{2} \left( \lambda_R \frac{1 K_K}{d_h} \cdot \xi \right) \quad (21)$$

Die in Gleichung (21) enthaltenen Rohrwiiderstandskennwerte  $\lambda_R$  und  $\xi$  können einschlägigen Tabellenwerken (z.B. Dubbel, Hütte) entnommen werden.

Eine sehr wirksame Buchsenkühlung ergibt zwar die höchsten Durchsätze, bringt aber auch den Nachteil mit, daß ein großer Teil der Schneckenleistung im Kühlwasser verloren geht. Zwischen Durchsatz und Kühlwasserverbrauch in der Nutbuchse ist somit ein wirtschaftlicher Kompromiß zu schließen.

### 3.3. Entwicklung und Erprobung förderwirksamer Einzugszonen

Aufbauend auf den unter Punkt 3.2. dargestellten Überlegungen wurde am IKV [4; 11] zum Zwecke einer verbesserten Förderwirksamkeit der Einzugszone bei der Verarbeitung pulver- und granulatartiger Formmassen die zylindrisch glatte Einzugsbuchse ZG (Bild 10) gemäß den in Bild 10 und 13 dargestellten Einzugszonen modifiziert und erprobt.

#### 3.3.1. Erfahrungen bei der Verarbeitung granulatartiger Formmassen

Ein zylindrisches Einzugssteil, in das drei rechteckige Nuten eingezogen wurden "Z3N" (Bild 10), zeigte eine beachtliche Steigerung der Fördermenge. Eine Erhöhung der Nutenzahl von drei auf sechs "Z6N" ergab nach Hegele [4] keine erwähnenswerte Änderung des Durchsatzes.

Das in Bild 10 dargestellte glatte konische Einzugssteil "KGI" mit einem Öffnungswinkel von  $1^\circ 40'$  erbrachte nur eine geringe Verbesserung des Förderverhaltens gegenüber einem zylindrisch glatten Einzugs.

Die besten Ergebnisse wurden erzielt, als in dem Konus "KGI" rechteckige Nuten eingezogen wurden (Buchse "K6N", Bild 13). Hiermit wurde nicht nur die Mengenleistung beträchtlich erhöht, sondern auch die erhoffte Linearität der Förderung, d.h. druckunabhängige Fördermenge, erhalten.

#### 3.3.2. Erfahrungen bei der Verarbeitung pulverförmiger Polyolefine

Bei der Untersuchung des Förderverhaltens pulverförmiger Polyolefine kamen die für die Granulatförderung benutzten Einzugszonen zum Einsatz. Zusätzlich jedoch sollte die speziell für die Pulverförderung gedachte zylindrische Einzugsbuchse mit 12 kleinen halbkreisförmigen, konisch auslaufenden Nuten "ZRN" (Bild 13) erprobt werden.

Bei allen durchgeführten Versuchen lagen die mit genuteter Buchse erzielten Durchsätze über denen des glatten Zylinders (ZG). Je nach Nutform und Formmasse

sind jedoch große Unterschiede festzustellen. Wie bereits in Kapitel 3.2.7. aufgezeigt wurde, sind zylindrische Einzugsbuchsen mit 12 halbkreisförmigen konisch auslaufenden Nuten für glatte, kleine Körner gut geeignet. Ist dagegen die Kornform und die Oberflächenrauigkeit größer, so bewährt sich aufgrund der Aussagen in Kap. 3.2.2. und 3.2.3. neben dem Einsatz der dreifach konisch genuteten "K3N" besonders der Einsatz der sechsfach konisch genuteten Einzugsbuchse "K6N".

#### 3.3.3. Erfahrungen bei der Verarbeitung von PVC-Pulvern

Die bei pulverförmigen Olefinen bereits erfüllten Forderungen nach verbesserter Förderung im Schneckenextruder (gemäß Kap. 3.3.2.) gelangen bei der Verarbeitung von PVC-Pulver mit den unter Kap. 3.3. vorgestellten förderwirksamen Einzugszonen bisher nicht. Der Grund ist darin zu sehen, daß die sehr gleichmäßigen und kleinen Korngrößen sich für die notwendigen Gangtiefen als zu klein erwiesen und die erzielte Verdichtung als nicht ausreichend anzusehen ist. Die Abstützung des Pulverbettes in den Nuten der Zylinderwand wird nicht erreicht. Weiterhin kann das negative Förderverhalten von PVC-Pulver auf die schlechte Rieselfähigkeit des Materials, hervorgerufen durch die zur Verarbeitung erforderlichen Hilfsmittel, wie Gleitmittel, Stabilisatoren etc., und damit auf eine unvollständige Füllung des Schneckenganges im Bereich der Einfüllöffnung (vgl. Kap. 2) zurückgeführt werden.

Eine Verbesserung der Verhältnisse unter Ausnutzung der Förderwirksamkeit ließe sich dann erzielen, wenn es gelänge, die von Hegele [4] festgestellten Eigenschaften der für diese Verarbeitung geeigneten Polyolefinmassen, wie Korngröße, Kornverteilung, Oberflächenbeschaffenheit und Rieselfähigkeit für PVC-Pulver einzustellen.

Unter Berücksichtigung der Ergebnisse, die mit einem "Pulverrheometer" [25; 26] erzielt wurden, konnte die Förderwirksamkeit bei PVC-Pulver durch Veränderung der Geometrie von Schnecke und Zylinder im Einzugs- und Förderbereich erheblich verbessert werden.

Die Schubspannung  $\tau$  über dem Kompressionszustand  $p'$  aufgetragen (Bild 16) läßt erkennen, daß auch stärker komprimiertes, verarbeitungsfertig eingestelltes PVC-hart-Pulver stets nur geringere Schubspannungen erträgt als ein untersuchtes PE-Pulver. Dies kann nur bedeuten, daß für gleiches Drehmoment also eine größere Einleitungslänge für PVC bereitgestellt werden muß. Außerdem muß das PVC-Pulver höher verdichtet werden. Hierzu erscheint eine Anpassung der Schnecken-geometrie angebracht. Es muß nämlich ein vergrößertes Gangvolumen im Bereich der Einfüllöffnung vorhanden sein, durch das außerdem die schlechte Rieselfähigkeit des PVC-Pulvers kompensiert wird.

Der Kernquerschnitt der Schnecke darf jedoch in Förderrichtung nicht zunehmen, weil dies die Förderung

behindern würde [27].

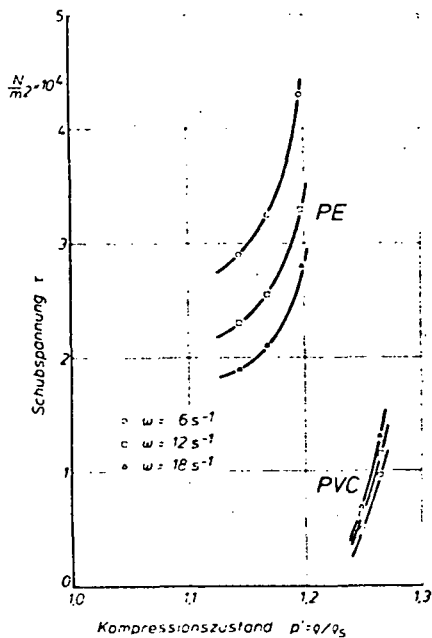


Bild 16: Abhängigkeit der Schubspannungen vom Kompressionszustand  
Shearing forces as a function of compression

Ein Rückströmen des Pulvers über die Schneckenstege muß zudem durch ein möglichst geringes Spiel zwischen der Schneckenaußenkontur und der Zylinderwand verhindert werden. Dies bedingt eine konische nach vorne auslaufende Zylinder- und Schneckengestalt.

#### 3.3.3.1. Versuchseinrichtung und Funktionsbeschreibung

Diese Bedingungen wurden im Versuch zunächst durch die Hintereinanderschaltung zweier vorhandener Einzugszonen erfüllt (Bild 17).

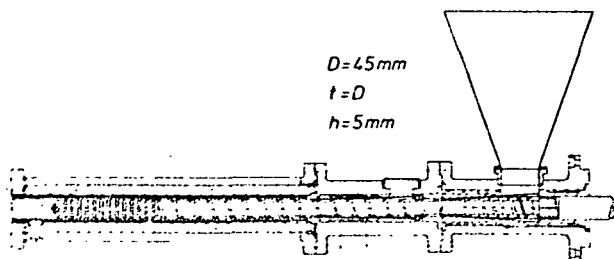


Bild 17: Versuchseinrichtung für die PVC-hart-Pulver-Förderung (Hintereinanderschaltung zweier Einzugszonen)  
Experimental arrangement for rigid-PVC conveying (Feeding zones in double file)

Beide Einzugszonen weisen in der Zylinderwand 6 Rechtecknuten auf, die zum Ende der Zonen auslaufen ("KSN"). In beiden Fällen bleibt das Spiel zwischen Zylinderinnenwand und Schneckenaußenkontur konstant, d.h. in der ersten Einzugszone mit konischer Buchse verläuft auch die Schneckenaußenkontur konisch. In der zweiten Zone ist eine zylindrische Buchse eingesetzt, deren Nuten nach ca. 3 D auslaufen. Beide Buchsen sind sogenannte nasse Buchsen. Sie werden mit Wasser intensiv gekühlt. Die erste Einzugszone weist aufgrund des zylindrischen Kerndurchmessers im Bereich der Einfüllöffnung ein großes Schneckengangvolumen auf. Damit hat diese Zone in erster Linie die Funktion der Zuführung und Fütterung der zweiten Zone mit komprimiertem Pulver. Die Zweigängigkeit der konischen Schnecke unterstützt dabei den ersten Druckaufbau am Ende dieser Zone. Vervollständigt wurde die Versuchseinrichtung durch einen 18 d<sub>s</sub> langen, elektrisch beheizten Zylinder; vor diesen wurde eine Drosselvorrichtung geflanscht. Die Schnecke weist am Ende ein Mischteil in Stachelkopfform mit der Länge L = 6,5 d<sub>s</sub> auf. Die Gesamtlänge der Schnecke vom Ende der Einfüllöffnung an gerechnet beträgt 26 d<sub>s</sub>.

#### 3.3.3.2. Versuchsergebnisse

Über die Funktion der untersuchten Förderereinrichtung gibt in erster Linie das längs des Zylinders wirklichte Druckprofil Auskunft. Im Gegensatz zu konventionellen Einschneckenextrudern konnten mit der unter-

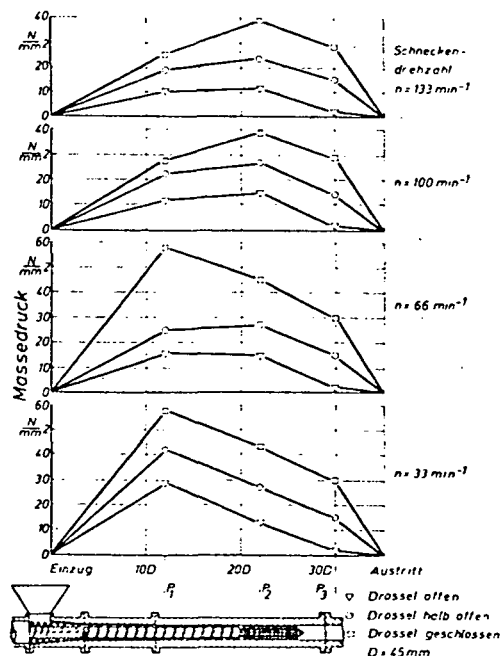


Bild 18: Drucklängsprofile bei der PVC-hart-Pulver-Förderung mit der Versuchseinrichtung nach Bild 17 bei verschiedenen Schneckendrehzahlen

Longitudinal pressure profile as a function of screw speed for rigid-PVC conveying with the experimental arrangement of Fig. 17

suchten Einrichtung hohe Drücke unmittelbar hinter dem Ende der Förderzone realisiert werden. In Bild 18 sind die Profile für die untersuchten Drehzahlen und Drosselstellungen dargestellt. Sie entsprechen in ihrem Verlauf denen, die bei der PVC-weich-Granulatverarbeitung erzielt wurden [28; 19]. Mit steigender Schneckendrehzahl verlagert sich das Druckmaximum geringfügig zur Schneckenspitze hin zwischen die Meßstellen für  $p_1$  und  $p_2$ .

In Analogie zur PVC-weich-Granulat- und PE-Pulververarbeitung durfte nun ein drehzahlproportionaler und gegendruckunabhängiger Durchsatz erwartet werden [4; 28; 29].

Die Bilder 19 und 20 zeigen das Ergebnis, das den Erwartungen voll entspricht. Der Durchsatz ist bis zur Schneckendrehzahl  $n_s = 100 \text{ min}^{-1}$  direkt proportional der Drehzahl und weicht oberhalb dieser Drehzahl nur geringfügig von der Proportionalität ab. Der Förderwirkungsgrad konnte so bis auf  $\eta = 84 \%$  gesteigert werden und entspricht dem der PVC-weich-Granulatextrusion. Die Darstellung des Durchsatzes als Funktion des Massedruckes vor der Schneckenspitze (Bild 20) zeigt die für die Einschneckenbauart typische gegendruckunabhängige Förderung bis zu hohen Schneckendrehzahlen.

Die verwendete Schnecke war aufgrund des Stachelkopfes in der Lage, den hohen Massedurchsatz bis zu Schneckendrehzahlen von  $100 \text{ min}^{-1}$  vollständig zu plastifizieren und gut zu homogenisieren. Höhere Drehzahlen erfordern zusätzliche Elemente zur Plastifizierung und Homogenisierung, die jedoch infolge der erreichten Gegendruckunabhängigkeit des Durchsatzes ohne Schwierigkeiten installiert werden können. Wie schon frühere Versuche mit diesen Systemen an PVC gezeigt haben [28; 29], ist ein dauerhafter Betrieb über mehrere Tage möglich, ohne daß Materialzersetzungen auftreten.

### 3.3.4. Ausblick

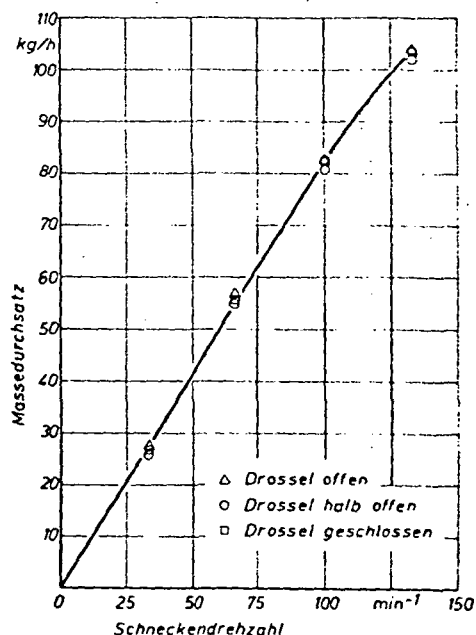
Das Beispiel des PVC-Pulvers verdeutlicht, daß auch feines, schlecht rieselfähiges Kunststoffpulver nach dem Prinzip des Druckaufbaus im Feststoffbett förderbar ist, wenn die konstruktive Gestaltung der Einzugszone dem Materialverhalten gerecht wird. Diese Überlegungen wurden am Beispiel des Extruders mit verlängerter Einzugszone verwirklicht.

## 4. PLASTIFIZIERUNG

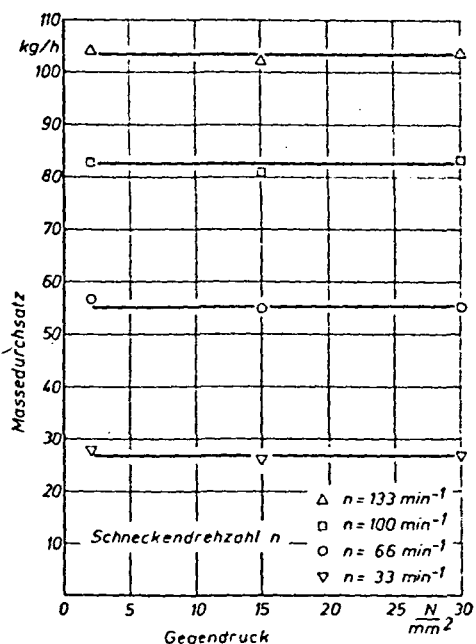
### 4.1. Plastifizierung im Schneckenkanal - allgemein

#### 4.1.1. Allgemeines

Nach Verlassen der wirkungsvoll temperierten, förderwirksamen Einzugszone wird dem kompaktierten und geförderten Feststoffstrang im Schneckenkanal durch Wärmeleitung vom Zylinder und der Schnecke sowie durch Dissipation in der bereits gebildeten Schmelze Energie zugeführt, d.h. er wird plastifiziert.



**Bild 19:** Massedurchsatz als Funktion der Schneckendrehzahl  $n_s$  bei PVC-hart-Pulver  
Throughput as a function of screw speed  $n_s$  for rigid-PVC



**Bild 20:** Massedurchsatz als Funktion des Massedruckes  $p_M$  vor der Schneckenspitze für PVC-hart-Pulver  
Throughput as a function of stock pressure  $p_M$  for rigid PVC in front of the screw tip

Für wandhaftende Kunststoffe kann der Aufschmelzmechanismus wie folgt erläutert werden: In Kontakt mit der Zylinderwand schmelzen Masseteilchen an; verzögert findet auch an der Schnecke Anschmelzen statt. Ein Teil der am Zylinder gebildeten Schmelze wird vom Steg abgeschabt und vor der aktiven (treibenden) Stegflanke abgelagert; ein weiterer Teil wandert als Leckstrom über den Steg. Die in Bild 21 dargestellte Schmelzeansammlung der Breite  $W - X$  wächst an der aktiven Flanke auf Kosten der Feststoffbreite  $X$ . Schließlich bildet sich ein Zustand der allseitigen Umhüllung einer zusammengesinterten Feststoffseele mit

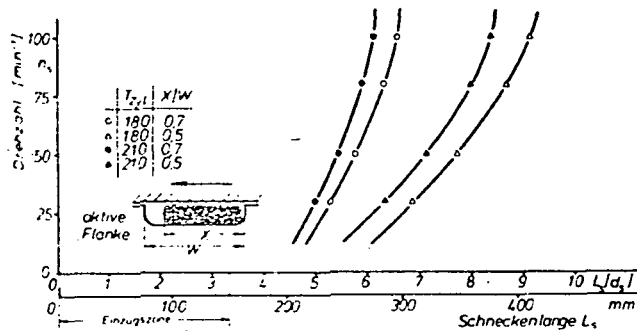


Bild 21: Aufschmelzverhalten im Schneckenkanal  
 $n_s = f(L_s)$   
 Melting behaviour in the screw channel  
 $n_s = f(L_s)$

Schmelze. Dieser, den Feststoffstrang schließlich allseitig umhüllende Schmelzefilm, kann - wie z.B. bei Polyäthylen, bei dem die Wärmeleitfähigkeit mit steigender Temperatur bis zum Kristallitschmelzpunkt deutlich abfällt - thermisch isolierend wirken, so daß große Gangtiefen ggf. Schneckenverlängerungen bzw. Drehzahlerniedrigungen erforderlich werden. Allein vom wirtschaftlichen Aspekt sind diese Verweilzeiterhöhungen jedoch untragbar.

Es scheint es sinnvoll, den Feststoffstrang - sobald ein Verhältnis Feststoff/Schmelze von ungefähr 2 : 1 bis 1 : 1 besteht - in viele Partikel zu zerreißen und diese zwangsweise in der Schmelze zu verteilen [20]. Durch die so neu geschaffenen Oberflächen wird die Wärmeübertragung zwischen Feststoff und Schmelze verbessert, die Restplastifizierung beschleunigt. Hier bieten sich wegen ihres geringen fertigungstechnischen Aufwandes z.B. Scheiben mit rechteckförmigen Durchbrüchen an.

Ein Aneinanderreihen solcher Scheiben zu einem Schneckenabschnitt ermöglicht neben einem raschen Restplastifizieren im ersten Teilabschnitt ein thermisches und mechanisches Homogenisieren im zweiten Abschnitt.

Die Festlegung der Lage der ersten restplastifizierenden Schlitzscheibe ist entweder nur empirisch über umfangreiche Experimente mit einem Sichtfenster im Schneckenkanal oder Schneckenausschieberversuche

möglich oder es sind theoretische Ansätze zu machen, die aufgrund mehr oder weniger vereinfachender Annahmen den Aufschmelzprozeß im Schneckenkanal - und damit das örtliche Feststoff/Schmelzeverhältnis im Kanal - beschreiben (Aufschmelzmodelle).

#### 4.1.2. Aufschmelzmodell: Vergleich "Theoretisches und experimentelles Aufschmelzverhältnis"

Zur theoretischen Beschreibung des Aufschmelzverhaltens im Schneckenkanal wurde das von Tadmor [31] entwickelte Aufschmelzmodell in einer von Kosel [30] modifizierten Form gewählt. (Tadmor berücksichtigt in seinem Aufschmelzmodell nur Wärme fluß vom Zylinder in Richtung Masse im Kanal, während die Modifikation von Kosel auch den Wärme fluß von der Schnecke in Richtung Masse beinhaltet).

Beide Modelle führen zu einer indirekten Beschreibung des Feststoff/Schmelzeverhältnisses (F/S) über das Feststoff/Kanalbreitenverhältnis  $X/W$

$$\frac{X}{W} = \frac{1}{W} \left( \sqrt{X_1} - \frac{0,1 W}{2 m \sin \phi} \right)^2 \quad (22)$$

(Diese Gleichung gilt nur für eine konstante Gangtiefe  $h$ !)

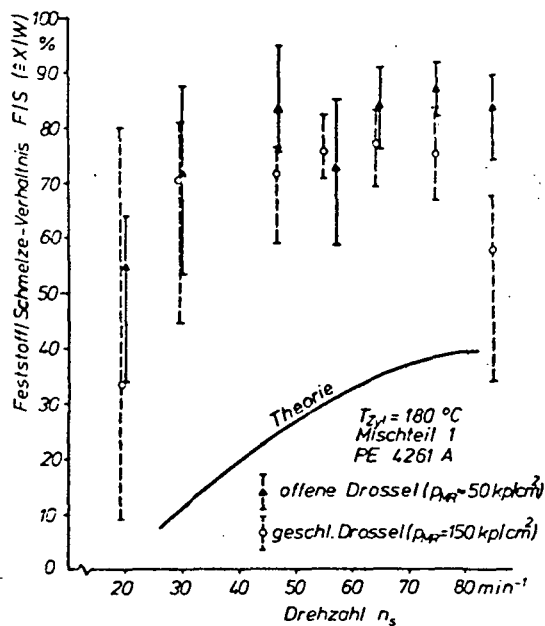
Für eine reine Förderschnecke ( $d_s = 45$  mm, konstante Gangtiefe  $h = 4$  mm) mit einer bekannten Fördercharakteristik wurde für zwei Zylindertemperaturen ( $\vartheta = 180^\circ\text{C}$  bzw.  $210^\circ\text{C}$  konstant entlang dem Zylinder nach der scharf gekühlten förderwirksamen Einzugszone) die Entwicklung des  $X/W$ -Verhältnisses für ein hochmolekulares Polyäthylen (Lupolen 4261A, BASF, Ludwigshafen) anhand von Gleichung (22) errechnet.

Bild 21 zeigt die errechneten Schneckenlängen  $L_s$  für vorgegebene  $X/W$  und  $\vartheta$ -Bedingungen als Funktion der Schneckendrehzahl: Drehzahlsteigerungen verlangen größere Schneckenlängen zur Energieeinbringung. Höhere Zylindertemperaturen führen logischerweise zu einem schnelleren Plastifizieren.

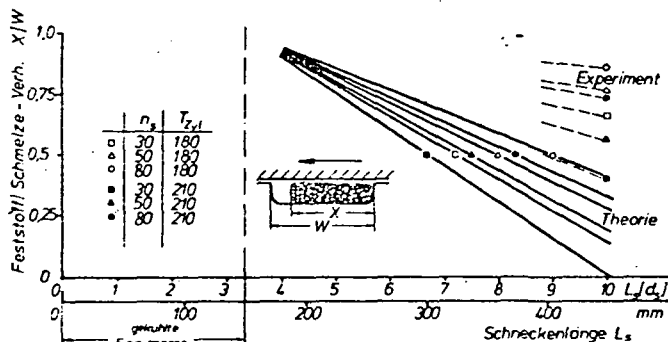
Bild 22 verdeutlicht u.a. den theoretischen Aufschmelzprozeß entlang der Schnecke. Wiederum lassen sich Drehzahl- und Zylindertemperaturabhängigkeit des Plastifizierungsvorgangs ersehen.

Zur experimentellen Verfolgung des Aufschmelzvorgangs im Schneckenkanal wurde ein Sichtfenster im Extruderzylinder installiert und das Feststoff/Schmelzeverhältnis pro Maschineneinstellung mehrfach fotografiert. Aus den Fotos wurden durch Planimetrieren die Feststoff/Schmelzeverhältnisse (F/S) gewonnen [32].

Bild 23 zeigt das F/S-Verhältnis hinter der ersten restplastifizierenden Schlitzscheibe (bei ca.  $10 d_s$ ) als Funktion der Schneckendrehzahl für die Zylindertemperaturen  $180^\circ\text{C}$ . Es zeigt sich, daß das theoretische F/S-Verhältnis deutlich unter den Meßwerten liegt. Die Meßwerte selbst zeigen jedoch bei sehr deutlichen Streubreiten (jeweils Mittelwert und Streubereich von 4 F/S-Werten in Bild 23 gezeichnet) die



**Bild 22:** Aufschmelzverhalten im Schneckenkanal  
Theorie - Experiment  
Melting behaviour in the screw channel  
theory - experiment



**Bild 23:** Feststoffschmelze - Verhältnis im Mischteil  
bei  $L_S = 10 d_S$   
Ratio of solid material to melt in the  
mixing zone at  $L_S = 10 d_S$

Tendenz der theoretischen Kurve.

Es bleibt festzuhalten, daß das verwendete theoretische Aufschmelzmodell den Aufschmelzvorgang in der Schnecke nicht korrekt wiedergibt. Der reale Plastifizierungsvorgang ist langsamer, d.h. es wird mehr Schneckenlänge zum Plastifizieren erforderlich. Bild 22 zeigt u.a. näherungsweise einen Vergleich der Entwicklung des F/S- bzw. X/W-Verhältnisses entlang der

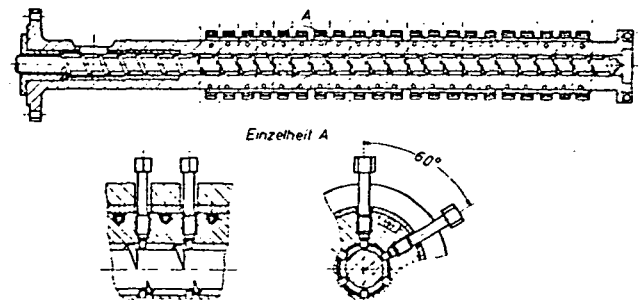
Schnecke für den theoretischen und experimentellen Fall.

Jedoch sei an dieser Stelle angemerkt, daß theoretische Aufschmelzmodelle - auch wenn sie nicht völlig exakt einen realen Aufschmelzverlauf im Schneckenangang wiedergeben - die Möglichkeit geschaffen haben, den tendenziellen Eingriff von Geometrie- und Betriebsparametern im Schneckenbereich auf das Plastifizierverhalten zu verfolgen und soweit Entscheidungshilfen zu geben.

#### 4.2. Plastifizierung mit Stiftzylinder

##### 4.2.1. Beschreibung des Stiftzylinders

Der im folgenden vorgestellte bestiftete Mischzylinder wurde untersucht, weil eine besonders gute Homogenisierungswirkung erwartet wurde. Der Einsatz eines Extruders mit bestiftetem Mischzylinder kommt vor allem bei Materialien in Frage, bei denen die Aufbereitung im Extruder bei gleichzeitiger Endverarbeitung der Masse zum Halbzeug oder Fertigprodukt die Einsparung eines separaten Aufbereitungsvorgangs ermöglicht und damit ein wirtschaftlicheres Verarbeiten in den Fällen, in denen durch Additivzugabe die Gebrauchseigenschaften eingestellt werden oder die Verarbeitbarkeit erleichtert wird. Der in Bild 24 dargestellte Mischzylinder hat eine Länge von  $27,3 d_S$ , einen Durchmesser von 45 mm und wird elektrisch beheizt. Jede Heizzone ist mit Wasser kühlbar. In 132 Bohrungen durch die Zylinderwand können Mischstifte in 22 Ebenen eingeschraubt werden. Die Mischstifte und die Bohrungen haben die gleichen Gewindeabmessungen wie handelsübliche Druckaufnehmer, so daß man statt eines Mischstiftes auch einen Druckaufnehmer zur Druckmessung einsetzen kann. Die Mischstifte beginnen direkt hinter der Einzugszone und vermischen so das noch nicht plastifizierte Material mit den Zuschlagstoffen. Anschließend wird die Formmasse plastifiziert und weiter homogenisiert.



**Bild 24:** Stiftzylinder  
Barrel with mixing pins

Als Schnecke wurde eine reine Förderschnecke S4 ( $t = d_S$ ) mit einem Durchmesser von  $d_S = 45$  mm und einer

Gangtiefe  $h$  von 3,7 mm eingesetzt (vgl. Bild 25). Für die Mischstifte müssen die Stege 10 mm breit unterbrochen werden, da die Mischstifte bis auf den Schneckenfundament reichen.

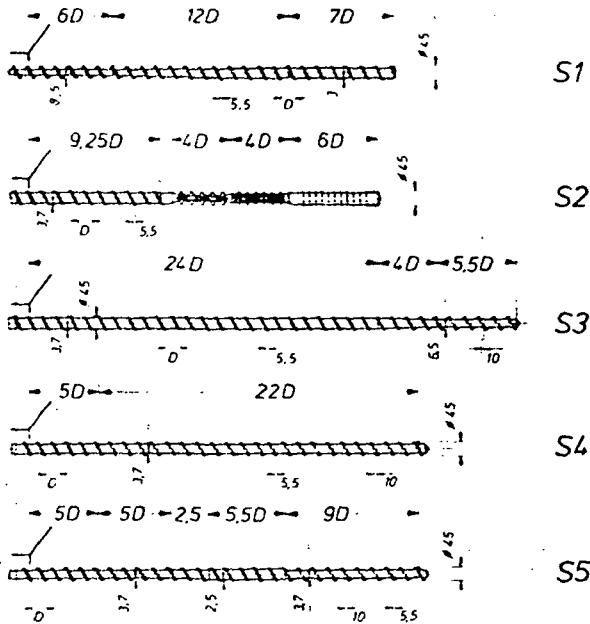


Bild 25: Versuchsschnecken  
Experimental screws

#### 4.2.2. Beurteilung der Plastifizierungsfähigkeit des Systems

Voraussetzung für eine einwandfreie Mischung ist eine ausreichende Plastifizierung der Formmasse. Es ist daher wichtig, neben der Mischfähigkeit des Systems auch auf eine gute Plastifizierung zu achten.

Bei Versuchen [6] hat sich gezeigt, daß die Mischstifte zwar eine gute Zerteilwirkung haben, die Plastifizierung mit der eingesetzten Förderschnecke S4 aber unzureichend bleibt. Die beste Plastifizierung läßt sich bei diesem System bei niedrigen Drehzahlen verwirklichen. Mit steigender Drehzahl wird zwar insgesamt mehr Friktionsenergie erzeugt, aber es vermindert sich die Verweilzeit der Masse im Extruder. Der Formmasse bleibt zu wenig Zeit, um genügend Energie aufzunehmen. Bei Drehzahlen über  $100 \text{ min}^{-1}$  liegen im Extrudat sogar noch Bereiche vor, die nur anplastifiziert sind.

Die Mischstifte verbessern die Plastifizierung nur geringfügig. Das unaufgeschmolzene Granulat wird zwar an den Stiften aufgeteilt, was eine Vergrößerung der Oberfläche und damit eine Verbesserung der Wärmezufuhr durch die Zylinderheizung bewirkt, aber eine Scherung des Materials findet erst statt, wenn die

Partikelgröße der Spaltweite "Mischstift - Schneckenfundament" bzw. "Mischstift - Stegdurchbruch" entspricht.

Es besteht also die Notwendigkeit, die Energieeintragsleistung in die Formmasse zu steigern, um die Plastifizierung zu verbessern. Die Plastifizierung wird im wesentlichen durch Kombination von

- Friktionswärme (mechanische innere Reibung)
- Schneckenentwärmung
- Zylinderbeheizung

erreicht. Die Möglichkeit der Schneckenentwärmung bestand nicht. Eine Erhöhung der Zylinderwandtemperaturen muß aus folgenden Gründen vermieden werden: Da Kunststoffe schlechte Wärmeleiter sind, müßten die Zylinderwandtemperaturen zu stark erhöht werden, um in die Mitte der Formmasse schnell genug die nötige Energie einzuleiten. Das führt zu thermischen Inhomogenitäten in der Schmelze und birgt die Gefahr der Zersetzung (besonders beim PVC) im Bereich der Zylinderwand in sich.

Eine Verlängerung des Extruders und damit eine Erhöhung der Verweilzeit ist bei PVC nur begrenzt möglich, da es sich um eine Masse handelt, die thermisch instabil ist. Die Zersetzung beginnt bereits bei etwa  $100^\circ\text{C}$  entsprechend einer Zeit-Temperaturfunktion [33]. Zur Verbesserung der Plastifizierung muß also zusätzlich Scherung eingebracht werden.

Die von K.P. Klenk [3] gemachten Beobachtungen bei Hart-PVC haben sich also auch bei PVC-Weichgranulat bestätigt. Beim Verarbeiten von PVC findet normalerweise kein ausreichendes Plastifizieren und Durchmischen der PVC-Masse im Sinne eines gleichmäßigen Verteilens statt. Führt man einer PVC-Formmasse nur Wärme über eine entsprechende Heizung zu, so wird sich die Masse in der Nähe der Heizelemente nach einer bestimmten Zeit zersetzen, bevor der Rest plastifiziert ist. Zwischen benachbarten Schichten werden Plastifizierungs-, Zerteil- und Verteileffekte nur dann erreicht, wenn der Masse Scherenergie zugeführt wird.

#### 4.2.3. Überlegungen zur Auslegung einer Scherzone

Verringert man die Gangtiefe der Schnecke, so erhält man eine Scherzone, in welcher zusätzliche Friktionswärme erzeugt wird. Für die Auslegung von Zylinder- und Schneckenentwärmung (bzw. Kühlung) ist eine Abschätzungsmöglichkeit der entsprechenden Friktionserwärmung einer beliebigen Masse notwendig.

Unter speziellen Annahmen kann eine solche Abschätzung durchgeführt werden, wie die nachfolgenden Überlegungen zeigen.

Energiebilanz am Scherspalt:

$$\Delta \dot{E}_M = \Delta P_{SEA} \cdot \dot{Q}_K \cdot \dot{Q}_L \cdot \dot{Q}_{Lax} \quad (23)$$

$\Delta \dot{E}_M$  = Energie, die die Polymerschmelze pro Zeiteinheit aufnimmt.

Da die Verweilzeit im Scherspalt sehr kurz ist und die

Wärmeleitfähigkeit bei Kunststoffschmelzen klein ist, kann man die Energieterme, die durch Wärmeleitung entstehen, für den Scherspalt vernachlässigen. Wegen der kurzen Verweilzeit läßt sich ebenfalls der konvektive Wärmestrom in guter Näherung vernachlässigen.

Die Gleichung (23) lautet somit:

$$\Delta \dot{E}_M = \Delta P_{SE} A_S \quad (24)$$

Die Energie, die im Scherspalt über die Schnecke in die Formmasse eingebracht wird, läßt sich in einen tangentialen Anteil, der durch die Schneckenrotation hervorgerufen wird, und in eine axiale Komponente aufteilen.

$$\Delta \dot{E}_M = \dot{E}_{rot} + \dot{E}_{ax} \quad (25)$$

Der tangentielle Anteil beruht auf einer reinen Schleppströmung, die man besonders bei höheren Drehzahlen und kleinen Druckgefällen in axialer Richtung nicht vernachlässigen darf.

Der tangentielle Anteil läßt sich wie folgt abschätzen:

$$\dot{E}_{rot} = M_{dS} \omega \quad (26)$$

Das im Scherspalt benötigte Drehmoment  $M_{dS}$  berechnet sich aus

$$M_{dS} = \tau A_S \frac{D}{2} \quad (27)$$

Für  $\eta_s$  ist z.B. das Gesetz von Ostwald de Waele

$$\tau = (\eta_s \dot{\gamma})^{1/m} \quad (28)$$

einzusetzen, wobei  $\eta_s$  von der Temperatur und  $m$  vom Material abhängig ist.

$\eta_s(\vartheta)$  und  $m$  werden durch Fließkurven experimentell gemessen. Zur Beschreibung der Temperaturabhängigkeit von  $\eta_s$  hat sich der Ansatz von Rothe [34]

$$\frac{1}{\eta_s} = a(\vartheta_{m,l} - \vartheta_f)^b \quad (29)$$

bewährt. Dabei ist  $\vartheta_f$  diejenige Temperatur, unterhalb derer der Kunststoff als fest angenommen wird; bei amorphen Thermoplasten liegt diese Temperatur ca. 50°C oberhalb der Glasumwandlungstemperatur [35];  $a$  und  $b$  werden durch Experimente [34] bestimmt, wobei  $a$  dimensionsabhängig ist.

Betrachtet man einen engen Scherspalt, so kann man in erster Näherung von einem linearen Geschwindigkeitsprofil ausgehen. Damit ergibt sich für  $\dot{\gamma}$ :

$$\dot{\gamma} = \frac{\omega D}{2h} \quad (30)$$

Ersetzt man  $\omega$  durch die Beziehung

$$\omega = 2\pi n_S \quad (31)$$

und die Fläche des Scherspals  $A_S$  durch

$$A_S = \pi D L_S \quad (32)$$

so ergibt sich

$$\dot{E}_{rot} = \frac{(\pi D)^{2+1/m} n_S^{1+1/m} L_S}{[a(\vartheta_{m,l} - \vartheta_f)^b h]^{1/m}} \quad (33)$$

Die mittlere Temperatur  $\vartheta_{m,l}$  läßt sich nach [36] bestimmen:

$$\vartheta_{m,l} = \vartheta_Z - \frac{\vartheta_A - \vartheta_E}{\ln \frac{\vartheta_Z - \vartheta_E}{\vartheta_Z - \vartheta_A}} \quad (34)$$

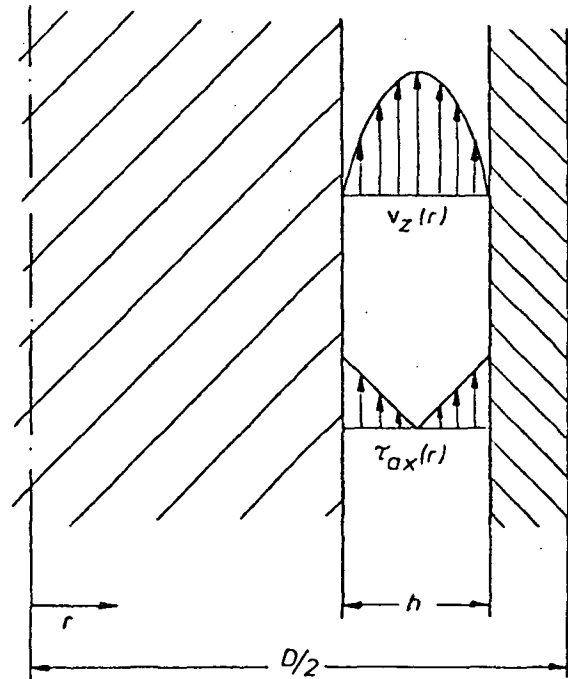
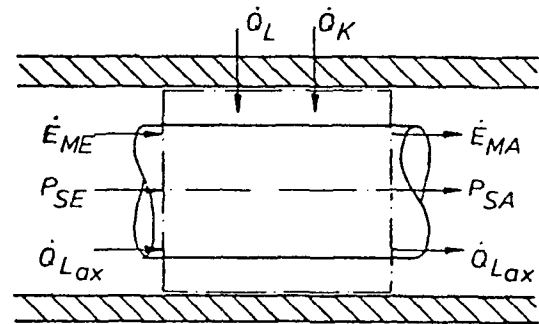


Bild 26: Schubspannungs- und Geschwindigkeitsverteilung  
Distribution of shearing forces and speed

Für die axiale Komponente der in die Schmelze eingebrachten Energie läßt sich die folgende Abschätzung machen:

$$\dot{E}_{ax} = \frac{\Delta p \dot{m}}{\eta_{Schmelze}} \quad (35)$$

Zur Vereinfachung wird die in Bild 26 dargestellte Schubspannungs- und Geschwindigkeitsverteilung vorausgesetzt.

Unter den gegebenen Bedingungen vereinfacht sich die Bewegungsgleichung zu:

$$\frac{d}{dr} (r \tau_{ax}) = \frac{\Delta p}{L_S} r \quad (36)$$

Integriert man die Gleichung (36), so erhält man die Schubspannungsverteilung

$$\tau_{ax} = \frac{\Delta p}{2 L_S} r + \frac{C_1}{r} \quad (37)$$

Randbedingung:  $\tau_{ax} = 0$  bei  $r = \frac{1}{2} (D - h)$

$$C_1 = -\frac{\Delta p}{8 L_S} (D - h)^2$$

Mit  $D - h = D_S$

$$\tau_{ax} = \frac{\Delta p}{2 L_S} \left( r - \frac{1}{4} \frac{D_S^2}{r} \right) \quad (38)$$

Unter Berücksichtigung der Gleichung (28) ergibt sich

$$\frac{dv_{ax}}{dr} = \frac{1}{\eta_s} \left[ \frac{\Delta p}{2 L_S} \left( r - \frac{1}{4} \frac{D_S^2}{r} \right)^m \right] \quad (39)$$

Das Geschwindigkeitsprofil erhält man durch Integration der Gleichung (39)

$$v_{ax} = 2 \frac{1}{\eta_s} \left( \frac{\Delta p}{2 L_S} \right)^m \int_{\frac{D}{2} - h}^{\frac{1}{2}(D-h)} \left( r - \frac{1}{4} \frac{D_S^2}{r} \right)^m dr \quad (40)$$

Um das Integral analytisch lösen zu können, muß hier der Zahlenwert für  $m$  eingesetzt werden. Das Geschwindigkeitsprofil ergibt sich dann zu

$$v_{ax} = f(\eta_s, \Delta p, L_S, D, h)$$

Bestimmt man mit  $v_{ax}$  die volumetrische Durchflußmenge

$$\dot{V} = 2\pi \int_{\frac{1}{2}(D-h)}^{\frac{D}{2}} r v_{ax}(r) dr \quad (41)$$

so erhält man eine Bestimmungsgleichung für den Druckverlust  $\Delta p$

$$\Delta p = f(\dot{V}, \eta_s, L_S, D, h)$$

da  $\eta_s$  über Gleichung (29) bestimmt werden kann.

Die Energiebilanz (23) hat somit die Form

$$\Delta \dot{E}_M = \frac{(\pi D)^{2+1/m} \eta_s^{1+1/m} L_S}{[a(\eta_{m,1} - \eta_f)^b h]^{1/m}} + \frac{\Delta p \dot{m}}{\eta_s} \quad (42)$$

Um die Plastifizierung zu verbessern, kann man die Spaltweite verringern, wobei beide Energietermine vergrößert werden. Der Einfluß solch einer Verringerung ist allerdings materialabhängig ( $a$ ,  $b$ ,  $m$ ) und kann nur abgeschätzt werden, wenn man Fließkurven der entsprechenden Materialien vorliegen hat.

Für ein normales Standardpolystyrol erhält man z.B.:

$$a = 1,06 \cdot 10^{-30} \text{ cm}^m \text{ s}^{2m-1} / \text{g}^m \text{ grad}^b$$

$$b = 3,9$$

$$m = 4,3$$

für ein schlagzähes Polystyrol z.B.:

$$a = 4,4 \cdot 10^{-22} \text{ cm}^m \text{ s}^{2m-1} / \text{g}^m \text{ grad}^b$$

$$b = 3,7$$

$$m = 2,9$$

Entsprechend den Überlegungen aus Abschnitt 4.2.3. wurde eine modifizierte Schnecke S5 mit eingesetztem Scherteil in den Stiftzylinder eingebaut. Das Scherteil besitzt eine auf 2,5 mm verringerte Gangtiefe und befindet sich im Bereich zwischen 12,5  $d_s$  und 18  $d_s$ . Ansonsten hat die Schnecke S5 die gleichen Abmessungen wie die Schnecke S4. Der Verlauf der spez. Motorleistung (Bild 27) läßt erkennen, daß mit der Schnecke S5 mehr Energie in die Formmasse eingebracht wird.

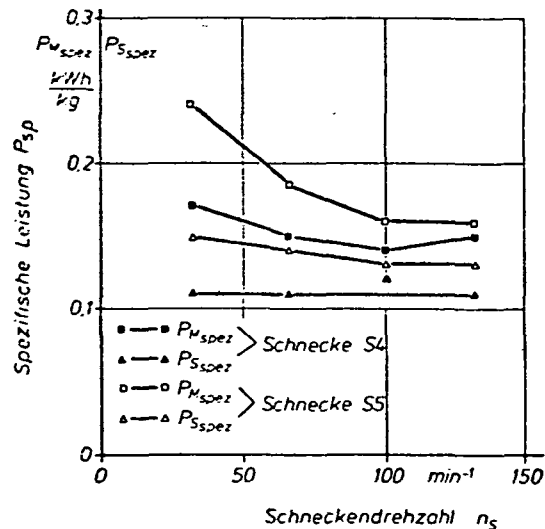


Bild 27: Spezifische Leistungen  
Specific efficiency

Trotz eines um die Hälfte niedrigeren Gegendrucks (anderes Werkzeug) liegen die Werte für die spez. Leistung um ca. 0,03 kWh/kg über denen, die mit der Schnecke S4 ermittelt wurden.

Man kann also bei der Extrusion mit der Schnecke S5 eine bessere Plastifizierung erreichen. Dieses Ergebnis wurde auch durch Untersuchungen am Extrudat bestätigt. Proben, die mit der Schnecke S5 extrudiert wurden, waren bei niedrigen Drehzahlen ( $n_s = 32 \text{ min}^{-1}$ ) gleich und bei höheren Drehzahlen bedeutend besser plastifiziert als mit der Schnecke S4.

##### 5. MISCHEN UND HOMOGENISIEREN

Mischen und Homogenisieren als abschließender Verfahrensschritt im Extruder verdient besondere Aufmerksamkeit. Erst durch ein gleichmäßiges Zerteilen und Verteilen aller Komponenten im Extrudat und Einstellen einheitlicher Massezustände sowohl quer wie auch längs zum Materialfluß wird die einheitliche und gute Qualität des Extrudates gesichert.

Neben der Methode des gesteuerten Rückflusses der Masse im Schneckenkanal durch gezieltes Drosseln am Extrudataustritt - eine Methode, die bei steifem gegenruckunabhängigem Durchsatzverhalten nicht anwendbar ist - wurden weitere Methoden des zwangslosen Verteilens mittels Schneckenelementen und des quasi zwangsweisen Verteilens mittels Zylinderelementen untersucht.

Die Versuche wurden auf einem Einschneckenextruder mit dem Durchmesser  $d_s = 45 \text{ mm}$  und verschiedenen Längen ( $L_s = 25 d_s, 32 d_s, 27,3 d_s$ ) durchgeführt. Dazu wurden die in Bild 25 dargestellten Schnecken eingesetzt und damit Untersuchungen zur thermischen und mechanischen Homogenität einer PVC-weich-Kabelisolierrasse in Granulatform durchgeführt.

In allen Fällen bedeutet die Verwendung der konisch genuteten Geometrie im Einzugsbereich (K6N) einen gegenruckunabhängigen, drehzahlproportionalen Durchsatz (vgl. Kap. 3.2.).

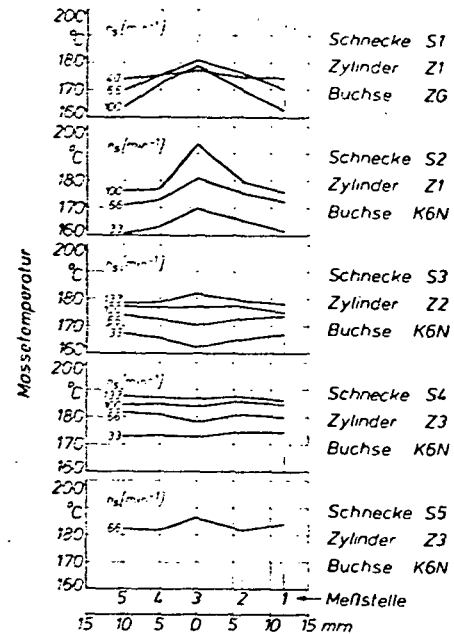
##### 5.1. Thermische Homogenität (Massetemperatur als Qualitätsmerkmal)

Eine gute Qualität des Extrudates erfordert zeitliche und örtliche Konstanz der Temperatur in der austretenden Schmelze. Die festgestellten örtlichen Temperaturverteilungen sind für die verschiedenen untersuchten Systeme in Bild 28 dargestellt.

Schnecke S1 lieferte ein Extrudat, das neben örtlicher Uneinheitlichkeit starke zeitliche Differenzen bis 15 grd, verursacht durch bei offener Drossel nicht vollständig plastifizierte Formmasse, aufweist. Diese Differenzen verringerten sich mit zunehmendem Werkzeugwiderstand und betrugen minimal 1,5 grd.

Mit Schnecke S2 wurden dagegen maximale zeitliche Temperaturdifferenzen von nur 1 grd festgestellt. In der Regel lagen sie unter 0,5 grd. Die aufgetretenen örtlichen Differenzen, insbesondere die zentralen

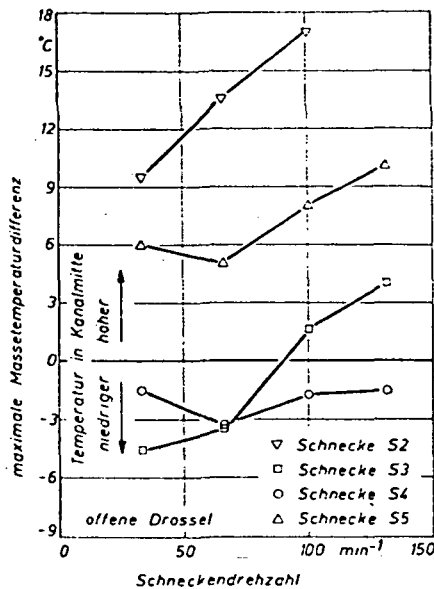
Temperaturspitzen, sind durch Schneckenkühlung vermin- derbar. Diese konnte hier aber nicht realisiert werden, weil die Schneckenkonstruktion (verschraubte Einzelsegmente) dies nicht zuließ.



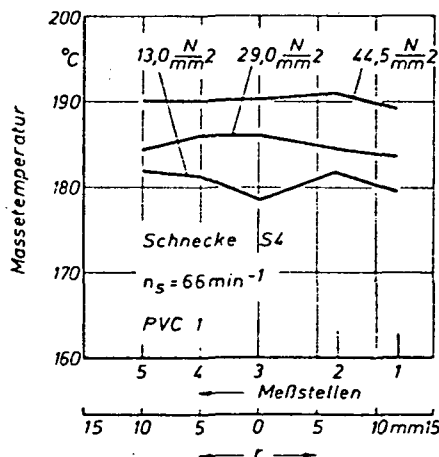
**Bild 28:** Temperaturprofile im Kanalquerschnitt bei verschiedenen Schneckendrehzahlen  
Temperature profile as a function of screw speed vs. the channel cross section

Schnecke S3 zeigte auch ohne Kühlung bessere Ergebnisse. Neben der guten örtlichen Temperaturverteilung waren auch die zeitlichen Differenzen geringer. Sie erreichten nur bei Schneckendrehzahlen von über 100 U/min Werte von maximal 1 grd. In der Regel wurden Werte von 0,2 grd nicht überschritten. Bild 29 zeigt, daß auch die örtlichen Differenzen für bestimmte Drehzahlen, die im Bereich üblicher Produktionsdrehzahlen liegen, zu Null werden.

Diese positiven Ergebnisse konnten mit Schnecke S4 erwartungsgemäß noch verbessert werden. Es liegt ein weitgehend konstanter Temperaturverlauf im Kanalquerschnitt bei allen Drehzahlen der Schnecke (Bild 28) und ebenso bei den verschiedenen Massedruckten vor der Schnecken spitze (Bild 30) vor. Ein Vergleich der Temperaturdifferenzen zwischen Kanalmitte und -rand (Bild 29) mit denen der Schnecke S3 zeigt auch hier die Überlegenheit der Schnecke S4. Es besteht quasi keine Abhängigkeit dieser Differenzen von der Schnecken drehzahl und auch vom Massedruck vor der Schnecken spitze. Die zeitlichen Differenzen entsprechen denen der Schnecke S3.



**Bild 29:** Örtliche maximale Massetemperaturdifferenzen im Meßkanal  
Local maximum stock temperature differences in the measuring channel



**Bild 30:** Temperaturprofile im Kanalquerschnitt bei verschiedenen Massedruckn vor der Schnecke S4  
Temperature profile as a function of stock pressure in the channel cross section in front of screw S4

Schnecke S5 zeigte bezüglich der Temperatureinheitlichkeit über den Meßkanalquerschnitt keine derartigen Differenzen (Bild 28 und 29). In Kanalmitte wurde die höchste Temperatur gemessen. Das zur Verbesserung der Plastifizierung eingesetzte Schnecken-

stück verringerter Gangtiefe führt zu einer Schnecken-aufheizung, die die Temperaturerhöhung in Kanalmitte bewirkte. Im Vergleich zu Schnecke S2 sind diese Temperaturdifferenzen jedoch geringer und damit günstiger (Bild 29).

Wie bei Schnecke S4 sind auch hier zeitliche Differenzen, die größer sind als die bei Schnecke S3 gemessenen, nicht aufgetreten.

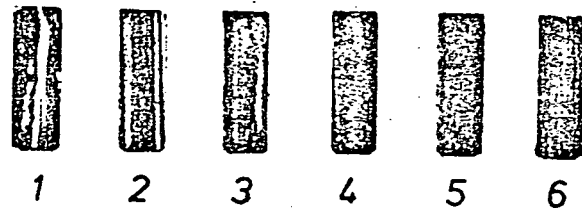
Bei größeren Maschinen empfiehlt sich jedoch die Installation einer Schneckenentwässerung, um in allen Betriebsfällen eine minimale Massetemperaturdifferenz einstellen zu können.

## 5.2. Mechanische Homogenität

### 5.2.1. Bestiftete Mischteile

Unter mechanischer Homogenität versteht man die gleichmäßige Zerlegung und Verteilung aller dem Rohstoff beigegebenen Zusätze. Diese gleichmäßige Verteilung wurde von uns an Farbpigmenten überprüft, die in äußerst geringer Konzentration (auf die Formmasse bezogen, 0,4 Gew.-% Farbkonzentrat-Granulat, das 0,8 Gew.-% Buntpigment enthielt) zugegeben wurden. Diese geringe Zugabe wurde gewählt, um Mischunterschiede klar hervortreten zu lassen.

Eine Bestimmung der erreichten Mischgüte ist äußerst schwierig. Den geringsten Aufwand bei gleichzeitig guter integraler Erfassung aller Güten bietet die visuelle Methode. Dabei wurden unabhängig durch verschiedene Prüfer anhand einer Vorlage (Bild 31) bis zur Mitte abgeschälte extrudierte Flachprofile beurteilt. Wenn diese Methode auch keine absolute Beurteilung zulässt, so ist doch ein Vergleich zur Beurteilung der verschiedenen Systeme möglich.

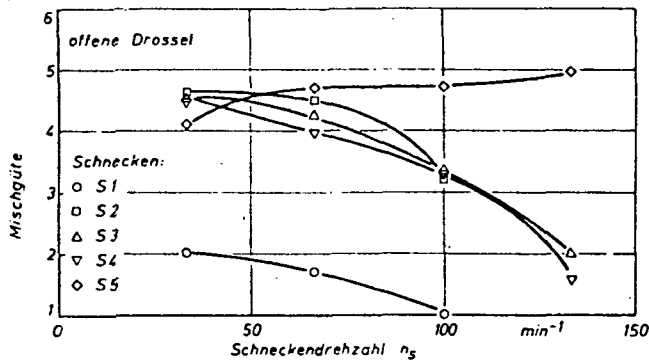


**Bild 31:** Bestimmungstafel zur Mischgüte  
To determine the mixing quality

Ordnet man die ermittelten Mischgüten den variablen Verarbeitungsparametern Massedruck und Schneckendrehzahl zu, so sind eindeutige Aussagen über die Mischwirkung des angewendeten Extrusionsprinzips möglich. Zu jedem Betriebspunkt wurden mehrere Proben beurteilt. Das arithmetische Mittel der diesen Proben zugeordneten Mischgüten wurde in die nachfolgend be-

schriebenen Diagramme eingezeichnet.

Bild 32 zeigt die Darstellung der Mischgüte als Funktion der Schneckendrehzahl.

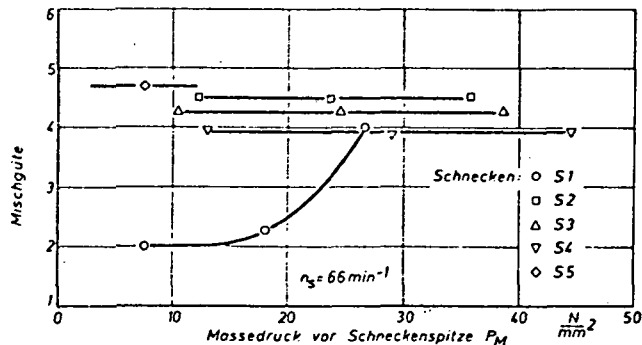


**Bild 32:** Visuell bestimmte Mischgüte als Funktion der Schneckendrehzahl  $n_s$  für alle Schnecken  
Visually fixed mixing quality as a function of screw speed  $n_s$  for all screws

Für alle Schnecken, deren Einsatz mit der die Förderung verbessernden Buchse K6N erfolgte (S2 bis S5), ergaben sich zufriedenstellende Mischgüten.

Die besten Ergebnisse wurden bis zu hohen Drehzahlen mit der Schnecke S5 erzielt, da mit steigender Drehzahl auch eine Erhöhung der Scherspannung und damit eine verbesserte Verteilung und Zerteilung erzielt wurde.

Das Beispiel der Schnecke S4 verdeutlicht, wie eine abgenommene Wendel zeigte, daß die Mischstifte im wesentlichen Rühr- und nicht Mischwirkung ausüben.



**Bild 33:** Visuell bestimmte Mischgüte als Funktion des Massedruckes  $p_M$  vor der Schnecken Spitze für alle Schnecken  
Visually fixed mixing quality as a function of stock pressure  $p_M$  in front of the screw tip for all screws

Bild 33 zeigt, daß sich die Mischwirkung der Schnecke S1 bei steigendem Druck infolge der zunehmenden Rückströmung und damit Strömungsüberlagerung im Gewindegang der Schnecke wesentlich verbessert. Konventionellle Schnecken erfordern danach zur Erzielung ausreichender Mischgüten einen hohen Massedruck vor der Schnecken Spitze. Damit verbunden ist zwangsläufig eine Durchsatzverminderung, d.h. diese muß zur Erzielung einer ausreichenden Mischgüte in Kauf genommen werden.

Dagegen weisen die Schnecken S2 bis S5 Unabhängigkeit ihrer Mischwirkung vom Massedruck vor der Schnecken Spitze auf. Dies erklärt sich aus der bei unveränderter Schneckendrehzahl vorliegenden Durchsatzkonstanz, die gleichbleibende Mischbedingungen bei unterschiedlichem Druckniveau bewirkt.

### 5.2.2. Schlitzscheibenmischteil

In einem mit einem Schlitzscheibenmischteil ausgerüsteten Extruder wurde versucht, eine Korrelation zwischen einer von der Mischteilgeometrie und ggf. vom verarbeiteten Werkstoff abhängigen Mischzahl und der mechanischen Mischgüte zu entwickeln.

Betrachtungen zum Mischvorgang im Schlitzscheibenmischteil zeigen, daß die in diesem Bereich eingebrachte Scherdeformation nicht ausreicht, den Mischvorgang zu beschreiben: zur Scherdeformation kommen Dehndeformationen bei Veränderung des Durchtrittsquerschnitts im Mischteil sowie die Stromaufteilung durch die Nocken der Schlitzscheiben.

So wurde in einem ersten Ansatz in [38] eine Beziehung für eine Mischkennzahl MK für wandhaftende Massen entwickelt, welche die Druck- und Schleppströmungsverhältnisse ( $M_D$  und  $M_S$ ), die Stromteilung ( $M_T$ ) sowie Deformationen durch Geschwindigkeitsunterschiede bei Querschnittsveränderungen ( $M_G$ ) beschreibt:

$$MK = K_D M_D + K_S M_S + K_T M_T + K_G M_G \quad (43)$$

$$MK = K_D \frac{3l_D}{h} + K_S \frac{2l_S}{h} + K_T n_a n_{SS} + K_G \frac{v_2}{v_1} n_G \quad (44)$$

Die beiden ersten Anteile der Mischkennzahl zeigen den Einfluß der Scherung im Mischteil, wobei die Faktoren  $l_D$  und  $l_S$  jeweils den mittleren zurückgelegten Weg der Schmelze bezeichnen. In dem Faktor  $K_T \cdot n_a \cdot n_{SS}$  ist der Anteil der Stromteilung des Massestrangs im Mischteil enthalten, der durch die Anzahl der Durchbrüche  $n_a$  und die Anzahl der Schlitzscheiben  $n_{SS}$  gekennzeichnet ist. Der vierte Faktor beinhaltet schließlich den Anteil an der Gesamtmischzahl, der durch die Geschwindigkeitsunterschiede in und zwischen den Schlitzscheiben aufgrund unterschiedlicher Strömungsquerschnitte entsteht. Diese Mischkennzahl ist jedoch nicht allein von den geometrischen Verhältnissen des Mischteils abhängig, sondern verändert

sich auch mit der Art des verwendeten Kunststoffes. Nicht wandhaftende Medien erfahren z.B. im Scherteil nur eine geringe Scherung, während die Mischung durch Geschwindigkeitsunterschiede und Stromaufteilung gegenüber wandhaftenden Medien voraussichtlich unverändert bleibt.

Obwohl die Mischkennzahlen z.B. für verschiedene Schlitzscheibenmischteilgeometrien angegeben werden, kann man diese nur als Anhaltswerte auffassen, da nicht bekannt ist, ob die verschiedenen Anteile der Mischkennzahl ( $M_D$ ,  $M_S$ ,  $M_T$ ,  $M_G$ ) richtig gewichtet sind. D.h., die Größe der Faktoren  $K_D$ ,  $K_S$ ,  $K_T$  und  $K_G$  ist unbekannt.

Setzt man in einem ersten Ansatz die Gewichtungsfaktoren  $K_D, K_S, K_T, K_G = 1$  und trägt die mittlere Mischgüte über der errechneten Mischkennzahl von verschiedenen Schlitzscheibenmischteilgeometrien auf, so ergibt sich der in Bild 34 dargestellte qualitative Zusammenhang: Die Mischgüte nimmt mit der Mischkennzahl zu. Hierbei wurde die Mischgüte durch visuelle Bewertung durch mehrere Personen unabhängig von einander (5 Mischgüteklassen) mit anschließender Berechnung der mittleren Mischgüte bestimmt. Verwendet wurden 2 Formmassen: Formmasse A  $\rightarrow$  hochmolekulares PE mit 0,5 Gew.-% anorganischem Farbpigment; Formmasse B  $\rightarrow$  hochmolekulares PE mit 0,5 Gew.-% organischem Farbpigment.

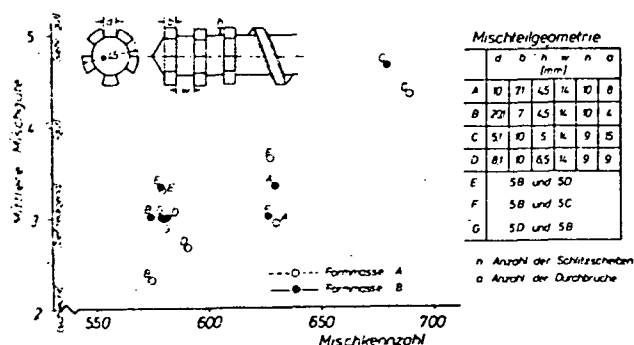


Bild 34: Mittlere Mischgüte als Funktion der Mischkennzahl

Average mixing quality as a function of mixing characteristics

Entsprechend der dargestellten Vorgehensweise läßt sich das Auswahlproblem eines Mischteils erleichtern.

### 5.3. Mischgütemessung

Eine objektive Mischgütebestimmung erfordert also die Messung einer erfaßbaren Größe, die in einem funktionalen Zusammenhang mit der Mischgüte steht. Giegerich [17] beschreibt eine Methode, die über Grauwertmessung an Extrudat die Verteilung von Zuschlagstoffen erfaßt. Diese Methode ist jedoch nur an großflächigen Extruda-

ten wie Folien anwendbar und vernachlässigt die an den Zuschlagstoffen erreichte Zerteilung.

Deshalb wurden Mikrotomschnitte angefertigt, die dem vorliegenden Extrudatstrangquerschnitt in der Mitte und am Rand - zur Erfüllung der Forderung nach extremen Stellen [40] - entnommen wurden.

Mit Hilfe der Durchlichtmikroskopie wurden die im Dünnschnitt enthaltenen Farbpigmentteilchen sichtbar gemacht. Die Bestimmung von Größe und Anzahl erleichterte eine optisch-elektronische Einrichtung zur automatischen quantitativen Bildanalyse in der Mikroskopie <sup>\*)</sup>. Die Funktion der verwendeten Anlage ist in der Literatur ausführlich beschrieben [41].

Hier erfolgt eine Bestimmung der Größe der in einer vorgegebenen Fläche abgebildeten Partikel, die eine minimale einstellbare Größe überschreiten.

Ein Versuch der Darstellung der in den einzelnen Größenklassen ermittelten Partikelanzahlen in einem Diagramm mit log. eingeteilten Koordinaten ergab in allen Fällen Geraden (Bild 35 u. 36). Dabei wurden nur die

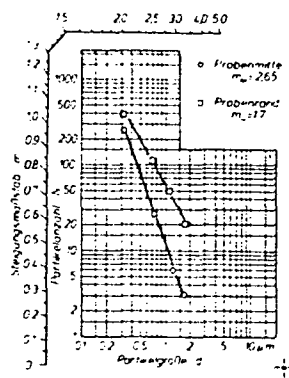


Bild 35: Verteilungsdiagramm zur Mischgütemessung Schlechte Homogenität

Distribution diagram for the measurement of the mixing quality Bad homogeneity

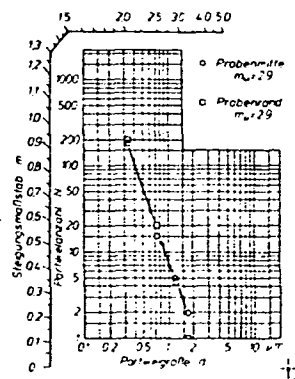


Bild 36: Verteilungsdiagramm zur Mischgütemessung Gute Homogenität

Distribution diagram for the measurement of the mixing quality Good homogeneity

<sup>\*)</sup> "Classimat" Hersteller: Leitz, Wetzlar

beidseitig begrenzten Größenklassen berücksichtigt. Diese Darstellung beschreibt daher nur einen Ausschnitt der Gesamtsituation in der untersuchten Probe. Es lassen sich hieraus aber Rückschlüsse auf die erfolgte Mischwirkung ziehen.

Eine getrennte Darstellung der Ergebnisse derselben Probe für Probenmitte und Probenrand zeigt oft wesentliche Unterschiede, die sich in verschiedener Neigung dieser Geraden und ihrem Abstand voneinander dokumentieren.

Je größer der Abstand, desto größer ist der Unterschied in der Anzahl gleichgroßer Partikel an den extremen Stellen der Probe. Unterschiedliche Neigung bedeutet unterschiedlich erfolgte Zerteilung der Partikelagglomerate an diesen extremen Stellen.

Damit ist ein eindeutiger Zusammenhang zwischen der Homogenität des Extrudates und den genannten Größen, die den Diagrammen entnommen werden können, gegeben. Diese Größen sind die Steigungen der Geraden  $m_M$  bzw.  $m_R$  sowie die Anzahl der Partikel  $N_M$  bzw.  $N_R$  in einer Größenklasse für den Probenrand R und die Probenmitte M.

Es wird von der Überlegung ausgegangen, daß eine gleichmäßige Verteilung und damit gute Homogenität dann vorliegt, wenn an extremen Stellen der Probe die eingemischten Partikel eine übereinstimmende Summe ihrer Oberflächen aufweisen.

Dies bedeutet bei Farbpartikeln beispielsweise insgesamt gleiche Flächen zur Reflektion des Lichtes oder bei Stabilisatoren gleiche Kontaktflächen, die eine Reaktion ermöglichen.

Bildet man das Verhältnis dieser Oberflächen der eingelagerten Partikel für extreme Probenorte, so wäre damit ein Maß für die Mischgüte definiert:

$$\text{Mischgüte } MG = \frac{\text{Partikeloberfläche } A_{OM}}{\text{Partikeloberfläche } A_{OR}} \quad (45)$$

Auf die Ausrechnung der Größen  $A_{OM}$  und  $A_{OR}$  soll hier nicht weiter eingegangen werden. Sie ist in der Dissertation Hoffmanns [5] detailliert beschrieben und ist nur bei Einsatz einer Einrichtung zur automatischen quantitativen Bildanalyse in der Mikroskopie von Bedeutung.

#### Ausblick

Es hat sich gezeigt, daß es sinnvoll ist, den Extrusionsprozeß in Verfahrensschritte aufzuteilen. Die Optimierung dieser Verfahrensschritte befindet sich aufgrund bisheriger Untersuchungen in einem fortgeschrittenen Stadium. Es muß jedoch angemerkt werden, daß im Rahmen zukünftiger Untersuchungen neben einer weiteren Verbesserung der Einzelverfahrensschritte zusätzlich eine Abstimmung der Verfahrensschritte aufeinander je nach Anwendungszweck erfolgen muß.

Als notwendige Voraussetzung für eine genaue Zudosierung kleinster Mengen an Zuschlägen zur Hauptkompo-

nente wäre beispielsweise die Kenntnis des jeweiligen zeitlichen Massedurchsatzes und der Einsatz eines möglichst totzeitfrei arbeitenden Regelkreises denkbar.

Ein Weg zur Auslegung von Einzugszonen deutet sich, wie durchgeführte Untersuchungen bereits gezeigt haben, durch die im Pulverrheometer zu ermittelnden und auf den Förderprozeß des Extruders zu übertragenden Stoßwerte an.

Was Plastifizier- und Homogenisierungshilfen angeht, so muß bei Forderung einer verbesserten Wirtschaftlichkeit des Extruders bei gleichzeitiger exakter Anpassung der Extrudatqualität an die jeweiligen Ansprüche darauf Wert gelegt werden, daß möglichst nicht druckverbrauchende und energiesparende Einheiten eingesetzt werden.

#### Verzeichnis der verwendeten Abkürzungen

$A_{KK} [\text{mm}^2]$	Fläche des Kühlkanals
$A_{OM} [\text{mm}^2]$	Partikeloberfläche in Probenmitte
$A_{OR} [\text{mm}^2]$	Partikeloberfläche in Probenrand
$A_R [\text{mm}^2]$	Freier Querschnitt
$A_S [\text{mm}^2]$	Schneckenoberfläche
$A_{\text{Zyl}} [\text{mm}^2]$	Zylinderoberfläche
$a [c^m s^{2m-1} g^m \text{grad}^b]$	materialabhängige Konstante
$a_{KW} \left[ \frac{\text{cm}^2}{\text{sec}} \right]$	Temperaturleitzahl des Kühlwassers
$b$	materialabhängige Konstante
$b_1 [\text{mm}]$	Zylinderbreite in Wärmesperrennähe
$b_2 [\text{mm}]$	Breite der Wärmesperre
$c_p \left[ \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \right]$	Spezifische Wärmekapazität
$D [\text{mm}]$	Zylinderinnendurchmesser
$D_S [\text{mm}]$	$D - h$
$D_1 [\text{mm}]$	max. Außendurchmesser des Zylinders
$d_h [\text{mm}]$	hydraulischer Durchmesser
$d_K [\text{mm}]$	Kerndurchmesser
$d_S [\text{mm}]$	Schneckendurchmesser

$\dot{E}_{ax}$ [kJ]	axialer Anteil der Formmassenenergie	$n_G$	Anzahl der Geschwindigkeitssprünge durch Querschnittsänderung
$\dot{E}_{MA}$ [kJ]	Energie der Formmasse beim Austritt aus dem Bilanzraum	$n_S$ [min <sup>-1</sup> ]	Schneckendrehzahl
$\dot{E}_{ME}$ [kJ]	Energie der Formmasse beim Eintritt in den Bilanzraum	$n_{SS}$	Anzahl der Schlitzscheiben
$\Delta \dot{E}_M$ [kJ]	Formmassenenergie	$Pr$	Prandtl-Kennzahl
$\dot{E}$ [kJ]	tangentialer Anteil der Formmassenenergie	$P_{Sges}$ [kW]	gesamte Schneckenleistung
$e$ [mm]	Stegbreite	$\Delta P_{SRest}$ [kW]	Restanteil der Schneckenleistung
$f$ [mm]	Schneckenspiel	$P_{SA}$ [kW]	aus dem Bilanzraum austretende Schneckenleistung
$H$ [kJ]	Enthalpie	$P_{SE}$ [kW]	in den Bilanzraum eintretende Schneckenleistung
$h$ [mm]	Gangtiefe	$\Delta P_{SEA}$ [kW]	im Bilanzraum verbrauchte Schneckenleistung
$h'$ [mm]	Nuttiefe	$P_{SSp}$ [kW]	spez. Schneckenantriebsleistung
$K_D, K_S, K_T, K_G$	Gewichtungsfaktoren	$P$ [N/m <sup>2</sup> ]	Druck im Schneckenkanal
$L$ [kJ]	mechanische Arbeit	$\Delta p$ [N/m <sup>2</sup> ]	Druckverlust
$L_B$ [mm]	Buchsenlänge	$P_1 - P_3$ [N/m <sup>2</sup> ]	Massedruck an unterschiedlichen Stellen des Zylinders
$L_S$ [mm]	Schneckenlänge	$P_M$ [N/m <sup>2</sup> ]	Massedruck im Werkzeug
$l_D$ [mm]	mittlerer zurückgelegter Weg durch Druckströmung	$p'$	Kompressionszustand
$l_{KK}$ [mm]	Kühlkanallänge	$\dot{Q}_L$ [kWh]	Wärmemenge hervorgerufen durch Wärmeleitung
$l_G$ [mm]	mittlerer zurückgelegter Weg durch Schleppströmung	$\dot{Q}_{KS}$ [kWh]	Wärmemenge hervorgerufen durch Konvektion und Strahlung
$M$	Probenmitte	$\dot{Q}_{KWA}$ [kWh]	Energie des Kühlwassers beim Austritt
$M_G$	Mischgüte	$\dot{Q}_{KWE}$ [kWh]	Energie des Kühlwassers beim Eintritt
$M_K$	Mischkennzahl	$\Delta \dot{Q}_{KW}$ [kWh]	abgeführte Wärmemenge an das Kühlwasser
$M_D, M_S, M_T, M_G$	Mischkennzahlanteile	$\dot{Q}_{Lax}$ [kWh]	axiale Wärmemenge hervorgerufen durch Leitung
$M_{2S}$ [kpm]	Schneckendrehmoment	$R$	Probenrand
$m$	materialabhängige Konstante	$Re$	Reynold-Kennzahl
$m_M, m_K$	Steigungsmaßstab für Probenmitte und Probenrand	$r$ [mm]	Düsenradius
$\dot{m}$ [kg/h]	Massedurchsatz	$S_1 - S_5$	Schnecken 1 - 5
$\dot{m}_H$ [kg/h]	Durchsatz-Hauptkomponente	$SN'$	Stromlinienzahl
$\dot{m}_Z$ [kg/h]	Durchsatz-Zusatzkomponente	$t$ [sec]	Zeit
$N$	Partikelanzahl	$f$ [mm]	Schneckenspiel
$Nu$	Nusseltkennzahl	$U$ [KJ]	innere Energie
$n$	Nutenanzahl	$U_{KK}$ [mm <sup>2</sup> ]	Umfang des Kühlkanals
$n_a$	Anzahl der Durchbrüche in den Schlitzscheiben		
$n_B$	Anzahl der Kühlwasserbohrungen		

$V$ [mm <sup>3</sup> ]	Volumen	$\vartheta_w$ [°C]	Temperatur der Zylinderinnenwand
$v_{KW}$ [m/sec]	Geschwindigkeit des Kühlwassers	$\vartheta_z$ [°C]	Zylindertemperatur der 1. Heizzone
$v_x$ [m/sec]	Axialgeschwindigkeit der Formmasse	$\Delta\vartheta_{zB}$ [°C]	Differenztemperatur zwischen Buchsen- und Zylindertemperatur der 1. Heizzone
$v_1$ [m/sec]	Geschwindigkeit vor dem Sprung	$\vartheta_{m,1}$ [°C]	mittlere Temperatur
$v_2$ [m/sec]	Geschwindigkeit nach dem Sprung	$\vartheta_f$ [°C]	Temperatur unterhalb der Erweichungstemperatur
$\alpha$ [°]	Steigungswinkel der konischen Buchse		
$\alpha_{St}$ [ $\frac{KW}{m^2 K}$ ]	Wärmeübergangszahl von Stahl		
$\eta$	Förderwirkungsgrad		
$\eta_s$ [ $\frac{Kgs}{m^2}$ ]	Viskosität der Formmasse	<u>Schrifttum</u>	
$\eta_{KW}$ [ $\frac{Kgs}{m^2}$ ]	Viskosität des Kühlwassers	[1]	Löhr, W. Pryka, W. Dosierbandwaagesysteme und ihre Einsatzmöglichkeiten Plastverarbeiter 25 (1974) 6, S. 344 - 346
$\phi$	Koeffizient (Funktion der Betriebsbedingungen und Werkstoffdaten)	[2]	Herrmann, H. Schneckenmaschinen in der Verfahrenstechnik Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New York 1972
$\psi$	Steigungswinkel der Schneckengänge	[3]	Giegerich, V. Meßtechnische Erfassung der Zustände einer Kunststoffschmelze im Verarbeitungsprozeß zur Charakterisierung ihrer Qualität Dissertation TH Aachen, 1973
$\dot{\gamma}$ [sec <sup>-1</sup> ]	Schergeschwindigkeit	[4]	Hegele, R. Untersuchungen zur Verarbeitung pulverförmiger Polyolefine auf Einschncken-Extrudern Dissertation TH Aachen, 1972
$\lambda_{St}$ [ $\frac{KW}{mK}$ ]	Wärmeleitzahl von Stahl	[5]	Hoffmanns, W. Untersuchungen zur Aufbereitung und Verarbeitung von PVC mit dem Einschnckenextruder Dissertation TH Aachen, 1975
$\lambda_{Isol}$ [ $\frac{KW}{mK}$ ]	Wärmeleitzahl von der Wärmesperre	[6]	Hiemenz, C. Aufbereitung und Verarbeitung im Produktionsextruder Diplomarbeit am IKV, Archiv-Nr. D 75/10 Betreuer: W. Hoffmanns
$\lambda_R$	Rohrwidestandskennwert	[7]	Schneider, K. Der Fördervorgang in der Einzugszone eines Extruders Dissertation TH Aachen, 1968
$\omega$ [min <sup>-1</sup> ]	Winkelgeschwindigkeit	[8]	Darnell, W.H. Mol, E.A. Solids Conveying in Extruders SPE-Journal, 1956, 4, S. 20 - 29
$\omega_x$ [°]	Förderwinkel	[9]	Goldacker, E. Untersuchungen zur Verarbeitung pulverförmiger Polyolefine auf Einschncken-Extrudern Dissertation TH Aachen, 1972
$\rho_s$ [kg/m <sup>3</sup> ]	Schüttdichte	[10]	Menges, G. Müller, J. Auslegung der Schneckengeometrie von Einschncken-Extrudern aufgrund von Druck- und Temperaturmessungen Kunststoffe 57 (1967) 12, S. 914 - 920 21 (1970) 4, S. 235 - 244
$\rho_{KW}$ [kg/m <sup>3</sup> ]	Dichte des Kühlwassers	[11]	Menges, G. Hegele, R. Ein neues Extruderkonzept mit verbesserter Förderwirksamkeit der Einzugszone Kunststoff-Berater 11 (1970), S. 1071 - 1076
$\rho_x$ [kg/m <sup>3</sup> ]	Korrespondierende Dichte zu $v_x$		
$\xi$	Rohrwidestandskennwert		
$\tau$ [N/m <sup>2</sup> ]	Schubspannung		
$\tau_{ax}$ [N/m <sup>2</sup> ]	axiale Schubspannung		
$\vartheta_{MA}$ [°C]	Massetemperatur beim Austritt aus dem Bilanzraum		
$\vartheta_{ME}$ [°C]	Massetemperatur beim Eintritt in den Bilanzraum		
$\vartheta_{KW}$ [°C]	Kühlwassertemperatur		
$\bar{\vartheta}_{KW}$ [°C]	mittlere Kühlwassertemperatur		
$\vartheta_{KK}$ [°C]	Temperatur des Kühlwassers an der Kühlkanalwand		

- [12] Menges, G.  
Hegele, R.  
Kosel, U. Gedanken zu einem neuen Extruderkonzept  
Kunststoff-Rundschau 18 (1971) 7, S. 323 - 330
- [13] Boes, D. Verarbeitung von PE auf Einschnellenextrudern mit genuteter und gekühlter Einzugszone  
Kunststoffe, Bd. 60 (1970), H. 5, S. 294 - 300
- [14] Fuchs, G. Über die Verarbeitung von sehr hochmolekularem PE auf Einschnellenextrudern  
Plastverarbeiter 19 (1968) 10, S. 765 - 771, 20 (1969) 4, S. 237 - 244
- [15] BASF Kunststoff-Verarbeitung im Gespräch  
2. Extrusion 1971
- [16] Schenkel, G. Kunststoff-Extrudertechnik  
Carl Hanser Verlag, München 1963
- [17] Pawlowski, J. Grundlagen des fördertechnischen Verhaltens einspindliger Schnecken bei Newton'schen Flüssigkeiten  
Chem.-Ing. Techn. 39 (1967) 20
- [18] Müller, J. Beitrag zur werkstoffgerechten Verarbeitung von PE mit einem Einschnellen-Extruder zu Profilen  
Dissertation TH Aachen, 1967
- [19] Schenkel, G. Ansätze zur Optimierung in der Kunststoff-Extrudertechnik  
Kunststoffe 59 (1969) 1, S. 51 - 55
- [20] Krüger, H. Extruder für nicht-newton'sche Schmelzen  
Kunststoffe 53 (1963) 10, S. 711 - 722
- [21] Madcock, B.H. Pressure development in extruder screws  
SPE-Journal 1960, 4, S. 373 - 378
- [22] Elbe, W. Untersuchungen zum Plastifizerverhalten von Schnecken-spritzgießmaschinen  
Dissertation TH Aachen, 1973
- [23] Menges, G.  
Mohren, P. Anleitung für den Bau von Spritzgießwerkzeugen  
Carl Hanser Verlag, München 1974
- [24] Hausen, H. Neue Gleichungen für die Wärmeübertragung bei freier oder erzwungener Strömung  
Allg. Wärmetechnik, Bd. 9 (1959), S. 75 - 79
- [25] Hoffmanns, W. Konstruktion eines "Pulver-rheometers"  
Studienarbeit am IKV, TH Aachen  
Archiv-Nr. W 70/38  
Betreuer: R. Hegele
- [26] Lutterbeck, J. Fließprüfungen an Kunststoffpulvern  
Studienarbeit am IKV, TH Aachen, Archiv-Nr. SA 75/09  
Betreuer: W. Hoffmanns
- [27] Klenk, K.P. Beitrag zur werkstoffgerechten Verarbeitung von PVC Hart-Pulver auf Ein- und Zwei-Schneckenextrudern  
Plastverarbeiter 21 (1970) 6, S. 537 - 544  
7, S. 642 - 648  
8, S. 723 - 730  
9, S. 819 - 821  
10, S. 881 - 888
- [28] Hegele, R. Untersuchungen zur Verarbeitung von PVC-Weich mit einer neuartigen Mischschnecke  
Plastverarbeiter 22 (1971) 10, S. 715 - 720
- [29] Menges, G.  
Hoffmanns, W. Verarbeitung von PVC auf dem Einschnellenextruder bei Verwendung eines kämmenden Zwangsmischsystems  
Kunststoffherator 20 (1975) 1, S. 37 - 39
- [30] Kosel, U. Optimierungsrechnungen beim Extrudieren  
Dissertation TH Aachen, 1972
- [31] Tadmor, Z. Fundamentals of plastification extrusion I.  
A theoretical model for melting  
Polymer Engineering and Science (1966) 7, S. 185 - 190
- [32] Kafol, W. Studienarbeit am IKV, 1975,  
Archiv-Nr. SA 75/42  
Betreuer: W. Michaeli
- [33] Klenk, K.P. Beitrag zur werkstoffgerechten Verarbeitung von PVC Hart-Pulver auf Ein- und Zweischneckenextrudern  
Dissertation TH Aachen, 1969
- [34] Rothe, J. Analytische und meßtechnische Untersuchung des Füllvorganges beim Spritzgießen von Thermoplasten  
Dissertation TH Stuttgart, 1972
- [35] Wojcik, W. Diplomarbeit am IKV, 1975  
Archiv-Nr. D 75/62  
Betreuer: H.O. Hellmeyer
- [36] Nero, G. Diplomarbeit am IKV, 1973  
Archiv-Nr. D 73/52  
Betreuer: J. Vargel
- [37] Linke, W. Grundlagen der Wärmeübertragung  
Vorlesungsumdruck WS 73/74  
TH Aachen
- [38] Scheck, G. Studienarbeit am IKV, 1974  
Archiv-Nr. SA 74/62  
Betreuer: W. Michaeli
- [39] Giegerich, V. Messung der Mischgüte von Extrudern  
Plastverarbeiter 23 (1972) 12, S. 807 - 811
- [40] Ullrich, H. Zum Problem der Mischgüte Aufbereitungs-Technik (1972) 1, S. 31 - 37
- [41] Rzeznik, J. Leitz Systeme für die quantitative Bildanalyse  
Leitz-Mitteilungen für Wissenschaft und Technik, Suppl. Band 1 (1972) 2, S. 34 - 39