

■ 1.4 Schmelzeförderung

Die Förderung der Schmelze im Schneckenkanal wird von der Schneckendrehung hervorgerufen: Die Drehbewegung hat durch den Gangsteigungswinkel der Schnecke eine Geschwindigkeitskomponente in Kanalrichtung und erzeugt die Strömung relativ zur Schnecke in die gewünschte Richtung. Diese Schleppströmung wird überlagert durch die sich in der Schnecke ausbildende Druckströmung, die aufgrund des Druckgradienten in Kanalrichtung entsteht (siehe Bild 1.21).

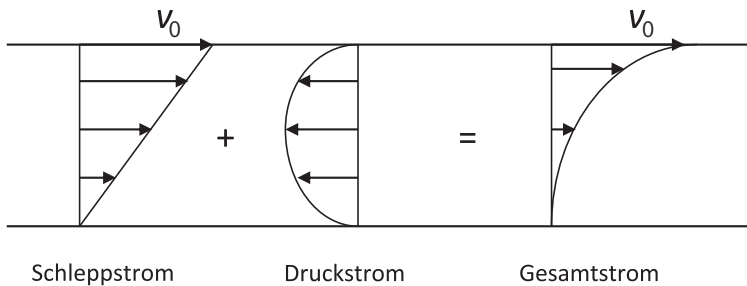


Bild 1.21 Schlepp- und Druckströmung

Zusätzlich erzeugt die Schneckendrehung eine Querströmung im Schneckenkanal, die einen Beitrag zur Homogenisierung des Schmelzestromes leistet. Bei strukturviskosen Kunststoffschmelzen erzeugt diese Querströmung eine Viskositätserniedrigung durch die Steigerung der Schergeschwindigkeit.

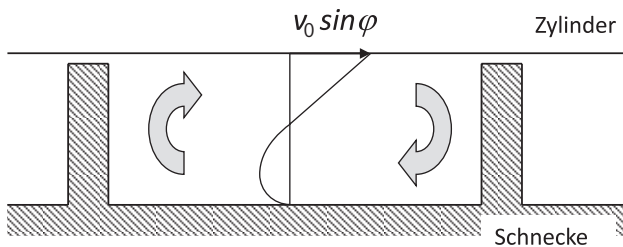


Bild 1.22 Querströmung

Eine genaue Berechnung der Strömungsverhältnisse mit dem nichtlinearen Stoffverhalten der Kunststoffe ist mit den numerischen Verfahren der CFD (Computational Fluid Dynamics) möglich. Mit den vereinfachenden Annahmen der eindimensionalen Strömung ergibt sich näherungsweise:

$$\pi_{\dot{m}} = 1 - \frac{1}{n} \pi_p \quad (1.19)$$

$$\pi_{\dot{m}} = \frac{2\dot{m}}{i \rho b h v_{0z}} \quad \pi_p = \frac{h^2}{6\eta v_{0z}} \frac{\partial p}{\partial z} \quad (1.20, 1.21)$$

mit:

\dot{m} = Durchsatz in einem Bereich von $0,55 > \pi_{\dot{m}} > 1,45$.

b = Kanalbreite quer zum Steg

i = Gangzahl der Schnecke

h = Kanaltiefe

v_{0z} = Umfangsgeschwindigkeitskomponente in Kanalrichtung

p = Druck

ρ = Dichte

z = Koordinate in Kanalrichtung

Die Viskosität η ist bei der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$ von:

$$\dot{\gamma} = \frac{v_{0z}}{h}$$

einzusetzen;

der Einflussparameter n ergibt sich aus der Strukturviskosität:

$$n = 1 + \frac{\partial \left(\log \frac{\eta}{\eta_0} \right)}{\partial \left(\log \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}_0} \right)} \quad (1.22)$$

mit:

n = Fließexponent

η = Viskosität bei der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}$

η_0 = Viskosität bei der Schergeschwindigkeit $\dot{\gamma}_0$

$\dot{\gamma}$ = „erste“ gewählte Schergeschwindigkeit in der Fließkurve

$\dot{\gamma}_0$ = „zweite“ gewählte Schergeschwindigkeit in der Fließkurve

Für reale Gangsteigungen ergeben sich leicht verschobene Kurven aufgrund der Querströmung (siehe Bild 1.23).

■ 1.7 Betriebsverhalten

Die Fördermenge eines Einschneckenextruders hängt von seiner Drehzahl und dem Gegendruck an der Schneckenspitze ab. Aufgrund der starken Abhängigkeit von der Drehzahl ist die Angabe der spezifischen (d. h. drehzahlbezogenen) Fördermenge üblich, da diese Zahl konstanter ist.

$$\dot{m}_{\text{spez}} = \frac{\dot{m}}{N} \left[\frac{\text{kg/hr}}{\text{U/min}} \right] \quad (1.23)$$

mit:

\dot{m}_{spez} = spezifische/drehzahlbezogene Fördermenge

N = Drehzahl

Bei Glattrohretrudern sinkt der Durchsatz mit zunehmendem Gegendruck, sie arbeiten nach dem Prinzip der „Verdrängerpumpe“. Die Förderung des Nutbuchsenextruders bleibt bis zu einer begrenzenden Drehzahl bzw. einem Gegendruck konstant.

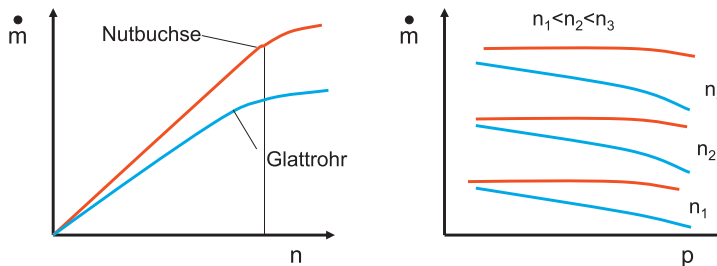


Bild 1.29 Förderverhalten von Einschneckenextrudern

■ 1.8 Bauarten von Extrudern und ihre Betriebskennlinien

Die Standardausführung des Einschneckenextruders ist der im nächsten Abschnitt (1.8.1) beschriebene Glattrohretruder, dessen Name auf die konstruktive Gestaltung des Zylinders in der Einzugszone zurückzuführen ist. Im Gegensatz dazu gibt es den Nutbuchsenextruder, der zur Verarbeitung von hochmolekularem Polyethylen-Grieß entwickelt wurde und heute vorwiegend zur Verarbeitung von Polyethylen und Polypropylen bis zu mittleren Maschinengrößen eingesetzt wird.

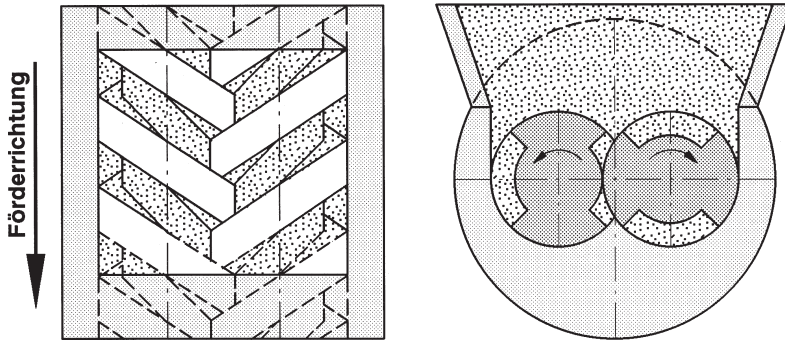


Bild 2.3 Draufsicht und Schnittzeichnung des Einfüllbereichs eines kämmenden Gegenläufers

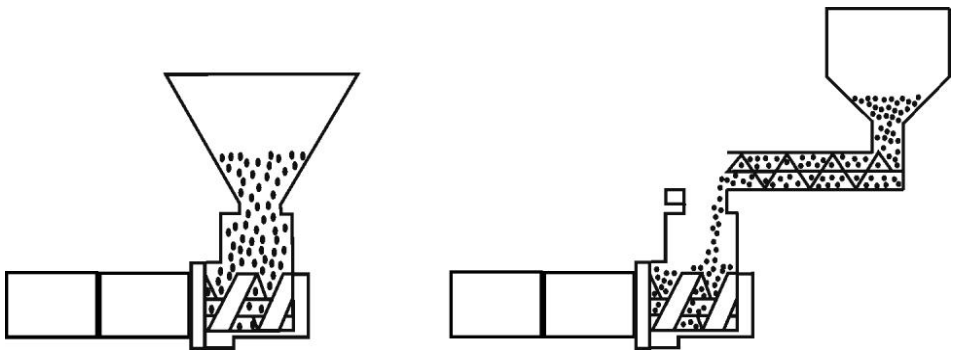


Bild 2.4 Möglichkeiten der Beschickung: aus vollem Trichter (links) oder dosiert (rechts)

2.1.3.4 Zylinder und Schneckenpaar

Der Zylinder wird in der Regel aus einem Stück gefertigt und nicht wie z. B. gleichläufige Doppelschnecken modular zusammengesetzt. Da die Schnecken ineinander greifen, hat der Zylinder die typische Form einer 8-er Bohrung (vgl. auch Bild 2.6). Die Angabe der Maschinenlänge bezieht sich nur auf den Bereich, der mit dem auslaufenden Steg der Schnecke an der Schneckenspitze endet. Man findet heutzutage parallele Maschinen im Bereich von 22 bis 27 D, vereinzelt sogar Ausführungen bis zu 36 D Länge.

Der Zylinder ist außen mit Heiz- und Kühlelementen bestückt. Die Heiz-/Kühlzonen des Zylinders entsprechen oft den unterschiedlichen Verfahrenszonen der Schnecke. In der Einzugszone wird Energie in das Material eingebracht, so dass in der Regel nur Heizungen installiert sind. Im weiteren Verlauf erfolgt die Plastifizierung des Polymers durch eine gleichmäßige Temperatur der Verfahrenseinheit, die über eine Kombination von Heiz- und Kühlsystemen erreicht wird. In der Auszugszone wird überwiegend gekühlt, so dass hier eine hohe Kühlleistung erforderlich ist. Die Bauarten der Heiz- und Kühlsysteme sind vielfältig und werden je nach

und die Mischwirkung aus. Der Massedruck vor dem Werkzeug ergibt sich als Summe der Teildruckerhöhungen in den einzelnen c-förmigen Schneckenabschnitten, die durch den Eingriff der Schneckenstege einer Schnecke entstehen und für die Zwangsförderung der Maschine verantwortlich sind. Untersuchungen haben gezeigt, dass für die Druckzunahme die dem Walzprozess ähnliche Strömung im Kopfspalt verantwortlich ist, während die Schneckenkanalabschnitte außerhalb des Eingriffsbereichs als Druckverbraucher wirken. Der resultierende Druckaufbau Δp pro Gangsteigung ist eine Funktion der Schneckendrehzahl, nicht aber des Werkzeugwiderstandes. Veränderungen in der Viskosität des Polymers oder der Durchlässigkeit des Werkzeugs führen zur Variation der Staulänge, d. h. des Schneckenbereichs, der voll mit Schmelze gefüllt ist und in dem der erforderliche Extrusionsdruck aufgebaut wird (siehe auch „Austragszone“, Seite 56).

Für die Beschreibung des Druckaufbaus eines gegenläufigen Doppelschneckenextruders ist die Kenntnis der Strömungsverhältnisse im Schmelzebereich und der Wechselwirkungen zwischen der Kanalströmung und den einzelnen Spaltströmungen von besonderer Bedeutung. In Bild 2.10 sind die im Gegenlaufextruder vorkommenden Spaltströmungen schematisch dargestellt.

Die **Kopfspaltströmung** (V_K) ergibt sich durch die Wirkung des in einen Schneckenkanal eingreifenden Stegs der gegenüberliegenden Schnecke. Das Material haftet am Kanalgrund und am Schneckensteg und wird durch die gleichgerichtete Bewegung beider Begrenzungsflächen in den Spalt eingezogen. Die sich ausbildende Schmelzeströmung ähnelt einer Walzenströmung, unterscheidet sich von dieser jedoch durch die ungleichen Eintritts- und Austrittsdrücke.

Die **Flankenströmung** (V_F) entsteht im Eingriffsbereich der Schnecken durch den Schmelzedurchtritt zwischen zwei benachbarten Schneckenflanken. Sie hat ihre Ursache einerseits in der Schleppwirkung der rotierenden Teile und wird andererseits durch eine Druckströmung überlagert, ohne selbst am Druckaufbau beteiligt zu sein.

Die **Radialspalt- bzw. Leckströmung** (V_L) entsteht in den Spalten, die sich zwischen den Extruderschnecken und dem Zylinder der Maschine befinden. Die rotierenden Schnecken streifen mit ihren Flanken das Material vom Zylinder ab, wobei ein Teil der Schmelze in den Spalt eingezogen wird. Gleichzeitig bildet sich über

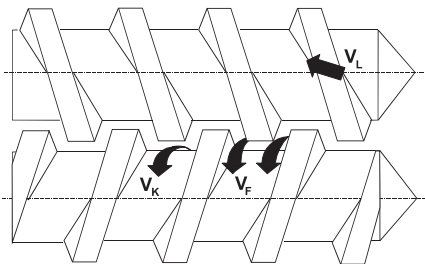


Bild 2.10 Schematische Darstellung der Strömungen im gegenläufigen Doppelschneckenextruder

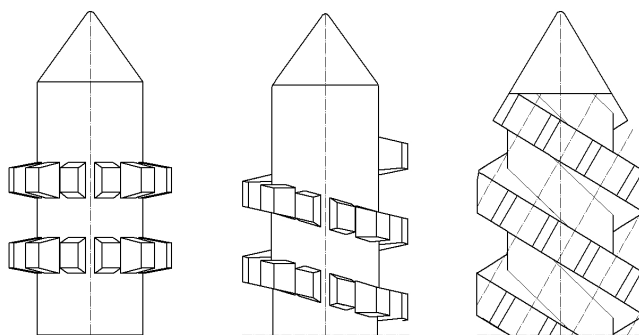


Bild 2.18 Beispiele für Modifikationen an der Schneckenspitze (Mischspitzen) [STÜ04]

Der Druckverlauf in der Austragszone ist abhängig von der Schneckendrehzahl, dem Werkzeugwiderstand und der Schneckengeometrie, insbesondere dem Flanken- und Radialspalt.

Am Ende der Austragszone können Mischspitzen (siehe Bild 2.18) eingesetzt werden, um eine gute Zerteilung der einzelnen Kammerinhalte zu erreichen. Diese Maßnahme erhöht die optische Qualität des Extrudats [STÜ04].

Temperierung der Schnecken

Die Schneckentemperierung hilft, einen Wärmeüberschuss oder ein Wärmedefizit in den Verfahrenszonen zu regulieren. Bei der Verarbeitung von pulverförmigem PVC Dryblend muss in der Regel in der Einzugzone Energie in das Material eingebracht und in der Austragszone herausgeholt werden. Daher werden die Extruderschnecken temperiert. Es wird hierbei zwischen dem „internen“ und dem „externen“ System unterschieden.

Interne Schneckentemperierung

Die interne Temperierung ist ein geschlossenes System, das auf dem Prinzip des Wärmerohrs basiert. Ein optimaler Wärmeaustausch wird mit einem evakuierten Wärmerohr erreicht, das mit einer bestimmten Menge destillierten Wassers gefüllt ist. Das Wasser geht im Bereich der Schneckenspitze von der dort herrschenden Temperatur in die Dampfphase über und strömt in Richtung Einzugzone. Dort gibt der Dampf die aufgenommene Energie wieder ab und trägt zur Erwärmung des einrieselnden Pulvers bei. Es findet ein Temperatúrausgleich von $\leq 2\text{ °C}$ zwischen Austrags- und Einzugzone statt. Der Vorteil dieses Systems ist, dass theoretisch keine Wartung und für den Betrieb keine zusätzliche Energie erforderlich ist. Der Nachteil dieses Systems ist, dass durch die relativ kleine Menge Wasser in der Schnecke nur ein begrenzter Wärmetransport möglich ist. Des Weiteren kann das System von außen nicht beeinflusst werden und findet erst einen stationären Zustand, wenn auch die restliche Anlage unter konstanten Bedingungen läuft.

Die Kernbaugruppe ist das Verfahrensteil, in dem alle verfahrenstechnischen Prozesse ablaufen. Das Verfahrensteil ist in der Regel elektrisch oder auch mit Satteldampf (bei sehr großen Einheiten) beheizt und kann mit Wasser (-verdampfung) oder Luft gekühlt werden.

Die gleichläufigen Doppelschnecken weisen zwei achsparallele Schnecken in einem Zylinder mit einer acht-förmigen Bohrung auf. Die Schnecken rotieren mit gleicher Winkelgeschwindigkeit und gleicher Drehrichtung. Durch die auf Erdmenger [ERD49] basierende Geometrie der Elemente ergibt sich ein gegenseitiges „Abstreifen“ der Schnecken bei einem genügend engen Spiel zwischen den Schnecken. Das sogenannte Dichtprofil ist im Bild 2.37 erkennen.

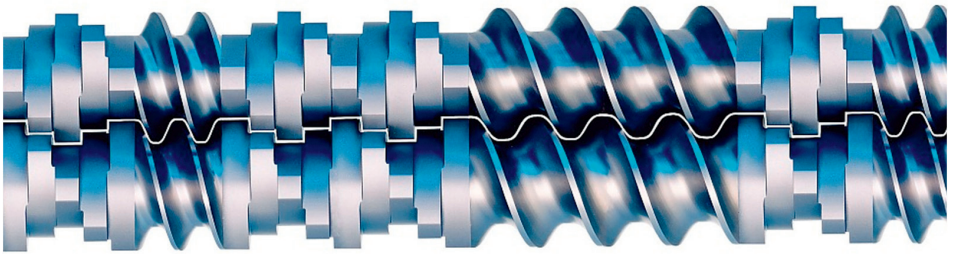


Bild 2.37 Dichtprofil einer gleichläufigen Doppelschnecke [Quelle: Coperion GmbH]

Dargestellt sind die mehrgängig ausgeführten Förderelemente in Kombination mit den sogenannten Knetblöcken, die im Stirnschnitt das gleiche Profil aufweisen wie die Förderelemente.

Förderelemente und Knetblöcke sind standardmäßig mit verschiedenen Steigungen und Knetblockbreiten als fördernde oder abstauende Elemente im Einsatz.

Die Transportvorgänge in den Schneckenelementen beruhen wie bei der Einzschnecke auf dem Schleppförderungsprinzip, werden aber ergänzt durch die im Eingriffsbereich der Schnecken erfolgende Übergabe des Fördergutes von einer Schnecke auf die andere (siehe Bild 2.38).

Dadurch ergibt sich zum Einen ein gewisser Anteil an Zwangsförderung (jeweils um eine Kammbreite), zum Anderen eine sehr gute Mischwirkung durch Umlagerung und Oberflächenenerneuerung.

Seit Anfang der 1960-er Jahre ist das komplette Verfahrensteil (Zylinder und Schnecken) modular aufgebaut und damit sehr flexibel an die unterschiedlichsten Verfahrensaufgaben anpassbar [LEC10].

Das Bild 2.39 zeigt die Modularität des Verfahrensteils bei Zylinder und Schnecken.

Die Schnecken weisen zur Drehmomentübertragung häufig eine modifizierte Verzahnung, Vielkeil- oder Polygoneometrien auf. Wegen der notwendigen Sicherhei-

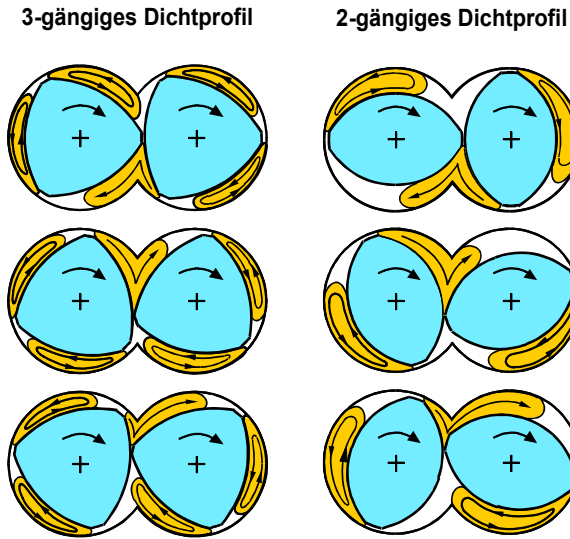


Bild 2.38 Wirkungsweise der Schneckenelemente mit Dichtprofil [WP 96]

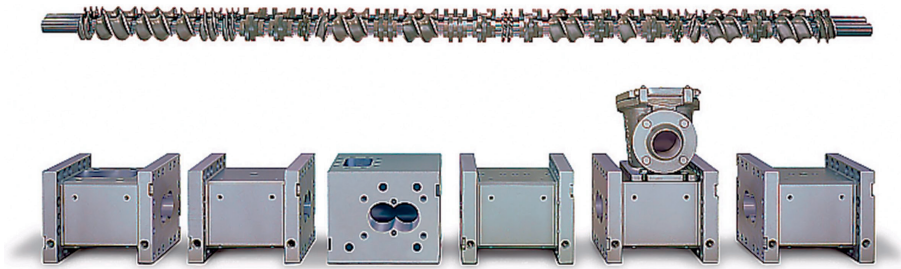


Bild 2.39 Schnecken und Zylinder in Modulbauweise [Quelle: Coperion GmbH]

ten bei der Übertragung der sehr hohen Drehmomente kommen Passfederverbindungen praktisch nicht mehr zur Anwendung. Aus gleichem Grund werden heute für die Schneckenwellen teilweise Luftfahrtwerkstoffe eingesetzt, die sehr hohe Festigkeiten aufweisen.

Die Längen von Schnecken und Zylindern werden bezogen auf den Schneckenaußendurchmesser (L/D) angegeben.

Übliche Gehäuse sind 3 oder 4 D lang, in einigen Fällen werden aus wirtschaftlichen Gründen auch bis zu 8 D ausgeführt. Wie in dem Bild 2.39 ebenfalls zu erkennen ist, sind Gehäuse für die unterschiedlichsten Verfahrensaufgaben ausgelegt.

Dargestellt sind (von links nach rechts) Gehäuse zum Einzug, Aufschmelzen, Zuführung mit Rückwärtsentlüftung, Einmischen, Entgasen und Austragen/Druckaufbau.

Im Vergleich zum Einschneckenextruder weisen die Gleichläufer wesentliche Vorteile auf [BAS10]:

Mit in Förderrichtung versetzten Knetscheiben kann man auch bei Teilfüllung fördern, während in Gegenrichtung oder um 90° (bei zweigängigen Systemen) versetzte Scheiben eine größere oder kleinere (90° = neutral) Stauwirkung erzielen [BUR89].

Zur vollständigen Beschreibung der Geometrie wird hier noch die Breite S und Anzahl der Scheiben, sowie der Versatzwinkel W benötigt.

Die sich aus der Ausführung ergebenden Zusammenhänge für die Wirkung der Knetblöcke sind im Bild 2.47 zusammengefasst dargestellt.

Mit steigendem Versatzwinkel erhöht sich die Mischwirkung und das Transportvermögen nimmt ab. Winkel $> 90^\circ$ entsprechen einem Linksversatz und führen zu abstauender Wirkung des Elements. Mit steigender Scheibenbreite sinken die (distributive) Mischwirkung durch die verringerte Anzahl von Stromteilungen bei gegebener Elementlänge und das Transportvermögen, während die Knetwirkung und damit das dispersive Mischvermögen ansteigt.

Breite Knetscheiben bringen erheblich mehr Energie ein und bewirken deutlich höhere Zwickeldrücke als schmale Knetscheiben.

Für zahlreiche Anwendungen werden abstauende Elemente benötigt, die (s.o.) lokal eine vollständige Füllung und einen stromaufwärtigen Druckaufbau erzwingen. Dadurch kann z.B. die Energieeinleitung über die Schneckenelemente gezielt erhöht werden, um eine vollständige Aufschmelzung zu erreichen. Eine andere, häufige Anwendung ist die Trennung unterschiedlicher Druckzonen voneinander, typisch für Entgasungsvorgänge, bei denen stromauf und stromab abgestaut werden kann. Durch den Druckabfall beim Überfahren des Stauelementes kommt es vorteilhaft bei hohem Anteil an Flüchtigen zu einem spontanen Aufschäumen und Blasenzerfall. Hierbei ist jedoch darauf zu achten, dass eine ausreichend lange „Beruhigungszone“ eingebaut ist, bevor die Entgasungsöffnung erreicht wird

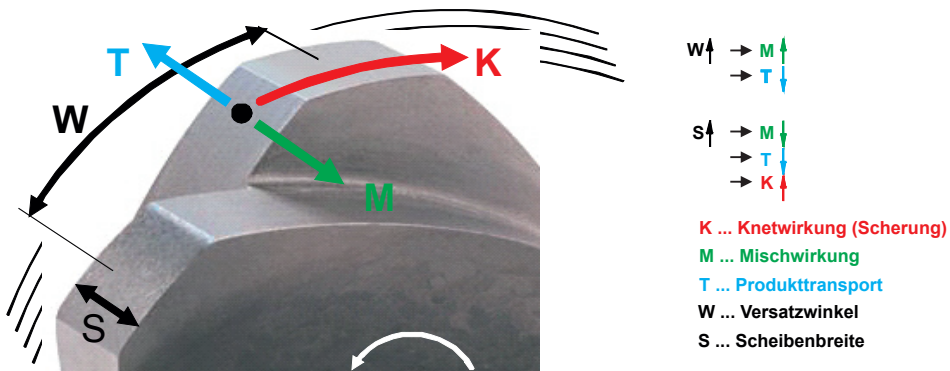


Bild 2.47 Wirkungsweise von Knetelementen [Quelle: Coperion GmbH]

gigkeit und Materialvorheizung über einen verlängerten Einzugsbereich. Auch ist eine intensive Beheizung zu empfehlen.

Abrasive Füllstoffe sollten möglichst nach der Aufschmelzung über eine Seitenbeschickung zugegeben und vorgewärmt und/oder gecoatet werden.

Weitere, detailliertere Darstellungen der Sachverhalte finden sich z.B. in [WUT07 – 08] [VDI 98].

2.2.7 Prozessbeispiele

2.2.7.1 Direktverarbeitung von ungetrocknetem PET

In Bild 2.66 wird die direkte Verarbeitung von ungetrockneten Bottleflakes oder ungetrocknetem Granulat zu einer Flachfolie inklusive einer Randbeschnittrückführung in den Extruder gezeigt. Diese Verfahrensweise wird möglich durch die Kombination einer optimierten Aufschmelzung (ohne zu große IV (intrinsische Viskosität) – Abbau durch Hydrolyse) mit einer mehrstufigen, effektiven Entgasung der Polymerschmelze. Da ein hydrolytischer Abbau bei hohen Temperaturen sehr schnell abläuft, muss die enthaltene Feuchtigkeit sehr schnell und effektiv aus der Schmelze entfernt werden.

Der Druckaufbau erfolgt in diesem Fall über eine in die Steuerung eingebundene Zahnradpumpe, um Siebwechsler und Breitschlitzdüse ohne zu große Temperaturerhöhung überfahren zu können.

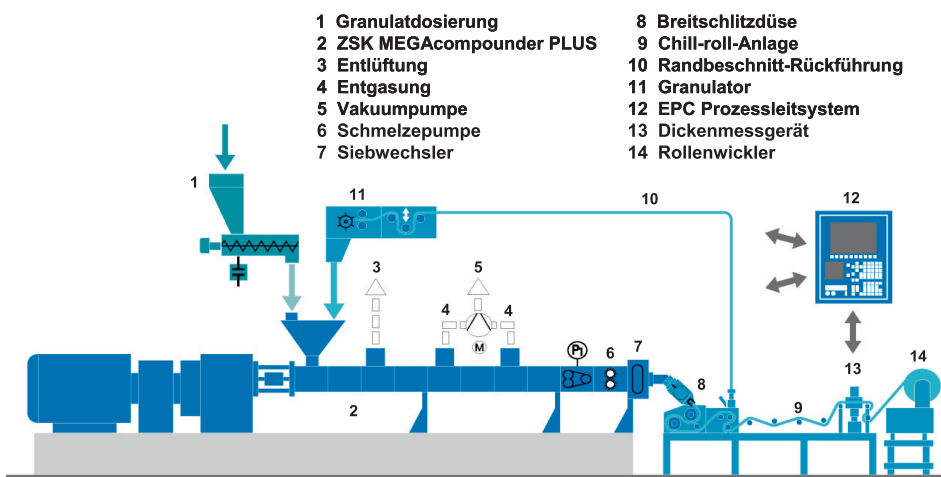


Bild 2.66 Anlagenschema zur Direktverarbeitung von ungetrocknetem PET
[Quelle: Coperion GmbH]



Bild 3.27 Feedblock – innere Geometrie ohne Schmelzflusskorrektur [Quelle: Verbruggen NV]

Zunächst strömen zwei Lagen auf die mittlere Schicht. Diese drei Schichten fließen bis zur nächsten Zusammenflussstelle, wo zwei weitere Schichten coextrudiert werden. Aus diesen laminar strömenden fünf Schichten wird an der dritten Zusammenflussstelle ein Verbund aus sieben Schichten erzeugt.

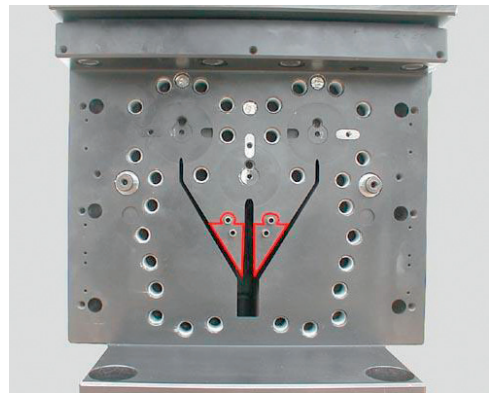


Bild 3.28 Feedblock – innere Geometrie mit auswechselbaren Einsätzen [Quelle: Verbruggen NV]

Das Bild 3.28 zeigt einen 3-Lagen-Feedblock mit auswechselbaren Einsätzen. Diese Einsätze (links) lassen sich profilieren, so dass der Schmelzefluss auf den jeweiligen Prozess angepasst werden kann.

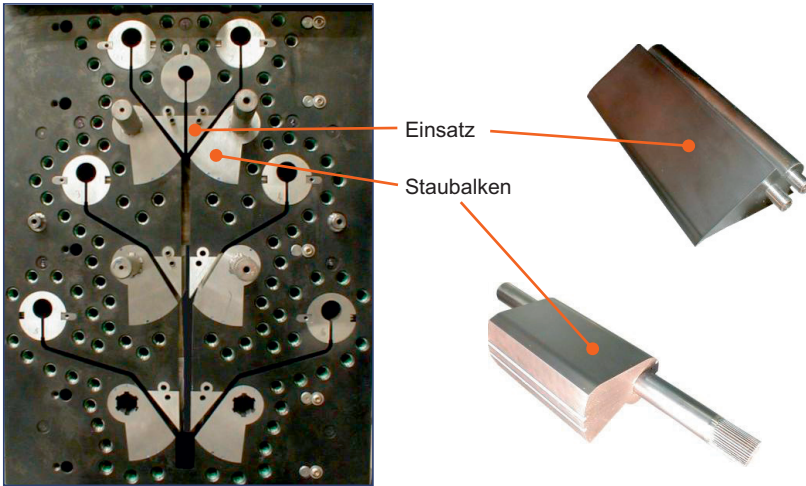


Bild 3.29 Feedblock – innere Geometrie mit austauschbaren Einsätzen und schwenkbaren Staubalken [Quelle: Verbruggen NV]

Das Bild 3.29 zeigt einen 7-Lagen-Feedblock mit austauschbaren Einsätzen und schwenkbaren Staubalken. Neben der Profilierung der Einsätze besteht hier zudem die Möglichkeit, die Strömungsgeschwindigkeit der Schmelze über den Staubalken anzupassen. Fließinstabilitäten im Zusammenströmbereich der Schmelzeschichten können vermieden werden, weil die Geschwindigkeiten der einzelnen Schmelzeströme aufeinander abstimmbare sind.

Das Arbeitsprinzip des Staubalkens soll im nächsten Bild erläutert werden.

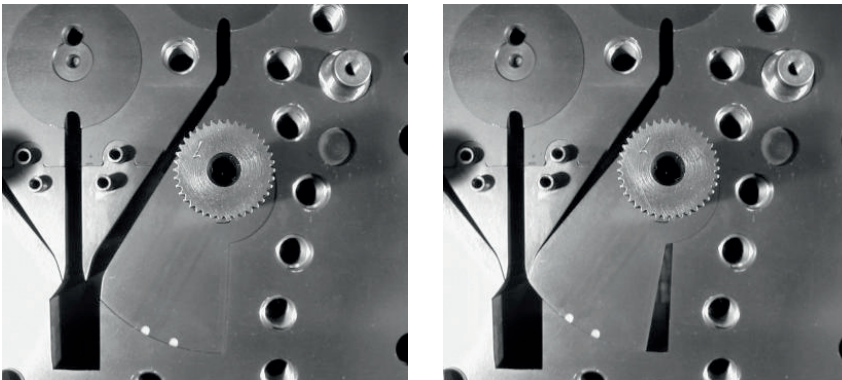


Bild 3.30 Feedblock – innere Geometrie mit austauschbaren Einsätzen und schwenkbaren Staubalken – Funktionsprinzip [Quelle: Verbruggen NV]

Das Bild 3.30 (links) zeigt den Staubalken in offener Stellung, rechts wird der Staubalken im geschlossenen Zustand dargestellt.

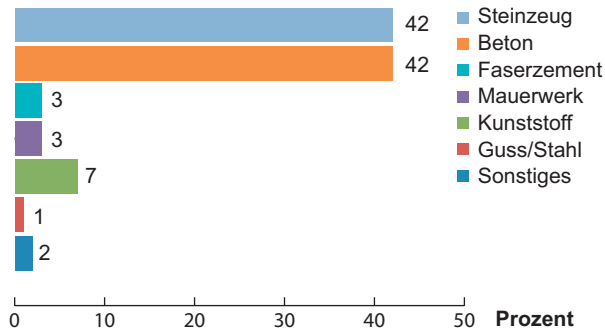


Bild 4.2 Materialverteilung im gesamten Kanalnetz in Deutschland 2009
[Quelle: DWA e. V., Hennef]

Das Bild 4.2 zeigt einen Blick auf die Materialverteilung im Kanalnetz in Deutschland im Jahr 2009.

Ein Grund für den verstärkten Einsatz von Kunststoffrohren auch im Kanalbau sind die hohen Einsparpotentiale, die sich durch den Einsatz von Kunststoffrohren ergeben. Gemäß Arbeitszeitrichtwerten der DIN ergeben sich für Rohrverlegezeiten bei einer Einbautiefe von zwei bis vier Metern und einer Rohrlänge von mindestens zwei Metern Unterschiede von bis zu ca. 16 min pro Rohrmeter. Dies entspricht einer Reduktion von mehr als 50 %.

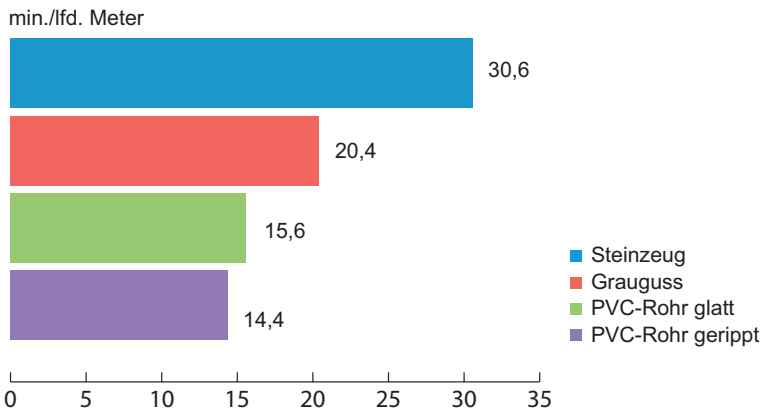


Bild 4.3 Verlegezeiten für Abwasserrohrleitungen [Quelle: DIN e. V., Berlin]

Ein weiterer Grund, der für den Einsatz von Kunststoffrohren spricht, ist die Flexibilität. Im Gegensatz zu starren Systemen wie beispielsweise Steinzeug können die Rohre den Belastungen ausweichen und Verschiebungen im Erdreich kompensieren.

In Bild 4.4 ist die Schadensverteilung an Kanälen in Deutschland dargestellt:

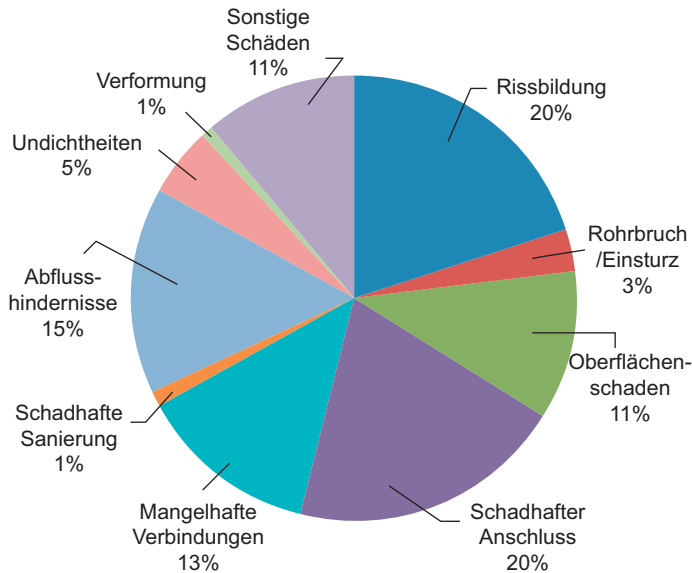
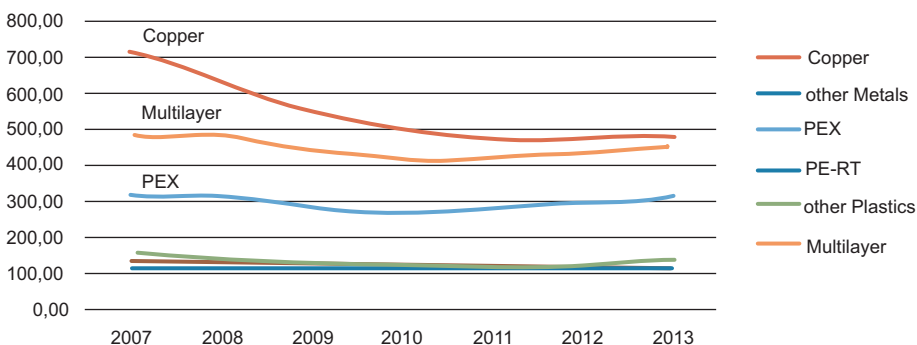


Bild 4.4 Schadensverteilung an Kanälen in Deutschland 2009 [Quelle: DWA e. V., Hennef]

Die Hauptursachen wie Rissbildung, schadhafter Anschluss, mangelhafte Verbindung sind u.a. auf die nicht vorhandene Flexibilität der Rohre zurückzuführen. Hinzu kommt, dass die Länge der Kunststoffrohre aufgrund des geringeren Gewichts in der Regel größer ist als die von Steingut oder Betonrohren. Die Zahl der notwendigen Verbindungen nimmt dadurch erheblich ab, wodurch das Risiko von Schäden weiter minimiert wird.

**Development of Heating&Plumbing Pipes
in Europe 2007 - 2013 (in Million Metres)**



© KWD-globalpipe 2010

Bild 4.5 Materialverwendung für Heizungs- und Installationsrohre in Europa 2007 - 2013
[Quelle: KWD-globalpipe]

Es gibt prinzipiell 4 verschiedene Arten von Trenneinrichtungen:

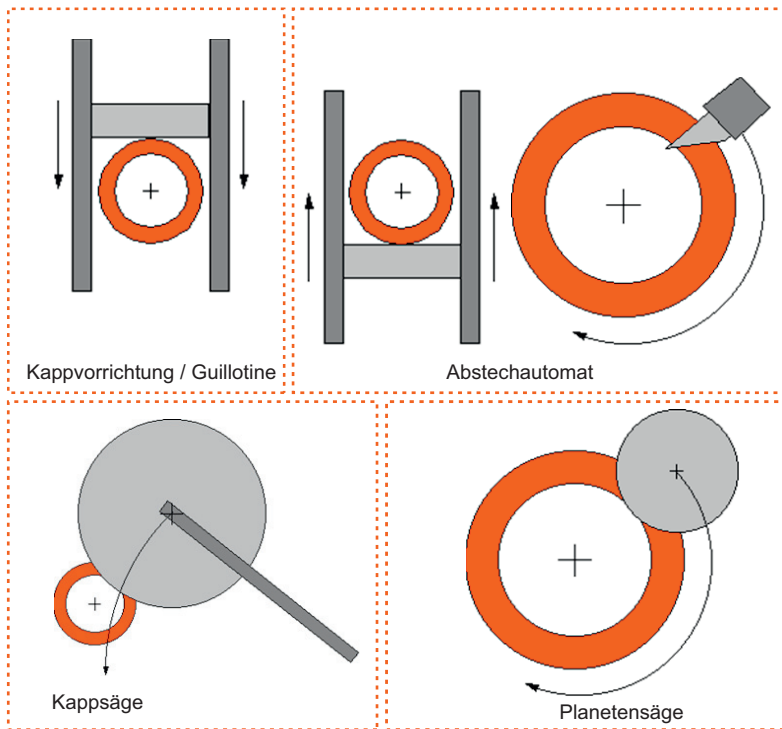


Bild 4.26 Schematische Darstellung der unterschiedlichen Trenneinheiten

Kappvorrichtung/Guillotine

Bei dieser Bauart wird ein Messer zwischen zwei Führungen gehalten. Wird ein Schnitt ausgelöst, so wird das Messer durch das Rohr gedrückt. Der Schnittpvorgang erfolgt in der Regel in vertikaler Richtung. Zum Einsatz kommt diese Art der Trennung für Polyolefinrohre bis 50 mm Durchmesser. Es fallen keine Späne an.

Abstechautomat

Diese Ausführung einer Trenneinheit ist dadurch gekennzeichnet, dass ein Messer auf einem Arm um das Rohr herumgeführt wird. Das Messer, welches als Klinge oder Rundmesser ausgeführt sein kann, wird hierbei mit einer konstanten Kraft gegen das Rohr gedrückt und taucht mit jeder Umdrehung tiefer in Rohrwand ein, solange bis diese vollständig durchtrennt ist.

Mittels einer solchen Trennvorrichtung ist es möglich, Polyolefinrohre mit Durchmesser größer 800 mm und Wandstärken bis zu 100 mm spanlos zu trennen.

Für PVC-Rohre ist diese Art des Schneidens aufgrund der Sprödigkeit ungeeignet.

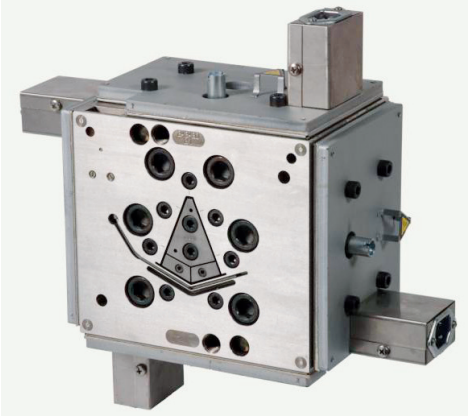


Bild 5.8 BasicTooling Düse
[Quelle: Greiner Extrusionstechnik]



Bild 5.9 BasicTooling Trockenkalibrierung und Tanks [Quelle: Greiner Extrusionstechnik]



Bild 5.10 Einzelne Düsenteile des PowerTooling [Quelle: Greiner Extrusionstechnik]

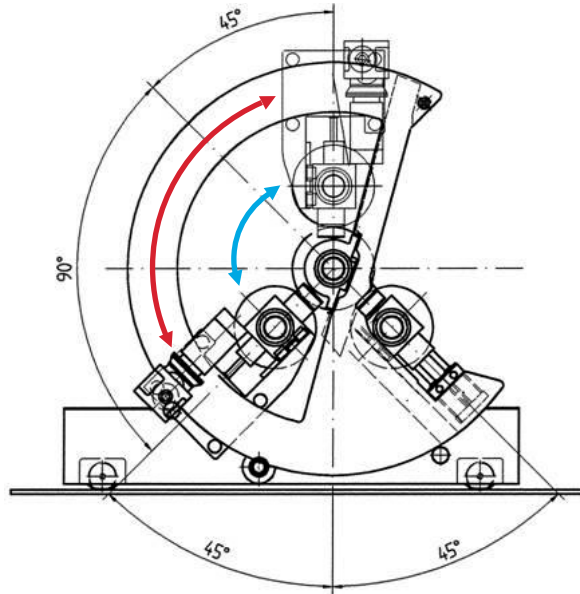


Bild 6.11 Planetcalender, Schwenkbewegungen, schematisch
[Quelle: Krauss Maffei Berstorff GmbH]

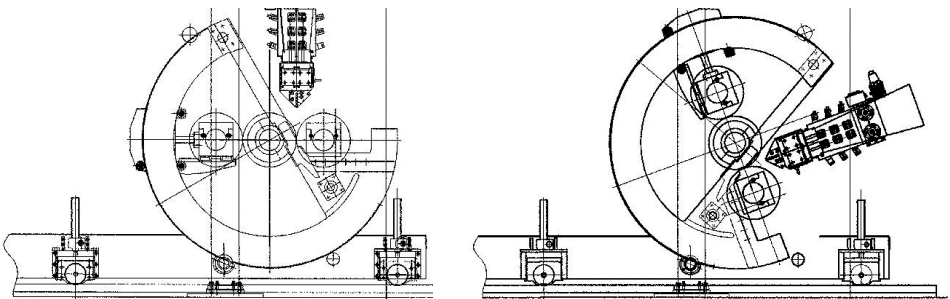


Bild 6.12 Planetcalender, Rahmenpositionen bzw. Schmelzelaufwinkel, schematisch
[Quelle: Krauss Maffei Berstorff GmbH]

Von verfahrenstechnischem Interesse ist ebenfalls die Position der Walze 3 im Planetcalender-Rahmen. Mit ihr lässt sich die Extrudatumschlingung der Mittelwalze und somit der Abkühlprozess beeinflussen. Das folgende Bild 6.13 zeigt die minimale und die maximale Umschlingung der Mittelwalze.

Im Allgemeinen wird die Schmelzefahne aus der Breitschlitzdüse im Glättwerk vom 1. Walzenspalt zwischen der Walze 1 und der Mittelwalze aufgenommen. Danach umschlingt das Extrudat die Mittelwalze bis zum 2. Glättspalt zwischen der Mittelwalze und der Walze 3. Danach folgt die Umschlingung der Walze 3 bis zum Ablösepunkt von der Walze 3 am Übergang zur Rollenbahn.

Das folgende Bild 6.20 zeigt den Aufbau und die wichtigsten Komponenten eines Rotary Filtriersystems mit Rückspülfunktion.

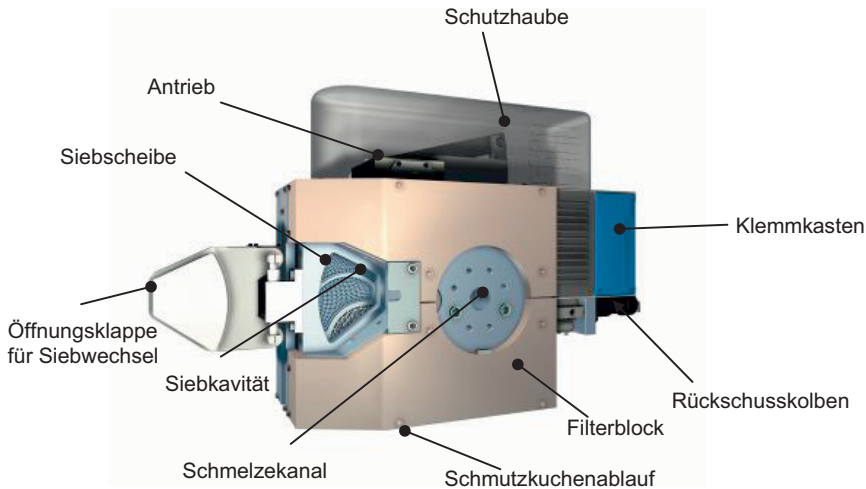


Bild 6.20 Aufbau eines Rotary Filtriersystems mit Rückspülfunktion
[Quelle: Gneuß Kunststofftechnik GmbH]

Zwischen dem Ein- und Auslaufblock befindet sich die mit einem Antrieb versehene Siebscheibe mit ihren Siebkavitäten. Eine Öffnungsklappe gibt die Siebe für einen Siebwechsel frei. Der notwendige Rückspüldruck wird über einen Rückschusskolben aufgebracht. Die rückgespülte, kontaminierte Schmelze tritt über den Schmutzkuchenauslauf aus.

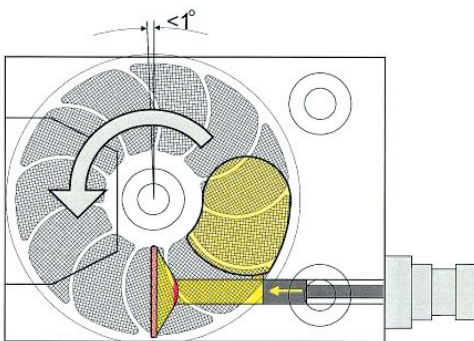


Bild 6.21 Funktionsprinzip eines Rotary Filtriersystems mit Rückspülfunktion
[Quelle: Gneuß Kunststofftechnik GmbH]

Das Funktionsprinzip zeigt ein kontinuierlich arbeitendes Rotary Filtriersystem mit einer Rückspülfunktion. In einem Gehäuse bewegt sich eine Siebscheibe, auf der die Siebelemente ringförmig angeordnet sind. Infolge der Rotationsbewegung der Siebscheibe können die Siebelemente während des Prozesses durch den

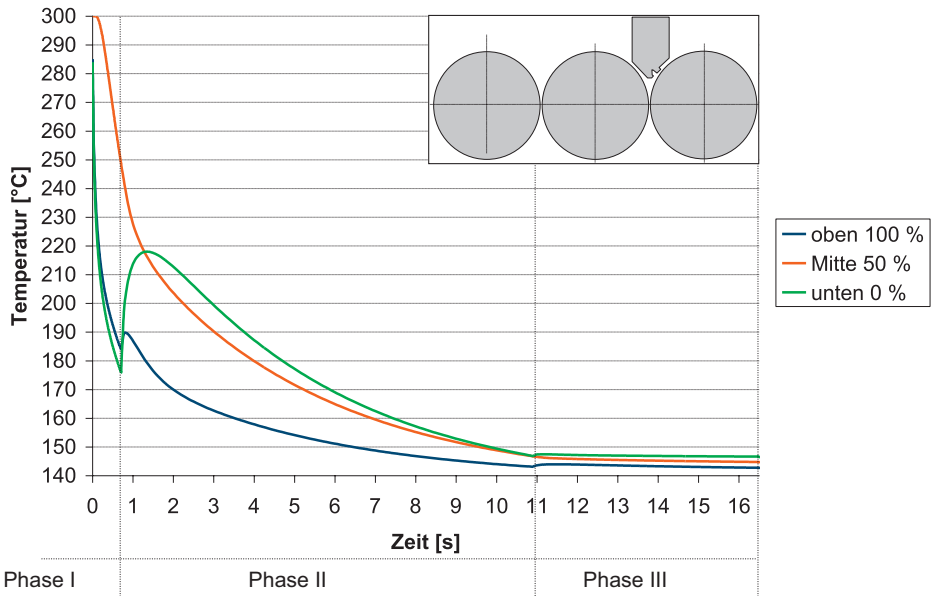


Bild 6.37 Simulation des Temperaturverlaufs im Glättwerk mit 180°-Umschlingung auf Walze 2

Während der Umschlingung der Walze 2 bzw. der Phase II liegt die Plattenoberseite an der 2. Walze an und die Plattenunterseite ist der Umgebungsluft zugewandt. Es kommt zu einer für Glättwerke typischen asymmetrischen Abkühlung, so dass der Wärmestrom in die Walze größer als der Wärmestrom an die Umgebung ist. Die Oberseite kühlt stärker als die Unterseite ab. Es ist zu erkennen, dass die Platte bereits am Ende der Phase II über die gesamte Dicke deutlich unterhalb einer Temperatur von 150 °C bzw. des T_G liegt. Daraus folgt, dass die Plattenoberflächen bereits eingefroren sind und eine Glättung der Plattenunterseite im 2. Spalt zu Beginn der Phase III nicht mehr möglich ist. Die zu glättende Plattenunterseite hat am Ende der Phase II eine Temperatur von 146 °C und wird während der Umschlingung mit der 150 °C heißen Walze 3 sogar noch etwas erwärmt. Die Plattenprobe weist eine gut geglättete Oberseite und eine schlechtere Unterseite mit einem geringeren Glanz auf.

Für eine gute Glättung der Plattenunterseite im 2. Glättspalt müsste diese am Ende der Phase II deutlich wärmer als 150 °C bzw. des T_G sein. Da eine Steigerung der Walzentemperatur die Klebneigung zwischen Kunststoff und Walzenoberfläche erhöht, ist die beste Maßnahme hier das Herunterschwenken der Walze 3. Die Umschlingungen der Walzen 2 und 3 werden auf 135° bzw. 45° verringert. Diese Maßnahme führt zu folgendem Temperaturverlauf.

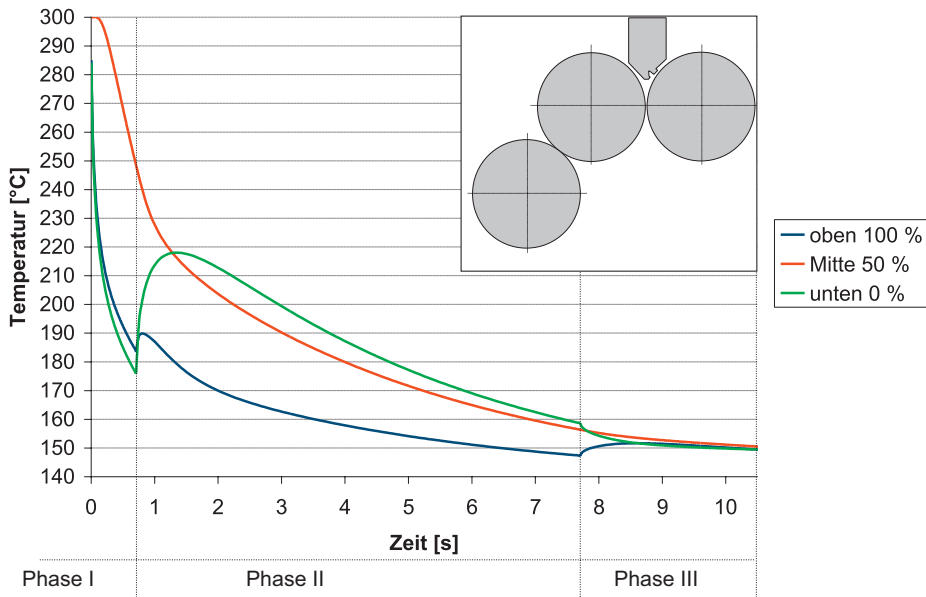


Bild 6.38 Simulation des Temperaturverlaufs im Glättwerk mit 135°-Umschlingung auf Walze 2

Die Simulation des Temperaturverlaufs zeigt, dass am Ende der Phase II die Plattenunterseite mit 158,6 °C deutlich oberhalb der Glasübergangstemperatur liegt und somit eine Glättung der Unterseite im 2. Glättspalt möglich ist. Während der Phase 3 erfolgt eine weitere Abkühlung des Extrudats aufgrund der Temperaturdifferenz zwischen der Walze 3 und dem Kunststoff. Infolge der geringeren Umschlingung ist am Ablaufpunkt von Walze 3 die Plattentemperatur im Vergleich zu Bild 6.37 etwas höher. Bis zum Ende der Rollenkühlbahn relativiert sich diese leichte Temperaturdifferenz aber wieder. Hierzu sollen die beiden folgenden Diagramme die Temperaturverläufe bis zum Abzug für beide Prozesse gegenüberstellen.

Die Bilder 6.39 und 6.40 zeigen, dass sich die Platte auf der Rollenbahn an der Umgebungsluft weiter abkühlt. In beiden Fällen betrug am Ende der Rollenbahn die simulierte Temperatur 44 °C. Dies hat sich auch in der Praxis bestätigt.

Im obigen Beispiel liegen am Ende der Rollenbahn die Temperaturverläufe der Oberflächen und der Mitte übereinander, so dass die Platte über die Dicke eine gleichmäßige Temperatur aufweist.

Eine gleichmäßige Abkühlung an der Umgebungsluft ist für Platten generell von großer Bedeutung. Der warme Kern kühlt infolge der geringen Wärmeleitfähigkeit im Vergleich zu den Oberflächen erst zeitverzögert ab. Dieser Sachverhalt ist mit steigender Plattendicke immer ausgeprägter. Entsprechend lang muss die Rollenbahn gestaltet werden.

7.2.4 Gießwalzeneinheit

Nach dem Verstrecken wird die Schmelze durch Kontakt mit der Gießwalze abgekühlt. Die Temperaturdifferenz zwischen Schmelze und Gießwalze sowie der Wärmeübergangskoeffizient zwischen Kunststoff und Walze bestimmen die resultierende Abkühlgeschwindigkeit. Diese beeinflusst insbesondere im Kristallisationsbereich die resultierenden mechanischen und optischen Folieneigenschaften. Eine niedrige Walzentemperatur führt bei teilkristallinen Werkstoffen zu einem feinkristallinen Gefüge und infolge dessen zu hoher Transparenz. Dagegen bieten hohe Walzentemperaturen günstigere Bedingungen für Maschinengängigkeit, Gleitverhalten und Thermostabilität. [BON86][GOI91]

Für einen guten Wärmeübergang zwischen Kunststoff und Walze muss diese frei von Ablagerungen sein und ein guter Kontakt über den Einsatz von Luftmesser, Luftdusche (Softbox), Doppelkammer-Saugraket bzw. elektrostatischen Anlegehilfen sichergestellt werden. Die Durchflussmenge des Walzenkühlmediums sollte so gewählt werden, dass die Temperaturdifferenz zwischen Ein- und Austritt weniger als 1 K beträgt. Wird der Walzenmantel aus Werkstoffen mit hoher Wärmeleitfähigkeit gefertigt, kann die Vorlauftemperatur des Kühlmediums entsprechend erhöht werden. Die Oberfläche der Gießwalze kann je nach Anwendung auf Hochglanz poliert, mattiert oder mit Prägestruktur ausgeführt werden. Der Einsatz von Nachkühlwalzen erhöht die Flexibilität bei der Temperaturführung, um beispielsweise die Rollneigung der Folie zu steuern. [PFE92][PFE94]

Hochwertige Gießwalzeneinheiten zeichnen sich unter anderem durch hohe Temperatur- und Drehzahlgenauigkeit verbunden mit hoher Laufruhe, eine einstellbare Geschwindigkeitsdifferenz zwischen Gieß- und Nachkühlwalzen, eine sichere Entfernung der flüchtigen Schmelzebestandteile, ein effektives Putzwalzensystem

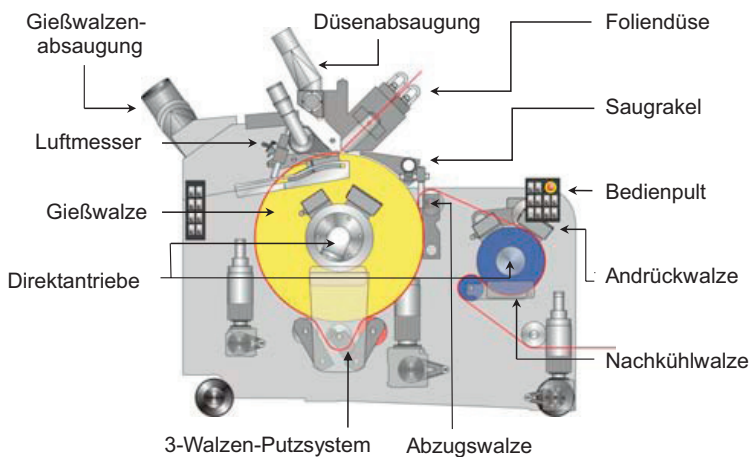


Bild 7.3 Gießwalzeneinheit [Quelle: Windmüller und Hölscher]

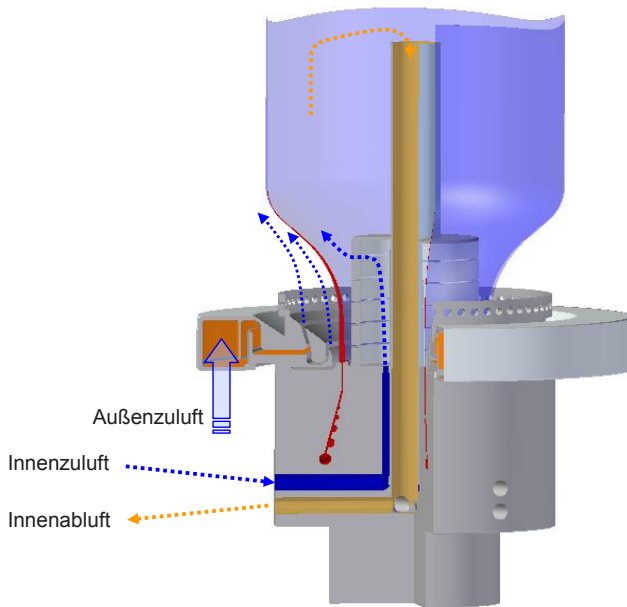


Bild 8.19 Prinzipschaubild Außen- und Innenkühlung der Folienblase

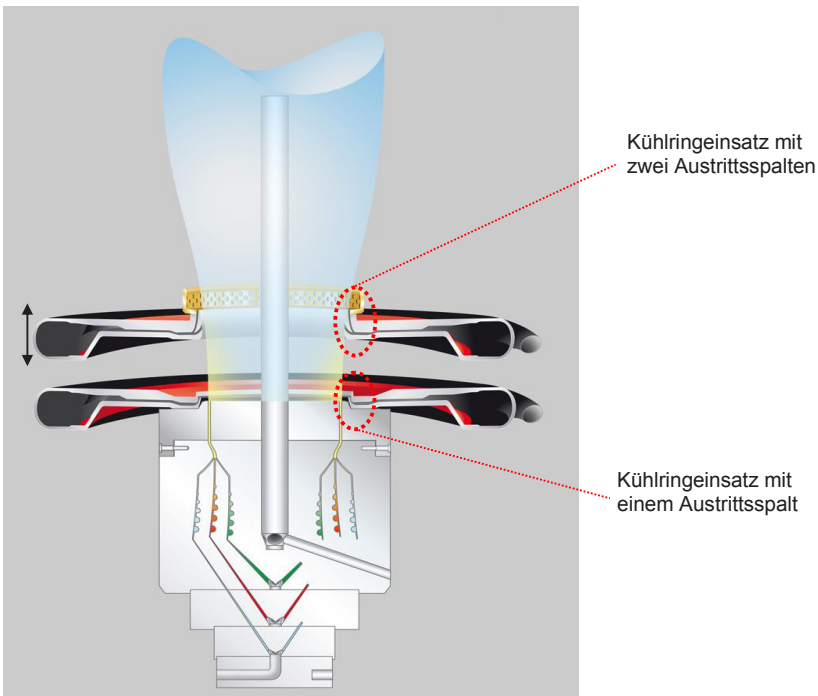


Bild 8.20 Zusätzlicher Kühlring zur Steigerung der Ausstoßleistungen
[Quelle: Windmüller und Hölscher]

luft an die Folienblase geleitet wird. Über die verschiedenen Einsätze kann zusätzlich auf die verschiedenen Düsenaustrittsdurchmesser des Blaskopfes und verschieden große BUR-Verhältnisse angepasst werden.

Kalibrierkorb

Oberhalb der Frostlinie ist eine genaue Führung der Blase wichtig, um den gewünschten Blasendurchmesser möglichst genau einhalten zu können. Als Anforderung soll auch bei Blasen mit 2000 mm im Durchmesser die Durchmesser-schwankung kleiner als 1 bis 2 mm sein. Diese Aufgabe erfüllt der Kalibrierkorb. Als Führungselemente dienen Röllchen, Walzen oder auch luftbeaufschlagte Segmente, welche eine berührungslose Führung des Schlauches ermöglichen. Mit den verschiedenen Führungselementen kann auf die unterschiedlichen Folieneigenschaften reagiert werden, wie z. B. eine klebrige oder sehr kratzempfindliche Folienußenschicht. Die Führungselemente werden kreisförmig in mehreren Ebenen übereinander angeordnet. Um eine Flexibilität für unterschiedliche Folienbreiten zu erhalten sind heutige Kalibrierkörbe generell im Durchmesser einstellbar. Dabei ist ein Stellbereich von 1 zu 3 also von z. B. 500 mm bis 1500 mm im Durchmesser üblich.

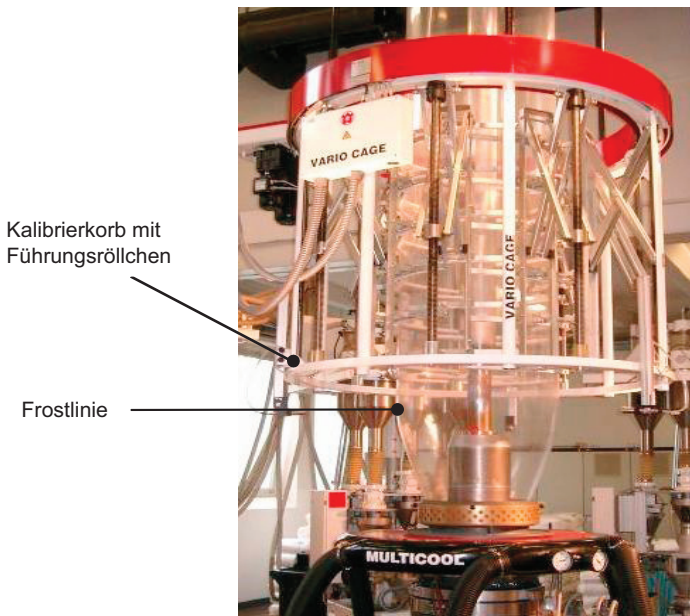


Bild 8.21 Kalibrierkorb mit Führungsrollchen [Quelle: Windmöller und Hölscher]

sierenden Stellen den Druck und die Strömungen auszurechnen. Allerdings ist zur Lösung ein numerisches Verfahren notwendig. Hierzu gibt es kommerzielle Software, und auch Excel kann Matrizen begrenzter Größe lösen.

9.3.2 Berechnung von Kleiderbügeldüsen

Besonders elegant wird die Netzwerktheorie, wenn durch geschickte Anordnung der Widerstände eine direkte Lösung der Gleichungen möglich ist. Dabei ist es auch möglich, die betreffenden Gleichungen durch Tabellenkalkulationsprogramme (z. B. EXCEL, Lotus Symphony, Open Office Calc etc.) abzubilden, so dass Variationsrechnungen extrem schnell durchgeführt werden können. Nach welcher Logik hierbei vorgegangen wird, soll am Beispiel von Breitschlitzdüsen nachfolgend aufgezeigt werden:

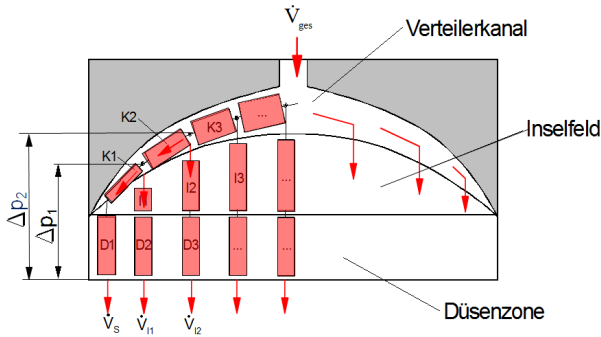


Bild 9.15 Kleiderbügeldüse mit Ersatzwiderständen

Der Gesamtvolumenstrom, der durch das Werkzeug fließt, lässt sich aus der Summe der Austrittsvolumenströme der einzelnen Segmente der Düsenzone ermitteln. Daraus ergibt sich folgende Gleichung:

$$\dot{V}_{\text{ges}} = \sum \dot{V}_{li} \quad (9.49)$$

Die Berechnung der Einzelvolumenströme beginnt (zunächst) am Werkzeugrand. Der äußerste Volumenstrom \dot{V}_s (\dot{V}_{start}) wird vorgegeben und fließt durch die Breite dx , bzw. den Düsenwiderstand D_1 plus den Kanalwiderstand K_1 . Basierend darauf kann der Druckverlust entlang des Stromfadens bis zum nächsten Knotenpunkt ermittelt werden (siehe Gleichungen in Tabelle 9.2).

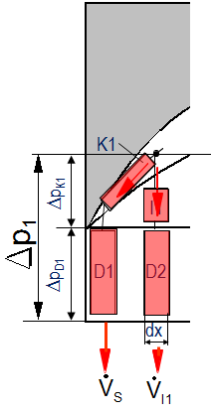


Bild 9.16 Erste Strömungsbilanzierung

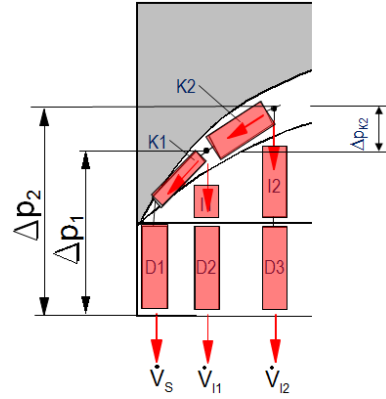


Bild 9.17 Zweite Strömungsbilanzierung

$$\Delta p_1 = \Delta p_{D1} + \Delta p_{K1} = \frac{\bar{\eta}_{K1} \dot{V}_{D1} 12 L_{D1}}{B_{D1} H_{D1}^3} + \frac{\bar{\eta}_{K1} \dot{V}_{K1} 8 L_{K1}}{\pi R_{K1}^4} \quad (9.50)$$

Mittels des Druckabfalls lässt sich nun – bei Kenntnis der Widerstände I_1 und D_2 – der Teilvolumenstrom \dot{V}_{i1} bestimmen.

Der Volumenstrom durch das „nächste“ Verteilerkanalsegment K_2 entspricht der Summe von $\dot{V}_s + \dot{V}_{i1}$. Mit seiner Hilfe kann der Druckverlust für das Durchströmen von K_2 berechnet werden.

$$\dot{V}_{K2} = \dot{V}_s + \dot{V}_{i1} \quad (9.51)$$

Der Druckabfall zwischen Verteilerkanalsegment 2 und Austritt berechnet sich aus:

$$\Delta p_2 = \Delta p_1 + \Delta p_{K2} \quad (9.52)$$

Für den zweiten Austrittsvolumenstrom gilt:

$$\dot{V}_{i2} = f(\Delta p_2; \dot{V}_{K2}) \quad (9.53)$$

Man kann nun die gesamte (halbe) Werkzeugbreite mit dieser Vorgehensweise berechnen und erhält so (immer noch unter Beibehaltung des vorgegebenen Startvolumenstroms \dot{V}_s) alle Austrittsgeschwindigkeiten, bzw. Austrittsvolumenströme.

Der am Ende berechnete Gesamtvolumenstrom setzt sich zusammen aus dem Startvolumenstrom und den einzelnen Inselvolumenströmen. Dieser lässt sich wie folgt ermitteln:

$$\dot{V}_{\text{ges}} = 2 \cdot (\dot{V}_s + \sum_{i=1}^n \dot{V}_{i1}) \quad (9.54)$$

Tabelle 10.1 Nußelt-Beziehungen

	laminar	turbulent	Kombination
freie Konvektion	$\sqrt{N_u} = 0,825 + 0,324 \sqrt[6]{G_r P_r}$ (vertikal) $N_u = 0,485 \sqrt[5]{G_r P_r}$ (horizontal)	—	$N_u^3 = N_{u\text{ fr}}^3 + N_{u\text{ erzw.}}^3$
erzwungene Konvektion	$N_u = 0,664 \sqrt{R_e} \sqrt[3]{P_r}$	$N_u = \frac{0,0037 R_e^{0,8} P_r}{1 + 2,443 R_e^{-0,1} (P_r^{2/3} - 1)}$	
Kombination	$N_u = \sqrt{N_{u\text{ lam}}^2 + N_{u\text{ turb}}^2}$		

Rohranlagen können ebenfalls Strecken aufweisen, an denen das Rohr durch Luft läuft. Dies kann den Sinn haben, durch Unterbrechung der Kühlung zu einem Spannungsabbau zu kommen (Temperung in der eigenen Wärme). Hierfür kann die Beziehung

$$N_u = 0,53 \sqrt[4]{G_r P_r} \tag{10.21}$$

mit $N_u = \frac{\alpha \cdot \pi D}{2\lambda}$, $G_r = \frac{\pi D^3 g \beta \Delta T}{4 V_{\text{Ab}}^2}$, $\Delta T = T_{\text{Umgebung}} - T_{\text{Oberfläche}}$

verwendet werden, die für freie laminare Konvektion um ein waagrechtes Rohr gilt. Aufgrund der relativ langsamen Extrusionsgeschwindigkeiten in Rohr- und Schlauchanlagen sind die entsprechenden Gleichungen für erzwungene Konvektion und turbulente Luftströmungen hier nicht relevant.

10.2.2 Konvektive Kühlung in Wasser

Konvektive Kühlung in Wasser ist in der Extrusionstechnik in zwei Varianten realisiert:

- Bei der Flachfolienextrusion von Polypropylen im Chill-Roll-Verfahren läuft die Walze in einem Wasserbad, so dass die der Walze abgewandte Primärfilmseite wassergekühlt ist. Dies wird auch in Bändchenanlagen so gebaut.
- Vakuumtankkalibrierungen von Rohren und Profilen
- Rohre und Profile werden in Sprühtanks abgekühlt, die die ursprünglich verwendeten Wasserbäder aufgrund des besseren Wärmeübergangs verdrängt haben.

Wasserbad

Die Abkühlung von Rohren im Wasserbad kann mit

$$N_u = 0,7 \cdot \sqrt[4]{G_r P_r} \quad (10.22)$$

approximiert werden. Diese Gleichung gilt für freie Konvektion, d. h. für langsame Abzugsgeschwindigkeiten. Der Einfluss der erzwungenen Konvektion, charakterisiert durch die Reynolds-Zahl, wird in der Literatur unterschiedlich beschrieben. Während [4.158] experimentelle Untersuchungen durchführte, die ein Absinken der bezogenen Nußelt-Zahl $\frac{N_u}{\sqrt[4]{G_r P_r}}$ mit steigender Reynolds-Zahl zeigten, zeigten vergleichbare Untersuchungen von [HAB81] den theoretisch zu erwartenden leichten Anstieg. Der Grund hierfür dürfte in der konkreten Ausführung der benutzten Wasserbäder liegen, bei denen die Strömung am Rohr von der Strömung zwischen Ein- und Auslauf überlagert wird.

Für Folien im Wasserbad kann von den Nußelt-Beziehungen in Tabelle 10.1 ausgegangen werden.

Vakuumtank

Nach [HAB81] kann für eine Vakuumtankkalibrierung die folgende Beziehung angewendet werden:

$$N_u = 0,45 \sqrt[4]{G_r P_r} \quad (10.23)$$

Bei normalen Extrusionsanlagen werden Werte zwischen 500 und 1000 W/(m²K) erreicht.

Sprühkühlung

Bei der Sprühkühlung entsteht ein Wasserfilm an der Extrudatoberfläche, der gegenüber einem Wasserbad bessere Wärmeübergangszahlen aufweist. Der Wasserfilm fließt an der Wand herunter, so dass die Strömungsrelativgeschwindigkeit erhöht wird und das Wasser sich ständig erneuert.

Nach [GAR55] kann der Wärmeübergangskoeffizient mit

$$N_u = \frac{1500 \frac{W}{m^2 K} L_1}{\lambda} \sqrt[3]{\frac{\dot{V} / L_2}{42 l / (mh)}} \sin^{0,2} \phi \quad (10.24)$$

mit:

\dot{V}/L_2 = Längenbezogener Kühlwasserstrom

L_1 = Charakteristische Länge quer zur Extrusionsrichtung

ϕ = Neigungswinkel der betrachteten Fläche

abgeschätzt werden. Es ergeben sich Werte von ca. 1500 W/(m²K).

10.2.4 Strahlungserwärmung

Für die Wärmestrahlung folgt aus dem Stefan-Boltzmann'schen Gesetz für die Wärmestromdichte an einer Kunststoffoberfläche, die mit der Umgebung Energie durch Wärmestrahlung austauscht:

$$\dot{q} = 0,0567 \cdot 10^{-6} \frac{W}{m^2 K^4} \varepsilon_{Ku} \varepsilon_U \phi_{Ku-U} (T_0^4 - T_U^4) \quad (10.34)$$

mit:

ε_{Ku} = Emissionsgrad des Extrudats

ε_U = Emissionsgrad der Umgebung

ϕ_{Ku-U} = Einstrahlzahl zwischen Kunststoff und Umgebung

T_0 = Oberflächentemperatur des Extrudates

T_U = Umgebungstemperatur

Aus Gründen der formalen Ähnlichkeit der mathematischen Betrachtung des Strahlungsenergieaustausches mit dem bei den meisten Extrusionsverfahren dominanten konvektiven Wärmeaustausch hat sich die Benutzung eines Strahlungswärmeübergangskoeffizienten etabliert:

$$\alpha_{Str} = \frac{\dot{q}}{T_0 - T_U} = 0,0567 \cdot 10^{-6} \frac{W}{m^2 K^4} \varepsilon_{Ku} \varepsilon_U \phi_{Ku-U} \frac{T_0^4 - T_U^4}{T_0 - T_U} \quad (10.35)$$

Für übliche Abkühlprobleme (d. h. $T_U = 25^\circ C$, $\varepsilon = 0,95$, $\phi = 1$, $v_{Ab} > 10$ m/min) können Näherungswerte durch die Approximationsgleichung

$$\alpha_{Str} = \left(4 + 0,0455 \frac{T_0}{^\circ C} \right) \frac{W}{m^2 K} \quad (10.36)$$

gewonnen werden. Der Wärmeübergangskoeffizient durch Strahlung ist recht klein, so dass er nur bei der Abkühlung von langsam laufenden Tafeln oder Folien an Luft berücksichtigt werden muss.

■ 10.3 Modelltheoretische Umsetzung

Aufgrund der Ungenauigkeit der im vorangegangenen Abschnitt 10.2 beschriebenen Ermittlung der Wärmeübergangskoeffizienten ist die rein rechnerische Auslegung von Kühlstrecken sehr riskant. Eine sichere Alternative liegt in der modelltheoretischen Übertragung der energetischen Verhältnisse einer ähnlichen Anlage. Dabei wird von einem zufriedenstellenden Verhalten der Basisanlage ausgegangen. Gesucht ist die Länge der auszulegenden Kühlstrecke bei gleichem Abkühlgrad des Extrudates.

Die Spezifikationen können in Abhängigkeit von konstruktiven Ausführungen verschiedener Hersteller von den Angaben der Tabelle stark abweichen.

■ 11.3 Volumetrische Dosiergeräte

11.3.1 Verfahrenstechnische Grundlagen

Da bei volumetrischen Geräten keine Messung der ausgetragenen Massen erfolgt, muss der Zusammenhang zwischen der dosierten Masse bzw. des Massestromes und der Anzahl bzw. der zeitlichen Abfolge von Volumeneinheiten des Dosierorgans in einem Kalibriervorgang manuell bestimmt werden.

Durchführung der Kalibrierung:

- Der Dosiertrichter wird mit dem Dosiergut gefüllt.
- Über die Steuerung wird ein Dosierzyklus ausgelöst.
- Die dabei über das Dosierorgan ausgetragene Masse wird aufgefangen und gewogen. (Die Auflösung der Waage sollte dabei um eine Zehner-Potenz besser sein als die kleinste in die Dosiersteuerung eingebbare Masse.)

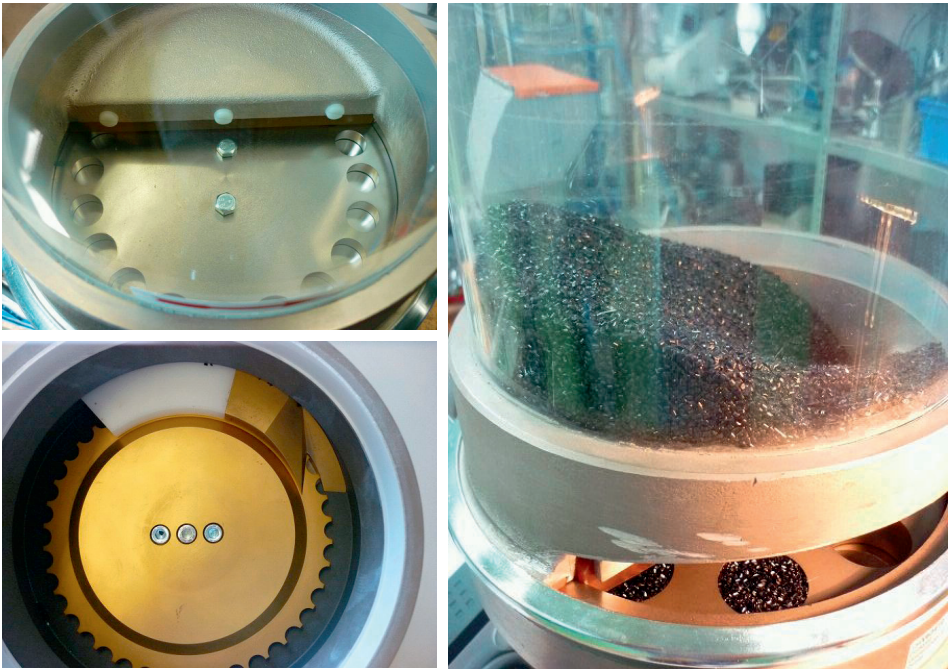


Bild 11.3 Scheibendosierer für rieselfähige Granulate [Quelle: motan-colortronic gmbh]