

TECHNISCHE UNIVERSITÄT MÜNCHEN

WISSENSCHAFTSZENTRUM WEIHENSTEPHAN FÜR

ERNÄHRUNG, LANDNUTZUNG UND UMWELT

LEHRSTUHL FÜR SYSTEMVERFAHRENSTECHNIK

Charakterisierung der Bewegungsvorgänge im kontinuierlichen Feststoffmischer anhand der Produkt- und Anlagenparameter

Dipl.-Ing. Univ. Eva-Maria Katrin Guyot

Vollständiger Abdruck der von der Fakultät Wissenschaftszentrum Weihenstephan für Ernährung, Landnutzung und Umwelt der Technischen Universität München zur Erlangung des akademischen Grades eines

Doktor-Ingenieurs

genehmigten Dissertation.

Vorsitzender: Prof. Dr.-Ing. Heiko Briesen

Prüfer der Dissertation: 1. Prof. Dr.-Ing. Karl Sommer i.R.
2. Prof. Dr. Horst-Christian Langowski
3. Prof. Dr.-Ing. Harald Klein

Die Dissertation wurde am 06.12.2017 bei der Technischen Universität München eingereicht und durch die Fakultät Wissenschaftszentrum Weihenstephan für Ernährung, Landnutzung und Umwelt am 16.11.2018 angenommen

In ev'ry job that must be done

There is an element of fun

You find the fun and SNAP!

The job's a game

(Auszug aus der Filmmusik zu Mary Poppins "A Spoonful Of Sugar")

Vorwort

Die Untersuchungen zum kontinuierlichen Feststoffmischen haben am Lehrstuhl für Verfahrenstechnik disperser Systeme eine lange Tradition. So sind im Laufe von fast 20 Jahren neben zwei Dissertationen, unzählige Semester- bzw. Bachelorarbeiten und insgesamt zehn Diplomarbeiten entstanden. Die vorliegende Arbeit wurde während meiner Tätigkeit als wissenschaftliche Mitarbeiterin im Zeitraum von Juni 2009 bis Dezember 2014 verfasst. Zum Beginn meiner Zeit als Semestrand (2006), am damals noch unter dem Namen Lehrstuhl für Maschinen- und Apparatekunde (MAK) bekannten Institut, führte mich meine Laufbahn vom Hiwi für Tabletten zum Diplomanten an der CPF Anlage bis zum Abschluss meiner Promotion.

Dass diese Arbeit überhaupt entstanden ist, verdanke ich meinem Doktorvater Herrn Prof. Dr.-Ing Karl Sommer, der trotz seiner bevorstehenden Pensionierung und einer nicht ganz vorhersehbaren Zukunft des Lehrstuhls für mich die Möglichkeit eröffnet hat zu promovieren. In all den Jahren hat er mir durch seine persönliche Motivation und seine Betrachtungsweise der Situationen immer wieder den Mut gegeben nicht aufzugeben. Ich danke Ihm von ganzem Herzen, für alle Diskussionen, die interessanten Lehrstuhlseminare und sein Vertrauen in mich. Meinem Prüfungsvorsitzendem Prof. Dr.-Ing. Heiko Briesen und den Zweitprüfern Prof. Dr.-Ing. Harald Klein und Prof. Dr. Horst-Christian Langowski danke ich für die Übernahme der Ämter.

Meinen Kollegen danke ich für die gemeinsame Arbeit am Lehrstuhl und die wunderbaren Diskussionen über fachliche und alle andere Themen. Meinem Bürokollegen Max Günther Müller, ohne den ich diese Arbeit nicht zu Ende geschrieben hätte, möchte ich herzlichst für seine stetige Motivation danken.

Peter Rauscher, Hans Wagner und Alfons Seitzl danke ich für ihre Unterstützung bei allen Fragen rund um die Mischanlage und das Technikum.

Diese Arbeit wurde finanziell von der Deutschen Forschungsgesellschaft (DFG DA 1333/1-1) gefördert und ein besonderer Dank gilt dem Projektleiter Prof. Dr.-Ing. Heinz Dauth, von dem ich in unserer gemeinsamen Zeit am Lehrstuhl viel gelernt habe. Er hat mich immer gefördert und meine Arbeit unterstützt. Ebenso möchte ich mich bei Frau PD Dr.-Ing. Petra Först für ihre Unterstützung bedanken

Ohne meine Hiwis wäre diese Arbeit wahrscheinlich nicht fertig geworden. Ich danke Rainer Giggerbach, Bernhard Meir, Michael Kohles und Lukas Schappals für ihre großartige Arbeit am Mischer, für ihre Ideen und ihr Durchhaltevermögen, wenn alles mal wieder nicht funktionierte. Bei allen Mitarbeitern und Studenten, die nicht namentlich erwähnt wurden möchte ich mich ebenfalls für ihre Unterstützung und das gute Arbeitsklima bedanken.

Liebe Mama, Lieber Papa, mir fallen einfach nicht die richtigen Worte ein mit denen ich euch danken kann. Danken für alles, was ihr für mich getan habt. Dafür, dass ich immer selbst entscheiden konnte wo mein Weg mich hinführt. Danken dafür, dass ihr mir stets die Freiheit gegeben habt das zu tun was ich wollte und die Sicherheit, dass ich das schaffen kann.

An letzter Stelle möchte ich aus ganzem Herzen meinem Mann Christopher danken, der mir in allen Lebenslagen den Rücken stärkt. Ohne seine Aufmunterungen und Zuversicht wäre diese Arbeit heute nicht fertig.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
2	Stand des Wissens	3
2.1	Kontinuierlicher Feststoffmischprozess	4
2.2	Literaturübersicht	5
2.3	Fokker-Planck-Modell	14
2.4	Zielsetzung	18
2.4.1	Fokker-Planck-Gleichung, Verweilzeiten und Produkteigenschaften	18
2.4.2	Beweglichkeit der Partikeln.....	18
3	Theoretische Berechnungsgrundlagen	20
3.1	Bestimmung der Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung	20
3.2	Beschreibung der Partikelbewegungen	23
4	Versuchsmaterialien, Mischanlage und Messmethoden	27
4.1	Charakterisierung der Versuchsstoffe	27
4.1.1	Bestimmung der Partikelgrößenverteilung.....	27
4.1.2	Schütt-, Stampf- und wahre Dichte	29
4.1.3	Fließeigenschaften	32
4.2	Aufbau der Versuchsanlage	38
4.3	Füllgradanalyse	43
4.3.1	Analyse von Reinkomponenten	44
4.3.2	Analyse von Mischungen.....	44
4.4	Versuchsdurchführung.....	48
4.4.1	Versuchsübersicht Reinstoffe	48
4.4.2	Versuchsübersicht Mischungen.....	49
5	Ergebnisse und Diskussion	50
5.1	Untersuchungen zum Dispersionskoeffizienten.....	50
5.1.1	Variation der Zulaufmassenströme bei konstanter Drehzahl	50
5.1.2	Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit	55
5.1.2.1	Reinkomponenten in Abhängigkeit der Drehzahl	55
5.1.2.2	Ausgewählte Mischungen in Abhängigkeit der Drehzahl.....	57
5.1.3	Kombination der gemessenen Dispersionskoeffizienten und ausgewählter Stoffparameter	61
5.2	Untersuchungen zur Abhängigkeit des Transportkoeffizienten	66
5.2.1	Einfluss der Mischkonzentration bei konstanter Drehzahl	66
5.2.2	Einfluss der Drehzahl auf die Transportkoeffizienten	68
5.3	Ermittlung der Beweglichkeit der Partikeln im Mischer	76
5.3.1	Bestimmung der mittleren freien Weglänge der Partikel.....	76
5.3.2	Ermittlung der granularen Temperatur und der mittleren momentanen Partikelgeschwindigkeit	82

6	Zusammenfassung	86
7	Ausblick	90
8	Anhang	93
8.1	Berechnungen zur freien Weglänge von Partikeln	93
8.2	Vorgehensweise bei Mischen	94
8.2.1	Bestimmung der Dispersionskoeffizienten.....	94
8.2.2	Bestimmung der Transportkoeffizienten	96
8.3	Technische Daten des Partikelmessgerätes Helos [86]	99
8.4	Darstellung der LabView Bedienoberfläche.....	100
8.5	Tabellarische Aufstellung der mittleren freien Weglängen.....	102
9	Literaturverzeichnis	104
10	Abbildungsverzeichnis	109
11	Tabellenverzeichnis	111

Formelzeichen und Abkürzungen

Versuchsstoffe	Bezeichnung
10 SV	Calciumcarbonat Omyacarb 10 SV
40 SV	Calciumcarbonat Omyacarb 40 SV
130 SV	Calciumcarbonat Omyacarb 130 SV

Lateinische Symbol	Bezeichnung	Einheit
A_{yz}	Mischerquerschnittsfläche	m^2
c	Massenkonzentration	%
c_{130}	Konzentration der Komponente 130 SV in den Mischungen zwischen 0 und 1	-
D	Dispersionskoeffizient	$m^2 \cdot s^{-1}$
d	Moleküldurchmesser	m
ff_c	Fließfähigkeitsfaktor	-
L	Gesamtlänge Mischer	m
l	mittlere freie Weglänge	m
\dot{m}	Massenstrom	$kg \cdot s^{-1}$
\dot{m}_A	Massenstrom durch eine Fläche	$kg \cdot m^2 \cdot s^{-1}$
m_F	Masse Feststoff	kg
m_P	Produktmasse	kg
m_{St}	stationäre Mischermasse	kg
n	Drehzahl des Mischwerkzeuges	s^{-1}
N	Anzahl an Zusammenstößen pro Volumeneinheit	m^{-3}
N_m	Anzahl an Molekülen pro Volumeneinheit	m^{-3}
N_p	Anzahl an Partikeln pro Volumeneinheit	m^{-3}
t	Zeit	s
t_v	mittlere Verweilzeit im Mischer	s
U	Transportkoeffizient	$m \cdot s^{-1}$
U^+	U bei Verwendung eines Mischwerkzeuges mit positiver Transportrichtung	$m \cdot s^{-1}$
U^-	U bei Verwendung eines Mischwerkzeuges mit negativer Transportrichtung	$m \cdot s^{-1}$
v_m	mittlere Geschwindigkeit	$m \cdot s^{-1}$
v_{mm}	mittlere momentane Partikelgeschwindigkeit	$m \cdot s^{-1}$
V_B	Behältervolumen	m^3
V_F	Feststoffvolumen	m^3
V_M	Mischervolumen	m^3
V_{PZ}	Volumen im Stampfzylinder	m^3
x	Position in x-Richtung	m
$X_{50,3}$	volumenäquivalente Partikeldurchmesser	m

Griechische Symbol	Bezeichnung	Einheit
α	Bruchwinkel des Schüttguts	°
ϵ_s	Feststoffvolumenanteil	-
Θ	granulare Temperatur	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-2}$
λ	normierte Mischerlänge	-
ρ_{Fest}	wahre Dichte	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
$\rho_{\text{Schütt}}$	Schüttdichte	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
ρ_{Stampf}	Stampfdichte	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
ρ_{Theo}	theoretische Dichte	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
σ_{ab}	Abscherspannung	Pa
σ_{an}	Anscherspannung	Pa
σ_c	Druckfestigkeit	Pa
$\sigma_h = \sigma_2$	Horizontalspannung	Pa
$\sigma_v = \sigma_1$	Vertikalspannung	Pa
τ_{ab}	Schubspannung beim Abscheren	Pa
τ_{an}	Schubspannung beim Anscheren	Pa
ϕ	Füllgrad	-
ϕ_w	Füllgrad am Wehr	-

Abkürzungen	Bezeichnung
DEM	Diskrete Elemente Methode
FPG	Fokker-Planck-Gleichung
MW	Mischwerkzeug
PEPT	Positronen Emission Partikel Tracking

1 Einleitung

Das Mischen stellt einen der zentralen Prozesse in der Verfahrenstechnik dar. Nicht nur in der Lebensmittel- und Pharmaindustrie ist er weitverbreitet, auch in der Bau-, Kunststoff- und Automobilindustrie hat das Mischen von mehreren Komponenten einen hohen Stellenwert. Typischerweise wird im Batch-Verfahren gemischt. Bei Chargenprozessen werden die einzelnen Rohstoffe nur zu Beginn zugeführt und das fertige Produkt am Ende entnommen. Eine solche Arbeitsweise wird häufig bei Mischanlagen der Aufbereitungs- und Verfahrenstechnik und für Reaktoren in der chemischen und in der Grundstoffindustrie wie z. B. Rührkesselreaktoren, Lichtbogenöfen und Zentrifugen verwendet. In zyklischer Wiederkehr laufen in solchen Einrichtungen folgende Vorgänge ab [56]:

- Dosieren der Einsatzstoffe
- Realisieren des Mischvorgangs bzw. der chemischen Reaktion
- Austragen des Fertigprodukts
- Reinigen bzw. Ausbessern der Anlage

Obwohl der Batchprozess nach wie vor das am weitesten verbreitete Verfahren zum Mischen von Feststoffen ist, kommen in den genannten Industriezweigen immer häufiger kontinuierliche Mischer zum Einsatz. Unter einem kontinuierlich ablaufenden Prozess wird das über einen längeren Zeitraum ununterbrochene Zuführen, Verarbeiten, Transportieren und stetige Bereitstellen des fertigen Produktes verstanden. Gerade bei der Verarbeitung von Schütt- und Fließgütern ist es aufgrund der zu vermeidenden Anfahr- und Abfahrvorgänge im Einsatz. Dabei spielen das Erreichen und Aufrechterhalten eines stationären Betriebszustandes mit der gewünschten Zielgröße die entscheidende Rolle [56].

In früheren Arbeiten konnte gezeigt werden, dass der kontinuierliche Mischprozess sehr gut mit einem Modell aus gekoppelten Fokker-Planck-Gleichungen dargestellt werden kann [13] [31] [33]. Die Mischgüte wird hauptsächlich vom Quotienten aus der Periodenlänge der Eingangsschwankung und der mittleren Verweilzeit beeinflusst. Hierbei wurde bewiesen, dass diese Aussage sowohl unabhängig von den Anlagenparametern als auch von den Produkteigenschaften gilt. Für unterschiedliche Produkte und Anlagenkombinationen konnten die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung ermittelt werden. Dabei konnten Unterschiede in Abhängigkeit der Drehzahl gefunden werden. Die vorliegende Arbeit soll einen Aufschluss geben, in welcher Form die Produkteigenschaften und die Anlagenparameter einen Einfluss auf die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung haben. Zentrales Element ist es, die in einer Vielzahl von Mischexperimenten ermittelten Parameter der Fokker-Planck-Gleichung in einen mathematischen Zusammenhang von Stoffeigenschaften und Anlageneinstellungen zu bringen. Für die Erstellung einer geeigneten Datenbasis als Grundlage für die Berechnungen

wurden sowohl die Stoffeigenschaften dreier Versuchsstoffe charakterisiert als auch eine Variation der Mischkonzentration und der Anlageneinstellungen vorgenommen. Mit den neu gewonnenen Erkenntnissen ist es möglich, eine Vorhersage über die Füllgradverteilung im kontinuierlichen Mischer zu erhalten. Daran gekoppelt sind eine Berechnung der mittleren Verweilzeit des Produktes im Mischer und somit eine effizientere Verwendung des kontinuierlichen Mischprozesses in industriellem Einsatz.

2 Stand des Wissens

Das Vermischen zweier oder mehrerer Komponenten hat das Ziel, ein homogenes Endprodukt herzustellen. Dabei ist die Aufgabe, die geforderte und zuvor definierte Mischgüte in möglichst kurzer Misch- bzw. Verweilzeit zu erreichen. Ebenso werden eine höhere Energieeffizienz und kürzere Anlagenstandzeiten ermöglicht. Laut einer Definition [56] stellt das Mischen eine mechanische Grundoperation (Unit Operation) des Vereinens von Stoffen dar. Alle Mischprozesse besitzen zwei gemeinsame Merkmale:

- Makromischen: Mechanische Verteilung der Komponenten durch ein Mischwerkzeug (Entstehung von Schlieren und Wirbeln)
- Mikromischen: Feinmischen durch Diffusion im Molekular- oder Teilchenbereich [56]

Das Mischen wird häufig als die Erzeugung von Chaos bezeichnet, da unter einer Mischung die Verteilung von Masseteilchen in einem vorgegebenen Volumen verstanden wird. Dabei unterscheiden sich diese Komponententeilchen in mindestens einer Eigenschaft. Diese Unterscheidungseigenschaften können beispielsweise in der chemischen Zusammensetzung, der Partikelgröße oder -form, den Anziehungskräften, der Oberflächenrauigkeit, der Farbe oder der Dichte bestehen. In jedem Fall stellt die feinste Komponente in der Feststoffmischung die Komponente dar, die am schwierigsten zu homogenisieren bzw. zu verteilen ist. Eine optimale Vergleichmäßigung der Komponenten zur Erhöhung der Produktqualität ist deshalb das Ziel des Vermischens. Bei einer Verteilung von Stoffen muss immer eine Relativbewegung zwischen den Komponenten, entweder durch reine Molekularbewegung (Diffusion) oder durch freie bzw. erzwungene Konvektion, erfolgen [37].

Um Schüttgüter zu mischen, können mechanische, pneumatische oder statische Mischverfahren eingesetzt werden. In Kapitel 3 werden die theoretischen Berechnungsgrundlagen und die physikalischen Vorgänge genauer erläutert.

2.1 Kontinuierlicher Feststoffmischprozess

Ob ein Produkt im kontinuierlichen Verfahren oder im Batchbetrieb hergestellt wird, kann am Ende des Mischprozesses nicht festgestellt werden. Es gibt jedoch verschiedene Kriterien welches Verfahren in Betracht gezogen werden sollte [52]. Der jeweilige Mischer, ob kontinuierlich oder diskontinuierlich, hat Vor- und Nachteile. Generell kann keine allgemeingültige Aussage getroffen werden, welcher Prozess die homogenere Mischung gibt. So kommt es meist auf das zu mischende Produkt, die Menge und die geforderte Mischgüte an. In vielen Industriezweigen werden Batchmischer eingesetzt. Häufig aufgrund der einfachen Reinigung, der uneingeschränkten Anzahl an Mischkomponenten und des schnellen Produktwechsels. Der klassische Batchbetrieb läuft in vier wesentlichen Schritten ab:

1. Verwiegen der einzelnen Rezepturkomponenten
2. Befüllen des Mischraumes
3. Vermischen bis zur gewünschten Homogenität (evtl. Zudosierung von Flüssigkeit)
4. Entleeren des Mixers

Allerdings verdrängt der kontinuierliche Mischer gerade in hochautomatisierten Bereichen den Batch-Mischer. Schlussendlich lässt sich jedoch sagen, dass der kontinuierliche Prozess wesentlich mehr Vorteile bietet. Denn bei der kontinuierlichen Vermischung wird sehr schnell und effizient eine bestmögliche Verteilung der unterschiedlichen Substanzen erzielt. Gleichzeitig ist die Entmischungsfahr wesentlich geringer. Diese Punkte gelten als Schlüsselindikatoren für eine homogene Mischung. Der Trend zur kontinuierlichen Bauweise lässt sich zunehmend in der Pharmaindustrie beobachten. Hier werden viele diskontinuierliche Prozesse durch kontinuierliche ersetzt. Insbesondere in der Tablettenherstellung spielen die Aspekte Flexibilität, Genauigkeit der Rezeptur und die Reproduzierbarkeit die wichtigste Rolle und der Chargenmischer gelangt an seine Grenzen [95]. Heutzutage werden für Produkte mit Partikeln mit einer Größe von weniger als 100 μm zunehmend kontinuierliche Feststoffmischer eingesetzt. Partikel mit einer Größe unter 100 μm können in der Regel gut fluidisiert werden, allerdings kann es zu Entmischungen kommen. Das Problem kann sogar bei Einkomponentensystemen auftreten, wenn eine zu breite Partikelgrößenverteilung vorliegt. Bei Entmischungsfahr bietet sich der Einsatz eines kontinuierlichen Mixers an [99].

2.2 Literaturübersicht

Über das Mischen von Feststoffen gibt es zahlreiche Artikel und Bücher. Die verschiedenen Autoren geben eine ausführliche Übersicht über diesen Bereich des Mischens. Sie stellen die diversen Möglichkeiten des Feststoffmischens vor. Dabei werden sowohl Mischerbauarten, -formen und Einsatzmöglichkeiten dargestellt. Ebenso enthalten die bereits veröffentlichten Artikel Definitionen zur Mischgüte und fassen die Bestimmungen der Mischgüte zusammen. Tabelle 2.1 listet die Artikel auf, die einen Überblick über das Feststoffmischen geben.

Tabelle 2.1: Literaturübersicht - Reviews mit Thematik Feststoffmischen

Jahr	Autor [Quelle]	Titel
1958	Weidenbaum, S. S. [94]	Mixing of solids
1969	Brightwater, J. et al. [7]	Geometric and dynamic similarity in particle mixing
1970	Fan, L.T. et al. [15]	Annual Review Solids Mixing
1976	Williams, J.C [100]	Continuous mixing of solids. A review
1976	Brightwater, J. [4]	Fundamental powder mixing mechanisms
1976	Cooke, M.H. et al. [9]	Powder mixing – a literature survey
1981	Müller, W. [57]	Methoden und derzeitiger Kenntnisstand für Auslegungen beim Mischen von Feststoffen
1991	Poux, M. et al. [67]	Powder mixing: some practical rules applied to agitated systems
1991	Lindley, J.A. [41] [42] [43]	Mixing process for agricultural and food materials: Part 1: Fundamentals of mixing Part 2: Highly viscous liquids and cohesive materials Part 3: Powders and particulates
1994	Rielly, C.D. et al. [70]	Mixing process for agricultural and food materials: Part 4: Assessment and monitoring of mixing systems
1994	Niranjan, K. et al. [59]	Mixing process for agricultural and food materials: Part 5: Review of mixer types
1995	Brightwater J. [5]	Particle technology
1997	Kaye, B. H. [32]	Powder mixing
2000	Weinekötter, R. [98]	Mixing of solids
2000	Laurent, B.F.C. et al. [39]	Continuous mixing of solids
2001	Venables, H. J. et al. [91]	Powder mixing
2003	Sommer, K. [83]	Mixing of solids
2006	Pernenkil L. et al. [62]	A review on the continuous blending of powders
2007	Müller, M. [55]	Feststoffmischen
2009	Weinekötter, R. [97]	Compact and efficient continuous mixing processes for production of food and pharmaceutical powders
2012	Bridgwater, J. [6]	Mixing of powders and granular materials by mechanical means - A perspective

Müller [55] gibt in seinem 2007 veröffentlichten Artikel zum Feststoffmischen einen Überblick über die auf dem Markt verfügbare Mischertypen. Er erstellt dafür eine Liste mit über 40 Bezeichnungen für diverse Mischer, welche häufig sehr anwendungsspezifisch sind. Ebenso fasst er die Kriterien zur Mischgütebestimmung zusammen. Zudem stellt er die von Miles [53] und Pahl [61] aufgestellten Struktogramme zur Wahl des geeigneten Mischsystemes von Feststoffen vor.

Im Bereich des kontinuierlichen Feststoffmischens wurden Literaturübersichten von Kehlenbeck [33] und Dopfer [13] erstellt und können dort explizit nachgelesen werden. Pernenkil et al. [62] fassen in ihrem Review die Prinzipien und das Wissen aus dem Bereich des kontinuierlichen Feststoffmischen über einen Zeitraum von ca. 50 Jahren zusammen. Weinekötter [97] stellt klar die Vorteile eines kontinuierlichen Mischmoduls zum Einsatz in der Industrie dar. Vor allem die pharmazeutische Industrie kann seiner Meinung nach hiervon profitieren. Einer der aktuellste Artikel, der sich mit dem Überblick des Themengebietes Pulvermischen befasst, stammt von Bridgwater [6]. Er stellt die Literatur der letzten 20 Jahre zusammen und zeigt zukünftige Forschungsmöglichkeiten auf. Zunächst beschreibt er den allgemeinen Misch- bzw. Entmischungsprozess. Es werden Definitionen zur Mischgütebeschreibung und den Mechanismen des Pulvermischens gegeben. Zudem ist eine Aufstellung der verschiedenen Mischertypen und in welchen Artikeln diese für Untersuchungen verwendet wurden, zu finden. Zudem stellt er verschiedene Methoden zur wissenschaftlichen Beschreibung des Feststoffmischprozesses dar und beurteilt die Vor- und Nachteile der einzelnen Methoden kritisch. Daumann [11] hingegen fasst in seiner Arbeit die Literatur für den diskontinuierlichen Feststoffmischprozess zusammen. Ebenso gibt er einen umfassenden Überblick über die verschiedenen Messtechniken zur Beurteilung der Pulvermischung. Aufgrund der vielen Mischerbauarten und nicht einheitlichen Betrachtungen, können Ergebnisse aus den oben genannten Bereichen häufig nicht vollständig miteinander verglichen werden. Ein Vergleich scheint aufgrund verschiedener Produkte, Messmethoden und Berechnungsweisen oftmals nicht sinnvoll.

In den folgenden Tabellen wird der Kenntnisstand im Bereich des Feststoffmischens aufgeschlüsselt und übersichtlich dargelegt. Dabei sind in Tabelle 2.2 die verschiedenen Modellierungen des Mischprozesses ohne genauere Berücksichtigung von dispersiven und konvektiven Transportvorgängen aufgeführt. Tabelle 2.3 fasst die wichtigsten wissenschaftlichen Arbeiten zusammen, die sich explizit mit diesen Transportvorgängen befassen. Beide Tabellen sind in chronologischer Reihenfolge verfasst.

Tabelle 2.2: Literaturübersicht - Modellierung des Mischprozesses

Autoren [Quelle]	Titel und Zusammenfassung
Danckwerts, P. V. [10]	Continuous flow systems: Distribution of residence times <ul style="list-style-type: none"> ▪ Modell zur Beschreibung der Reduktion von Eingangsschwankungen ▪ Modell aus nicht-idealen Rührbehältern zur Beschreibung der Reduktion
Raouf, M. S. [68]	Continuous mixing of solids <ul style="list-style-type: none"> ▪ Verweilzeitverteilung im Trogmischer ▪ Verweilzeitverteilung beschreibbar durch Kaskade von Rührbehältern ▪ Axialvermischung ist abhängig von der Mischerlänge, Drehzahl und Art des Mischwerkzeuges
Poole, K. R. et. al [65]	Mixing powders to fine scale homogeneity: studies of continuous mixing <ul style="list-style-type: none"> ▪ Reduktion von Eingangsschwankungen in kontinuierlichen Feststoffmischern ▪ Reduktion hochfrequenter Eingangsschwankungen besser als niederfrequenter
Williams, J. C.; Rahman, M. Aa. [101] [102]	Prediction of the performance of continuous mixer for particulate solids using residence time distributions: Part I Theoretical; Part II Experimental <ul style="list-style-type: none"> ▪ Theoretische Beschreibung des Mischprozesses ▪ Vorhersage der Reduktion von Eingangsschwankung mittels Verweilzeitverteilung ▪ Numerische und analytische Lösung des entwickelten Modells ▪ Experimentelle Validierung
Enns, J. [14]	Ermittlung eines Systemcharakteristikums für kontinuierliche Mischer <ul style="list-style-type: none"> ▪ Lösung des Modells von Williams und Rahman [101, 102] mittels Laplace-Transformation ▪ Berechnung der resultierenden Ausgangsmischgüte für messbaren Eingangsschwankungen
Schofield, C. [72]	The continuous mixing of particulate solids <ul style="list-style-type: none"> ▪ Modell aus idealen Rührkesselkaskaden ▪ Beschreibung der Reduktion von Eingangsschwankungen und Verweilzeit
Lücke, R.; Merz, A. [45] [51]	Radionuklidtechnische Mischgüteuntersuchungen an kontinuierlich und chargenweise betriebenen Pflugscharmischern <ul style="list-style-type: none"> ▪ In-Line-Untersuchung des Pflugscharmischers durch Isotopenmarkierung ▪ Bestimmung der Mischgüte bei unterschiedlichen Massenströmen und Drehzahlen ▪ Zunahme der Mischgüte bei geringem Verhältnis von Periodendauer der Eingangsschwankung zur mittleren Verweilzeit
Holzmüller, R. [27] [25]	Untersuchungen zur Schüttgutbewegung beim kontinuierlichen Feststoffmischen Verweilzeitverhalten von Schüttgütern in kontinuierlichen Feststoffmischern <ul style="list-style-type: none"> ▪ Untersuchung der Verweilzeitverteilung im kontinuierlichen Pflugscharmischer ▪ Berechnung der Transport- und Dispersionsvorgänge durch die Verweilzeitverteilung

Tabelle 2.2: Literaturübersicht - Modellierung des Mischprozesses (Fortsetzung I)

Autoren [Quelle]	Titel und Zusammenfassung
Wang, R.	[93] Residence time distribution models for continuous mixers <ul style="list-style-type: none"> ▪ Übersicht für Verweilzeitmodelle in kontinuierlichen Feststoffmischern ▪ Beschreibung der Merkmale unterschiedlicher kontinuierlicher Mischer
Weinekötter, R.	[96] Kontinuierliches Mischen feiner Feststoffe <ul style="list-style-type: none"> ▪ Klärung des Zusammenhangs zwischen Mischgüte und Verweilzeitverteilung ▪ Varianzreduktion zwischen Ein- und Auslauf ▪ Reduzierung der Dosierschwankung ▪ Entwicklung eines axialen Dispersionsmodells zur Vorhersage der Varianzreduktion auf Basis von Danckwerts [10] ▪ Bessere Kompensation der Dosierschwankungen bei hoher Frequenz
Keuter H. et al.	[34] Simulation und Auslegung kontinuierlicher Feststoffmischer <ul style="list-style-type: none"> ▪ Ausgleich der Dosierschwankung in einem kontinuierlichen Rührkessel ▪ Modell einer idealen Rührkesselkaskade zur Reduktion von periodischen Eingangsschwankungen
Ghaderi, A.	[21] On characterization of continuous mixing of particulate materials <ul style="list-style-type: none"> ▪ Untersuchung der Heterogenität in Abhängigkeit der axialen Vermischung ▪ Bestimmung der Varianzreduktion nach Danckwerts [10] ▪ Beschreibung der homogenen Zufallsmischung als bestmögliche Mischgüte
Habermann, R.	[23] Untersuchungen zur Verknüpfung von Verweilzeit-Verteilung und Mischgüte in einem kontinuierlichen Pflugscharmischer <ul style="list-style-type: none"> ▪ Einflusses der Froude-Zahl auf die Verweilzeitverteilung und Varianzreduktion (Pflugscharmischer) ▪ Anwendung und Validierung verschiedener Modelle ▪ Geringer Einfluss der Froude-Zahl, des Massenstroms und des Füllgrades auf die Reduktion
Marikh, K. et al.	[47] Experimental study of the stirring conditions taking place in a pilot plant continuous mixer of particulate solids <ul style="list-style-type: none"> ▪ Einfluss der Drehzahl und des Massenstroms auf die Verweilzeit im Mischer ▪ Zunahme der Masse bei abnehmender Drehzahl ▪ Einfluss der Versuchsstoffe auf die Verweilzeit bei gleichen Anlagenparametern
Bertrand, F. et al.	[3] DEM-based models for the mixing of granular materials <ul style="list-style-type: none"> ▪ Übersicht der Simulationsmöglichkeiten von Pulvermischungen mittels der Diskrete Elemente Methode ▪ Beispiele und Anwendbarkeit des DEM
Portillo, P. M. et al.	[66] Characterization of continuous convective powder mixing processes <ul style="list-style-type: none"> ▪ Charakterisierung des Mischprozesses durch Mischgüte und Verweilzeitverteilung

Tabelle 2.2: Literaturübersicht - Modellierung des Mischprozesses (Fortsetzung II)

Autoren [Quelle]	Titel und Zusammenfassung
Sarkar, A. et al. [71]	<p>Simulation of a continuous granular mixer: Effect of operating conditions on flow and mixing</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ DEM-Untersuchungen zum Mischergebnis in Abhängigkeit der Froude-Zahl und des Füllgrades ▪ Höhere Mischgüte bei hohem Füllgrad und niedrigen Drehzahlen ▪ Hohe Mischgüte bei niedrigem Füllgrad mit höherer Drehzahl
Gao, Y. et al. [20]	<p>Characterization of feeder effects on continuous solid mixing using fourier series analysis</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Varianzreduktion am Auslass durch Modellierung mit Fourierreihe vorhersagbar
Vanarase, A. U. et al. [90]	<p>Effect of operating conditions and design parameters in a continuous powder mixer</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Beurteilung der Abhängigkeit des Fließverhalten und der Mischgüte von der Verweilzeitverteilung ▪ Höhere Drehzahl führt zu einer geringeren Verweilzeit, aber Erhöhung der Dispersion ▪ Einflussfaktoren auf die Mischgüte: Materialeigenschaften und Drehzahl des Mischwerkzeugs
Gao, Y. et al [19]	<p>Periodic section modeling of convective continuous powder mixing processes</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ DEM-Modellierung eines kontinuierlichen Mixers ▪ Einteilung des Mischaums in Diskretisierungskammern ▪ Absatzweise Betrachtung des Mischprozesses in den Kammern ▪ Simulation des ein- und austretenden Pulvers in diese Kammern
Sen, M.; et al. [76]	<p>Multi-dimensional population balance modeling and experimental validation of continuous powder mixing processes</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Beschreibung des kontinuierlichen Mischprozesses durch ein „population balance model“ (PBM) ▪ Qualitative Aussagen über Verweilzeitverteilung und Mischgüte in Abhängigkeit der Anlagenparameter
Florian-Algarin, M. et al. [16]	<p>Effect of material properties and design parameters on the final blend uniformity using experimental and simulation results</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Vergleich zwischen DEM-Simulation und Experiment ▪ Variation der Schüttdichte, der mittleren Partikelgröße, der Drehzahl und der Mischkonzentration ▪ Korrelation zwischen der relativen Standardabweichung und der Konzentration
Lu, G. et al. [44]	<p>Discrete element models for non-spherical particle systems: From theoretical developments to applications</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Review über die Einsatzgebiete der DEM-Simulation ▪ Vergleichbarkeit von Simulation und Experiment in einem rotierenden Zylinder ▪ Variation der Partikelform

Neben der allgemeinen Übersicht des Feststoffmischprozesses und dessen Modellierungsmöglichkeiten wird in Tabelle 2.3 der Fokus auf die Betrachtung des Feststoffmischprozesses durch dispersive und konvektive Massentransportvorgänge gelegt.

Tabelle 2.3: Literaturübersicht - Transportvorgänge beim Pulvermischen

Autoren [Quelle]	Titel und Zusammenfassung
Molerus, O. [54]	<p>Über die Axialvermischung bei Transportprozessen in kontinuierlich betriebenen Apparaturen</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Theoretische Betrachtung der Axialvermischung in kontinuierlichen Mixern ▪ Grundlage ist die statistische Betrachtung von Fokker und Planck [17, 63] ▪ Anpassung des Fokker-Planck-Modells auf axiale Mischvorgänge ▪ Entwicklung eines Konvektions-Dispersions-Modell zur Berechnung von Verweilzeitverteilungen
Müller, W. et al. [58]	<p>Das Mischen von Pulvern in Mixern mit axialer Mischbewegung</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Dispersionskoeffizienten in absatzweise betriebenen Mixern ▪ Abhängigkeit des Dispersionskoeffizienten von der Drehzahl und dem Füllgrad ▪ Analytische Lösung des 2. Fick'schen Gesetzes liefert den Dispersionskoeffizienten ▪ Erhöhung der Drehzahl führt zu einer Zunahme des Dispersionskoeffizienten
Hogg, R. et al. [24]	<p>Diffusional mixing in an ideal system</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Beschreibung der Mischungsvorgänge in einem Trommelmischer ▪ Untersuchung anhand zwei identischer Pulver ▪ Vermischung ausschließlich durch Diffusion ▪ Gute Übereinstimmung von Modell und experimenteller Auswertung
Merz, A.; Lücke, R. [51]	<p>Einfluss der Schaufelgeometrie auf Axialdispersion und konvektiven Transport beim kontinuierlichen Feststoffmischen</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Experimentelle Bestimmung der zeitlichen Konzentrationsänderung ▪ Ermittlung der mittleren Transportgeschwindigkeit und Diffusionskoeffizienten nach Molerus [54]. ▪ Beeinflussung des Transport- und Diffusionskoeffizienten durch Drehzahl, Partikelgröße, Art des Mischwerkzeuges, Durchsatz ▪ Transportkoeffizienten unabhängig von Trommellänge ▪ Dispersionskoeffizient nimmt mit Trommellänge ab ▪ Transportkoeffizient steigt bei höherem Durchsatz ▪ Transport- und Dispersionskoeffizient steigt mit der Drehzahl ▪ Mischerwerkzeugkonfiguration führte zu keiner signifikanten Veränderung des Dispersionskoeffizienten
Scott, A. M. et al. [75]	<p>Self-diffusion of spherical particles in a simple shear apparatus</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Untersuchung der Selbstdiffusion von Partikeln in Scherzonen ▪ Bestimmung der Dispersionskoeffizienten in einem Scherapparat ▪ Hohe Dispersionskoeffizienten in Richtung der Scherbewegung ▪ Geringere Koeffizienten in anderen Raumrichtungen

Tabelle 2.3: Literaturübersicht - Transportvorgänge beim Pulvermischen (Fortsetzung I)

Autoren [Quelle]	Titel und Zusammenfassung
Sommer, K	[80] Mechanismen des Pulvermischens [81] Powder Mixing Mechanisms (Englischer Titel) <ul style="list-style-type: none"> ▪ Beschreibung des Mischprozesses als Platzwechsel von Partikeln ▪ Beziehung zwischen der Konzentration und der lokalen Wahrscheinlichkeitsdichte nach Molerus [54] ▪ Nutzung der Fokker-Planck-Gleichung (FPG) zu Beschreibung von Mischvorgängen ▪ Zusammenhang zwischen den Koeffizienten der FPG und der mittleren zurückgelegten axialen Weglänge, der Standardabweichung der Weglängenverteilung
Koga, J. et al.	[36] Mixing of solid particles of different density in a horizontal batch mixer. Measurement of axial diffusion coefficients <ul style="list-style-type: none"> ▪ Untersuchungen anhand horizontal rotierender Behälter ▪ Ermittlung der Dispersionskoeffizienten von Partikeln (konstante Größe bei variierender Dichte) ▪ Qualitativer Einfluss der Dichte und der Drehzahl auf den Dispersionskoeffizienten
Austin, L. G. et al.	[2] The axial mixing model applied to ball mills <ul style="list-style-type: none"> ▪ Modell zur axialen Vermischung in kontinuierlich betriebenen Rührwerkskugelmöhlen ▪ Verwendung der FPG ▪ Berechnung der Verweilzeitverteilung ▪ Gute Übereinstimmung von Experiment und Modell
Holzmüller, R.	[26] Verweilzeitverhalten von Schüttgütern in kontinuierlichen Feststoffmischern <ul style="list-style-type: none"> ▪ Schüttgutbewegung in einem kontinuierlichen Pflugscharmischer ▪ Verwendung eines Konvektions-Dispersions-Modells ▪ Massenstrom, Drehzahl und Anordnung der Pflugscharen beeinflussen die Verweilzeit und den Transport- und Dispersionskoeffizienten ▪ Verbessertes Mischergebnis bei fluidisiertem Schüttgut ▪ Transport- und Dispersionskoeffizienten steigen bei Drehzahlerhöhung ▪ Massenstrom und Produkt haben keinen signifikanten Einfluss auf den Transportkoeffizienten
Sommer, K.	[79] Continuous powder mixing [82] Mixing of particulate solids <ul style="list-style-type: none"> ▪ Betrachtungen anhand eines kontinuierlichen Feststoffmischers ▪ Modell zur Berechnung der Reduktion von Eingangsschwankungen ▪ Fokker-Planck-Gleichung zur Beschreibung der Transportvorgänge ▪ Erhöhung des Dispersionskoeffizienten führt zu einer verbesserten Mischgüte ▪ Hauptfaktor bei der Reduktion der Eingangsschwankung: Quotient aus mittlerer Verweilzeit zur Periodenlänge der Eingangsschwankung
Shen, L. et al.	[77] Solids mixing in fluidized beds <ul style="list-style-type: none"> ▪ Berechnungsmodell für Mischvorgänge in einem Feststoffwirbelbett ▪ Annahme eines dispersiven Mischvorgangs ▪ Gute Übereinstimmung von Berechnungen und Experiment

Tabelle 2.3: Literaturübersicht - Transportvorgänge beim Pulvermischen (Fortsetzung II)

Autoren [Quelle]	Titel und Zusammenfassung
Jones, J. R. et al. [29]	<p>A case study of particle mixing in a ploughshare mixer using Positron Emission Particle Tracking</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Bestimmung der Bewegungsvorgänge in kontinuierlichen und absatzweisen Mischapparaten ▪ Positron Emission Particle Tracking (PEPT) ▪ Bestimmung der axialen Bewegung der Partikeln, mittleren Verweilzeit und Aufenthaltswahrscheinlichkeit ▪ Vorhersage der Entwicklung der Mischgüte in Mischapparaten
Walch, K. [92]	<p>Transportmechanismen von Schüttgütern und Pasten in einem Paddelreaktor</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Kontinuierlicher Paddelreaktor ▪ Modell zur Berechnung der Tracerkonzentration im Auslauf ▪ Beeinflussung der Verweilzeitverteilung, Dispersions- und Transportkoeffizienten durch Drehzahl, Paddelkonfiguration, Fließfähigkeit verschiedener Schüttgüter
Sudah, O. S. et al. [85]	<p>Quantitative characterization of mixing processes in rotary calciners</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Charakterisierung der Mischgüte mit Hilfe eines Dispersionsmodells
Laurent, B. F. et al. [40]	<p>Convection and segregation in a horizontal mixer</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ PEPT-Technologie im Pflugscharmischer ▪ Gleiches Material für Tracer und Schüttung ▪ Vergleich der Partikelgeschwindigkeit und der mittleren Weglänge in Abhängigkeit der Tracergröße ▪ Zunahme der axialen Bewegung für kleinere Tracer ▪ Kleinere Partikeln haben eine größeren Dispersionskoeffizienten
Sherritt, R. G. et al. [78]	<p>Axial dispersion in the three-dimensional mixing of particles in a rotating drum reactor</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Charakterisierung der Mischgüte mit Hilfe eines Dispersionsmodells
Kehlenbeck, V. [33]	<p>Continuous dynamic mixing of cohesive powders</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Modellierung des kontinuierlichen Mischprozesses ▪ Numerische Lösung eines gekoppelten Systems aus zwei Fokker-Planck-Gleichungen nach Sommer [79, 82]. ▪ Variation der Koeffizienten der FPG und Einfluss auf die Reduktion der Eingangsschwankungen ▪ Sehr gute Übereinstimmung Modell und experimentelle Validierung ▪ Varianzreduktion abhängig vom Verhältnis aus der mittleren Verweilzeit und zur Periodendauer der Eigangsschwankung
Ponomarev, D. [64]	<p>Markov models for mixing of powders in static mixers</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Beschreibung von Pulvertransport in einem kontinuierlichen Mischer ▪ Modell basierend auf der Theorie des Markoffschen Prozess ▪ Numerische Lösung des Modells (Teilung in Diskretisierungskammern) ▪ Transportvorgänge sind zusammengesetzt aus: natürlichem Transport (durch die Fließeigenschaften des Pulvers) und durch das Mischwerkzeug verursachten Transport (Mischwerkzeugkonfiguration) ▪ qualitativ bestimmten Füllgradverläufe stimmen mit denen von Kehlenbeck überein [33]

Tabelle 2.3: Literaturübersicht - Transportvorgänge beim Pulvermischen (Fortsetzung III)

Autoren [Quelle]	Titel und Zusammenfassung
Malode, P. H. et al. [46]	<p data-bbox="576 349 1302 383">Axial Mixing of Binary Mixture in Horizontal Rotating Cylinder</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="576 398 970 432">▪ Horizontal rotierende Trommel <li data-bbox="576 439 1469 499">▪ Beschreibung rein dispersiver Transportvorgänge durch eine analytische Lösung der Fokker-Planck-Gleichung <li data-bbox="576 506 1422 566">▪ Dispersionskoeffizienten zur Bestimmung der zeitlichen axialen Konzentrationsverteilung <li data-bbox="576 573 1469 607">▪ Keine signifikante Aussage über Drehzahlabhängigkeit der Koeffizienten
Jones, J. R.; et al. [30]	<p data-bbox="576 622 1002 656">Axial mixing in a ploughshare mixer</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="576 669 1437 703">▪ Untersuchung von Tracerpartikeln im Pflugscharmischer mittels PEPT <li data-bbox="576 710 1390 743">▪ Tangentiale Vermischung mehrfach höher als axiale Vermischung <li data-bbox="576 750 1241 784">▪ Geschwindigkeit abhängig von Füllgrad und Drehzahl
Huang, C. et al. [28]	<p data-bbox="576 795 1283 828">Solids mixing behavior in a nano-agglomerate fluidized bed</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="576 842 1286 875">▪ Fluidisierte Agglomerate von Nanopartikeln im Wirbelbett <li data-bbox="576 882 1321 916">▪ Ermittlung der axialen und radialen Dispersionskoeffizienten <li data-bbox="576 922 1445 974">▪ Keine qualitative Aussage über Abhängigkeit der Koeffizienten von der Gasgeschwindigkeit
Dopfer, D. [13]	<p data-bbox="576 990 1442 1050">Konvektiver und dispersiver Massentransport in kontinuierlichen dynamischen Feststoffmischern</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="576 1066 1422 1126">▪ Einfluss auf die Varianzreduktion am Mischerauslauf in Abhängigkeit von Produktparametern und Eingangsschwankungsform <li data-bbox="576 1133 1469 1193">▪ Haupteinflussgröße auf die Mischgüte am Auslass: Quotient aus mittlere Verweilzeit und Periodendauer <li data-bbox="576 1200 1362 1234">▪ Unabhängig von Produkteigenschaften und Anlagenparametern
Daumann, B. [11]	<p data-bbox="576 1263 1469 1346">Untersuchungen zum Dispersions- und Transportverhalten von Feststoffmischungen unterschiedlicher Partikelgrößen in diskontinuierlichen Feststoffmischern</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="576 1361 1031 1395">▪ Diskontinuierlicher Feststoffmischer <li data-bbox="576 1402 1193 1435">▪ Analytische Lösung der Fokker-Planck-Gleichung <li data-bbox="576 1442 1469 1503">▪ Bestimmung der Koeffizienten in Abhängigkeit der Produkteigenschaften und Anlagenparameter <li data-bbox="576 1509 1434 1570">▪ Abhängigkeit des Dispersionskoeffizienten von der Drehzahl, der Produktfeuchte und dem Feingutanteil
Third, J. R.; et al. [88]	<p data-bbox="576 1592 1469 1653">Axial transport within bidisperse granular media in horizontal rotating cylinders</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="576 1668 1230 1702">▪ Untersuchungen anhand eines rotierenden Zylinders <li data-bbox="576 1709 1238 1742">▪ DEM-Simulation der axialen Dispersionskoeffizienten <li data-bbox="576 1749 1414 1800">▪ Bidisperses System: Abnahme des Dispersionskoeffizienten bei Zunahme der Feinfraktion
Sommer, K.; Schlosser, E.; Dauth, H. [84]	<p data-bbox="576 1821 1469 1881">Die Fokker-Planck-Gleichung zur Beschreibung von axialen Transport- und Mischvorgängen in Rohrreaktoren</p> <ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="576 1897 1414 1930">▪ Beschreibung der axialen Transportvorgänge in einem Rohrreaktor <li data-bbox="576 1937 1334 1971">▪ Produktvariation und Veränderung der Maschinenparameter <li data-bbox="576 1977 1437 2029">▪ Einfluss der Drehzahl und der Partikelgröße auf die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung

Die tabellarisch zusammengefasste Literaturübersicht gibt einen Überblick über das Forschungsgebiet des Feststoffmischens. Ein besonderer Fokus wird in Tabelle 2.3 darauf gelegt, welche Betrachtungen für die Transportvorgänge im Mischer möglich sind. In dieser Arbeit soll der Ansatz der Fokker-Planck-Gleichung weiter untersucht werden. Dabei werden die Anlagenparameter sowie die Versuchsstoffe derart variiert, dass eine Grundlage für die Berechnung der Koeffizienten geschaffen wird.

2.3 Fokker-Planck-Modell

Tabelle 2.2 und Tabelle 2.3 stellen verschiedene Methoden zur Modellierung des Feststoffmischprozesses dar. Das in dieser Arbeit verwendete Modell basiert auf der Fokker-Planck-Gleichung und wird häufig auch als Konvektions-Diffusions-Modell bezeichnet. Das 1977 von Sommer [80, 81] aufgestellte Modell zur Beschreibung des kontinuierlichen Feststoffmischprozesses nimmt an, dass sich der Prozess mithilfe von Differentialgleichungen mit bestimmten Randbedingungen lösen lässt. Die ursprünglich dreidimensionale Form der Fokker-Planck-Gleichung wird mit der Annahme der idealen Quervermischung in y- und z-Richtung in eine eindimensionale Form überführt. Somit werden nur noch Vorgänge in x-Richtung, der Längsachse des Mixers, betrachtet. Ebenso wird ein konstanter Füllgrad am Ende des Mixers, dem Wehr, angenommen. Die genaue Beschreibung des Modells und die Berechnungsgrundlagen sind in Kapitel 3 erläutert. In den folgenden Arbeiten wurde das Modell der Fokker-Planck-Gleichung angepasst und validiert.

Kehlenbeck [33] greift das von Sommer entwickelte Modell auf, um es zu validieren und weiterzuentwickeln. Für die Validierung wurden Versuchsstoffe mit unterschiedlicher mittlerer Partikelgröße verwendet (Calciumcarbonat $x_{50,3} \approx 2 \mu\text{m}$ und Maisstärke $x_{50,3} \approx 15 \mu\text{m}$). In den Versuchen wurden sowohl die Drehzahl des Mischwerkzeuges, der zudosierte Massenstrom und die Periodenlänge der Eingangsschwankung variiert. Die aus der Simulation stammenden Ergebnisse korrelieren mit den experimentell bestimmten Daten. Aus den Ergebnissen konnte die in Abbildung 2.1 dargestellte Masterkurve entwickelt werden. Sie zeigt den Zusammenhang zwischen der Mischgüte des Produktes und der normalisierten mittleren Verweilzeit des Produktes im Mischer. Folgende Zusammenhänge konnten mithilfe der Arbeit gefunden werden:

- Die mit der Periodenlänge normierte mittlere Verweilzeit der in den Mischer eintretenden Konzentrationsschwankung ist die Haupteinflussgröße auf die Mischgüte. Dies gilt unabhängig von den Betriebsparametern des Mixers.
- Die Mischmechanismen in einem kontinuierlichen dynamischen Pulvermischer können sehr gut mit einem System von Fokker-Planck-Gleichungen beschrieben werden.

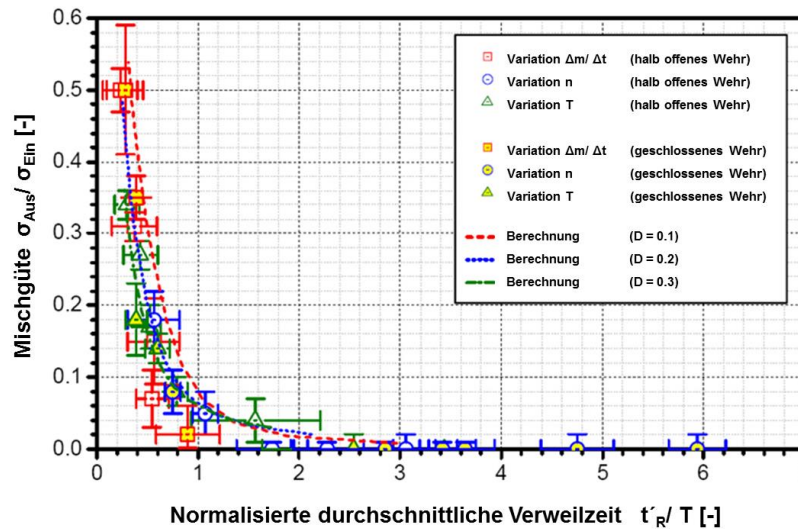


Abbildung 2.1: Masterkurve zur Reduktion der Eingangsschwankung [33].

Die bei Kehlenbeck offenen Fragen, nach dem Einfluss der Form der Eingangsschwankungen und der Abhängigkeit der Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung wurden von Dopfer [13] aufgegriffen und bearbeitet. Er führt in seiner Arbeit mit dem Titel „Konvektiver und dispersiver Massentransport in kontinuierlichen dynamischen Feststoffmischern“ weitere Untersuchungen mit Variation der Eingangsschwankungen durch. Dabei wurden vier verschiedene Produkte verwendet. Zwei Calciumcarbonate mit vergleichbarer Partikelgrößenverteilung ($x_{50,3} \approx 5 \mu\text{m}$ bzw. $8 \mu\text{m}$) und zwei Kartoffelstärken mit unterschiedlicher Partikelgröße ($x_{50,3} \approx 51 \mu\text{m}$ bzw. $37 \mu\text{m}$). Er stellte fest, dass die Materialeigenschaften keinen Einfluss auf die Reduktion der Eingangsschwankungen besitzen. Ebenso wurde die Form der Eingangsschwankung (sinus- und rechteckförmig), die Amplitude und die Periodenlänge verändert. Entscheidend für die Reduktion von Eingangsschwankungen ist das Verhältnis von mittlerer Verweilzeit und Periodenlänge. Dabei fand er heraus, dass nur die mittlere Verweilzeit entscheidend für die Reduktion periodisch zulaufender Eingangsmassenströme und unabhängig von deren Form ist. Neben den Untersuchungen der Eingangsschwankungen wurden auch Experimente zur Bestimmung des Füllgrades, welcher die mittlere Verweilzeit bedingt, durchgeführt. Die Ermittlung des Einflusses von Produkt- und Anlagenparameter auf den Gesamtfüllgrad untersucht er mit drei unterschiedlichen Calciumcarbonaten und zwei Drehzahlen. Er fasst seine Ergebnisse in den folgenden Punkten zusammen [13]:

- Das Zusammenwirken von dispersivem und konvektivem Massentransport gewährleistet den Transport des Gesamtmassenstromes an jeder axialen Position des Mischers.
- Die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung bestimmen maßgeblich den Füllgradverlauf und somit den Gesamtfüllgrad im Mischer.

- Die aktive Transportrichtung des Mischwerkzeuges hat entscheidenden Einfluss auf den Gesamtfüllgrad und die mittlere Verweilzeit im Mischer.
- Der Dispersionskoeffizient wird von den Produkteigenschaften, gleichbedeutend mit der Partikelbeweglichkeit, bestimmt und beeinflusst den Füllgradverlauf im Mischer.
- Dispersions- und Transportkoeffizient zeigen eine Abhängigkeit von der Drehzahl. Eine Erhöhung der Drehzahl führt zu einer erhöhten Beweglichkeit der Partikeln und daraus resultiert eine Zunahme des Dispersionskoeffizienten. Für den Transportkoeffizienten gilt: Je höher die Drehzahl, umso mehr Interaktionen der aktiv fördernden Paddel des Mischwerkzeuges mit dem Schüttgut treten auf, woraus eine Erhöhung des Transportkoeffizienten resultiert.
- Über den Füllgrad am Wehr wird die Höhe des Füllgradverlaufes und somit der Gesamtfüllgrad im Mischer festgelegt. Aus der Fokker-Planck-Gleichung ergibt sich ein direkter Einfluss des Füllgrades auf den konvektiven Massentransport an jeder axialen Position.
- Die Einflussfaktoren auf den Füllgradverlauf und den Gesamtfüllgrad im Mischer zeigen eine direkte Auswirkung auf die mittlere Verweilzeit und somit die Reduktion von Eingangsschwankungen.

Daumann [11] befasst sich mit dem Batch-Mischprozess. Die von ihm verwendeten Versuchsstoffe unterscheiden sich in der Partikelgröße. Ziel seiner Arbeit war es, Beurteilungsparameter zu finden, mit denen Mischprinzipien und Messmethoden verglichen werden können. Neben den Versuchsstoffen wurden die Mischwerkzeugdrehzahl, der Füllgrad und der Feuchtegehalt der Produkte variiert. Zur Bestimmung der Beweglichkeit der Partikeln wird der Dispersionskoeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung verwendet. Zunächst werden Mischungen im Partikelgrößenbereich von 0,5 mm bis 32 mm untersucht. Dabei fand er heraus, dass

- kleine Partikeln im Feststoffmischprozess eine größere Beweglichkeit als größere Partikel haben und
- die Entmischung über den Feuchtegehalt reguliert werden kann.

Zur Untersuchung des Dispersions- und Transportverhaltens von Mischungen wurden Produkte mit einer Partikelgröße von ca. 300 μm verwendet. Es wurden sowohl Mischungen mit ähnlichen als auch mit unterschiedlichen Partikelgrößen hergestellt. Für die Versuche wurden hohe Drehzahlen gewählt. Bei diesen Versuchen konnte er zeigen, dass

- der Dispersionskoeffizient proportional mit der Partikelgröße abnimmt und
- der Transportkoeffizient unabhängig von der Partikelgröße ist.

Die getroffenen Aussagen gelten für den diskontinuierlichen Mischprozess und den dort verwendeten Versuchsaufbau und stehen im Widerspruch zu den von Dopfer gefundenen Aussagen.

Am Institut für Energietechnik der im ETH Zürich werden im Laboratory Energy Science and Engineering diverse Modellierungen eines rotierenden Zylinders durchgeführt. Hierbei werden sowohl Partikelgröße bzw. -form als auch der Füllgrad variiert. Die Arbeitsgruppe um Prof. Müller konnte mit Hilfe der DEM-Simulation einige Schlussfolgerungen über das axiale Bewegungsverhalten in einem rotierenden Zylinder finden. Durch Variation der Mischzusammensetzung in einem rotierenden Zylinder ($d = 48 \text{ mm}$; $l = 240 \text{ mm}$; $n = 30 \text{ rpm}$) und der Betrachtung der Dispersionskoeffizienten mit Zunahme der kleinen Partikelfraktion konnte festgestellt werden, dass eine Abnahme des Koeffizienten mit steigendem Feinanteil stattfindet. Bei den verwendeten Produkten handelt es sich um drei Kugelfraktionen mit einem jeweiligen Durchmesser von 1 mm, 1,5 mm und 2,2 mm [88]. In einer weiteren Untersuchung konnten gezeigt werden, dass bei gleichem Volumen der Partikeln, eckige Partikel im Vergleich zu runden ($d = 3 \text{ mm}$) eine höhere Beweglichkeit aufweisen [18]. Ebenso wird in einer DEM-Simulation der Durchmesser des rotierenden Zylinders zwischen 100 mm und 1000 mm variiert. Bei gleicher Umdrehungszahl der Trommel konnte kein Unterschied für den axialen Dispersionskoeffizienten gefunden werden. Bei konstantem Zylinderdurchmesser ($d = 300 \text{ mm}$) und Steigerung der Drehzahl ist ein Anstieg der Dispersionskoeffizienten zu erkennen. Bei konstanter Froude-Zahl ist durch Zunahme des Trommeldurchmessers eine Verringerung des Dispersionskoeffizienten festgestellt worden [87]. In einem experimentellen Aufbau wird die Dispersion von schwarzen Glaskugeln in einem rotierenden Zylinder ($d = 110 \text{ mm}$) untersucht. Dabei werden die Drehzahl des Zylinders (5, 10, 20 rpm) und die Partikelgröße (1,4 mm; 2,14 mm; 3,15 mm) der verwendeten Kugeln variiert. Die Experimente stimmen mit den vorgestellten DEM-Werten überein. Ein Anstieg der Drehzahl resultiert in einen Anstieg des Dispersionskoeffizienten. Ebenso stellten sie in den Experimenten fest, dass mit steigender Partikelgröße auch der Dispersionskoeffizient steigt [49]. Die Klärung der Frage, inwieweit die Ergebnisse aus dem rotierenden Zylinder auf den in dieser Arbeit verwendeten kontinuierlichen Prozess angewendet werden können und welche Gemeinsamkeiten bzw. Unterschiede es gibt, ist Ziel dieser Arbeit.

2.4 Zielsetzung

2.4.1 Fokker-Planck-Gleichung, Verweilzeiten und Produkteigenschaften

Die vorliegende Arbeit schließt an die von Kehlenbeck [33] und Dopfer [13] verfassten Arbeiten an. Kehlenbeck hat nachgewiesen, dass kontinuierliche Mischprozesse in guter Näherung durch ein zweiparametrisches Fokker-Planck-Modell beschrieben werden kann. Kehlenbeck hat außerdem gezeigt, dass die Mischgüte am Auslauf des kontinuierlichen Mixers hauptsächlich vom Quotienten aus der produktionsabhängigen Periodenlänge der Eingangsschwankung und der mittleren Verweilzeit beeinflusst wird. Die wesentlichen Einflussgrößen für die Verweilzeit sind die Mischergröße und der Mischerinhalt.

Dopfer hat gezeigt, dass der Mischerinhalt mit den Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung und den Randbedingungen am Auslauf des Mixers vorausgesagt werden kann. Die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichungen sind außer von den Maschinenparametern wesentlich von den Produkteigenschaften des Mischgutes abhängig. Es ist deshalb wesentliches Ziel der vorliegenden Arbeit den Zusammenhang zwischen den Parametern der Fokker-Planck Koeffizienten von im Labor messbaren Schüttguteigenschaften und charakteristischen Mischsystemgrößen (z.B. Drehzahl und Mischelemente) zu bestimmen, um über eine dann berechenbare Verweilzeit auf die Zielgröße die Mischgüte schließen zu können.

2.4.2 Beweglichkeit der Partikeln

Die physikalische Ursache der Fokker-Planck Koeffizienten ist die Beweglichkeit der Partikeln im Mischer. Insbesondere die Dispersion wird durch die stochastische Beweglichkeit verursacht. Ein Maß zur Bestimmung der Beweglichkeit ist die mittlere freie Weglänge. Zur Ermittlung der mittleren freien Weglänge wird in dieser Arbeit ein Ansatz aus der Gastheorie gewählt und dessen Übertragbarkeit auf Feststoffsysteme überprüft. Mit Hilfe der durchgeführten Mischversuche kann die mittlere freie Weglänge bestimmt werden, die ein Partikel bis zum Zusammenstoß zurücklegt. Die Erläuterungen zur Berechnung der mittleren freien Weglänge sind in Kapitel 3.2 zu finden. Zur Bestimmung der mittleren freien Weglänge wird in der Literatur in vielen Versuchsreihen das sogenannte Positronen Emissionen Partikel Tracking (PEPT) eingesetzt, um das Bewegungsverhalten eines Tracerpartikels zu detektieren [8, 29, 40]. Da die Vorbereitung eines geeigneten Tracerpartikels häufig sehr aufwendig ist, werden nur wenige Partikel untersucht. Zudem werden in vielen Arbeiten Tracer verwendet, welche sich vom eigentlichen Schüttgut unterscheiden. Dabei bestehen die Unterschiede meist in der Größe der Partikel. Bei dieser Methode können nur geringe Drehzahlen untersucht werden, da die Verfolgung der Partikel gewährleistet werden muss. Viele Arbeiten, die sich mit dem Einsatz von PEPT im Mischer beschäftigen, kommen am Ende zu der Frage, ob das Bewegungsverhalten des Tracerpartikels das gesamte Bewegungsverhalten der

Schüttung widerspiegelt. Das Problem besteht häufig darin, dass es sich bei den Tracern, um vollkommen andere Stoffe handelt als die Schüttung im Mischer.

Mit der in dieser Arbeit verwendeten Methode aus dem Bereich der fluidisierten Schüttgüter ist es möglich, eine Aussage über die gleichzeitige Beweglichkeit aller Partikel im Produkt zu geben.

Somit entfällt einerseits der Aufwand für die Vorbereitung der Tracer und andererseits wird sichergestellt, dass das Bewegungsverhalten der betrachteten Partikel repräsentativ für die gesamte Schüttung ist. Durch Verwendung eines Mischwerkzeuges mit aktiver Förderrichtung kann die mittlere freie Weglänge beeinflusst werden.

Für Schüttgüter wird basierend auf der kinetischen Gastheorie von einer granularen Temperatur gesprochen. Diese charakterisiert die Beweglichkeit der Partikel. Mit den gemessenen Dispersionskoeffizienten ist über diese Beziehung eine Aussage über die Beweglichkeit der Partikeln rechnerisch möglich. Mit Hilfe der Beweglichkeit lassen sich die Vorgänge und Verweilzeiten der Komponenten im Mischer physikalisch besser nachvollziehen.

3 Theoretische Berechnungsgrundlagen

3.1 Bestimmung der Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung

Die Fokker-Planck-Gleichung findet in vielen unterschiedlichen Bereichen Verwendung. Adriaan Daniël Fokker veröffentlichte 1914 in seiner Schrift zur mittleren Energie rotierender, elektrischer Dipole im Strahlungsfeld eine erste Version der Gleichung [17]. Drei Jahre später bewies Max Planck die von Fokker aufgestellte Gleichung. Planck legt mit seinem Bericht über einen Satz der statistischen Dynamik und seine Erweiterung in der Quantentheorie einen Grundstein für die statistische Mechanik [63] [89]. Von Sommer, Kehlenbeck und Dopfer wurde bewiesen, dass sich ein auf der Fokker-Planck-Gleichung basierendes Modell gut zur Beschreibung des kontinuierlichen Mischprozesses eignet [31] [33] [13]. Die ursprünglich dreidimensionale Form der Fokker-Planck-Gleichung wird durch die Voraussetzung einer idealen Quervermischung in y- und z-Richtung und einer somit radialen Homogenität vereinfacht. Unter der Voraussetzung von Zeit und Ort unabhängiger Koeffizienten U und D ergibt sich die aufgeführte Gleichung:

$$\frac{\partial \phi(x, t)}{\partial t} = -U \cdot \frac{\partial \phi(x, t)}{\partial x} + D \cdot \frac{\partial^2 \phi(x, t)}{\partial x^2} \quad \text{Gleichung 3.1}$$

ϕ = Füllgrad x = Ort t = Zeit

U = Transportkoeffizient D = Dispersionskoeffizient

Die Gleichung 3.1 beschreibt die zeitliche Veränderung des lokalen Füllgrades ϕ an einem Ort x im Mischer zur Zeit t. Der lokale Füllgrad wird definiert als das differenzielle Schüttgutelement am Ort x zu dem differentiellen Mischervolumen im Längenelement dx. Für stationäre Prozesszustände ergibt sich durch Integration:

$$\frac{\dot{m}(\lambda)}{A_{y,z} \cdot \rho_{\text{Schütt}}} = U \cdot \phi(\lambda) - \frac{D}{L} \cdot \frac{\partial \phi(\lambda)}{\partial \lambda} \quad \text{Gleichung 3.2}$$

Dabei ist \dot{m} der stationär konstante Massenstrom und λ die mit der Mischergesamtlänge L normierte Ortskoordinate. Der zweite Term beschreibt den dispersiven Transport auf Grund eines Füllgradgefälles. Der erste Term beschreibt den konvektiven Transport, welcher durch das aktive Mischwerkzeug erzeugt wird. Für die Anwendung der Differentialgleichung (Gleichung 3.2) ist eine Randbedingung notwendig. Diese Randbedingung ergibt sich aus der Wehrstellung am Auslauf des Mischers. Das Wehr bestimmt den Füllgrad ϕ_w am Auslauf

und wird durch die Betriebsbedingungen vorgegeben. Damit lässt sich Gleichung 3.2 exakt lösen.

$$\phi(\lambda) = \left(\phi_W - \frac{\dot{m}}{A_{y,z} \cdot \rho_{Schütt}} \cdot \frac{1}{U} \right) e^{-\frac{U \cdot L}{D} (1-\lambda)} + \frac{\dot{m}}{A_{y,z} \cdot \rho_{Schütt}} \cdot \frac{1}{U} \quad \text{Gleichung 3.3}$$

Mit der Messung des Füllgrades in Abhängigkeit des Ortes lassen sich für das zugeführte Produkt und die gewählten Betriebsbedingungen prinzipiell die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung bestimmen. Dopfer und eigene Versuche haben gezeigt, dass die Anpassung der Versuchsergebnisse zu erheblichen Schwankungen und Mehrdeutigkeit der Koeffizienten führen können. In dieser Arbeit wurde deshalb ein anderer Weg gewählt. Die Ergebnisse von Dopfer haben gezeigt, dass die Mischelemente so gewählt werden können, dass der konvektive Transport geändert werden kann, ohne dass sich der Dispersionskoeffizient ändert. Dabei werden die Mischerpaddel bei gleicher Anzahl und gleicher Projektionsfläche in Umfangsrichtung in ihrem Transportwinkel verändert (vgl. Abbildung 4.16). Unter dieser Voraussetzung lässt sich der Dispersionskoeffizient mit neutraler Paddelstellung ermitteln. Für die neutrale Paddelstellung gilt $U=0$. Die Differentialgleichung kann dann wie in Gleichung 3.4 dargestellt, gelöst werden.

$$\phi(\lambda) = \phi_W + \frac{\dot{m} \cdot L}{D \cdot A_{y,z} \cdot \rho_{Schütt}} \cdot (1-\lambda) \quad \text{Gleichung 3.4}$$

Der aus dem gemessenen Füllgradverlauf ermittelte Dispersionskoeffizient war damit gut und reproduzierbar zu ermitteln. Mit einem bekannten Dispersionskoeffizient lässt sich auch die Lösung für Mischelemente mit Fördercharakteristik aus Gleichung 3.3 ohne erwähnte Schwierigkeiten durch Fitting bestimmen. Die Vorgehensweise zur Bestimmung der Koeffizienten ist aus dem Schema in Abbildung 3.1 erkennbar.

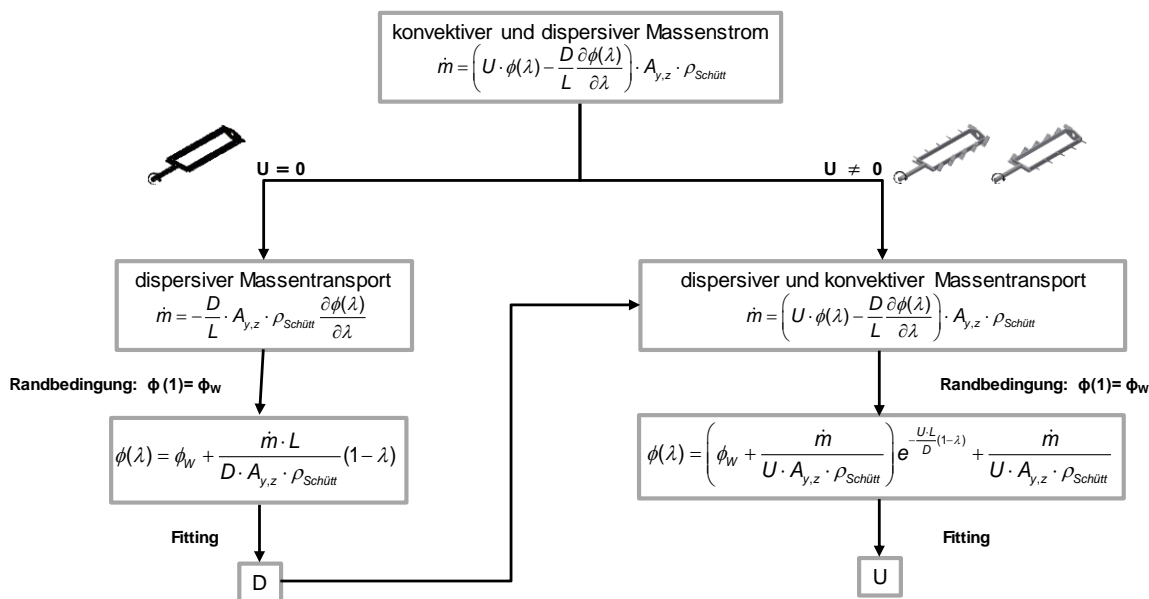


Abbildung 3.1: Vorgehensweise zur Berechnung der Koeffizienten

Die bisherigen Betrachtungen gehen davon aus, dass dem Mischer ein Einzelprodukt zugeführt wird. Wenn dem Mischer zwei Produkte (konstanter Mengenstrom) zugeführt werden, gelten die getroffenen Überlegungen für jedes Produkt getrennt. Bei der getrennten Bestimmung der jeweiligen individuellen Füllgradverläufe lässt sich für jedes Produkt ein eigenes Koeffizienten Paar bestimmen. Diese Koeffizienten müssen nicht mit denen aus den Solitärversuchen übereinstimmen, sondern können noch von den Mischungsverhalten der beiden Komponenten abhängen. Physikalisch lässt sich das sehr gut mit der Betrachtung der Beweglichkeit (z.B. freie Weglänge, granuläre Temperatur) nachvollziehen. In Kapitel 5 werden die Ergebnisse für „Mischungen“ dargestellt.

3.2 Beschreibung der Partikelbewegungen

Um die mittlere freie Weglänge von Partikeln in einem Mischer experimentell zu bestimmen, wird häufig das Positron Emission Particle Tracking (PEPT) verwendet. Broadbent et al. [8], Jones et al. [29] und Laurent et al. [40] konnten für drei unterschiedliche Größen von Tracern zeigen, dass die Wurzel der mittleren quadratischen Verschiebung mit der Tracergröße sinkt (vgl. Abbildung 3.2). Als Tracer wird in diesem Zusammenhang ein markiertes Partikel bezeichnet, dessen Bewegungsverhalten im Mischer aufgezeichnet wird.

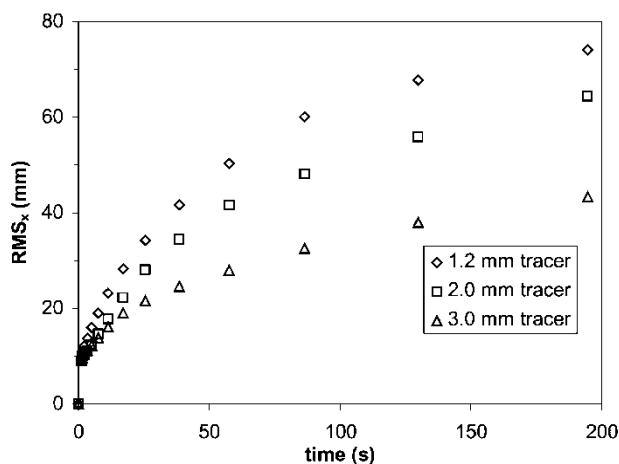


Abbildung 3.2: Wurzel der mittleren quadratischen Verschiebung (RMS_x) dreier unterschiedlicher Tracergrößen [40]

Neben der vorgestellten Methode zur mittleren Verschiebung eines Partikels soll hier die Betrachtung einer mittleren freien Weglänge ähnlich dem in der Gastheorie verwendeten Ansatz dargestellt werden. In der physikalischen Chemie dient sie nach Maskos [48] zur Klärung folgender Fragen:

- Wie schnell bewegen sich die Moleküle? (mittlere momentane Geschwindigkeit)
- Wie oft stoßen die Moleküle zusammen? (Stoßzahl)
- Wie lang sind die Wege, die Moleküle zwischen zwei Stößen zurücklegen? (mittlere freie Weglänge)

Welche Wegstrecke ein Molekül zurücklegt, bis es mit einem anderen Molekül zusammenstößt, hängt von dem Moleküldurchmesser und der molekularen Konzentration ab. In Abbildung 3.3 ist schematisch dargestellt, wann es zu einem Stoß zwischen zwei Molekülen kommt. Jedes Molekül mit dem Durchmesser d besitzt einen sogenannten Stoßzylinder. Dieser hat den Radius d . Es wird davon ausgegangen, dass sich das betrachtete Molekül innerhalb eines Zeitintervalls t auf der Mittelachse des Zylinders geradlinig bewegt. Befinden sich ein oder mehrere Moleküle innerhalb des Zylinders, kommt es nur dann zum Zusammenstoß, wenn der Mittelpunkt des Moleküls innerhalb des Zylinders liegt. Dabei ist der Abstand zwischen zwei Molekülmittelpunkten kleiner oder gleich d . Dies gilt für die Betrachtung von gleichgroßen Molekülen. In Wirklichkeit ändert sich nach jedem Zusammenstoß die Richtung

des Zylinders, da die Bewegung der Moleküle rein zufällig ist. Die Querschnittsfläche bleibt konstant. Die Länge zwischen zwei Stößen wird als mittlere freie Weglänge bezeichnet.

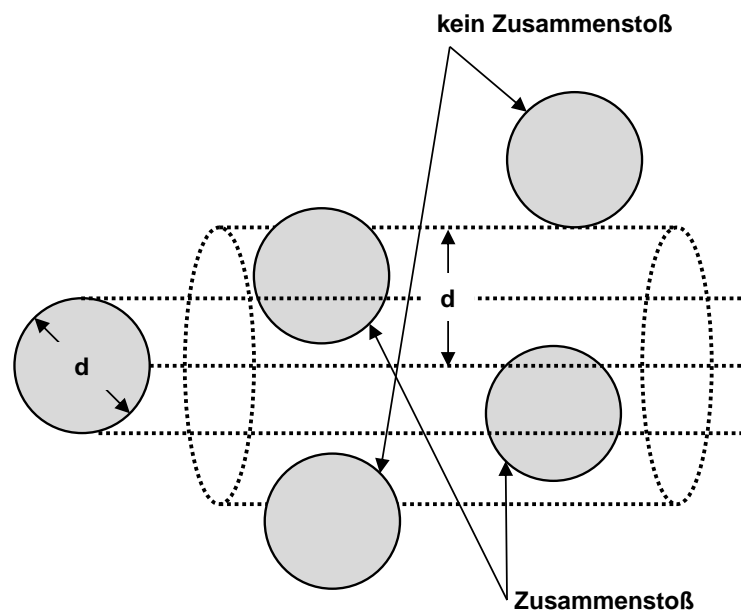


Abbildung 3.3: Schematische Darstellung der Stoßmöglichkeiten eines Moleküls nach [1]

Berechnet wird die mittlere freie Weglänge l über die mittlere Geschwindigkeit v_m eines Moleküls und dem Zeitintervall t (vgl. Gleichung 3.5).

$$l = v_m \cdot t \quad \text{Gleichung 3.5}$$

Das Zeitintervall t wird als Quotient aus der Anzahl (N_M) an Molekülen pro Volumeneinheit und der Anzahl (N) aus Zusammenstößen pro Volumeneinheit und Zeiteinheit bestimmt. Mit den für v_m , N_M und N getroffenen Definitionen (vgl. Kapitel 8.1) lässt sich die mittlere freie Weglänge folgendermaßen berechnen.

$$l = \frac{1}{\sqrt{2} \cdot d^2 \cdot N_M \cdot \pi} \quad \text{Gleichung 3.6}$$

Da mit diesen Überlegungen der Zustand im kontinuierlichen Feststoffmischer betrachtet werden soll, wird im Folgenden nicht mehr von Molekülen, sondern von Partikeln gesprochen. Statt des Moleküldurchmessers d , wird der mittlere volumenäquivalente Partikeldurchmesser $x_{50,3}$ verwendet. Über den Zusammenhang zwischen Feststoffvolumenanteil ε_s und der Anzahl an Partikeln pro Volumeneinheit N_p (vgl. Gleichung 3.7) lässt sich die mittlere freie Weglänge mit Gleichung 3.8 in Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteil und des Partikeldurchmessers bestimmen.

$$\varepsilon_s = \frac{1}{6} \cdot \pi \cdot x_{50,3}^3 \cdot N_M \quad \text{Gleichung 3.7}$$

$$l = \frac{x_{50,3}}{6 \cdot \sqrt{2} \cdot \varepsilon_s} \quad \text{Gleichung 3.8}$$

Der Feststoffvolumenanteil ist in dieser Arbeit auf zwei Arten definiert. Zum einen wird ein Feststoffvolumenanteil für den ruhenden Zustand definiert (vgl. Gleichung 3.9). Dabei muss berücksichtigt werden, dass es im ruhenden Zustand keine Partikelbewegung im Mischer gibt und es sich hierbei um einen theoretischen Wert und um eine Definition des Ausgangsverhaltens handelt.

$$\varepsilon_{s, \text{ruhend}} = \frac{\rho_s}{\rho_{\text{Fest}}} \quad \text{Gleichung 3.9}$$

Zum anderen wird der Feststoffvolumenanteil über die im Mischer vorhandene stationäre Masse und das Mischervolumen berechnet. Daraus ergibt sich zunächst eine theoretische Dichte.

$$\rho_{\text{Theo}} = \frac{m_{\text{stat}}}{V_M} \quad \text{Gleichung 3.10}$$

Mit Hilfe der theoretischen Dichte und der Voraussetzung, dass zum Zeitpunkt der Betrachtung alle Partikeln vollständig fluidisiert sind, ergibt sich folgender Feststoffvolumenanteil.

$$\varepsilon_s = \frac{\rho_{\text{Theo}}}{\rho_{\text{Fest}}} \quad \text{Gleichung 3.11}$$

Da sich die stationäre Masse im Mischer aufgrund des Mischungsverhältnisses, der Reinstoffauswahl, der Drehzahl und des Mischwerkzeuges ändert, variieren auch die mittleren freien Weglängen der Partikeln. Aus der Literatur sind in der nachstehenden Tabelle verschiedene mittlere freie Weglängen zusammengefasst [22].

Tabelle 3.1: Literaturwerte mittlere freie Weglänge [22]

Produkt	Mittlere freie Weglänge l / mm
Molekül: CO ₂ , T = 273 K	$2 \cdot 10^{-4}$
Partikel: 500 µm Glasperlen	0,118 (minimal fluidisiert) 60 (pneumatische Förderung)

Neben der mittleren freien Weglänge kann die Partikelbeweglichkeit mit Hilfe der granularen Temperatur beschrieben werden. Bei dem Begriff der granularen Temperatur handelt es sich nicht um eine Temperatur im eigentlichen Sinne. Vielmehr trifft sie eine Aussage über die durchschnittliche Bewegung der Partikel, vergleichbar zur thermodynamischen Temperatur, die die durchschnittliche Bewegung der Moleküle in molekularen Gasen misst [38]. Die granuläre Temperatur steht in Zusammenhang mit dem Quadrat der mittleren momentanen Geschwindigkeit v_m . Die Geschwindigkeit, mit der sich ein Partikel bewegt, erfolgt nicht gerichtet und rein zufällig. Aufgrund der zufälligen Bewegung lässt sich eine Verknüpfung zwischen der granularen Temperatur Θ und den Dispersionskoeffizienten herstellen (vgl. [22]).

$$D = \frac{\sqrt{\Theta} \cdot x_{50,3}}{3\sqrt{\pi} \cdot \varepsilon_s} \quad \text{Gleichung 3.12}$$

Nach der granularen Temperatur aufgelöst, ergibt sich der folgende Zusammenhang:

$$\Theta = \frac{9 \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \varepsilon_s^2}{x_{50,3}^2} \quad \text{Gleichung 3.13}$$

Neben der Betrachtung der granularen Temperatur, kann die mittlere momentane Geschwindigkeit eines Partikels bestimmt werden. Nach Gidaspow [22] ist die granuläre Temperatur folgendermaßen definiert:

$$\Theta = \frac{1}{3} v_{mm}^2 \quad \text{Gleichung 3.14}$$

Dabei ist c die mittlere momentane Geschwindigkeit der Partikeln. Diese setzt sich aus den Geschwindigkeitsquadraten in alle drei Raumrichtungen zusammen. (vgl. Gleichung 3.15)

$$v_{mm}^2 = c_x^2 + c_y^2 + c_z^2 \quad \text{Gleichung 3.15}$$

Die vorgestellten Berechnungen gelten für Systeme mit geringer Feststoffvolumenkonzentration. Ebenso werden keine Kollisionen mit der Wand berücksichtigt. Alle Nebenrechnungen sind im Anhang 8.1 zusammengefasst. Details zur Herleitung können bei Gidaspow [22] nachgelesen werden.

4 Versuchsmaterialien, Mischanlage und Messmethoden

4.1 Charakterisierung der Versuchsstoffe

Der Dispersions- und der Transportkoeffizienten beschreiben, wie bereits in Kapitel 3 aufgeführt, die stochastische und konvektive Beweglichkeit der Partikeln. Diese werden durch die Produkteigenschaften wie Partikelgröße, Partikelform, Dichte und Fließigenschaften beeinflusst. Für die Untersuchungen des Dispersions- und der Transportkoeffizienten wurden drei chemisch identische Calciumcarbonate mit unterschiedlichem Zerkleinerungsgrad verwendet. Die Calciumcarbonate der Firma Omya GmbH (Sterzing, Italien) werden je nach Mahlgrad mit unterschiedlichen Nummern bezeichnet. Es handelt sich um die Produkte Omyacarb® 10 SV, Omyacarb® 40 SV und Omyacarb® 130 SV. Die Bezeichnung der Firma erfolgt aufgrund einer Siebanalyse und gibt die mittlere Partikelgröße der Pulver wieder [60]. Im folgenden Text werden zur Benennungen der Versuchsstoffe die Abkürzungen 10 SV, 40 SV und 130 SV verwendet. Alle Messungen werden dreifach durchgeführt und der Mittelwert berechnet. Ebenso erfolgt die Angabe eines Vertrauensbereichs. In diesem liegen nach der Student t-Verteilung mit einer Wahrscheinlichkeit von 95 % alle Messwerte.

4.1.1 Bestimmung der Partikelgrößenverteilung

Die Partikelgrößenverteilung wird mit dem Laserbeugungsspektrometer Helos der Firma Sympatec GmbH (Clausthal-Zellerfeld, Deutschland) gemessen. Die Auswertung erfolgt als Summen- bzw. Dichteverteilung ($Q_3(x)$ bzw. $q_3(x)$). Um eine möglichst gute Probenaufbereitung zu erhalten, wird im Messsystem die Dispergiereinheit Rhodos verwendet. Das Produkt wird mit Hilfe eines Druckluftstroms in den Laserstrahl bzw. das Messfeld gebracht und dort vermessen. Der Messbereich des Laserbeugers ermöglicht Messungen im Bereich von $0,1 \mu\text{m}$ bis $8750 \mu\text{m}$ [86]. Die technischen Daten des Messgerätes können in Anhang 8.3 nachgelesen werden. Abbildung 4.1 zeigt die gemessenen Summenverteilungen der Versuchsstoffe.

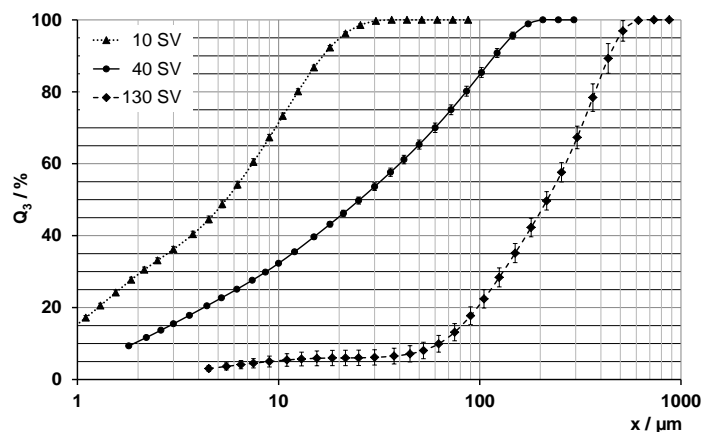


Abbildung 4.1: Vergleich der Partikelgrößenverteilung der Versuchsstoffe

Bei der Auftragung ist darauf zu achten, dass es sich um eine Logarithmische x-Achse handelt. Dies dient der besseren Darstellung der Daten. Der Vergleich der Partikelgrößenverteilung (vgl. Abbildung 4.1) zeigt den deutlichen Unterschied der drei verwendeten Produkte.

Bei Omyacarb 10 SV handelt es sich um das feinste der drei Produkte. Omyacarb 130 SV weist eine gröbere Partikelgrößenverteilung auf. Omyacarb 40 SV liegt mit der Partikelgrößenverteilung zwischen den beiden anderen Produkten. In Tabelle 4.1 sind die charakteristischen Kenngrößen $x_{10,3}$, $x_{50,3}$ und $x_{90,3}$ zum Vergleich aufgeführt. Dabei stellt die Indizes 10, 50 und 90 den Prozentsatz aus der abgebildeten Summenverteilung dar. Die damit verbundenen Partikelgrößendurchmesser geben Auskunft darüber, dass 10, 50 bzw. 90 % der Partikeln im Kollektiv kleiner oder gleich dieser Partikelgröße sind.

Tabelle 4.1: Vergleich der $x_{10,3}$, $x_{50,3}$ und $x_{90,3}$ Werte der Versuchsstoffe

	$x_{10,3} / \mu\text{m}$	$x_{50,3} / \mu\text{m}$	$x_{90,3} / \mu\text{m}$
10 SV	$0,9 \pm 0,1$	$5,9 \pm 0,1$	$18,0 \pm 0,6$
40 SV	$1,7 \pm 0,1$	$34,4 \pm 0,9$	$144,4 \pm 6,5$
130 SV	$79,0 \pm 1,2$	$212,7 \pm 2,9$	$355,9 \pm 8,8$

4.1.2 Schütt-, Stampf- und wahre Dichte

Schüttdichte:

Die Schüttdichte wird mit einer speziell angefertigten Apparatur bestimmt (Abbildung 4.2). Dazu wird das Produkt bei geschlossenem Schieber in den Vorratsbehälter gegeben. Nach Auswahl des Messbehälters und Ausrichtung unterhalb der Schieberöffnung wird der Trichterauslauf geöffnet. Das Produkt fließt in den Messbehälter.

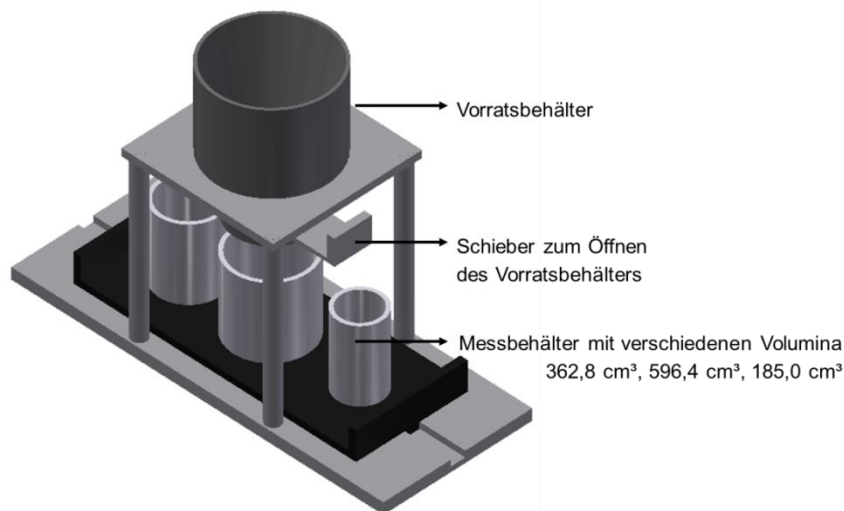


Abbildung 4.2: Darstellung der Apparatur zur Bestimmung der Schüttdichte

Der Überstand wird mit Hilfe eines Spachtels abgestrichen und die Masse des Pulvers m_P im Messbehälter V_B bestimmt. Die Schüttdichte wird aus den gemessenen Größen, wie in Gleichung 4.1 dargestellt, berechnet.

$$\text{Schüttdichte} = \frac{\text{Pulvermasse im Messbehälter}}{\text{Volumen des Messbehälters}} = \frac{m_P}{V_B} = \rho_{\text{Schütt}} \quad \text{Gleichung 4.1}$$

Stampfdichte:

Zur Bestimmung der Stampfdichte wird ein Stampfvolumeter PT-TD der Firma Pharma Test Apparatebau AG (Hainburg, Deutschland) verwendet. Dazu wird das Produkt in den vorhandenen Zylinder eingefüllt und mit 1250 Stampfungen verdichtet. Anschließend wird das vom Pulver eingenommene Volumen am Standzylinder V_{PZ} abgelesen und die im Zylinder vorhandene Pulvermasse m_P gewogen. Mit Gleichung 4.2 kann die Stampfdichte berechnet werden.

$$\text{Stampfdichte} = \frac{\text{Pulvermasse im Zylinder}}{\text{Volumen nach n Stampfungen}} = \frac{m_P}{V_{PZ}} = \rho_{\text{Stampf}} \quad \text{Gleichung 4.2}$$

Wahre Dichte:

Die wahre Dichte bzw. Feststoffdichte eines Stoffes wird mit Hilfe eines Gaspyknometers Accupyc 1330 (Micromeritics GmbH, Aachen, Deutschland) gemessen. Dieses Gerät ermittelt das tatsächliche Volumen eines Produktes, in dem die Luft zwischen den Partikeln und in den offenen Hohlräumen der Partikeln durch ein Edelgas verdrängt wird. Diese Volumina werden bei der Berechnung der Dichte berücksichtigt. Das Gaspyknometer besteht aus zwei Kammern, der Mess- und der Expansionskammer. Außerdem besitzt es drei Ventile, eines zum Gaseinlass, eines zum Gasauslass und ein Ventil zwischen den beiden Kammern (vgl. Abbildung 4.3). In der Messkammer ist ein Drucksensor angebracht. Zur Messung wird das chemisch inerte Edelgas Helium verwendet. Aufgrund seiner kleinen Atomdurchmesser kann es besonders gut auch in Mikroporen diffundieren. Für die Messungen ist Helium mit einer Reinheit von 99,99 % zu verwenden, da bei Raumtemperatur keine adsorptiven Wechselwirkungen auftreten [12].

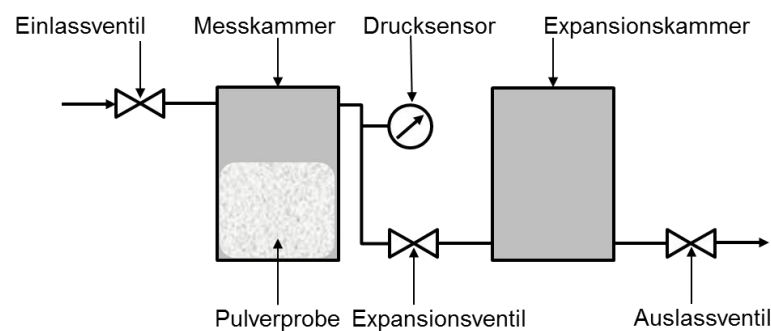


Abbildung 4.3: Schematischer Aufbau des Gaspyknometers

Die zu vermessende Feststoffprobe mit der Masse m_F wird nach dem Wiegen mit einer Analysenwaage in die Messkammer gestellt und diese verschlossen. Anschließend erfolgen drei Spülzyklen mit Helium, um die restliche Luft aus dem Messgerät zu entfernen. Das Expansions- und das Auslassventil werden geschlossen und die Messkammer V_M bis zum vorgegebenen Messdruck gefüllt. Ist der Messdruck von $p_M = 19,5$ psig (≈ 1.35 bar) erreicht, öffnet das Expansionsventil, so dass das Helium in die Expansionskammer V_E strömen kann. Dies führt zu einem Druckausgleich in beiden Kammern. Über das bekannte Volumen und den Gleichgewichtsdruck p_G beider Kammern kann das von der Probe eingenommene Volumen V_F berechnet werden (vgl. Gleichung 4.3).

$$V_F = V_M - \left(\frac{p_G}{p_M - p_G} \right) \cdot V_E$$

Gleichung 4.3

Ist die Bestimmung des Produktvolumens erfolgt, öffnet das Auslassventil und der Überdruck wird abgelassen. Die Messung des Produktvolumens erfolgt innerhalb einer Messprozedur

fünfmal. Das gemittelte Feststoffvolumen und die bekannte Masse werden für die Berechnung der Feststoffdichte verwendet.

$$\text{Feststoffdichte} = \frac{\text{Feststoffmasse in der Messkammer}}{\text{gemessenes Feststoffvolumen}} = \frac{m_F}{V_F} = \rho_{\text{Fest}} \quad \text{Gleichung 4.4}$$

Da die Versuchsstoffe aus dem identischen Ausgangsmaterial hergestellt werden und lediglich unterschiedlich vermahlen wurde, unterscheidet sich die gemessene Feststoffdichte nicht (vgl. Abbildung 4.4 und Tabelle 4.2). Der Vergleich der gemessenen Schütt- und Stampfdichte ist in Abbildung 4.4 ebenfalls dargestellt. Die ermittelten Messwerte wurden dreifach bestimmt und mit einem Vertrauensbereich von 95 % aufgetragen. Die Schüttdichte unterscheidet sich für alle Versuchsstoffe signifikant und nimmt mit steigender Partikelgröße zu. Bei den Messungen der Stampfdichte konnte kein Unterschied zwischen den Produkten 40 SV und 130 SV bestimmt werden. Allerdings weist das 10 SV eine deutlich geringere Stampfdichte auf.

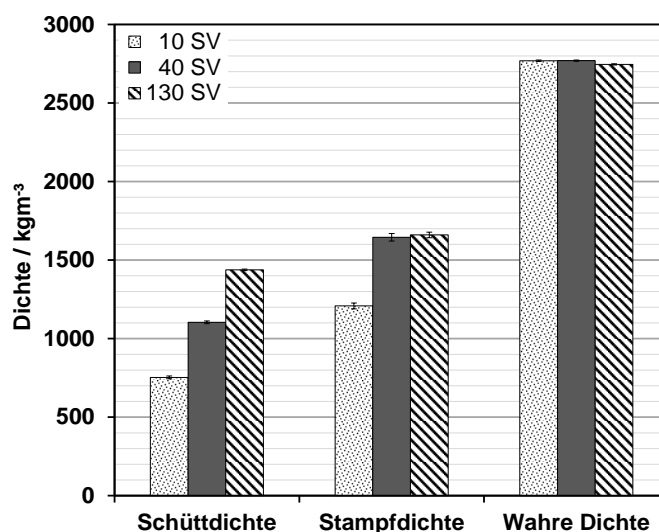


Abbildung 4.4: Vergleich der Dichten der verwendeten Versuchsstoffe

In Tabelle 4.2 sind die gemessenen Zahlenwerte zur Übersicht zusammengefasst.

Tabelle 4.2: Übersicht der Schütt-, Stampf-, Feststoffdichte der Versuchsstoffe

	$\rho_{\text{Schütt}} / \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	$\rho_{\text{Stampf}} / \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	$\rho_{\text{Fest}} / \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
10 SV	753 ± 12	1208 ± 21	2769 ± 8
40 SV	1104 ± 6	1645 ± 20	2770 ± 4
130 SV	1438 ± 5	1660 ± 22	2746 ± 3

4.1.3 Fließeigenschaften

Im Zusammenhang der Fließeigenschaften wird nicht mehr von einzelnen Partikeln gesprochen, sondern von Schüttgütern. Der Begriff Schüttgut bezeichnet nach Müller [56] einen Feststoff als Ansammlung von Partikeln, der sich nach Überschreiten einer Aktivierungsenergie als Fluid verhält, also fließen kann. Die Bestimmung der Fließeigenschaften von Schüttgütern ist essentiell, um das Verhalten eines Pulvers zu kennen. Das Fließen eines Schüttgutes entsteht durch die Relativbewegung der Einzelpartikel gegeneinander, dadurch kommt es zu einer plastischen Deformation des Haufwerkes. Entscheidend dabei ist, dass ein ruhendes, häufig auch verfestigtes Schüttgut zum Fließen gebracht werden muss. Damit ein Schüttgut fließt, muss seine Fließgrenze überschritten werden.

Um die Fließfähigkeit von Schüttgütern zu beschreiben, wird ein einachsiges Druckmodell verwendet [73]. Wie in Abbildung 4.5 dargestellt, wird hierzu ein zweidimensionales Modell eines Hohlzylinders verwendet. Dessen Wand kann als reibungsfrei angenommen werden. Der Hohlzylinder wird mit dem Schüttgut gefüllt und mit einer axialen Vertikalspannung σ_v belastet. Dadurch weicht das Schüttgut dem axialen Druck radial aus. Da dies aufgrund der Begrenzung durch die Zylinderwand verhindert wird, entsteht eine Verfestigung des Schüttgutes. Die auf die Wand des Zylinders wirkende Spannung wird als Horizontalspannung σ_h bezeichnet. Wird der Hohlzylinder anschließend entfernt (Abbildung 4.5 b), bleibt das verfestigte Schüttgut als Zylinder stehen. Eine erneute Belastung der vorverfestigten Schüttgutprobe mit steigender axialer Spannung (Abbildung 4.5 c) führt dazu, dass das Schüttgut beim Erreichen der Fließgrenze zu fließen beginnt. Die für das Fließen notwendige Spannung wird als Druckfestigkeit σ_c bezeichnet. Sie ist für jedes Schüttgut spezifisch. Die Probe bricht aufgrund der Belastung in einem bestimmten Winkel α , welcher sowohl Schüttgut- als auch spannungsabhängig ist.

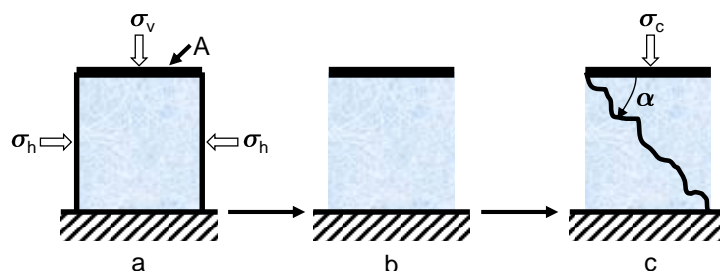


Abbildung 4.5: Einachsiger Modellversuch zur Druckfestigkeit nach [74]

Für die in Abbildung 4.5 dargestellten Lastfälle können mit den angegebenen Spannungen und dem aus Abbildung 4.5 c gemessenen Winkel α , Mohrsche Spannungskreise konstruiert werden. Für die Mohrschen Spannungskreise werden zwei Spannungen definiert. Dabei wird σ_1 als größte und σ_2 als kleinste Hauptspannung bezeichnet. Aus dem oben beschriebenen

einachsigen Druckversuch lassen sich zwei Spannungskreise ableiten (Abbildung 4.6). Für Fall a ist $\sigma_1 = \sigma_v$ und $\sigma_2 = \sigma_h$. Da im Fall b keine Spannungen auftreten, ist $\sigma_1 = \sigma_2 = 0$. In Fall c wird eine Spannung $\sigma_1 = \sigma_c$ aufgebracht. Da keine Seitenwände durch Wegnahme des Zylinders existieren, beträgt die Horizontalspannung $\sigma_2 = 0$.

Da es sich in den beschriebenen Fällen um Betrachtungen im stationären Zustand handelt, ist die auftretende Schubspannung $\tau = 0$. Werden die ermittelten Spannungen in ein Normalspannungs-Schubspannungsdiagramm (σ, τ) eingetragen, können die jeweiligen Mohrschen Spannungskreise konstruiert werden. Der hierfür benötigte Kreisradius r berechnet sich mit Gleichung 4.5.

$$r = \frac{\sigma_1 - \sigma_2}{2} \quad \text{Gleichung 4.5}$$

Mit dem in Gleichung 4.6 berechneten Kreismittelpunkt M können für alle bekannten Lastfälle Spannungskreise konstruiert werden (vgl. Abbildung 4.6).

$$M = \frac{\sigma_1 + \sigma_2}{2} \quad \text{Gleichung 4.6}$$

An die so entstandenen Mohrschen Spannungskreise kann eine gemeinsame Tangente gelegt werden. Diese Tangente stellt die Fließgrenze eines Schüttgutes dar.

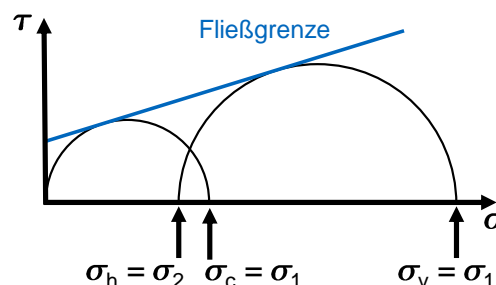


Abbildung 4.6: Beispiel für Mohrsche Spannungskreise

Zur Unterscheidung der Charakteristik verschiedener Schüttgüter wird häufig die Fließgrenze herangezogen. Unter Fließgrenze wird in der Schüttgutmechanik der Zustand bezeichnet, bei dem ein Produkt anfängt zu fließen, dies bedeutet, es beginnt sich zu bewegen.

Da die Bestimmung im einachsigen Druckversuch sehr schwierig ist, werden die Messungen mit Hilfe von Scherversuchen durchgeführt. In der Praxis hat sich hierfür das Ringschergerät durchgesetzt. Eine Schermessung läuft in mehreren Schritten ab:

1. Anscheren:

Zu Beginn der Messung wird eine definierte Spannung auf die Schüttgutprobe aufgebracht. Diese als Ancherspannung bezeichnete Spannung dient zur Einstellung eines konstanten Ausgangszustandes für die weiteren Prozessschritte. Beim Anscheren wird der Zustand des stationären Fließens erreicht. Dabei sind σ und τ konstant und die plastische Deformation des Schüttgutes setzt ein. Durch das Anscheren wird eine einheitliche Ausgangsschüttgutdichte $\rho_{\text{Schütt}}$ erreicht.

2. Abscheren:

Während des Abscherens wird erneut eine kleinere Normalspannung, die Abscherspannung σ_{ab} auf die Schüttgutprobe aufgebracht, bis die Probe anfängt zu fließen. Der hierbei entstehende Peak (Abbildung 4.7) resultiert aus dem Bruch des Schüttgutes und der damit verbundenen Abnahme der Schubspannung. Die beim Fließen auftretende Schubspannung τ_{ab} , bildet zusammen mit σ_{ab} ein σ, τ -Wertepaar. Vor jeder weiteren Abschermessung wird das Schüttgut durch erneutes Anscheren auf den gleichen Ausgangszustand gebracht. Anschließend wird mit einer größeren Abscherspannung bis zum Fließen geschert. Während eines Scherversuchs werden mehrere Messpunkte aufgezeichnet.

Werden die gemessenen σ, τ -Wertepaare in einem Diagramm aufgetragen, lässt sich daraus die Fließgrenze ablesen (vgl. Abbildung 4.7).

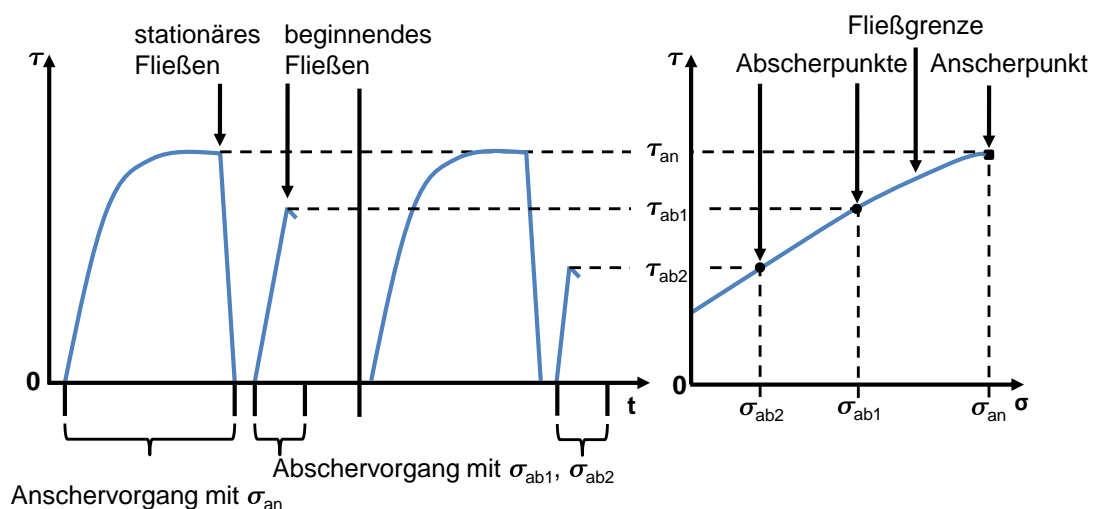


Abbildung 4.7: Schubspannungsverlauf während der Messung der Fließgrenze [74]

Einer der charakteristischen Werte, der zum Vergleich von Schüttgütern verwendet wird, ist die Zuordnung zur Fließfähigkeit. Nach Schulze [74] ist die Fließfähigkeit als Verhältnis von Verfestigungsspannung σ_1 und der Druckfestigkeit σ_c definiert (vgl. Gleichung 4.7). Mit dem sogenannten Fließfähigkeitsfaktors ff_c lassen sich Schüttgüter in fünf Klassen einteilen.

$$ff_c = \frac{\sigma_1}{\sigma_c} \quad \text{Gleichung 4.7}$$

1.	frei fließend	$ff_c \geq 10$
2.	leicht fließend	$ff_c \geq 4$
3.	kohäsiv	$ff_c \geq 2$
4.	sehr kohäsiv	$ff_c \geq 1$
5.	nicht fließend	$ff_c < 1$

Neben dem Fließfähigkeitsfaktor lassen sich aus den Ringschermessungen weitere Schüttguteigenschaften ermitteln. Wie in Abbildung 4.8 gezeigt, kann der effektive Fließort mit Hilfe der Tangente an den größten Mohrschen Spannungskreis und durch den Nullpunkt dargestellt werden. Der Steigungswinkel dieses Fließortes ist der innere Reibungswinkel φ_e des Schüttgutes. Der innere Reibwert beim stationären Fließen wird durch Konstruktion einer Geraden durch den Nullpunkt und den Anscherpunkt bestimmt.

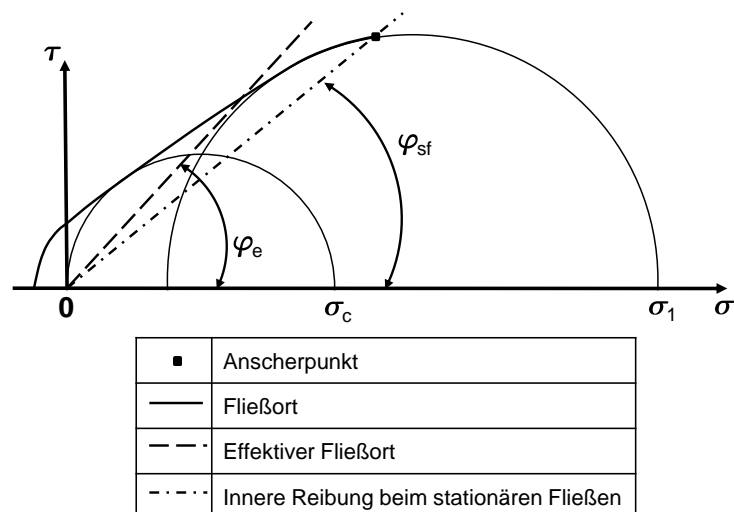


Abbildung 4.8: Weitere Fließigenschaften nach Schulze [74]

Die zur Bestimmung der oben beschriebenen Schüttguteigenschaften eingesetzte Messapparatur ist eine Ringscherzelle nach Schulze (Wolfenbüttel, Deutschland) [74]. Diese ist in Abbildung 4.9 abgebildet und besteht aus einem Bodenring (1), der mit Schüttgut (2) gefüllt wird und einem ringförmigen Deckel (3), der lose auf das Schüttgut gelegt wird. Sowohl Der Boden als auch der Deckel sind mit Mitnehmern versehen, um einen konstanten Scherzu-

stand im Schüttgut zu erzielen und ein Wandgleiten zu verhindern. Der Scherdeckel ist über einen Querträger (4) mit zwei Zugstangen (5) verbunden. Jede der Zugstangen ist im Ausgangszustand locker mit einem Kraftaufnehmer verbunden. Die Normalkraft N wird über den Deckel aufgegeben und drückt somit von oben auf die Schüttgutprobe. Zusätzlich wird ein Gegengewicht F_A am Querträger angehängt, welches das Eigengewicht des Deckels, der Zugstangen und des Querträgers ausgleicht. Aufgrund des Gegengewichtes kann mit relativ kleinen Normalkräften gearbeitet werden.

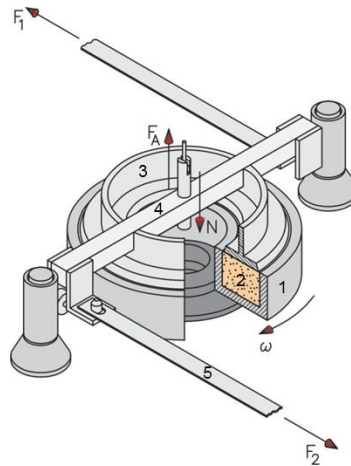


Abbildung 4.9: Aufbau der Ringscherzelle RST-01.pc [74]

Die Zugstangen verhindern das Mitdrehen des Deckels, wenn der Bodenring in Richtung der Winkelgeschwindigkeit ω (Abbildung 4.9) gedreht wird. Beim Verdrehen des Bodens werden die unterschiedlichen Anscher- und Abscherspannungen durch Variation der Normalkraft eingestellt. Es erfolgt solange eine Verdrehung, bis es im Schüttgut zum stationären Fließen kommt und die Schubspannung gemessen werden kann. Über die Zugstangen wird an den Kraftaufnehmern die Kraft F_1 und F_2 gemessen. Mit Kenntnis der Scherzellenfläche, können sowohl die Normalspannungen (vgl. Gleichung 4.8) als auch die Schubspannungen (vgl. Gleichung 4.9) berechnet werden.

$$\sigma = \frac{N}{A} \quad \text{Gleichung 4.8}$$

$$\tau = \frac{F}{A} \quad \text{Gleichung 4.9}$$

Zu Beginn der Messung müssen einige Parameter eingegeben werden, mit denen ein Messzyklus durchgeführt wird. Im Messprogramm selbst sind die Daten der Zellen (Fläche, Volumen, Gewicht) bereits vollständig hinterlegt. Zu den vor jeder Messung einzugebenden Parametern gehören:

1. Scherzellen Nummer
2. Gewicht der gefüllten Scherzelle
3. Anscherspannung
4. Anzahl der Abscherpunkte
5. Angabe der Abscherspannungen

Für die verwendeten Versuchsstoffe wurde ein gemittelter Fließfähigkeitsfaktor bestimmt und ist in Abbildung 4.10 zusammengefasst. Dabei lässt sich deutlich der Unterschied der Produkte erkennen. Mit steigender Partikelgröße steigt die Fließfähigkeit des Calciumcarbonatpulvers.

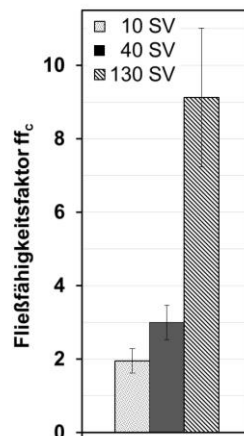


Abbildung 4.10: Vergleich des gemittelten Fließfähigkeitsfaktors ff_c

Da die Versuchsstoffe für unterschiedliche Lastfälle gemessen wurden, kann die Fließkurve im σ_1 , σ_c -Diagramm aufgetragen werden (Abbildung 4.11). Dabei lässt sich für alle drei Produkte erkennen, dass die Fließfähigkeit mit steigendem Lastfall verbessert wird.

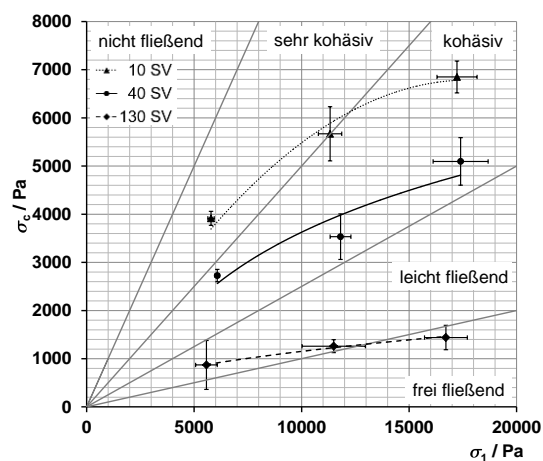


Abbildung 4.11: Verlauf der Fließkurven im σ_1 , σ_c -Diagramm

4.2 Aufbau der Versuchsanlage

Bei der verwendeten Versuchsanlage handelt es sich um die seit 1999 am Lehrstuhl vorhandenen Aufbau, der stetig modernisiert wurde. Abbildung 4.13 zeigt die komplette Versuchsanlage. Herzstück der Anlage ist der in Abbildung 4.12 dargestellte kontinuierliche Mischer GCM 500 der Firma Gericke (Regensdorf, Schweiz) in den unterschiedliche Mischwerkzeuge eingebaut werden können.

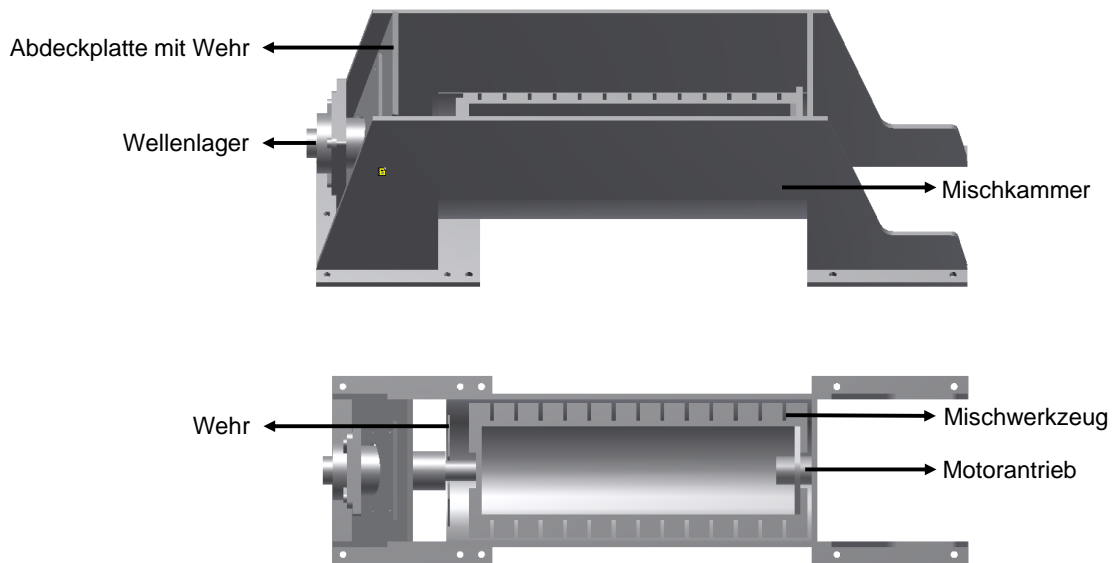


Abbildung 4.12: Mischkammer mit eingebautem Mischwerkzeug

In Abbildung 4.13 sind die Anlagenkomponenten detailliert dargestellt. Die Mischkammer (1) der Firma Gericke (Regensdorf, Schweiz) wird über zwei volumetrische Dosierer GAC 132 (2) (ebenfalls Firma Gericke) mit Pulver befüllt. Die Dosierrohre (3) wurden mit rotierenden Sternfortsätzen (4) ergänzt, um eine bessere Dosierung der Pulver zu ermöglichen. Oberhalb der Dosierer ist jeweils ein Vakuumförderer (5) der Firma Volkmann (Soest, Deutschland) installiert, welche die Vorratsbehälter der Dosierer mit Pulver beschicken. Zusätzlich zu den genannten Hauptbestandteilen besteht die Anlage aus einem Förderband und Abwurfschacht (6) zum Abtransportieren des gemischten Produktes. Des Weiteren ist eine Absaugvorrichtung (7) zur Minimierung der Staubentwicklung angebracht. Sowohl die Steuereinheit (8) als auch der Bediencomputer (9) sind in einem separaten Schrank staubfrei eingebaut [13, 33]. Das Gewicht des Mixers und das der Dosierer werden mit jeweils vier Wägezellen überwacht. Dabei erfolgt die Steuerung der Anlagenkomponenten über den Wägecontroller PR 1730 (Global Weighing Technologies GmbH, Hamburg, Deutschland). Detailliertere Informationen zur Programmierung und Verwendung der Programme können bei Kehlenbeck [33] nachgelesen werden. Die gesamte Versuchsanlage wird über eine in LabVIEW programmierte Bedienoberfläche angesteuert. Die Bedienoberfläche kann exemplarisch für Do-

sierer A in Anhang 8.4 eingesehen werden. Abbildung 8.1 und Tabelle 8.1 listen die Elemente der Steuerung auf.

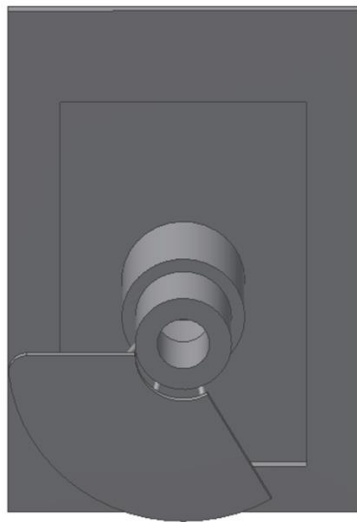


Abbildung 4.13: Versuchsanlage zum kontinuierlichen Feststoffmischen

Für die Untersuchungen der Füllgradverläufe im Mischer gibt es drei grundsätzliche Einstellungsparameter, die zu definieren sind.

1. Wehrstellung:

Das Wehr befindet sich am Ende des Mischers. Es ist, wie in Abbildung 4.14 dargestellt, auf einer feststehenden Platte angebracht, welche zugleich den Mischraum verschließt und eine Führungsöffnung für das Mischwerkzeug besitzt. Zudem lässt sich die Höhe des Wehrs variieren. Die vier möglichen Varianten sind in Abbildung 4.14 (1-4) abgebildet.

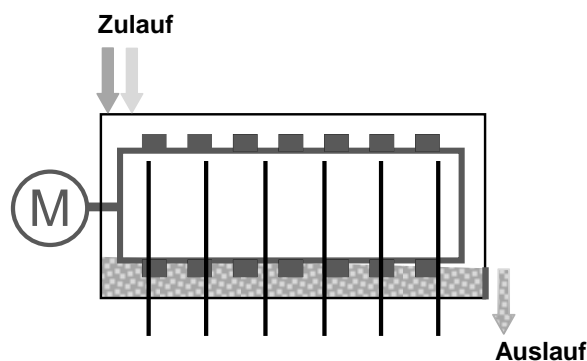


Offene Wehrstellung: Öffnungswinkel 50° Füllgrad sehr gering	 1
1/2 offene Wehrstellung: Öffnungswinkel 25° Füllgrad gering-mittel	 2
1/3 offene Wehrstellung: Öffnungswinkel 17° Füllgrad mittel-hoch	 3
Geschlossene Wehrstellung: Öffnungswinkel 0° Füllgrad sehr hoch	 4

Abbildung 4.14: Variables Wehr mit verschiedener Öffnungsweite

Je nach Einstellung des Wehrs ändert sich der Füllgrad im Mischer. So befindet sich bei geöffnetem Wehr deutlich weniger Produkt im Mischer, als dies bei geschlossener Wehrstellung der Fall ist. Abbildung 4.15 zeigt schematisch den Vergleich des Füllgradverlaufes bei geöffnetem und geschlossenem Wehr.

Geöffnetes Wehr



Geschlossenes Wehr

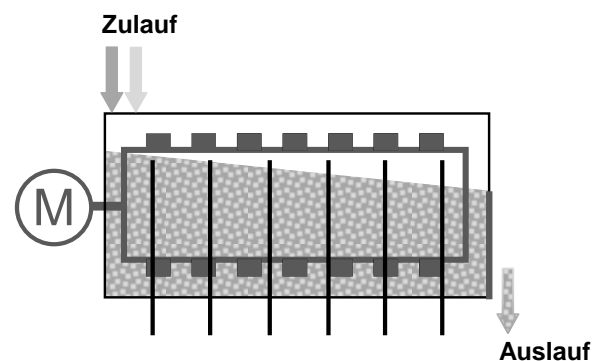
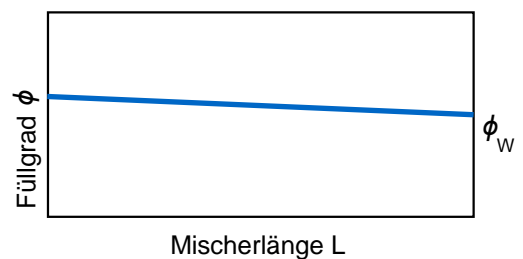
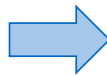


Abbildung 4.15: Schematischer Füllgradverlauf bei unterschiedlicher Wehrstellung

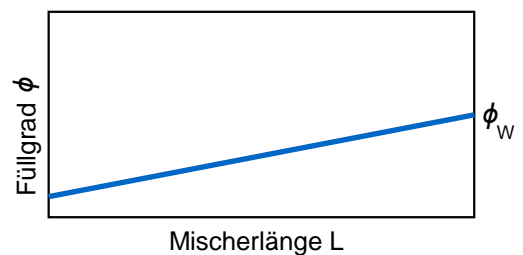
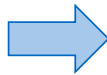
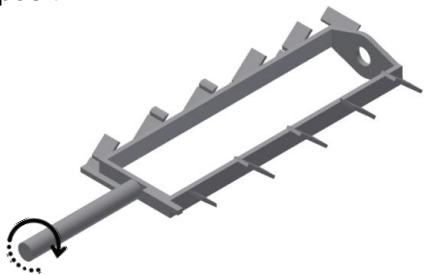
2. Mischwerkzeug

Ebenso kann das in den Mischer einzubauenden Mischwerkzeugen variiert werden. Je nach Versuch und gewünschter Verweilzeit kann ein Mischwerkzeug mit oder ohne aktive Förderrichtung eingesetzt werden. Die Paddel des neutralen Mischwerkzeuges geben dem Produkt keine Förderrichtung vor, sondern versetzen das Schüttgut im Mischer in Bewegung (vgl. Abbildung 4.16a). Neben dem Mischwerkzeug ohne aktive Förderrichtung kann eines mit aktiver Förderung in axialer Richtung zum Mischerauslauf hin (Abbildung 4.16b) eingebaut werden. Mit Hilfe dieses Mischwerkzeuges wird der Füllgrad und somit die Verweilzeit des Produktes im Mischer reduziert. Das dritte austauschbare Mischwerkzeug besitzt eine negative Förderrichtung (Abbildung 4.16c), welche das Produkt, zum Mischereinlauf zurücktransportiert. Durch diesen auch als negativen Transport bezeichneten Vorgang erhöhen sich der Füllgrad und die Verweilzeit.

a)
neutral



b)
positiv



c)
negativ

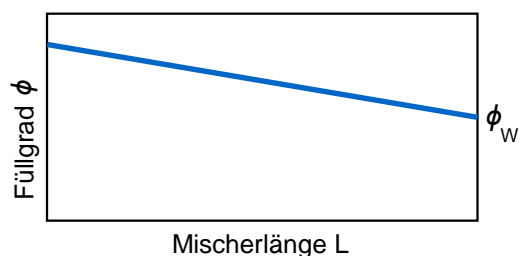
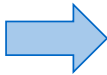
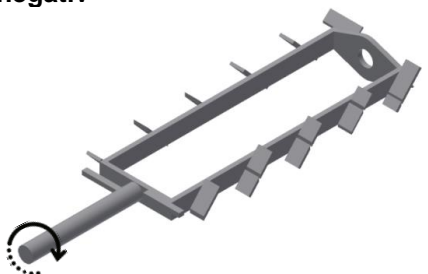
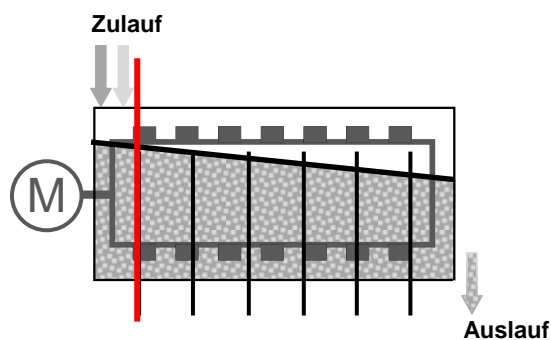


Abbildung 4.16: Mischwerkzeuge mit verschiedenen Transporteigenschaften

3. Massenstrom der Dosierer

Neben der Wehrstellung und dem Mischwerkzeug kann zusätzlich der zudosierte Massenstrom variiert werden. Einerseits kann die Menge an Produkt stufenlos verändert werden und andererseits kann zwischen einer konstanten bzw. einer Dosierung mit vorgegebener Schwingung (Sinus-, Rechteckschwingung) gewählt werden. Über diese Einstellung am Mischer wird entweder eine der Komponenten in den Mischer dosiert oder eine Mischung aus zwei Komponenten hergestellt. Die Konzentration der Komponenten in der Mischung kann beliebig variiert werden. Allerdings existiert bei den vorhandenen Dosierorganen ein Minimum von 5 % des maximalen Massenstromes. Andernfalls ist die Schwankung in der Dosiergenauigkeit zu hoch, sodass keine verlässlichen Ergebnisse erstellt werden können. Um diese Schwankungen bei höheren Konzentrationen > 5 % kontinuierlich zu dosieren, sind am Ende der Dosierer rotierende Sternfortsätze installiert. Damit erfolgt eine gleichmäßige Dosierung in den vorderen Bereich des Mixers. Dadurch entsteht eine Änderung des Füllgradverlaufes. In dem Bereich, in dem das Produkt zudosiert wird, existiert eine konstante Produktmasse, erst danach ändert sich der Füllgrad bis zum Wehr (vgl. Abbildung 4.17).

Ideale Zudosierung



Reale Zudosierung

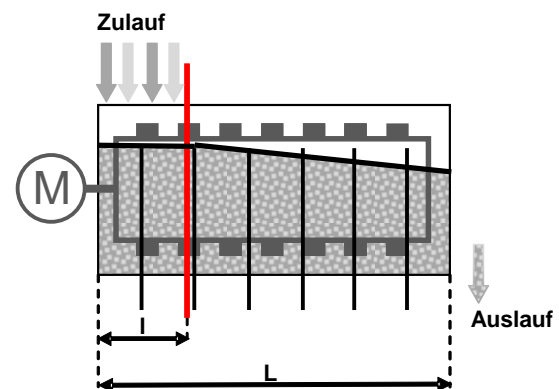


Abbildung 4.17: Schematischer Füllgradverlauf bei idealer und realer Dosierung

Für diesen konstanten Verlauf des Füllgrades definierte Kehlenbeck [33] den Spreading Factor SF. Dieser wird als Quotient der Länge l , über die zudosiert wird, und der Gesamtlänge des Mixers L berechnet.

$$SF = \frac{l}{L}$$

Gleichung 4.10

Detaillierte Informationen zur Berechnung des Spreading Factors können bei Kehlenbeck [33] nachgelesen werden.

4.3 Füllgradanalyse

Um nach einem Mischversuch, die Pulvermassenverteilung im Mischer zu bestimmen, wird dieser in einzelne Kammern unterteilt. Hierfür werden Trennbleche in die Mischkammer eingesetzt (vgl. Abbildung 4.18).



- 1 Rahmen für Trennbleche
- 2 Trennbleche
- 3 Mischkammer mit Produkt

Abbildung 4.18: Einteilung des Mischers in die einzelnen Kammern

Anschließend kann aus jeder Kammer das gemischte Produkt entnommen und analysiert werden. Die Produktmengen können über die Länge des Mischers aufgetragen werden. So ergibt sich wie in Abbildung 4.19 dargestellt und in Kapitel 3 beschrieben, der Füllgradverlauf im Mischer.

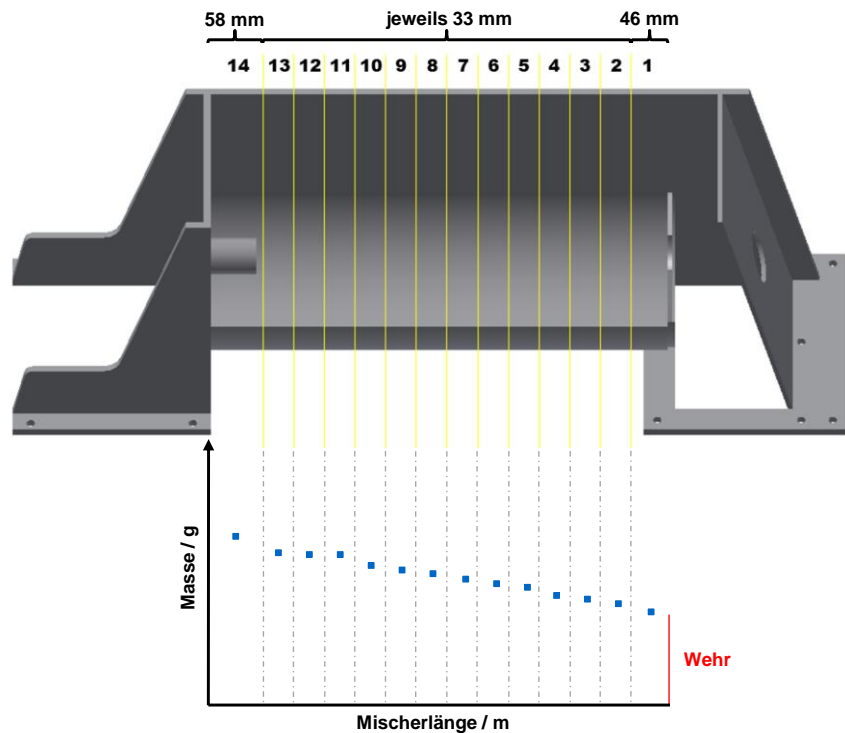


Abbildung 4.19: Darstellung des Mischers mit Einteilung von Kammern

Um daraus die Koeffizienten zu berechnen, werden die ermittelten Füllgrade je Kammer über die Kammermitte aufgetragen. Da nicht alle Kammern, aufgrund von geometrischen Gegebenheiten des Mischers, die gleiche Breite besitzen, sind diese in Tabelle 4.3 zusammengefasst.

Tabelle 4.3: Aufteilung der Kammerbreite und des Kammervolumens

Kammer	Breite / mm	Volumen / $10^{-3}\cdot\text{m}^3$
1	46	2,07
2 - 13	33	1,47
14	58	2,61
Gesamtlänge	500	22,5

Je nachdem, ob eine Mischung oder ein Reinstoff im Mischer dosiert wird, müssen weitere Analysen erfolgen.

4.3.1 Analyse von Reinkomponenten

Befindet sich im Mischer nur eine Komponente, deren Füllgradverlauf bestimmt werden soll, so kann dies über Differenzwägung erfolgen. Dazu wird das Gesamtgewicht des Mischers inklusive der gesamten Pulvermasse im stationären Betriebszustand bestimmt. Anschließend werden die einzelnen Kammerbleche eingebaut und die aktuelle Masse bestimmt. Das nach dem vollständigen Entleeren des Mischers ermittelte Leergewicht muss von allen notierten Gewichten abgezogen werden. Aus der Masse in jeder Kammer, kann so der Füllgrad berechnet werden.

4.3.2 Analyse von Mischungen

Zur Analyse von Mischungen reicht eine Differenzwägung über die Wägezellen des Mischers nicht, da somit nur die gesamte Masse in einer Kammer bestimmt werden kann, jedoch nicht deren Zusammensetzung. Um den Füllgradverlauf der einzelnen Komponenten ermitteln zu können, muss jede Kammer mit Hilfe einer Siebung in Fraktionen aufgeteilt werden. Dazu wird ein Siebturm der Firma Retsch (Haan, Deutschland) verwendet. Der Aufbau des Siebturms ist in Abbildung 4.20 schematisch dargestellt. Es handelt sich um die Vibrationssiebmaschine AS 200 digit.

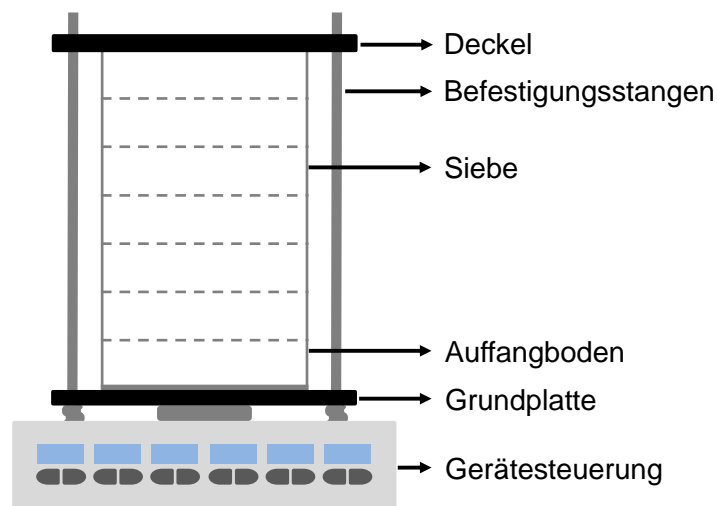


Abbildung 4.20: Schematische Darstellung einer Analysensiebmaschine

Die Analysensiebmaschine ermöglicht eine freie Einstellung der Siebparameter (Zeit, Amplitude, Intervall) [69]. Für alle Mischungen wird ein Siebsatz mit sieben Sieben mit den Maschenweiten $500\ \mu\text{m}$, $450\ \mu\text{m}$, $355\ \mu\text{m}$, $315\ \mu\text{m}$, $250\ \mu\text{m}$, $200\ \mu\text{m}$ und $180\ \mu\text{m}$ verwendet. Die Ermittlung der Konzentrationsaufteilung in jeder Kammer erfolgt mittels eines Siebschnitts (vgl. Abbildung 4.21). Dieser kann aufgrund der unterschiedlichen Partikelgrößenverteilungen immer so gewählt werden, dass oberhalb des Siebschnittes eine Komponente alleine vorhanden ist.

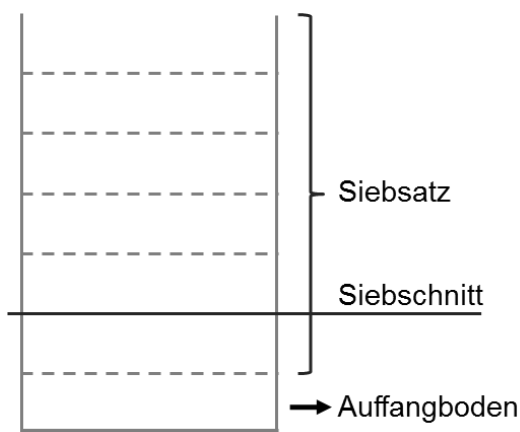


Abbildung 4.21: Siebsatz mit Siebschnitt

Der Siebschnitt erfolgt bei einer bestimmten Partikelgröße x . Dabei ist sicherzustellen, dass sich oberhalb des Siebschnitts nur Komponente 1 befindet. Mit Hilfe der zuvor gemessenen Partikelgrößenverteilung $Q_3(x)$ (vgl. Abbildung 4.22) beider Komponenten, wird der Anteil a an Komponente 1 ermittelt, welcher sich oberhalb des Siebschnitts auf den Sieben befinden muss.

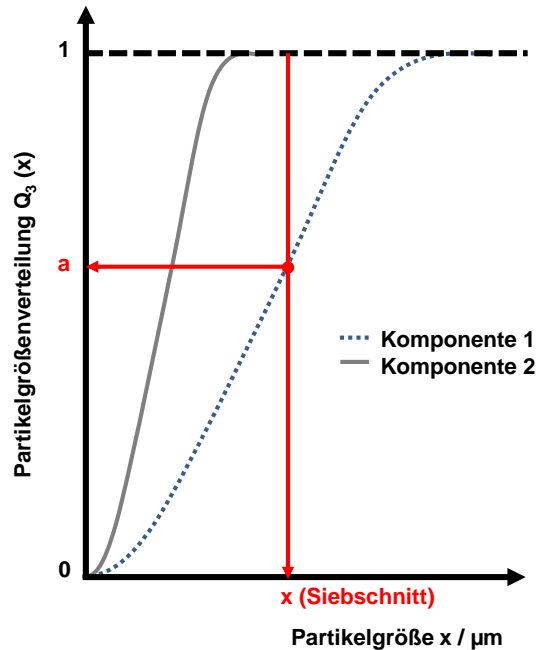


Abbildung 4.22: Theoretische Darstellung des Siebschnittes in der Partikelgrößenverteilung

Ebenso wird die Masse an Komponente 1 durch Auswiegen bestimmt. Dadurch kann der Massenanteil dieser Komponente unterhalb des Siebschnitts berechnet werden.

$$m_{\text{Komponente 1 oberhalb des Siebschnitts}} \hat{=} a \quad \text{Gleichung 4.11}$$

$$m_{\text{Komponente 1 unterhalb des Siebschnitts}} \hat{=} 1-a \quad \text{Gleichung 4.12}$$

Aus Gleichung 4.11 und Gleichung 4.12 ergibt sich für die Masse (Komponente 1) unterhalb des Siebschnitts folgender Zusammenhang:

$$m_{\text{Komponente 1 unterhalb des Siebschnitts}} = \frac{m_{\text{Komponente 1 oberhalb des Siebschnitts}} \cdot (1-a)}{a} \quad \text{Gleichung 4.13}$$

Da sich unterhalb des Siebschnitts der gesamte Anteil der Komponente 2 befindet, kann dieser aufgrund der Kenntnis der Gesamtmasse berechnet werden.

$$m_{\text{Komponente 2}} = m_{\text{Aufgabegut}} - m_{\text{Komponente 1}} \quad \text{Gleichung 4.14}$$

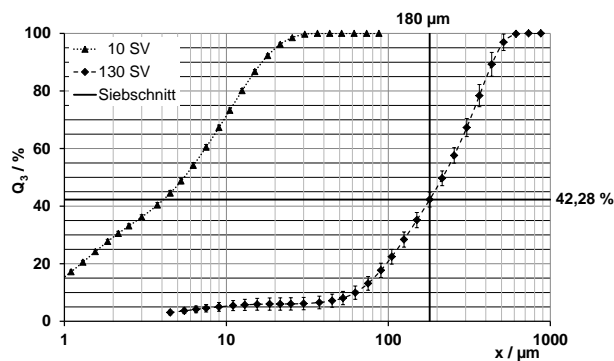
Aus den mit Gleichung 4.13 und Gleichung 4.14 ermittelten Massen der Komponenten, können mit Gleichung 4.15 die Konzentrationsverhältnisse der Komponenten berechnet werden.

$$c_{1,2} = \frac{m_{\text{Komponente1,2}}}{m_{\text{Aufgabegut}}}$$

Gleichung 4.15

Je nachdem, welche Mischung betrachtet wird, muss der Siebschnitt individuell gewählt werden. Für eine Mischung aus 10 SV und 130 SV liegt dieser bei 180 μm . Bei den Mischungen aus 40 SV und 130 SV liegt der Siebschnitt bei 315 μm und somit deutlich höher als bei der anderen Mischung. Der jeweilige Siebschnitt resultiert aus der Partikelgrößenverteilung (vgl. Abbildung 4.23). Es muss sichergestellt werden, dass die größten Partikel der Komponente 2 unterhalb des Siebschnitts liegen.

Mischung 10 SV und 130 SV



Mischung 40 SV und 130 SV

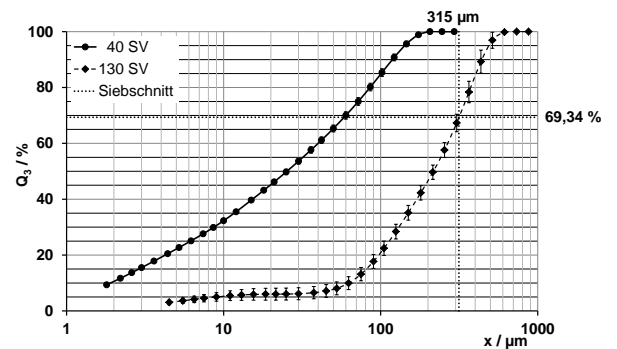


Abbildung 4.23: Darstellung des Siebschnitts für die Mischungen

4.4 Versuchsdurchführung

Bevor eine Versuchsreihe gestartet werden kann, müssen einige grundlegende Parameter festgelegt werden. An der Versuchsanlage sind folgende Einstellungen möglich:

- Mischwerkzeug: neutral, positiv, negativ
- Wehrstellung: offen, $\frac{1}{2}$ offen, $\frac{1}{3}$ offen, geschlossen
- Drehzahl des Mischwerkzeuges: 0 bis 198 min^{-1} (0 bis $3,30 \text{ s}^{-1}$)

Zur besseren Vergleichbarkeit werden die Drehzahlen in s^{-1} umgerechnet. Sind die an der Versuchsanlage einzustellenden Parameter gewählt, müssen zudem die folgenden Produkteinstellungen vorgenommen werden:

- Zudosiertes Produkt: Reinstoff, Mischung
- Konstanter Gesamtmassenstrom: $50 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$
- Zulaufkonzentration der Komponente 1: 100, 95, 75, 50, 25, 5, 0 %
- Zulaufkonzentration der Komponente 2: 0, 5, 25, 50, 75, 95, 100 %

Sind alle oben aufgeführte Einstellungen getroffen, wird der Mischversuch gestartet. Stellt sich im Mischer eine konstante Gesamtmasse ein, ist der stationäre Betriebszustand erreicht. In diesem Zustand tritt am Ende des Mixers ebenso viel gemischtes Produkt aus wie am Einlauf an Reinstoffen zudosiert wird. Damit dieser stationäre Zustand untersucht werden kann, wird der Mischer mithilfe des Notausschalters gestoppt. Dosierer und Mischwerkzeug stoppen gleichzeitig, so dass weder Produkt aus dem Mischer ausgetragen, noch zudosiert wird. Der eigentliche Mischversuch ist abgeschlossen. Je nachdem, ob eine Reinkomponente oder eine Mischung betrachtet wird, muss die in Kapitel 4.3 beschriebene Füllgradanalyse durchgeführt werden.

4.4.1 Versuchsübersicht Reinstoffe

Tabelle 4.4 gibt einen Überblick über die Versuche mit den Reinstoffen.

Tabelle 4.4: Parameter zur Untersuchung der Reinstoffe

Produkt		10 SV, 40 SV, 130 SV
Massenstrom	$\dot{m} / \text{g}\cdot\text{s}^{-1}$	50
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		neutral, positiv, negativ
Drehzahl	n / s^{-1}	0,57, 0,80, 1,22, 1,63, 2,05, 2,47, 2,88, 3,30

Die mit negativem Mischwerkzeug durchgeführten Experimente werden mit vier ausgewählten Drehzahlen durchgeführt, da die zuvor ermittelten Ergebnisse zeigten, dass auch bei weniger Drehzahleinstellungen aussagekräftige Daten entstehen.

4.4.2 *Versuchsübersicht Mischungen*

Um die Konzentrationsabhängigkeit der Koeffizienten zu untersuchen, werden, wie in Tabelle 4.5 aufgeführt, Mischungen unterschiedlicher Konzentration bei ausgewählten Drehzahlen untersucht.

Tabelle 4.5: Parameter zur Untersuchung der Mischung

Produkt		10 SV & 130 SV; 40 SV & 130 SV
Massenstrom 10 SV bzw. 40 SV	$\dot{m}_1 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	2,5; 12,5; 25,0; 37,5; 47,5
Massenstrom 130 SV	$\dot{m}_2 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	47,5; 37,5; 25,0; 12,5; 2,5
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		neutral, positiv, negativ
Drehzahl	n / s^{-1}	0,57, 0,80, 1,22, 1,63, 2,05, 2,47, 2,88, 3,30

5 Ergebnisse und Diskussion

Um die Frage zu klären, in welchem Zusammenhang die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung mit den Produkteigenschaften und den Anlagenparametern stehen, werden verschiedene experimentelle Versuchsreihen erstellt. Mit der zur Verfügung stehenden Datenbasis können funktionale Zusammenhänge erarbeitet werden. Zusätzlich wird die Beweglichkeit der Partikel charakterisiert. Hierbei wird auf einen Ansatz aus der kinetischen Gastheorie zurückgegriffen. Die in Kapitel 3.2 vorgestellte Theorie wird für Betrachtungen in der pneumatischen Förderung verwendet. Zur Auswertung der Beweglichkeit der Partikel wird die mittlere freie Weglänge eines Partikels im Mischer berechnet. Dabei wird der Fokus darauf gelegt, inwieweit die mittlere freie Weglänge vom verwendeten Mischwerkzeug und der am Mischer eingestellten Drehzahl beeinflusst wird. Zudem wird die granuläre Temperatur als Maß für die Beweglichkeit der Partikel berechnet.

5.1 Untersuchungen zum Dispersionskoeffizienten

Aufgrund der aufgeführten Theorien werden zunächst Untersuchungen zur Konzentrationsabhängigkeit des Dispersionskoeffizienten durchgeführt. Aus den sich ergebenden Resultaten werden die weiteren Versuchsreihen angelegt. Zur besseren Vergleichbarkeit werden die Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration des 130 SV dargestellt.

5.1.1 Variation der Zulaufmassenströme bei konstanter Drehzahl

In diesem Kapitel soll gezeigt werden, ob der Dispersionskoeffizient eine Abhängigkeit zur Mischkonzentration besitzt. Ebenso soll die Frage geklärt werden, wie sich die Komponenten in der Mischung verhalten (vgl. Kapitel 3.1). Für die Untersuchungen der Abhängigkeit des Dispersionskoeffizienten werden sowohl Mischungen von 10 SV mit 130 SV als auch 40 SV mit 130 SV betrachtet. Die gewählten Drehzahlen liegen bei $0,80 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$. Eine Übersicht über die Versuchsparameter sind in Tabelle 5.1 zusammengefasst.

Tabelle 5.1: Parameter zur Untersuchung des Einflusses der Mischkonzentration

Produktmischung		10 SV & 130 SV; 40 SV & 130 SV
Massenstrom 10 SV bzw. 40 SV	$\dot{m}_1 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	2,5; 12,5; 25,0; 37,5; 47,5
Massenstrom 130 SV	$\dot{m}_2 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	47,5; 37,5; 25,0; 12,5; 2,5
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		neutral
Drehzahl	n / s^{-1}	0,80 und 2,47

Zunächst wurde untersucht, ob in einer Mischung aus zwei Komponenten ein unterschiedliches Bewegungsverhalten der einzelnen Komponenten vorliegt. Hierzu wurden

die Komponenten in verschiedenen Verhältnissen gemischt und anschließend durch Siebung analysiert (vgl. Kapitel 4.3.2). Abbildung 5.1 und Abbildung 5.2 zeigen die Dispersionskoeffizienten der Mischung und die Koeffizienten der in einer Mischung vorliegenden Mischkomponenten. Die an der x-Achse aufgeführte Konzentration ist im folgenden immer als die an den Dosierern eingestellte Zulaufmenge im Bezug auf die Gesamtmenge zu verstehen.

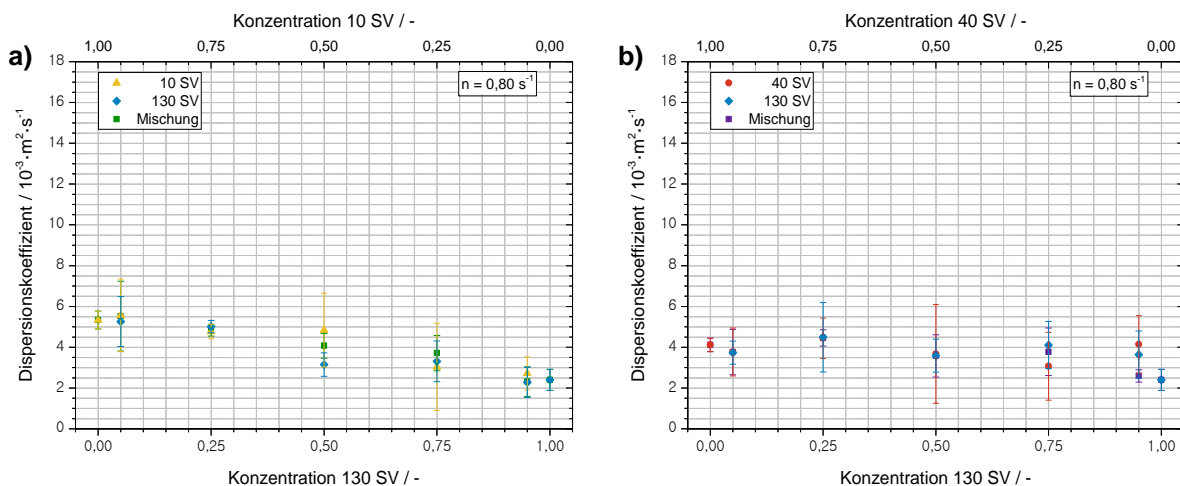


Abbildung 5.1: Vergleich der D-Werte innerhalb einer Mischung 10 SV bzw. 40 SV & 130 SV Drehzahl: 0,80 s⁻¹

Die in Abbildung 5.1 dargestellten Versuchsreihen sind bei einer konstanten Drehzahl von 0,80 s⁻¹ durchgeführt worden. Für beide Mischungen lässt sich bei dieser Drehzahl kein signifikanter Unterschied der Dispersionskoeffizienten der Mischung als auch der darin vorhandenen Einzelkomponenten feststellen. Da von Dopfer [13] bekannt ist, dass sich bei höherer Drehzahl ein größerer Unterschied zwischen den Dispersionskoeffizienten von 10 SV, 40 SV und 130 SV ergibt, wurden auch hierfür Mischungen hergestellt und analysiert. Abbildung 5.2 zeigt die Dispersionskoeffizienten bei einer Drehzahl von 2,47 s⁻¹.

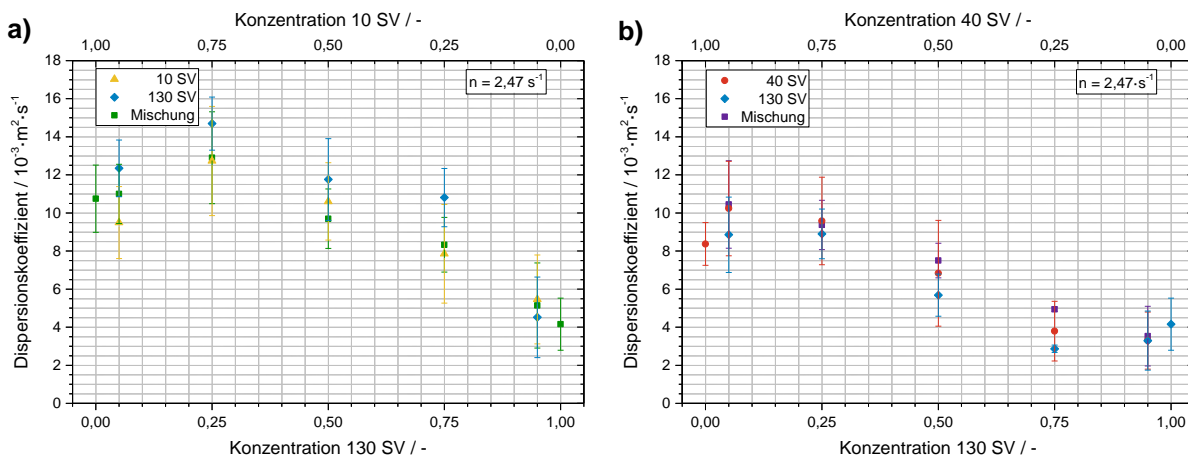


Abbildung 5.2: Vergleich der D-Werte innerhalb einer Mischung 10 SV bzw. 40 SV & 130 SV

Drehzahl: 2,47 s⁻¹

Auch bei Erhöhung der Drehzahl können keine abweichenden Dispersionskoeffizienten für die einzelnen Komponenten innerhalb der Mischung und der Mischung selbst festgestellt werden. Somit hat jede Mischung einen eigenen Dispersionskoeffizienten.

Fazit 1: Innerhalb der Mischung gleicher Dispersionskoeffizienten, keine Betrachtung der Einzelkomponenten in der Mischung darstellbar

Da keine verschiedenen Dispersionskoeffizienten ermittelt werden konnten, werden im folgenden nur die Koeffizienten der jeweiligen Mischungen verwendet. Zunächst soll ein Vergleich der Mischungen bei konstanter Drehzahl zeigen, ob Unterschiede gefunden werden können. Damit besteht die Möglichkeit einer Abhängigkeit von der Versuchsstoffkombination. In Abbildung 5.3 sind die Mischungen 10 SV bzw. 40 SV & 130 SV bei Drehzahl 0,80 s⁻¹ und 2,47 s⁻¹ vergleichend dargestellt. Zusätzlich wurden Mischungen bei 1,63 s⁻¹ hergestellt.

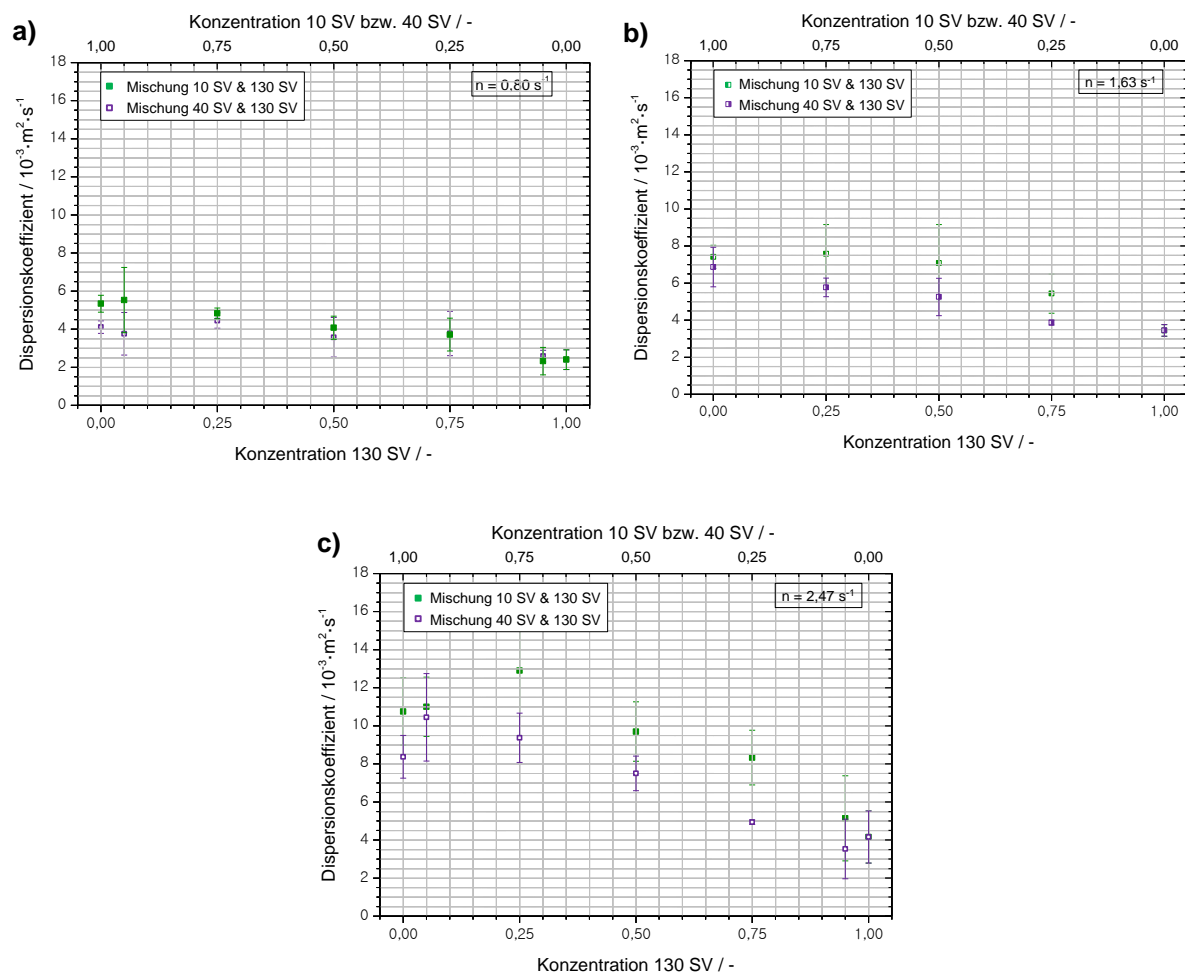


Abbildung 5.3: Vergleich der Mischung 10 SV & 130 SV und 40 SV & 130 SV Drehzahl: a) 0,80 s⁻¹; b) 1,63 s⁻¹; c) 2,47 s⁻¹

Für Mischwerkzeugdrehzahlen von $0,80 \text{ s}^{-1}$ und $1,63 \text{ s}^{-1}$ kann kein signifikanter Unterschied der Mischungen festgestellt werden. Begründen lässt sich dies auch dadurch, dass die von Dopfer [13] bestimmten Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe 10 SV und 40 SV bei einer Drehzahl von $0,80 \text{ s}^{-1}$ keinen signifikanten Unterschied aufweisen. Somit besitzen die Ausgangsstoffe bei dieser Drehzahl kein unterschiedliches Bewegungsverhalten. Lediglich der Dispersionskoeffizient des 130 SV unterscheidet sich davon. Damit ist auch das Verhalten der beiden Mischungen bei einer Drehzahl von $0,80 \text{ s}^{-1}$ identisch (vgl. Abbildung 5.3 a). Da sich die Koeffizienten der Reinstoffe für die höhere Drehzahl von $2,47 \text{ s}^{-1}$ unterscheiden, ist dies auch für das Verhalten der Mischung zu erwarten. Abbildung 5.3 c zeigt den Vergleich der Mischungen bei $2,47 \text{ s}^{-1}$. Der Vergleich der beiden Mischungen zeigt bei erhöhter Drehzahl abweichende Dispersionskoeffizienten. Dies ist allerdings nicht bei allen Mischungsverhältnissen signifikant darstellbar.

Fazit 2: Kein Unterschied der Dispersionskoeffizienten zwischen den Mischungen bei einer Drehzahl von $0,80 \text{ s}^{-1}$ erkennbar. Unterschiedliche Dispersionskoeffizienten resultieren dagegen teilweise bei höheren Drehzahlen ($1,63 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$)

Aus den durchgeführten Versuchen konnte ebenfalls der Vergleich der Dispersionskoeffizienten der Mischung in Abhängigkeit zwischen den Drehzahlen erfolgen. Abbildung 5.4 a zeigt den Vergleich der 10 SV und 130 SV Mischungen für die Drehzahlen $0,80 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$. Dabei lässt sich ein Anstieg des Dispersionskoeffizienten bei höherer Drehzahlen ermitteln. Dieses Verhalten ist sowohl bei den Reinstoffen als auch bei den Mischungen zu erkennen. Zudem wurde der Vergleich für die Mischungen von 40 SV und 130 SV experimentell bestimmt. Die in Abbildung 5.4 b dargestellten Dispersionskoeffizienten der Mischungen bei den Drehzahlen $0,80 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$ zeigen einen signifikanten Unterschied. Lediglich die Dispersionskoeffizienten von 130 SV unterscheiden sich nicht.

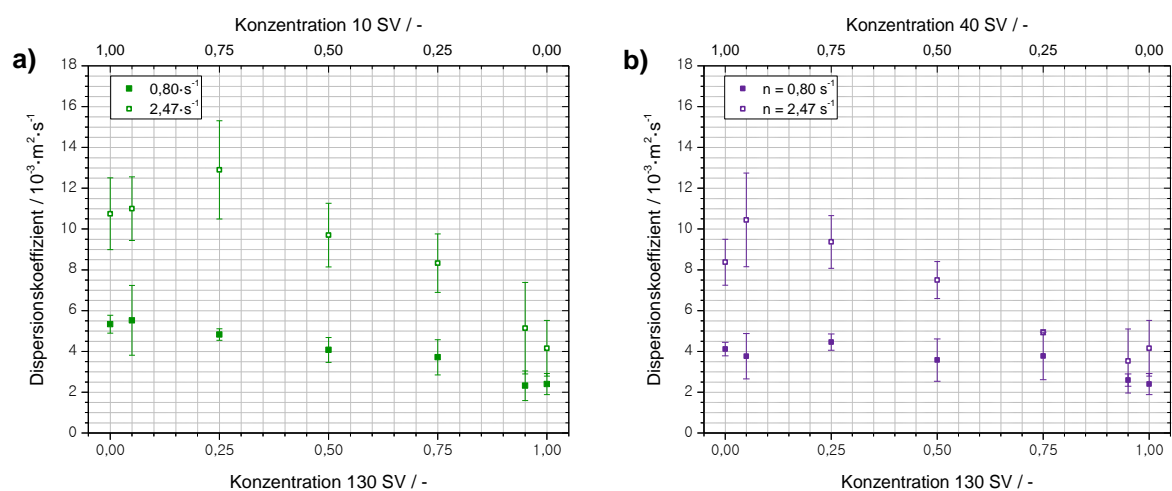


Abbildung 5.4: Vergleich der D-Werte der Mischung bei zwei Drehzahlen

Ebenso lässt sich eine Abhängigkeit der Koeffizienten einer Mischung vom Mischungsverhältnis ableiten. So sinkt der Dispersionskoeffizient mit steigendem Anteil an 130 SV. Auch dies ist für alle Mischungen zu beobachten. Bei höheren Drehzahlen ist diese Abnahme stärker ausgeprägt, da sich die Koeffizienten der Reinstoffe stärker unterscheiden.

Fazit 3: Änderung des Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Konzentration

Mit den dargestellten Ergebnissen und dem erheblichen Einfluss der Drehzahl werden im folgenden Kapitel die genaue Drehzahlabhängigkeit der Reinstoffe und ausgewählter Mischungen untersucht. Die in diesem Kapitel graphisch dargestellten Dispersionskoeffizienten sind in Tabelle 5.2 und Tabelle 5.3 zusammengefasst.

Tabelle 5.2: Zusammenfassung der Dispersionskoeffizienten der Mischung 10 SV und 130 SV

Drehzahl / · s ⁻¹	Konzentration 130 SV / -	Produktmischung / · 10 ⁻³ m ² s ⁻¹	Reinstoff 1 / · 10 ⁻³ m ² s ⁻¹	Reinstoff 2 / · 10 ⁻³ m ² s ⁻¹
0,80		10 SV & 130 SV	10 SV	130 SV
	C ₁₃₀ = 0,00	5,33 ± 0,44	5,33 ± 0,44	
	C ₁₃₀ = 0,05	5,52 ± 1,71	5,56 ± 1,78	5,26 ± 1,22
	C ₁₃₀ = 0,25	4,83 ± 0,28	4,77 ± 0,35	5,01 ± 0,31
	C ₁₃₀ = 0,50	4,07 ± 0,61	5,84 ± 1,81	3,15 ± 0,57
	C ₁₃₀ = 0,75	3,71 ± 0,86	6,04 ± 2,14	3,31 ± 1,00
	C ₁₃₀ = 0,95	2,32 ± 0,72	3,72 ± 2,81	2,28 ± 0,74
	C ₁₃₀ = 1,00	2,40 ± 0,52		2,40 ± 0,52
1,63		10 SV & 130 SV	10 SV	130 SV
	C ₁₃₀ = 0,00	7,42 ± 0,63		
	C ₁₃₀ = 0,25	7,58 ± 1,59		
	C ₁₃₀ = 0,50	7,09 ± 2,07		
	C ₁₃₀ = 0,75	5,44 ± 1,06		
	C ₁₃₀ = 1,00	3,45 ± 0,31		
2,47		10 SV & 130 SV	10 SV	130 SV
	C ₁₃₀ = 0,00	10,75 ± 1,79	10,75 ± 1,79	
	C ₁₃₀ = 0,05	11,00 ± 1,56	9,49 ± 1,89	12,35 ± 1,49
	C ₁₃₀ = 0,25	12,90 ± 2,41	12,73 ± 2,87	14,70 ± 1,39
	C ₁₃₀ = 0,50	9,70 ± 1,56	10,61 ± 2,03	11,76 ± 2,15
	C ₁₃₀ = 0,75	8,33 ± 1,43	7,86 ± 2,59	10,81 ± 1,54
	C ₁₃₀ = 0,95	5,14 ± 2,24	5,46 ± 2,34	4,52 ± 2,11
	C ₁₃₀ = 1,00	4,15 ± 1,37		4,15 ± 1,37

Tabelle 5.3: Zusammenfassung der Dispersionskoeffizienten der Mischung 40 SV und 130 SV

Drehzahl /·s ⁻¹	Konzentration 130 SV / -	Produktmischung /·10 ⁻³ m ² s ⁻¹	Reinstoff 1 /·10 ⁻³ m ² s ⁻¹	Reinstoff 2 /·10 ⁻³ m ² s ⁻¹
0,80		40 SV & 130 SV	40 SV	130 SV
	C ₁₃₀ = 0,00	4,11 ± 0,33	4,11 ± 0,33	
	C ₁₃₀ = 0,05	3,76 ± 1,12	3,77 ± 1,17	3,73 ± 0,57
	C ₁₃₀ = 0,25	4,45 ± 0,40	4,44 ± 0,99	4,49 ± 1,70
	C ₁₃₀ = 0,50	3,58 ± 1,04	3,67 ± 2,42	3,59 ± 0,81
	C ₁₃₀ = 0,75	3,78 ± 1,17	3,07 ± 1,66	4,11 ± 1,16
	C ₁₃₀ = 0,95	2,59 ± 0,30	4,14 ± 1,41	3,64 ± 1,16
	C ₁₃₀ = 1,00	2,40 ± 0,52		2,40 ± 0,52
1,63		40 SV & 130 SV	40 SV	130 SV
	C ₁₃₀ = 0,00	6,87 ± 1,06		
	C ₁₃₀ = 0,25	5,77 ± 0,50		
	C ₁₃₀ = 0,50	5,25 ± 1,01		
	C ₁₃₀ = 0,75	3,87 ± 0,13		
	C ₁₃₀ = 1,00	3,45 ± 0,31		
2,47		40 SV & 130 SV	40 SV	130 SV
	C ₁₃₀ = 0,00	8,37 ± 1,12	8,37 ± 1,12	
	C ₁₃₀ = 0,05	10,45 ± 2,30	10,24 ± 2,48	8,86 ± 3,98
	C ₁₃₀ = 0,25	9,37 ± 1,29	9,58 ± 2,30	8,90 ± 1,31
	C ₁₃₀ = 0,50	7,50 ± 0,91	10,83 ± 2,78	5,68 ± 1,11
	C ₁₃₀ = 0,75	4,94 ± 0,12	3,79 ± 1,56	2,86 ± 0,19
	C ₁₃₀ = 0,95	3,53 ± 1,57	3,30 ± 1,50	3,30 ± 1,55
	C ₁₃₀ = 1,00	4,15 ± 1,37		4,15 ± 1,37

5.1.2 Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit

Aufgrund der in Kapitel 5.1.1 gefundenen Zusammenhänge wird im folgenden Abschnitt die Abhängigkeit des Dispersionskoeffizienten vom Anlagenparameter Drehzahl untersucht. Die Variation der Drehzahl erstreckt sich über den gesamten Drehzahlbereich des Mischers (vgl. Tabelle 5.4).

5.1.2.1 Reinkomponenten in Abhängigkeit der Drehzahl

Zunächst erfolgt die Untersuchung der Reinsubstanzen. Dabei werden die Versuchsstoffe 10 SV, 40 SV und 130 SV gesondert voneinander betrachtet und der Dispersionskoeffizient der Produkte ermittelt. Tabelle 5.4 gibt einen Überblick über die Versuchsreihen.

Tabelle 5.4: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit der Reinstoffe

Produkt	10 SV, 40 SV, 130 SV	
Massenstrom	$\dot{m} / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	50
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		neutral
Drehzahl	n / s^{-1}	0,57; 0,80; 1,22; 1,63; 2,05; 2,47; 2,88; 3,30

In den Abbildung 5.5 a bis c sind die Messreihen der Reinstoffe dargestellt. Für alle drei Versuchsstoffe ist eine klare Abhängigkeit von der Drehzahl zu erkennen. In allen Versuchsreihen wurde mit steigender Drehzahl ein höherer Dispersionskoeffizient bestimmt. Ebenso kann gezeigt werden, dass die Dispersionskoeffizienten von der Partikelgröße abhängig sind. So weisen kleinere Partikeln einen höheren Dispersionskoeffizienten auf als Größere. Es ergibt sich folgender Zusammenhang: $D_{10\text{ SV}} > D_{40\text{ SV}} > D_{130\text{ SV}}$ aber $X_{50,3}(10\text{ SV}) < X_{50,3}(40\text{ SV}) < X_{50,3}(130\text{ SV})$

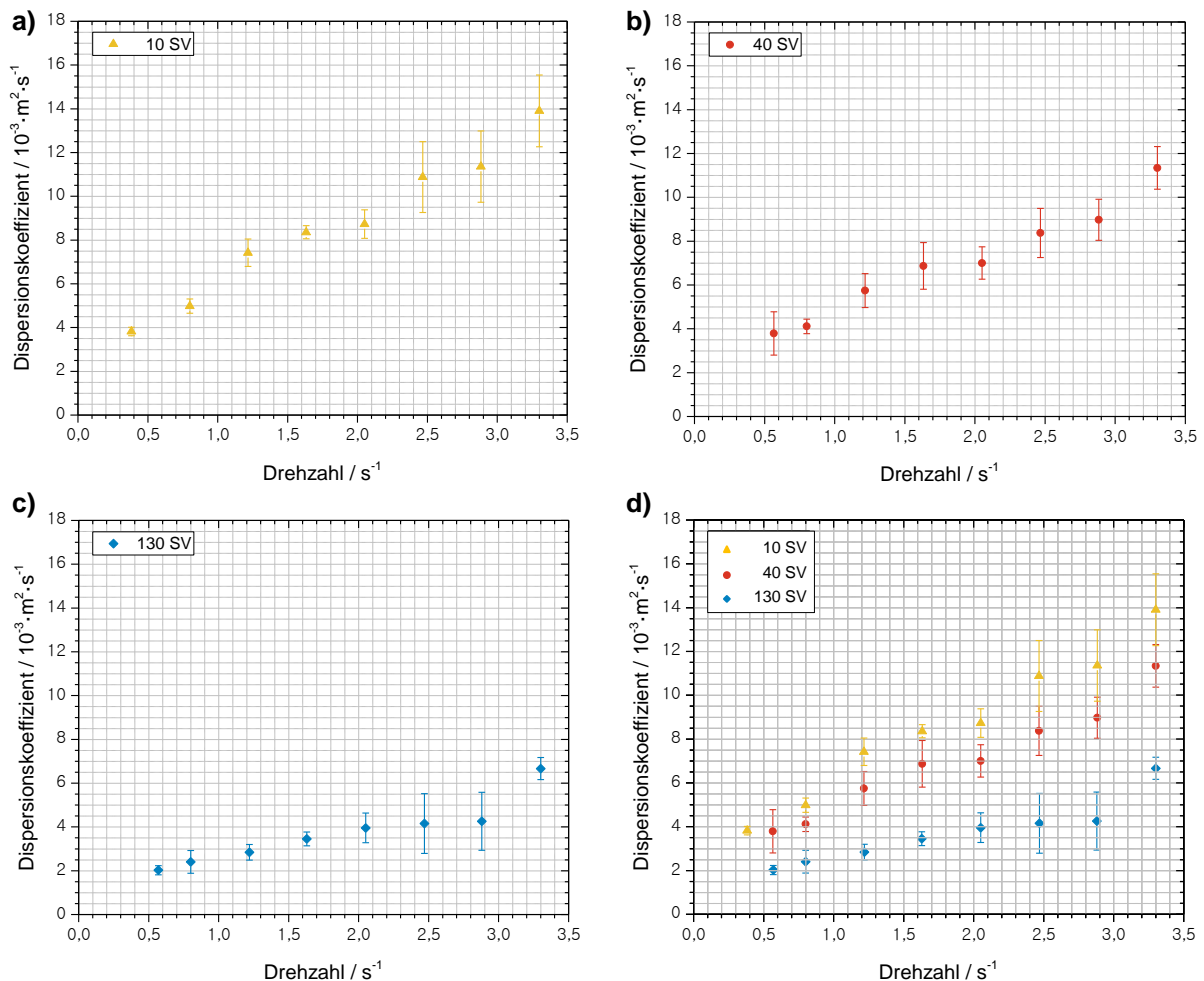


Abbildung 5.5: Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Drehzahl des Mischwerkzeuges

Fazit 4: Die Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe sind drehzahlabhängig

In allen Diagrammen ist zu erkennen, dass der Dispersionskoeffizient bei $3,30\text{ s}^{-1}$ sprunghaft ansteigt. Bei Beobachtungen während des Mischprozesses wurde deutlich, dass das Pulver keine freie Bewegung besitzt, sondern aufgrund der hohen Drehzahl an den Mischerdeckel geschleudert wird und zurück in den Mischer fällt. Somit ist fraglich, ob die gemessenen Dispersionskoeffizienten aussagekräftig sind.

In Abbildung 5.5 d ist der Vergleich der Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe dargestellt. Hierbei wird deutlich, dass sich die Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe 10 SV und 40 SV

nicht für alle Drehzahlen signifikant voneinander unterscheiden. Damit lässt sich bestätigen, dass sich auch die Mischungen aus 10 SV und 40 SV mit 130 SV nicht zwangsläufig unterscheiden müssen.

Fazit 5: Der Dispersionskoeffizient des 10 SV- und des 40 SV-Pulvers unterscheiden sich nicht für alle Drehzahlen signifikant

Fazit 6: Die Dispersionskoeffizienten steigen mit sinkender Partikelgröße

$$(X_{50,3} (10 \text{ SV}) < X_{50,3} (40 \text{ SV}) < X_{50,3} (130 \text{ SV}))$$

Mit den gefundenen Resultaten lässt sich schließen, dass das Bewegungsverhalten der Partikeln maßgeblich von der Partikelgröße und von der am Mischer eingestellten Drehzahl beeinflusst wird. Tabelle 5.5 fasst die Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe in Abhängigkeit der Drehzahl zusammen.

Tabelle 5.5: Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe in Abhängigkeit der Drehzahl

Drehzahl / s ⁻¹	10 SV / ·10 ⁻³ m ² s ⁻¹	40 SV / ·10 ⁻³ m ² s ⁻¹	130 SV / ·10 ⁻³ m ² s ⁻¹
0,57	3,82 ± 0,19	3,79 ± 0,99	2,03 ± 0,21
0,80	4,98 ± 0,33	4,11 ± 0,33	2,40 ± 0,52
1,22	7,42 ± 0,63	5,74 ± 0,77	2,84 ± 0,35
1,63	8,36 ± 0,30	6,87 ± 1,06	3,45 ± 0,31
2,05	8,73 ± 0,66	7,00 ± 0,74	3,96 ± 0,67
2,47	10,88 ± 1,62	8,37 ± 1,12	4,15 ± 1,37
2,88	11,36 ± 1,63	8,97 ± 0,94	4,26 ± 1,33
3,30	13,91 ± 1,64	11,34 ± 0,97	6,67 ± 0,51

5.1.2.2 Ausgewählte Mischungen in Abhängigkeit der Drehzahl

Neben den Untersuchungen der Drehzahlabhängigkeit der Reinstoffe wurden auch gezielt Mischungen betrachtet. Da sich aus Kapitel 5.1.1 ergab, dass jede Mischung einen eigenen Dispersionskoeffizient besitzt, die einzelnen Mischkomponenten sich allerdings nicht signifikant von diesem unterscheiden, werden im Folgenden nur die Dispersionskoeffizienten der Mischungen verwendet.

1. Mischung 10 SV & 130 SV

Tabelle 5.6: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit der Mischung (10 SV & 130 SV)

Produkt	Mischung aus 10 SV & 130 SV	
Massenstrom 10 SV	$\dot{m}_1 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	12,5; 25,0; 37,5
Massenstrom 130 SV	$\dot{m}_2 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	37,5; 25,0; 12,5
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		neutral
Drehzahl	n / s ⁻¹	0,80; 1,63; 2,47

In Abbildung 5.6 sind für drei Konzentrationen von 130 SV (0,25; 0,50; 0,75) die Dispersionskoeffizienten über die Drehzahl aufgetragen. Auch bei den Mischungen lässt sich eine Abhängigkeit von der Drehzahl feststellen. Mit steigendem Anteil von 130 SV sinkt der Dispersionskoeffizient und nähert sich dem Dispersionskoeffizienten des Reinstoffes 130 SV an.

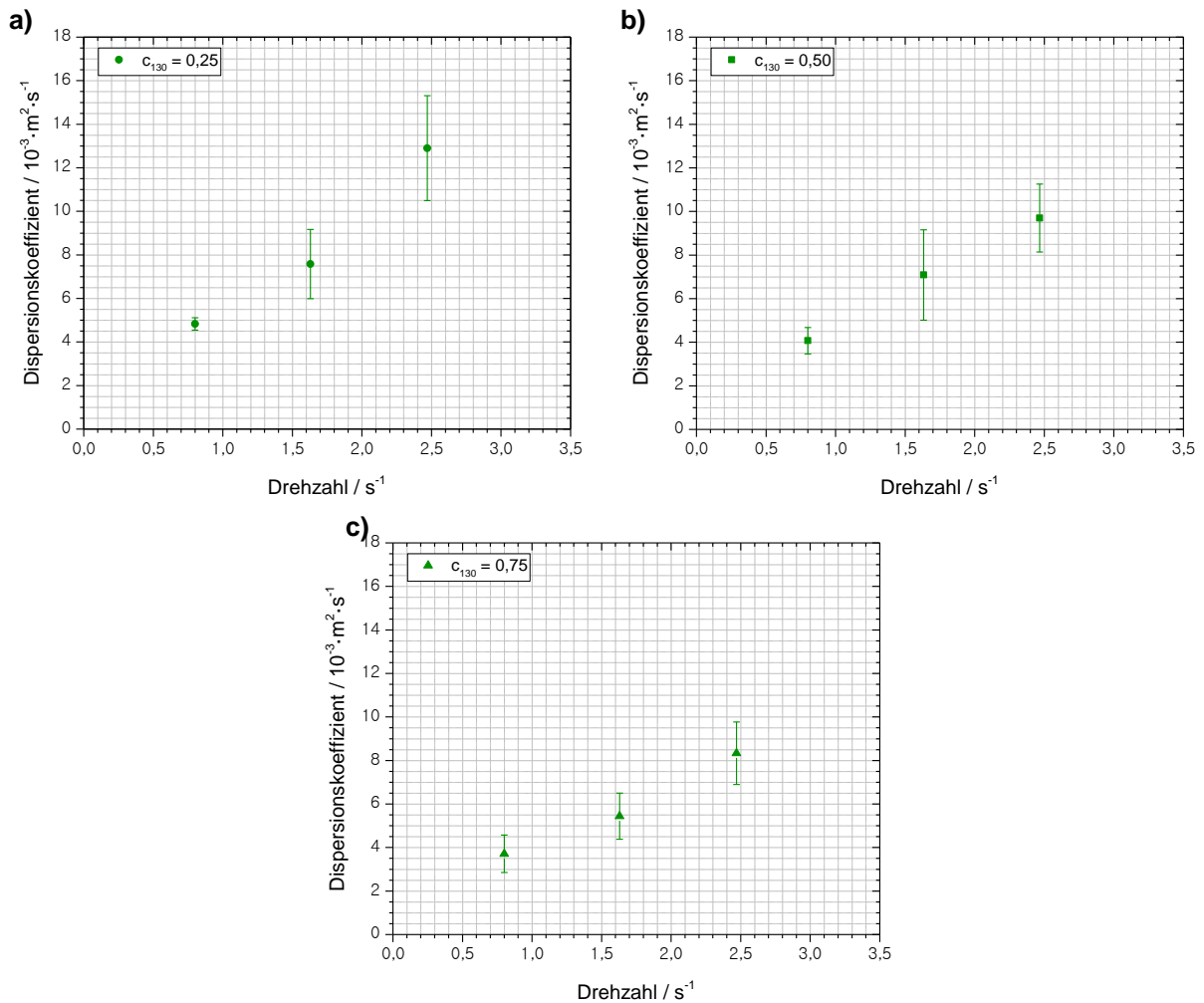


Abbildung 5.6: Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Drehzahl und Konzentration c_{130}

Um den Zusammenhang zwischen den Reinstoffen und der Mischung in Abhängigkeit der Drehzahl besser zu verstehen, ist in Abbildung 5.7 exemplarisch für eine Konzentration ($c_{130} = 0,75$) der Vergleich dargestellt.

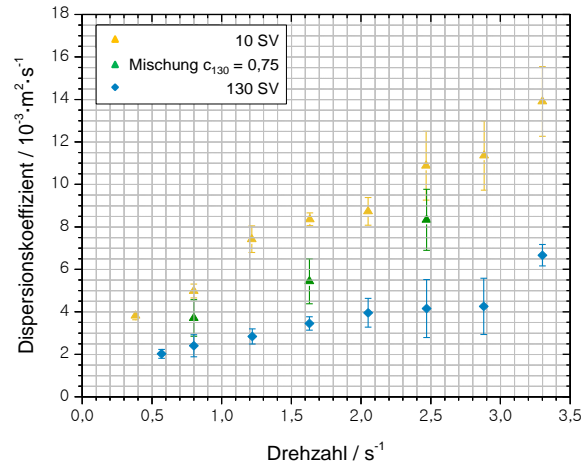


Abbildung 5.7: Vergleich mit D-Werten der Reinstoffe am Beispiel der Messung $c_{130} = 0,75$

2. Mischung 40 SV & 130 SV

Auch für Mischungen aus 40 SV und 130 SV wurde die Drehzahlabhängigkeit analysiert. In Tabelle 5.7 sind die Parameter der Messungen zusammengefasst.

Tabelle 5.7: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit der Mischung (40 SV & 130 SV)

Produkt	Mischung aus 40 SV & 130 SV	
Massenstrom 40 SV	$\dot{m}_1 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	12,5; 25,0; 37,5
Massenstrom 130 SV	$\dot{m}_2 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	37,5; 25,0; 12,5
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		neutral
Drehzahl	n / s^{-1}	0,80; 1,63; 2,47

Abbildung 5.8 zeigt jeweils den Verlauf für die Konzentrationen des 130 SV-Pulvers von 0,25, 0,50 und 0,75. Alle Mischungen weisen, wie schon die Reinstoffe und die Mischung 10 SV und 130 SV, einen steigenden Dispersionskoeffizienten mit steigender Drehzahl auf. Zudem lässt sich ein signifikanter Unterschied zwischen den Mischungen bei höherer Drehzahl ermitteln.

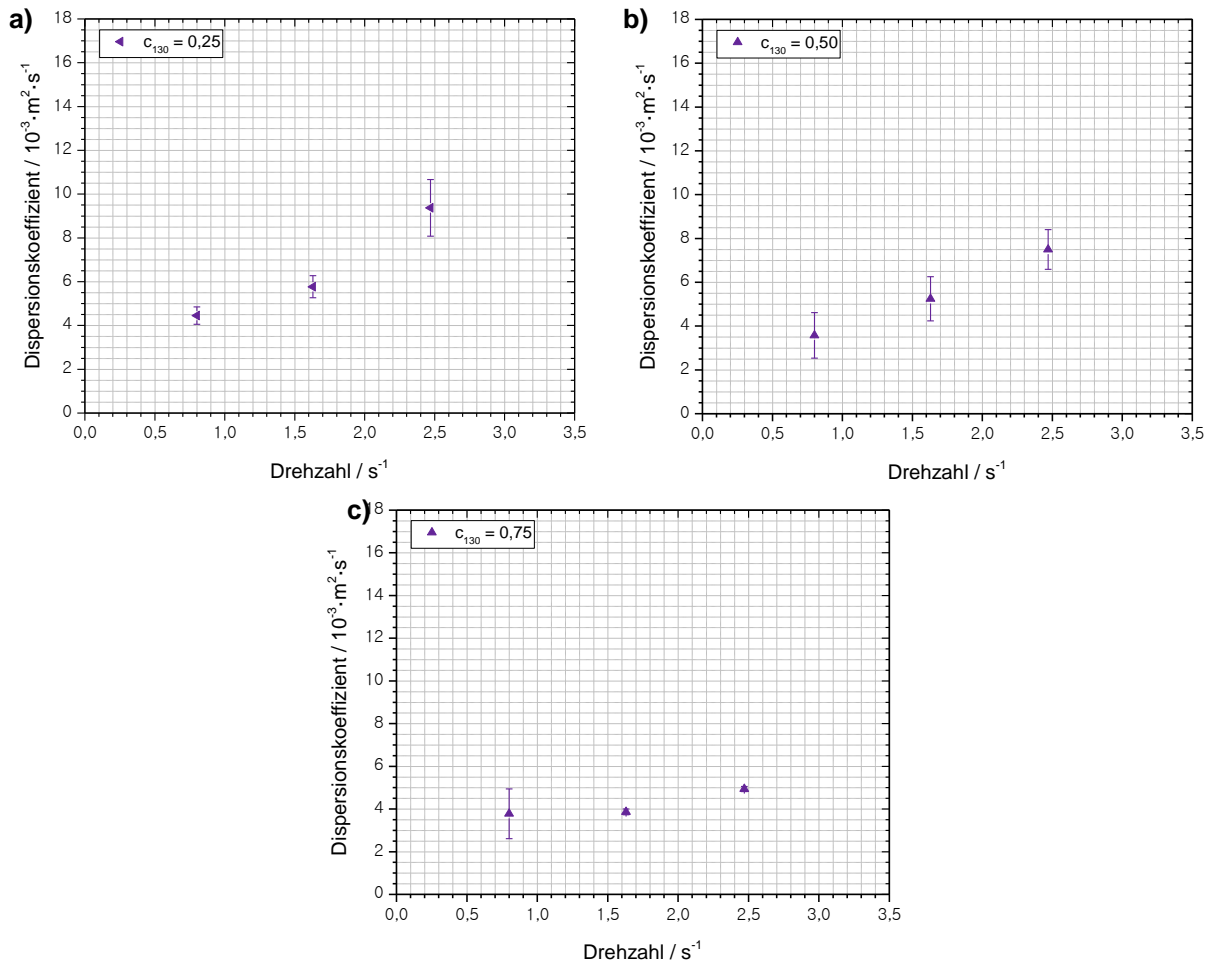


Abbildung 5.8: Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Drehzahl und Konzentration c_{130}

Tabelle 5.8 zeigt die Dispersionskoeffizienten der Mischungen im Vergleich.

Tabelle 5.8: Dispersionskoeffizienten der Mischungen in Abhängigkeit der Drehzahl

Konzentration 130 SV /-	Drehzahl / s^{-1}	Mischung 10 SV & 130 SV / $\cdot 10^{-3} \text{m}^2 \text{s}^{-1}$	Mischung 40 SV & 130 SV / $\cdot 10^{-3} \text{m}^2 \text{s}^{-1}$
$c_{130} = 0,25$	0,80	4,83 \pm 0,28	4,45 \pm 0,40
	1,63	7,58 \pm 1,59	5,77 \pm 0,50
	2,47	12,90 \pm 2,41	9,37 \pm 1,29
$c_{130} = 0,50$	0,80	4,07 \pm 0,61	3,58 \pm 1,04
	1,63	7,09 \pm 2,07	5,25 \pm 1,01
	2,47	9,70 \pm 1,56	7,50 \pm 0,91
$c_{130} = 0,75$	0,80	3,71 \pm 0,86	3,78 \pm 1,17
	1,63	5,44 \pm 1,06	3,87 \pm 0,13
	2,47	8,33 \pm 1,43	4,94 \pm 0,12

Fazit 7: Die Dispersionskoeffizienten der Mischungen unterscheiden sich bei höheren Drehzahlen

Fazit 8: Die Dispersionskoeffizienten der Mischungen unterscheiden sich von denen der Reinstoffe (nicht bei allen Mischungen feststellbar)

5.1.3 Kombination der gemessenen Dispersionskoeffizienten und ausgewählter Stoffparameter

In den vorangestellten Kapiteln wurden die Ergebnisse zur Untersuchung des Dispersionskoeffizienten vorgestellt. Dabei wurden sowohl die Reinstoffe als auch die daraus hergestellten Mischungen betrachtet. Die Kernaussagen der Messreihen sind in den folgenden Fazits zusammengefasst.

Fazit 1: Innerhalb der Mischung gleicher Dispersionskoeffizienten, keine Betrachtung der Einzelkomponenten in der Mischung darstellbar

Fazit 2: Kein Unterschied der Dispersionskoeffizienten zwischen den Mischungen bei einer Drehzahl von $0,80 \text{ s}^{-1}$ erkennbar. Unterschiedliche Dispersionskoeffizienten resultieren dagegen teilweise bei höheren Drehzahlen ($1,63 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$) Änderung des Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Konzentration

Fazit 3: Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe sind drehzahlabhängig.

Fazit 4: Die Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe sind drehzahlabhängig Dispersionskoeffizient 10 SV und 40 SV unterscheiden sich nur teilweise signifikant

Fazit 5: Der Dispersionskoeffizient des 10 SV- und des 40 SV-Pulvers unterscheiden sich nicht für alle Drehzahlen signifikant

Fazit 6: Die Dispersionskoeffizienten steigen mit sinkender Partikelgröße

$$(X_{50,3} (10 \text{ SV}) < X_{50,3} (40 \text{ SV}) < X_{50,3} (130 \text{ SV}))$$

Fazit 7: Die Dispersionskoeffizienten der Mischungen unterscheiden sich bei höheren Drehzahlen

Fazit 8: Die Dispersionskoeffizienten der Mischungen unterscheiden sich von denen der Reinstoffe (nicht bei allen Mischungen feststellbar)

Die gefundenen Zusammenhänge dienen im Folgenden als Grundlage für die Berechnung der Dispersionskoeffizienten aus den Maschinen- und Stoffparametern. Da eine Abhängigkeit sowohl von der Drehzahl als auch von der Konzentration existiert, müssen diese in die Berechnung eingehen. Ein in Kapitel 4.1.3 vorgestellter stoffabhängiger Parameter ist der mit der Ringscherzelle gemessene ff_c -Wert. Abbildung 5.9 zeigt den ff_c -Wert der Mischungen.

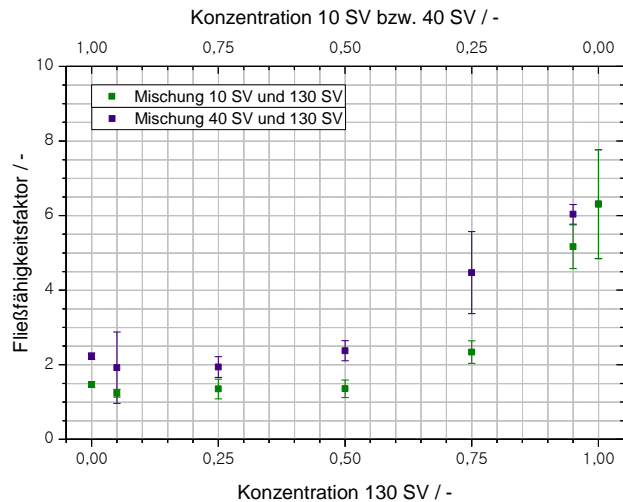


Abbildung 5.9: Fließfähigkeitsfaktor ff_c in Abhängigkeit der Mischkonzentration bei einer Ancherspannung von 2500 Pa

Ähnlich dem Verlauf der Dispersionskoeffizienten einer Mischung in Abhängigkeit der Konzentration des 130 SV-Pulvers existiert ein signifikanter Unterschied, erst ab einem Grobanteil von $c_{130} = 0,75$. Somit verhält sich der ff_c -Wert indirekt proportional zu den Dispersionskoeffizienten. Für die Berechnung des Dispersionskoeffizienten wurde das folgende Fittingmodell (vgl. Gleichung 4.16) aufgestellt. Dabei ist A_M die Mischerquerschnittsfläche, n die Drehzahl des Mischwerkzeuges und y_0 der y-Achsenabschnitt bei Drehzahl $n = 0$

$$D(n, ff_c) = \frac{A_M \cdot n}{10 \cdot ff_c} + y_0 \quad \text{Gleichung 4.16}$$

Mit der so aufgestellten Formel lassen sich die gemessenen und die berechneten Werte vergleichen. Für y_0 wurde ein konstanter Wert von $2,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ empirisch festgelegt. Da die Berechnungen mit einem konstanten y_0 -Wert sehr gute Übereinstimmungen ergeben, ist anzunehmen, dass es sich bei diesem Wert um einen Anlagenparameter handelt. Die für die Berechnungen verwendeten ff_c -Werte sind in Tabelle 5.9 aufgelistet.

Tabelle 5.9: ff_c -Werte der Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration ($\sigma_{an} = 2500 \text{ Pa}$)

Konzentration 130 SV / -	Mischung 10 SV & 130 SV / -	Mischung 40 SV & 130 SV / -
$c_{130} = 0,00$	1,47 ± 0,08	2,23 ± 0,09
$c_{130} = 0,05$	1,24 ± 0,10	1,92 ± 0,96
$c_{130} = 0,25$	1,35 ± 0,26	1,94 ± 0,28
$c_{130} = 0,50$	1,36 ± 0,23	2,38 ± 0,27
$c_{130} = 0,75$	2,34 ± 0,30	4,47 ± 1,09
$c_{130} = 0,95$	5,17 ± 0,59	6,03 ± 0,27
$c_{130} = 1,00$	6,31 ± 1,46	6,31 ± 1,47

Abbildung 5.10 zeigt den Vergleich der mit Gleichung 4.16 ermittelten und den für die Reinstoffe experimentell bestimmten Dispersionskoeffizienten. Die in den Graphen dargestellte Linie, wurde mit Hilfe des Mittelwertes aus den gemessenen Ringscherversuchen berechnet. Die jeweilige obere und untere Grenze (gestrichelte Linien) resultiert aus Berechnungen mit den maximal bzw. minimalen ff_c -Werten.

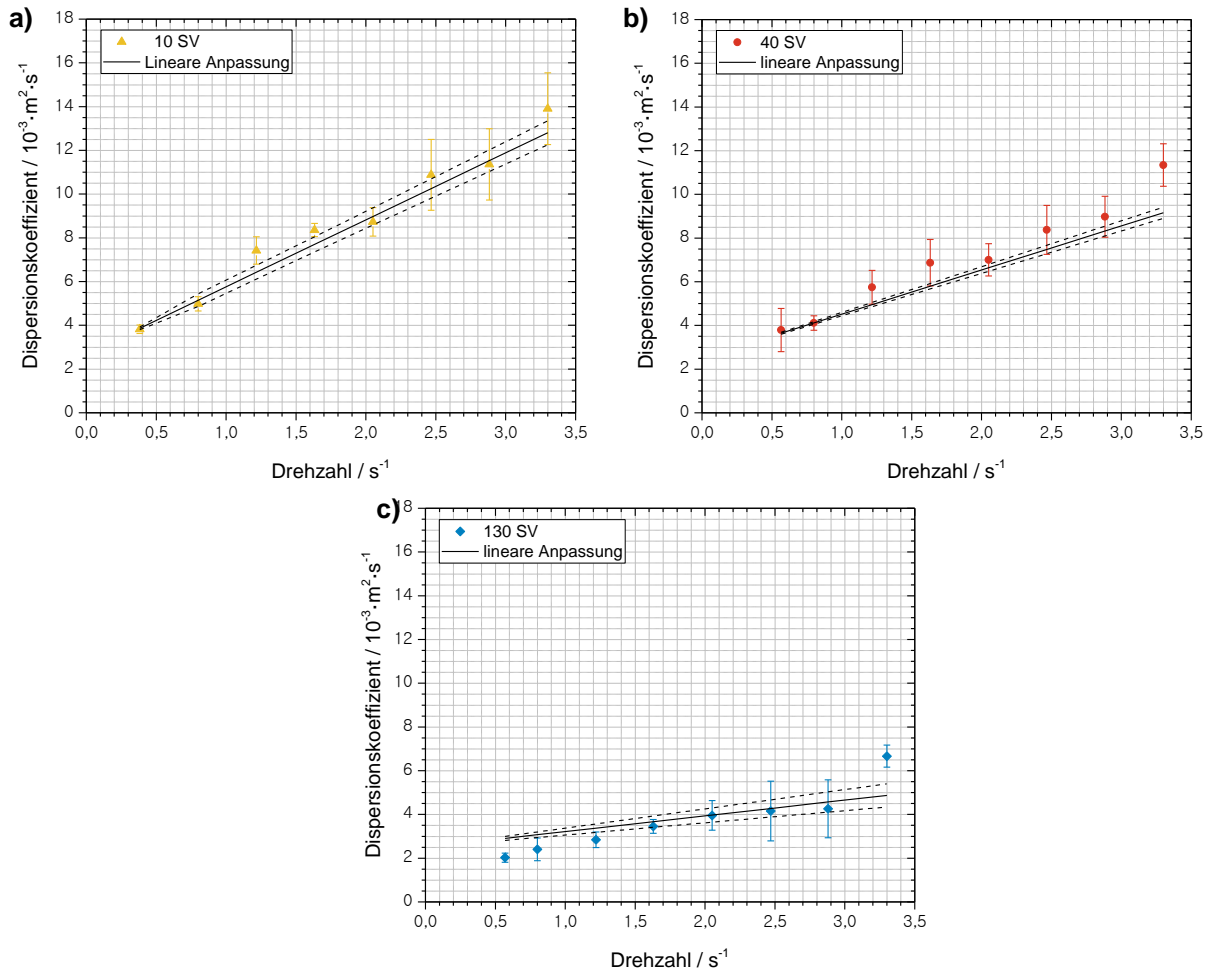
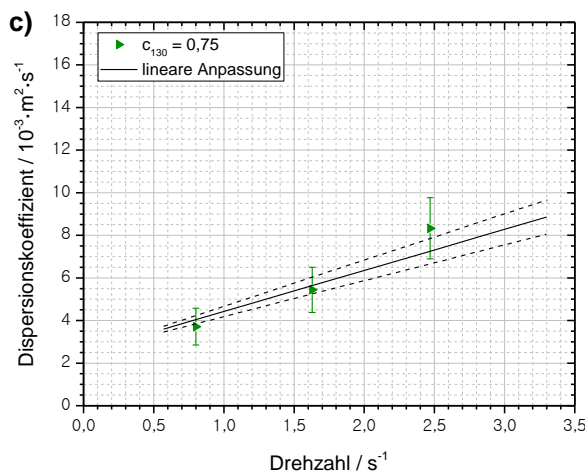
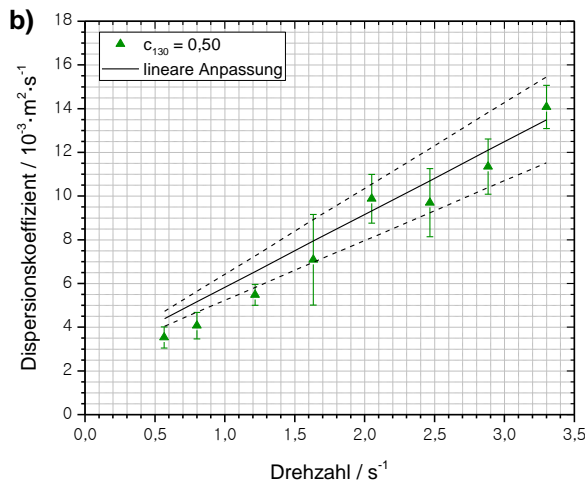
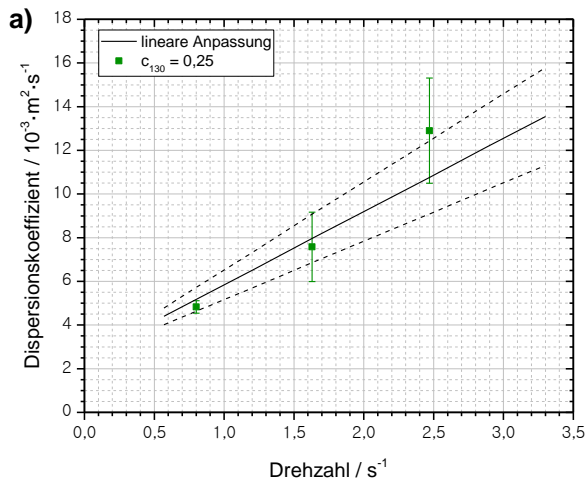


Abbildung 5.10: Vergleich von Berechnung und Messwerten (Reinstoffe)

Ebenso wurden die Berechnungen für die verschiedenen Mischkonzentrationen durchgeführt. Die Abbildung 5.11 a-c zeigen die Mischung aus den Pulvern 10 SV und 130 SV. In den Abbildung 5.11 d-f ist der Vergleich für die Mischungen aus 40 SV und 130 SV dargestellt.

Mischungen 10 SV & 130 SV (a-c)



Mischungen 40 SV & 130 SV (d-f)

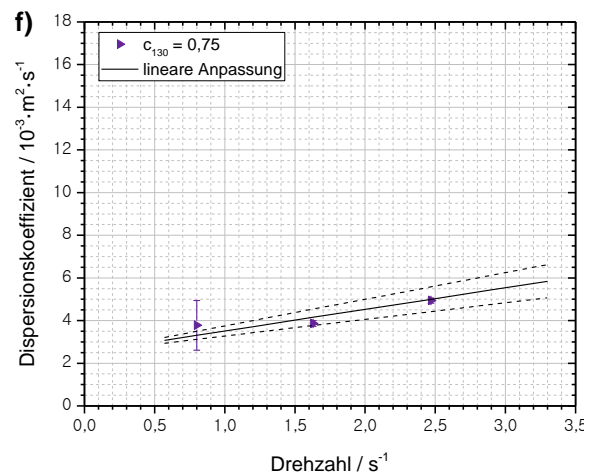
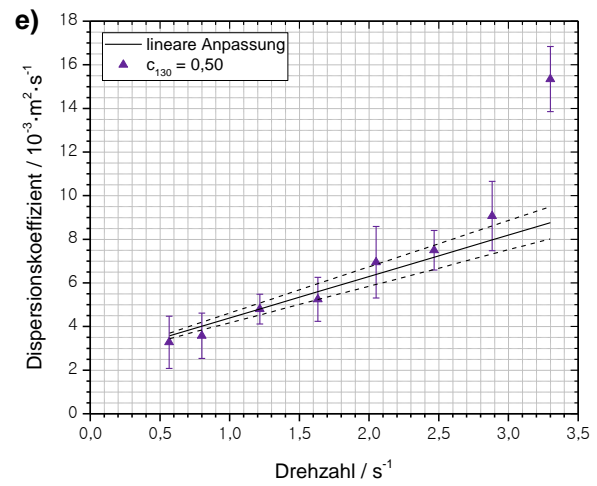
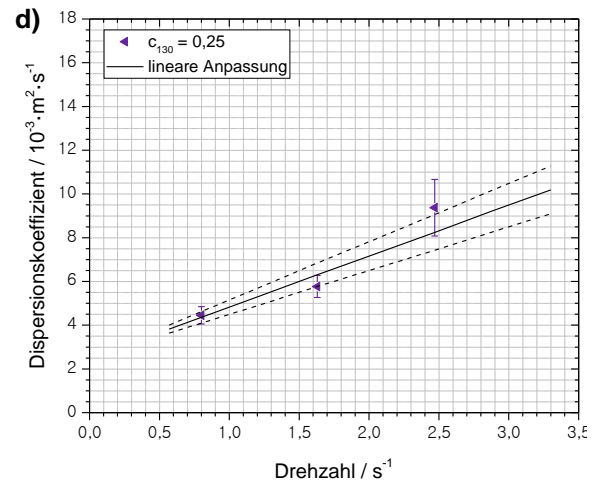


Abbildung 5.11: Vergleich von Berechnung und Messwerten für die Mischungen

a-c: Mischungen aus 10 SV & 130 SV mit unterschiedlicher Konzentration c_{130} d-f: Mischungen aus 40 SV & 130 SV mit unterschiedlicher Konzentration c_{130}

Für alle dargestellten Diagramme lässt sich eine gute Übereinstimmung zwischen berechneten und gemessenen Werten finden. Die Darstellung der rechnerischen Anpassung wurde bewusst nur in den mit Messungen abgesicherten Bereich gelegt, da das Verhalten bei geringen Drehzahlen nicht vollständig geklärt ist. Sicher ist, dass für eine Drehzahl von $n = 0$

kein Dispersionskoeffizient vorliegt, da sich das Schüttgut ohne äußeren Energieeintrag nicht bewegt. Vielmehr ist davon auszugehen, dass aufgrund von Haftreibungen im Mischer ein sprunghafter Anstieg des Dispersionskoeffizienten erfolgt.

Die hiermit berechneten Dispersionskoeffizienten stimmen sowohl für die Reinstoffe als auch für die gemessenen Mischungen überein. Damit lässt sich zukünftig der Dispersionskoeffizient durch Einstellen der Drehzahl, Bestimmung der Mischerquerschnittsfläche und durch Messung des ff_c -Werts bei geringer Verfestigungsspannung berechnen. Der so ermittelte Dispersionskoeffizient kann anschließend in die Fokker-Planck-Gleichung eingesetzt werden und der Füllgradverlauf vorhergesagt werden. Mit Kenntnis über den Füllgradverlauf werden die mittleren Verweilzeiten bei neutralem Mischwerkzeuge kalkuliert.

5.2 Untersuchungen zur Abhängigkeit des Transportkoeffizienten

Da in der Regel im Mischprozess Mischwerkzeuge mit angestellten Paddeln und damit mit vorgegebener Transportrichtung verwendet werden, ist die Kenntnis über die Transportkoeffizienten von hoher Bedeutung. Da für die Berechnung der Transportkoeffizienten der Dispersionskoeffizient bekannt sein muss (vgl. Abbildung 3.1), können im Folgenden die Versuchsreihen zur Bestimmung des Transportkoeffizienten durchgeführt werden. Hierbei muss zwischen dem positiven - also dem aktiven Transport des Produktes in Richtung des Mischerauslaufs - und dem negativen Transport, welcher entgegengesetzt erfolgt, unterschieden werden (vgl. Kapitel 4.2). Auch bei diesen Mischversuchen werden die Abhängigkeiten von der Mischkonzentration, der Drehzahl und den Stoffeigenschaften untersucht.

5.2.1 Einfluss der Mischkonzentration bei konstanter Drehzahl

In diesem Kapitel werden zunächst - ähnlich den Untersuchungen des Dispersionskoeffizienten - die Transportkoeffizienten in Abhängigkeit der Konzentration des Pulvers 130 SV bestimmt. Zur Berechnung der Transportkoeffizienten werden die in Tabelle 5.2 aufgelisteten Dispersionskoeffizienten verwendet. Im weiteren Verlauf der Auswertung werden die ermittelten Transportkoeffizienten mit U^+ (Verwendung des Mischwerkzeuges mit positiver Transportrichtung) und U^- (Verwendung des Mischwerkzeuges mit negativer Transportrichtung) benannt. Da sich bei den Auswertungen der Dispersionskoeffizienten herausgestellt hat (vgl. Kapitel 5.1.1), dass keine Unterscheidung der Koeffizienten innerhalb der Mischungen zu finden ist, werden im Folgenden nur die Koeffizienten der Mischung aufgetragen. In Tabelle 5.10 sind die Messreihen zusammengefasst.

Tabelle 5.10: Parameter zur Untersuchung des Einflusses der Mischkonzentration

Produktmischung		10 SV & 130 SV; 40 SV & 130 SV
Massenstrom 10 SV bzw. 40 SV	$\dot{m}_1 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	0; 25; 100
Massenstrom 130 SV	$\dot{m}_2 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	100; 25; 0
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		positiv und negativ
Drehzahl	n / s^{-1}	0,80; 1,63; 2,47

Abbildung 5.12 zeigt die Verläufe der Transportkoeffizienten der Mischungen aus den Pulvern 10 SV bzw. 40 SV und 130 SV. Die Versuche wurden für drei Drehzahlen durchgeführt. Abbildung 5.12 a und b zeigen die positiven Transportkoeffizienten der Mischungen. Für beide Mischungen ist zu erkennen, dass bei einer Steigerung der Konzentration von 130 SV der Transportkoeffizient (U^+) zunimmt. Dies ist für alle gemessenen Drehzahlen feststellbar. Auch ist eine Erhöhung des Transportkoeffizienten mit steigender Drehzahl ermittelt worden.

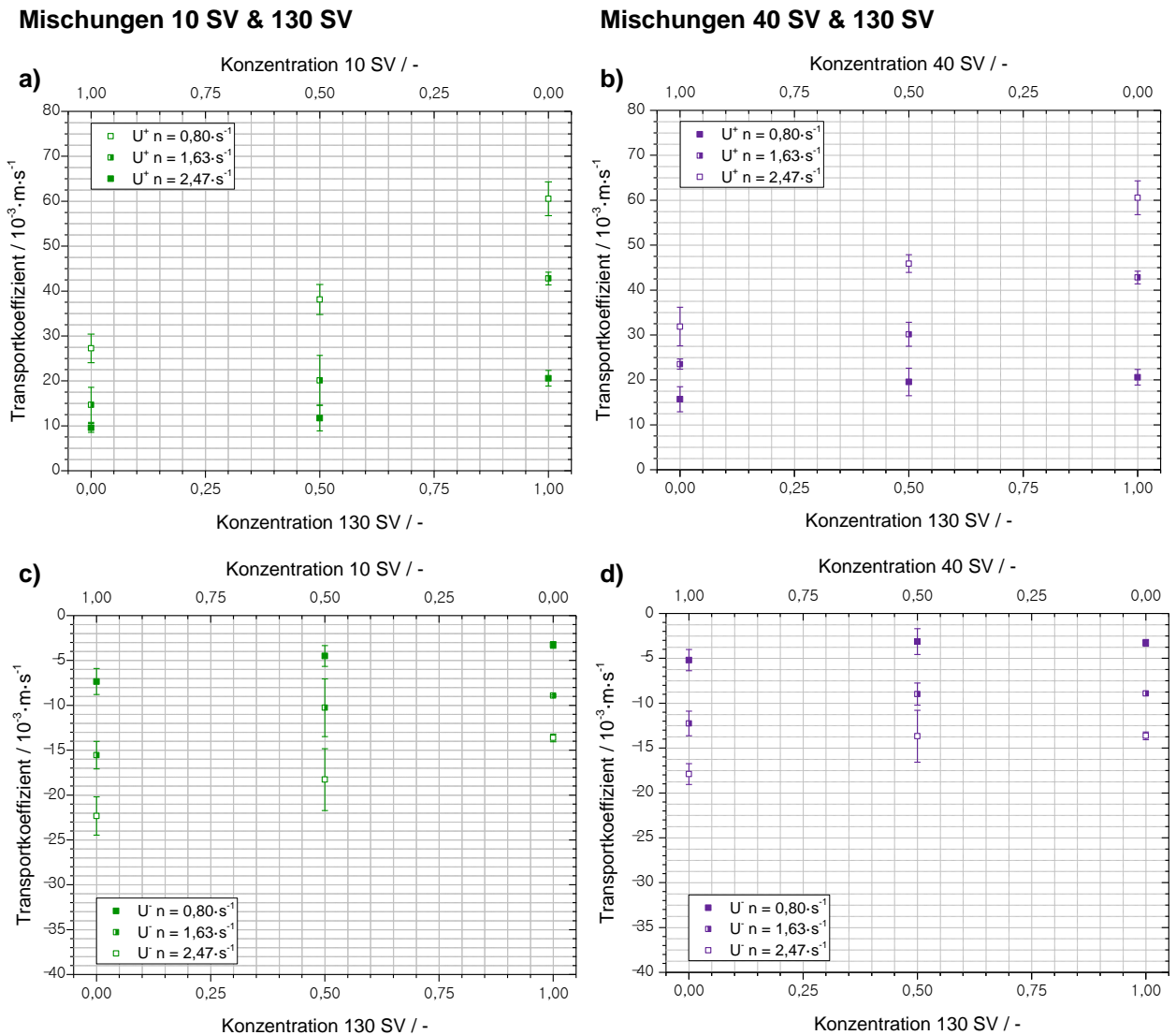


Abbildung 5.12: Vergleich der Transportkoeffizienten mit steigender Konzentration 130 SV
a und b: Verwendung des positiven Mischwerkzeuges (U^+)
c und d: Verwendung des negativen Mischwerkzeuges (U^-)

Die Abbildung 5.12 c und d zeigen die Veränderung des negativen Transportkoeffizienten bei Erhöhung des Anteils von 130 SV. Für den negativen Transportkoeffizienten (U^-) können ähnliche Aussagen wie für den positiven Transportkoeffizienten getroffen werden. Die Auswertung zeigt einen Anstieg von U^- mit Erhöhung des Anteils an 130 SV. Eine wesentliche Kernbeobachtung ist, dass kein signifikanter Unterschied zwischen den Koeffizienten bei einer Konzentration von $c_{130} = 0,5$ und 1 des 130 SV zu ermitteln ist. Im Gegensatz zu den positiven sinken die negativen Transportkoeffizienten bei einem Anstieg der Drehzahl.

Fazit 1: U steigt mit der Konzentration an 130 SV-Pulver

5.2.2 Einfluss der Drehzahl auf die Transportkoeffizienten

Mit der Erkenntnis aus Kapitel 5.2.1, dass die Transportkoeffizienten eine Abhängigkeit zur Drehzahl aufweisen, werden im Folgenden zunächst die Koeffizienten der Reinstoffe 10 SV, 40 SV und 130 SV ermittelt. Zur Berechnung der Transportkoeffizienten wurden die in Tabelle 5.5 aufgelisteten Dispersionskoeffizienten verwendet. In Tabelle 5.11 sind die Versuchsparmeter zusammengefasst.

Tabelle 5.11: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit des Transportkoeffizienten

Produkt		10 SV, 40 SV, 130 SV
Massenstrom	$\dot{m} / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	50
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		positiv und negativ
Drehzahl	n / s^{-1}	0,80; 1,22; 1,63; 2,05; 2,47; 2,88

Sowohl die für die Reinstoffe gemessene kleinste Drehzahl von $n = 0,57 \text{ s}^{-1}$ als auch $n = 3,30 \text{ s}^{-1}$ wurden bei der Berechnung der Transportkoeffizienten nicht berücksichtigt. Für $n = 0,57 \text{ s}^{-1}$ ist die Kraft des Mixers bei Verwendung des negativen Mischwerkzeuges nicht groß genug, um die Pulvermassen in Bewegung zu versetzen. Unter Verwendung des positiven Mischwerkzeuges konnten bei einer Drehzahl von $3,30 \text{ s}^{-1}$ unter ansonsten konstanten Bedingungen keine sinnvollen Ergebnisse erzielt werden. Abbildung 5.13 zeigt die positiven und negativen Transportkoeffizienten im Vergleich. Es ist deutlich zu erkennen, dass sowohl die Drehzahl als auch die Partikelgröße einen Einfluss auf den Transportkoeffizienten haben.

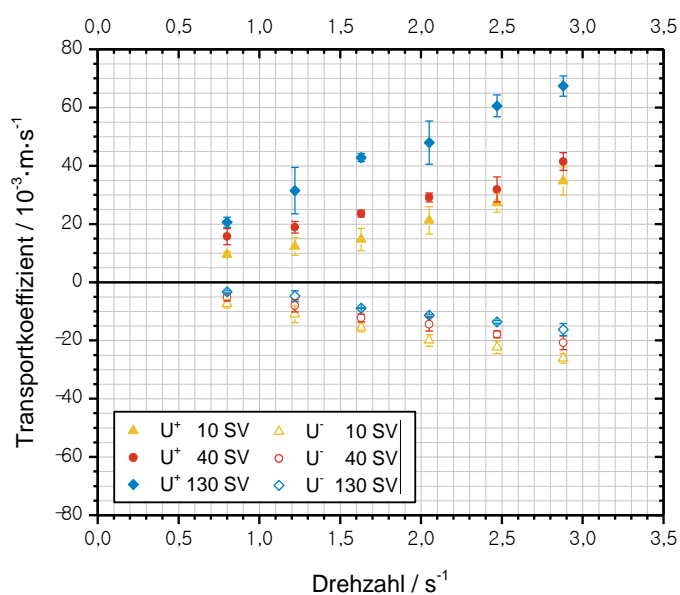
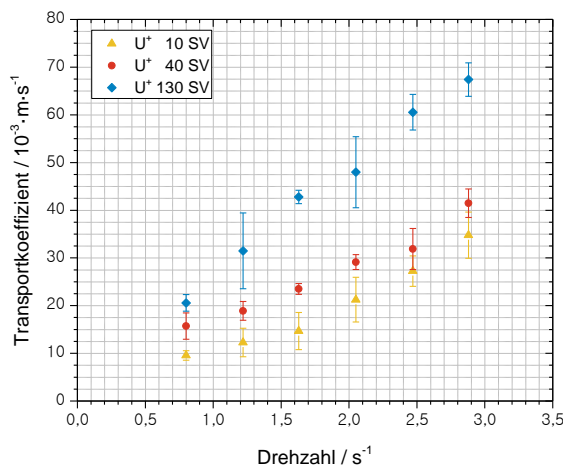


Abbildung 5.13: Vergleich der Transportkoeffizienten der Reinstoffe

Zur verbesserten Darstellung wurden zwei einzelne Diagramme erstellt. Dabei wurde für den negativen Bereich eine kleine Skalierung gewählt. Dieses ist in allen weiteren Diagrammen mit negativer Ordinate zu beachten. Abbildung 5.14 zeigt die Transportkoeffizienten der Reinstoffe bei veränderter Drehzahl.

Positives Mischwerkzeug



Negatives Mischwerkzeug

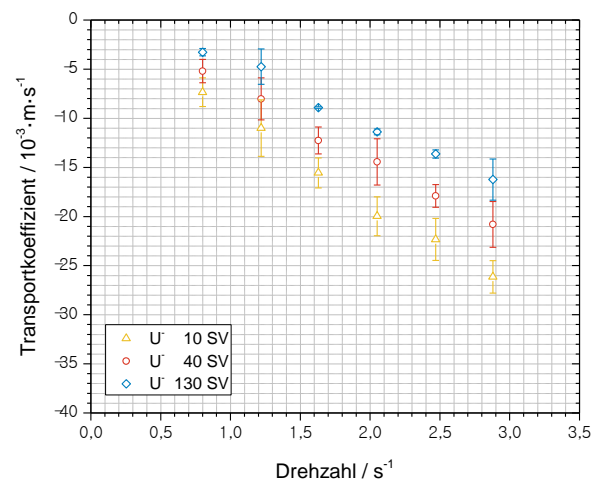


Abbildung 5.14: Abhängigkeit der Transportkoeffizienten von der Drehzahl und Partikelgröße

Die Versuchsreihen mit positivem Mischwerkzeug zeigen, dass mit steigender Drehzahl der Transportkoeffizient zunimmt. Dies gilt für alle Reinstoffe. Ebenso treten höhere Transportkoeffizienten mit steigender mittlerer Partikelgröße auf. Dieser Unterschied ist zwischen den Pulvern 10 SV und 40 SV nicht immer signifikant, jedoch im Vergleich zum deutlich größeren 130 SV zu erkennen. Begründet werden kann diese Beobachtung durch das ähnliche Fließverhalten und die ähnlichen Dispersionskoeffizienten der Pulver 10 SV und 40 SV. Damit sind die aus den Auswertungen der Konzentrationsabhängigkeit vermuteten Abhängigkeiten bestätigt.

Fazit 2: U^+ steigt mit steigender Drehzahl

Fazit 3: U^+ steigt mit der mittleren Partikelgröße

Die Untersuchungen der Reinstoffe bei Verwendung eines negativen Mischwerkzeuges zeigen, dass mit zunehmender Drehzahl die Transportkoeffizienten sinken. Dieses ist für alle drei Reinstoffe zu erkennen. Ähnlich den Betrachtungen der positiven Transportkoeffizienten steigen die negativen Transportkoeffizienten mit der mittleren Partikelgröße.

Fazit 4: U^- sinkt mit steigender Drehzahl

Fazit 5: U^- steigt mit der mittleren Partikelgröße

Zur Bestimmung der Transportkoeffizienten der Mischungen aus 10 SV bzw. 40 SV und 130 SV wurden lediglich eine Mischung mit einer Konzentration $c_{130} = 0,5$ hergestellt. Die

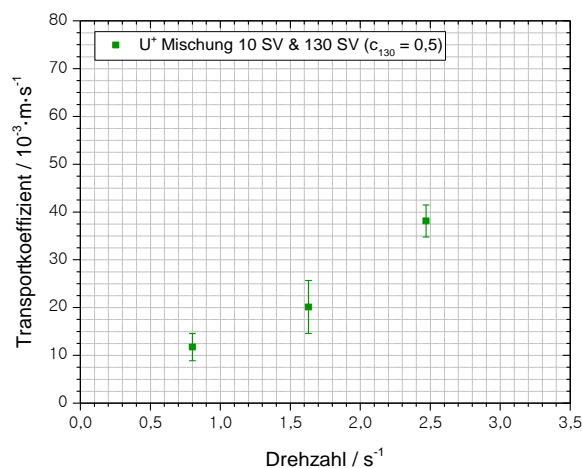
verwendeten Dispersionskoeffizienten der Mischungen sind aus Tabelle 5.8 entnommen. Tabelle 5.12 fasst die Versuchsparameter zusammen.

Tabelle 5.12: Parameter zur Untersuchung des Einflusses der Mischkonzentration

Produktmischung	10 SV & 130 SV; 40 SV & 130 SV	
Massenstrom 10 SV bzw. 40 SV	$\dot{m}_1 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	25,0
Massenstrom 130 SV	$\dot{m}_2 / \text{g} \cdot \text{s}^{-1}$	25,0
Wehrstellung		offen
Mischwerkzeug		positiv und negativ
Drehzahl	n / s^{-1}	0,80; 1,63; 2,47

Abbildung 5.15 zeigt die Transportkoeffizienten der Mischung der Versuchsstoffe 10 SV und 130 SV in Abhängigkeit der Drehzahl. Hierfür wurden die Drehzahlen $0,80 \text{ s}^{-1}$, $1,63 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$ gewählt.

Positives Mischwerkzeug



Negatives Mischwerkzeug

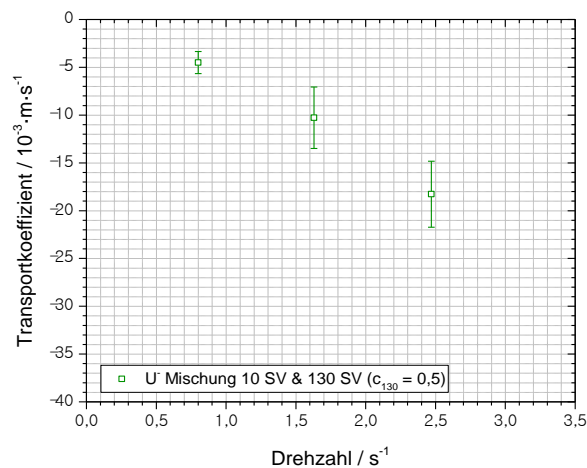
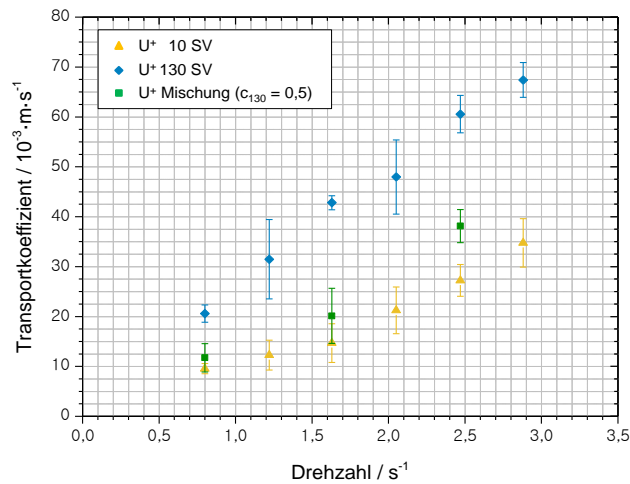


Abbildung 5.15: Transportkoeffizienten der Mischungen 10 SV & 130 SV in Abhängigkeit der Drehzahl

Auch bei den Mischungen ist die Abhängigkeit von der Drehzahl deutlich zu erkennen. Mit steigender Drehzahl steigt der Transportkoeffizient U^+ signifikant an. Für U^- ist eine Abnahme bei Erhöhung der Drehzahl bestimmt worden. Das Verhalten der Mischung ist ähnlich dem Verhalten der Rohstoffe. Abbildung 5.16 zeigt den Vergleich der Transportkoeffizienten der Reinstoffe und der Mischung aus 10 SV und 130 SV. Die Transportkoeffizienten der Mischungen unterscheiden sich teilweise signifikant von denen der Reinstoffe. Bei positivem Mischwerkzeug ist der Koeffizient der Mischung fast identisch mit dem der Komponente 10 SV. Bei den negativen Transportkoeffizienten ist aufgrund der geringen Differenz zwischen den Koeffizienten der Reinstoffe keine Signifikanz zur Mischung erkennbar.

Positives Mischwerkzeug



Negatives Mischwerkzeug

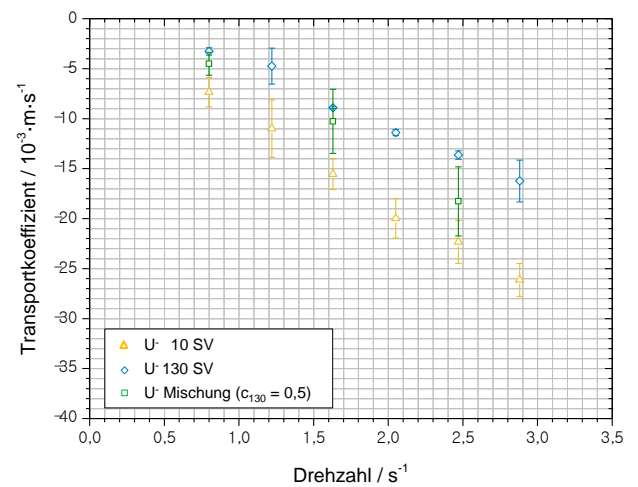
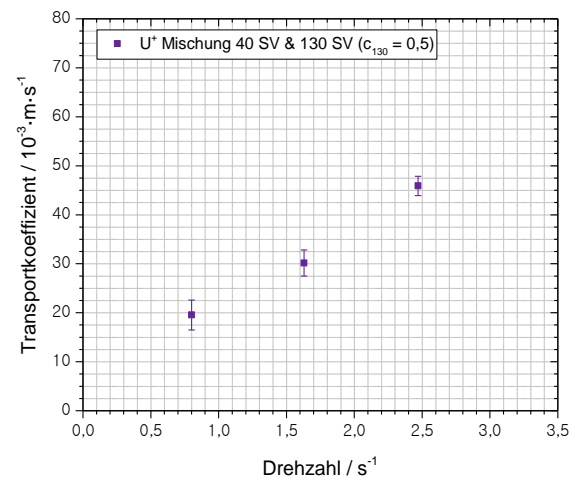


Abbildung 5.16: Vergleich der Transportkoeffizienten Mischungen 10 SV & 130 SV mit Reinstoffen

Für die Mischung der Versuchsstoffe 40 SV und 130 SV sind die Transportkoeffizienten in Abbildung 5.17 dargestellt. Auch hier ist die Abhängigkeit von der Drehzahl gegeben.

Positives Mischwerkzeug



Negatives Mischwerkzeug

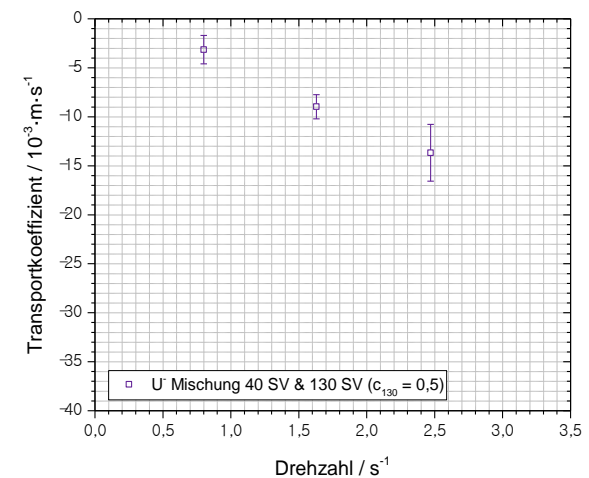


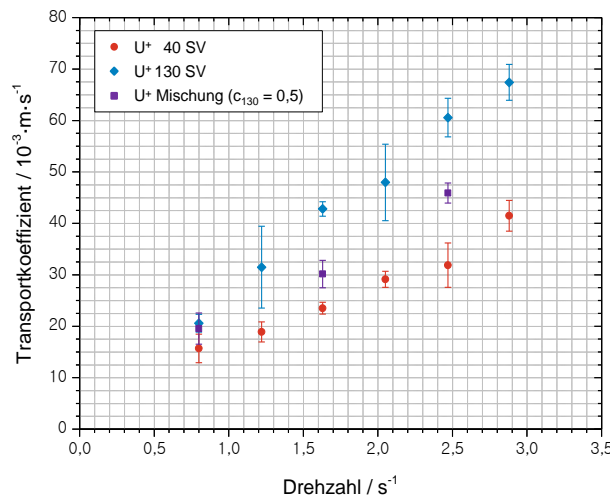
Abbildung 5.17: Transportkoeffizienten der Mischungen 40 SV & 130 SV in Abhängigkeit der Drehzahl

Der Vergleich der Mischung mit den Reinstoffen (vgl. Abbildung 5.18) liefert ähnliche Aussagen wie bei der Mischung aus 10 SV und 130 SV. Für die Mischung aus 40 SV und 130 SV ist U^+ nahezu der Mittelwert der Transportkoeffizienten der Reinstoffe. Für U^- ist keine Signifikanz zu erkennen. Die Ergebnisse der Mischungen lassen sich ähnlich den Fazits 2 und 5 zusammenfassen

Fazit 6: U^+ der Mischungen steigt mit steigender Drehzahl

Fazit 7: U^- der Mischungen sinkt mit steigender Drehzahl

Positives Mischwerkzeug



Negatives Mischwerkzeug

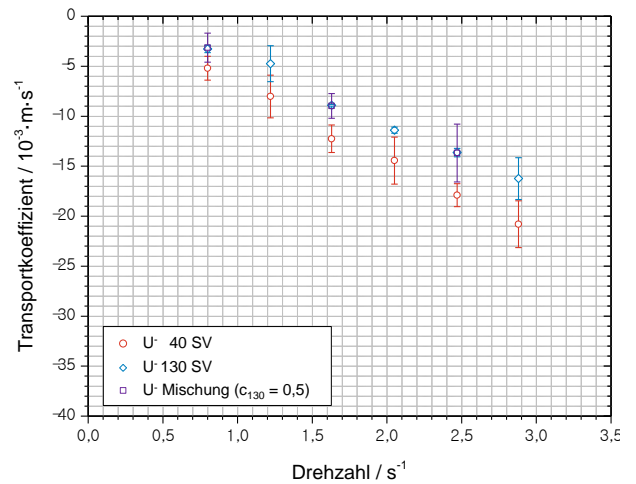
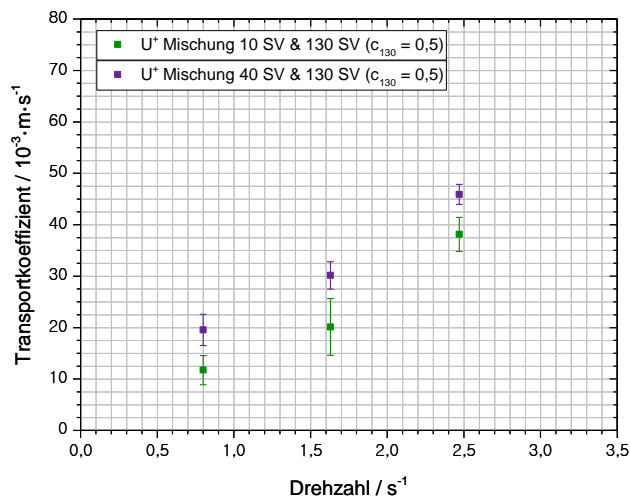


Abbildung 5.18: Vergleich der Transportkoeffizienten der Mischungen und Reinstoffe

Der Vergleich zwischen den Mischungen zeigt, dass mit steigender mittlerer Partikelgröße die Transportkoeffizienten zunehmen (vgl. Abbildung 5.19). Für den negativen Transportkoeffizienten ist dieser Unterschied nicht signifikant.

Positives Mischwerkzeug



Negatives Mischwerkzeug

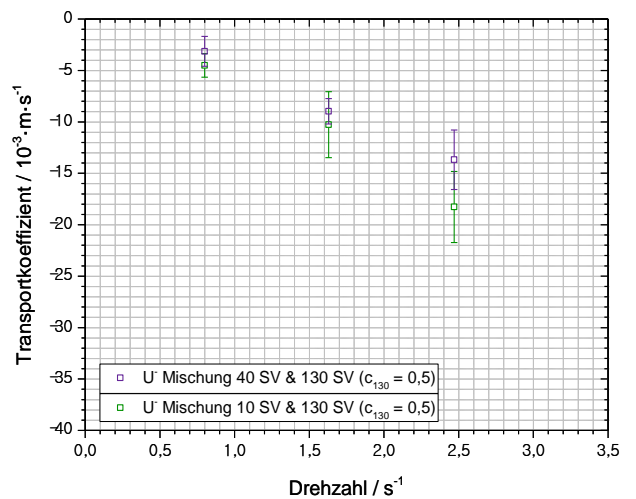


Abbildung 5.19: Vergleich der Transportkoeffizienten der Mischungen

Fazit 8: U⁺ der Mischungen steigen mit größerer mittlerer Partikelgröße

Die Ergebnisse der Versuchsreihen zur Bestimmung des Transportkoeffizienten sind für den positiven Transport in Tabelle 5.13 und für den negativen Transport in Tabelle 5.14 tabellarisch zusammengefasst.

Tabelle 5.13: Positive Transportkoeffizienten U^+

Drehzahl / s^{-1}	10 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	40 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	130 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	Mischung 10 SV & 130 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	Mischung 40 SV & 130 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$
0,8	9,55 ± 1,01	15,70 ± 2,77	20,57 ± 1,74	11,72 ± 2,85	19,54 ± 3,05
1,22	12,28 ± 2,99	18,89 ± 1,97	31,48 ± 7,96		
1,63	14,68 ± 3,88	23,51 ± 1,13	42,80 ± 1,40	20,12 ± 5,53	30,15 ± 2,66
2,05	21,25 ± 4,69	29,12 ± 1,57	47,97 ± 7,43		
2,47	27,23 ± 3,17	31,87 ± 4,30	60,55 ± 3,74	38,12 ± 3,33	45,89 ± 1,96
2,88	34,76 ± 4,84	41,47 ± 3,00	67,40 ± 3,49		

Tabelle 5.14: Negative Transportkoeffizienten U^-

Drehzahl / s^{-1}	10 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	40 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	130 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	Mischung 10 SV & 130 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$	Mischung 40 SV & 130 SV / $\cdot 10^{-3}ms^{-1}$
0,8	-7,35 ± 1,46	-5,20 ± 1,19	-3,28 ± 0,37	-4,51 ± 1,15	-3,14 ± 1,45
1,22	-11,00 ± 2,87	-8,03 ± 2,13	-4,74 ± 1,79		
1,63	-15,56 ± 1,53	-12,26 ± 1,38	-8,91 ± 0,09	-10,27 ± 3,22	-8,97 ± 1,23
2,05	-19,97 ± 1,98	-14,44 ± 2,35	-11,39 ± 0,30		
2,47	-22,34 ± 2,14	-17,90 ± 1,15	-13,64 ± 0,42	-18,28 ± 3,45	-13,68 ± 2,89
2,88	-26,14 ± 1,65	-20,80 ± 2,33	-16,24 ± 2,10		

Die Ergebnisse der Auswertung des Transportkoeffizienten sind im Folgenden zusammengefasst:

Fazit 1: U^+ steigt mit der Konzentration an 130 SV Pulver

Fazit 2: U^+ steigt mit steigender Drehzahl

Fazit 3: U^+ steigt mit der mittleren Partikelgröße

Fazit 4: U^- sinkt mit steigender Drehzahl

Fazit 5: U^- steigt mit der mittleren Partikelgröße

Fazit 6: U^+ der Mischungen steigt mit steigender Drehzahl

Fazit 7: U^- der Mischungen sinkt mit steigender Drehzahl

Fazit 8: U^+ und U^- der Mischungen steigen mit größerer mittlerer Partikelgröße

Die Haupteinflussgrößen auf den Transportkoeffizienten (U^+ und U^-) sind die Drehzahl und die mittlere Partikelgröße. Die mittlere Partikelgröße der Reinstoffe und der Mischungen ($c_{130} = 0,5$) ist in Tabelle 5.15 aufgelistet.

Tabelle 5.15: Vergleich der $x_{50,3}$ Werte der Versuchsstoffe und Mischungen

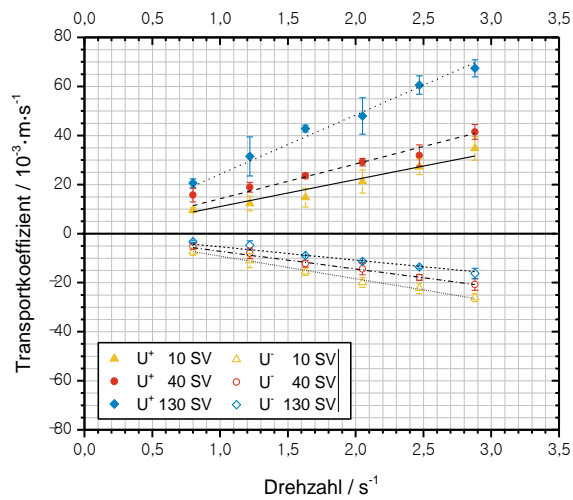
Versuchsstoff	$x_{50,3} / \mu\text{m}$
10 SV	$5,9 \pm 0,1$
40 SV	$34,4 \pm 0,9$
130 SV	$212,7 \pm 2,9$
Mischung 10 SV und 130 SV	$17,7 \pm 3,4$
Mischung 40 SV und 130 SV	$108,0 \pm 1,7$

Alle gemessenen Transportkoeffizienten lassen sich mit einer Geradenfunktion anpassen. Dabei verlaufen alle diese Geraden durch den Ursprung. Es ergibt sich für den Transportkoeffizienten folgende Geradenfunktion:

$$U(n, x_{50,3}, k) = k \cdot x_{50,3} \cdot n \quad \text{Gleichung 4.17}$$

In diesem Fall ist k ein veränderlicher Wert, für dessen Klärung weiter Untersuchungen nötig sind. Dabei ist zu vermuten, dass k in Verbindung mit den Stoffeigenschaften steht. Deshalb wären Versuchsreihen mit anderen Versuchsmaterialien anzustreben. Abbildung 5.20 zeigt den Vergleich der Geradenfunktionen und der Messwerte. Für alle ist eine gute Übereinstimmung festzustellen.

Reinstoffe



Mischungen

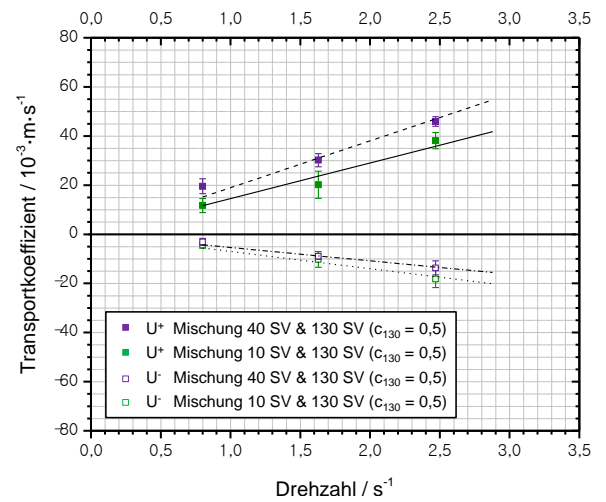


Abbildung 5.20: Übereinstimmung von Geradenfunktion und Messwerten

Mit der Kenntnis über die Transportkoeffizienten und der Möglichkeit diese mit Hilfe der Geradenfunktion zu berechnen, können zukünftig die Füllgradverläufe bei Verwendung des jeweiligen Mischwerkzeuges rechnerisch ermittelt werden (vgl. Kapitel 2.3). Daraus lassen sich anschließend die mittleren Verweilzeiten bestimmen.

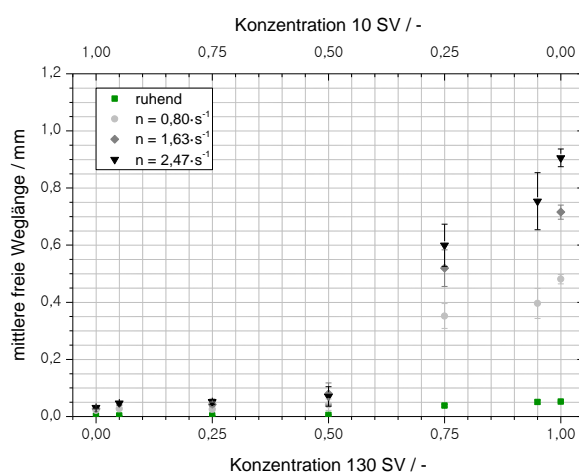
5.3 Ermittlung der Beweglichkeit der Partikeln im Mischer

Die Beweglichkeit der Partikel im Mischer wird mit Hilfe der mittleren freien Weglänge und der granularen Temperatur beschrieben. Dabei wird die mittlere freie Weglänge der Partikel im Mischer mit der in Kapitel 3.2 vorgestellten Theorie berechnet. Einerseits wird der Zusammenhang zwischen der Konzentration der Mischung und der mittleren freien Weglänge ermittelt. Andererseits wird die Drehzahlabhängigkeit der Reinstoffe und der Komponenten betrachtet. Ein weiterer Aspekt, der in diesem Kapitel diskutiert wird, ist die Änderung der granularen Temperatur und der damit verbundenen mittleren stochastischen Geschwindigkeit.

5.3.1 Bestimmung der mittleren freien Weglänge der Partikel

Die in den Kapiteln 5.1 und 5.2 vorgestellten Ergebnisse werden dazu verwendet, die mittleren freien Weglängen der Partikeln im Mischer zu berechnen. Die in Abbildung 5.21 dargestellten mittleren freien Weglängen sind aus den Messungen mit neutralem Mischwerkzeug bestimmt (vgl. Kapitel 3.2). Hierzu werden die im Mischer vorhandenen stationären Massen verwendet um die Feststoffdichte zu berechnen. In Abbildung 5.22 folgen die Auswertungen für die Versuche mit aktivem Mischwerkzeug. Die mit ruhend bezeichneten Werte, basieren auf einer Berechnung des Feststoffvolumenanteils mit Hilfe der Schüttdichte. Die Erläuterung hierzu ist in Kapitel 3.2 aufgeführt. Da es im ruhenden Zustand keine Partikelbewegung gibt, handelt es sich hierbei um eine theoretische Größe, welche als Referenz für eine Minimalflu- idisierung genommen wird.

Mischung 10 SV & 130 SV (neutral)



Mischung 40 SV & 130 SV (neutral)

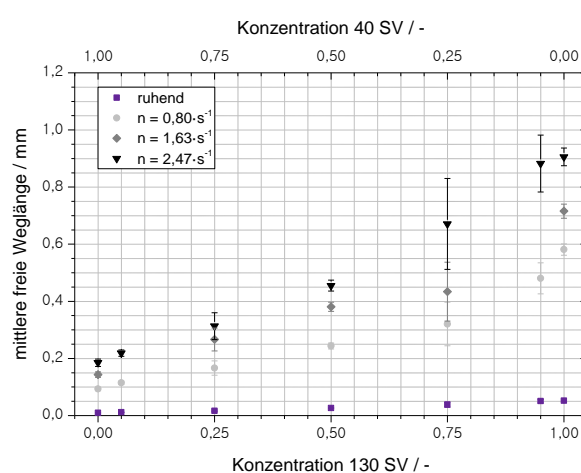
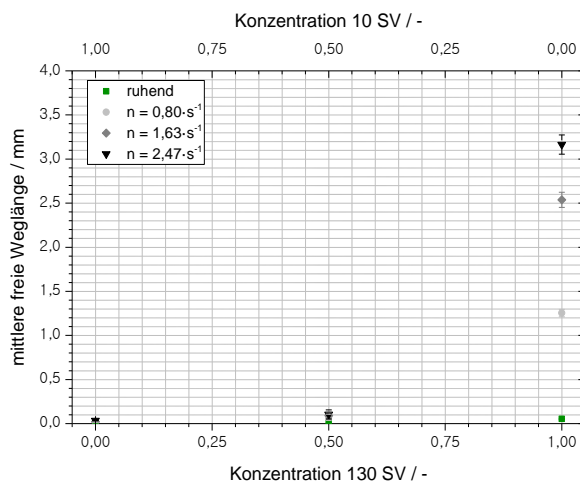


Abbildung 5.21: Mittlere freie Weglänge der Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration

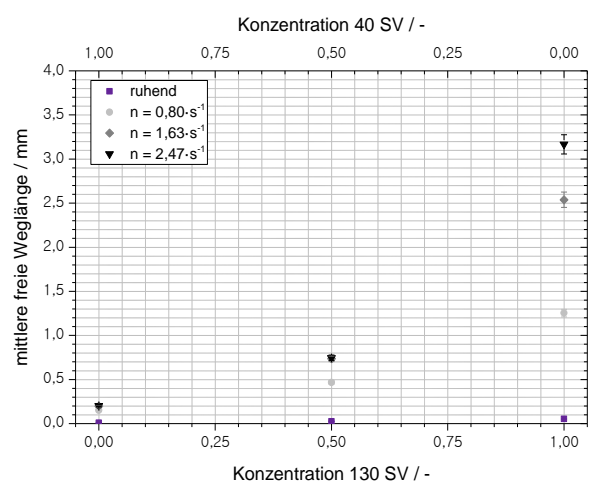
Bis zu einer Konzentration von $c_{130} = 0,5$ ist für die Mischung aus 10 SV und 130 SV kein Unterscheid der mittleren freien Weglänge in Abhängigkeit der Drehzahl zu erkennen. Ab dieser Konzentration nimmt die mittlere freie Weglänge zu. Auch steigt die mittlere freie

Weglänge mit Erhöhung der Drehzahl. Für die Mischung aus 40 SV und 130 SV steigt die mittlere freie Weglänge sowohl mit der Konzentration als auch mit der Drehzahl. Dieses lässt sich damit begründen, dass ein höherer Anteil an 130 SV-Pulver bei gleicher Masse weniger Partikeln enthält und somit die Feststoffvolumenkonzentration abnimmt. So wird die Stoßzahl der Partikeln geringer und die mittlere freie Weglänge größer. Bei gleicher Konzentration nimmt die Pulvermasse im Mischer bei Erhöhung der Drehzahl ab. Dies führt ebenfalls zu einer Verringerung der Feststoffvolumenkonzentration und zu einer höheren mittleren freien Weglänge. Durch die Verwendung eines positiven Mischwerkzeuges (vgl. Abbildung 5.22) zeigt sich ein ähnliches Verhalten wie bei den Versuchen mit neutralem Mischwerkzeug. Jedoch werden bei hohen Drehzahlen deutlich höhere mittlere freie Weglängen erreicht (Skalierung der y-Achse beachten). Die Ursache hierfür ist die im Durchschnitt geringere Produktmasse im Mischer.

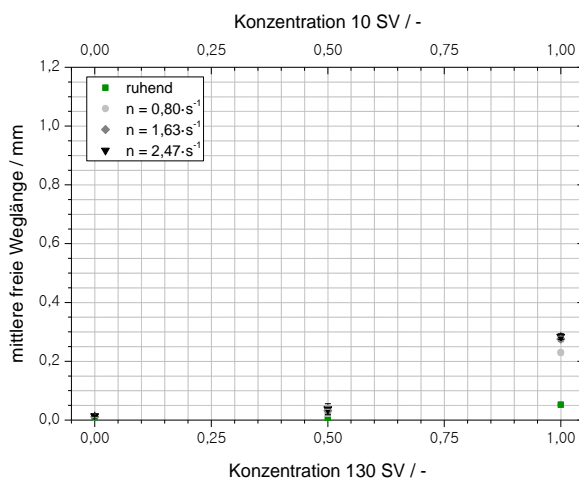
Mischung 10 SV & 130 SV (positiv)



Mischung 40 SV & 130 SV (positiv)



Mischung 10 SV & 130 SV (negativ)



Mischung 40 SV & 130 SV (negativ)

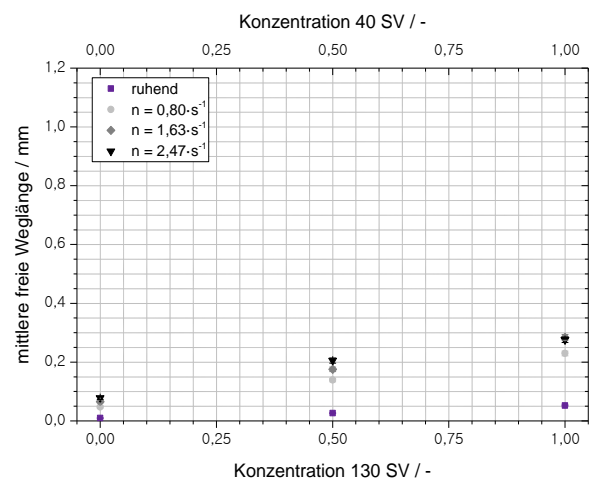


Abbildung 5.22: Mittlere freie Weglänge der Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration

Der Vergleich der mittleren freien Weglängen aus den Messreihen mit negativem Mischwerkzeug zeigt, dass die mittlere freie Weglänge nicht von der Drehzahl abhängt. Für die Abhängigkeit der Mischungen von der Konzentration gilt das gleiche Verhalten wie bei neutralem Mischwerkzeug.

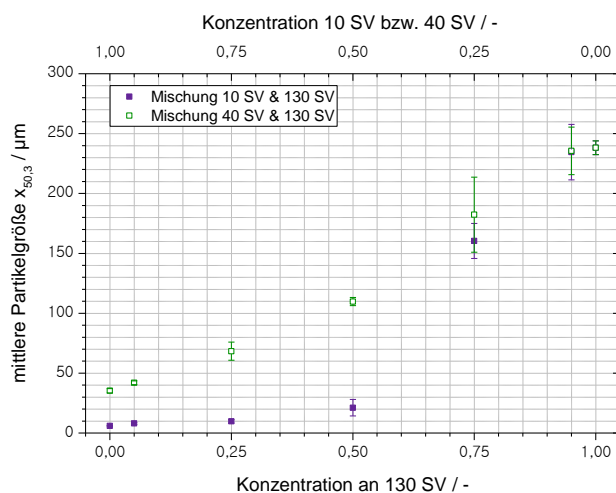


Abbildung 5.23: Mittlere Partikelgröße in Abhängigkeit der Konzentration

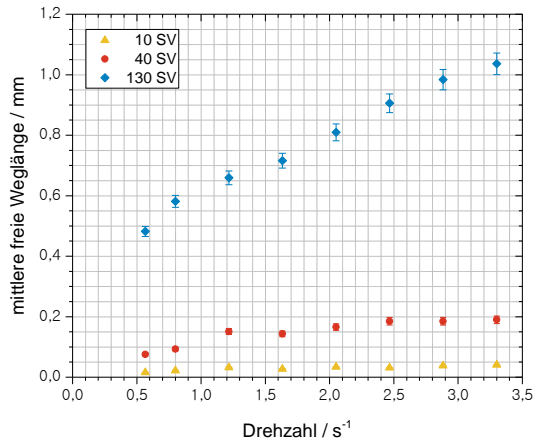
Fazit 1: Abhängigkeit der mittleren freien Weglänge von der Konzentration

Fazit 2: Die Partikelgröße ist eine der Haupteinflussgrößen

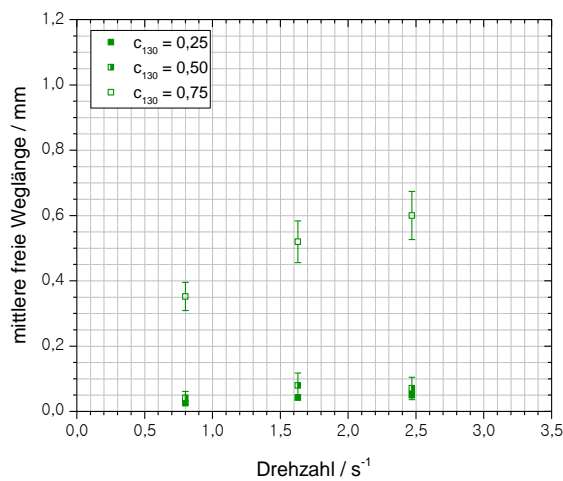
Die in Abbildung 5.24 und Abbildung 5.25 zusammengefassten Diagramme zeigen die Abhängigkeit der Reinstoffe und Mischungen von der Drehzahl. Zunächst sind die Diagramme für die Verwendung des neutralen Mischwerkzeuges dargestellt. Die Untersuchungen der Reinstoffe zeigen, dass für das Pulver 10 SV keine signifikante Abhängigkeit der mittleren freien Weglänge von der Drehzahl besteht. Auch die für den Reinstoff 40 SV berechneten mittleren freien Weglängen bleiben ab einer Drehzahl von $n = 1,22 \text{ s}^{-1}$ nahezu konstant. Die mittleren freien Weglängen des freifließenden Pulvers 130 SV fallen deutlich größer aus und besitzen eine klar erkennbare Abhängigkeit von der Drehzahl. Begründen lässt sich dies durch die leichtere Fluidisierbarkeit des größeren Produktes und der abnehmenden Anzahl an Partikeln mit steigender Schüttdichte bei ähnlicher stationärer Mischermasse. Für die Mischungen aus 10 SV bzw. 40 SV und 130 SV wurden die mittleren freien Weglängen bei drei Konzentrationen und drei Drehzahlen berechnet. Für die Mischung von 10 SV und 130 SV zeigt sich kein Unterschied in den mittleren freien Weglängen zwischen dem Reinstoff 10 SV und den Konzentrationen an 130 SV von $c_{130} = 0,25$ bzw. $c_{130} = 0,50$. Dies ist darauf zurückzuführen, dass sich die mittlere Partikelgröße bis zu einer Konzentration von $c_{130} = 0,50$ nahezu konstant verhält (vgl. Abbildung 5.23). Erst bei einer Konzentration von $c_{130} = 0,75$ ist eine deutlich größere mittlere Partikelgröße vorhanden. Die Mischung mit der Konzentration $c_{130} = 0,75$ zeigt zudem eine Abhängigkeit von der Drehzahl. Für die Mischung aus 40 SV-

und 130 SV-Pulver kann ein Anstieg der mittleren freien Weglänge bei Zunahme der Konzentration an 130 SV und steigender Drehzahl festgestellt werden.

Reinstoffe (neutral)



Mischung 10 SV & 130 SV (neutral)



Mischung 40 SV & 130 SV (neutral)

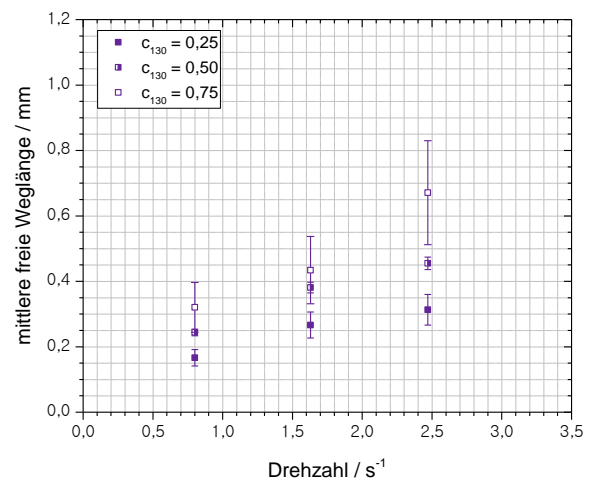


Abbildung 5.24: Mittlere freie Weglänge der in Abhängigkeit der Drehzahl (neutral)

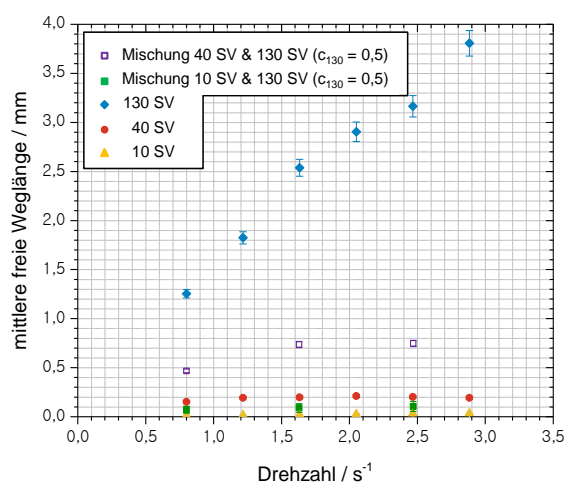
Fazit 3: Abhängigkeit der mittleren freien Weglänge von der Drehzahl nur bei 130 SV

Fazit 4: Mischung 10 SV und 130 SV besitzt eine Abhängigkeit von der Drehzahl bei hohen Konzentrationen an 130 SV

Fazit 5: Mischung 40 SV und 130 SV besitzt eine Abhängigkeit von der Drehzahl

Abbildung 5.25 stellt den Vergleich bei Verwendung der aktiven Mischwerkzeuge dar. Für die Verwendung des positiven Mischwerkzeuges ist eine andere y-Achsen-Skalierung gewählt worden. Bei Verwendung des positiven Mischwerkzeuges wird deutlich, dass nur der Reinstoff 130 SV und die Mischung aus 40 SV und 130 SV ($c_{130} = 0,50$) eine höhere mittlere freie Weglänge aufweisen. Das gleiche Verhalten ist auch bei den Auswertungen der Mischversuche mit negativem Mischwerkzeug zu erkennen. Aufgrund der höheren stationären Masse im Mischer, liegen die mittleren freien Weglängen der Mischversuche mit negativem Mischwerkzeug unterhalb der mit neutralem oder positivem Mischwerkzeug hergestellten Versuchsreihen.

Reinstoffe und Mischungen (positiv)



Reinstoffe und Mischungen (negativ)

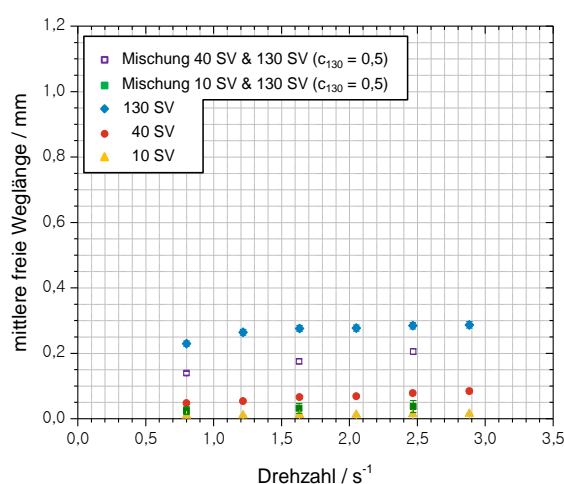
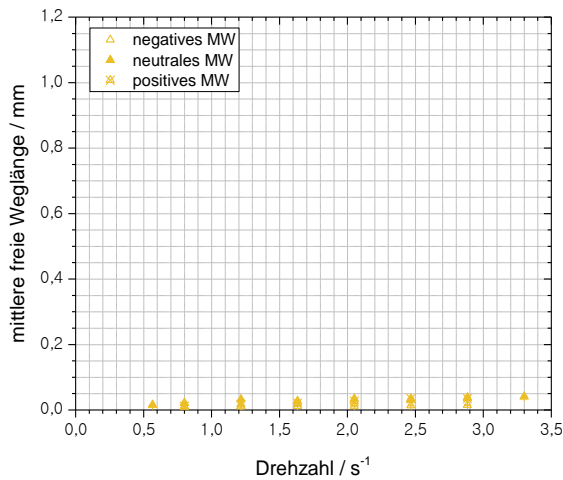
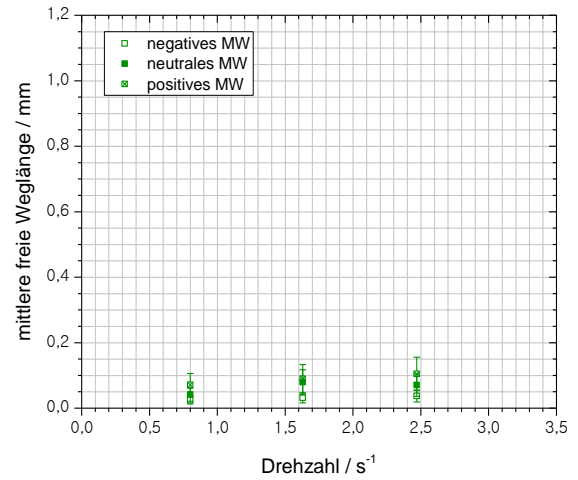


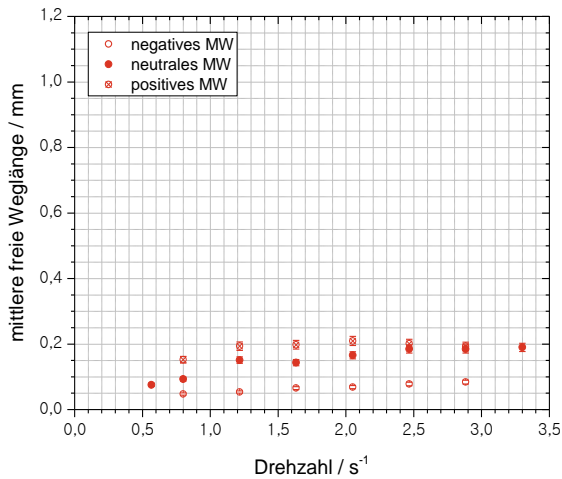
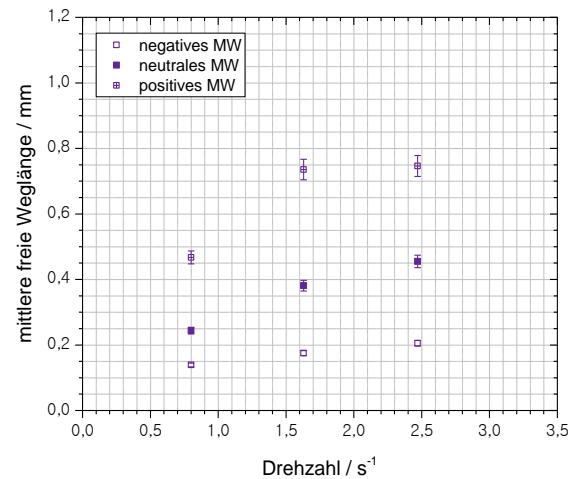
Abbildung 5.25: Mittlere freie Weglänge in Abhängigkeit der Drehzahl (aktive Mischwerkzeuge)

Abbildung 5.26 zeigt den Vergleich der mittleren freien Weglänge in Abhängigkeit des verwendeten Mischwerkzeuges. Sowohl für die Reinstoffe 10 SV und 40 SV als auch die Mischung 10 SV und 130 SV ($c_{130} = 0,50$) ist kein signifikanter Unterschied in der mittleren freien Weglänge in Abhängigkeit des verwendeten Mischwerkzeuges zu erkennen. Dies liegt an der für alle drei Produkte geringen mittleren Partikelgröße. Für die Mischung 40 SV und 130 SV ($c_{130} = 0,50$) ist ein signifikanter Unterschied der mittleren freien Weglänge zu erkennen. Der Einfluss auf die mittlere freie Weglänge ist stark von der Verwendung des Mischwerkzeuges und so von der im Mischer vorhandenen stationären Masse abhängig. Noch deutlicher ist dieses Verhalten beim Reinstoff 130 SV zu sehen. Im Anhang 8.4 sind die mittleren freien Weglängen der Reinstoffe (Tabelle 8.2) und der Mischungen (Tabelle 8.3) zusammengefasst.

Reinstoff 10 SV

Mischung 10 SV & 130 SV ($c_{130} = 0,5$)

Reinstoff 40 SV

Mischung 40 SV & 130 SV ($c_{130} = 0,5$)

Reinstoff 130 SV

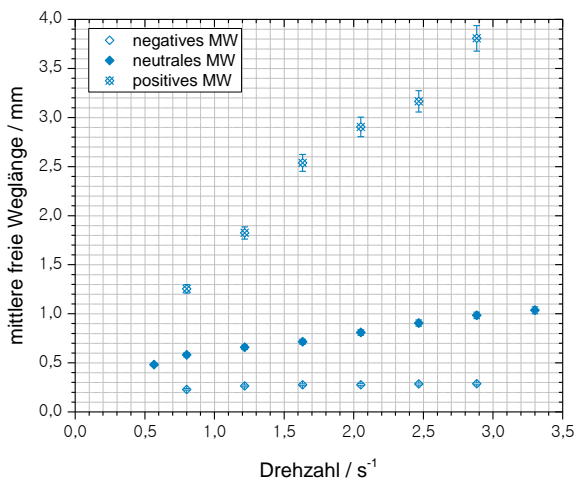


Abbildung 5.26: Mittlere freie Weglänge der in Abhängigkeit des Mischwerkzeuges

Fazit 6: Die mittlere freie Weglänge von 10 SV, 40 SV und die Mischung 10 SV und 130 SV ($c_{130} = 0,50$) besitzt keine Abhängigkeit vom verwendeten Mischwerkzeug

Fazit 7: Die mittlere freie Weglänge von 130 SV und der Mischung 40 SV und 130 SV ist stark vom verwendeten Mischwerkzeug abhängig

5.3.2 Ermittlung der granularen Temperatur und der mittleren momentanen Partikelgeschwindigkeit

Die Ermittlung der granularen Temperatur und der daraus resultierenden mittleren momentanen Partikelgeschwindigkeit erfolgt, wie in Kapitel 3.2 beschrieben. Für die Berechnung der granularen Temperatur werden nur die Versuchsreihen mit neutralem Mischwerkzeug verglichen. Auch die Bestimmung der mittleren momentanen Partikelgeschwindigkeit erfolgt nur für diese Versuchsreihen. Die y-Achse der Diagramme zur Auswertung der granularen Temperatur ist logarithmisch.

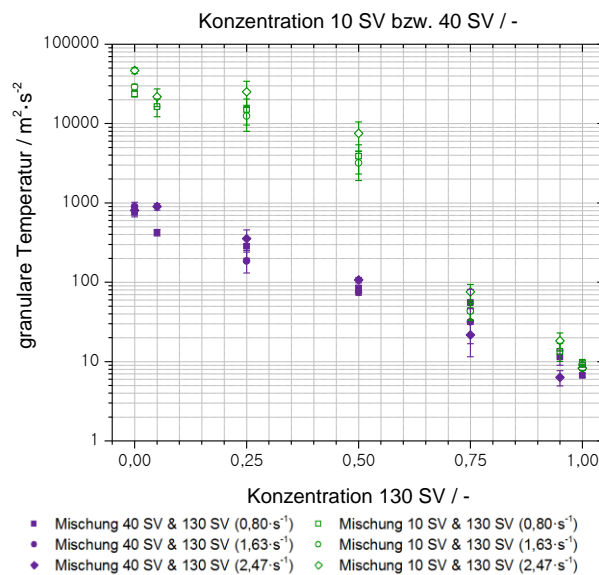
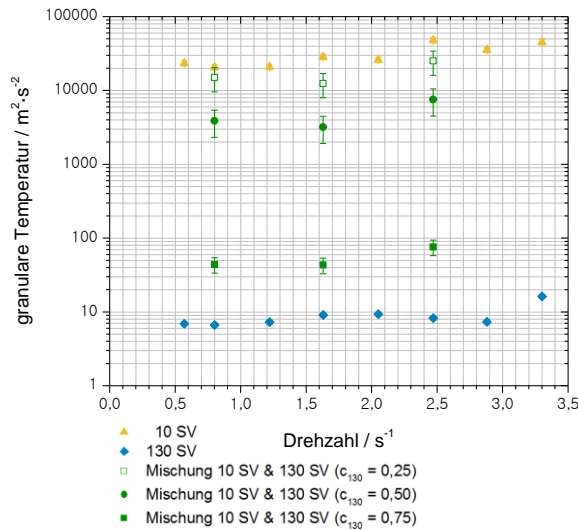


Abbildung 5.27: Granulare Temperatur in Abhängigkeit der Konzentration

Für die Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration zeigt sich, dass die granuläre Temperatur von der Mischungskonzentration abhängt. Auffällig ist hierbei, dass die Drehzahl keinen Einfluss auf die granuläre Temperatur besitzt, da die Datenpunkte der einzelnen Drehzahlen vergleichbare Werte ergeben. Dies lässt die Annahme zu, dass die Partikelgröße den Haupteinfluss auf die granuläre Temperatur und damit die Beweglichkeit der Partikeln besitzt. Abbildung 5.28 zeigt den Zusammenhang zwischen der granularen Temperatur und den Reinstoffen sowie den daraus hergestellten Mischungen. In der logarithmischen Darstellung der granularen Temperatur kann der Einfluss der Drehzahl nicht signifikant nachgewiesen werden. Vielmehr ist auch bei dieser Darstellung der Einfluss der mittleren Partikelgröße klar zu erkennen.

Mischung 10 SV und 130 SV



Mischung 40 SV und 130 SV

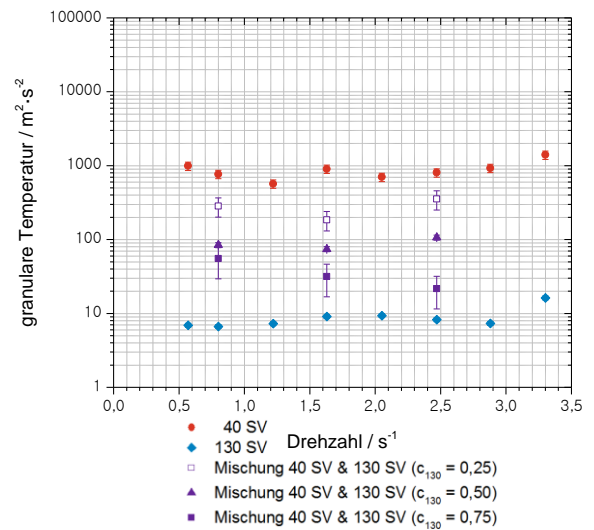


Abbildung 5.28: Granulare Temperatur in Abhängigkeit der Drehzahl

Werden die Ergebnisse der granularen Temperatur mit denen der mittleren Partikelgröße verglichen, wird der in Abbildung 5.29 dargestellte Zusammenhang gefunden. Alle berechneten granularen Temperaturen lassen sich zu einer Potenzfunktion in Abhängigkeit der mittleren Partikelgröße der Versuchsstoffe zusammenfassen. Somit ist bestätigt, dass die Haupteinflussgröße auf die Beweglichkeit der Partikeln im Mischer die mittlere Partikelgröße ist.

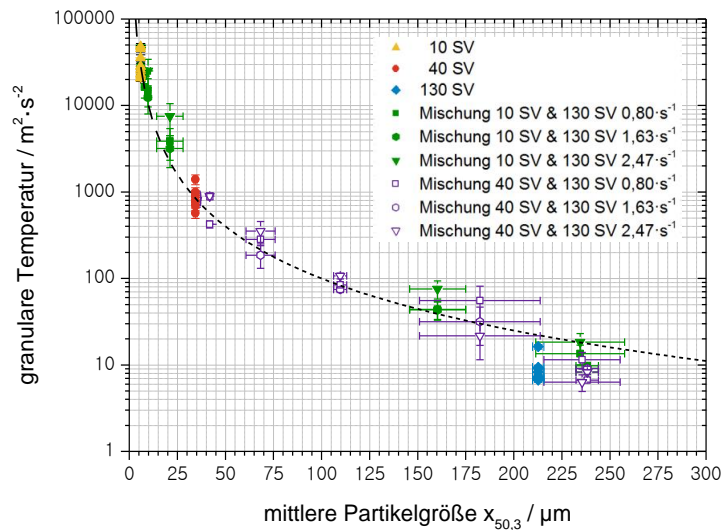


Abbildung 5.29: Abhängigkeit der granulare Temperatur von der mittlere Partikelgröße $x_{50,3}$

Der gefundene Zusammenhang lässt den Rückschluss zu, dass mit der Funktion aus Gleichung 4.18 die granulare Temperatur anhand der volumenäquivalenten mittleren Partikeldurchmesser bestimmt werden kann.

$$\Theta = 10^{-6} \frac{m^4}{s^2} \cdot x_{50,3}^{-2} \quad \text{Gleichung 4.18}$$

Über die rechnerische Beziehung des Dispersionskoeffizienten und der granularen Temperatur (vgl. Gleichung 4.19) kann mit der Kenntnis des mittleren Partikeldurchmessers und der Feststoffvolumenkonzentration der Dispersionskoeffizient berechnet werden.

$$D = \frac{10^{-3} \frac{m^2}{s}}{3\sqrt{\pi} \cdot \varepsilon_s} \quad \text{Gleichung 4.19}$$

Mit dem gefundenen Zusammenhang existiert eine einfache Methode den Dispersionskoeffizienten zu bestimmen. Eine Validierung des Zusammenhangs ist erforderlich.

Wie in Kapitel 3.2 beschrieben, kann aus der granularen Temperatur die mittlere momentane Partikelgeschwindigkeit bestimmt werden. Der rechnerische Zusammenhang ist in Kapitel 0 vorgestellt. In Abbildung 5.30 ist die Abhängigkeit der mittleren momentanen Geschwindigkeit und der Konzentration der Mischungen dargestellt. Da der Einfluss der Drehzahl auf die granuläre Temperatur nicht signifikant war, wird an dieser Stelle auf die Darstellung in Abhängigkeit der Drehzahl verzichtet. Im Diagramm sind die Reinstoffe bei $c_{130} = 0$ und $c_{130} = 1$ zusätzlich aufgetragen.

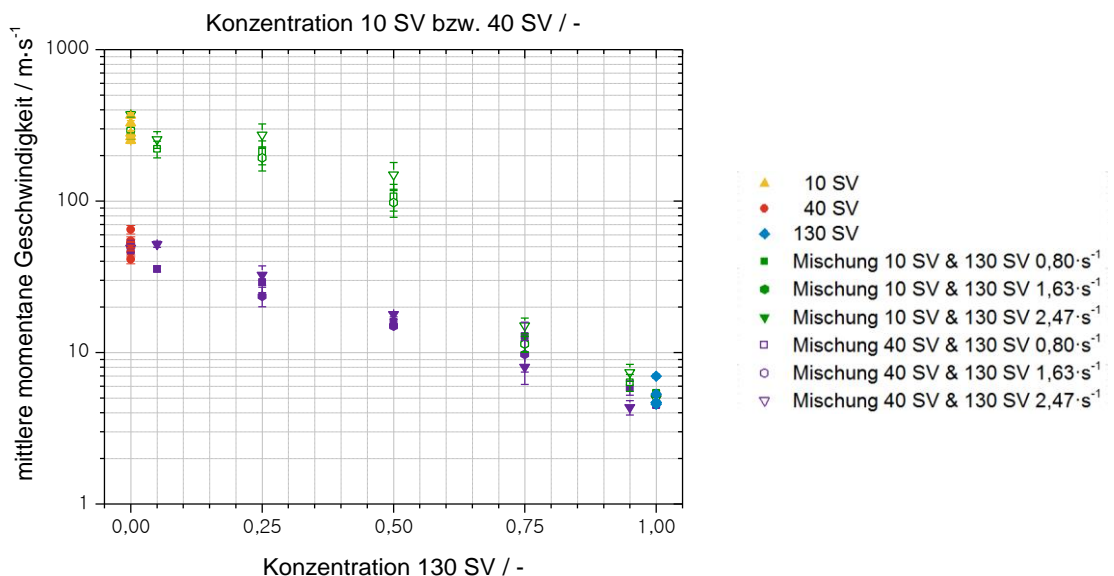


Abbildung 5.30: Mittlere momentane Geschwindigkeit in Abhängigkeit der Konzentration

Aufgrund des rechnerischen Zusammenhangs von granulärer Temperatur und mittlerer momentaner Geschwindigkeit ist ein ähnlicher Verlauf zu erwarten. Es zeigt sich, dass die Par-

tikelgröße den Haupteinfluss auf die mittlere momentane Geschwindigkeit besitzt. Die Überlegung, dass bei gleichem Energieeintrag ein Partikel mit geringerem Durchmesser eine höhere mittlere momentane Geschwindigkeit aufweist, ist schlüssig. Dass ein kleineres Partikel im Vergleich zu einem großen Partikel eine höhere Geschwindigkeit besitzt, erklärt die unterschiedlichen freien Weglängen die von einzelnen Partikeln bis zur Kollision zurückgelegt werden. Es zeigt sich, dass der aus der kinetischen Gastheorie übernommene Ansatz für die Betrachtungen im Mischer verwendet werden kann. Zur Auswertung in dieser Arbeit wurden viele vereinfachte Annahmen getroffen, deren Gültigkeit überprüft werden muss. Ebenso sollte die vorgestellte Methode der Masterkurve zwischen mittlerem Partikeldurchmesser und granularer Temperatur validiert werden. Da für die Versuche mit aktiven Mischwerkzeugen der identische Dispersionskoeffizient verwendet wird, ändert sich an den Berechnungen zur granularen Temperatur und zur mittleren momentanen Geschwindigkeit nichts. Erst bei Betrachtung einer gerichteten Geschwindigkeit kann der Transportkoeffizient berücksichtigt werden. Darauf wird im Ausblick detaillierter eingegangen.

6 Zusammenfassung

Kontinuierlich ablaufende Prozesse gewinnen gerade bei der Verarbeitung von Schütt- und Fließgütern aufgrund der zu vermeidenden Anfahr- und Abfahrvorgänge immer mehr an Bedeutung. Zur Beschreibung des in dieser Arbeit vorgestellten kontinuierlichen Mischprozesses eignet sich ein Modell aus gekoppelten Fokker-Planck-Gleichungen. Neben der Validierung dieses Modells konnten von Kehlenbeck [33] und Dopfer [13] zusätzlich bewiesen werden, dass die Mischgüte hauptsächlich vom Quotienten aus der Periodenlänge der Eingangsschwankung und der mittleren Verweilzeit beeinflusst. Hierbei konnte gezeigt werden, dass dies sowohl unabhängig von den Anlagenparametern als auch von den Produkteigenschaften gilt. Für unterschiedliche Produkte und Anlagenkombinationen konnten die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung ermittelt werden. Dabei konnten Unterschiede in Abhängigkeit der Drehzahl gefunden werden. Offen bleibt dabei aber die Frage, wie sich eine Mischung aus zwei Komponenten unter definierten Bedingungen, wie der Drehzahl oder einer variierten Mischkonzentration verhält. Die vorliegende Arbeit soll einen Aufschluss geben, in welcher Form die Produkteigenschaften und die Anlagenparameter einen Einfluss auf die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung haben. Zentrales Element ist es, die in einer Vielzahl von Mischexperimenten ermittelten Parameter der Fokker-Planck-Gleichung in einen mathematischen Zusammenhang von Stoffeigenschaften und Anlageneinstellungen zu bringen. Für die Erstellung einer geeigneten Datenbasis als Grundlage für die Berechnungen wurden sowohl die Stoffeigenschaften dreier Versuchsstoffe charakterisiert als auch eine Variation der Mischkonzentration und der Anlageneinstellungen vorgenommen. Mit den neu gewonnenen Erkenntnissen ist es möglich, eine Vorhersage über Füllgradverteilung im kontinuierlichen Mischer zu erhalten. Daran gekoppelt ist eine Berechnung der mittleren Verweilzeit des Produktes im Mischer und somit eine effizientere Verwendung des kontinuierlichen Mischprozesses in industriellen Einsatz. Für die Untersuchungen des Dispersions- und der Transportkoeffizienten wurden drei chemisch identische Calciumcarbonate mit unterschiedlichem Zerkleinerungsgrad mit mittleren Partikelgrößen von ca. 6 μm bis ca. 210 μm verwendet. Die Reinstoffe werden als 10 SV, 40 SV und 130 SV bezeichnet.

Im ersten Teil der vorliegenden Arbeit wurde die Abhängigkeit der Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung von Anlagen- und Stoffparametern untersucht. Dabei standen verschiedene Hypothesen im Raum: Existiert eine Konzentrationsabhängigkeit der Koeffizienten, oder verhalten sich die Komponenten in einer Mischung immer gleich unabhängig von der Mischkonzentration. Ebenfalls denkbar schien, dass das Verhalten des Produktes im Mischer von einer Komponente dominiert wird. Zur Bestimmung des Verhaltens wurden sowohl die Versuchsstoffe, als auch die Anlagenparameter variiert. Für die Untersuchungen mit einem neutralen Mischwerkzeug, welches das im Mischer befindliche Schüttgut in Bewegung versetzt,

konnte der Dispersionskoeffizient für die verwendeten Reinstoffe und deren Mischungen bestimmt werden. Hierfür wurden die drei Reinstoffe 10 SV, 40 SV und 130 SV bei Drehzahlen zwischen $0,57 \text{ s}^{-1}$ und $3,30 \text{ s}^{-1}$ untersucht. Zudem wurden Mischungen aus 10 SV bzw. 40 SV und 130 SV in den Konzentrationen des Versuchsstoffes 130 SV von 0, 0,05, 0,25, 0,5, 0,75, 0,95 und 1 durchgeführt. Für diese Versuchsreihen wurden drei unterschiedliche Drehzahl Einstellungen ($0,80 \text{ s}^{-1}$, $1,63 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$) gewählt. Die Auswertung der Dispersionskoeffizienten ergab folgende Kernzusammenhänge.

1. Innerhalb der Mischung existiert der gleiche Dispersionskoeffizient und damit kein gesondertes Verhalten der einzelnen Komponenten
2. Für die Mischungen von 10 SV und 130 SV bzw. 40 SV und 130 SV ist kein Unterschied bei einer Drehzahl von $n = 0,80 \text{ s}^{-1}$ erkennbar. Bei höheren Drehzahlen ($1,63 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$) ist ein Unterschied teilweise vorhanden
3. Der Dispersionskoeffizient ändert sich in Abhängigkeit der Konzentration
4. Die Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe 10 SV, 40 SV und 130 SV sind drehzahlabhängig.
5. Der Dispersionskoeffizient von 10 SV und 40 SV unterscheiden sich nur teilweise signifikant
6. Der Dispersionskoeffizienten steigen mit sinkender Partikelgröße
($x_{50,3} (10 \text{ SV}) < x_{50,3} (40 \text{ SV}) < x_{50,3} (130 \text{ SV})$)
7. Der Dispersionskoeffizient der Mischungen unterscheidet sich bei größeren Drehzahlen
8. Der Dispersionskoeffizient der Mischung unterscheiden sich nur teilweise von denen der Reinstoffe

Auf der zugrundeliegenden Datenbasis ist es möglich, die Dispersionskoeffizienten mit Hilfe der Stoff- und Anlagenparameter zu berechnen. Als Stoffparameter kommen die Partikelgröße, verschiedene Dichten, die Fließfähigkeit, der innere Reibwert oder andere charakteristische Eigenschaften der Versuchsstoffe in Frage. Bei Anlagenparametern kann es sich um die Querschnittsfläche der Mischkammer, die Drehzahl, die Werkzeugfläche oder andere handeln. In diesem Fall wurde aus mit Hilfe der Fließfähigkeit, der Drehzahl des Mischwerkzeuges und der Mischerquerschnittsfläche ein Berechnungsmodell aufgestellt. Mit der gefundenen Funktion ist es möglich, nach Bestimmung der zuvor genannten Stoff- und Anlagenparameter, den Dispersionskoeffizienten zu berechnen. Zu klären ist, woher der für alle Messreihen identische y-Achsenabschnitt der Geradenfunktionen kommt. Eine mögliche Erklärung ist eine zu Beginn existierende Haftreibung, welche zunächst überwunden werden muss. Mit den so berechneten Dispersionskoeffizienten kann das Fokker-Planck-Modell für Versuche mit neutralem Mischwerkzeug zur Vorhersage des Füllgradverlaufs und damit der mittleren Verweilzeit des Produktes im Mischer verwendet werden.

Mit der Kenntnis über den Dispersionskoeffizienten ist es möglich, die Transportkoeffizienten zu berechnen. Hierfür wurden Versuchsreihen mit unterschiedlichen Mischwerkzeugen durchgeführt. Es wurde ein Mischwerkzeug mit aktiver Förderrichtung zum Mischerauslauf und eines mit Förderrichtung zum Mischereinlauf verwendet. Vergleichbar zu den Versuchsreihen zur Bestimmung des Dispersionskoeffizienten wurden zunächst die drei Reinstoffe 10 SV, 40 SV und 130 SV im Drehzahlbereich zwischen $0,80 \text{ s}^{-1}$ und $2,88 \text{ s}^{-1}$ untersucht. Bei den Mischungen aus 10 SV und 130 SV bzw. 40 SV und 130 SV wurden die Mischungskonzentrationen von 130 SV von 0, 0,25, 0,5, 0,75 und 1 analysiert. Hierbei wurden drei Drehzahlen für beide Mischwerkzeuge gewählt ($0,80 \text{ s}^{-1}$, $1,63 \text{ s}^{-1}$ und $2,47 \text{ s}^{-1}$). Für den Transportkoeffizienten konnten folgende Zusammenhänge gefunden werden.

1. Sowohl der positive als auch der negative Transportkoeffizient der Mischungen aus 10 SV und 130 SV bzw. 40 SV und 130 SV steigt mit der Konzentration der Komponente 130 SV an.
2. Der positive Transportkoeffizient der drei Reinstoffe und der daraus hergestellten Mischungen steigt mit steigender Drehzahl
3. Der negative Transportkoeffizient der drei Reinstoffe und der daraus hergestellten Mischungen sinkt mit steigender Drehzahl
4. Der positive und negative Transportkoeffizient der Reinstoffe und der daraus hergestellten Mischungen steigen mit Zunahme der mittleren Partikelgröße

Die Verknüpfung zwischen Drehzahl und Transportkoeffizient kann für alle Versuchsreihen durch eine Geradengleichung beschrieben werden. Damit ergeben sich für die vorgestellten Stoffe und die Mischungen rechnerische Zusammenhänge. Diese müssen anhand anderer Stoffsysteme überprüft werden. Gerade der bei der Berechnung des Dispersionskoeffizienten auftretende y-Achsenabschnitt sollte bei Verwendung des gleichen Mixers erneut auftreten. Damit wäre bestätigt, dass es sich um einen anlagenspezifischen Wert handelt. Für die Berechnung des Transportkoeffizienten kann nach Betrachtung weiterer Mischungen und Stoffsysteme eine allgemeingültige Aussage getroffen werden.

Im zweiten Teil der Arbeit wurde ein aus der Gastheorie übernommener Ansatz zur Charakterisierung der Beweglichkeit der Partikel im Kapitel 3.2 vorgestellt und dessen Übertragbarkeit auf Feststoffsysteme untersucht. Ein Maß zur Bestimmung der Beweglichkeit ist die mittlere freie Weglänge. Die mittlere freie Weglänge der Partikeln wird als Weg zwischen zwei Partikelstößen bestimmt. Mit Hilfe der durchgeführten Mischversuche kann die mittlere freie Weglänge bestimmt werden, die ein Partikel bis zum Zusammenstoß zurücklegt. Hierfür wurde auf die im ersten Teil der Arbeit durchgeführten Versuchsreihen und deren Ergebnisse zurückgegriffen. Für die mittlere freie Weglänge konnten verschiedene Zusammenhänge gefunden werden.

1. Die mittlere freie Weglänge ist von der Konzentration des Versuchsstoffes 130 SV abhängig. Mit steigendem Anteil an 130 SV steigt die mittlere freie Weglänge.
2. Die Partikelgröße ist die Haupteinflussgröße auf die mittlere freie Weglänge.
3. Die mittlere freie Weglänge ist von der Drehzahl des Mischwerkzeuges abhängig.
4. Für die Mischungen aus 10 SV und 130 SV existiert bei hohen Konzentrationen an 130 SV eine Abhängigkeit von der Drehzahl
5. Die Mischungen aus 40 SV und 130 SV besitzen eine Abhängigkeit von der Drehzahl
6. Die mittlere freie Weglänge von 10 SV, 40 SV und der Mischung aus 10 SV und 130 SV ($c_{130} = 0,50$) besitzt keine Abhängigkeit vom verwendeten Mischwerkzeug
7. Die mittlere freie Weglänge von 130 SV und der Mischung 40 SV und 130 SV ($c_{130} = 0,50$) ist stark vom verwendeten Mischwerkzeug abhängig

Es stellte sich heraus, dass es für Partikeln ab einer Größe von ca. 50 μm eine Abhängigkeit vom verwendeten Mischwerkzeug und der Mischwerkzeugdrehzahl gibt. Insbesondere für freifließende Produkte kann dieser Zusammenhang gefunden werden. Es ist zu berücksichtigen, dass diese Betrachtungen nur für Kollisionen von Partikeln untereinander gelten. Für den Mischprozess selbst ist eine weiterführende Betrachtung mit Berücksichtigung der Wandkollision durchzuführen.

Zusätzlich zur mittleren freien Weglänge wird die granulare Temperatur berechnet. Sie spiegelt ähnlich zur thermodynamischen Temperatur bei Gasen die durchschnittliche Bewegung der Partikeln wider. In engem Zusammenhang mit der granularen Temperatur steht die mittlere momentane Geschwindigkeit. Bei dieser Geschwindigkeit handelt es sich um keine gerichtete Geschwindigkeit, vielmehr beschreibt sie die zufällige Bewegungsgeschwindigkeit der Partikeln. Für die Berechnungen wurden die Versuche mit neutralem Mischwerkzeug ausgewertet. Sie stehen in keinem Zusammenhang mit einer gerichteten Transportgeschwindigkeit. Die Auswertungen ergaben, dass die Haupteinflussgröße auf die Beweglichkeit der Partikeln der mittlere volumenbezogene Äquivalentdurchmesser ($x_{50,3}$) ist. Es konnte gezeigt werden, dass die Beweglichkeit mit steigender Partikelgröße abnimmt. Bei Auftragung in ein Diagramm (vgl. Abbildung 5.29) aus granularer Temperatur und mittlerer Partikelgröße kann eine Masterkurve gefunden werden. Diese beschreibt den Zusammenhang zwischen der mittleren Partikelgröße und der granularen Temperatur. Es konnte gezeigt werden, dass bei Kenntnis der Partikelgröße und der stationäre Mischermasse, mit Hilfe der Masterkurve der Dispersionskoeffizient berechnet werden kann. Damit existiert die Möglichkeit einer einfachen und schnellen Berechnung der Dispersionskoeffizienten. Die Masterkurve ist derzeit nur für die untersuchten Stoffsysteme gültig. Eine Validierung der Übertragbarkeit auf andere Stoffsysteme ist notwendig.

7 Ausblick

Zur Weiterführung der vorgestellten Arbeit sind zwei unterschiedliche Ansätze vorstellbar. Zum einen muss die Berechnung des Dispersionskoeffizienten über die Drehzahl und den Fließfähigkeitsfaktor überprüft werden. Hierzu ist es sinnvoll, andere Versuchsstoffe im kontinuierlichen Mischer zu untersuchen. Die über die Lösung der Fokker-Planck-Gleichung ermittelten Dispersionskoeffizienten können anschließend mit den Werten der Geradengleichung verglichen werden. Zudem kann mit weiteren Versuchsreihen festgestellt werden, inwieweit der auftretende y-Achsenabschnitt von den Stoffparametern abhängt oder ob es sich in diesem Falle um einen reinen Anlagenparameter handelt. Darüber hinaus muss der Berechnungsvorschlag für die Transportkoeffizienten überprüft werden. Die noch offene Frage von welchen Parametern die Steigung der Geraden abhängt, muss geklärt werden. Auch hier ist eine Variation der Versuchsstoffe notwendig, um festzustellen, ob diese ein ähnliches Verhalten aufweisen. Für die Berechnungen der Fokker-Planck-Gleichung wurden in dieser Arbeit die Dispersionskoeffizienten und Transportkoeffizienten als konstant gegenüber der im Mischer befindlichen Konzentration der Stoffe angenommen. Zwar ergab sich, dass die verwendete Auswertung keinen Unterschied der einzelnen Versuchsstoffe in den Mischungen zulässt, jedoch konnte gezeigt werden, dass sich die Koeffizienten der Fokker-Planck-Gleichung mit der Konzentration verändern. Die Lösung der Fokker-Planck-Gleichung muss dann mit einem konzentrationsabhängigen Dispersionskoeffizienten $D(c)$ und einem konzentrationsabhängigen Transportkoeffizienten $U(c)$ erfolgen. Die vorgestellte Arbeit zeigt, dass diese vereinfachte Betrachtung nicht mit dem realen Fall übereinstimmt. Besonders interessant wird diese Überlegung, bei der Vorstellung, dass in den einzelnen Diskretisierungskammern des Mixers unterschiedliche Mischkonzentrationen vorliegen und sich die Koeffizienten dadurch verändern. Für einen ersten Ansatz kann beispielsweise angenommen werden, dass sich die Abnahme des Dispersionskoeffizienten über die Konzentration linear verhält. Gleiches kann ebenso für den Transportkoeffizienten angenommen werden.

Eine weitere Überlegung könnte sein, die Drehzahlabhängigkeit und den Zusammenhang zwischen den Koeffizienten in eine dimensionslose Betrachtung zu überführen. Anstelle der Drehzahl könnte die Froude-Zahl verwendet werden. Ob sich die Bodenstein-Zahl als Quotient aus konvektivem Transport multipliziert mit der Mischerlänge und dem Dispersionskoeffizienten eignet, muss überprüft werden.

Der zweite Ansatz, diese Arbeit fortzuführen, ist die weitere Betrachtung der Beweglichkeit der Partikeln mit Hilfe der kinetischen Gastheorie. Wie in der Arbeit beschrieben, wurde zur Berechnung des Feststoffvolumenanteils zum einen der ruhende Zustand und zum anderen der vollfluidisierte Zustand angenommen. Bei realistischer Betrachtung des Mischvorganges ist zu erkennen, dass sich nicht die gesamte Masse im Mischer in der Luft befindet und somit

nur ein Teil des Produktes fluidisiert wird. Damit ergeben sich andere mittlere freie Weglängen, die von den vorgestellten Grenzwerten (ruhend, vollfluidisiert) abweichen. Ähnlich den Überlegungen zum Dispersionskoeffizienten ist es möglich, den Feststoffvolumenanteil in jeder einzelnen Diskretisierungskammer zu betrachten und die mittlere freie Weglänge in Abhängigkeit des Kammerfüllgrads zu bestimmen. Für weiterführende Betrachtungen müssen die Zusammenstöße mit der Mischerwand und dem Mischwerkzeug berücksichtigt werden. In einem ersten Schritt sollte zunächst lediglich die Mischerwand als Kollisionspartner betrachtet werden. Im Anschluss folgt das rotierende Mischwerkzeug. Der Zusammenprall mit Wänden kann mit folgendem Ansatz beschrieben werden. Bewegt sich ein Partikel mit einer Geschwindigkeit v in Richtung der Wand, kommt es innerhalb des Zeitintervalls Δt zu einer Kollision mit der Wand, wenn der Partikel maximal $v \cdot \Delta t$ von der Wand entfernt startet. Neben den Betrachtungen zur Kollision mit der Wand, können auch Bewegungen durch die Diskretisierungskammern erfolgen. Hierfür werden die Kammertrennwände als Kollisionspartner bestimmt. Damit kann gezeigt werden, ob ein Partikel sich von der Wand entfernt oder durch diese hindurchtritt. Auch hier ist der Abstand den ein Partikel zur Wand hat und die Partikelgeschwindigkeit in x Richtung von Bedeutung.

Folgende in der Gastheorie aufgestellte Zusammenhänge [1] können in weiterführenden Arbeiten genauer geklärt werden.

1. Die mittlere Geschwindigkeit nimmt mit steigender Temperatur zu. Damit nimmt auch der Diffusionskoeffizient zu. Bei identischem Konzentrationsgradienten diffundieren Moleküle in heißer Umgebung schneller als in kalter.
2. Die mittlere freie Weglänge nimmt mit steigendem Stoßquerschnitt ab. Damit ist der Diffusionskoeffizient für kleinere Moleküle größer als für große.

Wird der unter Punkt 1. aufgeführte Einfluss der Temperatur durch die Drehzahl ersetzt, konnten ähnliche Zusammenhänge für die verwendeten Versuchsstoffe gefunden werden.

Eine weitere vereinfachte Betrachtung war die Verwendung des mittleren volumenäquivalenten Partikeldurchmessers $x_{50,3}$. Da sowohl die mittlere freie Weglänge als auch die granulare Temperatur maßgeblich von der Partikelgröße beeinflusst wird, ist es zwingend erforderlich eine Verknüpfung mit der Partikelgrößenverteilung herzustellen.

Die für die granulare Temperatur gefundene Masterkurve bedarf einer weiteren Überprüfung mit anderen Stoffsystemen. Nur so kann festgestellt werden, ob sie ihre Gültigkeit behält. Ist dies der Fall, kann über den Zusammenhang zwischen der granularen Temperatur und der Partikelgröße der Dispersionskoeffizient berechnet werden. Für die Betrachtungen der mittleren momentanen Partikelgeschwindigkeiten wurden bisher lediglich die Versuchsreihen mit neutralem Mischwerkzeug berücksichtigt. Wird ein Mischwerkzeug mit aktiver Förderrichtung

verwendet, muss noch eine weitere Geschwindigkeitskomponente in Form einer gerichteten Geschwindigkeit in die Betrachtung mit einfließen.

Eine mit der vorgestellten Theorie mögliche Betrachtung, ist die von einem Partikel tatsächlich zurückgelegte Wegstrecke. Diese kann mit Hilfe der mittleren momentanen Geschwindigkeit und der mittleren Verweilzeit im Mischer berechnet werden. Dabei wird schnell klar, dass die von einem Partikel tatsächlich zurückgelegte Wegstrecke viel größer als die reale Mischerlänge ist.

8 Anhang

8.1 Berechnungen zur freien Weglänge von Partikeln

$$l = v_m \cdot t$$

$$\text{mit } v_m = \sqrt{\frac{8 \cdot \Theta}{\pi}}$$

und

$$t = \frac{N_M}{N} = \frac{N_M}{4 \cdot N_M^2 \cdot d^2 \cdot g_0 \cdot \sqrt{\pi \cdot \Theta}}$$

Randbedingung: $g_0 = 1$ (für geringe Feststoffkonzentration)

$$t = \frac{1}{4 \cdot N_M \cdot d^2 \cdot \sqrt{\pi \cdot \Theta}}$$

ergibt sich

$$l = \frac{1}{\sqrt{2} \cdot N_M \cdot d^2 \cdot \pi} \quad (I)$$

Definition des Feststoffvolumenanteils:

$$\varepsilon_s = \frac{1}{6} \cdot \pi \cdot d^3 \cdot N_M$$

nach n aufgelöst ergibt sich:

$$N_M = \frac{6 \cdot \varepsilon_s}{\pi \cdot d^3}$$

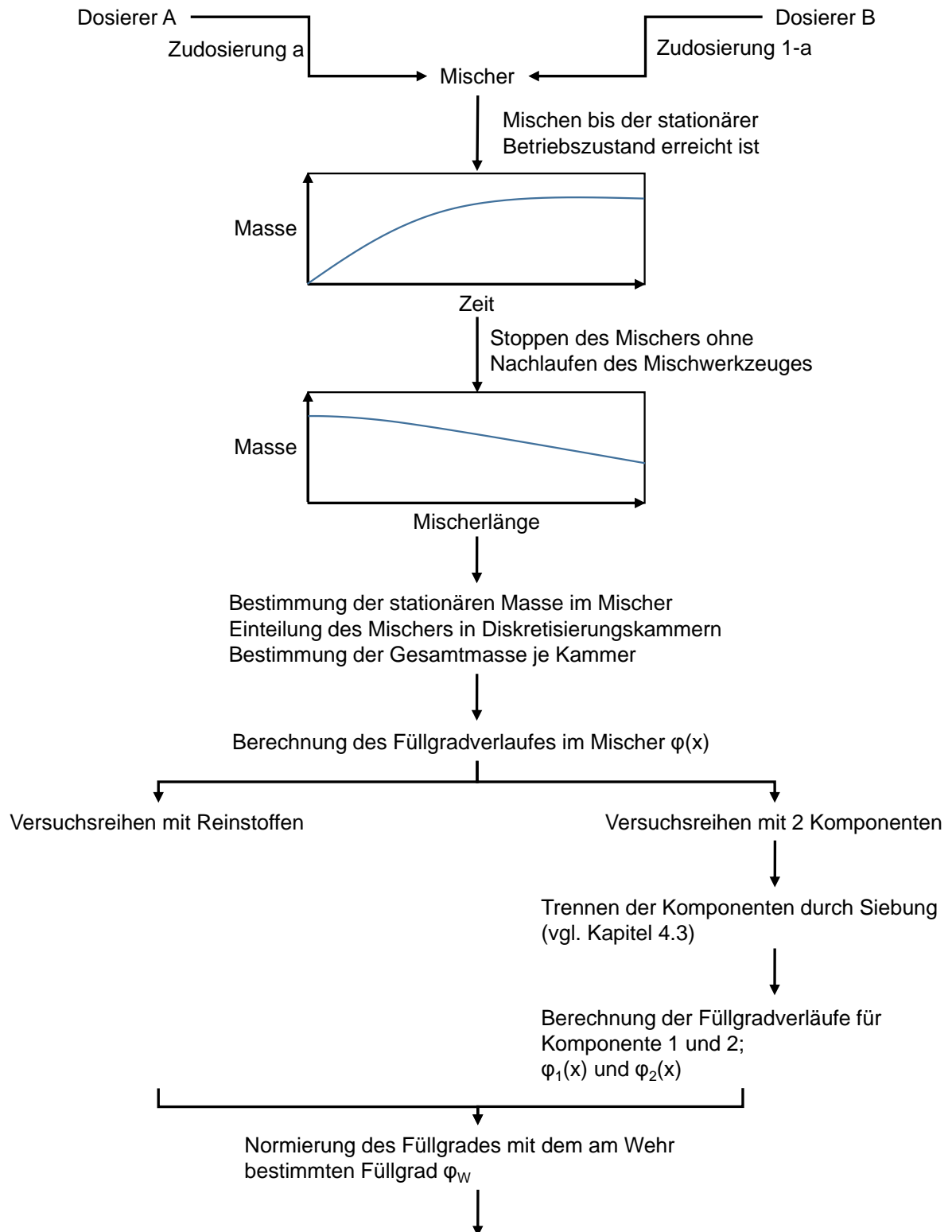
in (I) eingesetzt:

$$l = \frac{1}{\sqrt{2} \cdot d^2 \cdot \pi} \cdot \frac{1}{\frac{6 \cdot \varepsilon_s}{\pi \cdot d^3}}$$

$$l = \frac{d}{6 \cdot \sqrt{2} \cdot \varepsilon_s}$$

8.2 Vorgehensweise bei Mischen

8.2.1 Bestimmung der Dispersionskoeffizienten



Gesamtfüllgrad und Normierung

Kammer Füllgrad	normierter Füllgrad
Pulvolumen/Kammervolumen	Kammer Füllgrad/ Füllgrad am Wehr
0,1197	2,8618
0,1413	3,3794
0,1464	3,5010
0,1289	3,0824
0,1109	2,6523
0,1113	2,6627
0,1105	2,6434
0,0884	2,1134
0,0862	2,0610
0,0808	1,9323
0,0800	1,9129
0,0719	1,7205
0,0653	1,5607
0,0418	1,0000

Füllgrad Komponente 1 und Normierung

Kammer Füllgrad	normierter Füllgrad
Pulvolumen/Kammervolumen	Kammer Füllgrad/ Füllgrad am Wehr
0,0853	2,0401
0,0361	0,8629
0,0343	0,8193
0,0352	0,8425
0,0298	0,7137
0,0295	0,7053
0,0304	0,7263
0,0200	0,4781
0,0189	0,4511
0,0169	0,4051
0,0176	0,4212
0,0182	0,4346
0,0161	0,3855
0,0106	0,2535

Füllgrad Komponente 2 und Normierung

Kammer Füllgrad	normierter Füllgrad
Pulvolumen/Kammervolumen	Kammer Füllgrad/ Füllgrad am Wehr
0,0642	1,5358
0,1089	2,6040
0,1144	2,7358
0,0981	2,3468
0,0847	2,0251
0,0852	2,0388
0,0841	2,0107
0,0694	1,6600
0,0680	1,6265
0,0641	1,5341
0,0631	1,5084
0,0555	1,3282
0,0506	1,2093
0,0323	0,7715

Nach der Normierung: $\phi_W = \phi_{1W} + \phi_{2W}$

Für die Berechnung des Dispersionskoeffizienten werden die ersten vier Kammern aufgrund der nicht idealen Zudosierung nicht für die Berechnung verwendet

Fitting durch lineare Anpassung für die Berechnung der Dispersionskoeffizienten für die gesamte Mischung (S) und die beiden Komponenten (T und V)

Allgemeine Berechnung: $\frac{M}{A_M \cdot \rho} = \frac{-D}{L_M} \left(\frac{d}{d\lambda} \phi(\lambda) \right)$

$\phi(\lambda) = \phi_W + \frac{M \cdot L_M}{A_M \cdot \rho \cdot D} (1 - \lambda)$

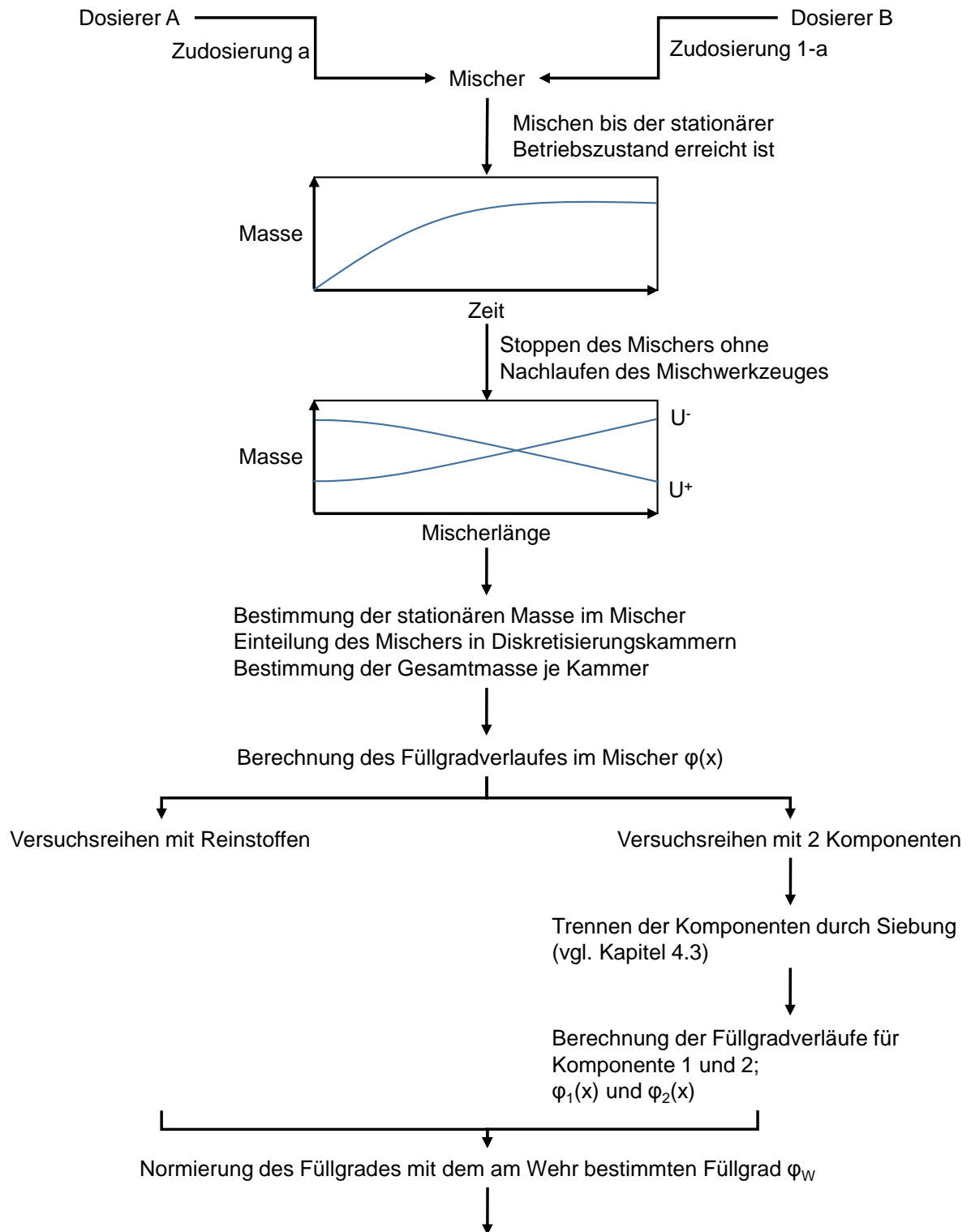
Lineare Anpassung: $f(\lambda_M) = \begin{pmatrix} 1 - \lambda_M \\ 1 \end{pmatrix}$; $(S, T, V) = \text{linanp}(\lambda_M, \phi, f)$; $(S, T, V)_1 = \text{Steigung der Geraden}$; $(S, T, V)_2 = \text{Füllgrad am Wehr}$

$\frac{M \cdot L}{A_M \cdot \rho \cdot D} = (S, T, V)_1$

$D = \frac{L \cdot M}{A_M \cdot \rho \cdot (S, T, V)_1}$; $\phi_W = (S, T, V)_2$

Funktion der Ausgleichsgeraden: $h(\lambda) = \phi_W + \frac{M \cdot L_M}{A_M \cdot \rho \cdot D} (1 - \lambda)$

8.2.2 Bestimmung der Transportkoeffizienten



Gesamtfüllgrad und Normierung

Kammer Füllgrad	normierter Füllgrad
Pulvolumen/Kammervolumen	Kammer Füllgrad/ Füllgrad am Wehr
0,1197	2,8618
0,1413	3,3794
0,1464	3,5010
0,1289	3,0824
0,1109	2,6523
0,1113	2,6627
0,1105	2,6434
0,0884	2,1134
0,0862	2,0610
0,0808	1,9323
0,0800	1,9129
0,0719	1,7205
0,0653	1,5607
0,0418	1,0000

Füllgrad Komponente 1 und Normierung

Kammer Füllgrad	normierter Füllgrad
Pulvolumen/Kammervolumen	Kammer Füllgrad/ Füllgrad am Wehr
0,0853	2,0401
0,0361	0,8629
0,0343	0,8193
0,0352	0,8425
0,0298	0,7137
0,0295	0,7053
0,0304	0,7263
0,0200	0,4781
0,0189	0,4511
0,0169	0,4051
0,0176	0,4212
0,0182	0,4346
0,0161	0,3855
0,0106	0,2535

Füllgrad Komponente 2 und Normierung

Kammer Füllgrad	normierter Füllgrad
Pulvolumen/Kammervolumen	Kammer Füllgrad/ Füllgrad am Wehr
0,0642	1,5358
0,1089	2,6040
0,1144	2,7358
0,0981	2,3468
0,0847	2,0251
0,0852	2,0388
0,0841	2,0107
0,0694	1,6600
0,0680	1,6265
0,0641	1,5341
0,0631	1,5084
0,0555	1,3282
0,0506	1,2093
0,0323	0,7715

Nach der Normierung: $\phi_W = \phi_{1W} + \phi_{2W}$

Für die Berechnung des Transportkoeffizienten werden die ersten vier Kammern aufgrund der nicht idealen Zudosierung nicht für die Berechnung verwendet

Fitting durch Anpassung für die Berechnung der Transportkoeffizienten für die gesamte Mischung und die beiden Komponenten

Allgemeine Berechnung:

$$\frac{M}{A_M \cdot \rho} = U \frac{\phi(\lambda)}{L_M} + \frac{-D}{L_M} \left(\frac{d}{d\lambda} \phi(\lambda) \right)$$

$$\phi(\lambda) = \left(\phi_W - \frac{M}{A_M \cdot \rho} \frac{1}{U} \right) e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} (1-\lambda)} + \frac{M}{A_M \cdot \rho} \frac{1}{U}$$

Ableitung nach U:

$$\frac{d}{dU} \left(\frac{M}{A \cdot \rho} \frac{1}{U} \right) \rightarrow \left(-\frac{0,000038284839203675344564}{A \cdot U^2} \right)$$

$$\phi_W e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} (1-\lambda)} \text{ mit: } a = \frac{-L_M}{D} \cdot (1-\lambda) \quad \frac{d}{dU} (b \cdot e^{-a \cdot U}) \rightarrow -a \cdot b \cdot e^{-U \cdot a} \quad \text{damit ergibt } \frac{-L_M}{D} \cdot (1-\lambda) \cdot \phi_W \cdot e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} (1-\lambda)}$$

$$\frac{M}{A_M \cdot \rho} \frac{1}{U} e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} (1-\lambda)} \quad -\frac{M}{A \cdot U^2 \cdot \rho} e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} (1-\lambda)} + \frac{M}{A_M \cdot \rho} \frac{1}{U} \cdot \frac{-L_M}{D} \cdot (1-\lambda) \cdot e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} (1-\lambda)}$$

Zusammengefasst ergibt:

$$\frac{M}{A \cdot U^2 \cdot \rho} + \frac{M}{A \cdot U^2 \cdot \rho} \cdot e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-\lambda)} + \frac{M}{A_M \cdot \rho} \cdot \frac{1}{U} \cdot \frac{L_M}{D} \cdot (1-\lambda) \cdot e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-\lambda)} - \frac{L_M}{D} \cdot (1-\lambda) \cdot \phi_W \cdot e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-\lambda)}$$

$$e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-\lambda)} \left[\frac{M}{A \cdot U^2 \cdot \rho} + \frac{M}{A_M \cdot \rho} \cdot \frac{1}{U} \cdot \frac{L_M}{D} \cdot (1-\lambda) - \frac{L_M}{D} \cdot (1-\lambda) \cdot \phi_W \right] - \frac{M}{A \cdot U^2 \cdot \rho}$$

Ableitung nach ϕ_W :

$$\frac{-U \cdot L_M}{e^{\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-\lambda)}}$$

$$f(a, U, \phi_W) = \left[\begin{array}{c} \left(\phi_W - \frac{M}{A_M \cdot \rho} \cdot \frac{1}{U} \right) e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-a)} + \frac{M}{A_M \cdot \rho} \cdot \frac{1}{U} \\ e^{-\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-a)} \cdot \left[\frac{M}{A_M \cdot U^2 \cdot \rho} + \frac{M}{A_M \cdot \rho} \cdot \frac{1}{U} \cdot \frac{L_M}{D} \cdot (1-a) - \frac{L_M}{D} \cdot (1-a) \cdot \phi_W \right] - \frac{M}{A_M \cdot U^2 \cdot \rho} \\ \frac{-U \cdot L_M}{e^{\frac{U \cdot L_M}{D} \cdot (1-a)}} \end{array} \right]$$

$$\text{Schätz} := \begin{pmatrix} 0.0001 \\ 0.0001 \end{pmatrix} \quad \text{cg} := \text{genanp}(\lambda, \phi, \text{Schätz}, f) \quad \text{cg} = \begin{pmatrix} 0.027 \\ 0.033 \end{pmatrix}$$

$$U_{\text{anp}} := \text{cg}_1 \quad U_{\text{anp}} = 0.02662$$

$$\phi_{\text{anp}} := \text{cg}_2 \quad \phi_{\text{anp}} = 0.033 \quad \phi_W := \phi_{\text{anp}}$$

$$a(\lambda) := \left(\phi_W - \frac{M}{A_M \cdot \rho} \cdot \frac{1}{U_{\text{anp}}} \right) e^{-\frac{U_{\text{anp}} \cdot L_M}{D} \cdot (1-\lambda)} + \frac{M}{A_M \cdot \rho} \cdot \frac{1}{U_{\text{anp}}} \quad \text{korr}(\phi, a(\lambda)) = 0.053992$$

8.3 Technische Daten des Partikelmessgerätes Helos [86]

Sensor:	HELOS	BR: 0,1 µm - 875 µm KR: 0,1 µm - 8750 µm VARIO: 0,1 µm - 8750 µm
Messprinzip:	Laserbeugung ¹	λ = 632,8 nm ¹
Dispergierung	Anpaßbare Module	Aerodispersion, Sprays, Suspensionen, Emulsionen
Messung:	Multielementdetektor Frequenz	31 semizirkulare Elemente 2000/s, Autozentrierung
Auswertung:	Fraunhofer Enhanced Evaluation FREE	Mie Extended Evaluation MIEE als Option
Messbereiche:	optische Module	R1 bis R8
Leistungsmerkmale:	Genauigkeit Wiederholbarkeit Vergleichbarkeit x ₁₀ , x ₅₀ , x ₉₀	s < 2% mittlere Std. Abw. zum Absolutwert s < 0,04% typisch (Wiederholungsmessung) s < 0,3% typisch (geteilte Proben) s < 1% mittlere rel. Standardabweichung Dx < 2,5% rel max. Abweichung < 5% rel. Submikronabweichung
Steuerung:	WINDOX-Software	WINDOWS 7 / Vista Prof. / XP Prof.
Ausstattung:	Laserleistung Schutzklasse/Typ Strahldurchmesser (1/e ²)	5 mW 3R/IP40 R1 & R2 : 2,2 mm R3-R5: 13 mm R6 & R7: 26 mm R8: 35mm
QS-System	Zertifizierung Referenzmaterial Validierung	Standardtestprozedur SiC - F1200 (x ₅₀ = 4,5 µm) SiC - P600 (x ₅₀ = 27µm) SiO2 - F34 (x ₅₀ = 260 µm) SiC -P 50 (x ₅₀ = 430µm) FDA zugelassen

8.4 Darstellung der LabVIEW Bedienoberfläche

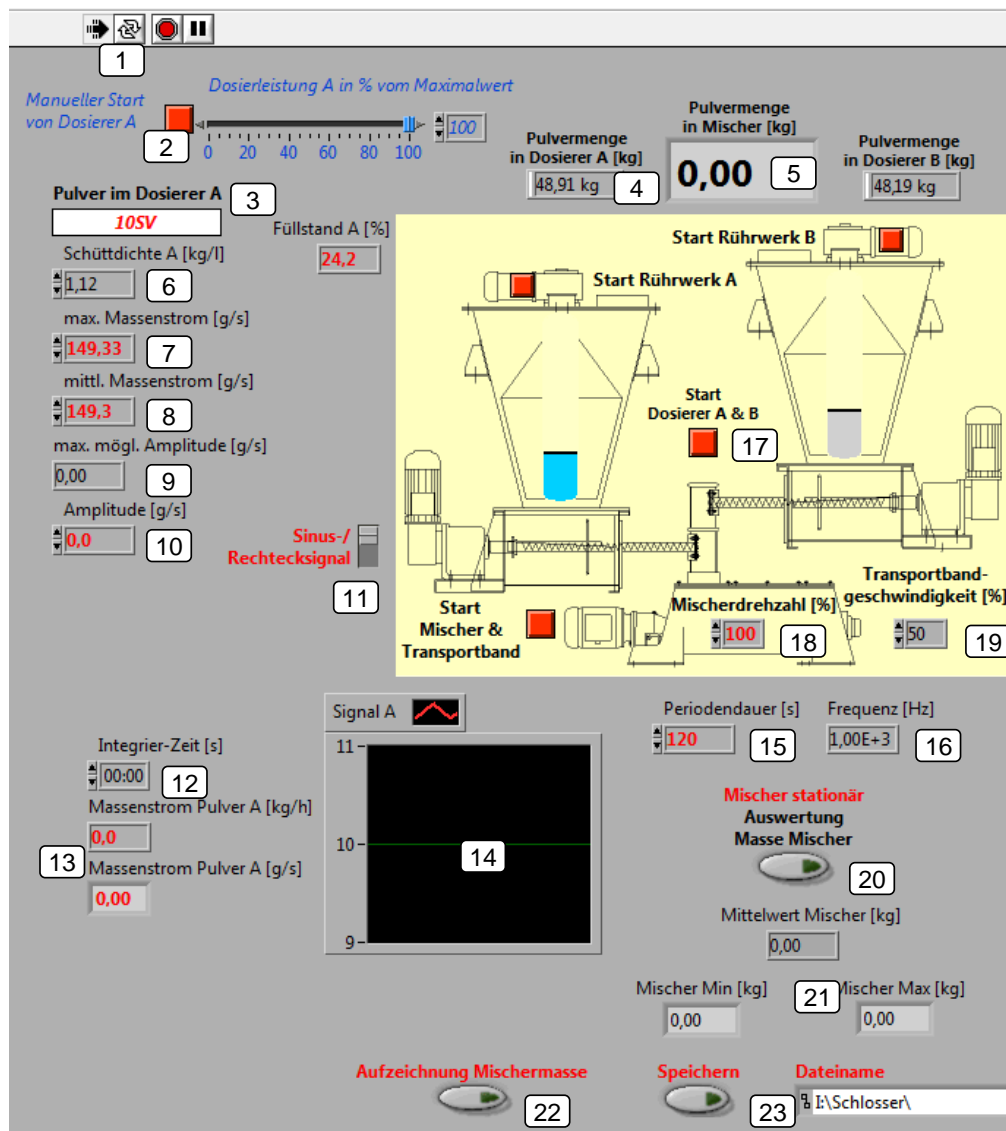


Abbildung 8.1: Linker Ausschnitt (Dosierer A) des LabVIEW-Frontpanels

Tabelle 8.1: Beschreibung der Ein- und Ausgabefelder des LabVIEW-Frontpanels

Nr.	Funktion
1	Start/Stopp-Button zur Aktivierung der Parametereingaben im Frontpanel
2	Aktivierungsbutton zur manuellen Regelung der Dosiererleistung
3	Schriftfeld mit Stoffart
4	Numerische Anzeige der aktuellen Produktmenge im Vorlagebehälter
5	Numerische Anzeige der aktuellen Produktmenge im Mischer
6	Numerische Eingabe der Schüttdichte des Produktes
7	Numerische Eingabe des maximal möglichen Massenstroms
8	Numerische Eingabe des mittleren Massenstroms
9	Numerische Anzeige der maximal möglichen Amplitude
10	Numerische Eingabe der gewünschten Amplitude des Massenstroms
11	Schalter für Wechsel zwischen Sinus- und Rechtecksignal
12	Numerische Eingabe der Integrierzeit zur theoretischen Berechnung des Massenstroms
13	Numerische Ausgaben des theoretischen Massenstroms
14	Signalverlauf-Diagramm des eingestellten Steuersignals
15	Numerische Eingabe der Periodendauer
16	Numerische Ausgabe der Frequenz
17	Aktivierungsbuttons zum Starten der Anlagenkomponenten (Synchronstart Dosierer A & B)
18	Numerische Eingabe der Mischerdrehzahl
19	Numerische Eingabe der Transportbandfördergeschwindigkeit
20	Aktivierungsbutton zur Auswertung der Mischermasse
21	Numerische Ausgaben zur Kontrolle des „steady state“
22	Aktivierungsbutton zur Aufzeichnung der Mischermasse
23	Dateiexport der Aufzeichnung der Mischermasse in angegebenen Pfad

8.5 Tabellarische Aufstellung der mittleren freien Weglängen

Tabelle 8.2: Mittlere freie Weglängen der Reinstoffe in Abhängigkeit der Drehzahl

Versuchsstoff	Drehzahl / s ⁻¹	Mittlere freie Weglänge / mm		
		neutrales Mischwerkzeug	positives Mischwerkzeug	negatives Mischwerkzeug
10 SV	0,57	0,01567 ± 0,00077		
	0,80	0,02174 ± 0,00107	0,01145 ± 0,00056	0,00980 ± 0,00048
	1,22	0,03216 ± 0,00158	0,01688 ± 0,00083	0,01027 ± 0,00051
	1,63	0,02739 ± 0,00135	0,02126 ± 0,00105	0,01148 ± 0,00057
	2,05	0,03388 ± 0,00167	0,02739 ± 0,00135	0,01231 ± 0,00061
	2,47	0,03112 ± 0,00153	0,03442 ± 0,00170	0,01378 ± 0,00068
	2,88	0,03775 ± 0,00186	0,03543 ± 0,00175	0,01493 ± 0,00074
	3,30	0,04100 ± 0,00202		
40 SV	0,57	0,07545 ± 0,00504		
	0,80	0,09313 ± 0,00622	0,15193 ± 0,01015	0,04745 ± 0,00317
	1,22	0,15105 ± 0,01009	0,19323 ± 0,01291	0,05374 ± 0,00359
	1,63	0,14323 ± 0,00957	0,19767 ± 0,01321	0,06556 ± 0,00438
	2,05	0,16557 ± 0,01106	0,20942 ± 0,01399	0,06851 ± 0,00458
	2,47	0,18493 ± 0,01236	0,20126 ± 0,01345	0,07820 ± 0,00522
	2,88	0,18493 ± 0,01236	0,19275 ± 0,01288	0,08395 ± 0,00561
	3,30	0,18992 ± 0,01269		
130 SV	0,57	0,48192 ± 0,01650		
	0,80	0,58134 ± 0,01990	1,25369 ± 0,04292	0,22959 ± 0,00786
	1,22	0,65909 ± 0,02256	1,82395 ± 0,06244	0,26410 ± 0,00904
	1,63	0,71566 ± 0,02450	2,53767 ± 0,08688	0,27604 ± 0,00945
	2,05	0,80939 ± 0,02771	2,90380 ± 0,09941	0,27706 ± 0,00949
	2,47	0,90568 ± 0,03101	3,16444 ± 0,10834	0,28441 ± 0,00974
	2,88	0,98370 ± 0,03368	3,80650 ± 0,13032	0,28673 ± 0,00982
	3,30	1,03609 ± 0,03547		

Tabelle 8.3: Mittlere freie Weglängen der Mischungen in Abhängigkeit der Drehzahl

Versuchsstoff	Konzentration / -	Drehzahl / s ⁻¹	Mittlere freie Weglänge / mm		
			neutrales Mischwerkzeug	positives Mischwerkzeug	negatives Mischwerkzeug
Mischung 10 SV & 130 SV	c ₁₃₀ = 0,25	ruhend	0,00335 ± 0,00062		
		0,80	0,02482 ± 0,00462		
		1,63	0,04279 ± 0,00796		
		2,47	0,05120 ± 0,00953		
	c ₁₃₀ = 0,50	ruhend	0,00532 ± 0,00258	0,00532 ± 0,00258	0,00532 ± 0,00258
		0,80	0,04129 ± 0,02005	0,07118 ± 0,03456	0,02468 ± 0,01198
		1,63	0,07914 ± 0,03842	0,08981 ± 0,04360	0,03172 ± 0,01540
		2,47	0,07049 ± 0,03422	0,10454 ± 0,05076	0,03757 ± 0,01824
	c ₁₃₀ = 0,75	ruhend	0,03800 ± 0,00468		
		0,80	0,35202 ± 0,04330		
		1,63	0,51971 ± 0,06393		
		2,47	0,59994 ± 0,07380		
Mischung 40 SV & 130 SV	c ₁₃₀ = 0,25	ruhend	0,01694 ± 0,00253		
		0,80	0,16637 ± 0,02490		
		1,63	0,26642 ± 0,03987		
		2,47	0,31326 ± 0,04688		
	c ₁₃₀ = 0,50	ruhend	0,02654 ± 0,00113	0,02654 ± 0,00113	0,02654 ± 0,00113
		0,80	0,24396 ± 0,01035	0,46743 ± 0,01982	0,13908 ± 0,00590
		1,63	0,38104 ± 0,01616	0,73577 ± 0,03120	0,17544 ± 0,00744
		2,47	0,45496 ± 0,01930	0,74636 ± 0,03165	0,20537 ± 0,00871
	c ₁₃₀ = 0,75	ruhend	0,03831 ± 0,00908		
		0,80	0,32070 ± 0,07602		
		1,63	0,43402 ± 0,10287		
		2,47	0,67091 ± 0,15902		

9 Literaturverzeichnis

- [1] ATKINS, P. W.; DE PAULA, J.: *Physikalische Chemie*, 4., vollst. überarb. Aufl. Wiley-VCH, Weinheim 2006.
- [2] AUSTIN, L. G.; ROGOVIN, Z.; ROGERS, R. S. C.; TRIMARCHI, T.: *The axial mixing model applied to ball mills*. In: *Powder Technology* 36 (1983) 1, S. 119–26.
- [3] BERTRAND, F.; LECLAIRE, L.-A.; LEVECQUE, G.: *DEM-based models for the mixing of granular materials*. In: 5th International Symposium on Mixing in Industrial Processes (ISMIP5) 60 (2005) 8–9, S. 2517–31.
- [4] BRIDGWATER, J.: *Fundamental powder mixing mechanisms*. In: *Powder Technology* 15 (1976) 2, S. 215–36.
- [5] BRIDGWATER, J.: *Particle technology*. In: *Frontiers of Chemical Engineering Science* 50 (1995) 24, S. 4081–89.
- [6] BRIDGWATER, J.: *Mixing of powders and granular materials by mechanical means—A perspective*. In: *Particuology* 10 (2012) 4, S. 397–427.
- [7] BRIDGWATER, J.; BAGSTER, D. F.; CHEN, S. F.; HALLAM, J. H.: *Geometric and dynamic similarity in particle mixing*. In: *Powder Technology* 2 (1969) 4, S. 198–206.
- [8] BROADBENT, C. J.; BRIDGWATER, J.; PARKER, D. J.; KENINGLEY, S. T.; KNIGHT, P.: *A phenomenological study of a batch mixer using a positron camera*. In: *Powder Technology* 76 (1993) 3, S. 317–29.
- [9] COOKE, M. H.; STEPHENS, D. J.; BRIDGEWATER, J.: *Powder mixing - a literature survey*. In: *Powder Technology* 15 (1976), S. 1–20.
- [10] DANCKWERTS, P. V.: *Continuous flow systems: Distribution of residence times*. In: *Chemical Engineering Science* 2 (1953) 1, S. 1–13.
- [11] DAUMANN, B.: *Untersuchungen zum Dispersions- und Transportverhalten von Feststoffmischungen unterschiedlicher Partikelgrößen in diskontinuierlichen Feststoffmischern* Cuvillier, Göttingen 2010.
- [12] Deutsches Institut für Normung e.V.: *Bestimmung der Dichte fester Stoffe* (2003) 66137-1; 66137-2; 66137-3;. Abrufdatum 17.10.2012.
- [13] DOPFER, D.: *Konvektiver und dispersiver Massentransport in kontinuierlichen dynamischen Feststoffmischern*. Dissertation, Technische Universität München, Freising - Weihenstephan 2009.
- [14] ENNS, J.: *Ermittlung eines Systemcharakteristikums für kontinuierliche Mischer*. In: *Powder Technology* 7 (1973) 4, S. 247–48.
- [15] FAN, L. T.; CHEN, S. J.; WATSON, C. A.: *ANNUAL REVIEW Solids Mixing*. In: *Ind. Eng. Chem.* 62 (1970) 7, S. 53–69.
- [16] FLORIAN-ALGARIN, M.; MÉNDEZ, R.: *Effect of material properties and design parameters on the final blend uniformity using experimental and simulation results*. In: *Powder Technology* 276 (2015) 0, S. 156–65.
- [17] FOKKER, A. D.: *Die mittlere Energie rotierender elektrischer Dipole im Strahlungsfeld*. In: *Ann. Phys.* 348 (1914) 5, S. 810–20.
- [18] G. Lu, J.R. Third and C.R. Müller: *The influence of particle shape on the rate of axial dispersion in horizontal, rotating cylinders*, Nürnberg 2013.
- [19] GAO, Y.; IERAPETRITOU, M.; MUZZIO, F.: *Periodic section modeling of convective continuous powder mixing processes*. In: *AIChE J.* 58 (2012) 1, S. 69–78.

-
- [20] GAO, Y.; MUZZIO, F.; IERAPETRITOU, M.: *Characterization of feeder effects on continuous solid mixing using fourier series analysis*. In: *AIChE J.* 57 (2011) 5, S. 1144–53.
- [21] GHADERI, A.: *On Characterization of Continuous Mixing of Particulate Materials*. In: *Particulate Science and Technology* 21 (2003) 3, S. 271–82.
- [22] GIDASPOW, D.: *Multiphase flow and fluidization. Continuum and kinetic theory descriptions* Academic Press, Boston 1994.
- [23] HABERMANN, R.: *Untersuchungen zur Verknüpfung von Verweilzeit-Verteilung und Mischgüte in einem kontinuierlichen Pflugscharmischer Shaker*, Aachen 2005.
- [24] HOGG, R.; CAHN, D. S.; HEALY, T. W.; FUERSTENAU, D. W.: *Diffusional mixing in an ideal system*. In: *Chemical Engineering Science* 21 (1966) 11, S. 1025–38.
- [25] HOLZMÜLLER, R.: *Untersuchungen zur Schüttgutbewegung beim kontinuierlichen Feststoffmischen*. Dissertation, Universität Stuttgart, Stuttgart 1984.
- [26] HOLZMÜLLER, R.: *Verweilzeitverhalten von Schüttgütern in kontinuierlichen Feststoffmischern*. In: *Technische Mitteilungen* 77 (1984) 12, S. 603–08.
- [27] HOLZMÜLLER, R.: *Verweilzeitverhalten von Schüttgütern in kontinuierlichen Feststoffmischern*. In: *Technische Mitteilungen* 77 (1984) 12, S. 603–08.
- [28] HUANG, C.; WANG, Y.; WEI, F.: *Solids mixing behavior in a nano-agglomerate fluidized bed*. In: *Powder Technology* 182 (2008) 3, S. 334–41.
- [29] JONES, J. R.; BRIDGWATER, J.: *A case study of particle mixing in a ploughshare mixer using Positron Emission Particle Tracking*. In: *Particle Science and Technology in the 21st Century* 53 (1998) 1–2, S. 29–38.
- [30] JONES, J. R.; PARKER, D. J.; BRIDGWATER, J.: *Axial mixing in a ploughshare mixer*. In: *Powder Technology* 178 (2007) 2, S. 73–86.
- [31] K. Sommer: *Mechanismen des Pulvermischens**. In: *Chemie Ingenieur Technik* 49 (1977) 4, S. 305–11.
- [32] KAYE, B. H.: *Powder mixing*, 1st ed Chapman & Hall, London 1997.
- [33] KEHLENBECK, V.: *Continuous dynamic mixing of cohesive powder*. Dissertation, Technische Universität München, Freising - Weihenstephan 2006.
- [34] KEUTER, H.; NOTHELLE, R.; SEYFFERT, I.: *Simulation und Auslegung kontinuierlicher Feststoffmischer*. In: *Chemie Ingenieur Technik* 67 (1995) 7, S. 879–83.
- [35] KNIEP, R.; KREINER, G.: *Definitionen für Fachbegriffe im Bereich der Diffusion im festen Zustand (IUPAC-Empfehlungen 1999)*. In: *Angewandte Chemie* 114 (2002) 23, S. 4765–76.
- [36] KOGA, J.; YAMAGUCHI, K.; INOUE, I.: *Mixing of solid particles of different density in a horizontal batch mixer. Measurement of axial diffusion coefficients*. In: *Powder Technology* 26 (1980) 2, S. 127–30.
- [37] KRAUME, M.: *Mischen und Rühren. Grundlagen und moderne Verfahren* Wiley-VCH, Weinheim 2003.
- [38] LATZ, A.; SCHMIDT, S.: *Hydrodynamic modeling of dilute and dense granular flow*. In: *Granular Matter* 12 (2010) 4, S. 387–97.
- [39] LAURENT, B.; BRIDGWATER, J.: *Continuous Mixing of Solids*. In: *Chem. Eng. Technol.* 23 (2000) 1, S. 16–18.
- [40] Laurent, B. F. C.; BRIDGWATER, J.; PARKER, D. J.: *Convection and segregation in a horizontal mixer*. In: *Powder Technology* 123 (2002) 1, S. 9–18.
- [41] LINDLEY, J. A.: *Mixing processes for agricultural and food materials: 1. Fundamentals of mixing*. In: *Journal of Agricultural Engineering Research* 48 (1991) 0, S. 153–70.

-
- [42] LINDLEY, J. A.: *Mixing processes for agricultural and food materials: 3. Powders and particulates*. In: Journal of Agricultural Engineering Research 49 (1991) 0, S. 1–19.
- [43] LINDLEY, J. A.: *Mixing processes for agricultural and food materials: Part 2, highly viscous liquids and cohesive materials*. In: Journal of Agricultural Engineering Research 48 (1991) 0, S. 229–47.
- [44] LU, G.; THIRD, J. R.; MÜLLER, C. R.: *Discrete element models for non-spherical particle systems: From theoretical developments to applications*. In: Chemical Engineering Science 127 (2015) 0, S. 425–65.
- [45] LÜCKE, R.; MERZ, A.: *Radionuklidtechnische Mischgüteuntersuchungen an kontinuierlich und chargenweise betriebenen Pflugscharmischern*. In: Chemie Ingenieur Technik 49 (1977) 3, S. 275.
- [46] MALODE, P. H.; KHAKHAR, D. V.: *Axial Mixing of Binary Mixture in Horizontal Rotating Cylinder*, Bombay, Powai, Mumbai - 400076, India 2006.
- [47] MARIKH, K.; BERTHIAUX, H.; MIZONOV, V.; BARANTSEVA, E.: *Experimental study of the stirring conditions taking place in a pilot plant continuous mixer of particulate solids*. In: 4th French Meeting on Powder Science and Technology Papers presented at the 4th French meeting on Powder Science and Technology 157 (2005) 1–3, S. 138–43.
- [48] MASKOS, M. HD Dr.: *Skript Physikalische Chemie III*, Mainz 2009.
- [49] MCLAREN, C.; THIRD, J. R.; MÜLLER, C. R.: *Experimental investigation of axial dispersion in a horizontal rotating cylinder*. In: Granular Matter 17 (2015) 1, S. 43–48.
- [50] MERZ, A.: *Untersuchungen zur Axialvermischung in einem kontinuierlich betriebenen Drehrohr mit Isotopenmarkierung*, 1. Aufl Karlsruhe, b. t. 1973.
- [51] MERZ, A.; LÜCKE, R.: *Einfluss der Schaufelgeometrie aus Axialdispersion und konvektiven Transport beim kontinuierlichen Feststoffmischen*. In: Chemie-Technik 7 (1978) 8, S. 313–18.
- [52] MEYER, T. Dr.: *Die Entscheidung muss gut überlegt sein. Mischen im Batchbetrieb oder im kontinuierlichen Fluss?* In: cav- Chemie Anlagen Verfahren 44 (2012) 6, S. 130–32.
- [53] MILES, J. E. P.: *Some suggestions for the selection of solid-solid mixers. special report mixing and blending*: Process Engineering .
- [54] MOLERUS, O.: *Über die Axialvermischung bei Transportprozessen in kontinuierlich betriebenen Apparaturen*. In: Chemie Ing. Techn. 38 (1966) 2, S. 137–45.
- [55] MUELLER, M.: *Feststoffmischen*. In: Chemie Ingenieur Technik 79 (2007) 7, S. 1015–23.
- [56] MÜLLER, K.: *P&A Lexikon. Begriffe & Kurzbezeichnungen der Prozesstechnik und Automation; [eine Sonderpublikation von P&A], 7. Auflage* publish-industry Verl, München 2011.
- [57] MÜLLER, W.: *Methoden und derzeitiger Kenntnisstand für Auslegungen beim Mischen von Feststoffen*. In: Chemie Ingenieur Technik 53 (1981) 11, S. 831–44.
- [58] MÜLLER, W.; RUMPF, H.: *Das Mischen von Pulvern in Mischern mit axialer Mischbewegung*. In: Chemie Ing. Techn. 39 (1967) 5-6, S. 365–73.
- [59] NIRANJAN, K.; Smith, D. L. O.; RIELLY, C. D.; LINDLEY, J. A.; PHILLIPS, V. R.: *Mixing Processes for Agricultural and Food Materials: Part 5, Review of Mixer Types*. In: Journal of Agricultural Engineering Research 59 (1994) 3, S. 145–61.
- [60] Omya GmbH: *Produktinformation. Omyacarb® 10 SV Omyacarb® 40 SV Omyacarb® 130 SV*.
- [61] PAHL, M. H.: *Grundlagen des Feststoffmischens*: Techn. Mitteilungen des Hauses der Technik, S. S. 541–51.

- [62] PERNENKIL, L.; COONEY, C. L.: *A review on the continuous blending of powders*. In: *Chemical Engineering Science* 61 (2006) 2, S. 720–42.
- [63] PLANCK, M.: *Über einen Satz der statistischen Dynamik und seine Erweiterung in der Quantentheorie*. In: Deutsche Akademie der Wissenschaften zu Berlin (Hrsg.): *Sitzungsbericht*. Berlin (1917), S. 324–41.
- [64] PONOMAREV, D.: *Markov models for mixing of powders in static mixers*. Dissertation 2006.
- [65] POOLE, K. R.; TAYLOR, R. F.; WALL, G. P.: *Mixing powders to fine-scale homogeneity: Studies of continuous mixing*. In: *Trans. Instn Chem. Engers* 43 (1965), S. T261-T270.
- [66] PORTILLO, P. M.; IERAPETRITOU, M. G.; MUZZIO, F. J.: *Characterization of continuous convective powder mixing processes*. In: *Powder Technology* 182 (2008) 3, S. 368–78.
- [67] POUX, M.; FAYOLLE, P.; BERTRAND, J.; BRIDOUX, D.; BOUSQUET, J.: *Powder mixing: Some practical rules applied to agitated systems*. In: *Powder Technology* 68 (1991) 3, S. 213–34.
- [68] RAOUF, M. S.: *Continuous mixing of solids*, Veenman, Wageningen 1963.
- [69] Retsch GmbH: *Produktinformation Vibrationssiebmaschine AS 200 digit*. *Vibrationssiebmaschine AS 200 digit* 2014.
- [70] RIELLY, C. D.; SMITH, D. L. O.; LINDLEY, J. A.; NIRANJAN, K.; PHILLIPS, V. R.: *Mixing Processes for Agricultural and Food Materials: Part 4, Assessment and Monitoring of Mixing Systems*. In: *Journal of Agricultural Engineering Research* 59 (1994) 1, S. 1–18.
- [71] SARKAR, A.; WASSGREN, C. R.: *Simulation of a continuous granular mixer: Effect of operating conditions on flow and mixing*. In: *Chemical Engineering Science* 64 (2009) 11, S. 2672–82.
- [72] Schofield, C.: *The Continuous mixing of particulate solids*.
URL: <http://worldcatlibraries.org/wcpa/oclc/500556936>.
- [73] SCHULZE, D.: *Pulver und Schüttgüter: Fließeigenschaften und Handhabung*, 1. Auflage Springer-Verlag, Heidelberg 2006.
- [74] SCHULZE, D.: *Das automatische Ringschergerät RST-01.pc*, Wolfenbüttel 2012.
- [75] SCOTT, A. M.; BRIDGWATER, J.: *Self-diffusion of spherical particles in a simple shear apparatus*. In: *Powder Technology* 14 (1976) 1, S. 177–83.
- [76] SEN, M.; SINGH, R.; VANARASE, A.; JOHN, J.; RAMACHANDRAN, R.: *Multi-dimensional population balance modeling and experimental validation of continuous powder mixing processes*. In: *Chemical Engineering Science* 80 (2012) 0, S. 349–60.
- [77] SHEN, L.; ZHANG, M.; XU, Y.: *Solids mixing in fluidized beds*. In: *Powder Technology* 84 (1995) 3, S. 207–12.
- [78] SHERRITT, R. G.; CHAOUKI, J.; MEHROTRA, A. K.; BEHIE, L. A.: *Axial dispersion in the three-dimensional mixing of particles in a rotating drum reactor*. In: *Chemical Engineering Science* 58 (2003) 2, S. 401–15.
- [79] SOMMER, K.: *Continuos Powder Mixing*.
- [80] SOMMER, K.: *Mechanismen des Pulvermischens**. In: *Chemie Ingenieur Technik* 49 (1977) 4, S. 305–11.
- [81] SOMMER, K.: *Powder Mixing Mechanisms*. In: *Journal of Powder Bulk Solids Technology* 3 (1979) 4, S. 2–9.
- [82] SOMMER, K.: *Mixing of Particulate Solids*. In: *KONA Powder and Particle Journal* 14 (1996), S. 73–78.

-
- [83] SOMMER, K. (Hrsg.): *Mixing of Solids // Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*, Weinheim 2003-.
- [84] SOMMER, K.; SCHLOSSER, E.; DAUTH, H.: *Die Fokker-Planck-Gleichung zur Beschreibung von axialen Transport- und Mischvorgängen in Rohrreaktoren*. In: *Chemie Ingenieur Technik* 85 (2013) 3, S. 264–71.
- [85] SUDAH, O. S.; CHESTER, A. W.; KOWALSKI, J. A.; BEECKMAN, J. W.; MUZZIO, F. J.: *Quantitative characterization of mixing processes in rotary calciners*. In: *Powder Technology* 126 (2002) 2, S. 166–73.
- [86] Sympatec GmbH: *HELOS/R Betriebsanleitung* 2009.
- [87] THIRD, J. R.; MÜLLER, C. R.: *Is axial dispersion within rotating cylinders governed by the Froude number?* In: *Phys. Rev. E* 86 (2012) 6.
- [88] THIRD, J. R.; SCOTT, D. M.; MÜLLER, C. R.: *Axial transport within bidisperse granular media in horizontal rotating cylinders*. In: *Phys. Rev. E* 84 (2011) 4.
- [89] VAN KAMPEN, N. G.: *Die Fokker-Planck-Gleichung*. In: *Phys. Bl.* 53 (1997) 10, S. 1012–13.
- [90] VANARASE, A. U.; MUZZIO, F. J.: *Effect of operating conditions and design parameters in a continuous powder mixer*. In: *Powder Technology* 208 (2011) 1, S. 26–36.
- [91] VENABLES, H. J.; WELLS, J. I.: *Powder Mixing*. In: *Drug Development and Industrial Pharmacy* 27 (2001) 7, S. 599–612.
- [92] WALCH, K.: *Transportmechanismen von Schüttgütern und Pasten in einem Paddelreaktor*, Als Ms. gedr. VDI-Verl., Düsseldorf 2000.
- [93] WANG, R. H.: *Residence time distribution models for continuous mixers*, Rosemont (USA) 1986.
- [94] WEIDENBAUM, S. S.: *Mixing of Solids*. In: Thomas B. Drew and John W. Hoopes (Hrsg.): *Advances in Chemical Engineering* (1958), S. 209–324.
- [95] WEINEKÖTTER, R.: *Der Weg vom Labor zur Produktion*. In: *cav chemie anlagen verfahren* 2012 (2), S. 60–61.
- [96] WEINEKÖTTER, R.: *Kontinuierliches Mischen feiner Feststoffe*. Dissertation 1993.
- [97] WEINEKÖTTER, R.: *Compact and efficient continuous mixing processes for production of food and pharmaceutical powders*. In: *Trends in Food Science & Technology* 20 (2009), S. S48–S50.
- [98] WEINEKÖTTER, R.; GERICKE, H.: *Mixing of Solids* Springer Netherlands, Dordrecht 2000.
- [99] WEINEKÖTTER, R.; REH, L.: *Kontinuierliches Mischen feiner Feststoffe*. In: *Chemie Ingenieur Technik* 67 (1995) 11, S. 1507–11.
- [100] WILLIAMS, J. C.: *Continuous mixing of solids. A review*. In: *Powder Technology* 15 (1976) 2, S. 237–43.
- [101] WILLIAMS, J. C.; RAHMAN, M. A.: *Prediction of the performance of continuous mixers for particulate solids using residence time distributions Part I. Theoretical*. In: *Powder Technology* 5 (1972) 2, S. 87–92.
- [102] WILLIAMS, J. C.; RAHMAN, M. A.: *Prediction of the performance of continuous mixers for particulate solids using residence time distributions: Part II. Experimental*. In: *Powder Technology* 5 (1972) 5, S. 307–16.

10 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.1:	Masterkurve zur Reduktion der Eingangsschwankung [33].	15
Abbildung 3.1:	Vorgehensweise zur Berechnung der Koeffizienten	22
Abbildung 3.2:	Wurzel der mittleren quadratischen Verschiebung (RMSx) dreier unterschiedlicher Tracergrößen [40]	23
Abbildung 3.3:	Schematische Darstellung der Stoßmöglichkeiten eines Moleküls nach [1]	24
Abbildung 4.1:	Vergleich der Partikelgrößenverteilung der Versuchsstoffe	27
Abbildung 4.2:	Darstellung der Apparatur zur Bestimmung der Schüttgutdicht	29
Abbildung 4.3:	Schematischer Aufbau des Gaspyknometers	30
Abbildung 4.4:	Vergleich der Dichten der verwendeten Versuchsstoffe	31
Abbildung 4.5:	Einachsiger Modellversuch zur Druckfestigkeit nach [74]	32
Abbildung 4.6:	Beispiel für Mohrsche Spannungskreise	33
Abbildung 4.7:	Schubspannungsverlauf während der Messung der Fließgrenze [74]	34
Abbildung 4.8:	Weitere Fließeigenschaften nach Schulze [74]	35
Abbildung 4.9:	Aufbau der Ringscherzelle RST-01.pc [74]	36
Abbildung 4.10:	Vergleich des gemittelten Fließfähigkeitsfaktors ffc	37
Abbildung 4.11:	Verlauf der Fließkurven im σ_1, σ_c -Diagramm	37
Abbildung 4.12:	Mischkammer mit eingebautem Mischwerkzeug	38
Abbildung 4.13:	Versuchsanlage zum kontinuierlichen Feststoffmischen	39
Abbildung 4.14:	Variables Wehr mit verschiedener Öffnungsweite	40
Abbildung 4.15:	Schematischer Füllgradverlauf bei unterschiedlicher Wehrstellung	40
Abbildung 4.16:	Mischwerkzeuge mit verschiedenen Transporteigenschaften	41
Abbildung 4.17:	Schematischer Füllgradverlauf bei idealer und realer Dosierung	42
Abbildung 4.18:	Einteilung des Mixers in die einzelnen Kammern	43
Abbildung 4.19:	Darstellung des Mixers mit Einteilung von Kammern	43
Abbildung 4.20:	Schematische Darstellung einer Analysensiebmaschine	45
Abbildung 4.21:	Siebsatz mit Siebschnitt	45
Abbildung 4.22:	Theoretische Darstellung des Siebschnittes in der Partikelgrößenverteilung	46
Abbildung 4.23:	Darstellung des Siebschnitts für die Mischungen	47
Abbildung 5.1:	Vergleich der D-Werte innerhalb einer Mischung 10 SV bzw. 40 SV & 130 SV Drehzahl: 0,80 s ⁻¹	51
Abbildung 5.2:	Vergleich der D-Werte innerhalb einer Mischung 10 SV bzw. 40 SV & 130 SV Drehzahl: 2,47 s ⁻¹	51
Abbildung 5.3:	Vergleich der Mischung 10 SV & 130 SV und 40 SV & 130 SV Drehzahl: a) 0,80 s ⁻¹ ; b) 1,63 s ⁻¹ ; c) 2,47 s ⁻¹	52
Abbildung 5.4:	Vergleich der D-Werte der Mischung bei zwei Drehzahlen	53
Abbildung 5.5:	Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Drehzahl des Mischwerkzeuges	56
Abbildung 5.6:	Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Drehzahl und Konzentration c ₁₃₀	58
Abbildung 5.7:	Vergleich mit D-Werten der Reinstoffe am Beispiel der Messung c ₁₃₀ = 0,75	59
Abbildung 5.8:	Dispersionskoeffizienten in Abhängigkeit der Drehzahl und Konzentration c ₁₃₀	60
Abbildung 5.9:	Fließfähigkeitsfaktor ffc in Abhängigkeit der Mischkonzentration	62

Abbildung 5.10:	Vergleich von Berechnung und Messwerten (Reinstoffe)	63
Abbildung 5.11:	Vergleich von Berechnung und Messwerten für die Mischungen	64
Abbildung 5.12:	Vergleich der Transportkoeffizienten mit steigender Konzentration 130 SV.....	67
Abbildung 5.13:	Vergleich der Transportkoeffizienten der Reinstoffe	68
Abbildung 5.14:	Abhängigkeit der Transportkoeffizienten von der Drehzahl und Partikelgröße.....	69
Abbildung 5.15:	Transportkoeffizienten der Mischungen 10 SV & 130 SV in Abhängigkeit der Drehzahl	70
Abbildung 5.16:	Vergleich der Transportkoeffizienten Mischungen 10 SV & 130 SV mit Reinstoffen	71
Abbildung 5.17:	Transportkoeffizienten der Mischungen 40 SV & 130 SV in Abhängigkeit der Drehzahl	71
Abbildung 5.18:	Vergleich der Transportkoeffizienten der Mischungen und Reinstoffe.....	72
Abbildung 5.19:	Vergleich der Transportkoeffizienten der Mischungen	72
Abbildung 5.20:	Übereinstimmung von Geradenfunktion und Messwerten	75
Abbildung 5.21:	Mittlere freie Weglänge der Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration	76
Abbildung 5.22:	Mittlere freie Weglänge der Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration	77
Abbildung 5.23:	Mittlere Partikelgröße in Abhängigkeit der Konzentration	78
Abbildung 5.24:	Mittlere freie Weglänge der in Abhängigkeit der Drehzahl (neutral)	79
Abbildung 5.25:	Mittlere freie Weglänge in Abhängigkeit der Drehzahl (aktive Mischwerkzeuge) ..	80
Abbildung 5.26:	Mittlere freie Weglänge der in Abhängigkeit des Mischwerkzeuges	81
Abbildung 5.27:	Granulare Temperatur in Abhängigkeit der Konzentration.....	82
Abbildung 5.28:	Granulare Temperatur in Abhängigkeit der Drehzahl.....	83
Abbildung 5.29:	Abhängigkeit der granulare Temperatur von der mittlere Partikelgröße x50,3	83
Abbildung 5.30:	Mittlere momentane Geschwindigkeit in Abhängigkeit der Konzentration	84
Abbildung 8.1:	Linker Ausschnitt (Dosierer A) des LabVIEW-Frontpanels	100

11 Tabellenverzeichnis

Tabelle 2.1: Literaturübersicht - Reviews mit Thematik Feststoffmischen.....	5
Tabelle 2.2: Literaturübersicht - Modellierung des Mischprozesses	7
Tabelle 2.3: Literaturübersicht - Transportvorgänge beim Pulvermischen	10
Tabelle 3.1: Literaturwerte mittlere freie Weglänge [22]	25
Tabelle 4.1: Vergleich der $x_{10,3}$, $x_{50,3}$ und $x_{90,3}$ Werte der Versuchsstoffe	28
Tabelle 4.2: Übersicht der Schütt-, Stampf-, Feststoffdichte der Versuchsstoffe	31
Tabelle 4.3: Aufteilung der Kammerbreite und des Kammervolumens.....	44
Tabelle 4.4: Parameter zur Untersuchung der Reinstoffe.....	48
Tabelle 4.5: Parameter zur Untersuchung der Mischung	49
Tabelle 5.1: Parameter zur Untersuchung des Einflusses der Mischkonzentration	50
Tabelle 5.2: Zusammenfassung der Dispersionskoeffizienten der Mischung 10 SV und 130 SV	54
Tabelle 5.3: Zusammenfassung der Dispersionskoeffizienten der Mischung 40 SV und 130 SV	55
Tabelle 5.4: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit der Reinstoffe	55
Tabelle 5.5: Dispersionskoeffizienten der Reinstoffe in Abhängigkeit der Drehzahl	57
Tabelle 5.6: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit der Mischung (10 SV & 130 SV)	57
Tabelle 5.7: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit der Mischung (40 SV & 130 SV)	59
Tabelle 5.8: Dispersionskoeffizienten der Mischungen in Abhängigkeit der Drehzahl	60
Tabelle 5.9: ff_c -Werte der Mischungen in Abhängigkeit der Konzentration ($\sigma_{an} = 2500$ Pa).....	62
Tabelle 5.10: Parameter zur Untersuchung des Einflusses der Mischkonzentration	66
Tabelle 5.11: Parameter zur Untersuchung der Drehzahlabhängigkeit des Transportkoeffizienten ...	68
Tabelle 5.12: Parameter zur Untersuchung des Einflusses der Mischkonzentration	70
Tabelle 5.13: Positive Transportkoeffizienten U^+	73
Tabelle 5.14: Negative Transportkoeffizienten U^-	73
Tabelle 5.15: Vergleich der $x_{50,3}$ Werte der Versuchsstoffe und Mischungen.....	74
Tabelle 8.1: Beschreibung der Ein- und Ausgabefelder des LabVIEW-Frontpanels.....	101
Tabelle 8.2: Mittlere freie Weglängen der Reinstoffe in Abhängigkeit der Drehzahl	102
Tabelle 8.3: Mittlere freie Weglängen der Mischungen in Abhängigkeit der Drehzahl	103