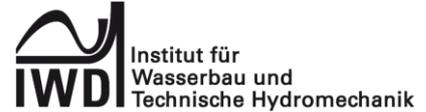




Dresdner Wasserbauliche Mitteilungen
Heft 66



Bashar Ismael

Fluid- und Feststofftransport in Rohrsystemen und Pumpstationen

Slurry Flow in Pipelines and Pumping Stations

Der Titel und der Inhalt des Heftes 66 entsprechen der zur Erlangung des akademischen Grades Doktor-Ingenieur (Dr.-Ing.) an der Fakultät Bauingenieurwesen der Technischen Universität Dresden im Oktober 2019 eingereichten und genehmigten Dissertation von Herrn Dipl.-Ing. Bashar Ismael.

Einreichung: 29.10.2019

Verteidigung: 11.05.2020

Vorsitzender der Promotionskommission:

Prof. Dr.-Ing. habil. Frohmut Wellner, Technische Universität Dresden

Gutachter:

Prof. Dr.-Ing. Jürgen Stamm, Technische Universität Dresden

Prof. Dr.-Ing. habil. Hartmut Eckstädt, Universität Rostock

Prof. Dr. sc. techn. Peter Krebs, Technische Universität Dresden

Weiteres Mitglied der Promotionskommission:

Prof. Dr.-Ing. Dipl.-Wirt.-Ing. Jens Otto, Technische Universität Dresden

Dresden, April 2021

Bibliografische Informationen

Die Deutsche Bibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliographie. Die bibliografischen Daten sind im Internet über <http://dnb.ddb.de> abrufbar.

Fluid- und Feststofftransport in Rohrsystemen und Pumpstationen

Slurry Flow in Pipelines and Pumping Stations

Technische Universität Dresden, Fakultät Bauingenieurwesen,
Institut für Wasserbau und Technische Hydromechanik.

Dresden: Institut für Wasserbau und Technische Hydromechanik, 2021
(Dresdner Wasserbauliche Mitteilungen; Heft 66)
Zugl.: Dresden, Techn. Univ., 2021
ISBN 978-3-86780-660-2

Herausgegeben im Auftrag der Rektorin der Technischen Universität Dresden von:

Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Stamm, Univ.-Prof. Dr.-Ing. habil. K.-U. Graw

Technische Universität Dresden
Fakultät Bauingenieurwesen
Institut für Wasserbau und Technische Hydromechanik
01062 Dresden

Tel.: +49 351 463 34397

Fax: +49 351 463 37120

E-Mail: wasserbau@tu-dresden.de

www: <https://tu-dresden.de/bu/bauingenieurwesen/iwd>

Redaktion: Bashar Ismael

Redaktionsschluss: 11. März 2021

Verlag: Selbstverlag der Technischen Universität Dresden

Der Nachdruck des Heftes bedarf der Genehmigung durch die Redaktion und ist nur mit Quellenangabe gestattet.

ISSN 0949-5061

ISBN 978-3-86780-660-2



Fluid- und Feststofftransport in Rohrsystemen und Pumpstationen

Slurry Flow in Pipelines and Pumping Stations

An der
Fakultät Bauingenieurwesen
der Technischen Universität Dresden
zur Erlangung der Würde eines
Doktor-Ingenieurs (Dr. -Ing.)
eingereichte

DISSERTATION

von
Dipl. -Ing. Bashar Ismael
geboren am 11.03.1984 in Latakia/Syrien

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Jürgen Stamm (Technische Universität Dresden)
Prof. Dr.-Ing. habil. Hartmut Eckstädt (Universität Rostock)
Prof. Dr. sc. techn. Peter Krebs (Technische Universität Dresden)

eingereicht am: 29.10.2019
verteidigt am: 11.05.2020

Danksagung

Die vorliegende Dissertation entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Wasserbau und Technische Hydromechanik der Technischen Universität Dresden (TUD).

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. J. Stamm, der diese Arbeit ermöglichte, förderte und durch wertvolle Diskussionen zu ihrem Gelingen beitrug.

Für die Übernahme der Gutachten danke ich den Herren Prof. Dr.-Ing. habil. H. Eckstädt und Prof. Dr. P. Krebs.

Mit seinem Interesse und seinen hilfreichen Tipps hat mich Prof. Dr.-Ing. D. Aigner während der Bearbeitungszeit begleitet und unterstützt.

Weiterhin möchte ich mich bei allen Mitarbeiterinnen und Mitarbeitern des Instituts für Wasserbau und Technische Hydromechanik für die angenehme Zusammenarbeit bedanken. Ebenso möchte ich mich für die stete Hilfsbereitschaft der Mitarbeiter der wissenschaftlich-technischen Werkstatt bedanken, die zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben.

Mein ganz besonderer Dank gilt jedoch meiner Frau Nadin und meinen beiden Töchtern Rita und Tala, die während der Zeit der Dissertation viel Verständnis aufgebracht und mir Unterstützung gewährt haben. Ohne ihre Unterstützung wäre diese Dissertation nicht möglich gewesen.

Die Arbeit wurde durch die Gesellschaft der Förderer des Hubert-Engels-Institutes für Wasserbau und Technische Hydromechanik der Technischen Universität Dresden e. V. finanziell unterstützt.

Kurzfassung

Die vorliegende Arbeit beschäftigt sich mit der Thematik des hydraulischen Feststofftransports in Druckrohrleitungen zur Bestimmung der hydraulischen Energieverluste des Wasser-Feststoff-Gemisches und der wirtschaftlichen Gemischgeschwindigkeit (der s.g. kritischen Geschwindigkeit) v_{crit} .

Zu diesem Zweck wurde der Transportvorgang in verschiedenen Rohrkonfigurationen (horizontal, schräg und z. T. vertikal) an einem physikalischen Modell im Hubert-Engels-Labor des Instituts für Wasserbau und Technische Hydromechanik der Technischen Universität Dresden untersucht. Dabei kamen drei Sandfraktionen zum Einsatz (0,1 - 0,5 mm; 0,71 - 1,25 mm und 1,4 - 2,2 mm). Die Partikel weisen eine Dichte von $\rho_F=2650 \text{ kg/m}^3$ auf.

Ziel der Untersuchungen war, mithilfe der Messdaten eine Formel zur Berechnung des Verlustanteils der dispersen Phase an dem gesamten Energieverlust besonders für das heterogene und das quasi-homogene Transportregime in Abhängigkeit von den Einflussgrößen (Dichte, Konzentration, Partikeldurchmesser etc.) abzuleiten.

Ein weiterer Schwerpunkt der Arbeit war, die kritische Gemischgeschwindigkeit genauer zu betrachten und einen entsprechenden Rechenansatz aufzustellen. Diese Geschwindigkeit stellt den Übergang von dem Transport mit beweglicher Sohle zum heterogenen Feststofftransport dar.

Nach Abschluss der physikalischen Versuche wurde der Feststofftransport mit der Software ANSYS-Fluent numerisch untersucht. Im Fokus der Modellierung stand die Festsetzung der Wandrandbedingung für die disperse Phase, mit Hilfen derer die physikalisch gemessenen Energieverluste erreicht werden konnten. Die Simulationen wurden mit dem Euler-Granular-Modell durchgeführt. Hierbei wird der Feststoff als zweites Kontinuum betrachtet und seine rheologischen Eigenschaften wurden durch die Erweiterung der kinetischen Theorie der Gase auf die disperse Phase (eng. kinetic theory of granular flow KTGF) berechnet.

Das angewendete zwei-Fluid-Modell (TFM) eignet sich sehr gut für alle möglichen vorkommenden Feststoffkonzentrationen und liefert gute Übereinstimmung mit den Messergebnissen im Gegensatz zu dem Euler-Lagrange-Modell (DPM), welches lediglich bei niedrigen Feststoffkonzentrationen Anwendung findet.

Abstract

The present work deals with the hydraulic transport characteristics of sand-water mixtures in pipelines to determine hydraulic gradients and the deposition-limit velocity (critical velocity).

For this purpose, the transport process in various pipe configurations (horizontal, inclined and vertical) was investigated on a physical model at the Hubert Engels Laboratory of the Institute of Hydraulic Engineering and Technical Hydromechanics of the Technical University of Dresden. Three sand fractions were used (0.1 - 0.5 mm, 0.71 - 1.25 mm and 1.4 - 2.2 mm) with particles density of $\rho_F = 2650 \text{ kg/m}^3$.

The aim of the investigations was to develop a model for calculating the head loss percentage of the disperse phase in terms of total energy loss, especially for the heterogeneous and quasi-homogeneous transport regime correlating to the influence quantities (density, concentration, particle diameter, etc.).

Another important aspect for this work was to consider the critical velocity and to set up a corresponding calculation approach for this parameter. The deposition-limit velocity represents the transition from sliding Bed transport to heterogeneous transport.

In the next step, the solids transport process was investigated numerical with ANSYS-Fluent. The focus of the modeling was the determination of the wall boundary condition for the disperse phase, with help of which the physically measured energy losses could be restored. The simulations were performed with the Euler Granular model. Here, the solid is considered to be the second continuum, and its rheological properties were calculated by expanding the kinetic theory of gases to disperse phase (KTGF).

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis	V
Tabellenverzeichnis	IX
Symbolverzeichnis	X
Indexverzeichnis	XII
1 Einleitung und Zielsetzung.....	1
2 Grundlagen des hydraulischen Feststofftransports in Rohrleitungen	4
2.1 Das Energiegesetz.....	4
2.2 Feststofftransport in Rohrleitungen	5
2.3 Partikeleigenschaften	7
2.4 Typisierung der Partikelbewegung mit der Strömung.....	9
2.5 Einfluss der Turbulenz auf die Partikelbewegung in horizontaler Rohrleitung	10
2.6 Transportzustände in horizontaler Rohrleitung	11
2.7 Transportzustände in vertikaler Rohrleitung	14
2.8 Stopfgrenze	15
2.9 Kräftebilanz an einem Feststoffpartikel	15
2.10 Dimensionsanalyse.....	17
2.10.1 Auflistung der Einflussgrößen	18
2.10.2 Anzahl der dimensionslosen π -Parameter	18
2.10.3 Auswahl der Hauptvariablen	18
2.10.4 Ermittlung der π -Parameter	19
2.10.5 Form des funktionellen Zusammenhangs	19
3 Bemessungsansätze des hydraulischen Transports	20
3.1 Stand des Wissens	20
3.1.1 Feststofftransport in horizontaler Rohrleitung.....	20
3.1.2 Feststofftransport in geneigter Rohrleitung	32
3.1.3 Feststofftransport in vertikaler Rohrleitung.....	33
3.1.4 Die kritische Gemischgeschwindigkeit in horizontaler Rohrleitung	33
3.1.5 Die kritische Gemischgeschwindigkeit in geneigter Rohrleitung.....	36
3.1.6 Weitere Rechenmodelle	36
3.2 Erweiterung des Energiegesetzes auf Gemischströmung.....	36
3.2.1 In horizontaler Rohrleitung.....	37
3.2.2 In geneigter Rohrleitung	38
3.2.3 In vertikaler Rohrleitung.....	39
4 Experimentelle Untersuchungen	41
4.1 Aufbau der ersten Versuchsanlage	41
4.2 Messtechnik	42
4.3 Umbau der Versuchsanlage.....	44
4.4 Untersuchungsmaterial	46

4.5	Experimentelles Verfahren	47
5	Numerische Simulationen mit ANSYS-Fluent	49
5.1	Grundlagen der Mehrphasenströmungen	49
5.2	Auswahl des numerischen Modells	50
5.3	Das Granular-Euler-Modell.....	52
5.3.1	Die Erhaltungsgleichung	52
5.3.2	Die kinetische Theorie der dispersen Phase	53
5.4	Modellvalidierung	53
6	Vorstellung der Untersuchungsergebnisse	63
6.1	Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen in horizontaler Leitung	63
6.1.1	Experimentelle Untersuchungen zum Energieverlust.....	63
6.1.2	Experimentelle Untersuchung zu der kritischen Geschwindigkeit.....	73
6.2	Ergebnisse der hydronumerischen Untersuchungen in horizontaler Rohrleitung.....	76
6.2.1	Randbedingungen.....	76
6.2.2	Numerische Lösung und Konvergenz.....	77
6.2.3	Parameteranalyse anhand eigener Versuche	78
6.2.4	Numerische Untersuchungen zur Wechselwirkung zwischen den hydraulischen Kenngrößen	87
6.3	Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen in vertikaler Leitung	107
6.4	Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen in geneigter Rohrleitung	108
6.4.1	Experimentelle Untersuchungen zum Energieverlust.....	108
6.4.2	Experimentelle Untersuchung zu der kritischen Gemischgeschwindigkeit	114
6.5	Ergebnisse der numerischen Untersuchungen in geneigter Rohrleitung	117
7	Fehleranalyse und weitere Betrachtungen.....	123
7.1	Degradierung des Feststoffes	123
7.2	Die Abnutzung der Pumpe	123
7.3	Abrieb und Durchbruch der Rohrleitungen.....	124
7.4	Die Instabilität des Systems bei geringen Geschwindigkeiten	125
7.5	Messabweichung des Durchflussmessers	125
7.6	Fehlerquelle bei der Untersuchung der kritischen Gemischgeschwindigkeit.....	126
7.7	Fortbewegung der Feststoffe bei Geschwindigkeiten unterhalb v_{crit}	126
7.8	Einfluss der Transportkonzentration auf den Arbeitspunkt der Pumpe	128
8	Zusammenfassung	130
	Literaturverzeichnis	133
	Anhang.....	138

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1: Sandaufspülung auf Sylt (Quelle: Foto von Simone Steinhardt in: Sylt sucht Schutz hinter künstlicher Sandbank; https://www.merkur.de).....	1
Abbildung 1-2: Jährliche Sandersatzmengen Westküste Sylt seit 1972 (LKN.SH, 2016)	2
Abbildung 2-1: Widerstandsfunktion $C_W=f(Re_p)$ für eine Kugel (Boiko, Pivovarov, & Poplavsk, 2013) ...	8
Abbildung 2-2: Einfluss der Partikelform (links; bearbeitet) bzw. der Raumkonzentration (rechts; bearbeitet) auf die Sinkgeschwindigkeit (Weber, 2010).....	9
Abbildung 2-3: Art der Partikelbewegung in der Strömung (Führböter, 1961).....	10
Abbildung 2-4: Bewegung eines Einzelpartikels in einem Fluid (Kraume, 2012)	10
Abbildung 2-5: Stabile Konzentrationsverteilung für körnigen Feststoff beim Transport durch eine horizontale Rohrleitung (Kraume, 2012)	11
Abbildung 2-6: Charakterisierung des Quasi-homogenen Feststofftransports	12
Abbildung 2-7: Flugförderung im Eigenversuch ($d_p=1,756$ mm; $Q_w=19,74$ l/s; $m_F=15$ kg)	12
Abbildung 2-8: Charakterisierung des heterogenen Feststofftransports	12
Abbildung 2-9: Strähnenförderung im Eigenversuch ($d_p=1,756$ mm; $Q_w=18,8$ l/s; $m_F=25$ kg)	12
Abbildung 2-10: Charakterisierung des Transports mit beweglicher Sohle	13
Abbildung 2-11: Ballenförderung im Eigenversuch ($d_p=1,756$ mm; $Q_w=7,2$ l/s; $m_F=35$ kg)	13
Abbildung 2-12: Charakterisierung des Transports mit stationärer Sohle	13
Abbildung 2-13: Transportzustände in vertikaler Rohrleitung, von links nach rechts: Kolbenförderung, Ballenförderung, Strähnenförderung und Flugförderung (Wirth, 1983).....	14
Abbildung 2-14: Prinzip der Lift-Kraft bzw. des Magnus-Effektes, [https://en.wikipedia.org/wiki/Magnus_effect], bearbeitet	16
Abbildung 2-15: Kräftebilanz auf einem Partikel	17
Abbildung 3-1: Darstellung der Messergebnisse (Durand, 1953).....	20
Abbildung 3-2: Die Spülgutkonstante in Abhängigkeit vom Partikeldurchmesser (Führböter, 1961) (nachgezeichnet).....	23
Abbildung 3-3: Zustandsdiagramm für ein Koks-Wasser-Gemisch (Brauer & Schmidt-Traub, 1972), bearbeitet.....	24
Abbildung 3-4: Prinzipskizze des Zwei-Schichten-Modelles (Matoušek, 2004).....	27
Abbildung 3-5: Druckverlust in Abhängigkeit der Geschwindigkeit und der Raumkonzentration C_R ; links: für $d_p=125$ μ m und rechts für $d_p=440$ μ m (Kaushal, Sato, Toyota, Funatsu, & Tomita, 2005) ...	31
Abbildung 3-6: Die modifizierte Froude-Zahl F_L (Durand, 1953)	34
Abbildung 3-7: Ablagerungsparameter ΔD (Wilson & Tse, 1984), bearbeitet	36
Abbildung 3-8: Prinzipskizze einer horizontalen Rohrleitung	37
Abbildung 3-9: Prinzipskizze einer aufwärts geneigten Rohrleitung.....	38
Abbildung 3-10: Prinzipskizze einer vertikal gerichteten Rohrleitung	40
Abbildung 4-1: Schematische Darstellung der Versuchsanlage	41
Abbildung 4-2: Versuchsanlage mit geneigten und vertikalen Rohrabchnitten mit der Anordnung der Druckmesspunkte (P1 bis P10)	44
Abbildung 4-3: Durchsichtige Kontrollstrecke mit sichtbaren Ablagerungen	45
Abbildung 4-4: Druckmessdose (links) und Wasserverteiler mit den PVC-Schläuchen (rechts)	45
Abbildung 4-5: Sieblinien der untersuchten Sandfraktion laut Angaben des Herstellers (grün: 0,1 - 0,5 mm, blau 0,71 - 1,25 mm und rot: 1,4 - 2,2 mm)	46
Abbildung 4-6: Struktogramm zum experimentellen Verfahren	48
Abbildung 5-1: Netzstudie für den 4. Versuch nach Roco und Shook.....	55
Abbildung 5-2: Lokale Konzentrationsverteilungen über die vertikale Querschnittachse für die untersuchten Rechenetze für den Versuch 4 (siehe Tabelle 4).....	56
Abbildung 5-3: Lokale Konzentrationsverteilung entsprechend der Endlösung für den Versuch 4	56
Abbildung 5-4: Lokale Konzentrationsverteilung für den Versuch 1_5 (siehe Tabelle 4); Exp.:die experimentell gemessene Verteilung; Num._1: Simulation ohne turbulente Auftriebskraft F_{TD} ; Num._2: Simulation mit F_{TD} (Beiwert=0,5); Num._3: Simulation mit F_{TD} (Beiwert=0,1) und Num._4: Simulation mit F_{TD} (Beiwert=0,75)	57
Abbildung 5-5: Experimentelle und numerische Konzentrationsverteilung für die Versuche (1_1 bis 1_4)	57

Abbildung 5-6: Experimentelle und numerische Konzentrationsverteilung für die Versuche 9_3 (siehe Tabelle 4)	58
Abbildung 5-7: Angeordnete Messpunkte nach Gillies 1993	59
Abbildung 5-8: Die numerisch erfassten (rot) gegenüber den experimentell gemessenen (blau) Strömungsgeschwindigkeiten mit deren Abweichung in [%] für den Versuch 7_1 (siehe Tabelle 4).....	60
Abbildung 5-9: Die numerisch erfassten (rot) gegenüber den experimentell gemessenen (blau) Strömungsgeschwindigkeiten mit deren Abweichung in [%] für den Versuch 7_2 (siehe Tabelle 4).....	60
Abbildung 5-10: Gegenüberstellung der experimentellen und der numerischen Konzentrationsverteilung in aufsteigender Leitung (siehe Tabelle 6).....	62
Abbildung 6-1: Energieverluste einer Gemisch-Strömung in einer horizontalen Rohrleitung (C_T bis 4,5 %); links: für Mittelsand 0,71 - 1,25 mm und rechts: für Grobsand 1,4 - 2,2 mm	64
Abbildung 6-2: Abhängigkeit der Energieverlusthöhe von der mittleren Geschwindigkeit nach Gleichung 6-1	65
Abbildung 6-3: Abhängigkeit des Energiegefälles von der Transportkonzentration nach Gleichung 6-2	66
Abbildung 6-4: Verlustkurven des Gemisches beider Sandgrößen für $C_T=1$ % und $C_T=2$ %	67
Abbildung 6-5: Verlustkurven des Gemisches beider Sandgrößen für $C_T=3$ %, und $C_T=4$ %	68
Abbildung 6-6: Vergleich der Messergebnisse mit Ansätzen aus der Literatur, Durand (oben links), Newitt und Richardson (oben rechts), Führböter (unten links) und Wilson-GIW-Modell (unten rechts).....	71
Abbildung 6-7: Das Energiegefälle durch Sandbewegung in horizontaler Rohrleitung (für beide Fraktionen).....	72
Abbildung 6-8: Abhängigkeit der kritischen Geschwindigkeit von der Transportkonzentration für beide Sandfraktionen in horizontaler Rohrleitung.....	73
Abbildung 6-9: Kritische Geschwindigkeit für Sand $d_p=1,036$ mm, vgl. mit Literaturansätzen.....	74
Abbildung 6-10: Kritische Geschwindigkeit für Sand $d_p=1,756$ mm, vgl. mit Literaturansätzen.....	75
Abbildung 6-11: Kritische Gemischgeschwindigkeit in Abhängigkeit von den Einflussgrößen	76
Abbildung 6-12: Das Rechnetz im Querschnitt der Messstrecke	79
Abbildung 6-13: Geschwindigkeitsprofil einer turbulenten Rohrströmung (Cengel & Cimbala, 2006), bearbeitet.....	80
Abbildung 6-14: Druckgradient mit verschiedenen Netzgrößen für $Q_w=15,44$ l/s, $\dot{M}_F=0,9175$ kg/s, $C_T=2,193$ %	80
Abbildung 6-15: Verteilung der Sandkonzentration über die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit des Netztyps für $Q_w = 15,44$ l/s, $\dot{M}_F = 0,9175$ kg/s, $C_T = 2,193$ %	81
Abbildung 6-16: Das Strömungsgeschwindigkeitsprofil über die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit des Netztyps für $Q_w = 15,44$ l/s, $\dot{M}_F = 0,9175$ kg/s, $C_T = 2,193$ %	81
Abbildung 6-17: Das Sandgeschwindigkeitsprofil über die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit des Netztyps für $Q_w = 15,44$ l/s, $\dot{M}_F = 0,9175$ kg/s, $C_T = 2,193$ %	82
Abbildung 6-18: Druckabfall (oben links), Konzentrationsverteilung (oben rechts), Strömungsgeschwindigkeitsprofil (unten links) und Sandgeschwindigkeitsprofil (unten rechts) für verschiedene Widerstandsmodelle für $Q_w=15,44$ l/s, $\dot{M}_F=0,9175$ kg/s, $C_T=2,193$ %	83
Abbildung 6-19: Vertikale Sandverteilung im Rohrquerschnitt, physikalisches Modell.....	84
Abbildung 6-20: Druckabfall (oben links), Konzentrationsverteilung (oben rechts), Strömungsgeschwindigkeitsprofil (unten links) und Sandgeschwindigkeitsprofil (unten rechts) für verschiedene Turbulenzeinstellungen für $Q_w=15,44$ l/s, $\dot{M}_F=0,9175$ kg/s, $C_T=2,193$ %	85
Abbildung 6-21: Anpassung des Druckabfalls durch iterative Variation des Verlustbeiwertes der Sekundärphase für $Q_w = 15,44$ l/s, $\dot{M}_F = 0,9175$ kg/s, $C_T = 2,193$ %	86
Abbildung 6-22: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Energieverlust. Vergleich Konow ($D=81,15$ mm), Durand ($D=150$ mm) und eigene Messergebnisse ($D=100$ mm) für Grobsand mit $C_T=5$ %; (Index W steht für Wasser und M fürs Gemisch)	88
Abbildung 6-23: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Energieverlust. Vergleich Konow ($D=81,15$ mm), Durand ($D=150$ mm) und eigene Messergebnisse ($D=100$ mm) für Grobsand mit $C_T=10$ %	88
Abbildung 6-24: Feststoffverlustanteil in Abhängigkeit von v_m für verschiedene Rohrgrößen für Grobsand bei $C_T=5$ %	89

Abbildung 6-25: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Transportvorgang. Vgl. Führböter (D=300 mm) und eigene Messergebnisse (D=100 mm) für $C_T=5\%$	89
Abbildung 6-26: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Transportvorgang. Vergleich Führböter (D=300 mm) und eigene Messergebnisse (D=100 mm) für $C_T=10\%$	90
Abbildung 6-27: Numerisch berechnete gegenüber den theoretisch ermittelten Energieverlusten in Abhängigkeit vom Rohrdurchmesser für $\rho_F=2650\text{ kg/m}^3$ und $d_p=1,756\text{ mm}$ und $C_T=10\%$	91
Abbildung 6-28: Numerisch berechnete und theoretisch ermittelte Energieverluste in Abhängigkeit von der Partikeldichte für $d_p=1,036\text{ mm}$	95
Abbildung 6-29: Numerisch berechnete und theoretisch ermittelte Energieverluste in Abhängigkeit von der Partikeldichte für $d_p=1,756\text{ mm}$	95
Abbildung 6-30: Strömungsgeschwindigkeitsprofil auf einer Ebene bzw. vertikal zur Rohrmittelachse für $Q_w=20,67\text{ l/s}$ und $C_T=0\%$	97
Abbildung 6-31: Strömungsgeschwindigkeitsprofil für $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=20,67\text{ l/s}$ und $C_T=3,6\%$...	97
Abbildung 6-32: Strömungsgeschwindigkeitsprofil für $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=20,67\text{ l/s}$ und $C_T=10\%$...	98
Abbildung 6-33: Sandkonzentrationsverteilung für $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=20,67\text{ l/s}$ und $C_T=3,6\%$	98
Abbildung 6-34: Sandkonzentrationsverteilung für $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=20,67\text{ l/s}$ und $C_T=10\%$	99
Abbildung 6-35: Sandgeschwindigkeitsprofil für $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=20,67\text{ l/s}$ und $C_T=3,6\%$	100
Abbildung 6-36: Sandgeschwindigkeitsprofil für $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=20,67\text{ l/s}$ und $C_T=10\%$	100
Abbildung 6-37: Geschwindigkeitsprofil des Fluides über die Rohrmittelachse bei $C_T=10\%$ für verschiedene Partikelgrößen für $Q_w=15\text{ l/s}$ bzw. $Q_w=30\text{ l/s}$	101
Abbildung 6-38: Strömungsgeschwindigkeitsprofil über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit von der Partikeldichte für Sand $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=25\text{ l/s}$ und $C_T=10\%$	102
Abbildung 6-39: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse bei $C_T=10\%$ für verschiedene Partikelgrößen für $Q_w=15\text{ l/s}$	103
Abbildung 6-40: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse bei $C_T=10\%$ für verschiedene Partikelgrößen für $Q_w=30\text{ l/s}$	103
Abbildung 6-41: Konzentrationsverteilung in Abhängigkeit von der Partikeldichte für $d_p=1,756\text{ mm}$, $Q_w=25\text{ l/s}$ und $C_T=10\%$	104
Abbildung 6-42: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Gemischgeschwindigkeit für Sand $d_p=1,756\text{ mm}$ für $C_T=5\%$	105
Abbildung 6-43: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Gemischgeschwindigkeit für Sand $d_p=1,756\text{ mm}$ für $C_T=10\%$	105
Abbildung 6-44: Vergleich der Konzentrationsverteilung für Sand $d_p=1,756\text{ mm}$ bei $v_m=12,5\text{ m/s}$ bzw. $v_m=17,0\text{ m/s}$	106
Abbildung 6-45: Verteilung der Feststoffpartikel in dem vertikal durchströmten Rohrabschnitt	107
Abbildung 6-46: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Feinsand ($d_p=0,3\text{ mm}$) in einer abwärts geneigten Rohrleitung (rote Zahlenwerte kennzeichnen die Transportkonzentration)	108
Abbildung 6-47: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Mittelsand ($d_p=1,036\text{ mm}$) in einer abwärts geneigten Rohrleitung	109
Abbildung 6-48: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Grobsand ($d_p=1,756\text{ mm}$) in einer abwärts geneigten Rohrleitung	109
Abbildung 6-49: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Feinsand ($d_p=0,3\text{ mm}$) in einer aufwärtsgeneigten Rohrleitung	110
Abbildung 6-50: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Mittelsand ($d_p=1,036\text{ mm}$) in einer aufwärtsgeneigten Rohrleitung	111
Abbildung 6-51: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Grobsand ($d_p=1,756\text{ mm}$) in einer aufwärtsgeneigten Rohrleitung	111
Abbildung 6-52: Das Energiegefälle des Feststoffes in einer absteigenden Rohrleitung für alle untersuchten Fraktionen	112
Abbildung 6-53: Das Energiegefälle des Feststoffes in einer aufsteigenden Rohrleitung für alle untersuchten Fraktionen	112
Abbildung 6-54: Vergleich des Energieverlusts des Feststoffes in einer aufsteigenden und einer absteigenden Rohrleitung	113
Abbildung 6-55: Abhängigkeit der kritischen Gemischgeschwindigkeit von der Transportkonzentration für Feinsand $d_p=0,3\text{ mm}$ und für Grobsand $d_p=1,756\text{ mm}$ in ab- bzw. aufwärts geneigter Rohrleitung (Neigungswinkel $\pm 15^\circ$)	114
Abbildung 6-56: Kritische Gemischgeschwindigkeit in Abhängigkeit der Transportkonzentration für ab- bzw. aufsteigende Rohrleitung	115

Abbildung 6-57: Kritische Gemischgeschwindigkeit in Abhängigkeit der Rohrneigung.....	116
Abbildung 6-58: Darstellung der Konstanten A und B in Abhängigkeit vom Neigungswinkel	116
Abbildung 6-59: Die Energieverlusthöhe des Gemisches in Abhängigkeit von der Gemischgeschwindigkeit für ab- und aufsteigende Rohrleitung bei $C_T=5\%$ für $d_p=1,036\text{ mm}$.	117
Abbildung 6-60: Die Energieverlusthöhe des Gemisches in Abhängigkeit von der Gemischgeschwindigkeit für ab- und aufsteigende Rohrleitung bei $C_T=5\%$ für $d_p=1,756\text{ mm}$.	117
Abbildung 6-61: Verteilung der lokalen Feststoffkonzentration über die Rohrmittelachse der ab- bzw. aufsteigender Rohrleitung für $C_T=5\%$ und $Q_w=20\text{ l/s}$ für $d_p=1,036\text{ mm}$	119
Abbildung 6-62: Verteilung der lokalen Feststoffkonzentration über die Rohrmittelachse der ab- bzw. aufsteigender Rohrleitung für $C_T=5\%$ und $Q_w=20\text{ l/s}$ für $d_p=1,756\text{ mm}$	119
Abbildung 6-63: Lokale Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Partikelgröße für $v_m=5,5\text{ m/s}$ und $C_T=7,5\%$ für absteigende Leitung ($\theta=-15^\circ$)	120
Abbildung 6-64: Lokale Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Partikelgröße für $v_m=5,5\text{ m/s}$ und $C_T=7,5\%$ für aufsteigende Leitung ($\theta=+15^\circ$).....	120
Abbildung 6-65: Lokale Konzentrationsverteilung über die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit von der Geschwindigkeit für absteigende Rohrleitungen für Sand $d_p=1,756\text{ mm}$ und $C_T=7,5\%$	121
Abbildung 6-66: Lokale Konzentrationsverteilung die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit von der Geschwindigkeit für aufsteigende Rohrleitungen für Sand $d_p=1,756\text{ mm}$ und $C_T=7,5\%$	121
Abbildung 7-1: Abbruch des Laufrads	124
Abbildung 7-2: Durchbruch eines KG-Rohrs	124
Abbildung 7-3: Durchflussschwankung bei horizontalem Transport von Sand $d_p=1,036\text{ mm}$, $m_F=15\text{ kg}$ (zeitlich gemittelter Wasserdurchfluss $Q_{w,m}=7,98\text{ l/s}$).....	125
Abbildung 7-4: Verlauf der Durchflussmessung bei 12 kg Sand $d_p=0,71 - 1,25\text{ mm}$ ($Q_{w,m}$: der zeitgemittelte Wasserdurchfluss)	127
Abbildung 7-5: Bewegungsmechanismus einer Düne $L=40\text{ cm}$, $h=3,9\text{ cm}$ (Sand $d_p=1,4 - 2,2\text{ mm}$)..	127
Abbildung 7-6: Der Arbeitspunkt in Abhängigkeit von der Transportkonzentration beispielsweise für Sand $d_p=1,036\text{ mm}$	128

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Eigenschaften der getesteten Feststoffmaterialien	25
Tabelle 2: Bestimmung der Unbekannten in der Gleichung 3-18.....	26
Tabelle 3: IDM Technische Daten	43
Tabelle 4: Zusammenfassung der experimentellen Daten aus der Literatur für horizontale Leitung mit $\rho_F=2650 \text{ kg/m}^3$	54
Tabelle 5: Anzahl an den verschiedenen Elementen des jeweiligen Netzes	55
Tabelle 6: Zusammenfassung der experimentellen Versuche für geneigte und vertikale Leitung	61
Tabelle 7: Zusammenfassung der beiden Fallbeispiele	78
Tabelle 8: Kenngrößen der Netztypen 1, 2, 3 und 4.....	78
Tabelle 9: Ergebnisvergleich für verschiedene Rohrgrößen.....	87
Tabelle 10: Verlustbeiwert der dispersen Phase für verschiedene Rohrgrößen mit $C_T=10 \%$, $d_p=1,756 \text{ mm}$ und $\rho_F=2650 \text{ kg/m}^3$	91
Tabelle 11: Beispiel zur Abhängigkeit der zu fördernde Feststoffmasse mit dem Rohrdurchmesser	92
Tabelle 12: Verlustbeiwert der dispersen Phase für verschiedene Partikeldichten bzw. Partikelgrößen in einem Rohr $D=100 \text{ mm}$ für $C_T=10 \%$	94
Tabelle 13: Beispiel zur Abhängigkeit der zu fördernden Feststoffmasse mit der Partikeldichte	96
Tabelle 14: Zusammenfassung der numerischen Simulationen mit verschiedenen Partikelgrößen ..	101
Tabelle 15: Maximale lokale Konzentration in Abhängigkeit der Gemischgeschwindigkeit	106
Tabelle 16: Sandverlust für beide Fraktionen über die Versuchszeit.....	123

Symbolverzeichnis

Symbol	Physikalische Bedeutung	Einheit
A	Rohrquerschnitt	[m ²]
A ₁	Querschnittsanteil der Suspension (Abbildung 3-4)	[m ²]
A ₂	Querschnittsanteil der Kontakt-Schicht (Abbildung 3-4)	[m ²]
A _F	Querschnittsanteil des Feststoffes	[m ²]
A _P	angeströmte Fläche der Partikel (Gleichung 2-29)	[m ²]
A _w	Querschnittsanteil des Wassers	[m ²]
A´	verjüngter Rohrquerschnitt bei Ablagerung	[m ²]
C ₁	Raumkonzentration in der oberen Schicht (zwei-Schichten-Modell Abbildung 3-4)	[-]
C ₂	Raumkonzentration in der unteren Schicht (zwei-Schichten-Modell Abbildung 3-4)	[-]
C _W	Strömungswiderstandskoeffizient bei der Umströmung eines Feststoffpartikels (Gleichung 2-30)	[-]
C _L	Auftriebsbeiwert (Lift coefficient) (Gleichung 2-35)	[-]
C _M	Magnusbeiwert (Gleichung 2-36)	[-]
C _R	Raumkonzentration	[-]
C _T	Transportkonzentration	[-]
D	Rohrdurchmesser	[m]
d _p	Partikeldurchmesser	[m]
d _{p,i}	Partikelgrößenverteilung (Gleichung 2-21)	[m]
e	Porosität (Gleichung 3-13)	[-]
e _{pp}	Restitution-Koeffizient der Partikel-Partikel-Kollision	[-]
g	Fallbeschleunigung	[m/s ²]
g _{0,pp}	Radialverteilungsfunktion (Gleichung 6-10)	[-]
I	Energiegefälle	[-]
K _{wF} =K _{Fw}	Interphase-Impulsaustauschkoeffizient (Gleichung 5-10)	[kg/m ³ .s]
k	Rauheit (Gleichung 2-4)	[m]
k _f	Formbeiwert	[-]
k _c	Beiwert zur Berücksichtigung des Partikelschwarms	[-]
L	Distanz, Länge	[m]
Ḣ	Massenstrom	[kg/s]
m _P	Partikelmasse	[kg]
p	Druck	[N/m ²]
Q	Volumenstrom	[m ³ /s]
Re	Reynolds-Zahl	[-]
Re _p	Partikel-Reynolds-Zahl	[-]
S	relative Dichte	[-]
u*	Schubspannungsgeschwindigkeit	[m/s]

V	Volumen	[m ³]
v	Geschwindigkeit	[m/s]
v ₁	Gemischgeschwindigkeit in der oberen Schicht (zwei-Schichten-Modell Abbildung 3-4)	[m/s]
v ₂	Gemischgeschwindigkeit in der unteren Schicht (zwei-Schichten-Modell Abbildung 3-4)	[m/s]
v _{crit}	kritische Gemischgeschwindigkeit	[m/s]
v _r =v _w -v _p	Relativgeschwindigkeit der Strömung zur Partikel	[m/s]
v _s	stationäre Sinkgeschwindigkeit des Partikels	[m/s]
v _{sc}	Schwarmsinkgeschwindigkeit	[m/s]
Z	geodätische Höhe	[m]
α	Volumenanteil	[-]
θ	Rohrneigungswinkel (Abbildung 3-9)	[°]
θ _F	Granulare Temperatur	[m ² /s ²]
λ	Reibungswiderstandsbeiwert	[-]
η	Volumenviskosität (Gleichung 5-8)	[kg/m.s]
μ _t	turbulente Viskosität	[kg/m.s]
μ _F	dynamische Viskosität des Feststoffes (Gleichung 5-8)	[kg/m.s]
μ _s	mechanische Reibung zwischen den Feststoffpartikeln und der Rohrwand nach Wilson	[kg/m.s]
μ _w	dynamische Viskosität des Wassers (Gleichung 5-8)	[kg/m.s]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
Δp _i	Siebdurchgang der Fraktion (i)	[%]
Δp	Druckabfall	[N/m ²]
Δh	Energieverlusthöhe	[m]
τ	Schubspannung	[N/m ²]
ν _w	kinematische Viskosität des Wassers	[m ² /s]
ξ	Feststoffbeladung	[-]
Ψ	Verlustbeiwert für die sekundäre Phase	[-]

Indexverzeichnis

F	Feststoff
m	Gemisch
P	Partikel
W	Wasser
h	Horizontale Leitung
g	Geneigte Leitung

1 Einleitung und Zielsetzung

Der Feststofftransport in Rohrleitungen wurde im Gegensatz zum Transportvorgang in offenen Gerinnen nur zum kleinen Teil erforscht. Bisherige Forschungen basieren vor allem auf physikalischen Versuchen in der Natur oder an Modellen. Die Nutzung numerischer Modelle bietet neue Möglichkeiten. Mit der Kombination von numerischen Simulationen, physikalischen Modellversuchen und Naturmessungen könnten neue aussagekräftige Ergebnisse erzielt werden.

Die hydrodynamischen Eigenschaften des zweiphasigen Wasser-Feststoff-Gemisches unterscheiden sich grundsätzlich von denen der reinen Flüssigkeitsströmung hinsichtlich des Energieverlustes. Das geht auf folgende Gründe zurück (Bollrich, 1992):

1. Der Dichteunterschied zwischen der Trägerflüssigkeit und dem transportierten Feststoff.
2. Beide Strömungsphasen beeinflussen sich gegenseitig.

In der Praxis beispielsweise in den Wasserversorgungsnetzen oder in Pumpspeicherkraftwerken werden häufig Feststoffe mit dem Wasser transportiert, obwohl in vielen Fällen Rechenanlagen installiert sind. Ein weiteres Einsatzfeld für den hydraulischen Transport ist bei Baggerarbeiten in Stauseen, wo Schlamm, Sand und Kies von dem Boden abgesaugt werden.

In der Abwasserwirtschaft kommen aus unterschiedlichen Quellen verschiedene organische, mineralische oder eine Mischung aus den beiden Stoffen in den Abwasserkanälen vor. Durch das Schmutzwasser aus Haushalten, Gewerben und der Industrie gelangen hauptsächlich organische Stoffe in die Kanalisation (Geib, Wielenberg, & Heyer, 2007).

Die Feststoffe, die mit dem Regenwasser von Dächern und Verkehrsflächen in das Kanalnetz mitgerissen werden, sind überwiegend von mineralischer Art (Sand, Staub etc.). Diese Abflüsse haben im Vergleich zum Schmutzwasser einen geringen Anteil an gelösten Stoffen (Lange, 2013).

Außerdem kommt es öfter durch Undichtigkeiten zu einer Infiltration vom Fremdwasser in die Kanalisation, wodurch Bodenteilchen in die Kanalisation eindringen (Gebhard, 2009).



Abbildung 1-1: Sandaufspülung auf Sylt (Quelle: Foto von Simone Steinhardt in: Sylt sucht Schutz hinter künstlicher Sandbank; <https://www.merkur.de>)

Die erste gezielte Anwendung der hydraulischen Feststoffförderung erfolgte 1852 im Bergbau. Goldgräber errichteten in Kalifornien eine Anlage, mit der sie goldhaltigen Sand hydraulisch aus der Mine zur Goldwäsche förderten. Im Jahr 1891 patentierte W.C. Andrews in New York ein System für den hydraulischen Transport von Kohle durch Rohrleitungen, wodurch die

hydraulische Feststoffförderung weltweit als Transportalternative bekannt wurde (Konow, 1985).

Seit Beginn der Sandaufspülungen im Jahr 1972 haben die Spülschiffe an der Sylter Küste 46,5 Millionen Kubikmeter Sand aufgespült (Stand 2015). Die Sandaufspülungen auf Sylt haben bislang rund 170 Millionen Euro gekostet (LKN.SH, 2016).

Der benötigte Sand wird am Meeresgrund in ca. 10 bis 15 m Tiefe gewonnen, transportiert und anschließend an den Strand gespült. Zur Sandgewinnung fährt das Saugbaggerschiff über die Sandlagerstätte und saugt das Material mit einem großen Rohr vom Meeresgrund auf. Das vollgeladene Schiff fährt dann bis ca. 2 km vor die Küste zur geplanten Einbaustelle. Dort wird das Sand-Wasser-Gemisch durch eine flexible Rohrleitung von bis 1 m Durchmesser an den Strand gepumpt (StÄLU, 2009). Die Abbildung 1-1 zeigt die Sandaufspülung auf Sylt.

Damit der Sand gut durch die Rohre fließen kann, wird ein Sand-Wasser-Gemisch im Verhältnis von 70 Prozent Wasser und 30 Prozent Sand verwendet. Somit kann eine Verstopfung der Leitung vermieden und eine kontinuierlichere Zufuhr des Sandes an den Strand gewährleistet werden (Siegfriedt, 2013).

Die Gesamtmenge an Sand, die jährlich an den Sylter Strand aufgespült wird, ist in Abbildung 1-2 dargestellt (LKN.SH, 2016).

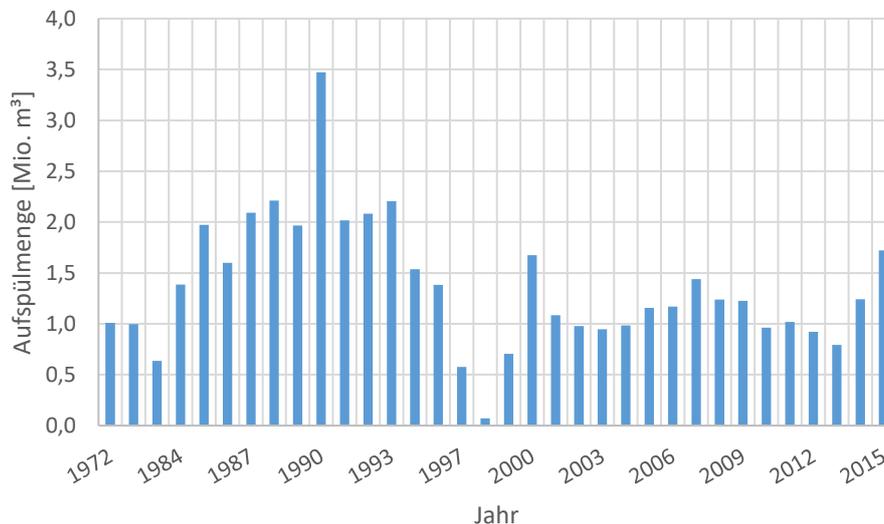


Abbildung 1-2: Jährliche Sandersatzmengen Westküste Sylt seit 1972 (LKN.SH, 2016)

Der zweitgrößte europäische Verbraucher von Meeressand ist Großbritannien. Das Land verbrauchte im Jahr 2011 ungefähr 12 Mio. m³ Sand und 7 Mio. m³ Kies hauptsächlich zur Betonherstellung (World Ocean Review, 2014).

Auch für den Bau künstlicher Inseln wie etwa The Palm vor Dubai wird Sand aus dem Meer benötigt, denn Sandkörner aus dem Meer sind rund gewaschen und eignen sich damit besser für die Betonherstellung als die eckigen Körner des Wüstensandes (World Ocean Review, 2014).

Der hydraulische Transport von Feststoffen in Rohrleitungen ist kein neues Forschungsthema. Es wurde seit den 50er Jahren öfter aufgegriffen, wodurch sich viele verschiedenen Rechenansätze zur Ermittlung des Energieverlustes bzw. zur Bestimmung der kritischen Gemischgeschwindigkeit zur Gewährleistung eines sicheren Transportes ergaben. Weitgehend bekannt sind die experimentellen Untersuchungen von Durand (1953), die von Newitt, Richardson und Abbott (1955) und das Zwei-Schichten-Modell von Wilson (Wilson, Addie, & Clift, 1992).

Trotz alledem liegen bisher keine allgemeingültigen Gleichungen vor, um die wesentlichen Transportparameter analytisch zu bestimmen. Außerdem wurden bisher überwiegend Wasser mit Feststoffen kleineren Durchmessers im Mikrometerbereich und sehr selten im Millimeterbereich erforscht.

Die numerische Modellierung des Transportvorganges beschränkt sich bislang auf ein Gebiet mit sehr kleinen Feststoffpartikeln, die eine mehr oder weniger homogene Verteilung in der Strömung aufweisen. Zudem ist die Modellierung der feststoffbeladenen Strömungen immer noch ein relativ junges Feld, in welchem viele Optimierungsschritte, Erkenntnisse und Parameteranalysen notwendig sind.

Gegenwärtig hat die Gewinnung von Feststoffen und deren hydraulische Förderung in Rohrleitung eine hohe wirtschaftliche Bedeutung. Daher wird nach allgemeingültigen Rechenansätzen für den hydraulischen Transport gesucht, weshalb ein Bedarf an weiteren physikalischen Untersuchungen besteht. Darüber hinaus ermöglichen die numerischen Simulationen von Gemischströmungen mittels zutreffender fortgeschrittener Rechenmodelle die Erfassung von Parametern, die physikalisch nur mit relativ großem Aufwand und hohen Kosten zu bestimmen sind.

Aus diesem Grund hat sich diese Arbeit das Ziel gesetzt, physikalische Versuche auf mehrere Kornfraktionen in unterschiedlichen Rohrkonfigurationen durchzuführen und anschließend den Transportvorgang numerisch nachzubilden, um weitere Erkenntnisse zu gewinnen.

Diese Arbeit widmet sich folgenden Aufgaben:

1. Ermittlung des Energieverlustes (s.g. Rohrkenlinie) in unterschiedlich verlegten Rohrleitungen (horizontal, vertikal und geneigt) für verschiedene Fördermaterialien und Transportkonzentrationen.
2. Bestimmung der kritischen Gemischgeschwindigkeit v_{crit} .
3. Entwicklung eines numerischen Modells zur Berechnung des Energieverlustes und zur Bestimmung von relevanten physikalischen Größen (Geschwindigkeit- bzw. Konzentrationsverteilung im Querschnitt), die in dem physikalischen Modell aus technischen und finanziellen Gründen nicht bzw. sehr aufwendig erfasst werden könnten.

Für die Durchführung der experimentellen Versuche wurde ein Versuchsstand im Hubert-Engels-Labor der TU Dresden entwickelt, der in einer Druckrohrleitung die messtechnische und visuelle Erfassung aller relevanter Parameter ermöglichte.

Unter unterschiedlichen Bedingungen (Korngröße, Durchfluss, etc.) wurden in horizontalen, steigenden und fallenden Rohrabschnitten die unterschiedlich vorkommenden Transportarten durch ein dafür vorgesehenes Rohrstück aus Plexiglas beobachtet, die kritischen Gemischgeschwindigkeiten erfasst und gezielt der Energieverlust des Wasser-Feststoffgemisches gemessen. Im späteren Schritt wurden die Versuche numerisch mithilfe der Software ANSYS-FLUENT simuliert. Die Ergebnisse wurden miteinander verglichen und Schlussfolgerungen daraus gezogen.

2 Grundlagen des hydraulischen Feststofftransports in Rohrleitungen

Zunächst sollen die für diese Arbeit maßgebenden hydraulischen Größen und Fachbegriffe im Kontext der hydraulischen Förderung von Feststoffen in Rohrleitungen erläutert werden. Dazu wird kurz auf die Grundlagen der Hydraulik bzw. des hydraulischen Feststofftransportes eingegangen.

2.1 Das Energiegesetz

Wenn ein Fluid, z. B. Wasser, in einem geraden Rohrstück des Durchmessers D strömt, lässt sich die Energiegleichung der Fluidbewegung nach Bernoulli zwischen zwei beliebigen Rohrquerschnitten (1) und (2) wie folgt schreiben:

$$h_{E1} = h_{E2} + \Delta h_{1-2} \quad 2-1$$

$$\frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + z_1 = \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + z_2 + \Delta h_{1-2}$$

Dabei sind:

h_{Ei} = die gesamte Energiehöhe in dem jeweiligen Querschnitt (i) [m]

$\frac{p_i}{\rho \cdot g}$ = die Druckhöhe im Querschnitt (i) [m]

$\frac{v_i^2}{2 \cdot g}$ = die Geschwindigkeitshöhe im Querschnitt (i) [m]

z_i = die geodätische Höhe [m]

$\frac{p_i}{\rho \cdot g} + z_i$ = die Piezometerhöhe im Querschnitt (i)

ρ = die Dichte des im Rohr strömenden Fluides [kg/m^3]

Δh_{1-2} = die Energieverlusthöhe bedingt durch die Reibung (auch Reibungsverlust bzw. Reibungsverlusthöhe genannt) [m].

Der Energieverlust kann mit der Darcy-Weisbach Formel bestimmt werden:

$$\Delta h_{1-2} = \lambda \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad 2-2$$

mit:

L = der Fließweg zwischen den Querschnitten [m]

v = die mittlere Geschwindigkeit zwischen beiden Querschnitten [m/s]

λ = die Rohrreibungszahl oder Widerstandsbeiwert.

Die Rohrreibungszahl hängt für laminare Strömung ($Re < 2300$) von der Reynolds-Zahl ab. Dabei gilt:

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad 2-3$$

Für eine turbulente Strömung ($Re > 2300$) ist der Widerstandsbeiwert zusätzlich zur Reynolds-Zahl von der relativen Wandrauheit (k/D) abhängig und lässt sich mit der Colebrook-White Formel iterativ berechnen.

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \log\left(\frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{\lambda}} + \frac{k}{3,7 D}\right) \quad 2-4$$

Allgemein kann dieser Beiwert aus dem Moody-Diagramm für jede Strömungsart und jede relative Rauheit abgelesen werden.

Das sogenannte Energiegefälle ergibt sich aus dem Verhältnis der Energieverlusthöhe zu dem Fließweg.

$$I = \frac{h_{E1} - h_{E2}}{L} = \frac{\Delta h_{1-2}}{L} \quad 2-5$$

In Anlehnung an Gleichung 2-2 lässt sich die Gleichung 2-5 folgendermaßen umschreiben:

$$I = \lambda \cdot \frac{1}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad 2-6$$

Für den Fall eines horizontal verlegten Rohrstückes mit einem konstanten Rohrdurchmesser vereinfacht sich die Energiegleichung 2-1 zwischen den beiden Punkten (1) und (2) zu

$$\frac{p_1}{\rho \cdot g} = \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \Delta h_{1-2} \Rightarrow \Delta h_{1-2} = \frac{p_1 - p_2}{\rho \cdot g} = \frac{\Delta p}{\rho \cdot g} \quad 2-7$$

Somit ergibt sich das Energiegefälle zu

$$I = \frac{\Delta h_{1-2}}{L} = \frac{\Delta p}{\rho \cdot g \cdot L} \quad 2-8$$

Wenn das Rohrstück dahingegen zu der Horizontalen geneigt oder vertikal ist, dann gilt für die Energieverlusthöhe mit sonst konstantem Durchmesser und infolgedessen konstanter Fließgeschwindigkeit

$$\frac{p_1}{\rho \cdot g} + z_1 = \frac{p_2}{\rho \cdot g} + z_2 + \Delta h_{1-2} \Rightarrow \Delta h_{1-2} = \frac{p_1 - p_2}{\rho \cdot g} + (z_1 - z_2) \quad 2-9$$

Die Bestimmung des Reibungsverlustes erfolgt weiterhin über die Gleichung 2-2.

2.2 Feststofftransport in Rohrleitungen

Bei der Betrachtung des hydraulischen Feststofftransports in geschlossenen Druckrohrleitungen gelten in der Regel die unten aufgelisteten Begriffe, die von vielen Autoren verwendet werden. Damit die am Ende dieser Arbeit gewonnenen Ergebnisse besser mit den vorhandenen verglichen werden können, kommen in dieser Arbeit die gleichen Begrifflichkeiten zur Anwendung.

1. Feststoffbeladung: Betrachtet man die Strömung eines Wasser-Feststoff-Gemisches in einer geschlossenen Rohrleitung, stellt die Feststoffbeladung das Verhältnis des Feststoffmassenstroms \dot{M}_F zu dem Massenstrom des Trägerfluides \dot{M}_W dar (Kussin, 2004).

$$\xi = \frac{\dot{M}_F}{\dot{M}_W} = \frac{\rho_F \cdot Q_F}{\rho_W \cdot Q_W} \quad 2-10$$

Dabei ist hier ρ_F und ρ_W die Dichte des Feststoffes bzw. des Fluides [kg/m^3] und Q_F und Q_W deren Volumenstrom [m^3/s].

2. Raumkonzentration (lokale Feststoffkonzentration): In einem beliebigen Kontrollvolumen versteht sich die Raumkonzentration als Verhältnis des Feststoff- zu dem Gemischvolumen (Rohrvolumen) (Kussin, 2004).

$$C_R = \frac{V_F}{V_m} = \frac{V_F}{V_W + V_F} \quad 2-11$$

In dem numerischen Modell wird die Raumkonzentration basierend auf den Rechenzellen gerechnet und dargestellt und könnte daher als lokale Raumkonzentration bezeichnet werden und auf einer Ebene bzw. der Rohrmittelachse dargestellt werden.

3. Transportkonzentration: Zu dieser Größe gelangt man durch Betrachten der durch den Rohrleitungsquerschnitt hindurchtretenden Volumenströme des Feststoffes und des Fluides, die verhältnismäßig einfach zu messen sind. Der abgelagerte Anteil des Feststoffes bleibt hierbei also unberücksichtigt. Die mittlere volumetrische Transportkonzentration bildet sich somit aus dem Verhältnis des Feststoffvolumenstroms und des Volumenstroms des Gemisches (Kim, Lee, & Han, 2008):

$$C_T = \frac{Q_F}{Q_m} = \frac{Q_F}{Q_w + Q_F} \quad 2-12$$

In vielen Fällen ist der Volumenstrom des Feststoffes sehr klein im Vergleich zum Volumenstrom des Fluides, so dass sich die Transportkonzentration mit guter Näherung wie folgt ermitteln lässt:

$$C_T = \frac{Q_F}{Q_m} \approx \frac{Q_F}{Q_w} \quad 2-13$$

Und unter Heranziehen der Beladung (ξ) erhält man:

$$C_T = \frac{\xi \cdot \rho_w}{\rho_F} \quad 2-14$$

Der Zusammenhang zwischen der Raum- und der Transportkonzentration lässt sich leicht ausrechnen, wenn die mittlere Fluidgeschwindigkeit v_w und die mittlere Partikelgeschwindigkeit v_F bekannt sind. Dann gilt:

$$Q_F = A_F \cdot v_F = \frac{V_F \cdot v_F}{L}, \quad Q_w = A_w \cdot v_w = \frac{V_w \cdot v_w}{L} \quad 2-15$$

Unter Berücksichtigung der Gleichungen 2-11 und 2-12 folgt in Anlehnung an die Gleichung 2-15:

$$\frac{C_T}{C_R} = \frac{(V_F + V_w) \cdot v_F}{V_F \cdot v_F + V_w \cdot v_w} \quad 2-16$$

Idealerweise, wenn die Relativgeschwindigkeit zwischen dem Feststoffpartikel und dem umgebenden Fluid vernachlässigbar klein ist, lässt sich Gleichung 2-16 vereinfachen zu:

$$C_R = C_T$$

Damit ist die Transportkonzentration der Raumkonzentration gleichzusetzen.

4. Kritische Gemischgeschwindigkeit: Als kritische Gemischgeschwindigkeit bezeichnet man die mittlere Gemischgeschwindigkeit, bei der sich die ersten Partikel gerade noch ablagern und eine bewegliche Sohle bilden und bei deren Überschreitung sich alle Partikel in ständiger Bewegung Suspension (schweben, springend) befinden, sprich den Übergang von heterogenem zum Transport mit beweglicher Sohle.

Die kritische Gemischgeschwindigkeit ist sowohl für die Berechnung als auch für den Betrieb von hydromechanischen Feststofftransportanlagen von großer Bedeutung. In der Literatur sind verschiedene Ansätze zur Bestimmung dieser Größe sowohl in horizontaler als auch in geneigter Rohrleitung vorhanden (nähere Details in Abschnitten 3.1.4 und 3.1.5).

5. Die mittlere Gemischgeschwindigkeit: Die mittlere Fließgeschwindigkeit des reinen Wassers bei einer einphasigen Strömung ergibt sich aus dem Verhältnis des Volumenstroms und des Rohrquerschnitts.

$$v_w = \frac{Q_w}{A} \quad 2-17$$

Handelt es sich dabei jedoch um ein Gemisch aus Wasser und Feststoff, so ist der Volumenstrom des Gemisches Q_m in zwei Komponenten zu zerlegen: in den Volumenstrom des Wassers Q_w und in den des Feststoffes Q_F . Dabei kann die mittlere Fließgeschwindigkeit des Gemisches wie folgt beschrieben werden:

$$v_m = \frac{Q_m}{A} = \frac{Q_w + Q_F}{A} \quad 2-18$$

Diese Vorgehensweise basiert auf der Annahme, dass die Relativgeschwindigkeit zwischen dem Feststoffpartikel und den umliegenden Wasserteilchen vernachlässigbar gering ist. Dazu setzt diese Betrachtungsweise voraus, dass die Förderleitung ablagerrungsfrei ist.

Liegt hingegen Feststoffablagerung in der Förderleitung vor, muss die mittlere Geschwindigkeit mit dem verringerten Rohrquerschnitt bestimmt werden.

$$v_m = \frac{Q_w + Q_F}{\hat{A}} \quad 2-19$$

Die Querschnittsfläche \hat{A} lässt sich aus der Höhe der Feststoffschicht bestimmen.

2.3 Partikeleigenschaften

Bei kugelförmigen Partikeln ist der Partikeldurchmesser eindeutig definiert. Mit Abweichung der Partikelform von der Kugel wird zur Vereinfachung der Berechnung der Durchmesser d_p einer dem Partikelvolumen V_p gleichen Kugel verwendet:

$$d_p = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V_p}{\pi}} \quad 2-20$$

Im Gegensatz zu einem Einkornmaterial bestehen die meisten in der Natur vorkommenden Materialien aus mehreren Kornfraktionen mit einer entsprechenden Kornverteilungskurve, in diesem Fall hat Müller (1943) den mittleren Partikeldurchmesser d_p als arithmetisches Mittel der einzelnen Fraktionen berechnet:

$$d_p = \frac{\sum_{i=1}^n (\Delta p_i \cdot d_{p,i})}{100 \%} \quad 2-21$$

mit:

n = Anzahl der Teil-Kornfraktionen

Δp_i = Prozentualer Anteil der i -ten Fraktion [%]

$d_{p,i}$ = mittlerer Korndurchmesser der i -ten Fraktion.

Befindet sich ein Partikel in einem ruhenden Fluid, bewegt sich dieses im Fall einer höheren Dichte bedingt durch sein Eigengewicht nach unten. Die Partikelgeschwindigkeit ist als stationäre Sinkgeschwindigkeit bekannt und ergibt sich aus dem Kräftegleichgewicht an einem Partikel (Bollrich, 1992):

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \left(\frac{\rho_F - \rho_w}{\rho_w} \right) \cdot g \cdot \frac{d_p}{C_w}} \quad 2-22$$

Der Strömungswiderstandskoeffizient C_w ist ein dimensionsloses Maß für den Strömungswiderstand eines von einem Fluid umströmten Körpers und ist abhängig von der Reynolds-Zahl des Partikels Re_p , die sich im Allgemeinen wie folgt ausdrücken lässt:

$$Re_p = \frac{|v_w - v_p| \cdot d_p \cdot \rho_w}{\mu_w} \quad 2-23$$

Dabei stehen v_w und v_p für die Geschwindigkeiten des Fluides und des Partikels (Bollrich, 1992). Im Sonderfall, wenn sich das Partikel mit seiner Sinkgeschwindigkeit v_s in einem ruhenden Fluid bewegt, gilt:

$$Re_p = \frac{v_p \cdot d_p \cdot \rho_w}{\mu_w} = \frac{v_s \cdot d_p \cdot \rho_w}{\mu_w} \quad 2-24$$

Der Strömungswiderstandskoeffizient lässt sich für eine Kugel je nach der Partikel-Reynolds-Zahl mit einer entsprechenden Näherungsformel ausrechnen:

im Stokes-Bereich $Re_p < 0,25 \Rightarrow C_w = 24/Re_p$
(Schubert, 2003):

im Übergangsbereich $0,25 < Re_p < 10^3 \Rightarrow C_w = \frac{21,12}{Re_p} + \frac{6,3}{\sqrt{Re_p}} + 0,25$ 2-25
(Polezhaev & Chircov, 2011):

im Newton-Bereich $10^3 < Re_p < 2 \cdot 10^5 \Rightarrow C_w = 0,44$
(Schubert, 2003):

Abbildung 2-1 zeigt den funktionalen Verlauf des Widerstandsbeiwertes (C_w) in Abhängigkeit der Reynolds-Zahl des Partikels (Re_p) (Boiko, Pivovarov, & Poplavsk, 2013).

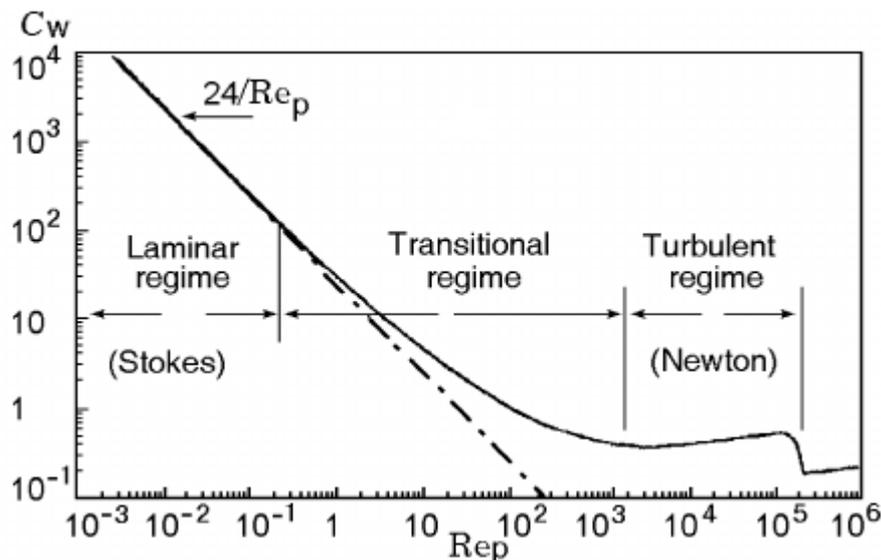


Abbildung 2-1: Widerstandsfunktion $C_w=f(Re_p)$ für eine Kugel (Boiko, Pivovarov, & Poplavsk, 2013)

Weicht die Partikelform von der Kugelform ab, verändert sich der Widerstandsbeiwert. In diesem Fall lässt sich das Verhältnis der Sinkgeschwindigkeit des Partikels v_s' zu der

der Kugel v_s (Gleichung 2-22) in Abhängigkeit von dem Formfaktor k_f und der Partikel-Reynolds-Zahl ermitteln (siehe Abbildung 2-2, links) (Weber, 2010).

Der Formfaktor ergibt sich aus dem Verhältnis der Oberfläche einer volumengleichen Kugel O_K zur tatsächlichen Partikeloberfläche O_P (Kraume, 2012):

$$k_f = \frac{O_K}{O_P} \quad 2-26$$

Eine Kugel z. B. weist einen k_f -Wert von 1 auf. Für einen Würfel beträgt k_f dagegen 0,806.

Bei hohen Konzentrationen beeinflussen sich die Partikel gegenseitig, was eine Wirkung auf die Sinkgeschwindigkeit hat, die hier als Schwarmgeschwindigkeit v_{sc} bezeichnet wird. Das Verhältnis der Sinkgeschwindigkeit eines einzelnen Partikels zu der eines Partikelschwarms ist in Abhängigkeit von der Raumkonzentration dargestellt (Abbildung 2-2, rechts) (Kraume, 2012).

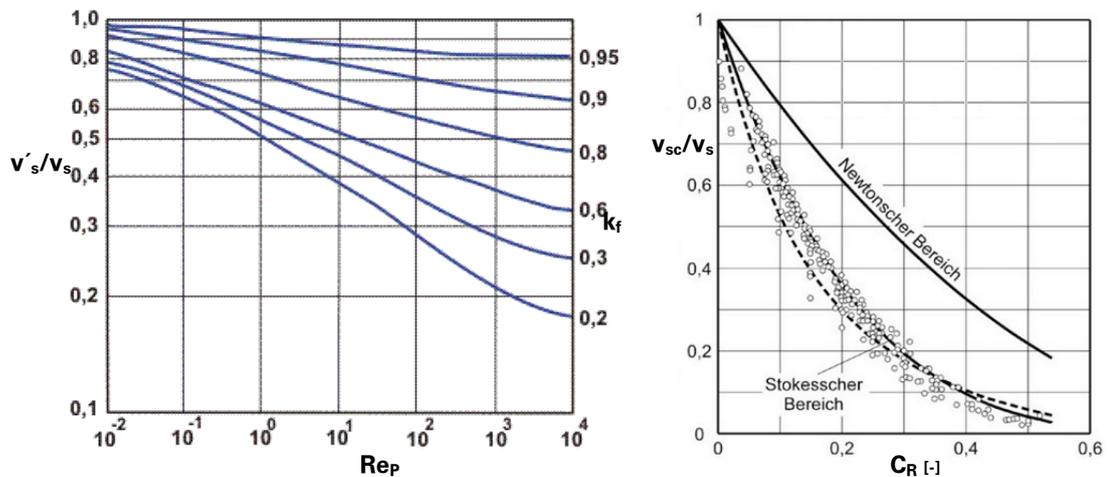


Abbildung 2-2: Einfluss der Partikelform (links; bearbeitet) bzw. der Raumkonzentration (rechts; bearbeitet) auf die Sinkgeschwindigkeit (Weber, 2010)

In dieser Arbeit wurde die Sinkgeschwindigkeit basierend auf dem Äquivalentdurchmesser gerechnet (Gleichung 2-20).

2.4 Typisierung der Partikelbewegung mit der Strömung

Bei einer Gemischströmung in einer Rohrleitung können sich im Prinzip drei Bewegungsarten der einzelnen Partikel in Abhängigkeit der Feststoffeigenschaften und der Strömungsverhältnisse, nämlich die schwebende, springende und die gleitende bzw. rollende Bewegung einstellen (Führböter, 1961).

Bei der schwebenden Bewegung befinden sich die Partikel ständig innerhalb des Trägerfluides und kommen dabei nur selten in Kontakt mit der Rohrwand. Die Partikel übergeben ihr Gewicht somit komplett an das umhüllende Fluid. Diese Bewegungsart setzt voraus, dass die Strömungsgeschwindigkeit sehr weit über der kritischen Gemischgeschwindigkeit liegt und/oder dass die Partikeldichte relativ nah an der des Fluides liegt (siehe Abbildung 2-3-A). In diesem Zustand sind die Feststoffteilchen fast homogen über dem Rohrquerschnitt verteilt.

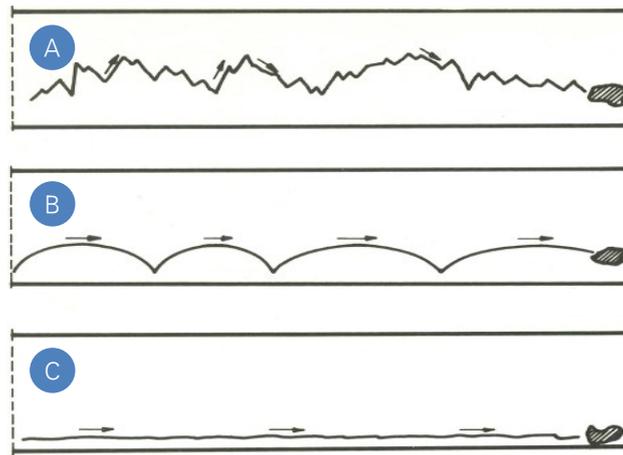


Abbildung 2-3: Art der Partikelbewegung in der Strömung (Führböter, 1961)

Bei der springenden (auch hüpfenden genannt) Bewegung haben die Partikel deutlich mehr Kontakt mit der Rohrwand. Die Partikel prallen häufiger auf die Wand auf und werden in die Strömung zurückgewiesen. Hierbei ist die Strömungsgeschwindigkeit wesentlich geringer als bei der schwebenden Bewegung und/oder die Feststoffdichte ist groß (Abbildung 2-3-B).

In dem letzten Fall (gleitende bzw. rollende Bewegung) befindet sich das Feststoffteilchen in ständiger Berührung mit dem Rohr. Das Partikelgewicht wird zum größten Teil an die Wand abgegeben. Dies ist der Fall, wenn die gegebene Strömungsgeschwindigkeit im Bereich der kritischen Gemischgeschwindigkeit oder darunter liegt (siehe Abbildung 2-3-C).

2.5 Einfluss der Turbulenz auf die Partikelbewegung in horizontaler Rohrleitung

Matthias Kraume (2012) hat die Bewegung der Partikel in eine horizontale und eine vertikale Komponente unterteilt. Er hat die Arbeit von Brauer und Schmidt-Traub (1972) bezüglich der auf die Partikel einwirkenden Kräfte bestätigt. Für die horizontale Bewegungskomponente ist die Widerstandskraft die entscheidende Kraft, dazu kommen auch die Druckkraft, die Trägheitskraft und die Reibungskraft zwischen den Partikeln und der Rohrwand. In vertikaler Richtung sind bei laminarer Strömung die Schwerkraft, die Auftriebskräfte und die Widerstandskraft maßgebend. Die Partikel bewegen sich mit der aus diesen Kräften folgenden Sinkgeschwindigkeit nach unten. Da in den laminaren Strömungen kein aufwärts gerichteter Fluidstrom vorhanden ist, kann die Sinkbewegung in solchen Fällen nicht verhindert werden. Die von einem einzelnen Partikel durchlaufene Bahnkurve muss daher bei einer beliebigen Axialgeschwindigkeit des Fluides gemäß der in Abbildung 2-4 schematisch dargestellten parabolischen Kurve verlaufen.

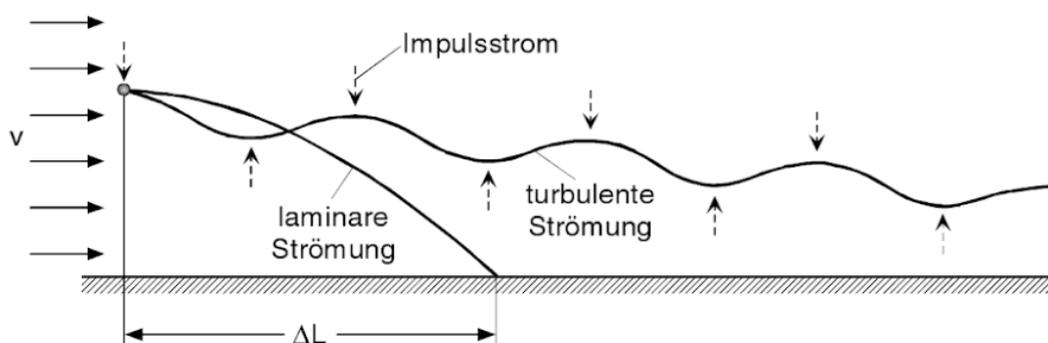


Abbildung 2-4: Bewegung eines Einzelpartikels in einem Fluid (Kraume, 2012)

Da die Sinkbewegung der Partikel sich nur durch eine aufwärts gerichtete Kraftwirkung verhindern oder zumindest verzögern lässt, stehen dafür in turbulenten Strömungen (im Gegensatz zu den laminaren Strömungen) die auftretenden Turbulenzballen zur Verfügung. Die Größe und Richtung der Kräfte in den Turbulenzballen sind statistischen dreidimensionalen Schwankungen unterworfen.

Zur Vereinfachung der Betrachtung soll nur die vertikale Schwankungskomponente berücksichtigt und angenommen werden, da sie im periodischen Wechsel nach oben und unten gerichtet ist und der Einfachheit halber jeweils die gleiche Größe hat. Dadurch ändert sich die Laufbahn der Partikel und sieht demnach wie die oszillierende Kurve in Abbildung 2-4 aus. Für diese Bewegung muss eine turbulente Strömung, d. h. hohe Geschwindigkeiten bzw. ausreichender Turbulenzintensität, vorausgesetzt werden.

Beim hydraulischen Transport von Feststoffen in Rohrleitungen spielt die Wirtschaftlichkeit eine zentrale Rolle. Daher ist es nicht das Ziel, eine homogene Verteilung der dispersen Phase zu erreichen, sondern viel mehr die Ablagerungen an der Sohle zu vermeiden bzw. einen ungehinderten heterogenen Transport zu gewährleisten. Somit werden Gemischgeschwindigkeiten eingestellt, die leicht über der kritischen Geschwindigkeit liegen.

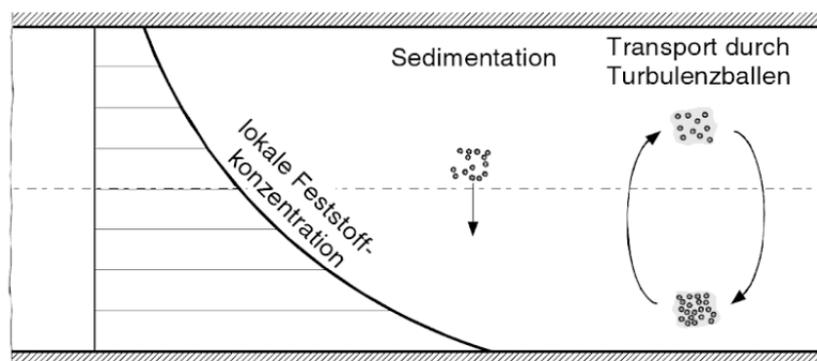


Abbildung 2-5: Stabile Konzentrationsverteilung für körnigen Feststoff beim Transport durch eine horizontale Rohrleitung (Kraume, 2012)

Ein „stabiler“ heterogener Transport in einer turbulenten Strömung kann nur gewährleistet werden, wenn sich ein Partikelschwarm in der Strömung befindet. Bei einem sich im Gleichgewicht befindenden heterogenen Transport müssen sich im statistischen Mittel gleich viele Partikel nach oben und nach unten bewegen. Die zum Boden gerichtete Bewegung der Partikel ist sowohl durch die Schwerkraft als auch durch den turbulenten Impulsstrom bedingt, während die nach oben gerichtete allein auf dem turbulenten Impulsstrom basiert. Infolge dessen muss der nach oben gerichtete Impulsstrom im Mittel mehr Partikel transportieren als der nach unten gerichtete. Diese Forderung ist nur dann erfüllbar, wenn die Feststoffkonzentration zum Rohrboden zunimmt. Dies wird als stabile Konzentrationsverteilung bezeichnet (Abbildung 2-5).

2.6 Transportzustände in horizontaler Rohrleitung

Vocaldo und Charles (1972), Parzonka, Kenchington und Charles (1981), Muschelknautz, Krambrock und Schlag (2002) und Hirochi et al. (2004) haben den Partikeltransport detailliert beschrieben. Es werden mit der Veränderung der Gemischgeschwindigkeit folgende Transportzustände der Partikel in horizontalen Rohren beobachtet:

1. Quasi-homogener Transport (Flug-Transport): Bei hohen Gemischgeschwindigkeiten bewegen sich die Partikel im Wesentlichen fliegend und sind homogen in dem Rohr verteilt. Gelegentlich stoßen sich andere Partikel gegenseitig bzw. prallen auf die Rohrwand (siehe Abbildung 2-6 und Abbildung 2-7).

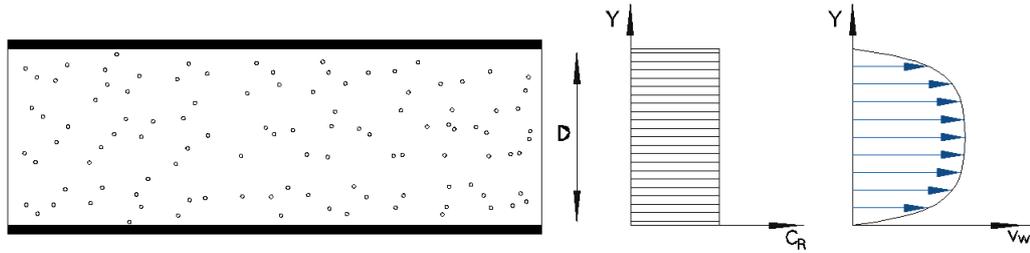


Abbildung 2-6: Charakterisierung des Quasi-homogenen Feststofftransports

Im eigenen Modell tritt der Flugtransport ausschließlich unmittelbar nach der Krümmung, bedingt durch die hohen Turbulenzen, bzw. in den vertikalen Rohrstücken auf. In den geraden Strecken dahingegen sind nur einzelne schwebende Partikel zu sehen.

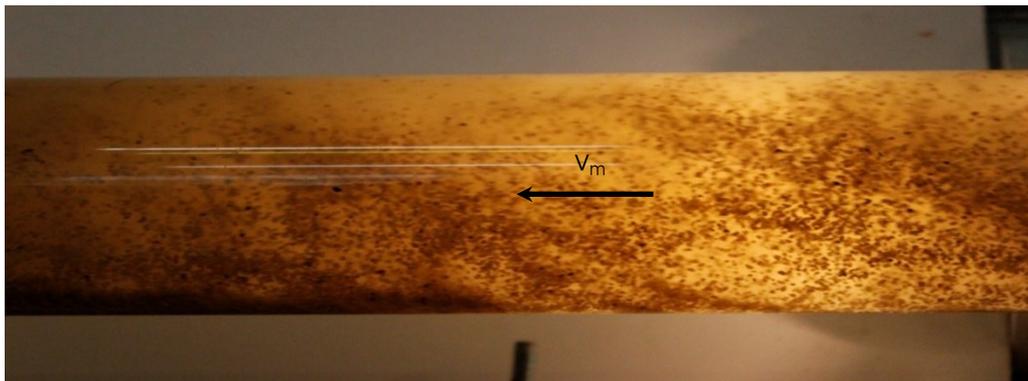


Abbildung 2-7: Flugförderung im Eigenversuch ($d_p=1,756$ mm; $Q_w=19,74$ l/s; $m_F=15$ kg)

2. Heterogener Transport (Strähnen-Transport): Mit abnehmender Gemischgeschwindigkeit setzt stets eine Entmischung der Zweiphasenströmung derart ein, dass sich ein Teil des Feststoffes als Strähnen am Rohrboden durch den Impulseintrag einzelner Feststoffpartikel springend oder fliegend fortbewegt und somit entsteht ein Konzentrationsgradient im Rohrquerschnitt (siehe Abbildung 2-8 und Abbildung 2-9).

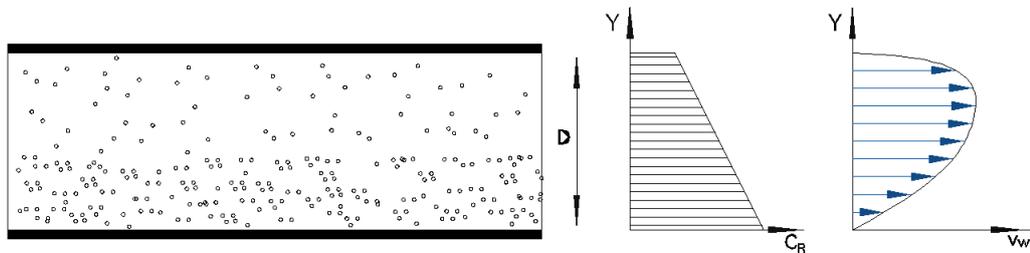


Abbildung 2-8: Charakterisierung des heterogenen Feststofftransports

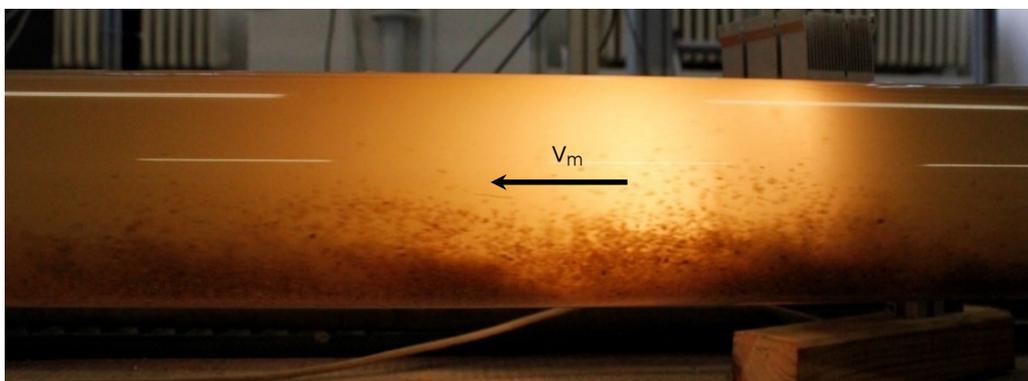


Abbildung 2-9: Strähnenförderung im Eigenversuch ($d_p=1,756$ mm; $Q_w=18,8$ l/s; $m_F=25$ kg)

Je nachdem welche Geschwindigkeiten vorliegen bzw. welche Eigenschaften die Feststoffpartikel haben, kann sich der Partikelschwarm in den Strahlen mehr oder weniger verdichten. Unter Umständen ist es durchaus möglich, dass sich an der Sohle eine Feststoffschicht ausbildet, die sich als „kontinuierlicher“ poröser Körper mit der Strömung mitbewegt.

- Transport mit beweglicher Sohle und Ballen- Transport: Mit Unterschreitung der kritischen Gemischgeschwindigkeit kommt es zur Ausbildung einer weiteren Transportart, bei der sich die Partikel überwiegend an der Rohrsohle in Form eines kontinuierlichen Mediums gleitend fortbewegen. Dies ist als Transport mit beweglicher Sohle bekannt.

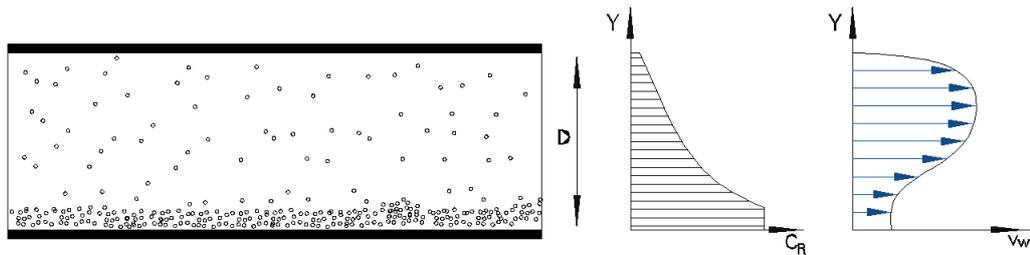


Abbildung 2-10: Charakterisierung des Transports mit beweglicher Sohle

Dieser Bereich der Geschwindigkeit ist, wie die eigenen Versuche gezeigt haben, sehr dynamisch und instabil, denn es kann mit der kleinsten Verringerung der Geschwindigkeit dazu kommen, dass sich schlagartig Ballen, die so genannten Dünen, ausbilden, die langsamer durch die Rohrleitung transportiert werden (siehe Abbildung 2-11).

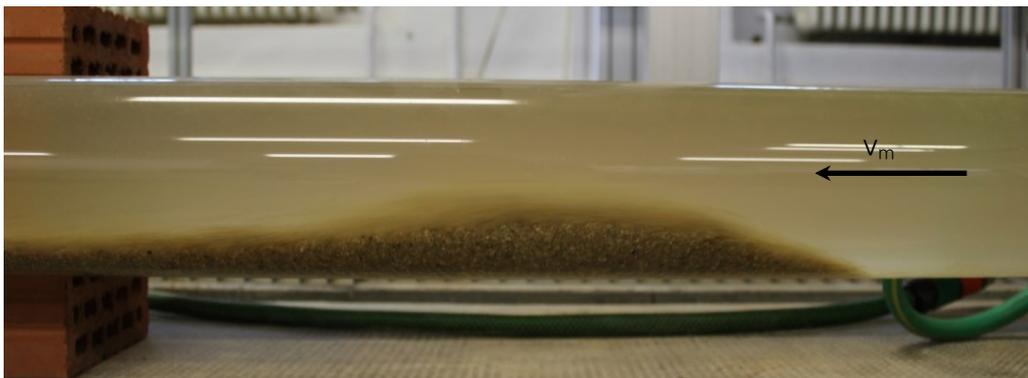


Abbildung 2-11: Ballenförderung im Eigenversuch ($d_p=1,756$ mm; $Q_w=7,2$ l/s; $m_f=35$ kg)

- Transport mit stationärer Sohle und Ballen- Transport: Eine weitere Verringerung der Gemischgeschwindigkeit führt dazu, dass der größte Anteil an Partikeln an der Sohle abgelagert wird und sich eine stationäre Feststoffschicht ausbildet. Einzelne Partikel können sich fliegend, springend oder rollend auf der Oberfläche dieser Schicht fortbewegen. Auch hier ist es durchaus möglich, dass sich einzelne Partikel akkumulieren und als Dünen mit der Strömung weiterbewegen.

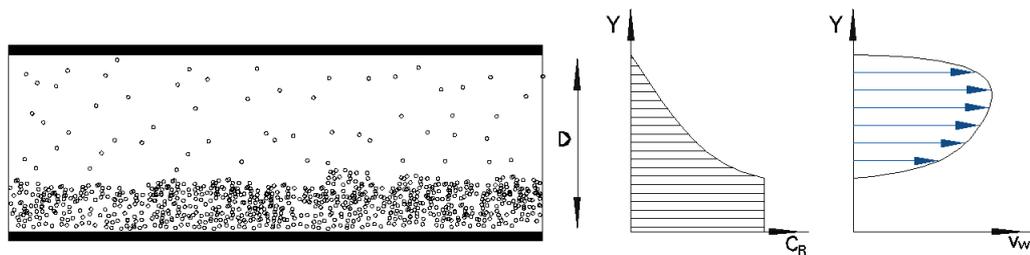


Abbildung 2-12: Charakterisierung des Transports mit stationärer Sohle

5. Pfropfenförderung (Kolbenförderung): Bei Gemischgeschwindigkeiten weit unter der kritischen Geschwindigkeit kann sich ein weiterer Förderzustand einstellen, wobei einzelne den gesamten Rohrquerschnitt ausfüllende Feststoffpfropfen den Querschnitt durchlaufen. Bei dieser Förderungsart besteht ein so hoher Anspruch an das Material und die Regelbarkeit des Systems, dass Pfropfen entweder ausreichende Durchlässigkeit aufweisen müssen und/oder eine bestimmte Pfropfenlänge nicht überschritten werden darf.

Muschelknautz und Krambrock (1969) haben in ihren Untersuchungen zur pneumatischen Förderung die gleiche Klassifizierung vorgenommen.

Der Fokus beim hydraulischen Transport liegt neben der Wirtschaftlichkeit auch auf einem sicheren und stabilen Transport. Daher wird immer angestrebt, eine Förderung ohne Dünenerscheinungen zu gewährleisten (Quasi-homogener, heterogener und Transport mit beweglicher Sohle).

In der Praxis, wo es sich nur sehr selten um ein Einkorn-Gemisch, sondern häufiger um ein Mehrkorn-Gemisch handelt, ist eine Kombination der drei Bewegungsarten eher realistischer, d. h. selbst wenn sich der größte Partikelanteil gleitend oder springend auf der Sohle bewegt, ist es nicht auszuschließen, dass sich einzelne Partikel in Suspension befinden. Lediglich bei sehr hoher Geschwindigkeit kommt es vor, dass die Strömung in der Lage ist, alle Partikel zu suspendieren.

2.7 Transportzustände in vertikaler Rohrleitung

Bei dem aufwärts gerichteten Feststofftransport in vertikalen Rohrleitungen besteht an jedem Partikel ein Gleichgewicht zwischen der abwärts gerichteten Schwerkraft und den aufwärts gerichteten Auftriebs- und Widerstandskräften. Wenn die Fluidgeschwindigkeit über die Schwebegeschwindigkeit (Sinkgeschwindigkeit) hinaus erhöht wird, dann werden die Partikel gefördert. Die für die Fördermöglichkeit entscheidende Kraft ist die Widerstandskraft (Kraume, 2012).

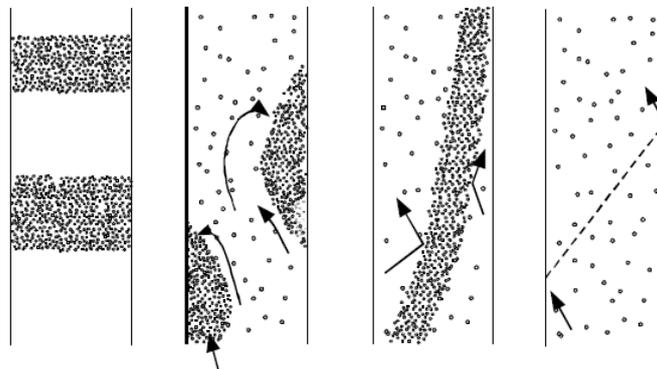


Abbildung 2-13: Transportzustände in vertikaler Rohrleitung, von links nach rechts: Kolbenförderung, Ballenförderung, Strähnenförderung und Flugförderung (Wirth, 1983)

Ähnliche Transportzustände wie in den horizontalen Rohrleitungen treten auch beim vertikalen Transport auf. Hier stellt sich mit Zunahme der Geschwindigkeit eine Kolbenförderung, Ballenförderung, Strähnenförderung und Flugförderung ein (siehe Abbildung 2-13). Der Unterschied zum Transport in der horizontalen Leitung wird in der Verteilung im Querschnitt deutlich. Das ist darauf zurückzuführen, dass die Gravitationskraft eine wesentlichere Wirkung auf den Transport in der vertikalen Leitung ausübt (Wirth, 1983).

Bei der Förderung in vertikalen Leitungen hat die kritische Gemischgeschwindigkeit eine andere Bedeutung als beim Transport in horizontaler oder geneigter Leitung. Da es dafür keine allgemeingültige Definition gibt, kann man die mittlere Gemischgeschwindigkeit, bei deren

Überschreitung ein Übergang von der Ballen- zu der Strähnenförderung erfolgt, als kritische Gemischgeschwindigkeit bezeichnen.

2.8 Stopfgrenze

Für einen erfolgreichen Transport von Feststoffen ist die Geschwindigkeit von großer Bedeutung. Das Kriterium der Stopfgrenze beschreibt die minimal erforderliche Geschwindigkeit, die notwendig ist, um einen stabilen Transportzustand in der Rohrleitung zu gewährleisten. Eine Unterschreitung dieses Kriteriums führt entweder zu einem Verstopfen der kompletten Rohrleitung (Pfropfenförderung) oder zu einem instationären Transport (Dünenbildung) (Kraume, 2012).

Für die pneumatische Förderung in einer horizontalen Rohrleitung hat Wirth (1983) die Stopfgrenze an einem Modellversuch gemessen. Muschelknautz und Krambrock (1969) haben einen Ansatz zur Bestimmung der minimalen Gemischgeschwindigkeit als Funktion des Rohrdurchmessers (D) und der Schüttdichte der Strähne ($\rho_{sch,s}$) aufgestellt.

$$v_{m,min} = 0,25 \cdot \frac{\sqrt{g \cdot D}}{\sqrt{\rho_{sch,s}}} \quad \text{für} \quad \xi \cdot \frac{\rho_w}{\rho_{sch,s}} < 0,75 \quad 2-27$$

Dabei beschreibt ξ die Feststoffbeladung gemäß Gleichung 2-10.

2.9 Kräftebilanz an einem Feststoffpartikel

Damit ein Partikel in Richtung des Fluidstroms gefördert wird, muss im Prinzip die Resultierende aller auf dem Feststoffpartikel wirkenden Kräfte eine Komponente in Transportrichtung haben (Bollrich, 1992).

Transport in vertikaler Strömung

Bei der Bewegung eines Feststoffteilchens der Masse m_p und des Volumens V_p in einer aufwärtsgerichteten Strömung wirken auf das Teilchen folgende Kräfte:

In Förderrichtung (vertikal):

- die archimedische Auftriebskraft F_A :

$$F_A = V_p \cdot g \cdot \rho_w \quad 2-28$$

- die Widerstandskraft F_w : Bewegen sich die Partikel und das umströmte Fluid mit unterschiedlichen Geschwindigkeiten, entsteht eine s.g. Widerstandskraft, die in Richtung der relativen Geschwindigkeit zwischen dem Fluid und dem Partikel $v_r = v_w - v_p$ wirkt:

$$F_w = C_w \cdot \frac{\rho_w}{2} \cdot (v_w - v_p)^2 \cdot A_p \quad 2-29$$

Das heißt, dass diese Kraft eine treibende Kraft für das Partikel ist, wenn sich das umhüllende Fluid schneller als das Partikel bewegt und sie hat eine hemmende Wirkung, wenn das umhüllende Fluid langsamer ist.

Dabei sind C_w der dimensionslose Widerstandsbeiwert, der von der Partikel-Reynoldszahl $C_w = f(Re_p)$ abhängt, die sich wiederum aus Gleichung 2-23 bestimmen lässt mit A_p der angeströmten Fläche des Partikels.

- die turbulente Auftriebskraft (eng. turbulent dispersion force) F_{TD} : Diese Kraft kommt dadurch zustande, dass in einer turbulenten Strömung, die zeitlich gemittelten Geschwindigkeiten zur Bestimmung der Widerstandskraft nach Gleichung 2-29 verwendet werden. Wenn man aber die Geschwindigkeitsschwankungen (=Momentanwert v -zeitgemitteltem Wert \bar{v}) in Betracht zieht, erhält man eine zusätzliche Kraft, die als

turbulente Auftriebskraft bekannt ist. Generell kann diese Kraft wie folgt ausgedrückt werden:

$$F_{TD} = C_w \cdot \frac{\rho_w}{2} \cdot A_p \cdot (v'_w - v_p)^2 \quad 2-30$$

Dieser Effekt spielt eine große Rolle für die Verteilung der Partikel in der Strömung, insbesondere bei sehr feinen Partikeln.

Darüber hinaus wirken:

- die Schwerkraft F_G

$$F_G = V_p \cdot g \cdot \rho_F \quad 2-31$$

- die Trägheitskraft F_T , die im Fall einer Wiederbeschleunigung auftritt:

$$F_T = m_p \cdot \frac{dv_p}{dt} \quad 2-32$$

- die Reibungskraft F_R zwischen Teilchen und Rohrwand

$$F_R = m_p \cdot \frac{dv_p}{dt} \quad 2-33$$

Dazu kommt auch die Stoßkraft F_{St} , die durch Partikel-Partikel- und Partikel-Wand-Kollisionen entsteht.

$$F_{St} = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot \rho_F \cdot \frac{dv_p}{dt} \quad 2-34$$

Quer zur Fließrichtung wirken die im Folgenden aufgelisteten Kräfte:

- die dynamische Auftriebskraft (eng. Shear Lift Force or Saffman effect): infolge der Umströmung des Partikels mit großem Geschwindigkeitsgradienten entsteht ein Druckgradient zwischen der oberen und der unteren Partikelseite. Die resultierende Kraft ist umso signifikanter, je größer der Partikeldurchmesser ist und sie wirkt hauptsächlich nahe der Rohrwand, wo mit relativ hohem Geschwindigkeitsgradienten zu rechnen ist. Ihre Wirkungsrichtung ist normal zu der relativen Geschwindigkeit v_r (siehe Abbildung 2-14).

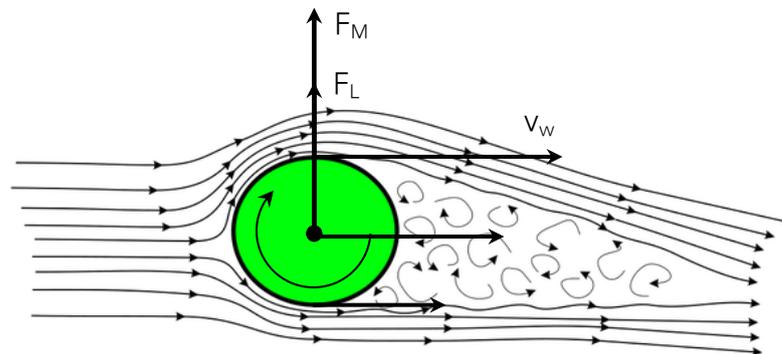


Abbildung 2-14: Prinzip der Lift-Kraft bzw. des Magnus-Effektes, [https://en.wikipedia.org/wiki/Magnus_effect], bearbeitet

Allgemein lässt sich diese Kraft in Beziehung mit der relativen Geschwindigkeit und der Fluidichte wie folgt berechnen:

$$F_L = C_L \cdot \frac{\rho_w}{2} \cdot A_p \cdot (v_w - v_p)^2 \quad 2-35$$

F_L ist der dimensionslose Auftriebsbeiwert (eng. Lift coefficient) und lässt sich anhand verschiedener Modelle ermitteln (z. B. Saffman-, Moraga- und Tomiyama-Modell).

Wenn sich das Partikel sehr nah an der Rohrwand befindet, wird dieser Effekt in manchen Literaturquellen als Querkraft F_Q bezeichnet, die das Teilchen Richtung Rohrmitte treibt.

- die Magnuskraft F_M : Wenn das Teilchen in der Strömung um die eigene Achse rotiert, entsteht eine zusätzliche Lift-Kraft nämlich die Magnuskraft F_M , die durch die Beschleunigung der Strömung auf der einen Seite und die Bremswirkung auf der anderen Seite einen Druckgradienten induziert (Abbildung 2-14). Generell gilt:

$$F_M = C_M \cdot \frac{\rho_w}{2} \cdot A_p \cdot (v_w - v_p)^2 \quad 2-36$$

C_M ist der Magnusbeiwert und hängt von der Partikel-Reynolds-Zahl ab, wird aber meist zu 0,5 angenommen. Diese Kraft wirkt normal zu der relativen Geschwindigkeit und der Rotationsgeschwindigkeit des Partikels.

Transport in horizontaler Strömung

In diesem Fall lassen sich die Kräfte in horizontale und vertikale Kräfte unterteilen (siehe Abbildung 2-15).

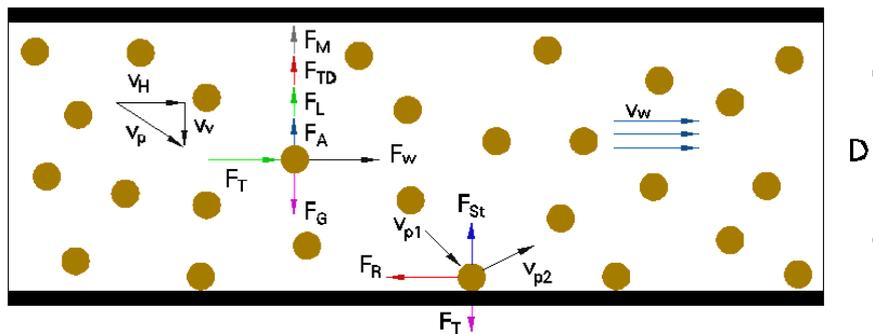


Abbildung 2-15: Kräftebilanz auf einem Partikel

Horizontal wirken:

- die Widerstandskraft F_w
- die Trägheitskraft F_T
- die Reibungskraft F_R

Vertikal wirken:

- die Auftriebskräfte F_A , F_{TD}
- die Schwerkraft F_G
- die Auftriebskraft infolge der Umströmung F_L

Weiterhin müssen ähnlich wie bei vertikaler Strömung die Magnuskraft F_M bei rotierender Teilchenbewegung und die Stoßkraft F_{St} berücksichtigt werden.

2.10 Dimensionsanalyse

Die Dimensionsanalyse ist eine Methode, um die Anzahl und Komplexität der Variablen in einem gegebenen Prozess zu reduzieren und somit die Anzahl der erforderlichen Experimente zu verringern.

Die Dimensionsanalyse hat zum Ziel, sämtliche Parameter eines Vorganges in dimensionslosen Kennzahlen so zu vereinen, dass die empirischen Ergebnisse aus den Experimenten möglichst allgemeingültig sind. Die dimensionslose Darstellung der Ergebnisse erlaubt die direkte Übertragung auf das Original (Indinger, 2016).

2.10.1 Auflistung der Einflussgrößen

Betrachtet man die Geometrie der Versuchsanlage, die Eigenschaften des Transportmediums und des Feststoffes, lassen sich die relevanten Einflussgrößen auf den Transportvorgang bestimmen.

Der Druckabfall des Gemisches Δp_m im System kann als Funktion des Volumenstroms des Wassers Q_w bzw. der Strömungsgeschwindigkeit v_w , des Rohrdurchmessers D , der Feststoff- bzw. Wasserdichte ρ_F bzw. ρ_w , des mittleren Partikeldurchmessers d_p , der Transportkonzentration C_T bzw. der Raumkonzentration C_R , der kinematischen Viskosität des Wassers ν_w und der Fallbeschleunigung g angenommen werden.

Das heißt, die Anzahl der maßgebenden Variablen beträgt $n=9$ und der Druckabfall kann wie folgt ausgedrückt werden:

$$\Delta p_m = f(v_w, D, \rho_F, \rho_w, d_p, C_T, \nu_w, g) \quad 2-37$$

2.10.2 Anzahl der dimensionslosen π -Parameter

Jede dieser Größen hat eine Dimension, die als Produkt von Potenzen der Einheiten der drei ($m=3$) grundlegenden physikalischen Größen (Masse (M), Länge (L) und Zeit (T)) angegeben werden kann.

Basierend auf der Theorie nach Buckingham (Indinger, 2016) können in dem vorliegenden Fall fünf dimensionslose Größen abgeleitet werden:

$$\pi = n - m = 9 - 3 = 6 \quad 2-38$$

Die funktionelle Beziehung dieser Parameter zu einander lässt sich in einer Gleichung wie folgt bezeichnen:

$$f(\pi_1, \dots, \pi_6) = 0 \quad 2-39$$

2.10.3 Auswahl der Hauptvariablen

Aus der Parameterliste wurden drei Variablen ausgesucht, die man als Hauptvariablen bezeichnet. Die werden durch ihre Kombination mit den anderen Variablen die dimensionslosen π -Parameter ergeben. Die Anzahl dieser Variablen entspricht der Anzahl der Hauptdimensionen. In diesem Modell wurden folgende Hauptvariablen selektiert:

$$[D] = L^1 \quad 2-40$$

$$[v_w] = L^1 \cdot T^{-1} \quad 2-41$$

$$[\rho_w] = M^1 \cdot L^{-3} \quad 2-42$$

Jede der übriggebliebenen Größen lässt sich mithilfe der drei Hauptvariablen und einer dimensionsloser π -Parameter beschreiben:

$$X_i = \pi_i \cdot X_1^{a_i} \cdot X_2^{b_i} \cdot X_3^{c_i} \quad 2-43$$

mit

X_1, X_2, X_3 =die Hauptvariablen

X_i = eine der restlichen Variablen

a_i, b_i, c_i = die jeweiligen Exponenten.

Die Exponenten wurden so ermittelt, dass π_i dimensionslos bleibt.

2.10.4 Ermittlung der π -Parameter

Betrachtet man nun den gesamten Druckverlust (Δp_m) im System und setzt man diese Größe zusammen mit der Hauptvariablen in der Gleichung 2-43, erhält man den ersten π - Parameter:

$$\Delta p_m = \pi_1 \cdot D^{a_1} \cdot v_w^{b_1} \cdot \rho_w^{c_1} \quad 2-44$$

Schreibt man die Gleichung mit den entsprechenden Einheiten um, wird:

$$[M^1 \cdot L^{-1} \cdot T^{-2}] = [M^0 \cdot L^0 \cdot T^0] \cdot [L^1]^{a_1} \cdot [L^1 \cdot T^{-1}]^{b_1} \cdot [M^1 \cdot L^{-3}]^{c_1} \quad 2-45$$

Aus diesem Gleichungssatz wurden die Exponenten ermittelt zu:

$$a_1 = 0, \quad b_1 = 2, \quad c_1 = 1 \quad 2-46$$

Dann ergibt sich aus der Gleichung 2-44 der dimensionslose Parameter π_1 zu:

$$\pi_1 = \frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot v_w^2} \quad 2-47$$

Analog erhält man für sämtliche Einflussgrößen jeweils einen weiteren π - Parameter:

$$\pi_2 = \frac{\rho_F}{\rho_w}, \pi_3 = \frac{D}{d_p}, \pi_4 = C_T, \pi_5 = Re, \pi_6 = \frac{g \cdot D}{v_w^2} \quad 2-48$$

2.10.5 Form des funktionellen Zusammenhangs

Würden alle π - Parameter in der Gleichung 2-37 eingesetzt, stellt sich die folgende Formel

$$f\left(\frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot v_w^2}, \frac{\rho_F}{\rho_w}, \frac{D}{d_p}, C_T, Re, \frac{g \cdot D}{v_w^2}\right) = 0$$

bzw.

$$\frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot v_w^2} = f\left(\frac{\rho_F}{\rho_w}, \frac{D}{d_p}, C_T, Re, \frac{g \cdot D}{v_w^2}\right)$$

2-49

ein. Da das Produkt aus dimensionslosen Größen eine ebenso dimensionslose Größe ergibt, kann die Gleichung 2-49 folgendermaßen umgeschrieben werden:

$$\frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot v_w^2} = f\left(\frac{\rho_F}{\rho_w} \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \cdot Re \cdot \frac{g \cdot D}{v_w^2}\right) \quad 2-50$$

Die Dimensionsanalyse liefert lediglich dimensionslose Parameter zur Beschreibung des vorhandenen Vorgangs und keine Beziehungen zwischen den Einflussgrößen. Zur Quantifizierung der angestrebten Zusammenhänge können experimentelle Versuche bzw. numerische Simulationen durchgeführt werden. Die physikalischen und numerischen Ergebnisse unter Einbeziehen der dimensionslosen Analyse sind im Kapitel 6 dargestellt.

3 Bemessungsansätze des hydraulischen Transports

Seit Mitte des 20. Jahrhunderts haben sich viele Wissenschaftler mit dem hydraulischen und insbesondere mit dem pneumatischen Feststofftransport in Rohrleitungen befasst. In diesem Kapitel werden die bis in die Gegenwart angewendeten bekanntesten Ansätze vorgestellt. Darüber hinaus wird die Ableitung eigener Ansätze in verschiedenen Rohrkonfigurationen vorgestellt.

3.1 Stand des Wissens

3.1.1 Feststofftransport in horizontaler Rohrleitung

Die hydrodynamische Berechnung der Strömung des Wasser-Feststoff-Gemisches in Rohrleitungen hat wie bei reiner Wasserströmung zum Ziel, den Druckabfall bzw. die Energieverluste der Strömung möglichst zuverlässig zu bestimmen. Darüber hinaus ist die Ableitung von Aussagen zu der kritischen Gemischgeschwindigkeit hinsichtlich des sicheren Transports aber auch zu der Raumkonzentration (lokalen Konzentrationsverteilung) der dispersen Phase von großer Bedeutung.

Die meisten in der Literatur aufgeführten Forschungen stützen sich auf das Prinzip, dass sich der gesamte Energieverlust der Gemischströmung Δh_m in der Rohrleitung mit hinreichender Genauigkeit aus dem Verlustanteil der reinen Wasserströmung Δh_w und dem des Feststoffes Δh_F zusammensetzt.

$$\Delta h_m = \Delta h_w + \Delta h_F \quad 3-1$$

Durand (1953) hat in einer Arbeit Versuche mit verschiedenen Feststoffen (Sand, Kohle und Kies) vom Durchmesser zwischen 0,2 und 25 mm in horizontalen Rohrleitungen durchgeführt. Dabei wurde der Rohrdurchmesser zwischen 40 und 580 mm variiert und die erzielten Transportkonzentrationen C_T in dem Bereich zwischen 2 % und 23 % verändert.

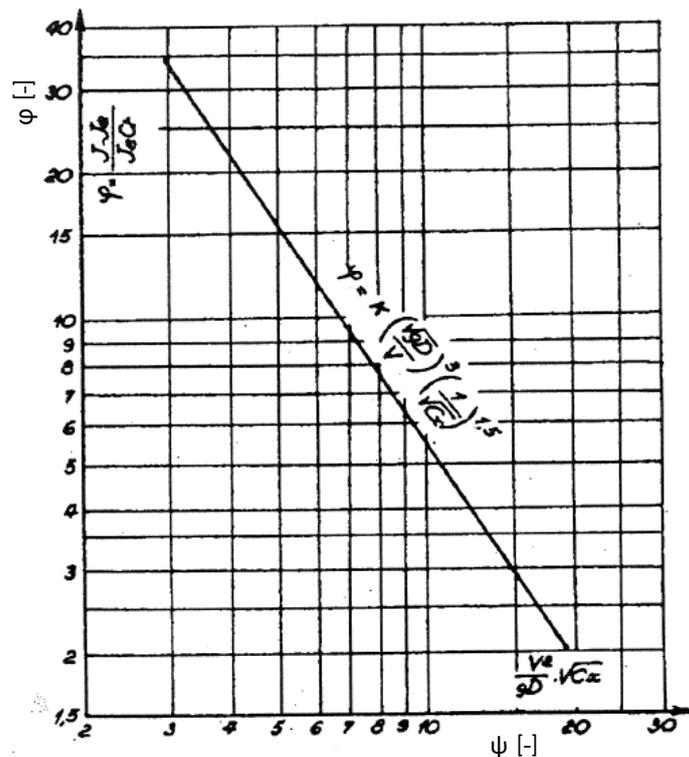


Abbildung 3-1: Darstellung der Messergebnisse (Durand, 1953)

Durand hat seine Messergebnisse in einer allgemeinen dimensionslosen Form dargestellt (Abbildung 3-1). Er hat auf der Ordinate die dimensionslose Größe

$$\varphi = \frac{\Delta h_m - \Delta h_w}{\Delta h_w \cdot C_T} \quad 3-2$$

verwendet. Auf der Abszisse hat er die dimensionslose Größe

$$\psi = \frac{v_m^2}{g \cdot D} \cdot \sqrt{C_w} \quad 3-3$$

verwendet. Diese Größe ist ein Produkt aus der Froude-Zahl der Rohrströmung und der Froude-Zahl der Partikelbewegung C_w , auch Widerstandbeiwert des Partikels genannt (Gleichung 2-25).

Da es sich bei dieser Darstellung um ein Spektrum von Feststoffen unterschiedlicher Dichten handelt und um den Einfluss der Feststoffdichte auf den Transportvorgang bzw. auf den Energieverlust zu berücksichtigen, hat Durand in einem weiteren Schritt die relative Dichte des Feststoffes und des Fördermediums miteinbezogen. Dadurch ergab sich ψ zu:

$$\psi = \frac{v_m^2}{g \cdot D} \cdot \frac{\rho_w}{\rho_F - \rho_w} \cdot \sqrt{C_w} \quad 3-4$$

Die folgende Gleichung nach Durand hat sich zur Bestimmung des Energieverlustes ergeben:

$$\varphi = K \cdot \psi^{-\frac{3}{2}} \quad 3-5$$

Durch Umformung ergibt sich:

$$\Delta h_m = \Delta h_w \cdot \left[1 + K \cdot C_T \cdot \left(\frac{g \cdot D}{v_m^2} \cdot \frac{\rho_F - \rho_w}{\rho_w} \cdot \frac{1}{\sqrt{C_w}} \right)^{\frac{3}{2}} \right] \quad 3-6$$

Dabei beziehen sich die Energieverlusthöhen Δh_m und Δh_w auf eine Gemischströmung bzw. eine reine Wasserströmung, die sich mit der gleichen Geschwindigkeit v_m in der Rohrleitung bewegen. Die Größe Δh_w lässt sich mit der Darcy-Weißbach-Gleichung (Gleichung 2-2) mittels der Gemischgeschwindigkeit v_m berechnen und der Strömungswiderstandkoeffizient C_w kann anhand Gleichung 2-22 zur Beschreibung der stationären Partikel-Sinkgeschwindigkeit ermittelt werden.

Die Konstante K hängt vom Feststoff ab. Durand hat für seine Versuche an verschiedenen Feststoffen den Wert $K=180$ angenommen und speziell für Sand ergibt sich der Wert $K=121$.

Newitt und Richardson (1955) haben Experimente in einer horizontalen Rohrleitung mit einem Durchmesser von 25,4 mm durchgeführt. Untersucht wurden Partikel mit Korngrößen bis 3,8 mm und einer relativen Dichte von ($S=1,18; 1,4; 2,6$ und $4,1$). Sie haben die notwendige Energie zum Ausgleich der laminaren Sinkbewegung in laminarer Strömung als Ursache für den zusätzlichen Energieverlust durch den Feststoff Δh_F betrachtet.

Newitt und Richardson haben, ähnlich wie bei Durand, ihre Messergebnisse dimensionslos dargestellt und anschließend explizit drei Rechenansätze aufgestellt.

Für die Förderung mit beweglicher Sohle ergab sich folgende Gleichung:

$$\Delta h_m = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} \cdot \left[1 + 66 \cdot \frac{g \cdot D}{v_m^2} \cdot C_T \cdot \left(\frac{\rho_F}{\rho_w} - 1 \right) \right] \quad 3-7$$

Für den heterogenen Transport wurde außerdem das Verhältnis der Sinkgeschwindigkeit der Partikel zu der mittleren Gemischgeschwindigkeit betrachtet und somit ergab sich für diesen Transportzustand der nachstehende Rechenansatz:

$$\Delta h_m = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} \cdot \left[1 + 1100 \cdot \frac{g \cdot D}{v_m^2} \cdot C_T \cdot \frac{v_s}{v_m} \cdot \left(\frac{\rho_F}{\rho_w} - 1 \right) \right] \quad 3-8$$

Für die homogene Förderung gilt

$$\Delta h_m = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} \cdot \left[1 + 0,6 \cdot C_T \cdot \left(\frac{\rho_F}{\rho_w} - 1 \right) \right] \quad 3-9$$

Newitt und Richardson haben ein Kriterium definiert, um die drei Transportzustände zu identifizieren. Es besteht aus zwei vordefinierten Geschwindigkeiten v_H und v_B .

$$v_H = (1800 \cdot g \cdot D \cdot v_s)^{\frac{1}{3}} \quad 3-10$$

$$v_B = 17 \cdot v_s$$

Mit diesen Geschwindigkeiten wurde die herrschende Gemischgeschwindigkeit verglichen. Dabei stellen sich

- ein homogener Transport bei $v_m > v_H$,
- ein heterogener Transport bei $v_H > v_m > v_B$
- und ein Transport mit beweglicher Sohle bei $v_m < v_B$, ein.

Führböter (1961); (1989) hat in einer horizontal verlegten Rohrleitung auf dem Versuchsgelände des Franzius-Instituts im Auftrag der deutschen Nassbaggerindustrie Untersuchungen zu der hydraulischen Förderung von Feststoffen durchgeführt (Führböter, 1961). Die Förderleitung hatte eine Länge von ca. 284 m und wies einen Innendurchmesser von 300 mm auf. Das Hauptziel der Untersuchung war, die Energieverluste des Gemisches im Zusammenhang mit der Transportkonzentration des Feststoffes zu bestimmen und Schlüsse über die kritische Geschwindigkeit zu ziehen.

Untersucht wurden dabei 7 Spülgüter der mittleren Durchmesser 0,19; 0,27; 0,53; 0,72; 0,88; 1,09 und 4,8 mm mit gleicher Dichte von 2650 kg/m^3 , mit denen hohe Raumkonzentrationen erzielt wurden. Besonders bei dem Feinsand von $d_p=0,19 \text{ mm}$ wurde eine Raumkonzentration von bis zu $C_R=42,4 \%$ erreicht. Dies entsprach nach seinen Angaben einer Transportkonzentration von $C_T=27,5 \%$.

Basierend auf seinen Messergebnissen hat Führböter folgende Gleichung für die heterogene Förderung aufgestellt:

$$\Delta h_m = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} + L \cdot C_T \cdot \frac{S_{kT}}{v_m} \quad 3-11$$

mit:

λ_w = der Reibungsbeiwert für ein mit der Gemischgeschwindigkeit v_m fließendes Wasser

S_{kT} = die Spülgutkonstante.

Die Spülgutkonstante hängt mit der Sinkgeschwindigkeit der Partikel zusammen und hat daher deren Einheit. Die Spülgutkonstante soll sämtliche Eigenschaften des Fördergutes umfassen und ist als eine Funktion des maßgebenden Korndurchmessers in Abbildung 3-2 grafisch dargestellt.

Für den Bereich des Korndurchmessers $0,2 \text{ mm} \leq d_p \leq 1,2 \text{ mm}$ ergibt sich für die Spülgutkonstante eine lineare Beziehung mit dem Korndurchmesser:

$$S_{kT} = 2,59 \cdot d_p - 0,37 \quad 3-12$$

Dabei sind d_p in [mm] und S_{kT} in [m/s].

Für einen Korndurchmesser ab 1,2 mm weicht die Gleichung deutlich von der Linearität ab, doch steigt S_{kT} mit Zunahme von d_p immerhin weiter an, bis zum Erreichen eines konstanten Wertes von ca. 3,3 m/s bei $d_p=3$ mm.

Bei einem Korndurchmesser $d_p \leq 0,2$ mm liegt laut Führböter eine homogene Förderung vor, bei der die Spülkonstante in Gleichung 3-11 entfällt und diese keine Anwendung mehr findet. Stattdessen wurde der Energieverlust in diesem Bereich mit der Formel des reinen Wassers, jedoch mit der Dichte des Gemisches anstatt der des Wassers ermittelt.

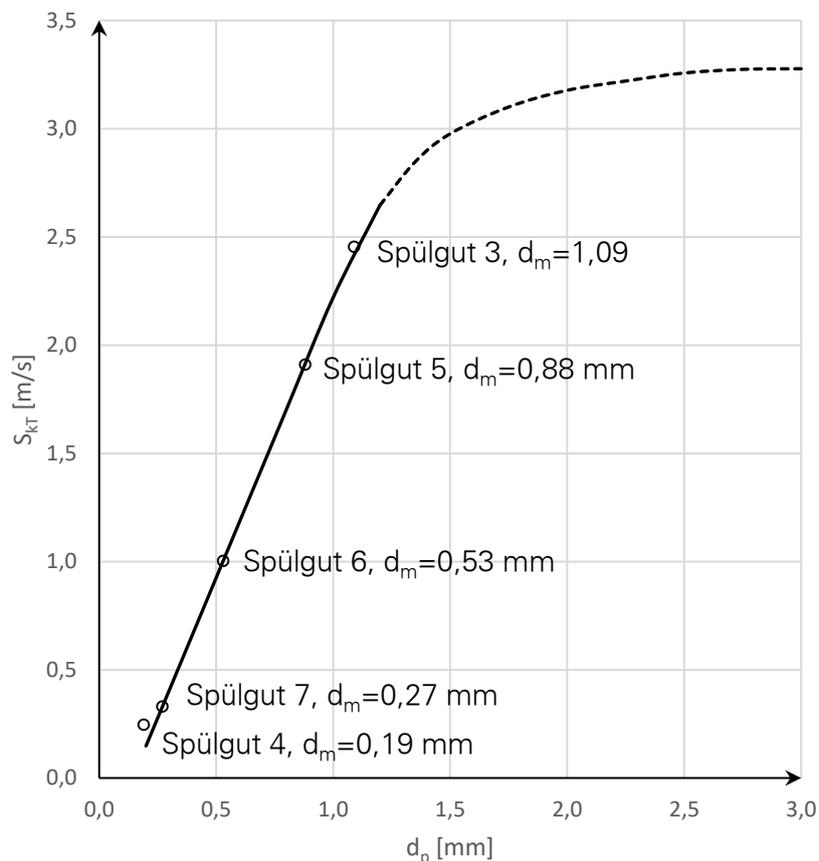


Abbildung 3-2: Die Spülgutkonstante in Abhängigkeit vom Partikeldurchmesser (Führböter, 1961) (nachgezeichnet)

Über die Messergebnisse mit dem größten Spülgut vom Durchmesser $d_p=4,8$ mm hat Führböter nicht berichtet, bzw. liegen keine Ergebnisse zu diesen Versuchen vor. Die überlieferten Untersuchungsergebnisse beschränken sich auf die kleinen Partikeldurchmesser bis 1,09 mm im Bereich des heterogenen Transportes.

Kriegel und Brauer (1966) haben das Modell von Newitt und Richardson weiterentwickelt, indem sie die Sinkbewegung des Feststoffes in turbulenter Strömung und die Wirkung des Feststofftransports auf die Änderung der Geschwindigkeit und auf die Turbulenz betrachtet haben. Als Resultat ihrer Betrachtung haben sie folgende Gleichung zur Bestimmung des Energieverlustes der Gemischströmung aufgestellt:

$$\Delta h_m = \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} \cdot \left[\lambda_w + 0,282 \cdot C_T \cdot \left(\frac{\rho_F}{\rho_w} - 1 \right) \cdot \left(\frac{v_s^3}{g \cdot v_w} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{g \cdot D}{v_m^2} \right)^{\frac{4}{3}} \cdot \left[1 + 2,7 \cdot \left(\frac{C_T}{C_{T,max}} \right)^4 \right] \right] \quad 3-13$$

$C_{T,max} = \left(1 - \frac{e}{100} \right)$ ist die theoretisch maximale Transportkonzentration, d. h. bei vollständig gefüllter Rohrleitung und ist mit 0,5 einzusetzen und (e) steht für die Porosität.

Brauer und Schmidt-Traub (1972) haben sowohl die hydraulische als auch die pneumatische Förderung des Feststoffes in Rohrleitungen analytisch studiert. Sie haben zur Darstellung der Gesetzmäßigkeiten und zur Ermittlung des Gesamtenergieverlustes die jeweiligen Widerstandszahlen des Feststoffes λ_F , des Wassers λ_w und des Gemisches λ_m in dimensionsloser Form eingeführt. Somit gelten nach Darcy-Weißbach für eine horizontale Leitung des Durchmessers D:

$$\lambda_i = \frac{\Delta p_i}{\rho_w \cdot v_w^2} \cdot \frac{2 \cdot D}{L} = \Delta h_i \cdot \frac{2 \cdot g \cdot D}{v_w^2 \cdot L} \quad 3-14$$

mit: $i =$ der Phasenindex ($i=w$ für das Wasser, $i=F$ für den Feststoff und $i=m$ für das Gemisch).
Dadurch ergibt sich für den Zusammenhang der einzelnen Widerstandszahlen:

$$\lambda_m = \lambda_w + \lambda_F \quad 3-15$$

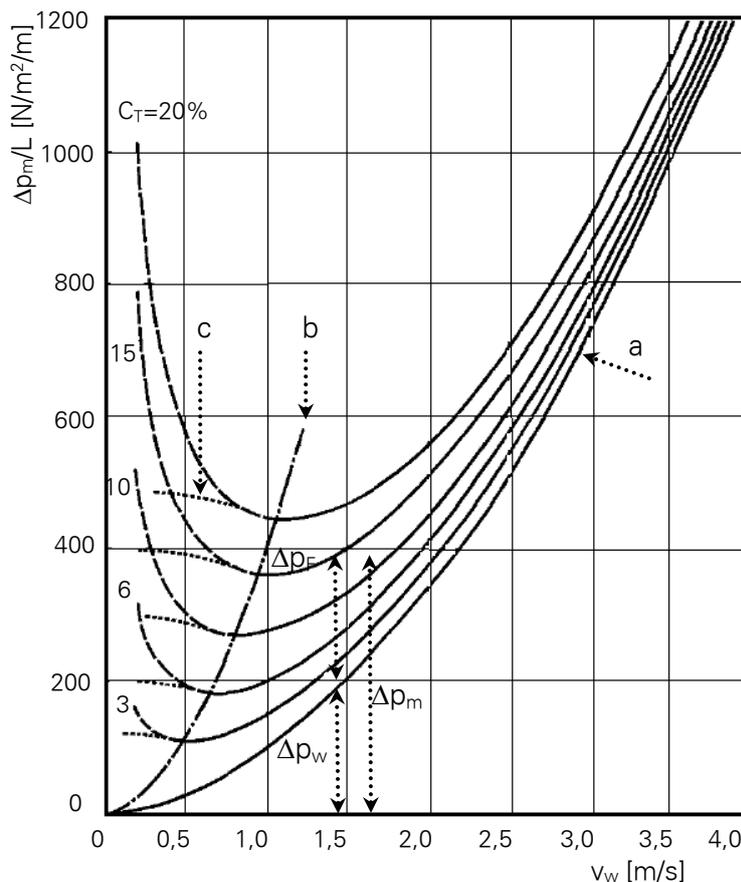


Abbildung 3-3: Zustandsdiagramm für ein Koks-Wasser-Gemisch (Brauer & Schmidt-Traub, 1972), bearbeitet

Aus dem Blasius'schen Widerstandsgesetz erhalten sie den Druckverlust (Druckabfall) aus der reinen Flüssigkeit zu

$$\Delta p_w = \Delta h_w \cdot \rho_w \cdot g = \frac{0,158 \cdot L \cdot v_w^{\frac{7}{4}} \cdot \rho_w^{\frac{3}{4}} \cdot \mu_w^{\frac{1}{4}}}{D^{\frac{5}{4}}} \quad 3-16$$

Diese Gleichung ist dimensionsecht. Dabei sind die Parameter Δp_w in [N/m²], Δh_w in [m], ρ_w in [kg/m³], L, D in [m], v_w in [m/s] und μ_w [N.s/m²] einzusetzen.

Analog zum Druckabfall bzw. Energieverlust des reinen Wassers lautet die entsprechende dimensionsechte Gleichung für den zusätzlichen Druckabfall des Feststoffes Δp_F bei geringer Transportkonzentration:

$$\Delta p_F = \Delta h_F \cdot \rho_w \cdot g = \frac{0,141 \cdot L \cdot C_T \cdot v_s \cdot (\rho_F - \rho_w) \cdot g \cdot D^{\frac{1}{3}} \cdot \rho_w^{\frac{1}{3}}}{v_w^{\frac{2}{3}} \cdot \mu_w^{\frac{1}{3}}} \quad 3-17$$

Der gesamte Druckabfall ergab sich somit aus der Summe beider Gleichungen 3-16 und 3-17 und wurde in Abbildung 3-3 beispielhaft für Koks-Partikel grafisch dargestellt.

Dabei wurde ein Rohr mit D=100 [mm] Durchmesser eingesetzt. Es wurde angenommen, dass der Korndurchmesser $d_p=1,6$ [mm], die Koksichte $\rho_F=1360$ [kg/m³] und die Viskosität des Wassers $\mu_w=1,13 \cdot 10^{-6}$ [m²/s] betragen. Aus diesen Angaben ergibt sich die Sinkgeschwindigkeit eines Kornes zu $v_s=0,086$ [m/s].

Die Transportkonzentration des Feststoffes wurde dabei zwischen 0 % und 20 % variiert. Die Kurve (a) entspricht einer Transportkonzentration von $C_T=0$ % und gibt somit den Druckabfall der reinen Flüssigkeitsströmung wieder. Bei sehr hohen Geschwindigkeiten nähern sich alle Verlustkurven mit unterschiedlichen Transportkonzentrationen der Kurve (a), da der zusätzliche Druckverlust infolge Feststoff bei hohen Geschwindigkeiten sehr klein wird im Vergleich zu dem der reinen Flüssigkeit.

Die Minima aller Verlustkurven werden durch die Kurve (b) verbunden. Die jeweilige Geschwindigkeit wird mit $v_{m,min}$ bzw. v_{crit} bezeichnet.

Turian, Yuan und Mauri (1971) haben in einer geschlossenen Versuchsanlage den hydraulischen Transport von Glaskörnern getestet. Die horizontal verlegte Messstrecke hat eine Länge von 10,7 m. Die Experimente fanden in drei unterschiedlichen Rohrdurchmessern 5,08; 2,54 und 1,27 cm statt. Die Testvariationen hinsichtlich des Partikeldurchmessers und der Feststoffdichte sind in der Tabelle 1 eingetragen. Dabei wurden der Druckverlust, der Wassermassenstrom und die Transportkonzentration einzelner Versuche gemessen.

Tabelle 1: Eigenschaften der getesteten Feststoffmaterialien

Korndurchmesser [μm]	Feststoffdichte [kg/m ³]
90	4434
505	4430
1015	4400
29,6	2417
475	2486
1340	2977
4380	2964

Das Resultat dieser Arbeit war ein Satz von 936 Messpunkten. Anhand dieser Messpunkte ist es den Wissenschaftlern gelungen, eine allgemeine Gleichung zur Bestimmung des Verlustbeiwertes des Feststoffes als Differenz der Verlustbeiwerte des Gemisches λ_m und des reinen Wassers λ_w bei gleicher Geschwindigkeit aufzustellen.

$$\lambda_F = \lambda_m - \lambda_w = K \cdot C_T^a \cdot \lambda_w^b \cdot C_w^c \cdot \left(\frac{v_m^2}{D \cdot g \cdot (S - 1)} \right)^d \quad 3-18$$

Die Gleichung 3-18 soll für alle möglichen Förderregime angewendet werden können. Daher müssen die fünf Konstanten (K, a, b, c und d) in dieser Gleichung für das jeweilige Transportregime separat bestimmt werden.

Dafür haben Turian und Yuan (1977) zusätzlich zu den eigenen Messergebnissen weitere 1912 Messpunkte aus ausgewählter Literatur entnommen. Diese Messpunkte umfassen Rohrdurchmesser zwischen 1,26 und 69,9 cm, Feststoffdichten zwischen 1100 und 11300 kg/m³, Korngrößen zwischen 29,7 und 38000 µm, eine Raumkonzentration bis 42 % und eine mittlere Gemischgeschwindigkeit bis 6,7 m/s. Zusammen mit den eigenen Messpunkten sollten die Daten vollkommen ausreichend gewesen sein, um alle Transportzustände abzubilden bzw. die fünf Unbekannten jedes Regimes zu bestimmen.

Jedem Transportregime wurde ein Index zugewiesen. Index (0) kennzeichnet den Transport mit stationärer Sohle, (1) den Transport mit beweglicher Sohle, (2) den heterogenen Transport und (3) den homogenen Transport. An dem Übergang zwischen zwei benachbarten Transportregimen muss die Gleichung 3-18 für beide Regime gleichgesetzt werden. Dadurch ergibt sich für alle zwei aneinandergrenzenden Regime eine sogenannte Regimeübergangszahl. Insgesamt sind es folgende drei Gleichungen:

zwischen dem Transport mit stationärer Sohle und mit beweglicher Sohle

$$R_{0-1} = \frac{v_m^2}{7,3048 \cdot C_T^{1,083} \cdot \lambda_w^{1,064} \cdot C_w^{-0,0616} \cdot D \cdot g \cdot (S - 1)} \quad 3-19$$

zwischen dem Transport mit beweglicher Sohle und dem heterogenen Transport

$$R_{1-2} = \frac{v_m^2}{3,3321 \cdot C_T^{0,2263} \cdot \lambda_w^{-0,2334} \cdot C_w^{-0,384} \cdot D \cdot g \cdot (S - 1)} \quad 3-20$$

und zwischen dem heterogenen und dem homogenen Transport

$$R_{2-3} = \frac{v_m^2}{0,7238 \cdot C_T^{1,075} \cdot \lambda_w^{-0,67} \cdot C_w^{-0,9375} \cdot D \cdot g \cdot (S - 1)} \quad 3-21$$

Wenn eine Regimeübergangszahl einen Wert von 1 aufweist, befindet man sich am Übergang zwischen den zwei benachbarten Transportregimen. Wenn der Wert < 1 ist, dann stellt sich das langsamere Transportregime ein.

Anschließend wurden für jeden Transportzustand die fünf Unbekannten bestimmt, deren Werte aus Tabelle 2 zu entnehmen sind.

Tabelle 2: Bestimmung der Unbekannten in der Gleichung 3-18

Transportregime	K	A	B	C	d
0	0,5539	0,7389	0,7717	-0,4054	-1,096
1	0,9248	1,018	1,046	-0,4213	-1,354
2	0,4178	0,8687	1,2	-0,1677	-0,6938
3	0,4665	0,5024	1,428	0,1516	-0,3531

Das Zwei-Schichten Modell von Wilson (Wilson, Addie, & Clift, 1992); (Shook & Roco, 1991)) wurde bereits 1970 als mathematisches Modell anhand eines Kräftegleichgewichtes am Partikel zur Bestimmung der kritischen Geschwindigkeit entwickelt. 1976 hat Wilson sein Modell einen weiteren Schritt vorgebracht. Das war die Entstehung des sogenannten Zwei-Schichten-Modells. Das Modell sollte dazu dienen, die kritische Geschwindigkeit und den

Energieverlust für den heterogenen Transport und für den Transport mit beweglicher Sohle durch eine Betrachtung in zwei Schichten zu bestimmen.

Der Gedanke hinter diesem Modell besteht darin, dass schwere Partikel wie Sand und Kies in einer Rohrströmung dazu neigen, sich in Richtung Rohrsohle zu bewegen. Dies führt bei normalen Betriebsgeschwindigkeiten dazu, dass sich überwiegend eine Förderung mit beweglicher Sohle oder eine heterogene Förderung einstellt.

Laut diesem Modell findet der Transportvorgang in zwei durch eine fiktive horizontale Ebene voneinander getrennten Schichten statt. Diese Betrachtungsweise ist in der Abbildung 3-4 schematisch dargestellt.

Die obere Schicht weist eine Raumkonzentration von C_1 auf. Dort schweben die Partikel und sind quasi-homogen in dem Fluid verteilt. Die Feststoffkonzentration in der unteren Schicht ist als C_2 gekennzeichnet. Die maximale theoretisch erreichbare Raumkonzentration in dieser Schicht wird als C_{vb} bezeichnet. Dies entspricht der maximalen Packungsdichte der dispersen Phase.

Durch eine analytische Betrachtung des Transportvorgangs wurde ein Gleichungssystem aufgestellt, das iterativ zu lösen ist.

Durch Einführung der Massenerhaltung ergibt sich der Volumenstrom des Gemisches zu

$$A \cdot v_m = A_1 \cdot v_1 + A_2 \cdot v_2 \quad 3-22$$

v_m ist die mittlere Gemischgeschwindigkeit über den gesamten Querschnitt.

v_1, v_2 sind die mittleren Gemischgeschwindigkeiten in den beiden Schichten.

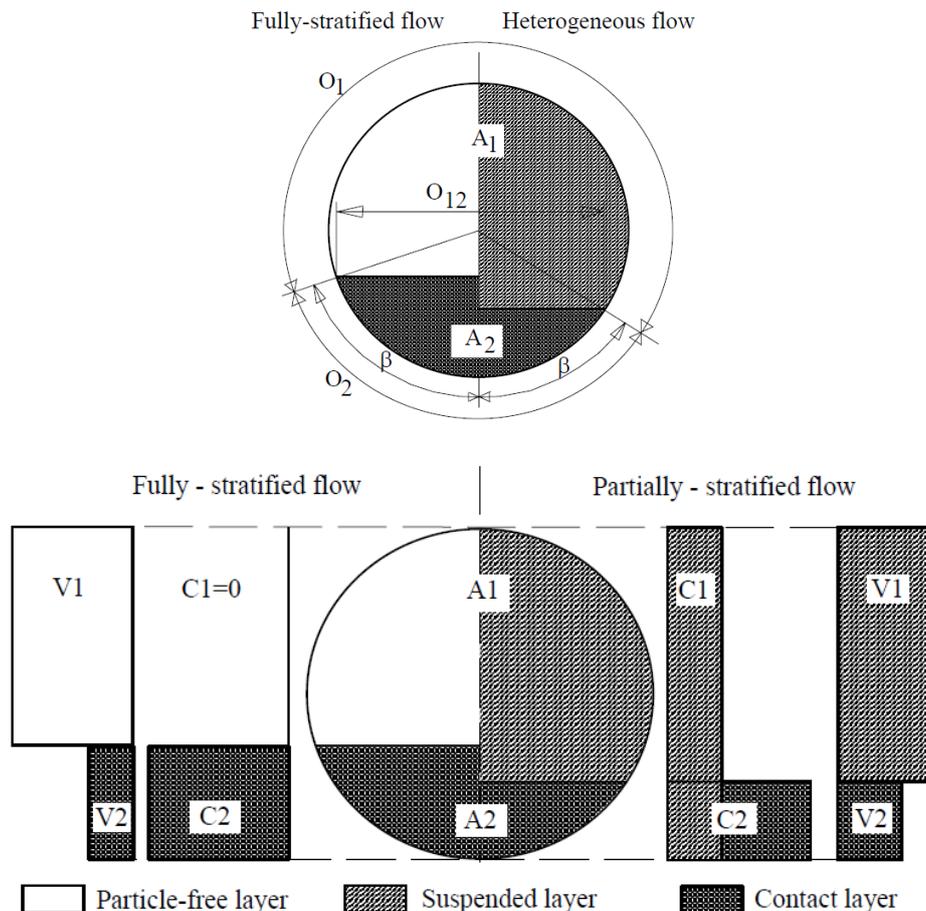


Abbildung 3-4: Prinzipskizze des Zwei-Schichten-Modelles (Matoušek, 2004)

Umgerechnet ergibt sich der Volumenstrom des Feststoffes unter Vernachlässigung der Relativgeschwindigkeit zwischen dem Fluid und dem Feststoff, d. h. die Transportkonzentration ist in beiden Schichten gleich der Raumkonzentration, zu

$$C_T \cdot A \cdot v_m = C_1 \cdot A_1 \cdot v_1 + C_2 \cdot A_2 \cdot v_2 \quad 3-23$$

Es wird angenommen, dass die Feststoffkonzentration in der unteren Schicht sowohl für den heterogenen als auch für den Transport mit beweglicher Sohle den maximalen Wert $C_2 = C_{vb} = C_1 + C_{2c}$ aufweist. Somit lässt sich die über den Querschnitt gemittelte Volumenkonzentration wie folgt definieren:

$$C_R = C_1 + \frac{(C_2 - C_1) \cdot A_2}{A} = C_1 + \frac{C_{2c} \cdot A_2}{A} = C_1 + C_C \quad 3-24$$

Damit kann der Zusammenhang zwischen C_R und C_C laut Wilson mit Gleichung 3-25 ausgedrückt werden

$$\frac{C_C}{C_R} = e^{[-a_1 \cdot Ar^{a_2} \cdot \left(\frac{v_m^2}{g \cdot d_p}\right)^{a_3} \cdot \left(\frac{d_p}{D}\right)^{a_4} \cdot \left(\frac{\rho_F}{\rho_w} - 1\right)^{a_5}] } \quad 3-25$$

Darin ist Ar die dimensionslose archimedische Zahl eines im Wasser sinkenden Partikels

$$Ar = \frac{4 \cdot g \cdot d_p^3 \cdot \rho_w^2}{3 \cdot \mu_w^2} \quad 3-26$$

Die fünf dimensionslosen Konstanten sind

$$a_1 = 0,122, \quad a_2 = -0,12, \quad a_3 = 0,3, \quad a_4 = -0,51, \quad a_5 = -0,255 \quad 3-27$$

Die s.g. Kontaktkonzentration der unteren Schicht C_{2c} lässt sich mit der Gleichung 3-28 bestimmen:

$$C_{2c} = C_2 - C_1 = C_{vb} - C_1 \quad 3-28$$

Nachdem alle Konzentrationen berechnet worden sind, können beide Teilflächen A_1 und A_2 ebenso ermittelt werden. Anschließend können der hydraulische Durchmesser und die Reynolds-Zahl jeder Schicht wie folgt ermittelt werden

$$Dh_i = \frac{4 \cdot A_i}{O_i} \quad 3-29$$

$$Re_i = \frac{v_i \cdot Dh_i}{\nu_w} \quad 3-30$$

Der Reibungsbeiwert der jeweiligen Schicht kann aus dem Moody Diagramm bzw. nach dem Widerstandsgesetz von Colebrook-White (Gleichung 2-4) bestimmt werden

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda_i}} = -2 \cdot \log \left[\frac{2,51}{Re_i \cdot \sqrt{\lambda_i}} + \frac{k}{3,71 \cdot Dh_i} \right] \quad 3-31$$

An der Grenzfläche zwischen der oberen und der unteren Schicht gilt:

$$\lambda_{1-2} = \frac{2 \cdot (1 + Y)}{\left[4 \cdot \text{Log} \left(\frac{D}{d_p} \right) + 3,36 \right]^2} \quad 3-32$$

Die Konstante Y hängt vom Verhältnis des Durchmessers der Partikel und des Rohrs ab und ist aus Gleichung 3-33 zu bestimmen:

$$Y = \begin{cases} 0 & \text{wenn } \frac{d_p}{D} < 0,0015 \\ 4 + 1,42 \cdot \text{Log}\left(\frac{d_p}{D}\right) & \text{wenn } 0,0015 < \frac{d_p}{D} < 0,15 \end{cases} \quad 3-33$$

Bestimmung der Schubspannungen:

In der oberen Schicht wurde die Schubspannung bedingt durch die Partikelströmung wegen ihrer geringen Konzentration vernachlässigt. In der unteren Schicht dahingegen wurde die Schubspannung in zwei Komponenten aufgeteilt, nämlich die aus der Wasserströmung τ_{2w} und die aus Partikelbewegung τ_{2F} (Wilson, Addie, & Clift, 1992).

$$\tau_1 = \frac{\lambda_1}{8} \cdot \rho_w \cdot v_1^2 \quad 3-34$$

$$\tau_{2w} = \frac{\lambda_2}{8} \cdot \rho_w \cdot v_2^2 \quad 3-35$$

$$\tau_{2F} = \frac{\mu_s \cdot F_N}{O_2} \quad 3-36$$

$$\tau_{1-2} = \frac{\lambda_{1-2}}{8} \cdot \rho_w \cdot (v_1 - v_2)^2 \quad 3-37$$

Der Beiwert μ_s steht für mechanische Reibung zwischen den Feststoffpartikeln und der Rohrwand und hängt von deren Materialien ab (Wilson, Addie, & Clift, 1992). Er nimmt für Sand-Plexiglas den Wert 0,44 an und F_N ergibt sich zu:

$$F_N = g \cdot (\rho_F - \rho_w) \cdot C_{vb} \cdot \frac{D^2}{2} \cdot (\sin \beta - \beta \cdot \cos \beta) \quad 3-38$$

In Gleichung 3-38 ist β der Winkel, der die Lage der fiktive Trennebene zwischen den beiden Schichten definiert (siehe Abbildung 3-4).

Setzt man das Kräftegleichgewicht für ein Rohrstück der Länge L ein, erhält man für die obere Schicht:

$$\Delta P \cdot A_1 = \tau_1 \cdot O_1 \cdot L + \tau_{1-2} \cdot O_{1-2} \cdot L \quad 3-39$$

für die untere Schicht:

$$\Delta P \cdot A_2 + \tau_{1-2} \cdot O_{1-2} \cdot L = (\tau_{2w} + \tau_{2F}) \cdot O_2 \cdot L \quad 3-40$$

und für beide Schichten zusammen:

$$\Delta P \cdot A = \tau_1 \cdot O_1 \cdot L + (\tau_{2w} + \tau_{2F}) \cdot O_2 \cdot L \quad 3-41$$

Diese drei Gleichungen müssen iterativ gelöst werden. Daher wurde im Rahmen dieser Arbeit eine Visual Basic Sub-Prozedur geschrieben, um die Lösung dieser Gleichungen zu vereinfachen (siehe Anhang 1).

Wilson-GIW-Modell ((Matoušek, 2004); (Wilson K. C., 1992); (A. Miedema & C. Ramsdell, 2016)): Das von Wilson 1992 entwickelte Wilson-GIW-Modell ist besonders geeignet für die Beschreibung des heterogenen Transportes. Dabei versteht sich der heterogene Transport als Übergang zwischen zwei Extrem-Transportregimen: dem homogenen Transport und dem Transport mit beweglicher Sohle (Wilson K. C., 1992). Daher hat Wilson zur Beschreibung dieses Regimes einen neuen Parameter in Form einer Geschwindigkeit (v_{50}) eingeführt, bei der sich eine Hälfte des sich im Rohr befindlichen Feststoffes als Suspension und die andere

Hälfte als Geschiebe bewegen. Es wurde davon ausgegangen, dass der Energieverlust bedingt durch das Vorhandensein von Feststoff in der Strömung überwiegend durch den Kontakt mit der Rohrwand hervorgerufen wird (Wilson K. C., 1992).

Unter der Vernachlässigung der relativen Geschwindigkeit zwischen den Partikeln und dem umgebenden Fluid ergibt sich das Unterwassergewicht (Gewicht unter Auftrieb) des Geschiebe-Anteils zu $0,5 \cdot C_T \cdot (\rho_F - \rho_w) \cdot g \cdot L \cdot A$.

Mit der Einführung des mechanischen Reibungsverlustbeiwertes μ_s zwischen dem Geschiebe und der Rohrwand, ergibt sich für diesen „optimalen“ heterogenen Transport ($v_m = v_{50}$) die folgende Gleichung (Matoušek, 2004):

$$\Delta h_F = \Delta h_m - \Delta h_w = 0,5 \cdot \mu_s \cdot C_T \cdot (S - 1) \cdot L \quad 3-42$$

Um diese Gleichung möglichst für alle anderen Fördergeschwindigkeiten bzw. Förderzustände einsetzbar zu machen, wurden an einer Versuchsanlage aus Rohrleitungen von 200 bzw. 440 mm Durchmesser Experimente durchgeführt. Untersucht wurde dabei mittlerer bis grober Sand in Transportkonzentrationen von bis zu 16 % (Matoušek, 2004).

Daraus ergab sich folgende Gleichung zur Bestimmung des Energieverlustes (A. Miedema & C. Ramsdell, 2016):

$$\Delta h_F = \Delta h_m - \Delta h_w = 0,5 \cdot \mu_s \cdot C_T \cdot (S - 1) \cdot L \cdot \left(\frac{v_m}{v_{50}}\right)^{-M} \quad 3-43$$

Dabei entspricht μ_s dem Wert aus dem Zwei-Schichten-Modell und v_{50} lässt sich annähernd anhand der Gleichung 3-44 bestimmen (Wilson K. C., 1992).

$$v_{50} = 3,93 \cdot (d_{50})^{0,35} \cdot \left(\frac{S - 1}{1,65}\right)^{0,45} \quad 3-44$$

In dieser Gleichung sind d_{50} in [mm] und v_{50} in [m/s] anzugeben.

In der Gleichung 3-43 ist M ein empirischer Exponent. Er hängt von der Partikelgrößenverteilung ab und lässt sich mit folgender Gleichung 3-45 berechnen (Matoušek, 2004):

$$M = \left[\ln \frac{d_{85}}{d_{50}} \right]^{-1} \quad 3-45$$

M darf nicht größer als 1,7 für breite Partikelverteilungen und nicht geringer als 0,25 für eine enge Verteilung angenommen werden.

Der Schwachpunkt bzw. die Komplikation des Wilson-GIW-Modells besteht darin, die Geschwindigkeit v_{50} zu bestimmen, was abgesehen von der Richtigkeit dieser Gleichung sehr subjektiv ist. Aus Gleichung 3-44 ergibt sich außerdem, dass alle Feststoffe der gleichen Dichte und gleichen Korngröße d_{50} die gleiche Geschwindigkeit v_{50} aufweisen. Das heißt, dass sich bei allen Gemischen bei der gleichen Geschwindigkeit ein „optimaler“ heterogener Zustand einstellt, was nicht der Realität entspricht.

Kaushal et al. (2005) haben in einer horizontalen Rohrleitung ($D=54,9$ mm) den Effekt des Partikeldurchmessers auf den Druckabfall mit Glasparkeln zweier Größen 125, 440 μm und einer Mischung aus den beiden experimentell untersucht.

Generell wurde festgestellt, dass der Druckverlust mit steigender Konzentration zunimmt (siehe Abbildung 3-5). Für die feinen Partikel ist die Zuwachsrate des Druckverlustes bei niedrigen Geschwindigkeiten sehr klein im Vergleich zu der bei hohen Geschwindigkeiten. Umgekehrt ergab sich die Tendenz jedoch für größere Partikel. Dabei ist der Verlustanteil der Partikel an dem gesamten Verlust umso geringer, je höher die Gemischgeschwindigkeit ist.

Darüber hinaus ist in der Abbildung 3-5 ersichtlich, dass bei niedrigen Geschwindigkeiten der Einfluss der feinen Partikel auf den Energieverlust deutlich geringer ist als bei großen Partikeln

bei gleicher Raumkonzentration. Dieser Unterschied lässt sich dadurch erklären, dass unter diesen Umständen die Sinkgeschwindigkeit der Partikel eine maßgebende Rolle spielt (Kaushal , Sato , Toyota, Funatsu, & Tomita, 2005).

Bei höheren Geschwindigkeiten ist dagegen der Effekt bei den kleineren Partikeln größer. Dies hängt mit der wesentlich größeren spezifischen Oberfläche der feinen Partikel zusammen, was im Endeffekt mehr Verluste beim suspendierten Zustand verursacht (Kaushal , Sato , Toyota, Funatsu, & Tomita, 2005).

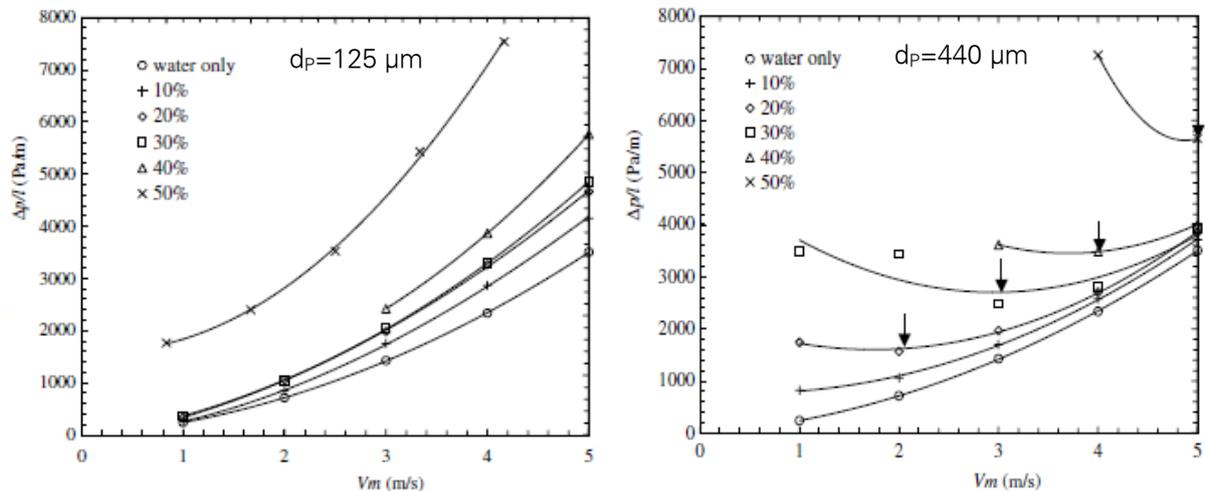


Abbildung 3-5: Druckverlust in Abhängigkeit der Geschwindigkeit und der Raumkonzentration C_R ; links: für $d_p = 125 \mu m$ und rechts für $d_p = 440 \mu m$ (Kaushal , Sato , Toyota, Funatsu, & Tomita, 2005))

Es lässt sich stark vermuten, dass sich bei den feinen Partikeln eine homogene Partikelverteilung in der Strömung einstellt. Eine Zunahme der Partikelkonzentration führt zur Erhöhung der mittleren Dichte des Gemisches und seiner Viskosität. Die Folge ist eine Zunahme des Energieverlustes mit ansteigender Geschwindigkeit. Der Verlauf der Verlustkurven unterschiedlicher Konzentrationen ähnelt dem des Wassers mit verschiedenen Viskositäten.

Bei den größeren Partikeln hingegen stellt sich anscheinend bei niedrigen Geschwindigkeiten ein Transport mit beweglicher Sohle ein, was den Anstieg der Verluste in diesem Bereich erklären kann. Bei höheren Geschwindigkeiten hingegen werden die Verlustanteile der dispersen Phase allmählich kleiner.

Matoušek (2009) hat den Sand-Transport mit Partikelgrößen von 0,37 mm und 1,36 mm in einer Rohrleitung mit 150 mm bzw. 100 mm Durchmesser unter geringeren Geschwindigkeiten als der kritischen Geschwindigkeit untersucht, was zur Entstehung von Ablagerungen auf der Rohrsohle geführt hat. Seine Versuche hatten zum Ziel, den Druckabfall bei stationärer Sohle mit unterschiedlichen Geschwindigkeiten ($< v_{crit}$) und Konzentrationen zu bestimmen und die Stärke der stationären Sohle zu ermitteln.

Er hat die Stärke der stationären Sohle Y_b analytisch durch Aufstellung des Energiegleichgewichtes unter Einbeziehung der Kontinuitätsgleichung untersucht und ein Rechenmodell aufgestellt.

Herausgekommen ist ein Set aus Gleichungen, die iterativ zu lösen sind, um letztendlich den hydraulischen Gradienten bzw. die Stärke der Sohlenschicht zu ermitteln. Ausführliche mathematische Details zu diesem Rechenmodell sind in Matoušek (2009) dargestellt.

Der gemessene hydraulische Gradient und die Stärke der stationären Sohle wurden den mit dem entwickelten mathematischen Rechenmodell berechneten Werten in einem Diagramm gegenübergestellt. Eine akzeptable Übereinstimmung mit einer Genauigkeit von ca. $\pm 25 \%$ zwischen den gemessenen und den berechneten Werten wurde dabei erreicht (Matoušek, 2009).

Aus eigener Beobachtung sind die Schwankungen in dem Rohrsystem bei Gemischgeschwindigkeiten unterhalb der kritischen Grenze sehr hoch. Daher ist die Zuverlässigkeit der Messergebnisse von Matoušek fraglich.

3.1.2 Feststofftransport in geneigter Rohrleitung

Die Feststoffförderung in geneigten Rohrleitungen ist im Vergleich zu der in horizontalen Rohrleitungen nur wenig erforscht. Viele Rechenmodelle für geneigte Leitungen basieren auf Ansätzen der horizontalen Leitung, wobei diese Ansätze mit dem Neigungswinkel modifiziert wurden.

Worster- und Denny-Modell (1955): In diesem Modell wurde von der Annahme ausgegangen, dass lediglich die Gewichtskomponente des Feststoffs senkrecht auf der Rohrmittelachse die Energieverluste verursacht. Somit lässt sich der Energieverlust in geneigter Leitung auf Grundlage dessen in horizontaler Leitung ableiten.

Beim Feststofftransport in horizontal verlegten Rohrleitungen ergibt sich der Feststoffverlustanteil zu:

$$\Delta h_{F,h} = \Delta h_{m,h} - \Delta h_{w,h} \quad 3-46$$

Durch Anpassung der Gleichung 3-46 anhand des Neigungswinkels der Rohrleitung ergibt sich für den Verlustanteil des Feststoffes in geneigter Leitung:

$$\Delta h_{F,g} = \Delta h_{F,h} \cdot \cos \theta = (\Delta h_{m,h} - \Delta h_{w,h}) \cdot \cos \theta \quad 3-47$$

Worster und Denny haben eine einfache Gleichung zur Beschreibung des Druckabfalls des Gemisches in geneigtem Rohr vorgeschlagen. Diese Formel lautet:

$$\frac{\Delta p_{m,g}}{\rho_w \cdot g} = \Delta h_{w,h} + L \cdot \sin \theta + L \cdot C_R \cdot (S - 1) \cdot \sin \theta + (\Delta h_{m,h} - \Delta h_{w,h}) \cdot \cos \theta \quad 3-48$$

Der Neigungswinkel der Rohrleitung zur Horizontalen θ ist positiv für die aufsteigende und negativ für die absteigende Leitung anzunehmen. Diese Gleichung besagt, dass die Energieverlusthöhe des Gemisches in einer horizontalen Rohrleitung der Bestimmung des Druckabfalls für das gleiche Gemisch in einer geneigten Rohrleitung zugrunde liegt.

Gibert (1960); (englische Übersetzung in (Matoušek, 2004): hat den Ansatz nach Durand für horizontale, auf die geneigten Rohrleitungen erweitert. Dabei hat er genauso wie Worster und Denny angenommen, dass die durch die disperse Phase bedingten Zusatzverluste lediglich auf die Gewichtskomponente senkrecht auf die Rohrachse zurückzuführen sind.

Gibert hat dementsprechend für geneigte Rohre folgende Korrelation zur Bestimmung der Energieverlusthöhe aufgestellt:

$$\frac{\Delta h_{m,g} - \Delta h_{w,h}}{\Delta h_{w,h} \cdot C_T} = K \cdot \left(\frac{v_m^2}{g \cdot D} \cdot \frac{\sqrt{g \cdot d_p}}{v_s \cdot \cos \theta} \right)^{\frac{3}{2}} \quad 3-49$$

Wilson et al. (Wilson K., Addie, Sellgren, & Clift, 2006): Wilson und sein Team haben 1997 die Gleichung 3-48 nach Worster und Denny zur Erfassung der hydraulischen Förderung von Feststoffen in geneigten Leitungen modifiziert, indem sie für den Term des Partikeleffektes einen Exponenten größer als eins vorgeschlagen haben. Dementsprechend wurde ein neuer Ansatz vorgestellt:

$$\frac{\Delta p_{m,g}}{\rho_w \cdot g \cdot L} = I_{w,h} + \sin \theta + C_R \cdot (S - 1) \cdot \sin \theta + (I_{m,h} - I_{w,h}) \cdot \cos \theta^{1+M \cdot \gamma} \quad 3-50$$

Dabei hat γ den Wert 0,333 für sehr feine Partikel und 1 für sehr grobe Partikel. Der Wert M ergibt sich aus Gleichung 3-45.

3.1.3 Feststofftransport in vertikaler Rohrleitung

In einer vertikalen Rohrleitung kann die Energiegleichung in folgender Form ausgedrückt werden:

$$\frac{p_1 - p_2}{L} = \pm \rho \cdot g + \rho \cdot \lambda \cdot \frac{v^2}{2 \cdot D} \quad 3-51$$

Der erste Term auf der rechten Seite der Gleichung 3-51 bezieht sich auf den geodätischen Druckgradienten, hervorgerufen durch die Gemischsäule. Daher kann für diesen Term die Dichte des Gemisches ρ_m eingesetzt werden (Wilson K., Addie, Sellgren, & Clift, 2006). Diese lautet:

$$\rho_m = \rho_w \cdot [1 + C_R \cdot (S - 1)] = (1 - C_R) \cdot \rho_w + C_R \cdot \rho_F \quad 3-52$$

Der zweite Term steht für die Reibungsverluste des Gemisches. Hier hat Sellgren (Wilson K., Addie, Sellgren, & Clift, 2006) zwischen zwei Fällen unterschieden.

1. Sind die mit dem Fluid transportierten Partikel zu klein ($d_p < 150 \mu\text{m}$), wird die Gemischdichte ρ_m verwendet und die Reibungsverluste des Gemisches werden mit dem äquivalenten Fluidmodell gerechnet ($l_m = (\rho_m \cdot l_w) / \rho_w$). Somit lässt sich die Gleichung 3-51 folgendermaßen umschreiben:

$$\frac{p_1 - p_2}{L} = \pm \rho_m \cdot g + \rho_m \cdot \lambda_w \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot D} \quad 3-53$$

2. Handelt es sich dahingegen um größere Partikel ($200 \mu\text{m} < d_p < 2 \text{mm}$), werden die Partikel keinen Einfluss auf den Reibungsverlust haben und die Dichte des reinen Fluides wird für den zweiten Term einbezogen.

$$\frac{p_1 - p_2}{L} = \pm \rho_m \cdot g + \rho_w \cdot \lambda_w \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot D} \quad 3-54$$

In den Gleichungen 3-53 und 3-54 ist auf das Vorzeichen des Gewichtsterms ($\rho_m \cdot g$) zu achten, so dass es positiv für die aufwärts- und negativ für die abwärtsgerichtete Gemischströmung wird.

3.1.4 Die kritische Gemischgeschwindigkeit in horizontaler Rohrleitung

Zahlreiche empirische und analytische Ansätze wurden seit den 50-er Jahren zur Bestimmung der kritischen Gemischgeschwindigkeit abgeleitet.

Durand (1953) hat basierend auf seinen Untersuchungen auf verschiedene Feststoff-Wasser-Gemische eine empirische Beziehung zur Bestimmung der kritischen Geschwindigkeit v_{crit} in [m/s] abgeleitet:

$$v_{crit} = F_L \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D \cdot (S - 1)} \quad 3-55$$

In Gleichung 3-55 stehen D für den Rohrdurchmesser in [m] und S für das Dichteverhältnis des Feststoffes zu dem Fluid. Der empirische Beiwert F_L , auch als die densitometrische modifizierte Froude-Zahl bekannt, kann einem Diagramm (Abbildung 3-6) in Abhängigkeit der Transportkonzentration C_T und des Partikeldurchmessers d_p entnommen werden.

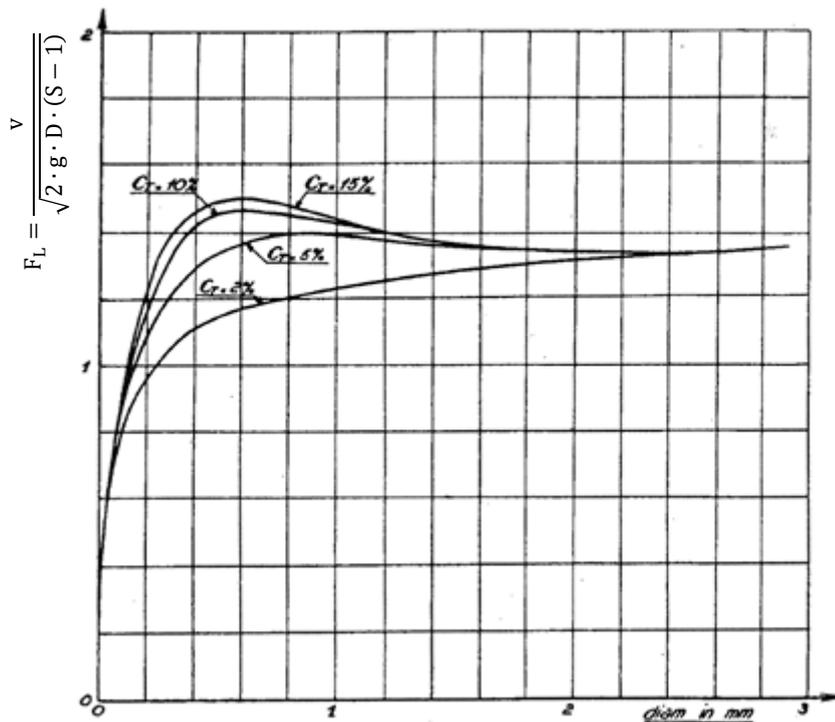


Abbildung 3-6: Die modifizierte Froude-Zahl F_L (Durand, 1953)

Aus diesem Diagramm geht hervor, dass bis zu einer Partikelgröße von 1 mm sowohl die Partikelgröße als auch die Transportkonzentration einen großen Einfluss auf F_L haben. Mit weiterer Zunahme der Partikelgröße wird der Einfluss beider Parameter immer kleiner bis es bei einer Partikelgröße von ca. 2 mm verschwindet. Ab dieser Partikelgröße wird F_L konstant und weist den Wert 1,34 auf (Durand, 1953).

Führböter (1989) hat aus seinen Untersuchungen am Franzius-Institut mehrere Korrelationen für die kritische Gemischgeschwindigkeit in Abhängigkeit von dem Rohrdurchmesser, dem mittleren Partikeldurchmesser und von der Transportkonzentration erzielt.

1. Für $0,2 \text{ mm} \leq d_p \leq 0,5 \text{ mm}$ und $5 \% \leq C_T \leq 15 \%$ ist

$$v_{\text{crit}} = 7,61 \cdot \sqrt{D} \cdot \left[1 - 8 \cdot (0,5 - d_p)^3 \right] \cdot \left[1 - 25 \cdot (0,15 - C_T)^2 \right] \quad 3-56$$

2. Für $0,2 \text{ mm} \leq d_p \leq 0,5 \text{ mm}$ und $C_T \geq 15 \%$ ist v_{crit} nicht mehr von C_T abhängig:

$$v_{\text{crit}} = 7,61 \cdot \sqrt{D} \cdot \left[1 - 8 \cdot (0,5 - d_p)^3 \right] \quad 3-57$$

3. Für $d_p \geq 0,5 \text{ mm}$ und $5 \% \leq C_T \leq 15 \%$ fällt der Term der Partikelgröße aus Gleichung 3-56 heraus und die Gleichung nimmt folgende Form an:

$$v_{\text{crit}} = 7,61 \cdot \sqrt{D} \cdot \left[1 - 25 \cdot (0,15 - C_T)^2 \right] \quad 3-58$$

4. Für grobe Partikel $d_p \geq 0,5 \text{ mm}$ und hohen Konzentration $C_T \geq 15 \%$ ist kritische Geschwindigkeit nur vom Rohrdurchmesser abhängig:

$$v_{\text{crit}} = 7,61 \cdot \sqrt{D} \quad 3-59$$

Dabei sind D in [m], d_p in [mm], v_{crit} in [m/s] und C_T dimensionslos [-].

Zu bemerken ist, dass Führböter keinen Rechenansatz für niedrige Transportkonzentration $C_T \leq 5\%$ vorgelegt hat, weswegen dieser Ansatz für die eigenen Untersuchungen nicht anwendbar ist.

Jufin und Lopatin (1966) (englisch in (Matoušek, 2004)) haben aus verschiedenen sowjetischen Instituten vier schon aufgestellte Gleichungen herausgesucht und daraus eine Kombination erstellt:

$$v_{\text{crit}} = 8,3 \cdot D^{\frac{1}{3}} \cdot (C_T \cdot \psi^*)^{\frac{1}{6}} \quad 3-60$$

Dabei bezeichnen D den Rohrdurchmesser in [m] und C_T die Transportkonzentration des Feststoffes [-]. Der Koeffizient ψ^* beschreibt das Sinkverhalten der Partikel und wurde in Abhängigkeit des Partikeldurchmessers tabellarisch angegeben (siehe Anhang 1).

Brauer und Schmidt-Traub (1972) haben zur Berechnung von v_{crit} die Gleichungen für Δp_w (Gleichung 3-16) und Δp_F (Gleichung 3-17) in die Gleichung für Δp_m (Gleichung 3-15) eingesetzt und bildeten die erste Ableitung $d(\Delta p_m)/d(v_m)$. Aus der Extremwertberechnung (erste Ableitung gleich Null), ergab sich somit folgende Gleichung zur Beschreibung der kritischen Geschwindigkeit:

$$\left(\frac{v_{\text{crit}}^2}{g \cdot D}\right)^{\frac{29}{24}} = 0,34 \cdot C_T \cdot (S - 1) \cdot \left(\frac{v_s^3}{g \cdot v_w}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{g \cdot D^3}{v_w^2}\right)^{\frac{1}{8}} \quad 3-61$$

Dabei sind D in [m], C_T dimensionslos [-], v_s in [m/s] und ϑ_w in [m²/s] einzusetzen.

Wasp et al. (1977) haben für die kritische Geschwindigkeit den Durand-Ansatz (Gleichung 3-55) modifiziert und anschließend den neuen Ansatz mit den experimentellen Ergebnissen von Durand (1953), Sinclair (1962) und Wicks (1971) validiert.

$$v_{\text{crit}} = 4 \cdot \left(\frac{d_p}{D}\right)^{\frac{1}{6}} \cdot C_R^{\frac{1}{5}} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D \cdot (S - 1)} \quad 3-62$$

Eine große Abweichung von den Messwerten hat diese Gleichung für die Experimente von Wicks geliefert. Dies lag daran, dass sich Wicks nur mit geringen Feststoffkonzentration bis 1 % beschäftigt hat. Daher haben Wasp et al. (1977) basierend auf den Untersuchungen von Wicks eine weitere Korrelation zur Ermittlung der kritischen Geschwindigkeit für niedrige Konzentrationen (bis 1 % in Volumen) aufgestellt. Diese lautet:

$$v_{\text{crit}} = 1,87 \cdot \left(\frac{d_p}{D}\right)^{\frac{1}{6}} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D \cdot (S - 1)} \quad 3-63$$

In Gleichung 3-62 steht C_R [-] für den Raumkonzentration des Feststoffes.

Das van den Berg-Modell auch als MTI-Holland-Modell bekannt (van den Berg, 1998) (englische Übersetzung in (Matoušek, 2004)): In diesem Modell wurde basierend auf jahrelangen Forschungen u. a. auf dem Gebiet des Feststoffabsaugens mit zahlreichen Rohrgrößen die Gleichung 3-64 zur Bestimmung der kritischen Gemischgeschwindigkeit entwickelt.

$$v_{\text{crit}} = 1,7 \cdot \left(5 - \frac{1}{\sqrt{d_p}}\right) \cdot \sqrt{D} \cdot \left(\frac{C_T}{C_T + 0,1}\right)^{\frac{1}{6}} \cdot \sqrt{\frac{S - 1}{1,65}} \quad 3-64$$

Dabei wurden Sand und Kies in Rohrleitungen bis 200 mm Durchmesser untersucht.

Hier sind der Partikeldurchmesser d_p in [mm] und der Rohrdurchmesser D in [m] anzugeben.

3.1.5 Die kritische Gemischgeschwindigkeit in geneigter Rohrleitung

Wilson (1979) hat die kritische Geschwindigkeit in einer horizontalen Leitung für verschiedene Partikelgrößen, Rohrdurchmesser und unterschiedliche relative Dichten untersucht. Als Ergebnis hat er eine Beziehung zur Bestimmung des maximalen erwarteten Wertes der kritischen Geschwindigkeit $v_{crit,max}$ erzielt.

$$v_{crit,max,h} = \frac{8,8 \cdot \left[\frac{\mu_s \cdot (S - 1)}{0,66} \right]^{-0,55} \cdot D^{0,7} \cdot d_{50}^{1,75}}{d_{50}^2 + 0,11 \cdot D^{0,7}} \quad 3-65$$

Dabei werden D in [m] und d_{50} der Partikeldurchmesser bei 50 % Siebdurchgang in [mm] eingesetzt.

Wilson und Tse (1984) haben die Gleichung 3-65 auf geneigte Leitungen erweitert, indem sie einen dimensionslosen Parameter Δ_D in Abhängigkeit des Neigungswinkels der Rohrleitung eingeführt haben, sodass diese Gleichung für geneigte Rohrleitung in folgender Form umgeschrieben werden kann:

$$v_{crit,max} = v_{crit,max,h} + \Delta_D \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D \cdot (S - 1)} \quad 3-66$$

Der Ablagerungsparameter Δ_D lässt sich aus der Abbildung 3-7 in Abhängigkeit vom Neigungswinkel entnehmen.

Die Gleichung 3-66 ist nur dafür geeignet, die maximale kritische Geschwindigkeit zu ermitteln, da sie von der Konzentration des Feststoffes unabhängig ist. Das heißt, dass es nicht möglich ist, für eine beliebige Konzentration den entsprechenden Wert der kritischen Gemischgeschwindigkeit zu bestimmen.

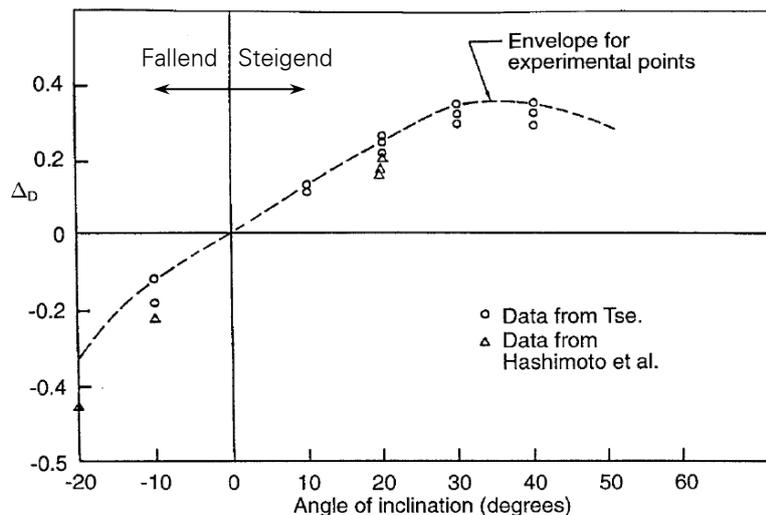


Abbildung 3-7: Ablagerungsparameter Δ_D (Wilson & Tse, 1984), bearbeitet

3.1.6 Weitere Rechenmodelle

Anhang 2 zeigt eine Zusammenfassung der bekanntesten durchgeführten Untersuchungen zum hydraulischen Feststofftransport in Rohrleitungen bzw. die aufgestellten analytischen Rechenmodelle.

3.2 Erweiterung des Energiesatzes auf Gemischströmung

In diesem Kapitel geht es zunächst darum, den Transportvorgang analytisch vereinfacht zu betrachten und Rechenansätze vor allem zur Bestimmung der hydraulischen Verluste abzuleiten.

3.2.1 In horizontaler Rohrleitung

Betrachtet man eine Strömung in einem horizontal verlegten Rohrstück der Länge (L) und des Durchmessers D und führt die Bernoulli-Gleichung zwischen zwei in Strömungsrichtung aufeinanderfolgenden Querschnitten (1) und (2) ein, lässt sich dadurch der Rechenansatz des Druckgradienten bzw. des Energieverlustes einer Wasser- bzw. Gemischströmung einfach ableiten.

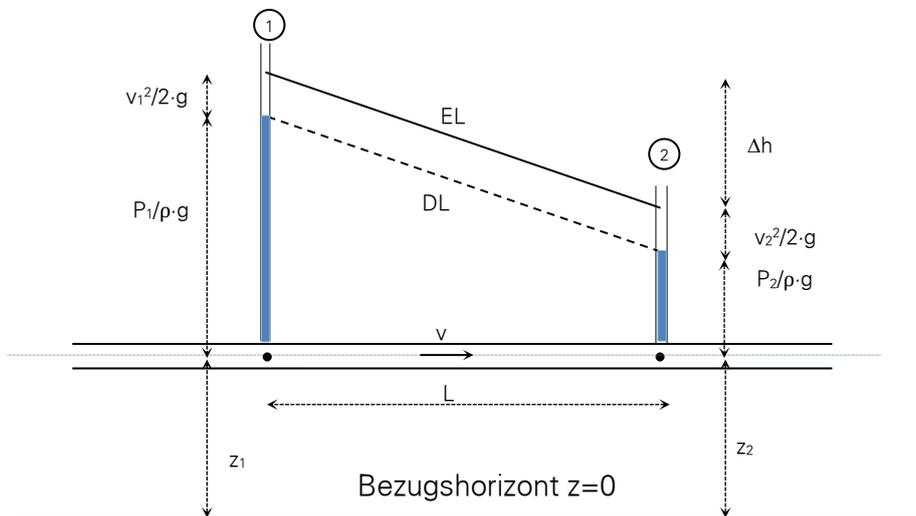


Abbildung 3-8: Prinzipskizze einer horizontalen Rohrleitung

Wenn die Leitung mit reinem Wasser gefüllt ist, lässt sich die Gleichung 2-7 mit Einbeziehen der Formel von Darcy-Weißbach (Gleichung 2-2) wie folgt umschreiben:

$$\frac{\Delta p_w}{\rho_w \cdot g} = \frac{p_{1,w} - p_{2,w}}{\rho_w \cdot g} = \Delta h_{w,1-2} = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_w^2}{2 \cdot g} \quad 3-67$$

Handelt es sich hingegen um ein Wasser-Feststoff-Gemisch mit einer Raumkonzentration der Feststoffe C_R , wo sich ein Systemgleichgewicht eingestellt hat, so dass davon ausgegangen werden kann, dass die Geschwindigkeitshöhe des Gemisches an den beiden Querschnitten gleich ist, dann gilt

$$\frac{p_{1,m}}{\rho_m \cdot g} = \frac{p_{2,m}}{\rho_m \cdot g} + \Delta h_{m,1-2} \quad 3-68$$

In dieser Betrachtungsweise verbirgt sich die Dichte des Gemisches in dem Ausdruck der Druckhöhe. Um die Betrachtung zu vereinfachen, wurde die Gemischdichte durch die Wasserdichte ersetzt, mit der Annahme, dass alle dadurch auftretenden Abweichungen in dem Term zur Beschreibung des durch den Feststoff hervorgerufenen Verlustes erfasst sind. Somit lässt sich die Gleichung 3-68 mit Einbeziehen der Gleichung 3-67 umformulieren zu:

$$\begin{aligned} \frac{p_{1,m}}{\rho_w \cdot g} &= \frac{p_{2,m}}{\rho_w \cdot g} + \Delta h_{m,1-2} = \frac{p_{2,m}}{\rho_w \cdot g} + \Delta h_{F,1-2} + \Delta h_{w,1-2} \\ \frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot g} &= \Delta h_{F,1-2} + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} = \Delta h_{F,1-2} + \frac{\Delta p_w}{\rho_w \cdot g} \end{aligned} \quad 3-69$$

bzw.

$$\frac{\Delta p_m - \Delta p_w}{\rho_w \cdot g} = \Delta h_{F,1-2}$$

Die Gleichung 3-69 besagt, dass sich der Energieverlustanteil des Feststoffes in einer horizontalen Rohrleitung $\Delta h_{F,1-2}$ vereinfacht aus der Differenz zwischen dem Druckabfall des Gemisches ($\Delta p_m / (\rho_w \cdot g)$) und dem des reinen Wassers ($\Delta p_w / (\rho_w \cdot g)$), gemessen bei gleicher Gemischgeschwindigkeit, ergibt.

3.2.2 In geneigter Rohrleitung

In den horizontal verlegten Rohrleitungen ist der Druckabfall des Gemisches Δp_m nichts anderes als der Reibungsverlust, wenn keine anderen lokalen Verluste auftreten und der Durchmesser der Rohrleitung konstant bleibt. In einer geneigten Rohrleitung besteht der Druckgradient $\Delta p_m / L$ dagegen aus zwei Komponenten, nämlich dem statischen durch die Mischungssäule der Höhe Δz indizierten Druckgradienten $\rho \cdot g \cdot \Delta z / L$ und dem Druckgradienten bedingt durch die Reibung.

Die Dichte der Mischung in der Säule wird aus der gemessenen Feststoffkonzentration ermittelt, die tatsächlich dazu beiträgt. In der Regel wird die volumetrische Feststoffkonzentration zur Bestimmung der Gemischdichte einbezogen.

Für eine reine Wasserströmung in einem geneigtem Rohrstück, wie in der Abbildung 3-9 dargestellt ist, ergibt sich die Gleichung 2-9 zwischen den Schnitten (1) und (2) durch Einführen der Wasserdichte und des Reibungsverlustes nach Darcy-Weißbach (Gleichung 2-2) zu:

$$\frac{\Delta p_w}{\rho_w \cdot g} = z_2 - z_1 + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_w^2}{2 \cdot g} = L \cdot \sin \theta + L \cdot I_w \quad 3-70$$

In dieser Gleichung ist der Neigungswinkel θ als positiv für aufsteigende und negativ für die absteigenden Leitungen einzusetzen.

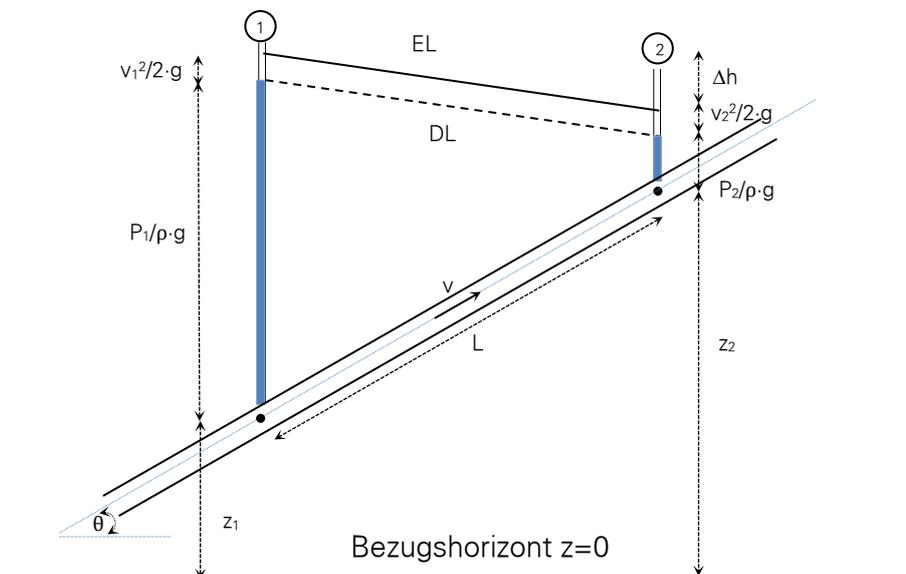


Abbildung 3-9: Prinzipskizze einer aufwärts geneigten Rohrleitung

Bei einem Gemisch muss der Einfluss des Feststoffes mitbetrachtet werden, daher kann die Bernoulli-Gleichung unter Einbeziehen der Gemischgeschwindigkeit wie folgt geschrieben werden:

$$\frac{p_{1,m}}{\rho_m \cdot g} - \frac{p_{2,m}}{\rho_m \cdot g} = z_2 - z_1 + \Delta h_{m,1-2} \Rightarrow \quad 3-71$$

$$p_{1,m} - p_{2,m} = \rho_m \cdot g \cdot (z_2 - z_1) + \rho_m \cdot g \cdot \Delta h_{m,1-2}$$

Unbekannt ist zunächst, welcher Wert für die Dichte ρ_m in dieser Formel eingesetzt werden soll. Für den geodätischen Druckabfall kann die Dichte des Gemisches $\rho_m = \rho_w \cdot [1 + C_R \cdot (S-1)]$ eingesetzt werden.

Um den Verlustanteil des Feststoffes zu erfassen, wird das Wasser und der Feststoff so getrennt betrachtet, dass der Reibungsverlust in zwei Komponenten zerlegt wird: eine Komponente zur Beschreibung des Verlustanteils der Wasserströmung und eine für den durch die disperse Phase bedingten zusätzlichen Verlust. Deshalb wird der Term $\Delta h_{F,1-2}$ zur Beschreibung dieses Verlustanteils eingeführt und die Gleichung 3-71 in folgender Weise umgeschrieben:

$$\begin{aligned} p_{1,m} - p_{2,m} &= \rho_w \cdot g \cdot [1 + C_R \cdot (S - 1)] \cdot (z_2 - z_1) + \rho_m \cdot g \cdot \Delta h_{m,1-2} \Rightarrow \\ \frac{p_{1,m} - p_{2,m}}{\rho_w \cdot g} &= [1 + C_R \cdot (S - 1)] \cdot (z_2 - z_1) + \Delta h_{m,1-2} \Rightarrow \\ \frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot g} &= [1 + C_R \cdot (S - 1)] \cdot L \cdot \sin \Theta + \Delta h_{w,1-2} + \Delta h_{F,1-2} \end{aligned} \quad 3-72$$

Führt man nun die Darcy-Weißbach-Gleichung für $\Delta h_{w,1-2}$ ein, dann gilt:

$$\frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot g} = L \cdot \sin \Theta + C_R \cdot (S - 1) \cdot L \cdot \sin \Theta + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} + \Delta h_{F,1-2} \quad 3-73$$

In Anlehnung an die Gleichung 3-70 für die reine Wasserströmung ergibt sich:

$$\frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot g} = \frac{\Delta p_w}{\rho_w \cdot g} + C_R \cdot (S - 1) \cdot L \cdot \sin \Theta + \Delta h_{F,1-2} \quad 3-74$$

Somit ergibt sich der Druckabfall des Gemisches aus der Summe von dem Druckabfall der Wasserströmung gleicher Geschwindigkeit, dem geodätischen Term infolge der dispersen Phase und deren Reibungsverlust.

Anschließend kann dieser Gleichungsanteil zur Beschreibung des Feststoffverlustanteiles umgestellt werden:

$$\Delta h_{F,1-2} = \frac{\Delta p_m - \Delta p_w}{\rho_w \cdot g} - L \cdot C_R \cdot (S - 1) \cdot \sin \Theta \quad 3-75$$

3.2.3 In vertikaler Rohrleitung

Der Feststofftransport in vertikal verlegten Rohrleitungen ist so charakterisiert, dass die Partikel meist homogen in der Strömung verteilt sind. Dieses Merkmal und die Wirkung der Gravitation in oder entgegen der Strömungsrichtung lassen diesen Transport einfacher erforschen.

Die homogene Verteilung der Partikel führt dazu, dass sich die Dichte der Mischung unter Einbezug der Raumkonzentration bestimmen lässt. Dadurch kann der Druckabfall ähnlich wie bei reiner Fluidströmung berechnet werden.

Für eine reine Wasserströmung in einem vertikalen Rohrstück (siehe Abbildung 3-10, a und b) ergibt sich die Gleichung 2-9 für das Energiegesetz zwischen zwei Querschnitten (1) und (2) sowohl für die aufwärts als auch für die abwärts gerichtete Strömung zu:

$$\frac{\Delta p_w}{\rho_w \cdot g} = \frac{p_{1,w} - p_{2,w}}{\rho_w \cdot g} = (z_2 - z_1) + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_w^2}{2 \cdot g} \quad 3-76$$

Bei einer Gemischströmung hingegen könnte die Gleichung anhand der Gemischdichte (Gleichung 3-52) und des Gesamtenergieverlustes des Gemisches wie folgt geschrieben werden:

$$\frac{\Delta p_m}{\rho_m \cdot g} = \frac{p_{1,m} - p_{2,m}}{\rho_m \cdot g} = (z_2 - z_1) + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} \quad 3-77$$

$$\frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot g} = [1 + C_R \cdot (S - 1)] \cdot \left[(z_2 - z_1) + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} \right]$$

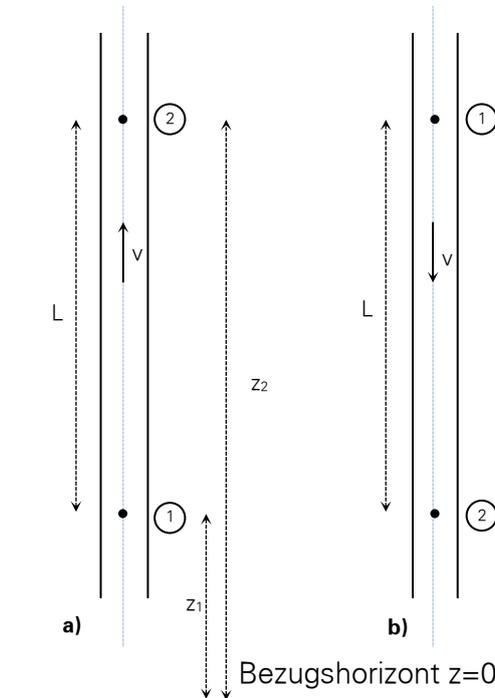


Abbildung 3-10: Prinzipskizze einer vertikal gerichteten Rohrleitung

Zieht man die Gleichung 3-76 in Betracht, dann lässt sich die Gleichung 3-77 wie folgt umformulieren:

$$\frac{\Delta p_m}{\rho_w \cdot g} = [1 + C_R \cdot (S - 1)] \cdot \frac{\Delta p_w}{\rho_w \cdot g} \quad 3-78$$

Dabei ist Δp_w der Druckabfall des reinen Wassers, das mit der Gemischgeschwindigkeit durch den Rohrquerschnitt strömt ($v_w=v_m$), mit der Vereinfachung, dass die Viskosität des Gemisches gleich der des reinen Wassers ist. Somit ergibt sich der Feststoffanteil an Energieverlust zu:

$$\Delta h_{F,1-2} = \frac{\Delta p_m - \Delta p_w}{\rho_w \cdot g} = [C_R \cdot (S - 1)] \cdot \left[(z_2 - z_1) + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} \right] \quad 3-79$$

In einer vertikalen Gemischströmung ist unter den o.g. Annahmen das Verhältnis des Druckabfalls eines Wasser-Feststoff-Gemisches zu dem eines mit gleicher Geschwindigkeit fließenden Wassers $\Delta p_m/\Delta p_w$ gleich dem relativen Dichtenverhältnis beider Fluide ρ_m/ρ_w .

4 Experimentelle Untersuchungen

In diesem Kapitel werden die Versuchsanlagen, die Messtechnik und die verwendeten Materialien detailliert beschrieben. Die experimentellen Untersuchungen wurden im Hubert-Engels-Labor des Instituts für Wasserbau und Technische Hydromechanik an der Technischen Universität Dresden durchgeführt. Dabei wurden zwei Versuchsanlagen aufgebaut, um den Transportvorgang in verschiedenen Rohrkonfigurationen zu untersuchen.

4.1 Aufbau der ersten Versuchsanlage

Die erste Anlage wurde im alten Labor des Instituts (Labor im Beyer-Bau) aufgebaut und bestand hauptsächlich aus horizontal verlegten Rohrleitungen und den dazugehörigen Krümmern. Diese Anlage diente dem Vorversuch, der allgemeinen Untersuchung des Transportvorgangs des Feststoffes und den damit verbundenen Komplikationen hinsichtlich des Versuchsaufbaus. An diesem Modell wurden die Messungen und die Datengewinnung getestet und angepasst. Anschließend erfolgte die Optimierung des Modellaufbaues und der Messungen.

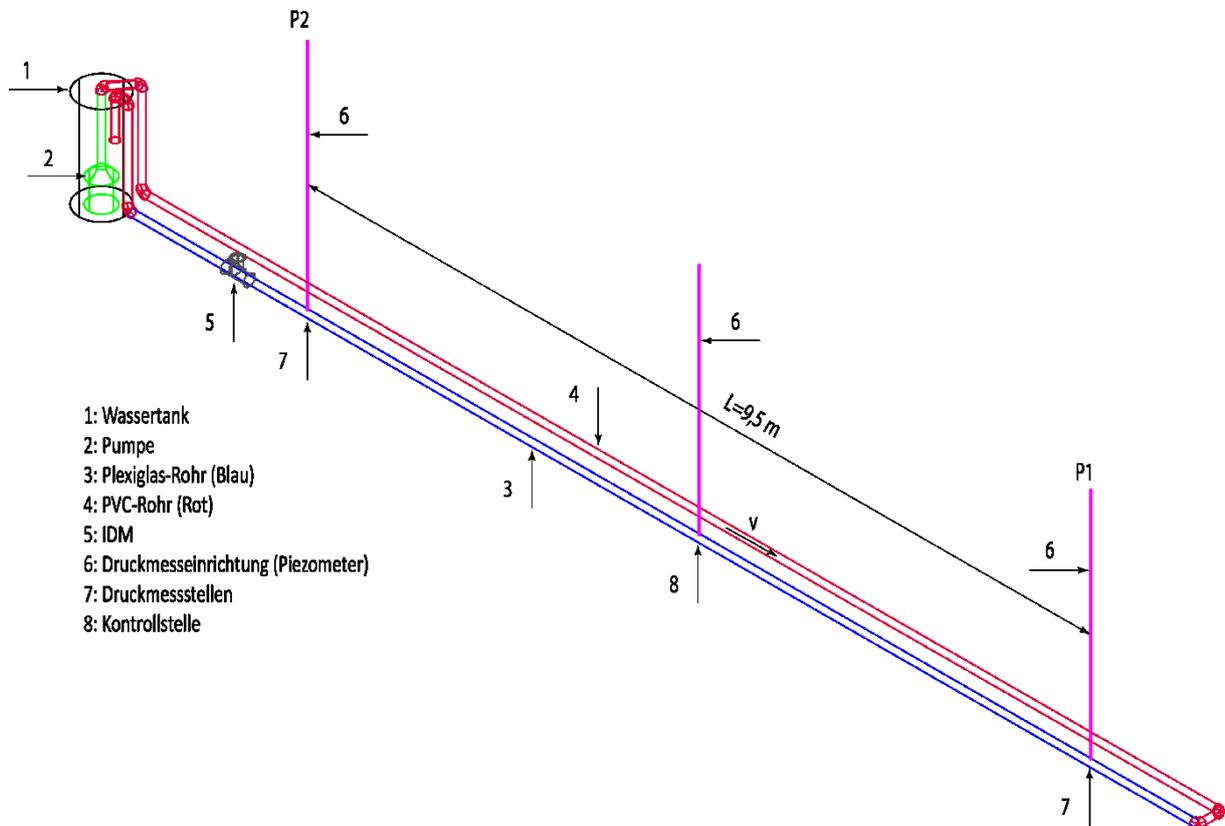


Abbildung 4-1: Schematische Darstellung der Versuchsanlage

Diese Versuchsanlage ist in Abbildung 4-1 schematisch dargestellt und besteht aus einem PE-Behälter (1), einer Förderpumpe mit PVC-Anschlüssen (2), horizontalen Plexiglas-Rohrleitungen (3), PVC-Rohrleitungen (4) und Messelementen für Durchfluss (5) und Druck (6).

1. Der Wasserbehälter:

Zur Wasserversorgung in die Versuchsanlage steht ein zylinderförmiger PE-Behälter zur Verfügung (1). Er dient in dem Versuchsaufbau als Auffang- und Einleitbecken. Der Behälter hat einen Durchmesser von 54 cm und ist 77 cm hoch.

Dieser Wassertank weist zwar einen relativ kleinen Durchmesser auf, jedoch wurde trotzdem auf dessen Sohle eine Schräge aufgebaut, um die Feststoffteilchen direkt

der Pumpe zuzuführen. Somit wurde gewährleistet, dass sich möglichst geringe Feststoffmengen in dem Behälter ablagerten.

Das Fördergut wurde in den Wassertank eingetragen, weil dieser der einzige offene Zugang des Gesamtsystems war. Am Anfang jedes Versuchs wurde die erforderliche Menge des Feststoffmaterials zu dem Wasser im Behälter hinzugegeben.

2. Die Förderpumpe:

Zur Förderung der Wasser-Feststoff-Mischung kam eine tauchbare Schmutzwasserpumpe des Typs (Wilo-EMU KS 37ZM) zum Einsatz (2). Die Pumpe wurde vertikal in den Wassertank (1) gestellt und konnte mit ihrem Grauguss-Laufrad, welches einen Durchmesser von 148 mm besaß, Wasser mit abrasiven Medien befördern. Partikel bis zu einer maximalen Größe von 6 mm konnten die Einlaufschlitze, die sich am unteren Rand der Pumpe befinden, passieren. Die Pumpe wies eine maximale Förderhöhe von 23 m und eine maximale Fördermenge von ca. 26,4 l/s auf.

Die Drehzahl des Gleichstrom-Motors war über einen Frequenzumrichter elektrisch steuerbar und lies sich über eine Brückenschaltung stufenlos von 0 bis 2900 U/min einstellen. Damit war es möglich, die Fördergeschwindigkeit stufenlos einzustellen. Die Pumpensteuerung erfolgte über den Computer mit dem Programm DASYLAB.

Weitere technische Daten des Herstellers sind in dem Anhang 3 zusammengefasst.

3. Die Rohrleitung:

Die erste Versuchsanlage bestand fast ausschließlich aus horizontalen Rohrstücken der Standard-Länge 2 m (Abbildung 4-1). Ausgehend von dem Behälter wurden Kanalgrundrohre DN 100 (kurz KG) aus Polyvinylchlorid (PVC) (4) auf eine gerade Strecke der Länge 13 m verlegt. Dann folgten zwei miteinander durch ein 0,2 m langes Rohrstück verbundene 90° KG-Krümmungen.

Eine weitere gerade 12,6 m lange Sichtstrecke aus Plexiglas® (3) führte das Wasser bzw. das Gemisch in Richtung des Auffangbehälters zurück. Die Sichtstrecke dient der Beobachtung des Aufwirbelungs- und Ablagerungsverhaltens und der Bestimmung der Förderzustände des Sandes.

Beide Rohrarten besaßen eine Wandrauheit von $k = 0,0013$ mm und galten damit als technisch glatt.

Der Auslauf sollte die gesamte Versuchszeit unterhalb der Wasseroberfläche im PE-Behälter sein. Auf diese Weise ließen sich die Turbulenzen des ankommenden Wasserstrahls zur Aufrechterhaltung der Suspension des Feststoffs im Behälter ausnutzen.

Darüber hinaus konnte nur so gewährleistet werden, dass der Wasserstrahl keine Luft mit einträgt, die von der Pumpe angesaugt worden wäre und den Betrieb instabil gemacht hätte.

4.2 Messtechnik

1. Durchflussmesssystem:

Der Volumenstrom des Trägerfluides wurde mithilfe eines magnetisch-induktiven Durchflussmessgerätes (IDM) (5) erfasst. Das Gerät bestand aus einem Messaufnehmer (Sensor) (Typ Promag W) und einem Messumformer (Typ Promag 50). Das Messsignal ist eine Spannung, die nach dem Faraday'schen Prinzip bei der Bewegung des flüssigen Leiters durch das Magnetfeld induziert wird. Die Spannung, die mit Elektroden abgegriffen wird, ist bei reiner Flüssigkeitsströmung der mittleren Geschwindigkeit des Fluides proportional (DIN6817, 1995).

Für feststoffführende Wasserströmungen klärte Konow (1985) die Frage auf, ob das Messsignal der Gemischgeschwindigkeit oder der Geschwindigkeit der Flüssigkeit zuzuordnen ist. Die theoretischen und experimentellen Untersuchungen zeigten, dass magnetisch induktive Durchflussmesser prinzipiell die mittlere Geschwindigkeit des leitenden Materials messen. Das ist bei elektrisch nichtleitendem Fördergut (z. B. Quarzsand) die Geschwindigkeit des Wassers und bei leitendem Material (z. B. Eisen-erz) die Gemischgeschwindigkeit.

Der Messaufnehmer ist zum Schutz vor dem abrasiven Sand-Wasser-Gemisch mit Polyurethan und Hartgummi ausgekleidet. Örtlich ist das Durchflussmessgerät am Ende der waagerechten Sichtstrecke angeordnet (siehe Abbildung 4-1) um eine ausreichende Anlaufstrecke zu gewährleisten.

Tabelle 3: IDM Technische Daten

Hersteller	Endress & Hauser, The Power of Know How
Modell	PROline Promag 50
Messgröße	Geschwindigkeit
Messbereich	Von 0,01.....10 m/s
Messgenauigkeit	Standard: $\pm 0,5 \% v.M \pm 1 \text{ mm/s}$ (v.M: vom Messwert) Optional: $\pm 0,2 \% v.M \pm 2 \text{ mm/s}$

Der Messumformer war räumlich getrennt vom Messaufnehmer montiert und formte die gemessenen Spannungen in eine Fließgeschwindigkeit um. Ein Anschluss an den Computer ermöglichte die Datenerfassung.

Der Messfehler für das System beträgt nach Angaben des Herstellers maximal $\pm 0,5 \%$ vom Messwert. Weitere technische Daten sind in Tabelle 3 zusammengefasst.

2. Druckmesseinrichtung:

An der Versuchstrecke befanden sich in Abstand von 9,56 m zwei Haupt-Druckmessstellen (7). Diese lagen auf dem 12,6 m langen waagerechten Plexiglas® -Rohr und bestanden aus jeweils vier Druckmessbohrungen von 2 mm Durchmesser. Die Bohrungen waren radial um das Rohr verteilt, um eine ungestörte Druckaufnahme zu sichern. Zur Krümmung am rechten Ende der Fließstrecke war die Distanz so gewählt, dass eine ausreichende Anlaufstrecke L_A gewährleistet wird (nach Kirsten (1972) sollte $L_A \geq 10 \cdot D$ sein, gewählt wurde $L_A = 12,5 \cdot D = 125 \text{ cm}$). Diese Anlaufstrecke war notwendig, damit sich bis zum Messpunkt ein voll entwickeltes Geschwindigkeitsprofil einstellte.

An die Druckmessbohrungen waren Polyethylen (PE) – Schläuche des Durchmessers 2 mm angeschlossen, welche die Flüssigkeit in ein 8 cm hohes Auffangröhrchen mit 2 cm Durchmesser leiteten. Von diesem Auffangröhrchen gingen wiederum zwei dünne PE – Schläuche ab. Einer führte zu einem einfachen Piezometer (6), welcher aus einem größeren PE-Schlauch mit einem Durchmesser von 1 cm bestand und vertikal an einem Gerüst befestigt war. Dieser Schlauch war ca. 2,5 m lang und nach oben geöffnet. Das Wasser konnte darin ungestört ansteigen und zur Datenerfassung konnte die jeweilige Druckhöhe korrespondierend zum Durchfluss in Zentimeter abgelesen werden. Der zweite dünne PE – Schlauch führte zu einem kapazitiven Drucktransmitter des Typs „Keller – Modell PR-41“.

Der Drucktransmitter konnte Drücke bis 250 mbar aufnehmen und zeichnete sich durch eine hohe Messgenauigkeit aus. Die Messungenauigkeit betrug laut Angaben des Herstellers 0,2 % vom Messwert.

Die PE-Schläuche wurden vor dem jeweiligen Versuch, wo es technisch möglich war, mit Reinwasser gefüllt, wodurch die Strömung der Sandpartikel aus der Rohrleitung in die Schläuche und damit die Verstopfungsgefahr verhindert werden sollte.

3. Datenerfassung:

Das Kernstück der Datenerfassung stellte die Messwerterfassungskarte (Typ: National Instruments PCI 6035 E) dar, die in einem Computer eingebaut war. Diese empfing die Signale sämtlicher Geräte (Druckmessdosen und IDM). Die Datenverarbeitung erfolgte an dem Computer mittels des Programmes DASyLab Version 8.0 bzw. 13.0. Dieses ermöglichte die Datenerfassung und –verarbeitung mittels einfacher vorprogrammierter Module innerhalb des Programmes. Es wurden 1000 Messwerte pro Sekunde von den Messgeräten aufgenommen, geordnet und als Datei abgespeichert.

Ein speziell programmiertes Modul diente zur Steuerung der Pumpe über deren Frequenzumrichter. Wurde für die Pumpe ein Q -Wert vorgegeben, sendete das Modul ein Signal an die Messwerterfassungskarte, welche ihrerseits eine Frequenz an den Frequenzumrichter schickte, der daraufhin der Pumpe eine entsprechende Spannung zur Verfügung stellte. Anschließend passte sich die Drehzahl der Pumpe an und die Strömungsgeschwindigkeit im Rohr wurde entsprechend eingestellt.

Die Messgrößen wurden während des jeweiligen Versuches in Echtzeit ebenfalls aufgezeichnet, so dass die Schwankungen des Durchflusses bzw. des Druckes beobachtet werden konnten. Die Datenerfassung wurde erst dann durchgeführt, wenn die Oszillationen quasi verschwunden bzw. ihre Amplitude quasi konstant waren.

4. Messung der Transportkonzentration: Mit einem feinmaschigen Netz wurde eine Sandprobe am Rohraustritt entnommen und gleichzeitig die Zeit gemessen. Diese Probe wurde im Trockenofen bei einer Temperatur von ca. 260 C° getrocknet und anschließend gewogen (in der zweiten Versuchsanlage wurde die trockene Masse der Sandprobe mathematisch berechnet (siehe Abschnitt 4.3)). Mit der parallelen Erfassung des Durchflusses lässt sich die Transportkonzentration bestimmen.

4.3 Umbau der Versuchsanlage

Nach Abschluss der Versuchsreihen zum Feststofftransport in einer horizontalen Leitung wurde die Anlage komplett neu aufgebaut. Ziel war der Aufbau eines Modells zur Untersuchung an vertikalen und geneigten Rohrabschnitten (Abbildung 4-2).

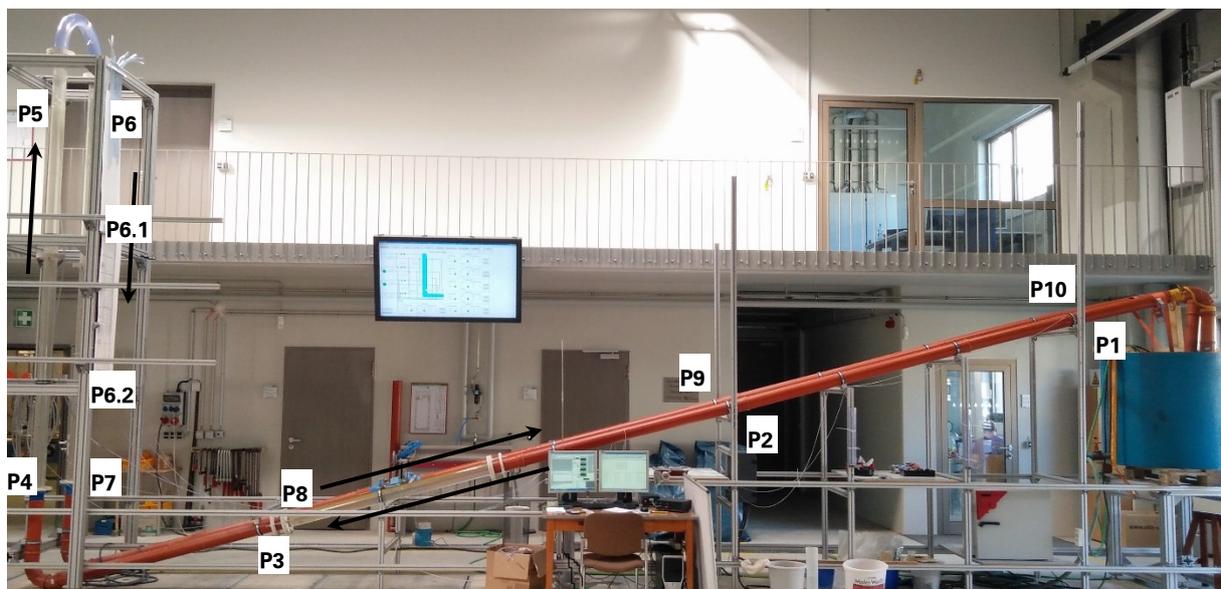


Abbildung 4-2: Versuchsanlage mit geneigten und vertikalen Rohrabschnitten mit der Anordnung der Druckmesspunkte (P1 bis P10)

Das Kernstück der Anlage bildete immer noch die Schmutzwasserpumpe. Für den ersten Teil des Experimentes kam die gleiche Schmutzwasserpumpe wie in der ersten Anlage zum Einsatz. Um für die weiteren experimentellen Untersuchungen höhere Durchflüsse erzielen zu können, wurde die oben beschriebene Pumpe ausgetauscht. Die im zweiten Teil des Experiments eingesetzte Söffelpumpe fördert mit einer Antriebsleistung von 7,5 kW maximal 45 l/s. Die geneigten Förderstrecken bestanden hauptsächlich aus PVC Druckrohrleitungen mit einem Innendurchmesser von 100 mm. Eine Sichtstrecke mit einer Länge von ca. 1,75 m aus Plexiglas wurde jeweils in dem abwärts- bzw. aufwärtsdurchströmten, geneigten Rohrabschnitt verbaut (siehe Abbildung 4-3), um die kritische Geschwindigkeit zum Ablagerungsbeginn zu bestimmen sowie allgemeine Beobachtungen zum Transportverhalten des Feststoffes durchzuführen. Des Weiteren bestanden auch die aufwärts- und abwärtsdurchströmten, vertikalen Rohrabschnitte aus Plexiglas. Somit konnten die verschiedenen Förderzustände beobachtet und analysiert werden.

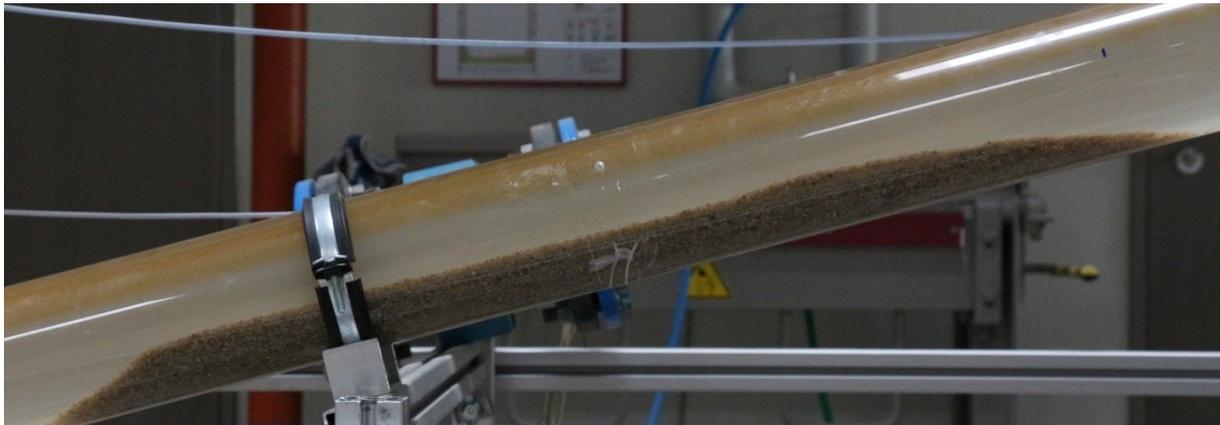


Abbildung 4-3: Durchsichtige Kontrollstrecke mit sichtbaren Ablagerungen

Die geneigten Rohrleitungen hatten jeweils eine Gesamtlänge von ca. 10,10 m und eine Neigung von 15° zu der Horizontalen. Die vertikalen Rohrleitungen waren jeweils ca. 4,50 m lang und durch einen 180° Krümmer miteinander verbunden. Die geneigten Messstrecken waren jeweils 8 m und die vertikalen 3,4 m lang.

An der Versuchsanlage befanden sich insgesamt zwölf Druckmessbohrungen (siehe Abbildung 4-2). Drei Druckmessbohrungen (P1, P2 und P3) befanden sich in einem Abstand von jeweils 4 m auf der abwärtsdurchströmten, geneigten Messstrecke. Es folgten in Fließrichtung zwei Druckmessbohrungen (P4 und P5), mit einem Abstand von 3,4 m. Diese waren auf der vertikal aufwärtsdurchströmten Rohrstrecke angebracht. Weitere vier Messpunkte (P6, P6.1, P6.2 und P7) befanden sich auf der vertikal abwärtsdurchströmten Rohrstrecke, wobei der erste (P6) und der letzte (P7) Punkt ebenfalls einen Abstand von 3,4 m aufwiesen. Die drei Messpunkte (P8, P9 und P10) befanden sich auf der aufwärtsdurchströmten, geneigten Rohrstrecke mit einem Abstand von jeweils 4 m.

Durch wassergefüllte PVC-Schläuche werden die Druckhöhen auf Piezometer übertragen. Somit kann die jeweilige Druckhöhe an unterschiedlichen Stellen des Versuchsaufbaus manuell über die Standrohrspiegelhöhe am Piezometer abgelesen werden.



Abbildung 4-4: Druckmessdose (links) und Wasserverteiler mit den PVC-Schläuchen (rechts)

Da die Piezometer nicht auf die Piezometerhöhen über 4,50 m ausgelegt waren, wurden für die Experimente mit sehr hohen Durchflüssen die Druckhöhen über eine Druckmessdose des Herstellers Endress & Hauser gemessen (Abbildung 4-4 links). Dazu wurden die von der Druckbohrung ausgehenden PVC-Schläuche an einen Wasserverteiler angeschlossen (Abbildung 4-4 rechts). Diese waren auf der einen Seite mit der Druckmessdose und auf der anderen Seite durch regulierbare Ausgänge mit den PVC-Schläuchen verbunden. Somit konnten nacheinander alle Druckhöhen an den verschiedenen Punkten gemessen werden.

Die Trockenmasse der im Laufe der Versuche entnommenen Sandproben wurde im zweiten Teil der Untersuchung (in geneigter Rohrleitung) nicht durch das Trocknen im Ofen und das Wiegen bestimmt, sondern anhand der Gleichung 4-1 berechnet.

Dafür wurde die Sandprobe mit Wasser gemischt und in einen Messzylinder gefüllt. Anschließend wurden die Masse (m_m) und das Volumen (V_m) dieses Gemisches ermittelt. Mit den Dichten der beiden Medien ließ sich daraus die trockene Sandmasse der jeweiligen Probe und daraus der Massenstrom des Feststoffes mit folgender Gleichung berechnen:

$$m_{F,Probe,trocken} = \frac{\rho_F \cdot m_m - \rho_F \cdot \rho_w \cdot V_m}{\rho_F - \rho_w} \quad 4-1$$

Nachdem die trockene Masse bestimmt wurde, ließ sich anhand der Aufnahmezeit der Massenstrom des Feststoffes in [kg/s] bestimmen:

$$m_F = \frac{m_{F,Probe,trocken}}{t_{Probe}} \quad 4-2$$

Somit ergibt sich der Volumenstrom [m^3/s] mit der Feststoffdichte zu

$$Q_F = \frac{m_F}{\rho_F} = \frac{m_{F,Probe,trocken}}{t_{Probe} \cdot \rho_F} \quad 4-3$$

4.4 Untersuchungsmaterial

Grundsätzlich wurden während dieser Arbeit experimentelle Untersuchungen mit Sand beider Fraktionen 0,71 - 1,25 mm und 1,4 - 2,2 mm durchgeführt. Für die Untersuchungen in den geneigten bzw. vertikalen Leitungen kam eine weitere Sandfraktion (0,1 - 0,5 mm) zum Einsatz. Der verwendete Quarzsand (SiO_2) hatte eine Dichte von 2650 kg/m^3 .

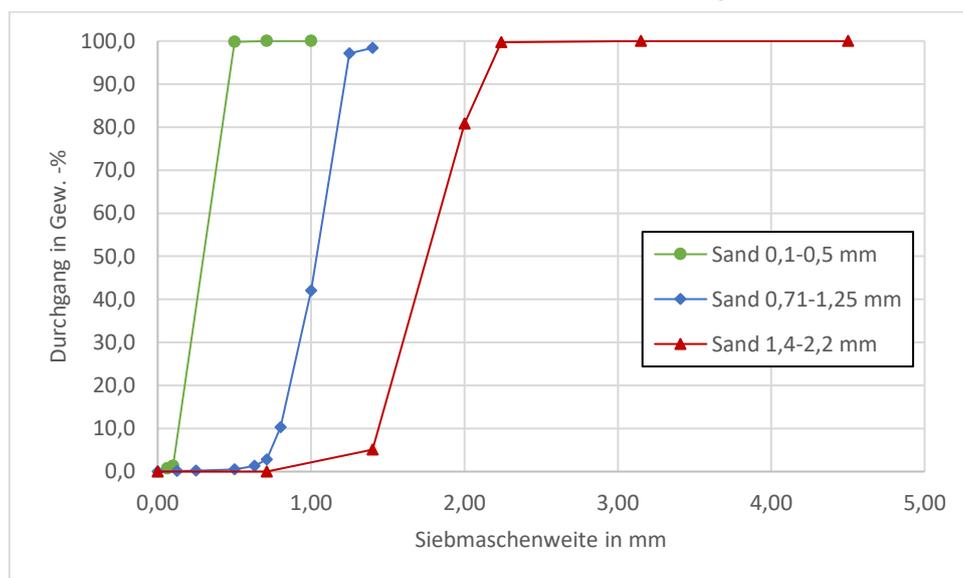


Abbildung 4-5: Sieblinien der untersuchten Sandfraktion laut Angaben des Herstellers (grün: 0,1 - 0,5 mm, blau 0,71 - 1,25 mm und rot: 1,4 - 2,2 mm)

Alle Sandfraktionen weisen eine enge Korngrößenverteilung auf. Die jeweiligen Sieblinien sind nach den Angaben des Herstellers in Abbildung 4-5 schematisch dargestellt.

Zur Förderung des Sandes durch die Rohrleitung wurde Leitungswasser verwendet, welches eine Dichte von ca. $998,2 \text{ kg/m}^3$ bei einer Temperatur von 20°C besaß.

4.5 Experimentelles Verfahren

Die experimentellen Untersuchungen haben zum Ziel, die Energieverlusthöhe der Gemischströmung Δh_m sowie die kritische Gemischgeschwindigkeit v_{crit} zu ermitteln.

Bevor Sand dem System zugegeben wurde, wurde die Anlage mit reinem Wasser gefüllt und die Pumpe auf den theoretisch minimalen Durchfluss eingestellt. Durch die transparenten Plexiglasrohre wurde geprüft, ob Luftblasen mit dem Wasser mitgerissen wurden. Erst wenn das Wasser luftfrei war, wurde mit der Sandzugabe begonnen.

Die Feststoffmenge wurde in 5 kg-Schritten in dem Versuchssystem gesteigert. Die Sandmenge wurde dem Versuchssystem über den Wassertank bei einer geringen Fördergeschwindigkeit beigelegt. Die Pumpe saugte den Quarzsand mit dem Wasser auf und drückte das Sand-Wasser-Gemisch in die Rohrleitung.

Bei jeder Versuchsreihe¹ mit einer bestimmten Feststoffmenge wurde schrittweise die Fördergeschwindigkeit bzw. der Durchfluss gesteigert. Daraufhin wurde bei jedem eingestellten Durchfluss gewartet, bis sich der Durchfluss und die Drücke innerhalb des Systems stabilisierten, bevor eine Messung und Speicherung der Drücke und des Durchflusses gestartet werden konnte.

Die Druckmessungen fanden über einen 15-minütigen Zeitraum pro variiertes Sand- und Durchflussmenge an sämtlichen Druckmesspunkten statt. Gleichzeitig wurde der aktuelle Durchfluss – unabhängig von der Einstellung am Computer – durch das Durchflussmessgerät parallel zu den Drücken aufgezeichnet.

Anschließend wurde eine Sandprobe entnommen und der Massenstrom des Feststoffes ermittelt. Die entnommene Sandprobe wurde dann wieder in den Behälter zugegeben, damit das Gleichgewicht des Systems erhalten blieb. Erst wenn sich das System wieder stabilisiert hatte, wurde die nächste Probe entnommen.

Pro Versuch ($m_F = \text{const.}$ und $Q_w = \text{const.}$) wurden 4 Proben untersucht und am Versuchsende die Mittelwerte des Druckes, der Transportkonzentration und der zeitliche Mittelwert des Durchflusses berechnet. Dann wurde der vorgegebene Durchfluss erhöht und der gesamte Vorgang wiederholt. Mit dem Abschluss dieser Versuchsreihe wurde die Sandmenge um 5 kg erhöht.

Abbildung 4-6 stellt das Strukturdiagramm der Versuchsschritte dar. In dieser Abbildung steht Q_{max} für den maximal möglichen Durchfluss und beträgt ca. $26,4 \text{ l/s}$ in der ersten bzw. 45 l/s in der zweiten Versuchsanlage. Die Größe $m_{F,\text{max}}$ beschreibt die maximal mögliche Feststoffmenge und beträgt 45 kg bzw. 65 kg in den jeweiligen Anlagen.

Nach jeder Versuchsreihe wurde das gesamte Fördergut und Fördermedium dem Kreislaufsystem entnommen. Der Sand wurde getrocknet und gewogen und das Wasser aus dem Vorratsbehälter wurde durch neues Leitungswasser ersetzt. Durch diese Methode der Evakuierung konnte der Feinanteil des Feststoffes wassersparend aus dem System entnommen werden. Dieser Feinanteil entsteht während der Messdurchführung durch Zermahlen und Abrieb einzelner Körner am Schaufelrad der Pumpe und durch die Kornsprengung beim Trocknungsprozess im Hochleistungsöfen.

¹ Eine Versuchsreihe bezeichnet eine konstante Sandmenge und einen von Q_{min} bis Q_{max} variierten Durchfluss.

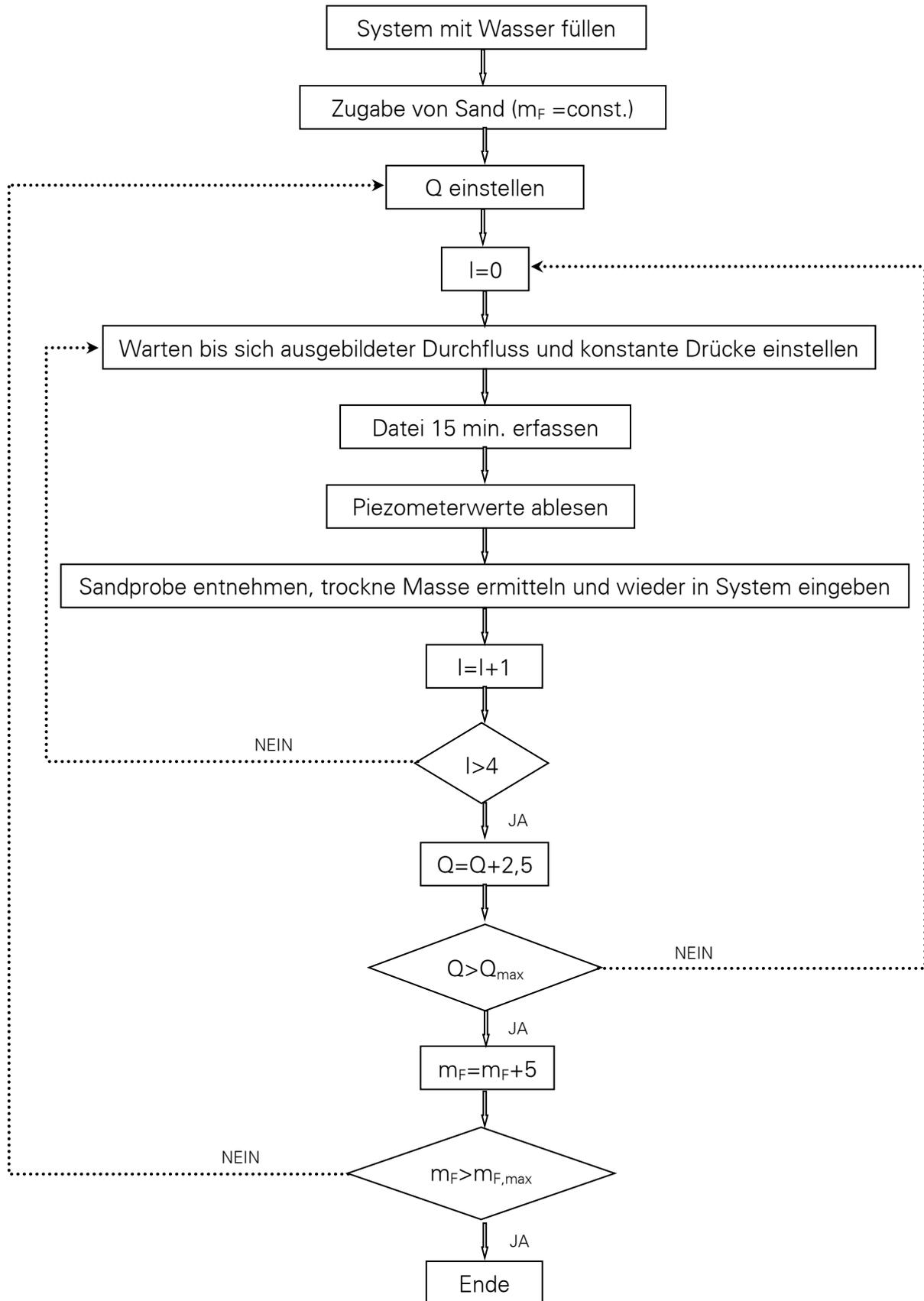


Abbildung 4-6: Struktogramm zum experimentellen Verfahren

5 Numerische Simulationen mit ANSYS-Fluent

5.1 Grundlagen der Mehrphasenströmungen

In den letzten Jahren wurde ANSYS zunehmend zur Nachbildung von wasserbaulichen Prototypen eingesetzt. Besonders geeignet ist es für die Simulation einphasiger Strömungen. Jedoch hat es sich inzwischen auch erfolgreich zur Simulation von Mehrphasenströmungen, z. B. Simulation von partikelbeladenen Strömungen, entwickelt.

Der Begriff Mehrphasenströmung bezeichnet die Strömungen, bei denen zwei oder mehrere Fluide an dem Strömungsereignis beteiligt sind. Jedes Fluid hat sein eigenes Strömungsfeld oder alle Fluide teilen das gleiche Strömungsfeld.

Eine Klassifizierung von Mehrphasenströmungen muss vor der numerischen Simulation vorgenommen werden, da es unmöglich ist, für alle in der Natur auftretenden Arten von Strömungen einen einheitlichen Modellierungsansatz anzuwenden. Die vielen Einflussfaktoren und die Wechselwirkung zwischen den beteiligten Phasen, wie zum Beispiel die Übertragung von Masse, Impuls und Wärme erschweren ebenfalls die einheitliche Modellbildung.

Besteht eine zu simulierende Strömung aus einer kontinuierlichen Phase z. B. Gas oder Wasser und einer diskreten Phase z. B. Partikel oder Blasen, so wird dieses Gemisch als disperse Mehrphasenströmung bezeichnet. Die partikelbeladenen Strömungen gehören zu dieser Klasse von Mehrphasenströmungen (Bakker, 2008).

Der Volumenanteil beider Phasen stellt ein weiteres Kriterium zur Klassifizierung der Mehrphasenströmungen dar. Ausgehend von den idealisierten kugelförmigen Partikeln, lässt sich der Volumenanteil der dispersen Phase in einem betrachteten Kontrollvolumen wie folgt berechnen (Bakker, 2008):

$$\alpha_F = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{\pi}{6} \cdot d_p^3}{\Delta V} \quad 5-1$$

und der Volumenanteil der kontinuierlichen Phase beträgt

$$\alpha_w = \frac{\Delta V_w}{\Delta V} \quad 5-2$$

Es soll

$$\alpha_F + \alpha_w = 1 \quad 5-3$$

gelten.

Liegt eine partikelbeladene Flüssigkeit vor, dann lassen sich in Abhängigkeit von dem Volumenanteil der dispersen Phase zwei Hauptströmungsarten unterscheiden. Hierbei handelt es sich um die verdünnte Partikelströmung und die Dichteströmung (Krishnan, 2012).

Während bei den verdünnten Partikelströmungen die hydrodynamischen Kräfte dominieren und die Flugbahn der Partikel bestimmen, hat bei der Dichteströmung die Kollision der Partikel miteinander einen signifikanten Einfluss auf die Flugbahnen und kann nicht vernachlässigt werden (Srinivasa, 2011).

Da das Verhalten der Feststoffpartikel in der Strömung noch nicht vollkommen erforscht und beschrieben ist, wurden zur Simulation ihrer Bewegung in der Strömung viele Vereinfachungen getroffen.

5.2 Auswahl des numerischen Modells

Zur Modellierung von Mehrphasenströmungen verfügt ANSYS über zwei wesentliche Ansätze, die miteinander kombinierbar sind. Es handelt sich zum einen um das Euler-Lagrange-Modell, das auch als Partikeltransport Modell bekannt ist und zum anderen um das Euler-Euler-Modell (ANSYS CFX 13.0, Modeling Guide, 2010).

Bei dem Euler-Lagrange-Modell wird zur Modellierung der dispersen Phase die Lagrangesche Betrachtungsweise verwendet. Die kontinuierliche Phase hingegen wird nach den Grundgleichungen der Strömungsmechanik modelliert (Eulersche Betrachtungsweise). Der Einfluss der dispersen Phase auf die kontinuierliche Phase wird durch einen zusätzlichen Term berücksichtigt (Kallio, 2017).

Die Simulation der Partikelbewegung erfolgt durch die Impulsübertragung der kontinuierlichen Phase auf die Partikel. Durch Bestimmung aller auf die Partikel wirkenden Kräfte lässt sich die Flugbahn der Partikel berechnen (Vogt, 2009).

Der große Vorteil dieses Modells ist, dass man für jedes Partikel eine unterschiedliche Masse und einen unterschiedlichen Durchmesser bei der Simulation zulassen kann. Um den Rechenaufwand zu reduzieren, werden mehrere Partikel zu einem Partikel-Paket (s.g. parcels) vereint und die Flugbahnen werden paketmäßig berechnet (Vogt, 2009).

Ein wesentlicher Nachteil dieses Modells besteht darin, dass die Simulationen von Mehrphasenströmungen mit hohem Volumenanteil der Partikel sehr rechenaufwendig und damit kostenintensiv sind, deshalb beschränkt sich das Modell auf Strömungen mit geringem Volumenanteil der dispersen Phase bis max. 10 % (ANSYS CFX 13.0, Modeling Guide, 2010) und (ANSYS CFX 13.0, Theory Guide, 2010).

Zwar konnten am eigenen physikalischen Modell nur geringe Konzentrationen < 10 % erreicht werden, jedoch bewegten sich die Partikel überwiegend in der untersten Hälfte der Rohrleitung, wo wir uns möglicherweise an der Grenze dieses Modells befinden. Daher wurde dieses Modell trotz seiner Vorteile im Rahmen dieser Arbeit als ungeeignet eingestuft und nicht weiter betrachtet.

Beim Euler-Euler-Modell wird dagegen für beide Phasen die Eulersche Betrachtungsweise angewendet, d. h. das Feststoffmaterial wird als zweites kontinuierliches Fluid modelliert. Die Phasen können sich gegenseitig durchdringen und stehen in Wechselwirkung miteinander (Kallio, 2017).

Diese Betrachtungsweise hat den Vorteil, dass der gleiche Lösungsansatz für beide Phasen verwendet werden kann. Dieses Modell ist am besten für die Modellierung von Dichteströmungen geeignet, wenn der Volumenanteil der Partikelphase hinreichend groß ist.

Jedoch hat es einige Nachteile, insbesondere, wenn Partikel mit unterschiedlichen Massen oder Durchmessern in der Strömung vorhanden sind. Das führt dazu, dass der Rechenaufwand stark zunimmt. Außerdem liefert dieses Modell allgemeine Informationen über die Partikelphase und daher geht die Individualität der Partikel verloren (ANSYS CFX 13.0, Modeling Guide, 2010).

Aus dem Euler-Euler-Modell lassen sich hauptsächlich drei Unter-Modelle zur Modellierung von Mehrphasenströmungen ableiten (ANSYS CFX 13.0, Modeling Guide, 2010); (ANSYS, Inc., 2012):

1. Volume of Fluid Modell: Hier teilen beide Phasen das Geschwindigkeits-, Druck-, Temperatur- und das Turbulenzfeld miteinander. Dieses Modell ist gut für geschichtete Strömungen geeignet, d. h. wenn die beiden Phasen offensichtlich voneinander getrennt sind, und die Grenze zwischen den beiden klar definiert ist.

Dennoch ist dieses Modell anwendbar, selbst wenn es um eine kontinuierliche und eine disperse Phase geht. Jedoch muss das Rechenetz viel feiner als die charakteristische Größe der dispersen Phase aufgelöst werden, um die Interaktionsfläche beider Phasen überhaupt simulieren zu können. Dies bedeutet einen sehr hohen Rechenaufwand, daher wurde dieses Rechenmodell nicht weiter betrachtet.

2. Gemisch-Modell: In diesem Modell werden beide Phasen als eine einheitliche Phase betrachtet. Die Erhaltungsgleichungen und eine zusätzliche Gleichung zur Betrachtung der relativen Geschwindigkeit der dispersen Phase werden für das Gemisch gelöst.

Die Verwendung dieses Modells setzt voraus, dass die Reaktionszeit des einzelnen Partikels auf eine plötzliche Änderung in der Strömung deutlich kleiner ist als die charakteristische Zeit der Hauptphase.

$$t_p = \frac{\rho_F \cdot d_p^2}{18 \cdot \mu_w} < t_w = \frac{D}{U}$$

Damit muss für die Stokes-Zahl gelten:

5-4

$$St = \frac{t_p}{t_w} < 1$$

mit:

ρ_F = die Feststoff- bzw. Partikeldichte [kg/m³]

d_p = der Partikeldurchmesser [m]

μ_w = die dynamische Viskosität der Wassers, bei 20 C°= 1002·10⁻⁶ [kg/m.s]

U= die Geschwindigkeit der Hauptströmung [m/s]

D= der Rohrdurchmesser [m].

Die Bedingungen zur Verwendung dieses Modells waren für die verwendeten Randbedingungen nicht erfüllt. Für die mittlere Fraktion $d_p=1,036$ mm beispielsweise beträgt $t_p=0,157$ sec. Dieser Wert ist immer noch größer als die größtmögliche charakteristische Strömungszeit gerechnet mit der niedrigsten vorkommenden Geschwindigkeit von 1 m/s von $t_w=0,1$ sec. Für die gröbere Fraktion ist t_p noch größer. Daher wurde die Betrachtung dieses Modells nicht weitergeführt.

Nur für die kleinste Partikelfraktion ($d_p=0,3$ mm) ist $t_p=0,013$ sec viel kleiner als $t_w=0,1$ sec, deshalb kann für diese Partikelfraktion entweder das Gemisch-Modell oder das Euler-Modell verwendet werden.

3. Das Euler-Modell: Dieses Modell ist das komplexeste der Mehrphasenmodelle in ANSYS Fluent. Im Gegensatz zum Gemisch-Modell berücksichtigt dieses Modellkonzept nicht den Einfluss der Stokes-Zahl und kann sowohl für dünne als auch für dichte Strömung der dispersen Phase angewendet werden.

In diesem Modell wird ein Satz von Impuls- und Kontinuitätsgleichungen für jede Phase gelöst. Die Kopplung erfolgt durch den Druck und den Impuls-Austausch.

Körnige Strömungen (Fluid-Feststoff) werden bei diesem Modell nicht anders behandelt als nicht-granulare (Fluid-Fluid) Strömungen. Lediglich die rheologischen Eigenschaften der körnigen Strömungen werden nicht direkt, sondern durch die Anwendung der kinetischen Theorie (KTGF) erhalten.

Aus dieser Betrachtung hat sich ergeben, dass das Granular-Euler-Modell das bestgeeignete Modell zur Modellierung der vorhandenen Partikelbeladenen Strömung ist. In den nächsten Kapiteln wird dieses Modell detaillierter beschrieben.

5.3 Das Granular-Euler-Modell

Dieses Modell ist ein erweitertes Euler-Modell in seiner allgemeinen Form. Hier wird die Eulersche Betrachtungsweise für beide Phasen angewendet. Die kinetische Theorie der dispersen Phase (KTGF) wird zur Beschreibung der Eigenschaften der körnigen sekundären Phase eingeführt (Lun, Savage, Jeffrey, & Chepur, 1984); (Gidaspow, 1994); (Lundberg, 2008); (Ekambara, Sanders, Nandakumar, & H. Masliyah, 2009)).

5.3.1 Die Erhaltungsgleichung

Die Erhaltungsgleichungen der Masse, des Impulses und der Energie werden ähnlich wie für einphasige Strömungen für beide Phasen gelöst. Dazu wird eine zusätzliche Gleichung zur Beschreibung der Bewegung der Partikel in der dispersen Phase durch Betrachtung des Energieaustausches infolge der Wechselwirkung zwischen den beiden Phasen, der Kollision und der Reibung zwischen den Partikeln aufgestellt und gelöst (Gidaspow, 1994).

Die Massenerhaltungsgleichung lässt sich in allgemeiner Form wie folgt schreiben:

$$\frac{\partial(\alpha_i \cdot \rho_i)}{\partial t} + \nabla(\alpha_i \cdot \rho_i \cdot \vec{u}_i) = 0 \quad 5-5$$

mit:

$i =$ der Phasenindex ($i=w$ für Wasser und $i=f$ für die disperse Phase).

Die Impulsgleichung für das Wasser lautet:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_w \cdot \rho_w \cdot \vec{u}_w)}{\partial t} + \nabla(\alpha_w \cdot \rho_w \cdot \vec{u}_w \cdot \vec{u}_w) \\ = -\alpha_w \cdot \nabla p + \nabla \bar{\tau}_w + \alpha_w \cdot \rho_w \cdot \vec{g} + \vec{F}_{Fw} + \vec{F}_{L,w} + \vec{F}_{VM,w} + \vec{F}_{TD,w} \end{aligned} \quad 5-6$$

und für die sekundäre Phase

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_f \cdot \rho_f \cdot \vec{u}_f)}{\partial t} + \nabla(\alpha_f \cdot \rho_f \cdot \vec{u}_f \cdot \vec{u}_f) \\ = -\alpha_f \cdot \nabla p + \nabla \bar{\tau}_f + \alpha_f \cdot \rho_f \cdot \vec{g} - \nabla p_f + \vec{F}_{wf} + \vec{F}_{L,f} + \vec{F}_{VM,f} + \vec{F}_{TD,f} \end{aligned} \quad 5-7$$

Dabei sind p_f der Druck der dispersen Phase (kann nach Lun et al. (1984) berechnet werden), $\bar{\tau}_i$ die Schubspannung der jeweiligen Phase, $\vec{F}_{Fw} = -\vec{F}_{wF}$ die Interaktionskraft (oder die Widerstandskraft), $\vec{F}_{L,w} = -\vec{F}_{L,f}$ die Liftkraft, $\vec{F}_{VM,w} = -\vec{F}_{VM,f}$ Kraft der virtuellen Masse und $\vec{F}_{TD,w} = -\vec{F}_{TD,f}$ die turbulente Auftriebskraft (eng. Turbulent Dispersion Force).

Die Schubspannung ist bei Newtonschen Fluiden mit den Geschwindigkeitskomponenten durch die dynamische Viskosität des jeweiligen Mediums gekoppelt. Es gilt:

$$\begin{aligned} \bar{\tau}_i &= \alpha_i \cdot \mu_i \cdot (\nabla \vec{u}_i + \nabla \vec{u}_i^t) + \alpha_i \cdot \left(\eta_i - \frac{2}{3} \cdot \mu_i \right) \cdot (\nabla \vec{u}_i) \cdot \bar{I} \\ \bar{\tau}_i &= 2 \cdot \alpha_i \cdot \mu_i \cdot \bar{S}_i + \alpha_i \cdot \left(\eta_i - \frac{2}{3} \cdot \mu_i \right) \cdot (\nabla \vec{u}_i) \cdot \bar{I} \end{aligned} \quad 5-8$$

mit:

$\mu_i =$ die dynamische Viskosität

$\eta_i =$ die Volumenviskosität (für die kontinuierliche Phase vernachlässigt gilt $\eta_w = 0$) (Benzarti, Mhiri, & Bournot, 2012)

$\vec{u}_i^t =$ die transponierte Geschwindigkeit

$\bar{I} =$ der Einheitstensor

$\bar{S}_i =$ der Deformationstensor der Geschwindigkeit

$$\bar{S}_i = \frac{1}{2} \cdot (\nabla \bar{u}_i + \nabla \bar{u}_i^t) \quad 5-9$$

Die Viskosität der körnigen Phase ist im Gegensatz zu der Wasserviskosität keine bekannte Stoffgröße und kann daher durch die Einführung der kinetischen Theorie ermittelt werden. Die dynamische Viskosität der dispersen Phase μ_F setzt sich aus drei Teil-Viskositäten zusammen: der Stoßviskosität $\mu_{F,Koll}$ nach Gidaspow (Kaushal, Thinglas, Tomita, Kuchii, & Tsukamoto, 2012), der kinetischen Viskosität $\mu_{F,Kin}$ nach Gidaspow (1994) und der Reibungviskosität $\mu_{F,Rei}$ nach Schäfer (ANSYS, Inc., 2012).

Die Volumenviskosität η_F lässt sich mit dem Ansatz nach Lun berechnen (Details in (Lun, Savage, Jeffrey, & Chepurniy, 1984)).

Der Impulsaustausch zwischen den beiden Phasen ergibt sich aus den Wechselwirkungskräften (Interaktions-, Virtuelle Massen- und der Auftriebskraft) (Kaushal, Sato, Toyota, Funatsu, & Tomita, 2005).

Basierend auf einer Sensitivitätsanalyse haben Ekambara et al. (2009) festgestellt, dass die Widerstandskraft die wesentliche Rolle beim Impulsaustausch spielt. Diese Kraft lässt sich wie folgt ausdrücken:

$$\begin{aligned} \vec{F}_{Fw} &= K_{Fw} \cdot (\vec{u}_F - \vec{u}_w) \\ \vec{F}_{wF} &= K_{wF} \cdot (\vec{u}_w - \vec{u}_F) \end{aligned} \quad 5-10$$

Dabei ist $K_{Fw} = K_{wF}$ der Interphase-Impulsaustauschkoeffizient. Er hängt von der Partikelgröße, der Partikel-Reynolds-Zahl, der Volumenkonzentration der sekundären Phase und von der Dichten der kontinuierlichen Phasen ab. Der Interphase-Impulsaustauschkoeffizient kann ebenfalls durch Einführung der kinetischen Theorie der dispersen Phase berechnet werden.

5.3.2 Die kinetische Theorie der dispersen Phase

Die Bewegung von Partikeln in einem Strömungsfeld setzt sich aus dem kinetischen Transport, d. h. der Wechselwirkung mit dem Fluid und aus dem Kollisionstransport bedingt durch die Partikel-Partikel-Kollisionen zusammen (Bakker, 2008).

Der Schwerpunkt bei der Modellierung der Partikelbewegung besteht darin, dass die beiden Transportarten numerisch aufzufassen sind, wobei die disperse Phase als ein durchdringendes Kontinuum betrachtet wird. Diese Problematik wird durch Erweiterung der Theorie für dichte Gase auf der Partikelbewegung modelliert.

Diese Theorie dient der Beschreibung der zufälligen Bewegung der Partikel in einer dispersen Phase und der Schließung ihrer Impulsgleichung durch Erfassung der Grundeigenschaften der dispersen Phase wie z. B. der dynamischen Viskosität, der Volumenviskosität und des Drucks in der dispersen Phase.

Diese Größen lassen sich über die s.g. granulare Temperatur (θ_F) berechnen. Generell gilt:

$$\theta_F = \frac{1}{3} \cdot (\dot{u}_F^2 + \dot{v}_F^2 + \dot{w}_F^2) \quad 5-11$$

Dabei sind \dot{u}_F , \dot{v}_F und \dot{w}_F die Geschwindigkeitsschwankungen der körnigen Phase. Da diese Gleichung über drei Unbekannte verfügt, wurde zur Modellierung der granularen Temperatur eine weitere Transportgleichung aufgestellt (detaillierte Beschreibung in (ANSYS Fluent 6.3, Theory Guide, 2011) und in (Patro & Patro, 2013)).

5.4 Modellvalidierung

Es gilt zunächst zu überprüfen, wie genau man mit dem Euler-Granular-Modell den Transportvorgang nachbilden kann.

Die lokale Konzentrations- und Geschwindigkeitsverteilung im Querschnitt stellten neben den Energieverlusten die wichtigsten hydraulischen Größen der partikelbeladenen Strömungen dar. Daher wurde das numerische Modell auf diese Größen überprüft. Der Energieverlust wurde zunächst außer Betracht gelassen, denn es muss für jedes Experiment der Verlustbeiwert der dispersen Phase iterativ gesucht werden.

Es wurden aus der Literatur einige Experimente ausgesucht und numerisch mit dem Granular-Euler-Modell nachgerechnet. Die Turbulenz wurde mit dem k-Epsilon-Modell unter Einhaltung des Y^+ Wertes modelliert (siehe Abschnitt 6.2.3). Die Ergebnisse wurden anschließend mit den gemessenen Werten verglichen.

Die ausgewählten Experimente stammen aus Untersuchungen von Roco und Shook (1983), Gillies (1993), sowie von Gillies et al. (2004) für unterschiedliche Rohrdurchmesser, Partikelgrößen, Gemischgeschwindigkeiten und Transportkonzentrationen C_T (siehe Tabelle 4).

Tabelle 4: Zusammenfassung der experimentellen Daten aus der Literatur für horizontale Leitung mit $\rho_f=2650 \text{ kg/m}^3$

Versuch-Nr.	D [mm]	C_T [%]	d_p [mm]	v_m [m/s]	ρ_w [kg/m ³]	Autor
1_1	103	19	0,09	3	997	Gillies et al. (2004)
1_2	103	29	0,09	3	997	
1_3	103	10	0,27	5,4	997	
1_4	103	20	0,27	5,4	997	
1_5	103	30	0,27	5,4	997	
2	51,5	18,9	0,165	4,17	998,2	Roco und Shook (1983)
3	51,5	20	0,27	5,4	998,2	
4	51,5	20,3	0,48	3,41	998,2	
5	51,5	9,18	0,165	3,78	998,2	
6_1	53,2	15	2,4	1,83	999,1	Gillies (1993)
6_2	53,2	15	2,4	3,05	999,1	
6_3	53,2	30	2,4	1,83	999,1	
6_4	53,2	30	2,4	3,05	999,1	
7_1	53,2	15	0,18	1,83	999,1	
7_2	53,2	15	0,18	3,05	999,1	
7_3	53,2	30	0,18	1,83	999,1	
7_4	53,2	30	0,18	3,05	999,1	
8_1	159	6	0,18	2,53	999,6	
8_2	159	6	0,18	3,66	999,6	
8_3	159	16	0,18	2,74	999,4	
8_4	159	16	0,18	3,66	999,4	
9_1	263	15	0,55	3,94	999,1	
9_2	263	15	0,55	4,37	999,1	
9_3	263	25	0,55	3,9	999,1	
9_4	263	25	0,55	4,38	999,1	

Für jede Simulation wurden am Zulauf die Massenströme beider Phasen anhand der vorgegebenen Gemischgeschwindigkeit, der Transportkonzentration und der Dichte beider Phasen berechnet. Dabei wurde angenommen, dass am Zulauf die relative Geschwindigkeit $v_r=0$ ist und somit ist $C_T=C_R$. Am Auslauf wurde ein freier Ausfluss angenommen.

Damit ergeben sich beispielhaft für den Versuch 1_1 für die kontinuierliche Phase:

$$Q_w = v_m \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot (1 - C_T) = 3 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \frac{\pi \cdot \left(\frac{103 \text{ mm}}{1000}\right)^2}{4} \cdot \left(1 - \frac{19}{100}\right) = 0,02025 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{m}_w = Q_w \cdot \rho_w = 0,02025 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 20,187 \text{ kg/s}$$

und für die sekundäre Phase:

$$Q_F = v_m \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot C_T = 3 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \frac{\pi \cdot \left(\frac{103 \text{ mm}}{1000}\right)^2}{4} \cdot \frac{19}{100} = 0,00475 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{m}_F = Q_F \cdot \rho_F = 0,00475 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 2650 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 12,586 \text{ kg/s}$$

Es wurde zunächst eine Netzunabhängigkeitsstudie für jeden Rohrdurchmesser durchgeführt und im Anschluss wurde der Einfluss der Wechselwirkungsparameter, wo erforderlich, geprüft. In diesem Kapitel wird lediglich die Netzstudie für den Versuch 4 (siehe Tabelle 4) aufgeführt. Dafür wurden vier hybride Netze mit unterschiedlicher Anzahl an Rechenelementen erstellt und getestet (siehe Abbildung 5-1 bzw. Tabelle 5).

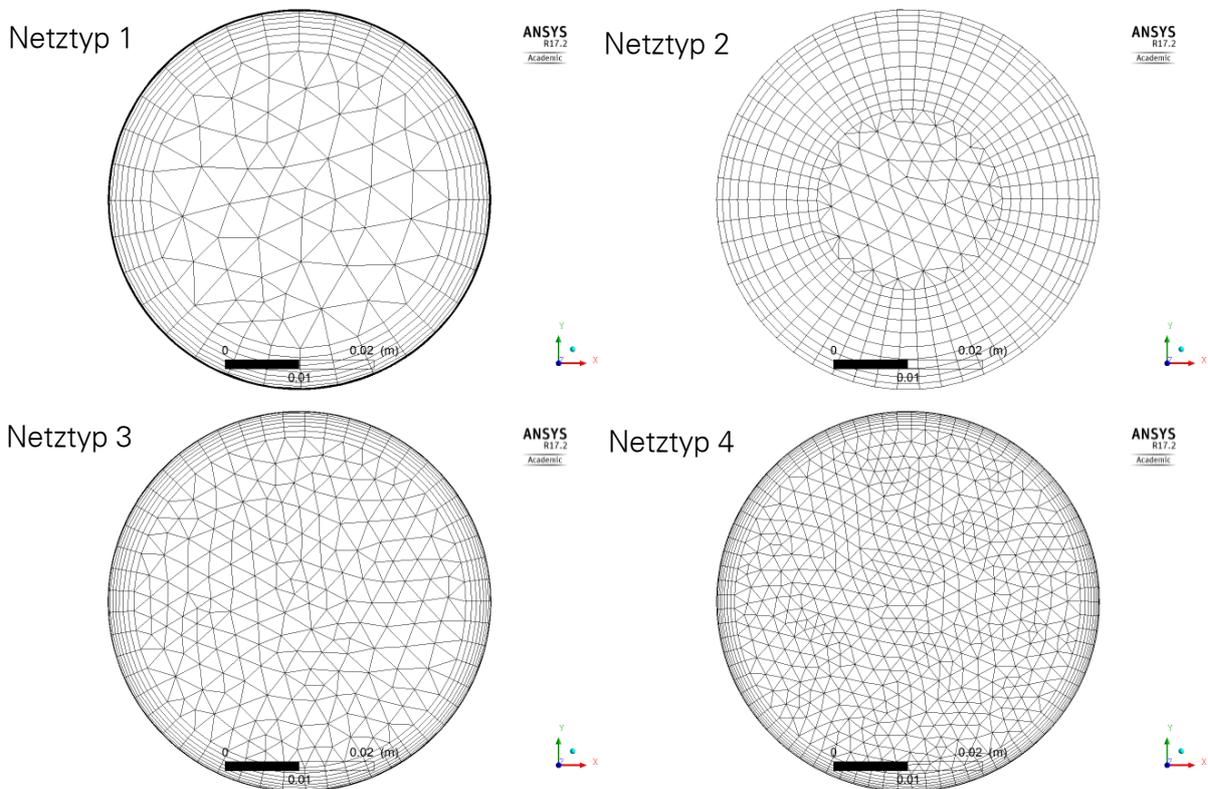


Abbildung 5-1: Netzstudie für den 4. Versuch nach Roco und Shook

Jedes der untersuchten Netze außer dem zweiten Netz mit besteht überwiegend aus Tetra-Elementen mit einigen Prismen-Elementen zur Auflösung der Grenzschicht in Wandnähe. Das zweite Netz hat doppelt so viel Prismen wie Tetraeder (mehr Details der Tabelle 5).

Tabelle 5: Anzahl an den verschiedenen Elementen des jeweiligen Netzes

Mesh-Nr.	Anzahl an Rechenelementen	Tetraeder	Prismen	Y^+_{ave}
1	2076267	990035	1086232	34,1456
2	5466515	1800995	3665520	78,2001
3	8078213	5180353	2897860	39,646
4	24475075	18566179	5908896	32,3051

Unter den gleichen Randbedingungen wurde die Strömung für jedes Netz simuliert und die Ergebnisse schließlich hinsichtlich der lokalen Konzentration 1 m vor dem Auslauf ausgewertet und untereinander verglichen (Abbildung 5-2).

Dass das mittelgroße Netz mit 5,5 Mio. Elementen schlechte Ergebnisse liefert, im Vergleich zu dem Netz mit 2 Mio. Elementen, lässt sich mit der größeren Struktur des Netzes in der Wandnähe erklären. Zwar weisen alle Netze einen Y^+ Wert $> 11,25$ auf, jedoch hat das dritfeinste Netz (5,5 Mio.) vergleichsweise weniger Schichten im wandnahen Bereich, welches die Ergebnisse ersichtlich negativ beeinflusst (Y^+ ist im Abschnitt 6.2.3 erläutert).

Die Studie zeigt, dass das vierte Netz mit 24,5 Mio. Zellen eine sehr gute Übereinstimmung mit den Messergebnissen liefert. Diese Netzeinstellung bringt eine leichte Verbesserung der Ergebnisse im Vergleich zum Netz mit 8 Mio. Elementen mit sich, daher wurde auf weitere Verfeinerung des Netzes verzichtet und mit dem vierten Netz weiter simuliert.

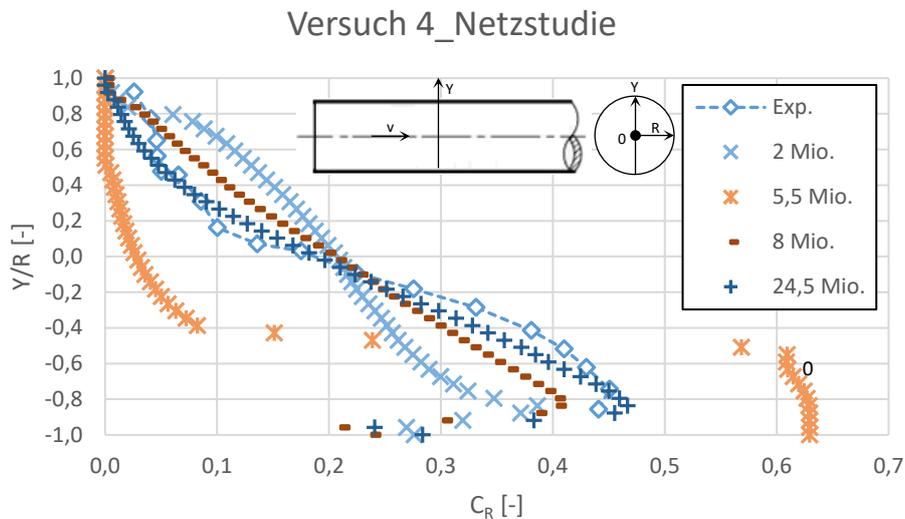


Abbildung 5-2: Lokale Konzentrationsverteilungen über die vertikale Querschnittachse für die untersuchten Rechenetze für den Versuch 4 (siehe Tabelle 4)

Des Weiteren wurden für die genauere Bestimmung der lokalen Konzentrationsverteilung Simulationen die Liftkraft nach Saffman-meier und die Widerstandskraft nach Gidaspow zugeschaltet. Die lokale Konzentrationsverteilung ist in Abbildung 5-3 dargestellt.

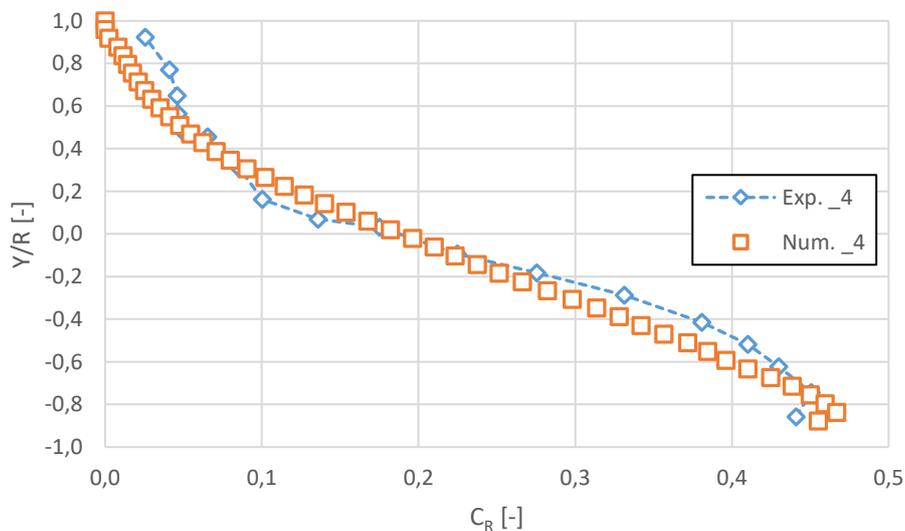


Abbildung 5-3: Lokale Konzentrationsverteilung entsprechend der Endlösung für den Versuch 4

Für den Versuch-Nr. 1_5 mit $C_T=30\%$ wurde ebenfalls eine Netzstudie durchgeführt. Anschließend wurden ebenfalls die Liftkraft nach Saffman-me1 und die Widerstandskraft nach Gidaspow aktiviert. Dadurch ergab sich eine lokale Konzentrationsverteilung, die große Abweichung gegenüber der gemessenen Konzentration (Num._1 in Abbildung 5-4) aufwies.

Als Grund für die größeren Abweichungen wird vermutet, dass wichtige Einflussgrößen nicht berücksichtigt wurden. Daher wurde im nächsten Schritt der Effekt der Turbulenz auf die Konzentrationsverteilung über die turbulente Auftriebskraft nach Burns et al. (2004) mitbetrachtet. Da es in der Literatur keine Empfehlungen dazu gibt, wie die Zuordnung einzelner Beiwerte vorgenommen wird, wurde iterativ vorgegangen, bis sich der passende Wert einstellte.

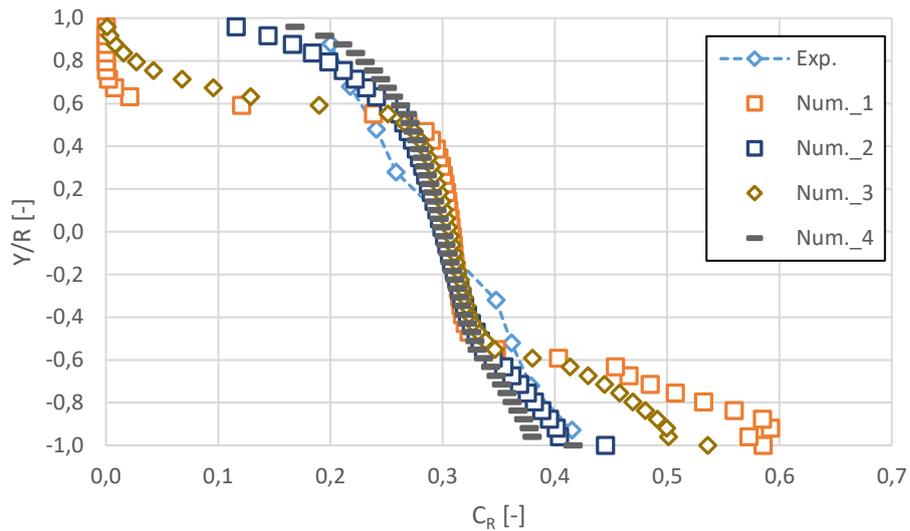


Abbildung 5-4: Lokale Konzentrationsverteilung für den Versuch 1_5 (siehe Tabelle 4); Exp.:die experimentell gemessene Verteilung; Num._1: Simulation ohne turbulente Auftriebskraft F_{TD} ; Num._2: Simulation mit F_{TD} (Beiwert=0,5); Num._3: Simulation mit F_{TD} (Beiwert=0,1) und Num._4: Simulation mit F_{TD} (Beiwert=0,75)

Es zeigte sich, dass die lokale Konzentrationsverteilung in der turbulenten Innenzone für sämtliche Simulationen gleich blieb. Allerdings wurde die Verteilungskurve im wandnahen Bereich mit Zunahme des Beiwertes nach Burns steiler und die Simulation Num._2 ergab die beste Übereinstimmung zwischen Messungen und Numerik (Beiwert=0,5).

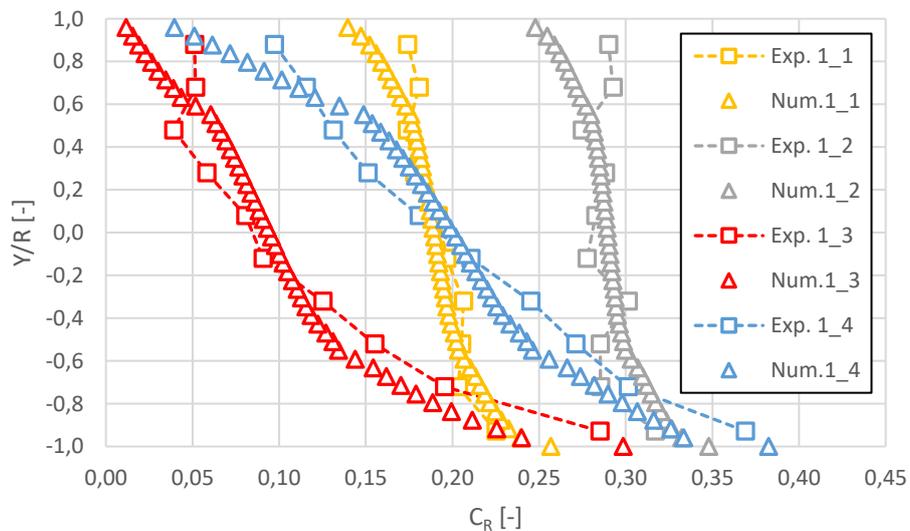


Abbildung 5-5: Experimentelle und numerische Konzentrationsverteilung für die Versuche (1_1 bis 1_4)

Die restlichen Simulationen dieser Reihe (1_1 bis 1_4) wurden schließlich mit den Endeinstellungen des Versuchs 1_5 durchgeführt und ausgewertet. Die entsprechenden Ergebnisse sind in Abbildung 5-5 den Messdaten gegenübergestellt.

In der Abbildung 5-5 ist ersichtlich, dass sowohl die Partikelgröße als auch die Gemischgeschwindigkeit die lokale Konzentrationsverteilung stark beeinflussen. Man erkennt beispielsweise, dass für eine Partikelgröße von $90\ \mu\text{m}$ unter einer Gemischgeschwindigkeit von $3\ \text{m/s}$ eine zum größten Teil homogene Verteilung der Partikel im Querschnitt vorliegt (Versuche 1_1 und 1_2). Für die dreimal größeren Partikel von $270\ \mu\text{m}$ dagegen ist die Verteilung selbst mit fast doppelter Geschwindigkeit von $5,4\ \text{m/s}$, heterogen (Versuche 1_3 und 1_4).

Für die Versuche 2, 3 und 5, wo ebenso feine Partikel (165 bzw. $270\ \mu\text{m}$) zum Einsatz kamen, die Rohrleitung aber nur einen halb so großen Durchmesser von $D=51,5\ \text{mm}$ hatte, führte die Aktivierung der turbulenten Dispersionskraft sogar zu einer homogeneren als der gemessenen Konzentrationsverteilung. Daher konnte dieser Term der Wechselwirkung für feine Partikel in kleinen Rohrleitungen mit hohen Geschwindigkeiten vernachlässigt werden (entsprechende Bilder sind dem Anhang 4 zu entnehmen).

Für die beiden Versuche 6 und 7 wurden die Liftkraft nach Saffman-mei und die Widerstandskraft nach Gidaspow zugeschaltet. Dabei stimmen die numerischen Ergebnisse für den Versuch 7 ($d_p=180\ \mu\text{m}$) sehr gut mit denen des physikalischen Modells überein. Für den Versuch 6 mit größerem Partikeldurchmesser ($d_p=2,4\ \text{mm}$) tritt dagegen eine Abweichung in der lokalen Konzentration in der sohnahen Zone aber auch in der Nähe der Rohroberkante auf (siehe Anhang 4).

In den Versuchen 8_1 bis 8_4 wurden außer dem Widerstandsmodell nach Gidaspow und dem Liftmodell nach Saffman-mei das Turbulenzdispersionsmodell nach Burns (Beiwert=0,5) zugeschaltet. Die numerischen Simulationen zeigen eine zufriedenstellende Übereinstimmung mit den gemessenen Werten (siehe Anhang 4).

Genauso wurde bei den Versuchen 9_1 bis 9_4 mit Partikeln der Größen $d_p=0,55\ \text{mm}$ in einer Rohrleitung mit einem Durchmesser von $D=263\ \text{mm}$ vorgegangen. Die numerisch erzielte lokale Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse stimmt für alle vier Versuche sehr gut mit den physikalisch gemessenen Werten überein.

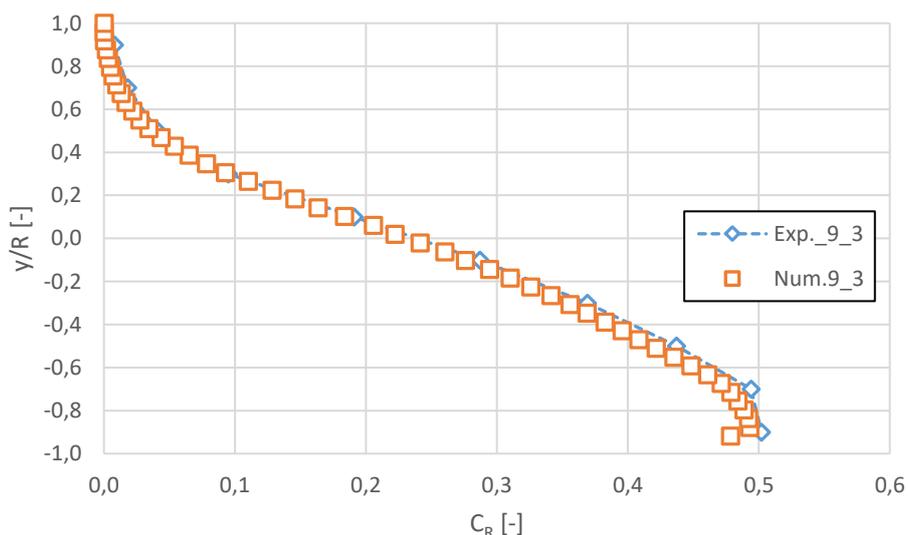


Abbildung 5-6: Experimentelle und numerische Konzentrationsverteilung für die Versuche 9_3 (siehe Tabelle 4)

Die Abbildung 5-6 zeigt beispielhaft die Konzentrationsverteilung für das Experiment 9_3, wobei die Verteilung für die restlichen drei Versuche aus dem Anhang 4 zu entnehmen sind.

Neben der Konzentrationsverteilung sind die Geschwindigkeitsprofile von hoher Relevanz. Für diesen Zweck wurden die Geschwindigkeitsmessungen von Gillies (1993), herangezogen. Gillies hat die Strömungsgeschwindigkeiten stichprobenartig an insgesamt 13 vordefinierten Messpunkten im Rohrquerschnitt laut Abbildung 5-7 gemessen.

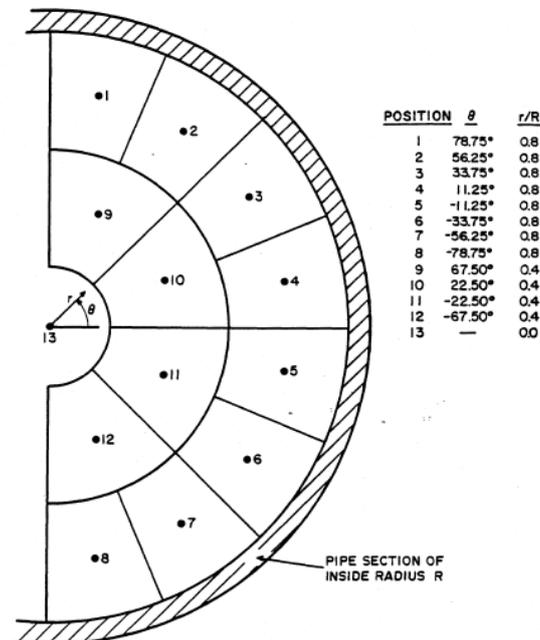


Abbildung 5-7: Angeordnete Messpunkte nach Gillies 1993

Im Rahmen dieser Parameterstudie wurden die Strömungsgeschwindigkeiten für ausgewählten Versuche (6_1, 6_4, 7_1, 7_2, 9_3 und 9_4) numerisch nachgebildet, ausgewertet und mit den Messergebnissen verglichen.

In Abbildung 5-8 sind die gemessenen und die numerisch erfassten Strömungsgeschwindigkeiten an den 13 Messpunkten für den Versuch 7_1 gegenübergestellt. Dabei wurden auf der Abszisse sämtliche Messpunkte und auf der Ordinate die Geschwindigkeiten aufgetragen. Dazu ist die Abweichung zwischen den beiden Werten an dem jeweiligen Messpunkt auf die sekundäre Achse in [%] aufgetragen. Die Abweichung ergibt sich zu

$$\Delta = \frac{|v_{\text{Num.}} - v_{\text{Exp.}}|}{v_{\text{Exp.}}} \cdot 100 \quad 5-12$$

Es zeigt sich, dass die Abweichungen zwischen den experimentellen und numerischen Strömungsgeschwindigkeiten in den Punkten am Außenrand (1 bis 8) deutlich größer sind als für die Innenpunkte (9 bis 13). Die Differenz von den Messwerten nimmt allmählich zu, je näher der Messpunkt an der Rohrsohle liegt. Im Messpunkt 8 beispielsweise ergibt sich ein Peak von ca. 29 %. Dies lässt sich damit begründen, dass sich die disperse Phase überwiegend in der Sohlhöhe bewegt, was die Messungen stören könnte.

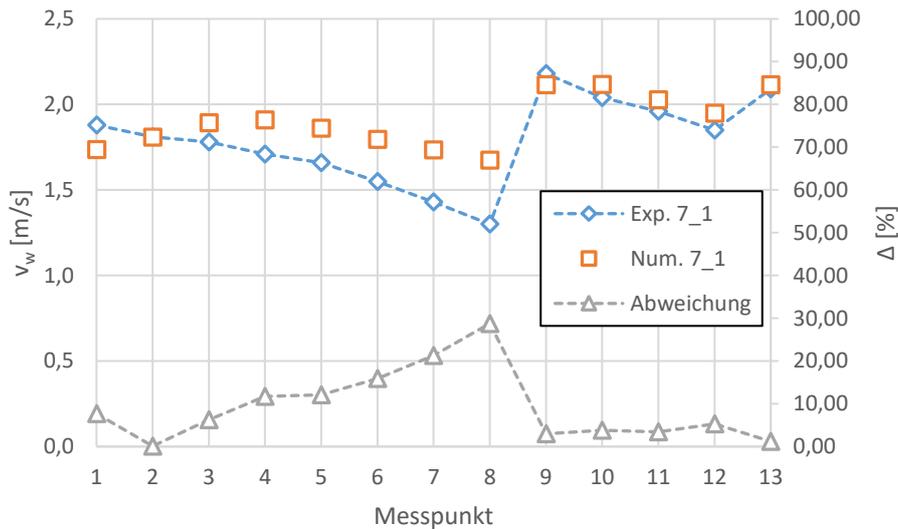


Abbildung 5-8: Die numerisch erfassten (rot) gegenüber den experimentell gemessenen (blau) Strömungsgeschwindigkeiten mit deren Abweichung in [%] für den Versuch 7_1 (siehe Tabelle 4)

Der Versuch 7_2 unterscheidet sich vom Versuch 7_1 durch die mittleren Gemischgeschwindigkeit (3,05 m/s statt 1,83 m/s). Die Simulation zeigt für die Strömungsgeschwindigkeit einen ähnlichen Trend (Abbildung 5-9).

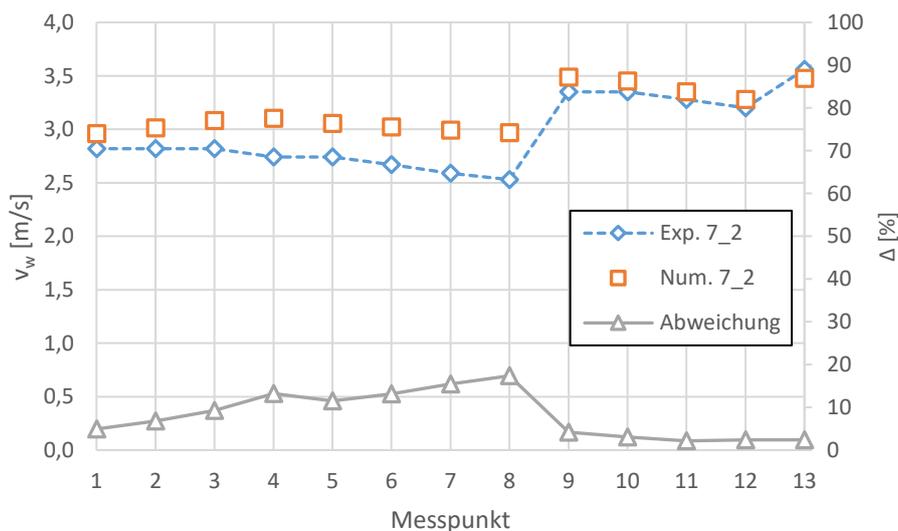


Abbildung 5-9: Die numerisch erfassten (rot) gegenüber den experimentell gemessenen (blau) Strömungsgeschwindigkeiten mit deren Abweichung in [%] für den Versuch 7_2 (siehe Tabelle 4)

Ähnlich wie beim Versuch 7_1 stellt sich eine Überschätzung der lokalen Strömungsgeschwindigkeit von 17 % im Punkt 8 ein.

Die Diagramme für die verbliebenden Versuche sind in dem Anhang 4 zu finden. Es lässt sich aus dieser Betrachtung generell schlussfolgern, dass die Übereinstimmung zwischen den experimentellen Messungen und den numerischen Geschwindigkeitswerten gut bis sehr gut ist. Die größte Abweichung tritt bei allen Versuchen im Punkt 8 auf. Die Abweichung wird größer, je größer die Partikel bzw. je größer der Rohrdurchmesser ist.

Letztendlich wurde in einer geneigten Rohrleitung der Einfluss des Neigungswinkels untersucht. Für diesen Zweck wurden aus der Literatur Experimente entnommen und numerisch modelliert. Die Versuche stammen aus der Arbeit von Vlasák et al. (2017). In der Tabelle 6 sind die ausgewählten Experimente zusammengefasst.

Die Autoren beschränkten sich in ihrer Messung auf die lokalen Konzentrationsverteilungen der dispersen Phase über den Rohrquerschnitt, daher lagen keine Geschwindigkeitsmessungen vor.

Für die anstehenden physikalischen Versuche wurde ebenfalls eine Netzunabhängigkeitsstudie durchgeführt. Nach Abschluss der jeweiligen Simulation ist die Konzentrationsverteilung über die Querschnittsmittelachse ausgewertet und gegenüber den Messwerten aufgetragen worden. Die Abbildung 5-10 zeigt den Vergleich für die unterschiedlichen Neigungswinkel einer aufwärts durchströmten Rohrleitung. Die Ergebnisse für die abwärts geneigte Leitung sind dem Anhang 4 zu entnehmen.

Tabelle 6: Zusammenfassung der experimentellen Versuche für geneigte und vertikale Leitung

Versuch-Nr.	D [mm]	C_T [%]	d_p [mm]	v_m [m/s]	ρ_w [kg/m ³]	ρ_F [kg/m ³]	Neigungswinkel [°]	Autor
10_1	100	6,00	11,50	3,85	998,2	2895	0	Vlasák et al. (2017)
10_2							30	
10_3							60	
10_4							90	
11_1				2,05			0	
11_2							-15	
11_3							-30	
11_4							-45	
11_5	-90							

Für die aufwärts durchströmte Leitung liefern die Simulationen sehr gute Ergebnisse für fast alle Rohrneigungen. Lediglich für eine vertikale Leitung, wo die Verteilung sich homogenisiert, zeigt sich aus der numerischen Modellierung eine Überschätzung der lokalen Konzentration. Vor allem wird deutlich, dass die mittlere lokale Konzentration über den Querschnitt höher als die Transportkonzentration von $C_T=6\%$ ist. Dies deutet darauf hin, dass die lokale Strömungsgeschwindigkeit höher als die der dispersen Phase ist und somit ist $C_R > C_T$. Dieser Unterschied in den Geschwindigkeiten ist wahrscheinlich dadurch bedingt, dass die relativ hohe Sinkgeschwindigkeit der einzelnen Partikel, die gegen die Hauptströmungsrichtung wirkt, numerisch nicht genau genug nachgebildet werden konnte bzw. die relative Geschwindigkeit nicht genau genug erfasst.

Für den Transport in abwärts geneigter Leitung zeigt sich ein sehr ähnlicher Trend. Nur für den Versuch 11_5 in vertikaler Leitung ist die lokale Konzentration der dispersen Phase im Gegensatz zu dem Versuch 10_4 ($\theta=+90^\circ$) geringer als die Transportkonzentration von $C_T=6\%$. Hier wird die Partikelgeschwindigkeit v_F höher abgeschätzt als die Strömungsgeschwindigkeit v_w .

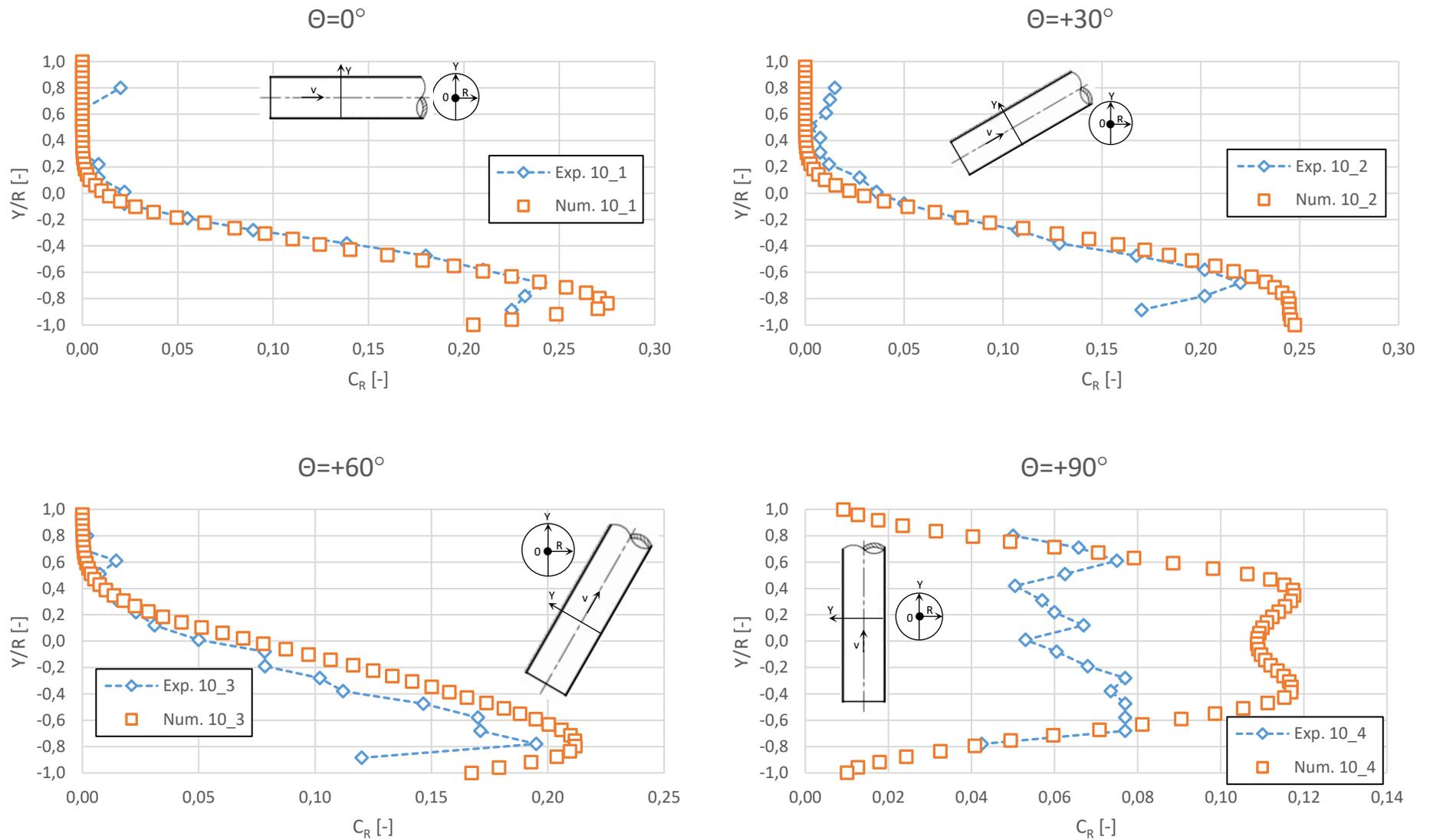


Abbildung 5-10: Gegenüberstellung der experimentellen und der numerischen Konzentrationsverteilung in aufsteigender Leitung (siehe Tabelle 6)

6 Vorstellung der Untersuchungsergebnisse

6.1 Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen in horizontaler Leitung

Vor der Durchführung der experimentellen Versuche mit dem Wasser-Feststoff-Gemisch wurden die Druckmessdosen mit reinem Wasser geeicht. Dabei wurden für jeden Durchfluss die Wasserstände in den Piezometern abgelesen (in cmH₂O). Gleichzeitig erfolgten die Erfassung und Speicherung des Drucks der Messdosen (über 15 Minuten) als Spannung (in Volt). Die abgelesenen Werte bzw. die zeitgemittelten Daten ergaben für jede Dose eine Eichkurve. Anhand der Kurven konnte jeder gemessene Druck von Volt in cmH₂O umgerechnet werden (Anhang 3).

Im nächsten Schritt wurde bei verschiedenen Wasserdurchflüssen die Energieverlusthöhe (Δh) entlang des Messabschnittes ermittelt und in Abhängigkeit von der Strömungsgeschwindigkeit dargestellt (Anhang 1).

Die gemessenen Energieverluste des reinen Wassers lassen sich sowohl numerisch als auch rechnerisch basierend auf der Darcy-Weisbach-Gleichung bestätigen (Anhang 1).

6.1.1 Experimentelle Untersuchungen zum Energieverlust

1. Abhängigkeit des Energieverlustes von der mittleren Strömungsgeschwindigkeit (Zustandsdiagramm)

Nach der Durchführung aller Einstellungen und Eichungen zur Vorbereitung der Modellversuche erfolgten die Messungen der Energieverlusthöhe durch die Variation der Sandfraktionen ($d_p=0,71 - 1,25$ mm und $d_p=1,4 - 2,2$ mm), der Transportkonzentrationen und der Durchflüsse.

Insgesamt wurden durch die Versuche in der horizontalen Rohrleitung 237 Messpunkte aufgenommen, davon 120 Messpunkte für die Sandfraktion ($d_p=0,71 - 1,25$ mm) und 117 für die Sandfraktion ($d_p=1,4 - 2,2$ mm). Jeder Messpunkt ist durch drei Parameter, die mittlere Gemischgeschwindigkeit v_m , den Energieverlust (bzw. das Energiegefälle I_m) und die Transportkonzentration C_T gekennzeichnet.

In Abbildung 6-1 wurden zunächst für die beiden untersuchten Feststofffraktionen das Energiegefälle gegenüber der mittleren Gemischgeschwindigkeit dargestellt. Anschließend wurden mithilfe der Software Surfer 12 die Kurven konstanter Transportkonzentrationen (rote Zahlen kennzeichnen die C_T -Werte) erstellt. Dadurch entsteht das s.g. Zustandsdiagramm.

Diesen Verlustkurven sind zwei Grenzen gesetzt, zum einen nach oben durch die maximale Leistung, die die Pumpe aufbringen konnte und zum anderen nach unten durch die kritische Gemischgeschwindigkeit v_{crit} , bei deren deutlichen Unterschreitung es zur Instabilität des Systems kam und unzuverlässige Ergebnisse erhalten wurden.

Dennoch zeigt die Abbildung 6-1, dass die Messungen den Bereich des quasi-homogenen, des heterogenen und z. T. des Transportes mit beweglicher Sohle abdeckten.

Für reine Wasserströmung ($C_T=0$) stieg der Energieverlust mit Zunahme des Durchflusses an (siehe Abbildung 6-1). Wurde Sand zugegeben, so wurden die Verluste deutlich größer als bei einer reinen Wasserströmung.

Der Grund dafür ist die Interaktion zwischen den beiden Phasen, zwischen den Partikeln selbst und vor allem zwischen ihnen und der Rohrwand. Die Partikel entnehmen ihre kinetische Energie aus der Wasserbewegung, um sich weiter zu bewegen. Dies führt zur Erhöhung des Energieverlustes entlang des Fließweges. Darüber hinaus stellt der Feststoff insbesondere bei dem Transport mit beweglicher Sohle eine zusätzliche Rauheit dar, die zum Anstieg des Verlustes deutlich beiträgt.

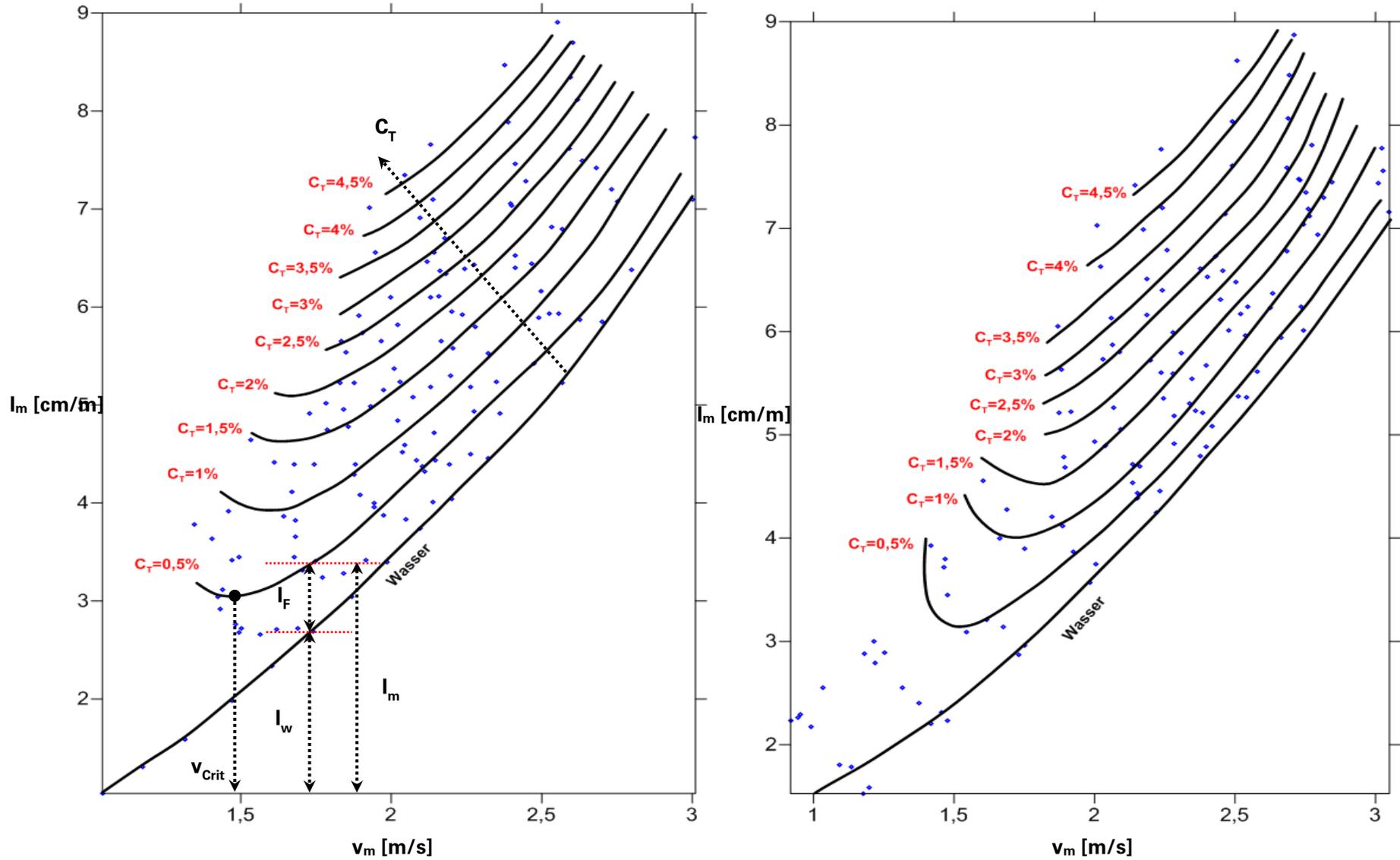


Abbildung 6-1: Energieverluste einer Gemisch-Strömung in einer horizontalen Rohrleitung (C_T bis 4,5 %); links: für Mittelsand 0,71 - 1,25 mm und rechts: für Grobsand 1,4 - 2,2 mm

Steigt die Gemischgeschwindigkeit an, so nähert sich bei konstant bleibender Transportkonzentration die Verlustkurve der des reinen Wassers an. Dies kann damit begründet werden, dass mit höheren Geschwindigkeiten die Partikel quasi homogen in dem Querschnitt verteilt sind und transportiert werden. Dadurch verringert sich die Wahrscheinlichkeit der Partikel-Partikel- bzw. der Partikel-Wand-Kollision.

Bei einer beliebigen Transportkonzentration C_T setzt sich das Energiegefälle des Gemisches I_m aus dem Gefälleanteil des reinen Wassers I_w , welches sich mit der gleichen Gemischgeschwindigkeit in der Rohrleitung bewegt, und einem zusätzlichen Anteil des Feststoffes I_F , zusammen. Der erste Term tritt durch die Reibung der Wasserströmung an der Rohrwand auf, während der zweite Term hauptsächlich aus dem Aufprall der Partikel auf die Wand hervorgeht.

In Abbildung 6-1-links wird beispielsweise deutlich, dass der Verlustanteil des Sandes am gesamten Verlust umso größer wird, je mehr sich die Gemischgeschwindigkeit der kritischen Gemischgeschwindigkeit annähert. Bei einer Gemischgeschwindigkeit von 1,5 m/s und einer Transportkonzentration z. B. von $C_T=0,5\%$ fällt auf, dass der Energieverlust hervorgerufen durch den Sand halb so groß ist, wie der des reinen Wassers und beträgt ca. 33 % des Gesamtverlustes. Bei einer Geschwindigkeit von etwa 2,0 m/s ist jedoch der Sandanteil an dem Verlust deutlich geringer. Er beträgt ca. 12,5 % des gesamten Verlustes und der Restanteil wird durch das Wasser verursacht.

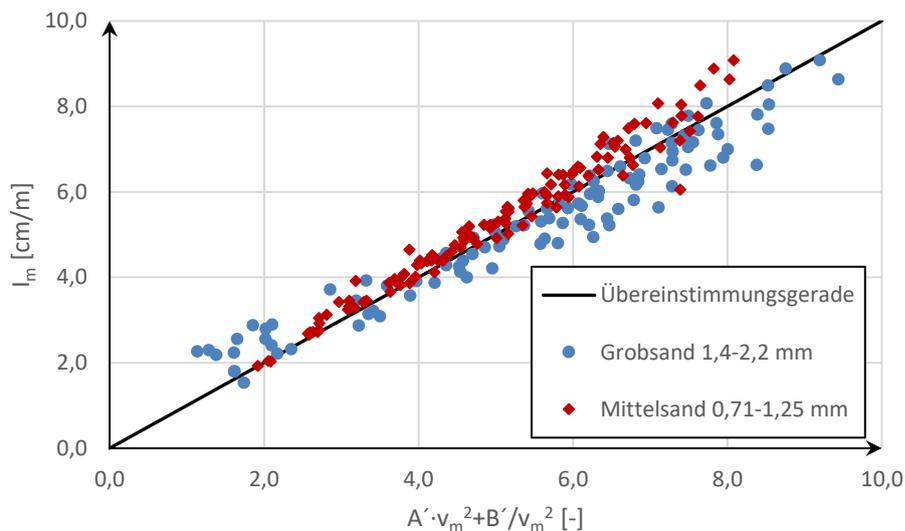


Abbildung 6-2: Abhängigkeit der Energieverlusthöhe von der mittleren Geschwindigkeit nach Gleichung 6-1

Die Abhängigkeit des Energiegefälles von der mittleren Gemischgeschwindigkeit bei sonst konstanten restlichen Parametern ergibt sich aus der Gleichung 6-8 zu

$$\Delta h_m = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} + L \cdot \left[(S - 1) \cdot \left(\frac{v_s}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-1$$

$$\Delta h_m(v_m) = A \cdot v_m^2 + \frac{B}{v_m^2} \Rightarrow I_m(v_m) = A' \cdot v_m^2 + \frac{B'}{v_m^2}$$

Dabei sind A in $[s^2/m]$ und B in $[m^3/s^2]$ und wurden dabei aus den Versuchsergebnissen ermittelt.

Nun wurde anhand der erzielten Versuchsergebnisse geprüft, in wieweit die Abhängigkeit der Energieverlusthöhe von der mittleren Geschwindigkeit des Feststoff-Wasser-Gemisches nach Gleichung 6-1 für die Versuche zutrifft. Daher wurde für jede Verlustkurve in Abbildung 6-1 die Gleichung 6-1 aufgestellt.

Aus der Abbildung 6-2 ist ersichtlich, dass ein linearer Zusammenhang zwischen der X- und der Y-Achse für beiden Sandfraktionen besteht. Das heißt, der Zusammenhang zwischen der Gemischgeschwindigkeit und dem Energiegefälle könnte mit der Gleichung 6-1 beschrieben werden.

Somit ist die Gleichung 6-8 zur Beschreibung der funktionalen Beziehung zwischen dem Verlust und der Geschwindigkeit bestätigt.

2. Abhängigkeit des Energieverlustes von der Transportkonzentration

Die funktionale Beziehung zwischen der Transportkonzentration und dem Energieverlust ergibt sich ebenfalls aus Gleichung 6-8 bei sonst konstanten Einflussgrößen wie folgt:

$$\Delta h_m = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} + L \cdot \left[(S-1) \cdot \left(\frac{v_s}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-2$$

$$\Delta h_m(C_T) = A + B \cdot C_T \Rightarrow I_m(C_T) = A' + B' \cdot C_T$$

A beschreibt hierbei den Verlust des Reinwassers, das mit der Gemischgeschwindigkeit v_m durch die Rohrleitung strömt und B erfasst alle sonst konstant bleibenden Parameter (beide Größen in m). Die Gleichung 6-2 wurde für die Messpunkte aufgestellt und in der Abbildung 6-3 dargestellt.

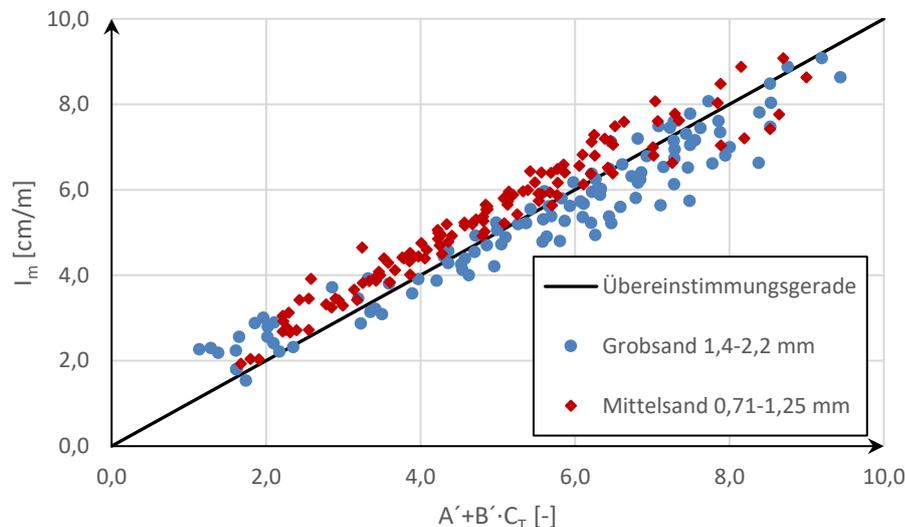


Abbildung 6-3: Abhängigkeit des Energiegefälles von der Transportkonzentration nach Gleichung 6-2

Die Abbildung zeigt eine lineare Zunahme der Energieverluste mit der Transportkonzentration und somit ist die lineare Abhängigkeit beider Größen gegeben.

Führböter (1961) kam zu ähnlichen Ergebnissen, jedoch nur für höhere Raumkonzentrationen $C_R > 7,5 \%$. Eine gewisse Abweichung von dem linearen Verlauf hat seine Abhängigkeitsfunktion bei geringeren Konzentrationen. Dies hat er mit der Beschaffenheit der Rohrrinnenoberfläche in Verbindung gebracht.

3. Einwirkung der Partikelgröße auf den Energieverlust

Die physikalischen Untersuchungen des Energieverlustes in der horizontalen Rohrleitung haben gezeigt, dass sich die Energieverluste beider Sandfraktionen bei niedrigen Transportkonzentrationen $C_T < 2\%$ nur minimal voneinander unterscheiden. Besonders bei einer hohen Gemischgeschwindigkeit v_m weisen beide Fraktionen einen weitgehend identischen Verlustanteil Δh_F auf (siehe Abbildung 6-4). Die Verluste in diesem Geschwindigkeitsbereich lassen sich vermutlich aus den Zusammenstößen der Partikel untereinander erklären.

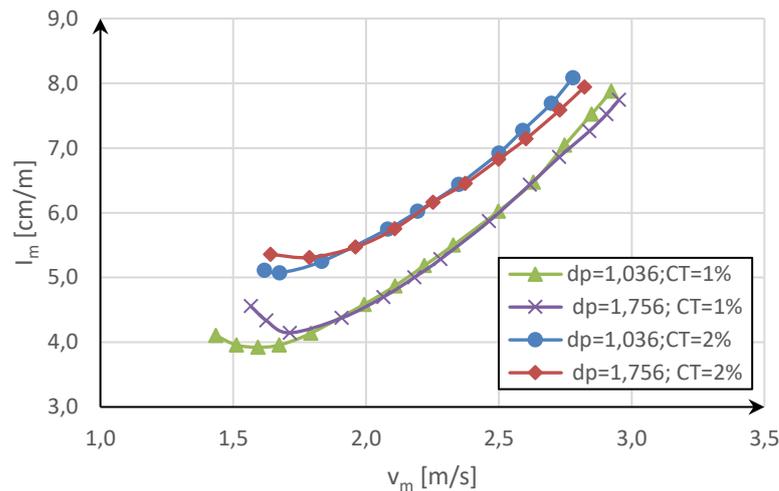


Abbildung 6-4: Verlustkurven des Gemisches beider Sandgrößen für $C_T=1\%$ und $C_T=2\%$

Abweichungen treten besonders bei sehr niedrigen Geschwindigkeiten nahe dem kritischen Wert auf. Die groben Partikel rufen höhere Verluste hervor, denn sie kommen häufiger in Kontakt mit der Sohle und verursachen dementsprechend höhere Reibung. Mit der Zunahme der Transportkonzentration wird der Unterschied in den Energieverlusten zwischen den beiden Sandfraktionen deutlich größer. Der Verlust, hervorgerufen durch den Grobsand, übertrifft den des Mittelsandes (siehe Abbildung 6-5 für $C_T=3\%$ bzw. 4%).

Es fällt auf, dass sich die Verlustkurven beider Fraktionen bei konstanter Transportkonzentration umso mehr annähern, je höher die Geschwindigkeit ist. Bei einer Transportkonzentration von beispielsweise $C_T=3\%$ fallen die Verlustkurven bei einer Geschwindigkeit von $2,5\text{ m/s}$ zusammen (Abbildung 6-5).

Ausgehend vom Unterschied in der Sinkgeschwindigkeit ist bei gleicher Transportkonzentration und bei konstanter Gemischgeschwindigkeit die Wahrscheinlichkeit des Zusammenstoßes von zwei Partikeln der groben Fraktion bzw. ihr Aufprall auf die Rohrwand deutlich höher als bei feiner Fraktion, daher ist der gesamte Verlust wiederum größer.

Bei hohen Geschwindigkeiten wurden die großen Partikel zunehmend suspendiert und verteilen sich homogener im Querschnitt. Das hat zur Folge, dass die Wahrscheinlichkeit der Partikel-Wand-Kollision abnimmt, sich die Verlustkurven beider Sandfraktionen annähern und die Kollisionen der Partikel dominant.

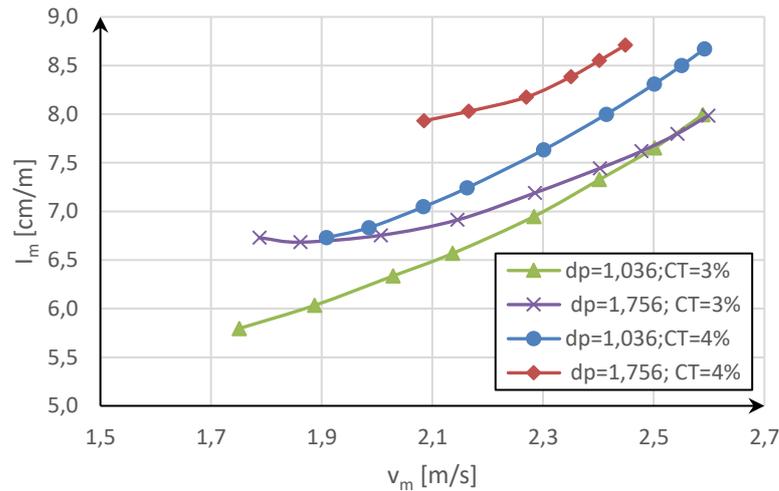


Abbildung 6-5: Verlustkurven des Gemisches beider Sandgrößen für $C_T=3\%$, und $C_T=4\%$

Wird die Geschwindigkeit weiter erhöht, sind die Partikel homogener verteilt und somit ist der Term der Partikel-Partikel-Wechselwirkung noch kleiner und folglich fallen die Verlustkurven beider Fraktionen zusammen.

Die Untersuchungen von Führböter (1961) beispielsweise haben belegt, dass der Effekt der Partikel bis zu einem Durchmesser von 1,2 mm proportional zu ihrer Größe ist. Diese Abhängigkeit wurde durch die s.g. Spülgutkonstante S_{kT} ausgedrückt (siehe Abbildung 3-2). Erst ab einer Partikelgröße von 3 mm nimmt diese Konstante einen Wert von ca. 3,3 m/s für alle Partikelgrößen an.

Die erzielten Ergebnisse widersprechen denjenigen von Ravelet et al. (2012), wo sie für Glaskörner der Dichte 2500 kg/m^3 festgestellt haben, dass bei einer Transportkonzentration von 5 % die Körner mit einem Durchmesser von 5 mm größere Verluste im Vergleich zu den größeren Körnern des Durchmessers 10 mm verursachen.

4. Vergleich der experimentellen Untersuchungen mit Berechnungen anhand vorliegender analytischer Ansätze

Es wurden 4 häufig benutzte Rechenmodelle aus der Literatur berücksichtigt (Durand (1953), Newitt und Richardson (1955), Führböter (1961) sowie das Wilson-GIW-Modell (Matoušek, 2004)) und für die eigenen Messwerte bei verschiedenen Transportkonzentrationen (in 0,5 % Intervallen) und unterschiedlichen Geschwindigkeiten aufgestellt.

Die Gleichung 3-5 von Durand (1953) kann wie folgt vereinfacht werden:

$$\frac{I_m - I_w}{I_w \cdot C_T} = K \cdot \left(\frac{g \cdot D}{v_m^2} \cdot \frac{\rho_F - \rho_w}{\rho_w} \cdot \frac{1}{\sqrt{C_w}} \right)^{\frac{3}{2}} \quad 6-3$$

$$Y_D = 121 \cdot X_D$$

Analog könnten die anderen Rechenansätze umformuliert werden. Die Gleichung 3-8 nach Newitt und Richardson für heterogenen Transport wird

$$\frac{I_m - I_w}{I_w \cdot C_T} = 1100 \cdot \frac{g \cdot D}{v_m^2} \cdot \frac{v_s}{v_m} \cdot \frac{\rho_F - \rho_w}{\rho_w} \quad 6-4$$

$$Y_N = 1100 \cdot X_N$$

Die Gleichung 3-11 nach Führböter wird

$$\Delta h_m = \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} + L \cdot C_T \cdot \frac{S_{kT}}{v_m}$$

$$\frac{I_m - I_w}{C_T} = \frac{S_{kT}}{v_m}$$

$$Y_F = X_F$$
6-5

Ebenso wird die Gleichung 3-43 von Wilson-GIW folgendermaßen umgeschrieben

$$\Delta h_m - \Delta h_w = 0,5 \cdot \mu_s \cdot C_T \cdot (S_s - 1) \cdot L \cdot \left(\frac{v_m}{v_{50}}\right)^{-M}$$

$$\frac{I_m - I_w}{C_T \cdot (S_s - 1)} = 0,22 \cdot \left(\frac{v_m}{v_{50}}\right)^{-M}$$

$$Y_W = 0,22 \cdot X_W$$
6-6

Anschließend wurden die eigenen experimentellen Messpunkte entsprechend diesen vier neuen Gleichungen nachgerechnet und zusammen mit der jeweiligen Modell-Gleichung in ein Diagramm aufgetragen (siehe Abbildung 6-6).

Die Auswertung der Messergebnisse anhand der Durand-Gleichung 6-3 zeigt, dass eine gute Übereinstimmung bei kleinen (X_D)-Werten vorhanden ist (Abbildung 6-6 oben links). Bei höheren (X_D)-Werte wird der Einfluss der Partikel beider Fraktionen durch diesen Ansatz deutlich unterschätzt.

Der Vergleich mit Gleichung 6-4 von Newitt und Richardson zeigt, dass die experimentell erfassten Verluste wegen der Präsenz von mittleren Feststoffpartikeln höher sind als die Werte, die dieses Modell liefert (siehe Abbildung 6-6 oben rechts). Bei der groben Sandfraktion dahingegen sind die gemessenen durch Sand versuchten Verluste generell niedriger als die mittels der Gleichung 6-4 ermittelten Werte.

Einen ähnlichen Verlauf zeigen die Auswertungen nach Führböter (Abbildung 6-6 unten links) und Wilson-GTM (Abbildung 6-6 oben rechts). Beide Modelle zeigen für die erste Sandfraktion (0,71 - 1,25 mm) eine gute Reproduzierbarkeit der Messergebnisse besonders bei geringen (X)-Werten, d. h. bei hohen Gemischgeschwindigkeiten ist der Sandeffekt mit dem Modell nach Führböter bzw. nach Wilson gut nachbildbar. Bei großen (X)-Werten, somit bei relativ geringen Gemischgeschwindigkeiten, sind für die erste Fraktion, aber auch für die grobe Sandfraktion die Abweichungen der Messwerte von den entsprechenden Gleichungen jedoch ziemlich groß. Um die Messergebnisse genauer zu betrachten, wurden anschließend die experimentell erzielten Verlustkurven konstanter Transportkonzentration denen gegenübergestellt, die mit den jeweiligen Modellen gerechnet wurden (siehe Anhang 1).

Im Allgemeinen unterschätzen die Modelle nach Durand und nach Newitt und Richardson sowohl für die niedrigen als auch für die hohen Transportkonzentrationen die Energieverluste für Geschwindigkeiten unterhalb der kritischen Grenze.

Bei höheren Geschwindigkeiten über den kritischen Wert sind die Abweichungen zwischen den gemessenen und gerechneten Werten von der Transportkonzentration abhängig. Es ergibt sich eine relativ gute Übereinstimmung für niedrige Konzentrationen

bis ca. $C_T=1,5\%$. Beide Modelle führen jedoch bei höheren Konzentrationen zur Überschätzung der gemessenen Verluste.

Genauso zeigen die Verlustkurven nach Führböter einen ähnlichen Verlauf wie die nach Durand und Newitt und Richardson.

Der Rechenansatz nach Wilson-GIW dahingegen ergibt für beide Sandfraktionen unabhängig von der vorhandenen Geschwindigkeit eine Überschätzung der Energieverluste. Eine gute Prognose liefert dieses Modell lediglich bei einer Transportkonzentration unter $C_T \leq 1\%$. Bei allen anderen untersuchten Konzentrationen versagt das Modell. Die Abweichungen zwischen den gemessenen und den gerechneten Werten steigt an, je höher die Transportkonzentration ist.

Außerdem wurde für die Messergebnisse das Energiegefälle anhand des zwei-Schichten Modells von Wilson (Wilson, Addie, & Clift, 1992) mithilfe einer Visual Basic Sub-Prozedur nachgerechnet und die berechneten Werte den gemessenen gegenübergestellt. Es hat sich herausgestellt, dass das zwei-Schichten-Modell zu Unterschätzung des Energieverlustes für beide Sandfraktionen führt (siehe Anhang 1).

6 Vorstellung der Untersuchungsergebnisse

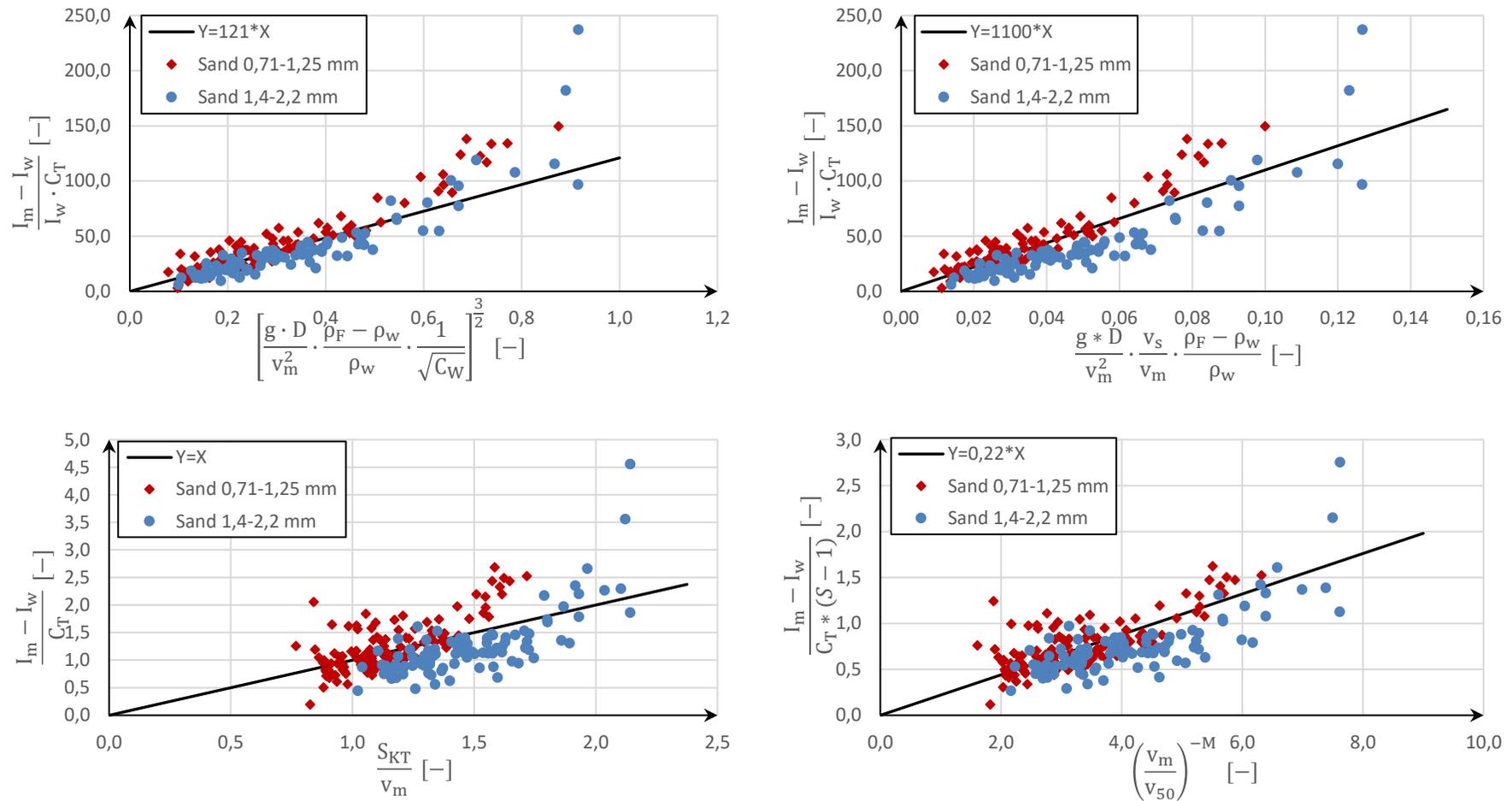


Abbildung 6-6: Vergleich der Messergebnisse mit Ansätzen aus der Literatur, Durand (oben links), Newitt und Richardson (oben rechts), Führböter (unten links) und Wilson-GIW-Modell (unten rechts)

5. Aufstellung eines eigenen analytischen Ansatzes

Aus dem Vergleich mit Literatur-Ansätzen geht hervor, dass keiner der vorhandenen Ansätze die eigenen Messungen vollständig widerspiegelt. Daraus ergibt sich die Notwendigkeit, eigene Funktion zu entwickeln, die den Zusammenhang zwischen der durch Partikelbewegung hervorgerufenen zusätzlichen Energieverlusthöhe (Δh_F) bzw. dem Energiegefälle (I_F) und den Einflussgrößen, die den Transportvorgang bestimmen, herstellt.

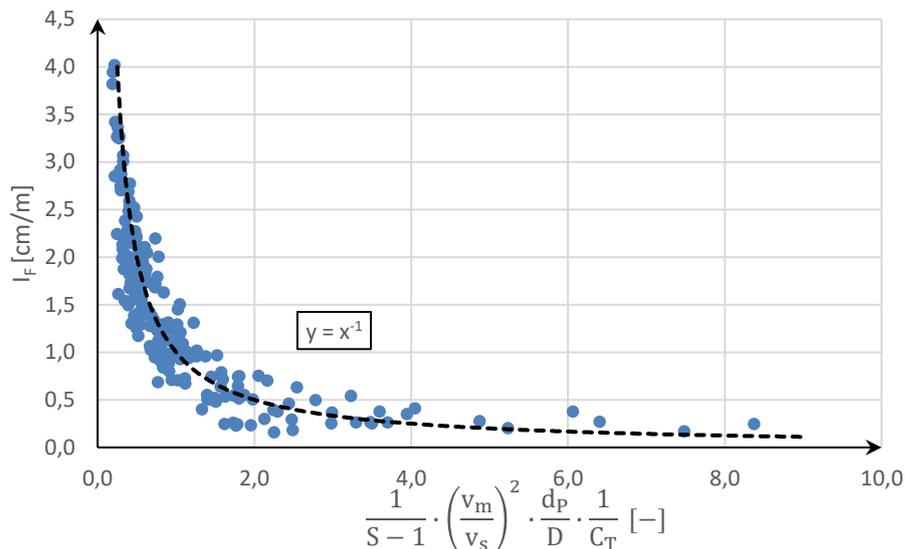


Abbildung 6-7: Das Energiegefälle durch Sandbewegung in horizontaler Rohrleitung (für beide Fraktionen)

Wenn man das durch den Feststofftransport hervorgerufene zusätzliche Energiegefälle gegenüber sämtlichen Einflussgrößen aus der Dimensionsanalyse (siehe Abschnitt 2.10) in ein Diagramm in dimensionsloser Form einträgt, ergibt sich daraus eine Potenzfunktion zwischen den betrachteten Größen (siehe Abbildung 6-7). Diese Gleichung wurde nach den Einflussparametern umgestellt. Somit ergibt sich:

$$I_F = \frac{\Delta h_F}{L} = \left[\frac{1}{S-1} \cdot \left(\frac{v_m}{v_s} \right)^2 \cdot \frac{d_p}{D} \cdot \frac{1}{C_T} \right]^{-1} = \left[(S-1) \cdot \left(\frac{v_s}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-7$$

Dabei sind L die Rohrlänge [m], v_m die Gemischgeschwindigkeit [m/s], v_s die stationäre Sinkgeschwindigkeit [m/s], S das Dichteverhältnis [-] und d_p bzw. D der Partikel- bzw. Rohrdurchmesser [m]. Der Verlustanteil des Feststoffes Δh_F ergibt sich in [cm], wenn C_T in [%] ist und in [m], wenn C_T als Absolutwert [-] eingesetzt wird.

Die Gleichung 6-7 zeigt, dass der Verlustanteil des Feststoffes mit zunehmender Gemischgeschwindigkeit bei ansonsten konstanten Parametern abnimmt. Dies lässt sich damit begründen, dass die Partikel bei relativ hohen Geschwindigkeiten in Suspension gehalten werden, was die Reibung der Partikel an der Wand verringert bzw. die Wahrscheinlichkeit des Partikel-Partikel-Zusammenstoßes.

Dahingegen erhöht sich dieser Anteil, je größer die Feststoffdichte, denn je schwerer die Partikel sind, umso mehr neigen sie dazu, sich nah an der Rohrsohle aufzuhalten. Das führt zur erhöhten Reibung mit der Rohrwand sowie einer intensiveren Reibung zwischen den Partikeln.

Die gleiche Wirkung ist mit Zunahme der Transportkonzentration aufgrund der häufiger werdenden Partikel-Partikel-Kollisionen zu erwarten.

Nachdem die zusätzliche Energieverlusthöhe bestimmt worden ist, ist es möglich, die Energie-Gleichung (Gleichung 3-69) für die Gemischströmung in einer horizontalen Leitung aufzustellen:

$$\frac{p_1}{\rho_w \cdot g} = \frac{p_2}{\rho_w \cdot g} + \lambda_w \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_m^2}{2 \cdot g} + L \cdot \left[(S - 1) \cdot \left(\frac{v_s}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-8$$

Die Gleichung 6-8 gilt für den quasihomogenen, heterogenen und z. T. für den Transport mit beweglicher Sohle in einer horizontalen Leitung. Für den voll homogenen Transport liegen wegen der technisch unmöglichen Untersuchung dieser Transportart keine Messdaten vor. Ebenso war die Untersuchung der Förderung mit beweglicher Sohle bei Ausbildung von Transportkörpern mit hoher Unzuverlässigkeit verbunden, denn in diesem Bereich waren die Drücke bzw. die Geschwindigkeiten großen Schwankungen unterworfen.

6.1.2 Experimentelle Untersuchung zu der kritischen Geschwindigkeit

Die experimentelle Untersuchung der kritischen Gemischgeschwindigkeit ist subjektiv und technisch sowie zeitlich sehr aufwendig. Diese Geschwindigkeit kennzeichnet das lokale Minimum der jeweiligen Verlustkurve (siehe dazu Abbildung 6-1).

Die Bestimmung der kritischen Geschwindigkeit spielt beim Design der Förderanlage eine zentrale Rolle, da das Betreiben des Systems unter geringeren Geschwindigkeiten mit hohen Energieverlusten und höheren Abrieb- bzw. Verstopfungsgefahren des Rohrsystems verbunden ist.

1. Abhängigkeit der kritischen Geschwindigkeit von der Transportkonzentration

Die kritische Gemischgeschwindigkeit v_{crit} für beide untersuchten Sandfraktionen wurde in Abbildung 6-8 in Abhängigkeit von der Transportkonzentration C_T dargestellt. Es ergab sich jeweils eine Potenzfunktion zwischen beiden Parametern.

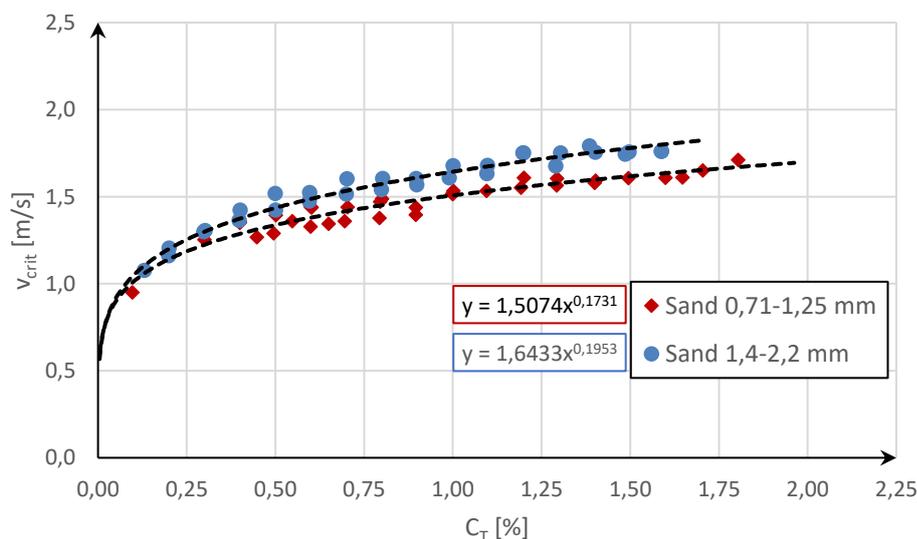


Abbildung 6-8: Abhängigkeit der kritischen Geschwindigkeit von der Transportkonzentration für beide Sandfraktionen in horizontaler Rohrleitung

In Anlehnung an die Definition der kritischen Geschwindigkeit ist von einer sicheren Förderung des Materials durch die Rohrleitung auszugehen, wenn die mittlere vorhandene Gemischgeschwindigkeit über der Kurve der entsprechenden Sandfraktion liegt.

Praktisch beginnt die v_{crit} -Kurve nicht bei Null, denn wenn kein Feststoff in der Anlage vorhanden ist, ist die kritische Geschwindigkeit nicht definiert. Außerdem, selbst wenn es sich um Transportkonzentrationen handelt, die geringfügig größer als Null sind (sprich, wenn nur einzelne Partikel in dem Rohrsystem unterwegs sind), ergibt sich für diese Konzentration eine kritische Geschwindigkeit, die einen Wert größer als Null annimmt.

Die Abbildung 6-8 zeigt, dass die kritische Gemischgeschwindigkeit mit Zunahme der Transportkonzentration ansteigt. Bei geringen Transportkonzentrationen fällt auf, dass der Anstieg steiler als bei höheren Konzentration ist.

2. Abhängigkeit der kritischen Geschwindigkeit von der Partikelgröße

Aus der Abbildung 6-8 geht hervor, dass bei einer konstanten Transportkonzentration die größere Sandfraktion eine höhere kritische Geschwindigkeit aufweist.

Diese Ergebnisse stimmen nicht mit den Messergebnissen von Führböter (1961) überein, wo er den Einfluss der Partikelgröße ab $d_p > 0,5$ mm auf die kritischen Geschwindigkeit ausgeschlossen hat. Es muss beachtet werden, dass sich diese Messergebnisse von Führböter jedoch auf den Bereich hoher Transportkonzentration ($C_T > 5\%$) beziehen und keine Ergebnisse für geringere Transportkonzentrationen vorlagen.

3. Überprüfung des Bedarfs eines neuen Ansatzes für v_{crit}

Zur Überprüfung der Notwendigkeit eines neuen Rechenansatzes wurden zunächst die experimentell gemessenen kritischen Gemischgeschwindigkeiten beider Sandfraktionen mit denen verglichen, die unter Einbeziehen schon bekannter Rechenansätze z. B. Wasp-, -Durand-, Brauer und Schmidt-, Jufin und Lopatin-Ansatz sowie das MTI-Holland-Modell (siehe Abschnitt 3.1.4) berechnet wurden (siehe hierzu Abbildung 6-9 bzw. Abbildung 6-10).

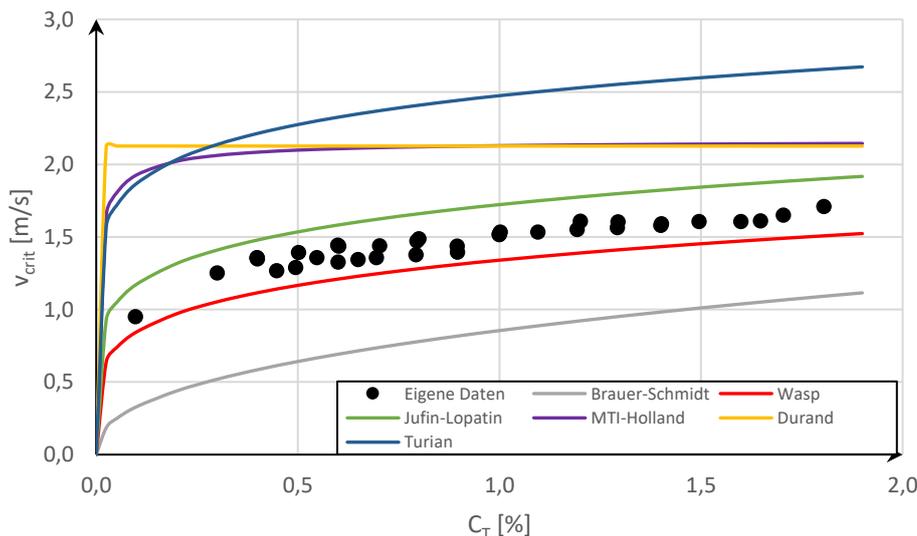


Abbildung 6-9: Kritische Geschwindigkeit für Sand $d_p=1,036$ mm, vgl. mit Literaturansätzen

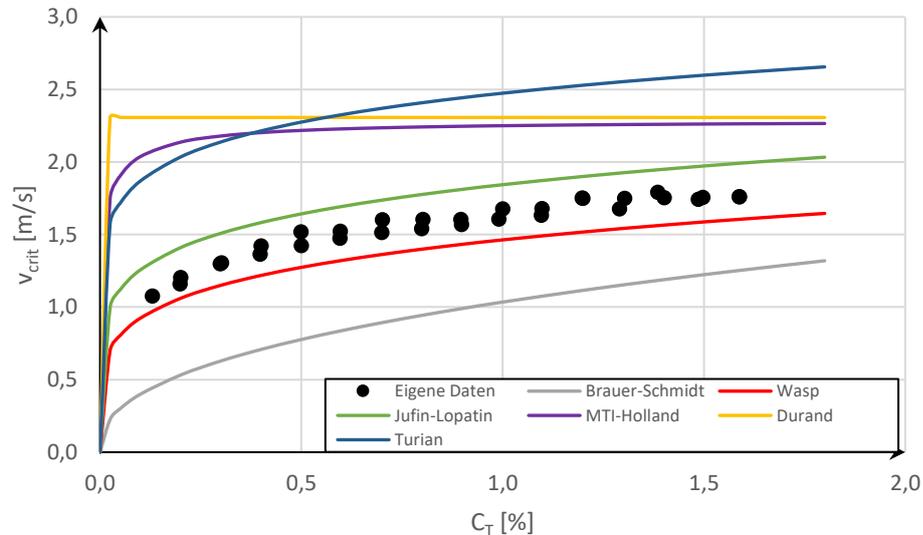


Abbildung 6-10: Kritische Geschwindigkeit für Sand $d_p=1,756$ mm, vgl. mit Literaturansätzen

Dabei wurden dem Durand-Koeffizienten F_L in Gleichung 3-55 für die mittlere Sandfraktion der Wert 1,24 und für die grobe Fraktion der Wert 1,34 zugewiesen. Dem Partikel-Sinkparameter ψ^* in der Gleichung 3-60 nach Jufin und Lopatin wurde in Anlehnung an die mittlere Partikelgröße der Wert 0,8 für die mittlere bzw. 1,2 für die grobe Sandfraktion zugeordnet. Die Viskosität des Wassers in dem Ansatz nach Brauer und Schmidt (Gleichung 3-61) wurde entsprechend einer Temperatur von 20° als $1,004 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ angenommen. Die Gleichung 3-62 nach Wasp et al. wurde für alle vorkommenden Transportkonzentrationen, darunter auch diejenigen geringer als 1 % verwendet. Darüber hinaus wurde die kritische Geschwindigkeit anhand der Transportkonzentration C_T statt der unbekanntenen Volumenkonzentration C_R gerechnet. Für Turian-Yuan-Ansatz wurde die Gleichung 3-20 verwendet und der Übergangszahl einen Wert von $R_{1-2}=1$ zugewiesen.

Aus Abbildung 6-9 und Abbildung 6-10 geht hervor, dass für beide Sandfraktionen alle Rechenansätze, außer dem Ansatz nach Durand und dem nach MTI-Holland, einen sehr ähnlichen Verlauf wie die Messdaten aufweisen.

Der Ansatz nach Jufin und Lopatin und der Ansatz nach Wasp brachten eine akzeptable Übereinstimmung mit sich. Der Ansatz nach Wasp führt jedoch zu einer Unterschätzung der kritischen Geschwindigkeit und somit zu einem unsicheren Betrieb der Anlage.

Der Ansatz nach Jufin und Lopatin ist insofern kritisch anzusehen, da in diesem Ansatz die Dichte der Partikel bzw. des Fluides nicht berücksichtigt werden. Dazu wurde die Partikelgröße durch den Sinkparameter ψ^* ersetzt.

Auf Grundlage des Ergebnisses Betrachtung war es unerlässlich, eine neue Funktion aufzustellen.

4. Aufstellung des Rechenansatzes für die kritische Geschwindigkeit v_{crit}

Da diese Grenzgeschwindigkeit von den geometrischen und physikalischen Eigenschaften der Partikel, vom Dichteverhältnis und vor allem von der Transportkonzentration abhängt, wurde für sämtliche Messwerte ein Produkt aus diesen Parametern in

dimensionsloser Form der ebenfalls in dimensionsloser Form umgeschriebenen kritischen Geschwindigkeit in ein Diagramm gegenübergestellt (Abbildung 6-11).

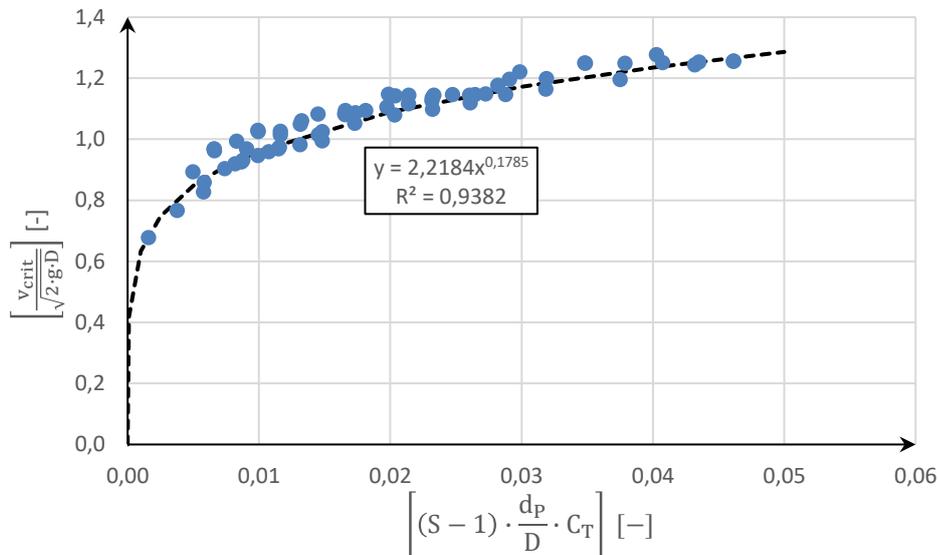


Abbildung 6-11: Kritische Gemischgeschwindigkeit in Abhängigkeit von den Einflussgrößen

Aus dieser Gegenüberstellung lässt sich eine Potenzfunktion zwischen der kritischen Gemischgeschwindigkeit und den Einflussparametern ableiten:

$$v_{\text{crit}} = 2,2184 \cdot \left[(S - 1) \cdot \frac{d_p}{D} \cdot C_T \right]^{0,1785} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D} \quad 6-9$$

Dabei sind v_{crit} die kritische Gemischgeschwindigkeit [m/s], C_T die Transportkonzentration [%] und d_p bzw. D der Partikel- bzw. der Rohrdurchmesser [m].

6.2 Ergebnisse der hydronumerischen Untersuchungen in horizontaler Rohrleitung

Die hydronumerische Nachbildung von Partikeltransportvorgängen stellt eine große rechnerische Herausforderung dar. Es liegen zahlreiche Parameter vor, die eingestellt bzw. optimiert werden müssen, um bestmögliche, realitätsnahe, numerische Ergebnisse zu erzielen. Manche Kenngrößen des Transportvorgangs, z. B. die Geschwindigkeits- und Konzentrationsverteilung, können im physikalischen Modell nur schwer ermittelt werden. Hieraus erwächst die Notwendigkeit, das HN-Modell mit Berechnungen anderer Autoren zu validieren (siehe Abschnitt 5.4).

Darüber hinaus sind die erforderlichen Parametereinstellungen nur durch verschiedene Optimierungsschritte zu erreichen. Dies soll anhand von zwei Beispielen erläutert werden (siehe Abschnitt 6.2.3). Dafür bietet sich zunächst an, eine Netzstudie und Parameteranalyse anhand der eigenen Messungen durchzuführen.

Daraufhin lassen sich die Einwirkungen verschiedener Parameter z. B. der Partikeldichte oder des Rohrdurchmessers mithilfe des kalibrierten Modelles abschätzen.

6.2.1 Randbedingungen

Am Zulauf wurden die experimentell erfassten Massenströme beider Phasen in [kg/s] mit einer relativen Geschwindigkeit $v_r=0$ m/s als Strömungsgrößen definiert. Der Massenstrom des Wassers wurde über den Durchflussmesser (IDM) gewonnen und der Anteil des Feststoffes

aus der Probenentnahme ermittelt. Als Auslaufrandbedingung wurde der physikalisch gemessene Druck des jeweiligen Versuchs eingegeben.

Die Wandrandbedingung für die kontinuierliche Phase wurde als Haftbedingung vorgesehen, sprich die Geschwindigkeit des Wassers unmittelbar an der Wand ist gleich Null definiert.

Die Feststellung der Wandbedingung für die sekundäre Phase gestaltet sich als sehr kompliziert. Generell hat man die Möglichkeit, diese Bedingung entweder als reibungsfreie Wand, als Haftbedingung oder aber als teilweise reibungsbehaftet zu definieren.

Hydraulisch gesehen ist es nicht korrekt, die Wandrandbedingung für die disperse Phase als komplett reibungsfrei oder als klebend zu definieren, dennoch wurden mit einigen Simulationen solche Randbedingungen angenommen, die dazu führten, dass beim ersten Fall, d. h. völlig ohne Haftung, fast keine messbaren Verluste infolge der Partikelbewegung entstanden. Im zweiten Fall wurde die Simulation nicht abgeschlossen, d. h. die Lösung war nicht konvergent, da die Kontinuität des Feststofftransportes zwischen Einlauf und Auslauf nicht erreicht wurde.

Im Rahmen dieser Arbeit wurde daher der festen Berandung eine teilweise reibungsbehaftete Bedingung über einen Verlustbeiwert für die sekundäre Phase ψ zugewiesen, welche letztendlich die realistische Bedingung darstellt. Dieser Beiwert kann einen Wert zwischen 0 für die reibungsfreie Bedingung und 1 für die Haftbedingung annehmen.

Die Rechenergebnisse zeigten, dass dieser Beiwert bei höheren Betriebsgeschwindigkeiten abnimmt, bei niedrigen Geschwindigkeiten dahingegen wird er größer. Allgemeingültige Aussagen zu diesem Beiwert konnten jedoch nicht getroffen werden.

Die einzige Möglichkeit die passenden Werte zu erzielen, ist es den Beiwert iterativ so lange zu variieren, bis die numerisch gewonnenen hydraulischen Parameter, den physikalisch gemessenen entsprechen (Li & Benyahia, 2013).

Zur Beschreibung der Schubspannung der dispersen Phase an der Wandberandung wurde in ANSYS-Fluent der folgende Ansatz implementiert:

$$\tau_F = -\frac{\pi}{6} \cdot \sqrt{3 \cdot \theta_F} \cdot \psi \cdot \frac{\alpha_F}{\alpha_{F,max}} \cdot \rho_F \cdot g_{O,PP} \cdot (U_F - U_w) \quad 6-10$$

$\alpha_{F,max}$ ist die maximal mögliche Volumenfraktion der dispersen Phase. Dies entspricht der Volumenfraktion der Packungsdichte. Hier wurde $\alpha_{F,max}=0,63$ angenommen.

$g_{O,PP}$ ist die Radialverteilungsfunktion. Sie definiert die Wahrscheinlichkeit der Kollisionen zwischen den Partikeln und hängt von der Volumenfraktion der dispersen Phase ab.

6.2.2 Numerische Lösung und Konvergenz

Das Upwind Diskretisierungsschema zweiter Ordnung wurde für die Impulsgleichungen benutzt, dagegen wurde für die Volumenfraktion, die turbulente kinetische Energie und für die turbulente Energiedissipation ein Upwind-Verfahren erster Ordnung verwendet. Mit diesen Diskretisierungsmethoden lassen sich stabile Lösungen der Erhaltungsgleichungen mit guter Genauigkeit erzielen.

Es gibt keine explizite Gleichung, um den Druck zu bestimmen. Dafür aber erscheint der Druck zusammen mit den drei Geschwindigkeitskomponenten in den drei Impulsgleichungen. Eine vierte Gleichung, nämlich die Kontinuitätsgleichung steht darüber hinaus zur Berechnung der Unbekannten zur Verfügung und muss durch das Geschwindigkeitsfeld erfüllt werden. Aus der Kombination der vier vorliegenden Gleichungen lässt sich durch verschiedene Algorithmen eine Korrelation zur Druckbestimmung ableiten (eng. pressure-velocity coupling algorithms).

Im Rahmen dieser Arbeit wurde der Algorithmus SIMPLE (eng. Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations) verwendet.

Um die Stabilität der Lösung zu gewährleisten, wurden Relaxationsfaktoren verwendet. Für weitere Informationen wird auf (ANSYS, Inc., 2010) verwiesen.

Nachdem die Diskretisierungsmethoden und die Kontrollfaktoren festgelegt wurden, erfolgte die Lösung dieser Gleichungen mit Hilfe eines getrennten Solvers (eng. segregated). Dabei wurden die Erhaltungsgleichungen sequenziell gelöst, d. h. im ersten Schritt für eine Variable und erst dann für die nächste. Damit wird deutlich weniger Speicherkapazität benötigt als bei anderen Solvern.

Das Konvergenzkriterium der Kontinuität bzw. des Impulses der Wasserströmung wurde zu 10^{-7} festgelegt, während für die Impulsgleichungen des Feststoffes sowie für die turbulente kinetische Energie und für die turbulente Energiedissipation das Abbruchkriterium zu 10^{-3} festgelegt wurde.

6.2.3 Parameteranalyse anhand eigener Versuche

Die numerische Simulation einer partikelbeladenen Strömung ist komplex und muss daher Schritt für Schritt durchgeführt werden, bis man eine ausreichend akzeptable Lösung erreicht hat. Daher sollte das 3D-HN Modell einer sensitiven Analyse hinsichtlich der Netzgröße, des Widerstandsmodelles und der Turbulenz unterzogen werden, bevor sämtliche Laborversuche numerisch nachgebildet werden. Diese Analyse wurde für zwei Fallbeispiele unternommen (siehe Tabelle 7).

Das erste Fallbeispiel bezieht sich auf einen im Labor durchgeführten physikalischen Versuch. Das zweite hingegen dient nur dem Ziel, die möglichen Änderungen bei höheren Feststoffkonzentrationen zu erfassen.

Tabelle 7: Zusammenfassung der beiden Fallbeispiele

Fall	C_T [%]	Δp_m [pa]	Q_w [l/s]	\dot{M}_F [kg/s]	d_p [mm]
1	2,193	5295,6	15,44	0,9175	1,036
2	10	Nicht gemessen	15,44	4,546	

Die nachstehenden numerischen Ergebnisse beziehen sich auf das erste Fallbeispiel. Die Ergebnisse aus dem zweiten Beispiel sind der Anhang 5 zu entnehmen.

1. Netzunabhängigkeitsstudie

Um ein optimales Berechnungsnetz zu erhalten, erweist sich grundsätzlich eine Netzunabhängigkeitsstudie als sehr hilfreich. Das Netz soll so grob wie möglich und so fein wie nötig sein, um möglichst genaue Ergebnisse mit akzeptablem Rechenaufwand zu erzielen.

In Tabelle 8 sind für vier Beispielnetze die Anzahl der Rechenelemente aufgeführt. Dabei werden die Betrachtungen primär auf den Druckverlust und die Transportkonzentration beschränkt.

Tabelle 8: Kenngrößen der Netztypen 1, 2, 3 und 4

Mesh_Nr.	Netzelemente	Dicke der 1. Schicht [m]	Elementgröße [m]	Y^+_{ave}
1	910695	0,00075	0,02	37
2	2840202	0,0005	0,1	25
3	4582583	0,001	0,0075	44
4	5625867	0,0005	0,0075	23

Alle untersuchten Netze bestehen aus Tetraederelementen mit 10 Prismen-Schichten nah an der Rohrwand, um die Grenzschicht besser zu erfassen (siehe Abbildung 6-12). Da das k-epsilon Turbulenzmodell für die Turbulenzerfassung vorgesehen war, wurde darauf geachtet, dass die ersten Netzknoten dort angebracht wurden, wo die y^+ Bedingung dieses Modells erfüllt ist (für k-Epsilon $30 < y^+ < 300$ (ANSYS FLUENT 6.3, User's Guide, 2006)), d. h. in der turbulenten wandnahen Zone (eng. Overlap Layer) liegen, damit das Geschwindigkeitsprofil in Wandnähe richtig simuliert wird. Dabei ist y^+ eine dimensionslose Distanz von der Rohrwand in Abhängigkeit von der lokalen Geschwindigkeit bzw. von der Schubspannungsgeschwindigkeit u^* .

$$y^+ = \frac{y \cdot u^*}{\nu} \quad 6-11$$

$$u^* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho_w}} \quad 6-12$$

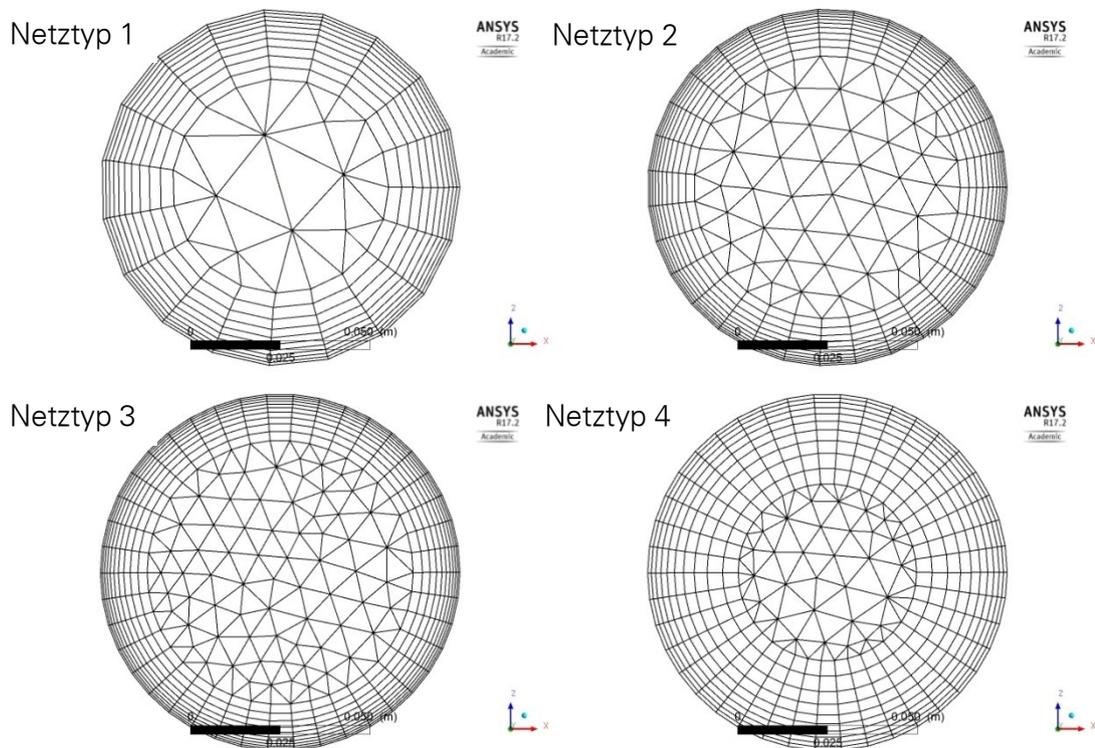


Abbildung 6-12: Das Rechenetz im Querschnitt der Messstrecke

Mit diesen vier unterschiedlichen Netzeinstellungen wurden beide Fallbeispiele simuliert. Dabei wurden im ersten Schritt der Netzstudie die Turbulenzen durch das dispergiertes k-epsilon Turbulenzmodell ermittelt und für die Widerstandskraft wurde der Ansatz nach Gidaspow implementiert. Dem Partikel-Partikel-Kollisionskoeffizienten wurde ein Wert von $e_{pp}=0,9$ (standardmäßig sowie auf Empfehlung von Yin et al. (2014)) zugeordnet. Die Wandrandbedingung für die disperse Phase wurde zunächst als reibungsfrei angenommen.

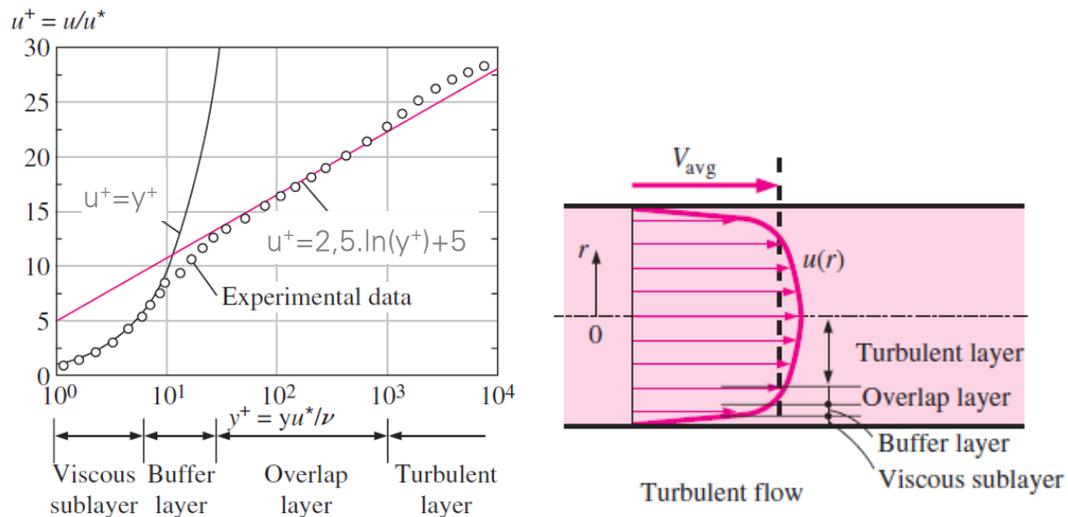


Abbildung 6-13: Geschwindigkeitsprofil einer turbulenten Rohrströmung (Cengel & Cimbala, 2006), bearbeitet

Die Abbildungen 6-14 – 6-17 zeigen den Einfluss der Netzfeinheit auf die unterschiedlichen hydraulischen Parameter wie z. B. der Druckabfall, die Geschwindigkeit- sowie die lokale Konzentrationsverteilung der sekundären Phase.

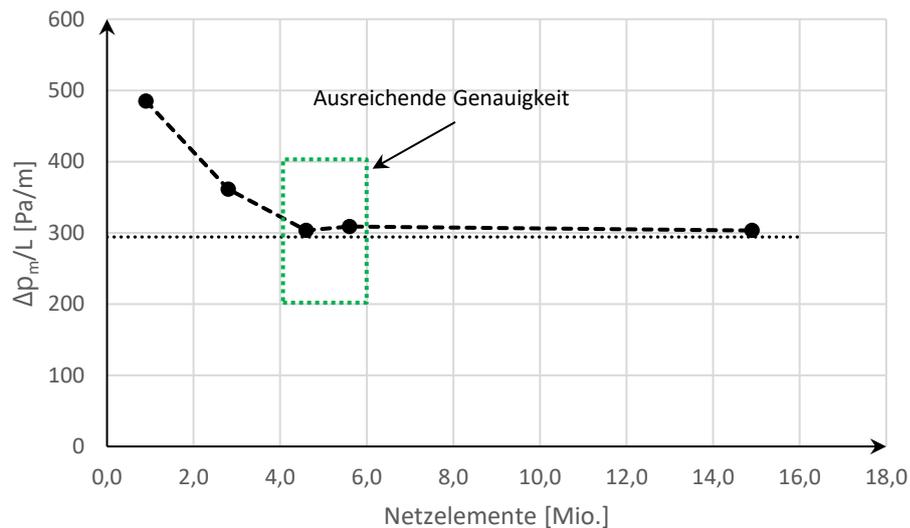


Abbildung 6-14: Druckgradient mit verschiedenen Netzgrößen für $Q_w=15,44$ l/s, $\dot{M}_F=0,9175$ kg/s, $C_T=2,193$ %

Aus der Abbildung 6-14 ist ersichtlich, dass der Druckgradient entlang der Messstrecke deutlich abfällt, je feiner das Rechnetz ist, bis er sich für die beiden letzten Netztypen nur minimal unterscheidet. Eine weitere Verfeinerung des Netzes auf ca. 15 Mio. Elementen bringt kaum Wirkung auf die Ergebnisse. Somit konnte die Aussage getroffen werden, dass eine weitere Verfeinerung des Netzes nicht erforderlich war und nur unnötig die Rechenzeit verlängert.

Es bleibt zu erwähnen, dass die Netzstudie mit einer reibungsfreien Wandbedingung für die disperse Phase durchgeführt worden ist, so dass in den weiteren Schritten nach einem passenden Widerstandsbeiwert gesucht werden musste.

In der Abbildung 6-15 ist die lokale Konzentrationsverteilung 0,5 m vor dem Auslauf für alle Netztypen dargestellt.

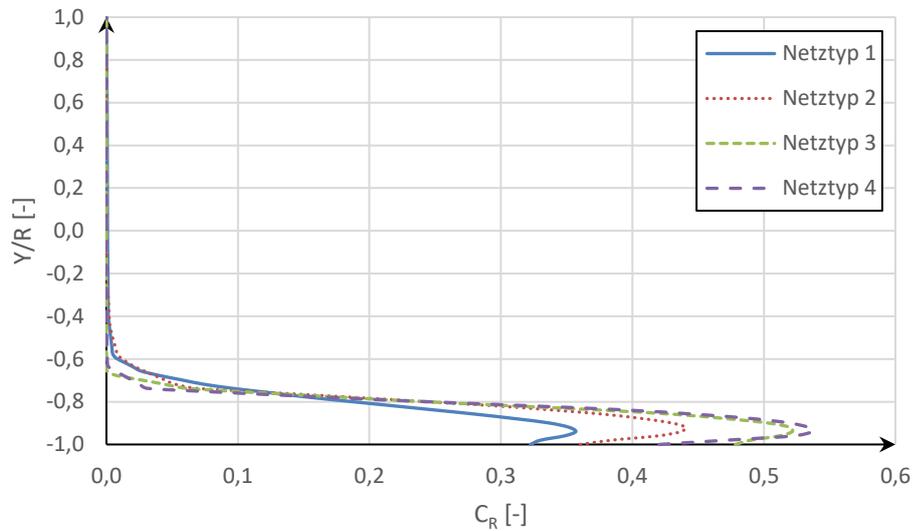


Abbildung 6-15: Verteilung der Sandkonzentration über die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit des Netztyps für $Q_w = 15,44 \text{ l/s}$, $\dot{M}_F = 0,9175 \text{ kg/s}$, $C_T = 2,193 \%$

In Abbildung 6-16 und Abbildung 6-17 sind die Wasser- und Sandgeschwindigkeiten entlang der Rohrmittelachse dargestellt. Es zeigt sich, dass die Geschwindigkeitsprofile für beide Netztypen 3 und 4 konstant wird und eine weitere Verfeinerung des Netzes nicht erforderlich ist.

Die numerischen Untersuchungen für das erste Fallbeispiel zeigten, dass das Rechenetztyp 3 mit $4,6 \cdot 10^6$ Elementen die beste Kombination aus Genauigkeit und Rechenaufwand darstellte. Daher wurden mit diesem Netz die weiteren Untersuchungen zum Widerstands- und Turbulenzmodell durchgeführt.

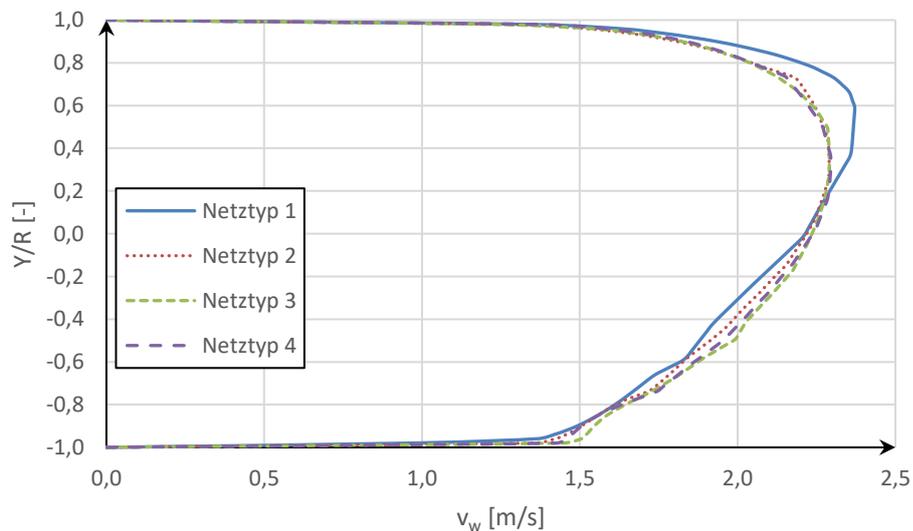


Abbildung 6-16: Das Strömungsgeschwindigkeitsprofil über die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit des Netztyps für $Q_w = 15,44 \text{ l/s}$, $\dot{M}_F = 0,9175 \text{ kg/s}$, $C_T = 2,193 \%$

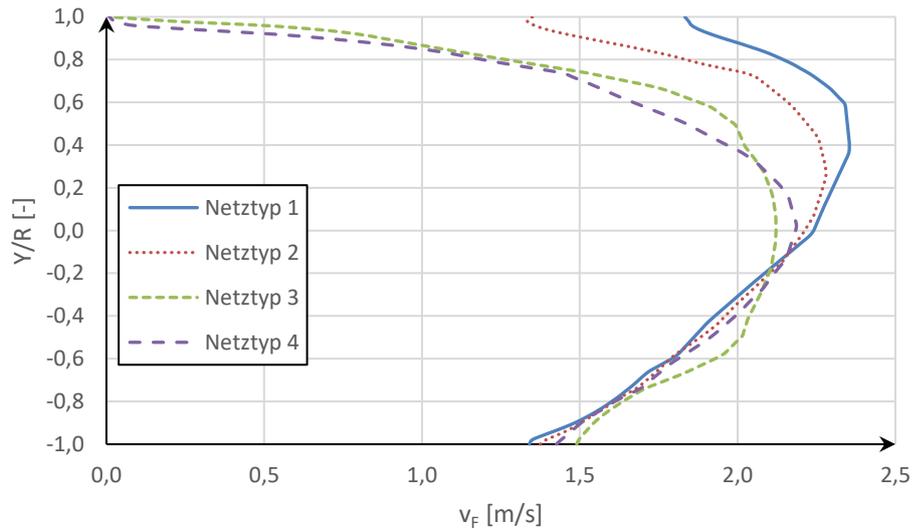


Abbildung 6-17: Das Sandgeschwindigkeitsprofil über die vertikale Querschnittachse in Abhängigkeit des Netztyps für $Q_w = 15,44$ l/s, $\dot{M}_F = 0,9175$ kg/s, $C_T = 2,193$ %

2. Auswahl des Widerstandsmodells

Die disperse und die kontinuierliche Phase der mehrphasigen Strömung sind u. a. durch das Widerstandsmodell miteinander verbunden. Dies stellt die wesentliche Interaktion zwischen den beiden Phasen dar.

In der Literatur sind zahlreiche Modell-Ansätze zur Bestimmung der Wechselwirkung zwischen beiden Phasen vorhanden. Nachfolgend werden vier wesentliche Widerstandsmodelle genannt (das Modell nach Gidaspow (Gidaspow, 1994) und Wang et al. (Wang, Wang, Zhang, & Liang, 2012), das Schiller-Naumann-Modell (Visuri, A. Wierink, & Alopaeus, 2012), das Syamlal-O'Brien-Modell (Syamlal & O'Brien, 1987) sowie das Wen-Yu-Modell (Wen & Yu, 1966)) und für weitere Untersuchungen berücksichtigt.

Die Abbildung 6-18 (oben links) zeigt beispielhaft den Verlauf der Drucklinien unter Anwendung unterschiedlicher Widerstandsmodelle bei ansonsten konstanten Randbedingungen für das erste Fallbeispiel (siehe Tabelle 7). Es zeigt sich, dass alle Modelle sehr ähnliche Ergebnisse liefern.

Darüber hinaus ist in Abbildung 6-18 (oben rechts) für jedes der o. g. Widerstandsmodelle die lokale Sandkonzentration dargestellt. Alle getesteten Widerstandsmodelle weisen zueinander ähnliche Konzentrationsverteilungen auf. Beim Abgleich der Simulationsergebnisse mit den visuellen Beobachtungen bei den Experimenten (vgl. Abbildung 6-19) lässt sich abschließend feststellen, dass die untersuchten Modelle die qualitative Sandverteilung im Rohrquerschnitt gut abbilden.

Ebenso lieferten alle Widerstandsmodelle beinahe die gleichen Geschwindigkeitsprofile sowohl fürs Wasser als auch für den Sand (Abbildung 6-18 unten links bzw. unten rechts).

6 Vorstellung der Untersuchungsergebnisse

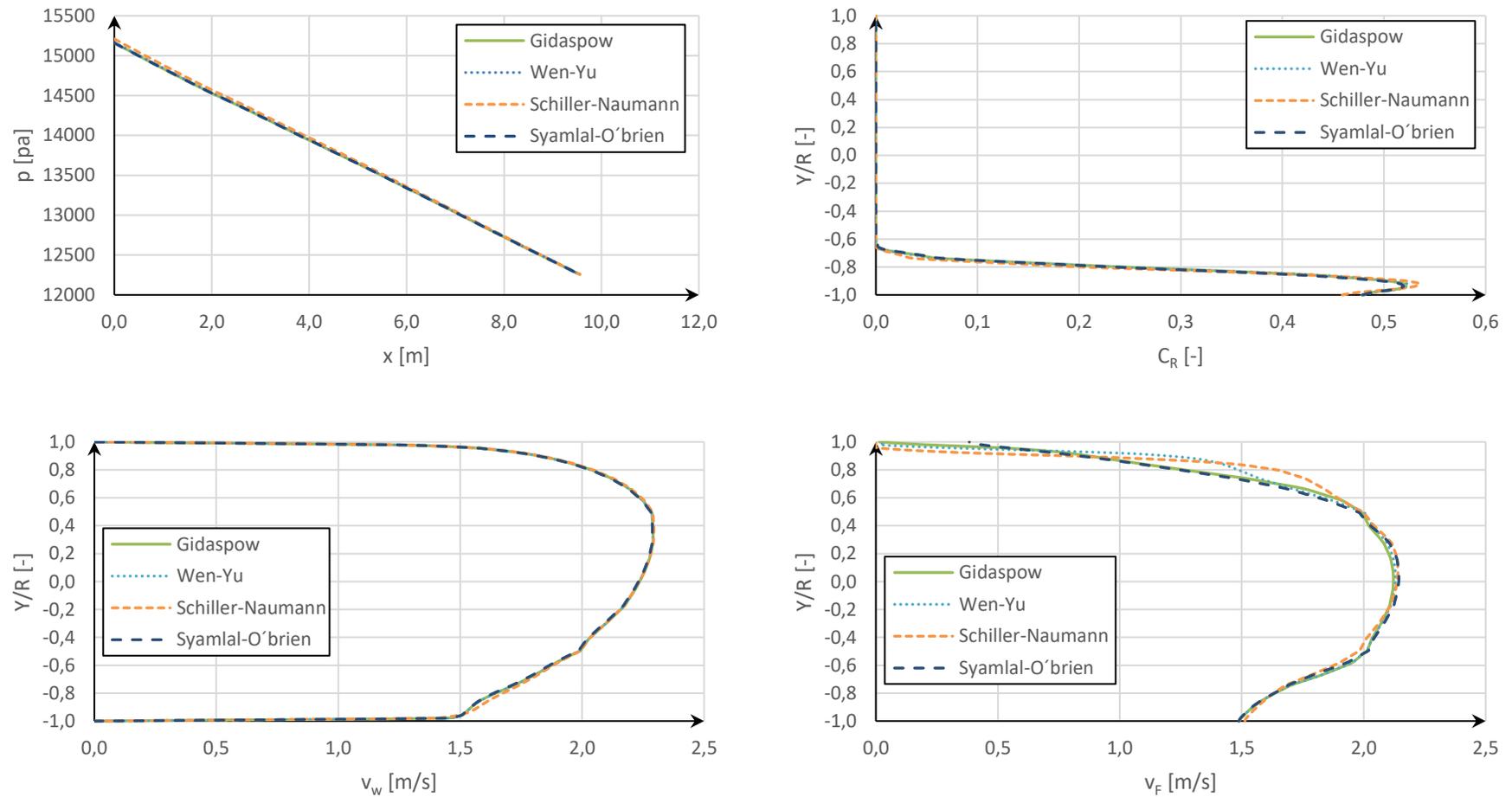


Abbildung 6-18: Druckabfall (oben links), Konzentrationsverteilung (oben rechts), Strömungsgeschwindigkeitsprofil (unten links) und Sandgeschwindigkeitsprofil (unten rechts) für verschiedene Widerstandsmodelle für $Q_w=15,44$ l/s, $\dot{M}_F=0,9175$ kg/s, $C_T=2,193$ %

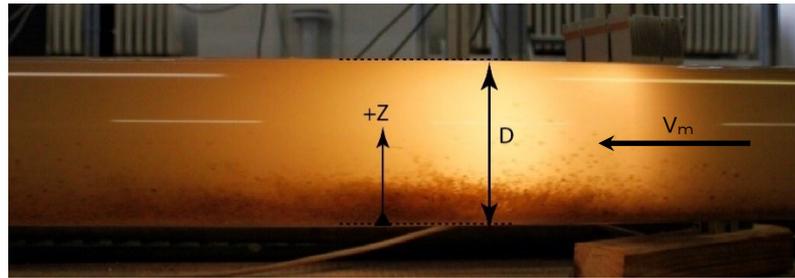


Abbildung 6-19: Vertikale Sandverteilung im Rohrquerschnitt, physikalisches Modell

Das Widerstandsmodell nach Syamlal und O'Brien wurde analytisch mit der Sinkgeschwindigkeit einzelner Partikel hergeleitet. Das Modell nach Wen-Yu ist dafür geeignet, wenn die Raumkonzentration der dispersen Phase geringer als 20 % ist. Weiterhin basiert das Modell nach Gidaspow zum Teil auf der experimentellen Ermittlung der Sinkgeschwindigkeit und besteht aus dem Wen-Yu-Modell bei geringen Raumkonzentration und dem Ergun-Modell (1952) bei Konzentration höher als 20 %. Daher liefert dieses Modell für $\alpha_F \leq 0,2$ die gleiche Konzentrationsverteilung wie das Wen-Yu-Modell. Das Schiller-Naumann-Modell ist nur gültig für kugelförmige Partikel mit sehr niedrigen Raumkonzentrationen der dispersen Phase (ANSYS CFX 13.0, Modeling Guide, 2010). Diese Bedingungen erfüllt das erste Fallbeispiel, daher liefert das Modell in diesem Fall ähnliche Ergebnisse wie die anderen Modelle. Bei hohen Konzentrationen z. B. Fall_2 ist es nicht der Fall (siehe Anhang 5).

Aus dieser Betrachtung erwies sich das Widerstandsmodell nach Gidaspow als am besten für weitere Untersuchungen geeignet, weshalb es in dieser Arbeit zum Einsatz kommt.

3. Turbulenzstudie

Ansys Fluent verfügt über unterschiedliche Turbulenzmodelle. Im Rahmen dieser Arbeit kam das k-epsilon-Turbulenzmodell zum Einsatz. Dabei bietet Ansys Fluent für die Modellierung der Turbulenzen in einer Multiphasenströmung drei Methoden: Gemischt-Turbulenzmodell, dispergiertes Turbulenzmodell und das Per-Phase-Turbulenzmodell.

In der ersten Herangehensweise, Gemischt-Turbulenzmodell, werden beide Phasen als einheitliches Gemisch betrachtet und mit den Kenngrößen des Gemisches z. B. Dichte, Viskosität und die Geschwindigkeit werden die Transportgleichungen der Turbulenzen, d. h. für k und Epsilon, gelöst. Im zweiten Fall, dispergiertes Turbulenzmodell, werden die Turbulenz-Transportgleichungen für die kontinuierliche Phase unter Einbeziehen weiterer Terme zur Beschreibung des turbulenten Impulstransports zwischen den beiden Phasen gelöst. In der letzten Option, Per-Phase-Turbulenzmodell, wird ein Set von k- und Epsilon-Transportgleichungen für jede Phase gelöst.

Der Einfluss des jeweiligen Turbulenzansatzes auf die Hauptparameter, wie Druck, Geschwindigkeiten und Konzentrationsverteilung, ist in der Abbildung 6-20 dargestellt.

6 Vorstellung der Untersuchungsergebnisse

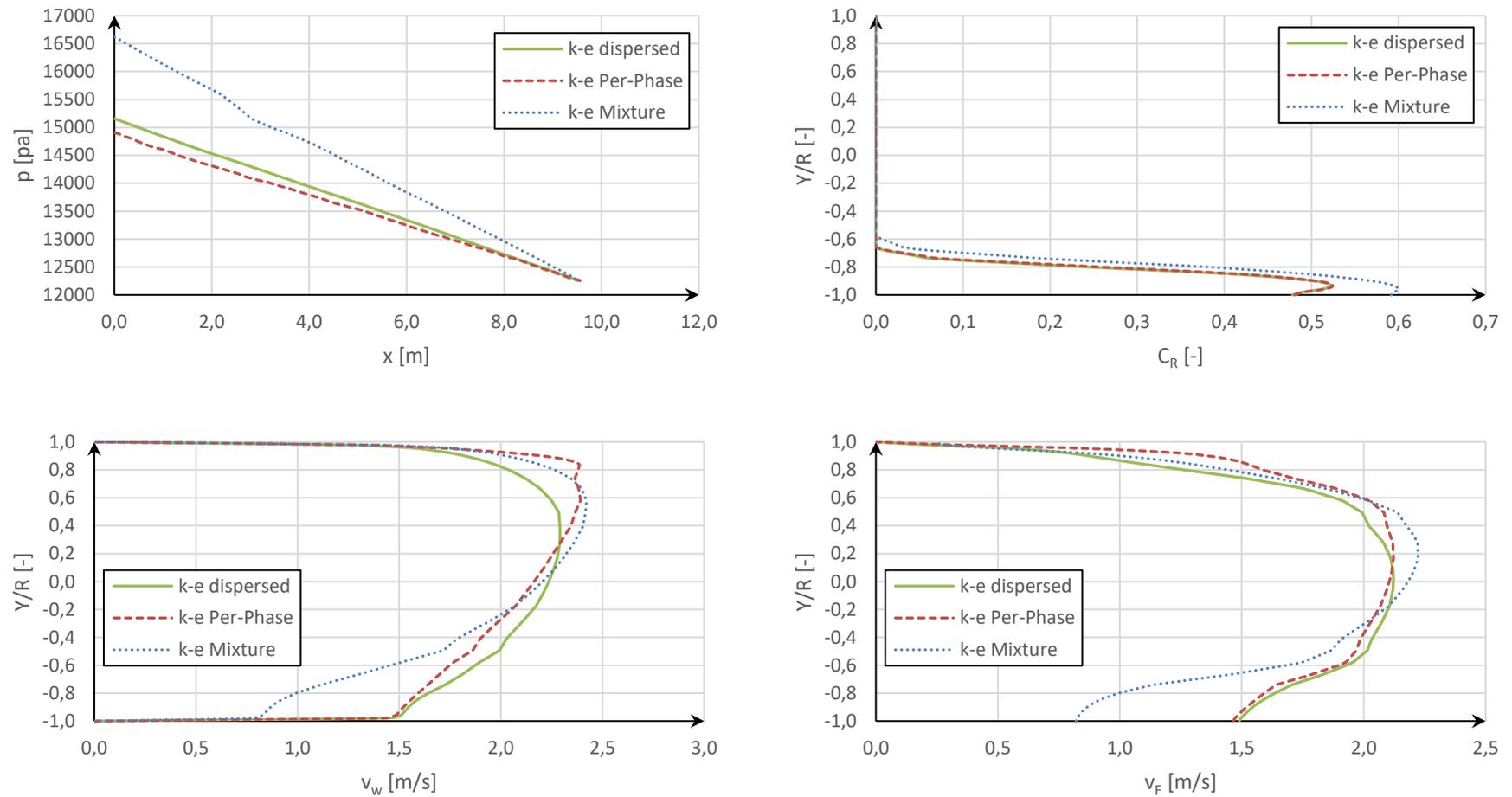


Abbildung 6-20: Druckabfall (oben links), Konzentrationsverteilung (oben rechts), Strömungsgeschwindigkeitsprofil (unten links) und Sandgeschwindigkeitsprofil (unten rechts) für verschiedene Turbulenzeinstellungen für $Q_w=15,44$ l/s, $\dot{M}_F=0,9175$ kg/s, $C_T=2,193$ %

Es ist deutlich erkennbar, dass die Einführung der Turbulenzmodellierung für beide Phasen (rot dargestellt) keine bis leichte Abweichungen von denjenigen Ergebnissen mit dem dispergierten Turbulenzmodell (grün dargestellt) hat. Die Berechnung der Turbulenzen durch das Gemisch-Turbulenzmodell führt dahingegen zu sehr großen Ungenauigkeiten in allen hydraulischen Größen. Dieses Modell führt nahe der Sohle zu einer Unterschätzung der Geschwindigkeit der dispersen Phasen, was wiederum dazu führt, dass die lokale Konzentration und der Druck steigen.

Erwartungsgemäß liefert das Gemisch-Turbulenzmodell keine guten Ergebnisse, denn dieses Modell ist für beide Fälle anwendbar, wenn das Dichteverhältnis zwischen den Phasen nahe 1 ist oder wenn es sich zur Entmischung beider Phasen kommt. Das dispergierte Turbulenzmodell ist am besten geeignet, wenn die Konzentrationen der Sekundärphasen gering sind. Das Per-Phase-Turbulenzmodell wird dann als das genaueste Modell bezeichnet und stellt die richtige Wahl dar, wenn der Turbulenztransfer zwischen den Phasen eine dominierende Rolle spielt, das heißt, wenn die Konzentration der Sekundärphase relativ hoch ist.

Da das dispergierte Turbulenzmodell sehr ähnliche Ergebnisse wie das Per-Phase-Turbulenzmodell liefert und weil das Per-Phase-Turbulenzmodell rechnerisch intensiver als die anderen beiden Modelle ist, wurden im Rahmen dieser Arbeit alle weiteren Simulationen mit dem dispergierten Turbulenzmodell durchgeführt.

4. **Widerstandskoeffizient der dispersen Phase**

Wie schon in der Netzstudie gezeigt wurde, bleibt der Druckverlauf entlang der Messstrecke für beide Netztypen 3 und 4 relativ konstant, was darauf hinweist, dass die Rechenergebnisse netzunabhängig geworden sind. Allerdings stimmt der gemessene Druckabfall mit dem gerechneten noch nicht überein. Dies ergibt sich aus dem Grund, dass die Simulationen zur Netzstudie unter reibungsfreien Wandbedingungen der dispersen Phase durchgeführt wurden.

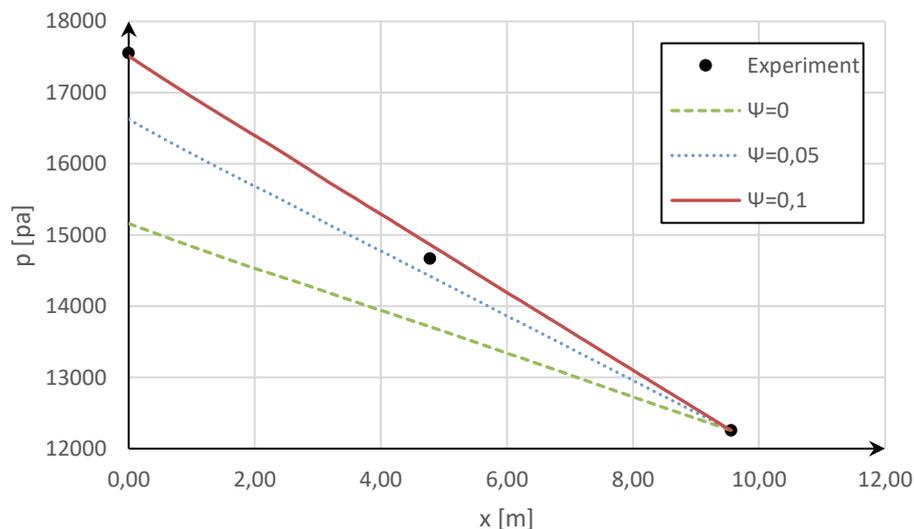


Abbildung 6-21: Anpassung des Druckabfalls durch iterative Variation des Verlustbeiwertes der Sekundärphase für $Q_w = 15,44 \text{ l/s}$, $\dot{M}_F = 0,9175 \text{ kg/s}$, $C_T = 2,193 \%$

Es existiert kein allgemeingültiger Ansatz zur Bestimmung des Verlustbeiwertes der sekundären Phase, da er fallbezogen bestimmt werden muss. Daher wurde er iterativ gesucht.

In dieser Studie wurden diesem Koeffizienten insgesamt drei Werte zugewiesen (0; 0,05 und 0,1) und im Anschluss wurde der Verlauf der Drucklinien entlang der Mittelachse der Messstrecke dargestellt (siehe Abbildung 6-21).

Es zeigte sich, dass der Verlauf der Drucklinie umso steiler wird, je größer der Verlustbeiwert ist. Die Messungen haben für diesen Fall einen Druckabfall von $\Delta p_m = 5295,6$ Pa ergeben. Die erste Simulation mit $\Psi = 0$ hat einen Wert in Höhe von $\Delta p_m = 2901,31$ Pa ergeben ($\Delta p_m/L = 303,48$ Pa/m siehe Abbildung 6-14), was knapp 55 % des gemessenen Wertes entspricht.

Eine Steigerung des Beiwertes auf $\Psi = 0,05$ führte zur Erhöhung des gerechneten Druckabfalls bis auf ca. 82,5 % des gemessenen Wertes. Im letzten Schritt wurde der Beiwert verdoppelt $\Psi = 0,1$, was bewirkt hat, dass sich ein Druckunterschied entlang der Messstrecke von $\Delta p_m = 5253,61$ Pa ergab (rote Linie in der Abbildung 6-21). Dies entspricht gut 99 % des Messwertes.

6.2.4 Numerische Untersuchungen zur Wechselwirkung zwischen den hydraulischen Kenngrößen

In diesem Abschnitt soll beleuchtet werden, wie sich die hydraulischen Größen des Transportvorgangs gegenseitig beeinflussen.

1. Abhängigkeit des Energieverlustes von dem Rohrdurchmesser

Im physikalischen Modell ist eine Variation des Rohrdurchmessers nicht erfolgt. Dennoch wurde der Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Transportvorgang mit Hilfe eines Literaturvergleiches und anschließend numerisch qualifiziert.

Zunächst wurden die Messergebnisse mit Datensätzen aus der Literatur verglichen. Daher wurden eigene Messdaten bzw. nach Gleichung 6-7 berechnete Energieverluste mit grobem Sand $d_p = 1,756$ mm am Beispiel den Messergebnissen von Konow (1985) und Durand (1953) gegenübergestellt (Details in Tabelle 9).

Tabelle 9: Ergebnisvergleich für verschiedene Rohrgrößen

Größe	vgl. für Grobsand			vgl. für Mittelsand	
	Ismael	Konow	Durand	Ismael	Führböter
D [mm]	100	81,15	150	100	300
d_p [mm]	1,756	0,28	2,04	1,036	0,88
ρ_F [kg/m³]	2650	2645	2650	2650	2650
C_T bzw. C_R [%]	5 und 10	5 und 10	5 und 10	5 und 10	5 und 10

Für die mittlere untersuchte Sandfraktion mit $d_p = 1,036$ mm wurden zur Ermittlung des Einflusses des Rohrdurchmessers die Messergebnisse von Führböter (1961) berücksichtigt (Details in Tabelle 9).

Die Partikel von Durand hatten einen Durchmesser, der etwa dem Durchmesser der eigenen Partikel (2,04 gegenüber 1,756 mm) entspricht und die von Konow weisen einen viel kleineren Durchmesser von 280 μ m auf, daher dienen Konows Verlustkurven nur dem qualitativen Vergleich.

Die Abbildung 6-22 und Abbildung 6-23 zeigen, dass die kritische Gemischgeschwindigkeit kleiner ausfällt, je kleiner der Rohrdurchmesser ist. Das heißt, dass der Übergang zum ablagerungsfreien System in der Rohrleitung mit kleinerem Durchmesser schneller erfolgt. Die lässt sich mit den intensiveren Turbulenzen erklären.

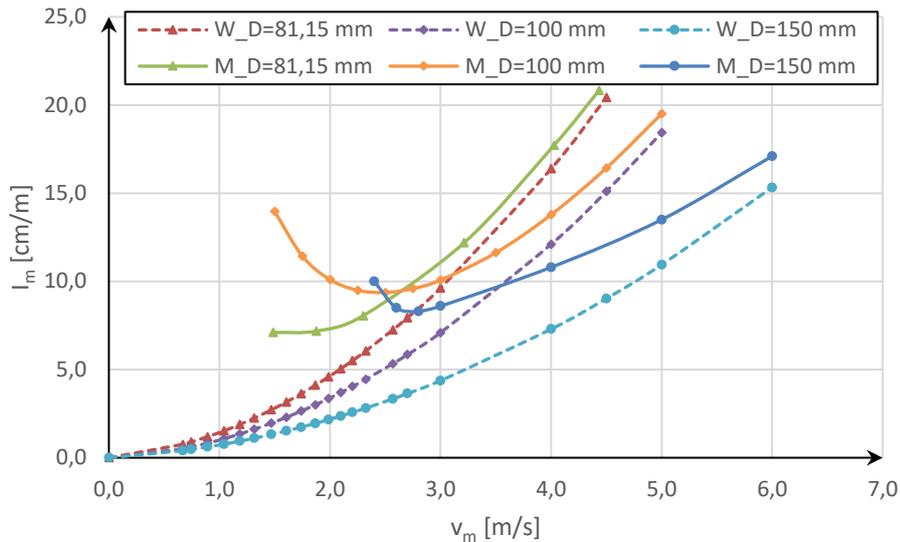


Abbildung 6-22: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Energieverlust. Vergleich Konow (D=81,15 mm), Durand (D=150 mm) und eigene Messergebnisse (D=100 mm) für Grobsand mit $C_T=5\%$; (Index W steht für Wasser und M fürs Gemisch)

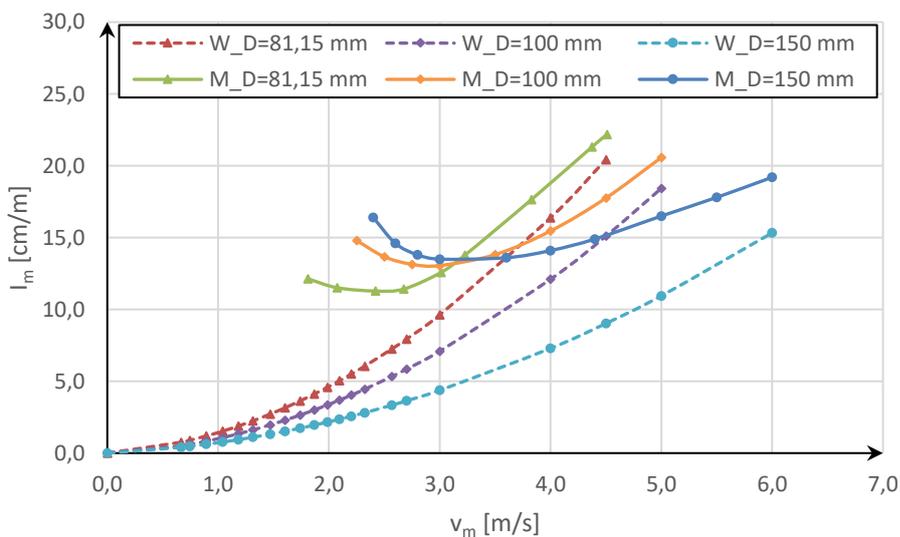


Abbildung 6-23: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Energieverlust. Vergleich Konow (D=81,15 mm), Durand (D=150 mm) und eigene Messergebnisse (D=100 mm) für Grobsand mit $C_T=10\%$

Wenn man den Verlustanteil der dispersen Phase konkreter betrachten möchte, muss man bei jeder Geschwindigkeit die Verlustanteile der reinen Wasserströmung abziehen (siehe beispielsweise die Abbildung 6-24 für $C_T=5\%$).

In Abbildung 6-24 ist es ersichtlich, dass der Verlustanteil der dispersen Phase an dem gesamten Verlust mit der Erhöhung der Gemischgeschwindigkeit abnimmt. Darüber hinaus ist der Verlustanteil bei sonst konstanter Geschwindigkeit proportional zu dem Rohrdurchmesser.

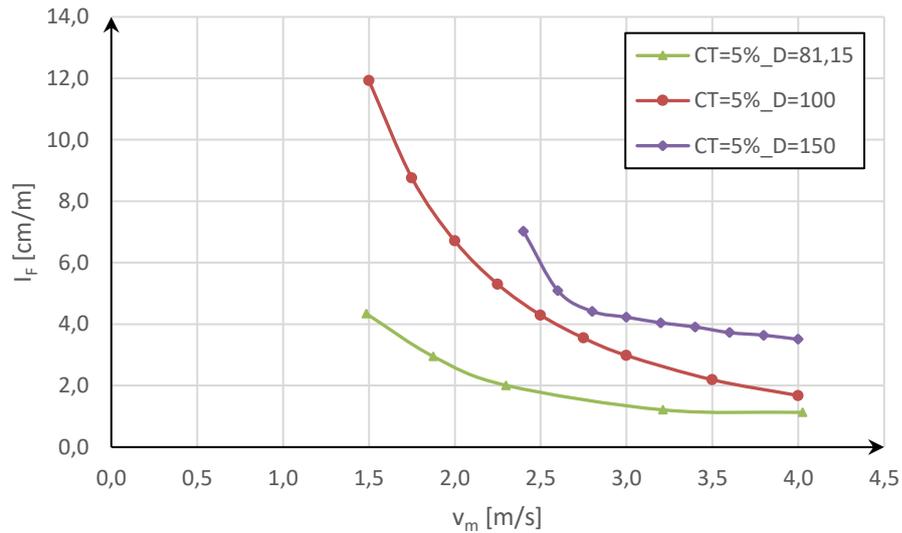


Abbildung 6-24: Feststoffverlustanteil in Abhängigkeit von v_m für verschiedene Rohrgrößen für Grobsand bei $C_T = 5\%$

Ein ähnlicher Verlauf ergibt sich aus dem Vergleich der Messergebnisse mit der mittleren Partikelgröße $d_p = 1,036$ mm mit den Messungen von Führböter (siehe Abbildung 6-25 und Abbildung 6-26).

Die Messungen von Führböter erfolgten für jede Konzentration ab der kritischen Geschwindigkeit, daher ist davon auszugehen, dass die kritische Geschwindigkeit nach eigenen Messungen geringer als die nach Führböter ist (siehe (siehe Abbildung 6-25 und Abbildung 6-26

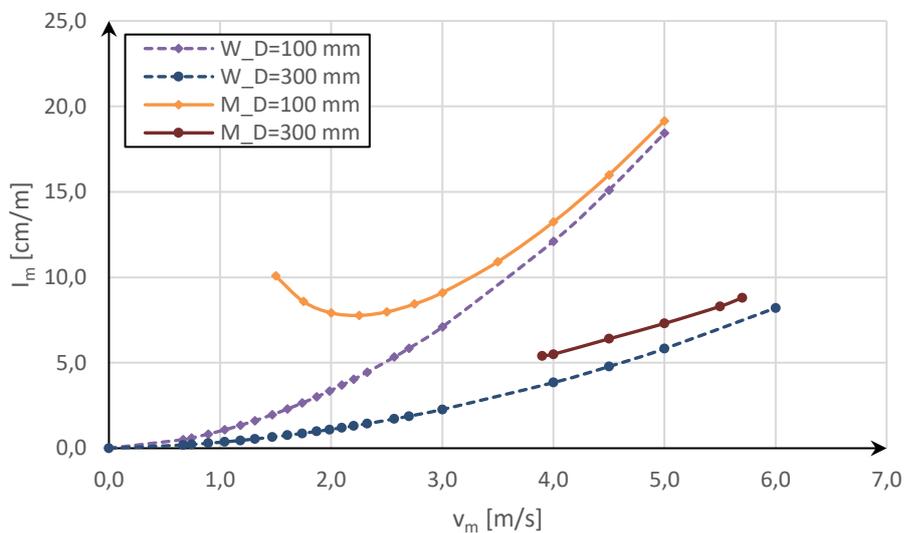


Abbildung 6-25: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Transportvorgang. Vgl. Führböter ($D = 300$ mm) und eigene Messergebnisse ($D = 100$ mm) für $C_T = 5\%$

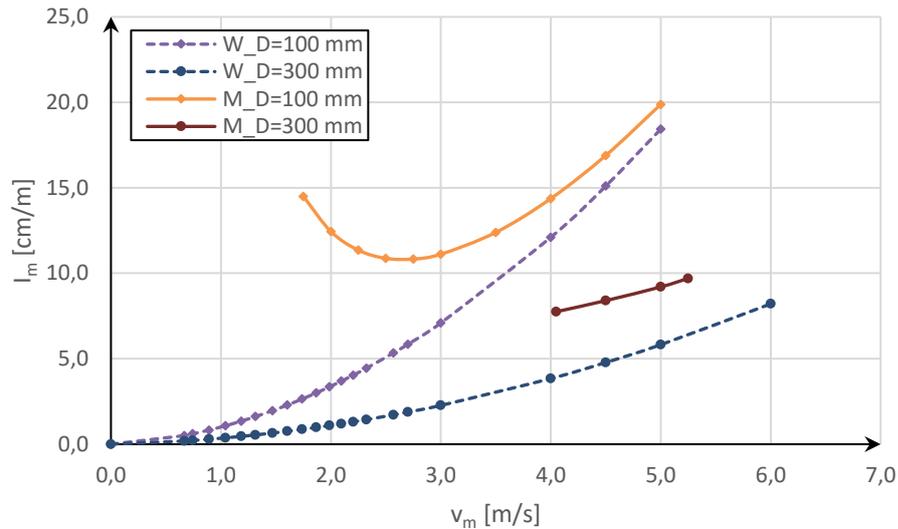


Abbildung 6-26: Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Transportvorgang. Vergleich Führböter ($D=300 \text{ mm}$) und eigene Messergebnisse ($D=100 \text{ mm}$) für $C_T=10 \%$

Des Weiteren wurde der Einfluss der Rohrgröße numerisch mit dem Ziel untersucht, den Verlustbeiwert der dispersen Phase in Verbindung mit dem Rohrdurchmesser annähernd zu bestimmen.

Es wurden zu diesem Zweck drei Rohrdurchmesser (50, 75 und 100 mm) numerisch untersucht. Getestet wurde Quarzsand mit einer Dichte $\rho_F=2650 \text{ kg/m}^3$ bei einer konstanten Transportkonzentration von $C_T=10 \%$ und einer Korngröße von 1,756 mm.

Bei jeder Simulation wurde der Verlustbeiwert der dispersen Phase iterativ variiert, bis sich numerisch die Verluste ergaben, die den mit Gleichung 6-7 ermittelten Verlusten entsprachen. Die Tabelle 10 fasst die durchgeführten Simulationen zusammen. Dabei liefert die Simulation Ergebnisse, die sehr gut mit denen aus der theoretischen Gleichung (Gleichung 6-7) übereinstimmen. Lediglich für den Transport in einer Leitung mit einem Durchmesser von $D=50 \text{ mm}$ kommt es bei relativ hohen Geschwindigkeiten zu Abweichungen. Dabei treten bei den Simulationen höhere Verluste als die geschätzten Verluste auf (Abbildung 6-27).

Der Vergleich der Verlustkurven des Gemisches in allen Rohrleitungen unterscheidet zwei wesentliche Bereiche. Der erste Bereich ist durch niedrige Geschwindigkeiten ($v_m \leq v_{\text{crit}}$) gekennzeichnet, da steigen die Verlustkurven des Gemisches mit dem Rohrdurchmesser an, d. h. der Gesamtverlust ist größer. Mit der Zunahme der Geschwindigkeit kommt es zum Überschneiden der Kurven. In dem Bereich $v_m \geq v_{\text{crit}}$ kehrt sich die Tendenz um und der Gesamtverlust verringern sich mit steigendem Durchmesser der Rohrleitung.

Für jeden untersuchten Durchmesser weisen der Verlustbeiwert und der damit verbundene Verlustanteil der dispersen Phase um die kritische Geschwindigkeit herum zunächst einen hohen Wert auf. Mit Zunahme der Gemischgeschwindigkeit verringert sich dieser Beiwert und dementsprechend der Verlustanteil des Feststoffes.

6 Vorstellung der Untersuchungsergebnisse

Tabelle 10: Verlustbeiwert der dispersen Phase für verschiedene Rohrgrößen mit $C_T=10\%$, $d_p=1,756\text{ mm}$ und $\rho_F=2650\text{ kg/m}^3$

Ver. -Nr.	D [mm]	Q_w [l/s]	\dot{M}_F [kg/s]	v_m [m/s]	Wandbeiwert [-]
1	50	3	0,883	1,699	instabil
2	50	5	1,472	2,820	0,0075
3	50	7	2,061	3,962	0,005
4	50	9	2,65	5,093	0,0001
5	50	11	3,239	6,225	0,00001
6	75	7	2,061	1,760	0,14
7	75	10	2,945	2,515	0,03
8	75	15	4,417	3,772	0,015
9	75	20	5,889	5,029	0,01
10	75	25	7,361	6,287	0,01
11	75	15	4,417	2,122	0,16
12	75	20	5,889	2,829	0,06
13	75	25	7,361	3,537	0,035
14	75	30	8,833	4,244	0,025
15	75	40	11,778	5,659	0,015

Außerdem ist der Verlustbeiwert des Feststoffes in dem Bereich $v_m \geq v_{crit}$ proportional zum Rohrdurchmesser, so dass der Verlustanteil der dispersen Phase umso geringer wird, je kleiner der Rohrdurchmesser ist (siehe Abbildung 6-27). Dies lässt sich u. a. damit begründen, dass bei einer konstanten Geschwindigkeit die Wahrscheinlichkeit umso größer ist, dass sich ein großer Anteil des Feststoffes wegen der intensiveren Turbulenzen in Suspension befindet, je kleiner der Rohrdurchmesser ist.

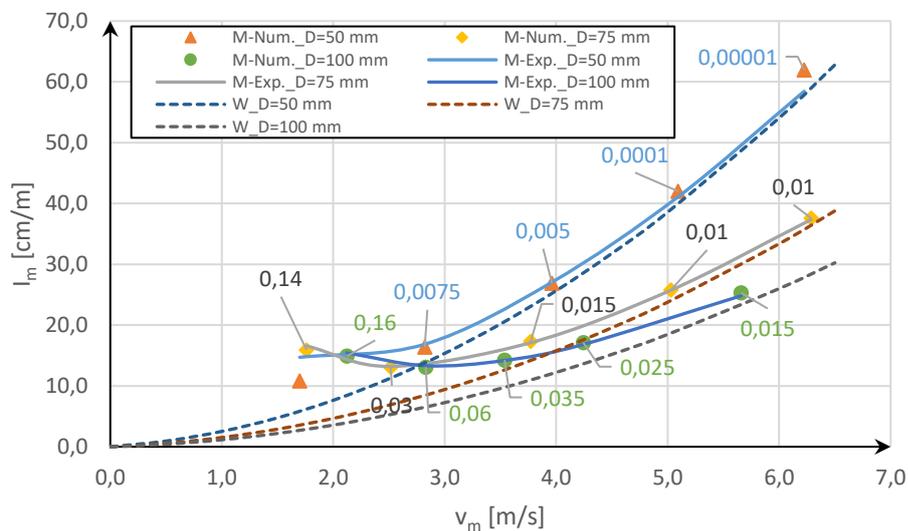


Abbildung 6-27: Numerisch berechnete gegenüber den theoretisch ermittelten Energieverlusten in Abhängigkeit vom Rohrdurchmesser für $\rho_F=2650\text{ kg/m}^3$ und $d_p= 1,756\text{ mm}$ und $C_T=10\%$

Darüber hinaus lässt sich die Zunahme des Verlustanteils der dispersen Phase an dem Gesamtverlust mit der Zunahme des Rohrdurchmessers bei dem gleichen Transportzustand in allen Rohrleitungen mit der Masse des zu fördernden Feststoffes erklären. Dies ist in der Tabelle 11 anhand eines Beispiels ($v_m=2,5$ m/s, $d_p=1,756$ mm, $C_T=10$ % und $\rho_F=2650$ kg/m³) für verschiedene Rohrdurchmesser erläutert.

Tabelle 11: Beispiel zur Abhängigkeit der zu fördernde Feststoffmasse mit dem Rohrdurchmesser

	$\rho_F=2650$ [kg/m ³] $C_T=10$ [%] $v_m=2,5$ [m/s]		$d_p=1,756$ [mm] $V_p=2,8351E-09$ [m ³]	
D=	100	75	50	[mm]
A=	0,00785398	0,00441786	0,001963495	[m ²]
Q_m=	19,63	11,045	4,91	[l/s]
Q_w=	17,67	9,94	4,42	[l/s]
Q_F=	1,963	1,1045	0,49	[l/s]
M_F=	5,203	2,927	1,301	[kg/s]
n=	692561	389565	173140	[Partikel/s]

V_p ist das Partikelvolumen und ergibt sich für angenommen kugelförmiges Partikel zu

$$V_p = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} = \frac{\pi \cdot (1,756/1000)^3}{6} = 2,8351 \cdot 10^{-9} \text{ m}^3$$

und n ist die Partikelanzahl und beträgt

$$n = \frac{Q_F}{V_p} \text{ [Partikel/s]}$$

Aus der Tabelle 11 geht hervor, dass die Masse der gesamten Partikel, die sich in der Rohrleitung $D=100$ mm bei $v_m=2,5$ m/s fortbewegen, viermal so hoch wie in einer Rohrleitung $D=50$ mm bzw. 1,78 mal so hoch wie im einer Leitung $D=75$ mm ist.

Obwohl der Verlustanteil der dispersen Phase bei einer konstanten Gemischgeschwindigkeit mit der Rohrgröße stets ansteigt (vgl. Abbildung 6-24), bleibt der Gesamtverlust des heterogenen Gemisches ($v_m \geq v_{crit}$) dennoch geringer und somit ist der Transportvorgang bei größeren Leitungen wirtschaftlicher.

2. Abhängigkeit des Energieverlustes von der Feststoffdichte

Die Untersuchung des Einflusses der Feststoffdichte auf den hydraulischen Energieverlust war in den physikalischen Modelluntersuchungen nicht vorgesehen. Deshalb wurde der Einfluss der Feststoffdichte am numerischen Modell untersucht nachdem das Rechenmodell mit den Messergebnissen validiert war. Damit ließ sich dieser Einfluss zumindestens qualitativ abschätzen.

Theoretisch lässt sich der Einfluss der Dichteänderung mittels Gleichung 6-7 für zwei Feststoffe der Dichten ρ_{F1} und ρ_{F2} der gleichen Partikelgröße, der gleichen Transportkonzentration und bei konstanter mittlerer Gemischgeschwindigkeit ableiten.

Dabei gilt für beide Testmaterialien:

$$I_{F,1}(\rho_{F1}) = \left[\left(\frac{\rho_{F1} - \rho_w}{\rho_w} \right) \cdot \left(\frac{v_{s1}}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-13$$

und

$$I_{F,2}(\rho_{F2}) = \left[\left(\frac{\rho_{F2} - \rho_w}{\rho_w} \right) \cdot \left(\frac{v_{s2}}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right]$$

In Anlehnung an die Gleichung 2-22 für die Partikel-Sinkgeschwindigkeit ergibt sich das Verhältnis der Energieverlustanteile für Dichte 1 und Dichte 2 zu:

$$\begin{aligned} \frac{I_{F,1}(\rho_{F1})}{I_{F,2}(\rho_{F2})} &= \left(\frac{\rho_{F1} - \rho_w}{\rho_{F2} - \rho_w} \right) \cdot \left(\frac{v_{s1}}{v_{s2}} \right)^2 = \left(\frac{\rho_{F1} - \rho_w}{\rho_{F2} - \rho_w} \right)^2 \cdot \frac{C_{w2}}{C_{w1}} \\ &= \left(\frac{S_1 - 1}{S_2 - 1} \right)^2 \cdot \frac{C_{w2}}{C_{w1}} \end{aligned} \quad 6-14$$

Die numerischen Simulationen zur Bestimmung des Einflusses der Partikeldichte auf die Energieverluste erfolgten in einer Rohrleitung des Durchmessers $D=100$ mm mit einem Wasser der Dichte $\rho_w=998,2$ kg/m³ und einer konstanten Transportkonzentration von $C_T=10$ %. Es wurden dafür neben der im Labor untersuchten Dichte von $\rho_f=2650$ kg/m³ drei Partikeldichten von 1500, 3500 und 4500 kg/m³ ausgewählt (Tabelle 12).

Die Vorgehensweise bestand darin, dass die theoretisch zu erwartenden Verluste für jede Dichte mit Hilfe der Gleichung 6-7 bzw. Gleichung 6-8 ermittelt wurden. Im nächsten Schritt wurde der Verlustbeiwert der dispersen Phase numerisch iterativ bestimmt, der es ermöglicht, die gerechneten Verluste numerisch nachzurechnen.

6 Vorstellung der Untersuchungsergebnisse

Tabelle 12: Verlustbeiwert der dispersen Phase für verschiedene Partikeldichten bzw. Partikelgrößen in einem Rohr D=100 mm für $C_T=10\%$

Ver. -Nr.	Q_w [l/s]	\dot{M}_F [kg/s]	d_p [mm]	ρ_F [kg/m ³]	Wandbeiwert [-]	Anmerkungen	Ver. -Nr.	Q_w [l/s]	\dot{M}_F [kg/s]	d_p [mm]	ρ_F [kg/m ³]	Wandbeiwert [-]	Anmerkungen
1	15		1,036		-	-	27	25		1,036		0,055	-
2	15	1,663	1,756	998,2	-	-	28	25	9,722	1,756	3500	0,055	-
3	15		1,036		0,025	-	29	25		1,036		0,100	-
4	15	2,500	1,756	1500	0,050	-	30	25	12,500	1,756	4500	0,100	-
5	15		1,036		0,160	-	31	30		1,036		-	-
6	15	4,417	1,756	2650	0,160	-	32	30	3,327	1,756	998,2	-	-
7	15		1,036		0,900	-	33	30		1,036		0,020	-
8	15	5,833	1,756	3500	0,700	-	34	30	5,000	1,756	1500	0,025	-
9	15		1,036		0,125	Instabil	35	30		1,036		0,025	-
10	15	7,500	1,756	4500	0,500	Instabil	36	30	8,833	1,756	2650	0,025	-
11	20		1,036		-	-	37	30		1,036		0,040	-
12	20	2,218	1,756	998,2	-	-	38	30	11,667	1,756	3500	0,035	-
13	20		1,036		0,030	-	39	30		1,036		0,050	-
14	20	3,334	1,756	1500	0,040	-	40	30	15,000	1,756	4500	0,050	-
15	20		1,036		0,060	-	41	40		1,036		-	-
16	20	5,889	1,756	2650	0,060	-	42	40	4,436	1,756	998,2	-	-
17	20		1,036		0,125	-	43	40		1,036		0,010	-
18	20	7,778	1,756	3500	0,125	-	44	40	6,667	1,756	1500	0,015	-
19	20		1,036		0,250	-	45	40		1,036		0,015	-
20	20	10,000	1,756	4500	0,250	-	46	40	11,778	1,756	2650	0,015	-
21	25		1,036		-	-	47	40		1,036		0,020	-
22	25	2,772	1,756	998,2	-	-	48	40	15,556	1,756	3500	0,015	-
23	25		1,036		0,020	-	49	40		1,036		0,015	-
24	25	4,167	1,756	1500	0,025	-	50	40	20,000	1,756	4500	0,020	-
25	25		1,036		0,035	-	51	50		1,036		0,020	-
26	25	7,361	1,756	2650	0,035	-	52	50	25,000	1,756	4500	0,015	-

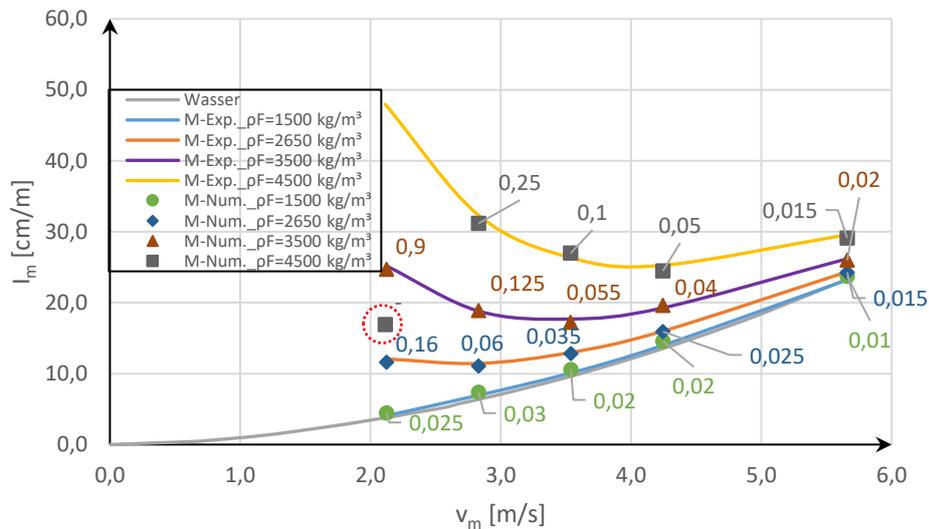


Abbildung 6-28: Numerisch berechnete und theoretisch ermittelte Energieverluste in Abhängigkeit von der Partikeldichte für $d_p=1,036$ mm

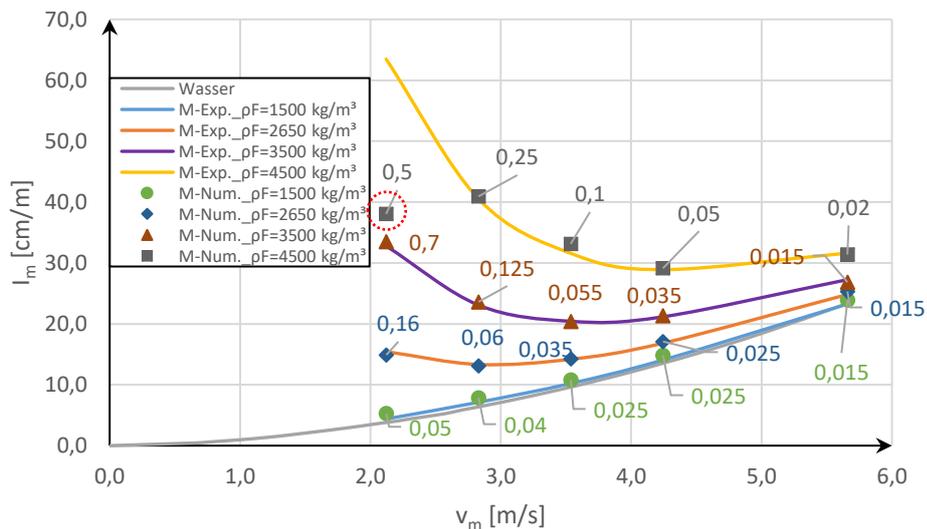


Abbildung 6-29: Numerisch berechnete und theoretisch ermittelte Energieverluste in Abhängigkeit von der Partikeldichte für $d_p=1,756$ mm

Die Abbildung 6-28 bzw. Abbildung 6-29 zeigen für zwei Partikelgrößen ($d_p=1,036$ mm und $d_p=1,756$ mm) die nach der aufgestellten Gleichung 6-7 bzw. Gleichung 6-8 geschätzten Energieverluste des Wasser-Feststoff-Gemisches (durchgezogene Linien) gegenübergestellt den numerisch berechneten hydraulischen Verlusten (Punkte).

Die Darstellung der Ergebnisse zeigt eine sehr gute Übereinstimmung zwischen den simulierten und den theoretisch erzielten Energieverlusten, ausgenommen die im Bereich unterhalb der kritischen Geschwindigkeit für eine große Partikeldichte (rot umkreisten Punkte in den Abbildungen). In diesem Bereich kam es zu größeren Instabilitäten, die dazu führten, dass eine Einstellung bzw. Bestimmung der Verlustbeiwerte nicht möglich war (Dünenbildung).

Es zeigt sich, dass der Verlustbeiwert bei konstanter Partikeldichte mit Zunahme der Gemischgeschwindigkeit abnimmt.

Bleibt die Gemischgeschwindigkeit konstant, wird der Verlustbeiwert umso größer, je höher die Partikeldichte ist. Dies führt wiederum zur Erhöhung der Energieverluste des Gemisches. Dieses Verhalten lässt sich mit der Masse des zu förderenden Feststoffes erklären. Denn bei gleicher Partikelgröße, Rohrgröße, Transportkonzentration und Gemischgeschwindigkeit erhöht sich mit der Partikeldichte die Masse der dispersen Phase, die pro Zeiteinheit durch den Rohrquerschnitt gefördert werden soll (siehe Tabelle 13).

Tabelle 13: Beispiel zur Abhängigkeit der zu förderenden Feststoffmasse mit der Partikeldichte

D=	100 [mm]		d_p=	1,756 [mm]	
C_T=	10 [%]		V_p=	2,83512E-09 [m ³]	
v_m=	2,5 [m/s]		A=	0,007853982 [m ²]	
ρ_F=	1500	2650	3500	4500	[kg/m ³]
Q_m=	19,63	19,63	19,63	19,63	[l/s]
Q_w=	17,67	17,67	17,67	17,67	[l/s]
Q_F=	1,963	1,963	1,963	1,963	[l/s]
Ḃ_F=	2,945	5,203	6,872	8,836	[kg/s]
n=	692561	692561	692561	692561	[Partikel/s]

3. Abhängigkeit des Strömungsgeschwindigkeitsprofils v_w von der Transportkonzentration C_T

Das Geschwindigkeitsprofil in der horizontalen Feststoffförderung hängt wesentlich vom Konzentrationsprofil des jeweiligen Feststoffes ab. In der Abbildung 6-30 ist beispielhaft die Strömungsgeschwindigkeitsverteilung auf einer Ebene sowie über die vertikale Querschnittachse (schwarze Punkte) für die turbulente Wasserströmung für $Q_w=20,67$ l/s dargestellt.

Es ist deutlich erkennbar, dass sich eine symmetrische Verteilung der Strömungsgeschwindigkeit v_w über den Querschnitt einstellt. Unmittelbar an den oberen und unteren Rohrberandungen geht die Geschwindigkeit gegen Null (Haftbedingung). Mit der Entfernung von der Rohrwand nimmt die Geschwindigkeit langsam zu und erreicht in der turbulenten Kernzone einen weitgehend konstanten Wert von ca. $v_w=3,05$ m/s.

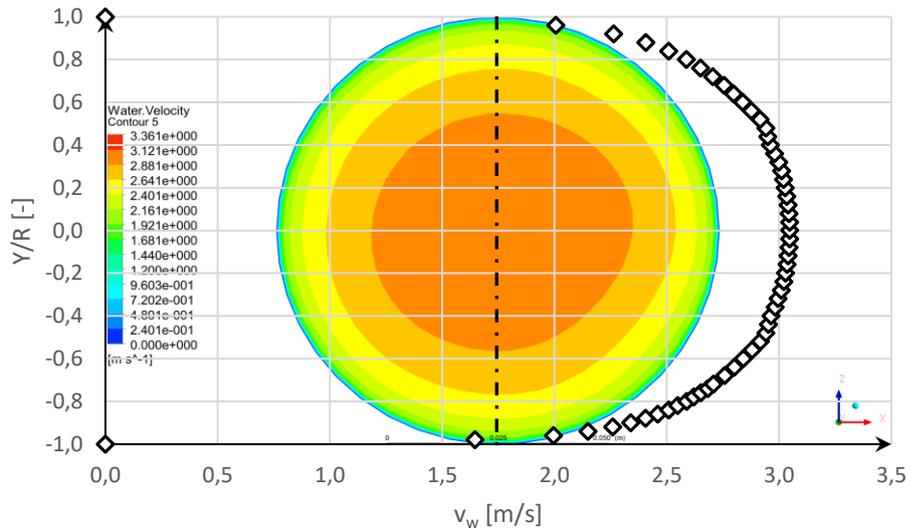


Abbildung 6-30: Strömungsgeschwindigkeitsprofil auf einer Ebene bzw. vertikal zur Rohrmittelachse für $Q_w=20,67$ l/s und $C_T=0$ %

Nach einer Sandzugabe mit einer Transportkonzentration von $C_T=3,6$ % bzw. 10 % bei sonst konstantem Wasservolumenstrom von $Q_w=20,67$ l/s verlagert sich das Maximum der Strömungsgeschwindigkeit in Richtung Rohrobergrenze.

Diese Verlagerung wird dadurch hervorgerufen, dass sich die Sandpartikel bedingt durch ihre höhere Dichte bzw. ihr Absenkverhalten überwiegend im unteren Teil des Rohrs bewegen (siehe Abbildung 6-31 bzw. Abbildung 6-32). Dadurch verringert sich der für die Strömung zur Verfügung stehende Querschnitt mit Zunahme der Feststoffkonzentration und die Strömungsgeschwindigkeit muss aus den Kontinuitätsgründen ansteigen.

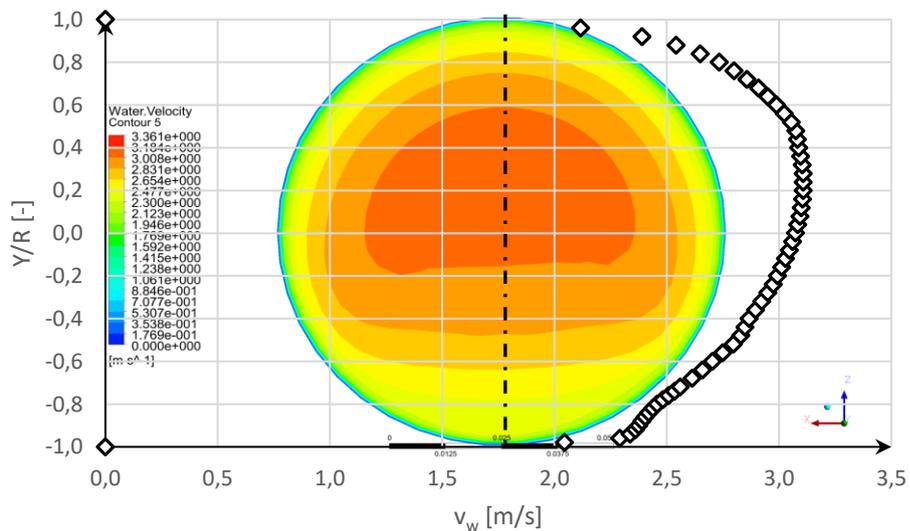


Abbildung 6-31: Strömungsgeschwindigkeitsprofil für $d_p= 1,756$ mm, $Q_w=20,67$ l/s und $C_T=3,6$ %

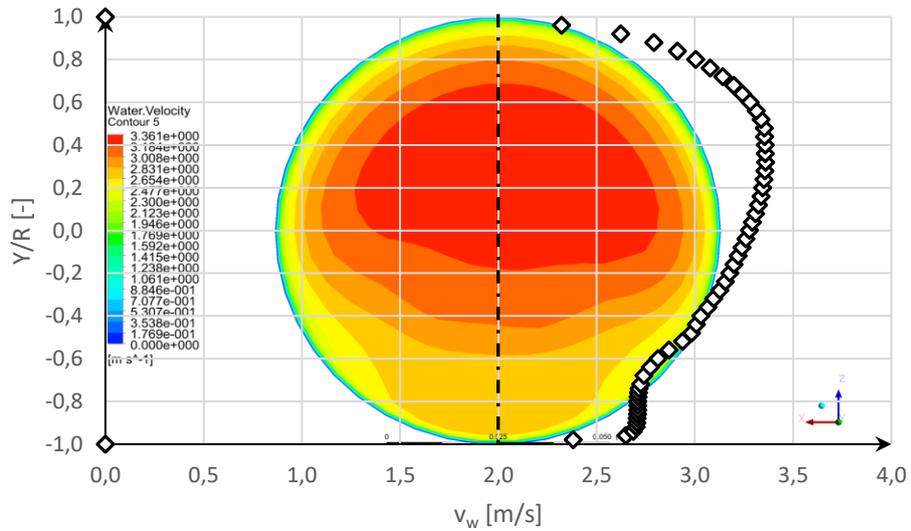


Abbildung 6-32: Strömungsgeschwindigkeitsprofil für $d_p= 1,756 \text{ mm}$, $Q_w=20,67 \text{ l/s}$ und $C_T=10 \%$

Die Abbildung 6-33 und Abbildung 6-34 veranschaulichen für die beiden untersuchten Fälle die lokale Konzentrationsverteilung des Feststoffes über den Rohrquerschnitt bzw. die vertikale Querschnittachse.

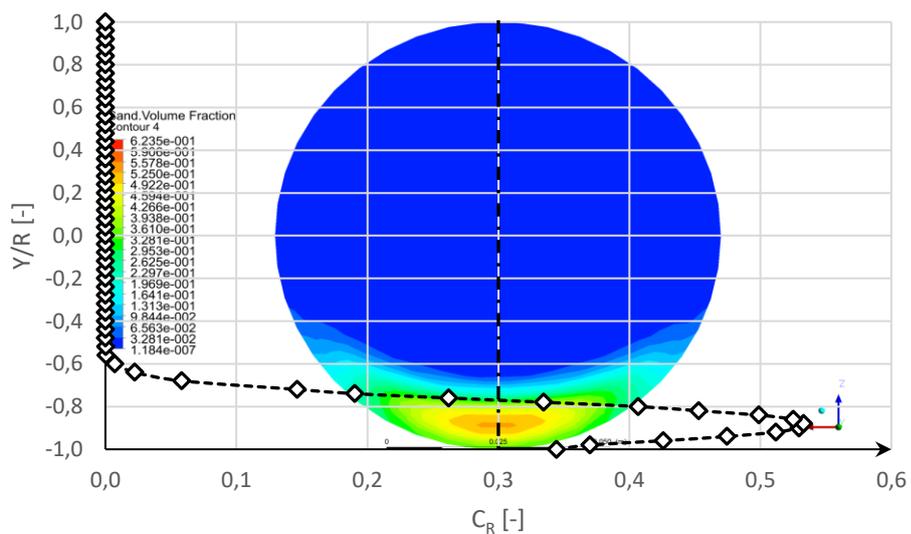


Abbildung 6-33: Sandkonzentrationsverteilung für $d_p=1,756 \text{ mm}$, $Q_w=20,67 \text{ l/s}$ und $C_T=3,6 \%$

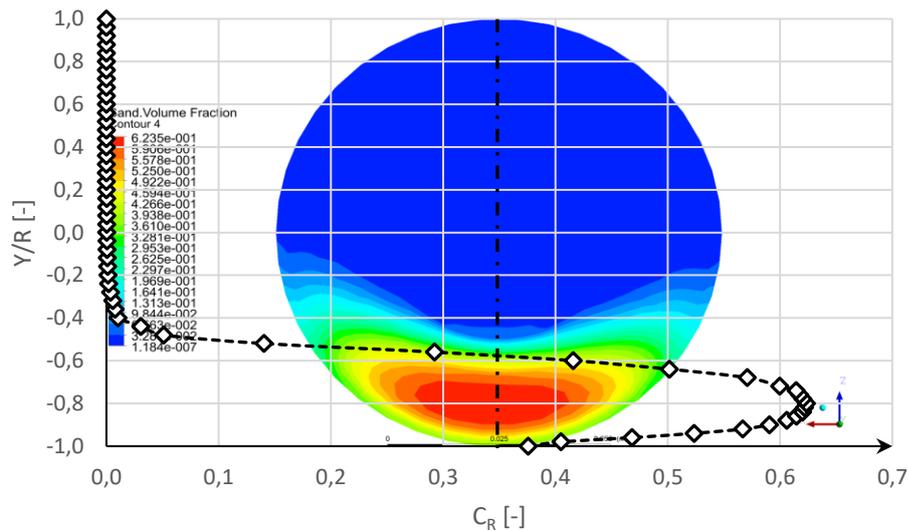


Abbildung 6-34: Sandkonzentrationsverteilung für $d_p=1,756$ mm, $Q_w=20,67$ l/s und $C_T=10$ %

Es ist auffällig, dass sich die Feststoffpartikel für die geringere Transportkonzentration von $C_T=3,6$ % in den untersten 20 % des Rohrquerschnittes befinden. Für die andere Transportkonzentration $C_T=10$ % sind die Feststoffpartikel dahingegen fast über das untere Drittel des Querschnittes verteilt. Ein lokales Maximum stellt sich nicht direkt an der Rohrsohle sondern etwas höher ein.

Dieser Verlauf, besonders der Abfall der Konzentration unmittelbar an der Rohrsohle, lässt sich durch die experimentellen Untersuchungen von Matoušek (2002), Vlasák et al. (2014) sowie Kaushal und Tomita (2007) bestätigen. Dieses Phänomen ist mit der Liftkraft nahe der Sohle, aber auch mit der Ausbreitung der Partikel, bedingt durch ihre Kollision zurückzuführen. Diese beiden Effekte sind besonders für große Partikel ausgeprägt.

Das Vorhandensein von Feststoffen vor allem in der unteren Rohrhälfte stellt fürs Wasser einen zusätzlichen intensiven Bremsfaktor dar. Wegen der angenommen glatten Rohrwand in der oberen Rohrhälfte, verlagert sich das Geschwindigkeitsprofil in diesen Bereich (vgl. Abbildung 6-31 bzw. Abbildung 6-32).

Die am Anfang der Simulation nicht bekannten Raumkonzentrationen lassen sich aus den Simulationsergebnissen herausrechnen. Dabei ergibt sich für die Simulation mit $C_T=3,6$ % eine gemittelte Raumkonzentration von $C_R=4,24$ % und für die Simulation mit $C_T=10$ % eine gemittelte Raumkonzentration von $C_R=11,24$ %. Der Grund für diesen Unterschied zwischen der Transport- und der Raumkonzentration ist die relative Geschwindigkeit zwischen den beiden Phasen.

Die Abbildung 6-35 und Abbildung 6-36 zeigt die Geschwindigkeitsverteilung der dispersen Phase im Querschnitt und über die vertikale Querschnittachse (gepunktete Linien) für beide untersuchten Transportkonzentrationen.

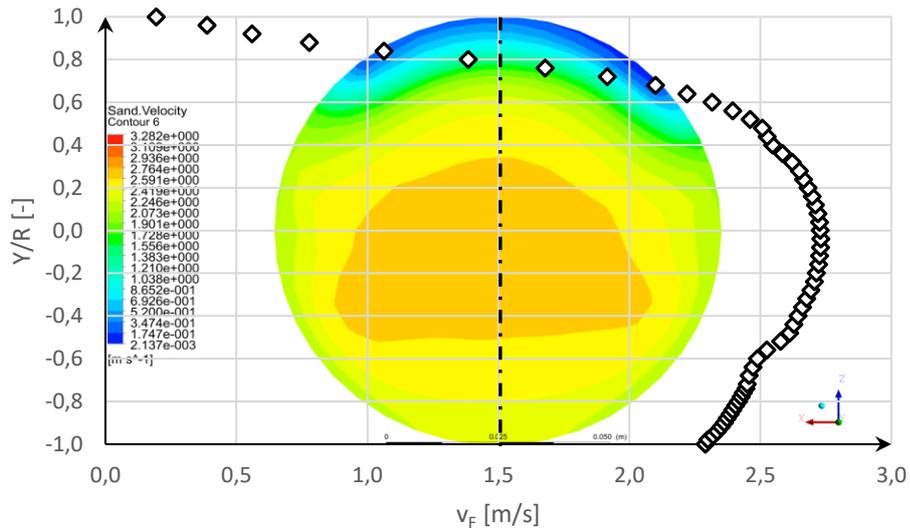


Abbildung 6-35: Sandgeschwindigkeitsprofil für $d_p=1,756$ mm, $Q_w=20,67$ l/s und $C_T=3,6$ %

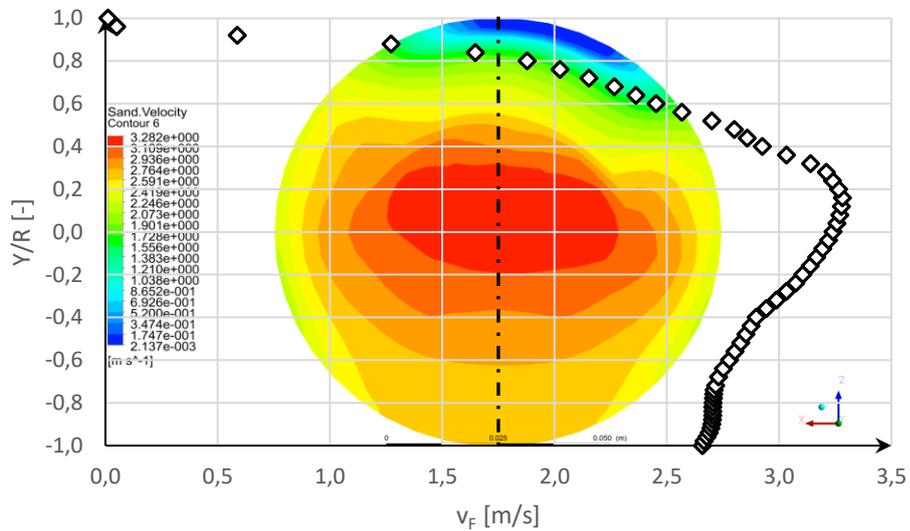


Abbildung 6-36: Sandgeschwindigkeitsprofil für $d_p=1,756$ mm, $Q_w=20,67$ l/s und $C_T=10$ %

Für die geringere Konzentration ergibt sich eine gemittelte Sandgeschwindigkeit von $v_F=2,25$ m/s, also ca. 83,5 % der Strömungsgeschwindigkeit ($v_w=2,69$ m/s) und für den Fall mit höherer Konzentration beträgt die gemittelte Sandgeschwindigkeit $v_F=2,61$ m/s, dies entspricht 90,5 % der mittleren Strömungsgeschwindigkeit ($v_w=2,88$ m/s).

4. Abhängigkeit des Strömungsgeschwindigkeitsprofils v_w von der Partikelgröße d_p

Um einzuschätzen, welchen Einfluss der Partikeldurchmesser auf den Transportvorgang hat, wurden numerische Simulationen mit fünf unterschiedlichen Partikeldurchmessern durchgeführt. Die Partikelgröße variiert dabei zwischen 0,1 mm und 2 mm. Die Dichte des Trägerfluides und die des Feststoffes wurden dabei konstant gehalten ($\rho_w=998,2$ kg/m³ und $\rho_F=2650$ kg/m³). Grundsätzlich wurden zwei Durchflüsse bei kon-

stanter Transportkonzentration der dispersen Phase von $C_T=10\%$ untersucht. Die daraus resultierenden Ergebnisse beziehen sich auf eine horizontale Rohrleitung des Durchmessers $D=100\text{ mm}$ (siehe Tabelle 14).

Tabelle 14: Zusammenfassung der numerischen Simulationen mit verschiedenen Partikelgrößen

d_p [mm]	D [mm]	ρ_F [kg/m ³]	ρ_w [kg/m ³]	C_T [%]	Q_w [l/s]	Q_F [l/s]	\dot{M}_F [kg/s]
0,10	100	2650	998,2	10	15	1,667	4,417
					30	3,333	8,833
0,25					15	1,667	4,417
					30	3,333	8,833
0,50					15	1,667	4,417
					30	3,333	8,833
1,00	15	1,667	4,417				
	30	3,333	8,833				
2,00	15	1,667	4,417				
	30	3,333	8,833				

Alle Simulationen sind mit einem konstanten Verlustbeiwert der dispersen Phase von $\psi=0,025$ durchgeführt. Dies ist damit begründet, dass der Einfluss der Partikelgröße separat betrachtet wird.

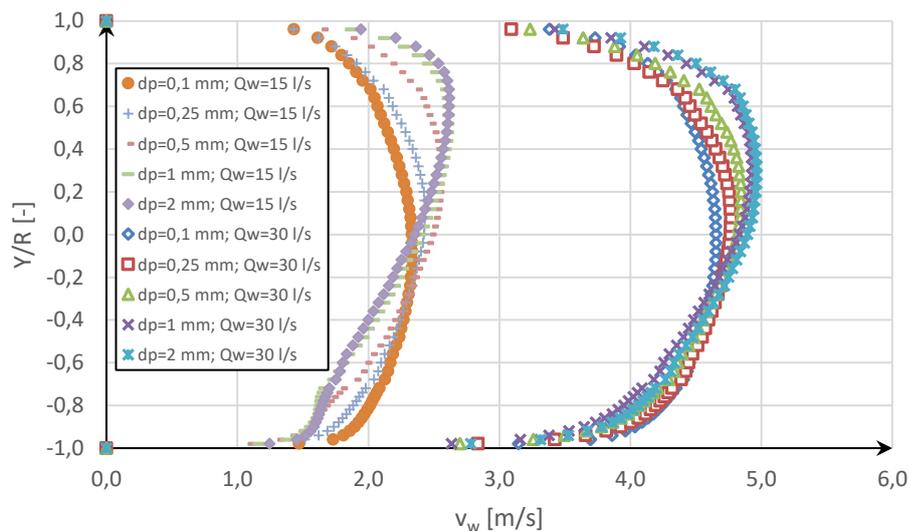


Abbildung 6-37: Geschwindigkeitsprofil des Fluides über die Rohrmittelachse bei $C_T=10\%$ für verschiedene Partikelgrößen für $Q_w=15\text{ l/s}$ bzw. $Q_w=30\text{ l/s}$

In Abbildung 6-37 sind die Strömungsgeschwindigkeitsprofile für beide untersuchten Durchflüsse ($Q_w=15$ und $Q_w=30\text{ l/s}$) für verschiedene Korngrößen dargestellt. Es lässt sich feststellen, dass die Profile mit den feinsten Partikeln von $d_p=0,1\text{ mm}$ weitgehend symmetrisch sind. Je größer der Partikeldurchmesser ist, desto asymmetrischer wird das Geschwindigkeitsprofil. Das Geschwindigkeitsmaximum verlagert sich dabei in die obere Rohrhälfte. Der Asymmetriegrad hängt aber auch vom Wasserdurchfluss ab, denn mit dem Anstieg der Strömungsgeschwindigkeit wird die Konzentrationsverteilung homogener und somit auch das Geschwindigkeitsprofil.

5. Abhängigkeit des Strömungsgeschwindigkeitsprofils v_w von der Partikeldichte ρ_F

Die Abbildung 6-38 zeigt beispielhaft die Strömungsgeschwindigkeitsprofile für $Q_w=25$ l/s und $d_p=1,756$ mm aus numerischen Simulationen mit Partikeln unterschiedlicher Dichten (1500, 2650, 3500, 4500 kg/m³).

Die Untersuchungen zeigten, dass sich das Geschwindigkeitsprofil mit steigender Partikeldichte nach oben verlagert. Darüber hinaus spitzt sich die Geschwindigkeit umso mehr zu, je schwerer die Partikel sind. Dies ist auf das Sinkverhalten der Partikel, bedingt durch ihre Dichte zurückzuführen. Je größer die Dichte, desto mehr wird das Wasser an der Rohrsohle gebremst, so dass es zur Verformung des Geschwindigkeitsprofils kommt.

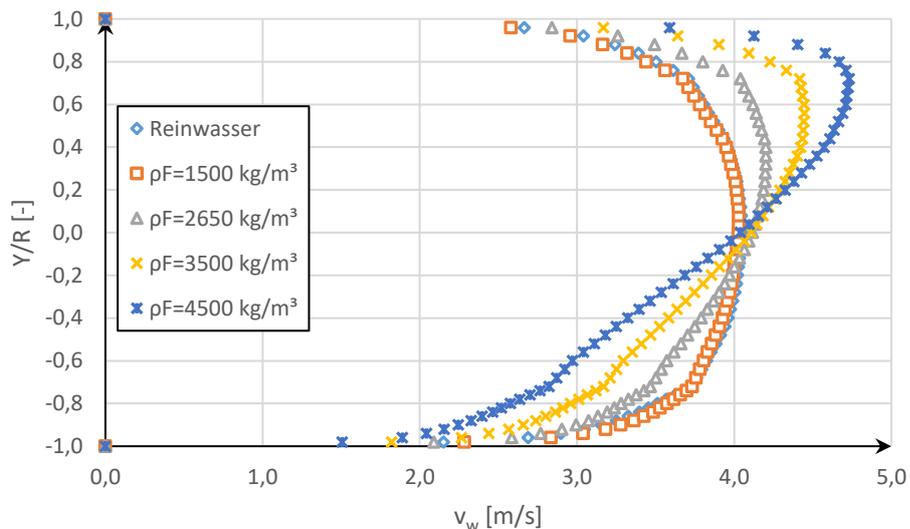


Abbildung 6-38: Strömungsgeschwindigkeitsprofil über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit von der Partikeldichte für Sand $d_p=1,756$ mm, $Q_w=25$ l/s und $C_T=10$ %

6. Abhängigkeit des lokalen Konzentrationsprofils C_R von der Partikelgröße d_p

Die numerisch ermittelte lokale Konzentrationsverteilung C_R bei einer Transportkonzentration von $C_T=10$ % und Partikeldichte von $\rho_F=2650$ kg/m³ ist als Funktion der Partikelgröße ($d_p=0,1$; 0,25; 0,5; 1 und 2 mm) für zwei unterschiedliche Wasserdurchflüsse ($Q_w=15$ l/s bzw. 30 l/s) in Abbildung 6-39 bzw. Abbildung 6-40 dargestellt.

Für die kleinste untersuchte Partikelgröße von $d_p=0,1$ mm wurde eine relativ homogene Partikelverteilung über die Rohrmittelachse festgestellt. Nur unmittelbar in der Sohlhöhe steigt die Konzentration extrem an. Wenn der Partikeldurchmesser ansteigt, nimmt die Konzentration an der Rohrsohle weiter zu. Die Partikel konzentrieren sich überwiegend in den unteren 40 % der Querschnittsfläche.

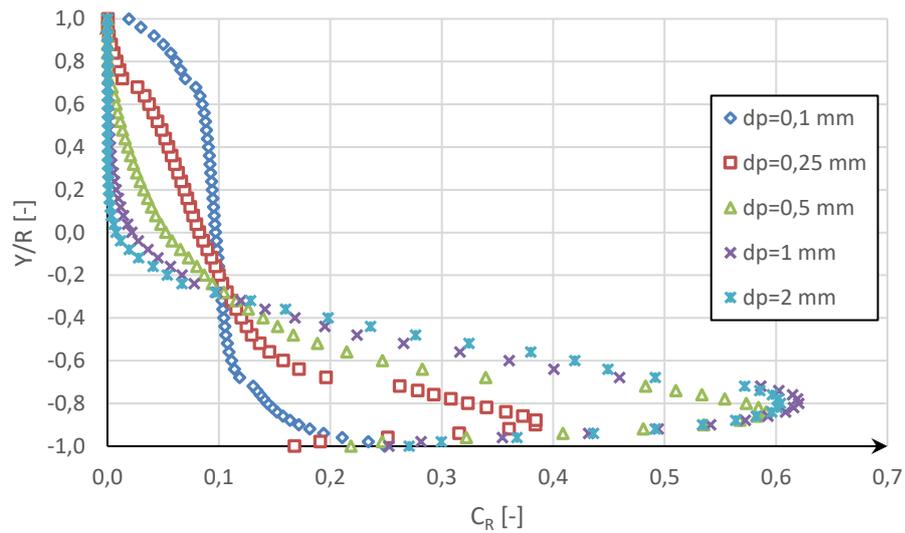


Abbildung 6-39: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse bei $C_T=10\%$ für verschiedene Partikelgrößen für $Q_w=15\text{ l/s}$

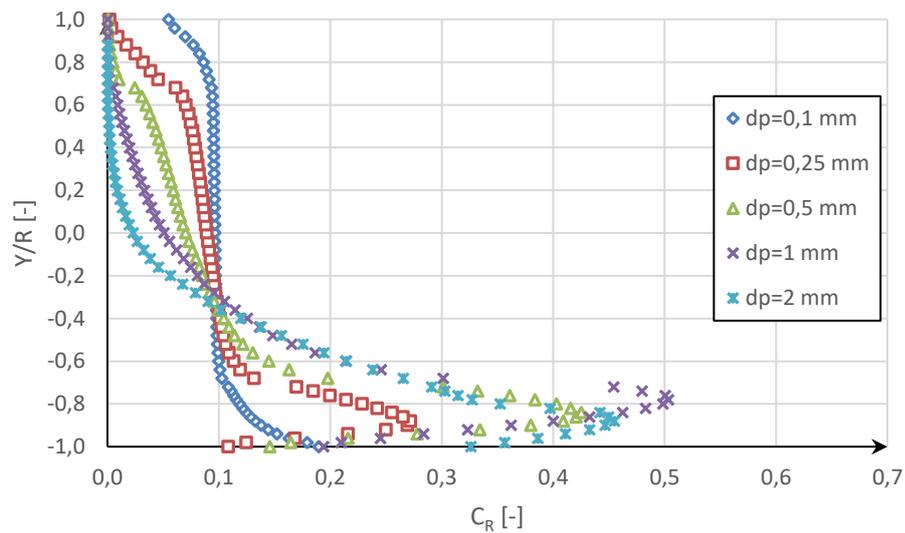


Abbildung 6-40: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse bei $C_T=10\%$ für verschiedene Partikelgrößen für $Q_w=30\text{ l/s}$

Die Abbildungen 6-39 und 6-40 zeigen, dass die Spitzenwerte der lokalen Konzentration umso kleiner werden, je höher die Gemischgeschwindigkeit ist. Für einen Partikeldurchmesser von $d_p=1\text{ mm}$ beträgt die maximale lokale Konzentration ca. 50 % bei einem Wasserdurchfluss von 30 l/s und ca. 63 % bei $Q_w=15\text{ l/s}$.

7. Abhängigkeit des lokalen Konzentrationsprofils C_R von der Partikeldichte ρ_F

Für die untersuchten Feststoffe mit unterschiedlichen Dichten lässt sich die Konzentrationsverteilung des Feststoffes über die vertikale Querschnittachse darstellen (Abbildung 6-41).

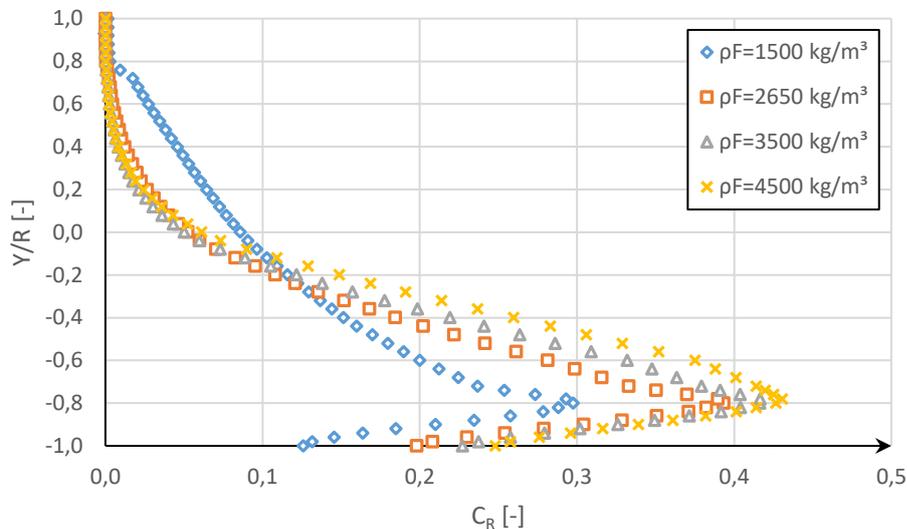


Abbildung 6-41: Konzentrationsverteilung in Abhängigkeit von der Partikeldichte für $d_p = 1,756 \text{ mm}$, $Q_w = 25 \text{ l/s}$ und $C_T = 10 \%$

Die Abbildung 6-41 zeigt, dass die Partikelverteilung vom Gewicht der Partikel anhängt. Schwere Partikel bewegen sich überwiegend unmittelbar auf der Rohrsohle. Nur die leichten Partikel mit einer Dichte von $\rho_F = 1500 \text{ kg/m}^3$ sind in der obersten Rohrhälfte deutlich vertreten.

8. Abhängigkeit des lokalen Konzentrationsprofils C_R von der Gemischgeschwindigkeit v_m

Der Einfluss der mittleren Gemischgeschwindigkeit auf die lokale Konzentrationsverteilung der dispersen Phase über die vertikale Querschnittachse ist in Abbildung 6-42 und Abbildung 6-43 beispielhaft für eine Partikelgröße von $d_p = 1,756 \text{ mm}$ dargestellt. Die Simulationen wurden für zwei Transportkonzentrationen von $C_T = 5 \%$ und 10% sowie drei Gemischgeschwindigkeiten von $v_m = 2,8$; $4,1$ und $5,6 \text{ m/s}$ in einem Rohr des Durchmessers 100 mm durchgeführt.

Für die niedrigste untersuchte Geschwindigkeit von $v_m = 2,8 \text{ m/s}$ beispielsweise stellt sich nah der oberen Rohrbegrenzung eine „partikelfreie“ Zone ein. Hier geht die lokale Raumkonzentration gegen Null und im Querschnitt bewegt sich praktisch nur reines Fluid. Diese Zone wird mit der Zunahme der Transportkonzentration kleiner, so dass sie für eine niedrige Transportkonzentration von $C_T = 5 \%$ bereits in der Rohrmitte bei $Y/R = 0$ beginnt, bei höheren Transportkonzentrationen von $C_T = 10 \%$ dahingegen erst bei ca. 75% des Rohrdurchmessers ($Y/R = +0,5$).

Eine zweite Zone stellt sich direkt unterhalb der „partikelfreien“ Zone ein, mit ziemlich linearer Konzentrationszunahme bis kurz vor der Rohrsohle. In der dünnen „Bettzone“ dicht an der Rohrsohle nimmt die Kurve der Konzentrationsverteilung wieder linear ab.

Im Allgemeinen wird die „partikelfreie“ Zone für eine konstante Transportkonzentration relativ kleiner und die mittlere Zone (turbulenter mittlerer Rohrzone) steiler (sprich

homogener), je höher die Gemischgeschwindigkeit ist. Somit ist die maximale lokale Konzentration in der Bettzone entsprechend kleiner.

Für eine Geschwindigkeit von $v_m=2,8$ m/s stellt sich nahe der Rohrsohle ein maximaler lokaler Wert der Konzentration von etwa 42 % für die Transportkonzentration von $C_T=5$ %, für eine Transportkonzentration von $C_T=10$ % erhöht sich dieser Wert auf 47 %.

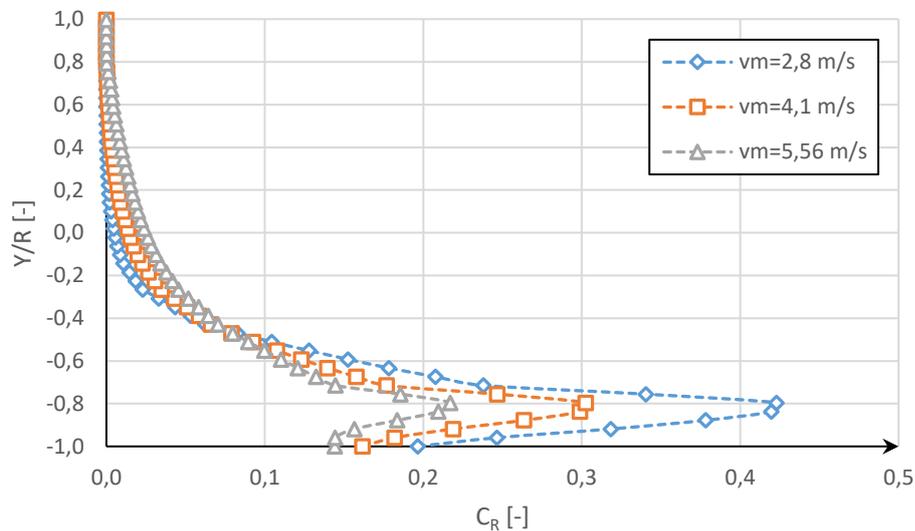


Abbildung 6-42: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Gemischgeschwindigkeit für Sand $d_p=1,756$ mm für $C_T=5$ %

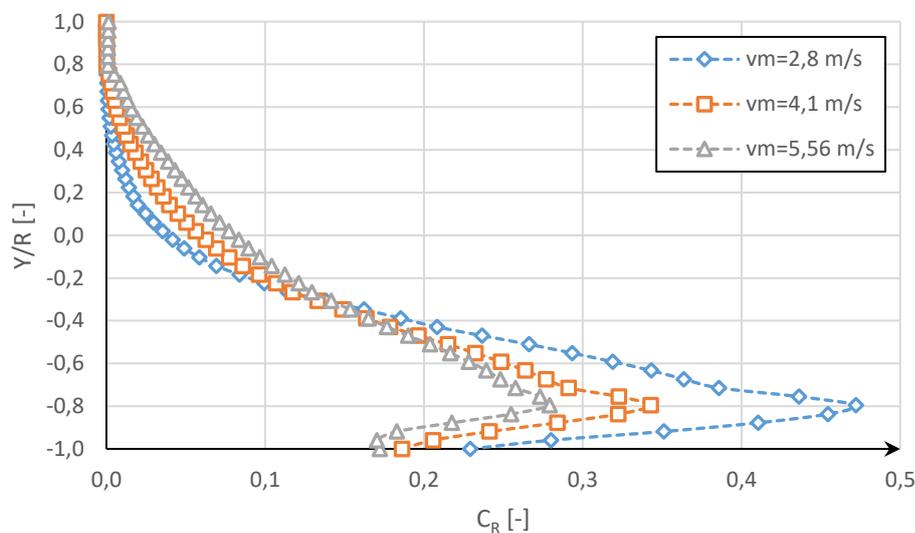


Abbildung 6-43: Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Gemischgeschwindigkeit für Sand $d_p=1,756$ mm für $C_T=10$ %

Steigt die Geschwindigkeit um ca. 50 bzw. 100 % des ursprünglichen Wertes auf 4,1 bzw. 5,56 m/s an, sinkt die maximale lokale Konzentration entsprechend um ca. 28 % bzw. 49 % des Anfangswertes auf $C_R=30$ % bzw. 22 % für $C_T=5$ % (siehe Tabelle 15).

6 Vorstellung der Untersuchungsergebnisse

Für eine höhere Transportkonzentration von $C_T=10\%$ führt die Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit ebenfalls zu einer Verringerung der maximalen lokalen Konzentration, so dass die maximale lokale Konzentration nur noch 73 % bzw. 59 % ihres ursprünglichen Wertes annimmt (siehe Tabelle 15).

Grund dafür ist einerseits die größere Suspension und andererseits die größere Geschwindigkeit der Partikel in der Bettzone, d. h. die Relativgeschwindigkeit zwischen den beiden Phasen wird geringer.

Tabelle 15: Maximale lokale Konzentration in Abhängigkeit der Gemischgeschwindigkeit

v_m [m/s]	Relativ (v_m) [-]	$C_{R,max_CT=5\%}$ [%]	Relativ ($C_{R,max_CT=5\%}$) [-]	$C_{R,max_CT=10\%}$ [%]	Relativ ($C_{R,max_CT=10\%}$) [-]
2,80	1,00	42,30	1,00	47,22	1,00
4,10	1,46	30,27	0,72	34,29	0,73
5,56	1,99	21,72	0,51	27,93	0,59

Es ist zu erwarten, dass sich bei einer weiteren Erhöhung der Gemischgeschwindigkeit immer mehr Partikel in Suspension befinden, bis sich eine homogene Verteilung einstellt und die lokale Konzentration der Transportkonzentration entspricht.

Um das nachzuweisen, wurden weitere Simulationen mit $v_m=12,5$ m/s bzw. 17,0 m/s durchgeführt. Die jeweilige lokale Konzentrationsverteilung über die Querschnittachse ist in Abbildung 6-44 grafisch dargestellt.

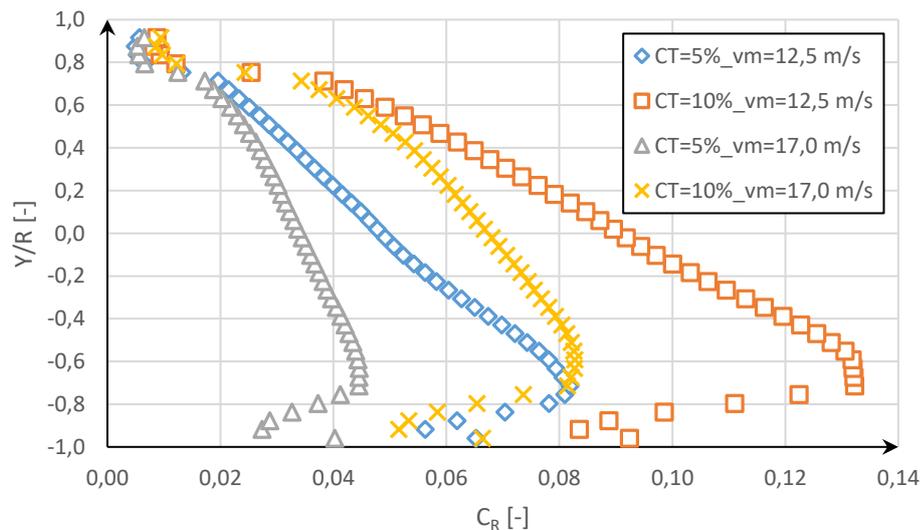


Abbildung 6-44: Vergleich der Konzentrationsverteilung für Sand $d_p=1,756$ mm bei $v_m=12,5$ m/s bzw. $v_m=17,0$ m/s

Die Simulationsergebnisse zeigen qualitativ, dass die Verteilungskurven sowohl für die niedrige $C_T=5\%$ (blaue und graue Kurven) als auch für die höhere Transportkonzentration $C_T=10\%$ (orange und gelbe Kurven) mit steigender Gemischgeschwindigkeit, sprich Reynolds-Zahl, immer gleichmäßiger werden.

6.3 Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen in vertikaler Leitung

Die Auswertung der Messergebnisse in beiden vertikalen Rohrabschnitten (steigend und fallend) hat gezeigt, dass der Anteil des Feststoffes an dem Energieverlust im negativen Bereich lag, was möglicherweise auf einen Messfehler hindeutet. Grund für diesen Messfehler kann u. a. die relativ kurze Messstrecke sein (3,4 m).

Es handelt sich hierbei um einen Fehler, der dadurch entstanden ist, dass die Partikel in einer vertikalen Leitung weitgehend homogen im Querschnitt verteilt waren und in keiner ständigen Berührung mit der Rohrwand standen (siehe Abbildung 6-45). Dazu kommt, dass die Feststoffkonzentration im physikalischen Modell relativ gering war ($C_T \leq 5\%$), was in Kombination mit der homogenen Verteilung der Partikel dazu geführt hat, dass ebenso die Wahrscheinlichkeit einer Partikel-Partikel-Kollision relativ klein war.

Somit war der Verlustanteil der dispersen Phase klein und lag mit größter Wahrscheinlichkeit in dem Schwankungsbereich des Energieverlustes des reinen Wassers. Aus diesem Grund wurde die Untersuchung des Feststofftransportes in den vertikalen Leitungen nicht weiter betrachtet.



Abbildung 6-45: Verteilung der Feststoffpartikel in dem vertikal durchströmten Rohrabschnitt

Dennoch ist es praktisch möglich, den Energieverlust des homogenen Gemisches in der vertikalen Leitung rechnerisch über die Gemischdichte ρ_m (siehe Gleichung 3-52) zu bestimmen.

6.4 Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen in geneigter Rohrleitung

6.4.1 Experimentelle Untersuchungen zum Energieverlust

Im Vergleich zu den Versuchen in horizontaler Rohrleitung konnte das Wasser-Feststoff-Gemisch in den geneigten Leitungen durch Installation einer leistungsstärkeren Pumpe mit etwas höheren Geschwindigkeiten, bis 4 m/s gegenüber einem Geschwindigkeitsmaximum von 3 m/s in der horizontalen Leitung, gefördert werden. Trotzdem reichte diese Geschwindigkeit nicht, um einen homogenen Transport einzustellen.

Dabei wurde für jeden geneigten Rohrabschnitt ein Datensatz von insgesamt 404 Messpunkten ermittelt, davon 197 mit feinem Sand ($d_p=0,3$ mm), 58 mit mittlerem Sand ($d_p=1,036$ mm) und 149 mit grobem Sand ($d_p=1,756$ mm). Diese Daten wurden ausgewertet und daraus die Zustandsdiagramme erstellt.

1. Die Abhängigkeit des Energieverlustes von der mittleren Gemischgeschwindigkeit v_m in der abwärts geneigten Rohrleitung

Für diesen Rohrabschnitt wurden zunächst anhand der Messdaten für alle untersuchten Sandfraktionen die Linien konstanter Transportkonzentrationen dargestellt (siehe Abbildung 6-46, Abbildung 6-47 und Abbildung 6-48).

Der Verlauf der Verlustkurven in den abwärts geneigten Rohrleitungen ähnelt dem der horizontalen Leitung, so dass die Energieverluste des Gemisches bei konstanter Transportkonzentration mit Zunahme der Gemischgeschwindigkeit ansteigen, die Anteile des Feststoffs am gesamten Verlust dahingegen sinken.

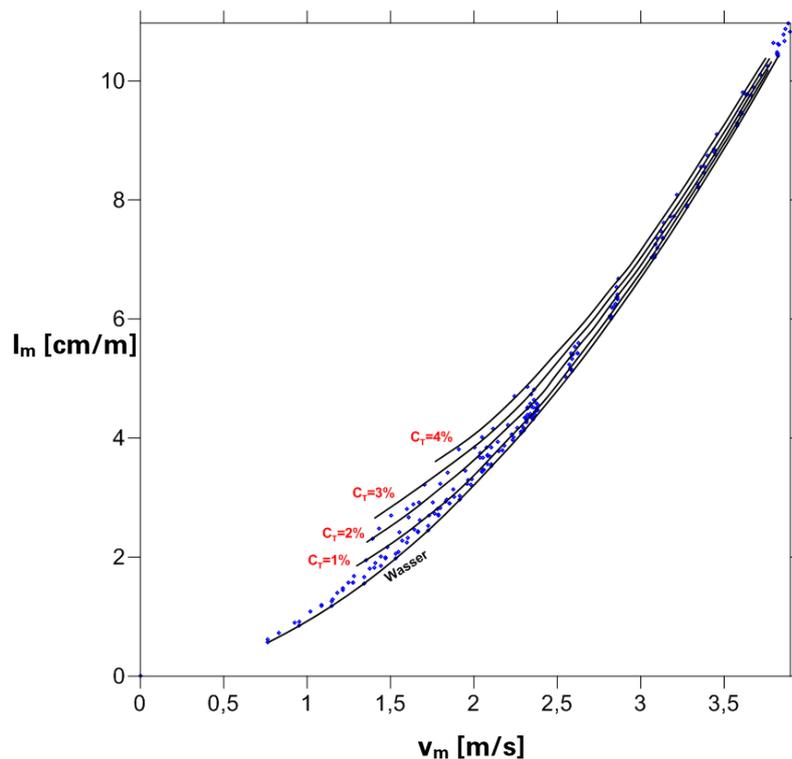


Abbildung 6-46: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Feinsand ($d_p=0,3$ mm) in einer abwärts geneigten Rohrleitung (rote Zahlenwerte kennzeichnen die Transportkonzentration)

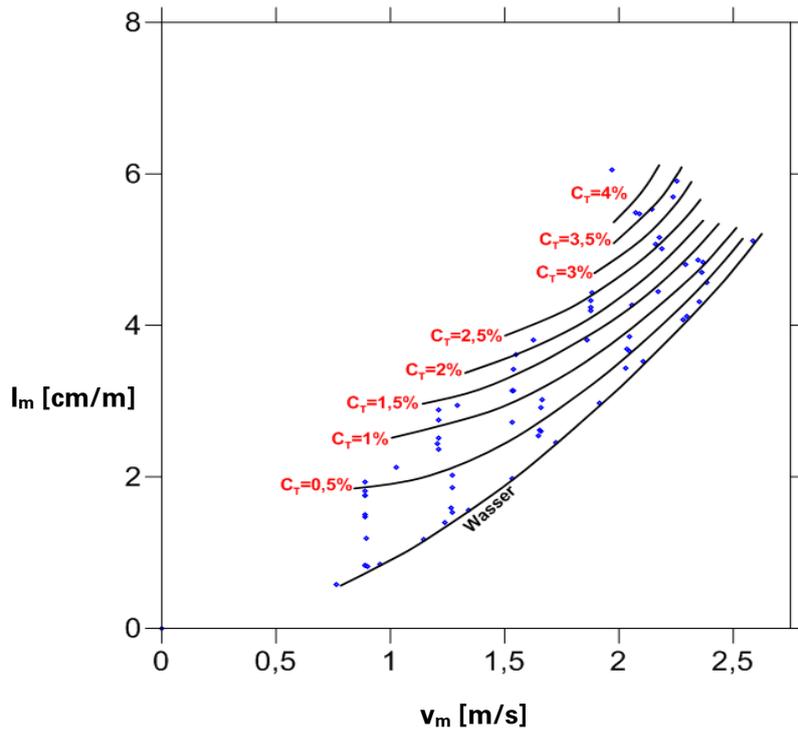


Abbildung 6-47: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Mittelsand ($d_p=1,036$ mm) in einer abwärts geneigten Rohrleitung

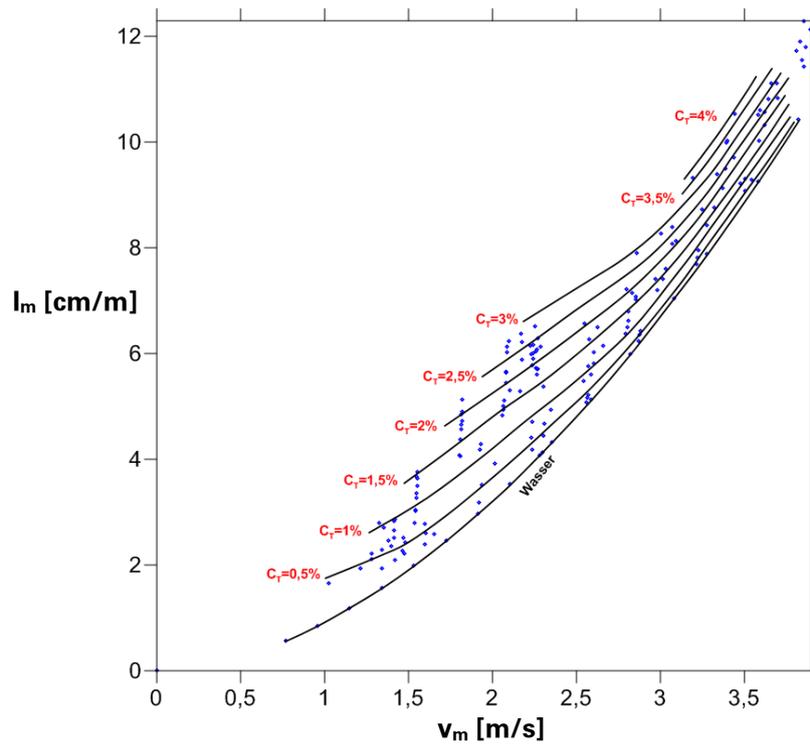


Abbildung 6-48: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Grobsand ($d_p=1,756$ mm) in einer abwärts geneigten Rohrleitung

Der Anteil des Feststoffes an den Verlusten bei sonst konstanten Geschwindigkeiten und Konzentration ist in der fallenden Leitung offensichtlich höher, je größer die Partikel sind (siehe Abbildung 6-46, Abbildung 6-47, und Abbildung 6-48). Lediglich die mittlere Sandfraktion ($d_p=1,036$ mm) liefert kleine Unregelmäßigkeiten für niedrige Konzentrationen besonders bei sehr hohen Geschwindigkeiten. Dies lässt sich mit der relativ niedrigen Anzahl an Messpunkten (58) und ihrer ungünstigen Streuung für diese Fraktion erklären, was die Verläufe der Verlustkurven bei ihrer Erstellung negativ beeinflussen kann.

2. Die Abhängigkeit des Energieverlustes von der mittleren Gemischgeschwindigkeit v_m in der aufwärts geneigten Rohrleitung

In den Abbildung 6-49, Abbildung 6-50 und Abbildung 6-51 ist die Energieverlusthöhe des Wasser-Feststoff-Gemisches in einer mit einem Winkel vom 15° geneigten, aufwärtsgerichteten Rohrleitung des Durchmessers $D=100$ mm für die drei untersuchten Sandfraktionen dargestellt.

Die Kurven weisen generell einen ähnlichen Verlauf auf, wie die für horizontale und abwärts geneigte Leitungen. Die gesamten Energieverluste des Gemisches steigen mit größer werdender Geschwindigkeit an. Die durch die disperse Phase hervorgerufenen Verlustanteile liegen im Bereich der niedrigeren Geschwindigkeiten (ausgeprägter heterogener Transport bzw. Transport mit gleitendem Feststoffbett) deutlich über denen der reinen Wasserströmung. Bei größeren Geschwindigkeiten (heterogener Transport bzw. quasi homogener Transport) ist der Verlustanteil des Feststoffes gering.

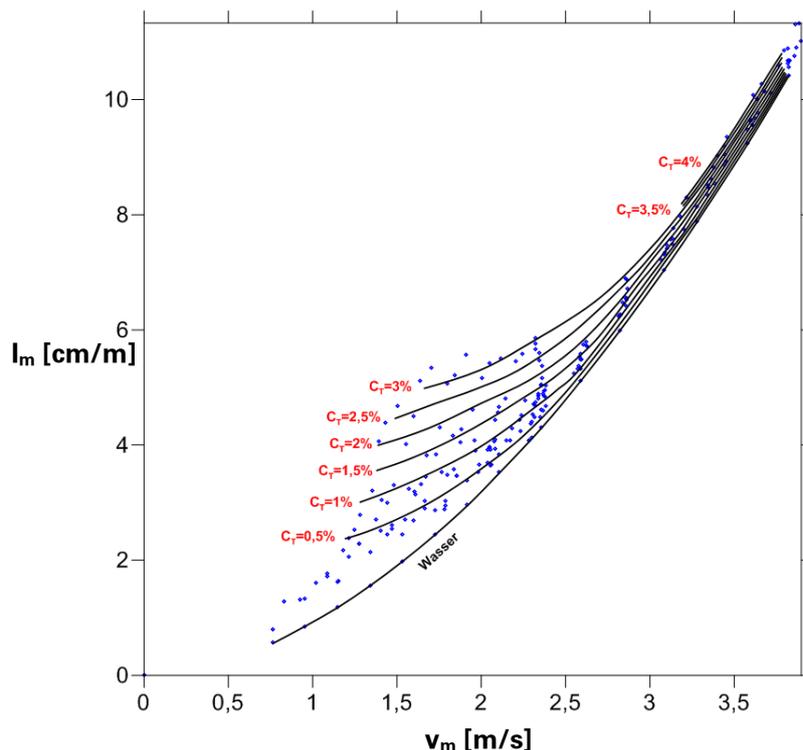


Abbildung 6-49: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Feinsand ($d_p=0,3$ mm) in einer aufwärtsgeneigten Rohrleitung

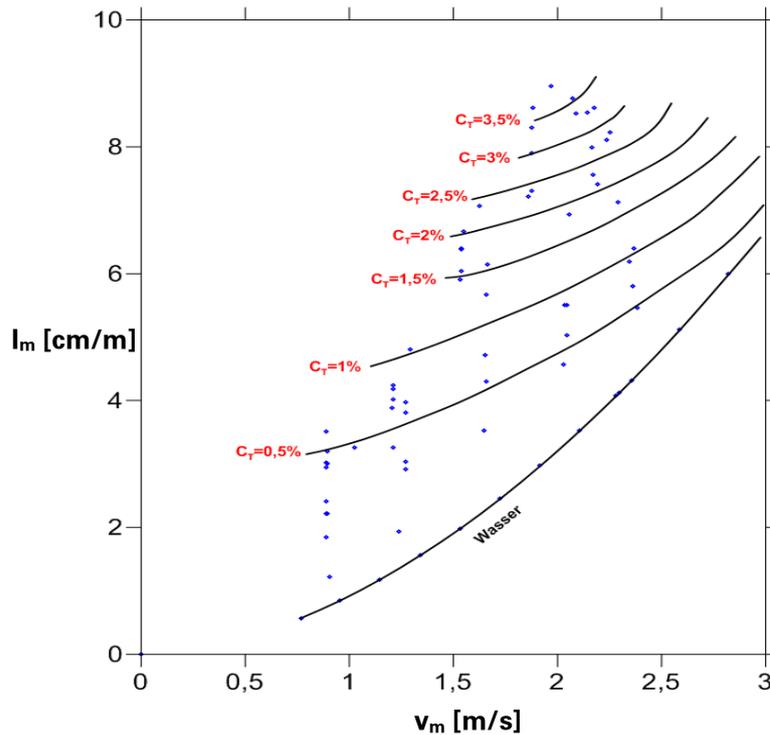


Abbildung 6-50: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Mittelsand ($d_p=1,036$ mm) in einer aufwärtsgeneigten Rohrleitung

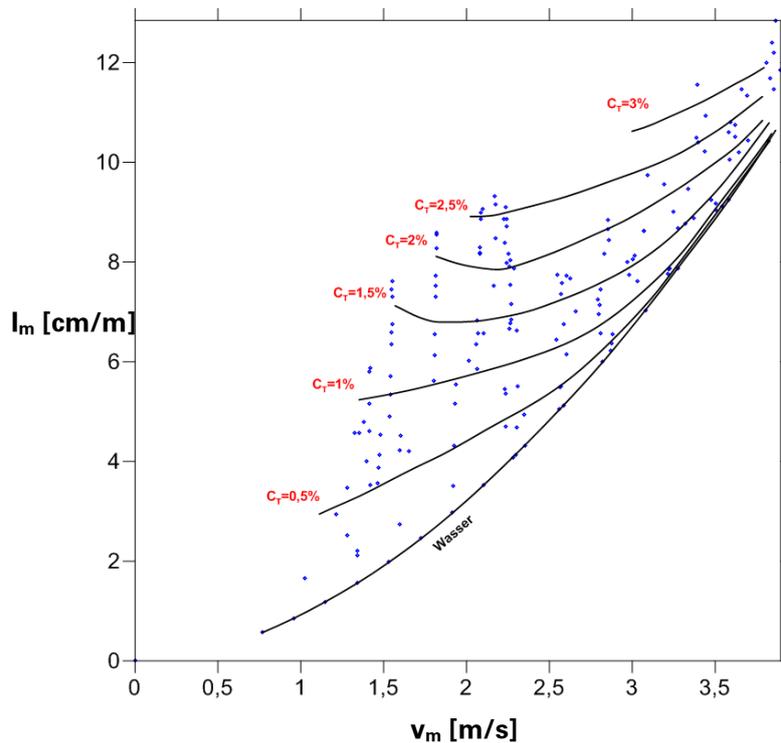


Abbildung 6-51: Energieverluste einer Gemisch-Strömung von Grobsand ($d_p=1,756$ mm) in einer aufwärtsgeneigten Rohrleitung

Eine größere Abweichung vom „Standard“-Verlauf bei höheren Geschwindigkeiten zeigen wieder die Kurven des mittleren Sandes, was wiederum auf die ungenauen

Messungen und die nicht ausreichenden Messpunkte zurückzuführen ist. Dies lässt sich damit begründen, dass die neue leistungsstärkere Pumpe erst später zum Einsatz kam, nachdem die Versuche mit der mittleren Sandfraktion bereits abgeschlossen waren.

3. Aufstellung eigenes Rechenansatzes für Gemischströmung in geneigter Rohrleitung

Die Förderung des Feststoffes in einer geneigten Rohrleitung wurde bislang nur selten untersucht, wobei die meisten vorliegenden Ansätze auf Erweiterung der Rechenansätze in den horizontalen Leitungen basieren. Deshalb lag der Schwerpunkt dieser Arbeit u. a. in der Aufstellung eines eigenen Ansatzes zur Bestimmung des durch die Feststoffbewegung hervorgerufenen Energieverlustes.

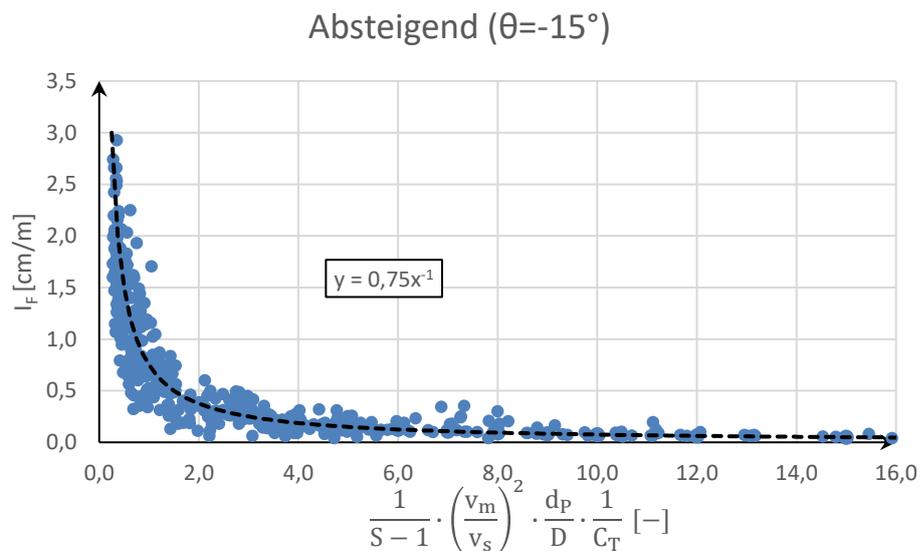


Abbildung 6-52: Das Energiegefälle des Feststoffes in einer absteigenden Rohrleitung für alle untersuchten Fraktionen

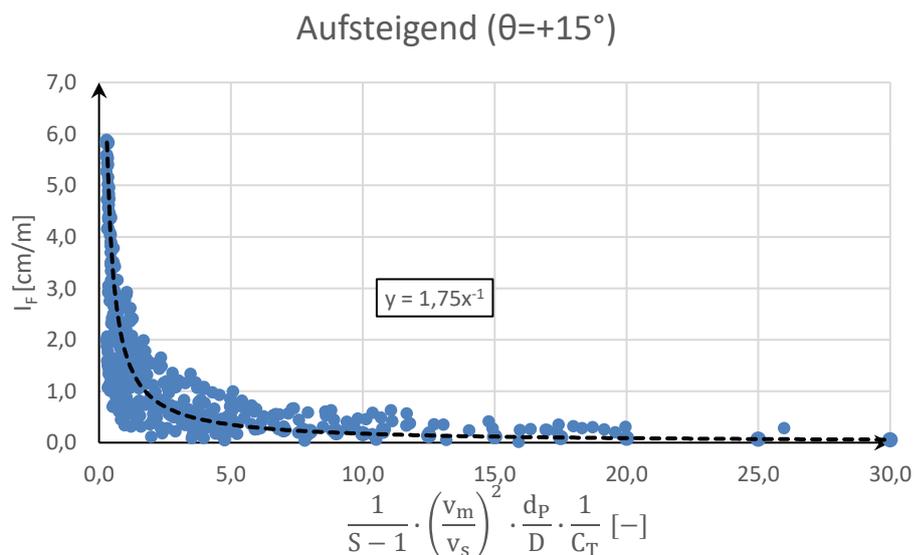


Abbildung 6-53: Das Energiegefälle des Feststoffes in einer aufsteigenden Rohrleitung für alle untersuchten Fraktionen

Zu diesem Zweck wurde das Energiegefälle des Feststoffes I_F in Abbildung 6-52 für absteigende und in Abbildung 6-53 für aufsteigende Leitung den einwirkenden Größen in einer dimensionslosen Form gegenübergestellt.

Daraus ergeben sich für das Energiegefälle durch die Feststoffbewegung in der absteigenden Rohrleitung die Gleichung 6-15

$$I_F = \frac{\Delta h_F}{L} = 0,75 \cdot \left[(S - 1) \cdot \left(\frac{v_s}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-15$$

und die Gleichung 6-16 für das Energiegefälle in der aufsteigenden Rohrleitung

$$I_F = \frac{\Delta h_F}{L} = 1,75 \cdot \left[(S - 1) \cdot \left(\frac{v_s}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-16$$

Die Gleichungen 6-15 und 6-16 für das Energiegefälle des Feststoffes in einer geeigneten Leitung sowie die Gleichung 6-7 für eine horizontale Leitung lassen sich durch die Integration der Neigungswinkel (-15, 0, +15) verallgemeinern. Somit wird:

$$I_F = \frac{\Delta h_F}{L} = A \cdot \left[(S - 1) \cdot \left(\frac{v_s}{v_m} \right)^2 \cdot \frac{D}{d_p} \cdot C_T \right] \quad 6-17$$

Dabei gilt die Gleichung 6-17 lediglich für die untersuchten Rohrneigungen von (-15°; 0° und +15°). In dieser Gleichung sind v_m die Gemischgeschwindigkeit in [m/s], S das Dichteverhältnis zwischen Sand und Wasser [-], C_T die Transportkonzentration in [%], d_p , D Partikel- bzw. Rohrdurchmesser in [m] und somit ist I_F in [cm/m].

Die Konstante A ergibt sich zu:

$$A = \frac{1}{\cos \theta - 1,5 \cdot \sin \theta} = \begin{cases} 0,75 & \text{für } \theta = -15^\circ \\ 1,75 & \text{für } \theta = +15^\circ \\ 1 & \text{für } \theta = 0 \end{cases} \quad 6-18$$

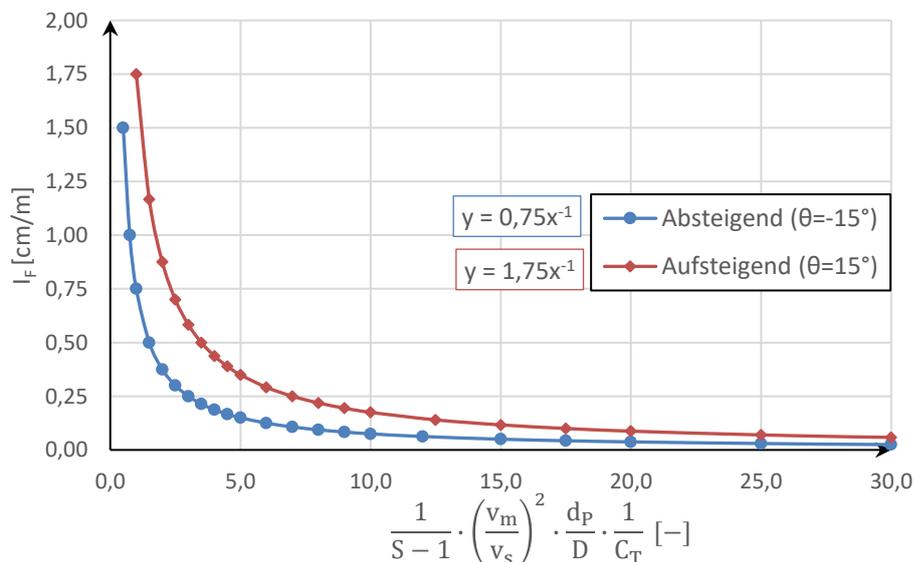


Abbildung 6-54: Vergleich des Energieverlusts des Feststoffes in einer aufsteigenden und einer absteigenden Rohrleitung

Nach der Gleichung 6-17 nimmt der Sandanteil an dem Gesamtverlust mit zunehmender Gemischgeschwindigkeit bei sonst konstanten anderen Parametern ab. Außerdem

ist der Sandanteil umso größer, je höher die Dichte der Partikel oder ihre Transportkonzentration sind.

Ein direkter Vergleich der Verlustanteile des Feststoffes (Δh_F bzw. I_F) in einer abwärts und einer aufwärts durchströmten Rohrleitung zeigt, dass die Verluste in dem aufwärts gerichteten Rohr erwartungsgemäß deutlich höher als im abwärts verlaufenden Rohr sind (siehe Abbildung 6-54).

Grund dafür ist, dass die tangentielle Gewichtskomponente der dispersen Phase in der abgeneigten Rohrleitung in Richtung der Strömung (treibend) und in der aufsteigenden Rohrleitung gegen die Strömung (haltend) wirkt.

Wenn hohe Gemischgeschwindigkeiten bzw. geringe Transportkonzentrationen vorliegen oder wenn die Partikeldichte relativ klein ist (d. h. wenn das dimensionslose Produkt der Einflussgrößen X größer wird) nähern sich die beiden Kurven langsam an.

6.4.2 Experimentelle Untersuchung zu der kritischen Gemischgeschwindigkeit

1. Abhängigkeit der kritischen Geschwindigkeit von der Transportkonzentration

In Abbildung 6-55 sind die Messergebnisse zur kritischen Gemischgeschwindigkeit v_{crit} in Abhängigkeit von der Transportkonzentration C_T beispielhaft für die feinen und groben Kornfraktionen ($d_p = 0,1 - 0,5$ mm und $d_p = 1,4 - 1,2$ mm) für beide Rohrabschnitte grafisch dargestellt. Die mittlere Sandfraktion $d_p = 0,71 - 1,25$ mm weist ebenfalls einen ähnlichen Verlauf auf.

Es ist für alle Kornfraktionen deutlich erkennbar, dass die kritische Geschwindigkeit mit zunehmenden Transportkonzentrationen anwächst. Bei kleineren Transportkonzentrationen bis 0,2 % ist der Gradient am größten, bei steigenden Konzentrationen flachen sich die Kurven allmählich ab.

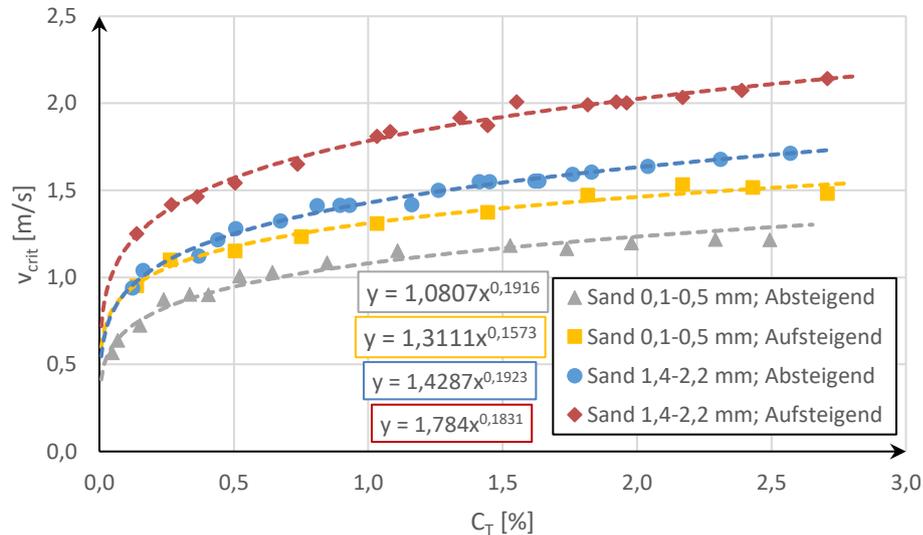


Abbildung 6-55: Abhängigkeit der kritischen Gemischgeschwindigkeit von der Transportkonzentration für Feinsand $d_p = 0,3$ mm und für Grobsand $d_p = 1,756$ mm in ab- bzw. aufwärts geneigter Rohrleitung (Neigungswinkel $\pm 15^\circ$)

Bei weiterer Erhöhung der Transportkonzentration kann daher davon ausgegangen werden, dass sich die kritische Geschwindigkeit einem konstanten Wert annähert.

Weiterhin ist erkennbar, dass die grobe Kornfraktion bei gleicher Transportkonzentration im Mittel höhere kritische Gemischgeschwindigkeiten aufweist als die feine Kornfraktion. Demnach sind bei der Förderung von groben Materialien höhere Fördergeschwindigkeiten erforderlich, um diese ablagerungsfrei transportieren zu können als beim Transport von feineren Sedimenten.

Darüber hinaus zeigt die Abbildung 6-55, dass sich das Verhältnis zwischen der kritischen Geschwindigkeit von der groben und von der feinen Kornfraktion im Durchschnitt nicht ändert. Die gemittelten Kurven verlaufen in dem untersuchten Konzentrationsbereich fast parallel zueinander.

2. Aufstellung des Rechenansatzes für die kritische Geschwindigkeit v_{crit}

Analog zu den Untersuchungen in horizontaler Rohrleitung wurden die gemessenen kritischen Gemischgeschwindigkeiten in beiden geeigneten Rohrabschnitten dimensionslos gegenüber den anderen Kenngrößen dargestellt (siehe Abbildung 6-56).

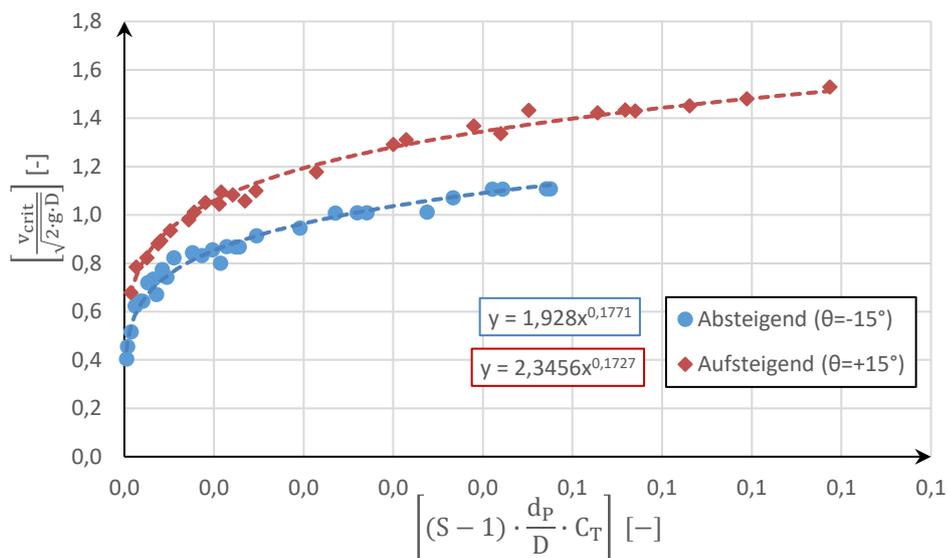


Abbildung 6-56: Kritische Gemischgeschwindigkeit in Abhängigkeit der Transportkonzentration für ab- bzw. aufsteigende Rohrleitung

Für die fallende Rohrleitung ergibt sich die Gleichung 6-19

$$v_{crit} = 1,928 \cdot \left[(S - 1) \cdot \frac{d_p}{D} \cdot C_T \right]^{0,1771} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D} \tag{6-19}$$

und für die steigende durchströmte Rohrleitung ergibt sich die Gleichung 6-20

$$v_{crit} = 2,3456 \cdot \left[(S - 1) \cdot \frac{d_p}{D} \cdot C_T \cdot \cos \theta \right]^{0,1727} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D} \tag{6-20}$$

Dabei ist C_T in den beiden Gleichungen 6-19 und 6-20 in [%] einzusetzen.

Für eine beliebige Transportkonzentration ist die erforderliche Geschwindigkeit zur Mobilisierung aller Sandpartikel in der ansteigenden Leitung größer als in der fallenden Leitung. Dies deutet wiederum drauf hin, dass nicht nur die normale, sondern auch die tangentielle Gewichtskomponente eine entscheidende Rolle bei der Suspendierung der Feststoffpartikel spielt.

Die Korrelationen der kritischen Gemischgeschwindigkeiten sämtlicher untersuchter Leitungsabschnitte sind in der Abbildung 6-57 dargestellt. Es ist ersichtlich, dass die kritische Gemischgeschwindigkeit mit der Neigung ansteigt, somit ist die notwendige kritische Gemischgeschwindigkeit in einer horizontal verlegten Leitung größer als die in einer fallenden jedoch geringer als in einer ansteigenden Leitung.

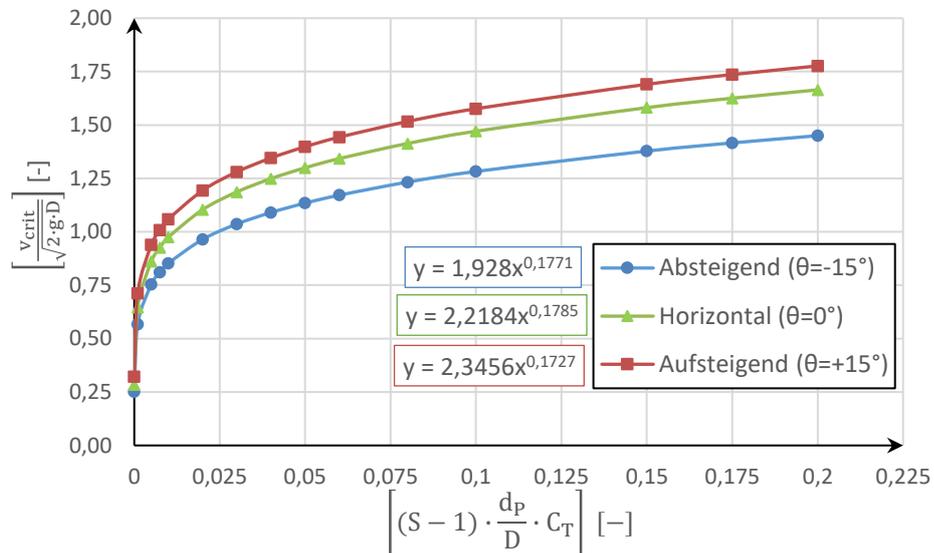


Abbildung 6-57: Kritische Gemischgeschwindigkeit in Abhängigkeit der Rohrneigung

Die Kennlinien der kritischen Gemischgeschwindigkeit für die drei untersuchten Rohrneigungen besitzen einen ähnlichen Verlauf. Es lässt sich eine allgemeingültige Gleichung in der drei Rohrkonfigurationen aufstellen:

$$v_{crit} = A \cdot \left[(S - 1) \cdot \frac{d_p}{D} \cdot C_T \right]^B \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot D} \quad 6-21$$

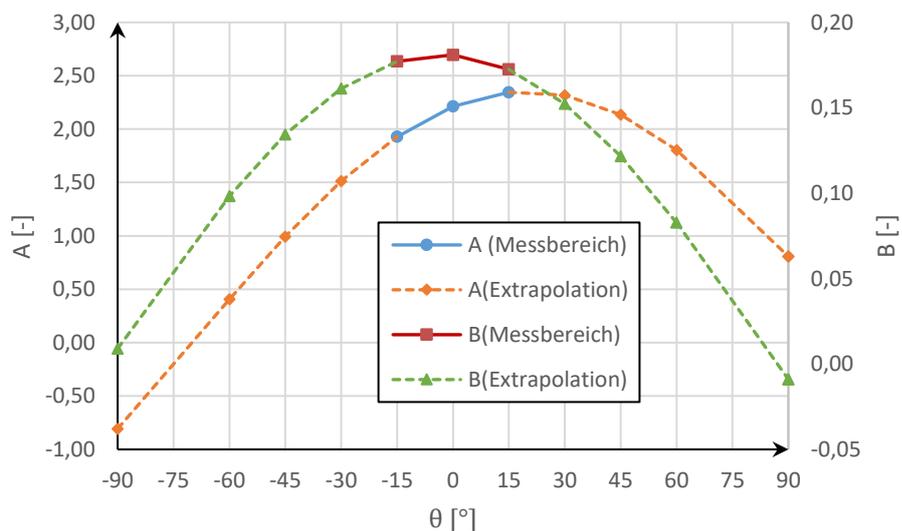


Abbildung 6-58: Darstellung der Konstanten A und B in Abhängigkeit vom Neigungswinkel

Dabei ergeben sich A und B in der Gleichung 6-21 in Abhängigkeit vom Neigungswinkel zu:

$$A = 0,807 \cdot \sin \theta + 2,212 \cdot \cos \theta$$

6-22

$$B = -0,009 \cdot \sin \theta + 0,181 \cdot \cos \theta$$

Die Gleichung 6-21 gilt nur für die untersuchten Neigungswinkel (-15°, 0° und +15°).

6.5 Ergebnisse der numerischen Untersuchungen in geneigter Rohrleitung

1. Einwirkung der Geschwindigkeit auf den Energieverlust

Die anhand der aufgestellten Gleichungen (Gleichung 6-15 für absteigende und Gleichung 6-16 für aufsteigende Rohrleitung) errechneten Energieverluste wurden numerisch nachgebildet. Schwierigkeiten bestehen genauso wie in den horizontalen Leitungen in der Einstellung der Wandrandbedingung für die sekundäre Phase.

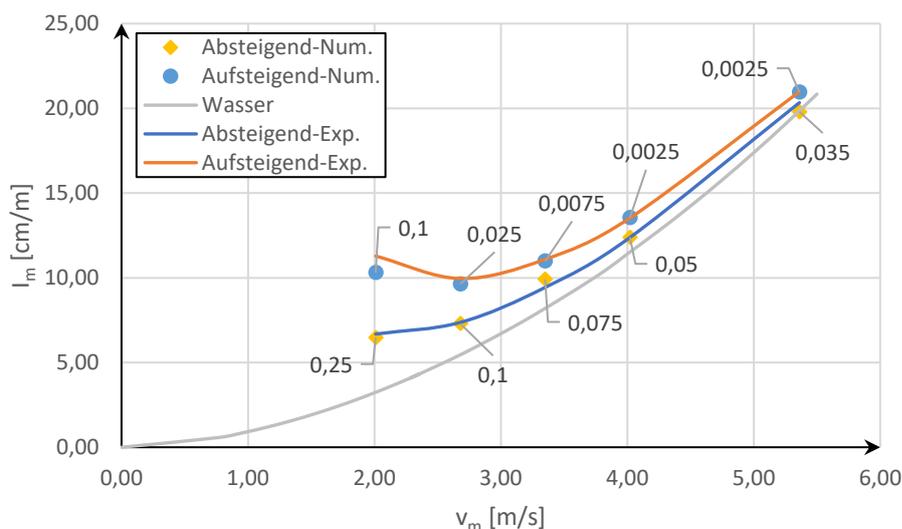


Abbildung 6-59: Die Energieverlusthöhe des Gemisches in Abhängigkeit von der Gemischgeschwindigkeit für ab- und aufsteigende Rohrleitung bei $C_T=5\%$ für $d_p=1,036\text{ mm}$

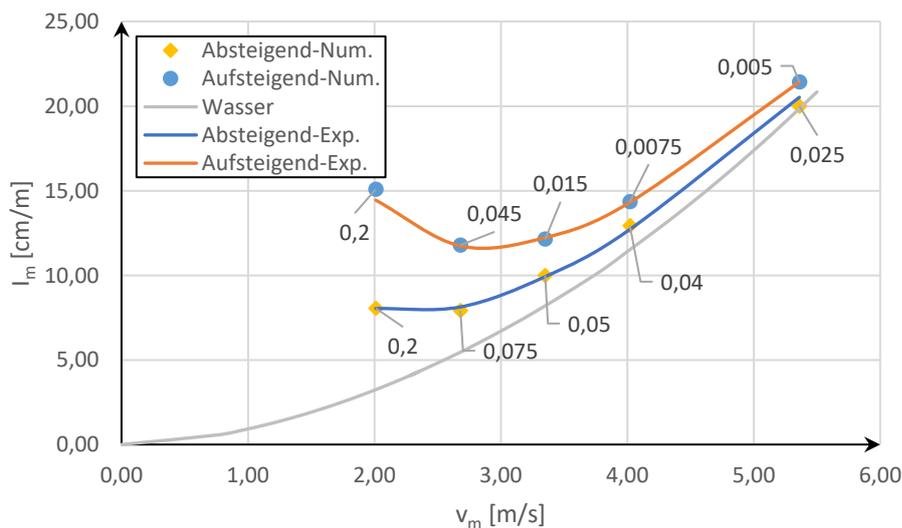


Abbildung 6-60: Die Energieverlusthöhe des Gemisches in Abhängigkeit von der Gemischgeschwindigkeit für ab- und aufsteigende Rohrleitung bei $C_T=5\%$ für $d_p=1,756\text{ mm}$

Die Energieverluste wurden für vier unterschiedliche Transportkonzentrationen ($C_T=2,5\%$; 5% ; $7,5\%$ und 10%) sowohl in aufsteigenden als auch in absteigender Leitung gerechnet und als Grundlage für die nachstehenden Simulationen dargestellt. Dabei wurden lediglich die Ergebnisse für eine Transportkonzentration von $C_T=5\%$ (Abbildung 6-59 und Abbildung 6-60) präsentiert. Die Zahlenwerte in beiden Abbildungen beschreiben die ermittelten Verlustbeiwerte der sekundären Phase ψ .

Aus der Abbildung 6-59 und Abbildung 6-60 geht hervor, dass die numerische Nachrechnung der Energieverluste für beide geneigte Rohrabschnitte durch Einstellung des Verlustbeiwertes ψ gut möglich ist. Die numerischen Ergebnisse stimmen sehr gut mit den physikalischen überein. Dabei wurde der Verlustbeiwert iterativ variiert, bis der Unterschied zwischen dem numerisch berechneten und dem experimentellen Verlust kleiner als 5% wurde ($(I_{m,num.}-I_{m,exp.})/I_{m,exp.} \leq 5\%$).

Es ist ebenso zu erkennen, dass sich bei jeder Geschwindigkeit höhere Werte für den Verlustbeiwert in der fallenden Leitung einstellen als in der aufsteigenden Leitung. Dies gilt für beide Sandfraktionen.

Der Beiwert nimmt für das jeweilige Rohrstück langsam ab mit Erhöhung der Gemischgeschwindigkeit, da der Anteil des Feststoffes an dem gesamten Energieverlust mit Zunahme der Geschwindigkeit abnimmt.

Es hat sich festgestellt, dass der Verlustbeiwert ψ in der aufsteigenden Leitung umso größer wird, je größer die Partikel sind. In der fallenden Leitung ist es aber umgekehrt. Das gleiche Verhalten zeigen die Simulationen mit den anderen untersuchten Transportkonzentrationen (siehe Anhang 6). Hier ist zu erkennen, dass der Verlustbeiwert bei einer beliebigen Partikelgröße sowohl für die ab- als auch für die aufsteigende Rohrleitung unabhängig von der Transportkonzentration C_T ist.

2. Abhängigkeit des lokalen Konzentrationsprofils C_R von der Rohrneigung θ

Die lokale Konzentrationsverteilung über die vertikale Querschnittsachse der ab- bzw. aufsteigenden Rohrleitung 1 m vor dem Auslauf des jeweiligen Rohrstücks ist in Abbildung 6-61 und Abbildung 6-62 für eine Transportkonzentration von $C_T=5\%$ dargestellt.

Die Abbildung 6-61 und Abbildung 6-62 zeigen, dass sich bei beiden Sandfraktionen immer weniger Sand sohnah in der absteigenden Leitung befindet als in der aufsteigenden Leitung. Das liegt daran, dass die Hauptbewegungsrichtung von den Partikeln in dieser Leitung in Strömungsrichtung ist, was zur Mobilisierung der Partikel führt.

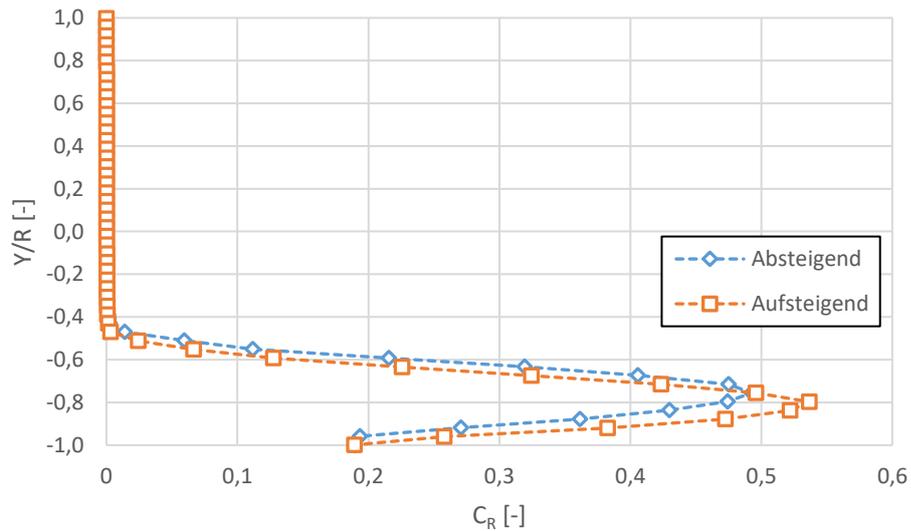


Abbildung 6-61: Verteilung der lokalen Feststoffkonzentration über die Rohrmittelachse der ab- bzw. aufsteigenden Rohrleitung für $C_T=5\%$ und $Q_w=20\text{ l/s}$ für $d_p=1,036\text{ mm}$

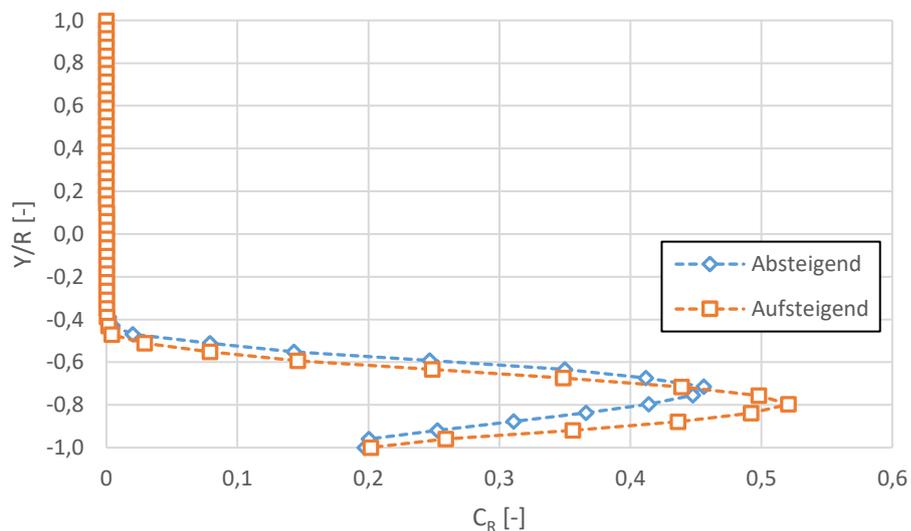


Abbildung 6-62: Verteilung der lokalen Feststoffkonzentration über die Rohrmittelachse der ab- bzw. aufsteigenden Rohrleitung für $C_T=5\%$ und $Q_w=20\text{ l/s}$ für $d_p=1,756\text{ mm}$

3. Abhängigkeit des lokalen Konzentrationsprofils C_R von der Partikelgröße d_p

Für die beiden numerisch untersuchten Partikelgrößen ($d_p=1,036$ mm und $1,756$ mm) ergibt sich sowohl in der ab- als auch in der aufsteigenden Leitung kein großer erkennbarer Unterschied in der lokalen Konzentrationsverteilung in Abhängigkeit von der Partikelgröße bei sonst konstant bleibenden Restparametern.

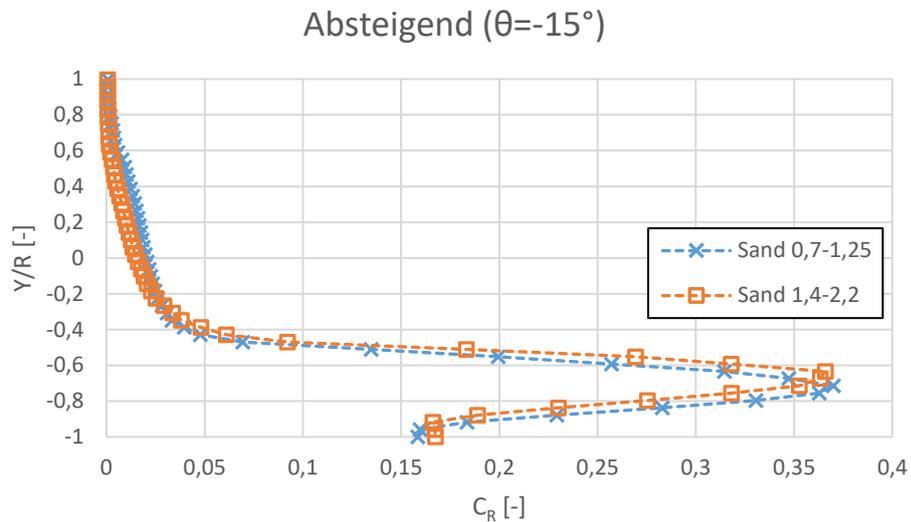


Abbildung 6-63: Lokale Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Partikelgröße für $v_m=5,5$ m/s und $C_T=7,5$ % für absteigende Leitung ($\theta=-15^\circ$)

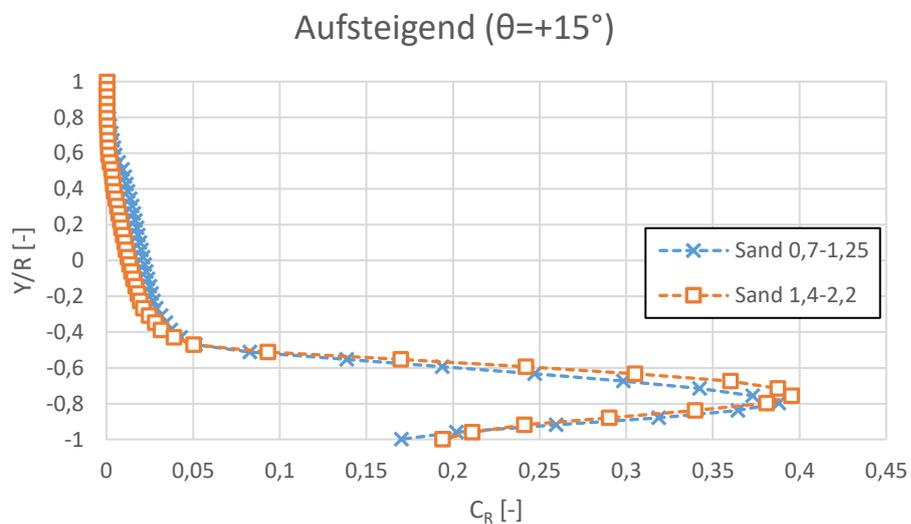


Abbildung 6-64: Lokale Konzentrationsverteilung über die Rohrmittelachse in Abhängigkeit der Partikelgröße für $v_m=5,5$ m/s und $C_T=7,5$ % für aufsteigende Leitung ($\theta=+15^\circ$)

Bei der Variation der Gemischgeschwindigkeit bzw. der Transportkonzentration kommen sehr ähnliche Verteilungen vor.

4. Abhängigkeit des lokalen Konzentrationsprofils C_R von der Gemischgeschwindigkeit

In der Abbildung 6-65 bzw. Abbildung 6-66 ist die lokale Konzentrationsverteilung der dispersen Phase über die vertikale Querschnittsachse beispielhaft für die grobe Sandfraktion $d_p=1,4 - 2,2$ mm bei einer Transportkonzentration von $C_T=7,5$ % und für unterschiedliche Gemischgeschwindigkeit (zwischen 2 und 5,5 m/s) dargestellt.

Absteigend ($\theta=-15^\circ$)

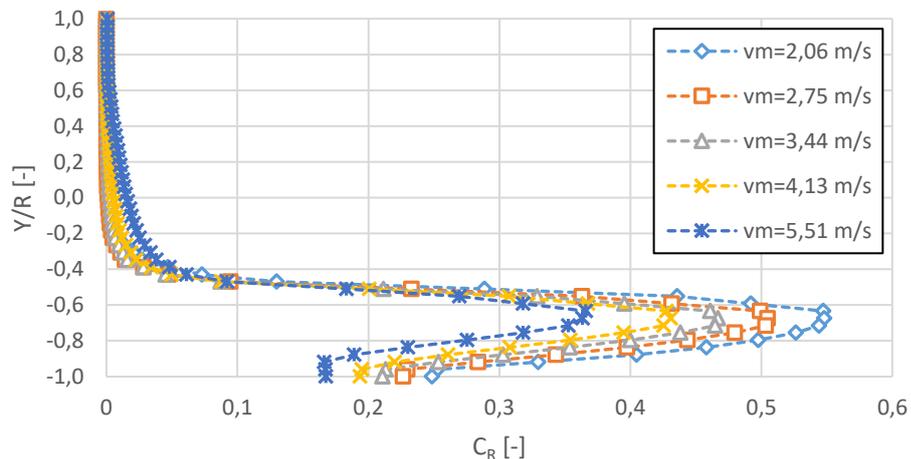


Abbildung 6-65: Lokale Konzentrationsverteilung über die vertikale Querschnittsachse in Abhängigkeit von der Geschwindigkeit für absteigende Rohrleitungen für Sand $d_p=1,756$ mm und $C_T=7,5$ %

Aufsteigend ($\theta=15^\circ$)

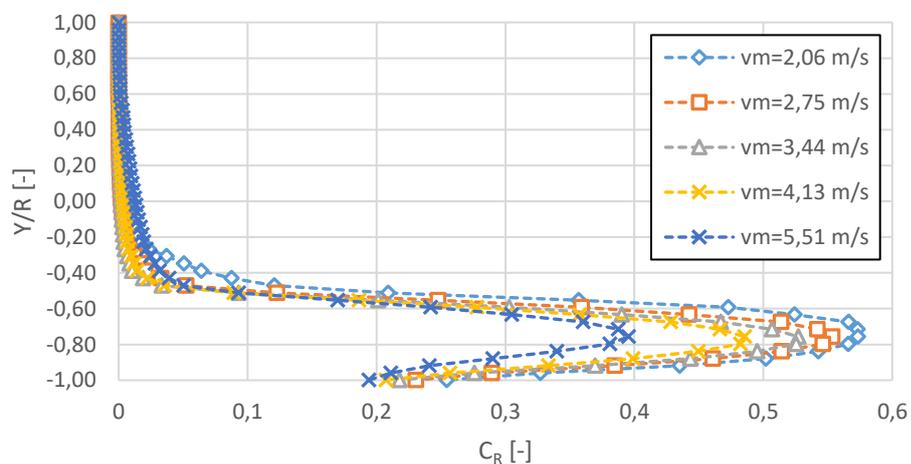


Abbildung 6-66: Lokale Konzentrationsverteilung die vertikale Querschnittsachse in Abhängigkeit von der Geschwindigkeit für aufsteigende Rohrleitungen für Sand $d_p=1,756$ mm und $C_T=7,5$ %

Für beide Rohrabschnitte zeichnet sich unabhängig von der Gemischgeschwindigkeit eine wandnahe Zone mit steigender lokaler Konzentration ab. Die Maximalwerte aller Konzentrationsverteilungskurven befinden sich bei ca. 15 % des Rohrdurchmessers. Eine Übergangszone in Richtung Rohroberkante mit geringerer Konzentration ordnet

sich zwischen dem Maximum und der Rohrmittelachse ein. Die obere Rohrhälfte ist „quasi“ partikelfrei und macht ca. 60 % der Rohrhöhe aus.

Wenn man die Spitzenwerte noch genauer betrachtet, stellt man fest, dass bei einer konstanten Gemischgeschwindigkeit der Maximalwert in der aufsteigenden Leitung etwas größer als der der absteigenden Leitung ist.

Außerdem ist für jedes Rohrstück festzustellen, dass der Maximalwert umso geringer wird, je höher die Gemischgeschwindigkeit ist. Dies liegt daran, dass bei erhöhter Geschwindigkeit immer mehr Partikel suspendieren und in Richtung Rohrmittelachse transportiert werden. Somit ergibt sich beispielsweise das Maximum in der aufsteigenden Leitung zu ca. 57 % bei einer Gemischgeschwindigkeit von $v_m=2,06$ m/s und zu ca. 40 % bei $v_m=5,5$ m/s.

7 Fehleranalyse und weitere Betrachtungen

Die Messwertaufnahme und auch die Auswertung der Messgrößen kann durch viele Fehlerquellen beeinflusst werden. Die Art des Versuchsaufbaus, die Genauigkeit der Messinstrumente, äußere Einflüsse sowie die Erfahrung der Beobachter können hier eine Rolle spielen. Zur Vermeidung und Verminderung dieser Einflüsse wurden mehrere Kontrollmaßnahmen während der durchgeführten Messungen und bei der Auswertung angewendet.

7.1 Degradierung des Feststoffes

Nach jeder Messreihe wurde dem System das Fördergut komplett entzogen und durch neues Fördergut ersetzt. Somit wurde gewährleistet, dass durch das Schaufelrad abgeriebene Sandkörner entfernt wurden und die Förderguteigenschaften hinsichtlich der Partikelgröße erhalten blieben. Ein Einfluss durch eine veränderte Körnung des Fördergutes lässt sich aber nicht völlig ausschließen.

Tabelle 16: Sandverlust für beide Fraktionen über die Versuchszeit

Sandverluste für Fraktion $d_p=0,71 - 1,2 \text{ mm}$				Sandverluste für Fraktion $d_p=1,4 - 2,2 \text{ mm}$			
Zugabe [g]	Endmenge [g]	Verlust [g]	Verlust [%]	Zugabe [g]	Endmenge [g]	Verlust [g]	Verlust [%]
5000	4711	289	5,8	5000	4282	718	14,4
10000	8917	1083	10,8	10000	8337	1663	16,6
15000	14214	786	5,2	15000	13533,9	1466,1	9,8
20000	17792	2208	11,0	20000	17147	2853	14,3
25000	22075	2925	11,7	25000	21262	3738	15,0
30000	26820	3180	10,6	30000	24501	5499	18,3
35000	32079	2921	8,3	35000	27968	7032	20,1
40000	37109	2891	7,2	40000	31600	8400	21,0

In der Tabelle 16 sind die Verluste der Sandmasse bezogen auf die zugegebene Masse für eine komplette Messreihe zweier Sandfraktion beispielhaft aufgeführt. Wobei sich der Begriff Verluste in diesem Fall auf Sandmassen bezieht, welche zu klein sind, um durch das Netz aufgefangen zu werden. Dieser feine Sand befand sich noch im System und wurde erst durch den Wasseraustausch und durch Einsetzen eines sehr feinmaschigen Netzes entfernt. Bei der Gegenüberstellung der Sandverluste ist zu erkennen, dass für die Fraktion $d_p=1,4 - 2,2 \text{ mm}$ ein größerer Einfluss auf die Körnung und die damit verbundenen Verluste vorliegt.

7.2 Die Abnutzung der Pumpe

Während der gesamten Versuchszeit saugt die Pumpe ein Wasser-Feststoff-Gemisch aus dem Behälter. Dies bedeutet bei hoher Feststoffmasse eine enorme Reibung zwischen dem Laufrad und dem Feststoff.

Die Pumpe ist laut Hersteller zwar in der Lage, Feststoffkörner bis zu einem Durchmesser von 6 mm einzusaugen und zu fördern, problematisch war jedoch die Leistungsgrenze der Pumpen, die es nicht erlaubte, eine höhere Transportkonzentration einzustellen. Die verwendeten Pumpen sind für eine maximale Gemischdichte von 1100 kg/m^3 ausgelegt, was einer Volumenkonzentration von ca. 6 % entspricht. Dieser Prozentsatz lässt sich anhand Gleichung 3-52 ermitteln:

$$\rho_m = (1 - C_R) \cdot \rho_w + \rho_F \cdot C_R$$

$$1100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = (1 - C_R) \cdot 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 2650 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot C_R \Rightarrow C_R = 0,0617 \text{ bzw. } C_R = 6,17 \%$$

Die Überschreitung dieser Grenze führte zur Beschädigung des Laufrades und folglich zum Ausfall der Pumpe.

Um die Abnutzung der Förderpumpe durch den Abrieb nachzuweisen, wurde über die Zeit die Pumpe mit reinem Wasser bei konstant bleibender Drehzahl gefahren und die Fördermenge dabei überprüft. Diese Beobachtungen wurden nach gut 40 Tagen dadurch abgebrochen, dass das Laufrad der Pumpe zerbrach (siehe Abbildung 7-1). Zu diesem Zeitpunkt hatte die Pumpe nur noch 80 % ihres ursprünglichen Volumenstroms gefördert.



Abbildung 7-1: Abbruch des Laufrads

Es ist erwähnenswert, dass innerhalb der Versuchszeit insgesamt drei Pumpenlaufräder zerstört wurden und entweder das Laufrad oder die ganze Pumpe ersetzt wurden.

7.3 Abrieb und Durchbruch der Rohrleitungen

Nicht nur das Laufrad der Pumpe, sondern auch die Förderleitungen waren dem Abrieb durch die Feststoffmasse ausgesetzt.

Es passierte oft, dass die Leitung durch den permanenten Kontakt mit den Partikeln zerbrach und die Anlage entsprechend stillgelegt werden musste. Die Feststoffe wirkten in der Rohrleitung wie Sandpapier, welche insbesondere an kritischen Stellen, wie z. B. Richtungswechsel, die Wand zerstörten.



Abbildung 7-2: Durchbruch eines KG-Rohrs

Besonders betroffene Stellen waren in diesem Zusammenhang die geraden Strecken unmittelbar nach den 90° Krümmern in der ersten Version der Anlage, wo der Strahl stark abgelenkt wurde (siehe Abbildung 7-2). Dort stießen die Partikel direkt gegen die Wand und prallten in der Regel zurück auf die gegenüberliegende Wandseite.

7.4 Die Instabilität des Systems bei geringen Geschwindigkeiten

Nach der Füllung der Anlage mit Wasser und der Zugabe des Feststoffes wurde die Pumpe auf einen gewissen Durchfluss eingestellt. Dieser „Anfangsdurchfluss“ wurde so ausgewählt, dass sich im System keine Transportkörper ausbilden konnten, ansonsten stellte sich eine intensive Schwankung des Durchflusses bzw. des Wasserstandes in den Piezometern ein. Konsequenz dieser Schwankungen war eine schlechte Messwerterfassung. Solche Schwankungen der Pumpenleistung sind beispielhaft in Abbildung 7-3 dargestellt.

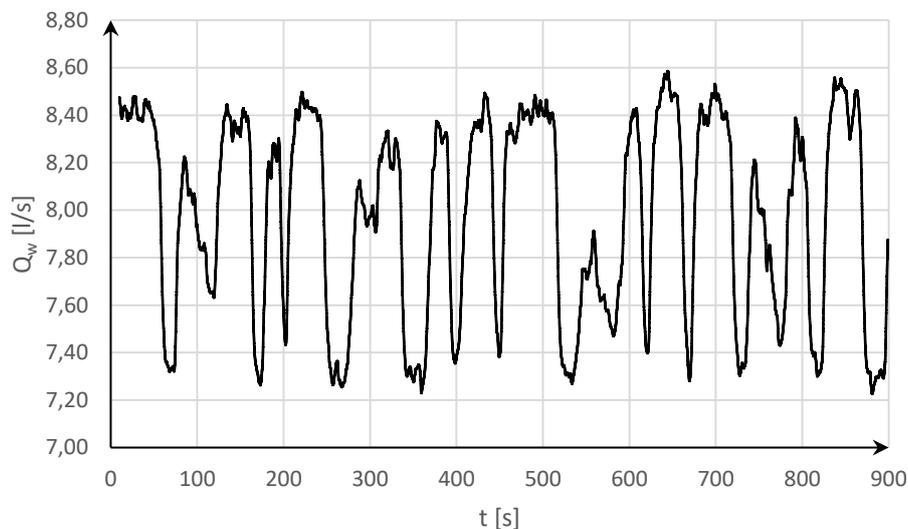


Abbildung 7-3: Durchflussschwankung bei horizontalem Transport von Sand $d_p=1,036$ mm, $m_F=15$ kg (zeitlich gemittelter Wasserdurchfluss $Q_{w,m}=7,98$ l/s)

Darüber hinaus hat sich herausgestellt, dass auch die Probenentnahme des Sandes fehlerbehaftet sein konnte. Da sich die Feststoffpartikel in diesem Fall sammeln und als Pulk fortbewegen, kommt es dazu, dass die Proben oft zu klein oder aber zu groß waren, je nachdem zu welchem Zeitpunkt die Proben entnommen wurden. Kommt eine Düne gerade am Auslauf an, wird die Probe zu groß ausfallen und kurz davor zu klein.

7.5 Messabweichung des Durchflussmessers

Wie schon im Abschnitt 4.2 beschrieben wurde, kommt ein magnetisch induktiver Durchflussmesser zur Messung der Strömungsgeschwindigkeit bzw. des Volumenstroms zum Einsatz. Das Messprinzip beruht auf dem Faraday'schen Gesetz der elektromagnetischen Induktion.

Wenn eine Flüssigkeit durch das Messgerät fließt, übt das Magnetfeld eine Kraft auf die geladenen Teilchen aus. Die positiv und negativ geladenen Teilchen werden dadurch voneinander getrennt und entsteht folglich eine elektrische Spannung, die über die Elektroden erfasst wird. Diese Spannung ist proportional zu der Fließgeschwindigkeit. Das Produkt aus der mittleren Fließgeschwindigkeit und der Querschnittsfläche ist letztendlich der Volumenstrom der Flüssigkeit.

Wenn es sich dahingehen um ein Gemisch aus leitfähigem Fluid (Wasser) und nichtleitendem Feststoff (Sand) handelt, wird zwar die Geschwindigkeit des Fluides v_w gemessen, bei der Berechnung des Durchflusses kommt es aber dadurch zu einer Messabweichung, denn die Fließfläche der Flüssigkeit A_w ist kleiner als die gesamte Querschnittsfläche ist A . Somit wird Folgendes angezeigt:

$$\dot{Q}_w = v_w \cdot A$$

Wobei der tatsächliche Wasserdurchfluss geringer sein soll. Dieser beträgt:

$$Q_w = v_w \cdot A_w$$

Somit beträgt die Messabweichung:

$$\Delta Q_w = \dot{Q}_w - Q_w = v_w \cdot (A - A_w) = v_w \cdot A_F$$

Im Labor wurden Transportkonzentrationen bis 5 % untersucht. Wenn man davon ausgeht das $C_R=C_T$, dann gilt:

$$\frac{\Delta Q_w}{Q_w} = \frac{v_w \cdot C_R \cdot A}{v_w \cdot A_w} = \frac{C_R \cdot A}{(1 - C_R) \cdot A} = \frac{C_R}{1 - C_R} = \frac{5}{100 - 5} = 0,0526 = 5,26 \%$$

Darüber hinaus weist der IDM selber eine gewisse Genauigkeit auf, die aber im Vergleich zu dem durch das Vorhandensein von Feststoffen hervorgerufenen Messfehler vernachlässigbar klein ist.

7.6 Fehlerquelle bei der Untersuchung der kritischen Gemischgeschwindigkeit

Da diese Messungen der kritischen Geschwindigkeit durch visuelle Beobachtungen erfolgten, können auch subjektive Einflüsse bei der Beurteilung des Ablagerungsvorganges eine Rolle spielen. Um die möglichen Messfehler so gering wie möglich zu halten, wäre ein elektrisches Messverfahren von Vorteil, mit dem Aussagen über das Verhalten der kritischen Geschwindigkeit getroffen werden können. Mit diesem Messverfahren wäre außerdem die Bestimmung der kritischen Geschwindigkeit in undurchsichtigen Rohrstrecken möglich. Weiterhin könnten damit verlässliche Ergebnisse im Bereich höherer Transportkonzentrationen ermittelt werden, bei denen die visuelle Beobachtung noch Schwierigkeiten bereitet (Jürgens, 1982).

7.7 Fortbewegung der Feststoffe bei Geschwindigkeiten unterhalb v_{crit}

Unmittelbar nach der Unterschreitung der kritischen Geschwindigkeit bilden sich auf der Rohrsohle oft Ansammlungen von Feststoffpartikeln, die sich stromabwärts mit deutlich geringeren Geschwindigkeiten als die des darüber fließenden Gemisches fortbewegen.

Mit Hilfe des Durchflussmessers und der Druckmessdosen wurden die kritischen Geschwindigkeiten so bestimmt, dass der Durchfluss in sehr kleinen Schritten verändert wurde. Die digital erfassten Messdaten unterliegen unterhalb dieses kritischen Punktes plötzlich großen Schwankungen.

In Abbildung 7-4 stellt die grüne Linie den ablagerungsfreien Bereich und die blaue Linie den Bereich mit Transportkörpern dar. Die rote Linie mit unregelmäßigen Schwankungen wurde als Übergangsbereich definiert, wo sich praktisch die kritische Gemischgeschwindigkeit praktisch einstellt.

Die blaue Linie in Abbildung 7-4 zeigt, dass der IDM innerhalb von 5 Minuten fünf Mal von Transportkörpern durchgeströmt wurde (Linie weist 5 lokale Minima auf). Wenn man eine mittlere Fortpflanzungsgeschwindigkeit in Höhe von 0,2 m/s annimmt, dauert es ca. 135 Sekunden, bis die Düne wieder einmal den IDM durchläuft (Laufstreckenlänge ca. 27 m). Dies

deutet darauf hin, dass in der Rohrleitung eventuell mehrere Dünen zeitgleich unterwegs waren. Diese Erkenntnis wurde durch visuelle Beobachtung der durchsichtigen Rohrstrecke ($L=9,5\text{ m}$) bestätigt.

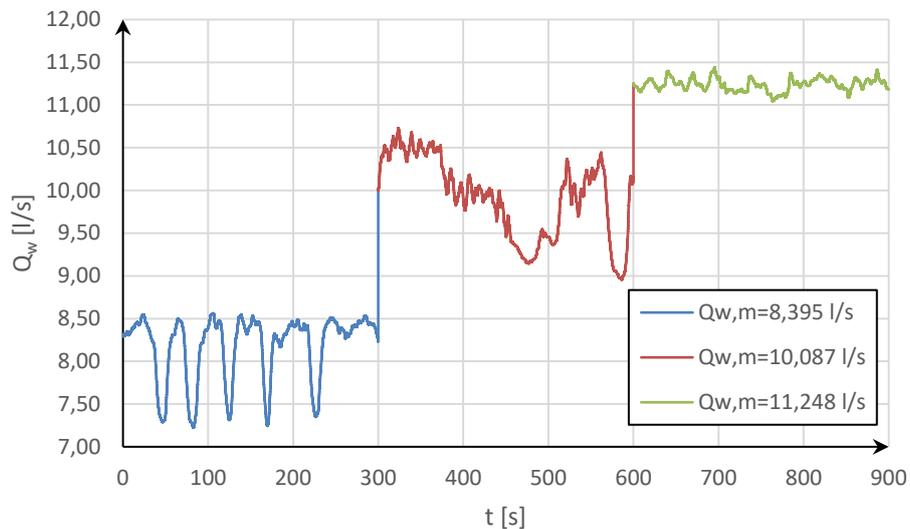


Abbildung 7-4: Verlauf der Durchflussmessung bei 12 kg Sand $d_p=0,71 - 1,25\text{ mm}$ ($Q_{w,m}$: der zeitgemittelte Wasserdurchfluss)

Die Fortpflanzungsgeschwindigkeiten dieser Körper sind sehr unterschiedlich und hängen von vielen Faktoren ab: Einerseits von der Feststoffmenge im System sowie der Partikelgröße und andererseits von der Gemischgeschwindigkeit.

Die Fortbewegung des Transportkörpers erfolgte dadurch, dass einzelne Feststoffpartikel von der Strömung Luv-seitig abgetragen, über den Körper hinweg transportiert und an der Lee-Seite aufgetragen wurden (siehe Abbildung 7-5). Durch Ablösung der Strömung auf der Leeseite entsteht eine hochturbulente Zone, die dazu führt, dass die Partikel in diesem Bereich ständig aufgewirbelt werden.

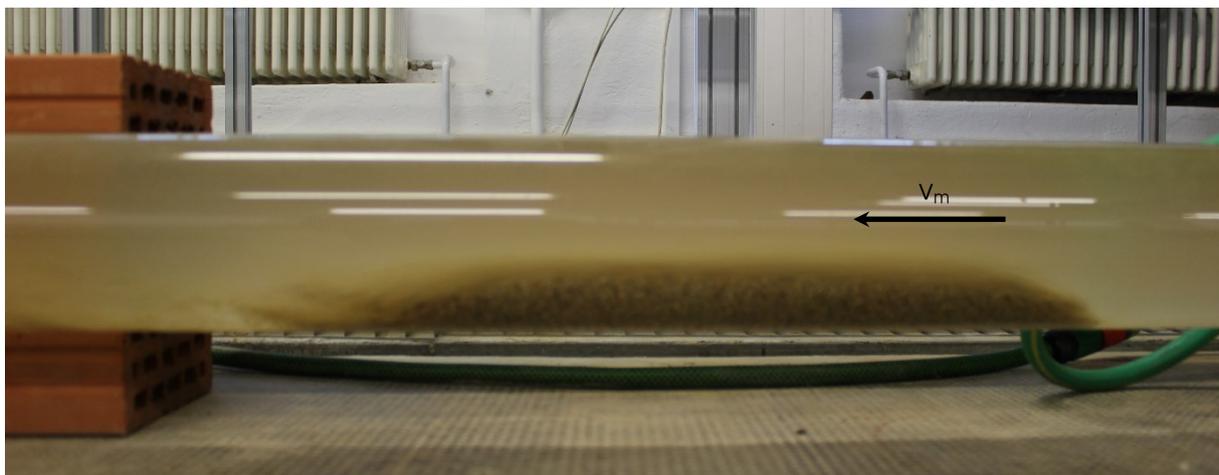


Abbildung 7-5: Bewegungsmechanismus einer Düne $L=40\text{ cm}$, $h=3,9\text{ cm}$ (Sand $d_p=1,4 - 2,2\text{ mm}$)

Außerdem sind die Form und die Abmessung der aufgetretenen Transportkörper nicht einheitlich. Bei kleinen Feststoffkonzentrationen ist ein deutlicher Scheitel zu erkennen, wohingegen bei höheren Konzentrationen der Rücken des Transportkörpers flacher wird. Der größte Transportkörper, der während der Untersuchungen in einer horizontalen Leitung gemessen

wurde, hatte eine Länge von ca. 1 m und eine Rückenhöhe von 3,15 cm. Er hat sich mit einer mittleren Geschwindigkeit von ca. 7,5 cm/s bei einer Gemischgeschwindigkeit von ca. 1,2 m/s stromabwärts bewegt. Dies war jedoch nicht die maximale Körperhöhe die je gemessen wurde, sondern es gab im Laufe der Untersuchungen Transportkörper, die die 4 cm-Marke erreicht haben.

Die Erscheinung von Transportkörpern in dem Rohrsystem bringt eine wesentliche Erhöhung des Energieverlustes mit sich, nicht nur, weil die Rauheit der Körperoberfläche wesentlich größer als die der Rohrwand wird, sondern auch weil die Form des Körpers einen zusätzlichen Beitrag zum Energieverlust durch die Querschnittseinengung leistet.

7.8 Einfluss der Transportkonzentration auf den Arbeitspunkt der Pumpe

Die in der Pumpe erzeugte Druckerhöhung und der durch die Pumpe fließende Förderstrom sind voneinander abhängig. Diese Abhängigkeit wird als Pumpenkennlinie bezeichnet.

Die Summe aus dem geodätischen Höhenunterschied (h_{geo}) zwischen dem Anfang und dem Ende der Förderleitung und der gesamten Energieverlusthöhe in der Leitung ist als Rohrkenlinie bekannt und wird in Abhängigkeit des Volumenstromes dargestellt. In der weiteren Betrachtung wurde eine horizontale Förderleitung angenommen und somit ist $h_{\text{geo}}=0$ m.

Im Prinzip existiert für jede Rohrleitung, die von Wasser durchströmt wird, eine einzige Kennlinie der Strömungsverluste. Wird dem Wasser Sediment beigemischt, ist diese Linie von der Transportkonzentration des Fördergutes abhängig. Diese Kennlinie verschiebt sich mit Zunahme der Konzentration nach oben, da die Verluste in der Rohrleitung ansteigen.

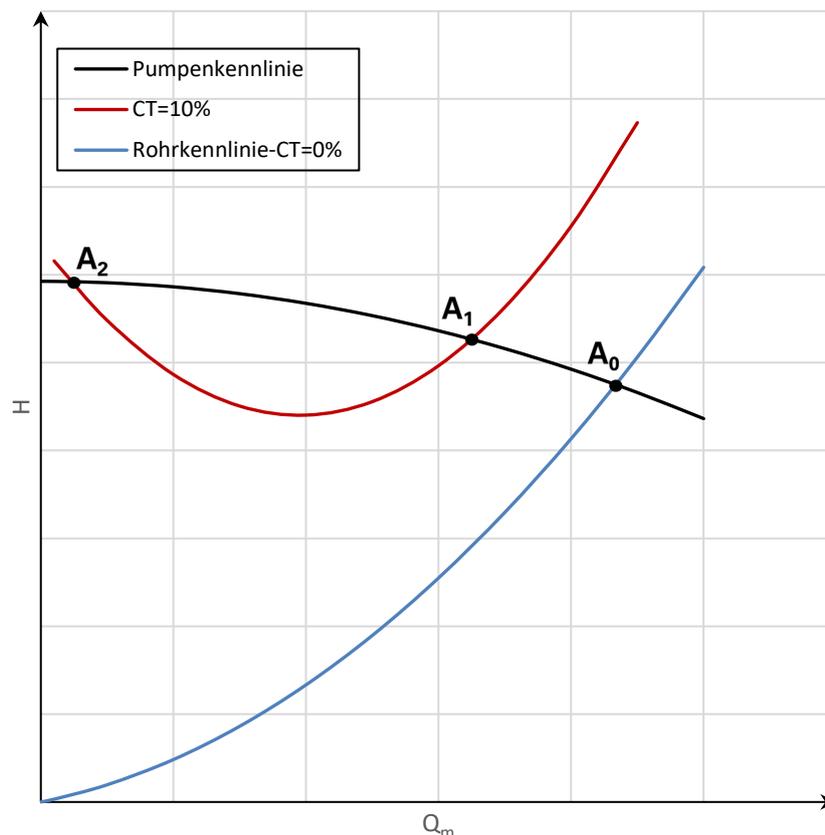


Abbildung 7-6: Der Arbeitspunkt in Abhängigkeit von der Transportkonzentration beispielsweise für Sand $d_p=1,036$ mm

In Abbildung 7-6 sind beispielhaft eine Pumpenkennlinie (schwarz), die Rohrleitungs-kennlinie für reines Wasser (blau) und die für ein Feststoff-Wasser-Gemisch mit einer Transportkonzentration $C_T=10\%$ (rot) aufgetragen. Der Schnittpunkt A_0 der Pumpenkennlinie mit der Rohrleitungs-kennlinie des reinen Wassers ist als Arbeitspunkt der Pumpe für dieses hydraulische System bekannt.

Wird ein Gemisch aus Wasser und einem Fördergut gefördert, steigen die Verluste in der Förderleitung an und der Arbeitspunkt verlagert sich von A_0 nach A_1 . Dieser Punkt ist der Arbeitspunkt des Feststoff-Wasser-Gemisches.

Jeder Arbeitspunkt kennzeichnet einen bestimmten Verlust (H) für einen gewissen Gemischvolumenstrom (Q_m), den die Pumpe in der Lage ist zu fördern. Der Volumenstrom des Feststoffes lässt sich aus dem gesamten Gemischvolumenstrom anhand Gleichung 2-12 bestimmen. Dabei gilt für den Feststoff

$$Q_F = C_T \cdot Q_m$$

und für das Wasser

$$Q_w = Q_m - Q_F = (1 - C_T) \cdot Q_m$$

Sollte die Vorstellung von Bauer und Schmidt-Traub (Abschnitt 3.1.1) über den Verlauf der Rohrleitungs-kennlinie stimmen, dann kann es zur Ausbildung eines zweiten Arbeitspunktes A_2 kommen. Durch den vergrößerten Strömungswiderstand infolge von Ablagerungen unterhalb der kritischen Geschwindigkeit verringert sich der Volumenstrom stark und der Druck steigt an.

Gegenüber dem Arbeitspunkt A_2 wird bei dem Arbeitspunkt A_1 eine größere Menge an Feststoff bei geringeren Verlusten befördert. Somit lässt sich A_2 als unwirtschaftlich und instabil ausschließen.

8 Zusammenfassung

In der vorliegenden Arbeit ist es gelungen, mithilfe von zwei im Hubert-Engels-Labor aufgebauten Modellen den Feststoff-Transport-Prozess in Rohrleitungen zu untersuchen. Die Untersuchungen fanden sowohl in horizontaler als auch in $\pm 15^\circ$ geneigten Leitungen statt. Die Rohrleitung wies einen Durchmesser von 100 mm auf.

Als Feststoff kamen hauptsächlich zwei Sandfraktionen zum Einsatz (0,71 - 1,25 mm und 1,4 - 2,2 mm) und zum Teil auch eine feinere Sandfraktion (0,1 - 0,5 mm) mit einer Dichte von 2650 kg/m^3 . Dabei wurden Transportkonzentrationen bis maximal 5 % erreicht.

Kern des experimentellen Modells war, die hydraulischen Verluste entlang einer vordefinierten Messstrecke zu erfassen. Für diesen Zweck wurden an unterschiedlichen Stellen der Messstrecke Piezometer angebracht. Parallel dazu wurden die Druckhöhen mit Druckmessdosen aufgenommen. Darüber hinaus wurde die kritische Gemischgeschwindigkeit v_{crit} beobachtet und ermittelt.

Nach der Auswertung der Messdaten wurde zunächst ein Verlustdiagramm für jede Rohrstrecke und jede Sandfraktion erstellt. Im Anschluss wurden die Messergebnisse mit den Ansätzen bekannter Autoren nachgerechnet und verglichen. Dadurch ergab sich, dass ein neuer Ansatz zur Bestimmung des Energieverlustes notwendig war.

Im Kapitel 6 wurden alle Messdaten der jeweiligen Messstecke (horizontal, aufsteigend und absteigend) in dimensionsloser Form (siehe Abbildung 6-7, Abbildung 6-52 und Abbildung 6-53) dargestellt und im Nachhinein ein Rechenansatz für den Energieverlustanteil des Feststoffes Δh_F bzw. I_F aufgestellt (siehe Gleichung 6-7, Gleichung 6-15 und Gleichung 6-16).

In einem weiteren Schritt erfolgte eine Verallgemeinerung aller Rechenansätze, so dass ein einziger Ansatz für alle untersuchten Materialien und Rohrneigungen entstand. Für die physikalisch untersuchten Neigungswinkel war es damit möglich eine allgemeine Gleichung zur Ermittlung des Verlustanteils des Feststoffes an dem gesamten Energieverlust des Gemisches aufzustellen (siehe Gleichung 6-17).

Ähnlich wurde bei der kritischen Geschwindigkeit vorgegangen. Im ersten Schritt wurde diese Größe für jede Sandfraktion in jedem untersuchten Rohrmessstück dargestellt und ausgewertet und schließlich ein allgemeiner Ansatz (Gleichung 6-21) für alle Messstecken aufgestellt.

Die physikalischen Untersuchungen in den vertikal verlegten Rohrleitungen haben sowohl für das aufwärts als auch für das abwärts durchströmte Rohrstück ergeben, dass die Energieverluste des Gemisches oft geringer als diejenige des reinen Wassers waren. Daher wurden diese Messergebnisse als fehlerbehaftet angesehen und nicht mehr weiter betrachtet.

Dies könnte darauf zurückgeführt werden, dass die untersuchten Sandkonzentrationen relativ gering waren (bis $C_T=5\%$) und in einer vertikalen Leitung ist der Sand quasi homogen verteilt. Dies führt dazu, dass der Verlustanteil der dispersen Phase vernachlässigbar klein gegenüber den der kontinuierlichen Phase. Wenn man dazu in Betracht zieht, dass die Verluste Schwankungen unterliegen, kann es vorkommen, dass der Verlustanteil der dispersen Phase geringer als die Schwankungen im Verlustanteil des Wassers ist und daher wird ein negativer Verlust für die disperse Phase ausgerechnet.

Der Transportvorgang wurde mit der Software ANSYS-Fluent mit dem Ziel modelliert, die eigenen physikalischen Versuche numerisch möglichst genau nachzubilden. Dabei wurde das

Euler-Granular-Modell verwendet, wobei beide Phasen als Kontinuum betrachtet und die Erhaltungsgleichung für beide gelöst wurden. Die Wechselwirkung zwischen den Phasen wurde ebenfalls mit betrachtet.

Die Schwierigkeit bei diesem Modell besteht darin, die Wandrandbedingung zu definieren. Für das Wasser wurde eine Haftbedingung vorgesehen. Für die sekundäre Phase würde eine solche Betrachtung dazu führen, dass die Partikel an der Wand hängen bleiben und die Simulation darauf hin nicht stabil würde. Auf der anderen Seite ist es physikalisch nicht berechtigt, eine reibungsfreie Wandbedingung anzunehmen, da eine gewisse Reibung und Kollision zwischen den Partikeln und der Wand vorhanden sind und dies ist nämlich der Grund für den erhöhten Energieverlust für das Gemisch im Vergleich zum reinen Wasser. Daher wurde von einer Teilhaftung über den Verlustbeiwert ausgegangen.

Dieser Beiwert nimmt einen Wert zwischen 0 für die reibungsfreie Wandbedingung und 1 für die Haftbedingung an. Für eine Teilhaftung muss dementsprechend der passende Wert iterativ ermittelt werden, denn die Wandbedingung wurde noch nicht genug erforscht und für den Verlustbeiwert liegen in der Literatur noch keine allgemeingültigen Werte bzw. keine Empfehlungen vor. Es hat sich herausgestellt, dass der Verlustbeiwert der sekundären Phase bei konstanter Feststoffkonzentration mit der Gemischgeschwindigkeit abnimmt, denn je homogener das Gemisch ist, desto geringer ist die Wahrscheinlichkeit, dass die Partikel mit der Wand kollidieren.

Im Rahmen dieser Arbeit war es technisch unmöglich, die Verteilung der dispersen Phase im Rohrquerschnitt zu bestimmen. Es wurden lediglich am Auslauf des Modells Proben entnommen, um die Transportkonzentration in dem jeweiligen Versuch zu bestimmen. Die Geschwindigkeitsprofile beider Phasen sind ebenfalls eine weitere Unbekannte.

Das numerische Modell hat es ermöglicht, die lokale Konzentrationsverteilung sowie das Geschwindigkeitsprofil einzuschätzen.

Um relativ sicher zu sein, dass die Ergebnisse des physikalischen Modells realitätsnah sind, war es unerlässlich, das Modell anhand der in der Literatur vorhandenen Experimente zu validieren. Es wurden daher experimentelle Versuche sowohl in horizontaler als auch in geneigter und vertikaler Rohrleitung ausgewählt und numerisch mit dem Euler-Granular-Modell modelliert und die Ergebnisse verglichen.

Die ausgewählten Versuche in horizontaler Rohrleitung gehen auf Gillies et al. (2004), Roco und Shook (1983) sowie Gillies (1993) und in vertikaler und geneigter Leitung auf Vlasák et al. (2017) zurück. Diese experimentellen Versuche umfassen ein breites Spektrum von Rohrdurchmessern, Partikelgrößen, Gemischgeschwindigkeiten, Rohrneigungen und Feststoffkonzentrationen.

In diesen Versuchen lag der Fokus der Wissenschaftler hauptsächlich auf der Ermittlung der lokalen Konzentrationsverteilung des Feststoffes entlang der Rohrmittelachse. Lediglich bei Gillies (1993) liegen Messergebnisse über die Strömungsgeschwindigkeit vor. Dabei hat er in einer Querschnittshälfte insgesamt 13 Messpunkte zur Erfassung der Geschwindigkeit angebracht. In dem numerischen Modell wurden die Strömungsgeschwindigkeiten genau an diesen Stellen abgelesen und mit den vorliegenden Messwerten verglichen. Außerdem wurde für jeden einzelnen Versuch die Konzentrationsverteilung über die Mittlachse abgegriffen und den Messergebnissen gegenübergestellt. Es lässt sich feststellen, dass das numerische Modell gute bis sehr gute Ergebnisse liefert.

Für manche Versuche aus der Literatur sind zudem die hydraulischen Verluste des Gemisches entlang der Teststrecke vorhanden, allerdings wurden diese Verluste im Rahmen der Validierung nicht extra betrachtet. Grund dafür ist, dass die Wandrandbedingung der dispersen Phase

für jedes Experiment eingestellt werden muss. Solange von den Wissenschaftlern keine Angaben zu diesen Randbedingungen vorliegen, kann man keinen direkten Vergleich ziehen.

Die numerische Berechnung einer partikelbeladenen Strömung mit dem Euler-Granular-Modell hat sich zwar als effiziente Methode zur Nachbildung der realen Strömungsgrößen bewährt, jedoch ist die iterative Einstellung der Wandrandbedingung für die disperse Phase sehr aufwendig und zeitintensiv. Der nächste Schritt wäre, die Suche nach dem passenden Verlustbeiwert zu parametrisieren.

Offen bleibt somit, dass man eine Funktion zur Bestimmung dieses Beiwertes in Abhängigkeit von den anderen Einflussgrößen wie Geschwindigkeit, Transportkonzentration, Rohrdurchmesser und evtl. der Partikelgröße entwickelt.

In der vorliegenden Arbeit wurden den Versuchen nicht nur finanzielle, sondern auch technische Grenzen gesetzt. Die zur Verfügung stehenden Pumpen waren zwar für den Sandtransport ausgelegt, die maximal mögliche Volumenkonzentration war jedoch auf etwa 6 % begrenzt.

Die Messung der Transportkonzentration C_T erfolgte auf direkte Art und Weise, indem Proben am Auslauf der Rohrleitung über die Zeit genommen wurden. Eine Bestimmung der lokalen Konzentrationsverteilung C_R in Rohrquerschnitt erfolgte numerisch anhand eines auf Grundlage von Literaturversuchen kalibrierten Modells.

Ähnliche Schwierigkeiten ergaben sich bei der Durchflussmessung, denn der IDM war nur dafür ausgelegt, die Geschwindigkeiten von leitfähigen Medien zu messen, was bei der Geschwindigkeitsmessung des in dieser Arbeit vorkommenden Gemisches zu einer Messabweichung geführt hat.

Für weitere Untersuchungen ist es von Vorteil, eine neue Schmutzwasserpumpe anzuschaffen, die eine höhere Volumenkonzentration fördern kann. Ein Dichtemessgerät liefert das Konzentrationsprofil bzw. die Konzentrationsverteilung im gesamten Rohrquerschnitt. Darüber hinaus sollte der Transportvorgang unter weiteren Rohrneigungen aber auch in verschiedenen Rohrdurchmessern untersucht werden. Weiterhin wäre es wünschenswert, Experimente mit anderen Partikelgrößen durchzuführen, sodass man z. B. mit sehr feinen Partikeln in die Bereiche der nicht newtonschen Gemische übergeht.

Durch die Kombination von physikalischen Modellversuchen und numerischen Simulationen ist es in dieser Arbeit trotzdem gelungen, einen Beitrag zur Untersuchung des Feststofftransportes in horizontalen und geneigten Rohrleitungen zu leisten. Diese Arbeit soll Anregungen geben, weitere Untersuchungen zu planen und durchzuführen.

Literaturverzeichnis

- A. Miedema, S., & C. Ramsdell, R. (2016). *Slurry Transport Fundamentals, A Historical Overview & The Delft Head Loss & Limit Deposit Velocity Framework*.
- ANSYS, Inc. (2006). ANSYS FLUENT 6.3, User's Guide.
- ANSYS, Inc. (2010). ANSYS CFX 13.0, Modeling Guide.
- ANSYS, Inc. (2010). ANSYS CFX 13.0, Theory Guide.
- ANSYS, Inc. . (2010). *Introduction to ANSYS FLUENT, Lecture 5 Solver Settings*.
- ANSYS, Inc. (2011). ANSYS Fluent 6.3, Theory Guide.
- ANSYS, Inc. . (15 März . März 2012). *Overview of Multiphase Modeling in Fluent*.
- Bakker, A. (2008). *Computational Fluid Dynamics*.
- Benzarti, S., Mhiri, H., & Bournot, H. (2012). Drag models for Simulation Gas-Solid Flow in the Bubbling Fluidized Bed of FCC Particles. *World Academy of Science, Engineering and Technology; International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering*, S. 111-116.
- Boiko, V., Pivovarov, A., & Poplavsk, S. (September 2013). Measurement of gas velocity in a high-gradient flow, based on velocity of tracer particles. *Combustion Explosion and Shock Waves*, S. 548–554.
- Bollrich, G. (1992). *Technische Hydromechanik Band 2*. Berlin, Deutschland.
- Brauer, H., & Schmidt-Traub, H. (1972). *Hydraulischer Transport korner Feststoffe durch Rohrleitungen*. Berlin, Deutschland: TU Berlin.
- Brauer, H., & Schmidt-Traub, H. (1972). *Pneumatischer Transport körniger Feststoffe durch Rohrleitungen*. Berlin, Deutschland: TU Berlin.
- Burns, A. D., Frank, T., Hamill, I., & Shi, J.-M. (2004). The Favre Averaged Drag Model for Turbulent Dispersion in Eulerian Multi-Phase Flows. In *Fifth International Conference on Multiphase Flow, ICMF-2004*. Yokohama, Japan.
- Cengel, Y. A., & Cimbala, J. M. (2006). *Fluid Mechanics Fundamentals and Applications*. Boston, USA. Abgerufen am 18. Juli 2016
- DIN6817. (1995). *Deutsches Institut für Normung e.V. (1995): DIN EN ISO 6817:1995 Durchflußmessung von leitfähigen Flüssigkeiten in geschlossenen Leitungen - Verfahren mit magnetisch-induktiven Durchflußmeßgeräten*. Deutschland: Beuth Verlag GmbH.
- Durand, R. (1953). Basic Relationships of the Transportation of Solids in Pipes - Experimental Research. Von <http://catalogue.nrcan.gc.ca/opac/en-CA/skin/nrcan-ncan/xml/rdetail.xml?r=7839813&l=1&d=0>. abgerufen
- Ekambara, K., Sanders, R., Nandakumar, K., & H. Masliyah, J. (29. Mai 2009). Hydrodynamic Simulation of Horizontal Slurry Pipeline Flow Using ANSYS-CFX. *American Chemical Society*, S. 8159–8171.
- Ergun, S. (1952). Fluid flow through packed columns. *Chem. Eng. Prog.* 48, 89-94.
- Führböter, A. (1961). *Über die Förderung von Sand-Wasser-Gemischen in Rohrleitungen*. Deutschland: Mitteilungen des Franzius-Instituts, H. 19.

- Führböter, A. (1989). *Hydraulische Förderung von Sand-Wasser-Gemischen (Formelsammlung)*. TU Braunschweig, Deutschland.
- Gebhard, V. (2009). *Interaktionen bei der Modellierung von Stofftransport, Sedimenthaushalt und Abfluss in der Siedlungsentwässerung*. Institut für Siedlungs- und Industrierwasserwirtschaft, Technische Universität Dresden, Dresden, Deutschland.
- Geib, M., Wielenberg, M., & Heyer, M. (2007). *Reinigung von Abwasserkanälen durch Hochdruckspülung* (3. Ausg.). (T. Wegener, Hrsg.) Essen, Deutschland: Vulkan-Verlag.
- Gibert, R. (1960). Transport hydraulique et refoulement des mixtures en conduites. *Annales des Ponts et Chausees*.
- Gidaspow, D. (1994). *Multiphase flow and fluidization / continuum and kinetic theory descriptions*. Boston, USA: Academic Press.
- Gillies, R. (1993). *Pipeline flow of coarse particles, PhD Thesis*. University of Saskatchewan, Saskatoon, Kanada.
- Gillies, R. G., Shook, C. A., & Xu, J. (Oktober 2004). Modelling Heterogeneous Slurry Flows at High Velocities. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, S. 1060–1065.
- Hirochi, T., Maeda, Y., Yamada, S., Shirakashi, M., Hattori, M., & Saito, A. (Mai 2004). Flow Patterns of Ice/Water Slurry in Horizontal Pipes. *The American Society of Mechanical Engineers (ASME)*, S. 436-441.
- Indinger, T. (2016). *Grundlagen der experimentellen Strömungsmechanik*. München, Deutschland.
- Jufin, A., & Lopatin, N. (1966). Jufin, AO projekte TUI n na gidrotransport zernistych materialov po stalnym truboprovodam. *Gidrotechniceskoe Stroitelstvo*, 9, 49-52.
- Jürgens, H.-H. (1982). *Zur optimalen Konzentration beim hydraulischen Transport von Feststoffen durch Rohrleitungen*.
- Kallio, S. (2017). *Multiphase flow dynamics*.
- Kaushal, D., Sato, K., Toyota, T., Funatsu, K., & Tomita, Y. (2005). Effect of particle size distribution on pressure drop and concentration profile in pipeline flow of highly concentrated slurry. *International Journal of Multiphase Flow*(31), S. 809–823.
- Kaushal, D. R., & Tomita, Y. (2007). Experimental investigation for near-wall lift of coarser particles in slurry pipeline using γ -ray densitometer. *Elsevier*, S. 177–187.
- Kaushal, D., Thinglas, T., Tomita, Y., Kuchii, S., & Tsukamoto, H. (17. März 2012). CFD modeling for pipeline flow of fine particles at high concentration. *International Journal of Multiphase Flow*, S. 85-100.
- Kim, C., Lee, M., & Han, C. (11. August 2008). Hydraulic transport of sand-water mixtures in pipelines Part I. Experiment. *Journal of Mechanical Science and Technology*, S. 2534-2541.
- Kirsten, H. (1972). *Experimentelle Untersuchungen der Entwicklung der Geschwindigkeitsverteilung der turbulenten Rohrströmung*. Leipzig, Deutschland.
- Konow, J. (1985). *Strömungsverhältnisse und Druckverlust bei hydraulischer Feststoffförderung in waagerechten und geneigten Rohren*. Braunschweig, Deutschland: VDI-Verlag GmbH.
- Kraume, M. (2012). *Transportvorgänge in Verfahrenstechnik, Grundlagen und apparative Umsetzungen* (2. Ausg.). Berlin, Deutschland: Springer-Verlag.

- Kriegel, E., & Brauer, H. (1966). *Hydraulischer Transport körniger Feststoffe durch waagerechte Rohrleitungen*. Düsseldorf, Deutschland: VDI Forschungsheft 515.
- Krishnan, S. (2012). *A Solution for Every Multiphase Challenge*.
- Kussin, J. (2004). *Experimentelle Studien zur Partikelbewegung und Turbulenzmodifikation in einem horizontalen Kanal bei unterschiedlichen Wandrauigkeiten*. Halle, Deutschland.
- Lange, R. L. (2013). *Untersuchungen zum Ablagerungsverhalten in der Mischkanalisation als Grundlage der Optimierung von Reinigungsintervallen*. (G. z.-U. Bochum, Hrsg.) Bochum, Deutschland.
- Li, T., & Benyahia, S. (Oktober 2013). Evaluation of Wall Boundary Condition Parameters for Gas–Solids Fluidized Bed Simulations. *AIChE Journal*, S. 3624-3630.
- LKN.SH. (2016). *Fachplan Küstenschutz Sylt, Bisheriger Küstenschutz, Sandersatzmaßnahmen*.
- Lun, C., Savage, S., Jeffrey, D., & Chepurniy, N. (1984). Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield. *Journal of Fluid Mechanics Volume 140*, S. 223- 256.
- Lundberg, J. (2008). CFD study of a bubbling fluidized bed. Telemark, Norwegen.
- Matoušek, V. (August 2002). Pressure Drops and Flow Patterns in Sand-Mixture Pipes. *Experimental Thermal and Fluid Science*(26), S. 693-702.
- Matoušek, V. (2004). *Dredge Pumps and Slurry Transport TUDelft*.
- Matoušek, V. (2009). Predictive model for frictional pressure drop in settling Slurry pipe with stationary deposit. *ELSEVIER*(192), S. 367-374.
- Müller, R. (1943). *Theoretische Grundlagen der Fluss- und Wildbachverbauungen*. Zürich, Schweiz.
- Muschelknautz, E., & Krambrock, W. (1969). *Vereinfachte Berechnung horizontaler pneumatischer Förderleitungen bei hoher Gutbeladung mit feinkörnigen Produkten*. Chemie-Ing.-Tehn. 41.
- Muschelknautz, E., Krambrock, W., & Schlag, H.-P. (2002). Druckverlust bei der pneumatischen. In *VDI-Wärmeatlas, 9. Aufl, VDI-Verlag* (S. Lcc 1–16). Düsseldorf, Deutschland.
- Newitt, D., Richardson, J., & Abbott, R. (1955). *Hydraulic conveying of solids in horizontal pipes*.
- Parzonka, W., Kenchington, J., & Charles, M. (Juni 1981). Hydrotransport of solids in horizontal pipes: Effects of solids concentration and particle size on the deposit velocity. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*(59), S. 291-296.
- Patro, P., & Patro, B. (2013). Kinetic Theory Based CFD Modeling of particulate Flows in Horizontal Pipes. *INTERNATIONAL JOURNAL OF MATHEMATICAL SCIENCES*, S. 72-78.
- Polezhaev, Y. V., & Chircov, I. V. (2. Februar 2011). *Drag Coefficient*. Von <http://www.thermopedia.com> abgerufen
- Ravelet, F., Bakira, F., Khelladi, S., & Rey, R. (2012). *Experimental study of hydraulic transport of large particles in horizontal pipes*. Paris, Frankreich.
- Roco, M., & Shook, C. (1983). Modeling of Slurry Flow: The Effect of Particle Size. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, S. 494–503.

- Schubert, H. (2003). *Handbuch der mechanischen Verfahrenstechnik*. Freiberg, Deutschland: WILEY-VCH-Verlag.
- Shook, C. A., & Roco, M. C. (1991). *Slurry Flow, Principles and Practice*. Boston, USA.
- Siegfriedt, W. (04. Mai 2013). Sandaufspülungen auf Sylt : Sand - der Stoff, aus dem die Insel ist. Von <http://www.shz.de/lokales/sylter-rundschau/sand-der-stoff-aus-dem-die-insel-ist-id64832.html> abgerufen
- Sinclair, C. (1962). The Limit Deposit-Velocity of Heterogeneous Suspensions. In *Proceedings of the Symposium on the Interaction between Fluids and Particles* (S. 78-86). London, England.
- Srinivasa, M. (2011). *Particulate Modeling with ANSYS CFD*.
- StÄLU. (2009). Regelwerk Küstenschutz Mecklenburg-Vorpommern. Mecklenburg-Vorpommern.
- Syamlal, M., & O'Brien, T. J. (April 1987). *ResearchGate*. Abgerufen am 31. März 2016 von <https://www.researchgate.net/publication/242419434>
- Turian, R., & Yuan, T. (Mai 1977). Flow of Slurries in Pipelines. *AIChE Journal*, S. 232-243.
- Turian, R., Yuan, T., & Mauri, G. (Juli 1971). Pressure Drop Correlation for Pipeline Flow of Solid-Liquid Suspensions. *AIChE Journal*, S. 809-817.
- van den Berg, C. H. (1998). Pipelines as Transportation Systems. *European Mining Course Proceedings*,. MTI, Niederlande.
- Visuri, O., A. Wierink, G., & Alopaeus, V. (2012). Investigation of drag models in CFD modeling and comparison to experiments of liquid-solid fluidized systems. *International Journal of Mineral Processing*, S. 58-70.
- Vlasák, P., Chára, J., & Konfršt, J. (2017). Flow behaviour and local concentration of coarse particles-water mixture in. *Journal of Hydrology and Hydromechanics*, S. 183-191.
- Vlasák, P., Chára, Z., Krupička, J., & Konfršt, J. (März 2014). Experimental investigation of coarse particles-water mixture flow in horizontal and inclined pipes. *Journal of Hydrology and Hydromechanics (The Journal of Institute of Hydrology SAS Bratislava and Institute of Hydrodynamics CAS Prague)*, S. 241–247.
- Vocadlo, J., & Charles, M. (1972). Prediction of pressure gradient for the horizontal turbulent flow of slurries. In *Proceedings of the 2nd International Conference on the Hydraulic Transport of Solids in Pipes* (S. 1-12). Cranfield, England.
- Vogt, N. (2009). *Numerische Simulation partikelbeladener Gasströmungen mit der Euler-Lagrange-Methode*. Diplomarbeit, Dortmund, Deutschland.
- Wang, J., Wang, S., Zhang, T., & Liang, Y. (10. August 2012). Numerical investigation of ice slurry isothermal flow in various pipes. *International Journal of Refrigeration*, S. 10.
- Wasp, E., Kenny, J., & Gandhi, R. (1977). *Solid-liquid flow / slurry pipeline transportation*. Deutschland: Clausthal-Zellersfeld : Trans Tech Publ.
- Weber, M. (7. September 2010). Abgerufen am 18. Juni 2018 von <http://www.thermopedia.com/content/51/>
- Wen, C., & Yu, Y. (1966). Mechanics of fluidization. *AIChE Symposium Series*(62), 100-111.
- Wicks, M. (1971). Transportation of solids of low concentrations in horizontal pipes. In *Advances in Solid-Liquid Flow in Pipes and its Application* (S. 101-124). New York, USA.

- Wilson, K. (1979). Deposition-limit nomograms for particles of various densities in pipeline flow. *Proceedings Hydrotransport 6, BHRA*. Cranfield, England.
- Wilson, K. C. (1992). Influence of particle properties on solids effect. *Proc.10. Int. Kol. Massenguttransport durch Rohrleitungen*. Universität Paderborn, Meschede, Deutschland.
- Wilson, K., & Tse, J. (1984). Deposition limit for coarse-particle transport in inclined pipes. In *Int. Conf. on Hydraulic Transport of Solids in Pipes. BHRA Fluid Engineering* (S. 149-161). Rome, Italien.
- Wilson, K., Addie, G. R., Sellgren, A., & Clift, R. (2006). *Slurry Transport using Centrifugal Pumps*. USA: Springer.
- Wilson, K., Addie, G., & Clift, R. (1992). *Slurry Transport using Centrifugal Pumps*. New York, USA: Elsevier Applied Science.
- Wirth, K.-E. (1983). Die Grundlagen der pneumatischen Förderung. *Chem.-Ing.-Tech.*, 55(2), 110-122.
- World Ocean Review*. (2014). Abgerufen am 25. Februar 2016 von <http://worldoceanreview.com/wor-3-uebersicht/mineralische-rohstoffe/vorkommen-und-maerkte/sand-kies-und-phosphat-aus-dem-meer/>
- Worster, R., & Denny, D. (1955). Hydraulic transport of solid materials in pipelines. *Proc. Institution of Mechanical Engineers*(169), 563-586.
- Yin, S., Zhong, W., Jin, B., & Fan, J. (2014). Modeling on the hydrodynamics of pressurized high-flux circulating fluidized beds (PHFCFBs) by Eulerian–Lagrangian approach. *Powder Technology*, S. 52-64.

Anhang

Anhangsverzeichnis

Anhang 1: Vergleich der Messergebnisse mit Werten aus der Literatur und numerischen Simulationsergebnissen	2
Anhang 2: Zusammenfassung der bekanntesten Rechenmodelle der Gemischströmung	9
Anhang 3: Technische Daten.....	15
Anhang 4: Modellvalidierung anhand Literaturversuchen	19
Anhang 5: Sensitivitätsanalyse für das zweite Fallbeispiel	27
Anhang 6: Numerische Untersuchungen zum Energieverlust	31
Anhang 7: Experimentelle Versuche zum Energieverlust und zur kritischen Gemischgeschwindigkeit	34

Anhang 1: Vergleich der Messergebnisse mit Werten aus der Literatur und numerischen Simulationsergebnissen

1. Rechen-Code für das zwei-Schichten-Modell nach Wilson (am Beispiel für $d_p=1,036$ mm)

Public Class Form1

Private Sub Button1_Click(ByVal sender As System.Object, ByVal e As System.EventArgs) Handles Button1.Click

Dim v_m , C_T , C_R , C_c , C_1 , C_2 , A_1 , A_2 , A_3 , Ar , v_1 , v_2 , s , O_1 , O_2 , O_{12} , α , β , Dh_1 , Dh_2 , Re_1 , Re_2 , E_1 , E_2 , F_1 , F_2 , τ_1 , τ_{2W} , FN , τ_{2F} , Δp , $\tau_{1-2(1)}$, $\tau_{1-2(2)}$, Y , λ_{1-2} , $C_{T,Berechnet}$ As Double

Const Pi As Double = 3.141592654

Const A As Double = 0.007853982 [m²] „Querschnittsfläche“

Const v_s As Double = 0.150542765 [m/s] „Sinkgeschwindigkeit“

Const U As Double = 0.314159265359 [m] „Kreisumfang“

Const v_W As Double = 0.000001004 [m²/s] „kinematische Viskosität des Wassers“

Const μ_W As Double = 0.001002 [kg/m.s] „dynamische Viskosität des Wassers“

Const k As Double = 0.0013 [mm] „Wandrauheit“

Const ρ_W As Single = 998 [kg/m³] „Wasserdichte“

Const ρ_F As Single = 2650 [kg/m³] „Feststoffdichte“

Const C_{vb} As Single = 60 [%]

Const D As Single = 100 [mm] „Rohrdurchmesser“

Const d_p As Single = 1.036 [mm] „Partikeldurchmesser“

Const μ_s As Single = 0.44 „mechanische Reibung Feststoff-Rohr“

Const L As Single = 9.56 [m] „Rohrlänge“

v_m = TextBox1.Text „gemessene Gemischgeschwindigkeit“

C_T = TextBox2.Text „gemessene Transportkonzentration“

C_R = TextBox3.Text „die erste Iteration“

Do

C_R += 0.001

$Ar = 4 \cdot 9.81 \cdot (d_p / 1000) \wedge 3 \cdot ((\rho_F / \rho_W) - 1) \cdot \rho_W \wedge 2 / (3 \cdot \mu_W \wedge 2)$

$C_c = C_R \cdot \text{Math.Exp}((-0.122 \cdot Ar \wedge (-0.12)) \cdot ((v_m / v_s) \wedge 0.3) \cdot ((d_p / D) \wedge (-0.51)) \cdot ((\rho_F / \rho_W) - 1) \wedge (-0.255))$

$C_1 = C_R - C_c$

$C_2 = C_{vb} - C_1$

$A_2 = (A \cdot C_c) / C_2$

$A_1 = A - A_2$

Dim h As Double = 0.04 [m] „Abstand Trennschicht vom Querschnittsmittelpunkt“

$s = 0.05 - h$ „Stärke der untersten Schicht“

$\alpha = 2 \cdot \text{Math.Acos}(1 - (s / 0.05)) \cdot (360 / (2 \cdot \text{Pi}))$

$A_3 = 0.5 \cdot 0.05 \wedge 2 \cdot (\alpha \cdot 2 \cdot \text{Pi} / 360 - \text{Math.Sin}(\alpha))$

If (Math.Abs($A_3 - A_2$)) $\cdot 10 \wedge 6 > 1$ Then

Do

h += 0.0000000000001

$s = 0.05 - h$

$\alpha = 2 \cdot \text{Math.Acos}(1 - (s / 0.05)) \cdot (360 / (2 \cdot \text{Pi}))$

$A_3 = 0.5 \cdot 0.05 \wedge 2 \cdot (\alpha \cdot 2 \cdot \text{Pi} / 360 - \text{Math.Sin}(\alpha))$

Loop Until (Math.Abs($A_3 - A_2$)) $\cdot 10 \wedge 6 \leq 1$

End If

$O_{12} = 2 \cdot (2 \cdot 0.05 \cdot s - s \wedge 2) \wedge 0.5$

$O_2 = 0.05 \cdot (\alpha \cdot 2 \cdot \text{Pi} / 360)$

```

O1 = U - O2
β = α / 2
v1 = vm
Do
  v1 += 0.0000001
  v2 = (A · vm - A1 · v1) / A2
  Dh1 = 4 · A1 / O1
  Dh2 = 4 · A2 / O2
  Re1 = Math.Abs(v1) · Dh1 / vW
  Re2 = Math.Abs(v2) · Dh2 / vW
  Dim λ1 As Double = 0.01
  E1 = 1 / λ1 ^ 0.5
  F1 = -2 · Math.Log10(2.51 / (Re1 · λ1 ^ 0.5) + (k / 1000) / (3.71 · Dh1))
  If (Math.Abs(E1 - F1)) · 10 ^ 4 > 1 Then
    Do
      λ1 += 0.0000001
      E1 = 1 / λ1 ^ 0.5
      F1 = -2 · Math.Log10(2.51 / (Re1 · λ1 ^ 0.5) + (k / 1000) / (3.71 · Dh1))
    Loop Until (Math.Abs(E1 - F1)) · 10 ^ 4 <= 1
  End If
  τ1 = λ1 · ρW · v1 ^ 2 / 8
  Dim λ2 As Double = 0.01
  E2 = 1 / λ2 ^ 0.5
  F2 = -2 · Math.Log10(2.51 / (Re2 · λ2 ^ 0.5) + (k / 1000) / (3.71 · Dh2))
  If (Math.Abs(E2 - F2)) · 10 ^ 4 > 1 Then
    Do
      λ2 += 0.0000001
      E2 = 1 / λ2 ^ 0.5
      F2 = -2 · Math.Log10(2.51 / (Re2 · λ2 ^ 0.5) + (k / 1000) / (3.71 · Dh2))
    Loop Until (Math.Abs(E2 - F2)) · 10 ^ 4 <= 1
  End If
  τ2W = λ2 · ρW · v2 ^ 2 / 8
  Y = 4 + 1.42 · Math.Log10(dp / D)
  λ1-2 = 2 · (1 + Y) / (4 · Math.Log10(D / dp) + 3.36) ^ 2
  FN = 9.81 · (ρF - ρW) · (Cvb / 100) · 0.5 · (D / 1000) ^ 2 · (Math.Sin(β · 2 · Pi / 360) - (β · 2 ·
Pi / 360) · Math.Cos(β · 2 · Pi / 360))
  τ2F = μF · FN / O2
  Δp = (τ1 · O1 · L + (τ2W + τ2F) · O2 · L) / A
  τ1-2(1) = (Δp · A1 - τ1 · O1 · L) / (O12 · L)
  τ1-2(2) = λ1-2 · ρW · (v1 - v2) ^ 2 / 8
  Loop Until Math.Abs(τ1-2(1) - τ1-2(2)) · 1000 <= 1
  CT,Berechnet = (C1 · A1 · v1 + C2 · A1 · v2) / (A · C1)
  Loop Until Math.Abs(CT,Berechnet - CT) < 0.001
  MsgBox("v1=" & v1 & ", v2=" & v2 & ", Δp=" & Δp & ", CR=" & CR & ", CT,Berechnet=" & CT,Berechnet)
End Sub
End Class

```

Abbildung A1- 1: Vergleich der gemessenen Energieverlusthöhen bzw. des Energiegefälles $I_{m, \text{gem.}}$ mit den nach dem zwei-Schichten-Modell von Wilson gerechneten Werten $I_{m, \text{w}}$

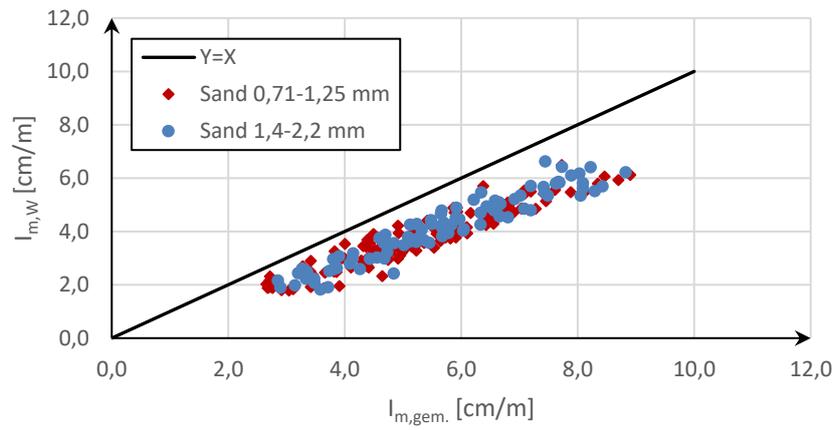


Tabelle A1- 1: Parameter zum Sinkverhalten der Partikel nach Jufin und Lopatin

size fraction of solids, d [mm]	particle settling parameter, ψ^* Jufin & Lopatin (1966)	particle settling parameter, ψ^* Jufin (1971)
0.05 - 0.10	0.0204	0.02
0.10 - 0.25	0.093	0.2
0.25 - 0.50	0.404	0.4
0.50 - 1.00	0.755	0.8
1.0 - 2.0	1.155	1.2
2.0 - 3.0	1.50	1.5
3.0 - 5.0	1.77	1.8
5 - 10	1.94	1.9
10 - 20	1.97	2.0
20 - 40	1.80	2.0
40 - 60	1.68	2.0
> 60	1.68	2.0

Abbildung A1- 2: Energieverlust der reinen Wasserströmung in horizontaler Leitung (gemessen, gerechnet und numerisch)

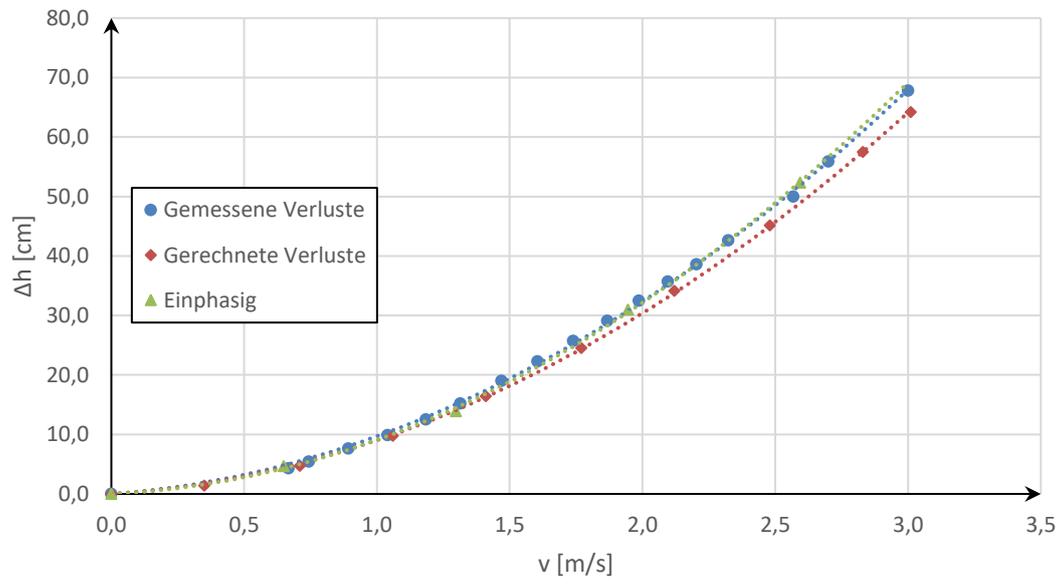


Abbildung A1- 3: Literaturvergleich der Messergebnisse für Sand 0,71 - 1,25 mm, Durand (oben-links), Newitt und Richardson (oben rechts), Wilson-GIW-Modell (unten links), Führbötter (unten rechts)

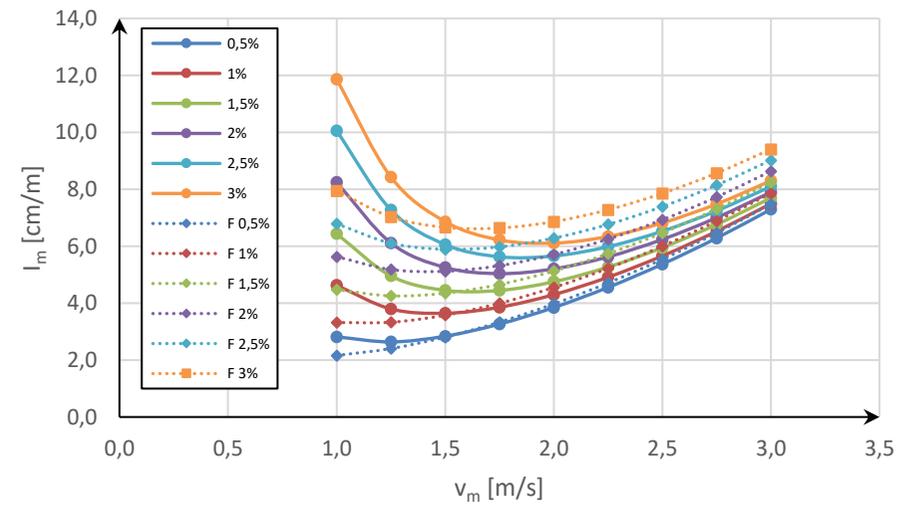
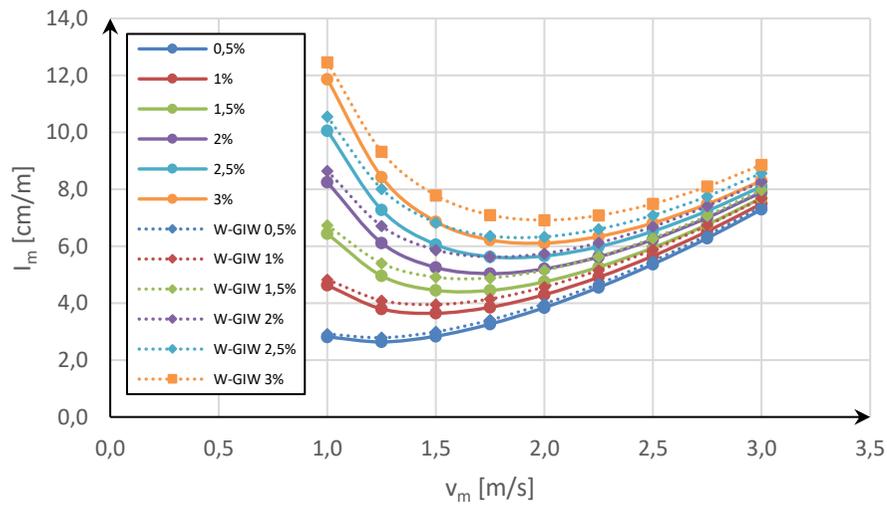
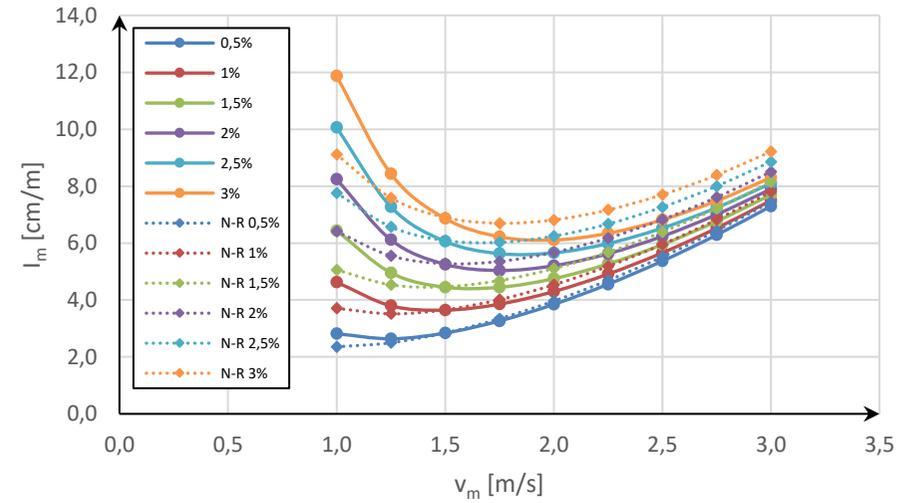
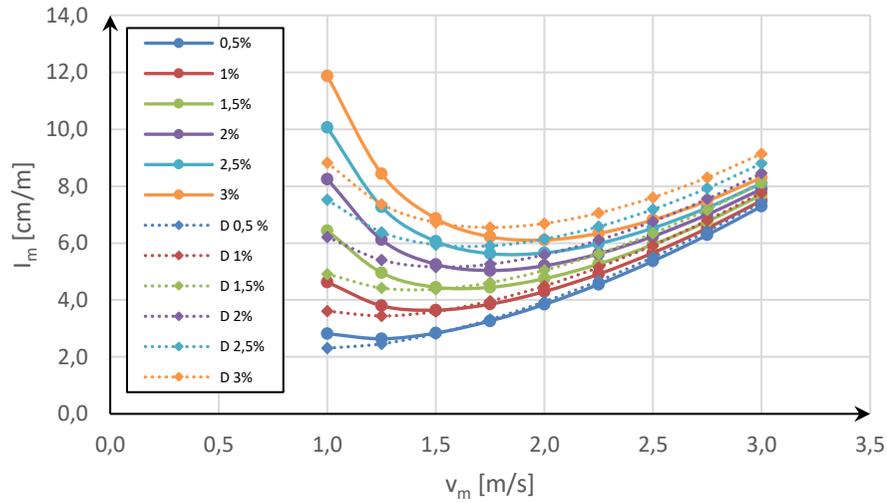
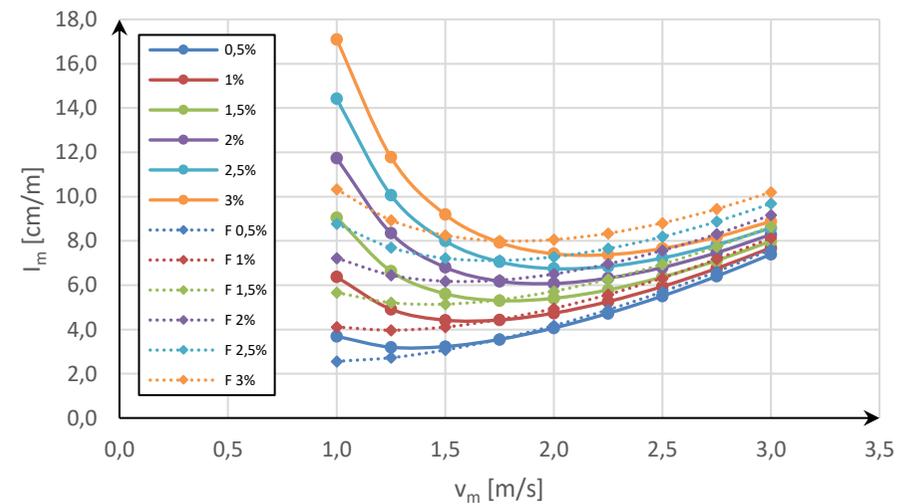
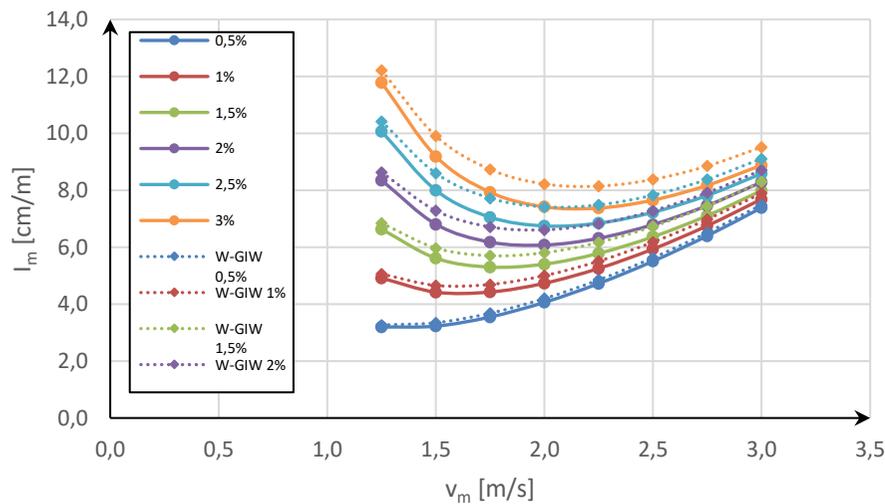
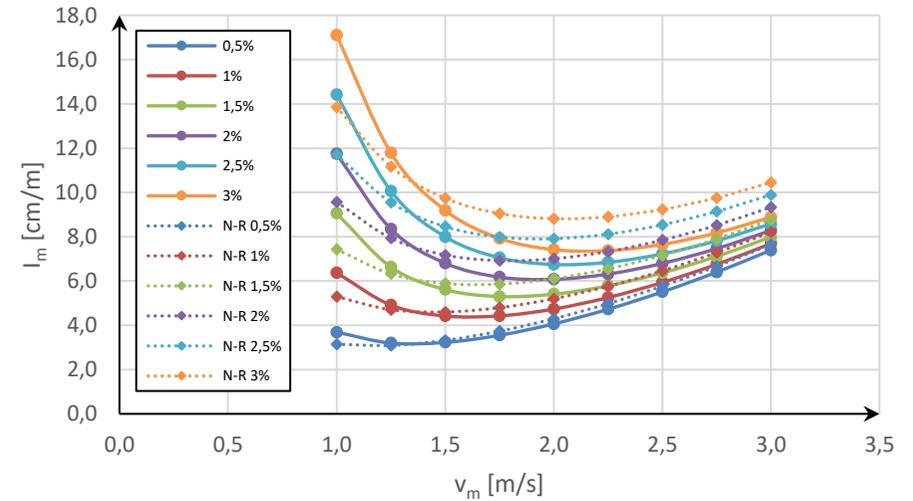
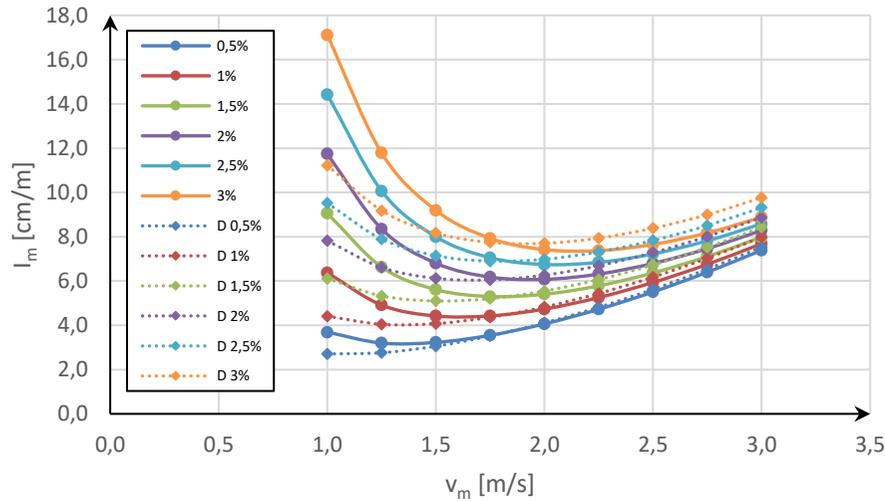


Abbildung A1- 4: Literaturvergleich der Messergebnisse für Sand 1,4 - 2,2 mm, Durand (Oben-links), Newitt und Richardson (oben rechts), Wilson-GIW-Modell (unten links), Führbörter (unten rechts)



Anhang 2: Zusammenfassung der bekanntesten Rechenmodelle der Gemischströmung

	Autor	d_p [mm]	D [mm]	ρ_F [kg/m³] / Material	Förder- medium	v_m [m/s]	C_T /C_R [%]	θ [°]	Anmerkung
Empirisch oder Semi-Empirisch	Nora Stanton Blatch (1906)	d _p =0,2 mm (0,15-0,25) d _p =0,55 mm (0,4-0,8)	25,4 mm	Sand	Wasser	Bis ca. v _m =3	C _R bis 20	θ=0°	Messpunkte nicht vorh. Aus der Regressionslinie
	Howard (1938)	d _p =0,4 mm (0,1-2,0 wobei 80 % < 0,8 mm)	101,6 mm	Sand	Wasser	Bis ca. v _m =4	C _R bis 20	θ=0°	Messpunkte nicht vorh. Aus der Regressionslinie
	Durepaire (1939)	d _p =0,3 mm	72 mm	Sand	Wasser	Bis ca. v _m =3	C _R bis 35	θ=0°	Messpunkte nicht vorh. Aus der Regressionslinie
	O'Brien & Folsom (1939)	d _p =0,17 mm	50,8 und 75 mm			Bis ca. v _m =6,5	C _R bis 18,8		
		d _p =0,27 mm					C _R bis 20,9		
	Soleil & Bal-lade (1952)	d _p =0,55 mm	580 mm	Sand	Wasser	Bis ca. v _m =6	C _R bis 21,5	θ=0°	Heterogener Transport
		d _p =0,60 mm					C _R bis 17,3		
		d _p =0,64 mm					C _R bis 28		
		d _p =0,55 mm	Bis ca. v _m =5				C _R bis 15,5		
		d _p =0,60 mm	700 mm				Bis ca. v _m =4,5		
d _p =0,64 mm	Bis ca. v _m =5	C _R bis 31,5							
Durand & Condolios (1952) und Durand (1953)	Zwischen d _p =0,18 und d _p =22,5 mm	Zwischen 40 und 580 mm	Sand (2650), Kohle und Kies	Wasser	Bis ca. v _m =6	C _T zwischen 2 und 23	θ=0°		
Worster & Denny (1955)	d _p =75,2 mm, d _p =152,4 mm	-	Kohle	Wasser	-	-	θ=0°	Ähnlicher Ansatz wie Durand & Condolios allerdings ohne den Term für die relative Dichte	
	d _p =152,4 mm		Kies						

Worster & Denny (1955)	Der von Durand für den Transport in horizontaler Leitung entwickelte Ansatz wurde für die geneigte Leitung erweitert, wobei die Forscher angenommen haben, dass sich der Verlustanteil des Sandes in geneigter Leitung aus dem Produkt dessen Anteil in horizontaler Leitung mit dem Kosinus des Neigungswinkels ergibt.							
Zandi & Govatos (1967)	Erweiterung des Durand Ansatzes anhand 2500 Datenpunkte, die einen weiten Bereich von Werten aller relevanten Parameter abdecken							
Newitt et al. (1955)	$d_p=0,0965$ mm; $d_p=0,203$ mm und $d_p=0,762$ mm	25,4 mm	Sand	Wasser	-	-	$\theta=0^\circ$	Untersuchten des heterogenen und des Transportes mit beweglicher Sohle
	Zwischen $d_p=3,2$ und $d_p=6,4$ mm		Kies					
	Zwischen $d_p=3,2$ und 4,8 mm		Kohle (400)					
	Zwischen $d_p=1,6$ und $d_p=3,2$ mm (Rsd =3,1).		(MnO ₂ 3100)					
Newitt et al. (1961)	$d_p=0,1$ mm; $d_p=0,19$ mm; $d_p=0,71$ mm und 1,27 mm	25,4 und 50,8 mm	Sand (zwischen 2590 und 2640)	Wasser	-	-	$\theta=90^\circ$	
	$d_p=3,8$ mm		Kies (2590)					
	$d_p=0,109$ mm		Zirkon (ZrSiO ₄ 4560)					
	$d_p=1,37$ mm		MnO ₂ (4200)					
	$d_p=1,2$ mm		Plexiglas (1190)					
Silin, Kobernik & Asaulenko (1958) & (1962)	$d_p=0,16$ mm, $d_p=0,23$ mm, $d_p=0,25$ mm, $d_p=0,29$ mm, $d_p=0,33$ mm,	24;103; 206; 308; 410; 614; 800 und 900 mm	1590, 1850, 2590 und 3280	Wasser	Bis ca. $v_m=8,5$	C _R bis 20	$\theta=0^\circ$	

	$d_p=0,41$ mm, $d_p=0,65$ mm, $d_p=1$ mm und $d_p=2$ mm							
Führboter (1961)	Zwischen $d_p=0,19$ mm und $d_p=4,8$ mm	300 mm		Wasser	Bis ca. $v_m=6$	C_R bis 42,4 %	$\theta=0^\circ$	Über die Messer- gebnisse mit dem größten Spülgut $d_p=4,8$ mm wurde nicht berichtet
The Jufin & Lopatin (1966)	Zwischen $d_p=0,25$ und $d_p=11$ mm	Zwischen 24 – 900 mm	Sand und Kies	-	-	-	$\theta=0^\circ$	Keine eigenen Versuche und kein eigenes Mo- dell. Überprüften 4 wesentliche Modell auf Mess- punkten anderer Forscher
Graf et al. (1970) & Ro- binson (1971)	$d_p=0,45$ mm; $d_p=0,88$ mm und $d_p=3,63$ mm	101,6 mm und 152,4 mm	Sand	Wasser	-	$C_R < 5$ %	$\theta=0^\circ$, $\theta=+1,5^\circ$ und $\theta=-3,5^\circ$	Untersuchung der kritischen Ge- schwindigkeit
Yagi et al. (1972)	$d_p=0,75$ mm und $d_p=8,0$ mm	87 mm	Sand und Kies	Wasser	-	C_T bis 27,5 % für Sand und bis 32,5 % für Kies	$\theta=0^\circ$	Energieverlust und kritische Ge- schwindigkeit un- tersucht
	$d_p=0,25$ mm, $d_p=0,65$ mm, $d_p=1,28$ mm und $d_p=7,0$ mm	100,3 mm						
	$d_p=0,91$ mm, $d_p=8,75$ mm, $d_p=27,5$ mm und $d_p=45$ mm	155,2 mm						

	Thomas (1976) & (1979).	$d_p=0,04$; $d_p=0,18$; $d_p=0,19$ und $d_p=0,48$ mm	Zwischen 50 - 300 mm	Sand	Wasser	Bis ca. $v_m=4$	$C_R=12$ %; $C_R=24$ % und $C_R=32$ %	$\theta=0^\circ$	Ziel war eine Abhängigkeit zwischen Energieverlust, Rohrdurchmesser und Gemischgeschwindigkeit
	Turian & Yuan (1971)	Zwischen $d_p=0,09$ und $d_p=4,38$ mm	50,8; 25,4 und 12,7 mm	Zwischen 2417 und 4434	Wasser	Bis $v_m=6,7$	C_R bis 42 %	$\theta=0^\circ$	Drei Gleichungen für Transportzustände und eine Gleichung in allgemeiner Form für die Verluste (Potenzen vom Förderzustand abhängig)
Analytisch	Wasp et al. (1963), (1970) und (1977)	<p>Basierend auf Messergebnissen von über 13 Jahren Forschung wurde die Gemischströmung in zwei Komponenten geteilt, einen homogenen Transport (s.g. zweiphasigen Träger-Fluid) und einen heterogenen Transport (s.g. Durand-Strömung). Das Wasser und die suspendierten kleineren Partikel bilden das Träger-Medium, das die größeren Partikel transportiert. Es wurde angenommen, dass</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Der gesamte Energieverlust die Summe der Verluste für beide Komponenten ist (für den Träger nach Darcy und für Durand-Strömung nach mit Durand-Ansatz) 2. Die rheologischen Eigenschaften des Trägermediums nur von den feinen Partikeln beeinflusst werden <p>Schwierigkeit war die Bestimmung des Feststoffanteils, der das die Eigenschaften des Träger-Mediums mitbestimmt und des Anteils, der mit durch den Träger transportiert wird. Daher waren zusätzliche Annahmen notwendig.</p>							
	Abulnaga (2002)	Die gleiche Betrachtungsweise wie bei Wasp et al., allerdings jeder hat u. a. einen neuen Ansatz zur Bestimmung der Konzentration des suspendierten Feststoffanteils.							
	Kaushal & Tomita (2002A)								
	Kaushal & Tomita (2002B)								
Lahiri (2009)									

Wilson-GIW (1979)	Es ist als zwei-Schichten Modell (eng. 2LM) bekannt. Es gilt für den Transport mit beweglicher Sohle (vollkommen geschichtete Gemischströmung). Grundlage dieses Modells ist die Betrachtung des Kräftegleichgewichtes in der Gemischströmung. Dadurch wurde ein Gleichungssystem aufgestellt, das iterativ zu lösen ist.
Wilson-GIW (1992)	Erweiterung des zwei-Schichten-Modells auf den heterogenen Gemischtransport. Der heterogene Transport wurde als Übergang zwischen dem homogenen und dem Transport mit beweglicher Sohle definiert. Zur Beschreibung dieses Transport-Regimes wurde eine Geschwindigkeit v_{50} eingeführt.
Wilson & Sellgren (2001)	Zweck des Das 4-Komponenten-Modells (eng. 4 CM) ist der Energieverlust der Gemischströmung zu bestimmen. Dieser Verlust ergibt sich aus einer Komponente für den homogenen, einer für den quasi-homogenen, einer für den heterogenen und einer für den Transport mit beweglicher Sohle.
Matousek (2009), (2011) and Matousek & Krupicka (2010), (2011)	Ein sehr ähnliches Modell wie das nach Wilson. Der Hauptunterschied besteht darin, dass in diesem Modell die Transportkonzentration statt der lokalen Volumenkonzentration eingesetzt wurde. Im ersten Schritt wurde das Modell für den Transport mit stationärer Sohle entwickelt. Später wurde es ebenso auf den Transport mit beweglicher Sohle erweitert. Input-Parameter sind: Partikeldurchmesser d_{50} , Fluid- und Partikeldichte, Viskosität, Rohrdurchmesser, Wandrauheit, Gemischgeschwindigkeit, stationäre Sinkgeschwindigkeit und die Transportkonzentration.
Talmon (2011) & (2013)	Entwicklung eines Rechenmodells für den Energieverlust des homogenen Transportes. Eine neue Gleichung zur Bestimmung der Gemischdichte führt dazu, dass die gerechneten Verluste geringer als beim äquivalenten Fluid-Modell (eng. ELM) aber immer noch höher als diejenigen der reinen Wasserströmung.

Anhang 3: Technische Daten

Abbildung A3- 1: Maßzeichnung der Förderpumpe

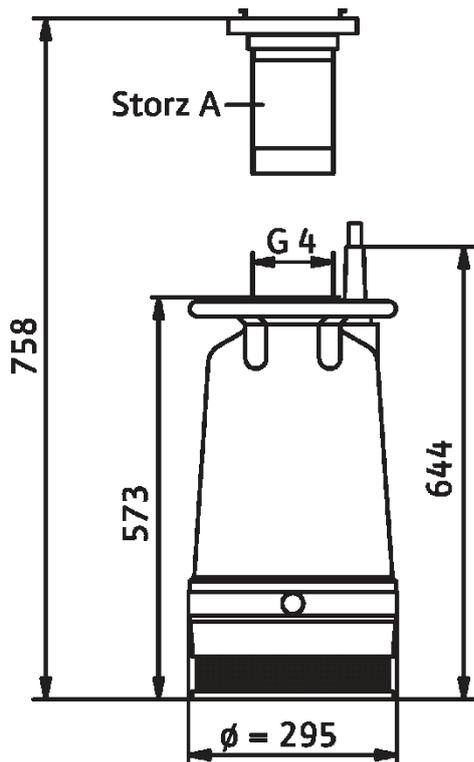


Abbildung A3- 2: Kennlinien der Förderpumpe nach ISO 9906

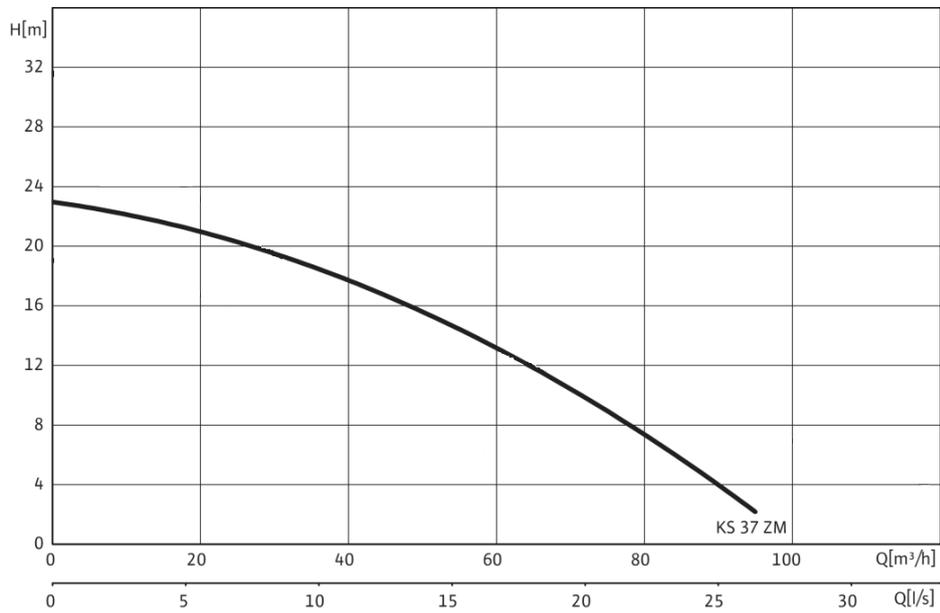
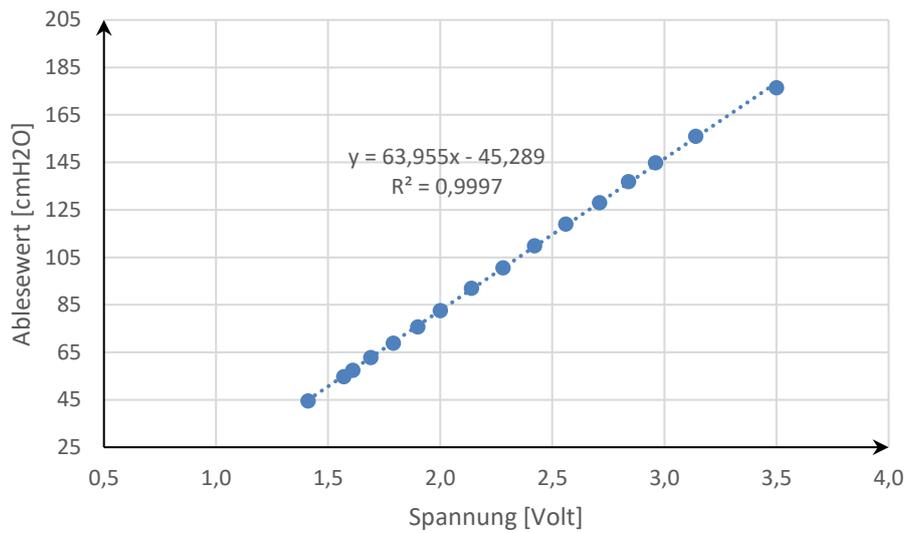


Tabelle A3- 1: Technische Daten der Förderpumpe

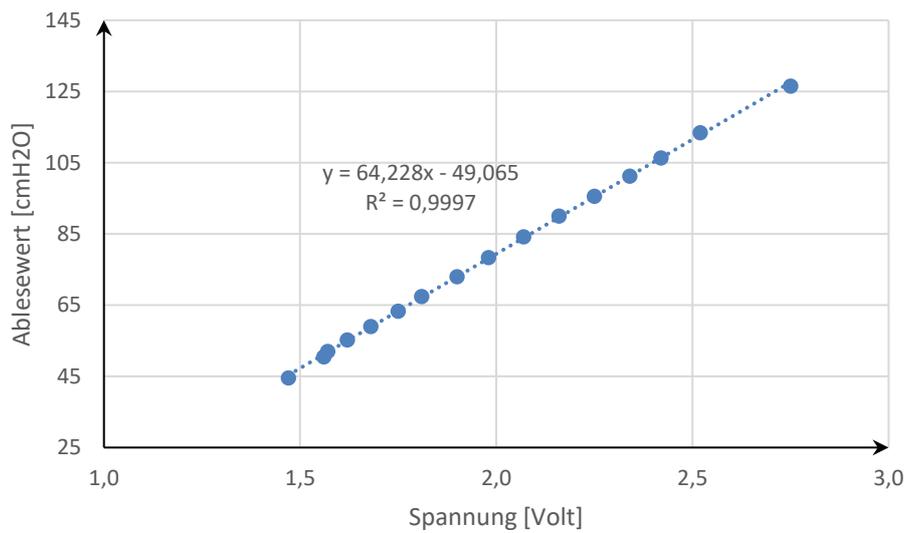
Aggregat	
Förderhöhe max. H_{\max}	22 m
Fördermenge max. Q_{\max}	95 m ³ /h
Optimal-Förderhöhe H_{opt}	15 m
Optimal-Förderstrom Q_{opt}	54 m ³ /h
Druckanschluss	Storz A
Flansche (nach EN 1092-2) PN	PN 10
Anschlussnorm	EN 1092
Maximaler Betriebsdruck p_{\max}	2,5 bar
Freier Kugeldurchgang	6 mm
Betriebsart (eingetaucht)	S1
Betriebsart (ausgetaucht)	S1
Max. Tauchtiefe	12,5 m
Schutzart	IP 68
Medientemperatur T	+3 ... +40 °C
Gewicht netto ca. m	65 kg
Motordaten	
Netzanschluss	3~400 V, 50 Hz
Nennstrom I_N	8 A
Motornennleistung P_2	3,85 kW
Leistungsaufnahme P_1	4,9 kW
Einschaltart	direkt
Nennzahl n	2.900 1/min
Polzahl	2
Isolationsklasse	F
Max. Schalhäufigkeit	15 1/h

Abbildung A3- 3: Eichung die erster Druckmessdose



$$P_1 [\text{cm H}_2\text{O}] = 63,955 \cdot P_1 [\text{Volt}] - 45,289$$

Abbildung A3- 4: Eichung der zweiten Druckmessdose



$$P_2 [\text{cm H}_2\text{O}] = 64,228 \cdot P_2 [\text{Volt}] - 49,065$$

Anhang 4: Modellvalidierung anhand Literaturversuchen

Abbildung A4- 1: Experimentelle und numerische Konzentrationsverteilung für die Versuche (2,3 und 5)

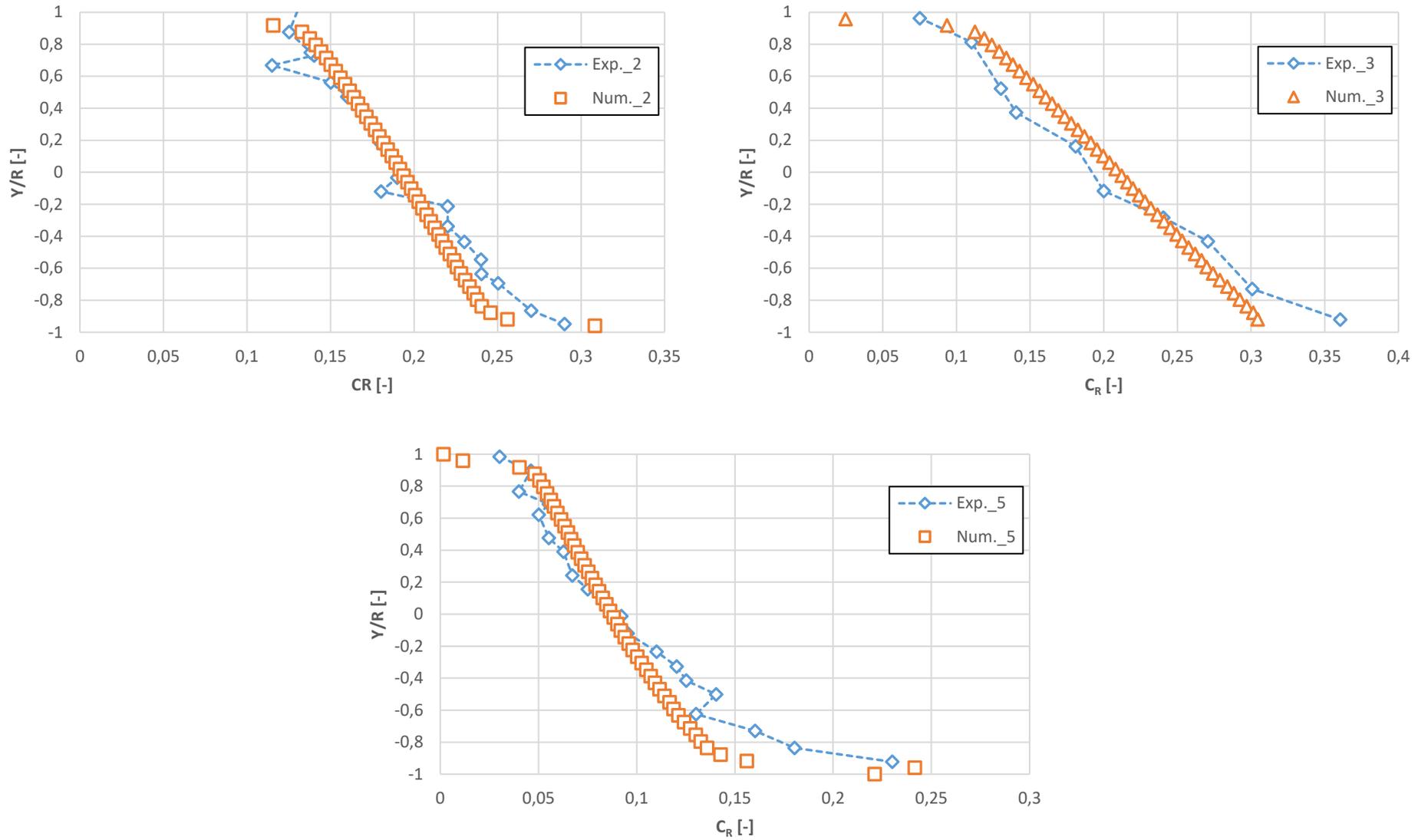


Abbildung A4- 2: Gegenüberstellung der experimentellen und numerischen Konzentrationsverteilung für die Versuche (6_1 bis 6_4)

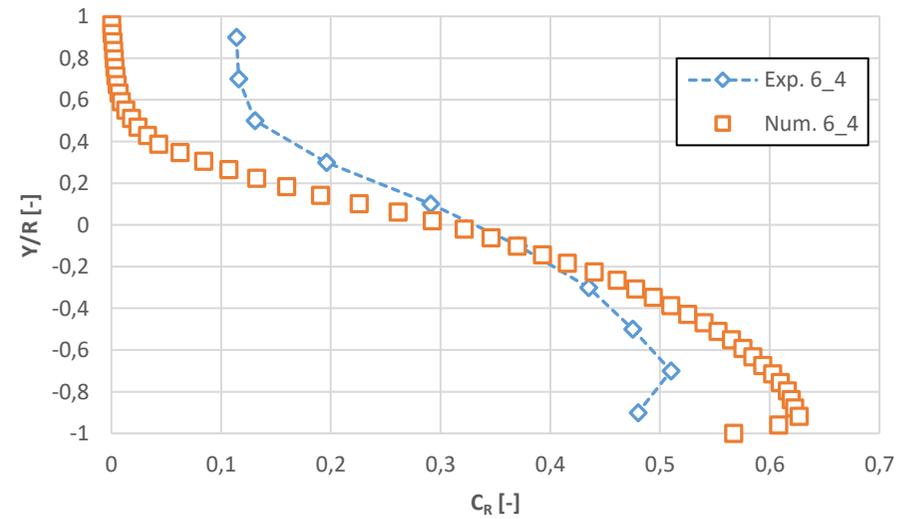
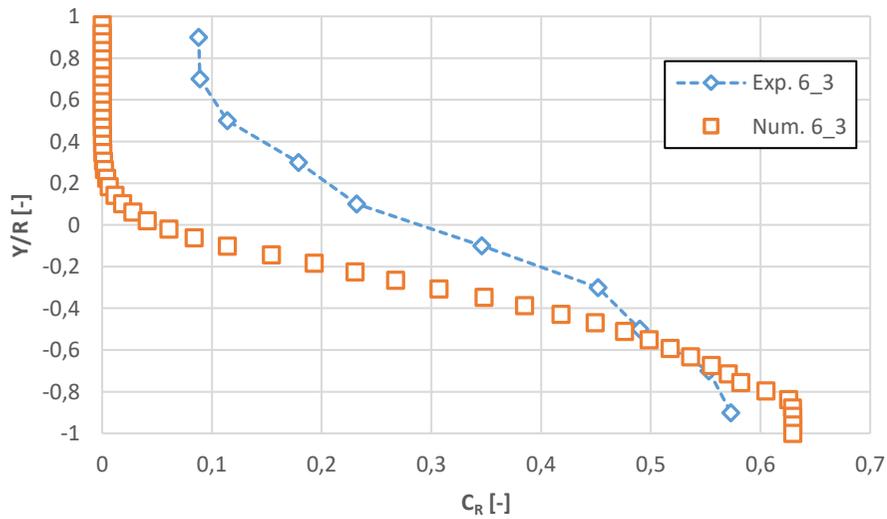
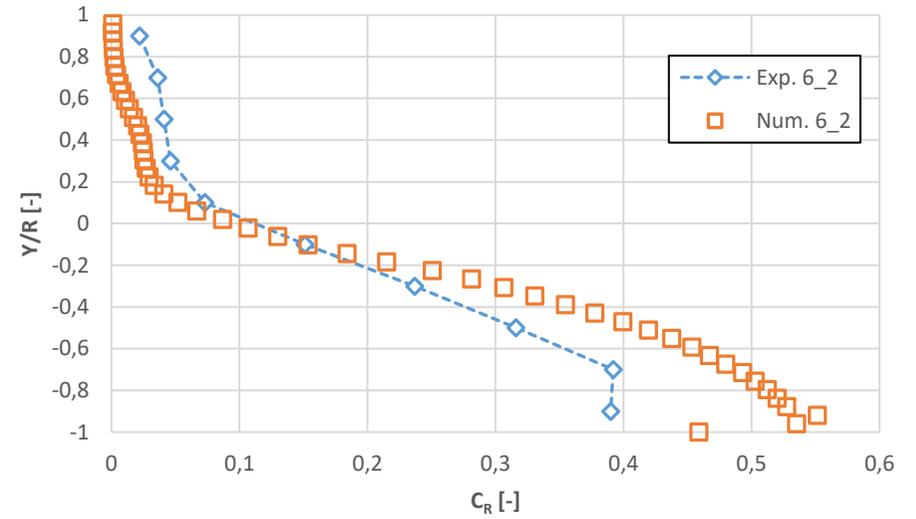
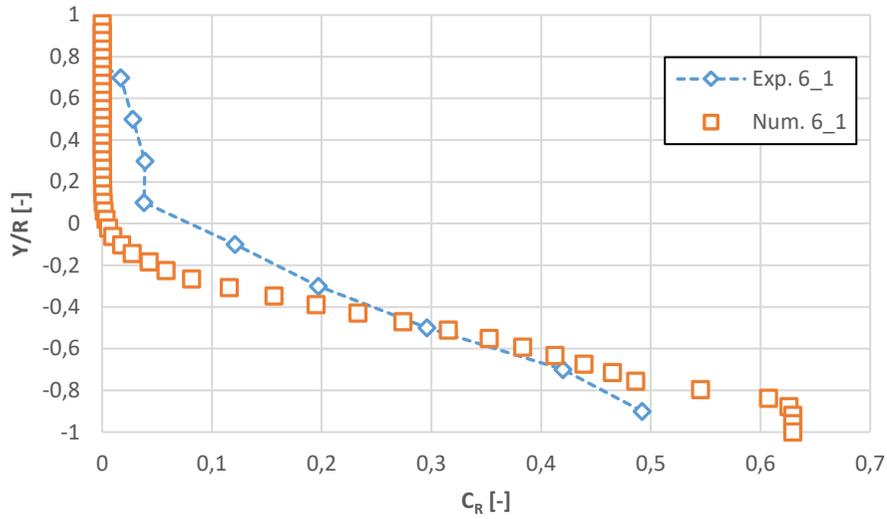


Abbildung A4- 3: Gegenüberstellung der experimentellen und numerischen Konzentrationsverteilung für die Versuche (7_1 bis 7_4)

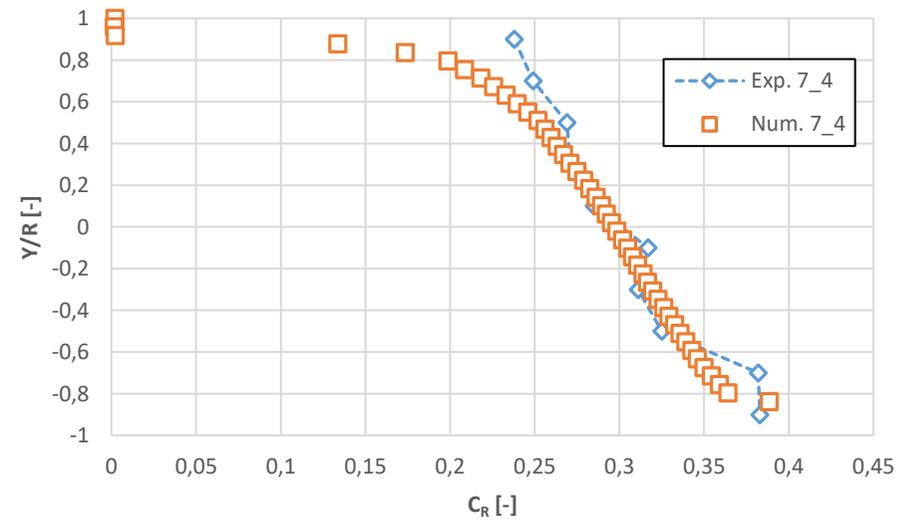
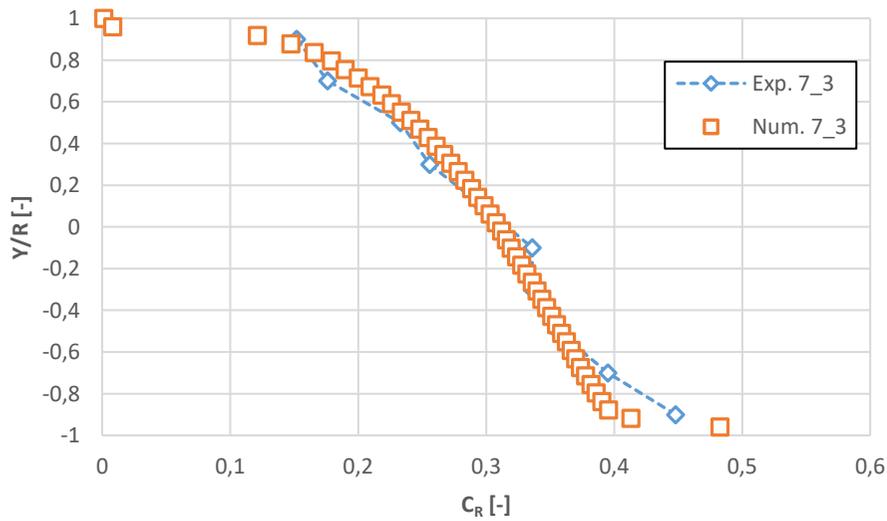
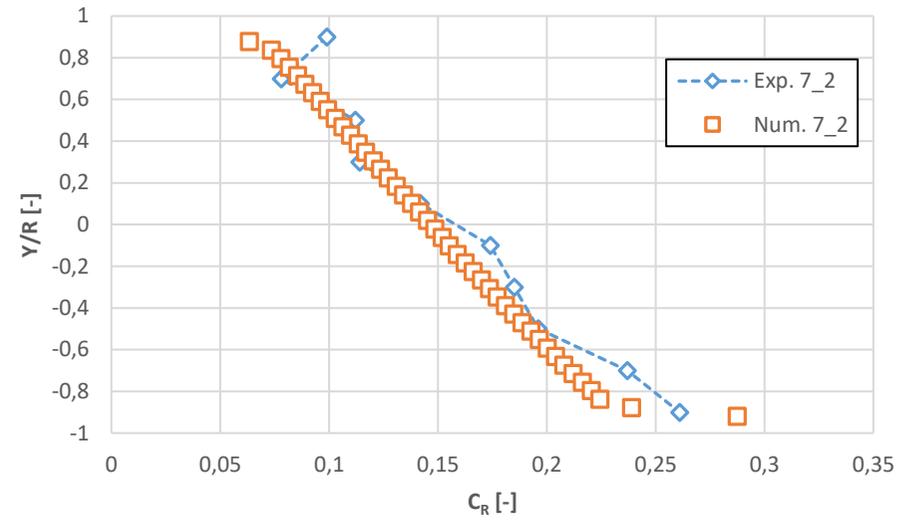
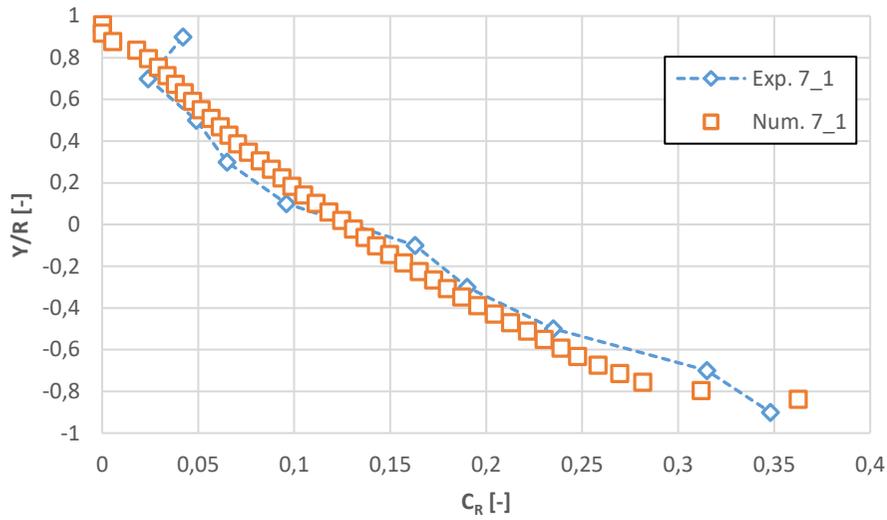


Abbildung A4- 4: Gegenüberstellung der experimentellen und numerischen Konzentrationsverteilung für die Versuche (8_1 bis 8_4)

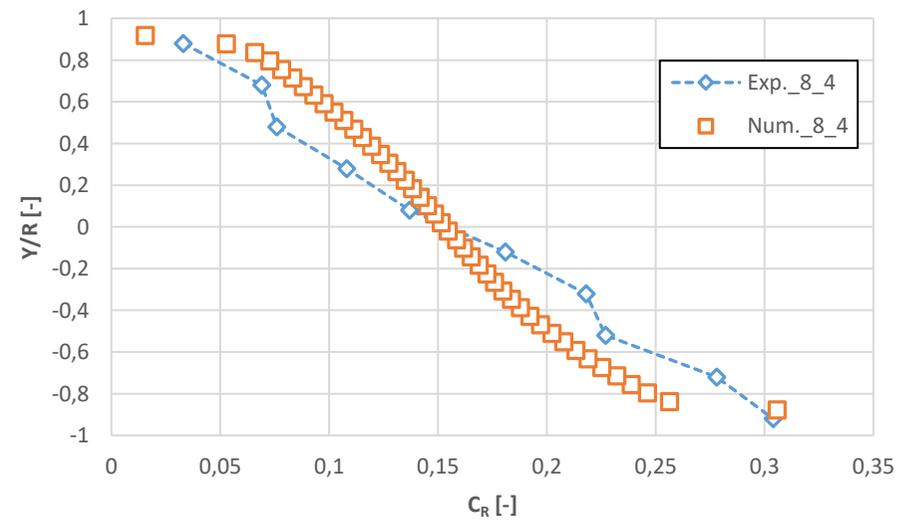
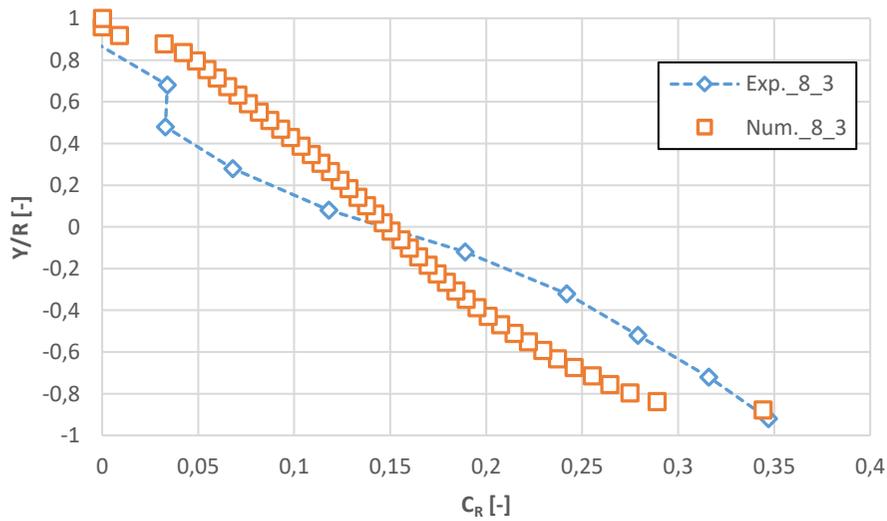
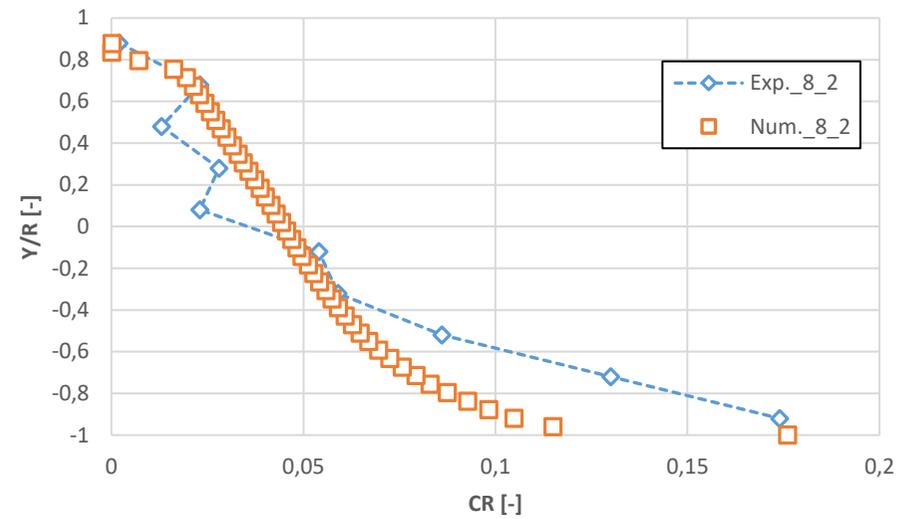
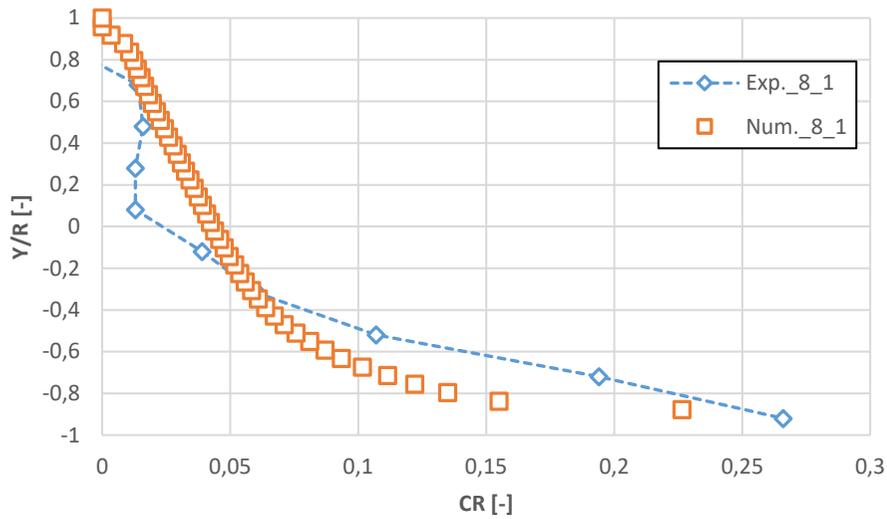


Abbildung A4- 5: Gegenüberstellung der experimentellen und numerischen Konzentrationsverteilung für die Versuche (9_1, 9_2 und 9_4)

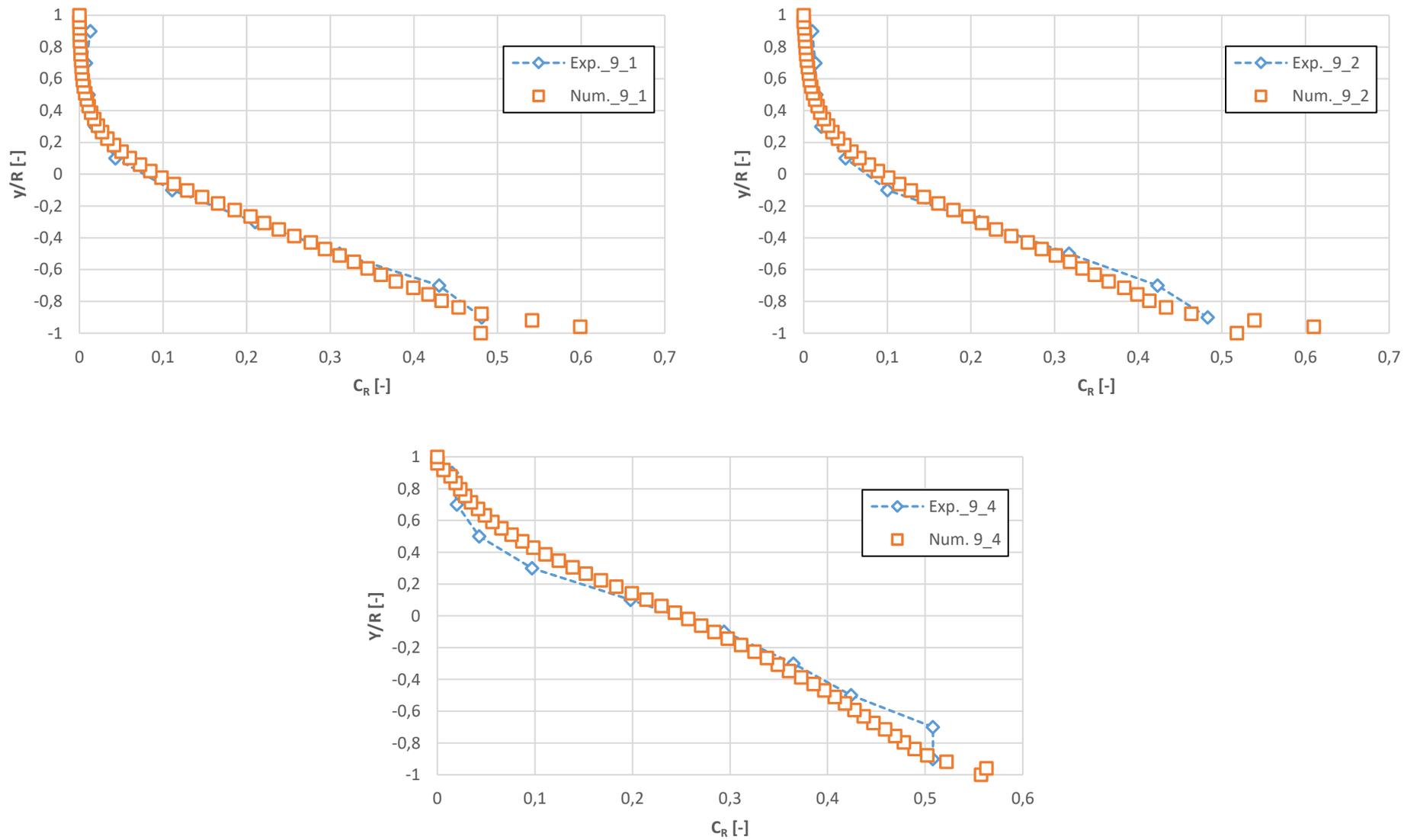


Abbildung A4- 6: Gegenüberstellung der experimentellen und numerischen Geschwindigkeiten für die Versuche (6_1, 6_4, 9_3 und 9_4)

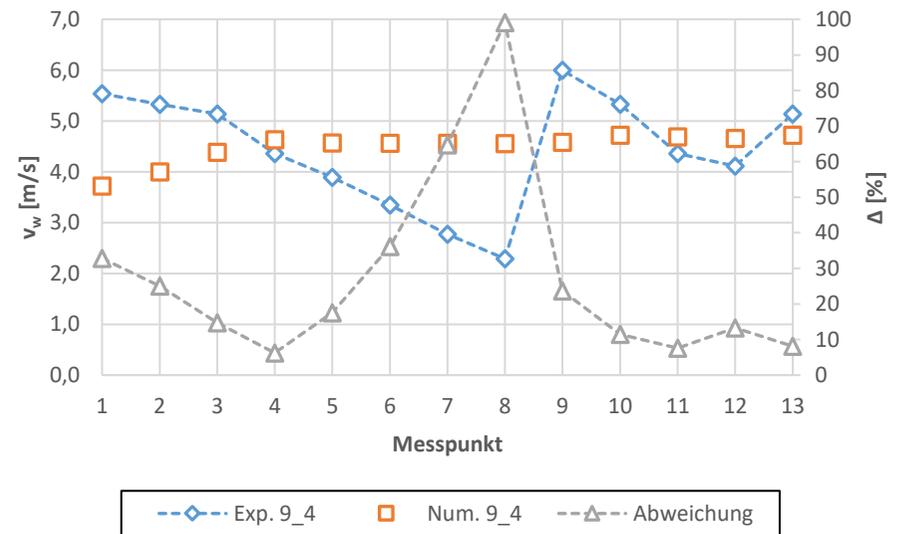
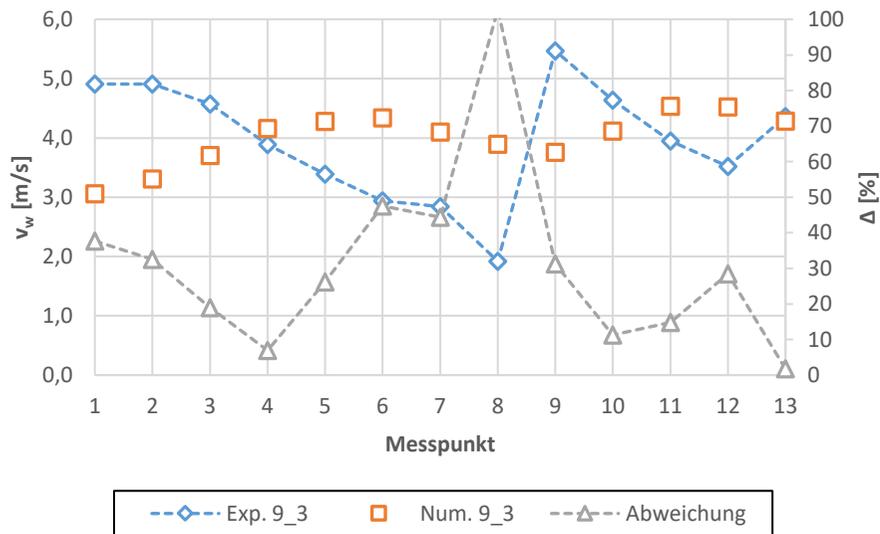
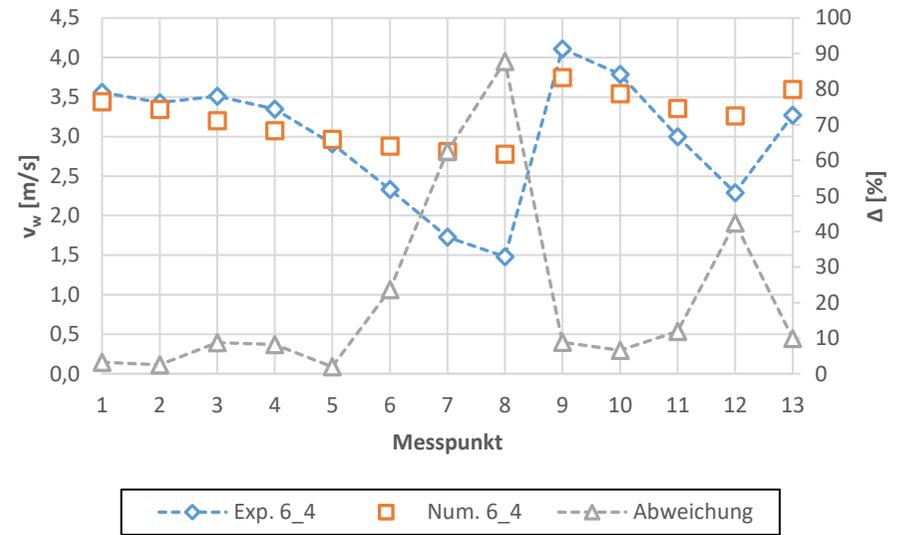
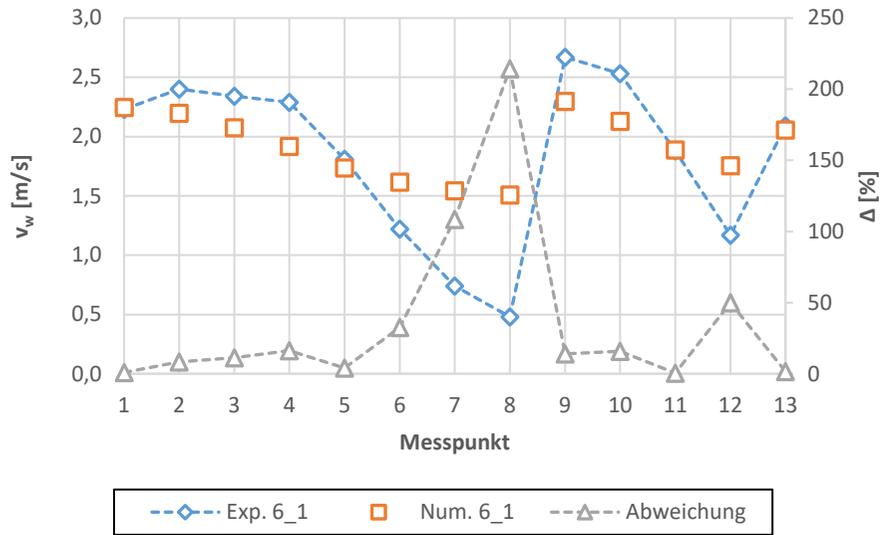
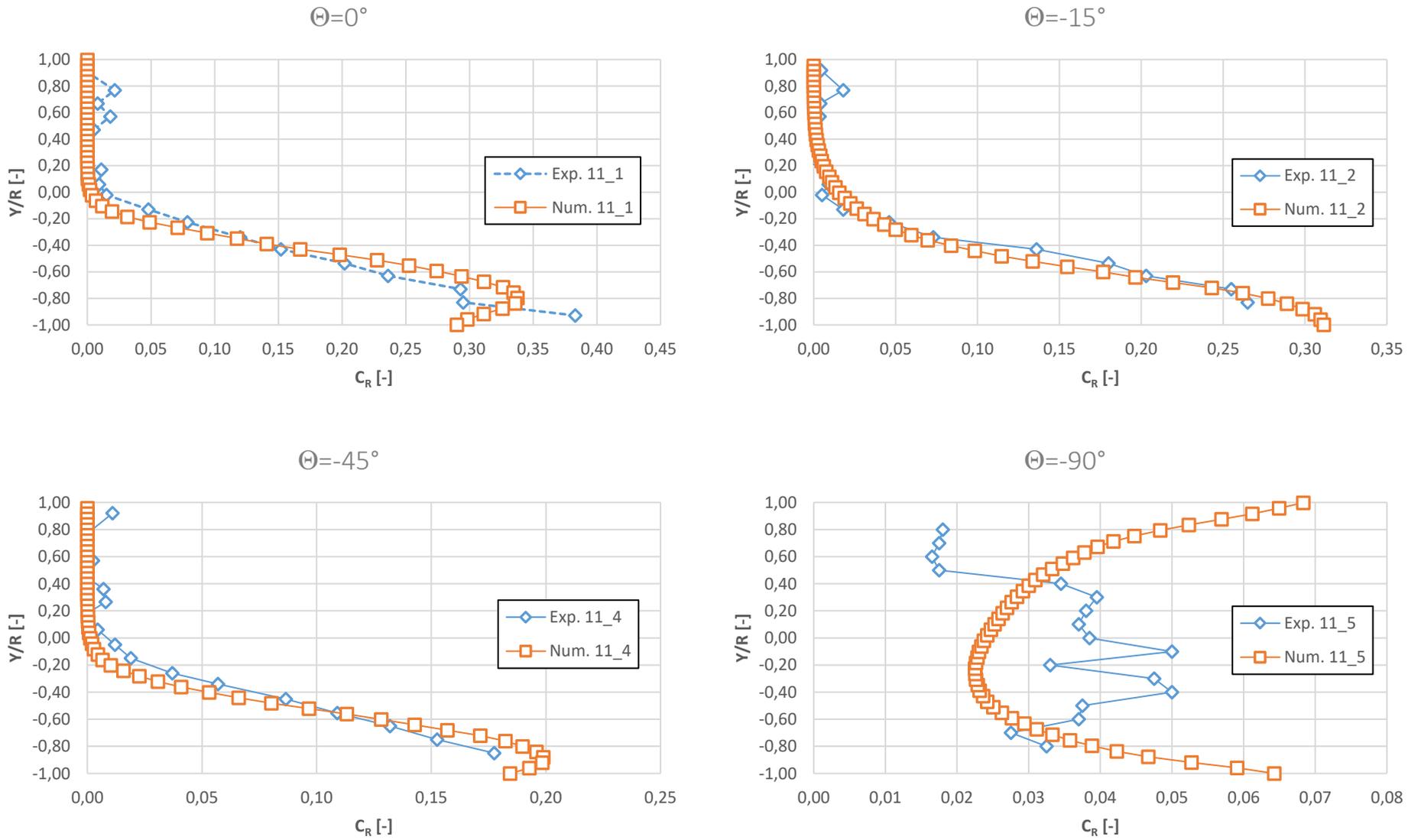


Abbildung A4- 7: Gegenüberstellung der experimentellen und der numerischen Konzentrationsverteilung in absteigender Leitung



Anhang 5: Sensitivitätsanalyse für das zweite Fallbeispiel

Abbildung A5- 1: Einfluss des Rechengitters auf die Schlüsselparameter

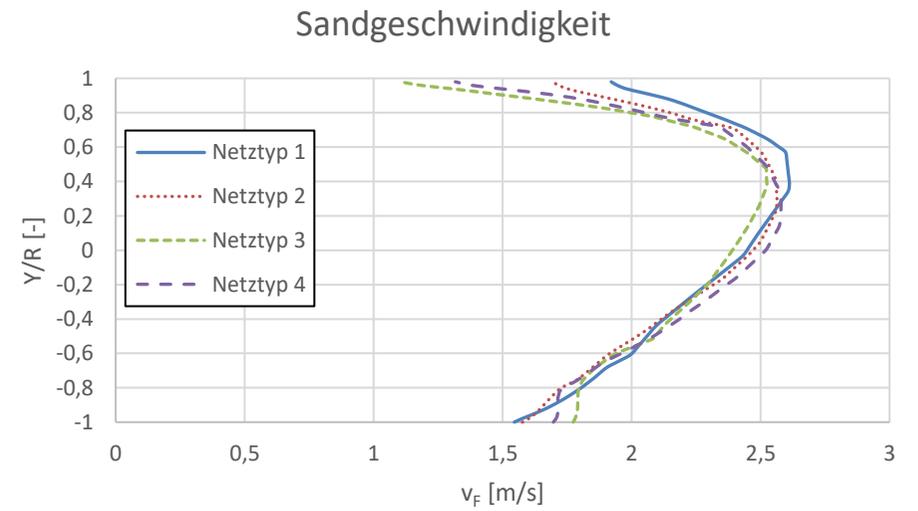
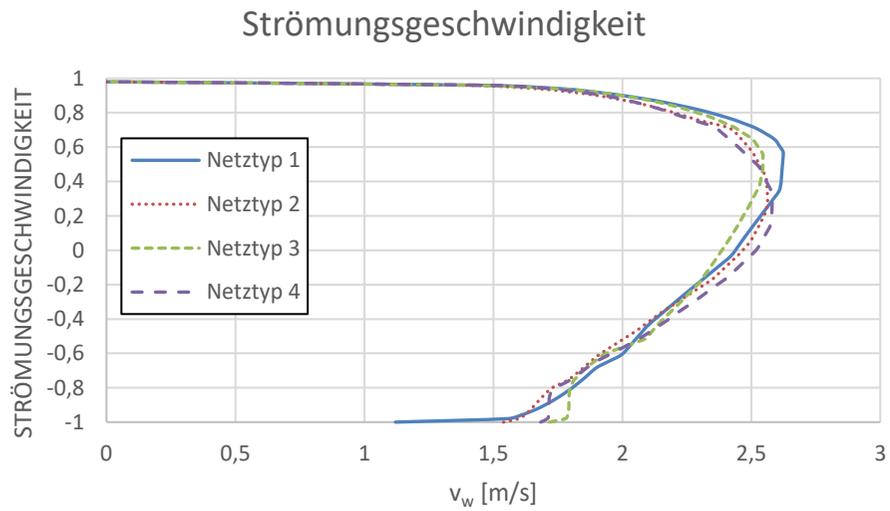
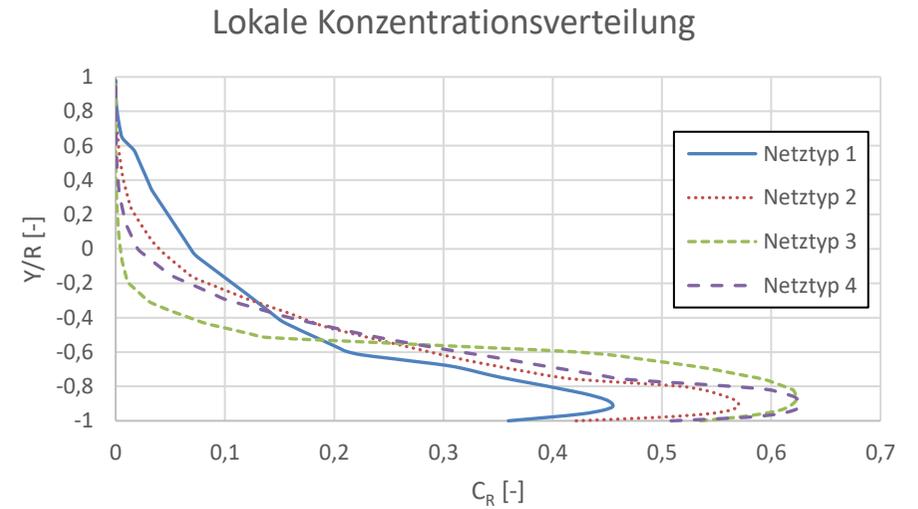
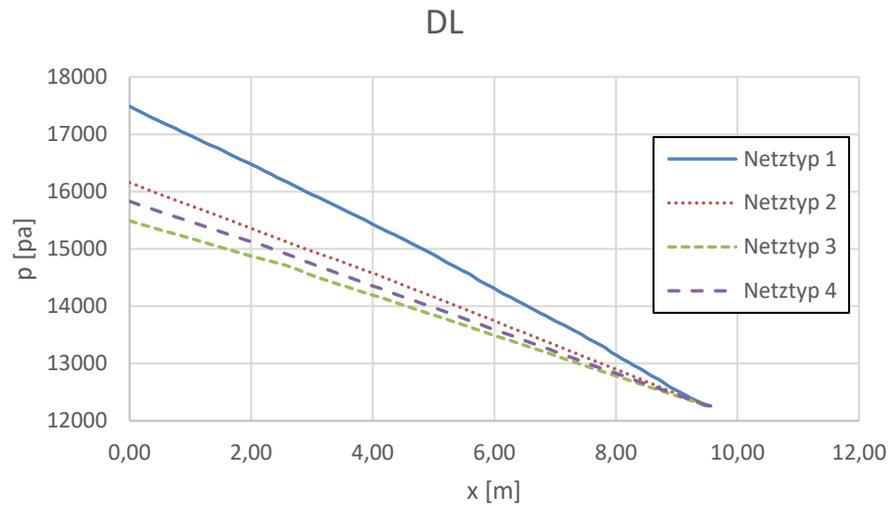


Abbildung A5- 2: Einfluss des Widerstandsmodells auf die Schlüsselparameter

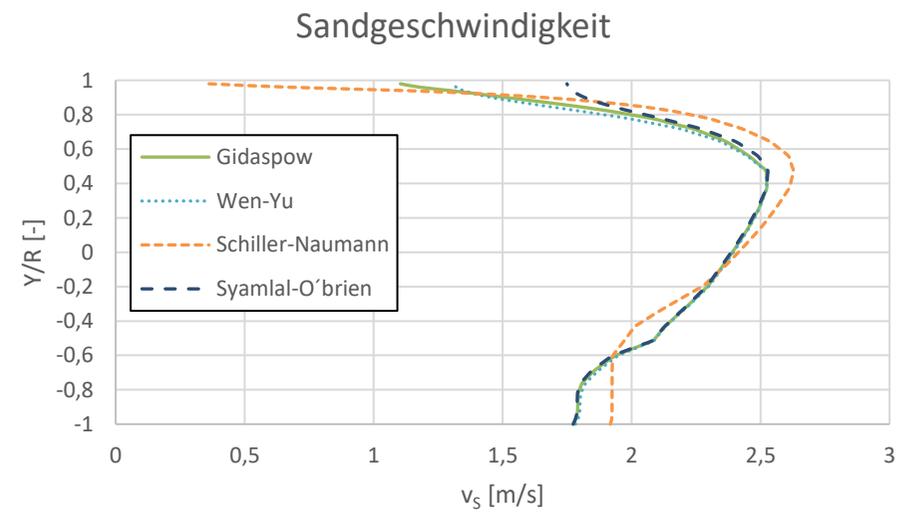
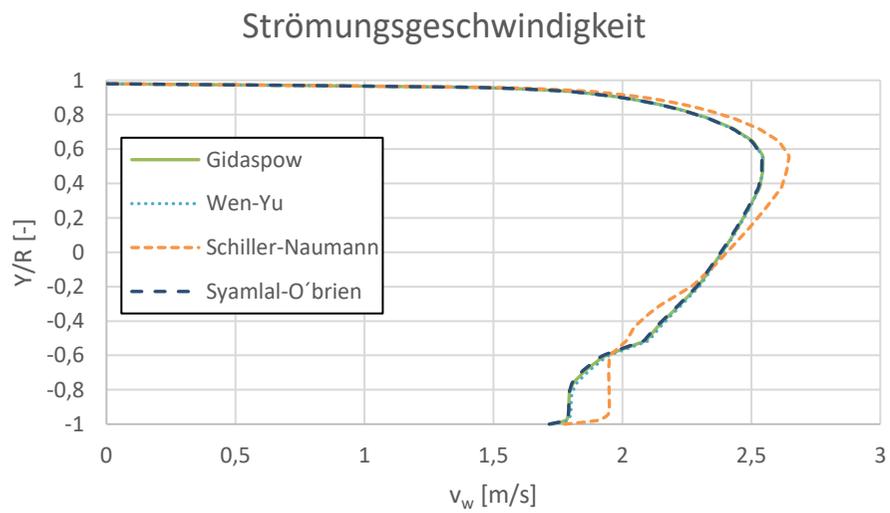
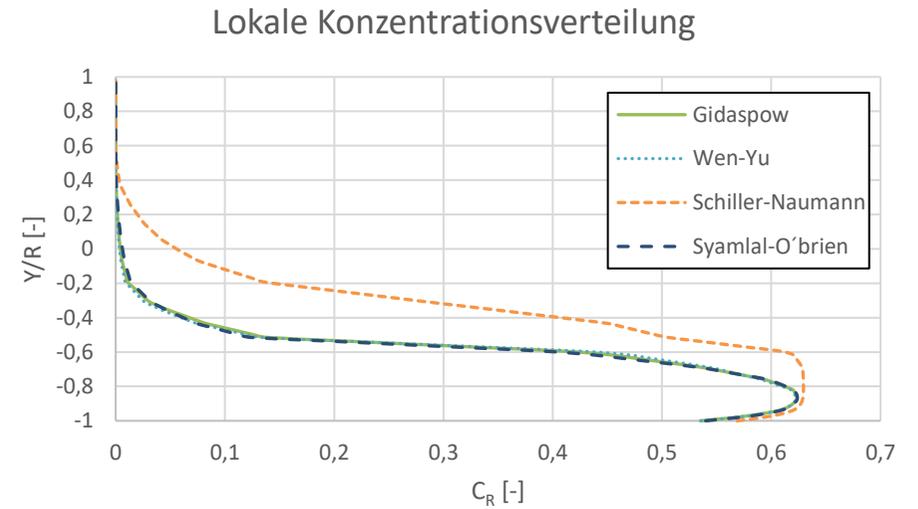
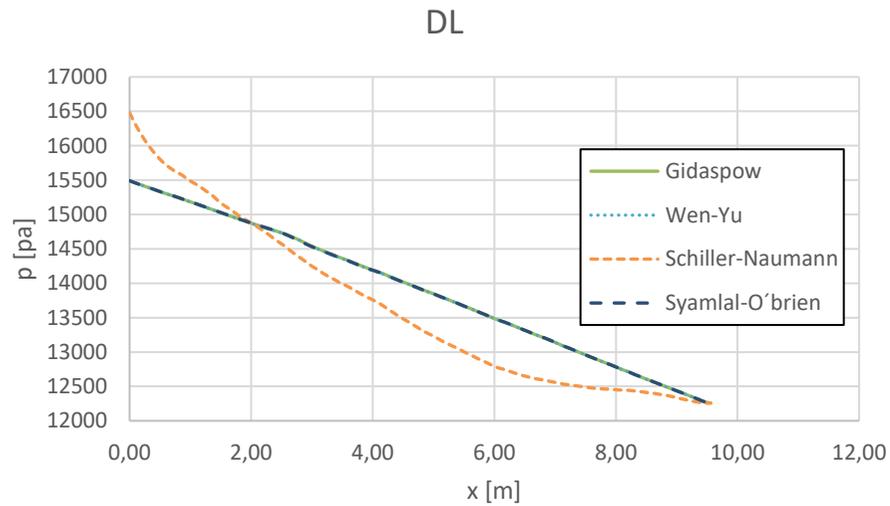
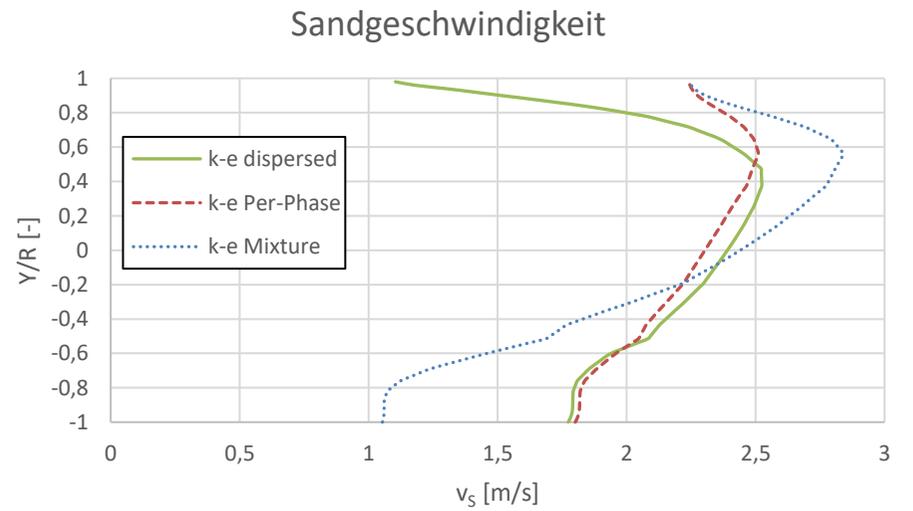
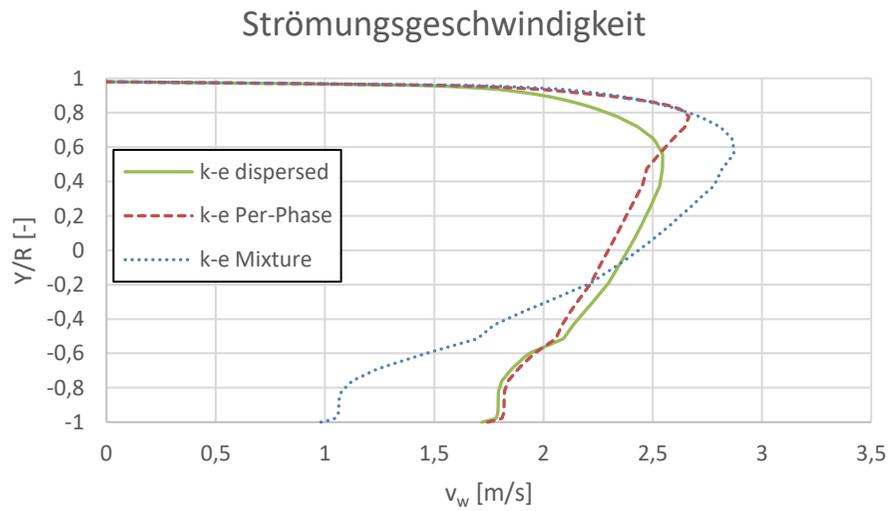
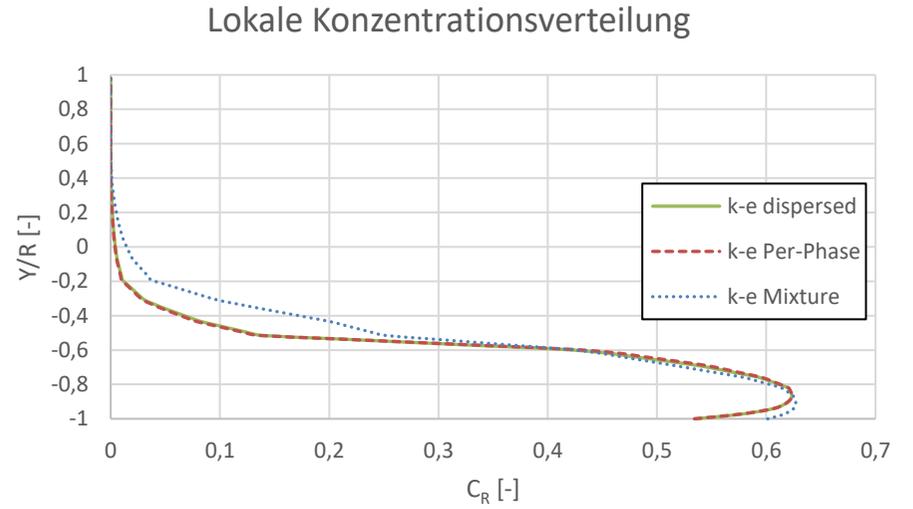
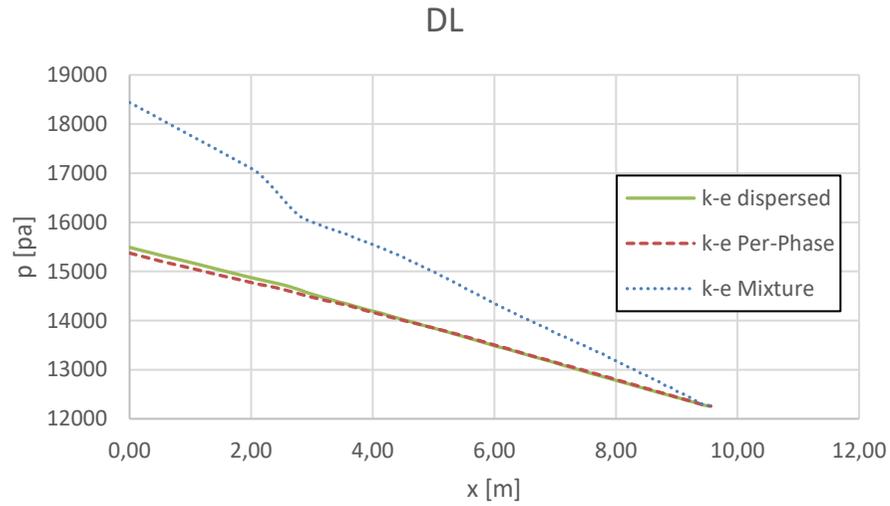


Abbildung A5- 3: Einfluss des Turbulenzmodells auf die Schlüsselparameter



Anhang 6: Numerische Untersuchungen zum Energieverlust

Abbildung A6- 1: Einwirkung der Geschwindigkeit auf den Energieverlust in horizontal verlegter Rohrleitung

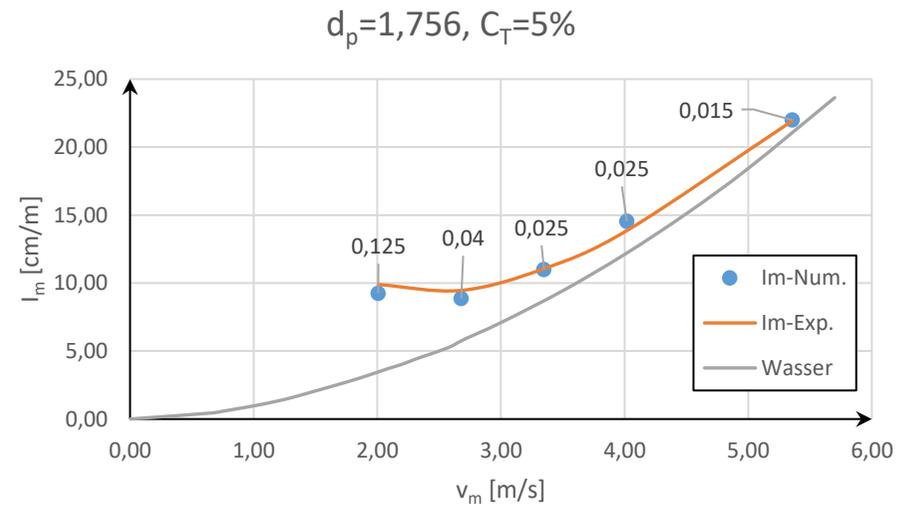
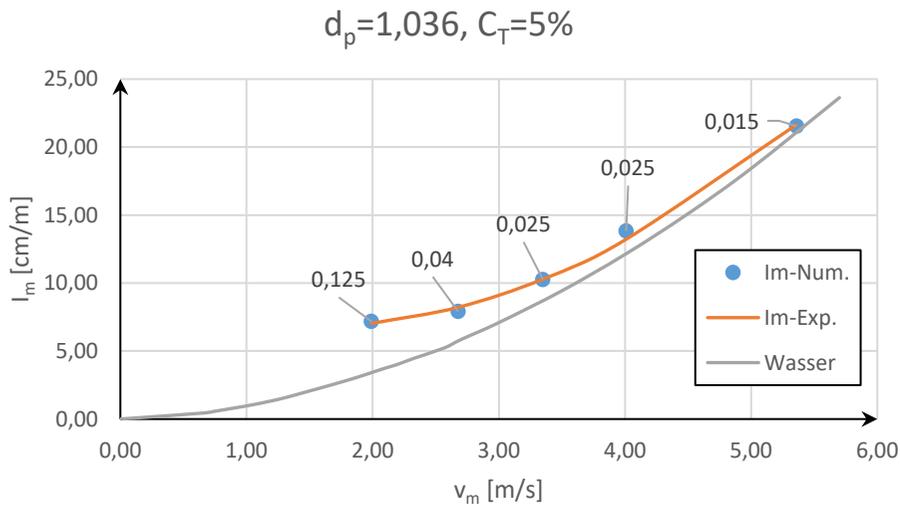
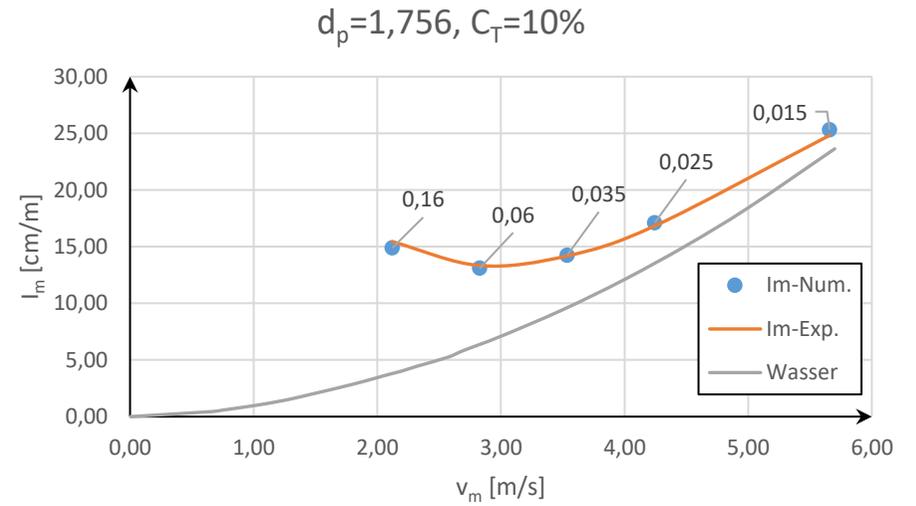
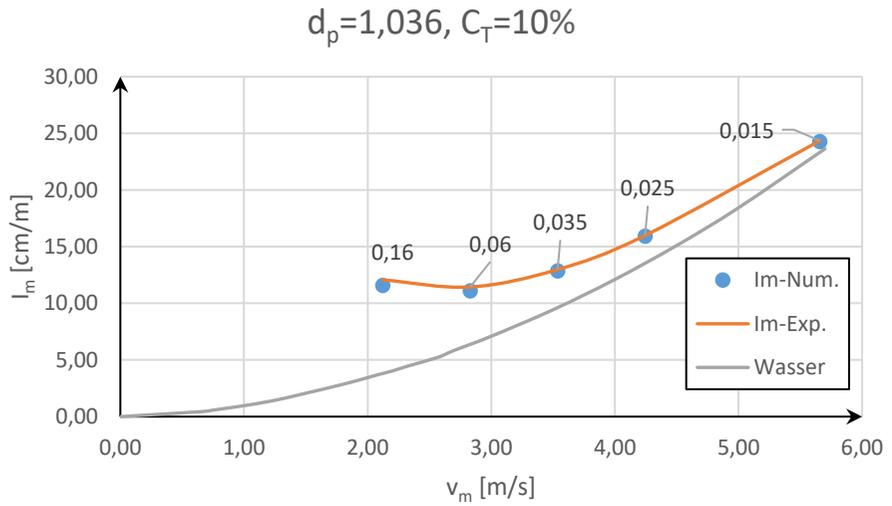
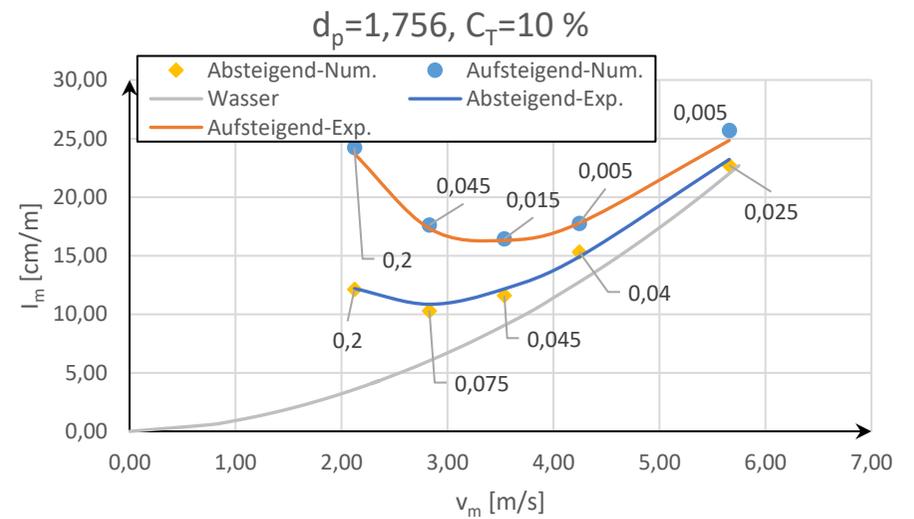
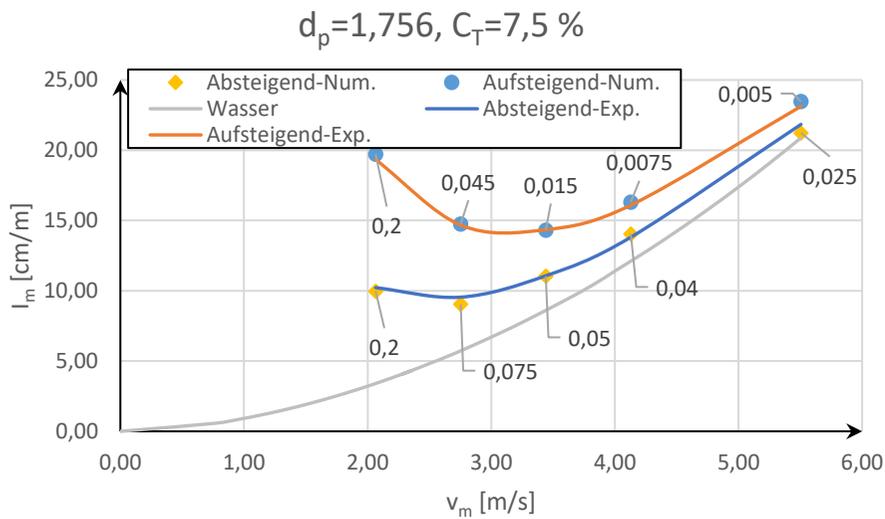
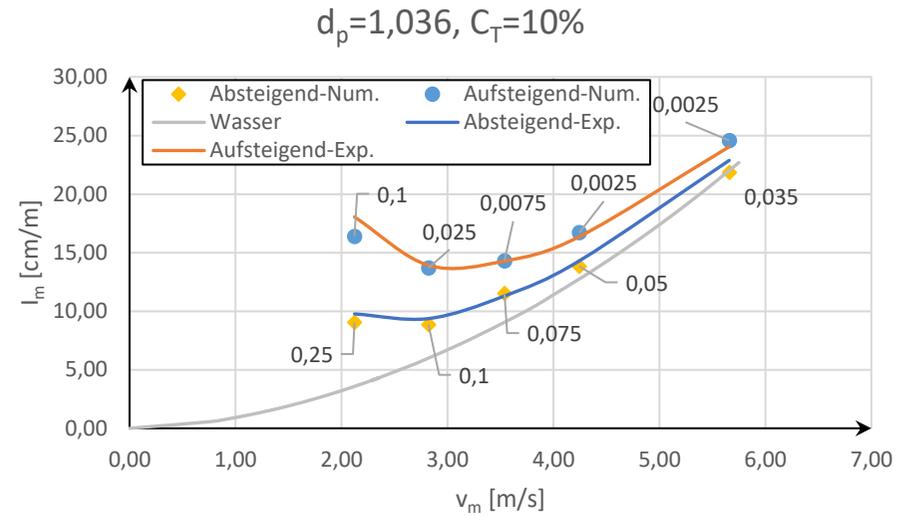
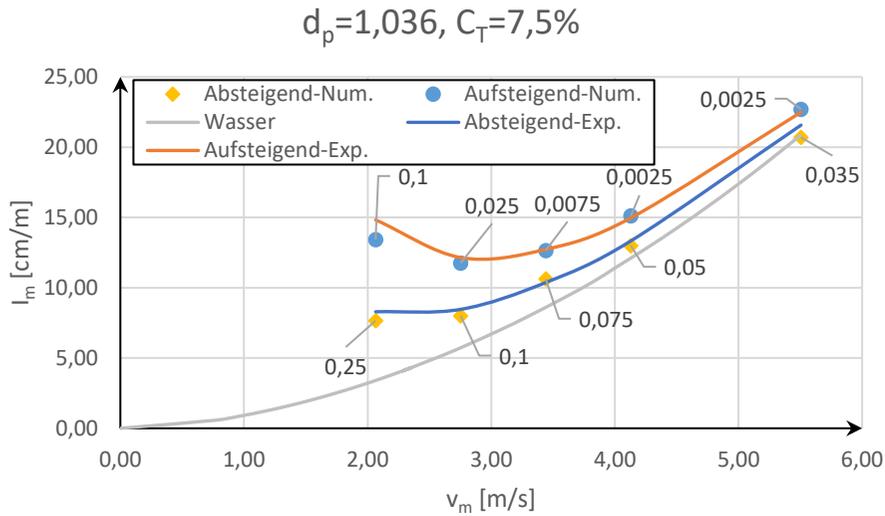


Abbildung A6- 2: Einwirkung der Geschwindigkeit auf den Energieverlust in aufwärts und abwärts verlegter Rohrleitung



Anhang 7: Experimentelle Versuche zum Energieverlust und zur kritischen Gemischgeschwindigkeit

1. Experimentelle Untersuchungen in horizontaler Rohrleitung

Tabelle A7- 1: Untersuchung zum Energieverlust in horizontaler Leitung für Mittelsand (0,71 - 1,25 mm)

Nr.	v_m	l_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	1,690	2,720	0,146	23	1,878	4,289	0,904	45	1,849	5,533	2,088	67	2,465	6,440	1,590
2	1,917	3,421	0,153	24	2,044	4,592	0,998	46	1,966	5,649	2,193	68	2,683	7,420	1,570
3	2,139	4,006	0,164	25	2,133	5,188	1,009	47	2,243	6,391	2,232	69	1,858	4,780	1,680
4	2,264	4,498	0,164	26	2,556	5,931	0,950	48	2,446	7,280	2,268	70	2,029	5,240	1,820
5	1,618	2,709	0,195	27	1,426	3,044	0,475	49	1,406	3,640	0,749	71	2,158	6,105	1,860
6	1,840	3,285	0,230	28	1,644	3,860	1,112	50	1,611	4,414	1,459	72	2,235	5,920	1,930
7	2,048	3,828	0,231	29	1,881	4,393	1,164	51	1,784	5,021	2,111	73	2,411	6,525	1,910
8	2,193	4,393	0,212	30	2,021	4,843	1,239	52	1,893	5,910	2,562	74	2,633	7,490	2,000
9	1,563	2,657	0,268	31	2,199	5,303	1,264	53	2,142	6,559	2,771	75	1,830	5,225	2,270
10	1,771	3,243	0,303	32	2,490	5,889	1,164	54	2,398	7,050	2,691	76	2,020	5,820	2,180
11	1,973	3,870	0,323	33	1,441	3,117	0,524	55	1,347	3,776	0,829	77	2,131	6,095	2,540
12	2,112	4,320	0,343	34	1,681	3,818	0,989	56	1,533	4,644	1,152	78	2,183	6,340	2,540
13	1,495	2,678	0,335	35	1,788	4,749	1,484	57	1,728	4,916	1,734	79	2,402	7,035	2,640
14	1,706	3,316	0,437	36	1,933	4,990	1,447	58	1,903	5,732	2,560	80	2,617	8,120	2,610
15	1,945	3,954	0,470	37	2,165	5,649	1,523	59	2,162	6,370	2,878	81	1,833	5,655	2,700
16	2,102	4,372	0,468	38	2,413	6,402	1,528	60	2,592	7,615	3,072	82	1,998	6,100	2,950
17	1,504	2,720	0,364	39	1,469	3,421	0,599	61	2,146	4,435	0,370	83	2,118	6,465	3,120
18	1,749	3,410	0,516	40	1,669	4,111	1,346	62	2,275	4,930	0,400	84	2,179	6,705	3,550
19	1,942	3,996	0,561	41	1,841	4,958	1,622	63	2,351	5,235	0,430	85	2,410	7,460	3,270
20	2,083	4,435	0,569	42	1,975	5,157	1,691	64	2,527	5,935	0,460	86	2,595	8,345	3,670
21	2,361	4,916	0,607	43	2,200	5,952	1,757	65	2,752	7,080	0,500	87	1,947	6,560	3,770
22	2,625	5,868	0,624	44	2,534	6,820	1,726	66	3,011	7,730	0,470	88	2,096	6,905	3,600

Ergänzung der Tabelle A7- 1:

Nr.	v_m	I_m	C_T	Nr.	v_m	I_m	C_T	Nr.	v_m	I_m	C_T	Nr.	v_m	I_m	C_T
	[m/s]	[cm/m]	[%]		[m/s]	[cm/m]	[%]		[m/s]	[cm/m]	[%]		[m/s]	[cm/m]	[%]
89	1,482	2,762	0,431	97	1,496	3,452	0,664	105	2,142	4,715	0,850	113	2,139	7,100	4,490
90	1,679	3,452	0,651	98	1,744	4,393	1,132	106	2,264	5,180	0,930	114	2,390	7,885	4,050
91	1,897	4,079	0,705	99	1,875	5,230	1,835	107	2,324	5,525	0,930	115	2,603	8,700	3,930
92	2,037	4,519	0,735	100	2,012	5,366	1,848	108	2,497	6,165	0,980	116	1,927	7,015	4,160
93	2,473	5,418	0,721	101	2,277	6,433	1,844	109	2,733	7,200	1,030	117	2,045	7,345	4,680
94	2,800	6,381	0,686	102	2,567	6,799	1,788	110	2,072	5,080	1,080	118	2,130	7,655	4,820
95	1,432	2,918	0,475	103	1,460	3,912	0,734	111	2,207	5,580	1,420	119	2,379	8,465	5,090
96	1,683	3,661	0,885	104	1,678	4,393	1,424	112	2,278	5,800	1,430	120	2,554	8,905	4,610

Tabelle A7- 2: Untersuchung zum Energieverlust in horizontaler Leitung für Grobsand (1,4 - 2,2 mm)

Nr.	v_m	l_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	2,154	4,439	0,375	26	2,186	6,512	3,118	51	1,923	3,870	0,729	76	2,247	5,356	1,814
2	2,284	4,918	0,397	27	2,259	6,793	3,555	52	2,136	4,540	0,762	77	2,447	6,308	2,073
3	2,361	5,230	0,427	28	2,492	7,606	3,266	53	2,385	5,209	0,758	78	2,744	7,040	2,067
4	2,539	5,960	0,464	29	2,694	8,481	3,667	54	2,633	6,370	0,819	79	0,954	2,291	0,059
5	2,766	7,116	0,504	30	1,868	6,048	4,248	55	3,011	7,437	0,793	80	1,220	2,793	0,168
6	3,025	7,773	0,467	31	2,024	6,626	3,769	56	1,093	1,799	0,098	81	1,469	3,797	0,661
7	2,161	4,699	0,846	32	2,174	6,991	3,596	57	1,375	2,406	0,126	82	1,689	4,278	0,991
8	2,285	5,189	0,932	33	2,240	7,199	4,489	58	1,619	3,211	0,536	83	2,002	4,937	2,152
9	2,346	5,543	0,933	34	2,491	8,033	4,055	59	1,888	4,121	0,996	84	2,279	5,596	2,233
10	2,522	6,168	0,978	35	2,710	8,877	3,932	60	2,134	4,718	1,057	85	2,401	6,527	2,623
11	2,761	7,189	1,025	36	2,011	7,033	4,161	61	2,340	5,303	1,114	86	2,753	7,343	2,573
12	2,095	5,053	1,077	37	2,145	7,418	4,68	62	2,545	6,245	1,234	87	0,945	2,259	0,036
13	2,238	5,605	1,417	38	2,238	7,762	4,82	63	2,845	7,448	1,190	88	1,217	3,002	0,152
14	2,311	5,793	1,426	39	2,506	8,627	5,09	64	2,396	5,669	1,521	89	1,463	3,713	0,366
15	2,505	6,481	1,588	40	2,677	9,075	4,61	65	2,478	6,015	1,539	90	1,663	3,996	1,133
16	2,726	7,481	1,571	41	1,178	1,527	0,11	66	2,683	6,778	1,547	91	1,915	5,220	2,111
17	1,890	4,782	1,684	42	1,455	2,312	0,169	67	2,795	6,935	1,543	92	2,092	5,805	2,550
18	2,067	5,262	1,819	43	1,731	2,866	0,345	68	1,035	2,552	0,116	93	2,432	6,726	2,721
19	2,199	5,720	1,857	44	1,982	3,567	0,414	69	1,315	2,552	0,131	94	2,773	7,803	3,225
20	2,279	5,991	1,931	45	2,219	4,247	0,408	70	1,543	3,086	0,609	95	0,918	2,228	0,115
21	2,458	6,585	1,910	46	2,397	4,885	0,430	71	1,851	4,205	1,289	96	1,181	2,877	0,134
22	2,687	7,585	2,004	47	2,746	6,015	0,427	72	2,375	4,791	1,248	97	1,419	3,923	0,557
23	1,873	5,209	2,272	48	3,050	7,155	0,393	73	2,541	5,366	1,462	98	1,603	4,561	0,998
24	2,065	5,876	2,185	49	2,154	4,383	0,612	74	2,625	6,234	1,666	99	1,893	4,686	2,530
25	2,187	6,158	2,538	50	2,511	5,377	0,679	75	2,817	7,301	1,651	100	2,032	5,732	3,088

Ergänzung der Tabelle A7- 2:

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
101	2,240	6,397	2,537	106	2,579	5,617	0,695	110	0,992	2,176	0,070	114	2,375	6,611	3,329
102	2,467	7,137	2,643	107	2,666	5,941	0,677	111	1,254	2,887	0,182	115	2,733	7,469	3,555
103	2,687	8,064	2,607	108	1,133	1,789	0,087	112	1,477	3,452	0,496	116	2,039	4,895	1,654
104	1,884	5,631	2,701	109	1,417	2,207	0,125	112	1,750	3,902	0,749	117	1,674	3,138	0,466
105	2,059	6,126	2,947												

Tabelle A7- 3: Untersuchung zur kritischen Geschwindigkeit in horizontaler Rohrleitung

Mittelsand 0,71 - 1,25 mm						Grobsand 1,4 - 2,2 mm					
Nr.	v_{crit}	C_T	Nr.	v_{crit}	C_T	Nr.	v_{crit}	C_T	Nr.	v_{crit}	C_T
	[m/s]	[%]		[m/s]	[%]		[m/s]	[%]		[m/s]	[%]
1	1,449	0,399	19	1,455	0,398	1	1,133	0,130	25	1,677	1,000
2	1,467	0,447	20	1,493	0,501	2	1,293	0,200	26	1,679	1,098
3	1,488	0,494	21	1,537	0,601	3	1,398	0,298	27	1,750	1,199
4	1,507	0,547	22	1,539	0,703	4	1,464	0,398	28	1,750	1,303
5	1,527	0,599	23	1,570	0,795	5	1,522	0,500	29	1,754	1,401
6	1,544	0,649	24	1,537	0,895	6	1,574	0,595	30	1,755	1,497
7	1,558	0,695	25	1,618	0,999	7	1,613	0,699	31	1,759	1,587
8	1,577	0,793	26	1,638	1,200	8	1,640	0,799	19	1,422	0,400
9	1,594	0,896	27	1,654	1,294	9	1,668	0,898	20	1,517	0,499
10	1,615	1,000	28	1,666	1,495	10	1,707	0,990	21	1,523	0,597
11	1,633	1,095	29	1,699	1,704	11	1,731	1,096	22	1,601	0,701
12	1,650	1,192	30	1,710	1,804	12	1,751	1,198	23	1,603	0,802
13	1,663	1,292	31	1,691	1,402	13	1,775	1,290	24	1,603	0,896
14	1,679	1,400	32	1,707	1,599	14	1,790	1,385			
15	1,710	1,647	33	1,542	0,599	15	1,793	1,486			
16	1,351	0,300	34	1,587	0,800	16	1,810	1,588			
17	1,167	0,097	35	1,633	1,001	17	1,220	0,199			
18	1,458	0,398				18	1,364	0,302			

2. Experimentelle Untersuchungen in abwärts verlegter Rohrleitung

Tabelle A7- 4: Untersuchung zum Energieverlust in abwärts verlegter Rohrleitung für Feinsand (0,1 - 0,5 mm)

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	0,767	0,612	0,037	23	1,278	1,579	0,359	45	1,279	1,688	0,643	67	2,320	4,496	4,075
2	0,956	0,915	0,094	24	1,471	1,992	0,477	46	1,480	2,162	1,049	68	2,321	4,868	4,010
3	1,148	1,257	0,162	25	1,664	2,433	0,515	47	1,677	2,619	1,299	69	2,283	4,101	0,107
4	1,340	1,669	0,249	26	1,856	2,908	0,515	48	1,874	3,142	1,497	70	2,587	5,136	0,146
5	1,532	2,050	0,262	27	2,048	3,437	0,524	49	2,084	3,723	1,835	71	2,822	6,053	0,240
6	1,724	2,519	0,293	28	2,240	4,015	0,530	50	2,259	4,179	1,395	72	3,081	7,084	0,251
7	1,915	3,023	0,272	29	2,378	4,465	0,531	51	2,372	4,587	1,808	73	3,278	7,917	0,343
8	2,106	3,567	0,244	30	1,182	1,394	0,335	52	1,352	1,950	1,108	74	3,580	9,288	0,342
9	2,296	4,158	0,223	31	1,376	1,813	0,556	53	1,552	2,417	1,556	75	3,823	10,456	0,389
10	2,354	4,338	0,183	32	1,571	2,272	0,737	54	1,752	2,920	1,915	76	2,295	4,184	0,349
11	0,828	0,723	0,068	33	1,765	2,733	0,793	55	1,950	3,451	2,073	77	2,550	5,029	0,420
12	1,020	1,082	0,191	34	1,958	3,229	0,827	56	2,145	3,941	2,050	78	2,816	6,051	0,563
13	1,214	1,447	0,313	35	2,150	3,775	0,818	57	2,342	4,535	2,270	79	3,067	7,043	0,586
14	1,406	1,827	0,400	36	2,340	4,355	0,682	58	2,360	4,642	2,330	80	3,343	8,229	0,679
15	1,598	2,242	0,418	37	2,366	4,443	0,713	59	1,393	2,307	1,738	81	3,596	9,427	0,732
16	1,789	2,697	0,373	38	1,215	1,474	0,405	60	1,597	2,813	2,335	82	3,818	10,483	0,843
17	1,981	3,219	0,365	39	1,409	1,894	0,628	61	1,801	3,237	2,770	83	1,788	2,720	0,290
18	2,173	3,795	0,396	40	1,603	2,327	0,704	62	2,004	3,836	3,118	84	2,062	3,470	0,501
19	2,363	4,392	0,362	41	1,799	2,831	0,917	63	2,202	4,226	3,153	85	2,318	4,262	0,587
20	2,385	4,464	0,326	42	1,989	3,312	0,787	64	2,322	4,515	2,515	86	2,577	5,181	0,747
21	0,925	0,902	0,150	43	2,182	3,876	0,790	65	1,433	2,482	2,291	87	2,814	6,055	0,773
22	1,085	1,185	0,228	44	2,373	4,493	0,860	66	1,637	2,890	2,807	88	3,101	7,190	0,802

Ergänzung der Tabelle A7- 4:

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
89	1,278	1,566	0,359	114	2,378	4,494	0,817	139	1,840	3,412	3,150	164	3,342	8,279	1,096
90	1,471	1,974	0,463	115	1,248	1,573	0,520	140	2,049	4,009	3,669	165	3,607	9,446	1,101
91	1,664	2,425	0,524	116	1,443	2,010	0,754	141	2,246	4,702	3,609	166	3,818	10,453	1,100
92	1,856	2,906	0,511	117	1,640	2,471	1,012	142	2,342	4,738	3,283	167	1,784	2,809	0,314
93	2,048	3,442	0,536	118	1,835	2,964	1,141	143	1,502	2,693	2,493	168	2,055	3,675	0,579
94	2,235	3,968	0,304	119	1,964	3,291	1,118	144	1,706	3,213	3,006	169	2,310	4,346	0,825
95	2,347	4,328	0,309	120	2,226	4,064	1,316	145	1,910	3,803	3,334	170	2,570	5,237	1,028
96	1,085	1,190	0,238	121	2,382	4,558	1,229	146	2,114	4,162	3,632	171	2,853	6,366	1,228
97	3,091	7,254	1,303	122	3,763	10,246	2,987	147	2,106	3,845	2,644	172	1,834	2,933	2,169
98	3,384	8,551	1,604	123	3,854	10,773	3,241	148	2,354	4,378	2,748	173	3,886	10,973	4,230
99	3,599	9,477	1,615	124	1,609	2,662	1,032	149	2,621	5,423	3,321	174	3,640	9,782	3,776
100	3,827	10,605	1,755	125	2,035	3,754	1,542	150	2,856	6,537	3,422	175	3,380	8,465	3,111
101	1,151	1,289	0,139	126	2,338	4,407	1,825	151	3,138	7,620	3,667	176	3,681	9,885	3,280
102	2,039	3,671	0,664	127	2,590	5,398	2,154	152	3,400	8,738	4,137	177	3,867	10,878	3,424
103	2,305	4,349	1,065	128	2,840	6,201	2,619	153	3,661	9,767	4,148	178	1,733	2,704	1,816
104	2,587	5,324	1,229	129	3,200	7,719	3,027	154	3,817	10,451	4,277	179	2,082	3,568	2,134
105	2,825	6,198	1,429	130	3,449	8,765	3,086	155	1,882	3,005	2,707	180	2,361	4,807	2,460
106	3,102	7,354	1,661	131	3,718	10,101	3,178	156	2,101	3,692	3,057	181	2,606	5,526	2,719
107	3,442	8,848	1,790	132	3,897	10,833	3,528	157	2,357	4,508	3,343	182	2,861	6,413	3,202
108	3,621	9,791	1,961	133	1,673	2,925	1,444	158	2,626	5,600	3,545	183	3,177	7,722	3,428
109	3,822	10,617	1,949	134	2,075	3,846	1,691	159	2,869	6,675	4,036	184	3,439	8,814	3,525
110	1,442	1,860	0,504	135	2,323	4,390	2,106	160	3,215	8,084	4,029	185	3,443	8,833	3,216
111	2,080	3,703	0,950	136	2,623	5,431	2,348	161	3,454	9,111	4,387	186	2,862	6,331	2,352
112	2,336	4,574	1,356	137	2,864	6,370	2,759	162	3,613	9,814	4,633	187	3,131	7,348	2,758
113	2,584	5,417	1,534	138	3,125	7,477	3,105	163	3,797	10,645	4,774	188	3,362	8,553	3,082

Ergänzung der Tabelle A7- 4:

Nr.	v _m	l _m	C _T	Nr.	v _m	l _m	C _T	Nr.	v _m	l _m	C _T	Nr.	v _m	l _m	C _T
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
189	2,850	6,261	1,853	192	2,592	5,412	1,869	194	2,055	3,465	1,184	196	1,547	2,081	0,852
190	3,134	7,358	2,162	193	2,316	4,295	1,546	195	3,633	9,754	2,854	197	3,860	10,672	2,936
191	3,344	8,215	2,367												

Tabelle A7- 5: Untersuchung zum Energieverlust in abwärts verlegter Rohrleitung für Mittelsand (0,71 - 1,25 mm)

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	0,903	0,822	0,021	16	0,891	1,471	0,370	31	1,024	2,121	0,573	46	1,273	2,020	0,571
2	1,241	1,398	0,054	17	1,209	2,512	0,583	32	1,291	2,949	1,339	47	1,663	3,019	1,154
3	1,649	2,549	0,288	18	1,533	2,723	1,163	33	1,627	3,802	2,163	48	2,056	4,267	1,819
4	2,028	3,437	0,319	19	1,862	3,807	1,767	34	1,969	6,048	3,029	49	2,290	4,798	1,599
5	2,385	4,563	0,338	20	2,170	4,446	1,664	35	2,074	5,488	3,766	50	1,658	2,907	1,009
6	0,891	0,839	0,062	21	0,888	1,819	0,066	36	2,091	5,470	4,308	51	2,044	3,854	1,192
7	1,273	1,534	0,226	22	1,213	2,362	0,961	37	2,238	5,699	4,112	52	2,348	4,869	1,300
8	1,660	2,605	0,624	23	1,540	3,132	1,621	38	2,255	5,902	4,148	53	0,891	1,494	0,308
9	2,044	3,654	0,723	24	1,876	4,240	2,514	39	1,539	3,416	1,439	54	2,147	5,529	4,152
10	2,365	4,704	0,797	25	2,190	5,004	2,841	40	1,877	4,196	2,617	55	1,213	2,752	0,909
11	0,890	0,836	0,055	26	0,892	1,748	0,316	41	2,176	5,158	3,286	56	1,272	1,865	0,530
12	1,268	1,592	0,185	27	1,208	2,434	0,518	42	0,892	1,757	0,513	57	0,890	1,926	0,382
13	1,655	2,621	0,778	28	1,536	3,133	1,361	43	1,212	2,879	0,797	58	0,895	1,186	0,231
14	2,037	3,681	0,832	29	1,876	4,328	2,574	44	1,550	3,617	2,082				
15	2,367	4,827	1,085	30	2,163	5,078	3,188	45	1,884	4,424	2,770				

Tabelle A7- 6: Untersuchung zum Energieverlust in abwärts verlegter Rohrleitung für Grobsand (1,4 - 2,2 mm)

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	1,022	1,658	0,369	26	1,928	4,283	0,951	51	1,806	4,377	1,318	76	3,697	10,827	2,370
2	1,343	2,292	0,390	27	2,233	4,416	0,971	52	2,073	5,110	1,717	77	3,857	12,293	2,640
3	1,597	2,396	0,340	28	2,309	4,675	0,992	53	2,263	5,704	1,935	78	1,417	2,872	1,161
4	1,918	3,188	0,438	29	1,280	2,217	0,507	54	2,269	5,714	1,957	79	1,547	3,355	1,266
5	2,237	4,183	0,427	30	1,538	2,794	0,686	55	1,417	2,092	0,267	80	1,813	4,852	1,696
6	2,302	4,450	0,467	31	1,801	4,069	1,037	56	2,588	5,609	1,112	81	2,080	5,640	2,078
7	1,215	1,938	0,440	32	2,062	5,011	1,193	57	2,794	6,376	1,113	82	2,241	6,011	2,068
8	1,280	2,107	0,541	33	2,268	6,280	1,529	58	2,980	7,192	1,314	83	2,263	6,083	2,236
9	1,600	2,783	0,514	34	2,305	5,374	1,456	59	3,277	8,432	1,300	84	1,477	2,209	0,505
10	1,924	4,183	0,718	35	2,568	5,209	0,341	60	3,588	10,026	1,709	85	1,651	2,593	0,737
11	2,235	4,701	0,762	36	2,879	6,428	0,473	61	3,856	11,420	1,934	86	2,602	5,809	1,483
12	2,347	4,932	0,715	37	3,228	7,949	0,669	62	1,413	2,508	0,894	87	2,812	6,623	1,549
13	2,561	5,070	0,077	38	3,477	9,219	1,036	63	1,547	3,277	1,231	88	3,030	7,596	1,789
14	2,868	6,237	0,116	39	3,502	9,307	0,979	64	1,812	4,566	1,613	89	3,372	9,137	1,969
15	3,214	7,692	0,186	40	1,414	2,836	0,930	65	2,081	5,652	2,105	90	3,623	10,316	2,016
16	3,503	9,074	0,436	41	1,543	3,031	0,948	66	2,256	6,034	2,123	91	3,841	11,552	2,432
17	3,543	9,285	0,490	42	1,806	4,060	1,306	67	2,287	6,124	1,748	92	1,550	3,497	1,451
18	2,566	5,158	0,253	43	2,064	4,932	1,299	68	1,463	2,263	0,363	93	1,816	4,656	1,822
19	2,875	6,361	0,347	44	2,259	5,720	1,680	69	2,543	5,487	1,200	94	2,083	5,439	2,192
20	3,222	7,820	0,426	45	2,264	5,604	1,701	70	2,805	6,490	1,277	95	2,233	5,985	2,299
21	1,339	1,944	0,162	46	1,412	2,659	0,809	71	3,017	7,407	1,459	96	2,255	6,521	2,675
22	1,603	2,608	0,690	47	1,543	3,046	0,983	72	3,320	8,755	1,593	97	1,467	2,521	0,641
23	1,937	3,511	1,081	48	2,969	7,412	1,923	73	3,867	11,800	2,682	98	2,086	6,022	2,386
24	2,572	5,769	1,621	49	3,248	8,725	2,271	74	1,550	3,667	1,412	99	2,228	6,143	2,376
25	2,808	6,793	1,968	50	3,618	10,567	2,635	75	1,819	4,726	1,986	100	2,244	6,165	2,428

Ergänzung der Tabelle A7- 6:

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
101	1,481	2,428	0,680	114	3,641	10,807	2,967	126	1,400	2,364	0,759	138	1,553	3,763	1,634
102	2,017	3,913	1,341	115	3,895	12,131	3,116	127	2,058	4,839	1,552	139	1,821	4,906	2,114
103	2,660	6,149	1,769	116	1,553	3,631	1,620	128	2,605	6,023	1,922	140	2,098	6,243	2,901
104	2,853	7,018	2,086	117	1,820	5,131	2,055	129	2,855	7,081	2,228	141	2,167	6,375	2,918
105	3,072	8,074	2,491	118	2,086	6,126	2,336	130	3,091	8,124	2,432	142	2,173	6,221	2,558
106	3,437	9,699	2,605	119	2,239	5,775	2,683	131	3,387	9,497	2,644	143	1,383	2,459	0,583
107	2,576	6,262	2,235	120	2,244	5,893	2,668	132	3,594	10,611	3,012	144	2,103	5,299	1,922
108	2,832	7,143	2,566	121	3,071	8,389	2,720	133	3,812	11,718	3,148	145	3,335	9,385	2,926
109	3,659	11,107	3,120	122	1,354	2,707	0,828	134	2,626	6,495	2,545	146	3,191	9,323	3,426
110	3,832	11,900	3,334	123	2,164	5,293	1,960	135	2,859	7,895	2,901	147	3,396	10,017	3,125
111	3,443	10,539	2,925	124	3,692	11,103	3,082	136	1,325	2,789	0,903	148	2,174	5,889	2,389
112	2,549	6,567	2,960	125	2,797	7,211	2,935	137	3,006	8,266	3,178	149	3,395	9,984	3,044
113	3,583	10,508	2,886												

Tabelle A7- 7: Untersuchung zur kritischen Geschwindigkeit in abwärts verlegter Rohrleitung

Feinsand 0,1 - 0,5 mm			Mittelsand 0,71 - 1,25 mm			Grobsand 1,4 - 2,2 mm		
Nr.	v_{crit}	C_T	Nr.	v_{crit}	C_T	Nr.	v_{crit}	C_T
	[m/s]	[%]		[m/s]	[%]		[m/s]	[%]
1	0,567	0,047	1	1,027	0,247	1	1,122	0,369
2	0,638	0,068	2	1,243	0,727	2	1,215	0,440
3	0,725	0,150	3	1,355	1,181	3	1,039	0,162
4	0,874	0,238	4	1,382	1,321	4	1,280	0,507
5	0,902	0,335	5	1,435	1,632	5	1,414	0,930
6	0,901	0,405	6	1,467	1,852	6	1,412	0,809
7	1,008	0,520	7	1,481	1,953	7	1,413	0,894
8	1,029	0,643	8	1,533	2,372	8	1,417	1,161
9	1,153	1,108	9	0,932	0,143	9	1,550	1,451
10	1,165	1,738	10	1,196	0,584	10	1,550	1,412
11	1,217	2,291	11	1,345	1,132	11	1,553	1,620
12	1,216	2,493	12	1,425	1,574	12	1,553	1,634
13	1,183	1,527	13	1,477	1,922	13	0,940	0,123
14	1,199	1,978	14	1,507	2,159	14	1,325	0,673
15	1,084	0,846	15	1,569	2,703	15	1,500	1,261

3. Experimentelle Untersuchungen in aufwärts verlegter Rohrleitung

Tabelle A7- 8: Untersuchung zum Energieverlust in aufwärts verlegter Rohrleitung für Feinsand (0,1 - 0,5 mm)

Nr.	v_m	l_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	0,767	0,797	0,037	23	1,278	2,284	0,359	45	2,366	4,882	0,713	67	2,372	4,850	1,808
2	0,956	1,335	0,094	24	1,471	2,614	0,463	46	1,215	2,389	0,405	68	1,352	3,213	1,108
3	1,148	1,618	0,162	25	1,664	3,025	0,524	47	1,409	3,044	0,628	69	1,552	4,021	1,556
4	1,340	2,144	0,249	26	1,856	3,469	0,511	48	1,603	3,198	0,704	70	1,752	4,305	1,915
5	1,532	2,450	0,262	27	2,048	3,958	0,536	49	1,799	3,482	0,917	71	1,950	4,612	2,073
6	1,724	2,874	0,293	28	2,235	4,245	0,304	50	1,989	3,663	0,787	72	2,145	4,809	2,050
7	1,915	3,383	0,272	29	2,347	4,493	0,309	51	2,182	4,286	0,790	73	2,342	5,465	2,270
8	2,106	3,833	0,244	30	1,085	1,773	0,238	52	2,373	4,944	0,860	74	2,360	5,377	2,330
9	2,296	4,405	0,223	31	1,278	2,284	0,359	53	2,378	4,838	0,817	75	1,393	4,068	1,738
10	2,354	4,609	0,183	32	1,471	2,546	0,477	54	1,248	2,527	0,520	76	1,597	4,499	2,335
11	0,828	1,283	0,068	33	1,664	2,904	0,515	55	1,443	2,990	0,754	77	1,801	5,063	2,770
12	1,020	1,605	0,191	34	1,856	3,467	0,515	56	1,640	3,316	1,012	78	2,004	5,164	3,118
13	1,214	2,053	0,313	35	2,048	3,963	0,524	57	1,835	3,574	1,141	79	2,202	5,462	3,153
14	1,406	2,516	0,400	36	2,240	4,523	0,530	58	1,964	3,896	1,118	80	2,322	5,860	2,515
15	1,598	2,696	0,418	37	2,378	4,960	0,531	59	2,226	4,436	1,316	81	1,433	4,393	2,291
16	1,789	3,028	0,373	38	1,182	2,169	0,335	60	2,382	5,036	1,229	82	1,637	5,110	2,807
17	1,981	3,531	0,365	39	1,376	2,699	0,556	61	1,279	2,787	0,643	83	1,840	5,213	3,150
18	2,173	4,080	0,396	40	1,571	3,247	0,737	62	1,480	3,301	1,049	84	2,049	5,428	3,669
19	2,363	4,595	0,362	41	1,765	3,535	0,793	63	1,677	3,819	1,299	85	2,246	5,579	3,609
20	2,385	4,673	0,326	42	1,958	4,083	0,827	64	1,874	4,046	1,497	86	2,342	5,594	3,283
21	0,925	1,311	0,150	43	2,150	4,087	0,818	65	2,084	4,089	1,835	87	1,502	4,682	2,493
22	1,085	1,715	0,228	44	2,340	4,895	0,682	66	2,259	4,777	1,395	88	1,706	5,337	3,006

Ergänzung der Tabelle A7- 8:

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
89	1,910	5,572	3,334	114	3,580	9,481	0,342	139	2,318	4,481	0,587	164	3,384	8,539	1,604
90	2,114	5,506	3,632	115	3,823	10,673	0,389	140	2,577	5,374	0,747	165	3,599	9,641	1,615
91	2,320	5,754	4,075	116	2,295	4,366	0,349	141	2,814	6,227	0,773	166	3,827	10,674	1,755
92	2,321	5,657	4,010	117	2,550	5,251	0,420	142	3,101	7,469	0,802	167	1,151	1,638	0,139
93	2,283	4,081	0,107	118	2,816	6,244	0,563	143	3,342	8,347	1,096	168	2,039	3,694	0,664
94	2,587	5,328	0,146	119	3,067	7,221	0,586	144	3,607	9,566	1,101	169	2,305	4,539	1,065
95	2,822	6,271	0,240	120	3,343	8,513	0,679	145	3,818	10,637	1,100	170	2,587	5,482	1,229
96	3,081	7,307	0,251	121	3,596	9,619	0,732	146	1,784	2,882	0,314	171	2,825	6,263	1,429
97	3,278	8,143	0,343	122	3,818	10,674	0,843	147	2,055	3,641	0,579	172	3,102	7,406	1,661
98	2,336	4,806	1,356	123	1,788	2,955	0,290	148	2,310	4,718	0,825	173	3,442	8,871	1,790
99	2,584	5,528	1,534	124	2,062	3,654	0,501	149	2,570	5,323	1,028	174	3,621	9,681	1,961
100	2,850	6,566	1,853	125	2,055	3,914	1,184	150	2,853	6,430	1,228	175	3,822	10,569	1,949
101	3,134	7,492	2,162	126	2,316	4,700	1,546	151	3,091	7,340	1,303	176	1,442	2,440	0,504
102	3,344	8,478	2,367	127	2,592	5,492	1,869	152	3,854	10,757	3,241	177	2,080	3,928	0,950
103	3,633	10,010	2,854	128	2,862	6,527	2,352	153	1,609	3,138	1,032	178	3,380	8,824	3,111
104	3,860	11,314	2,936	129	3,131	7,586	2,758	154	2,035	3,927	1,542	179	3,681	10,143	3,280
105	1,547	2,701	0,852	130	3,362	8,631	3,082	155	2,338	4,856	1,825	180	3,867	10,902	3,424
106	3,400	9,021	4,137	131	3,443	9,042	3,216	156	2,590	5,592	2,154	181	1,733	3,844	1,816
107	3,661	10,267	4,148	132	3,763	10,605	2,987	157	2,840	6,472	2,619	182	2,082	4,443	2,134
108	3,817	10,893	4,277	133	3,215	8,302	4,029	158	3,200	7,757	3,027	183	2,361	5,168	2,460
109	1,882	4,275	2,707	134	3,454	9,359	4,387	159	3,449	8,926	3,086	184	2,606	5,750	2,719
110	2,101	4,566	3,057	135	3,613	10,077	4,633	160	3,718	10,119	3,178	185	2,861	6,881	3,202
111	2,357	5,058	3,343	136	3,797	10,859	4,774	161	3,897	11,022	3,528	186	3,177	7,972	3,428
112	2,626	5,719	3,545	137	2,864	6,557	2,759	162	1,673	3,446	1,444	187	3,439	9,184	3,525
113	2,869	6,714	4,036	138	3,125	7,566	3,105	163	2,075	4,058	1,691	188	3,640	9,772	3,776

Ergänzung der Tabelle A7- 8:

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
189	2,323	4,739	2,106	192	3,886	11,330	4,230	194	2,106	4,668	2,644	196	2,621	5,729	3,321
190	2,623	5,798	2,348	193	1,834	4,160	2,169	195	2,354	5,039	2,748	197	2,856	6,889	3,422
191	3,138	7,765	3,667												

Tabelle A7- 9: Untersuchung zum Energieverlust in aufwärts verlegter Rohrleitung für Mittelsand (0,71 - 1,25 mm)

Nr.	v_m	l_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	0,903	1,228	0,021	26	1,272	3,810	0,530	51	1,862	7,218	1,767	76	1,877	8,304	2,617
2	1,241	1,939	0,054	27	1,658	5,668	1,009	52	2,170	7,562	1,664	77	2,176	8,617	3,286
3	1,649	3,526	0,288	28	2,044	5,502	1,192	53	0,888	3,019	0,066	78	0,892	3,205	0,513
4	2,028	4,576	0,319	29	2,348	6,193	1,300	54	1,213	4,026	0,961	79	1,212	4,246	0,797
5	2,385	5,455	0,338	30	0,891	2,418	0,308	55	1,540	6,043	1,621	80	1,550	6,670	2,082
6	0,891	1,848	0,062	31	1,273	3,980	0,571	56	1,876	7,310	2,514	81	1,884	8,613	2,770
7	1,273	2,916	0,226	32	1,663	6,143	1,154	57	2,190	7,408	2,841	82	2,147	8,546	4,152
8	1,660	4,295	0,624	33	2,056	6,933	1,819	58	0,892	3,014	0,316	83	1,024	3,254	0,573
9	2,044	5,028	0,723	34	2,290	7,127	1,599	59	1,208	3,878	0,518	84	1,291	4,801	1,339
10	2,365	5,796	0,797	35	0,891	2,954	0,370	60	1,536	6,392	1,361	85	1,627	7,073	2,163
11	0,890	2,214	0,055	36	1,209	3,263	0,583	61	1,876	7,897	2,574	86	1,969	8,952	3,029
12	1,268	3,033	0,185	37	1,533	5,914	1,163	62	2,163	7,997	3,188	87	2,074	8,762	3,766
13	1,655	4,717	0,778	38	1,539	6,384	1,439	63	0,890	3,511	0,382	88	2,091	8,530	4,308
14	2,037	5,506	0,832	39	0,895	2,226	0,231	64	1,213	4,186	0,909	89	2,238	8,113	4,112
15	2,367	6,398	1,085	40	2,255	8,223	4,148								

Tabelle A7- 10: Untersuchung zum Energieverlust in aufwärts verlegter Rohrleitung für Grobsand (1,4 - 2,2 mm)

Nr.	v_m	l_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
1	1,022	1,654	0,369	26	1,280	3,470	0,507	51	2,794	7,255	1,113	76	1,651	4,213	0,737
2	1,343	2,208	0,390	27	1,538	4,894	0,686	52	2,980	7,750	1,314	77	2,602	6,140	1,483
3	1,597	2,729	0,340	28	1,801	5,618	1,037	53	3,277	8,684	1,300	78	2,812	6,577	1,549
4	1,918	3,500	0,438	29	2,062	5,864	1,193	54	3,588	10,044	1,709	79	3,030	7,623	1,789
5	2,237	4,692	0,427	30	2,268	6,845	1,529	55	3,856	12,197	1,934	80	3,372	8,885	1,969
6	2,302	4,675	0,467	31	2,305	6,626	1,456	56	1,413	5,805	0,894	81	3,623	10,516	2,016
7	1,215	2,937	0,440	32	2,568	5,504	0,341	57	1,547	6,348	1,231	82	3,841	12,409	2,432
8	1,280	2,518	0,541	33	2,879	6,560	0,473	58	1,812	7,309	1,613	83	1,550	6,753	1,451
9	1,600	4,217	0,514	34	3,228	7,876	0,669	59	2,081	8,286	2,105	84	1,816	7,719	1,822
10	1,924	4,317	0,718	35	3,477	9,244	1,036	60	2,256	7,903	2,123	85	2,083	8,186	2,192
11	2,235	5,361	0,762	36	3,502	9,181	0,979	61	2,287	7,876	1,748	86	2,233	8,390	2,299
12	2,347	4,943	0,715	37	1,414	4,602	0,930	62	1,463	3,564	0,363	87	2,255	8,167	2,675
13	2,561	5,042	0,077	38	1,543	5,344	0,948	63	2,543	6,450	1,200	88	1,467	3,880	0,641
14	2,868	6,225	0,116	39	1,806	6,128	1,306	64	2,805	7,134	1,277	89	1,937	5,543	1,081
15	3,214	7,758	0,186	40	2,064	6,818	1,299	65	3,017	8,135	1,459	90	2,572	7,349	1,621
16	3,503	9,051	0,436	41	2,259	6,655	1,680	66	3,320	8,769	1,593	91	2,808	7,450	1,968
17	3,543	9,115	0,490	42	2,264	6,771	1,701	67	3,697	10,439	2,370	92	2,969	8,003	1,923
18	2,566	5,492	0,253	43	1,412	5,153	0,809	68	3,857	11,471	2,640	93	3,248	9,005	2,271
19	2,875	6,376	0,347	44	1,543	5,704	0,983	69	1,417	5,878	1,161	94	3,618	10,742	2,635
20	3,222	7,855	0,426	45	1,806	6,560	1,318	70	1,547	6,583	1,266	95	3,867	12,847	2,682
21	1,339	2,118	0,162	46	2,073	6,577	1,717	71	1,813	7,523	1,696	96	1,550	7,458	1,412
22	1,603	4,517	0,690	47	2,263	7,546	1,935	72	2,080	8,172	2,078	97	1,819	8,274	1,986
23	1,928	5,155	0,951	48	2,269	7,161	1,957	73	2,241	7,989	2,068	98	2,086	8,853	2,386
24	2,233	5,459	0,971	49	1,417	3,530	0,267	74	2,263	8,042	2,236	99	2,228	8,857	2,376
25	2,309	5,513	0,992	50	2,588	6,754	1,112	75	1,477	4,132	0,505	100	2,244	8,710	2,428

Ergänzung der Tabelle A7- 10:

Nr.	v_m	I_m	C_T												
	[m/s]	[cm/m]	[%]												
101	1,481	4,530	0,680	114	2,239	9,100	2,683	126	1,821	8,594	2,114	138	3,832	11,693	3,334
102	2,017	6,012	1,341	115	2,244	8,857	2,668	127	2,098	9,070	2,901	139	1,354	4,571	0,828
103	2,660	7,001	1,769	116	1,400	4,003	0,759	128	2,167	9,312	2,918	140	2,164	7,524	1,960
104	2,853	8,657	2,086	117	2,058	6,353	1,552	129	2,173	9,154	2,558	141	2,626	7,679	2,545
105	3,072	8,629	2,491	118	2,605	7,717	1,922	130	1,383	4,785	0,583	142	2,859	8,442	2,901
106	3,437	10,215	2,605	119	2,855	8,839	2,228	131	2,103	6,569	1,922	143	3,191	9,551	3,426
107	3,641	10,196	2,967	120	3,091	9,742	2,432	132	2,576	7,574	2,235	144	3,396	10,409	3,125
108	3,895	11,850	3,116	121	3,387	10,491	2,644	133	2,832	8,168	2,566	145	3,443	10,933	2,925
109	1,553	7,306	1,620	122	3,594	10,810	3,012	134	3,071	8,628	2,720	146	3,692	11,337	3,082
110	1,820	8,557	2,055	123	3,812	12,004	3,148	135	3,335	9,473	2,926	147	1,325	4,573	0,903
111	2,086	8,999	2,336	124	1,553	7,612	1,634	136	3,659	11,463	3,120	148	2,174	8,474	2,389
112	2,797	6,963	2,935	125	3,006	8,047	3,178	137	3,395	11,551	3,044	149	2,549	7,736	2,960
113	3,583	10,611	2,886												

Tabelle A7- 11: Untersuchung zur kritischen Geschwindigkeit in aufwärts verlegter Rohrleitung

Feinsand 0,1 - 0,5 mm			Mittelsand 0,71 - 1,25 mm			Grobsand 1,4 - 2,2 mm		
Nr.	v_{crit}	C_T	Nr.	v_{crit}	C_T	Nr.	v_{crit}	C_T
	[m/s]	[%]		[m/s]	[%]		[m/s]	[%]
1	0,951	0,139	1	1,276	0,247	1	1,417	0,267
2	1,152	0,504	2	1,363	0,361	2	1,463	0,363
3	1,309	1,032	3	1,538	0,727	3	1,651	0,737
4	1,373	1,444	4	1,673	1,181	4	1,837	1,081
5	1,473	1,816	5	1,706	1,321	5	1,917	1,341
6	1,534	2,169	6	1,769	1,632	6	2,008	1,552
7	1,482	2,707	7	1,808	1,852	7	2,009	1,922
8	1,100	0,263	8	1,825	1,953	8	2,004	1,960
9	1,235	0,751	9	1,887	2,372	9	2,074	2,389
10	1,517	2,430	10	1,161	0,143	10	1,251	0,139
			11	1,481	0,584	11	1,542	0,504
			12	1,661	1,132	12	1,809	1,032
			13	1,758	1,574	13	1,873	1,444
			14	1,820	1,922	14	1,993	1,816
			15	1,857	2,159	15	2,034	2,169
			16	1,931	2,703	16	2,142	2,707

Bisher erschienene Dresdner Wasserbauliche Mitteilungen

Heft 1 (vergriffen)	1989	Klaus Römisch Empfehlung zur Bemessung von Hafeneinfahrten Eberhard Lattermann Bemessungsgrundlagen für Dichtungen und Deckwerke im Wasserbau
Heft 2 (vergriffen)	1990	Frank Krüger Schubspannungsverteilungen in offenen, geradlinigen Trapez- und Rechteckgerinnen Helmut Martin, Reinhard Pohl Überflutungssicherheit von Talsperren
Heft 3 (vergriffen)	1990	Reinhard Pohl Die Entwicklung der wasserbaulichen Lehre und Forschung an der Technischen Universität Dresden Reinhard Pohl Die Berechnung der auf- und überlaufvermindernden Wirkungen von Wellenumlenkern im Staudammbau
Heft 4 (vergriffen)	1991	Ellen Haufe Hydromechanische Untersuchungen von Mischungs-, Flockungs- und Sedimentationsprozessen in der Trinkwasseraufbereitung
Heft 5	1994	Wasserbaukolloquium 1993 Die Elbe - Wasserstraße und Auen
Heft 6 (vergriffen)	1995	Wasserbaukolloquium 1994 Wasserkraft und Umwelt ISBN 3-86005-154-7
Heft 7	1995	Wasserbaukolloquium 1995 Hydromechanische Beiträge zum Betrieb von Kanalnetzen ISBN 3-86005-155-5
Heft 8	1996	Detlef Aigner Hydrodynamik in Anlagen zur Wasserbehandlung ISBN 3-86005-164-4

- | | | |
|-------------------------|------|---|
| Heft 9
(vergriffen) | 1996 | Wasserbaukolloquium 1996
Wellen: Prognosen - Wirkungen - Befestigungen
ISBN 3-86005-165-2 |
| Heft 10 | 1997 | Wasserbaukolloquium 1997
Sanierung und Modernisierung von Wasserbauwerken, aktuelle Beispiele aus Deutschland, Polen, der Slowakei und Tschechien
ISBN 3-86005-185-7 |
| Heft 11
(vergriffen) | 1997 | Reinhard Pohl
Überflutungssicherheit von Talsperren
ISBN 3-86005-186-5 |
| Heft 12
(vergriffen) | 1998 | Reinhard Pohl
Die Geschichte des Institutes für Wasserbau an der Technischen Universität Dresden
ISBN 3-86005-187-3 |
| Heft 13 | 1998 | Wasserbaukolloquium 1998
Hydraulische und numerische Modelle im Wasserbau, Entwicklung - Perspektiven
ISBN 3-86005-201-2 |
| Heft 14 | 1998 | Uwe Müller
Deformationsverhalten und Belastungsgrenzen des Asphaltbetons unter den Bedingungen von Staudammkerndichtungen
ISBN 3-86005-213-6 |
| Heft 15 | 1999 | Wasserbaukolloquium 1999
Betrieb, Instandsetzung und Modernisierung von Wasserbauwerken
ISBN 3-86005-223-3 |
| Heft 16 | 1999 | Dirk Carstensen
Beanspruchungsgrößen in Fließgewässern mit geschwungener Linienführung
ISBN 3-86005-236-5 |
| Heft 17
(vergriffen) | 1999 | Ehrenkolloquium Prof. Martin
anlässlich des 60. Geburtstages von Herrn Univ. Prof. Dr.-Ing. habil. Helmut Martin
ISBN 3-86005-237-3 |

- Heft 18** **2000** **Wasserbaukolloquium 2000**
Belastung, Stabilisierung und Befestigung von Sohlen und
Böschungen wasserbaulicher Anlagen
ISBN 3-86005-243-8
- Heft 19** **2001** **Seleshi B. Awulachew**
Investigation of Water Resources Aimed at Multi-Objective
Development with Respect to Limited Data Situation: The Case
of Abaya-Chamo Basin, Ethiopia
ISBN 3-86005-277-2
- Heft 20** **2001** **Stefan Dornack**
Überströmbare Dämme Beitrag zur Bemessung von
Deckwerken aus Bruchsteinen
ISBN 3-86005-283-7
- Heft 21** **2002** **Wasserbaukolloquium 2002**
Innovationen in der Abwasserableitung und Abwassersteuerung
ISBN 3-86005-297-7
- Heft 22** **2002** **Zelalem Hailu G. Chirstos**
Optimisation of Small Hydropower Sites for Rural Electrification
ISBN 3-86005-304-3
- Heft 23** **2002** **Ehrenkolloquium Prof. Wagner**
Zur Emeritierung von Univ.-Prof. Dr.-Ing. habil. Harold Wagner
ISBN 3-86005-307-8
- Heft 24** **2003** **Wasserbaukolloquium 2003**
Gewässer in der Stadt
ISBN 3-86005-358-2
- Heft 25** **2003** **Toufik Tetah**
Numerische Simulation des dynamischen Verhaltens von
Caisson-Wellenbrecher-Gründungen unter Einwirkung
brechender Wellen
ISBN 3-86005-363-9
- Heft 26** **2003** **Ehrenkolloquium Prof. Horlacher**
Zum 60. Geburtstag von Herrn Univ.-Prof. Dr.-Ing. habil. Hans-B.
Horlacher
ISBN 3-86005-376-0

- Heft 27
(vergriffen) 2004 **Wasserbaukolloquium 2004**
Risiken bei der Bemessung und Bewirtschaftung von
Fließgewässern und Stauanlagen
ISBN 3-86005-414-7
- Heft 28 2004 **Reinhard Pohl**
Historische Hochwasser aus dem Erzgebirge
ISBN 3-86005-428-7
- Heft 29
(vergriffen) 2005 **Wasserbaukolloquium 2005**
Stauanlagen am Beginn des 21. Jahrhunderts
ISBN 3-86005-461-9
- Heft 30 2005 **Nigussie Teklie Girma**
Investigation on Sediment Transport Characteristics and
Impacts of Human Activities on Morphological Processes of
Ethiopian Rivers: Case Study of Kulfo River, Southern Ethiopia
ISBN 3-86005-483-X
- Heft 31 2006 **Matthias Standfuß**
Druckwellenausbreitung in erdverlegten Rohrleitungen aus
PE-HD
ISBN 3-86005-495-3
- Heft 32 2006 **Wasserbaukolloquium 2006**
Strömungssimulation im Wasserbau
ISBN 3-86005-473-2
- Heft 33 2006 **Antje Bornschein**
Die Ausbreitung von Schwallwellen auf trockener Sohle unter
besonderer Berücksichtigung der Wellenfront
ISBN 3-86005-523-2
- Heft 34 2007 **Torsten Frank**
Hochwassersicherheit in sielbeeinflussten Gewässersystemen
am Beispiel des Bongsieler Kanals
ISBN 978-3-86780-019-8
- Heft 35 2007 **Wasserbaukolloquium 2007**
Fünf Jahre nach der Flut
ISBN 987-3-86005-571-7
- Heft 36 2008 **Aktuelle Forschungen 1993 – 2008**
Zum 65. Geburtstag von Herrn Prof. Horlacher
ISBN 978-3-86780-083-9

- Heft 37** **2009** **Dirk Carstensen**
Eis im Wasserbau - Theorie, Erscheinungen,
Bemessungsgrößen
ISBN 978-3-86780-099-0
- Heft 38** **2009** **Reinhard Pohl, Antje Bornschein,**
(vergriffen) **Robert Dittmann, Stefano Gilli**
Mehrzieloptimierung der Steuerung von Talsperren zur
Minimierung von Hochwasserschäden im Unterwasser
ISBN 978-3-86780-100-3
- Heft 39** **2009** **Wasserbaukolloquium 2009**
(vergriffen) Wasserkraftnutzung im Zeichen des Klimawandels, angepasste
Strategien - neue Technologien
ISBN 978-3-86780-101-0
- Heft 40** **2010** **Wasserbaukolloquium 2010**
(vergriffen) Wasserbau und Umwelt - Anforderungen, Methoden, Lösungen
ISBN 978-3-86780-101-0
- Heft 41** **2010** **Ralf Tackmann**
Erosion 2008 - Ein numerisches Modell zur Prognose des
Bodenaustrages von kohäsiven Böden unter Berücksichtigung
der Rillenerosion
ISBN 978-3-86780-158-4
- Heft 42** **2010** **Ulf Helbig**
Tragverhalten und Berechnung von mehrschichtigen
Verbundrohren
ISBN 978-3-86780-159-1
- Heft 43** **2010** **Stefano Gilli**
Die Wirkung von Flussaufweitungen auf Hochwasserwellen -
Parameterstudie einer Deichrückverlegung im Flussmittellauf
ISBN 978-3-86780-160-7
- Heft 44** **2010** **Negede Abate Kassa**
Probabilistic Safety Analysis of Dam - Methods and Applications
ISBN 978-3-86780-161-4
- Heft 45** **2011** **Wasserbaukolloquium 2011**
(vergriffen) Wasserkraft -
Mehr Wirkungsgrad + Mehr Ökologie = Mehr Zukunft
ISBN 978-3-86780-198-0

- Heft 46 2011 **Torsten Heyer**
Zuverlässigkeitsbewertung von Flussdeichen nach dem
Verfahren der logistischen Regression
ISBN 978-3-86780-197-3
- Heft 47 2011 **Wasserbaukolloquium 2012**
Staubauwerke - Planen, Bauen, Betreiben
ISBN 978-3-86780-261-1
- Heft 48 2013 **Wasserbaukolloquium 2013**
Technischer und organisatorischer Hochwasserschutz -
Bauwerke, Anforderungen, Modelle
ISBN 978-3-86780-318-2
- Heft 49 2013 **Vinzent Sturm**
Simulation der Fluid-Struktur-Interaktion mit freier Oberfläche
am Beispiel des Schlauchwehres unter Anwendung von
Ansys/CFX
ISBN 978-3-86780-348-9
- Heft 50 2014 **Wasserbaukolloquium 2014**
Simulationsverfahren und Modelle für Wasserbau und
Wasserwirtschaft
ISBN 978-3-86780-349-6
- Heft 51 2014 **Holger Haufe**
Zwischenauslässe an Talsperren - Beispiele, Bemessung,
Konstruktion, Nachrüstung
ISBN 978-3-86780-393-9
- Heft 52 2014 **Pohl/Bornschein u. a.**
Effect of very oblique waves on wave run-up and wave
overtopping
ISBN 978-3-86780-392-2
- Heft 53 2015 **Wasserbaukolloquium 2015**
Messen und Überwachen im Wasserbau und am Gewässer
ISBN 978-3-86780-420-2
- Heft 54 2015 **Mohammed Abdallah**
Developing a Multi-purpose Reservoir operating Model with
Uncertain Conditions: a Case of Eastern Nile Reservoirs - Sudan
ISBN 978-3-86780-431-8

- | | | |
|---------|------|---|
| Heft 55 | 2015 | Paolo Dapoz
Reinigung von Abwasserkanälen mittels
Niederdruckspülverfahren
ISBN 978-3-86780-432-5 |
| Heft 56 | 2015 | JuWi-Treffen
17. JuWi-Treffen: Fachbeiträge zur Tagung (26.-28.08.2015)
ISBN 978-3-86780-448-6 |
| Heft 57 | 2016 | Wasserbaukolloquium 2016
Gewässerentwicklung & Hochwasserrisikomanagement
ISBN 978-3-86780-475-2 |
| Heft 58 | 2017 | Wasserbaukolloquium 2017
Bemessung im Wasserbau - Klimaanpassung, Untersuchung,
Regeln, Planung, Ausführung
ISBN 978-3-86780-509-4 |
| Heft 59 | 2017 | Roberto Tatis Muvdi
A contribution to the hydro morphological assessment of
running waters based on habitat dynamics.
ISBN 978-3-86780-512-4 |
| Heft 60 | 2018 | Wasserbaukolloquium 2018
Wasserbauwerke im Bestand - Sanierung, Umbau, Ersatz-
neubau und Rückbau
ISBN 978-3-86780-556-8 |
| Heft 61 | 2018 | Lydia Schulze
Development of an Application-Oriented Approach for Two-
Phase Modelling in Hydraulic Engineering
978-3-86780-571-1 |
| Heft 62 | 2019 | Wasserbaukolloquium 2019
Komplexe Planungsaufgaben im Wasserbau und ihre Lösungen
978-3-86780-577-3 |
| Heft 63 | 2020 | Wasserbaukolloquium 2020
Interdisziplinärer Wasserbau im digitalen Wandel
978-3-86780-627-5 |
| Heft 64 | 2020 | Rocco Zimmermann
Einbindung von turbulenten Zustandsgrößen der
Propulsionsbelastung des Bugstrahlruders in die Bemessung
von Schüttsteindeckwerken an Binnenschiffahrtsstraßen
978-3-86780-649-7 |

Heft 65	2021	Wasserbaukolloquium 2021 Wasserbau zwischen Hochwasser und Wassermangel 978-3-86780-662-6
Heft 66	2021	Bashar Ismael Fluid- und Feststofftransport in Rohrsystemen und Pumpstationen 978-3-86780-660-2

Die Dresdner Wasserbauliche Mitteilungen können bezogen werden über:

Technische Universität Dresden
Bereich Bau und Umwelt
Institut für Wasserbau und Technische Hydromechanik
01062 Dresden

Telefon: +49 351 463 34397
Fax: +49 351 463 37120
E-Mail: wasserbau@tu-dresden.de

Ein großer Teil unserer Hefte ist digitalisiert und im „Hydraulic Engineering Repository – HENRY“ der Bundesanstalt für Wasserbau (BAW) einzusehen.

<https://henry.baw.de/>