



Masterarbeit

Auswirkung von Statikmixern und Zerstäubern auf das Sprühbild bei der Prozessintensivierung der Biogasentschwefelung durch basische Wäsche

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Masters der technischen Wissenschaften unter der Leitung von

Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Dr.h.c. Anton Friedl

Ass.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Michael Harasek

Dr.techn. Aleksander Makaruk

E 166

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische
Biowissenschaften der
Technischen Universität Wien

eingereicht an der Technischen Universität Wien

Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

im Rahmen des Studiums

Verfahrenstechnik

Florian Kirchbacher, B.Sc.

Matr. Nr.: 0526628

Adresse: Grüne Stube 15, 1140 Wien

Wien, Juli 2014

.....

Abstract

For the process intensification of biogas desulfurization the improvement of the phase contact is of high importance. In the course of the development of a new approach for this treatment the usefulness of a combination of static mixers and spray nozzles should be investigated.

The determining factors for phase contact are droplet size, the resulting droplet surface, contact time, as well as a sufficient mixing. The droplet size and surface are mainly dependent on the type of atomizer and the flow velocity of the components involved. The mixing of the phases depends on the type of flow and also on the flow velocity of the continuous phase.

Based on the assumption that static mixers generally induce a positive effect on the turbulence of the system, their impact on the other relevant characteristics had to be investigated. The measurement of the droplet size and velocity was done using Phase Doppler Anemometry. Due to the fact that the flow velocities influence the atomization quality of the spray nozzles and the contact time, the experiments were carried out using three different gas velocities. To get similar velocities for empty tubes and tubes with static mixers the rotational speed of the fan had to be increased, which leads to higher energy costs that have to be considered for economical reasons. To accommodate for this fact the pressure drop for the static mixers used in this survey was measured.

The results showed that the use of static mixers offers no improvement in this context. This leads to significant simplification in the layout and operation of the process, as well as a cost reduction. The choice of the atomizer can be made based on the requirements of each individual case as each of the tested systems has distinct advantages.

Kurzfassung

Für die Prozessintensivierung bei der Biogasentschwefelung ist die Verbesserung des Phasenkontakts der Medien von großer Bedeutung. Im Zuge der Entwicklung eines neuen Verfahrens sollte die Sinnhaftigkeit des Einsatzes von Statikmixern in Verbindung mit Sprühdüsen hierfür betrachtet werden.

Die für den Phasenkontakt maßgeblichen Kennwerte sind die Tropfengröße und die sich daraus ergebende Oberfläche, die Kontaktzeit sowie eine gute Durchmischung des Systems. Die Tropfengröße und folglich die Oberfläche werden im Allgemeinen durch die Art der Zerstäubung, in diesem Fall abhängig vom Aufbau des Zerstäubers, und die vorliegenden Strömungsgeschwindigkeiten der Medien bestimmt. Die Durchmischung der Phasen ist abhängig von der Art der Strömung und somit durch die Strömungsgeschwindigkeit der kontinuierlichen Phase bedingt.

Ausgehend von der Annahme, dass Statikmixer einen positiven Effekt auf die Durchmischung des Systems haben, sollten deren Auswirkungen auf die anderen relevante Größen untersucht werden. Die Bestimmung der Tropfengröße sowie deren Verteilung und die Tropfengeschwindigkeit erfolgte mittels Phasen-Doppler-Anemometrie. Da die Geschwindigkeit der Phasen Auswirkung auf die Zerstäubungsqualität der Düsen und die Kontaktzeit hat, wurden die Versuche bei drei Gasgeschwindigkeiten durchgeführt. Um bei den Messungen mit Statikmixern dieselben Geschwindigkeiten wie bei den Leerrohrversuchen zu erreichen, ist eine Erhöhung der Gebläsedrehzahl notwendig, die aufgrund der dadurch entstehenden Mehrkosten aus wirtschaftlicher Sicht relevant ist. Um diesen Effekt zu berücksichtigen, wurde eine Druckverlustmessung der verwendeten Statikmixer durchgeführt.

Es konnte gezeigt werden, dass der Einsatz von Statikmixern keine signifikante Verbesserung der Ergebnisse mit sich bringt. Dies führt zu einer deutlichen Vereinfachung des Prozesses in Bezug auf Aufbau und Betrieb sowie einer Verringerung der Kosten. Die Wahl des bevorzugten Zerstäubungssystems ist jedoch nicht eindeutig und kann je nach exakter Problemstellung angepasst werden.

Danksagung

Mein Dank gilt dem gesamten Team um Michael Harasek und Anton Friedl. Seit dem Verfassen meiner Bachelorarbeit im Jahr 2011 standen sie mir mit Rat und Tat zur Seite und haben mich somit ein gutes Stück meines akademischen Weges begleitet. Besonders bedanken möchte ich mich bei Aleksander Makaruk, der immer eine helfende Hand und ein offenes Ohr parat hatte, Christian Jordan, ohne den ich mich am Institut wohl noch immer nicht zu rechtfinden würde, sowie Sylvia Zibuschka, die jede noch so schlechte Stimmung aufhellen konnte.

Trotz der Unterstützung, die mir durch meine Kollegen und Kolleginnen am Institut zu Teil geworden ist, wäre mein Studium ohne meine Freunde und Kommilitonen Michael Eilmer, Verena Trinkel und Michaela Fraubaum kaum so positiv verlaufen, wie ich es empfunden habe. Ohne die netten Abende, ihre engelsgleiche Geduld mit meinen Makeln, ihre positive Herangehensweise an so manch schwierige Situation wäre die Studienzeit nicht das gewesen, was sie war.

Mein größter Dank gilt aber meiner Familie. Meinen Eltern Ingrid und Klaus, die mich mit ihrer liebevollen Art und Unterstützung durch mein bisheriges Leben begleitet und mir sämtliche Möglichkeiten eröffnet haben, die ich mir nur wünschen konnte. Meinen Schwestern Anna und Julia, die immer dafür gesorgt haben, dass ich nicht vergesse, dass es neben dem Studium noch andere Dinge im Leben gibt, die zählen, sowie meiner Freundin Jasmin, die meine Zweifel und Launen in den letzten Monaten der Diplomarbeit mit einem Lächeln beiseite gewischt hat.

Inhaltsverzeichnis

Symbolverzeichnis	VII
1 Einleitung	1
2 Biogas-Entschwefelung	2
2.1 Schwefelwasserstoff und seine Auswirkungen	2
2.2 Entschwefelungsmethoden	4
3 Sprühdüsen	10
3.1 Charakteristische Tropfendurchmesser und Tropfengrößen- teilung	10
3.2 Düsenbauarten	13
4 Statikmixer	16
4.1 Allgemein	16
4.2 Druckverluste durch Statikmixer	19
5 Laser-Doppler- und Phasen-Doppler-Anemometrie	21
5.1 Allgemein	21
5.2 Theoretische Grundlagen der Geschwindigkeitsmessung	22
5.2.1 Grundlegender Aufbau	22
5.2.2 LDA-Signalerzeugung	23
5.2.3 LDA-Signalauswertung	25
5.3 Theoretische Grundlagen der Partikelgrößenmessung	27
5.3.1 Grundlegender-Aufbau	27
5.3.2 PDA-Signalerzeugung	28
6 Messungen	31
6.1 Anordnung	31
6.2 Durchführung	35
7 Ergebnisse	39
7.1 PDA-Messungen	40
7.2 Druckverlust-Messung	47
8 Diskussion	49

9 Zusammenfassung	65
10 Ausblick	67
Anhang	69
Abbildungsverzeichnis	119
Tabellenverzeichnis	121
Literatur	125

Symbolverzeichnis

lateinische Buchstaben

A	Fläche
C	Konstante
d	Durchmesser allgemein
D	Tropfendurchmesser
D_{10}	mittlerer Tropfendurchmesser
D_{32}	Sauterdurchmesser
E	Zerstäubungseffizienz
f	Frequenz
F	Datenrate
Δf	Frequenzverschiebung
k	Kanalanzahl eines Statikmixers
l	Rohrlänge
L	Länge des Statikmixers
n	Brechungsindex
n_x	Anzahl des Parameters x
Δp	Differenzdruck
\dot{O}	Oberflächenstrom
Re	Reynoldszahl
SM	Statikmixer
t	Zeit
v	Geschwindigkeit
\dot{V}	Volumenstrom

griechische Buchstaben

α	Größenfaktor
β	Geometriefaktor
ε	Leervolumenanteil eines Statikmixers
ζ	Druckverlustbeiwert
η	dynamische Viskosität
$\Theta, \vartheta, \varphi, \psi$	Winkel im Zusammenhang mit der Laserpositionierung
λ	Wellenlänge des Laserlichts
ρ	Dichte
σ	Oberflächenspannung
Φ	Phasenverschiebung

Indices

<i>a</i>	außen
<i>b</i>	benetzt
<i>Bragg</i>	Bragg-Zelle
<i>d</i>	Tropfendurchmesser
<i>D</i>	Doppler
<i>h</i>	hydraulischer Durchmesser
<i>i</i>	innen
<i>K</i>	Kontakt
<i>L</i>	Luft
<i>max</i>	maximal
<i>lam</i>	laminar
<i>O</i>	Oberfläche
<i>rel</i>	relativ
<i>SM</i>	Statikmixer
<i>Tr</i>	Tropfen
<i>turb</i>	turbulent
<i>W</i>	Wasser

1 Einleitung

Die Entfernung von Schwefelwasserstoff stellt einen wichtigen Verfahrensschritt in der Aufbereitung von Biogas dar. Dieser weist neben toxischen Eigenschaften für den menschlichen Körper und seine Umwelt, auch noch schädliche Auswirkungen in Bezug auf den Betrieb und die Instandhaltung der Anlage auf. Es gibt eine Vielzahl von Entschwefelungsverfahren, von In-Situ-Methoden, die die Bildung präventiv unterbinden sollen, über Adsorption und Absorptionsverfahren, bis hin zu Membrantrennverfahren. Eine der gängigen und von der Idee her simplen Prozesse ist die basische Wäsche mittels Natronlauge. Der Vorteil dabei sind verhältnismäßig kostengünstige Chemikalien und eine einfache Handhabbarkeit des Prozesses. Neben dem Platzbedarf ist die parallele Absorption von Kohlendioxid ein Faktor, der zusätzliche Kosten verursacht.

Durch die Entwicklung eines neuen Kurzzeitkontaktors sollen diese Probleme reduziert werden. Für die Absorption spielen vor allem Kontaktzeit sowie Tropfengröße und die dadurch zum Stoffaustausch zur Verfügung stehende Oberfläche eine große Rolle. Die Erzeugung der Oberfläche hängt stark von dem verwendeten Zerstäuber ab. Daneben ist auch die Durchmischung des Rohgasstroms mit der Waschlauge nicht zu unterschätzen. Statische Mischer bieten dafür eine kostengünstige, unempfindliche und wartungsarme Option. Es ist jedoch bisher unbekannt, wie sich solche statischen Mischer auf die Eigenschaften des Sprays auswirken, und ob diese negative Aspekte mit sich bringen.

Für eine Untersuchung dieser Parameter ist eine berührungsfreie Messung von Vorteil. Unter der Vielzahl optischer Verfahren gibt es kaum welche, die sowohl eine Messung von Geschwindigkeit und Tropfengröße zulassen. Die Phasen-Doppler-Anemometrie stellt hierbei eine Ausnahme dar und kommt daher zum Einsatz.

Im Zuge dieser Arbeit soll einerseits ein kurzer Überblick über die angesprochenen Themen geliefert, und andererseits die praktischen Auswirkungen der Kombination verschiedener Statikmischern und Eindüsungsarten untersucht werden.

2 Biogas-Entschwefelung

2.1 Schwefelwasserstoff und seine Auswirkungen

Im Zuge der Aufbereitung von Biogas stellt die Entschwefelung einen wichtigen Verfahrensschritt dar. Schwefelwasserstoff, kurz H_2S , weist neben seinem typischen, schon bei sehr geringen Konzentrationen wahrnehmbaren, üblen Geruch nach faulen Eiern, noch weitere gravierende negative Eigenschaften auf, wie Toxizität, Entzündbarkeit, Korrosivität und Umweltgefährlichkeit.

Entsprechend der aktuell zulässigen GHS-Gefahrstoffkennzeichnung CLP-Verordnung (EG) Nr. 1272/2008 (Europäische Union [1]) ist komprimierter Schwefelwasserstoff dementsprechend mit den in Tabelle 1 angeführten Piktogrammen und Warnhinweisen gekennzeichnet (Air Liquide [2]).

Tabelle 1: Sicherheitshinweise für Schwefelwasserstoff

Piktogramm	Gefahrenhinweis
	Extrem entzündbares Gas.
	Enthält Gas unter Druck; kann bei Erwärmung explodieren.
	Lebensgefahr bei Einatmen.
	Sehr giftig für Wasserorganismen.

Explosionsgefahr ist im Zusammenhang mit Biogasanlagen nicht gegeben. Der Grund dafür liegt nicht direkt in den geringen vorliegenden H_2S -Konzentrationen, sondern in den niedrigen auftretenden Sauerstoffkonzentrationen, die die Bildung eines explosiven Gemisches verhindern.

Auch die Zündtemperatur von 270 °C für Biogasanlagen nicht relevant, da diese in einem Temperaturbereich von 25 bis 45 °C im mesophilen Betrieb oder bei 45 und 55 °C im thermophilen Betrieb arbeiten. (Görisch und Helm [3])

Tabelle 2: Durchschnittliche Biogaszusammensetzung nach S.Rasi und A.Veijanen [4]

	Konzentration
Methan (CH ₄)	45-70 Vol%
Kohlendioxid (CO ₂)	25-40 Vol
Sauerstoff (O ₂)	<3 Vol%
Stickstoff (N ₂)	<17 Vol%
Schwefelwasserstoff (H ₂ S)	<500ppm

Tabelle 3: Konzentrationsabhängige Auswirkungen von Schwefelwasserstoff auf den menschlichen Organismus nach Marquardt und Schäfer [5]

Konzentration	Auswirkung
>10ppm	störender, intensiver Geruch
>50ppm	Reizung der Schleimhäute an Auge und Atemwegen
>200ppm	Geruchsverlust, Bildung von Lungenödemen
>500ppm	Atemlähmung, Bewusstlosigkeit
>1000ppm	Krampfanfälle, Tod innerhalb weniger Minuten



H₂S ist in Wasser wenig löslich und fungiert als schwache Säure mit einem pK_S-Wert von 7,04 für den ersten Dissoziationsschritt. Die weitere Dissoziation (2) ist mit einem pK_S-Wert von 11,96 (Marquardt und Schäfer [5]) im Gewässerbereich nicht relevant. Die entstehende Ansäuerung ist eines der Probleme, die eine Gefährdung der Wasserorganismen darstellt. Des Weiteren bindet H₂S das Eisen des Hämes und ersetzt dort den Sauerstoff, was zu einer akuten Toxizität führt. Daher kann es in Zusammenhang mit Fischsterben stehen und zu einer Reduktion der Artenvielfalt führen. (Tobler et al. [6])

Für den menschlichen Organismus ergeben sich bereits bei Konzentrationen von unter 100ppm erste negative Auswirkungen, wie Schädigungen des Sehapparates und Reizung der Schleimhäute. Weitere Symptome sind Kopfschmerzen, Atembeschwerden oder Brechreiz bei steigenden Konzentrationen. Ab einer Konzentration von 500ppm, wie sie bei Biogasen durchaus

erreicht werden kann, treten Bewusstlosigkeit sowie Atemlähmung auf. Werte über 1000ppm führen im Weiteren zu Krampfanfällen und innerhalb weniger Minuten zum Tod.

Neben den für diverse Organismen schädlichen Auswirkungen stellt auch die Korrosion von Anlagenbauteilen ein Problem im Zusammenhang mit H_2S dar. Bei permanenter Anwesenheit von H_2S tritt sogenannte Säurekorrosion auf.



Gleichung 3 stellt hierbei die Anodenreaktion und Gleichung 4 die Kathodenreaktion dar. Durch die Bildung von Eisensulfid wird der Teilschritt der Eisenoxidation zusätzlich noch beschleunigt. Durch die so entstehende Schicht an Eisensulfid läuft auch die kathodische Sauerstoffreduktion schneller ab. Der Grund dafür wird darin vermutet, dass Sulfide die Aktivierungsenergie der Sauerstoffreduktion herabsetzen. (Brauer [7])

Neben der direkten Korrosion durch H_2S spielt im Zusammenhang mit Biogasen Schwefeltrioxid, kurz SO_3 , als Folgeprodukt bei der Verbrennung eine Rolle. Im Zuge der Hochtemperatur-Korrosion kommt es durch die Reaktion von SO_3 mit Alkali-Metallen unter Anwesenheit von Wasser zur Bildung von Alkalisulfaten, welche an Anlagenbauteilen kondensieren und dort zu Schäden führen können. Einen guten Überblick über die auftretenden Phänomene bietet Young [8].

In Anbetracht der hier angeführten Punkte ist es naheliegend, dass der Abtrennung von Schwefelwasserstoff in der Biogasaufbereitung nicht nur aus gesundheitlicher Sicht, sondern auch aus praxisrelevanten technischen Gründen eine wichtige Rolle zukommt. Die dafür in Frage kommenden Möglichkeiten sollen im Weiteren kurz dargestellt werden.

2.2 Entschwefelungsmethoden

Bereits seit 1930 gibt es Methoden zur selektiven Entschwefelung von Gasen (Ludwig und Kramer [9]), die Entwicklung der meisten heute gängigen

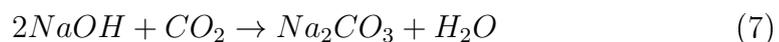
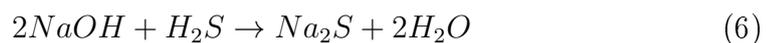
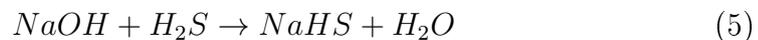
Verfahren erfolgte ab 1980.

In-Situ-Methoden, die die Entstehung von gasförmigem Schwefelwasserstoff verhindern sollen, werden im Weiteren nicht betrachtet. Für diese Arbeit sind ausschließlich die externen Verfahren von Relevanz, deren Aufgabe es ist, bereits gebildeten H_2S aus dem Gasstrom abzuscheiden. Diese gliedern sich wiederum in Absorption in Flüssigkeiten, Adsorption an Feststoffen, chemische Umwandlung und Permeation durch Membranen. Einen guten Überblick über diese Thematik bietet Kohl und Nielsen [10]. Viele der darin angeführten Methoden haben jedoch das Problem, dass die H_2S -Abscheidung nicht selektiv erfolgt. Oftmals wird zusätzlich noch CO_2 abgeschieden, was zu zusätzlichen Kosten führt, falls dieser Nebeneffekt nicht gewünscht ist, wie es hier der Fall ist. Die basische Wäsche, die in dieser Arbeit zur Anwendung kommt, sowie einige weitere relevante Verfahren, daher jene, die im Tropfenregime arbeiten, werden im Weiteren kurz besprochen. Für andere Möglichkeiten der selektiven Entschwefelung sei hier kurz auf weiterführende Literatur hingewiesen. Für das seit 1980 gebräuchliche Selexol-Verfahren findet sich bei Kohl und Nielsen [10] eine umfassende Liste diverser Arbeiten. Für die Gaspermeationsverfahren sei in diesem Zusammenhang beispielhaft auf Hao et al. [11] und Hao et al. [12] verwiesen.

Entschwefelung mittels basischer Wäsche

Die Behandlung von Gasen mittels basischer Wäsche bietet eine einfache und effektive Möglichkeit der Entfernung von CO_2 - und H_2S -Spuren.

Die wichtigsten Gleichungen am Beispiel einer Chemisorption in Natronlauge sind die folgenden:



Die einfachsten Systeme zur Entfernung von Schwefelwasserstoff sind im Blasenregime durchströmte Tanks. Problematisch hierbei ist, dass neben Schwefelwasserstoff noch Kohlendioxid absorbiert wird. Dadurch ist einer-

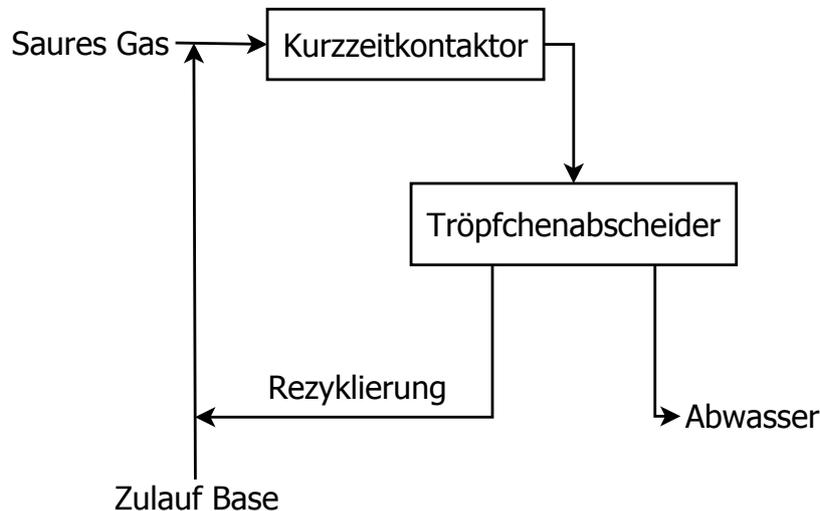


Abbildung 1: Entschwefelung mittels basischer Wäsche, Dow Chemical Company nach Hohlfield [13]

seits ein erhöhter Chemikalienverbrauch bedingt, andererseits kann ausfallendes Natriumcarbonat zu Problemen an den Verteileinrichtungen führen. Dementsprechend wurden bereits zu Beginn der 1980er Versuche unternommen, die Selektivität dieses Verfahrens für H_2S zu erhöhen. Federführend war dabei die Dow Chemical Company, die dafür einen Kurzzeitkontaktor mit einer Kontaktzeit von 0,02s entwickelt hat. (Hohlfield [13])

Die Wahl des Kontaktors ist dabei relativ frei. Je nach exakter Problemstellung können Statikmixer, Sprühtürme oder auch ein einfaches Stück Rohrleitung den Anforderungen entsprechen. Zu beachten ist jedoch, dass die notwendige Kontaktzeit von den Stoffübergangsbedingungen abhängig ist und an die gewählten Einbauten angepasst werden muss.

Neben der Kontaktzeit spielt auch noch der pH-Wert für die Effektivität des Verfahrens eine wichtige Rolle. Betrachtet man die Gleichungen 5 und 6 ist leicht ersichtlich, dass erstere die bevorzugte Reaktion darstellt. Beide Reaktionen führen zwar zu einer Abtrennung des Schwefelwasserstoffs, jedoch verdoppelt sich der theoretische Verbrauch an Lauge für Gleichung 6 und auch die Löslichkeit von Natriumsulfid ist wesentlich geringer.

Dies spielt auch im Zusammenhang mit der Rezyklierung des Produkts eine Rolle. Da die verbrauchte Natronlauge nicht regenerierbar ist, sollte es in Betracht gezogen werden, sie solange im Kreis zu führen, bis der notwendige pH-Wert für eine effektive Absorption unterschritten wird, in diesem Fall pH 10. Wird dieser erreicht, wird frische Natronlauge zugesetzt. Durch die Rezyklierung kommt es zu einer Anreicherung von NaHS beziehungsweise Na₂S, was im Zusammenhang mit der geringeren Löslichkeit von Natriumsulfid potentiell zu Problemen führen könnte. Dementsprechend ist der pH-Wert so zu gestalten, dass die Reaktion 6 nach Möglichkeit nicht abläuft. Sie findet jedoch erst bei einem wesentlich höheren pH-Wert als dem angesprochenen von 10 statt. Der Grund dafür sind die pK_S-Werte der einzelnen Dissoziationschritte von Schwefelwasserstoff. Dieser liegt für die bevorzugte Reaktion, die Bildung von HS⁻, bei 7,04, für den weiteren Zerfall zu S²⁻ bei 11,96 (Marquardt und Schäfer [5]). Der optimale pH-Wert für den Betrieb liegt dementsprechend im Bereich von pH 10, da in diesem Fall eine hohe Konzentration von HS⁻ bei einer gleichzeitig möglichst geringen Konzentration von S²⁻ gegeben ist. Ein wesentlich höherer pH-Wert ist ein Hinweis auf einen nicht notwendigen zusätzlichen Verbrauch von Natronlauge und die Bildung von Na₂S und zu vermeiden.

Entschwefelung mittels Ammoniak

Die Ursprünge dieses Verfahrens liegen in der der Abtrennung von CO₂, doch durch die Weiterentwicklung und Verbesserung des Verfahrens wurden Möglichkeiten für die selektive Abscheidung von H₂S gefunden. Die grundlegenden Überlegungen wie sie auch bei Kohl und Nielsen [10] diskutiert werden, sollen im Folgenden kurz besprochen werden.

In einem System bestehend aus Wasser, Ammoniak, Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff sind die dominierenden Reaktionen die folgenden:

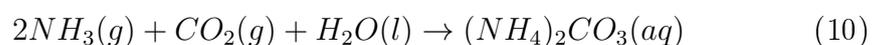
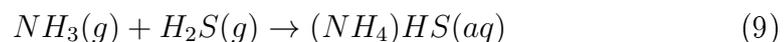
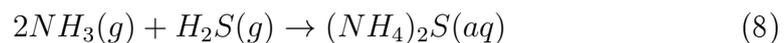


Tabelle 4: pK_S -Werte für CO_2 , HCO_3^- , H_2S sowie HS^-

	pK_S
$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{HCO}_3^- + \text{H}^+$	6,35 [14]
$\text{H}_2\text{S} \leftrightarrow \text{HS}^- + \text{H}^+$	7,04 [5]
$\text{HCO}_3^- \leftrightarrow \text{CO}_3^{2-} + \text{H}^+$	10,33 [14]
$\text{HS}^- \leftrightarrow \text{S}^{2-} + \text{H}^+$	11,96 [5]



Die Absorption von Ammoniak in Wasser erfolgt sehr schnell und ist de facto nur vom gaseitigen Stoffübergangswiderstand abhängig. Ähnlich verhält es sich beim Übergang von H_2S in wässrige Ammoniak-Lösung. Die Geschwindigkeit ist jedoch von der Ammoniak-Konzentration an der Grenzschicht abhängig. Bei einer ausreichenden Konzentration kann aber davon ausgegangen werden, dass der Stoffübergangswiderstand eher auf der Gasseite liegt. CO_2 hat zwar einen ähnlichen gaseitigen, aber einen wesentlich höheren flüssigkeitsseitigen Stoffübergangswiderstand in Wasser und schwach basische Lösungen, wie etwa Ammoniak-Lösungen.

Dementsprechend werden bei Gasströmen, die alle drei Komponenten beinhalten, Ammoniak und Schwefelwasserstoff schneller absorbiert. Für eine maximale Selektivität für H_2S ist eine turbulente Führung der Gasphase von Vorteil, da der Widerstand beim Stoffaustausch vorwiegend in der Gasphase liegt, was für eine Verwendung von Sprühdüsen, hohe Gasgeschwindigkeiten und eine kurze Kontaktzeit sprechen würde. Dem gegenüber würde beispielsweise ein Blasenregime mit langen Verweilzeiten für eine bessere Absorption von CO_2 sprechen. Ein weiterer Grund, warum eine große Kolonnenlänge die Abscheidung von Kohlendioxid verbessern würde, ist, dass gelöstes CO_2 als stärkere Säure fungiert als H_2S , wie man anhand der zugehörigen pK_S -Werte aus Tabelle 4 erkennen kann. Die weiteren Dissoziationsstufen spielen bei entsprechender Regulierung des pH-Werts des Systems keine Rolle.

Um eine erhöhte Selektivität für CO_2 zu erreichen, wäre eine ausreichende Länge der Kolonne vorauszusetzen und eine Zugabe des Ammoniaks mit dem Waschwasser, da die Löslichkeit für Kohlendioxid in diesem Fall höher ist als in reinem Wasser.

Bei ausreichend kurzen Kontaktzeiten ist davon auszugehen, dass die Zu-

gabe von wässriger Ammoniak-Lösung die Selektivität von H₂S nicht relevant beeinflusst, dennoch ist eine Zudosierung als Gasstrom zu bevorzugen. Einen weiteren Nachteil stellt der Grad der Entschwefelung dar, der bei maximal 90% liegt, wodurch sich dieses Verfahren eher zur Grobabscheidung verwenden lässt und weitere Reinigungsschritte im Anschluss notwendig macht.

Entschwefelung mittels N-Methyldiethanolamin

Die Absorption von gasförmigem Schwefelwasserstoff in N-Methyldiethanolamin, kurz MDEA, ist schon länger bekannt. Pilotanlagen wurden beispielsweise schon 1950 von Frazier und Kohl [15] beschrieben. Neben MDEA ist es auch möglich, andere Amine zur H₂S-Abscheidung zu verwenden, jedoch sind diese in der Selektivität meist nicht konkurrenzfähig.

Die Reaktionen, die für tertiäre Amine wie MDEA im Kontakt mit H₂S und CO₂ ablaufen, sind die folgenden nach Mandal et al. [16]



Gleichung 13 läuft spontan ab, so wie auch die Reaktionen anderer Amine mit Schwefelwasserstoff. Kohlendioxid hingegen reagiert mit tertiären Aminen vergleichsweise langsam, was für eine höhere Selektivität in Bezug auf H₂S spricht. Untersuchungen in diesem Zusammenhang haben gezeigt, dass eine geringere Kontaktzeit zu besserer Selektivität führt. (Mandal et al. [16]) Dort wurde ebenso die Auswirkung der Gasströmungsgeschwindigkeit untersucht. Die Ergebnisse legen nahe, dass auch in diesem Fall der gaseitige Stoffübergangswiderstand für H₂S von vorherrschender Bedeutung ist.

In entsprechenden Anlagen sind dadurch Konzentrationsreduzierungen auf bis zu unter 5ppm H₂S erreichbar. Zeitgleich werden jedoch bis zu 30% des CO₂ im Rohgas abgeschieden (Kohl und Nielsen [10]). MDEA ist zwar durch Strippen mit Wasserdampf regenerierbar, was dazu beiträgt, den zusätzlichen Chemikalienaufwand zu minimieren, jedoch entstehen im Vergleich mit den beiden anderen angesprochenen Verfahren zusätzliche Kosten durch eine aufwendigere Prozessführung. Richtwerte für die notwendigen Prozessparameter finden sich zum Beispiel bei MacKenzie et al. [17]

3 Sprühdüsen

Zur Entschwefelung von Gasströmen mittels Absorption, wie in den Verfahren in Kapitel 2.2 besprochen, ist die feine Verteilung des Absorbens von ausgesprochener Wichtigkeit. Dies liegt darin begründet, dass eine feinere Zerstäubung des Mediums zu einem kleineren erzeugten Tropfendurchmesser führt und damit zu einer größeren volumenbezogenen Oberfläche, die für die Reaktion zur Verfügung steht. Sprühdüsen bieten sich hierfür als Zerstäuber an, da sie einerseits in der Handhabung unkompliziert und robust sind und andererseits ein meist gut definiertes Tropfenspektrum erzeugen. Um den so entstandenen Spray zu charakterisieren, wird in den meisten Fällen auf zwei Methoden zurückgegriffen: einerseits auf die Beschreibung des Sprühnebels mittels eines spezifischen Durchmessers, andererseits durch eine Tropfengrößenverteilung.

3.1 Charakteristische Tropfendurchmesser und Tropfengrößenverteilung

Charakteristische Tropfendurchmesser

Charakteristische Tropfendurchmesser gelten nur dann als zuverlässige Beschreibung des Tropfenkollektivs, wenn es sich um einen monodispersen Sprühnebel handelt, da sonst noch weitere Informationen vorliegen müssen, um zuverlässige Berechnungen, beispielsweise im Zusammenhang mit dem Stoffübergang, anzustellen. Als Richtwerte für eine erste Beurteilung sowie zur Vergleichbarkeit verschiedener Zerstäuber sind sie aufgrund ihrer leichten Interpretierbarkeit jedoch gut geeignet. Aus diesem Grund bieten sie sich auch als zusätzliche Informationen zu einer vollständigen Tropfengrößenverteilung an. Allgemein gilt hierbei nach Mugele und Evans [18] in vereinfachter Form für die in Tabelle 5 aufgeführten Durchmesser

$$D_{mn} = \left\{ \frac{\sum D^m}{\sum D^n} \right\}^{\frac{1}{m-n}} \quad (14)$$

Die Durchmesser beschreiben hierbei Vergleichswerte, bei denen die Eigenschaften eines Tropfens gleich denen des gesamten Tropfenkollektivs im Mittel sind. Die Bedeutung der Durchmesser D_{10} , D_{20} , D_{30} ist leicht ersichtlich. Der sogenannte Sauterdurchmesser, D_{32} bildet das Oberflächen-

Tabelle 5: Auszug gängiger mittlerer Tropfendurchmesser und deren Anwendungsgebiete nach Mugele und Evans [18]

D_{mn}	Bezeichnung des mittleren Durchmessers	Anwendungsbereich
D_{10}	geometrischer	Vergleich, Verdampfung
D_{20}	oberflächenbezogener	oberflächenabhängige Prozesse z.B. Absorption
D_{30}	volumenbezogener	volumenabhängige Prozesse z.B. Hydrologie
D_{32}	Sauter	Stoffaustausch, Reaktionen
D_{43}	De Brouckere	Verbrennungsvorgänge

Volumen-Verhältnis des Sprays ab und ist dementsprechend von Bedeutung im Zusammenhang mit Wärme- und Stoffübergang. Weiters gilt nach Mugele und Evans [18]

$$E\Delta p D_{32} = 6\sigma \quad (15)$$

Ausgehend davon, dass ein Teil der Energie, die im Druckverlust verloren geht, zur Erzeugung zusätzlicher Oberfläche bei der Zerstäubung verwendet wird, liegt die Vermutung nahe, dass der Sauterdurchmesser auch als Maßzahl für die Zerstäubungseffizienz E herangezogen werden kann. Der De-Brouckere-Durchmesser, D_{43} bildet die Volumendichteverteilung ab und ist hauptsächlich in Zusammenhang mit Verbrennungsvorgängen von Bedeutung, womit er in dieser Arbeit nicht als Bewertungskriterium herangezogen wird.

Tropfengrößenverteilung

Handelt es sich beim erzeugten Tropfenkollektiv jedoch nicht um einen monodispersen Spray, sondern um einen polydispersen, lässt sich dieser nicht mehr über einen einzelnen Durchmesser charakterisieren. Stattdessen wird auf eine Tropfengrößenverteilung zurückgegriffen. Diese beruhen meist auf empirischen Gleichungen, die das Tropfenkollektiv des erzeugten Sprays möglichst gut zu beschreiben versuchen. Die bekannteste dieser Funktionen ist die Gauß-Funktion oder auch die Gauß'sche Normalverteilung. Im Zusammenhang mit Zerstäubern tritt jedoch das Phänomen auf, dass ein starker Überhang an kleinen Tropfen zu verzeichnen ist, weswegen die klassische Nor-

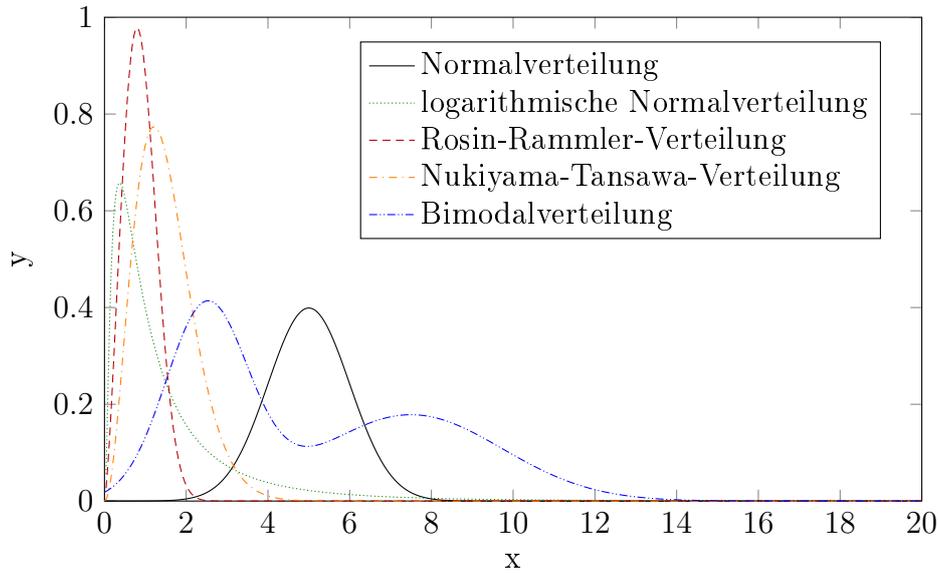


Abbildung 2: Beispiele für Verteilungsfunktionen

malverteilung zu Beschreibung nicht anwendbar ist. Aus der Gauß-Funktion ableitbar sind jedoch die logarithmische Normalverteilung und die Wurzel-Normalverteilung (Schmehl [19]), die häufig für Tropfengrößenverteilungen herangezogen werden, wie etwa bei Sada et al. [20]. Neben Ableitungen der Normalverteilung gibt es noch großteils empirische Funktionen, wie beispielsweise Nukiyama-Tansawa- und Rosin-Rammler-Verteilung sowie darauf beruhende Weiterentwicklungen (Fernández Alonso et al. [21], González-Tello et al. [22]). Abbildung 2 zeigt einige Beispiele für die angesprochenen Funktionen. Bei der dargestellten bimodalen Verteilung handelt es sich um eine Überlagerung von zwei Normalverteilungen.

Es lässt sich eine reale Verteilung aber nicht mit jeder Funktion hinreichend genau beschreiben. Die Anpassung der Funktionen an Messwerte ist abhängig von der Anzahl der einfließenden Parameter unterschiedlich komplex und wird in Zusammenhang mittels PDA durchgeführter Messungen heutzutage oft automatisch durch die zugehörige Software durchgeführt, auch wenn das je nach Anbieter Einschränkungen in den vorhandenen Modellen mit sich bringt.

Ein weiteres Problem ist, dass alle gängigen Verteilungsfunktionen unimodale Verteilungen beschreiben, sie eignen sich also nur für Sprays mit einem Maximum in der Tropfenanzahlverteilung. Dies ist zwar der erwünschte Idealfall, der eine einfache Charakterisierung des Sprays ermöglicht, und in der

Realität auch häufig auftritt, dennoch gibt es durchaus Sprühnebel, die einer bimodale Verteilung entsprechen. (Sada et al. [20], Silva et al. [23]) Diese lassen sich dann entweder durch die Überlagerung zweier gängiger Funktionen charakterisieren, wie etwa bei Sada et al. [20], oder erfordern die Erarbeitung einer eigenen Funktion, falls dies möglich ist.

Allgemein kann jedoch davon ausgegangen werden, dass die Beschreibung des Sprays über die in diesem Kapitel angeführten Werkzeuge selten vollständig ist und den Spray nur ungenau abbildet. Als Richtwerte und zu einer ersten Beurteilung sowie Vergleichbarkeit verschiedener Zerstäuber oder als zusätzliche Information zu einer vollständigen Tropfengrößenverteilung sind sie dennoch sinnvolle Optionen, die seit vielen Jahren Verwendung finden. Um zwei Tropfenkollektive, die von unterschiedlichen Zerstäubern erzeugt wurden, vergleichen zu können, ist es oft sinnvoll, mehrere prozessrelevante Parameter heranzuziehen und kritisch zu betrachten, da einzelne allein selten die notwendige Information beinhalten.

3.2 Düsenbauarten

Die Bandbreite der Zerstäuberbauarten für Flüssigkeiten ist mittlerweile breitgefächert und reicht von Einstoff-Druckdüsen, Zweistoffzerstäubern innerer und äußerer Mischung über Rotations- und Ultraschallzerstäuber bis hin zu Sonderbauformen, die mittels elektrostatischer Verfahren arbeiten. Dementsprechend bieten sich für die meisten technischen Problemstellungen eine geeignete Lösung. Im Weiteren soll hier nur kurz auf die tatsächlich verwendeten Düsen eingegangen werden. Einen guten Überblick über die Thematik und weitere Bauformen findet sich exemplarisch bei Wozniak [24] und Richter [25].

Da die hier durchgeführten Messungen im direkten Zusammenhang mit der Entwicklung eines neuen Verfahren zur Prozessintensivierung zu betrachten sind, standen bei der Auswahl der Düsen hauptsächlich betriebstechnische Überlegungen im Vordergrund.

Im folgenden waren dies:

- Verstopfungsunempfindlichkeit
- möglichst kleine Tropfengröße
- Einsetzbarkeit bei verschiedenen Betriebspunkten

-
- einfache Ausführung
 - Kosten

Unter diesen Gesichtspunkten fiel die Wahl einerseits auf Einstoff-Vollkegeldüsen und andererseits auf einen Venturi-Zerstäuber. Vollkegeldüsen sind zwar in Bezug auf ihre exakte Tropfengößenverteilung bis auf eine ältere Arbeit von Sada et al. [20] kaum untersucht, allgemein werden aber Düsen mit kegelförmigem Sprühbild besonders gute Eigenschaften in Bezug auf die erzeugte Tröpfchengröße (Richter [25], Nuyttens et al. [26]) und Verstopfungsresistenz nachgesagt. Nachteilig bei Einstoff-Druckdüsen, zu denen Vollkegeldüsen gehören, ist, dass sie die notwendige Energie zur Oberflächenvergrößerung aus der zugeführten Druckenergie beziehen. Um die vom Hersteller angegebenen Zerstäubungscharakteristika zu erzielen, ist es notwendig, über die Flüssigkeitszufuhr den notwendigen Düsendruck einzustellen. Dementsprechend ist der Volumenstrom der Flüssigkeit innerhalb gewisser Grenzen limitiert, was im Zusammenhang mit schwankenden Rohgas-Volumenströmen zu Nachteilen im Betrieb führen kann. Übersteigt der zu behandelnde Volumenstrom die maximale Kapazität, die das Absorbens bei Vollbetrieb der Düse zur Verfügung stellen kann, kommt es zu einer verschlechterten Abscheidung des Schadstoffs. Umgekehrt führt ein Absinken dazu, dass entweder die Flüssigkeitszufuhr proportional heruntergesetzt wird und man außerhalb des Betriebsbereichs der Düse operieren muss, was wiederum eine schlechtere Tröpfchenbildung und Abscheidung bedingt, oder man behält den minimal notwendigen Flüssigkeitsstrom bei und nimmt höhere Kosten durch zusätzlichen Chemikalienverbrauch in Kauf.

Zum Vergleich dazu wurde ein Venturi-Zerstäuber herangezogen. Das Prinzip ist leicht ersichtlich. Es handelt sich dabei um ein glattwandiges Rohr mit einer starken Verengung des Rohrdurchmessers, an der Flüssigkeit aufgegeben wird, und einer anschließenden Erweiterung auf den ursprünglichen Rohrdurchmesser. Durch die Verengung des Rohrquerschnitts kommt es zu einer starken Zunahme der Strömungsgeschwindigkeit, was eine Zerstäubung der Flüssigkeit bedingt. Zur Einbringung der Flüssigkeit gibt es zwei klassische Methoden. Entweder kann die Flüssigkeit über eine poröse Wand kurz vor der engsten Stelle aufgegeben werden, oder direkt im Hals der Venturi-Düse als Strahl, wobei über den Einfluss auf die Tropfengröße noch keine Einigkeit herrscht. So berichten Fernández Alonso et al. [21] von ähnlichen

Tropfendurchmessern für beide Methoden, während Silva et al. [23] die Injektionsmethode als bestimmenden Faktor beschreiben. Abgesehen davon sind Venturi-Düsen im Bezug auf die sonstigen Parameter relativ flexibel. Eine Übersicht über die geometrischen Abmessungen und Flüssigkeitsinjektionsmethoden findet man etwa bei Fernández Alonso et al. [21]. Ein weiterer einflussreicher Punkt für die Tropfengröße ist die Gasgeschwindigkeit im Hals der Venturi-Düse. Aktuellere Messungen (Fernández Alonso et al. [21], Silva et al. [23], Viswanathan et al. [27]) haben bei Geschwindigkeiten zwischen 34 und 90 m/s gearbeitet. Es gibt zwar eindeutige Unterschiede in der Tropfengröße, jedoch ist in jedem Fall eine Zerstäubung gewährleistet. Das Verhältnis von Gas zu Flüssigkeit wird in den angeführten Untersuchungen einhellig als von untergeordneter Rolle beschrieben.

Vorteilhaft ist daher, dass die Dosierung des Absorbens verhältnismäßig unproblematisch ist. Zu beantworten bleibt, ob die erzeugte Tropfengröße auch bei niedrigen Gasgeschwindigkeiten ausreichend für einen akzeptablen Abscheidegrad ist, und ob der zusätzliche Druckverlust durch die Querschnittsverengung vertretbar ist.

4 Statikmixer

4.1 Allgemein

Bei statischen Mixern handelt es sich im Allgemeinen um Einbauten, die ohne äußere Energiezufuhr zu einer Verbesserung der Durchmischung der vorhandenen Medien führen sollen. Sie werden hauptsächlich bei Flüssig/Flüssig-, Flüssig/Gas- sowie Gas/Gas-Gemischen eingesetzt und in seltenen Fällen auch bei Feststoffgemischen wie etwa Schüttgütern. Je nach Design sind die Effekte neben der Homogenisierung die Dispergierung, Zerstäubung und dadurch auch die zusätzliche Verbesserung von Wärme- und Stoffübergang.

Die wichtigste Kennzahl im Zusammenhang mit statischen Mixern ist die Reynoldszahl bezogen auf den hydraulischen Durchmesser. Nach Kraume [28] gilt

$$Re = \frac{\rho v D_h}{\eta} = Re_d \frac{D_h}{\varepsilon d} \text{ mit } D_h = \frac{4\varepsilon V}{A_O} \text{ und } Re_d = \frac{\rho v d}{\eta} \quad (16)$$

wobei für den hydraulischen Durchmesser D_h , das Volumen des Mixers V , der Leervolumenanteil des Mixers ε und dessen benetzte Oberfläche A_O zur Berechnung herangezogen werden. Die Reynoldszahl für das Leerrohr ergibt sich mit dem Rohrdurchmesser d , der Strömungsgeschwindigkeit v , der dynamische Viskosität η und der Dichte ρ der kontinuierlichen Phase. Statikmixer weisen im Allgemeinen einen hydraulischen Durchmesser von 0,2-0,5 d und einen Leervolumenanteil von mehr als 90% auf. Sie können je nach Anwendungsfall sowohl im laminaren ($Re < 20$), als auch im turbulenten ($Re > 2300$) Strömungsbereich eingesetzt werden, der Übergang von laminarer zu turbulenter Strömung setzt durch die Statikmixer bedingt schon bei einer Reynoldszahl von etwa 200 ein. Zwar kann jeder Statikmixer prinzipiell in beiden Bereichen eingesetzt werden, jedoch legt der Aufbau in den meisten Fällen das bevorzugte Einsatzgebiet fest.

Die Homogenisierung der Stoffe im laminaren Bereich erfolgt bei statischen Mixern durch ein Zerschneiden und Umschichten der einzelnen Phasen. Durch eine sinnvolle Strömungsführung muss gewährleistet werden, dass eine Rekombination nach Möglichkeit ausgeschlossen wird, da diese den Homogenisierungsvorgang behindern würde. Unter Ausschluss dieses Fehlers kann die Anzahl der Schichten wie folgt nach Kraume [28] abgeschätzt wer-

den:

$$N = N_a k^{n_{SM}} \quad (17)$$

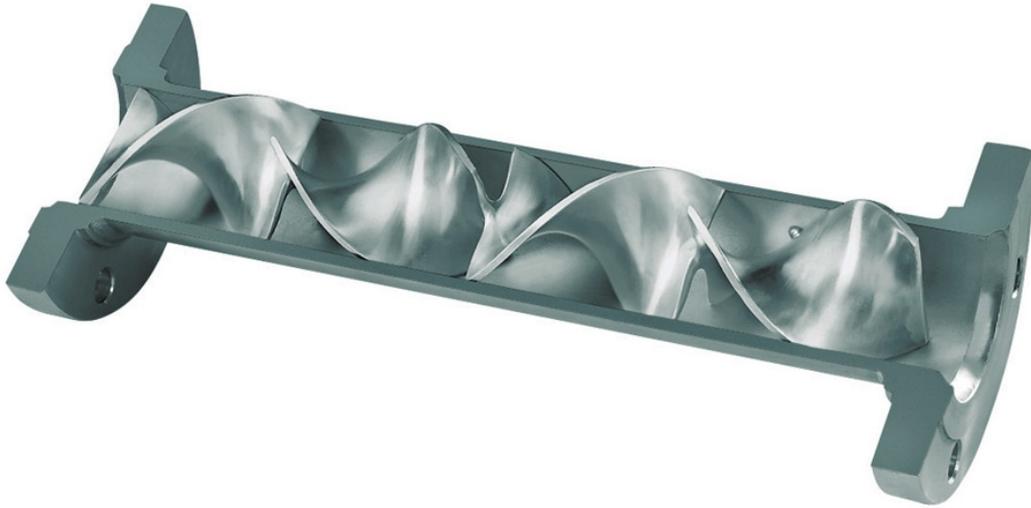


Abbildung 3: Kenics KM

N_a ist hierbei die Anzahl der Schichten am Beginn des Mischvorgangs, n_{SM} die Anzahl der Mischelemente und k die Kanalanzahl der Mischelemente. Klassische Mischer dieser Kategorie, wie etwa der Wendelmischer, teilen die Strömung in zwei Teile, womit sich für beispielsweise acht Elemente bei einer anfangs aus zwei Schichten bestehenden Strömung am Ende bereits 512 Schichten ergeben würden. Die sich daraus ergebenden Schichtdicken können aber bei steigender Anzahl an Mixern nicht eingehalten werden, weshalb sich die Berechnung nur für Abschätzungen eignet. Durch die geringe Anzahl an Kanälen bei Wendelmischern ist naheliegenderweise der Druckverlust pro Element relativ gering. Im Gegenzug braucht man eine hohe Anzahl an Mischelementen, um eine ausreichende Durchmischung zu gewährleisten. Neben der Umschichtung an den Kanten der gegenläufigen Wendeln treten weitere positive Effekte auf. Die Strömung folgt nicht exakt den geometrischen Vorgaben, sondern verkürzten Bahnen, die zu einer weiteren Durchmischung innerhalb eines Kanals aufgrund von Rückströmungen führen. Ein klassischer Vertreter dieser Bauart wäre der Kenics KM (Abb. 3).

Im turbulenten Bereich, wie bei der hier verwendeten Versuchsanordnung, treten andere Effekte in den Vordergrund. Abhängig von der zugeführten Energie, in diesem Fall durch die steigende Strömungsgeschwindigkeit und



Abbildung 4: Stamixco GV

damit durch die Reynolds-Zahl charakterisiert, kommt es zu Wirbelablösungen und Turbulenzen, die zur Durchmischung führen. Dementsprechend kann bereits das turbulent durchströmte Leerrohr als einfachste Bauform eines statischen Mixers betrachtet werden, wobei bei Zugabe von niederviskosen Stoffen eine Länge von etwa 100 Rohrdurchmessern zur Mischung benötigt werden (Hartung und Hiby [32]). Setzt man nun die bereits angesprochenen statischen Mixer für laminare Verhältnisse bei diesen Strömungsbedingungen ein, so wird sich der Strömungsverlauf jedoch aufgrund der angesprochenen Ablösungen und Turbulenzen grundlegend von dem eigentlich angedachten Prinzip der Durchmischung durch Umschichtung unterscheiden. Dementsprechend ist es sinnvoller, speziell entwickelte Mixer zu verwenden. Durch den Einsatz von passenden Dosierstellen, Einbauten und einer angepassten Strömungsführung wird versucht, Wirbelablösungen und Turbulenzen zu begünstigen. Wie bei allen technischen Produkten ist ein möglichst sinnvoller Kompromiss zwischen Kosten und Nutzen zu finden, der sich in diesem Fall hauptsächlich auf die Faktoren Länge der Mischstrecke, Druckabfall und Verstopfungsanfälligkeit bezieht. Ein Beispiel für einen solchen Statik-Mixer ist der StaMixCo GV in Abbildung 4, der baugleich dem Sulzer SMV ist

(StaMixCo LLC [33]). Der Mischvorgang basiert auf einer sich ständig wiederholenden Aufteilung und Wiedervereinigung der Phasenströme. Durch die, an den Kreuzungsstellen der um 90° gegeneinander versetzten Rillen entstehenden, großen Scherkräfte kommt es zu einer zusätzlichen Durchmischung und der Entstehung von feinen Tropfen beziehungsweise Blasen über das gesamte Mischelement. Um nicht nur die Durchmischung in einer Ebene zu gewährleisten, sollten die jeweils aufeinanderfolgenden Elemente ebenfalls um 90° versetzt angeordnet werden, wodurch sich eine dreidimensionale Durchmischung ergibt. Anhand dieses Mixers lassen sich auch Möglichkeiten zur einfachen Modifikation gut zeigen. Durch eine Erhöhung der Schichtanzahl lässt sich die Mischgüte pro Element verbessern, wobei ein höherer Druckverlust zu erwarten ist. Mittels Anpassung des Winkels der Rillen auf beispielsweise 30° entsteht der Vorteil von geringeren Druckverlusten, im Gegenzug verliert man jedoch Kreuzungspunkte, was zu geringeren Scherkräften und einer schlechteren Zerteilung der dispergierten Phase führen kann. Eine weitere Möglichkeit der Modifikation bietet der Einbau von sogenannten Spacern, Abstandhaltern zwischen zwei Mischer-Elementen, die es erlauben, die zusätzlich erzeugten turbulenten Strömungen am Austritt jedes Elements zu nutzen. Die dementsprechend geringere Anzahl an Mischer-Elementen bringt den Vorteil eines geringeren Druckverlusts mit sich, hat aber wahrscheinlich eine längere Mischstrecke zur Folge (StaMixCo LLC [34]).

Zusammenfassend kann man festhalten, dass es durch die unterschiedlichen Designs der Statikmischer für die meisten technischen Problemstellungen ein passendes Produkt gibt. Durch die Abhängigkeit von Durchmischungseffekten, Länge der notwendigen Mischstrecke und Druckverlust vom jeweiligen Aufbau und dem auftretendem Strömungsregime sind Vorversuche mit mehreren Konfigurationen, wie sie in dieser Arbeit angestellt werden, meist unumgänglich.

4.2 Druckverluste durch Statikmischer

Ein wesentlicher Aspekt bei Statikmixern ist der Druckverlust, da die gesamte zur Homogenisierung verwendete Energie dem Medium selbst entnommen wird und somit über diesen Parameter zum Ausdruck kommt. Er ist bedingt durch die geometrische Gestalt des Mixers, die entsprechend dem Anwendungsbereich ausgelegt wird, und seine Länge. Entsprechend dem Druckver-

lust bei der leeren Rohrströmung gilt

$$\zeta(Re_d, Geometrie) = \frac{d}{L} \frac{\delta p}{\rho \frac{v^2}{2}} \text{ mit } v = \frac{4\dot{V}}{\pi d^2} \text{ und } Re_d = \frac{vd\rho}{\eta} \quad (18)$$

mit dem Druckverlustbeiwert ζ , dem Rohrdurchmesser d , der Rohrlänge L und den Werten des strömenden Mediums für die Geschwindigkeit v , für den Volumenstrom \dot{V} , für die Dichte ρ und für die dynamische Viskosität η .

Die Abschätzung des Druckverlustbeiwerts kann für verschiedene Statikmischer über die Reynoldszahl entsprechend folgender Gleichung durchgeführt werden

$$\zeta = \frac{C_{lam}}{Re_d} + C_{turb} \quad (19)$$

wobei C_{lam} und C_{turb} spezifische Konstanten für jeden Statikmischer sind. Im Falle laminarer Strömung mit $Re < 20$ oder turbulenter Strömung mit $Re > 2300$ ist der jeweils andere Term vernachlässigbar. Für den laminaren Bereich bis zu einer Reynoldszahl von etwa 100 wurde bereits von Pahl und Muschelknautz [35] eine bis heute gebräuchliche Übersicht über die Druckverlustbeiwerte der gängigsten Statikmischer geliefert. Eine Zusammenfassung der Konstanten der wichtigsten Designs für den gesamten Strömungsbereich findet man bei Kraume [29].

Die hier verwendeten Gleichungen gelten nur für einphasige Strömungen. Naheliegender Weise steigt der Druckverlust bei zweiphasiger Strömung weiter an, wie etwa Couvert et al. [36] zeigen. Die Untersuchung zweiphasiger Strömungen mit einer kontinuierlichen Gasphase ist auf diesem Gebiet jedoch noch nicht soweit, dass für alle Statikmischer-Typen zuverlässige Gleichungen zur Abschätzung des Druckverlusts vorliegen, weswegen hier auf eine experimentelle Bestimmung zurückgegriffen wird.

5 Laser-Doppler- und Phasen-Doppler-Anemometrie

5.1 Allgemein

Es gibt neben der Laser-Doppler-Anemometrie, im Weiteren LDA, und der daraus entwickelten Phasen-Doppler-Anemometrie, kurz PDA, noch eine Vielzahl anderer Verfahren für die Messung von Strömungsphänomenen. Trotz ihrer verhältnismäßig hohen Anschaffungskosten bieten diese Verfahren jedoch Vorteile, die sie im Zuge dieser Arbeit unersetzlich machen.

Vergleicht man sie mit anderen gängigen Strömungsmessverfahren, wie etwa Drucksonden, mit thermoelektrischen Messmethoden, wie etwa der Hitzdrahtanemometrie oder der Pulsdrahtanemometrie, oder mit der Particle Image Velocimetry, so bieten sie doch erheblich Pluspunkte. Als optische Verfahren funktionieren sie berührungsfrei, ihre Messsonden beeinflussen also die zugrundeliegende Strömung nicht, wie dies etwa bei Hitzdrahtanemometern der Fall ist, die direkt in die Strömung eingebracht werden müssen. Weiters erleichtert es den Umbau, wenn im Messkanal häufige Modifikationen durchgeführt werden müssen. Der Hauptvorteil liegt aber in der zumindest teilweisen Messbarkeit von Flüssig-Gas-, Fest-Flüssig- und Fest-Gas-Strömungen. Ausgehend von der Überlegung, dass sowohl LDA, PDA als auch PIV auf Tracer-Partikel, also Partikel, die der Strömung möglichst exakt folgen und für das Detektionssignal verantwortlich sind, angewiesen sind, ist es möglich, diese durch die dispergierte Phase zu ersetzen. Dies bietet sich vor allem bei kontinuierlichen Gasphasen mit feinsten Partikeln oder Spray-Tropfen an, unter der Voraussetzung, dass davon ausgegangen wird, dass die relative Geschwindigkeit zwischen den beiden Phasen null ist.

Ein Alleinstellungsmerkmal, das der PDA aber unter den gängigen optischen Messverfahren anhaftet, ist die Möglichkeit, neben der Partikelgeschwindigkeit auch die Partikelgröße zu erfassen (Albrecht et al. [37]). Diese Option macht sie auch für diese Arbeit zur Methode der Wahl, da die anderen Messmethoden nur umständlich Abschätzungen über eine nachträgliche manuelle Bildbearbeitung zulassen. Der auflösbare Größenbereich liegt dabei im Bereich von Mikrometern bis Millimetern bei gleichzeitig hoher Präzision. Eine Kalibration mit Partikeln bekannter Größe ist nicht notwendig und die relative hohe Resistenz gegen optische Störeffekte sind weitere positive

Merkmale dieser Messmethode. (Wozniak [24])

5.2 Theoretische Grundlagen der Geschwindigkeitsmessung

Allgemein handelt es sich bei der Geschwindigkeitsmessung mittels LDA um die Messung der Lichtstreuung, die ein Partikel bei der Durchquerung eines durch zwei gekreuzte monochromatische sowie kohärente Laserstrahlen erzeugten Interferenzmusters hervorruft. Aufgrund des Doppler-Effekts ist es möglich, aus dem detektierten Streulicht die Geschwindigkeit des Partikels zu ermitteln. (Nitsche und Brunn [38])

5.2.1 Grundlegender Aufbau

Der allgemeine Aufbau eines LDA-Systems ist in Abbildung 5 dargestellt.

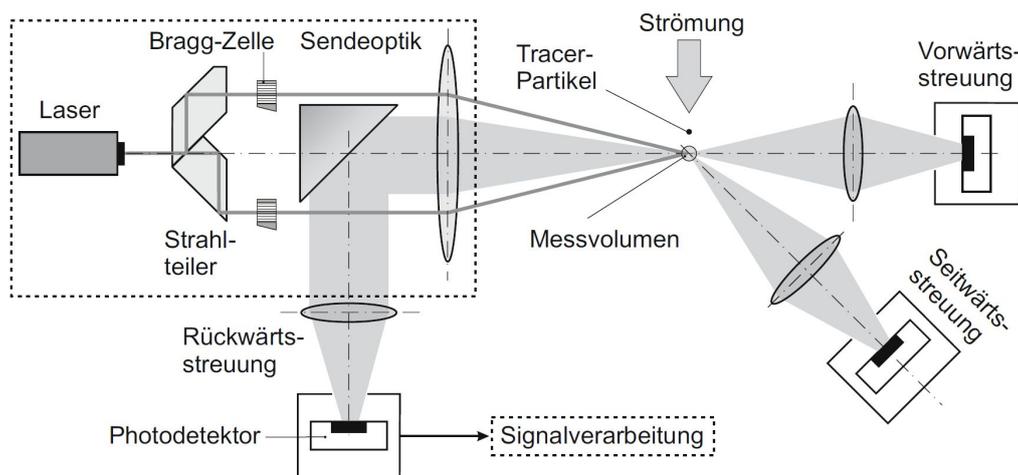


Abbildung 5: Allgemeiner Aufbau einer LDA nach Nitsche und Brunn [38]

Als Lichtquelle zur Erzeugung des notwendigen monochromatischen, kohärenten Lichts werden Gas- oder Halbleiterlaser verwendet. Der so erzeugte Laserstrahl wird durch optische Maßnahmen geteilt und so umgelenkt, dass sich durch Kreuzung der beiden Strahlen das Messvolumen bildet. Das durch die Partikel erzeugte Signal kann dann je nach Versuchsanforderungen in Vorwärts-, Rückwärts oder Seitwärtsstreuung mittels eines Photodetektors gemessen werden. Bei der in Abbildung 5 gezeigten Bragg-Zelle handelt es

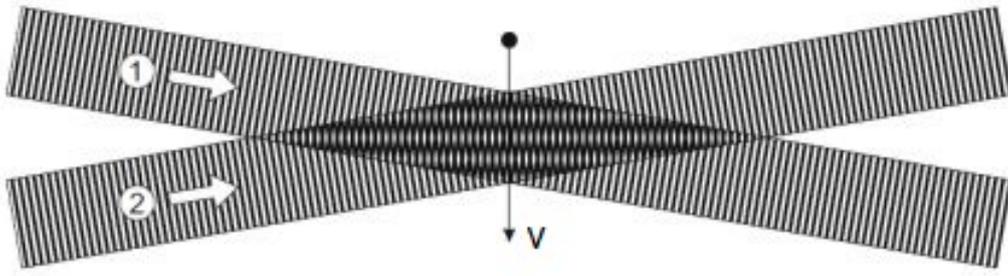


Abbildung 6: Interferenzstreifenmodell nach Nitsche und Brunn [38]

sich um einen akusto-optischen Modulator, auf dessen Bedeutung noch im späteren Verlauf dieses Kapitels eingegangen wird.

5.2.2 LDA-Signalerzeugung

Die klassische Methode, um die Signalerzeugung einer LDA anschaulich zu beschreiben, ist das Interferenzstreifen-Modell, das auch in der gängigen Fachliteratur oft zur Hilfe genommen wird und anhand dessen eine kurze Übersicht gegeben werden soll. (Albrecht et al. [37], Nitsche und Brunn [38])

Die im folgenden Kapitel angeführten mathematischen Zusammenhänge entstammen Nitsche und Brunn [38]

Die in der Abbildung 6 mit 1 beziehungsweise 2 gekennzeichneten Bahnen stellen zwei sich kreuzende Laserstrahlen gleicher Wellenlänge dar. Der Abstand der Wellenfronten ergibt sich aus der Wellenlänge des Laserlichts. Im Schnittbereich der beiden Strahlen stellt sich in Abhängigkeit von Schnittwinkel und Wellenlänge ein spezifisches Interferenzstreifenmuster entlang der Mittelachse ein. Durchquert nun ein Partikel die dadurch bedingten Bereiche mit wechselnder Lichtintensität, erzeugt es Streulicht mit einer Frequenz indirekt proportional zum charakteristischen Streifenabstand und proportional zur Strömungsgeschwindigkeit.

$$f_D = \frac{v_{\perp}}{x} \quad (20)$$

Gleichung 20 kann so interpretiert werden, dass bei jedem orthogonalen Durchgang durch ein Intensitätsmaximum ein Streulichtsignal ausgesendet wird. f_D ist die Dopplerfrequenz, u_{\perp} die Geschwindigkeit senkrecht zur Winkelhalbierenden und x der Abstand zweier benachbarter Interferenzstreifen.

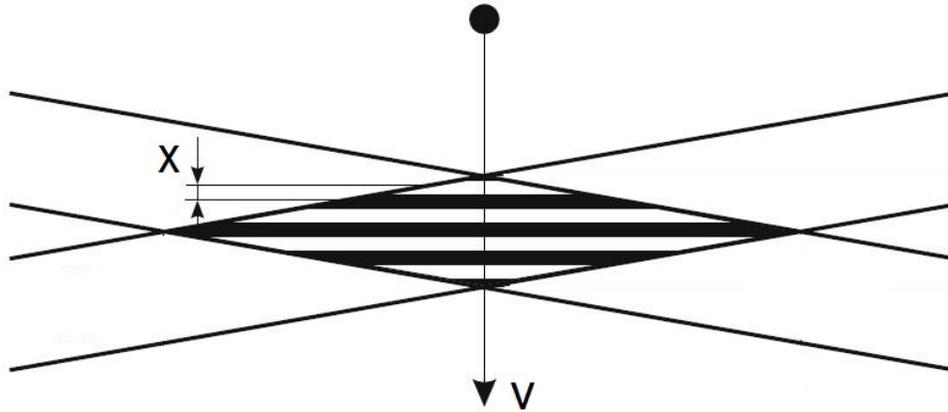


Abbildung 7: Streifenabstand des Interferenzstreifenmodells nach Nitsche und Brunn [38]

Geometrisch lässt sich der Abstand zwischen den einzelnen Intensitätsmaxima entsprechend Abbildung 7 wie folgt beschreiben:

$$x = \frac{\lambda}{2\sin(\frac{\theta}{2})} \quad (21)$$

wobei λ die Wellenlänge des Laserstrahls und θ der von den Laserstrahlen eingeschlossene Winkel ist.

Es handelt sich bei Abbildung 7 um die vereinfachte, stark verzerrte Darstellung des eigentlich dreidimensionalen, ellipsoiden Messvolumens anhand eines zweidimensionalen Schnitts durch dieses.

Aus den Gleichungen 20 und 21 folgt

$$v_{\perp} = \frac{f_D \cdot \lambda}{2\sin(\frac{\theta}{2})} \quad (22)$$

womit aus der Signalfrequenz, in diesem Zusammenhang auch als Dopplereffrequenz bezeichnet, die Geschwindigkeit bestimmt werden kann.

Anzumerken ist jedoch, dass dieses vereinfachte Modell nur für Partikel mit einem wesentlich kleineren Durchmesser als der Wellenlänge des Lasers gilt ($D \ll \lambda$). Der Grund dafür ist, dass Partikel, die dieser Voraussetzung genügen, ein Signal entsprechend der lokalen Intensität des Interferenzstreifenmusters am Schnittvolumen liefern. Sind die Partikel jedoch größer als die Wellenlänge, ändern sich sowohl die Amplitude als auch die Phase der auf-

treffenden Wellen über den Partikeldurchmesser. Es werden also Abschnitte der einfallenden Welle detektiert. Das liegt darin begründet, dass nur bestimmte Punkte an der Signalerzeugung beteiligt sind. Einerseits der „Incident Point“, jener Punkt an dem es zur ersten Interaktion des Partikels mit dem Feld kommt, und andererseits dem „Glare Point“, dem Ausgangspunkt der gestreuten Welle. Die Größe dieser Punkte, wobei es sich korrekterweise eigentlich um Flächen handelt, ist abhängig von der Positionierung des Detektors und dessen Einstellungen. Die Amplitude der gestreuten Wellen ist abhängig von den der Lage ihrer Glare Points und lässt sich über Streuungsfunktionen in Zusammenhang mit der Feldstärke am Ort des Partikels setzen. Die Herleitung dieser Funktionen würde an dieser Stelle den Rahmen sprengen, ist aber bei Albrecht et al. [37, S. 79 - 165] nachzulesen. Der Hauptunterschied zwischen kleinen und großen Partikeln liegt nun in einer zusätzlichen Phasenverschiebung begründet. Diese ist bei größeren Partikeln durch die Partikelform und die Ausbreitungsrichtung der einfallenden Strahlen im Zusammenhang mit dem Incident Point und durch das Partikelmaterial sowie die unterschiedliche Lage der Glare Points bedingt. Bei kleineren Partikeln verschmelzen die Glare Points und der Einfluss von Partikelmaterial und -größe verschwindet. Albrecht et al. [37]

5.2.3 LDA-Signalauswertung

Zur Auswertung von LDA-Signalen gibt es im Allgemeinen zwei gängige Vorgangsweisen. Zuerst sei hier kurz die einfachere der beiden mit Hilfe eines LDA-Counters erklärt. Das Messsignal der LDA, auch „Burst“ genannt, wird in diesem Fall in zwei Schritten von einem Rohsignal in ein Rechtecksignal überführt. Dabei wird das Eingangssignal einer Gleichstrom-Filterung unterzogen und anschließend mittels Schmitt-Trigger in ein Rechtecksignal gewandelt. Aus der Anzahl der Auslenkungen des Signals kann über die Zeit leicht die Doppler-Frequenz ermittelt werden. Die Alternative dazu ist die direkte Auswertung des Messsignals mittels Frequenzanalyse. Bei Verwendung der Fast-Fourier-Transformation, kurz FFT, werden die Signalanteile nach Frequenz sortiert und die Signalanteile im Bereich der Dopplerfrequenz werden gut sichtbar. Mit der so erhaltenen Frequenz ist es möglich, in die Gleichungen 20 bis 22 einzusetzen und die Geschwindigkeit des gemessenen Partikels zu ermitteln. (Nitsche und Brunn [38])

Betrachtet man nun die Gleichungen, ist ersichtlich, dass die Doppler-

frequenz von den optischen Bedingungen, nämlich der Wellenlänge λ und dem Kreuzungswinkel der Laserstrahlen θ , sowie der orthogonalen Geschwindigkeitskomponente des Partikels zur Winkelhalbierenden der beiden Laserstrahlen abhängig ist. Für die Erzeugung des Signals ist es dabei jedoch nicht relevant, ob die Geschwindigkeitskomponente mit einem positiven oder negativen Vorzeichen behaftet ist. Dies führt dazu, dass über Rückströmungen keine Aussagen getroffen werden kann. Da diese bei vielen strömungstechnischen Problemen aber relevant sind, wird eine sogenannte Bragg-Zelle, wie bereits in Abbildung 5 angedeutet, eingesetzt.

Eine Bragg-Zelle ist ein akusto-optischer Modulator, der eine Differenz in den Frequenzen der beiden Partialstrahlen hervorruft, die jedoch deutlich kleiner als die Frequenz des verwendeten Lasers ist. Durch die mathematischen Zusammenhänge zwischen Phase und Frequenz einer Welle kann eine Frequenzverschiebung für eine stationäre Welle auch als lineare Änderung der Phase mit der Zeit angesehen werden. Das führt dazu, dass das Interferenzstreifenmuster nicht statisch ist, sondern sich mit einer definierten Geschwindigkeit bewegt. Daher rufen Partikel, die sich in die gleiche Richtung wie das Interferenzstreifenmuster bewegen, eine niedrigere Frequenz hervor und jene, die sich entgegengesetzt bewegen, eine höhere. (Albrecht et al. [37], Nitsche und Brunn [38])

Um korrekte Messergebnisse zu erhalten, ist es notwendig, die Frequenzverschiebung der Bragg-Zelle Δf_{Bragg} an die maximale Rückströmgeschwindigkeit $|u_{R,max}|$ anzupassen. Es gilt nach Nitsche und Brunn [38]

$$\Delta f_{Bragg} \geq |u_{R,max}| \cdot \frac{2 \sin \frac{\theta}{2}}{\lambda} \quad (23)$$

und damit für das gegen die eigentliche Strömungsrichtung laufende Interferenzmuster

$$v_{\perp} = \lambda \cdot \frac{f_D - \Delta f_{Bragg}}{2 \sin \frac{\theta}{2}} \quad (24)$$

Wählt man die Verschiebung in Richtung der Hauptströmungsrichtung ist $|u_{R,max}|$ durch den Betrag der maximalen Geschwindigkeit in jener zu ersetzen. Da diese in den meisten Fällen jedoch höher sein wird als $|u_{R,max}|$ und eine höherer Δf_{Bragg} bedingt, ist dieses Vorgehen nicht sinnvoll. Durch diese Modifikation des Emitters enthält das Messsignal zusätzlich zur Geschwindigkeits- auch die Richtungsinformation. Die möglichst kleine Änderung der

Frequenz ist deswegen notwendig, da eine Änderung der Frequenz auch eine Änderung der Wellenlänge bedingt und damit die Lichtstreuung der Partikel differiert. Die relative Abweichung der Frequenz kann aber so klein gewählt werden, dass sie vernachlässigbar ist. (Nitsche und Brunn [38])

Der hier beschriebene Vorgang bestimmt jeweils die Geschwindigkeit eines Partikels. Um zuverlässige Aussagen über die Geschwindigkeit im Messpunkt treffen zu können, ist daher eine möglichst hohe Datenrate, sprich eine hohe Anzahl an Partikeln, die das Messvolumen passieren und ein gültiges Signal am Detektor erzeugen, wünschenswert.

Es sei noch angemerkt, dass es mit diesem Aufbau nur möglich ist, eine Geschwindigkeitskomponente zu messen, nämlich jene orthogonal zum Interferenzstreifenmuster. Die Bestimmung einer zweiten Geschwindigkeitskomponente ist ohne größeren Aufwand möglich, da die Integration eines um 90° gedrehten Laserstrahlenpaar in der selben Emittersonde möglich ist (Wozniak [24]). Zur Bestimmung der dritten Geschwindigkeitsmessung muss jedoch ein zusätzlicher LDA-Aufbau integriert werden, also vollständige Optik und Auswertelektronik. Es ist zwar dementsprechend möglich, alle drei Geschwindigkeitskomponenten parallel zu ermitteln, der zusätzliche Aufwand und die Kosten steigen aber stark an.

5.3 Theoretische Grundlagen der Partikelgrößenmessung

Die Ermittlung räumlicher Strukturen mittels PDA erfolgt entweder über die Zeitverzögerung oder den Phasenunterschied des detektierten Signals. Abhängig von der Anzahl der zu bestimmenden Parameter ändert sich die Anzahl der notwendigen Detektoren. Ausgehend von der Vereinfachung, dass nur homogene, sphärische Partikeln vorhanden sind, ist als alleiniger Parameter der Partikeldurchmesser zu bestimmen, wofür zwei Detektoren ausreichend sind.

5.3.1 Grundlegender-Aufbau

Abbildung 8 zeigt den grundlegenden optischen Aufbau einer PDA-Messung. Die Technik zur Erzeugung der einfallenden Laserstrahlen ist deckungsgleich zur LDA, wie in Kapitel 5.2.1 beschrieben, weswegen hier auf eine abermalige detaillierte Darstellung verzichtet wird (Albrecht et al. [37]). Die Unterschiede

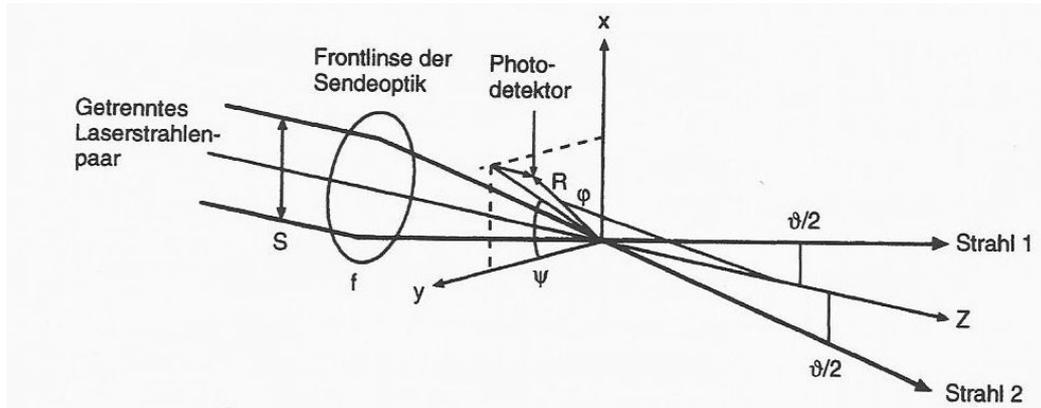


Abbildung 8: Allgemeiner Aufbau einer PDA nach Wozniak [24]

liegen vielmehr auf der Detektorseite. Statt wie bei der LDA mit einem Photodetektor auszukommen, verlangt die PDA zwingend zwei Detektoren. Die Detektoren befinden sich dabei um den Winkel φ zu den austretenden Strahlen versetzt. Des Weiteren befinden sich die beiden Detektoren auch jeweils um den Winkel Ψ aus der y - z -Ebene versetzt. Die exakten Werte der angesprochenen Winkel werden jedoch von mehreren Faktoren beeinflusst. Diese sind in erster Linie durch die Art der Erzeugung des Messsignals, entweder durch Reflexion oder Lichtbrechung, aber auch durch das sich einstellende Signal/Rausch-Verhältnis oder die spezifische Messanordnung bestimmt. Auf die sich daraus ergebenden Zusammenhänge wird im Zuge des Kapitels noch näher eingegangen. (Wozniak [24])

5.3.2 PDA-Signalerzeugung

Für die Signalerzeugung seien hier in Anlehnung an Wozniak [24] nur kurz die wesentlich Zusammenhänge der einzelnen Einflussfaktoren angegeben.

Aufgrund der schon angesprochenen verschiedenen Positionen der Detektoren erreicht diese das Signal zwar mit derselben Frequenz, jedoch phasenverschoben. Der Unterschied zwischen den Phasen kann nun über die Zeitdifferenz Δt beschrieben werden.

$$\Phi = 2\pi \cdot f \cdot \Delta t \quad (25)$$

Φ , die Phasenverschiebung der beiden Frequenzen, muss nun mit der Größe des signalerzeugenden Partikels in Zusammenhang gebracht werden. Ver-

einfachend kann nun die Phase der an einem Detektor gemessenen Dopplerefrequenz in einen Größenparameter α und einen Geometriefaktor β_i für den jeweiligen Detektor unterteilt werden.

$$\Phi_i = \alpha \cdot \beta_i \quad (26)$$

Der Größenparameter enthält hierbei neben der Wellenlänge des Lasers λ , noch den Partikeldurchmesser D sowie den Brechungsindex des umgebenden Mediums n_1 und es gilt

$$\alpha = \pi \frac{n_1}{\lambda} D \quad (27)$$

womit ein linearer Zusammenhang zwischen Partikelgröße - ausgehend von der Annahme, dass es sich um homogene sphärische Partikel handelt - und der Phase hergestellt ist.

Der andere Term der Gleichung 25 setzt sich aus den geometrischen Gegebenheiten der Messanordnung zusammen und ist des Weiteren abhängig von der Art der Lichtstreuung, die am Partikel auftritt.

Für Streuung durch Reflexion erster Ordnung gilt für den Geometriefaktor

$$\beta_i = \sqrt{2} \cdot \left\{ \sqrt{1 + \sin \frac{\vartheta}{2} \cdot \sin \varphi_i \cdot \sin \psi_i - \cos \frac{\vartheta}{2} \cdot \cos \varphi_i} - \sqrt{1 - \sin \frac{\vartheta}{2} \cdot \sin \varphi_i \cdot \sin \psi_i - \cos \frac{\vartheta}{2} \cdot \cos \varphi_i} \right\} \quad (28)$$

Im Vergleich dazu gilt für die Lichtstreuung durch Brechung erster Ordnung

$$\beta_i = 2 \cdot \left[\sqrt{1 + n_{rel}^2} - \sqrt{2} \cdot n_{rel} \cdot \sqrt{1 + \sin \frac{\vartheta}{2} \cdot \sin \varphi_i \cdot \sin \psi_i + \cos \frac{\vartheta}{2} \cdot \cos \varphi_i} - \sqrt{1 - n_{rel}^2} - \sqrt{2} \cdot n_{rel} \cdot \sqrt{1 - \sin \frac{\vartheta}{2} \cdot \sin \varphi_i \cdot \sin \psi_i + \cos \frac{\vartheta}{2} \cdot \cos \varphi_i} \right] \quad (29)$$

Der Hauptunterschied zwischen den Gleichungen 28 und 29 liegt darin, dass in letzterer zusätzlich noch das Verhältnis der Brechungsindices $n_{rel} = \frac{n_2}{n_1}$ berücksichtigt ist, wobei n_2 der Brechungsindex des Partikels ist.

Die restlichen Variablen bestimmt die Positionierung der PDA. ϑ ist der Winkel zwischen den einfallenden Laserstreifen, der durch die am Laseremitter verwendete Linse bestimmt wird, und legt den Abstand zwischen den Interferenzstreifen fest. Die beiden anderen Winkel φ und ψ ergeben sich aus der Position des Detektors relativ zum Messvolumen. Zur Veranschaulichung der Winkel sind diese in Abbildung 8 nochmals dargestellt.

Betrachtet man nun die Gleichungen 26 bis 29, fällt auf, dass es zur sogenannten 2π -Zweideutigkeit kommen kann. In diesem Fall ist es bei Phasenunterschieden von 2π möglich, dem Partikel unterschiedliche Größen zuzuweisen. Um dieses Phänomen zu umgehen, gibt es mittlerweile unterschiedliche Methoden, sowohl software- als auch hardwareseitig. Rein softwaretechnisch bietet sich die Verbindung von PDA und der sogenannten Time-Shift-Technik an. Diese ist eine weitere Methode zur Partikelgrößenbestimmung, die prinzipiell einen identischen Aufbau wie die PDA erfordert, auch wenn die Winkel der geometrischen Anordnung leicht differieren.

Vereinfacht kann man dies anhand eines einzelnen Laserstrahls darstellen, der ein, wie in Abbildung 9 gezeigt, sich bewegendes Teilchen beleuchtet. Das Teilchen wandert dabei durch das beleuchtete Feld und reflektiert das Laserlicht. Durch die inhomogene Beleuchtung des Partikels erhalten die zwei Detektoren das maximale Messsignal zu unterschiedlichen Zeiten. Da dieser namensgebende Time-Shift durch den bereits erwähnten Incident-Point beeinflusst ist, dessen Lage wiederum von der Partikelgröße abhängig ist, ist es möglich, einen Zusammenhang zwischen der Zeitverschiebung und der Größe herzustellen. Dadurch kann eine zweite Bestimmung parallel als Überprüfung durchgeführt werden. Albrecht et al. [37]

Häufiger anzutreffen sind jedoch hardwareseitige Ansätze, wie etwa die Verwendung eines zusätzlichen Detektors. Durch die Messung der drei Phasendifferenzen erfolgt ebenfalls eine Doppelbestimmung der Geschwindigkeit. Die dritte Phasendifferenz ist zwar nicht mehr linear unabhängig, kann jedoch zur Überprüfung herangezogen werden, da die Summe der Phasendifferenzen null ergeben muss. Albrecht et al. [37]

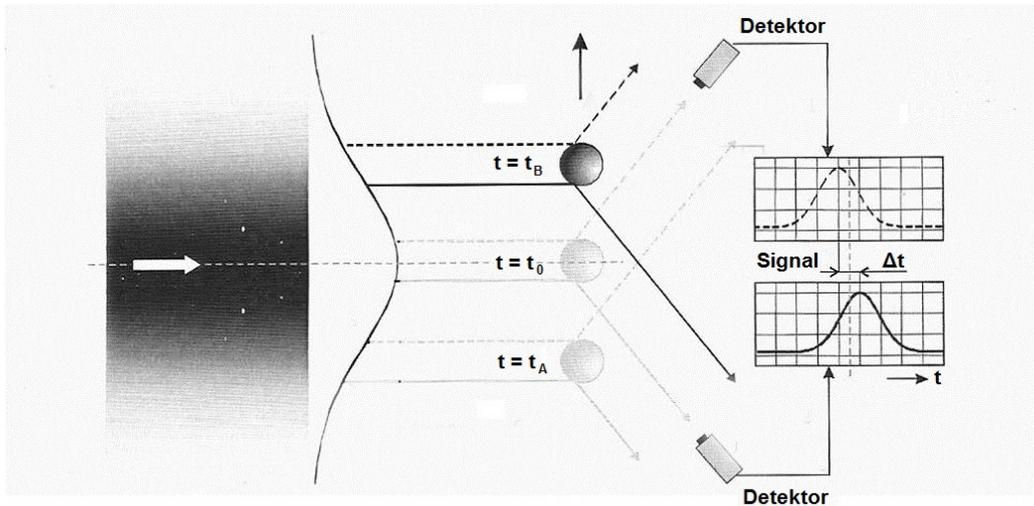


Abbildung 9: Entstehung des Time-Shifts nach Albrecht et al. [37]

6 Messungen

Im folgenden Abschnitt soll ein kurzer Überblick über den sich aus den Anforderungen an das Verfahren ergebenden exakten Versuchsaufbau sowie die durchgeführten Messungen gegeben werden.

Der wichtigste Faktor im Zusammenhang mit der basischen Wäsche zur selektiven Entschwefelung ist die Kontaktzeit sowie der Phasenkontakt, weswegen zuerst kurz auf die exakte Messanordnung, bestehend aus Messkanal, Düse und Statikmischer eingegangen werden soll, bevor ein Überblick über die durchgeführten Messungen folgt.

6.1 Anordnung

Messkanal

Der grundlegende Aufbau besteht aus sieben Komponenten - einem Rohr mit konstantem Querschnitt zur Zufuhr des Luftstromes, das zwei STX-Statikmischer, wie in Abbildung 13 dargestellt, zur Vergleichmäßigung der Strömung beinhaltet, einem T-Stück mit einem Anschluss für die Wasserzufuhr, das je nach Bedarf entweder als Venturi-Zerstäuber mit verengtem Querschnitt oder als Aufgabestelle mittels Vollkegeldüsen bei konstantem Querschnitt realisiert ist, einem weiteren Rohr mit konstantem Querschnitt zur Vermischung und Herstellung der Kontaktzeit, das bei Bedarf die stati-

schen Mischer beinhaltet, anschließend einem weiterem Rohrstück mit seitlichen Sichtgläsern zur Messung mittels PDA und einem Tropfenabscheider am Ende. Aus messtechnischer Sicht kommen eine PDA der Fa. TSI Incorporated sowie ein Differenzdruckmessgerät zum Einsatz.

Die wichtigsten Abmessungen sind in Abbildung 10 dargestellt, wobei die Durchströmung von links nach rechts erfolgt.

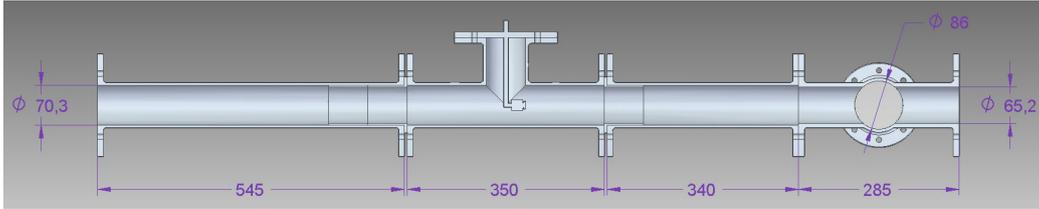


Abbildung 10: Messkanal mit Bemaßungen und Aufgabestelle mittels Vollkegeldüse

Aus Laborversuchen zur ablaufenden Reaktion war bekannt, dass die ideale Kontaktzeit t_K zwischen 0,02-0,1s liegt und eine turbulente Strömungsführung von Vorteil ist. Vereinfachend wurde davon ausgegangen, dass sich die Flüssigkeitstropfen mit der selben Geschwindigkeit wie die Gasströmung bewegen, weshalb die Kontaktzeit von Gasvolumenstrom, Rohrlänge und Rohrdurchmesser abhängig ist. Weiters wird vorausgesetzt, dass die Statikmischer zwar zu einer zusätzlichen Durchmischung führen, jedoch keine signifikante Erhöhung der Kontaktzeit mit sich bringen.

$$v_{L,i} = \frac{\dot{V}_L}{3600} \cdot \frac{1}{\frac{d_i^2 \cdot \pi}{4}} \quad (30)$$

$$t_K = \frac{l_1}{v_{L,1}} + \frac{l_2}{v_{L,2}} \quad (31)$$

Da der Messkanal am Übergang zu dem eigentlichen Messabschnitt eine Verengung erfährt, muss die Kontaktzeit über zwei getrennte Geschwindigkeiten v_1 und v_2 für die jeweiligen Abschnitte berechnet werden. \dot{V}_L ist der Luftvolumenstrom in $\frac{m^3}{s}$ und d_i der Rohrdurchmesser in m, l_1 die Länge von der Mitte des T-Stücks und damit dem Aufgabepunkt der Flüssigkeit bis zur Verengung und l_2 die Länge des restlichen Rohres, jeweils in m. Für die Reynolds-Zahl gilt

$$Re = \frac{\rho_L \cdot v_{L,1} \cdot d}{\eta_L} \quad (32)$$

Die Berechnung der Reynolds-Zahl erfolgte für 1 bar und 20 °C, wobei die niedrigere der beiden Geschwindigkeiten zur Bestimmung herangezogen wurde.

Mit den in Tabelle 6 gegebenen Werten

Tabelle 6: Daten zur Berechnung von Kontaktzeit und Reynolds-Zahl

l_1	0,515 m
l_2	0,285 m
d_1	0,0703 m
d_2	0,0652 m
ρ_L [39]	$1,189 \frac{kg}{m^3}$
η_L [39]	$18,21 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$

folgen für die Kontaktzeit und die Reynolds-Zahl sowie die zugehörigen Geschwindigkeiten in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom die in Tabelle 7 angeführten Ergebnisse:

Tabelle 7: Übersicht Kontaktzeit und Reynold-Zahl

\dot{V}_L in $\frac{m^3}{h}$	$v_{L,1}$ in $\frac{m}{s}$	$v_{L,2}$ in $\frac{m}{s}$	t_K in s	Re
110	7,9	9,2	0,10	42008
150	10,7	12,5	0,07	57284
200	14,3	16,6	0,05	76378

womit leicht ersichtlich ist, dass der Messaufbau innerhalb der vorgegebenen Grenzen operiert.

Düsen

Bei den Vollkegeldüsen wurde entsprechend den relevanten Volumenströmen auf die Modelle VX0,8-45° und VX1,6-45° mit konischem 1/2"-Gewinde der Fa. MC GmbH zurückgegriffen([40]). Die erste Zahl, hier 0,8 bzw. 1,6, gibt den idealen Volumenstrom für den Betrieb in l/min an und die zweite, in diesem Fall 45°, den Öffnungswinkel des austretenden Sprays. Von den erhältlichen Öffnungswinkeln wurde der kleinste gewählt, um die Wahrscheinlichkeit eines direkten Auftreffens des Sprays an der Rohrwand möglichst gering zu halten. In Abbildung 11 ist links der Aufbau der Düse und rechts das im Idealfall auftretende Sprühbild dargestellt.

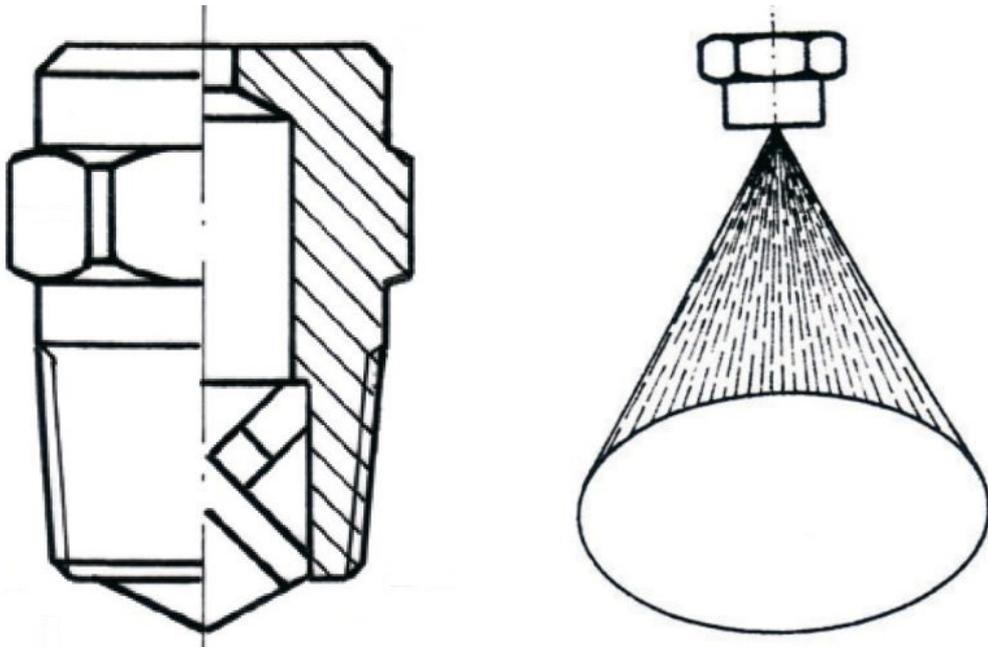


Abbildung 11: Aufbau und ideales Sprühbild einer Vollkegeldüse ([40])

Die Düsen wurden mittig in Bezug auf den Rohrquerschnitt und in Strömungsrichtung des Luftstroms, entsprechend Abbildung 10, angebracht.

Für die Venturi-Düse wurde nicht auf ein industrielles Produkt zurückgegriffen, sondern stattdessen eine im Zuge des Gesamtprojekts entwickelte, individuelle Lösung angewendet. Das Augenmerk lag dabei darauf, dass einerseits die Einzelkomponenten günstig und leicht zu erhalten sind, und andererseits eine möglichst große Verstopfungsresistenz gegeben ist, falls es in diesem Fall im Zusammenhang mit den Vollkegeldüsen bei Versuchen unter realen Bedingungen zu Problemen kommen sollte. Die Dimensionierung der Venturi-Verengung inklusive Lanze ist in Abbildung 12 dargestellt.

Die Lanze ist zur Vermeidung von Verstopfungen ebenso simpel gestaltet. Es handelt sich um ein einfaches Rohr mit $d_a=8\text{mm}$ und $d_i=6\text{mm}$ mit einer um 45° abgeschrägten Austrittsfläche.

Statikmixer

Als statische Mischer kamen im Zuge der Messungen zwei verschiedene Varianten, STX mit $d=68\text{mm}$ und $L=70\text{mm}$ sowie STV mit $d=68\text{mm}$ und $L=35\text{mm}$ zum Einsatz, die in den Abbildungen 13 und 14 dargestellt sind. Die Auswirkungen von statischen Mixern auf eine turbulente, kontinuierliche Gasphase mit darin zerstäubter Flüssigkeit sind bis dato kaum untersucht.

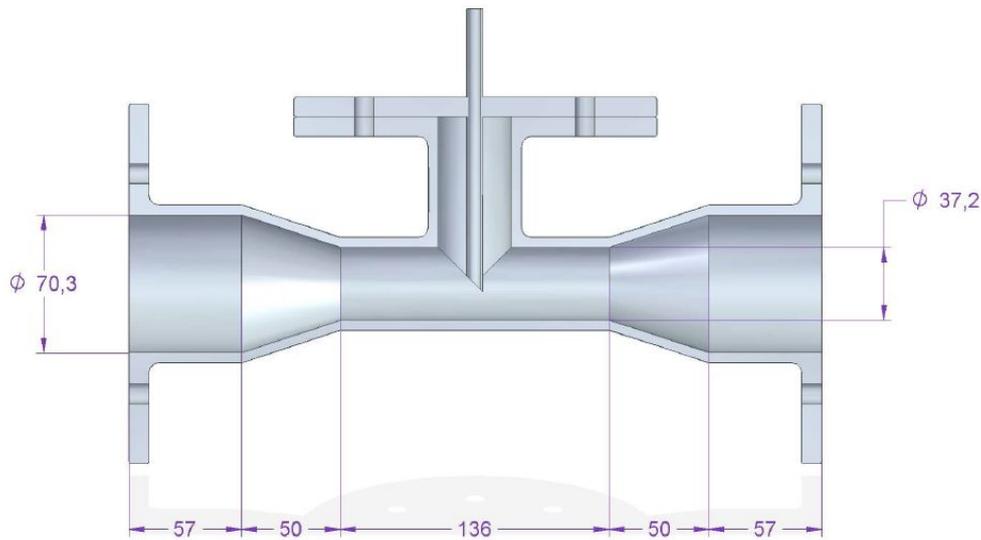


Abbildung 12: Venturi-Düse mit Bemaßungen und Lanze

Ansätze in diese Richtung findet man lediglich bei Couvert et al. [41], der sich mit Druckverlust und Stoffübergangskoeffizienten in Zusammenhang mit dieser Konstellation auseinandergesetzt hat. Über die direkte Auswirkung auf die Tropfengröße gibt es aber kaum Informationen. Dementsprechend wurde auf zwei gängige Modelle für turbulente Strömungen zurückgegriffen.

Es wurde dazu jeweils ein Element des Statikmixers direkt im Anschluss an den Zerstäuber in Strömungsrichtung eingebracht, wie in Abbildung 10 auf Seite 32 schematisch dargestellt. Für Messungen mit zwei Elementen wurden diese um 90° um die Längsachse zueinander gedreht eingesetzt.

6.2 Durchführung

PDA-Messungen

Der Messplan wurde aufgrund des hohen zeitlichen Aufwands pro Messungen so gestaltet, dass mit einer möglichst geringen Anzahl an Messungen eine ideale Kombination aus Zerstäuber und Statikmixer bestimmbar war. Hierzu wurde in einem ersten Schritt der Volumenstrom der Luft \dot{V}_L und der Volumenstrom des Wassers \dot{V}_W innerhalb der für den Prozess zu erwartenden Betriebsparameter variiert. Als Zerstäuber kam die Venturi-Düse zum Einsatz. Für die erste Beurteilung wurde auf den Einsatz eines Statikmixers verzichtet.

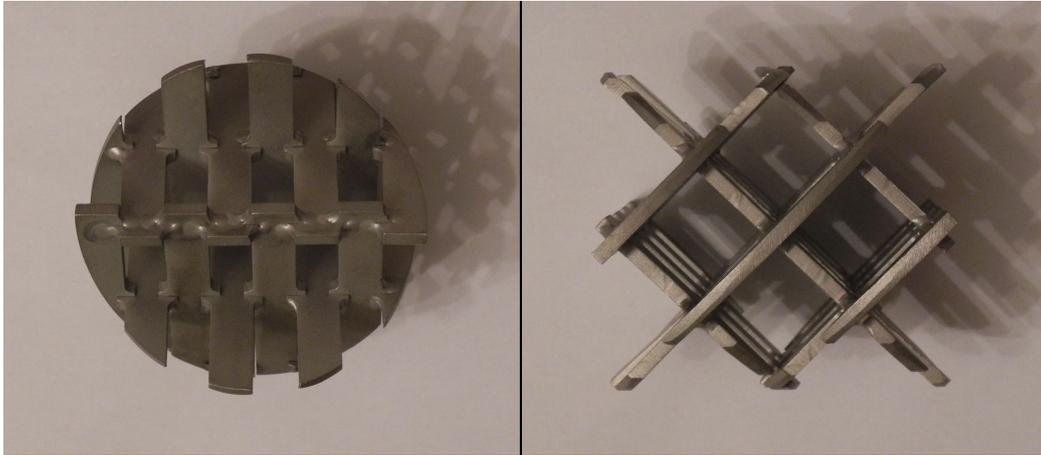


Abbildung 13: STX-Statikmixer

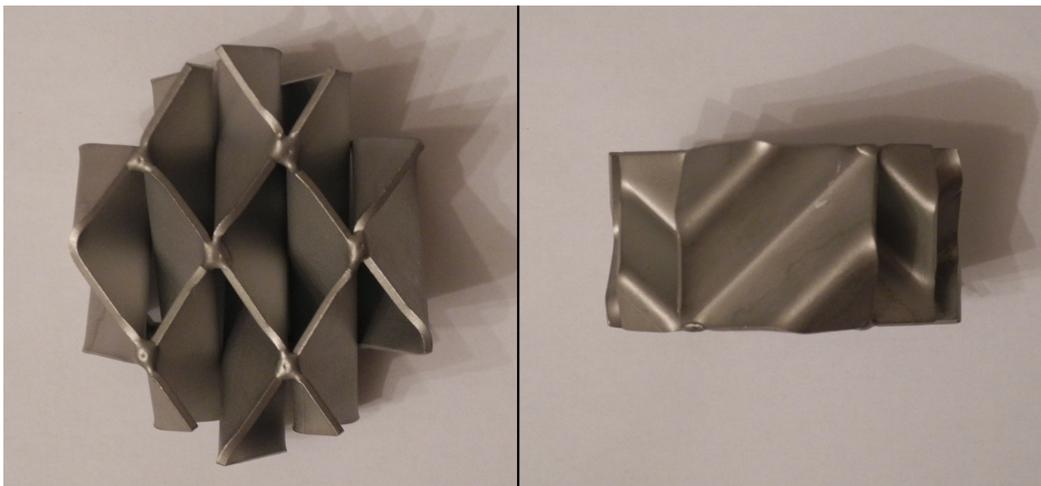


Abbildung 14: STV-Statikmixer

Tabelle 8: Messmatrix der PDA-Messungen

Messung	Zerstäuber	SM	\dot{V}_W in $\frac{l}{h}$	\dot{V}_L in $\frac{m^3}{h}$
1	Venturi	-	25	110
2	Venturi	-	50	110
3	Venturi	-	100	110
4	Venturi	-	25	150
5	Venturi	-	50	150
6	Venturi	-	100	150
7	Venturi	-	25	200
8	Venturi	-	50	200
9	Venturi	-	100	200
10	Venturi	STX	100	110
11	Venturi	STX	25	200
12	Venturi	STX	100	200
13	Venturi	2 STX	25	150
14	Venturi	2 STX	25	200
15	Venturi	2 STX	100	200
16	Venturi	STV	100	110
17	Venturi	STV	25	200
18	Venturi	STV	100	200
19	1,6-45°	-	100	110
20	0,8-45°	-	25	200
21	1,6-45°	-	100	200
22	1,6-45°	STV	100	110
23	0,8-45°	STV	25	200
24	1,6-45°	STV	100	200

Im nächsten Schritt wurden aus diesen \dot{V}_W/\dot{V}_L -Kombinationen für die unterschiedlichen Statikmischer-Konfigurationen jeweils drei gewählt, um die Vergleichbarkeit der Bestimmungen des Einflusses der Statikmischer zu gewährleisten. Der Zerstäuber wurde hierbei nicht verändert. Die Einstellung der Volumenströme erfolgte für Wasser mittels Rotametern, für die Luft wurden jeweils Vorversuche mittels PDA gemacht und die Geschwindigkeit der Tropfen bestimmt. Ausgehend von der Annahme, dass diese die gleiche Geschwindigkeit aufweisen wie die Strömung an diesem Punkt, wurde auf die Volumenströme zurückgerechnet.

Abschließend wurden noch die Werte für die Vollkegeldüsen in Kombination mit dem Statikmischer, der die besten Ergebnisse geliefert hat, und ohne Mischelement ermittelt. Die sich daraus ergebenden Messungen sind in Tabelle 8 zusammengefasst.

PDA-Positionierung und Messfeld

Betrachtet man die Abbildungen 8 auf Seite 28 und 10 auf Seite 32, ist ersichtlich, dass es nicht möglich ist, eine vollständige Ebene entsprechend der Dimension des Rohrdurchmessers normal zur Strömungsrichtung abzurastern, da dem Detektor ab einer gewissen Position das Sichtfeld auf das Messvolumen versperrt ist. Dementsprechend ist im Kapitel PDA-Messungen der Achsenbeschriftung erhöhte Aufmerksamkeit zu schenken, da es sich wie bereits angesprochen um keine vollständige Schnittebene handelt.

Die Messungen wurden mittels einer steuerbaren Traverse in einem Raster von je 5mm Abständen solange durchgeführt, bis entweder der Rand des durch die Anordnung bedingten, messbaren Gebiets erreicht war, oder durch andere Störfaktoren, wie etwa durch eine Bachbildung, keine Messungen mehr möglich waren.

Druckverlustmessungen

Für die Druckverlustmessungen wurde ein einfaches Differenzdruckmessgerät eingesetzt. Die Anschlussstellen befinden sich direkt am Ende des Rohres für die Luftzufuhr und am Ende des Messabschnitts. Die Statikmischer im Anschlussrohr wurden für diese Messungen entfernt. Um neben dem Einfluss der Statikmischer auch den der Zerstäuberbauart auf den Druckverlust zu bestimmen, wurden für sämtliche Geschwindigkeitskombinationen Messungen ohne Statikmischer und mit jeweils einem Element jedes Statikmischer-Typen durchgeführt. Die sich ergebende Messmatrix ist in Tabelle 9 dargestellt.

Tabelle 9: Messmatrix der Druckverlustmessungen

Messung	Zerstäuber	SM	\dot{V}_W in $\frac{l}{h}$	\dot{V}_L in $\frac{m^3}{h}$
1-3	Venturi	-, STV, STX	25	110
4-6	Venturi	-, STV, STX	50	110
7-9	Venturi	-, STV, STX	100	110
10-12	Venturi	-, STV, STX	25	150
13-15	Venturi	-, STV, STX	50	150
16-18	Venturi	-, STV, STX	100	150
21-24	Venturi	-, STV, STX	25	200
25-27	Venturi	-, STV, STX	50	200
28-30	Venturi	-, STV, STX	100	200
31-33	0,8-45°	-, STV, STX	25	110
34-36	1,6-45°	-, STV, STX	50	110
37-39	1,6-45°	-, STV, STX	100	110
40-42	0,8-45°	-, STV, STX	25	150
43-45	1,6-45°	-, STV, STX	50	150
46-48	1,6-45°	-, STV, STX	100	150
49-51	0,8-45°	-, STV, STX	25	200
52-54	1,6-45°	-, STV, STX	50	200
55-57	1,6-45°	-, STV, STX	100	200

7 Ergebnisse

Für sämtliche Messungen wurden zur Auswertung die Anzahlverteilung, die Durchgangskurve, die charakteristischen Durchmesser D_{10} und D_{32} in μm , die relative zur Verfügung stehende Oberflächenstrom \dot{O}_{rel} sowie die unter Verwendung des gemessenen Sauterdurchmesseres maximal, theoretisch erzeugbare Oberflächenstrom \dot{O}_{max} bestimmt.

Anzahlverteilung und Durchgangskurve wurden dabei jeweils direkt aus den ausgegebenen Tropfendurchmessern berechnet, ebenso wie D_{10} und D_{32} entsprechend Gleichung 14. Die Oberfläche am Messpunkt musste zeitbezogen bestimmt werden, da die Dauer der Messungen nicht konstant war. Der für jede Messreihe detektierte Gesamtoberflächenstrom \dot{O} in $\frac{m^2}{s}$ berechnet sich daher nach

$$\dot{O} = \sum_{i=1}^j \frac{\sum_{k=1}^k (D_{j,k} \cdot 10^{-6})^2 \cdot \pi}{\frac{n_{Tr,j}}{F_{Tr,j}}} \quad (33)$$

wobei hier $D_{j,k}$ den Durchmesser jedes Tropfens k jeder Messung j in μm ,

$n_{Tr,j}$ die Tropfenanzahl und $F_{Tr,j}$ die Datenrate in $\frac{1}{s}$ darstellt.

Zur besseren Vergleichbarkeit wird der jeweilige Oberflächenstrom in Bezug auf den maximal gemessenen Oberflächenstrom dargestellt.

$$\dot{O}_{rel} = \frac{\dot{O}}{\max\{\dot{O}\}} \leq 1 \quad (34)$$

Für den aus dem Wasservolumenstrom \dot{V}_W in $\frac{m^3}{h}$ maximal, theoretisch erzeugbaren Oberflächenstrom in $\frac{m^2}{s}$ folgt unter Verwendung von D_{32} in μm :

$$\dot{O}_{max} = \frac{\frac{\dot{V}_W}{1000 \cdot 3600}}{\frac{1}{6} \cdot D_{32} \cdot 10^{-6}} \quad (35)$$

7.1 PDA-Messungen

Im Folgenden sind die Messfelder mit Blickrichtung entgegen der Strömung und die relevanten Kennwerte für einige Messungen dargestellt. Die Auswahl wurde so getroffen, dass für jeden veränderbaren Faktor - Zerstäubertyp, Statikmischer sowie das Verhältnis von Wasser- zu Luftvolumenstrom - zumindest jede auftretende Hauptkonfiguration einmal abgebildet ist.

Messung 9 in den Abbildungen 15 und 16 zeigt den messtechnischen Idealfall. Eine hohe Datenrate und damit verbundene Tropfenanzahl sowie eine Zunahme des Tropfendurchmessers im unteren Bereich des Messfelds. Der Grund dafür liegt in den hohen Volumenströmen und dem störungsfreien Strömungsverlauf ohne Statikmischer.

Betrachtet man im Vergleich dazu Messung 11, die in den Abbildungen 17 und 18 dargestellt ist, fällt direkt der wesentlich ungleichmässigeren Kurvenverlauf auf, der durch die um den Faktor 100 reduzierten Datenraten bedingt ist. Die Kombination aus Statikmischer und geringem Wasservolumenstrom führt in diesem Fall zu einer starken Abnahme der detektierten Tropfen und einer Verarmung an großen Tropfen im mittigen Messbereich.

Messung 22, wie in den Abbildung 19 und 20 zu sehen, zeigt eine für die Vollkegeldüsen typische Messung. Auffällig ist hierbei die von den Messungen mit Venturi-Düse stark abweichende Form der Anzahlverteilung sowie die Abnahme der Datenrate im unteren Bereich des Messfelds. Die Datenrate allgemein ist zwischen den beiden zuvor angesprochenen Messungen einzuordnen, was auf die Kombination von niedrigem Luftvolumenstrom und hohem Wasservolumenstrom zurückzuführen ist.

Eine vollständige Darstellung aller durchgeführten Messungen findet sich im Anhang ab Seite 69.

Messung 9

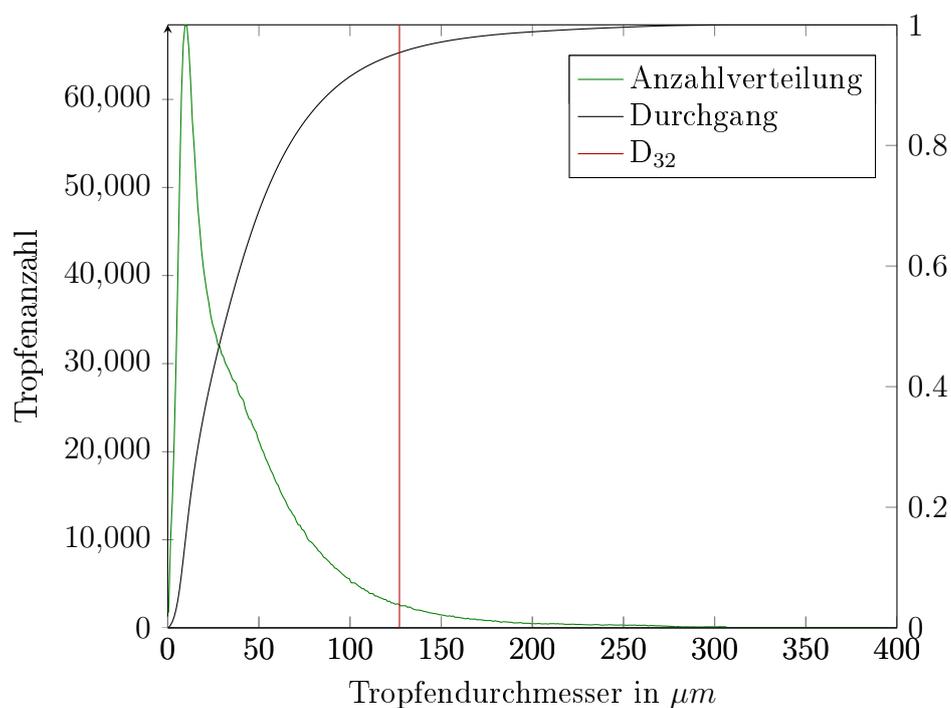
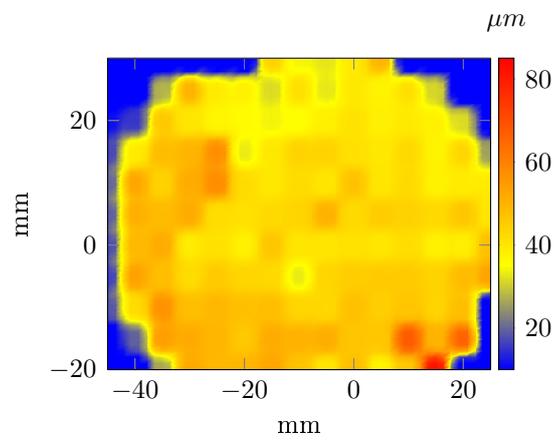


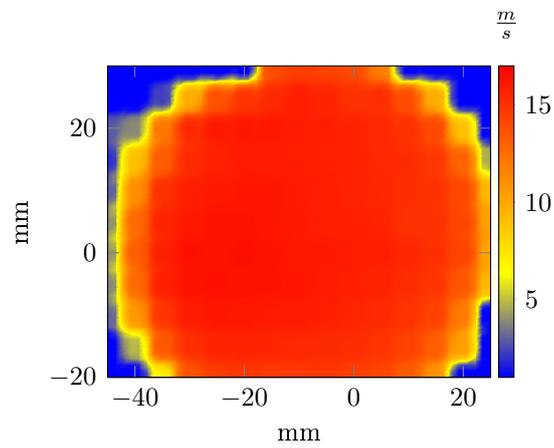
Abbildung 15: Messung 9

Tabelle 10: Ergebnisse Messung 9

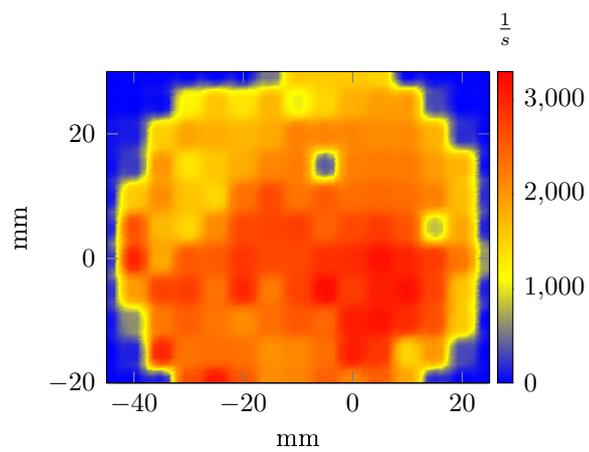
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	43,7	μm
D_{32}	127	μm
\dot{O}_{max}	1,31	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,90	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 16: Abbildung des Messfeldes für Messung 9

Messung 11

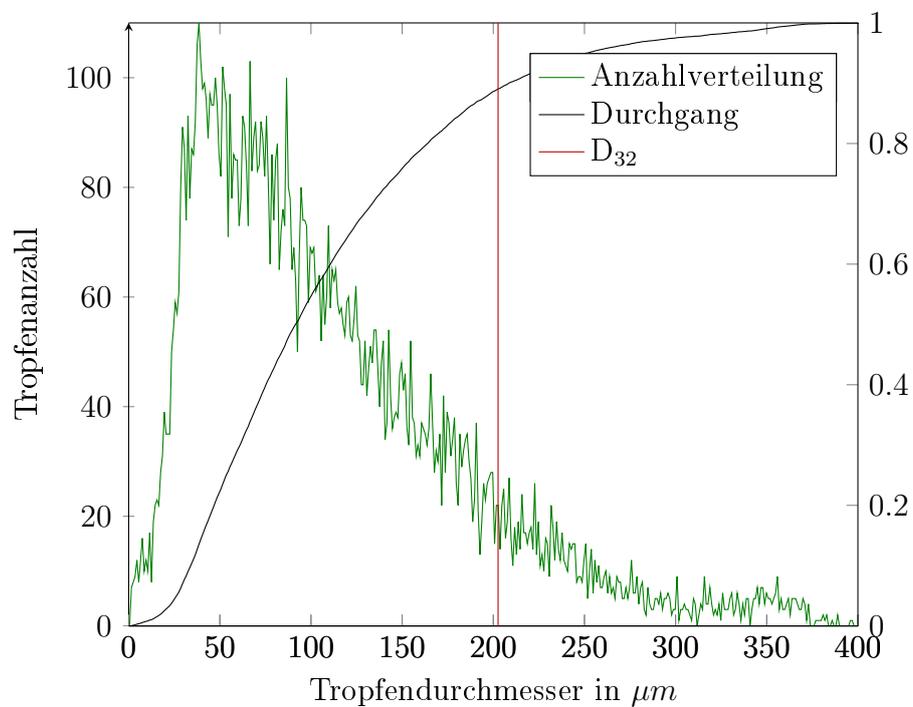
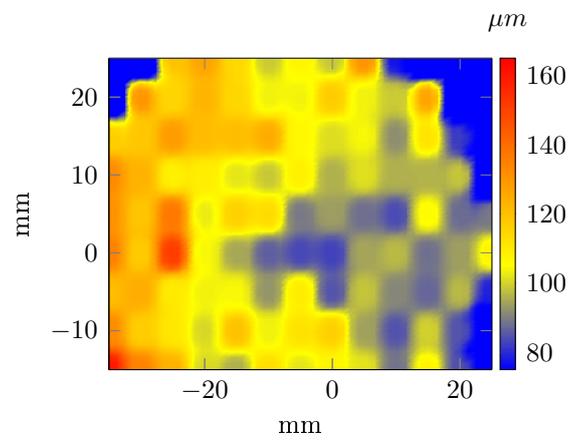


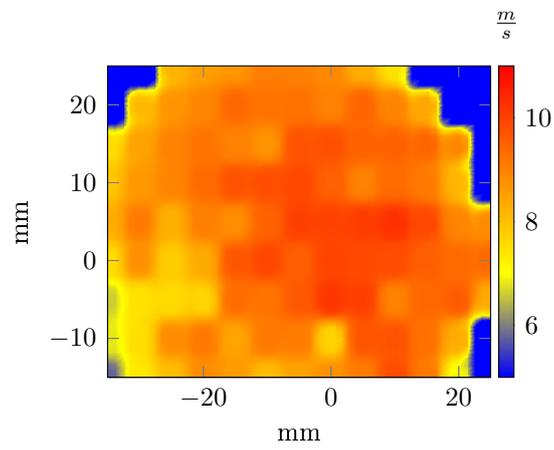
Abbildung 17: Messung 11

Tabelle 11: Ergebnisse Messung 11

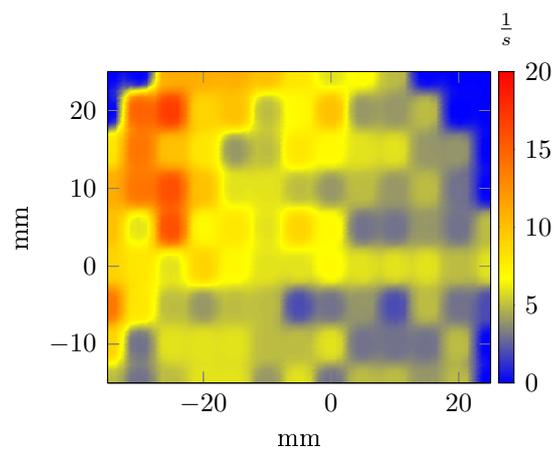
Zerstäuber	Venturi	
SM	STX	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	110	μm
D_{32}	203	μm
\dot{O}_{max}	0,21	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,01	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 18: Abbildung des Messfeldes für Messung 11

Messung 22

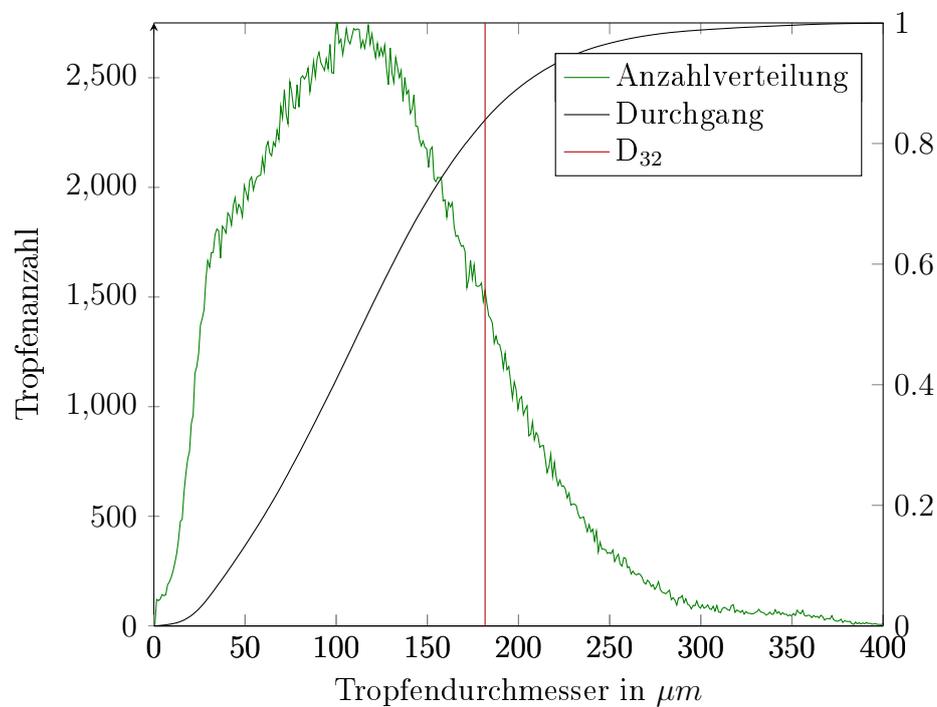
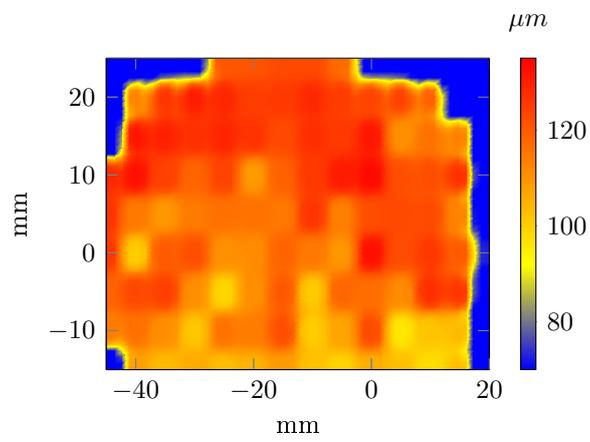


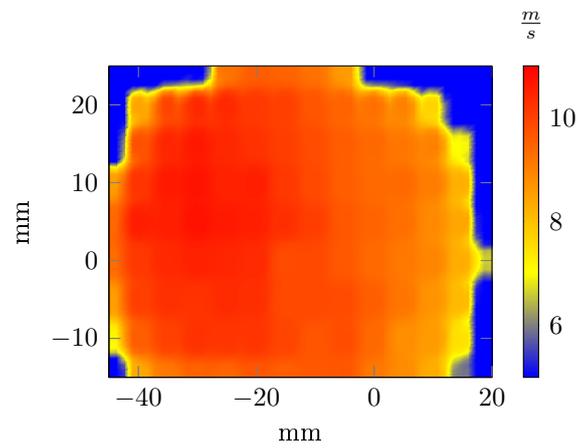
Abbildung 19: Messung 22

Tabelle 12: Ergebnisse Messung 22

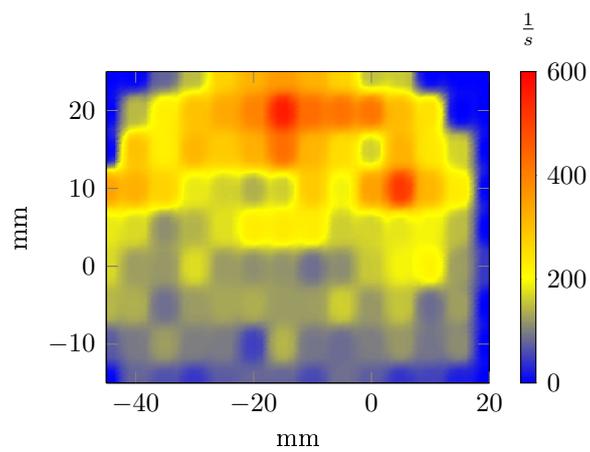
Zerstäuber	0,8-45°	
SM	STV	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	121	μm
D_{32}	182	μm
\dot{O}_{max}	0,92	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,38	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 20: Abbildung des Messfeldes für Messung 22

7.2 Druckverlust-Messung

Im Weiteren sind die Ergebnisse der Gesamtdruckverlustmessungen bei Zerstäubung mittels Vollkegeldüse, siehe Abbildung 21, und Venturi-Düse, siehe Abbildung 22, dargestellt. Diese stellen zwar kein primäres Entscheidungskriterium bei der Wahl der finalen Konfiguration für den tatsächlichen Prozess dar, sollten aber bei ähnlichen Resultaten in Bezug auf die Zerstäubung nicht außer Acht gelassen werden.

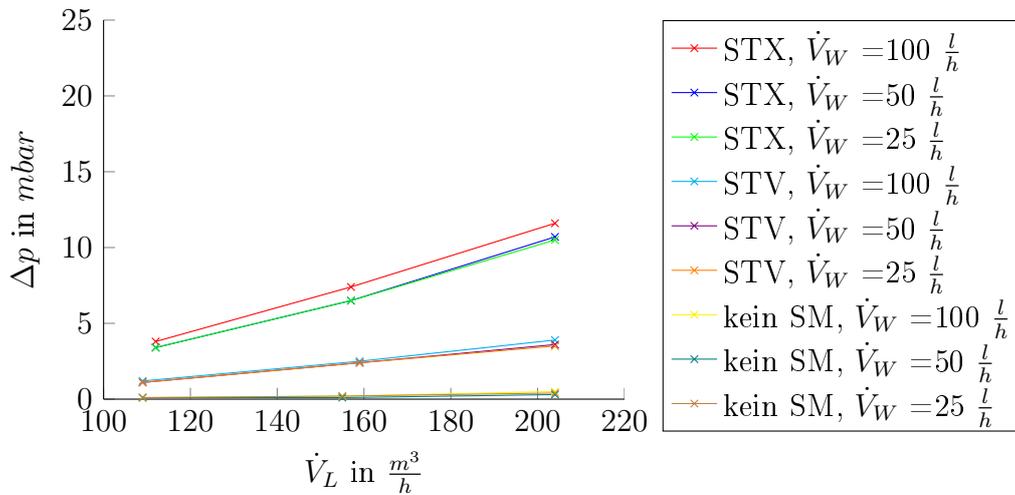


Abbildung 21: Gesamtdruckverlust-Messungen bei Zerstäubung mittels Vollkegeldüse

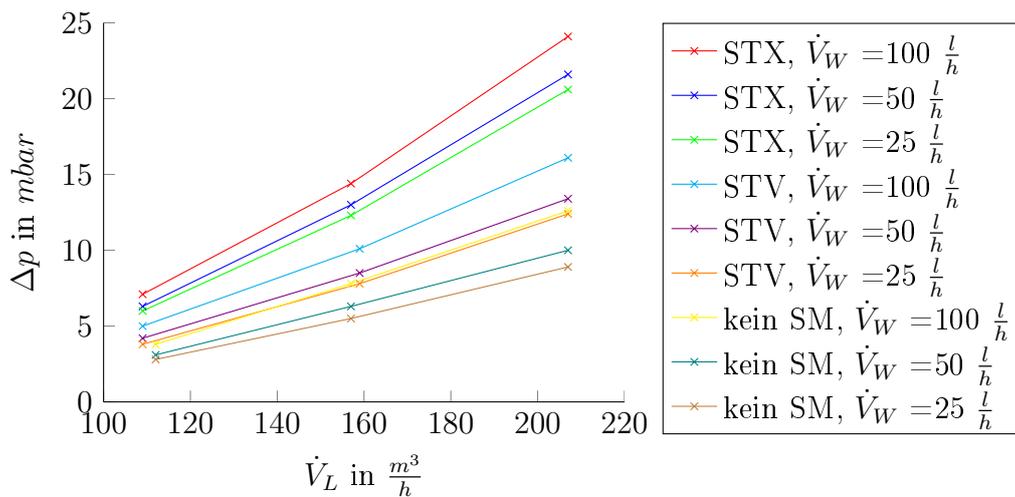


Abbildung 22: Gesamtdruckverlust-Messungen bei Zerstäubung mittels Venturi-Düse

Betrachtet man nun die durchgeführten Messungen ist es wenig überraschend, dass der Einsatz von statischen Mischern zu einer starken Zunahme des Druckverlusts führt, wmeobei dieser Effekt jedoch bei dem Modell STX wesentlich stärker ausgeprägt ist, als bei dem Statikmixer des Typs STV. Zu beachten ist in diesem Zusammenhang jedoch auch die doppelte Länge des Modells STX.

Weiters zeigt sich auch, dass im Zusammenhang mit dem Druckverlust der Wasservolumenstrom eine untergeordnete Rolle spielt, was aber auch den Erwartungen entspricht. Im direkten Vergleich der beiden Zerstäuber-Systeme ist jedoch ein Unterschied im Einfluss des Wasservolumenstroms auf den Druckverlust erkennbar. Der Grund für den höheren Einfluss bei Einsatz einer Venturi-Düse ist darauf zurückzuführen, dass in diesem Fall die Energie zur Zerstäubung durch die Gasströmung aufgebracht werden muss, wohingegen bei der Vollkegeldüse die notwendige Energie der Flüssigkeitsströmung entnommen wird. Dementsprechend könnte der niedrige zusätzliche Druckverlust durch eine Erhöhung des Wasservolumenstroms auch als Hinweis auf geringe sekundäre Zerstäubungseffekte gedeutet werden.

8 Diskussion

Die einfachste Methode, um einen Überblick über die Ergebnisse der unterschiedlichen Messkonfigurationen zu bieten, ist der direkte Vergleich der Anzahlverteilungen. Um die Übersichtlichkeit zu erhalten, werden im folgenden nur die wichtigsten Konfigurationen verglichen. Eine vollständige Darstellung sämtlicher Messungen ist im Anhang ab Seite 69 gegeben.

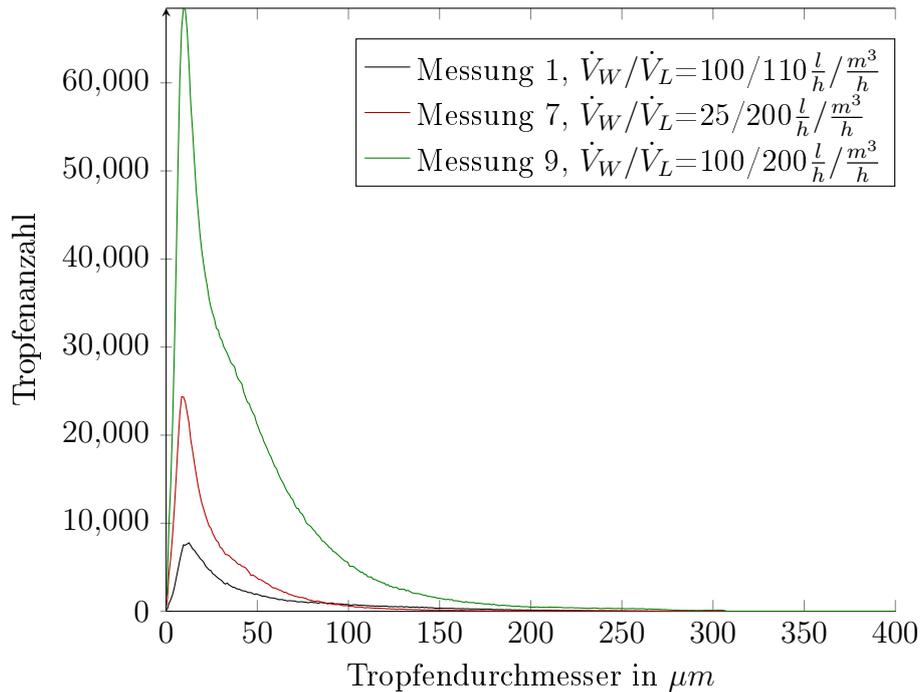


Abbildung 23: Venturi-Zerstäuber ohne Statikmixer

Für den Venturi-Zerstäuber ohne angeschlossenen Statikmixer zeigen sich unabhängig vom Verhältnis \dot{V}_W/\dot{V}_L ähnliche Kurvenverläufe. Die in Abbildung 23 dargestellten Konfigurationen legen nahe, dass der bestimmende Faktor für die Anzahl der vorhandenen feinen Tropfen nicht der Flüssigkeitsvolumenstrom ist, sondern die Strömungsgeschwindigkeit der Luft.

Für die Messung mit $\dot{V}_W/\dot{V}_L=100/200 \frac{l}{h}/\frac{m^3}{h}$ zeigen sich geringe Abweichungen zwischen den Messungen ohne Statikmixer und mit dem Modell STX (siehe Abbildung 24). Auffällig ist dabei das stärker ausgeprägte Tailing bei den Bestimmungen ohne Statikmixer. Die dadurch bedingte höhere Tropfenanzahl lässt vermuten, dass die zur Verfügung stehende Oberfläche bei dieser Konfiguration größer ist.

Die weiteren Messungen weichen stark von den vorhergegangenen ab, so

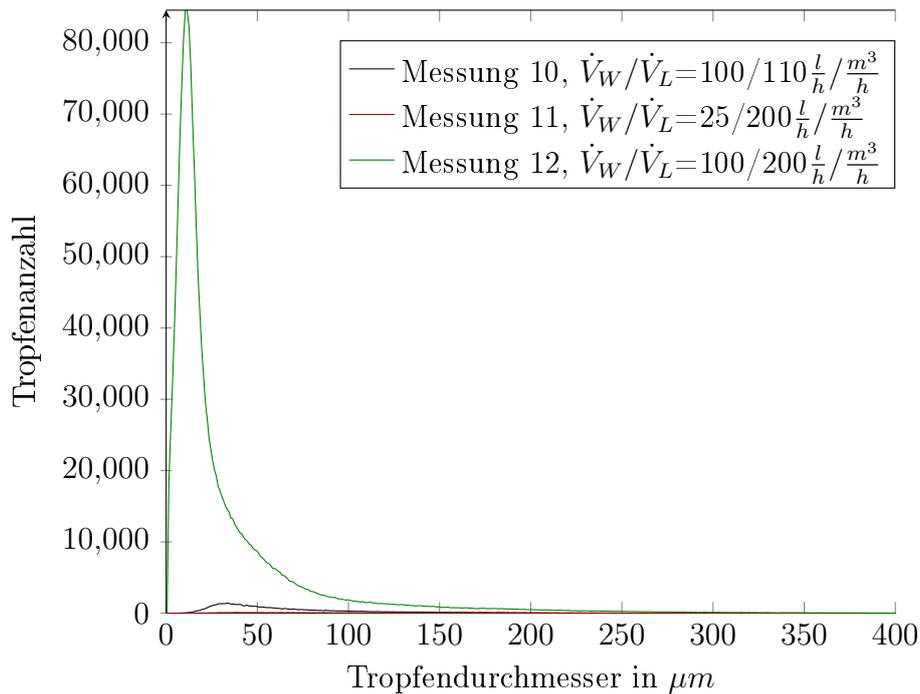


Abbildung 24: Venturi-Zerstäuber mit STX-Statikmischer

wohl in Peakhöhe, als auch in seiner Gestalt. Die wesentlich geringere Tropfenanzahl legt nahe, dass der STX-Statikmischer einen Teil der Tropfen abscheiden dürfte.

Vergleicht man hingegen den Statikmischer STV (siehe Abbildung 25 mit den Messungen ohne statische Mischer, ist zwar erneut ersichtlich, dass es zu einer Abnahme des Tailings kommt, jedoch ist die Tropfenanzahl für die Tropfengrößen im Bereich von 0-50 μm stark erhöht. Abgesehen davon führt der Statikmischer in diesen Konfigurationen jedoch zu keiner starken Veränderung der Anzahlverteilung.

Eine ganz andere Form der Anzahlverteilung weisen die Vollkegeldüsen in Abbildung 26 auf. Die Verteilung ist in diesem Fall wesentlich breiter und die Anzahl der vorhandenen Tropfen ist vor allem vom Wasservolumenstrom abhängig. Der Grund dafür ist vermutlich, dass es sich um einen Einstoff-Zerstäuber handelt und dementsprechend der Luftvolumenstrom für die Tropfenbildung nur eine untergeordnete Rolle spielt.

Die Kombination von Vollkegeldüsen mit dem Mischer-Modell STV in Abbildung 27 zeigt anschaulich die potentiellen Vor- und Nachteile des Einsatzes von Statikmixern. Für kleine Luftströmungsgeschwindigkeiten von $\dot{V}_L = 110 \frac{m}{s}$ kommt es zu einer Abnahme der Anzahl, vermutlich aufgrund des Auftref-

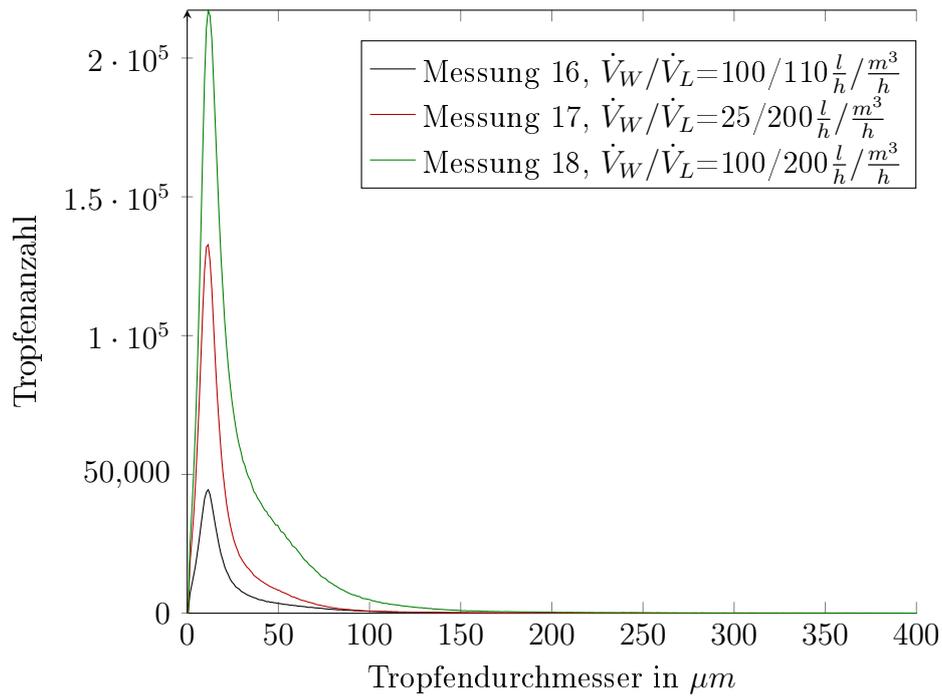


Abbildung 25: Venturi-Zerstäuber mit STV-Statikmixer

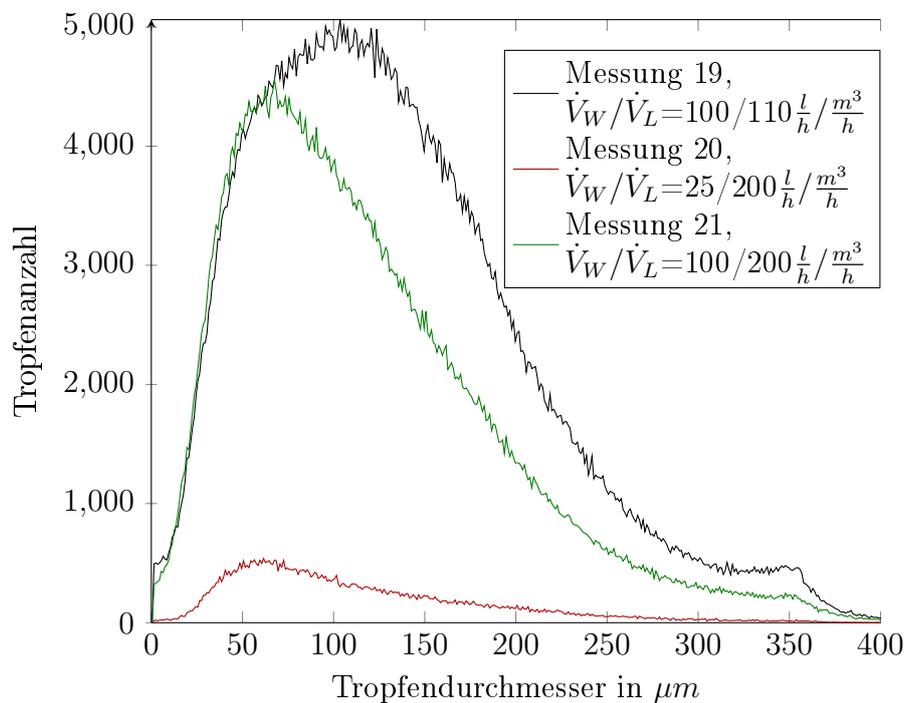


Abbildung 26: Vollkegeldüse ohne Statikmixer

fens von Tropfen am Statikmixer bei einer zusätzlichen leichten Verarmung von kleineren Tropfen, wie auf der linken Seite des Peaks ersichtlich ist. Für

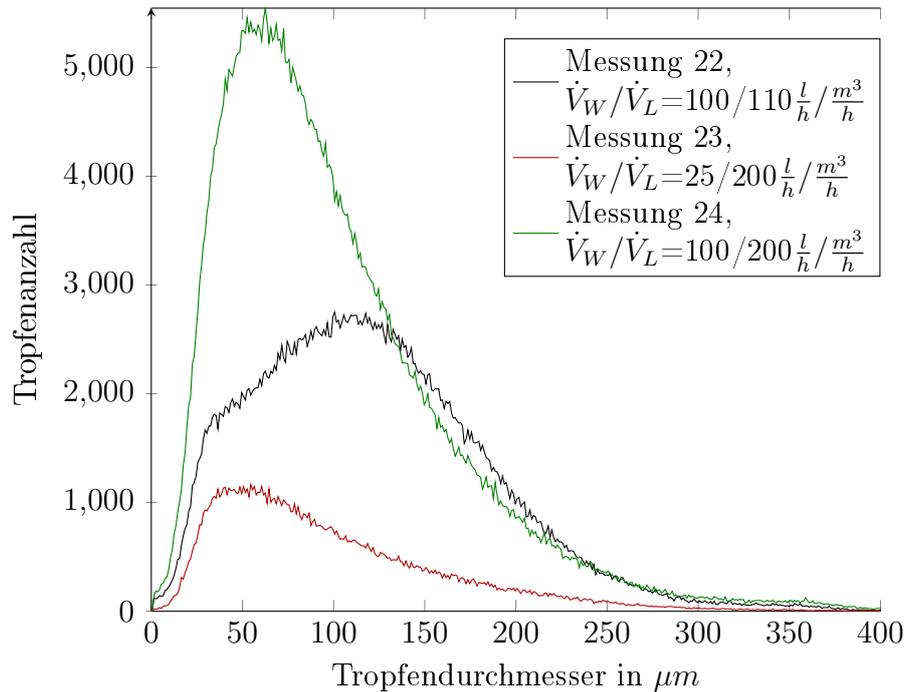


Abbildung 27: Vollkegeldüse mit STV-Statikmixer

$\dot{V}_L = 200 \frac{m}{s}$ tritt unabhängig von \dot{V}_L ein gegenteiliger Effekt auf. Es kommt zu einer Erhöhung der Tropfenanzahl und bei gleichzeitiger, leichter Verschiebung des Peakmaximums nach links, hin zu kleineren Durchmessern. Eine simple, wie auch schlüssige Erklärung wäre, dass es aufgrund der höheren Geschwindigkeiten zu einer Zunahme der Scherkräfte kommt, welche ausreichen, um die Flüssigkeit vom Statikmixer loszureißen und daher erneut Tropfen zu bilden.

Die Anzahlverteilungen bieten zwar einen guten ersten Anhaltspunkt, liefern aber keine Information über die räumlichen Verteilungen, die mittleren Durchmesser oder die zur Verfügung stehende Oberfläche, weswegen sie als alleinige Parameter zur Beurteilung nicht ausreichen.

Die im Anhang ab Seite 69 dargestellten Messfelder bieten sich gut an, um einen Eindruck über die Verteilung der Tropfen in der Strömung zu gewinnen. Der Venturi-Zerstäuber zeigt für die Messungen ohne Statikmixer eine ungleichmäßige Verteilung der Tropfendurchmesser über das Messfeld. Der Tropfendurchmesser ist im unteren Teil der Strömung allgemein größer als im oberen. Eine naheliegende wie auch simple Erklärung wäre, dass Teile der erzeugten Tropfen zu groß sind, um der Strömung über die gesamte Rohrlänge zu folgen, und sich daher im unteren Bereich anreichern. Die Da-

tenrate zeigt in Bezug auf den Rohrdurchmesser in vertikaler Richtung keine erkennbaren, wiederkehrenden Unterschiede, aber eine Erhöhung auf der linken Seite. Nachdem der eigentliche Messaufbau keine schlüssige Erklärung für dieses Phänomen liefert, wäre es denkbar, dass es sich noch um Auswirkungen von Strömungseffekten aus der Luftzuleitung handelt, da diese kurz vor der Anschlussstelle eine starke Biegung aufgewiesen hat.

Betrachtet man im Vergleich dazu die Messungen mit Venturi-Zerstäuber und den Statikmixern STX und STV fällt auf, dass diese in der Mitte des Messfeldes kleinere Tropfendurchmesser aufweisen als in den äußeren Gebieten. Ausgehend davon, dass kleinere Tropfen besser dem Strömungsverlauf durch die Mischelemente folgen als größere, ist zu vermuten, dass die Statikmischer auch eine Art Funktion als Tropfenabscheider einnehmen. Die großen Tropfen würden in diesem Fall auf die Mischer auftreffen und an diesen Richtung Wand abgeschieden werden. Es ist davon auszugehen, dass ein gewisser Teil der Flüssigkeit wieder losgerissen wird und erneut Tropfen bildet. Dies geschieht aber vermutlich nicht sofort, sodass die Flüssigkeit zuerst ein Stück Richtung Wand befördert wird, wodurch sich eine Verarmung in der Mitte erklären würde. Die linksseitige Erhöhung der Datenrate blieb auch bei diesen Messungen bestehen. Bei zwei seriellen Statikmixern lassen sich diese Phänomene nicht mehr beobachten. Aufgrund der komplexen Verhältnisse, die sich durch die zwei um 90° zueinander gedrehten STX-Elemente ergeben, soll hier auch von einer möglichen Deutung abgesehen werden und die Bewertung dieser Konfiguration gänzlich mit anderen Mitteln erfolgen.

Die Messungen mit den Vollkegeldüsen zeigten im Vergleich zu den Venturi-Düsen vor allem im Bezug auf die Tropfenverteilung über den Querschnitt Abweichungen. Kam es bei den Venturi-Düsen in Bezug auf die Datenraten zu einer Verschiebung nach links, so zeigt sich bei den Vollkegeldüsen vor allem eine starke Erhöhung der Datenrate im oberen Bereich. Im Gegensatz zum Venturi-Zerstäuber wird hier aber auch ein Teil der Tropfen durch die Düse schon mit einer aufwärts gerichteten Geschwindigkeitskomponente eingebracht, was die höhere Tropfenanzahl im oberen Bereich erklären könnte. Gleichzeitig zeigt Abbildung 40 auf Seite 62, dass die Durchmesser für die Messungen unter Verwendung der Vollkegeldüse im Vergleich wesentlich größer sind, was die Verarmung an großen Tropfen über den gesamten Querschnitt nahelegt. Es ist auch denkbar, dass ein Teil der Tropfen, die aufgrund ihrer Größe der Strömung folgen würden, aber abwärtsgerichtet eingebracht werden, auf die

Wand treffen, bevor sie der eigentlichen Luftströmung folgen. All dies kann dazu führen, dass die Tropfenanzahl im unteren Teilbereich abnimmt. In Kombination mit den Vollkegeldüsen wurde nur der STV-SM betrachtet. Die Änderungen des Messfelds verglichen mit den Messungen ohne Statikmischer sind dabei nicht bemerkenswert ausgeprägt.

Neben den so erhaltenen Messfeldern wurden noch die Tropfengrößenverteilungen und einige weitere charakteristische Parameter zur Betrachtung herangezogen. Bei den Tropfengrößenverteilungen ist ersichtlich, dass die Messungen nicht alle durch die selben Funktionen angenähert werden können. Dementsprechend ist ein Vergleich der sich ergebenden Konstanten wenig zielführend, da diese je nach Verteilungsart stark voneinander abweichen. Auch eine weitere Verwendung im Zusammenhang mit Simulationen wäre nicht sinnvoll, da, wie bereits angesprochen, nur ein Teil des Strömungsquerschnitts abgebildet worden ist. Die Auswertung der Daten zeigt keine belegbare Symmetrie des Messfeldes in Bezug auf den Tropfendurchmesser, weshalb eine Abschätzung der Verteilung über den Gesamtquerschnitt nicht zulässig ist.

Dementsprechend soll im Folgenden näher auf die mittlere Tropfendurchmesser D_{10} , den Sauterdurchmesser D_{32} sowie auf den relativen Oberflächenstrom \dot{O}_{rel} und den maximal erzeugbaren Oberflächenstrom \dot{O}_{max} eingegangen werden. Diesen würden mit einer vollständigen Bestimmung des Messfeldes zwar auch einer Änderung unterliegen, können aber auf Grund der gleichen Messanordnung für sämtliche Versuche gut als relative Kennwerte der Messungen untereinander herangezogen werden.

Die Abbildungen 28 bis 35 stellen diese Kennwerte für die Messungen 1-9, also jene mit Venturi-Zerstäuber und ohne Statikmischer, jeweils nach \dot{V}_W bzw. \dot{V}_L gruppiert dar, während der andere Parameter variiert wird.

Es hat sich gezeigt, dass sowohl ein abnehmender Wasser- als auch ein zunehmender Luftvolumenstrom und eine damit bedingte Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit zu einer Abnahme der Tropfendurchmesser führt. Die Änderung des Luftvolumenstroms hat dabei einen größeren Einfluss auf die Durchmesser als eine Änderung des Wasservolumenstroms. Dies ist aber in Einklang mit Messungen bei Viswanathan et al. [27] und Fernández Alonso et al. [21].

Ein wichtigerer Faktor als der reine Tropfen- oder Sauterdurchmesser ist in diesem Fall, aufgrund der technischen Anwendung zur Abscheidung mittels

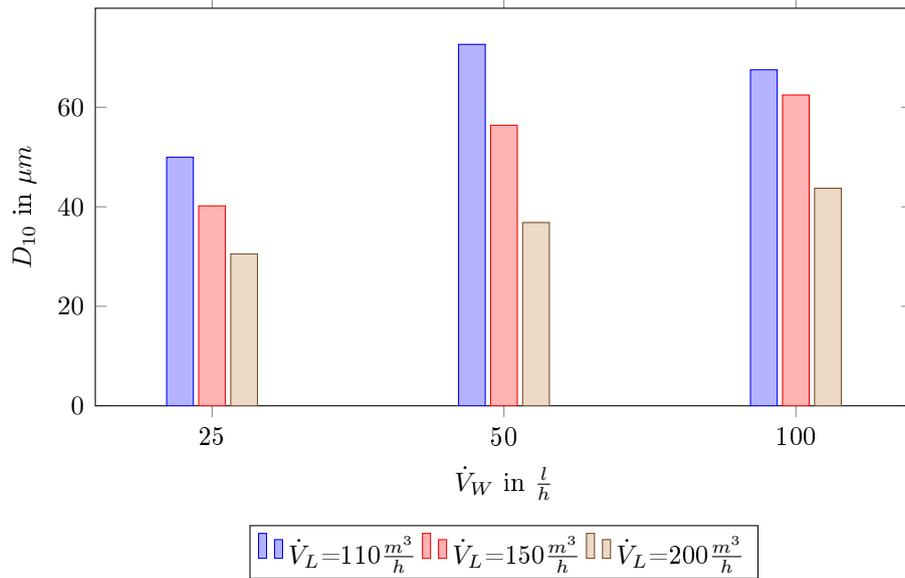


Abbildung 28: D_{10} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_L

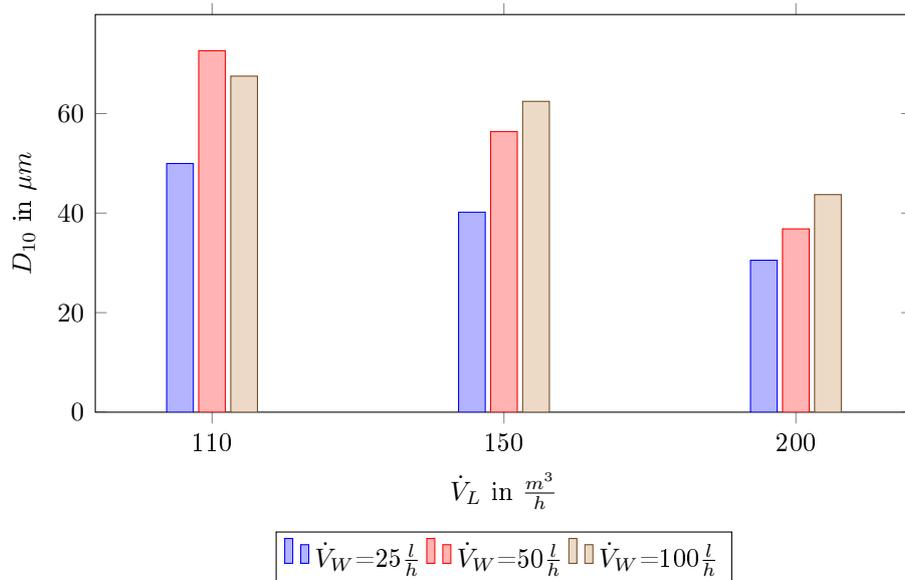


Abbildung 29: D_{10} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W

basischer Wäsche, die tatsächlich für die Absorption verfügbare Oberfläche. Ausgehend von der Annahme, dass die Punkte des Messfeldes eng genug gewählt wurden, um eine repräsentative Abbildung der Strömung zu liefern, wurde für jeden Messpunkt die Oberfläche der gemessenen Tropfen berechnet, aufsummiert und auf die Messdauer bezogen. Der aus diesen Werten gebildete Parameter \dot{O} wurde herangezogen, um einen relativen Vergleichswert für die einzelnen Variationen darstellen zu können.

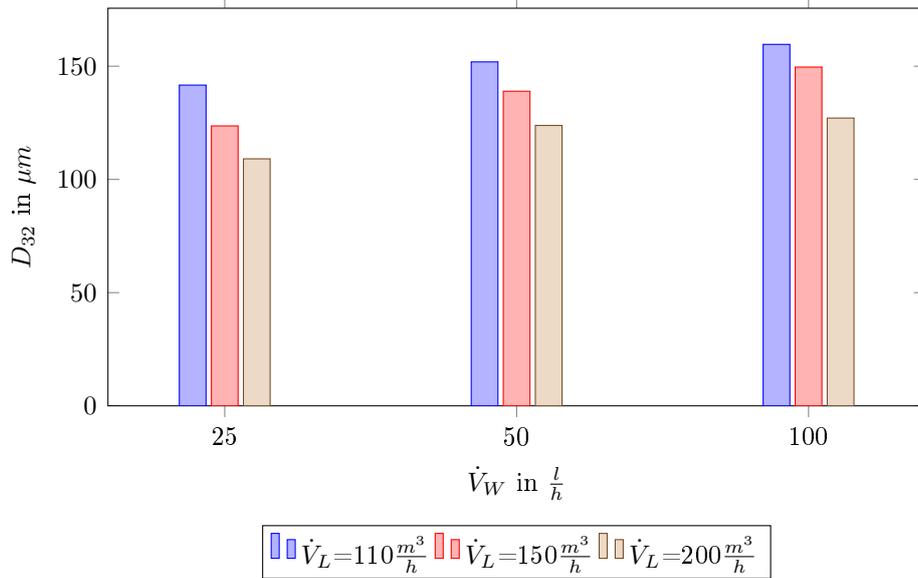


Abbildung 30: D_{32} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_L

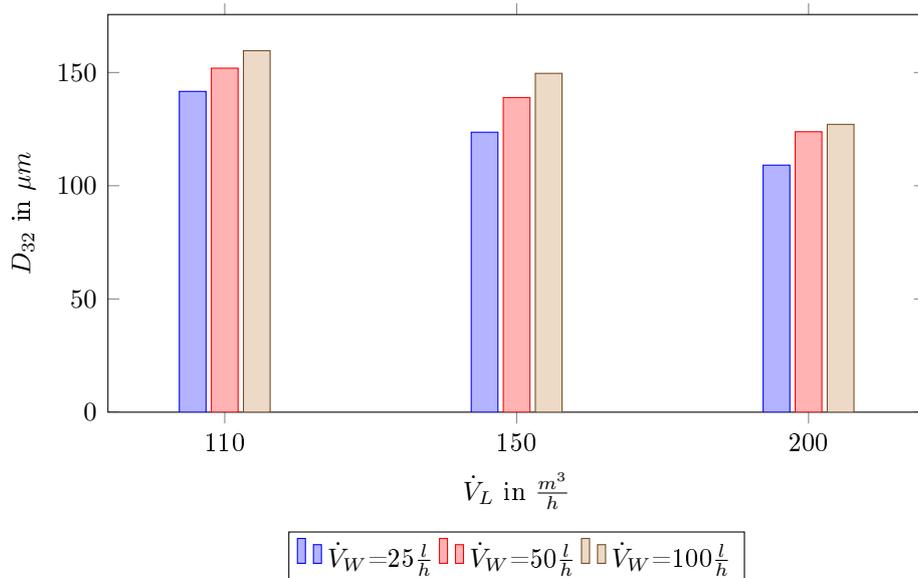


Abbildung 31: D_{32} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W

Wie zu erwarten war, zeigt sich, dass die Änderung des Wasservolumenstroms auf die zur Verfügung stehende Oberfläche bei kleineren Werten eine stärkere Auswirkung hat als die Änderung des Luftvolumenstroms. Besonders gut wird dies beim Vergleich der Abbildungen 32 und 33 sichtbar. Wäre anhand des maximal erzeugbaren Oberflächenstroms mit einer leichten Abnahme zu rechnen, deuten die Messdaten jedoch auf eine wesentlich stärkere Abnahme der verfügbaren Oberfläche vor allem bei $\dot{V}_L = 110 \frac{m^3}{s}$ hin, als ei-

gentlich zu erwarten ist. Hierbei spielt die Strömungsgeschwindigkeit aus zwei Gründen eine maßgebliche Rolle. Einerseits folgen die Tropfen aufgrund der höheren Geschwindigkeit der Strömung leichter und andererseits führt sie zu einer feineren Zerstäubung des Wassers, wodurch die Wahrscheinlichkeit für ein Auftreffen der Tropfen auf der Rohrwand ebenfalls reduziert wird.

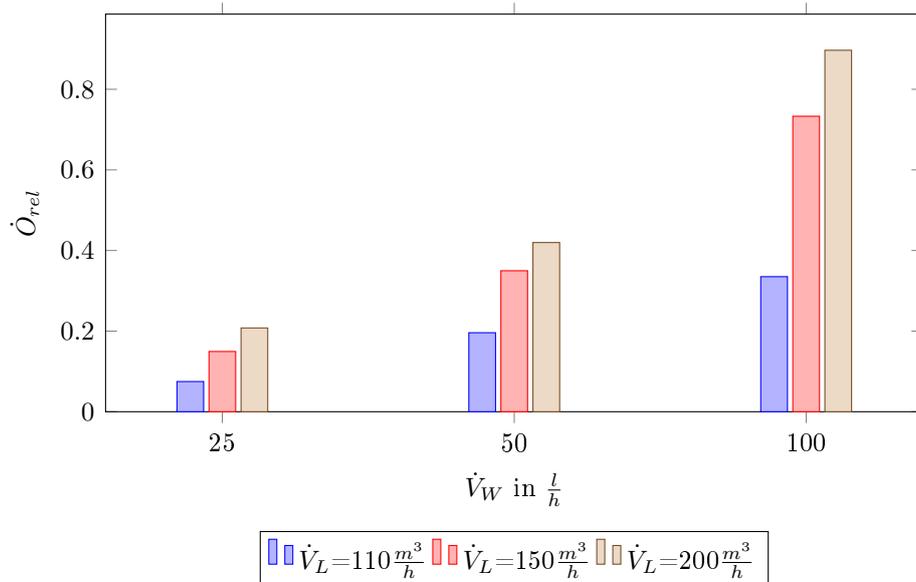


Abbildung 32: \dot{O}_{rel} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_L

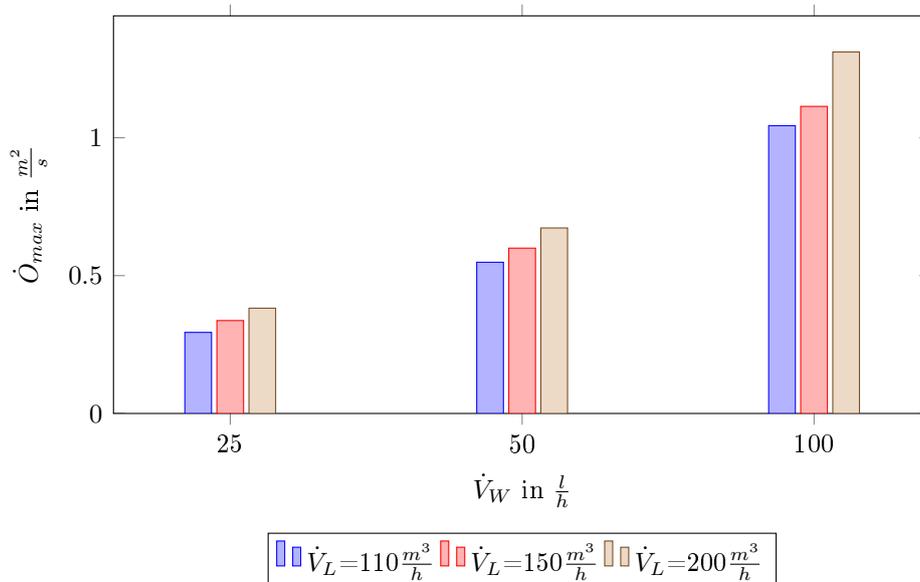


Abbildung 33: \dot{O}_{max} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_G

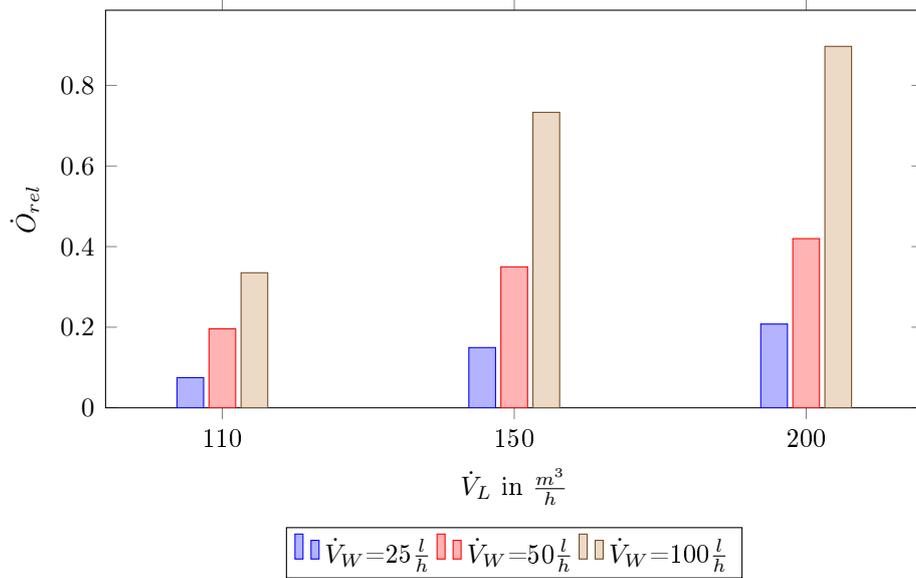


Abbildung 34: \dot{O}_{rel} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W

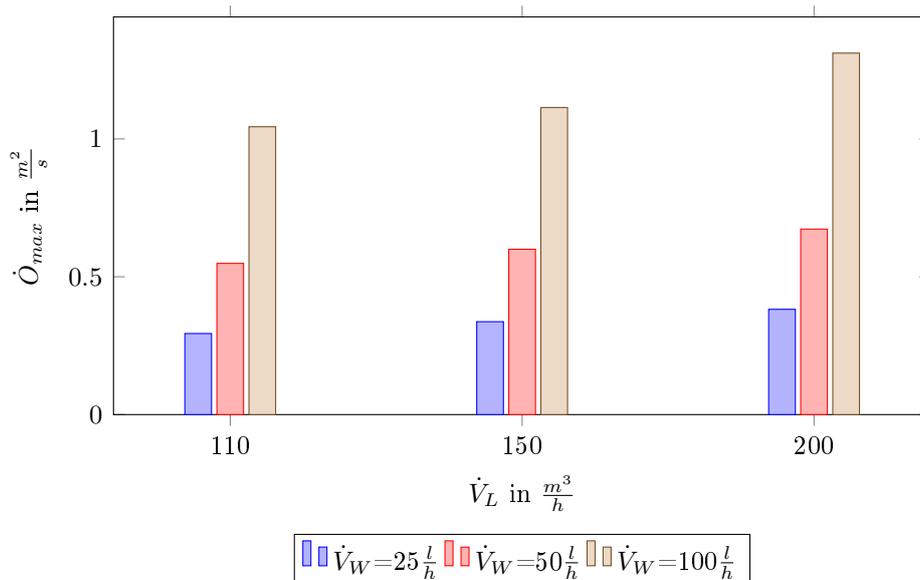


Abbildung 35: \dot{O}_{max} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W

In den Abbildungen 36 bis 39 sind die Eigenschaften der Statikmixer im Vergleich dargestellt. Zur besseren Übersichtlichkeit wurden sie nach dem Verhältnis von Wasservolumenstrom zu Luftvolumenstrom zusammengefasst.

Vergleicht man nun die Abbildungen 36 für D_{10} und 37 für D_{32} fällt auf, dass die Statikmixer für den mittleren Tropfendurchmesser durchaus positive Auswirkungen haben. Bei großen Wasservolumenströmen sind sowohl der STV-SM als auch der STX-SM einer Konfiguration ohne Statikmixer überlegen oder ebenbürtig, während bei kleinen Wasservolumenströmen nur das Modell STV-SM einen Vorteil liefert. Betrachtet man jetzt jedoch die Sauterdurchmesser, ist offensichtlich, dass hier die Statikmixer einen gegenteiligen und damit nicht erwünschten Effekt erzeugen, nämlich eine Verkleinerung der verfügbaren Oberfläche bei gleichbleibendem Volumen. Der Sinn des Einsatz von Statikmixern in Kombination mit einem Venturi-Zerstäuber ist daher fraglich. Ein zweites Element bringt zwar eine Verbesserung des Sauterdurchmessers mit sich, es liegt aber nahe, dass es auch eher zu einer Vereinheitlichung der Verteilung führt, da sich dieser im Rahmen der Messgenauigkeit konstant verhält.

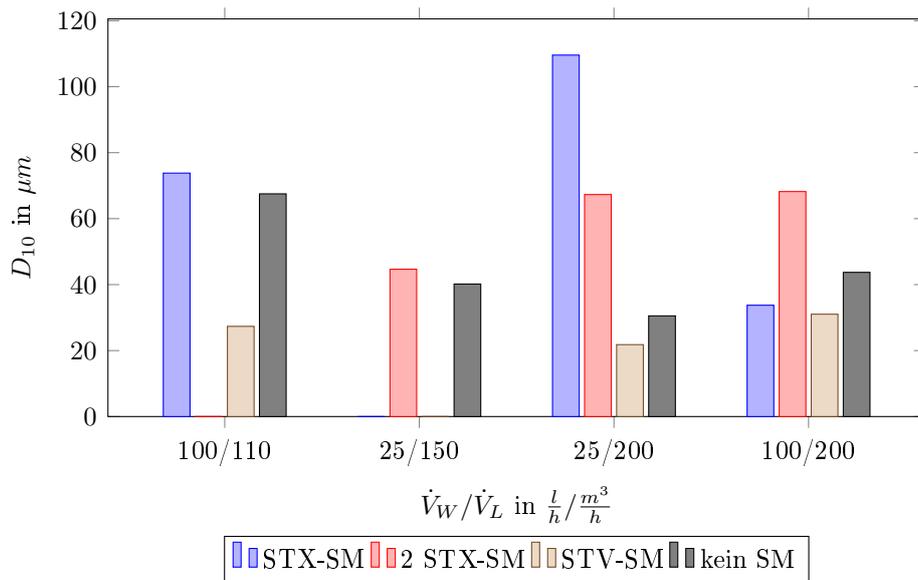


Abbildung 36: D_{10} für Statikmixer im Vergleich

Neben der Zunahme des Sauterdurchmessers, die der Einsatz von statischen Mixern mit sich bringt, ist in Abbildung 38 noch ein weiteres Problem gut ersichtlich. Die zur Verfügung stehende Oberfläche ist im Vergleich zu den Messungen ohne Statikmixer stark reduziert und zwar wesentlich stärker, als dies die für \dot{O}_{max} berechneten Werte vermuten lassen. Der Sauterdurchmesser kann also in diesem Fall nicht als alleinige Erklärung dienen. Eine Untersuchung der Tropfendurchmesser über den Verlauf des Statikmi-

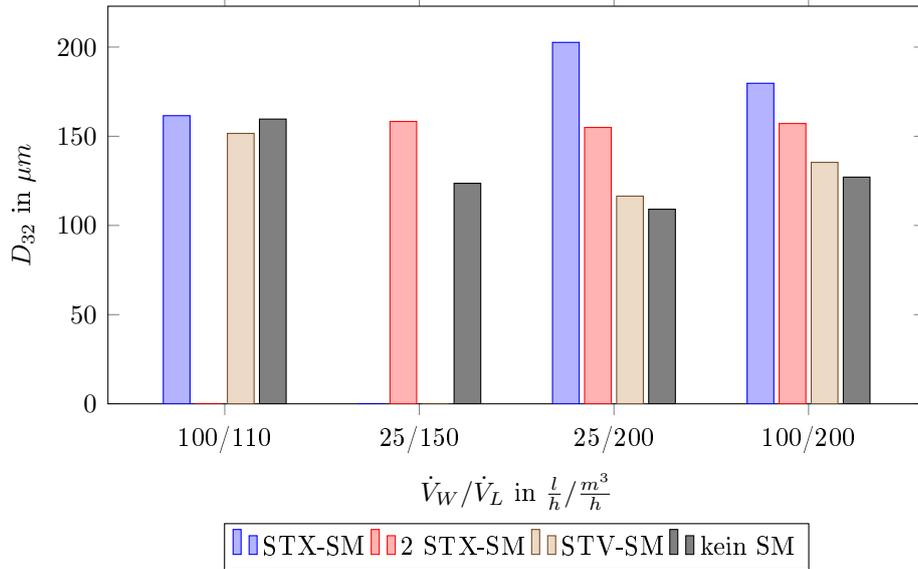


Abbildung 37: D_{32} für Statikmixer im Vergleich

xers ist aufgrund des komplexen geometrischen Aufbaus kaum möglich. Eine naheliegende Erklärung ist jedoch, dass die Tropfen der Strömung im Statikmixer nicht folgen können, auf der Anströmseite auftreffen und von dort zur Bachbildung am Boden des Rohres beitragen. Kommt es bei höheren Beladungen und durch den Statikmixer verkleinerter, freier Querschnittfläche zusätzlich noch zu einer höheren Tropfenkoaleszenz, steigt auch die Wahrscheinlichkeit, dass es zu einem Auftreffen der Tropfen kommt. Dies würde auch erklären, warum die Verwendung von zwei STX-Mischelementen bei $\dot{V}_W/\dot{V}_L = 25\frac{l}{h}/200\frac{m^3}{h}$ zu besseren Resultaten führt als eine einzelner Mischer gleichen Typs, sich dies aber bei $\dot{V}_W/\dot{V}_L = 100\frac{l}{h}/200\frac{m^3}{h}$ umkehrt. Da eine Messung mit zwei Statikmixern für $\dot{V}_W/\dot{V}_L = 100\frac{l}{h}/110\frac{m^3}{h}$ nicht möglich war, wurde als dritte Variation auf $\dot{V}_W/\dot{V}_L = 25\frac{l}{h}/150\frac{m^3}{h}$ zurückgegriffen.

Vergleicht man nun die Statikmixer untereinander, sieht man, dass der Statikmixer vom Typ STV bei allen Kennwerten die besten Ergebnisse liefert und deswegen auch im Weiteren näher betrachtet wurde.

Setzt man statt des Venturi-Zerstäubers nun Vollkegeldüsen ein, ergibt sich für den Einsatz von Statikmixern ein leicht anderes Bild. Lieferten sie im Zusammenhang mit den vorhergegangenen Messungen schlechtere oder bestenfalls vergleichbare Sprayeigenschaften, so führen sie hier sowohl beim mittleren Durchmesser als auch im Zusammenhang mit dem Sauterdurchmesser zu leicht bessern Ergebnissen. Dies ist aber nicht weiter verwunderlich,

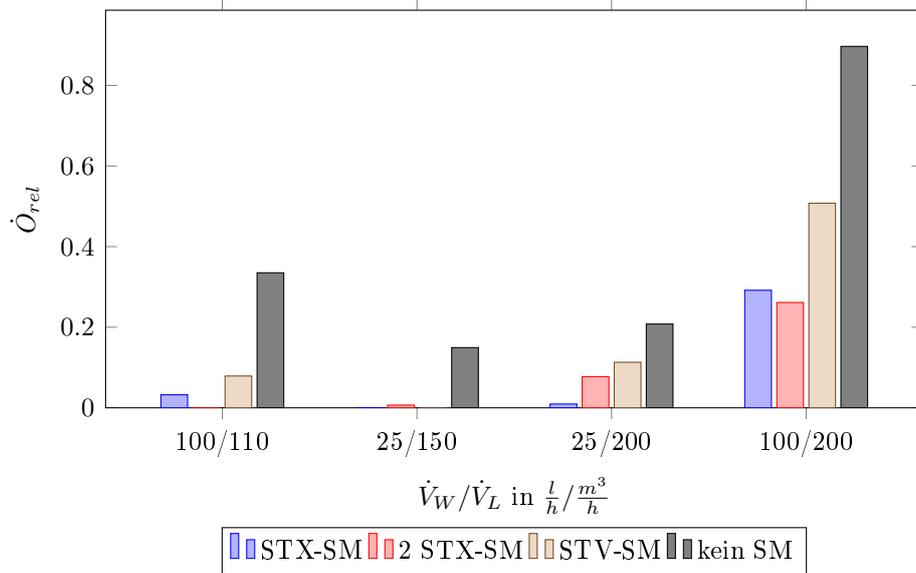


Abbildung 38: \dot{O}_{rel} für Statikmischer im Vergleich

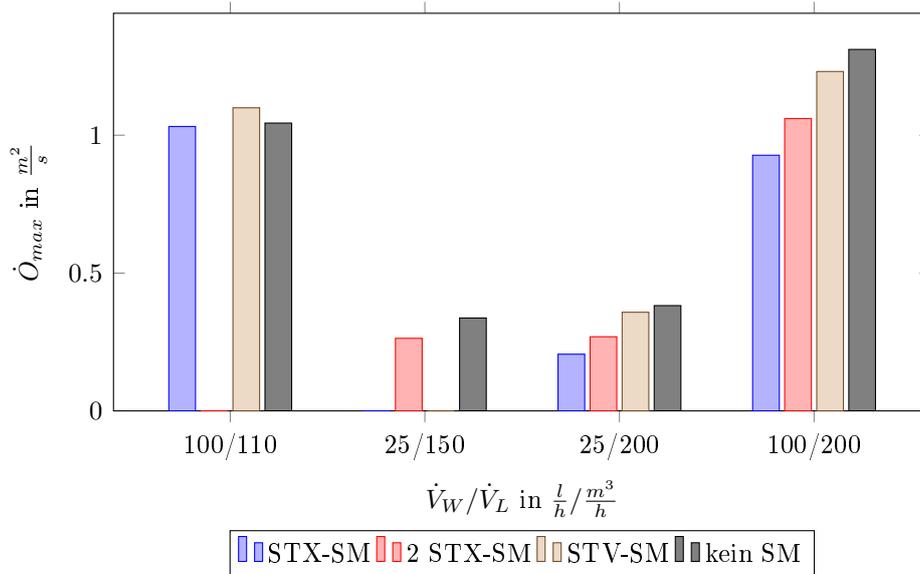


Abbildung 39: \dot{O}_{max} für Statikmischer im Vergleich

da die Durchmesser ohne Statikmischer auch deutlich größer waren. Die geringen Abnahmen rechtfertigen den Einsatz von Statikmixern nicht, da die Abbildungen 42 und 43 klar zeigen, dass es trotz einer Zunahme von \dot{O}_{max} in zwei von drei Fällen zu einer Abnahme von \dot{O}_{rel} kommt.

Betrachtet man erneut die erzeugten Oberflächen, ist es offensichtlich, dass ein Einsatz der hier untersuchten statischen Mischer zur Vergrößerung der vorhandenen Fläche, die zur Absorption zur Verfügung steht, nicht sinn-

voll erscheint. Ihr Einsatz mag zwar in gewissen Konstellationen zu kleineren mittleren und Sauter-Durchmessern führen, dieser Vorteil wird aber durch den zusätzlichen Beitrag zur Filmbildung an den Wänden und der Bachbildung am Boden negiert, da der relative vorhandene Oberflächenstrom in den meisten Fällen deutlich absinkt und nur in Ausnahmen vernachlässigbare, positive Tendenzen aufweist.

Zieht man noch die auf Seite 47 in den Abbildungen 21 und 22 dargestellten Druckmessungen mit in Betracht, ist ein Einsatz von Statikmixern kaum zu vertreten.

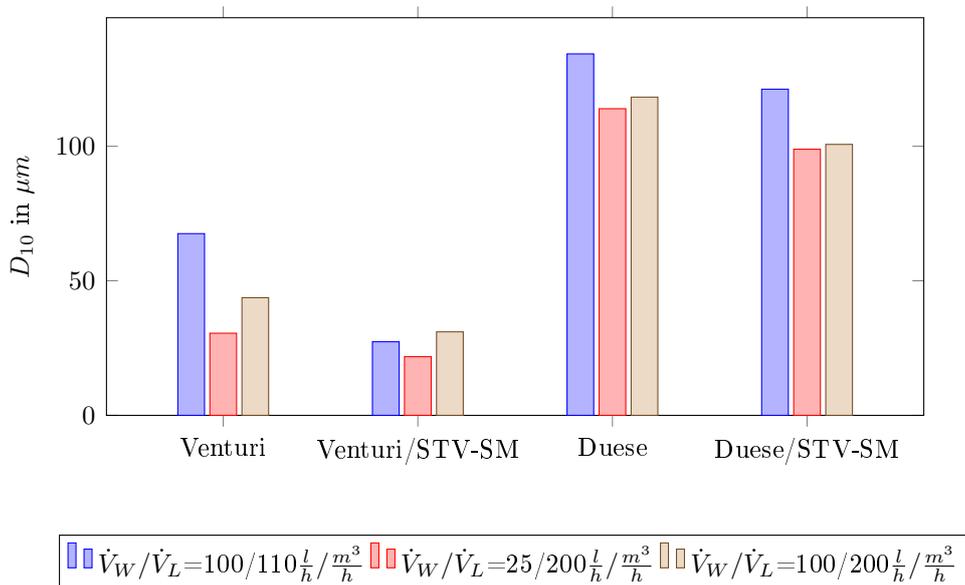


Abbildung 40: D_{10} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich

Die Wahl des Zerstäubertyps sollte abhängig von den zu erwartenden Betriebsparametern getroffen werden. Venturi-Düsen bieten sich für Anwendungsfälle an, in denen konstant ein hoher Gasvolumenstrom zur Verfügung steht, da dieser für eine gute Zerstäubung notwendig ist, wie die Abbildungen 40 und 41 zeigen. Ein Vorteil ist, dass der Verbrauch an flüssigen Chemikalien an die Konzentration der abzuscheidenden Stoffe in der Gasphase anpassbar ist, wodurch er ideal für volumenkonstante Gasströme mit variabler Schadstoffkonzentration ist.

Vollkegeldüsen bieten den Vorteil, vom Gasstrom weniger abhängig zu sein. Ihre Zerstäubung ist entsprechend Abbildungen 40 und 41 vor allem durch die Wahl der Düsenbauart und eines daran angepassten Flüssigkeitsvo-

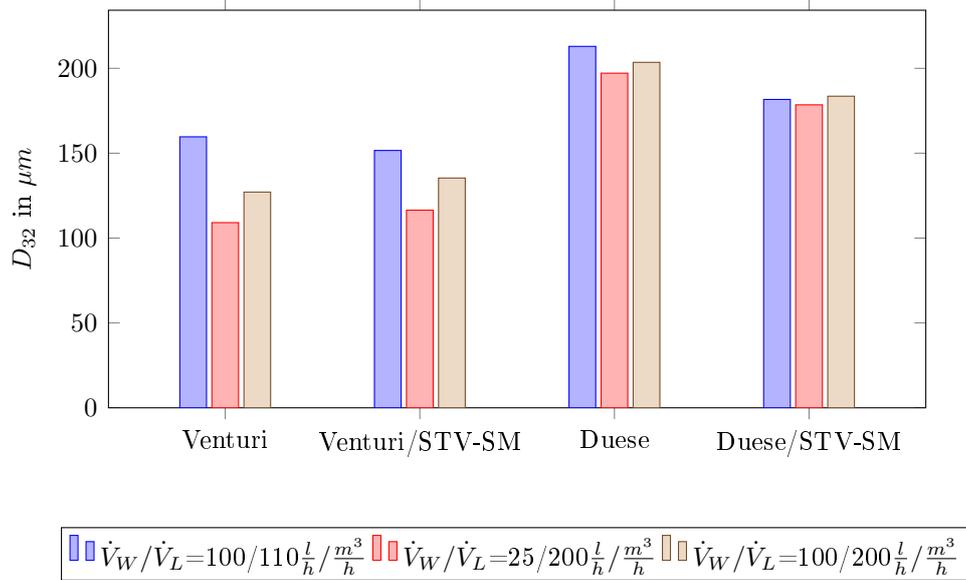


Abbildung 41: D_{32} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich

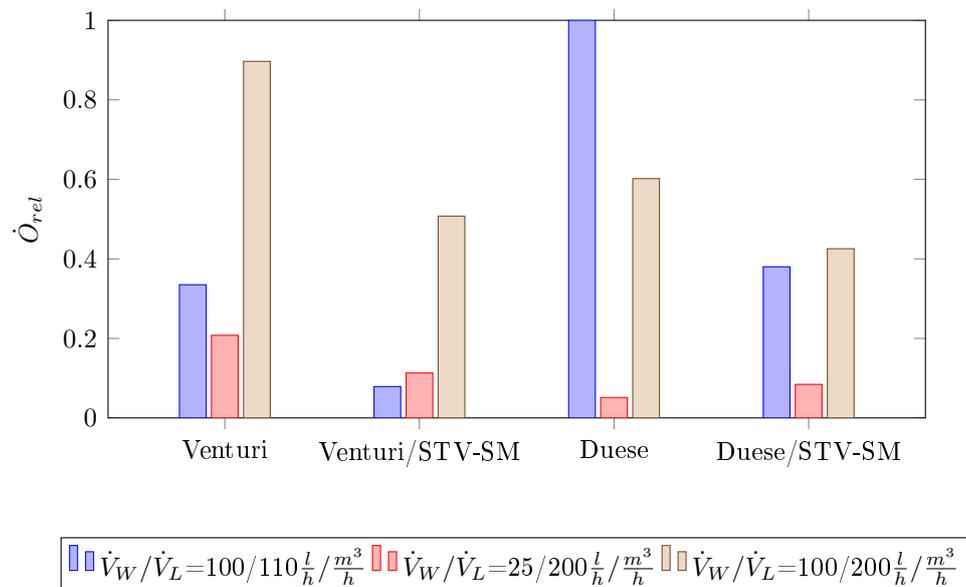


Abbildung 42: \dot{O}_{rel} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich

lumenstroms bestimmt, während der Einfluss durch die Strömungsgeschwindigkeit zwar messbar, aber vernachlässigbar ist. Vollkegeldüsen empfehlen sich dementsprechend für den Einsatz bei wechselnden Gasvolumenströmen. Will man jedoch auf wechselnde Schadstoffkonzentrationen eingehen, erfordert ihr Einsatz zusätzlichen Aufwand. Die einfachere Möglichkeit ist, das

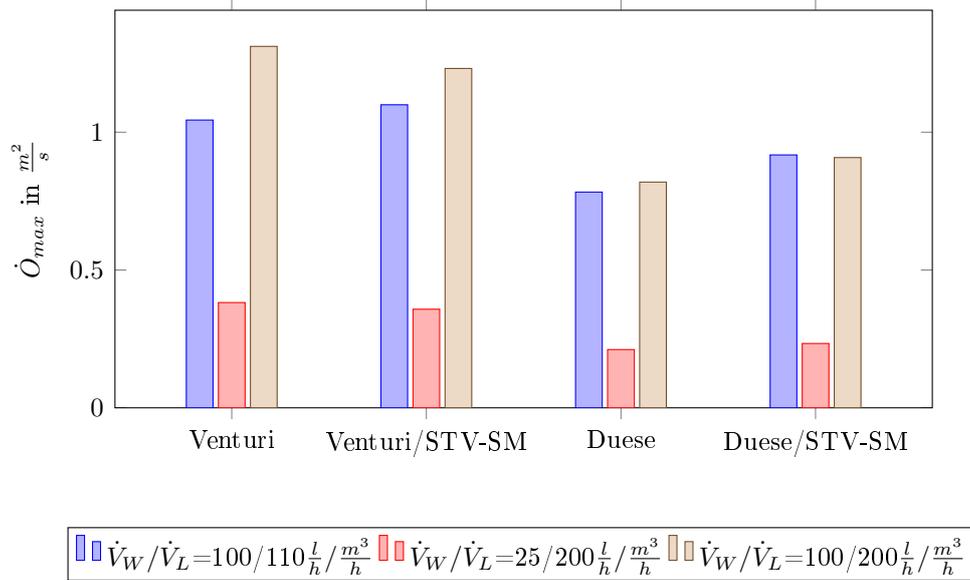


Abbildung 43: \dot{O}_{max} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich

Reagenz durch Beimischung von beispielsweise Wasser so zu verdünnen, dass es durch die Konzentration dem zu erwartenden Verbrauch entspricht. Alternativ ist es möglich, den Düsenkopf dem notwendigen Flüssigkeitsvolumenstrom anzupassen und bei Bedarf zu tauschen. Um diese Möglichkeit zu realisieren, besteht aber die Notwendigkeit nach einer zweiten umschaltbaren Linie, da ein kontinuierlicher Betrieb sonst nicht zu realisieren ist. Ein weiterer Vorteil gegenüber dem Venturi-Zerstäuber ist der vernachlässigbare Druckverlust über die Messstrecke, der ohne Statikmischer 0,5mbar nicht übersteigt und selbst mit dem Modell STX, welches den höchsten Druckverlust erzeugt, bei Maximallast mit den Werten des Venturi-Zerstäubers ohne Statikmischer vergleichbar ist.

Für die Schwefelwasserstoff-Entfernung einer Biogasaufbereitung mit wechselnden Gasströmen und wechselnden H_2S -Konzentrationen ist aus obigen Überlegungen davon auszugehen, dass eine Zerstäubung mittels Vollkegeldüse ohne anschließenden Statikmischer die Methode der Wahl darstellt. Ob die Realisierung für verschiedene Konzentrationen dann mittels paralleler Anlagenstränge oder Verdünnung der Reagenzien erfolgt, ist für die jeweilige Anlage selbst zu entscheiden.

9 Zusammenfassung

Im Zuge der vorliegenden Arbeit sollten die Auswirkungen von verschiedenen Zerstäubersystemen und Statikmixern im Zusammenhang mit der Prozessintensivierung bei der Entschwefelung von Biogas untersucht werden.

Hierfür wurde ein Messkanal entwickelt, in dem die gewünschten Strömungsbedingungen eingestellt werden können und der eine Vermessung des Tropfenkollektives in Bezug auf Tropfengröße und -geschwindigkeit ermöglicht. Zur Bewertung der Ergebnisse wurde sowohl auf klassische Kriterien und Kennwerte, wie Anzahlverteilungen und Sauterdurchmesser, als auch auf individuelle Vergleichswerte, wie den relativen Oberflächenstrom, zurückgegriffen.

Es konnte gezeigt werden, dass die Statikmixer auf die Tropfendurchmesser nur in Ausnahmefällen einen positiven Effekt aufweisen und dass dieser in Zusammenhang mit dem Sauterdurchmesser vollständig verschwindet. Viel mehr hat sich gezeigt, dass sich die statischen Mischer in Bezug auf die zum Stoffaustausch zur Verfügung stehende Oberfläche negativ auswirken. Der Grund dafür ist vermutlich, dass sie zu einer Abscheidung der Tropfen aus der Strömung führen. Weiters führen die statischen Mischer zu einem höheren Druckverlust. Es ist dementsprechend von einem Einsatz von Statikmixern im Zusammenhang mit dieser Problemstellung abzuraten.

Im Bezug auf die Wahl des Zerstäubers kann anhand der Messungen von Tropfengröße und -verteilung keine exakte Aussage getroffen werden. Der Venturi-Zerstäuber erzeugt unabhängig von der Strömungsgeschwindigkeit der Luft einen feineren Spray, stellt jedoch bei niedrigen Luftvolumenströmen eine kleinere Oberfläche zum Stoffaustausch zur Verfügung als die Vollkegeldüsen. Bei Einsatz eines Statikmixers erreichen die Vollkegeldüsen auch bei höheren Luftvolumenströmen zu Venturi-Düse vergleichbare Oberflächenströme. Ein negativer Aspekt des Venturi-Zerstäubers ist der zusätzliche Druckverlust durch die Querschnittsverengung. Im Gegenzug ist es jedoch möglich einen kontinuierlichen Betrieb auch bei wechselnden Schadstoffkonzentrationen im Rohgas zu gewährleisten, was bei Vollkegeldüsen nur mit finanziellem Mehraufwand möglich ist, da entweder ein umschaltbarer zweiter Anlagenstrang oder eine Konzentrationsanpassung der Reagenzien notwendig ist.

Für die Biogasentschwefelung, die den Ausgangspunkt für die hier durchgeführten Messungen dargestellt hat, ist der Einsatz von Vollkegeldüsen ohne Statikmixer zu empfehlen. Die Qualität der Zerstäubung und eine ausreichend große Austauschfläche ist in diesem Fall auch bei schwankenden Gasvolumenströmen gegeben und der Druckverlust wird auf ein Minimum reduziert.

10 Ausblick

Obwohl die am Beginn der Arbeit definierte Fragestellung zufriedenstellend geklärt werden konnte, bieten sich im Zusammenhang mit dieser Arbeit noch zahlreiche Anknüpfungspunkte für zukünftige Untersuchungen. Vor allem im Zusammenhang mit Verteilungsfunktionen, wäre es sinnvoll, über einen modifizierten Versuchsaufbau eine vollständige Messung der Schnittebene zu realisieren. Die so gewonnenen Erkenntnisse bieten vor allem in Hinblick auf die Simulation dieses und ähnlicher Prozesse ein große Anzahl von Anwendungsmöglichkeiten, für die die in dieser Arbeit ermittelten Daten als Basis nicht ausreichen.

Im Zusammenhang mit den verwendeten statischen Mischern konnten zwar die Auswirkungen auf die resultierenden Tropfen beobachtet werden, über die exakten Vorgänge in den Statikmixern können aber keine fundierten Aussagen getätigt werden. Ob die Realisierung einer Messung innerhalb eines Statikmixers aufgrund seiner geometrisch komplexen Struktur mit den hier verwendeten Messmethoden überhaupt machbar ist, bleibt abzuwarten. Auch die Auswirkungen der Statikmixer auf die Durchmischung kann mittels PDA-Messung nur schwer bestimmt werden. Ob diese bei der turbulenten Durchmischung einer kontinuierlichen Gasphase mit zerstäubter Flüssigkeit überhaupt einen zusätzlichen positiven Effekt haben, wäre mittels anderer Methoden zu untersuchen, die mehr Aufschluss über die Bewegung der einzelnen Partikel im Raum zulassen, wie etwa die Particle-Image-Velocimetry.

Neben diesen Fragen theoretischer Natur, die sich im Laufe der Labormessungen ergeben haben, gibt es noch einige weitere Aspekte, die durch die praktische Umsetzung der Erkenntnisse dieser Arbeit im Realbetrieb entstanden sind.

Vor allem im Zusammenhang mit dem erzielten Abscheidegrad wurden nicht die erwarteten Ergebnisse erzielt. Die hier diskutierte Zerstäubung hat durch die erzeugten Tropfen großen Einfluss auf die Absorption. Da es sich bei der im Realfall zerstäubten Flüssigkeit um Natronlauge höherer Konzentration handelt, mit abweichenden Eigenschaften vom hier verwendeten Wasser, wie etwa Dichte, Viskosität und Oberflächenspannung, wäre es sinnvoll, weitere Messungen mit diesem Medium durchzuführen, da der Einfluss dieser Parameter auf die Tropfenbildung nicht zu unterschätzen ist.

Ein weiterer Ansatzpunkt wäre die Untersuchung weiterer Zerstäubungs-

systeme. Da Vollkegeldüsen schon als Düsen mit sehr feinem Tropfendurchmesser gelten, ist es unwahrscheinlich, in diesem Bereich noch große Verbesserungen zu erzielen. Eine Möglichkeit wäre jedoch, die Vorteile von Venturizerstäuber und Vollkegeldüse zu verbinden, etwa indem die Düse im Venturir Rohr platziert wird oder im Anschluss an die Vollkegeldüse noch ein Venturizerstäuber eingebaut wird.

Anhang

Ergebnisse der PDA-Messungen

Im Folgenden findet sich noch eine vollständige Zusammenfassung der Auswertung sämtlicher Messungen entsprechend Tabelle 8 von Seite 37. Bei der Darstellung der Messfelder ist die Blick- entgegen der Strömungsrichtung.

Messung 1

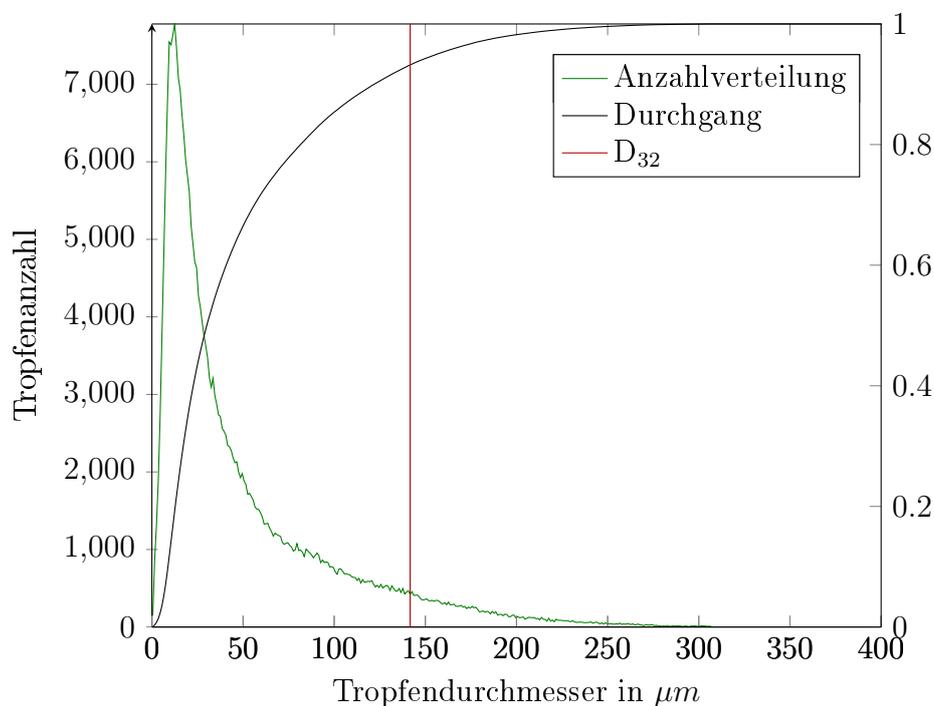
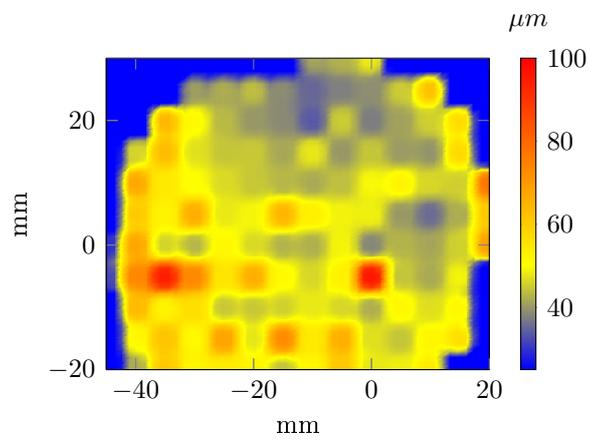


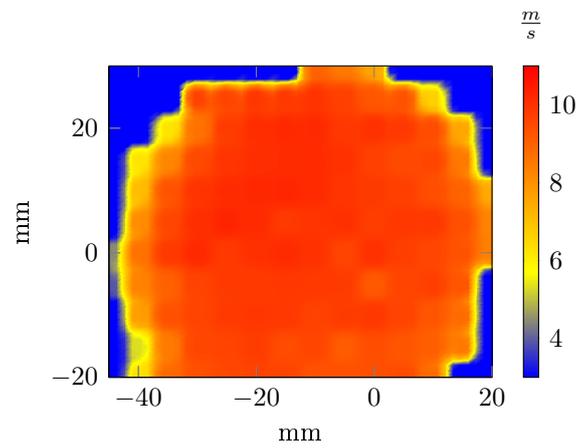
Abbildung 44: Messung 1

Tabelle 13: Ergebnisse Messung 1

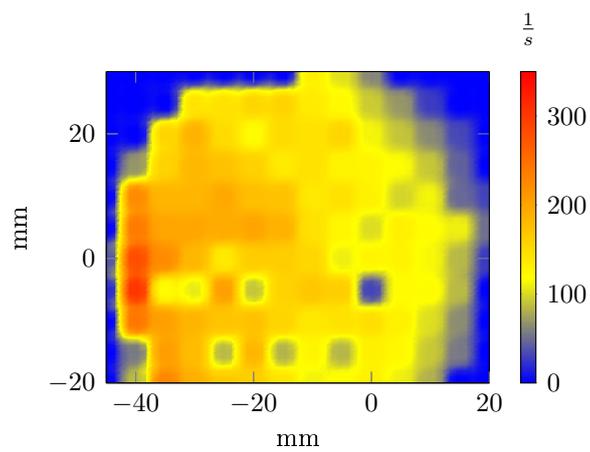
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	50,0	μm
D_{32}	142	μm
\dot{O}_{max}	0,29	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,07	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 45: Abbildung des Messfeldes für Messung 1

Messung 2

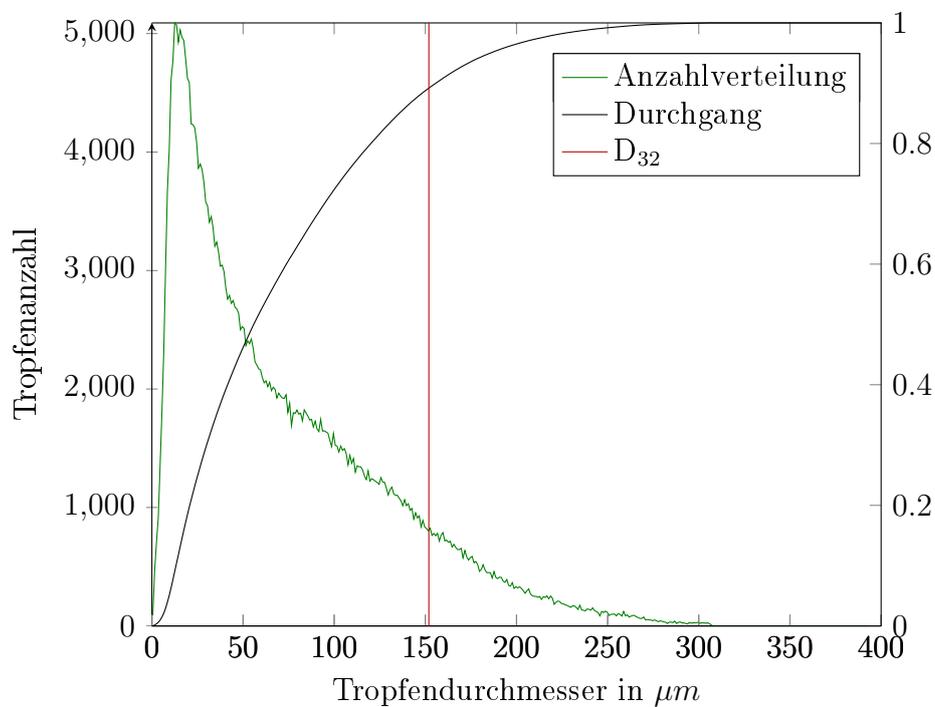
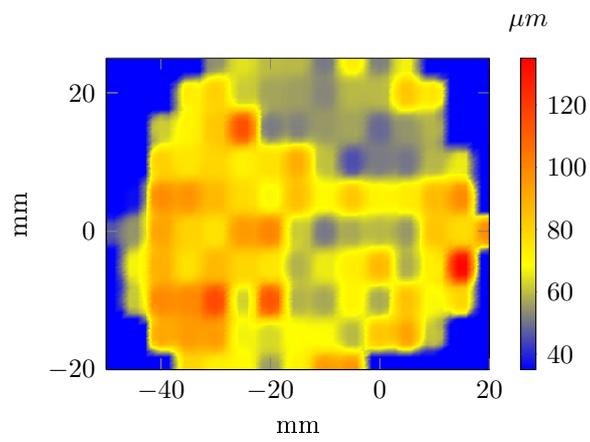


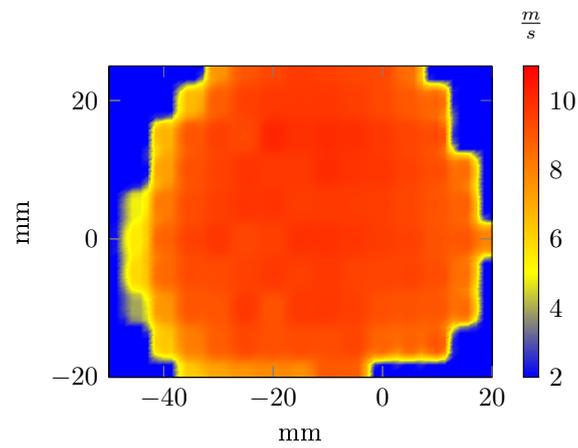
Abbildung 46: Messung 2

Tabelle 14: Ergebnisse Messung 2

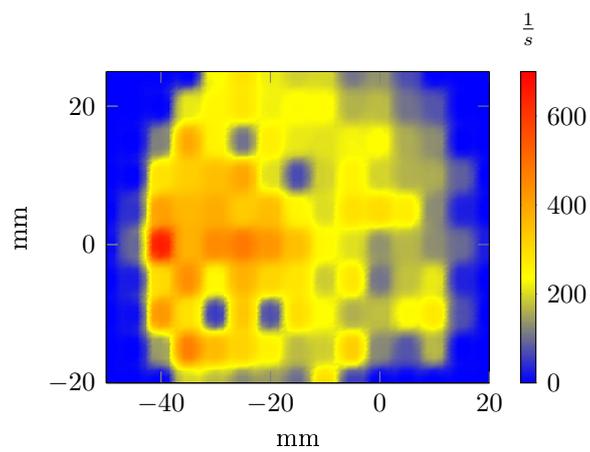
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	50	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	72,6	μm
D_{32}	152	μm
\dot{O}_{max}	0,55	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,20	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 47: Abbildung des Messfeldes für Messung 2

Messung 3

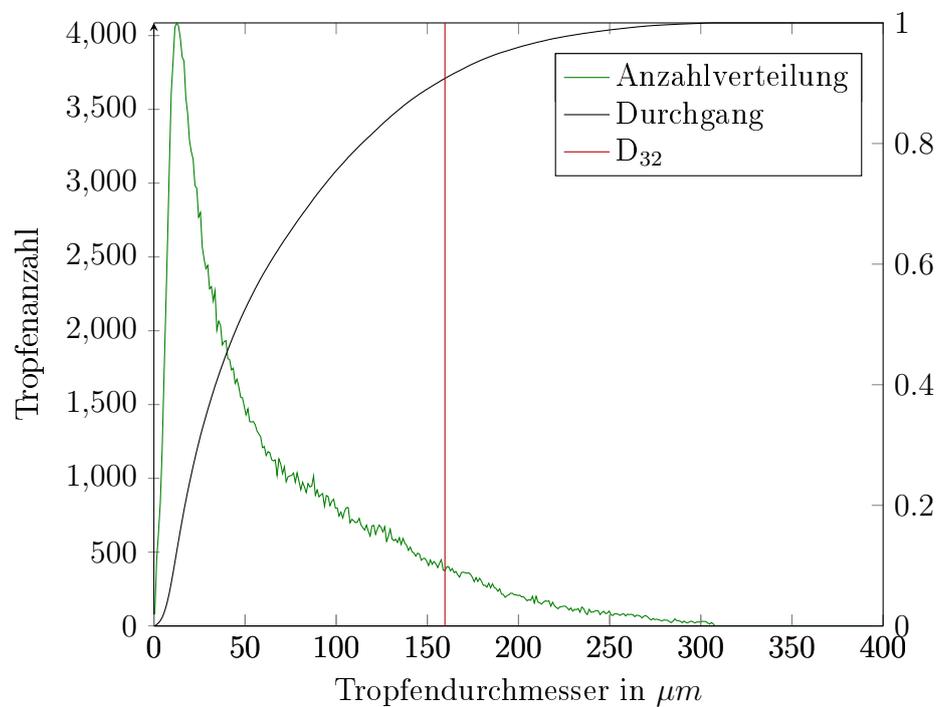
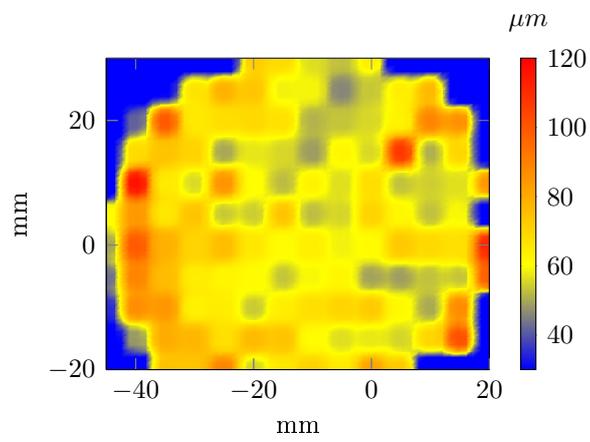


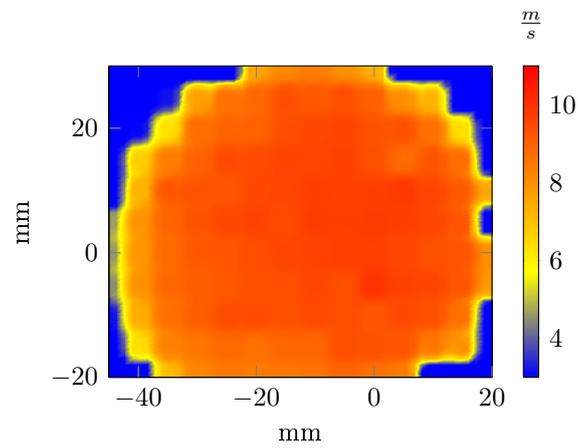
Abbildung 48: Messung 3

Tabelle 15: Ergebnisse Messung 3

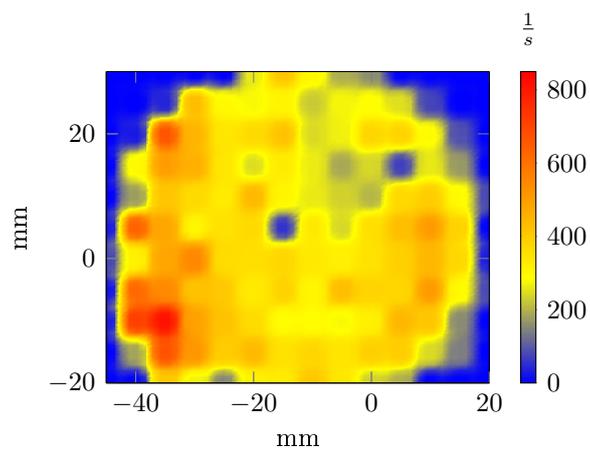
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	67,5	μm
D_{32}	160	μm
\dot{O}_{max}	1,04	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,34	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 49: Abbildung des Messfeldes für Messung 3

Messung 4

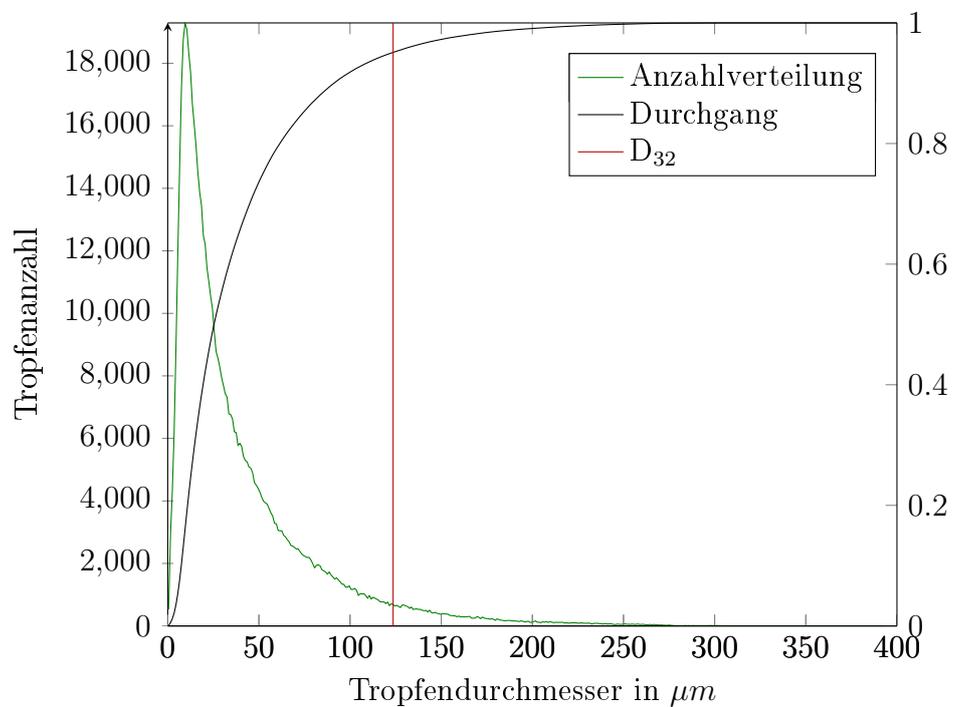
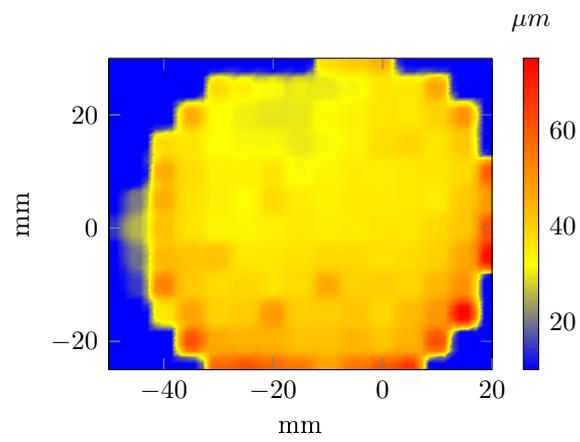


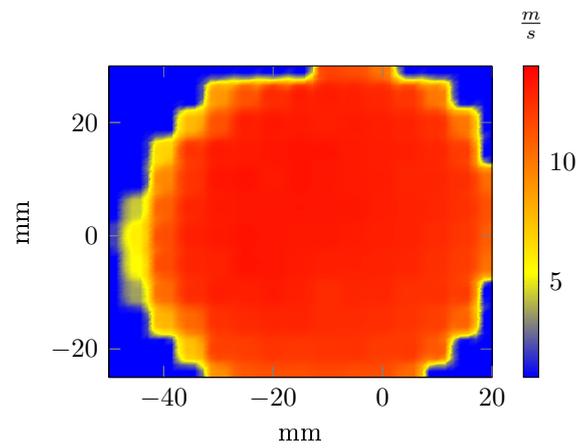
Abbildung 50: Messung 4

Tabelle 16: Ergebnisse Messung 4

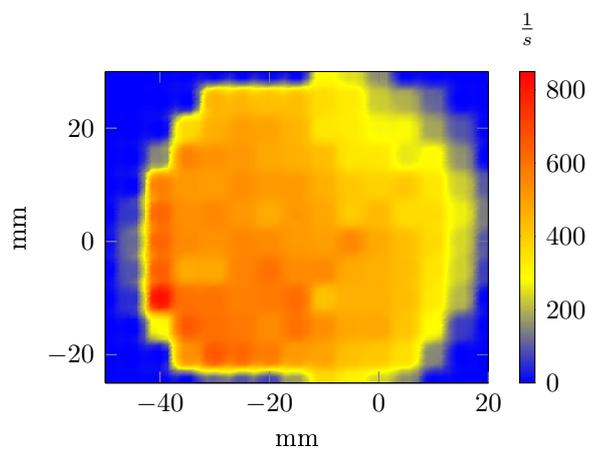
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	150	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	40,2	μm
D_{32}	124	μm
\dot{O}_{max}	0,34	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,15	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 51: Abbildung des Messfeldes für Messung 4

Messung 5

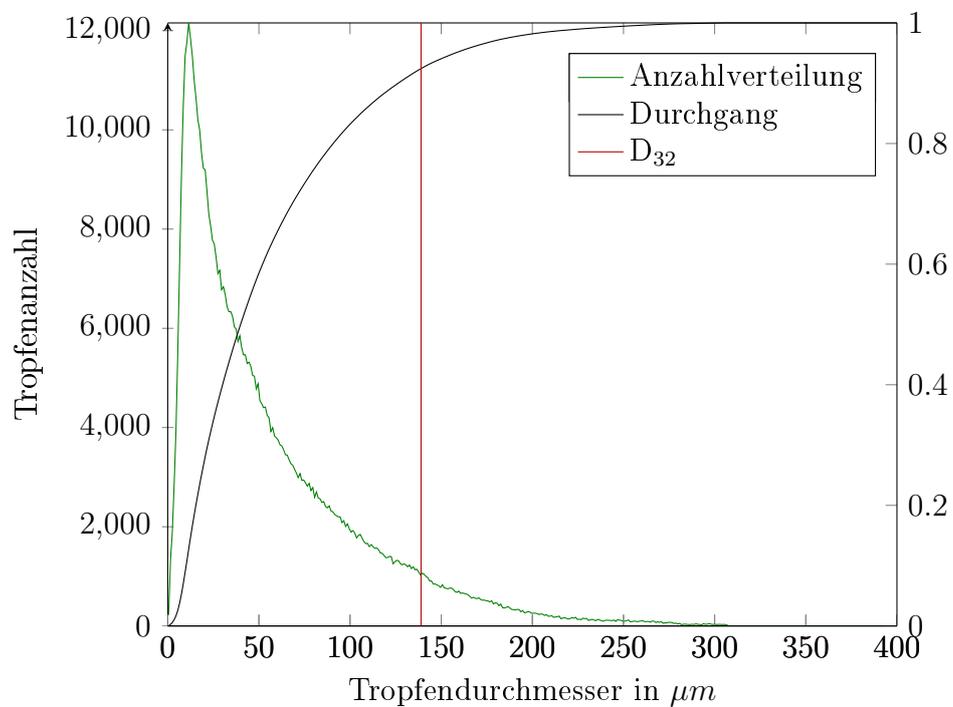
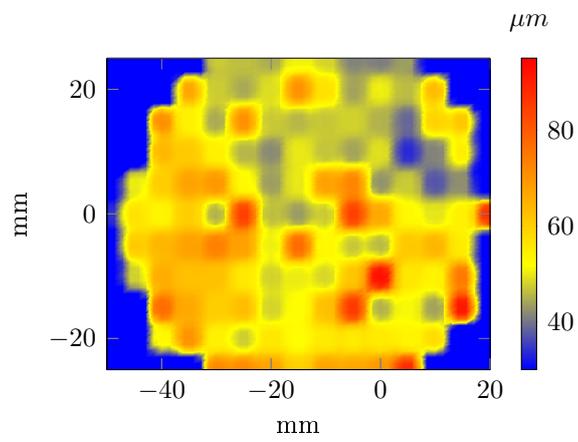


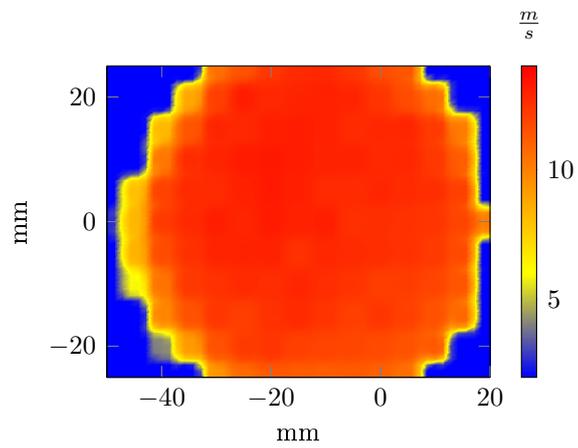
Abbildung 52: Messung 5

Tabelle 17: Ergebnisse Messung 5

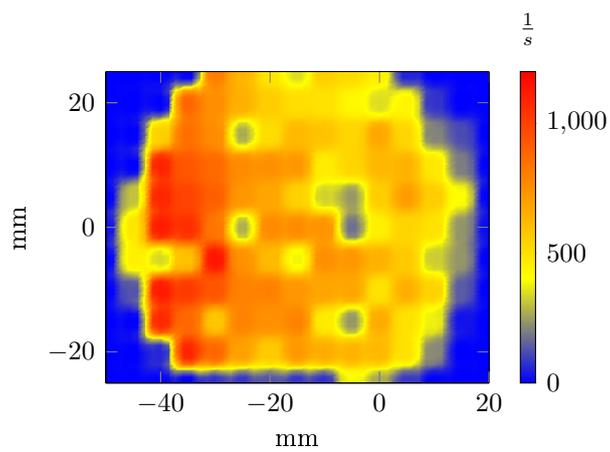
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	50	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	150	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	56,4	μm
D_{32}	139	μm
\dot{O}_{max}	0,35	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,60	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 53: Abbildung des Messfeldes für Messung 5

Messung 6

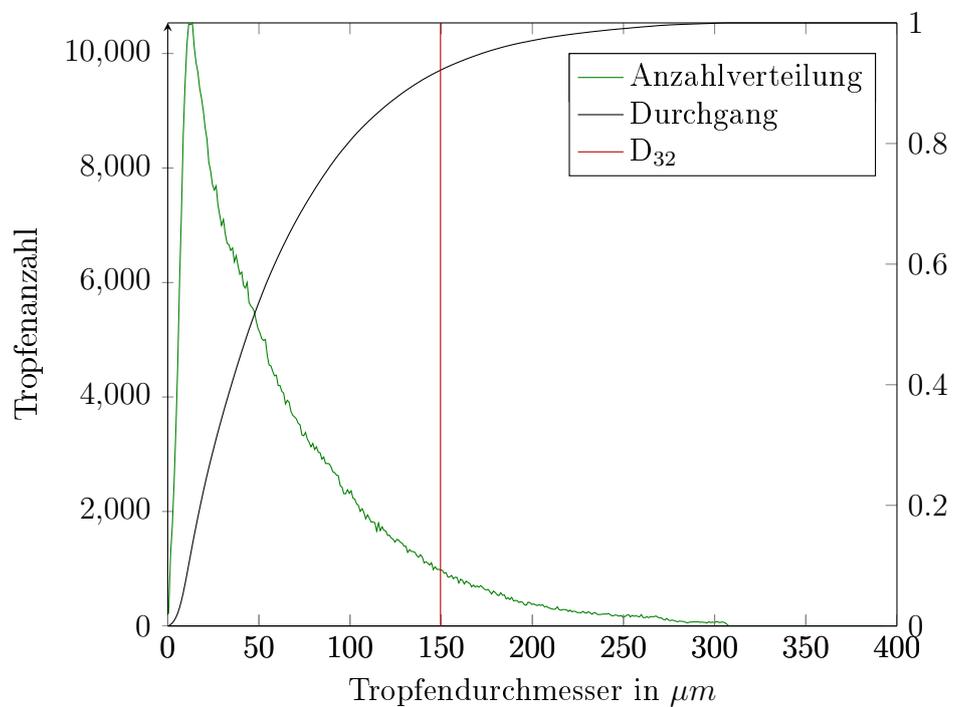
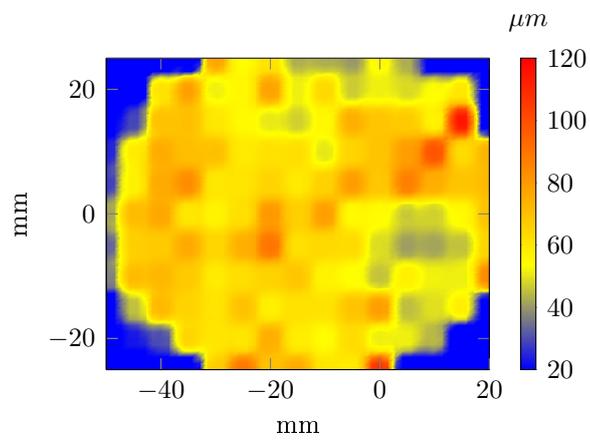


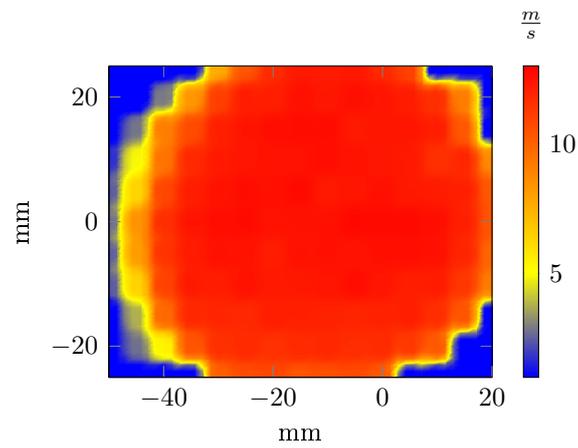
Abbildung 54: Messung 6

Tabelle 18: Ergebnisse Messung 6

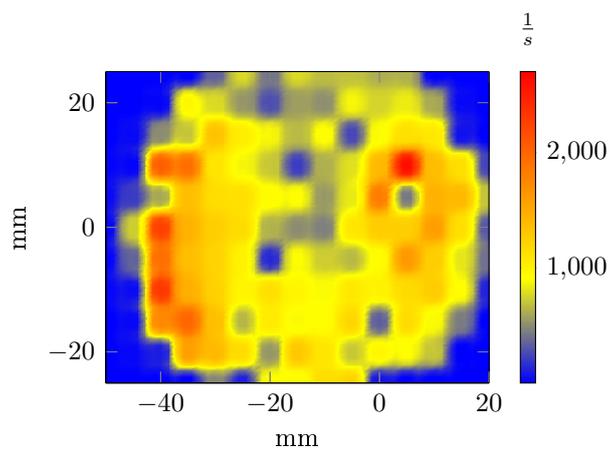
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	150	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	62,5	μm
D_{32}	150	μm
\dot{O}_{max}	1,11	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,73	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 55: Abbildung des Messfeldes für Messung 6

Messung 7

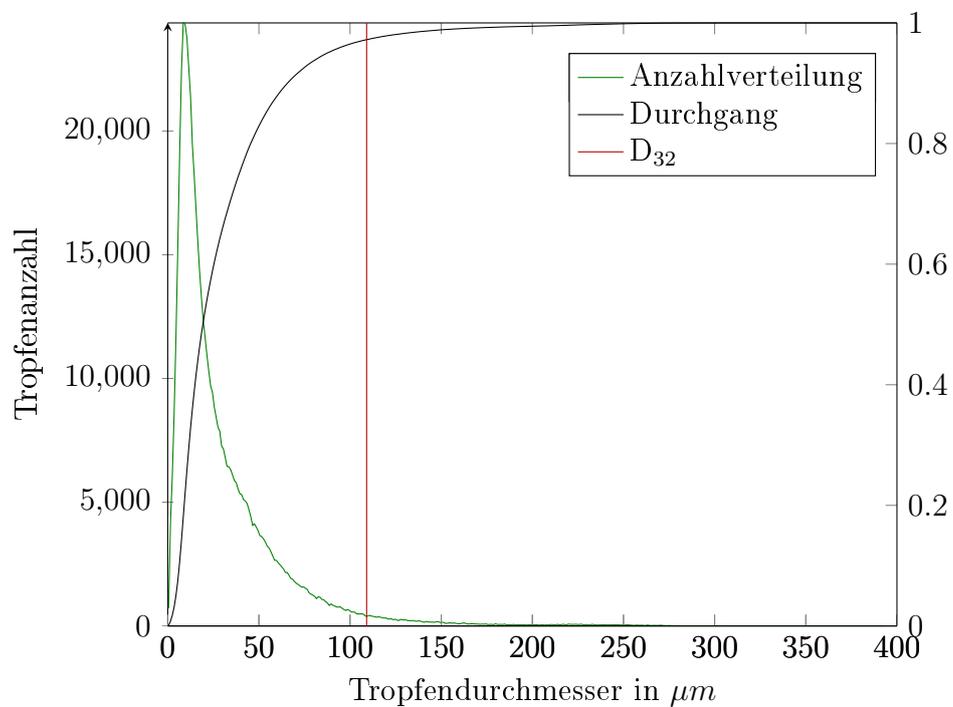
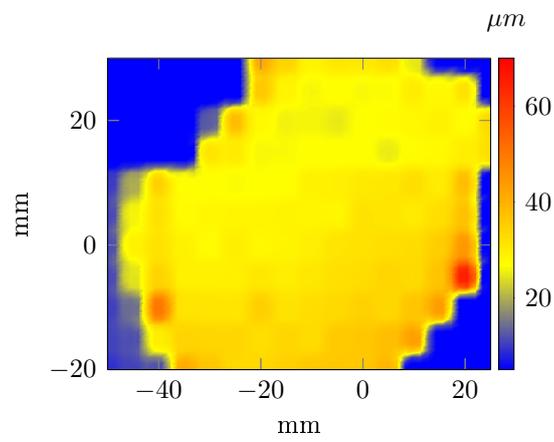


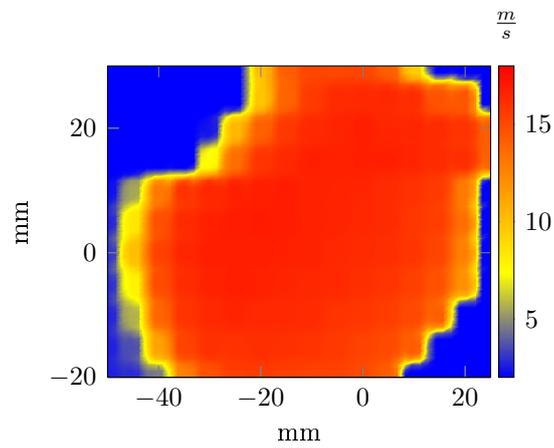
Abbildung 56: Messung 7

Tabelle 19: Ergebnisse Messung 7

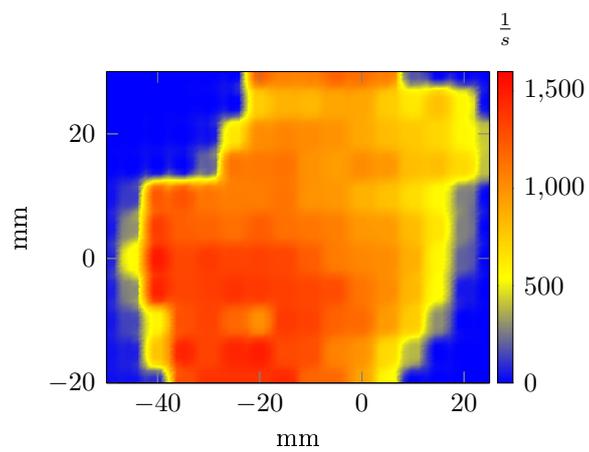
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	30,5	μm
D_{32}	109	μm
\dot{O}_{max}	0,38	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,21	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 57: Abbildung des Messfeldes für Messung 7

Messung 8

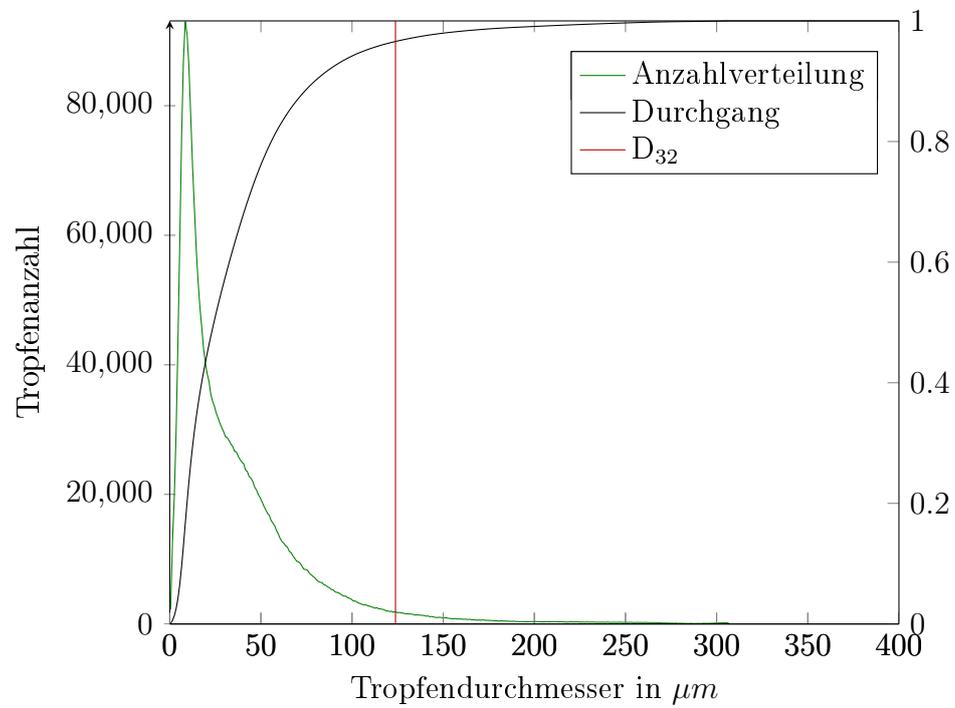
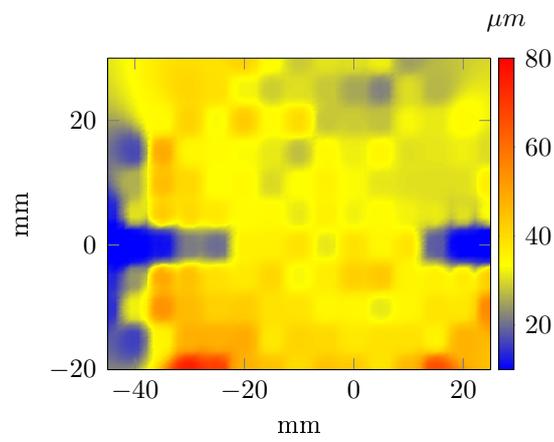


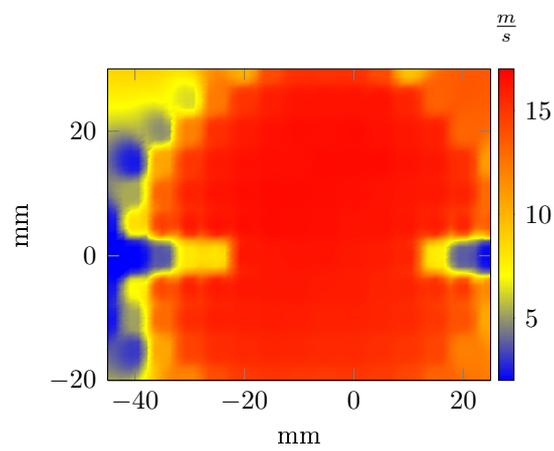
Abbildung 58: Messung 8

Tabelle 20: Ergebnisse Messung 8

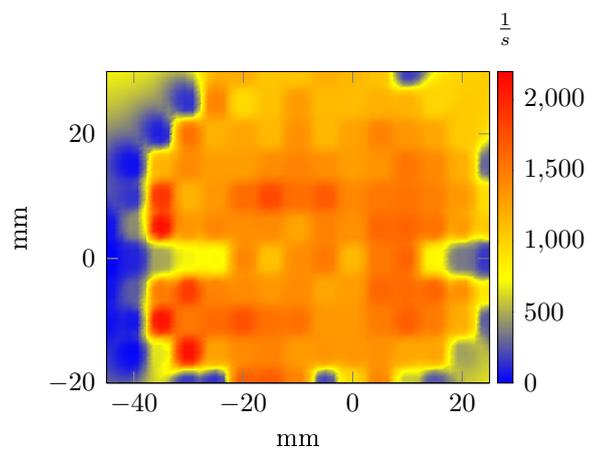
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	50	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	36,8	μm
D_{32}	123,8	μm
\dot{O}_{max}	0,67	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,42	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 59: Abbildung des Messfeldes für Messung 8

Messung 9

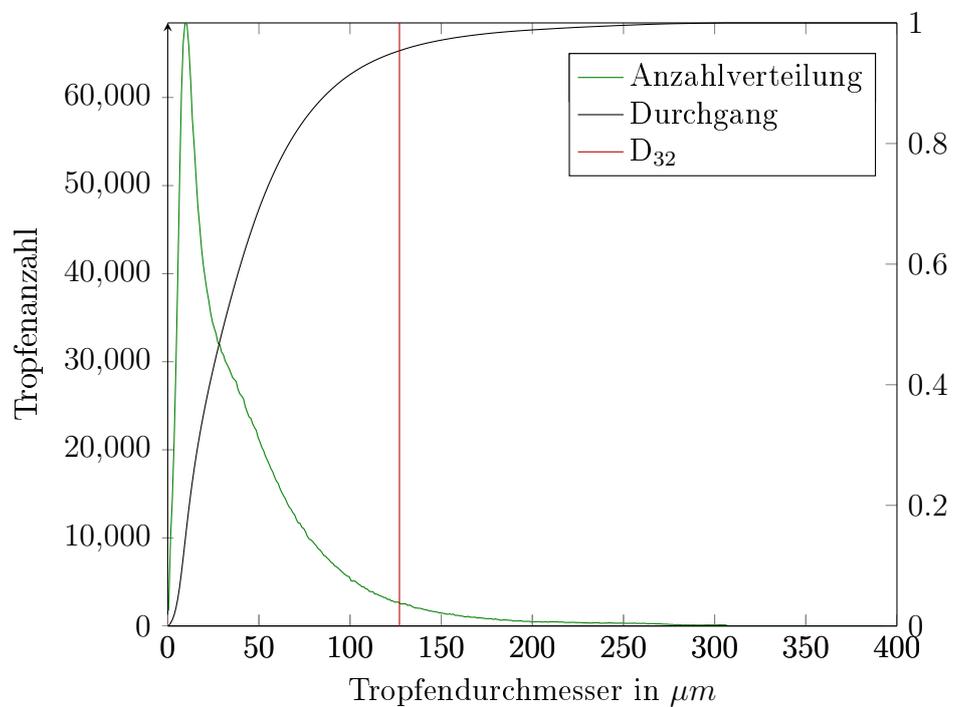
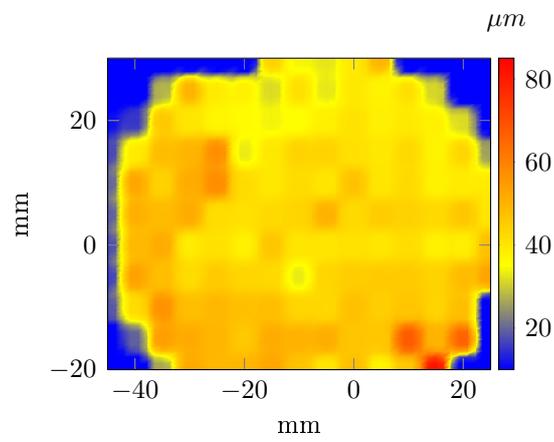


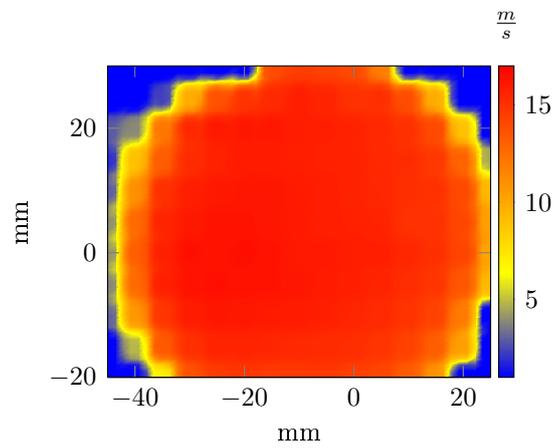
Abbildung 60: Messung 9

Tabelle 21: Ergebnisse Messung 9

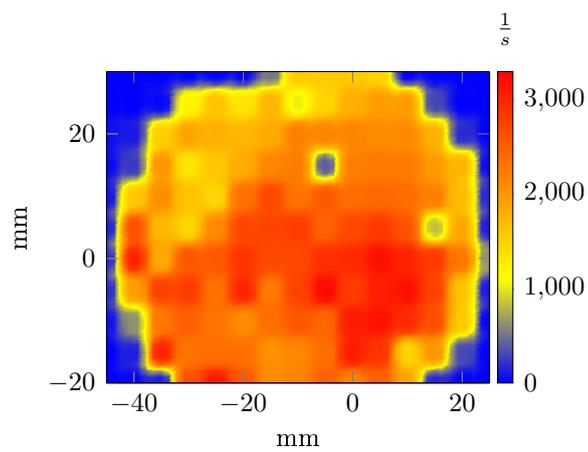
Zerstäuber	Venturi	
SM	-	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	43,7	μm
D_{32}	127	μm
\dot{O}_{max}	1,31	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,90	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 61: Abbildung des Messfeldes für Messung 9

Messung 10

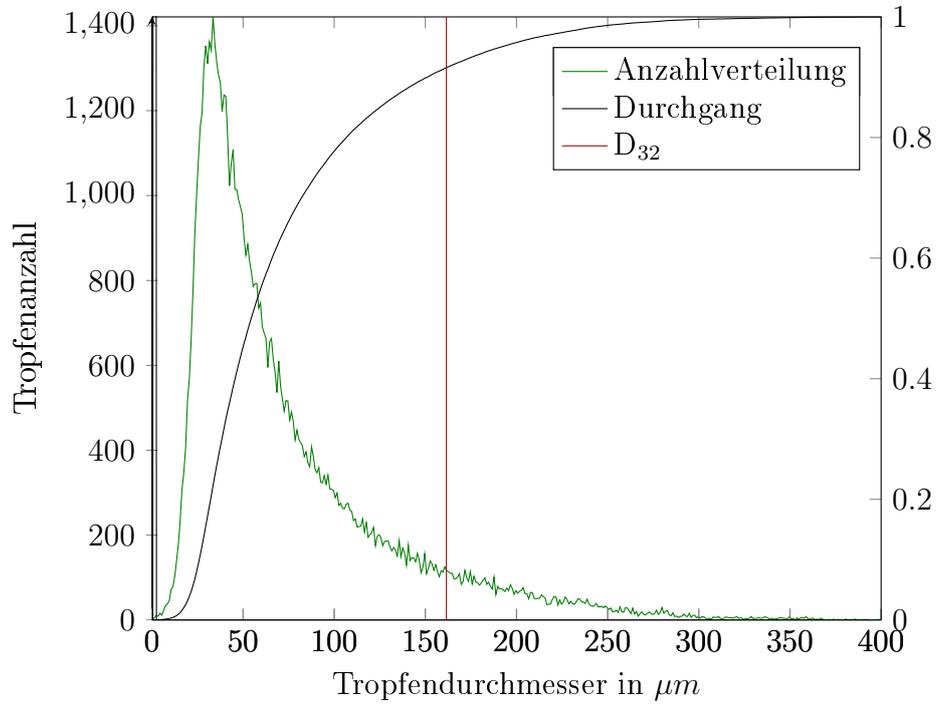
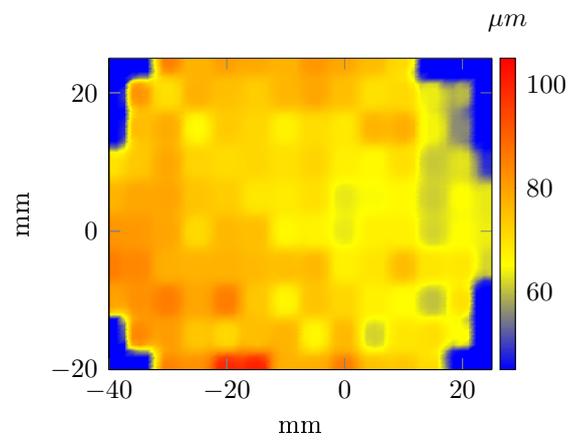


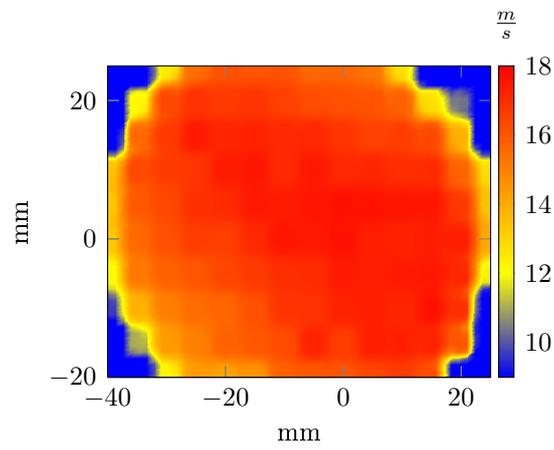
Abbildung 62: Messung 10

Tabelle 22: Ergebnisse Messung 10

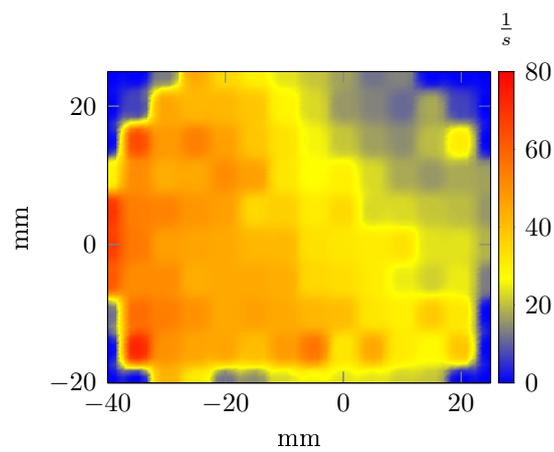
Zerstäuber	Venturi	
SM	STX	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	73,8	μm
D_{32}	162	μm
\dot{O}_{max}	1,03	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,03	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 63: Abbildung des Messfeldes für Messung 10

Messung 11

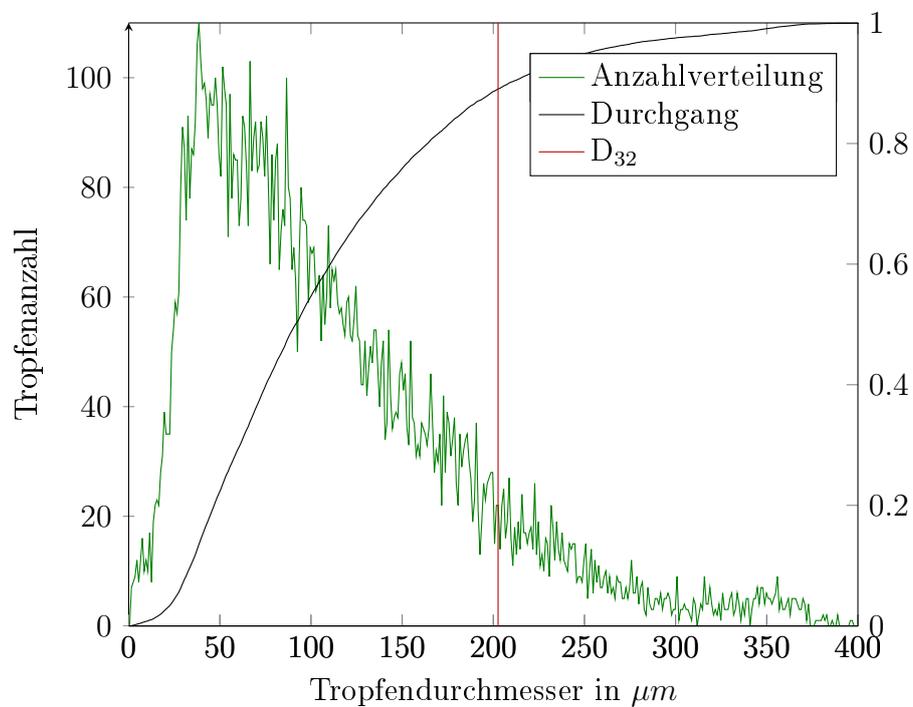
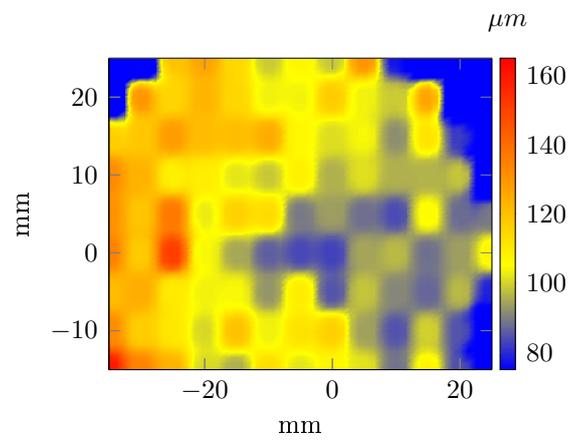


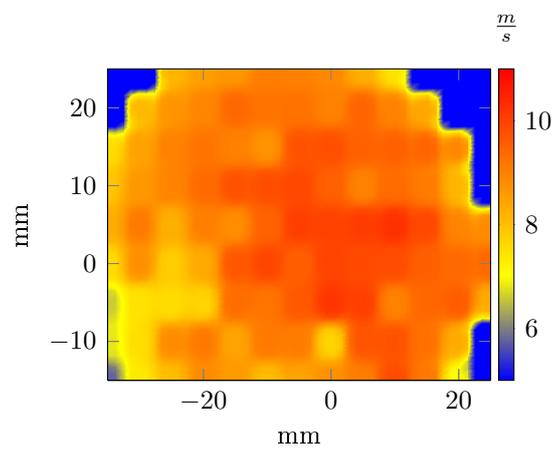
Abbildung 64: Messung 11

Tabelle 23: Ergebnisse Messung 11

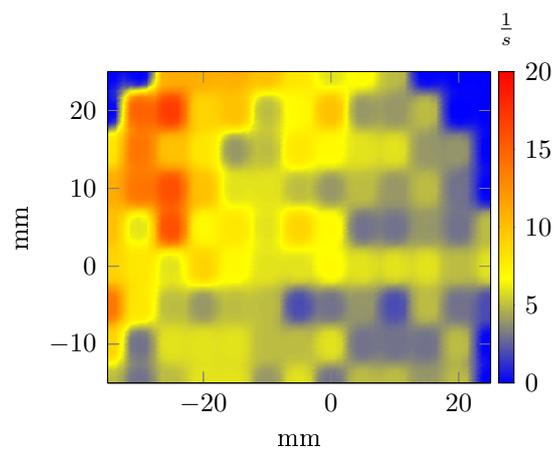
Zerstäuber	Venturi	
SM	STX	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	110	μm
D_{32}	203	μm
\dot{O}_{max}	0,21	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,01	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 65: Abbildung des Messfeldes für Messung 11

Messung 12

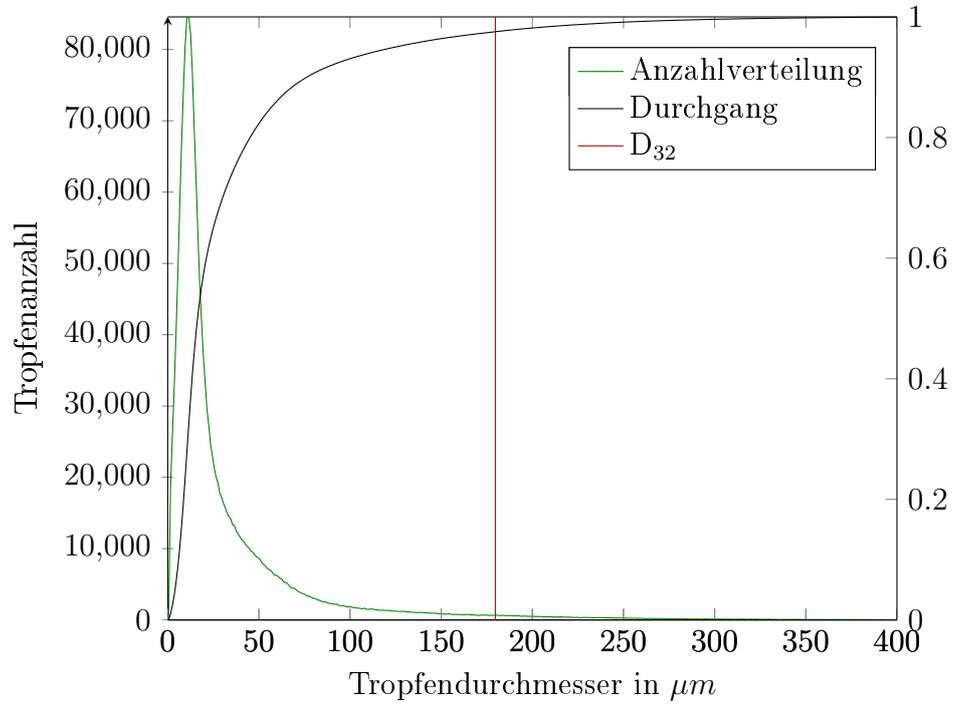
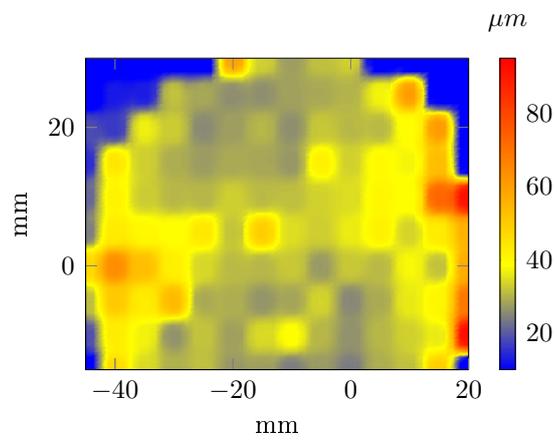


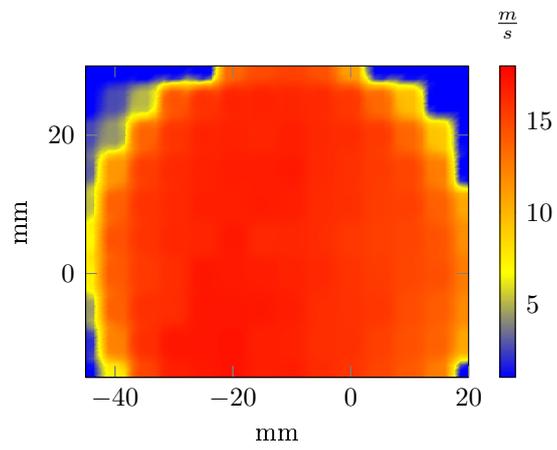
Abbildung 66: Messung 12

Tabelle 24: Ergebnisse Messung 12

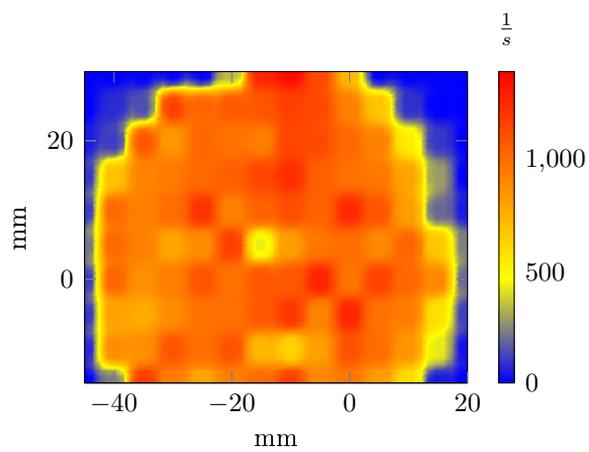
Zerstäuber	Venturi	
SM	STX	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	33,8	μm
D_{32}	180	μm
\dot{O}_{max}	0,93	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,29	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 67: Abbildung des Messfeldes für Messung 12

Messung 13

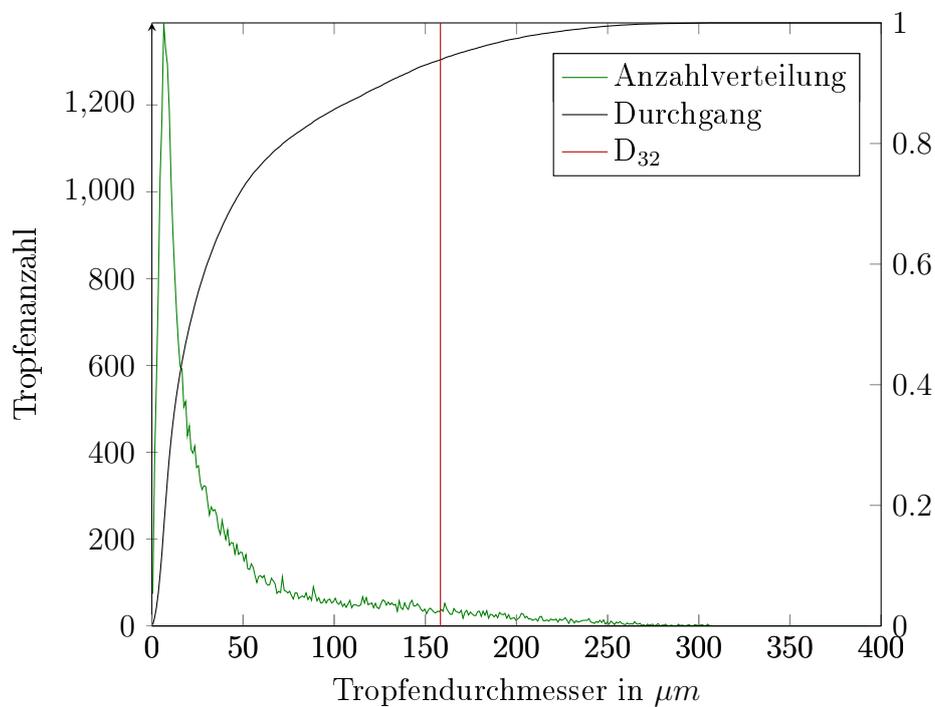
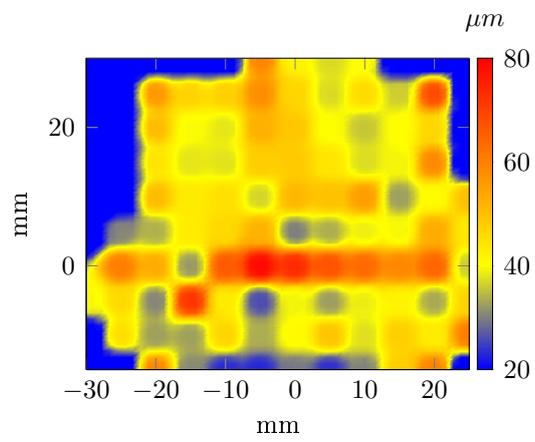


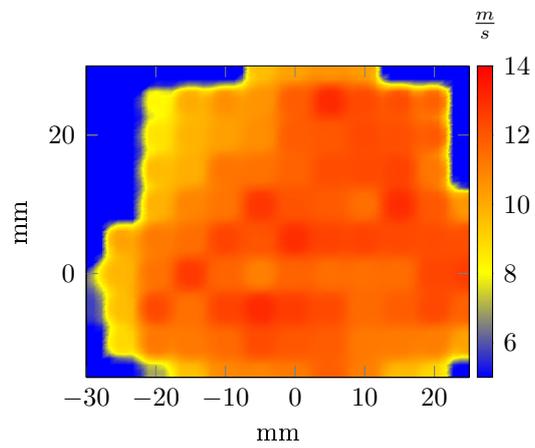
Abbildung 68: Messung 13

Tabelle 25: Ergebnisse Messung 13

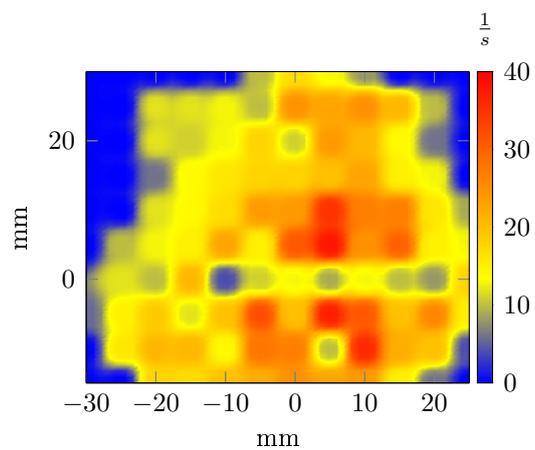
Zerstäuber	Venturi	
SM	2 STX	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	150	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	44,7	μm
D_{32}	158	μm
\dot{O}_{max}	0,26	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,01	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 69: Abbildung des Messfeldes für Messung 13

Messung 14

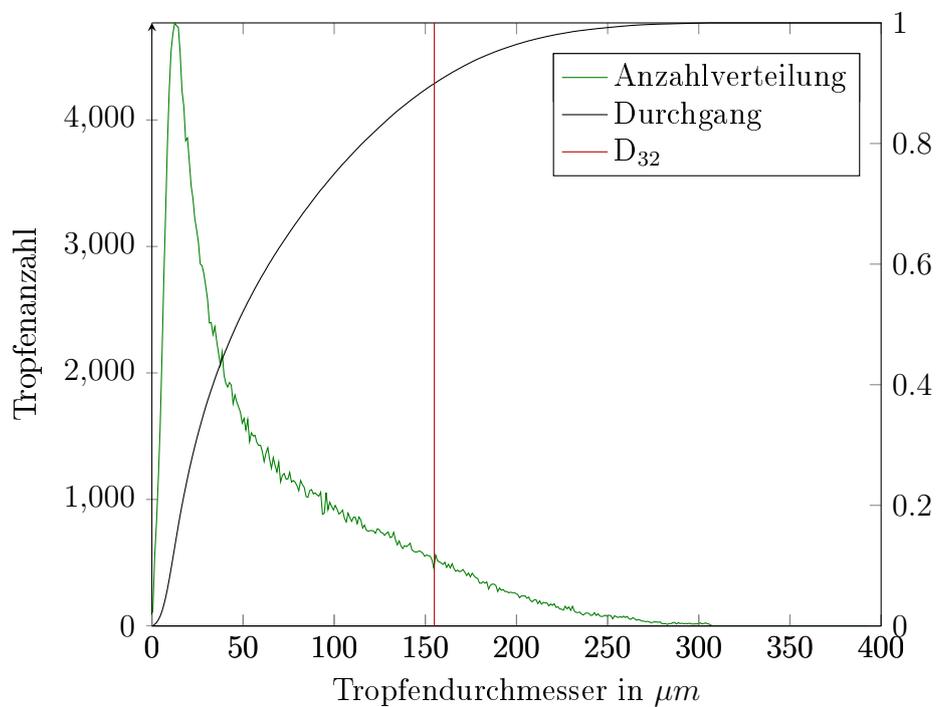
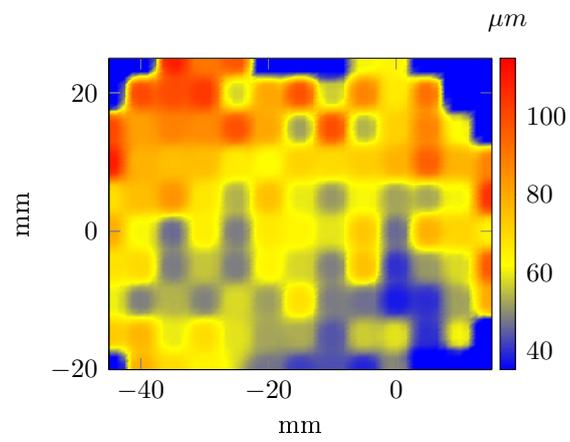


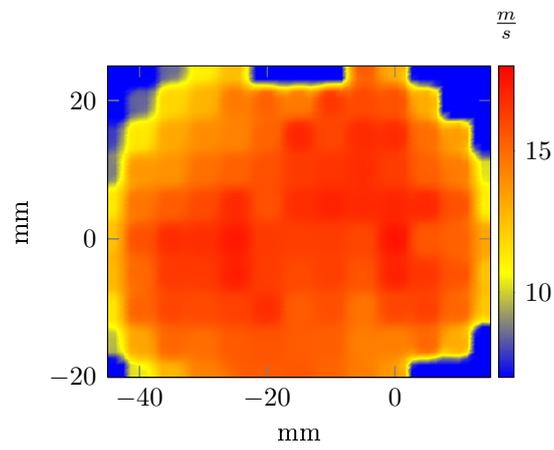
Abbildung 70: Messung 14

Tabelle 26: Ergebnisse Messung 14

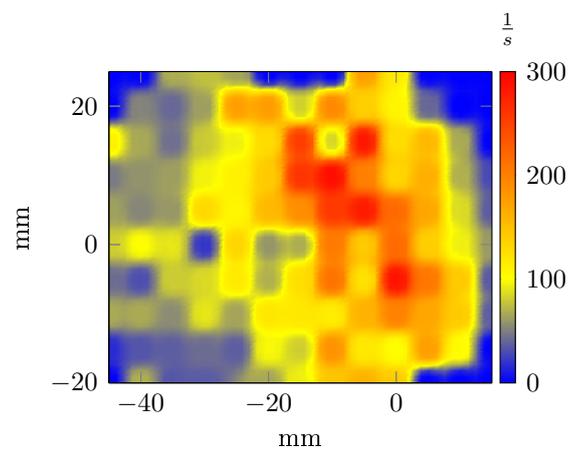
Zerstäuber	Venturi	
SM	2 STX	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	67,3	μm
D_{32}	155	μm
O	268	$\frac{mm^2}{s}$



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 71: Abbildung des Messfeldes für Messung 14

Messung 15

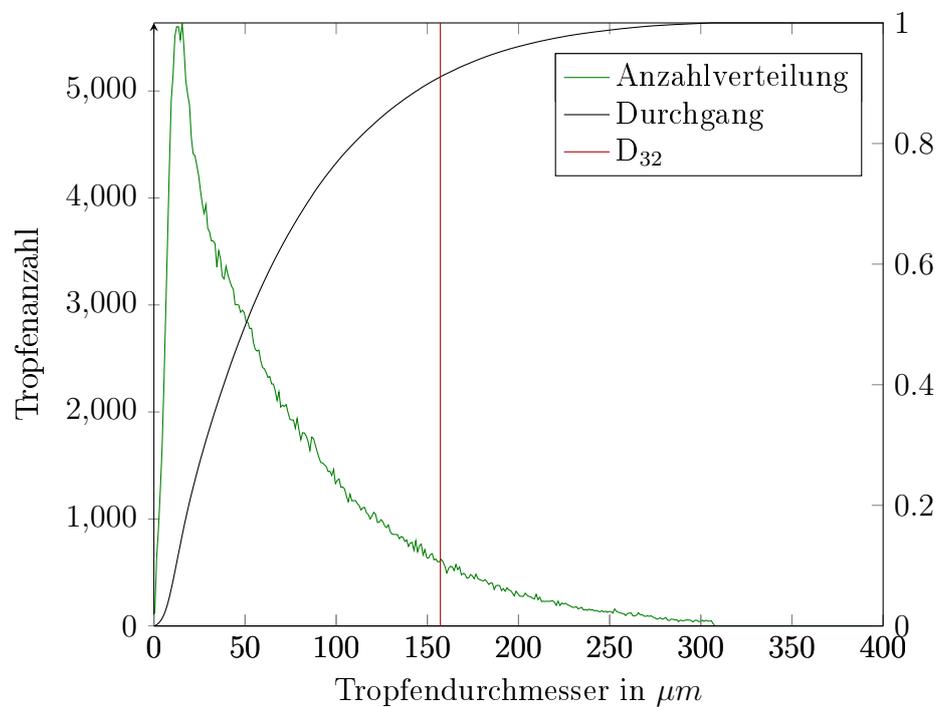
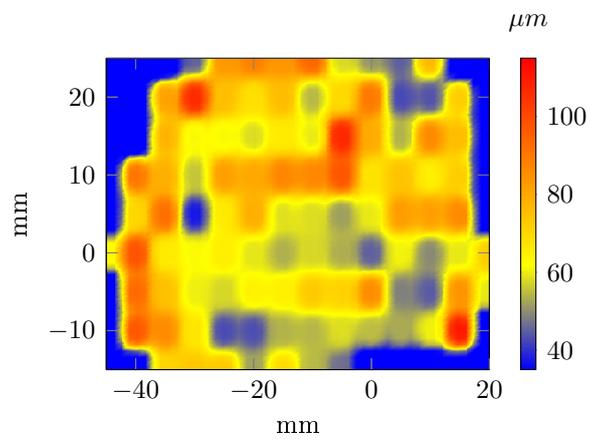


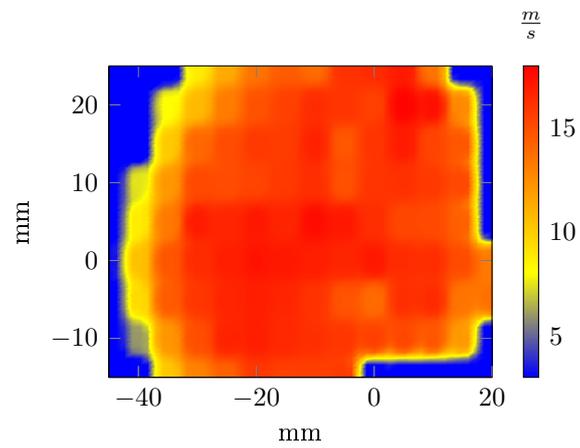
Abbildung 72: Messung 15

Tabelle 27: Ergebnisse Messung 15

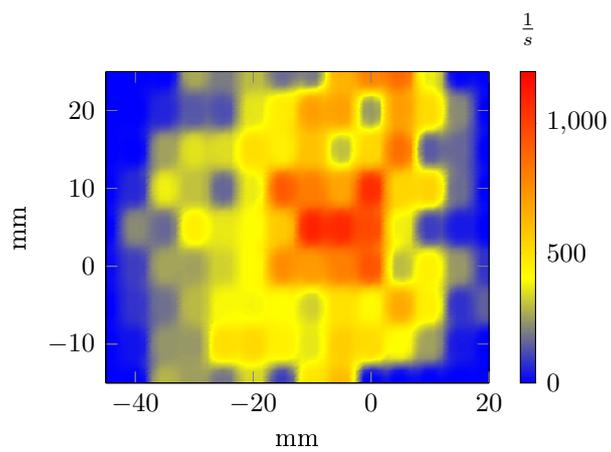
Zerstäuber	Venturi	
SM	2 STX	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	68,2	μm
D_{32}	157	μm
\dot{O}_{max}	1,06	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,26	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 73: Abbildung des Messfeldes für Messung 15

Messung 16

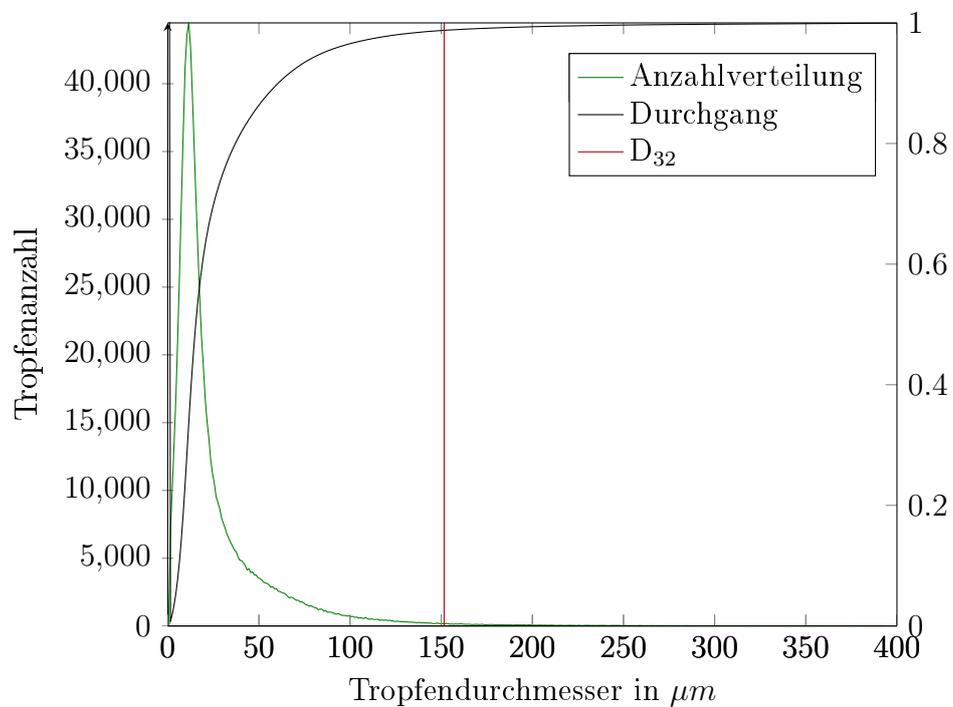
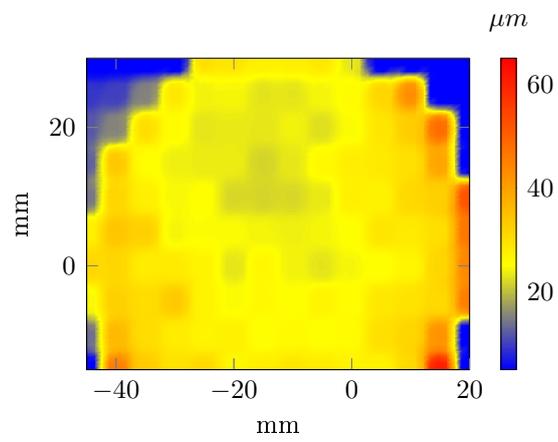


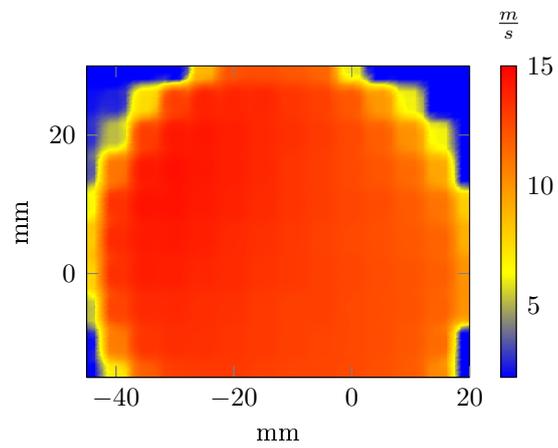
Abbildung 74: Messung 16

Tabelle 28: Ergebnisse Messung 16

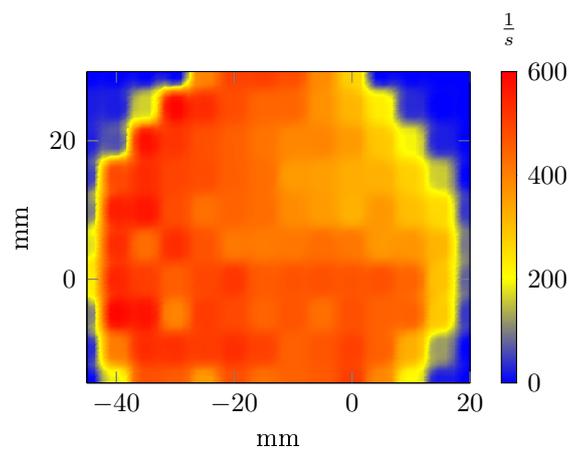
Zerstäuber	Venturi	
SM	STV	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	27,3	μm
D_{32}	152	μm
\dot{O}_{max}	1,10	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,08	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 75: Abbildung des Messfeldes für Messung 16

Messung 17

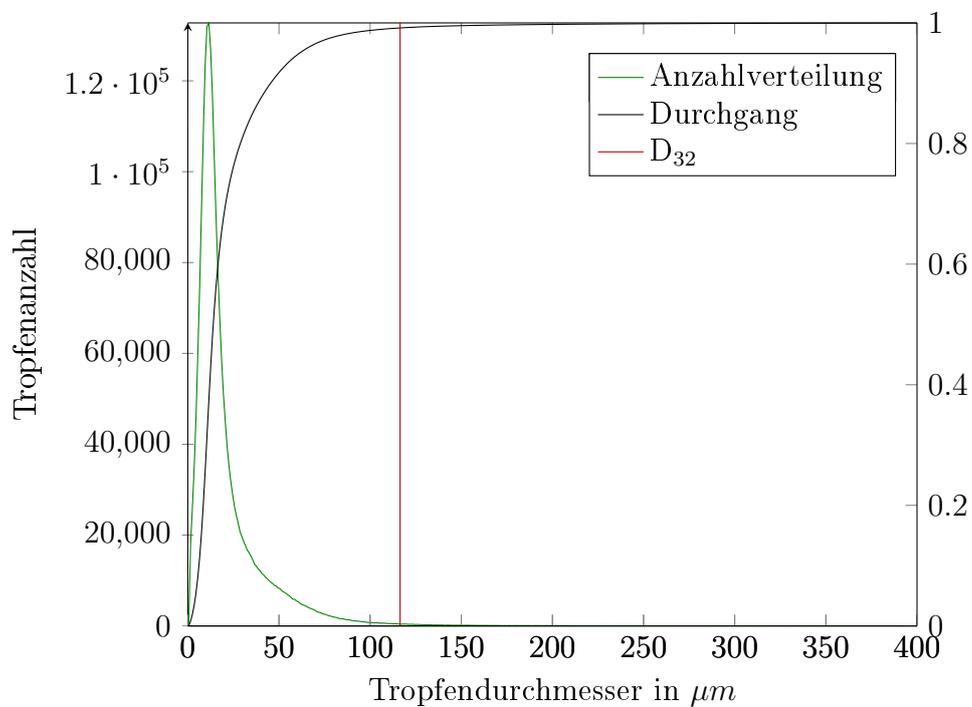
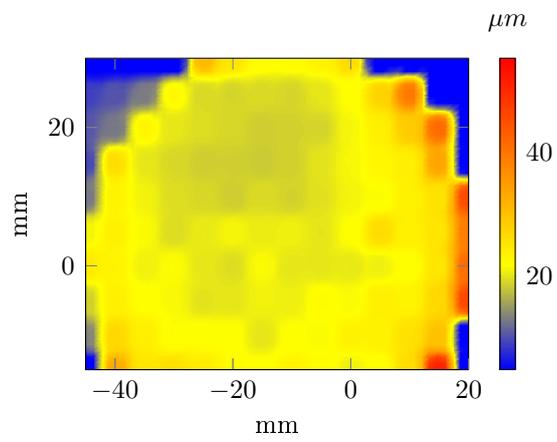


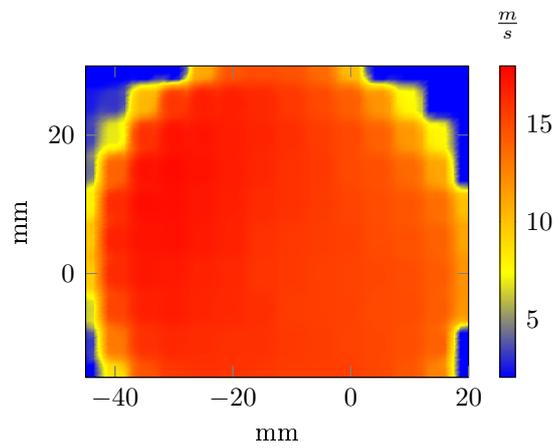
Abbildung 76: Messung 17

Tabelle 29: Ergebnisse Messung 17

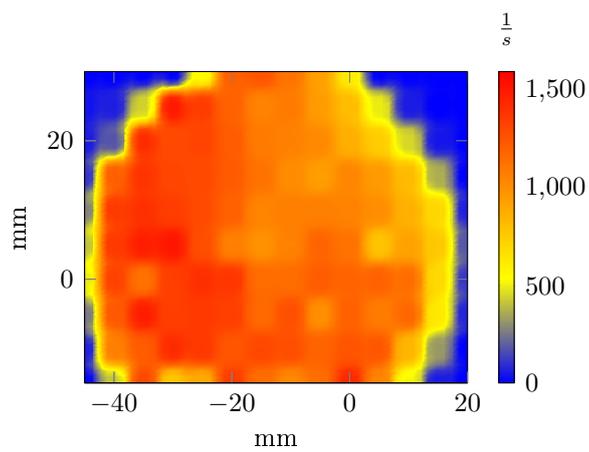
Zerstäuber	Venturi	
SM	STV	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	21,8	μm
D_{32}	116	μm
\dot{O}_{max}	0,36	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,11	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 77: Abbildung des Messfeldes für Messung 17

Messung 18

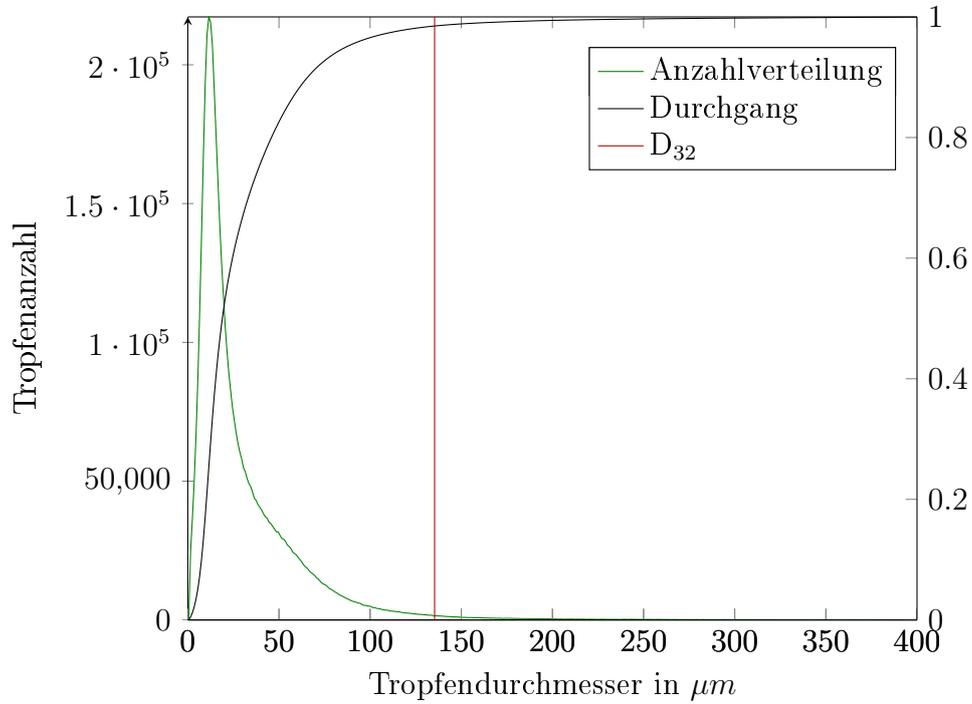
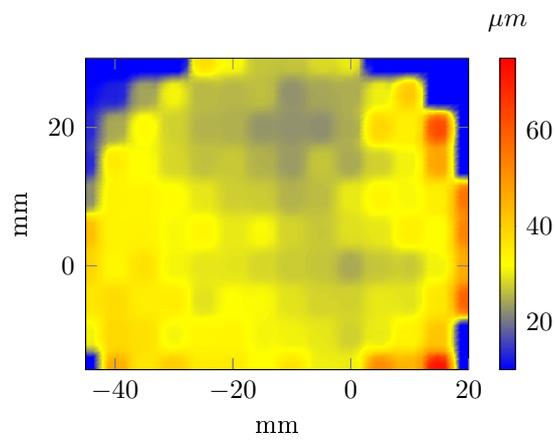


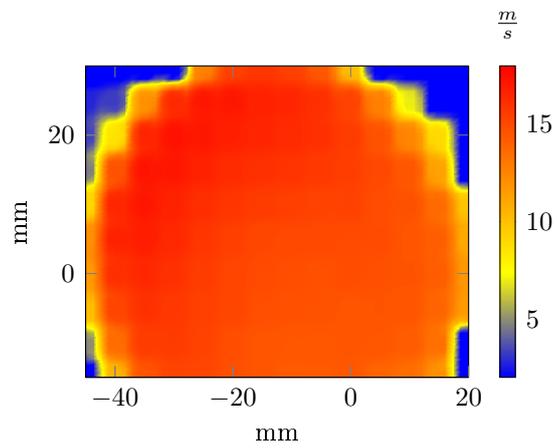
Abbildung 78: Messung 18

Tabelle 30: Ergebnisse Messung 18

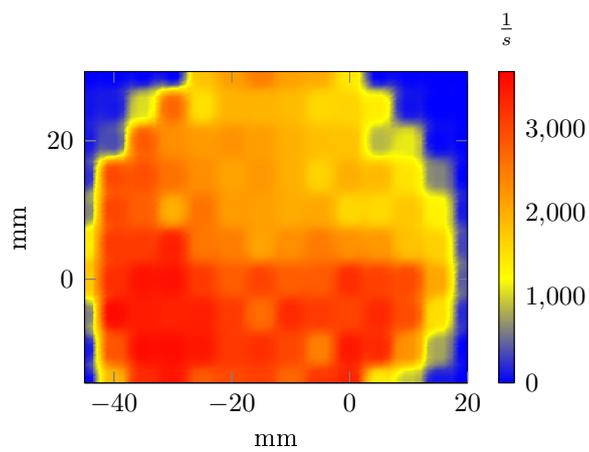
Zerstäuber	Venturi	
SM	STV	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	31,0	μm
D_{32}	135	μm
\dot{O}_{max}	1,23	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,51	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 79: Abbildung des Messfeldes für Messung 18

Messung 19

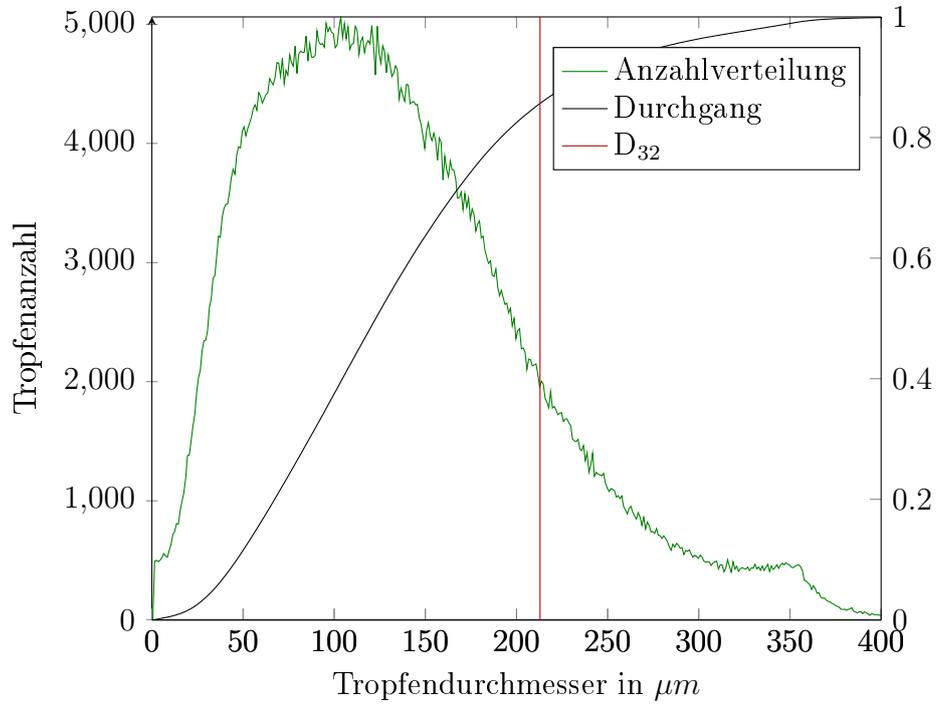
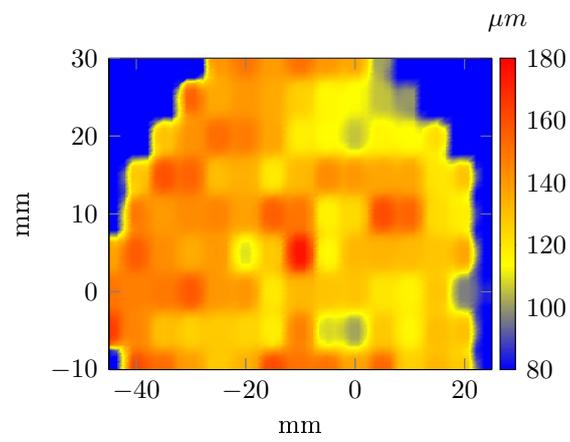


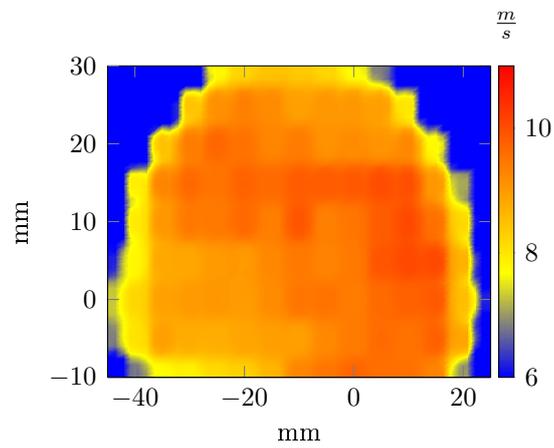
Abbildung 80: Messung 19

Tabelle 31: Ergebnisse Messung 19

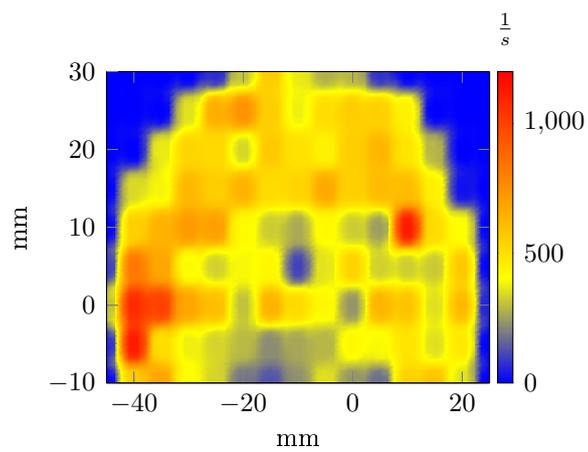
Zerstäuber	1,6-45°	
SM	-	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	134	μm
D_{32}	213	μm
\dot{O}_{max}	0,78	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	1,00	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 81: Abbildung des Messfeldes für Messung 19

Messung 20

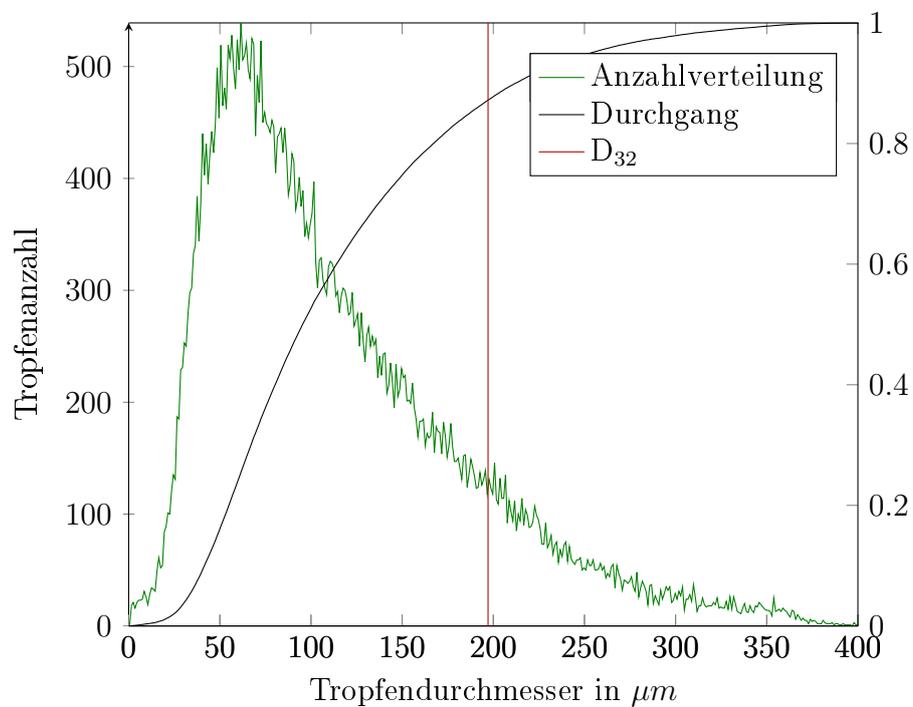
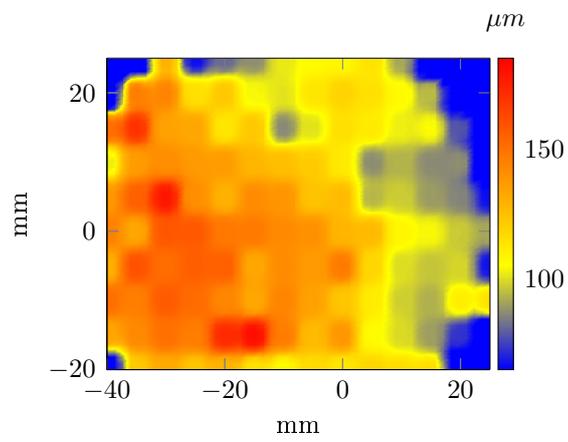


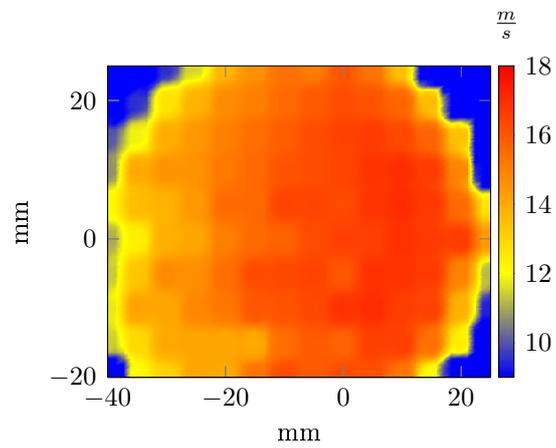
Abbildung 82: Messung 20

Tabelle 32: Ergebnisse Messung 20

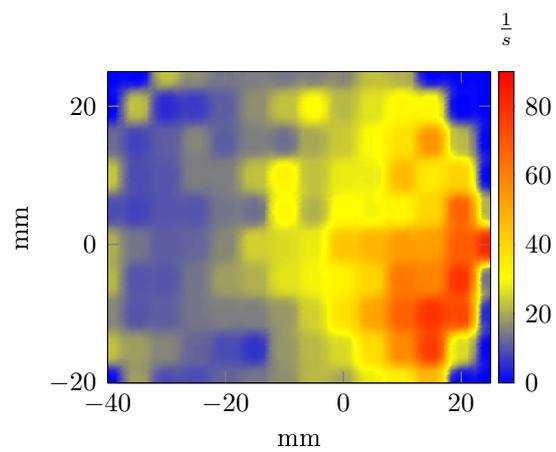
Zerstäuber	0,8-45°	
SM	-	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	114	μm
D_{32}	197	μm
\dot{O}_{max}	0,21	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,05	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 83: Abbildung des Messfeldes für Messung 20

Messung 21

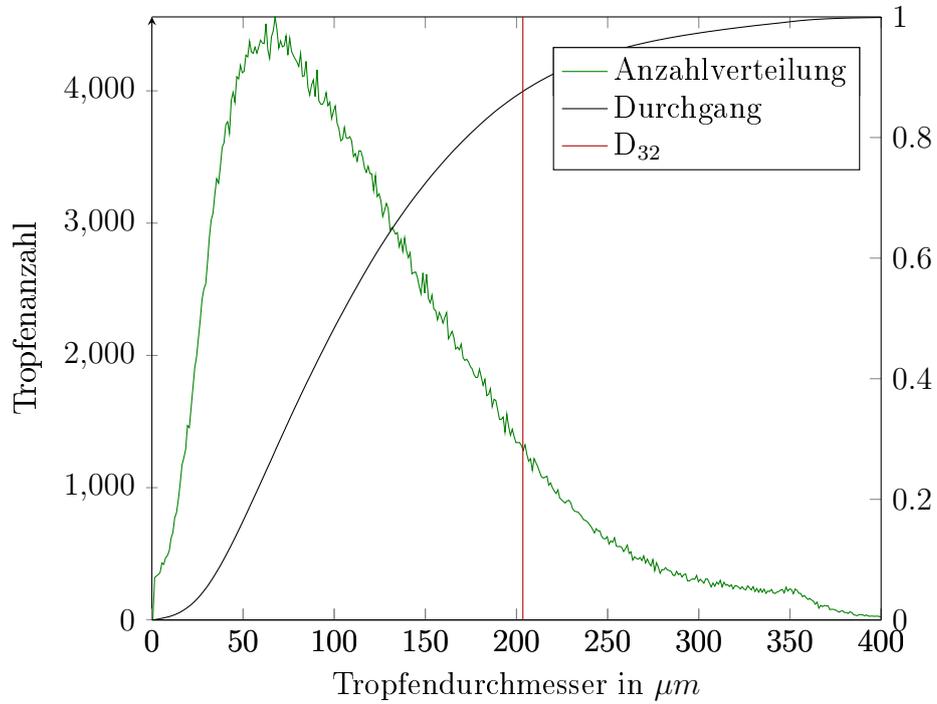
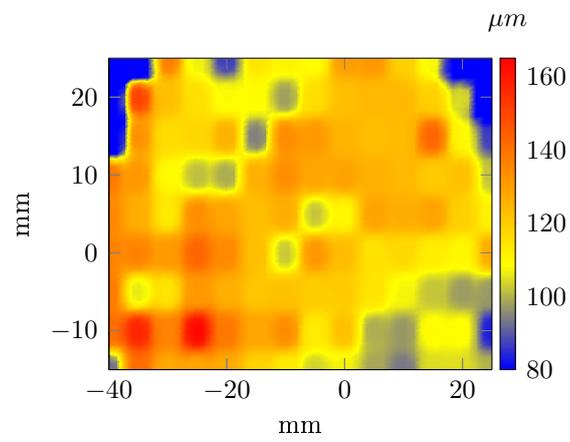


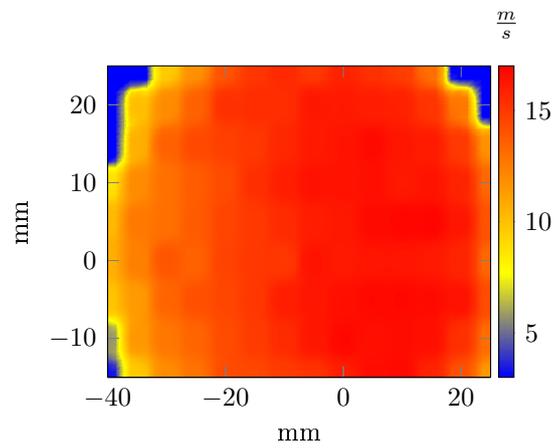
Abbildung 84: Messung 21

Tabelle 33: Ergebnisse Messung 21

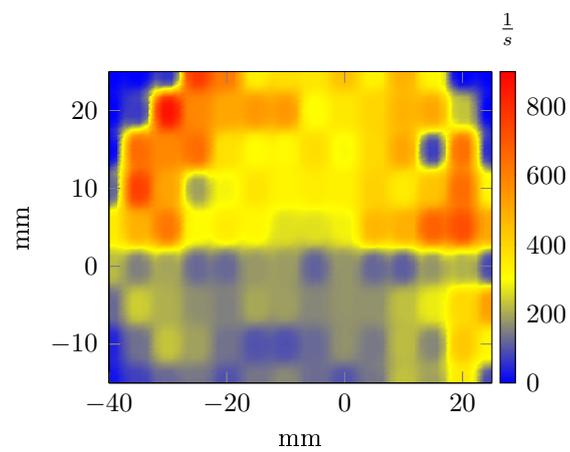
Zerstäuber	1,6-45°	
SM	-	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	118	μm
D_{32}	204	μm
\dot{O}_{max}	0,82	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,60	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 85: Abbildung des Messfeldes für Messung 21

Messung 22

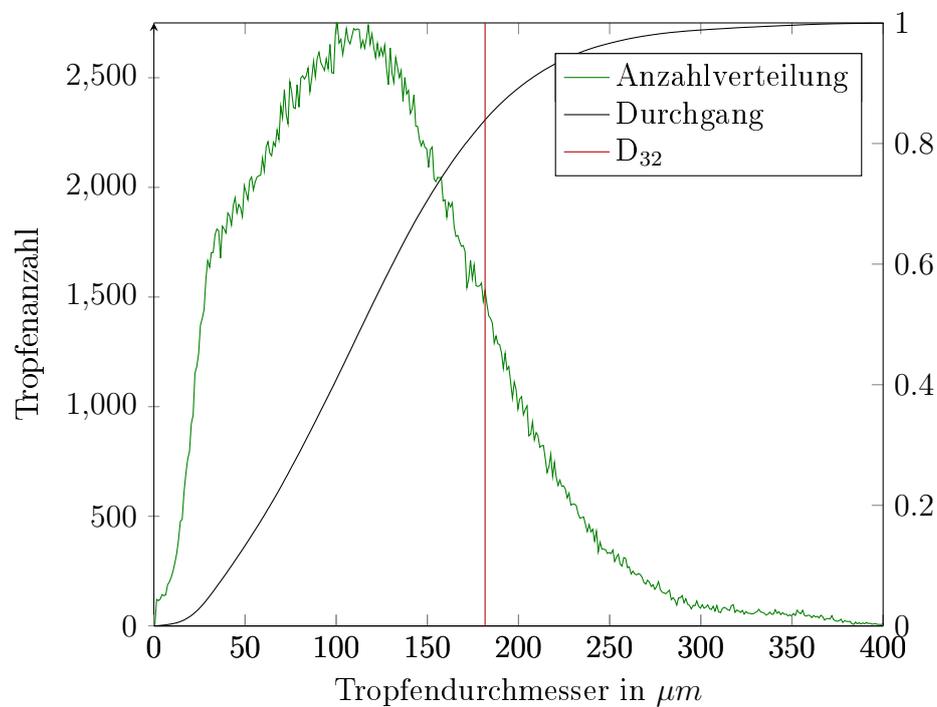
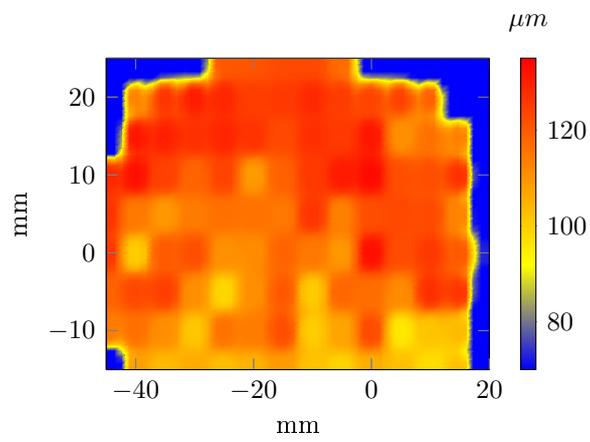


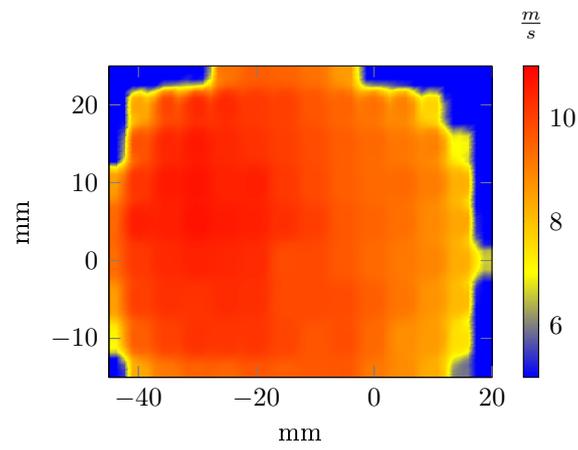
Abbildung 86: Messung 22

Tabelle 34: Ergebnisse Messung 22

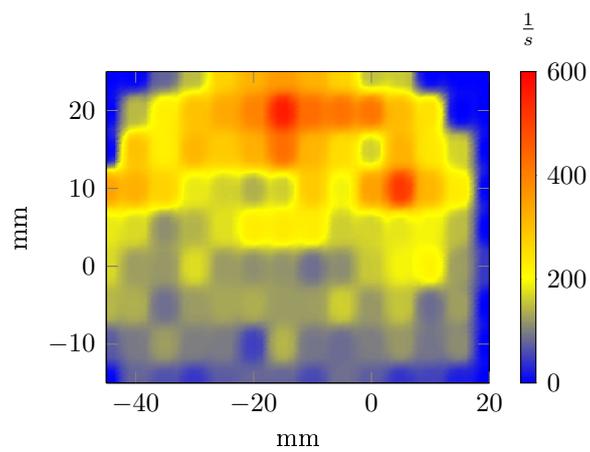
Zerstäuber	0,8-45°	
SM	STV	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	110	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	121	μm
D_{32}	182	μm
\dot{O}_{max}	0,92	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,38	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 87: Abbildung des Messfeldes für Messung 22

Messung 23

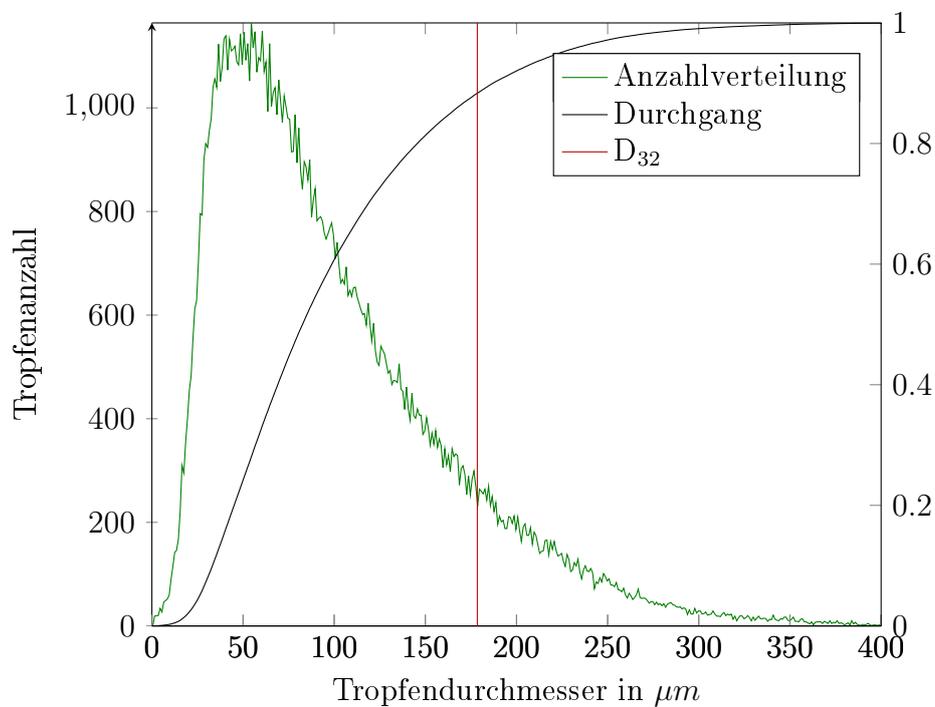
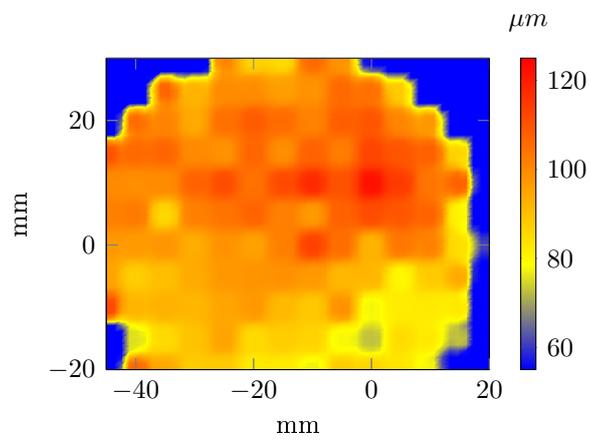


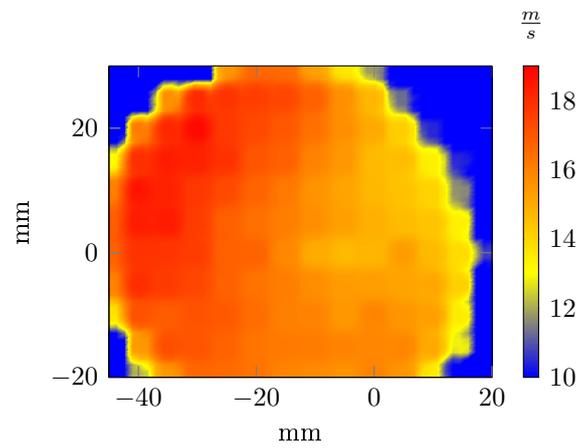
Abbildung 88: Messung 23

Tabelle 35: Ergebnisse Messung 23

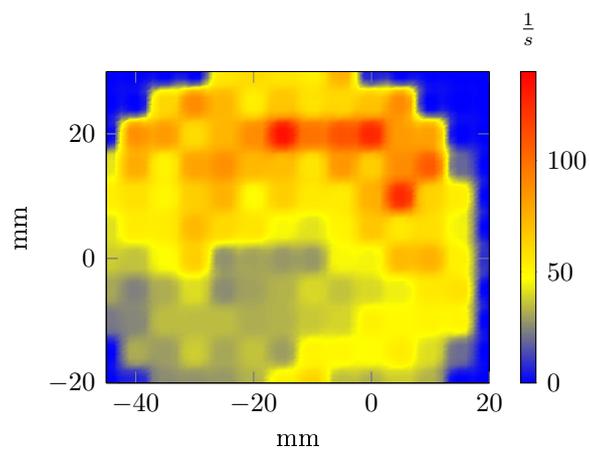
Zerstäuber	0,8-45°	
SM	STV	
\dot{V}_W	25	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	98,9	μm
D_{32}	178	μm
\dot{O}_{max}	0,23	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,08	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 89: Abbildung des Messfeldes für Messung 23

Messung 24

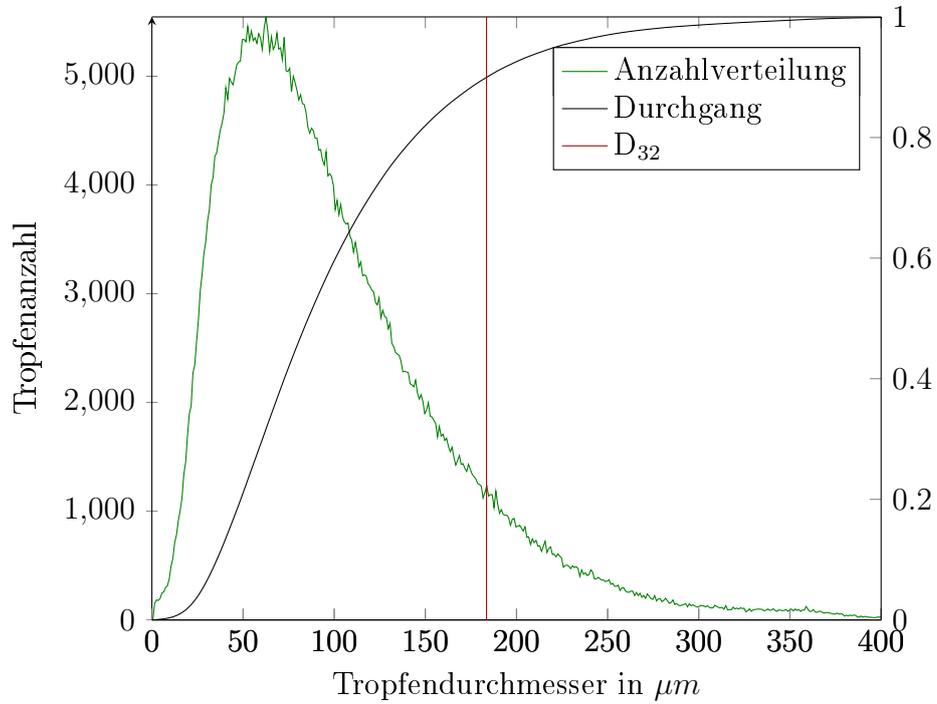
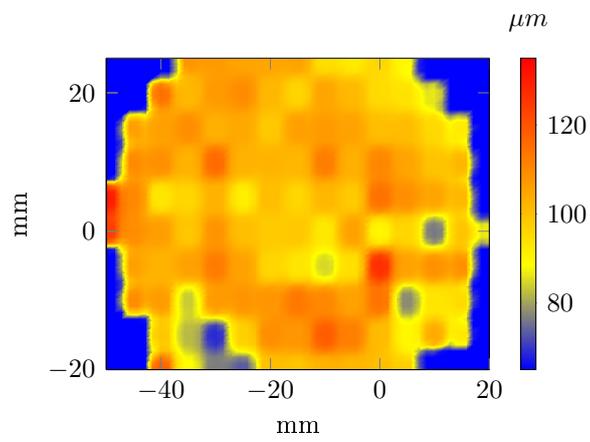


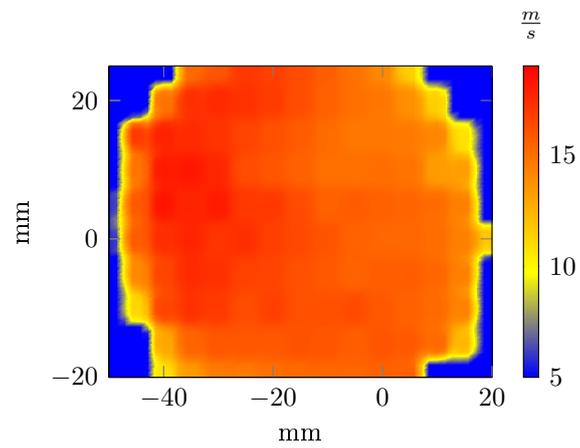
Abbildung 90: Messung 24

Tabelle 36: Ergebnisse Messung 24

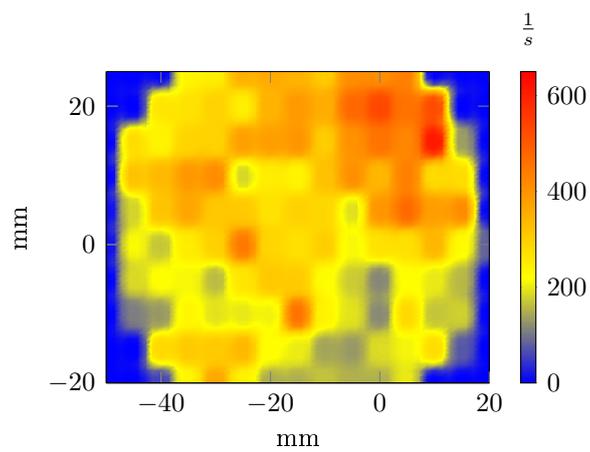
Zerstäuber	1,6-45°	
SM	STV	
\dot{V}_W	100	$\frac{l}{h^3}$
\dot{V}_L	200	$\frac{m^3}{h}$
D_{10}	101	μm
D_{32}	184	μm
\dot{O}_{max}	0,91	$\frac{m^2}{s}$
\dot{O}_{rel}	0,43	



(a) Tropfengröße



(b) Geschwindigkeit



(c) Datenrate

Abbildung 91: Abbildung des Messfeldes für Messung 24

Abbildungsverzeichnis

1	Entschwefelung mittels basischer Wäsche, Dow Chemical Company nach Hohlfield [13]	6
2	Beispiele für Verteilungsfunktionen	12
3	Kenics KM	17
4	Stamixco GV	18
5	Allgemeiner Aufbau einer LDA nach Nitsche und Brunn [38]	22
6	Interferenzstreifenmodell nach Nitsche und Brunn [38]	23
7	Streifenabstand des Interferenzstreifenmodells nach Nitsche und Brunn [38]	24
8	Allgemeiner Aufbau einer PDA nach Wozniak [24]	28
9	Entstehung des Time-Shifts nach Albrecht et al. [37]	31
10	Messkanal mit Bemaßungen und Aufgabestelle mittels Vollkegeldüse	32
11	Aufbau und ideales Sprühbild einer Vollkegeldüse ([40])	34
12	Venturi-Düse mit Bemaßungen und Lanze	35
13	STX-Statikmischer	36
14	STV-Statikmischer	36
15	Messung 9	41
16	Abbildung des Messfeldes für Messung 9	42
17	Messung 11	43
18	Abbildung des Messfeldes für Messung 11	44
19	Messung 22	45
20	Abbildung des Messfeldes für Messung 22	46
21	Gesamtdruckverlust-Messungen bei Zerstäubung mittels Vollkegeldüse	47
22	Gesamtdruckverlust-Messungen bei Zerstäubung mittels Venturi-Düse	47
23	Venturi-Zerstäuber ohne Statikmischer	49
24	Venturi-Zerstäuber mit STX-Statikmischer	50
25	Venturi-Zerstäuber mit STV-Statikmischer	51
26	Vollkegeldüse ohne Statikmischer	51
27	Vollkegeldüse mit STV-Statikmischer	52
28	D_{10} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_L	55
29	D_{10} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W	55

30	D_{32} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_L	56
31	D_{32} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W	56
32	\dot{O}_{rel} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_L	57
33	\dot{O}_{max} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_G	57
34	\dot{O}_{rel} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W	58
35	\dot{O}_{max} für Venturi-Zerstäuber in Abhängigkeit von \dot{V}_W	58
36	D_{10} für Statikmischer im Vergleich	59
37	D_{32} für Statikmischer im Vergleich	60
38	\dot{O}_{rel} für Statikmischer im Vergleich	61
39	\dot{O}_{max} für Statikmischer im Vergleich	61
40	D_{10} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich	62
41	D_{32} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich	63
42	\dot{O}_{rel} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich	63
43	\dot{O}_{max} für Venturi-Zerstäuber und Vollkegeldüse mit und ohne STV-SM im Vergleich	64
44	Messung 1	69
45	Abbildung des Messfeldes für Messung 1	70
46	Messung 2	71
47	Abbildung des Messfeldes für Messung 2	72
48	Messung 3	73
49	Abbildung des Messfeldes für Messung 3	74
50	Messung 4	75
51	Abbildung des Messfeldes für Messung 4	76
52	Messung 5	77
53	Abbildung des Messfeldes für Messung 5	78
54	Messung 6	79
55	Abbildung des Messfeldes für Messung 6	80
56	Messung 7	81
57	Abbildung des Messfeldes für Messung 7	82
58	Messung 8	83
59	Abbildung des Messfeldes für Messung 8	84
60	Messung 9	85
61	Abbildung des Messfeldes für Messung 9	86

62	Messung 10	87
63	Abbildung des Messfeldes für Messung 10	88
64	Messung 11	89
65	Abbildung des Messfeldes für Messung 11	90
66	Messung 12	91
67	Abbildung des Messfeldes für Messung 12	92
68	Messung 13	93
69	Abbildung des Messfeldes für Messung 13	94
70	Messung 14	95
71	Abbildung des Messfeldes für Messung 14	96
72	Messung 15	97
73	Abbildung des Messfeldes für Messung 15	98
74	Messung 16	99
75	Abbildung des Messfeldes für Messung 16	100
76	Messung 17	101
77	Abbildung des Messfeldes für Messung 17	102
78	Messung 18	103
79	Abbildung des Messfeldes für Messung 18	104
80	Messung 19	105
81	Abbildung des Messfeldes für Messung 19	106
82	Messung 20	107
83	Abbildung des Messfeldes für Messung 20	108
84	Messung 21	109
85	Abbildung des Messfeldes für Messung 21	110
86	Messung 22	111
87	Abbildung des Messfeldes für Messung 22	112
88	Messung 23	113
89	Abbildung des Messfeldes für Messung 23	114
90	Messung 24	115
91	Abbildung des Messfeldes für Messung 24	116

Tabellenverzeichnis

1	Sicherheitshinweise für Schwefelwasserstoff	2
2	Durchschnittliche Biogaszusammensetzung nach S.Rasi und A.Veijanen [4]	3
3	Konzentrationsabhängige Auswirkungen von Schwefelwasser- stoff auf den menschlichen Organismus nach Marquardt und Schäfer [5]	3
4	pK_S -Werte für CO_2 , HCO_3^- , H_2S sowie HS^-	8
5	Auszug gängiger mittlerer Tropfendurchmesser und deren An- wendungsgebiete nach Mugele und Evans [18]	11
6	Daten zur Berechnung von Kontaktzeit und Reynolds-Zahl . .	33
7	Übersicht Kontaktzeit und Reynold-Zahl	33
8	Messmatrix der PDA-Messungen	37
9	Messmatrix der Druckverlustmessungen	39
10	Ergebnisse Messung 9	41
11	Ergebnisse Messung 11	43
12	Ergebnisse Messung 22	45
13	Ergebnisse Messung 1	69
14	Ergebnisse Messung 2	71
15	Ergebnisse Messung 3	73
16	Ergebnisse Messung 4	75
17	Ergebnisse Messung 5	77
18	Ergebnisse Messung 6	79
19	Ergebnisse Messung 7	81
20	Ergebnisse Messung 8	83
21	Ergebnisse Messung 9	85
22	Ergebnisse Messung 10	87
23	Ergebnisse Messung 11	89
24	Ergebnisse Messung 12	91
25	Ergebnisse Messung 13	93
26	Ergebnisse Messung 14	95
27	Ergebnisse Messung 15	97
28	Ergebnisse Messung 16	99
29	Ergebnisse Messung 17	101
30	Ergebnisse Messung 18	103

31	Ergebnisse Messung 19	105
32	Ergebnisse Messung 20	107
33	Ergebnisse Messung 21	109
34	Ergebnisse Messung 22	111
35	Ergebnisse Messung 23	113
36	Ergebnisse Messung 24	115

Literatur

- [1] Europäische Union, Verordnung (EG) Nr. 1272/2008 des Europäischen Parlaments und des Rates, URL <http://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=OJ:L:2008:353:0001:1355:de:PDF>, abgerufen am 22. Mai 2014, 2008.
- [2] Air Liquide, Sicherheitsdatenblatt gemäß RL 1907/2006/EG (REACH) - Schwefelwasserstoff, URL <http://www.airliquide.de/gasekatalog/sdb/073-DE-DE-Schwefelwasserstoff.pdf>, abgerufen am 22. Mai 2014, 2014.
- [3] U. Görisch, M. Helm, Biogasanlagen, Eugen Ulmer KG, 2. Auflage , 2012.
- [4] S.Rasi, J. A.Veijanen, Trace Compounds of biogas from different biogas production plants, *Energy* 32 (8) (2007) 1375–1380.
- [5] H. Marquardt, S. G. Schäfer, Lehrbuch der Toxikologie, BI-Wissenschaftsverlag, 1994.
- [6] M. Tobler, I. Schlupp, K. U. Heubel, R. Riesch, F. J. G. de Leon, O. Giere, M. Plath, Life on the Edge: Hydrogen sulfide and the fish communities of a Mexican Cave and surrounding waters, *Extremophiles* 10 (2006) 577–585.
- [7] H. Brauer, Handbuch des Umweltschutzes und der Umweltschutztechnik, Bd. 1, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 1997.
- [8] D. J. Young, Elsevier Corrosion Series - Volume 1: High temperature oxidation and corrosion of metals, Elsevier Science, 2008.
- [9] R. Ludwig, G. Kramer, Process for recovering the sulphur content of gases, URL <http://www.google.com/patents/US1945163>, uS Patent 1,945,163, 1934.
- [10] A. L. Kohl, R. Nielsen, Gas Purification, Gulf Publishing Company, 5th edition , 1997.

-
- [11] J. Hao, P. Rice, S. Stern, Upgrading low-quality natural gas with H_2S - and CO_2 -selective polymer membranes: Part I. Process design and economics of membrane stages without recycle streams, *Journal of Membrane Science* 209 (1) (2002) 177 – 206.
- [12] J. Hao, P. Rice, S. Stern, Upgrading low-quality natural gas with H_2S - and CO_2 -selective polymer membranes: Part II. Process design, economics, and sensitivity study of membrane stages with recycle streams, *Journal of Membrane Science* 320 (1) (2008) 108 – 122.
- [13] R. W. Hohlfield, New H_2S scrubber cleans small or large gas streams, *Oil & Gas Journal* 77 (42) (1979) 129–130.
- [14] A. Holleman, E. Wiberg, N. Wiberg, *Lehrbuch der anorganischen Chemie*, Walter de Gruyter, 2007.
- [15] H. D. Frazier, A. L. Kohl, Selective absorption of hydrogen sulfide from gas streams, *Industrial and Engineering Chemistry* 42 (11) (1950) 2288–2292.
- [16] B. P. Mandal, A. K. Biswas, S. S. Bandyopadhyay, Selective Absorption of H_2S from gas streams containing H_2S and CO_2 into aqueous solutions of N-methyldiethanolamine and 2-amino-2-methyl-1-propanol, *Separation and Purification Technology* 35 (2004) 191–202.
- [17] D. H. MacKenzie, F. C. Prambil, C. A. Daniels, J. A. Bullin, Design & operation of a selective sweetening plant using MDEA, *Energy Progress* 7 (1).
- [18] R. A. Mugele, H. D. Evans, Droplet Size Distribution in Sprays, *Industrial and Engineering Chemistry* 43 (6) (1951) 1317–1324.
- [19] R. Schmehl, Tropfendeformation und Nachzerfall bei der technischen Gemischaufbereitung, Doktorarbeit, Fakultät für Maschinenbau der Universität Karlsruhe, 2003.
- [20] E. Sada, K. Takahashi, K. Morikawa, S. Ito, Drop Size Distribution for Spray by Full Cone Nozzle, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 56 (1978) 455–459.

-
- [21] D. Fernández Alonso, J. Gonçalves, B. Azzopardi, J. Coury, Drop size measurements in Venturi scrubbers, *Chemical Engineering Science* 56 (16) (2001) 4901–4911.
- [22] P. González-Tello, F. Camacho, J. Vicaria, P. González, A modified Nukiyama-Tanasawa distribution function and a Rosin-Rammler model for the particle-size-distribution analysis, *Powder Technology* 186 (3) (2008) 278–281.
- [23] A. Silva, J. Teixeira, S. Teixeira, Experiments in large scale venturi scrubber: Part II. Droplet size, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 48 (1) (2009) 424–431.
- [24] G. Wozniak, *Zerstäubungstechnik*, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2003.
- [25] T. Richter, *Zerstäuben von Flüssigkeiten*, Expert Verlag, 2012.
- [26] D. Nuyttens, K. Baetens, M. De Schampheleire, B. Sonck, Effect of nozzle type, size and pressure on spray droplet characteristics, *Biosystems Engineering* 97 (3) (2007) 333–345.
- [27] S. Viswanathan, D. Lim, M. B. Ray, Measurement of drop size and distribution in an annular two-phase, two-component flow occurring in a venturi scrubber, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 44 (19) (2005) 7458–7468.
- [28] M. Kraume, *Mischen und Rühren*, Wiley-VCH, 2003.
- [29] M. Kraume, *Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik*, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2012.
- [30] H. G. Hirschberg, *Handbuch Verfahrenstechnik und Anlagenbau*, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 1999.
- [31] M. Stieß, *Mechanische Verfahrenstechnik - Partikeltechnologie 1*, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2009.
- [32] K. H. Hartung, J. W. Hiby, Beschleunigung der turbulenten Mischung in Rohren, *Chemie Ingenieur Technik* 44 (18) (1972) 1051–1056.

-
- [33] StaMixCo LLC, Corrugated Plate Static Mixer (Type GV), URL <http://www.stamixco-usa.com/products/corrugated-plate-static-mixer/default.html>, abgerufen am 22. Mai 2014, 2014.
- [34] StaMixCo LLC, GV Static Mixer Product Bulletin, URL <http://www.stamixco-usa.com/files/3-Content-PDF-Files/pdf-08-0-gv-static-mixer-technical-bulletin.pdf>, abgerufen am 22. Mai 2014, 2010.
- [35] M. H. Pahl, E. Muschelkautz, Einsatz und Auslegung statischer Mischer, *Chemie Ingenieur Technik* 51 (1979) 347–364.
- [36] A. Couvert, M.-F. Péculier, A. Laplanche, Pressure Drop and Mass Transfer Study in Static Mixers with Gas Continuous Phase, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 80 (4) (2002) 727–733.
- [37] H.-E. Albrecht, M. Borys, N. Damaschke, C. Tropea, *Laser Doppler and Phase Doppler Measurement Techniques*, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2003.
- [38] W. Nitsche, A. Brunn, *Strömungsmesstechnik*, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2. Auflage, 2006.
- [39] P. Stephan, S. Kabelac, M. Kind, H. Martin, D. Mewes, K. Schaber, *VDI-Wärmeatlas, Springer Reference*, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2013.
- [40] MC GmbH, Datenblatt Vollkegel-Düsen VX, URL <http://www.mc-gmbh.eu/upload/5750065-Vollkegel-Dsen-VX-.pdf>, abgerufen am 22. Mai 2014, 2013.
- [41] A. Couvert, C. Sanchez, I. Charron, A. Laplanche, C. Renner, Static mixers with a gas continuous phase, *Chemical Engineering Science* 61 (11) (2006) 3429–3434.