

Technische Universität München
TUM School of Engineering and Design

Messung und Modellierung der Flüssigkeitsmaldistribution und deren Auswirkungen auf den Stoffübergang in Packungskolonnen

Thomas Winkler

Vollständiger Abdruck der von der TUM School of Engineering and Design der Technischen Universität München zur Erlangung eines
Doktors der Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.)
genehmigten Dissertation.

Vorsitz: Prof. Dr. rer. nat. Thomas Hamacher

Prüfer*innen der Dissertation:

1. Prof. Dr.-Ing. Harald Klein
2. Prof. Dr.-Ing. Marcus Grünewald

Die Dissertation wurde am 15.06.2023 bei der Technischen Universität München eingereicht
und durch die TUM School of Engineering and Design am 12.12.2023 angenommen.

„Wasserpritscheln auf hohem Niveau.“

Meine Frau

Teile der vorgelegten Dissertation sind in folgenden Publikationen erschienen:

Hampel, U.; Schubert, M.; Döß, A.; Sohr, J.; Vishwakarma, V.; Repke, J.-U.; Gerke, S. J.; Leuner, H.; Rädle, M.; Kapoustina, V.; Schmitt, L.; Grünewald, M.; Brinkmann, J. H.; Plate, D.; Kenig, E. Y.; Lutters, N.; Bolenz, L.; Buckmann, F.; Toye, D.; Arlt, W.; Linder, T.; Hoffmann, R.; Klein, H.; Rehfeldt, S.; Winkler, T.; Bart, H.-J.; Wirz, D.; Schulz, J.; Scholl, S.; Augustin, W.; Jasch, K.; Schlüter, F.; Schwerdtfeger, N.; Jahnke, S.; Jupke, A.; Kabatnik, C.; Braeuer, A. S.; D'Auria, M.; Runowski, T.; Casal, M. F.; Becker, K.; David, A.-L.; Górak, A.; Skiborowski, M.; Groß, K.; Qammar, H.: *Recent Advances in Experimental Techniques for Flow and Mass Transfer Analyses in Thermal Separation Systems*. Chemie Ingenieur Technik 92.7 (2020), S. 926–948. DOI: 10.1002/cite.202000076.

Winkler, T.; Wasensteiner, J.; Kender, R.; Klein, H.; Rehfeldt, S.: *Vergleich von Berechnungsmethoden des TUM-WelChem-Zellenmodells für die Querverteilung in Füllkörperschüttungen*. Chemie Ingenieur Technik 92.11 (2020), S. 1821–1829. DOI: 10.1002/cite.202000033.

Winkler, T.; Klein, H.; Rehfeldt, S.: *Experimental investigation of liquid maldistribution in random packed columns using temperature measurements*. Chemical Engineering Science 249 (2022), 117350. DOI: 10.1016/j.ces.2021.117350.

Winkler, T.; Klein, H.; Rehfeldt, S.: *Investigation of liquid maldistribution in a random packed column operated as a cooling tower*. The 12th international conference on Distillation & Absorption. Toulouse, 2022.

Winkler, T.; Stops, L.; Siebe, D.; Kender, R.; Klein, H.; Rehfeldt, S.: *Simulation of heat and mass transfer in a random packed column operated as a cooling tower using the TUM-WelChem cell model*. Chemical Engineering Research and Design 186 (2022), S. 184–197. DOI: 10.1016/j.cherd.2022.07.047.

Im Zuge der vorliegenden Dissertation wurden folgende Studienarbeiten betreut:

Müller, M.: *Wiederinbetriebnahme einer Packungskolonne zur Messung der Flüssigkeitsmaldistribution*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2018.

Filippou, N.: *Entwicklung eines CAD-Modells für eine Versuchsanlage zur Messung der Maldistribution in Packungskolonnen*. Bachelor's Thesis. Technische Universität München, 2018.

Hemauer, J.: *Entwicklung eines Prozessleitsystems für eine Packungskolonne zur Maldistributionsmessung*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2018.

Hamacher, J.: *Weiterentwicklung des Prozessleitsystems und Inbetriebnahme einer Packungskolonne zur Maldistributionsmessung*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2019.

Wasensteiner, J.: *Optimierung und Erweiterung des TUM-WelChem-Zellenmodells zur Simulation der Maldistribution in Packungskolonnen*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2019.

Siebe, D.: *Inbetriebnahme einer Packungskolonne zur Messung der Maldistribution*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2019.

Käuffl, M.: *Validierung der Messtechnik und Erstversuche in einer $\varnothing 634$ mm-Packungskolonne zur Messung der Maldistribution*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2020.

Siebe, D.: *Implementierung des Wärme- und Stoffübergangs in das TUM-WelChem-Zellenmodell*. Master's Thesis. Technische Universität München, 2020.

Stops, L.: *Weiterentwicklung des implementierten Wärme- und Stoffübergangs im TUM-WelChem-Zellenmodell*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2020.

Bettendorf, S.: *Untersuchung der Maldistribution der Flüssigphase in einer $\varnothing 634$ mm-Packungskolonne*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2020.

Forster, K.: *Experimentelle Untersuchung der Flüssigkeitsmaldistribution in einer $\varnothing 634$ mm-Packungskolonne*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2021.

Ertl, T.: *Untersuchung der Maldistribution der Flüssigphase in einer $\varnothing 634$ mm-Packungskolonne*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2022.

Schenker, M.: *Untersuchung der Maldistribution der Flüssigphase in einer $\varnothing 634$ mm-Packungskolonne*. Semesterarbeit. Technische Universität München, 2022.

Vorwort

Die vorliegende Dissertation ist während meiner Zeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl für Anlagen- und Prozesstechnik der Technischen Universität München entstanden. Zahlreiche Personen haben zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen, denen ich an dieser Stelle herzlich für Ihre Unterstützung danken möchte.

Ganz besonders möchte ich mich bei meinem Doktorvater Prof. Dr.-Ing. Harald Klein bedanken, für all die Unterstützung sowohl bei der Bearbeitung des Forschungsthemas als auch im Persönlichen. Ich bin sehr dankbar, dass ich die historische Technikumskolonne wieder in Betrieb nehmen durfte, mit allen Höhen und Tiefen, die das mit sich bringt. Danke, dass ich ein Teil der APT-Familie werden durfte und du mir die Möglichkeit gegeben hast, an diesem großartigen Lehrstuhl zu promovieren.

Neben der hervorragenden Betreuung meines Doktorvaters hatte ich zudem das Glück, quasi einen *großen Doktorbruder* mit Dr.-Ing. Sebastian Rehfeldt als Mentor an meiner Seite zu haben. Auch hier möchte ich mich neben der großartigen Unterstützung und den fachlichen Diskussionen herzlichst auch für alle nicht-fachlichen Gespräche und Unternehmungen bedanken. Danke, dass deine Tür immer für mich offen war und du dir immer die Zeit für meine Anliegen genommen hast.

Zudem möchte ich mich bei Prof. Dr.-Ing. Marcus Grünewald für die Erstellung des Zweitgutachtens bedanken, sowie bei Prof. Dr. rer. nat. Thomas Hamacher für die Übernahme des Prüfungsvorsitzes.

Ein großes Dankeschön geht auch an meine Kolleginnen und Kollegen des Lehrstuhls für Anlagen- und Prozesstechnik, für das stets freundschaftliche Miteinander. Ich bin trotz meiner weiten Anreise immer gern an den Lehrstuhl gekommen. Danke für all die Hilfe bei Problemen und für alle auch nicht-fachlichen Aktionen und Unternehmungen. Ihr habt meine APT-Zeit, an die ich mich immer mit Freude erinnere, zu etwas ganz Besonderem gemacht. Danke auch all meinen Studierenden für Ihre Unterstützung mit Ihren Studien- und Abschlussarbeiten.

Bei meinen Eltern möchte ich mich herzlich für die große Unterstützung auf meinem Lebensweg bedanken. Ein Dank geht auch an meine Schwestern, meine Familie und Freunde. Ohne euch wäre ich nicht da, wo ich heute bin.

Zu guter Letzt danke ich dir Christine, für all deine Geduld und deinen Zuspruch. Du weißt nun sicher weit mehr über Kolonnen, als du jemals wissen wolltest. Danke auch dir lieber Leonas, für jede willkommene Ablenkung beim Schreiben dieser Arbeit.

Kurzfassung

Das Auftreten einer als Maldistribution bezeichneten ungleichmäßigen Verteilung der Flüssigkeit in einer Füllkörperschüttung stellt eine große Problematik für die Auslegung von Packungskolonnen dar. Diese Ungleichverteilung kann zu einer erheblichen Minderung des Stoffübergangs führen, was unter anderem hohe Sicherheitsaufschläge oder den Einsatz anderer Trennapparate, wie beispielsweise Bodenkolonnen, zur Folge haben kann. Aus diesem Grund ist eine detaillierte Kenntnis der Verteilungsvorgänge innerhalb des Packungsbetts sowie die Folgen für den Wärme- und Stoffübergang unerlässlich.

Die vorliegende Arbeit beschäftigt sich daher mit der Messung und Modellierung der Flüssigkeitsmaldistribution. Für die experimentelle Untersuchung kommt eine Füllkörperkolonne zum Einsatz, welche mit dem Stoffsystem warmes Wasser und Luft im Gegenstrom nach dem Kühlturmprinzip betrieben wird. Die Temperaturänderung der Flüssigkeit durch die teilweise Verdunstung des Wassers lässt Rückschlüsse auf den lokalen Stoffübergang sowie die Flüssigkeitsverteilung zu. Für die Messung werden innerhalb der Füllkörperschüttung gering-invasive Temperatursensoren eingebracht, um das Temperaturprofil der Flüssigkeit in der Packung zu ermitteln. Quantitativ wird eine Bewertung über lokale und globale Maldistributionsfaktoren sowie die Höhe einer Übergangseinheit durchgeführt. Die Ergebnisse zeigen die Notwendigkeit einer gründlichen Analyse aller zur Verfügung stehenden Daten, um Fehlinterpretationen zu vermeiden. Neben der guten Einsetzbarkeit der Temperaturmessung zur Charakterisierung des lokalen Stoffübergangs und der Flüssigkeitsverteilung, zeigen sich allerdings auch Grenzen dieser Messmethode insbesondere bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe.

Zur prädiktiven Simulation der Flüssigkeitsverteilung in der Füllkörperschüttung wird das TUM-WelChem-Zellenmodell eingesetzt. Dabei werden zwei Methoden zur Berücksichtigung der Querverteilung in derselben Zellebene untersucht, eine sequentielle und eine simultane Methode. Die Ergebnisse zeigen eine sehr gute Übereinstimmung zwischen beiden Berechnungsmethoden untereinander und im Vergleich mit Experimentaldaten.

Das TUM-WelChem-Zellenmodell wird zudem um den Wärme- und Stoffübergang zur Simulation des eingesetzten Kühlturmprozesses erweitert. Zur Ermittlung der Korrelationen für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten wird eine Bayessche Optimierung mit den Experimentaldaten der als Kühlturm betriebenen Füllkörperkolonne durchgeführt. Zur Berücksichtigung des Wärmeübergangs durch partielle Verdunstung und Konvektion werden zwei Berechnungsmethoden entwickelt. Bei der sequentiellen Methode werden beide Phänomene nacheinander, bei der simultanen gleichzeitig berücksichtigt. Die Ergebnisse zeigen eine in der Regel gute Anwendbarkeit beider Methoden zur Simulation der Temperaturprofile und Berechnung der globalen

Austrittswerte. Diese Erkenntnisse sind wichtig für die akkurate Abbildung interner Kolonnenprofile zur Entwicklung verlässlicher Modelle für die Auslegung.

Abstract

The occurrence of a non-uniform liquid distribution in a random packed bed, known as maldistribution, is a major issue in packed column design. This non-uniform distribution can lead to a considerable reduction in mass transfer efficiency, which can result in high safety margins or the use of other separation apparatus such as tray columns. Therefore, detailed knowledge of distribution processes within the random packed bed along with the consequences for heat and mass transfer is essential.

The present work is concerned with the measurement and modeling of liquid maldistribution. For the experimental investigation, a random packed column is used, which is operated like a cooling tower with the system warm water and air in countercurrent flow. The temperature change of the liquid due to partial evaporation of water allows drawing conclusions concerning local mass transfer and liquid distribution. For the measurement, low-invasive temperature sensors are installed within the packed bed to determine the liquid temperature profile of the packing. Quantitatively, an evaluation is performed on local and global maldistribution factors as well as the height of a transfer unit. The results show the need for a thorough analysis of all available data to avoid misinterpretation. However, besides the good applicability of temperature measurements for characterizing local mass transfer and liquid distribution, limitations of this measurement method become apparent, especially for point source initial liquid distribution.

The TUM-WelChem cell model is used for predictive simulation of liquid distribution in the random packed bed. Two methods to account for the lateral distribution in the same cell layer are investigated, a sequential and a simultaneous method. The results show a very good agreement between both calculation methods among themselves and in comparison with experimental data.

The TUM-WelChem cell model is also extended to calculate heat and mass transfer of the cooling tower process used. To determine correlations for the heat and mass transfer coefficients, a Bayesian optimization is performed using the experimental data of the random packed column operated as a cooling tower. Two calculation methods are developed to account for heat transfer by partial evaporation and convection. In the sequential method, both phenomena are considered sequentially, in the simultaneous one simultaneously. The results show a generally good applicability of both methods for simulating the temperature profiles and calculating the global outlet values. These findings are important for accurate simulation of internal column profiles to develop reliable models for design.

Inhaltsverzeichnis

Vorwort	VII
Kurzfassung	IX
Abstract	XI
Formelzeichen und Abkürzungen	XV
1 Einleitung	1
2 Stand der Technik	3
2.1 Maldistribution in Packungskolonnen	3
2.2 Experimentelle Untersuchung der Maldistribution	6
2.2.1 Tracer	6
2.2.2 Grenzstrom	8
2.2.3 Tomographie	9
2.2.4 Gittersensor	12
2.2.5 Flüssigkeitssammler	14
2.2.6 Temperaturmethode	16
2.3 Modellierung der Maldistribution	19
2.3.1 Normalverteilung	19
2.3.2 Dispersionsmodell	20
2.3.3 Parallele-Kolonnen-Modell	22
2.3.4 CFD-Modellierung	25
2.3.5 Zellenmodell	26
3 Versuchsmethodik	31
3.1 Versuchsanlage	32
3.2 Messprinzip	34
3.3 Messtechnik	37
3.3.1 Druckmessung	37
3.3.2 Durchflussmessung	38
3.3.3 Feuchtemessung	38
3.3.4 Temperaturmessung	38
3.4 Versuchsdurchführung	39
3.5 Maldistributionsfaktor	40
3.6 Stoffübergangsleistung	40

4	Modellierung	45
4.1	Flüssigkeitsverteilung	45
4.1.1	TUM-WelChem-Zellenmodell	45
4.1.2	Berechnungsmethode Querverteilung	56
4.2	Wärme- und Stoffübergang	59
4.2.1	Berechnungsmethoden	61
4.2.2	Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten	68
5	Ergebnisse und Auswertung	71
5.1	Experimentelle Ergebnisse	71
5.1.1	Druckverlust	71
5.1.2	Temperaturmethode	74
5.2	Modellierung	104
5.2.1	Berechnungsmethode Querverteilung	104
5.2.2	Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten	112
5.2.3	Wärme- und Stoffübergang	116
6	Zusammenfassung und Ausblick	129
A	Füllkörperdaten Hiflow[®] Ring 25-7 PP	133
B	Stoffwerte	135
C	Messergebnisse	137
C.1	Druckverlust	137
C.1.1	Druckverlust Hiflow [®] Ring 25-7 PP	137
C.1.2	Druckverlust Hiflow [®] Ring 50-6 PP	141
C.1.3	Druckverlust RMSR 50-4 Edelstahl	142
C.2	Temperaturprofil	145
C.2.1	Temperaturprofil Hiflow [®] Ring 25-7 PP	145
C.2.2	Temperaturprofil Hiflow [®] Ring 50-6 PP	162
C.2.3	Temperaturprofil RMSR 50-4 Edelstahl	179
	Tabellenverzeichnis	197
	Abbildungsverzeichnis	201
	Literatur	207

Formelzeichen und Abkürzungen

Lateinische Formelzeichen

A	Fläche	m^2
a	Kantenlänge	m
a	Konstante	–
a	volumenbezogene Oberfläche	m^2/m^3
B	Berieselungsdichte/Flüssigkeitsbelastung	$\text{m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$
b	Konstante	–
C	Parameter	–
C_L	Konstante	–
\dot{C}	Wärmekapazitätsstrom	W/K
\dot{C}_r	Wärmekapazitätsstromverhältnis	–
c_p	spezifische Wärmekapazität bei konstantem Druck	$\text{J}/(\text{kg K})$
D, d	Durchmesser	m
D	Dispersionskoeffizient	–
D_r	radialer Dispersionskoeffizient	m
d_h	hydraulischer Durchmesser	m
d_N	Nenndurchmesser	m
e	Zellebene	–
F	F-Faktor/Gasbelastung	$\text{Pa}^{0.5}$
f	lokale Flüssigkeitsbelastung	$\text{m}^3/(\text{m}^2 \text{ s})$
f	Funktion	–
f	Maldistributionsanteil der Flüssigkeit	–
f	relative Abweichung	–
f'	modifizierter Reibungsfaktor (Gleichung von ERGUN 1952)	–
g	Erdbeschleunigung	m/s^2
H, h	Höhe	m
\dot{H}	Enthalpiestrom	W
$HETP$	Packungshöhe äquivalent zu theoretischer Gleichgewichtsstufe (<i>height equivalent to a theoretical plate</i>)	m
HTU	Höhe einer Übergangseinheit (<i>height of a transfer unit</i>)	m
h	Flüssigkeitsinhalt (<i>Holdup</i>)	–

h	spezifische Enthalpie	J/kg
h_{dyn}	dynamischer Flüssigkeitsinhalt	–
h_{dyn0}	dynamischer Flüssigkeitsinhalt unterhalb der Staugrenze	–
h_{Haft}	Haftflüssigkeitsinhalt	–
h^2	Parameter Normalverteilung	1/m ²
Δh_V	spezifische Verdampfungsenthalpie	J/kg
Δh_{V0}	spezifische Verdampfungsenthalpie (Bezugspunkt 0 °C)	J/kg
k_1, k_2	Konstanten (Gleichung von ERGUN 1952)	–
k^2	Parameter Normalverteilung	1/m ²
M_F	Maldistributionsfaktor in Gleichung (2.1)	–
M_ϑ	globaler Maldistributionsfaktor	–
$M_{\vartheta,j}$	lokaler Maldistributionsfaktor	–
\dot{M}	Massenstrom	kg/s
\bar{M}	Molmasse	kg/kmol
N	Anzahl Messflansche	–
N	Schüttdichte	1/m ³
N	Wärmeübertragungsfähigkeit	–
NTU	Zahl der Übergangseinheiten (<i>number of transfer units</i>)	–
\dot{N}	Molenstrom	kmol/s
n	Anzahl Temperaturmessstellen pro Messflansch	–
\dot{Q}	Wärmestrom	W
Q_r	Anteil Feed pro Flächeneinheit	1/m ²
r	Radius/radiale Ortskoordinate	m
\bar{R}	allgemeine Gaskonstante	J/(kmol K)
p	Druck	Pa
Δp	Druckverlust	Pa
T	Temperatur	K
u	Geschwindigkeit	m/s
V	Volumen	m ³
\dot{V}	Volumenstrom	m ³ /s
$\Delta \dot{V}$	Volumenstromdifferenz	m ³ /s
X	absolute Feuchte bezogen auf trockene Luft (Massenbelastung)	kg/kg
X	Parameter	–
x	Molanteil in der Flüssigphase	–
x	Variable	–
Y	globaler Austrittswert	K kg/kg

y	Molanteil in der Gasphase	—
z	axiale Ortskoordinate	m
Δz	Inkrement der axialen Ortskoordinate	m

Griechische Formelzeichen

α	Wärmeübergangskoeffizient	W/(m ² K)
β	volumetrischer Stoffübergangskoeffizient	m/s
ε	Porosität	m ³ /m ³
ϵ	Wirkungsgrad	—
Φ	Flutfaktor	—
φ	relative freie Ausflussfläche	—
μ	Ausflusszahl	—
η	dynamische Viskosität	Pa s
π	Kreiszahl	—
ϱ	Dichte	kg/m ³
$\Delta\varrho$	Dichteunterschied	kg/m ³
σ	Oberflächenspannung	N/m
ϑ	Temperatur	°C
ω	Unwirksamkeitsfaktor	—

Hochgestellte Indices

*	Gleichgewichts-/Sättigungszustand
<i>A</i>	Kolonne A (Modellierung nach BILLINGHAM & LOCKETT 2002)
<i>aus</i>	Austritt
<i>B</i>	Kolonne B (Modellierung nach BILLINGHAM & LOCKETT 2002)
<i>d</i>	trocken (<i>dry</i>)
<i>ein</i>	Eintritt
<i>EOL</i>	simultane Berechnungsmethode (<i>equation-oriented layerwise</i>)
<i>exp</i>	experimentell
<i>Fl</i>	Flutpunkt
<i>G</i>	Gas
<i>max</i>	maximal
<i>SEQ</i>	sequentielle Berechnungsmethode
<i>sim</i>	simulativ
<i>split</i>	geteilt
<i>W</i>	Wand

Tiefgestellte Indices

◇	hexagonal
□	quadratisch
<i>c</i>	kalt (<i>cold</i>)
<i>calc</i>	berechnet (<i>calculated</i>)
<i>D</i>	Dampf
<i>d</i>	trocken (<i>dry</i>)
<i>eff</i>	effektiv
<i>FK</i>	Füllkörper
<i>G</i>	Gas
<i>h</i>	heiß (<i>hot</i>)
<i>geo</i>	geometrisch
<i>i</i>	Laufvariable
<i>irr</i>	berieselt (<i>irrigated</i>)
<i>j</i>	Laufvariable
<i>K</i>	Kolonne
<i>L</i>	Flüssigkeit
<i>m</i>	gemittelt
<i>max</i>	maximal
<i>min</i>	minimal
<i>NZ</i>	Nachbarzelle
<i>P</i>	Packung/Füllkörperschüttung
<i>r</i>	Radius
<i>X</i>	bezogen auf Massenbeladung
<i>x</i>	<i>x</i> -Achse
<i>y</i>	<i>y</i> -Achse
α	Bezug Wärmeübergang
β	Bezug Stoffübergang
0	Referenz-/Initialwert
0–6	Nummerierung Zellen
1	Leichtsieder

Dimensionslose Kennzahlen

<i>Le</i>	Lewis-Faktor
<i>Re</i>	Reynolds-Zahl

Abkürzungen

CFD	Numerische Strömungsmechanik (<i>Computational Fluid Dynamics</i>)
IQA	Interquartilsabstand
PP	Polypropylen
RMSR	RVT Metall Sattel Ring

1 Einleitung

In der thermischen Verfahrenstechnik werden für Stofftrennprozesse wie beispielsweise Rektifikation, Absorption oder Desorption häufig Boden- oder Packungskolonnen¹ eingesetzt. Bei beiden Kolonnentypen besteht die Möglichkeit des Auftretens einer Fehlverteilung der Phasen, der sogenannten Maldistribution. Treten diese Ungleichverteilungen in der Kolonne auf, kann dies zu einer Verschlechterung der Trennleistung des Apparats führen. [KISTER ET AL. 2008]

Diese seit langem bekannte Problemstellung ist bereits Gegenstand zahlreicher Untersuchungen. Die Auswirkungen der Maldistribution sind bei einer Packungskolonne in der Regel deutlich drastischer als bei einer Bodenkolonne. Dies liegt darin begründet, dass in Bodenkolonnen die Flüssigkeit nach jedem Boden im Schacht vollständig gesammelt und durchmischt wird. Eine möglicherweise auftretende Maldistribution auf einem einzelnen Trennboden summiert sich somit nicht über die Kolonnenhöhe mit der Lauflänge der Flüssigkeit in der Kolonne auf. Im Gegensatz dazu verstärkt sich der Effekt einer Fehlverteilung bei einer Packungskolonne mit steigender Lauflänge der Flüssigkeit, da hier diese Durchmischung nicht stattfindet. Dies führt vor allem bei Kolonnen mit größerem Durchmesser dazu, dass Bodenkolonnen gegenüber Packungskolonnen bevorzugt eingesetzt werden. [STICHLMAIR ET AL. 2021]

Bei der Auslegung und dem Betrieb von Stofftrennapparaten wird eine möglichst hohe Trennleistung angestrebt. Bei Füllkörperkolonnen ist hierfür allerdings eine gleichmäßige Flüssigkeitsverteilung innerhalb der Schüttung notwendig. Wie bereits erwähnt, verstärkt sich der Effekt der Maldistribution aber im Allgemeinen mit steigender Lauflänge, was zu einer Verminderung der Stofftrennleistung und somit zu hohen Sicherheitsaufschlägen bei der Auslegung führen kann. Um einer Verschlechterung der Stofftrennung entgegenzuwirken, ist es sinnvoll, Flüssigkeitssammler und -wiederverteiler innerhalb der Packung einzusetzen. Dabei sollte eine möglichst gute Durchmischung vor oder im Flüssigkeitssammler erfolgen, damit dieses Ziel auch erreicht werden kann. [MERSMANN ET AL. 2005]

Um eine möglichst präzise Auslegung von effizienten Packungskolonnen, insbesondere bei Füllkörperschüttungen, zu erreichen, ist die Kenntnis der Flüssigkeitsverteilung sowie des Stoffübergangs unerlässlich. Durch eine Verringerung dieser Unsicherheit bei der Auslegung könnten Sicherheitsaufschläge vermindert und die Attraktivität des Einsatzes von Packungskolonnen gesteigert werden. Hierzu bedarf es weiterführender

¹ Als Packungskolonne werden grundsätzlich sowohl Kolonnen mit einer Füllkörperschüttung als auch mit strukturierten Packungen verstanden. In dieser Arbeit kommen für die durchgeführten Experimente und Simulationen ausschließlich Füllkörperkolonnen zum Einsatz.

Forschung, die sich mit der Messung und Modellierung von Flüssigkeitsverteilung und Stoffübergang in Packungskolonnen auseinandersetzt.

Die vorliegende Arbeit beschäftigt sich daher mit der experimentellen Bestimmung der Flüssigkeitsverteilung und des Wärme- und Stoffübergangs mittels eines von STICHLMAIR 1971 entwickelten Messprinzips. Die Bestimmung eines Temperaturprofils innerhalb der Packung wird eingesetzt, um Rückschlüsse auf die Phasenverteilung und den lokalen Stoffübergang zu ziehen. Hierfür kann die erhebliche Temperaturänderung der Flüssigkeit in der Kolonne durch das angewendete Kühlturmprinzip genutzt werden. Es werden verschiedene Füllkörpertypen bei unterschiedlichen Betriebspunkten in einer Füllkörperkolonne mit einem Durchmesser von 0.634 m untersucht. Die maximale Packungshöhe beträgt 6.82 m. Ziel ist es, mit den gewonnenen experimentellen Daten das von HANUSCH ET AL. 2019a entwickelte TUM-WelChem-Zellenmodell um die Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs der als Kühlturm betriebenen Füllkörperkolonne zu erweitern. Dies soll einen weiteren wertvollen Beitrag zum detaillierteren Verständnis der Vorgänge in Füllkörperkolonnen und damit einer verbesserten Auslegung dieser Apparate liefern. Um dieses Ziel zu erreichen, werden im Zuge dieser Arbeit nachfolgende Inhalte behandelt:

In Kapitel 2 wird der Stand der Technik vorgestellt. Dabei werden zunächst allgemeine Aspekte zur Flüssigkeitsmaldistribution aufgegriffen. Anschließend werden Möglichkeiten zur experimentellen Untersuchung der Maldistribution in Packungskolonnen aufgezeigt. Abschließend werden unterschiedliche Modellierungsansätze präsentiert.

Kapitel 3 beschäftigt sich mit dem experimentellen Teil der vorliegenden Arbeit. Es wird der Versuchsaufbau basierend auf der von KAMMERMAIER 2008 eingesetzten und als Kühlturm betriebenen Füllkörperkolonne vorgestellt. Neben einer Anlagenbeschreibung und einer Erläuterung der Versuchsdurchführung werden darin ebenso Auswertungsmethoden präsentiert. Zur quantitativen Beschreibung der Flüssigkeitsmaldistribution wird ein Maldistributionsfaktor verwendet. Die Stoffübergangsleistung wird mit dem Konzept der Anzahl und Höhe von Übergangseinheiten bestimmt.

In Kapitel 4 wird die theoretische Modellierung erläutert. Das von HANUSCH ET AL. 2019a entwickelte TUM-WelChem-Zellenmodell zur Beschreibung der Flüssigkeitsverteilung in Packungskolonnen stellt die Basis hierfür dar. Die Grundlagen dieses Modellansatzes werden gezeigt sowie eine Variation der Berechnungsmethode für die Querverteilung. Einen zentralen Teil bildet der im Zuge dieser Arbeit entwickelte Modellierungsansatz für den Wärme- und Stoffübergang auf Basis der experimentellen Untersuchungen.

In Kapitel 5 werden sowohl die experimentellen als auch simulativen Ergebnisse der durchgeführten Untersuchungen gezeigt. Neben der Darstellung der Daten erfolgt in diesem Kapitel auch eine ausführliche Diskussion der Ergebnisse.

Kapitel 6 bildet den Abschluss dieser Arbeit. Darin werden die zentralen Ergebnisse und Erkenntnisse zusammengefasst sowie ein Ausblick für nachfolgende Arbeiten gegeben.

2 Stand der Technik

In diesem Kapitel werden der Stand der Technik und Erkenntnisse der Flüssigkeitsmaldistribution erläutert. Hierzu werden neben allgemeinen Aspekten ebenso experimentelle Methoden zur Charakterisierung sowie Modellierungsansätze zur Beschreibung der Maldistribution gezeigt. Dabei ist anzumerken, dass diese Ausführungen keinesfalls Anspruch auf Vollständigkeit erheben.

2.1 Maldistribution in Packungskolonnen

Der Begriff *Maldistribution* setzt sich aus den lateinischen Worten *malus* (*schlecht*) und *distributio* (*Verteilung*) zusammen und bedeutet ins Deutsche übersetzt somit *schlechte Verteilung* oder *Fehlverteilung* [LANGENSCHIEDT 2001]. In der thermischen Verfahrenstechnik wird dieser Begriff unter anderem bei Stofftrennkolonnen im Zusammenhang mit der Fehlverteilung der Phasen verwendet. Auftreten kann eine solche Ungleichverteilung sowohl in Boden- als auch in Packungskolonnen, wobei dadurch die Trennleistung der Kolonne negativ beeinflusst werden kann [KISTER ET AL. 2008].

Eine Maldistribution kann sowohl in der Flüssig- als auch in der Gasphase vorliegen. KOURI & SOHLO 1996 geben an, dass bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe und gleichmäßiger Gaseinspeisung das Gas innerhalb der Füllkörperschüttung annähernd gleichmäßig über den Kolonnenquerschnitt verteilt ist. Problematisch stellt sich hier allerdings eine ungleichmäßige Gasanfangsverteilung dar, da sich diese nur langsam ausgleicht und auch eine Flüssigkeitsfehlverteilung induzieren kann. Wird das Gas gleichmäßig am Kolonnensumpf eingespeist, wird eine Fehlverteilung der Gasphase laut KOURI & SOHLO 1996 durch eine eventuell auftretende Maldistribution der Flüssigphase verursacht. Ebenfalls werden Untersuchungen zur Maldistribution der Gasphase von CAI ET AL. 2003 in einer Kolonne mit einer strukturierter Packung und einem Durchmesser von 1.22 m sowie einer Packungshöhe von 1.69 m durchgeführt. Es werden zwei stark ungleichmäßige Gaseinspeisungen untersucht. CAI ET AL. 2003 zeigen, dass eine anfängliche Ungleichverteilung des Gases keinen entscheidenden Einfluss auf die Trennleistung sowie die maximale Gasbelastung und den Druckverlust der Packungskolonne hat, da bereits sehr kleine Packungshöhen ausreichen, eine ungleichmäßige Anfangsverteilung des Gases zu beheben.

Die Untersuchungen von KOURI & SOHLO 1996 sowie CAI ET AL. 2003 zeigen, dass die Maldistribution der Gasphase im Vergleich zur Flüssigphase lediglich eine untergeordnete Rolle bei der Untersuchung von Fehlverteilungen innerhalb einer Packungskolonne einnimmt. Dies gilt insbesondere bei gleichmäßiger Anfangsverteilung des Gases. Die

vorliegende Arbeit beschäftigt sich daher ausschließlich mit der Flüssigkeitsverteilung und deren Auswirkungen auf den Stoffübergang in Füllkörperkolonnen, weshalb der Fokus im Folgenden ausschließlich auf dieser Thematik liegt.

In einer der ersten Arbeiten zur Analyse der Flüssigkeitsverteilung wird diese von HURTER 1893 in einem Coke-Tower, welcher als Absorptionskolonne eingesetzt werden kann, untersucht. In seiner Arbeit gibt HURTER 1893 punktförmig Wasser auf eine Schüttung aus Koks auf und untersucht die Verteilung der Flüssigkeit mit der Lauflänge. Es werden verschiedene Schütthöhen und unterschiedliche Größen der Koksstücke in der Schüttung untersucht. HURTER 1893 verwendet zur Analyse der Verteilung einen Flüssigkeitssammler mit Rinnen.

Von KIRSCHBAUM 1931 und WEIMANN 1933 werden die beiden Hauptursachen beschrieben, die für eine ungleichmäßige Flüssigkeitsverteilung innerhalb einer Füllkörperschüttung verantwortlich sind, die *Randgängigkeit* und die *Kanal- oder Bachbildung*. Die Randgängigkeit entsteht dabei durch das Bestreben der Flüssigkeit zur Verteilung nach außen hin zur Kolonnenwand. KIRSCHBAUM 1931 begründet die Randgängigkeit damit, dass zylindrische Füllkörper an der Kolonnenwand entweder mit der Kreisfläche in Richtung Wand oder parallel zur Zylinderachse an der Kolonnenwand anliegen. Diese Abwesenheit schräg stehender Füllkörper an der Wand der Kolonne führt dazu, dass die Flüssigkeit nur schlecht von der Kolonnenwand zurück in die Schüttung gelangen kann. Unter der Kanal- oder Bachbildung wird die Bildung von größeren Bächen oder Flüssigkeitskanälen durch die Vereinigung einzelner kleiner Rinnsale innerhalb der Füllkörperschüttung verstanden.

WEIMANN 1933 gibt an, dass mit steigender Packungshöhe und damit steigender Lauflänge der Flüssigkeit die Randgängigkeit stark ansteigt. Ebenso führt eine Vergrößerung der Füllkörpergröße zu stärkerer Randgängigkeit. Als Richtwert gibt WEIMANN 1933 an, dass das Verhältnis von Kolonnendurchmesser D_K zu Füllkörperdurchmesser d_N einen Wert von $D_K/d_N = 20...25$ nicht unterschreiten sollte. BAKER ET AL. 1935 führen Untersuchungen mit verschiedenen Füllkörpern und Versuchsbedingungen durch, wobei ein Flüssigkeitssammler mit konzentrischen Ringen eingesetzt wird. Mit den Ergebnissen wird das kritische Verhältnis von Kolonnen- zu Füllkörperdurchmesser zu $D_K/d_N = 8$ bestimmt. Wird dieser Wert nicht unterschritten sollte nach BAKER ET AL. 1935 keine Nennenswerte Randgängigkeit auftreten.

Eine Unterteilung der Maldistribution in die sogenannte *small scale maldistribution* und die *large scale maldistribution* wird von HOECK ET AL. 1986 benannt. Das oben erläuterte Phänomen der Kanal- oder Bachbildung wird hierbei der small scale maldistribution oder dem *natural flow* zugeordnet. Laut den Autoren hat diese Maldistributionsart allerdings nur geringfügige Auswirkungen auf die Trennleistung der Kolonne, weil sie teilweise durch radiale Vermischungseffekte gedämpft wird. Anders verhält sich dies mit den Auswirkungen der large scale maldistribution. HOECK ET AL. 1986 geben als Ursachen hierfür eine ungleichmäßige Flüssigkeitsaufgabe auf die Packung sowie strukturelle Abweichungen in der Packung an. Die Kolonnenwand stellt mit ihren ungleichmäßig angelagerten Füllkörpern eine solche Abweichung dar, weshalb der Effekt

der Randgängigkeit zur large scale maldistribution gezählt wird. In größeren Kolonnen ist laut HOECK ET AL. 1986 nicht zu erwarten, dass dieser großskalige Effekt durch eine radiale Vermischung kompensiert werden kann.

Zur besseren Vorstellung der optischen Ausprägung der genannten Arten von Flüssigkeitsmaldistribution sind diese in Abbildung 2.1 basierend auf BARTLOK 2002 beispielhaft dargestellt. Gezeigt ist ein Radialschnitt einer Packungskolonne, die blaue Fläche ist die Flüssigkeit. Im oberen Bereich der Abbildung ist der Flüssigkeitsverteiler mit dem oberen Teil einer strukturierten Packung oder Füllkörperschüttung dargestellt. Die weiteren Einzelbilder stellen beispielhafte Ausschnitte aus der Kolonne dar.

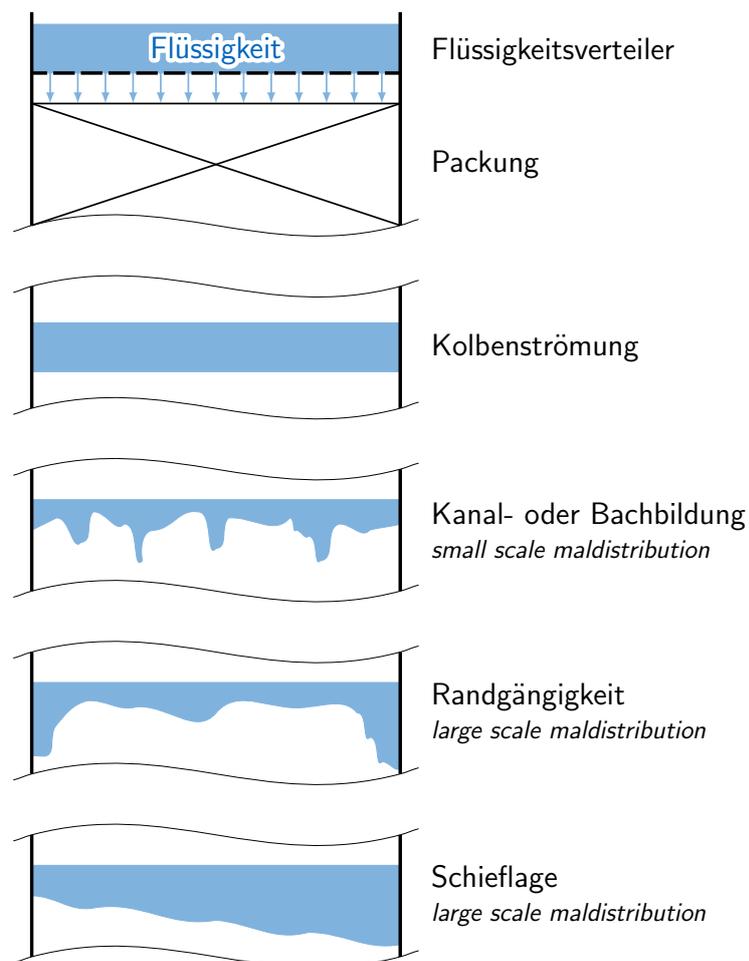


Abbildung 2.1: Darstellung einer Auswahl an möglichen Strömungs- und Maldistributionsformen in einer Packungskolonne [frei nach BARTLOK 2002].

Tritt keinerlei Ungleichverteilung der Flüssigkeit innerhalb der Packung auf, so handelt es sich um die Idealform der Kolbenströmung. Bei dieser Art der Strömung ist die Flüssigkeit perfekt über den Kolonnenquerschnitt verteilt. Dies bedeutet auch, dass Konzentrations- oder Temperaturverteilungen gleichmäßig verlaufen. Daneben sind auch die von HOECK ET AL. 1986 benannten Maldistributionsarten gezeigt. Die zur small scale maldistribution gehörige Kanal- oder Bachbildung sowie die zur large scale

maldistribution gehörende Randgängigkeit oder eine Schieflage zeigen eine deutliche Abweichung zur optimalen Kolbenströmung.

Unter Schieflage wird sowohl eine eventuelle Schieflage der gesamten Kolonne als auch eine mögliche Schieflage des eingesetzten Flüssigkeitsverteilers verstanden. BARTLOK 2002 gibt neben der Schieflage des Flüssigkeitsverteilers zudem die Strähnenbildung als mögliche Ursache für eine ungleichmäßige Anfangsverteilung an. Das bedeutet, dass durch die einzelnen Aufgabestellen unterschiedlich große Volumenströme an Flüssigkeit aufgegeben werden. Die beschriebenen Probleme mit der Anfangsverteilung der Flüssigkeit sind auch für eingesetzte Wiederverteilungseinrichtungen gültig. Auch hier würde eine Schieflage oder Strähnenbildung eine Maldistribution der Flüssigkeitsströmung innerhalb der Packung induzieren und verstärken.

2.2 Experimentelle Untersuchung der Maldistribution

Die Kenntnis des Ausmaßes und der Auswirkungen der Maldistribution der Flüssigkeit stellen eine zentrale Rolle für eine Verbesserung der Auslegung von Packungskolonnen dar. Aus diesem Grund wurde und wird dieses Phänomen bereits in zahlreichen Forschungsarbeiten auf vielfältige Weise experimentell untersucht. Dabei kommen verschiedenste Messmethoden und -techniken wie unter anderem Tracer, Grenzstrom, Tomographie, Gittersensoren, Flüssigkeitssammler oder Temperaturmessungen zum Einsatz. Die Ergebnisse der Untersuchungen mit experimentellen Versuchsanlagen stellen dabei oftmals die Basis für eine theoretische Modellierung der Flüssigkeitsströmung und des Stoffübergangs dar.

Im Folgenden wird auf die wichtigsten Messmethoden und Forschungsarbeiten zur experimentellen Untersuchung der Maldistribution eingegangen. Von HAMPEL ET AL. 2020 werden in einem Übersichtsbeitrag aktuelle Entwicklungen für experimentelle Untersuchungen zur Strömung und zum Stoffübergang in thermischen Trennapparaten vorgestellt. Darin werden neben Methoden unter anderem für Verdampfer, Kondensatoren, Extraktions- und Bodenkolonnen auch aktuell eingesetzte Techniken für Packungskolonnen behandelt.

2.2.1 Tracer

Eine Methode zur Analyse der Flüssigkeitsverteilung und der Verteilungseigenschaften einer Packung stellen Tracer dar. Bei dieser Methode wird gezielt ein Tracerstoff an einer spezifischen Stelle in die Packung eingebracht, wie in Abbildung 2.2 schematisch gezeigt. Für die Detektion stehen, abhängig von den Stoffeigenschaften, verschiedene Möglichkeiten zur Verfügung, wie beispielsweise ein Flüssigkeitssammler mit Leitfähigkeitsmessung [FLATT 1966, DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2007] oder ein Gittersensor [BRINKMANN ET AL. 2021]. Dabei werden die Versuche meist genutzt, um Dispersionskoeffizienten für verschiedene Packungen zu bestimmen. Diese geben einen quantitativen Wert für die

Verteilungseigenschaften der jeweiligen strukturierten Packung oder Füllkörperschüttung an. Tracer werden oftmals in Kombination mit anderen Messmethoden eingesetzt.

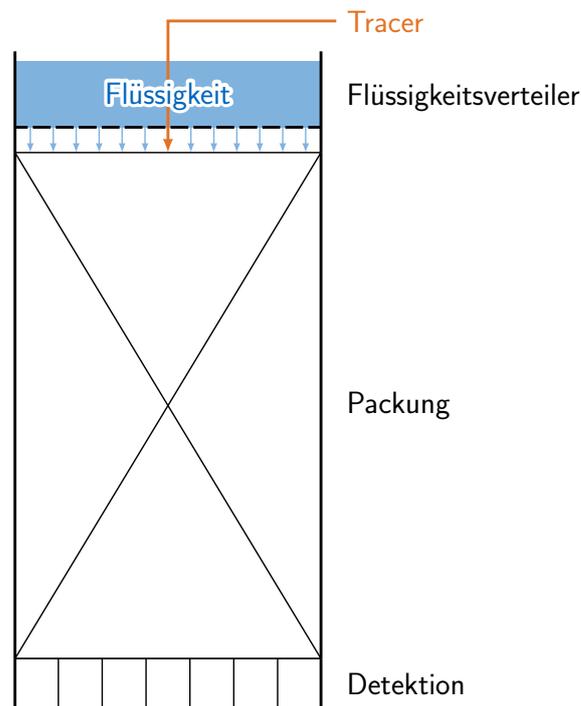


Abbildung 2.2: Schematische Darstellung eines Versuchsaufbaus mit dem Einsatz eines zentral zugegebenen Tracers in den Flüssigkeitsstrom zur Bestimmung der Verteilungseigenschaften von Packungselementen.

FLATT 1966 nutzt eine Versuchskolonie mit 0.7 m Durchmesser mit der sowohl Messungen in der Gasphase als auch in der Flüssigphase möglich sind. So wird als Tracer Wasserstoff als Spurengas verwendet, das in den Luftstrom eingegeben wird und mittels Messung der Wärmeleitfähigkeit am Kopf detektiert wird. Für die Untersuchung der Quervermischung der Flüssigkeit wird als Tracer eine konzentrierte Kaliumchlorid-Lösung verwendet. Diese Lösung wird als Punktquelle am ansonsten gleichmäßigen Flüssigkeitsverteiler am Kopf der Kolonne eingespeist und über eine Leitfähigkeitsmessung im Kolonnensumpf detektiert, wobei die Flüssigkeit mit konzentrischen Ringen gesammelt wird. Die Studie von FLATT 1966 zeigt, dass die Flüssigkeitsverteilung bei geringen Gasgeschwindigkeiten kaum vom Gasgegenstrom beeinflusst wird, während Gasströme nahe dem Staupunkt durchaus zu einer stärkeren Querverteilung der Flüssigkeit führen.

Ein Tracer zur Bestimmung der Dispersionskoeffizienten der Flüssigkeit wird von DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2007 eingesetzt. Hierbei wird eine Kolonne mit 0.47 m Durchmesser und unterschiedlichen Füllkörperschüttungen verwendet. Als Tracersubstanz wird eine Natriumchlorid-Lösung verwendet, welche dem Wasserstrom am Kolonnenkopf zugegeben wird. Im Sumpf der Kolonne wird die Flüssigkeit mit einem Flüssigkeitssammler aufgefangen und über eine Leitfähigkeitsmessung die Tracermenge bestimmt. Als Ergebnis werden Verteilungskoeffizienten erhalten, welche keine Abhängigkeit zur vorherrschenden Flüssigkeitsbelastung zeigen.

Ein Natriumchlorid-Tracer wird auch von BRINKMANN ET AL. 2021 eingesetzt. Die Injektion wird zentral und in der Nähe der Wand der Packungskolonne mit 0.288 m Durchmesser durchgeführt. Untersucht werden sowohl Füllkörper als auch eine strukturierte Packung. Mithilfe des Tracers werden die Verteilungseigenschaften im Kern der Kolonne sowie zwischen Wand- und Kernbereich untersucht. Im Gegensatz zu FLATT 1966 oder DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2007 verwenden BRINKMANN ET AL. 2021 einen Gittersensor zur Detektion des Tracers. Sie schließen aus ihren Untersuchungen, dass die Querverteilung der Flüssigkeit unabhängig von der Flüssigkeitsbelastung ist. Der Gasgegenstrom beeinflusst die Verteilung der Flüssigkeit erst oberhalb des Staupunkts.

2.2.2 Grenzstrom

Einen anderen Ansatz stellt die Untersuchung der Maldistribution mittels Grenzstrom dar. Bei dieser Methode werden keine Flüssigkeitsverteilungen gemessen, sondern es wird der Stoffübergang, die entscheidende Größe für die Auslegung von Packungskolonnen, direkt bestimmt.

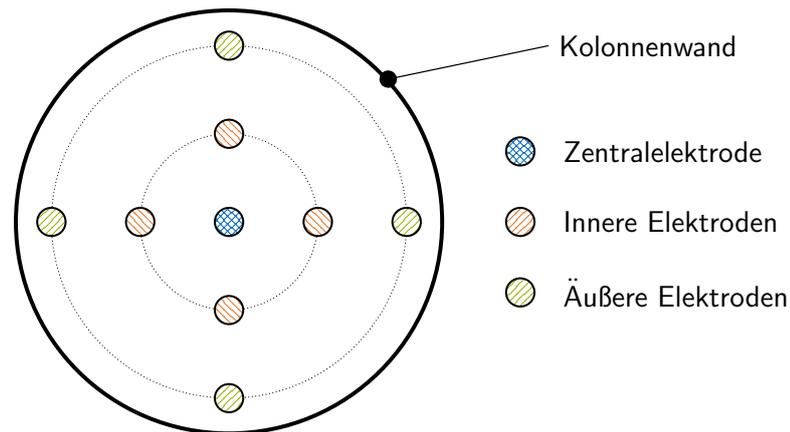


Abbildung 2.3: Schematische Anordnung der Elektroden über den Kolonnenquerschnitt nach den Versuchsaufbauten mit Grenzstrom [frei nach GOSTICK ET AL. 2003 und DANG-VU ET AL. 2006].

GOSTICK ET AL. 2003 verwenden diese Technik in einer Füllkörperkolonne mit einem Durchmesser von 0.3 m bei Aufgabe der Flüssigkeit an mehreren Punkten und einem Einzelpunkt. Für die Messung des lokalen Stoffübergangs mit der Grenzstrommethode verwenden sie das Hexacyanoferrat-Redoxsystem $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{3-} / [\text{Fe}(\text{CN})_6]^{4-}$. Die Anordnung der Elektroden über den Kolonnenquerschnitt ist schematisch in Abbildung 2.3 gezeigt. Mehrere dieser Ebenen sind in der Kolonne eingebaut, um neben dem Querschnittsprofil auch Informationen über das axiale Profil zu erhalten. Bei Variation der Flüssigkeitsbelastung werden die Stoffübergangskoeffizienten an verschiedenen Positionen bestimmt. Es zeigt sich eine Abhängigkeit über die Packungshöhe und den -querschnitt. Dabei stellen GOSTICK ET AL. 2003 fest, dass sich ab einer gewissen Lauflänge ein Wandfluss und somit eine Randgängigkeit einstellt, welche trotz weiter steigender Lauflänge konstant

bleibt. Es wird ebenso festgestellt, dass sich mit unterschiedlichen Schnittwinkeln bei vergleichbaren axialen und radialen Positionen, an denen die Packung analysiert wird, Unterschiede in den ermittelten Stoffübergangskoeffizienten ergeben. Zurückgeführt wird dieses Phänomen von GOSTICK ET AL. 2003 auf das Auftreten von Kanal- oder Bachbildung.

Eine Fortführung der Untersuchungen wird von DANG-VU ET AL. 2006 vorgenommen. Sie stellen Abhängigkeiten von der Anfangsverteilung der Flüssigkeit, der Flüssigkeitsbelastung und der Position der Messelektroden fest. Die Autoren erkennen, dass sich für die gleichmäßigere Aufgabeform auch eine gleichmäßigere Verteilung der Stoffübergangskoeffizienten ergibt. Ebenso ist die Variation der Stoffübergangskoeffizienten bei der Einzelpunktaufgabe über den Querschnitt der Füllkörperschüttung größer als bei der Verteilung mit mehreren Aufgabestellen. DANG-VU ET AL. 2006 geben zudem an, dass sich bei der Einzelpunktaufgabe eine stärkere Abhängigkeit der Unterschiede in den Stoffübergangskoeffizienten von der Flüssigkeitsbelastung ergibt als bei der Mehrpunktaufgabe.

2.2.3 Tomographie

Eine weitere Untersuchungsmethode zur Analyse der Flüssigkeitsverteilung in Packungskolonnen stellt die Tomographie dar. Nachteilig an dieser Methode ist der Einsatz vergleichsweise kostenintensiver Apparate sowie relativ hohe Sicherheitsstandards während des Betriebs. Allerdings kann mit dieser Methode die Packung nicht-invasiv und äußerst detailliert betrachtet werden [TOYE ET AL. 1996, MARCHOT ET AL. 2001]. Eine Unterscheidung kann bei den tomographischen Methoden hinsichtlich der Strahlungsart getroffen werden. So existieren Röntgen- und Gammastrahlen-Tomographie, welche unter anderem von SCHUBERT ET AL. 2011 gezeigt werden.

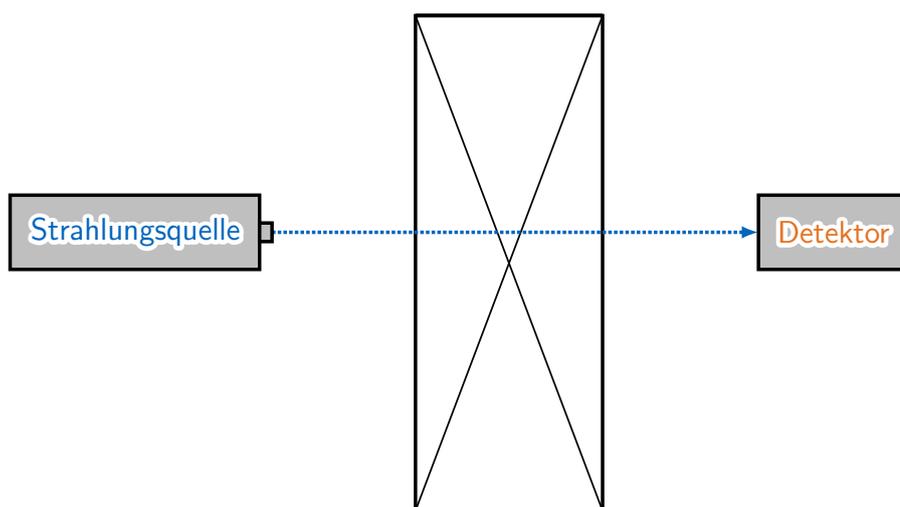


Abbildung 2.4: Schematischer Versuchsaufbau für eine Untersuchung einer Packungskolonne mit Tomographie.

Abbildung 2.4 zeigt eine schematische Darstellung eines möglichen Versuchsaufbaus für die Untersuchung der Phasenverteilung in einer Packungskolonie mit tomographischen Messungen. Üblicherweise werden bei dieser Methode von einer Strahlungsquelle ausgehend Röntgen- oder Gamma-Strahlen durch die Packungskolonie geleitet und von einem Detektor erfasst.

Röntgenstrahlen-Tomographie

TOYE ET AL. 1996 verwenden einen Röntgen-Tomographen zur Analyse einer Füllkörperschüttung. Die eingesetzte Kolonne hat einen Durchmesser von 0.6 m bei einer Packungshöhe von 2 m und wird mit dem Stoffsystem Wasser/Luft betrieben. Detektor und Strahlenquelle rotieren um die auf einer festen Platte montierte Füllkörperkolonne. Die Experimente zeigen eine detaillierte Auflösung der Phasen innerhalb der Kolonne. Dabei können Auflösungen bis zu 1024 x 1024 Pixel realisiert werden, wobei aus Gründen der Rechenzeit auch 512 x 512 Pixel verwendet werden. Mit dem Versuchsaufbau zeigen TOYE ET AL. 1996, dass sogar die Kanal- oder Bachbildung aufgelöst und die Anzahl und Größe der Flüssigkeitskanäle bestimmt werden kann. Dabei ergibt sich mit steigender Flüssigkeitsbelastung eine wachsende Anzahl an Kanälen, wobei ihre Größe nahezu konstant bleibt und lediglich einen leichten Anstieg zeigt.

Flüssigkeitsverteilungen in strukturierte Packungen in einer Kolonne mit 0.6 m Durchmesser und einer Packungshöhe von 1.24 m werden von MARCHOT ET AL. 2001 untersucht. Auch hier rotiert das Quelle-Detektor-System um die fest installierte Kolonne, analog zu TOYE ET AL. 1996. Die Versuche werden mit dem Stoffsystem Wasser/Luft durchgeführt und eine punktförmige sowie eine gleichmäßige Flüssigkeitsanfangsverteilung eingesetzt. MARCHOT ET AL. 2001 erkennen in ihren Experimenten, dass am Übergangsspalt zwischen den Packungselementen eine erhöhte Flüssigkeitsmenge vorhanden ist. Daraus schließen sie, dass diese Störstelle in der Packungsstruktur eine Maldistribution der Flüssigphase verursachen kann.

Bei der von SCHMIT ET AL. 2001 eingesetzten Versuchsanordnung befindet sich die zu scannende Kolonne auf einem Drehtisch, die Strahlenquelle und der Detektor sind dagegen ortsfest. Die Kolonne hat einen Durchmesser von 0.15 m und eine Packungshöhe von 0.42 m für Wasser-Luft-Gegenstromversuche. Mit dem Versuchsaufbau werden sowohl Untersuchungen mit der trockenen als auch der berieselten Packung gezeigt. Die Versuchsergebnisse des ermittelten Flüssigkeitsinhalts, experimentell bestimmt aus den Sinogrammen und Auslitern, stehen im Vergleich zur theoretischen Berechnung nach STICHLMAIR ET AL. 1989. Dabei befinden sich die Abweichungen zwischen Experiment und Modell für den Großteil der Ergebnisse innerhalb von $\pm 15\%$. SCHMIT ET AL. 2001 kommen zu dem Schluss, dass der Einsatz eines Röntgentomographen wertvolle Ergebnisse zur Aufklärung und Modellierung der Vorgänge in Packungskolonnen liefern kann, da damit die Bestimmung eines lokalen und nicht nur globalen Flüssigkeitsinhalts möglich ist.

TOYE ET AL. 2005 verwenden einen Röntgentomographen, in welchem Kolonnen bis zu einem maximalen Durchmesser von 0.45 m und 4 m Höhe gescannt werden können. Dabei befindet sich der Detektor auf einem flexiblen Arm, welcher vertikal bewegt werden kann. Die Kolonne befindet sich wie bei SCHMIT ET AL. 2001 auf einem Drehteller. Auch TOYE ET AL. 2005 zeigen, dass die Verteilung des Flüssigkeitsinhalts und damit die Flüssigkeitsverteilung mit dieser Methode gut bestimmt werden kann.

Der Versuchsaufbau von TOYE ET AL. 2005 wird auch von JANZEN ET AL. 2013 eingesetzt. Die Experimente werden mit einer strukturierten Packung ohne Gasgegenstrom durchgeführt, lediglich Flüssigkeit wird am Kopf aufgegeben. Um den Einfluss der Viskosität zu untersuchen verwenden JANZEN ET AL. 2013 als Flüssigkeit Wasser, welches zur Modifikation der Viskosität mit unterschiedlichen Mengen Glycerin versetzt wird. Sie stellen fest, dass mit steigender Viskosität und steigender Flüssigkeitsbelastung der Holdup sowie die Phasengrenzfläche zwischen Gas und Flüssigkeit größer werden.

Ebenso wird der Röntgentomograph von TOYE ET AL. 2005 von BOLENZ ET AL. 2019 verwendet, wobei eine strukturierte Packung in einer Kolonne mit 0.1 m Durchmesser und einer Höhe der Packung von insgesamt 0.8 m angewendet wird. BOLENZ ET AL. 2019 analysieren den Einfluss der Viskosität auf die Flüssigkeitsverteilung anders als JANZEN ET AL. 2013 mit Luft im Gegenstrom zur Flüssigkeit. Dabei zeigen die Ergebnisse, dass für niedrige Viskositäten fast ausschließlich Filmströmung vorliegt. BOLENZ ET AL. 2019 erkennen, dass bei höheren Viskositäten Flüssigkeitswickel entstehend, welche dafür sorgen, dass die Phasengrenzfläche sinkt. Dies könnte einen negativen Einfluss auf den Stoffübergang haben.

SCHUG & ARLT 2016 vermessen eine strukturierte Packung in einer Kolonne mit einem Durchmesser von 0.1 m und einer Packungshöhe von 1 m. Dabei kommt ein Röntgentomograph zum Einsatz, bei dem Strahlenquelle, Detektor und Computer um die feststehende Kolonne rotieren. Derselbe Tomograph wird von SCHUG & ARLT 2017 für die Untersuchung einer 0.94 m hohen Füllkörperschüttung verwendet. In deren Arbeit werden drei Füllkörpertypen hinsichtlich Holdup, Stoffaustauschfläche, benetzte Füllkörperoberfläche und Neuschüttung untersucht. SCHUG & ARLT 2017 geben an, dass eine Auswertung dieser Werte allerdings keine Aussage hinsichtlich der Trennleistung der Füllkörperkolonne ermöglicht.

Von SOHR ET AL. 2019 werden mit Röntgentomographie sogenannte Sandwich-Packungen untersucht. Dabei werden strukturierte Packungen mit unterschiedlichen spezifischen Oberflächen abwechselnd in der Versuchskolonne mit 0.1 m Durchmesser gepackt. Als Stoffsystem kommt Wasser/Luft zum Einsatz. Die Besonderheit des von SOHR ET AL. 2019 verwendeten Tomographen liegt darin, dass keine mechanische Rotation von Strahlungsquelle und Detektor zum Einsatz kommt. Über ein Wolfram-Target wird schnell ein Elektronenstrahl geführt, dies führt zur Freisetzung von Röntgenstrahlen, welche die Packungskolonne durchdringen und dann mit einem Detektorsystem erfasst werden. SOHR ET AL. 2019 untersuchen mit dieser Technik die spezifische Phasengrenzfläche und stellen fest, dass im Schaumregime die spezifische Phasengrenzfläche nahezu unabhängig von der Gasbelastung ist.

Gammastrahlen-Tomographie

Neben der im vorherigen Abschnitt gezeigten Röntgentomographie gibt es auch die Möglichkeit der Tomographie mit Gammastrahlen. Diese wird beispielsweise von WANG ET AL. 2001 zur Untersuchung von Füllkörperschüttungen in einer Kolonne mit 0.6 m Durchmesser eingesetzt. Die Kolonne wird mit einer Hebevorrichtung auf die entsprechende Höhe zum scannen eingestellt, Strahlenquelle und Detektor können auf einer Schiene frei bewegt und im Winkelbereich $+90^\circ$ bis -90° gedreht werden. WANG ET AL. 2001 untersuchen trockene Füllkörperschüttungen für drei verschiedene Füllkörpergrößen, ohne einen vorhandenen Flüssigkeits- oder Gasstrom, auf die lokale Porosität der Packung. Sie stellen fest, dass es räumliche Abweichungen in der Porosität gibt, wobei die Porosität nahe der Kolonnenwand am höchsten ist.

Derselbe Versuchsaufbau wie von WANG ET AL. 2001 wird auch von YIN ET AL. 2002 eingesetzt. Sie untersuchen die Flüssigkeitsverteilung in einer Füllkörperschüttung bei unterschiedlichen Berieselungsdichten und mit verschiedenen Flüssigkeitsverteilern. YIN ET AL. 2002 erkennen eine deutliche Abhängigkeit der Flüssigkeitsverteilung von der Anfangsverteilung. Das Auftreten von Ungleichverteilungen der Flüssigkeit in der Füllkörperschüttung begründen YIN ET AL. 2002 mit der von WANG ET AL. 2001 untersuchten variablen lokalen Porosität innerhalb der Packung.

HOFFMANN & KÖGL 2017 verwenden einen ATEX-geschützten Gammatomographen zur Anwendung in explosionsgefährdeten Bereichen. Mit dem Versuchstand können Kolonnen bis zu einem Durchmesser von 0.75 m bis zu einer maximalen Packungshöhe von 0.8 m analysiert werden. Für Untersuchungen der Flüssigkeitsverteilung verwenden HOFFMANN & KÖGL 2017 eine strukturierte Packung in einer Kolonne mit einem Durchmesser von 0.44 m. Dabei wird die Verteilung von Isohexan ohne Gasgegenstrom analysiert.

2.2.4 Gittersensor

Eine weitere allerdings gering-invasive Methode zur Untersuchung der Phasenverteilung in Packungskolonnen stellt ein Gittersensor dar, wie schematisch in Abbildung 2.5 gezeigt. Bei dieser Messmethode werden Sender- und Empfängerelektroden orthogonal zueinander angeordnet, um Kreuzungspunkte für die Detektion zu erhalten. Die Phasenverteilung kann hierbei entweder über die Leitfähigkeit oder ein kapazitives Messprinzip bestimmt werden. [SCHUBERT ET AL. 2011]

Einen Überblick über die Anwendbarkeit des Gittersensors wird von GRÜNEWALD ET AL. 2018 gegeben. Neben der bereits erwähnten Phasenverteilung innerhalb einer Kolonne können auch die Dynamik während des Betriebs sowie die Verweilzeitverteilung untersucht werden. Die Analyse der Betriebsdynamik kann laut GRÜNEWALD ET AL. 2018 bei der Regelung einer Kolonne helfen, da hier das Verhalten von Kolonneneinbauten auf veränderte Betriebsbedingungen evaluiert wird.

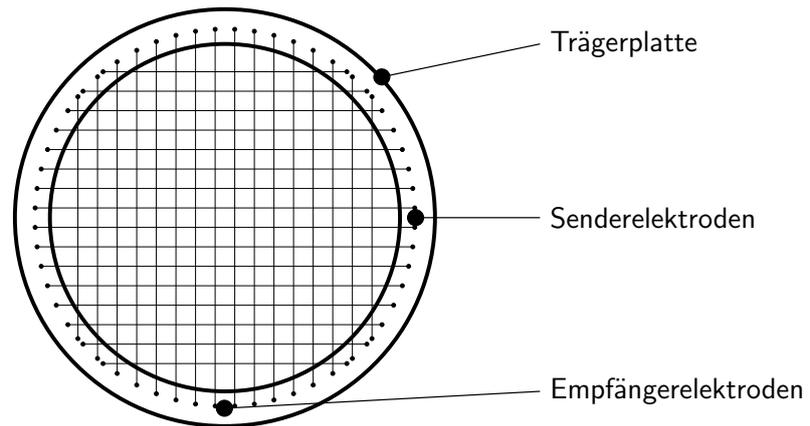


Abbildung 2.5: Schematischer Aufbau eines Gittersensors [frei nach PRASSER ET AL. 1998].

PRASSER ET AL. 1998 entwickeln basierend auf der Grundüberlegung des Patents von JOHNSON 1987 einen Gittersensor, mit dem sie die Phasenverteilung einer Wasser-Luft-Rohrströmung über eine Leitfähigkeitsmessung untersuchen. Zwei Typen von Gittersensoren werden von PRASSER ET AL. 1998 vorgestellt. Ein Typ ist mit Drähten der andere Typ mit Metallstäben für eine höhere mechanische Festigkeit ausgeführt. Sie zeigen eine gute Übereinstimmung der mit einem Gittersensor ermittelten Gasanteile im Vergleich zu einer Bestimmung mithilfe von Gamma-Tomographie.

Von VAN HOLT ET AL. 2018 wird der von PRASSER ET AL. 1998 entwickelte Gittersensortyp in Kombination mit einem Natriumchlorid-Tracer zur Analyse der Flüssigkeitsverteilung einer Füllkörperschüttung mit Pall-Ringen eingesetzt. Derselbe Füllkörpertyp wird in einer Folgearbeit von VAN HOLT & GRÜNEWALD 2019 hinsichtlich Phasenverteilung untersucht. Das Leitfähigkeitsmessprinzip wird dabei zur Bestimmung der Verteilungseigenschaften bei zentraler und wandnaher Traceraufgabe eingesetzt. Die Ergebnisse des Verteilungskoeffizienten zeigen im Vergleich mit Literaturdaten eine gute Übereinstimmung. Aus den Messdaten bei wandnaher Tracerinjektion schlussfolgern VAN HOLT & GRÜNEWALD 2019, dass der Gasstrom oberhalb des Staupunkts die Flüssigkeit verdrängt, da hier der Anteil des Tracers mit steigender Gasbelastung abnimmt.

Eine kapazitive Messmethode eines Gittersensors wird von DA SILVA ET AL. 2007 eingesetzt. Diese Variante nutzt unterschiedliche relative Permittivitäten und damit Dielektrizitätskonstanten von Fluiden in Mehrphasenströmungen aus, um die Verteilung der Phasen zu untersuchen. Der Vorteil dieses Gittersensortyps ist, dass auch Verteilungen von nicht-leitenden oder nur schwach leitenden fluiden Systemen gemessen werden können. DA SILVA ET AL. 2007 geben zudem an, dass mit der kapazitiven Messmethode auch beschichtete Drähte verwendet werden können. Dies ermöglicht Messungen mit sehr aggressiven Stoffsystemen.

GRÜNEWALD ET AL. 2011 setzen einen kapazitiven Gittersensor zur Untersuchung von Absorptionskolonnen ein. Ihr Vergleich mit Flüssigkeitssammlern zeigt, dass das Ausmaß des mithilfe des Gittersensors bestimmten Flüssigkeitsinhalts im Randbereich

gut übereinstimmt. Neben Verteilungseigenschaften mit dem Leitfähigkeitsprinzip wird von VAN HOLT & GRÜNEWALD 2019 ein kapazitiver Gittersensor zur Analyse der Phasenverteilung eingesetzt. Damit wird die Randgängigkeit bestimmt, welche mit einem Flüssigkeitssammler abgeglichen wird. Die Ergebnisse zeigen unterhalb der Staugrenze einen von der Gasbelastung unabhängigen konstanten Verlauf. Der Randfluss sinkt ab der Staugrenze bei Messungen mit dem Gittersensor. Der Vergleich mit dem Flüssigkeitssammler offenbart, dass die Messwerte des Gittersensors insgesamt niedriger liegen als die des Sammlers.

Analog zu VAN HOLT & GRÜNEWALD 2019 verwenden BRINKMANN ET AL. 2021 beide Gittersensortypen. Die Leitfähigkeitsmethode wird verwendet, um die radiale Ausbreitung eines Tracers ausgehend von einer Punktquelle zu bestimmen. Mit der kapazitiven Methode wird die Flüssigkeitsverteilung über den Querschnitt erfasst. BRINKMANN ET AL. 2021 ermitteln, dass die Flüssigkeitsbelastung keinen Einfluss auf die radiale Ausbreitung hat, die Gasbelastung nur oberhalb der Staugrenze. Bei der Flüssigkeitsverteilung zeigt sich laut den Autoren eine etwas verbesserte Verteilung mit steigender Flüssigkeitsbelastung bis am Flutpunkt eine erhebliche Verschlechterung auftritt.

2.2.5 Flüssigkeitssammler

Flüssigkeitssammler stellen eine weitere invasive Messmethode dar, da diese nur unterhalb einer Füllkörperschüttung oder eines Packungsabschnitts angebracht werden können. Bereits von HURTER 1893 wird bei der Untersuchung von Koksschüttungen ein Flüssigkeitssammler eingesetzt. Hierbei wird Flüssigkeit punktförmig auf die Schüttung aufgegeben und die radiale Ausbreitung dieser mit einem Rinnensammler gemessen. Ein möglicher Aufbau eines Flüssigkeitssammlers mit konzentrischen Ringen ist schematisch in Abbildung 2.6 gezeigt.

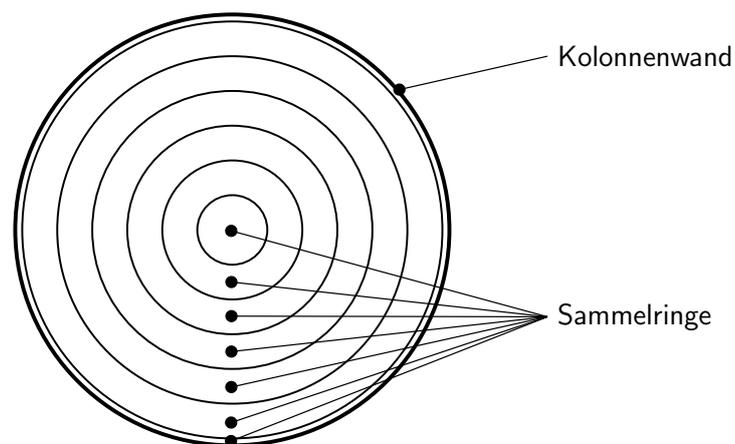


Abbildung 2.6: Schematischer Aufbau eines ringförmigen Flüssigkeitssammlers [angelehnt an HANUSCH ET AL. 2017 ohne Segmentunterteilung].

DUTKAI & RUCKENSTEIN 1968 verwenden einen Flüssigkeitssammler aus vier konzentrischen Zylindern, wodurch sich zusammen mit der Kolonnenwand fünf ringförmige Bereiche ergeben in denen Flüssigkeit gesammelt wird. Zur Untersuchung von Füllkörperschüttungen werden zwei Kolonnen mit einem Durchmesser von 0.15 m bzw. 0.25 m eingesetzt. Dabei ermitteln DUTKAI & RUCKENSTEIN 1968 experimentell Dispersionskoeffizienten mit einer punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe sowie Verteilungen mit einem gleichmäßigen Flüssigkeitsverteiler. Im Vergleich ihres Dispersionsmodells mit den gewonnenen Experimentaldaten erkennen sie eine gute Übereinstimmung der Werte für die Flüssigkeitsverteilung.

Ebenfalls setzen YIN ET AL. 2000b einen Flüssigkeitssammler mit ringförmigen Segmenten ein. In einer Füllkörperkolonne mit einem Durchmesser von 0.6 m, gefüllt mit 25.4 mm Pall-Ringen aus Edelstahl, wird die Flüssigkeitsverteilung unterschiedlicher Flüssigkeiten mit Luft im Gegenstrom untersucht. Dabei kommen ein gleichmäßiger Flüssigkeitsverteiler sowie eine Modifikation mit blockierten äußeren Aufgabestellen zum Einsatz. Aus ihren Messungen schließen YIN ET AL. 2000b, dass es unabhängig von der Verteilung zur Ausbildung von Randgängigkeit kommt, welche mit steigender Flüssigkeitsbelastung relativ betrachtet kleiner wird. Oberhalb des Staupunkts wird die Randgängigkeit ebenfalls durch eine steigende Gasbelastung verstärkt. Für die Stoffeigenschaften der Flüssigkeit geben YIN ET AL. 2000b an, dass mit größer werdender Viskosität der Flüssigkeit die Randgängigkeit sinkt, während die Oberflächenspannung nahezu keinen Einfluss auf das Verteilungsverhalten zeigt.

DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2014 untersuchen Raschig Super-Ringe 1.5 in einer Füllkörperkolonne mit 0.47 m Durchmesser mit einem ringförmigen Flüssigkeitssammler. Dabei werden unterschiedliche Flüssigkeitsbelastungen ohne Gasgegenstrom und Packungshöhen zwischen 0.3 m und 1.4 m realisiert. Neben einer gleichmäßigen Flüssigkeitsverteilung kommt eine Flüssigkeitsaufgabe nahe der Kolonnenwand zum Einsatz. Die Versuchsergebnisse zeigen, dass die Flüssigkeitsverteilung kaum eine Abhängigkeit von der Flüssigkeitsbelastung zeigt. Die Flüssigkeitsaufgabe in Wandnähe zeigt erwartungsgemäß höhere relative Randgängigkeiten als eine gleichmäßige Aufgabe. Zudem steigt die Randgängigkeit mit größer werdender Lauflänge der Flüssigkeit bei gleichmäßiger Anfangsverteilung, während bei der dezentralen Aufgabe in Nähe der Kolonnenwand ein leichtes Absinken der Randgängigkeit mit der Flüssigkeitslauflänge zu beobachten ist. In einer Folgearbeit von DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2018 mit derselben Kolonne werden die Raschig Super-Ringe 0.7, 1.5 und 3 bei einer Packungshöhe von 0.6 m untersucht. Das Verteilungsprofil der Flüssigkeit zeigt wiederum nahezu keine Abhängigkeit von der Flüssigkeitsbelastung. Eine Steigerung der Füllkörpergröße führt zu einer leichten Erhöhung der gemessenen relativen Randgängigkeit.

Einen ringförmigen Flüssigkeitssammler verwenden auch HANUSCH ET AL. 2017 und 2018a. Der Versuchsaufbau besteht aus einer Füllkörperkolonne mit 1.2 m Durchmesser und Packungshöhen zwischen 1.0 m und 3.0 m. HANUSCH ET AL. 2017 untersuchen darin die Füllkörper Raflux Ring 35-5, RVT Metall Sattel Ring (RMSR) 70-5 und Hiflow[®] Ring 50-6 Polypropylen (PP). In einer Folgearbeit von HANUSCH ET AL. 2018a werden zusätzlich die Füllkörper RMSR 50-6 sowie der Hiflow[®] Ring 90-7 PP

eingesetzt. In beiden Arbeiten werden verschiedene Flüssigkeits- und Gasbelastungen sowie unterschiedliche Packungshöhen und Verteiler mit dem Stoffsystem Wasser und Luft im Gegenstrom untersucht. Als Flüssigkeitsverteiler kommen ein gleichmäßiger und ein punktförmiger Verteiler zum Einsatz. Als Flüssigkeitssammler wird ein ringförmiger Sammler verwendet, ähnlich zu Abbildung 2.6, aber mit einer zusätzlichen Segmentunterteilung. Mit diesem Versuchsaufbau ist sowohl eine Randgängigkeit als auch eine Kanal- oder Bachbildung beobachtbar. HANUSCH ET AL. 2017 und 2018a erkennen, dass die Flüssigkeitsbelastung nur einen geringen Einfluss auf die Flüssigkeitsverteilung hat. Unterhalb der Staugrenze zeigen die Verteilspektren des Hiflow[®] Ring 50-6 PP eine relativ gleichmäßige Verteilung, oberhalb der Staugrenze bildet sich eine starke Randgängigkeit aus. Mit der punktförmigen Aufgabe zeigt sich, dass die Querverteilung der Flüssigkeit mit steigender Flüssigkeitsbelastung und konstanter Gasbelastung zunimmt. HANUSCH ET AL. 2017 und 2018a verwenden zudem einen Maldistributionsfaktor M_F nach Gleichung (2.1), um eine exzessive Auswertung sämtlicher Verteilspektren zu vermeiden und eine quantitative Größe zur Einschätzung der Flüssigkeitsverteilung zu erhalten.

$$M_F = \sum_{i=1}^k \left(\left| \frac{B_i - B}{B} \right| \cdot \frac{A_i}{A_K} \right) \quad (2.1)$$

Darin wird der Betrag der relativen Abweichung der Berieselungsdichte B_i eines Segments i zur mittleren Berieselungsdichte B über die Segmentfläche A_i und die Querschnittfläche A_K der Kolonne gewichtet und aufsummiert. Je nach Grad der Maldistribution nimmt dieser Faktor Werte zwischen 0 und 2 an. Dabei gilt, dass mit steigender Maldistribution auch die Werte des Maldistributionsfaktors steigen. Die Ergebnisse von HANUSCH ET AL. 2017 und 2018a zeigen, dass bei kleinen Gasbelastungen die Werte des Maldistributionsfaktors nahezu konstant verlaufen. Kleinere Flüssigkeitsbelastungen weisen dabei größere Maldistributionsfaktoren auf. Mit steigender Gasbelastung steigen auch die Maldistributionsfaktoren an, wobei mit steigender Flüssigkeitsbelastung dieser Anstieg bereits früher beginnt.

2.2.6 Temperaturmethode

Eine grundlegend andersartige Methode stellt die von STICHLMAIR 1971 entwickelte Temperaturmethode dar, welche auch in dieser Arbeit zur Anwendung kommt. STICHLMAIR 1971 setzt diese ursprünglich zur Bestimmung der Flüssigkeitsverteilung in Siebbodenkolonnen ein. Das bevorzugte Stoffsystem ist warmes Wasser und Luft, da es hier zu einer merklichen Temperaturänderung kommt. Dabei wird die Flüssigkeitstemperatur mithilfe von Thermoelementen bestimmt. Dieses Vorgehen birgt den Vorteil, dass zur simultanen Charakterisierung der Flüssigkeitsverteilung und der Stoffaustauschvorgänge eine Temperaturmessung ausreicht und aufwendige und invasive Probennahmen sowie Konzentrationsmessungen vermieden werden können. Anhand der Verläufe der Isothermen können Unregelmäßigkeiten der Strömung auf dem

Boden aufgedeckt werden. Für den Idealfall einer perfekten Kolbenströmung sind diese Isothermen parallele Geraden.

In einer Folgearbeit untersuchen STICHLMAIR & ULBRICH 1985 die Flüssigkeitsverteilung eines Glockenbodens mit 2.3 m Durchmesser. Die Ergebnisse zeigen, dass eine gleichmäßige Flüssigkeitsströmung über einen großen Kolonnenboden nahezu unmöglich realisiert werden kann. STICHLMAIR & ULBRICH 1985 geben zudem an, dass sich eine Fehlverteilung auf einem Boden aufgrund der Durchmischung im Ablaufschacht nicht aufsummieren kann. Bei Packungskolonnen ist diese Durchmischung aufgrund der fehlenden Ablaufschächte nicht der Fall. Mit steigender Lauflänge der Flüssigkeit kann sich in Packungen somit eine Fehlverteilung immer weiter verstärken.

Dieses Messprinzip für Bodenkolonnen wird von STEMMER 1985 auf Füllkörperkolonnen übertragen. Eine ungleichmäßige Flüssigkeitsverteilung und ein damit unregelmäßiger Stoffaustausch führen in einer Packungskolonne zu unterschiedlichen Temperaturen in einem Querschnitt der Kolonne. Bei gänzlicher Abwesenheit von Maldistribution und damit bei perfekter Kolbenströmung wären sämtliche Temperaturen in einem horizontalen Kolonnenquerschnitt gleich groß. STEMMER 1985 verwendet zwei Kolonnen mit unterschiedlichen Innendurchmessern und damit einer unterschiedlicher Anzahl an Messstellen. Die Messstellenanordnung der großen Kolonne mit 61 Temperaturmessstellen pro Messebene ist in Abbildung 2.7 schematisch dargestellt. Isothermen werden von STEMMER 1985 als Linien konstanter Verweilzeit interpretiert. Dies führt dazu, dass mittels Isothermendarstellungen über die Packungshöhe Ungleichverteilungen identifiziert werden können. Eingesetzt werden sowohl eine gleichmäßige als auch eine punktförmige Verteilung.

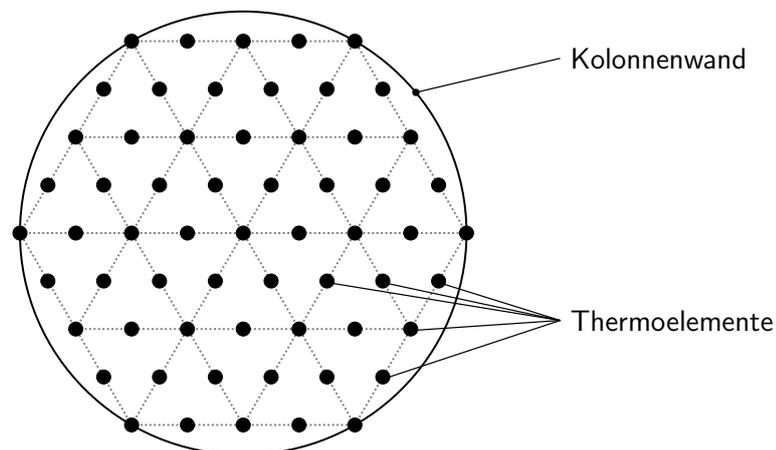


Abbildung 2.7: Schematische Anordnung der Thermolemente zur Temperaturmessung [frei nach WINKLER ET AL. 2022a].

POTTHOFF & STICHLMAIR 1991 verwenden eine ähnliche Versuchskolonne wie STEMMER 1985. Untersucht werden 35 mm Pall-Ringe aus Edelstahl sowie die strukturierte Edelstahl Packung Ralu-Pak 250 YC Edelstahl in der Kolonne mit einem Durchmesser von 0.63 m und einer Packungshöhe von 3.72 m. Neben einer gleichmäßigen wird auch eine punktförmige Flüssigkeitsverteilung eingesetzt. Die punktförmige Aufgabe nutzen

POTTHOFF & STICHLMAIR 1991 zur Analyse der Selbstverteilungseigenschaften von Füllkörpern oder strukturierten Packungen. Eine kleine und eine große Versuchskolonnen mit $\varnothing 0.14$ m bzw. $\varnothing 0.63$ m analog zu STEMMER 1985 verwendet auch POTTHOFF 1992. Darin werden sowohl rotierende Verteiler als auch punktförmige Flüssigkeitsaufgaben eingesetzt. Untersucht werden zahlreiche Füllkörpertypen und strukturierte Packungen mit verschiedenen Materialien. POTTHOFF 1992 analysiert zudem die Quervermischung des Gases.

Die Temperaturmethode wird auch von SCHNEIDER 2004 eingesetzt. In der $\varnothing 0.63$ m-Kolonnen werden eine Vielzahl unterschiedlicher Füllkörpertypen aus Edelstahl und Kunststoff untersucht. SCHNEIDER 2004 setzt sowohl einen punktförmigen als auch rotierende Flüssigkeitsverteiler ein. Die Ergebnisse zeigen, dass eine Flüssigkeitsmaldistribution einen erheblichen Einfluss auf die Trennleistung einer Füllkörperkolonne haben kann. Daher gibt SCHNEIDER 2004 an, dass ein durch eine Fehlverteilung behaftetes Strömungs- und damit Konzentrationsprofil mit geeigneten Gegenmaßnahmen ausgeglichen werden sollte, um einen zu großen negativen Einfluss auf die Trennleistung zu vermeiden.

Hierfür kann beispielsweise das Konzept eines sogenannten Verteilelements von SCHNEIDER & STICHLMAIR 2003 eingesetzt werden. Dieses ist ähnlich aufgebaut, wie eine strukturierte Packung, allerdings so konzipiert, dass es zu einer erhöhten Querverteilung kommt, um eine maldistributionsbehaftete Phasenverteilung zu korrigieren. Die Besonderheit gegenüber konventionellen Wiederverteilern ist, dass das Verteilelement zusätzlich zur Wiederverteilung auch nennenswert zum Stoffübergang beiträgt. Die Versuchsreihen von SCHNEIDER 2004 zeigen dabei vielversprechende Ergebnisse hinsichtlich der Querverteilung und des Stoffübergangs.

Die Untersuchungen des von SCHNEIDER & STICHLMAIR 2003 präsentierten Ansatzes und des von STICHLMAIR 2003 patentierten Verteilelements werden von KAMMERMAIER 2008 weiter fortgesetzt. Dabei kommt ebenfalls die Temperaturmethode zur Analyse interner Kolonnenprofile zum Einsatz. KAMMERMAIER 2008 untersucht die Anzahl und Positionen der Verteilelemente in einer Füllkörperschüttung, um die optimale Konfiguration zu ermitteln. Unabhängig von der Lage der Verteilzonen wird für die verwendete $\varnothing 0.634$ m-Kolonnen mit einer Packungshöhe von 6.82 m eine optimale Anzahl von einer Verteilelementzone für gleichmäßige Anfangsverteilungen und zwei Verteilelementzonen für halbseitig, ringförmig und punktförmige Anfangsverteilungen bestimmt. Zusätzlich zu den Untersuchungen in einer Packungskolonnen mit Gas-Flüssig-System wird von KAMMERMAIER 2008 der Einsatz des Verteilelements auch für Flüssig-Flüssig-Systeme mit dem Stoffsystem Toluol, Acteon und Wasser evaluiert. Dabei kommt eine Kolonnen mit einem Durchmesser von 0.15 m und einer Packungshöhe von 2.6 m gefüllt mit 15 mm Pall-Ringen aus Edelstahl zum Einsatz. Bei gleichmäßiger und punktförmiger Tropfenaufgabe zeigen sich lediglich geringfügige Unterschiede in der Trennleistung bei der reinen Füllkörperschüttung und der Kombination aus Verteilelement und Füllkörperschüttung. Lediglich bei der halbseitigen Tropfenaufgabe ist eine deutliche Steigerung der Trennleistung bei Einsatz einer Verteilelementzone zu verzeichnen.

2.3 Modellierung der Maldistribution

Die im vorangegangenen Abschnitt 2.2 dargestellten Messmethoden dienen dazu, die Flüssigkeitsverteilung und Effekte der Maldistribution experimentell zu analysieren. Die daraus gewonnenen Erkenntnisse bilden die experimentelle Basis für theoretische Modellierungen sowohl für die Modellentwicklung als auch für die Validierung von Modellierungsansätzen.

Eine theoretische Modellierung soll aufwändige experimentelle Untersuchungen auf ein Mindestmaß beschränken oder im Optimalfall vollständig ersetzen. Dies soll eine präzise Auslegung von Packungskolonnen sowie eine verbesserte Füllkörperentwicklung ermöglichen. Im Folgenden wird daher eine Auswahl eingesetzter Modellvorstellungen diverser Forschungsgruppen präsentiert.

2.3.1 Normalverteilung

THORMANN 1928 beschreibt eine Verbreiterung eines punktförmig auf eine Füllkörperschüttung aufgegebenen Flüssigkeitsstroms mit steigender Lauflänge. Diese Verbreiterung in den unteren Bereichen der Packung lässt sich laut THORMANN 1928 mathematisch mit einer Normalverteilung näherungsweise abbilden. Diesen Zusammenhang erkennen auch TOUR & LERMAN 1939a. Um die Flüssigkeitsverteilung ohne Abweichungen oder Störungen der Wahrscheinlichkeitsverteilung, welche in realen Füllkörperschüttungen auftreten, zu untersuchen, verwenden sie eine idealisierte Versuchsapparatur. Der eingesetzte Sandverteiler ist ähnlich einem Galtonbrett aufgebaut. Für eine bessere Genauigkeit gegenüber dem Galtonbrett ist die Apparatur allerdings mit Stahlkugeln gefüllt, welche in einem Quincunx-Muster angeordnet sind. Dies ermöglicht TOUR & LERMAN 1939a eine präzise experimentelle Untersuchung der Wahrscheinlichkeitsverteilung, welche laut den Autoren auch auf die Flüssigkeitsverteilung in Packungskolonnen angewendet werden kann.

Den von THORMANN 1928 beschriebenen Ansatz verwenden TOUR & LERMAN 1939b zudem in einer Folgearbeit. In einem Coke-Tower mit Packungshöhen von ca. 0.9 m und 1.8 m und einem Durchmesser von rund 0.5 m untersuchen TOUR & LERMAN 1939b die Flüssigkeitsverteilung bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe mit einem ringförmigen Sammler unterhalb der Packung. Die Flüssigkeitsverteilung ähnelt dabei einer Normalverteilung. Auf Basis dieser Erkenntnisse modellieren sie die Flüssigkeitsverteilung über eben diese Normalverteilung ohne jegliche Betrachtung von Wandeinflüssen. Anhand der experimentell gewonnenen Erkenntnisse passen TOUR & LERMAN 1939b die Parameter k^2 und h^2 des Wahrscheinlichkeitsgesetzes nach Gleichung (2.2) an. Darin beschreibt Q_r den Anteil des Feeds pro Flächeneinheit, welcher im Radius r des Flüssigkeitssammlers detektiert wird.

$$Q_r = k^2 \cdot \exp(-h^2 \cdot r^2) \quad \text{mit} \quad h^2 = k^2 \cdot \pi \quad (2.2)$$

TOUR & LERMAN 1944 erweitern die Beschreibung einer unbeschränkten Verteilung der Flüssigkeit ausgehend von einer punktförmigen Aufgabestelle mit der Normalverteilung um Flächenaufgaben. Neben einer verallgemeinerten Beschreibung der Flüssigkeitsverteilung für Flächenaufgaben geben TOUR & LERMAN 1944 explizite Modellierungen für kreisflächen- und kreisringflächenförmige Flüssigkeitsanfangsverteilungen an. Zudem erweitern sie die Gesetzmäßigkeiten um die Einflussparameter einer Packungskonstante, welche die Querverteilungseigenschaften des Füllkörpers charakterisiert, sowie der Packungshöhe.

2.3.2 Dispersionsmodell

Aufbauend auf den Arbeiten zur Beschreibung der Flüssigkeitsverteilung mit der Normalverteilung von TOUR & LERMAN 1944 entwickeln CIHLA & SCHMIDT 1957 ein Dispersionmodell. Mit diesem Modellierungsansatz beschreiben die Autoren erstmalig die Vorgänge zur Flüssigkeitsverteilung in einer Füllkörperschüttung mit Zusammenhängen, welche den Gesetzmäßigkeiten der klassischen Diffusion entsprechen. Aus diesem Grund wird dieser Modellansatz in der Literatur meist als *Diffusionsmodell* bezeichnet. In dieser Arbeit wird allerdings der Begriff *Dispersionsmodell* verwendet, um eine klare Unterscheidung zwischen den auf Teilchenebene stattfindenden Vorgängen der klassischen Diffusion und den makroskopischen Vorgängen der Flüssigkeitsverteilung in Füllkörperschüttungen zu schaffen. Dispersionsmodelle ermöglichen aus physikalischer Sicht eine akkurate Beschreibung der Flüssigkeitsströmung und -verteilung in Füllkörperschüttungen, allerdings ist eine Beschreibung des Stoffübergangs aufgrund der Komplexität lediglich bedingt realisierbar [SCHNEIDER 2004].

Für ein symmetrisches System, wie beispielsweise eine zylindrische Packungskolonnen, geben CIHLA & SCHMIDT 1957 die Differentialgleichung (2.3) in Zylinderkoordinaten an:

$$\frac{\partial f(r, z)}{\partial z} = D_r \cdot \left(\frac{\partial^2 f(r, z)}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial f(r, z)}{\partial r} \right). \quad (2.3)$$

In dieser Gleichung bezeichnet f die lokale Flüssigkeitsbelastung, z den vertikalen Abstand zum oberen Ende der Packung, D_r den Dispersionskoeffizienten und r den Radius. Als Randbedingung nehmen CIHLA & SCHMIDT 1957 eine perfekte Reflexion von der Kolonnenwand an, somit wird in ihrem Modellansatz keine Randgängigkeit berücksichtigt.

Im Gegensatz dazu inkludieren PORTER & JONES 1963 in ihrem Dispersionsmodell den Einfluss der Kolonnenwand über eine Konstante. Ihre Vergleiche mit experimentellen Werten zeigen aber lediglich eine eingeschränkte Gültigkeit dieses Ansatzes. KOLÁŘ & STANĚK 1965 beurteilen den Ansatz von PORTER & JONES 1963 als unzureichend, da ein konstanter Faktor für den Wandeeinfluss, welcher theoretisch bei unendlicher Packungshöhe ermittelt wird, nicht schlüssig ist. Aus diesem Grund verbessern KOLÁŘ &

STANĚK 1965 die Randbedingung zur Berücksichtigung des Einflusses der Kolonnenwand mit einem variablen Parameter.

DUTKAI & RUCKENSTEIN 1968 berücksichtigen ebenfalls den Einfluss der Kolonnenwand und damit die Randgängigkeit in ihrem Ansatz des Dispersionsmodells. Dies geschieht über unterschiedliche Fließgeschwindigkeiten hin bzw. weg von der Kolonnenwand. Dabei stellen sie eine sehr gute Übereinstimmung zwischen theoretischer Modellierung und experimentellen Versuchsergebnissen zur Flüssigkeitsverteilung ohne Gasgegenstrom fest. In ihrer Folgearbeit berücksichtigen DUTKAI & RUCKENSTEIN 1970 zusätzlich zur herabrieselnden Flüssigkeit einen Gasgegenstrom. Darin werden die Modellparameter in Abhängigkeit der Gasbelastung für das Stoffsystem Wasser und Luft untersucht und bestimmt. Auch hier zeigen sich gute Übereinstimmungen zwischen Modell und Experiment.

Das Phänomen der Kanal- oder Bachbildung wird im Dispersionsmodell von PORTER 1968 miteinbezogen. Bei diesem Ansatz wird davon ausgegangen, dass die aufgegebene Flüssigkeit in Rinnsalen in einem bestimmten zufälligen Muster über die Füllkörper in der Packung strömt. Beim Zusammentreffen zweier Rinnsale vereinen sich diese zu einem größeren Flüssigkeitskanal. Ebenso besteht laut PORTER 1968 beim Auftreffen eines Flüssigkeitsstrom auf bestimmte Punkte der Schüttung die Möglichkeit der Aufspaltung eines Kanals in zwei oder mehrere kleinere Rinnsale. Die Kolonnenwand und damit Randgängigkeit wird ebenfalls beachtet. Flüssigkeitskanäle, welche auf die Kolonnenwand treffen, vereinen sich zu einem Strom. An den Kontaktstellen zwischen Wand und Füllkörpern mit entsprechender Orientierung kann Flüssigkeit in Form von Rinnsalen auch von der Wand zurück in den Kernbereich der Packung gelangen. PORTER ET AL. 1968 präsentieren eine Methode zur Schätzung der Anzahl von Flüssigkeitskanälen sowie experimentelle Untersuchungen zur Flüssigkeitsverteilung. Dabei stellen sie fest, dass die Experimentalergebnisse eine Beschreibung der Flüssigkeitsverteilung mit dem Ansatz von PORTER 1968 durchaus stützen.

BRIGNOLE ET AL. 1973 führen eine Randbedingung für ihr Dispersionsmodell ein, durch welche der Wandeinfluss über die Kontaktstellen zwischen den Füllkörpern und der Kolonnenwand berücksichtigt werden. Am Beispiel eines Raschig Rings geben sie an, dass für die meisten Kontaktstellen des Füllkörpers die Flüssigkeitsströmung hin zur Kolonnenwand gegenüber der Strömung weg von der Kolonnenwand bevorzugt ist. Dies führt zur Ausbildung der Randgängigkeit. Der Vergleich der vorhergesagten Randgängigkeit des Modells nach BRIGNOLE ET AL. 1973 mit tatsächlichen Experimentalwerten zeigt eine gute Übereinstimmung.

Für die Ermittlung der Parameter für die Randbedingung ihres Dispersionsmodells verwenden ONDA ET AL. 1973 eine Versuchskolonne mit Flüssigkeitssammler. Sie untersuchen den Einfluss der Flüssigkeitsbelastung, der Füllkörpergröße, der Oberflächenspannung sowie der Viskosität auf den Dispersionskoeffizienten ohne Gasgegenstrom. Als Flüssigkeit werden reines Wasser und verschiedene Tensidlösungen verwendet. Die eingesetzte Randbedingung zur Berücksichtigung des Wandeinflusses basiert auf der Überlegung, dass für die Strömung hin zur Kolonnenwand ähnliche Gesetzmäßigkeiten

gelten wie für die Flüssigkeitsverteilung selbst. ONDA ET AL. 1973 berücksichtigen dabei eine Abhängigkeit der Randgängigkeit von der Flüssigkeitsbelastung bei einem Gleichgewichtszustand von Zu- und Abfluss zur bzw. von der Kolonnenwand. Die theoretischen Vorhersagen mit dem Dispersionsmodell von ONDA ET AL. 1973 zeigen für die eingesetzten Raschig Ringe und Berl Sättel eine zufriedenstellende Übereinstimmung mit den Experimenten.

PETROVA ET AL. 2018 verwenden für die Ermittlung des Dispersionskoeffizienten eine graphische Methode, welche als *Lösung sich überschneidender Konfidenzintervalle* bezeichnet wird. Dafür wird aus experimentellen Untersuchungen mit einem ringförmigen Flüssigkeitssammler eine mittlere dimensionslose Berieselungsdichte für die äußeren Sammlerringe ermittelt sowie die Konfidenzintervalle von 95 % oder 98 %. Die theoretischen mittleren dimensionslosen Berieselungsdichten für das Modell werden in Abhängigkeit des Parameters ermittelt, welche den Austausch zwischen Packung und Kolonnenwand beschreibt, wobei die übrigen Modellparameter konstant gehalten werden. Diese Berechnung wird für verschiedene Dispersionskoeffizienten ausgeführt. Der optimale Dispersionskoeffizient ergibt sich mit der Methode von PETROVA ET AL. 2018 für den Wert, bei dem für die drei äußersten Sammelringe die theoretischen Berieselungsdichten innerhalb des Konfidenzintervalls der mittleren experimentell bestimmten Berieselungsdichten liegen.

2.3.3 Parallele-Kolonnen-Modell

Die Aufteilung einer Kolonne in Teilkolonnen zur Berücksichtigung der Maldistribution wird häufig als Parallele-Kolonnen-Modell oder Zwei-Kolonnen-Modell bezeichnet. Diese Modellvorstellung wird von MULLIN 1957 angewandt. Um den Effekt der Maldistribution zu berücksichtigen unterteilt er eine Packungskolonne theoretisch in zwei Bereiche, in welchen jeweils der halbe Gasstrom, aber unterschiedliche Flüssigkeitsströme vorliegen. Es wird angenommen, dass innerhalb der beiden Bereiche Kolbenströmung vorliegt und kein Austausch zwischen den Bereichen stattfindet. Ein Parameter, der Maldistributionsgrad, legt das Ausmaß der Maldistribution fest, wodurch sich die unterschiedlichen Flüssigkeitsbelastungen innerhalb der beiden Bereiche ergeben.

CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963 greifen die Überlegungen von MULLIN 1957 auf und unterteilen eine Kolonne in zwei Teilkolonnen ohne Austausch. Dabei bildet die eine Teilkolonne den Kernbereich, die andere Teilkolonne den Rand- oder Wandbereich der Packungskolonne ab. In den Teilkolonnen herrschen unterschiedliche Betriebszustände vor, da im Randbereich die Flüssigkeitslast höher ist als im Kern der Packung. Dies führt zu verschiedenen Flüssig-Gas-Verhältnissen in den beiden Teilkolonnen. Ein größeres Flüssig-Gas-Verhältnis liegt in der den Randbereich repräsentierenden Kolonne vor, in der den Kern abbildenden Kolonne ein niedrigeres.

Das Ausmaß der Maldistribution wird von CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963 analog zu MULLIN 1957 mit dem Maldistributionsgrad angegeben. In ihren experimentellen und theoretischen Untersuchungen stellen CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963 fest, dass ab dem

Überschreiten eines bestimmten Maldistributionsgrades die Trennleistung signifikant negativ beeinträchtigt wird. Mit ihrer Studie verbessern CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963 die Arbeit von MULLIN 1957. MULLIN 1957 verwendet ein mittleres Gas-Flüssig-Verhältnis und berücksichtigt keine Auswirkungen der Maldistribution auf die Höhe einer Übergangseinheit, was CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963 als ungerechtfertigt erachten.

Ein Zwei-Kolonnen-Modell bildet ebenfalls die Grundlage für die Modellierung von HUBER & HILTBRUNNER 1966. Diese erweitern die Modellvorstellung der beiden getrennten parallelen Teilkolonnen um die Möglichkeit einer seitlichen Vermischung zwischen den beiden theoretischen Bereichen. Hierfür verwenden sie drei Modellvarianten. Eine Variante berücksichtigt keinerlei seitliche Vermischung und entspricht damit im Wesentlichen der Modellvorstellung von MULLIN 1957 sowie CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963.

In einer weiteren Variante implementieren HUBER & HILTBRUNNER 1966 die Möglichkeit einer absatzweisen seitlichen Vermischung. Die Kolonne wird dabei in eine endliche Anzahl an Abschnitten unterteilt. Zwischen diesen Abschnitten kann eine Vermischung stattfinden. Die dritte Modellierung beinhaltet die Möglichkeit einer kontinuierlichen seitlichen Vermischung in der Packung der Kolonne. Dabei ist die Kolonne nicht mehr in Abschnitte unterteilt, wie dies bei der absatzweisen seitlichen Vermischung der Fall ist. Die von HUBER & HILTBRUNNER 1966 erweiterten Ansätze eines Zwei-Kolonnen-Modells lassen somit Untersuchungen zur Maldistribution unter Berücksichtigung seitlicher Vermischung zu.

Anstelle die zu betrachtende Packungskolonne theoretisch in nur zwei Teilkolonnen zu separieren, entwickeln STICHLMAIR & STEMMER 1987 einen Ansatz, die Kolonne in mehrere parallele Teilkolonnen zu unterteilen, um etwaige Fehlverteilungen der Flüssigkeit zu berücksichtigen. Für die in ihrer Modellierung angenommene große Zahl paralleler Teilkolonnen geben STICHLMAIR & STEMMER 1987 eine beispielhafte Anzahl von 100 dieser theoretischen Teilkolonnen an. Innerhalb der theoretischen Teilkolonnen wird wie bei den zuvor genannten Autoren eine Kolbenströmung der Flüssigkeit angenommen, d. h. die Flüssigkeitsverteilung ist nicht maldistributionsbehaftet. Die Teilkolonnen besitzen ebenso unterschiedliche Betriebszustände wie in den zuvor beschriebenen Zwei-Kolonnen-Modellansätzen.

Abbildung 2.8 zeigt eine schematische Darstellung des von BILLINGHAM & LOCKETT 2002 entwickelten Zwei-Kolonnen-Modells. Darin kennzeichnen x_1 und y_1 die Molanteile des Leichtsieders in der Flüssig- bzw. Gasphase. Mit \dot{N}_L und \dot{N}_G werden die Molenströme der Flüssigkeit bzw. des Gases bezeichnet. Die hochgestellten Indizes A und B referenzieren auf die Austrittszustände der Teilkolonne A bzw. B, während mit ein und aus die globalen Ein- bzw. Austrittsströme benannt werden. Der Parameter f gibt das Ausmaß der Maldistribution an und ist als Maldistributionsanteil der Flüssigkeit zu interpretieren. BILLINGHAM & LOCKETT 2002 präsentieren in ihrer Arbeit eine Methode zur Bestimmung eines maximalen Maldistributionsanteils f^{max} der Flüssigkeit, bei welchem die Trenaufgabe mit zwei parallelen Teilkolonnen gerade noch erfüllt werden kann. Sie entwickeln eine Gleichung zur Bestimmung dieses Anteils ohne die Notwendigkeit

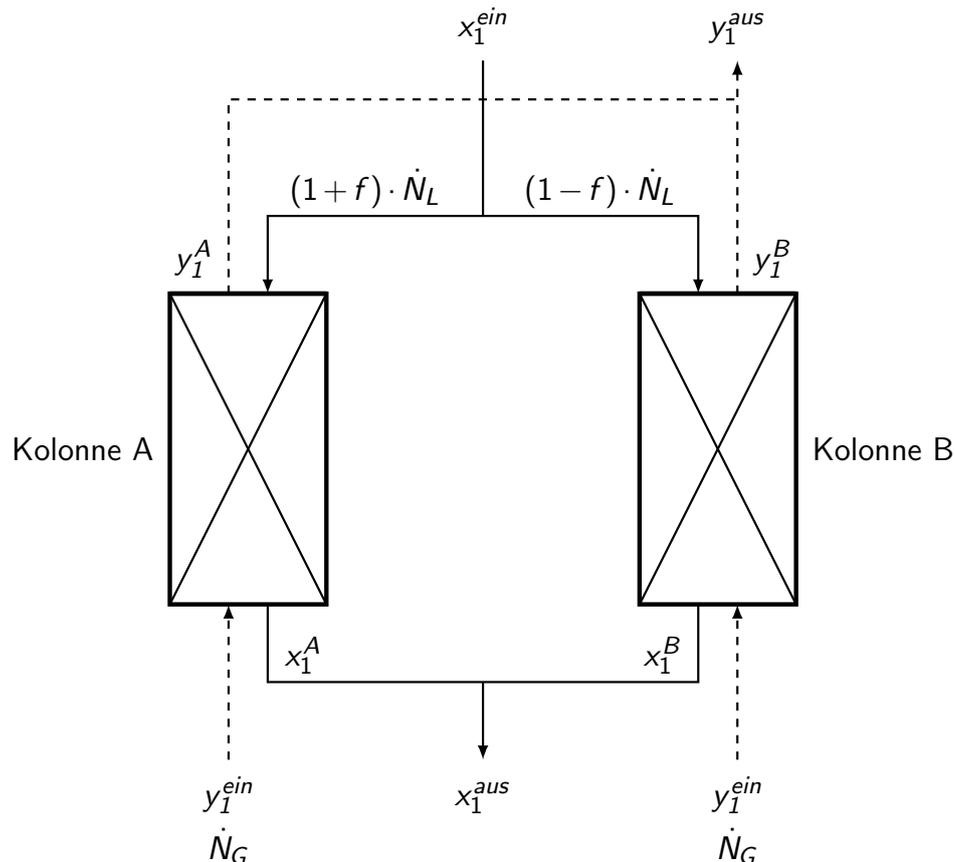


Abbildung 2.8: Schematische Darstellung des Zwei-Kolonnen-Modells [frei nach BILLINGHAM & LOCKETT 2002].

einer aufwendigen und detaillierten Modellierung der exakten Flüssigkeitsströmung innerhalb der Packung. Ein Vergleich des maximalen Maldistributionsanteils f^{max} der Flüssigkeit nach BILLINGHAM & LOCKETT 2002 einer geplanten neuen Packung mit einer bereits eingesetzten und damit bekannten Füllkörperschüttungen ermöglicht es somit bei der Auslegung Aussagen über die Maldistributionsanfälligkeit der neuen Schüttung zu treffen.

HANUSCH ET AL. 2018b verwenden ein Zwei-Kolonnen-Modell zur Analyse des Einflusses der Maldistribution auf die Trennleistung. Dabei repräsentiert je eine Kolonne den Kern- und den Wandbereich der Füllkörperschüttung, ähnlich wie in der Modellvorstellung von CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963. Mithilfe des TUM-WelChem-Zellenmodells, welches in den Abschnitten 2.3.5 und 4.1.1 ausführlich behandelt wird und auch die Modellierungsbasis dieser Arbeit darstellt, ermitteln HANUSCH ET AL. 2018b die jeweiligen Anteile der Flüssigkeit in den beiden Teilkolonnen während die Gasbelastung in den Kolonnen gleich groß bleibt. Bei ihrer Untersuchung des Prozesses der Ammoniakdesorption aus Wasser mit feuchter Luft zeigt sich eine erhebliche Verschlechterung der Trennleistung bei Berücksichtigung der Maldistribution mit dem Zwei-Kolonnen-Modell im Vergleich zur Simulation des Prozesses in einer einzelnen Kolonne.

2.3.4 CFD-Modellierung

Eine in der Regel äußerst rechenaufwendige Methode stellt die numerische Strömungsmechanik, auch *Computational Fluid Dynamics* (CFD) dar. Dabei werden mithilfe numerischer Mathematik die als partielle, nicht-lineare Differentialgleichungen formulierten Massen-, Impuls- und Energieerhaltungssätze in einem definierten Bereich gelöst. Hierfür bedarf es entsprechender CFD-Computersoftware, wie beispielsweise ANSYS® FLUENT® oder OpenFOAM®. [SCHWARZE 2013]

SONG ET AL. 1998 entwickeln ein numerisches Strömungsmodell zur Beschreibung einer einzelnen Flüssigphase ohne Gasgegenstrom in einer Füllkörperkolonne. Neben der Kontinuitäts- und Impulserhaltungsgleichung verwenden SONG ET AL. 1998 in ihrem Modell die Gleichung nach ERGUN 1952 mit modifizierten Konstanten k_1 und k_2 zur Berücksichtigung des Druckverlustes. Ausgedrückt über einen modifizierten Reibungsfaktor f' , über die Reynoldszahl Re und die Porosität ε der Füllkörperschüttung ergibt sich nach ERGUN 1952 Gleichung (2.4):

$$f' = k_1 + k_2 \cdot \frac{Re}{(1 - \varepsilon)}. \quad (2.4)$$

Der Einfluss der Kolonnenwand und somit die Randgängigkeit wird mithilfe einer Exponentialfunktion der Porosität abhängig vom Radius im äußeren Randbereich zwischen 90...100 % des Kolonnenradius berücksichtigt. Zur Validierung werden die Experimentalergebnisse von KOURI & SOHLO 1996 eingesetzt, welche Untersuchungen mit Gas- und Flüssigkeitssammlern durchführen. Aufgrund der Formulierung des Modells von SONG ET AL. 1998 kann die zufällige Anordnung innerhalb einer Füllkörperschüttung und die sich damit ergebende Streuung der Experimentaldaten nicht simuliert werden. Die Simulationsergebnisse sollten laut SONG ET AL. 1998 in etwa die mittleren Werte verschiedener Experimente für eine reine Flüssigkeitsströmung abbilden. Insbesondere im Randbereich und bei einer gleichmäßigen Flüssigkeitsaufgabe zeigen die Modellergebnisse eine gute Übereinstimmung zu den Experimentaldaten.

In der CFD-Modellierung von SUN ET AL. 2000 wird mithilfe der Kontinuitäts- und der Navier-Stokes-Gleichung zusätzlich zur Flüssigkeitsströmung auch der in Füllkörperkolonnen übliche Gasgegenstrom berücksichtigt. Dabei werden auch die auftretenden Reibungskräfte zwischen den beiden Phasen zur Berücksichtigung des Druckverlusts mit einbezogen. Sowohl die Flüssig- als auch die Gasphase werden mit dem k - ε -Turbulenzmodell beschrieben. Zudem beinhaltet das Modell einen Zusammenhang für den Dispersionskoeffizienten des Volumenanteils, um die Querverteilung der Flüssigkeit zu berücksichtigen. Ein Vergleich der Modellergebnisse der Flüssigkeitsverteilung von SUN ET AL. 2000 mit experimentellen Daten für die Stoffsysteme Wasser/Luft und Isopar/Luft zeigt eine gute Übereinstimmung. In einer weiteren Arbeit wird von YIN ET AL. 2000a ein organisches Stoffsystem in einer größeren Kolonne modelliert. In einer Folgearbeit von YIN ET AL. 2002 wird ein CFD-Modell zur Untersuchung des lokalen Flüssigkeitsinhalts (Holdup) entwickelt. Experimentaldaten werden von den Autoren selbst mithilfe der bereits beschriebenen Gammastrahlen-Tomographie in Abschnitt 2.2.3

ermittelt. Die Modellierungsergebnisse von YIN ET AL. 2000a und YIN ET AL. 2002 geben die Experimentaldaten gut wieder.

JIANG ET AL. 2000 führen einen Vergleich zwischen einem diskreten Zellenmodell und einer CFD-Modellierung mit Experimentaldaten durch. Im diskreten Zellenmodell wird angenommen, dass in jeder Zelle eine gleichmäßige Porosität vorliegt, welche jedoch von Zelle zu Zelle variieren kann, und die Strömung dem Weg des geringsten Widerstands folgt. In beiden Modellierungen wird die Gleichung von ERGUN 1952 zur Berücksichtigung der Reibungskräfte und damit des Druckverlusts verwendet. JIANG ET AL. 2000 zeigen, dass die Abweichungen der Ergebnisse der Geschwindigkeitsfelder des Gasstroms für das CFD-Modell und das diskrete Zellenmodell sowohl qualitativ als auch quantitativ nur klein sind. Dies trifft ebenso auf den Vergleich der Simulationsergebnisse mit Experimentaldaten zu. Damit zeigt die Arbeit von JIANG ET AL. 2000, dass eine Modellierung mithilfe eines Zellenmodells durchaus präzise Ergebnisse für Strömungsprozesse innerhalb einer Kolonne liefern kann.

Ein weiteres numerisches Strömungsmodell setzen LIU ET AL. 2009 zur Simulation des Konzentrations- und Geschwindigkeitsprofils der Flüssigkeit in einer Füllkörperkolonne zur Rektifikation ein. Dabei wird die Flüssigphase als kontinuierlich angenommen, während die Gasphase gleichmäßig verteilt vorliegt. Zudem liegen der Simulation ein stationärer Betrieb sowie konstante Stoffwerte und Stoffmengenströme in der Füllkörperschüttung zugrunde. Zur Beschreibung des CFD-Gleichungssystems wählen LIU ET AL. 2009 das Standard k - ε -Turbulenzmodell. Die Stoffübergangsgleichung wird unter Zuhilfenahme des $\overline{c^2}$ - ε_c -Modells nach SUN ET AL. 2005 geschlossen. Den Einfluss der Kolonnenwand berücksichtigen LIU ET AL. 2009 über die Haft- und Nullstrombedingung. Messwerte der Konzentrationsprofile des Stoffsystems Cyclohexan/ n -Pentan zeigen eine gute Übereinstimmung mit den simulierten Verläufen. Dies gilt auch für die Werte der Packungshöhe äquivalent zu einer theoretischen Gleichgewichtsstufe *HETP*.

2.3.5 Zellenmodell

Eine weitere Möglichkeit der Modellierung der Flüssigkeitsverteilung in Füllkörperkolonnen ist die Einteilung der Packung in einzelne Elementarzellen, wodurch diese Art der Modellierung als Zellenmodell bezeichnet wird. Eine Elementarzelle repräsentiert dabei einen Packungsausschnitt oder einen einzelnen Füllkörper. Eine mögliche Elementarzelle mit Verteilungsmöglichkeiten der Flüssigkeit ist schematisch in Abbildung 2.9 gezeigt.

CRINE & MARCHOT 1983 und 1984 verwenden in ihren Arbeiten ein Zellenmodell zur Modellierung eines abwärts gerichteten Gas-Flüssig-Gleichstroms in einer Packungskolonne. Jeder Partikel der körnigen Packung wird dabei durch eine Elementarzelle repräsentiert, während Verbindungen zwischen den Zellen als stochastisch zufällig aktiv oder inaktiv angenommen werden. Die Partikel und damit die Elementarzellen können entweder unberieselt, teilweise berieselt oder vollberieselt sein. Die Modellierung von CRINE & MARCHOT 1983 und 1984 erlaubt neben der Simulation der Flüssigkeitsverteilung in

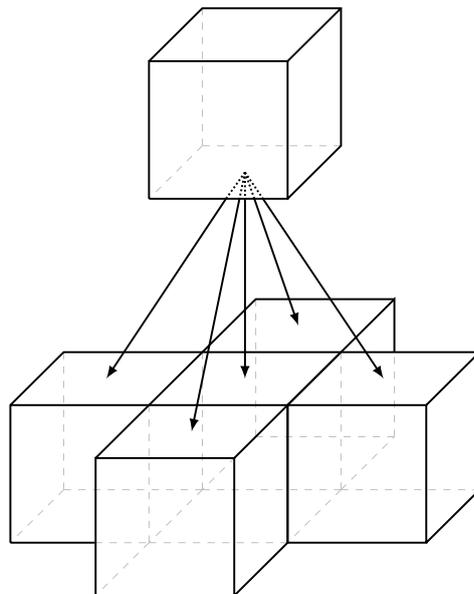


Abbildung 2.9: Schematische Darstellung einer möglichen Flüssigkeitsverteilung einer Elementarzelle in die Zellebene darunter [frei nach ZUIDERWEG ET AL. 1993].

Abhängigkeit der Berieselungsdichte auch die Berechnung fluiddynamischer Größen wie beispielsweise des Flüssigkeitsinhalts oder des Druckverlusts.

ALBRIGHT 1984 entwickelt ebenfalls eines der ersten Zellenmodelle und verwendet dieses zur Analyse des Einflusses verschiedener Ausführungen von Flüssigkeitsverteilern auf die Verteilung der Flüssigphase in einer Füllkörperschüttung. Dabei repräsentiert eine Elementarzelle einen einzelnen Füllkörper. Die Flüssigkeit wird von einer Zelle aus in die insgesamt neun relevanten Zellen der Ebene darunter verteilt. Dabei gelangt jeweils die Hälfte der austretenden Flüssigkeit zufällig in zwei gegenüberliegende Zellen, wobei keine Flüssigkeit in die übrigen Zellen gelangt. In 1 % der Fälle erreicht die gesamte Flüssigkeitsmenge einer Zelle die zentrale Zelle der unterhalb liegenden Zellebene, wodurch keine Querverteilung stattfindet. Dies repräsentiert eine Fehlstelle ohne Füllkörper an der entsprechenden Position in der Packung. Randgängigkeit wird ebenfalls berücksichtigt, indem jeder Flüssigkeitsanteil in die Kolonnenwand in die Zelle darunter verteilt wird. Dabei postuliert ALBRIGHT 1984, dass mit kleiner werdendem Kolonnendurchmesser-Füllkörperdurchmesser-Verhältnis D_K/d_N der Effekt der Randgängigkeit stärker auftritt.

Auch HOECK ET AL. 1986 verwenden ein Zellenmodell zur Beschreibung der Flüssigkeitsverteilung in einer Füllkörperkolonne. Die Verteilung erfolgt mit einer zufälligen radialen Querverteilung des Flüssigkeitsstroms zu je 50 % in die Zellebene darunter. Die Richtung der Verteilung erfolgt gleichgerichtet oder rechtwinklig gedreht zur vorherigen Verteilungsrichtung. Analog zur Annahme von ALBRIGHT 1984 wird von HOECK ET AL. 1986 der Einfluss der Kolonnenwand durch eine vollständige Reflexion berücksichtigt. Flüssigkeitsströme zur Kolonnenwand werden der entsprechende Zelle der darunter liegenden Ebene zugeordnet. Beim Vergleich mit Messdaten geben HOECK

ET AL. 1986 an, dass sich die natürliche Flüssigkeitsverteilung nach etwa acht Zellebenen eingestellt hat, wobei eine Zellebene einer Schicht Füllkörper entspricht.

Im Zellenmodell von STIKKELMAN 1989 wird der rein stochastische Modellierungsansatz erweitert. Die Verteilung der Flüssigkeit ausgehend von einer Zelle in die Zellebene darunter erfolgt über einem Teilungsfaktor. Dabei wird ein Anteil zufällig auf eine der vier benachbarten Zellen der darunterliegenden Zelle verteilt, der restliche Anteil wird der Zentralzelle zugeordnet. Die Breite der quadratischen Grundfläche der quaderförmigen Zellen ist festgelegt, während die Zellhöhe entsprechend angepasst wird, um eine realistische Flüssigkeitsverteilung zu erreichen. Für die Gasphase wird ebenfalls ein Teilungsfaktor eingeführt. Dabei wird ein Teil des Gases gleichmäßig auf die vier Nachbarzellen der Zelle darüber verteilt, während der restliche Anteil, wie bei der Flüssigkeit, in die Zentralzelle strömt. Zur Berücksichtigung der Randgängigkeit der Flüssigkeit verwendet STIKKELMAN 1989 ebenfalls das Konzept der vollständigen Reflexion für Verteilungen zur Kolonnenwand in die Zelle direkt unterhalb sowie einen modifizierten und frei wählbaren Teilungsfaktor, welcher den Wandeinfluss abbildet. Der Vergleich von Experimentaldaten mit Simulationsergebnissen von STIKKELMAN 1989 zeigt eine gute Übereinstimmung der Verteilungsprofile.

POTTHOFF 1992 verwendet eine Zellstruktur mit hexagonaler Grundfläche, wobei jede Zelle in der Regel mehrere Füllkörper repräsentiert. Angepasst sind die Zellen dabei an die Positionen der Thermolemente der als Kühlturm betriebenen Packungskolonne, welche POTTHOFF 1992 zur experimentellen Untersuchung einsetzt. In der Modellierung wechseln sich Stoffaustausch- und Verteilungsebenen ab. Innerhalb der Zellen wird, wie bei Zellenmodellen üblich, eine Kolbenströmung der Flüssigkeit angenommen. Neben den hexagonalen Zellen werden Randzellen eingeführt, um Wandeinflüsse der Kolonne berücksichtigen zu können. Der Modellierungsansatz von POTTHOFF 1992 wird von SCHNEIDER 2004 um Wiederverteilungszonen erweitert, um das von STICHLMAIR 2003 patentierte Verteilelement in der Simulation berücksichtigen zu können.

Eine besondere Form des Zellenmodells, das sogenannte Zonen-Stufen-Modell, wird von ZUIDERWEG ET AL. 1993 eingeführt. Sie untersuchen in ihrer Arbeit den Einfluss der Anfangsflüssigkeitsverteilung auf die Trennleistung, wobei im Modell hierzu zuerst die Flüssigkeitsverteilung und anschließend der Stoffübergang berechnet wird. Die Unterteilung der Zellen erfolgt über äquidistante konzentrische Ringe, die Zellhöhe wird über den Wert der Packungshöhe äquivalent zu einer theoretischen Gleichgewichtsstufe *HETP* festgelegt. Die Querverteilung wird im Zonen-Stufen-Modell von ZUIDERWEG ET AL. 1993 über Teilungsfaktoren realisiert, wobei ein Teil in die Zone direkt unterhalb strömt, der restliche Anteil wird auf die angrenzenden Zonen verteilt. Der Einfluss der Kolonnenwand wird über einen erhöhten Anteil an Flüssigkeit in die direkt unterhalb liegende Zone realisiert.

HIGLER ET AL. 1999 nutzt den Modellierungsansatz des Zonen-Stufen-Modells von ZUIDERWEG ET AL. 1993 zur Entwicklung eines Nicht-Gleichgewichtsmodells. Zur Untersuchung der Maldistribution wird sowohl eine Zelleinteilung mit konzentrischen Ringen als auch ein quadratisches Raster definiert. HIGLER ET AL. 1999 gibt an, dass

mit den konzentrischen Ringen ausschließlich radiale Maldistribution berücksichtigt werden kann, während mit dem quadratischen Zellraster verschiedenste Formen von Maldistribution berücksichtigt werden können. Als Ergebnis ihrer Untersuchungen stellen HIGLER ET AL. 1999 unter anderem fest, dass eine auftretende Maldistribution zwar im Allgemeinen zu einer schlechteren Trennleistung führt, dies aber nicht zwangsläufig der Fall sein muss.

Ein quaderförmiges Zellraster wird in der Modellierung von WEN ET AL. 2001 angenommen, mit einer Zellgröße deutlich kleiner als die eingesetzten Füllkörper, um deren Einfluss auf die Flüssigkeitsverteilung adäquat abbilden zu können. In diesem Zellenmodell werden Filmströmung über die Füllkörper sowie das Abtropfen von deren Oberfläche berücksichtigt, während Spritzen, z. B. unterhalb des Flüssigkeitsverteilers, vernachlässigt wird. Für die Verteilung der Flüssigkeit nehmen WEN ET AL. 2001 eine vertikale Abwärtsströmung und eine Richtung entlang der negativen Steigung der Füllkörperoberfläche an, deren jeweilige Anteile zur Berechnung der Flüssigkeitsverteilung bestimmt werden müssen. Im Randbereich werden Strömungen zur Kolonnenwand der nächstgelegenen Zelle zugeordnet. Nach der Simulation der Flüssigkeitsverteilung wird zusätzlich der Flüssigkeitsinhalt der Zellen bestimmt.

MAHR & MEWES 2007 und 2008 nutzen das Konzept des Zellenmodells zur Beschreibung von strukturierten Packungen. Als Elementarzelle wird die kleinste sich in der strukturierten Packung wiederholende Einheit verwendet. Innerhalb der Zelle nehmen die Autoren die Strömungs- und Packungsvariablen als Mittelwerte an. Es wird ein Gegenstrom von Gas und Flüssigkeit berücksichtigt. Der Strömungswiderstand der Gasphase wird über einen richtungsabhängigen Druckverlust berücksichtigt. Die Flüssigkeit wird im Modell von MAHR & MEWES 2007 und 2008 theoretisch in zwei Phasen aufgeteilt, um die bevorzugten Strömungsrichtungen abzubilden. Die Flüssigkeitsverteilung mit diesem Modell bei punktförmiger Aufgabe zeigt eine gute Übereinstimmung zu experimentellen Messungen mit Röntgentomographie. Das Modell ist laut den Autoren für die Berechnung von Strömungsfeldern für Kolonnen im industriellen Maßstab geeignet, wobei auch stark ausgeprägte Fehlverteilungen berücksichtigt werden können.

Im Zellenmodell von VAN HOLT ET AL. 2019 wird eine Elementarzelle in Form von Kreisringsegmenten und Zelllagen gewählt. Eine Zelle enthält dabei mehrere Füllkörper-elemente, womit die Autoren versuchen, die unterschiedlichen möglichen Füllkörperlagen, welche in einer realen Schüttung auftreten, adäquat zu beschreiben. Vorteil der von VAN HOLT ET AL. 2019 gewählten Form der Elementarzellen ist, dass keine Anpassung der Zellgeometrie zur Anpassung an die Kolonnenwand zu deren Beschreibung nötig ist. Die Verteilung erfolgt über Verteilungskoeffizienten, welche experimentell mit einem Gittersensor bestimmt werden. Durch die Aufgabe einer Tracersubstanz ausgehend von einer Punktquelle im Zentrum und im Randbereich auf die Füllkörperschüttung bestimmen VAN HOLT ET AL. 2019 je einen Verteilungskoeffizienten für den Kernbereich und den Randbereich der Packungskolonne. Durch diese Modellierung kann auch hier der Einfluss der Kolonnenwand berücksichtigt werden.

Das von WILD & ENGEL 2007 präsentierte Zellenmodell zur Simulation der Flüssigkeitsverteilung in Füllkörperkolonnen stellt die Basis des TUM-WelChem-Zellenmodells von HANUSCH ET AL. 2019a dar, welches auch als Grundlage für die vorliegende Arbeit eingesetzt wird. Als Zellgeometrie wird bei diesem Modell ein hexagonales wabenförmiges Zellraster verwendet, wobei jede Zelle einen einzelnen Füllkörper repräsentiert. HANUSCH ET AL. 2019a verwenden drei Hauptverteilschritte, welche Einfluss auf die Flüssigkeitsverteilung nehmen. Ein Verteilschritt beinhaltet den Einfluss der Flüssigkeitsbelastung, ein weiterer den Einfluss der Füllkörperschüttung und damit des Füllkörpertyps mittels Dispersionskoeffizienten und ein abschließender Verteilschritt greift den Einfluss der Gasbelastung auf die Querverteilung der Flüssigkeit auf.

Die Besonderheit des TUM-WelChem-Zellenmodells ist der prädiktive Charakter, welchen HANUSCH ET AL. 2019a durch eine zusätzliche Simulation (virtuelles 3D-Berieselungsexperiment) erreichen. HANUSCH ET AL. 2018b setzen das TUM-WelChem-Zellenmodell zur Untersuchung einer optimalen Tropfstellendichte für Flüssigkeitsverteiler ein, sowie zur Berücksichtigung der Flüssigkeitsmaldistribution in einem Zwei-Kolonnen-Modell.

In einer Folgearbeit von HANUSCH ET AL. 2019b wird das Modell ebenfalls zur Untersuchung der Tropfstellendichte und zur Optimierung der Flüssigkeitsverteilerauslegung erfolgreich eingesetzt. Dabei geben HANUSCH ET AL. 2019b als Ergebnis unter anderem an, dass mit kleiner werdendem Kolonnendurchmesser die Tropfstellendichte erhöht werden sollte, um eine gute Flüssigkeitsverteilung in der Kolonne zu erreichen. Eine detaillierte Beschreibung der Modellfunktionalitäten und -gleichungen sowie eine Erläuterung der zusätzlichen Berieselungssimulation (virtuelles 3D-Berieselungsexperiment) ist in Abschnitt 4.1.1 gegeben.

3 Versuchsmethodik

Im Folgenden wird der experimentelle Versuchsaufbau gezeigt. Die Anlage basiert auf der von KAMMERMAIER 2008 verwendeten Apparatur, welche allerdings für die vorliegende Arbeit überarbeitet wurde. Abbildung 3.1 zeigt die $\varnothing 0.634$ m-Füllkörperkolonne in der Peripherie des Technikums des Lehrstuhls für Anlagen- und Prozesstechnik der Technischen Universität München.



Abbildung 3.1: Die $\varnothing 0.634$ m-Kolonne in der Peripherie des Technikums.

Neben der Anlage selbst sowie einer Beschreibung der Versuchsdurchführung werden die quantitativen Untersuchungsmethoden vorgestellt. Diese sind die Verwendung von Maldistributionsfaktoren sowie die Berechnung der Stoffübergangsleistung über die Anzahl und Höhe der Übergangseinheiten. Dieses Kapitel basiert dabei im wesentlichen auf den Veröffentlichungen von WINKLER ET AL. 2022a und WINKLER ET AL. 2022b.

3.1 Versuchsanlage

Die in dieser Arbeit verwendete Versuchsanlage basiert auf der von KAMMERMAIER 2008 eingesetzten Füllkörperkolonne. Das Rohrleitungs- und Instrumentierungsfließbild (R&I-Fließbild) der Versuchsanlage ist in Abbildung 3.2 gezeigt.

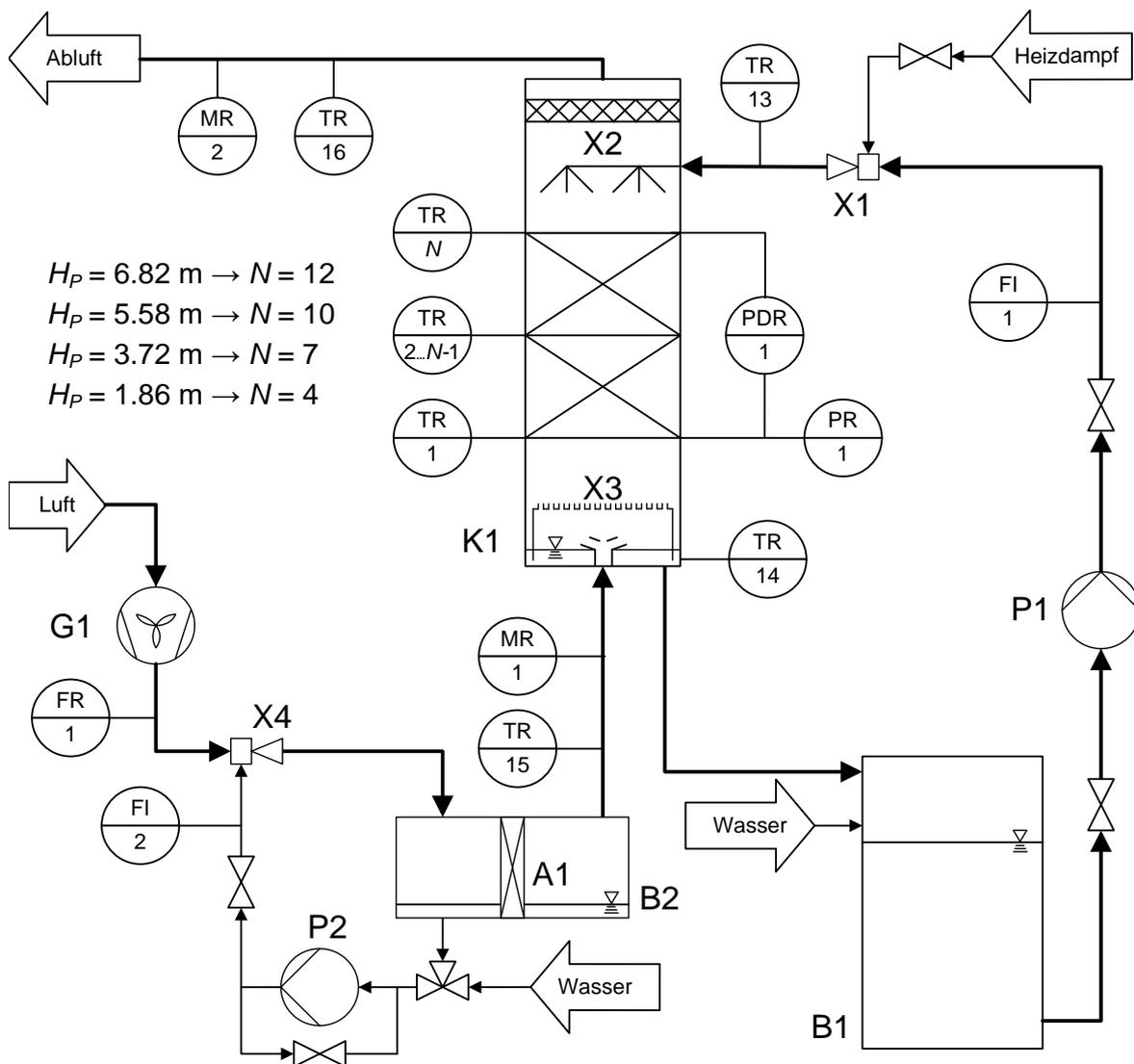


Abbildung 3.2: R&I-Fließbild der Versuchsanlage nach WINKLER ET AL. 2022b basierend auf KAMMERMAIER 2008.

Kernstück der Versuchsanlage bildet die Füllkörperkolonne K1 mit einem Innendurchmesser von 0.634 m. Abhängig von der realisierten Packungshöhe ist diese aus maximal elf transparenten Kunststoffschüssen mit bis zu zwölf dazwischen sowie oberhalb und unterhalb der Füllkörperschüttung liegenden N Messflanschen aufgebaut. Abbildung 3.3 zeigt den prinzipiellen Versuchsaufbau mit einem Ausschnitt der Anordnung der transparenten Kunststoffschüsse und der Messflansche der Kolonne K1 ohne Füllkörperschüttung. Jeder Kunststoffschuss besitzt eine Höhe von 0.58 m, die Messflansche sind je 0.04 m hoch. Mit diesem Stecksystem werden Packungshöhen H_P von 1.86 m ($N = 4$), 3.72 m ($N = 7$), 5.58 m ($N = 10$) und 6.82 m ($N = 12$) realisiert.

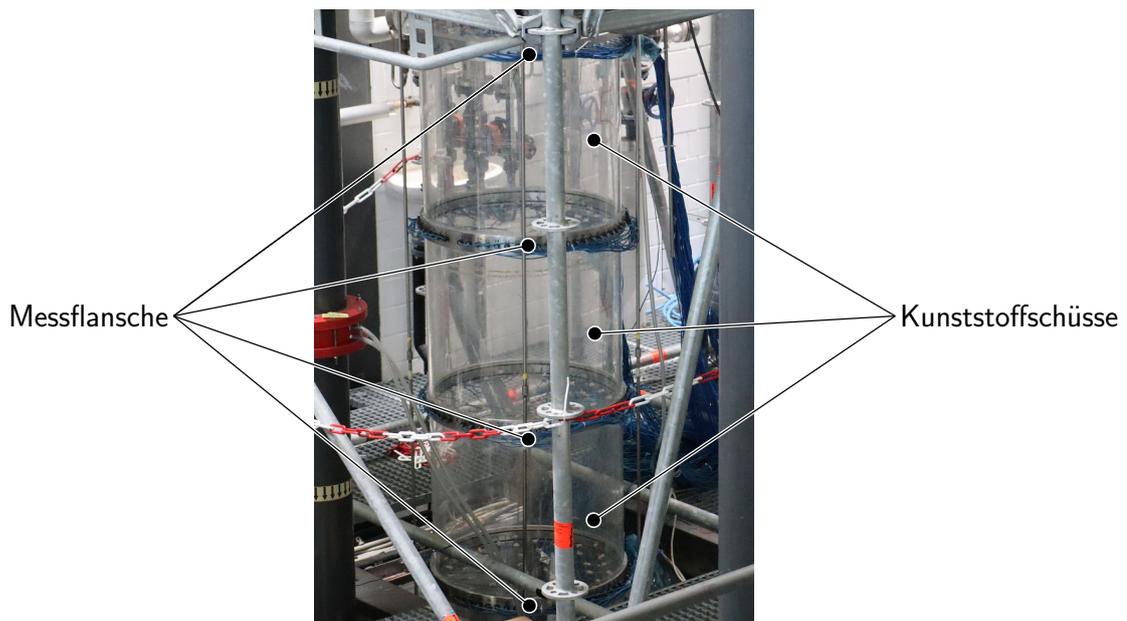


Abbildung 3.3: Positionen der transparenten Kunststoffschüsse und der Messflansche in der leeren Kolonne K1.

Die Messflansche beinhalten je 61 Eisen-Konstantan-Thermoelemente (Fe-CuNi) vom Typ L. Dies führt abhängig von der Packungshöhe und damit der Anzahl der Messflansche zu insgesamt 244 ($N = 4$), 427 ($N = 7$), 610 ($N = 10$) oder 732 ($N = 12$) Temperaturmessstellen innerhalb der Füllkörperschüttung. Die Füllkörperkolonne wird als Kühlturm mit dem Stoffsystem warmes Wasser und Luft im Gegenstrom betrieben. In dieser Arbeit werden Gasbelastungen von $F \equiv u_G \cdot \sqrt{\rho_G} = 0.8 \dots 3.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und Flüssigkeitsbelastungen von $B = 3.8 \dots 14.6 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \text{ h})$ realisiert. Dabei wird ein konstantes Stoffmengenstromverhältnis zwischen Flüssigkeit und Gas von $\dot{N}_L / \dot{N}_G = 2$ sowie eine feste Eintrittstemperatur der Flüssigkeit von $43 \text{ }^\circ\text{C}$ eingehalten, um aussagekräftige Temperaturprofile zu erhalten.

Während eines Versuchs wird Wasser aus dem Vorratsbehälter B1 mit der Pumpe P1 an den Kolonnenkopf gefördert und der Volumenstrom mithilfe von Ventilen an den Rotametern FI-1 eingestellt. Vor dem Eintritt in die Kolonne K1 wird in den Flüssigkeitsstrom Heizdampf über den Mischer X1 eingeblasen, bevor die Eintrittstemperatur TR-13

der Flüssigkeit aufgezeichnet wird. Anschließend wird die Flüssigkeit über den Flüssigkeitsverteiler X2 auf die Füllkörperschüttung aufgegeben. Zur Flüssigkeitsverteilung werden zwei unterschiedliche Aufgabeprinzipien eingesetzt, eine gleichmäßig und eine punktförmige Flüssigkeitsverteilung. Die gleichmäßige Flüssigkeitsaufgabe wird mit 21 Tropfstellen realisiert, was einer Tropfstelldichte von etwa $67 \text{ Tropfstellen/m}^2$ entspricht. Für eine punktförmige Anfangsverteilung wird die Flüssigkeit über ein Rohr mit einem Innendurchmesser von 27.2 mm direkt zentral auf die Packung aufgegeben.

Das warme Wasser rieselt im Gegenstrom zur Luft über die Füllkörper zum Sumpf der Kolonne. Innerhalb der Schüttung wird die Temperatur mit den Thermoelementen der Messflansche TR-1...TR-N gemessen und aufgezeichnet. Im Sumpf der Kolonne K1 wird die Austrittstemperatur TR-14 der Flüssigkeit erfasst, bevor das abgekühlte Wasser zurück in den Vorratsbehälter B1 gleitet wird. In den Behälter B1 muss von Zeit zu Zeit wieder frisches Wasser zugegeben werden, da mit der Gasströmung ein Teil der Flüssigkeit aus dem Wasserkreislauf ausgetragen wird.

Für den Gasgegenstrom wird Luft aus der Umgebung im Technikum mit dem Gebläse G1 angesaugt. Der Durchsatz an Gas wird über eine Messblende FR-1 bestimmt und aufgezeichnet. Um die durch das Gebläse G1 erwärmte Luft wieder abzukühlen und annähernd gleiche Eintrittsbedingungen des Luftstroms an unterschiedlichen Versuchstagen zu generieren, wird über die Düse X4 eine mit dem Rotameter FI-2 einstellbare Menge Wasser in den Gasstrom eingedüst. Verbleibende Flüssigkeitstropfen werden mittels Lamellenabscheider A1 im Behälter B2 abgetrennt. Die verbleibende Flüssigkeit im Behälter B2 wird über die Pumpe P2 nochmals zur Düse X4 geführt, um diese erneut in den Gasstrom einzubringen, wodurch ein Kreislauf entsteht. Zeitweise muss allerdings Wasser zugegeben werden, da mit dem Gasstrom selbiges aus dem System ausgetragen wird. Die so abgekühlte und vorbefeuchtete Luft verlässt den Behälter B2. Vor dem Eintritt in die Kolonne K1 wird die Temperatur TR-15 sowie die Feuchtigkeit MR-1 erfasst. Das Gas wird anschließend über die 163 Düsen des Düsenverteiler X3 möglichst gleichmäßig von unten in die Füllkörperschüttung geleitet.

In der Kolonne K1 strömt die Luft im Gegenstrom zum Wasser vom Kolonnensumpf zum -kopf. Dabei wird der Absolutdruck PR-1 sowie der Druckverlust PDR-1 der Füllkörperschüttung registriert. Vor Verlassen des Kolonnenkopfs werden restliche Flüssigkeitstropfen mit einem Gestrick aus dem Gasstrom entfernt. Die Temperatur TR-16 sowie die Feuchte MR-2 des austretenden Luftstroms werden registriert bevor sie der Abluft des Technikums zugeführt wird.

3.2 Messprinzip

Das in dieser Arbeit verwendete Messprinzip wurde von STICHLMAIR 1971 entwickelt und ursprünglich für Untersuchungen der Flüssigkeitsverteilung auf Kolonnenböden eingesetzt. STEMMER 1985 überträgt dieses Prinzip auf Packungskolonnen. Es beruht darauf, dass bei Verdunstungsprozessen, wie beispielsweise dem hier eingesetzten Kühlturmprozess, eine merkliche Temperaturänderung auftritt. Diese Temperaturänderung

besitzt einen direkten Bezug zum Stoffübergang sowie indirekt zur Flüssigkeitsverteilung. Dies ermöglicht es mit der Temperaturmethode von STICHLMAIR 1971 eine Packungskolonne auf ihre Flüssigkeitsverteilung und den lokalen Stoffübergang hin zu untersuchen.

In der Kolonne wird warmes Wasser am Kopf auf die Füllkörperschüttung über die zur Verfügung stehenden Flüssigkeitsverteiler aufgegeben und rieselt anschließend über die Packung zum Sumpf. Durch den Gasgegenstrom wird das Wasser teilweise verdunstet, was zu einer Abkühlung des selbigen führt. Zusätzlich zur Temperaturänderung der Flüssigkeit durch Verdunstung kommt es auch zu einer Änderung der Temperaturen der beiden Phasen durch Wärmeübergang. Dabei kühlt sich die Flüssigkeit vom Kopf zum Sumpf der Kolonne hin ab, das Gas wird vom Sumpf zum Kopf der Kolonne erwärmt. Zur Ermittlung des Temperaturprofils in der Füllkörperschüttung sind, wie im vorherigen Abschnitt beschrieben, eine Vielzahl an Thermoelementen in Messflanschen in der Packung positioniert. Jeder Messflansch beinhaltet 61 Thermoelemente vom Typ L in einem Muster gleichseitiger Dreiecke wie in Abbildung 3.4 schematisch gezeigt.

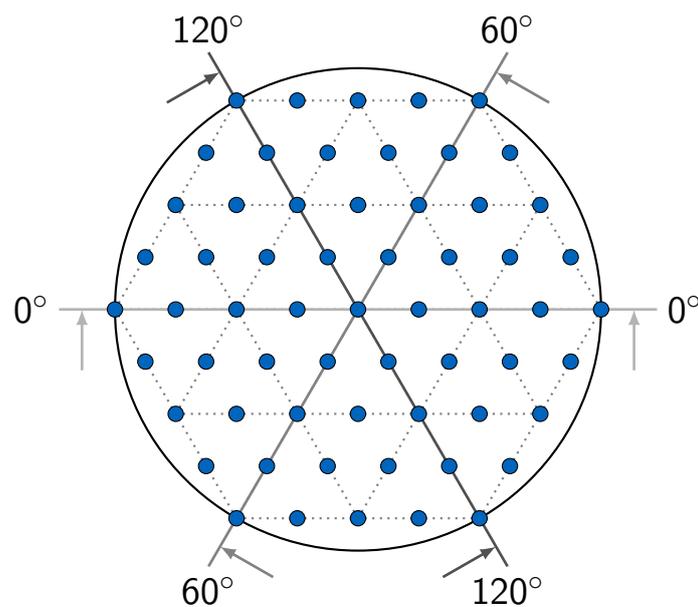


Abbildung 3.4: Schematische Darstellung der Positionen der Thermoelemente (●) und Schnitte zur besseren Visualisierung der Temperaturprofile in einem Messflansch [basierend auf den Arbeiten von POTTHOFF 1992, SCHNEIDER 2004 und KAMMERMAIER 2008, dargestellt frei nach WINKLER ET AL. 2022a].

Die gewünschte Zielmessgröße in der Füllkörperschüttung ist ausschließlich die Temperatur der Flüssigkeit, weshalb sich auf jedem Thermoelement ein kleines Stück Stoff befindet. Abbildung 3.5 zeigt ein Foto des Kolonnenkopfs mit Flüssigkeitsverteiler und dem obersten Messflansch TR-N. Darin ist ebenfalls der Stoffüberzug der Thermoelemente ersichtlich. Das Stoffstück saugt sich während des Betriebs mit Flüssigkeit voll und soll garantieren, dass möglichst ausschließlich die Flüssigkeitstemperatur erfasst wird.

Allerdings ist dies nicht immer möglich. Beispielsweise registriert bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe nur das zentrale Thermoelement des obersten Messflansches TR- N tatsächlich die Flüssigkeitstemperatur, die übrigen erfassen ausschließlich die Gas- oder die Kühlgrenztemperatur aufgrund des mit Flüssigkeit vollgesogenen Stoffüberzugs auf dem Thermoelement. Neben dieser offensichtlichen Fehlmessung kann es auch innerhalb der Packung teilweise zu fehlerhaften Temperaturwerten kommen, unter anderem auch durch defekte Thermoelemente.

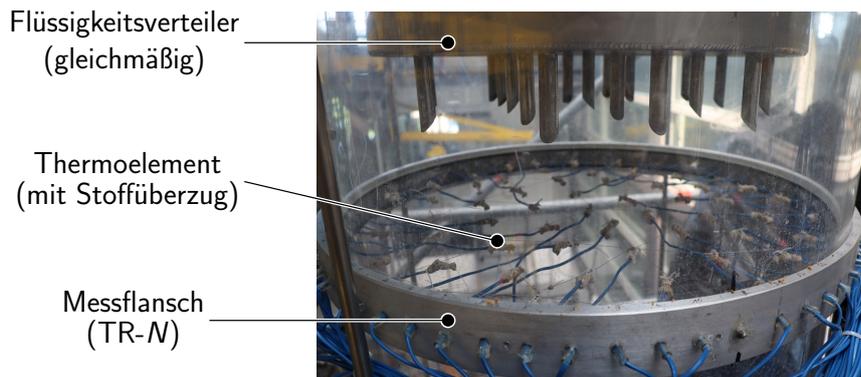


Abbildung 3.5: Foto des obersten Messflansches TR- N unterhalb des gleichmäßigen Flüssigkeitsverteilers mit den mit Stoff überzogenen Thermoelementen. Zur Besseren Übersichtlichkeit ist keine Füllkörperschüttung in der Kolonne. [Frei nach WINKLER ET AL. 2022a]

Daraus ergibt sich die Notwendigkeit, defekte Thermoelemente sowie Fehlmessungen zu identifizieren und zu korrigieren. Hierfür wird angenommen, dass Thermoelemente welche eine höhere oder niedrigere Temperatur mit eine Toleranz von $5\text{ }^{\circ}\text{C}$ als die Eintritts- bzw. Austrittstemperatur der Flüssigkeit besitzen, einen fehlerhaften Wert registrieren. Zusätzlich werden die erfassten Temperaturwerte bestmöglich auf unphysikalische Ausreißer einer Messebene untersucht. Diese Werte werden ebenfalls verworfen. Die Temperaturen an den Positionen der Fehlmessstellen werden in den Messflanschen TR-2...TR- $(N - 1)$ durch lineare Interpolation an den äußeren Messflanschen TR-1 und TR- N durch lineare Extrapolation über die Packungshöhe korrigiert. In sehr seltenen Fällen kann es insbesondere bei der kleinsten realisierten Packungshöhe von 1.86 m ($N = 4$) dazu kommen, dass zu viele Thermoelemente der exakt selben Position in übereinanderliegenden Messflanschen Fehlmessungen unterliegen, wodurch keine sinnvolle Inter- oder Extrapolation möglich ist. In diesem Fall wird einer zu korrigierenden Temperaturmessstelle der Mittelwert des jeweiligen Messflanschs zugeordnet. Es sei an dieser Stelle anzumerken, dass die Anzahl der defekten Thermoelemente im Vergleich zur Gesamtzahl der Temperaturmessstellen in der Packung sehr klein ist. Aus diesem Grund kann der Einfluss der korrigierten Temperaturmessstellen auf die Temperaturprofile und die Maldistributionsfaktoren als vernachlässigbar klein angenommen werden.

Um das Temperaturprofil besser visualisieren zu können, wird die Füllkörperschüttung gemäß Abbildung 3.4 in den Winkeln 0° , 60° und 120° geschnitten. Die Pfeile in dieser Darstellung beschreiben jeweils die Blickrichtung auf den jeweiligen Schnitt. Die

Temperaturprofile und daraus gewonnene Isothermen ermöglichen den Einblick in die Flüssigkeitsverteilung und den lokalen Stofftransport in der Füllkörperkolonne. Laut KAMMERMAIER 2008 können die Isothermen oder gleiche Temperaturen als Orte mit gleicher Verweilzeit interpretiert werden. Für den Fall einer perfekten Flüssigkeitsverteilung müsste die Flüssigkeit als optimale Kolbenströmung durch die Kolonne rieseln. Dies würde sich durch horizontale Isothermen im Temperaturprofil widerspiegeln. Allerdings wird diese optimale Flüssigkeitsverteilung in einer Füllkörperkolonne in der Regel nicht erreicht. Das Auftreten einer Ungleichverteilung oder Maldistribution äußert sich in der Krümmung der Isothermen oder deren Abweichung zur Horizontalen. Dabei gilt, je stärker die Isothermen gekrümmt sind oder je stärker sie von der Horizontalen abweichen, desto ausgeprägter ist die Ungleichverteilung der Flüssigkeit in der Füllkörperschüttung.

Neben dem packungsinternen Temperaturprofil der Kolonne werden auch globale Ein- und Austrittstemperaturen von Gas und Flüssigkeit sowie die Ein- und Austrittsfeuchte des Gases bestimmt. Dies ermöglicht eine Betrachtung des globalen Wärme- und Stoffübergangs der Kolonne, welche in Abschnitt 3.6 näher erläutert wird. Eventuelle Einflüsse durch Kolonneneinbauten werden vernachlässigt. Dies gilt unter anderem für die Messung der Austrittsfeuchte der Luft am Kolonnenkopf. Diese wird erst nach dem Gestrückabscheider erfasst, um eine Verfälschung der Messwerte durch mögliche Resttröpfchen der Flüssigkeit im Gas zu vermeiden. Im Gegensatz dazu wird der Einfluss des Gestrücks auf die Messergebnisse als geringfügig und daher vernachlässigbar eingestuft.

3.3 Messtechnik

Die Versuchsanlage basiert im Wesentlichen auf der von KAMMERMAIER 2008 eingesetzten Packungskolonne, weshalb auch die Messtechnik größtenteils dieselbe ist. Im Folgenden werden die wichtigsten Messungen und Instrumente vorgestellt.

3.3.1 Druckmessung

Die Druckmessung an der Kolonne K1 erfolgt zur Bestimmung des Absolutdrucks PR-1 beim Eintritt des Gases in die Füllkörperschüttung und des Druckverlust PDR-1 aufgrund des Durchströmens der Packung. Ebenso ist eine Absolutdruckmessung vor, sowie eine Differenzdruckmessung an der Messblende FR-1 zur Bestimmung des Gasdurchsatzes erforderlich. Die Bestimmung der Absolutdrücke wird über den Absolutdrucksensor VEGABAR 20 von VEGA Grieshaber KG realisiert. Bei der Differenzdruckmessung wird der Sensor VEGADIF 34 desselben Herstellers eingesetzt. Die Datenweitergabe an das Prozessleitsystem erfolgt mit einer 5B-Series-System von Analog Devices Inc. über einen SC-2050-Adapter von National Instruments. Mit einem geschirmten Kabel werden die Daten über eine PCI-MIO-16-E4-Steckkarte von National

Instruments an das in LabVIEW realisierte Prozessleitsystem zur Weiterverarbeitung übergeben.

3.3.2 Durchflussmessung

Die Flüssigkeitsbelastung wird über die Rotameter oder Schwebekörper-Durchflussmesser FI-1 von Fischer & Porter und ABB Automation Products GmbH per Hand eingestellt. Dazu wird der Volumenstrom an der Messstelle justiert und die Berieselungsdichte über den Kolonnendurchmesser bestimmt und in das Prozessleitsystem übertragen. Als Referenz für die Flüssigkeitsbelastung gilt der Zustand an der Messstelle FI-1 von angenommenen 20 °C. Die Flüssigkeitsmenge, welche zur Vorbefeuchtung in den Gasstrom über die Düse X4 eingedüst wird, ist ebenfalls mit einem Rotameter FI-2 einstellbar.

Die Einstellung der Gasbelastung wird mit einer Messblende nach DIN 1952 realisiert. Dabei wird abhängig von den Temperatur- und Druckverhältnissen sowie den vorherrschenden Stoffwerten der Luftdurchsatz ermittelt. Die Gasbelastung wird als F-Faktor dargestellt, wobei als Referenzzustand die Temperatur TR-15 und der Druck PR-1 des Gases bei Eintritt in die Füllkörperschüttung im Sumpf verwendet wird.

3.3.3 Feuchtemessung

Für die Bestimmung des Luftzustands ist eine Feuchtemessung erforderlich. Diese wird vor dem Eintritt MR-1 in die Packung und nach Austritt MR-2 aus der Kolonne K1 durchgeführt. Im Vergleich zur Anlagenversion von KAMMERMAIER 2008 werden die Aspirations-Psychrometer HYGROPHIL 4457 der Bartec GmbH aufgrund eines Defekts ersetzt. In der Anlagenversion der vorliegenden Arbeit wird die Luftfeuchte mit zwei kapazitiven Feuchtesensoren vom Typ QFM3171 der Siemens AG gemessen. Mit diesen Sensoren wird die relative Luftfeuchte erfasst, welche dann in die absolute Feuchte bezogen auf trockene Luft, die Massenbeladung, umgerechnet werden kann. Die Datenverarbeitung erfolgt mit demselben System welches für die Druckmessungen in Abschnitt 3.3.1 eingesetzt wird.

3.3.4 Temperaturmessung

Die größte Anzahl an Messstellen stellen die Temperaturmessungen in der Packung TR-1...TR-N, am Ein- und Austritt des Wassers TR-13 bzw. TR-14 und der feuchten Luft TR-15 bzw. TR-16 sowie an der Messblende FR-1 zur Ermittlung des Gasdurchsatzes dar. Sämtliche Temperaturmessstellen sind als Eisen-Konstantan-Thermoelemente (Fe-CuNi) vom Typ L ausgeführt.

Die Sensorsignale der Thermoelemente werden mit dem SCXI-System von National Instruments verarbeitet. Dabei werden die Spannungen der Thermoelemente an Terminalblöcke der Typen SCXI-1300 und SCXI-1303 übergeben. Diese wiederum befinden

sich auf SCXI-1100-Modulen. Die Module sind in Chassis der Typen SCXI-1000 und SCXI-1001 untergebracht. Über ein geschirmtes Kabel werden die Daten mithilfe einer PCI-MIO-16-E4-Steckkarte an den Computer und damit das in LabVIEW realisierte Prozessleitsystem übergeben.

3.4 Versuchsdurchführung

Vor der Durchführung eines Versuchs wird die Füllkörperkolonne in der Regel einige Minuten mit warmem Wasser bei hoher Berieselungsdichte betrieben. Dies soll garantieren, dass sich die Stoffüberzüge der Thermoelemente vollsaugen und die Versuchsanlage vorab angewärmt wird. Dadurch sollten sich die später eingestellten Betriebspunkte schneller anfahren lassen. Nachdem diese Maßnahmen erfolgt sind, werden die gewünschten Betriebspunkte eingestellt.

Die Einstellung eines Betriebspunkts erfolgt durch Anpassung der Flüssig- und Gasbelastung sowie dem adjustieren der Eintrittstemperatur der Flüssigkeit und dem Eintrittszustand des Gases. In dieser Arbeit werden die bereits von SCHNEIDER 2004 vorgeschlagenen Versuchsbedingungen eingesetzt. Diese beinhalten die Einhaltung eines Stoffstromverhältnisses von Flüssigkeit zu Gas von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ sowie eine Eintrittstemperatur der Flüssigkeit von 43 °C. Laut SCHNEIDER 2004 ergeben sich durch diese Bedingungen aussagekräftige Temperaturprofile. Es wird ebenfalls versucht, den Eintrittszustand des Gases bestmöglich konstant und damit vergleichbar zu halten. Allerdings sei angemerkt, dass sich bei den Versuchen zeigt, dass dabei eine erhebliche Abhängigkeit von den Umgebungsbedingungen besteht. Durch die große Anzahl betrachteter Betriebspunkte wird die vergleichsweise große Schwankung im Eintrittszustand der feuchten Luft als vernachlässigbar eingestuft.

Die Messung des Temperaturprofils erfolgt bei allen Versuchen im stationären Betrieb der Füllkörperkolonne. Diese Stationarität ist in der Regel nach etwa 10...15 min nach der Einstellung eines Betriebspunkts sicher erreicht. Der stationäre Betrieb der Kolonne wird als erreicht angenommen, wenn in etwa konstante Eintritts- und Austrittswerte in und aus der Kolonne sowie annähernd konstante Temperaturen innerhalb der Packung beobachtbar sind. Bei Erreichen des stationären Betriebszustands wird die Messung im Prozessleitsystem gestartet, wobei zwei Minuten mit einer Zielabtastrate von einer Messwertaufzeichnung pro Sekunde die Daten erfasst werden. In der späteren Verarbeitung wird für die Betriebspunkte jeweils der Mittelwert der während der Messwertaufzeichnung erfassten Daten verwendet. Nach einer Messung wird der nächste Betriebspunkt eingestellt und die Prozedur wiederholt sich.

Nach Abschluss der Versuche wird die Anlage heruntergefahren. Hierzu wird zunächst die Dampfzufuhr unterbrochen und die Kolonne noch einige Zeit mit einem kalten Wasserstrom berieselt, um die Packungskolonne mit ihren Komponenten abzukühlen. Anschließend wird der Wasserkreislauf gestoppt und die Kolonne einige Zeit weiter ohne Flüssigkeitsbelastung nur mit dem Gasstrom betrieben. Dies soll das Austragen von

etwaiger Flüssigkeitsrückstände in der Abluftleitung ermöglichen. Abschließend kann der Luftstrom ebenfalls durch herunterfahren des Gebläses abgeschaltet werden.

3.5 Maldistributionsfaktor

Zur Quantifizierung der Maldistribution wird ein Maldistributionsfaktor verwendet. Für die vorliegende Arbeit wird ein lokaler und globaler Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ bzw. M_{ϑ} nach den Gleichungen (3.1) bzw. (3.2) analog zu SCHNEIDER 2004 definiert:

$$M_{\vartheta,j} = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left(1 - \frac{\vartheta_{j,i}}{\vartheta_{j,m}}\right)^2}, \quad (3.1)$$

$$M_{\vartheta} = \frac{1}{N} \sum_{j=1}^N M_{\vartheta,j}. \quad (3.2)$$

Darin wird mit n die Anzahl der Thermoelemente pro Messflansch, mit N die Anzahl der Messflansche, mit $\vartheta_{j,i}$ die Temperatur einer spezifischen Messstelle und mit $\vartheta_{j,m}$ die dazugehörige mittlere Temperatur eines Messflanschs bezeichnet. Der lokale Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ stellt dabei ein Maß für die Ungleichverteilung in einer einzelnen Messebene auf einem Messflansch dar, während der globale Maldistributionsfaktor M_{ϑ} das Außenmaß der Maldistribution über die gesamte Kolonne quantitativ wiedergibt.

Es gilt, dass je größer der lokale oder globale Maldistributionsfaktor ist, desto größer die in der Kolonne vorherrschende Ungleichverteilung der Flüssigkeit. Für den Fall einer perfekten Flüssigkeitsverteilung ohne Auftreten von Maldistribution und somit eine Kolbenströmung in der Packung wären sowohl die lokalen Maldistributionsfaktoren als auch der globale Maldistributionsfaktor gleich Null.

3.6 Stoffübergangsleistung

Die Berechnung der Stoffübergangsleistung erfolgt anhand der Bestimmung der Zahl der Übergangseinheiten NTU (*number of transfer units*) und damit der Höhe einer Übergangseinheit HTU (*height of a transfer unit*). Dies erfolgt nach der im Folgenden gezeigten, von ERENS & REUTER 2019 im VDI-Wärmeatlas 2019 vorgestellten und ursprünglich von POPPE 1972 entwickelten Methode basierend auf der Gegenstromtheorie. Diese Methode wird auch bereits von SCHNEIDER 2004 und KAMMERMAIER 2008 an Vorgängerversionen der in dieser Arbeit eingesetzten Versuchsanlage zur Auswertung der Messdaten erfolgreich eingesetzt. Nachfolgende Ausführungen beruhen daher wesentlich auf den Arbeiten von ERENS & REUTER 2019, POPPE 1972, SCHNEIDER 2004 und KAMMERMAIER 2008 sowie der Vorveröffentlichung von WINKLER ET AL. 2022a.

ERENS & REUTER 2019 geben für die Gegenstromtheorie, in welcher Wasser an der Oberfläche eines Kanals von oben nach unten fließt während Luft im Gegenstrom dazu von unten nach oben strömt, folgende Annahmen an:

- Das System ist nach außen hin adiabat,
- die Temperatur an der Phasengrenze entspricht der mittleren Wassertemperatur, somit wird der flüssigseitige Wärme- und Stoffübergangswiderstand vernachlässigt,
- es bestehen gleich große Austauschflächen für den Wärme- und Stoffübergang und
- die aus dem Kühlturm austretende Luft ist gesättigt.

In Abbildung 3.6 ist eine graphische Visualisierung eines differentiellen Gegenstromelements gezeigt. Dabei wird der Bilanzraum einmal um den gesamten Kolonnenquerschnitt nach Abbildung 3.6a und einmal auf die Wasseroberfläche gemäß Abbildung 3.6b gelegt. Bei den nachfolgend gezeigten Berechnungen mit dem Stoffsystem Wasser/feuchte Luft werden Zahlenwertgleichungen verwendet. Die Temperaturen ϑ sind in $^{\circ}\text{C}$, die spezifischen Wärmekapazitäten c_p in $\text{J}/(\text{kg K})$ und die spezifischen Enthalpien h in J/kg einzusetzen. X ist die absolute Feuchte, X^* die absolute Sättigungsfeuchte der Luft in Form einer Massenbeladung. Des Weiteren bezeichnet nachfolgend der Index G die Gasphase, hier Luft, und der Index L die Flüssigphase, hier Wasser. Mit dem hochgestellten Index $*$ wird der Wert an der Phasengrenze und somit der Sättigungszustand gekennzeichnet.

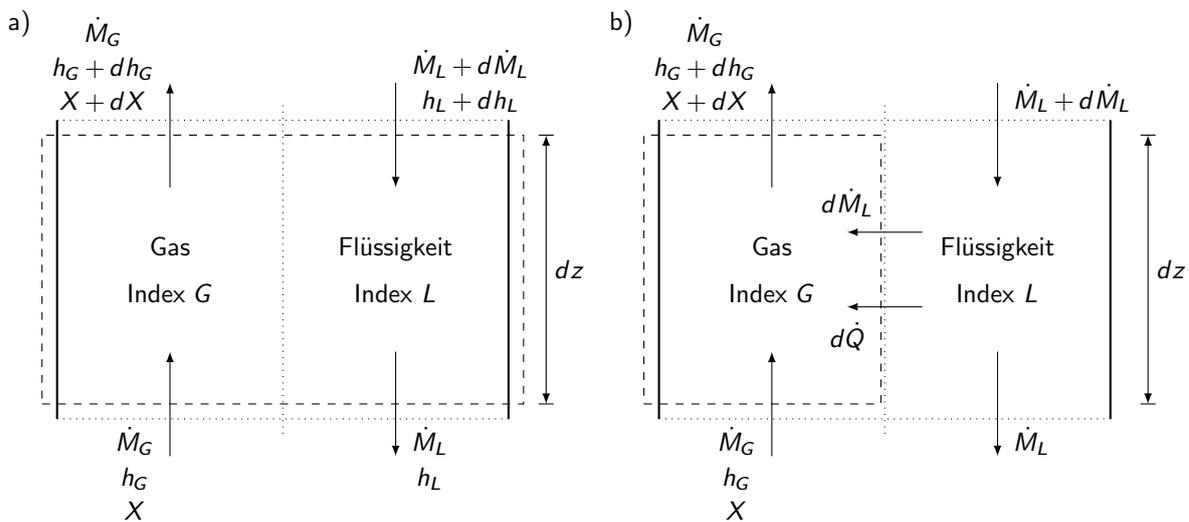


Abbildung 3.6: Graphische Erläuterung zur Massen- und Energiebilanz (a) und zum Wärme- und Stoffübergang (b) in Kühltürmen für die Berechnung der Trennleistung [frei nach POPPE 1972].

Mit einer Bilanz analog zur Abbildung 3.6a ergeben sich Gleichung (3.3) und (3.4) für die Massen- bzw. Energiebilanz des betrachteten Elements. \dot{M}_G und \dot{M}_L stellen die Massenströme der Luft bzw. des Wasser dar, die Enthalpien werden dementsprechend mit h_G und h_L bezeichnet. Eine Energiebilanz mittels des Bilanzraums aus Abbildung 3.6b liefert Gleichung (3.5). Mit dem Index D wird der Wasserdampf bezeichnet, \dot{Q} steht für den übertragenen Wärmestrom. Die Enthalpie des Dampfes berechnet sich mit der

spezifischen Wärmekapazität c_{pD} des Heißdampfes, der Flüssigkeitstemperatur ϑ_L und der spezifischen Verdampfungsenthalpie Δh_{V0} über die Beziehung $h_D = c_{pD} \cdot \vartheta_L + \Delta h_{V0}$. Bezugspunkt für die spezifischen Verdampfungsenthalpie Δh_{V0} ist dabei 0°C .

$$\dot{M}_G \cdot dX - d\dot{M}_L = 0 \quad (3.3)$$

$$\dot{M}_G \cdot dh_G - \dot{M}_L \cdot dh_L - h_L \cdot d\dot{M}_L = 0 \quad (3.4)$$

$$\dot{M}_G \cdot dh_G - d\dot{Q} - h_D \cdot d\dot{M}_L = 0 \quad (3.5)$$

Für den differentiellen übertragenen Wärmestrom $d\dot{Q}$ und Wassermassenstrom $d\dot{M}_L$ gelten die Gleichungen (3.6) bzw. (3.7).

$$d\dot{Q} = \alpha \cdot (\vartheta_L - \vartheta_G) \cdot dA \quad (3.6)$$

$$d\dot{M}_L = \beta_X \cdot (X^* - X) \cdot dA \quad (3.7)$$

Darin wird der Wärmeübergangskoeffizient α und der massenbezogene Stoffübergangskoeffizient β_X verwendet. Die Temperaturen von Luft und Wasser werden mit ϑ_G bzw. ϑ_L bezeichnet. Die Verwendung der griechischen Buchstaben soll verdeutlichen, dass es sich hier um Temperaturen in $^\circ\text{C}$ handelt. Für die differentielle Austauschfläche gilt $dA = a \cdot A_K \cdot dz$, wobei a die spezifische Fläche, A_K die Querschnittsfläche der Kolonne und dz die differentielle Höhe darstellt.

Die Berechnung der Enthalpie h_G sowie der Enthalpie h_G^* an der Phasengrenze kann über die Gleichungen (3.8) und (3.9) erfolgen.

$$h_G = (c_{pG} + c_{pD} \cdot X) \cdot \vartheta_G + X \cdot \Delta h_{V0} \quad (3.8)$$

$$h_G^* = (c_{pG} + c_{pD} \cdot X^*) \cdot \vartheta_L + X^* \cdot \Delta h_{V0} \quad (3.9)$$

Mit dieser Bilanzierung und der Definition einer mittleren spezifischen Wärmekapazität $c_{pm} = c_{pG} + X \cdot c_{pD}$ ist es möglich, eine Gleichung für die örtliche Enthalpieänderung der Luft nach Gleichung (3.10) herzuleiten:

$$\dot{M}_G \cdot dh_G = \beta_X \cdot dA \cdot \left\{ h_G^* - h_G + \left(\frac{\alpha}{\beta_X \cdot c_{pm}} - 1 \right) \cdot \left[h_G^* - h_G - (X^* - X) \cdot (c_{pD} \cdot \vartheta_L + \Delta h_{V0}) \right] \right\}. \quad (3.10)$$

Mithilfe der Energiebilanz aus Gleichung (3.4) lässt sich ebenso die örtliche Änderung der Enthalpie des Wassers bestimmen. Das Ergebnis zeigt Gleichung (3.11):

$$\dot{M}_L \cdot dh_L = \beta_X \cdot dA \cdot \left\{ h_G^* - h_G + \left(\frac{\alpha}{\beta_X \cdot c_{pm}} - 1 \right) \cdot \left[h_G^* - h_G - (X^* - X) \cdot (c_{pD} \cdot \vartheta_L + \Delta h_{V0}) \right] - (X^* - X) \cdot c_{pL} \cdot \vartheta_L \right\}. \quad (3.11)$$

Der Verlauf der Gasenthalpie h_G , der Feuchte X sowie der Flüssigkeitstemperatur ϑ_L kann somit mit dem Differentialgleichungssystem bestehend aus den Gleichungen (3.7), (3.10) und (3.11) beschrieben werden. Die Lösung des Gleichungssystems muss durch numerische Integration erfolgen. Die Flüssigkeitstemperatur ϑ_L wird als unabhängige Variable gewählt. Mithilfe der Beziehung $\dot{M}_L = \dot{M}_L^{ein} - \dot{M}_G \cdot (X^{aus} - X)$ können die Differentialgleichungen (3.12) und (3.13) mit Gleichung (3.14) nach ERENS & REUTER 2019 formuliert werden. Die hochgestellten Indizes *ein* und *aus* bezeichnet dabei den Ein- bzw. Austritt. In diesem Fall handelt es sich daher um die Temperatur der Flüssigkeit und die Feuchte des Gases am Kolonnenkopf.

$$\frac{dX}{d\vartheta_L} = c_{pL} \cdot \left[\frac{\dot{M}_L^{ein}}{\dot{M}_G} - (X^{aus} - X) \right] \cdot \left[\frac{X^* - X}{C} \right] \quad (3.12)$$

$$\frac{dh_G}{d\vartheta_L} = c_{pL} \cdot \left[\frac{\dot{M}_L^{ein}}{\dot{M}_G} - (X^{aus} - X) \right] \cdot \left[1 + \frac{(X^* - X) \cdot c_{pL} \cdot \vartheta_L}{C} \right] \quad (3.13)$$

$$C = h_G^* - h_G + \left(\frac{\alpha}{\beta_X \cdot c_{pm}} - 1 \right) \cdot \left[h_G^* - h_G - (X^* - X) \cdot (c_{pD} \cdot \vartheta_L + \Delta h_{V0}) \right] - (X^* - X) \cdot c_{pL} \cdot \vartheta_L \quad (3.14)$$

Wie von SCHNEIDER 2004 beschrieben, besteht ein entscheidender Unterschied im Vergleich zur Vorausberechnung von Kühltürmen. Der Feuchtegehalt X^{aus} der austretenden Luft am Kopf ist im hier vorliegenden Fall bekannt durch Messung. Dies führt allerdings dazu, dass das Differentialgleichungssystem überbestimmt ist. Analog zur Arbeit von SCHNEIDER 2004 wird daher der Lewis-Faktor Le nach Gleichung (3.15) als Freiheitsgrad gewählt:

$$Le = \frac{\alpha}{\beta_X \cdot c_{pm}}. \quad (3.15)$$

Das Differentialgleichungssystem bestehend aus den Gleichungen (3.12) und (3.13) wird in MATLAB[®] mit dem Solver `ode45` gelöst, welcher zur Lösung von Differentialgleichungen auf dem Runge-Kutta-Verfahren basiert [SHAMPINE & REICHEL 1997]. Zur Parametervariation der Lewis-Zahl Le wird der MATLAB[®]-Optimierer `fmincon` mit

dem Lösungsalgorithmus *interior-point* verwendet. Die Lewis-Zahl Le wird dabei so lange variiert bis der Austrittszustand der Luft innerhalb der vorgegebenen Toleranzen erreicht wird. Hierfür wird die Gleichungsnebenbedingung 3.16 mit der berechneten und gemessenen absoluten Feuchte X_{calc}^{aus} bzw. X^{aus} analog zu WINKLER ET AL. 2022a eingeführt:

$$\frac{X_{calc}^{aus} - X^{aus}}{X^{aus}} = 0 \pm 10^{-2}. \quad (3.16)$$

Die Berechnung der Zahl der Übergangseinheiten NTU wird nach ERENS & REUTER 2019 aus den Gleichungen (3.3) und (3.7) hergeleitet. Gleichung (3.17) zeigt das Ergebnis der Herleitung wie von POPPE 1972 angegeben. Die Lösung dieser Gleichung erfolgt mit der *Simpson-Regel*.

$$NTU = \int_0^A \frac{\beta_X \cdot dA}{\dot{M}_G} = \int_{\vartheta_L^{aus}}^{\vartheta_L^{ein}} \frac{dX/d\vartheta_L}{X^* - X} \cdot d\vartheta_L \quad (3.17)$$

Abschließend kann nun aus der berechneten Zahl der Übergangseinheiten NTU und der bekannten Höhe H_P der Füllkörperschüttung die Höhe einer Übergangseinheit HTU mit Gleichung (3.18) bestimmt werden.

$$HTU = \frac{H_P}{NTU} \quad (3.18)$$

Der Druck für die Bestimmung des Sättigungsfeuchte X^* wird über den Eintrittsdruck des Gases und den Druckverlust über die Packung angenähert. Dabei wird angenommen, dass der Druck linear vom Sumpf zum Kopf der Kolonne mit steigender Flüssigkeitstemperatur sinkt, da der Druckverlust beim Durchströmen der Packung immer größer wird. Der entsprechend benötigte Sättigungsdampfdruck wird über die Antoine-Gleichung unter Verwendung der von SATTLER 2001 angegebenen Koeffizienten berechnet.

Eine Übersicht über die verwendeten Stoffwerte findet sich in Tabelle B.1 in Anhang B.

4 Modellierung

Die Modellierung gliedert sich in unterschiedliche Teilbereiche. Zunächst soll die reine Flüssigkeitsverteilung betrachtet werden. Speziell sollen in diesem Bereich neben dem TUM-WelChem-Zellenmodell selbst auch zwei unterschiedliche Berechnungsmethoden für die Querverteilung der Flüssigkeit in derselben Ebene betrachtet werden. Des Weiteren wird die Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs für den in dieser Arbeit eingesetzten Kühlturmprozess gezeigt.

4.1 Flüssigkeitsverteilung

Essentiell für die Simulation der Maldistribution einer Packungskolonne und deren Auswirkungen auf den Stoffübergang ist die Modellierung der Flüssigkeitsverteilung innerhalb einer Kolonne. Als Basis hierfür dient das prädiktive TUM-WelChem-Zellenmodell, welches auch in der kommerziellen Software *TrayHeart* der WelChem GmbH implementiert ist. Das nachfolgende Abschnitt 4.1.1 basiert daher im Wesentlichen auf der Veröffentlichung von HANUSCH ET AL. 2019a. In Abschnitt 4.1.2 werden für die Querverteilung in einer Zellebene zwei Berechnungsmethoden nach WINKLER ET AL. 2020 vorgestellt.

4.1.1 TUM-WelChem-Zellenmodell

Das TUM-WelChem-Zellenmodell stellt eine Weiterentwicklung des ursprünglich von WILD & ENGEL 2007 vorgestellten WelChem-Zellenmodells der WelChem GmbH in Zusammenarbeit mit dem Lehrstuhl für Anlagen- und Prozesstechnik der Technischen Universität München dar. Wesentliche Veränderungen und Verbesserungen zum ursprünglichen Modellansatz stellen die Implementierung von lokalen Gas- und Flüssigkeitsbelastungen, eine akkuratere Abbildungen des Einflusses der Kolonnenwand sowie generelle Fortschritte bei Modellfunktionalitäten dar [HANUSCH ET AL. 2019a].

Prinzipiell besteht die Möglichkeit, das TUM-WelChem-Zellenmodell sowohl für Füllkörper als auch strukturierte Packungen anzuwenden. Die nachfolgenden Ausführungen behandeln ausschließlich die für diese Arbeit relevante Modellierung für Füllkörpererschüttungen. Die nachfolgenden Beschreibungen und Erläuterungen in Abschnitt 4.1.1 sind im Wesentlichen an die Veröffentlichung von HANUSCH ET AL. 2019a angelehnt.

Zellgeometrie

Die Basis der Zellgeometrie besteht in der Annahme, dass jeder Füllkörper durch eine einzelne Zelle repräsentiert wird. Das bedeutet, dass die Anzahl der Zellen im Modell der Anzahl der Füllkörper in der entsprechenden realen Packungskolonne entspricht. Für die Modellierung einer Füllkörperschüttung wird von HANUSCH ET AL. 2019a eine hexagonale Grundform gewählt, wodurch die Zellen einer hexagonalen Wabenstruktur gleichkommen.

Die Abmessungen einer Einzelzelle werden aus den Herstellerangaben zur spezifischen Anzahl oder Schüttdichte N_{FK} nach Gleichung (4.1) über das Volumen V_{FK} , welches ein einzelner Füllkörper einnimmt, bestimmt:

$$V_{FK} = \frac{1}{N_{FK}}. \quad (4.1)$$

Aus diesem Volumen V_{FK} , welches ein einzelner Füllkörper einnimmt, wird die Kantenlänge a_{\square} eines volumengleichen Würfels gemäß Gleichung (4.2) berechnet:

$$a_{\square} = \sqrt[3]{V_{FK}}. \quad (4.2)$$

Zur Festlegung der hexagonalen Zelldimensionen fehlt ein Bezug zwischen der kubischen Kantenlänge a_{\square} und den Abmaßen der wabenförmigen hexagonalen Zelle. Hierfür wird von HANUSCH ET AL. 2019a festgelegt, dass die Höhe h_{\diamond} der hexagonalen Zelle der Kantenlänge a_{\square} des Würfels entsprechen soll:

$$h_{\diamond} = a_{\square}. \quad (4.3)$$

Vorteil der Formulierung in Gleichung (4.3) ist, dass die Anzahl der Zellebenen unabhängig von der Zellgeometrie, Würfel oder hexagonale Wabe, für einen Füllkörpertyp immer gleich ist. Da die hexagonale Zelle das gleiche Volumen V_{FK} wie der Würfel besitzen soll, ergibt sich für ein regelmäßiges Sechseck die Kantenlänge a_{\diamond} über den geometrischen Zusammenhang in Gleichung (4.4):

$$a_{\diamond} = a_{\square} \cdot \sqrt{\frac{2}{3 \cdot \sqrt{3}}}. \quad (4.4)$$

In Abbildung 4.1 ist die Geometrie mit den Abmessungen der Zellhöhe h_{\diamond} und der Kantenlänge a_{\diamond} des regelmäßigen Hexagons veranschaulicht.

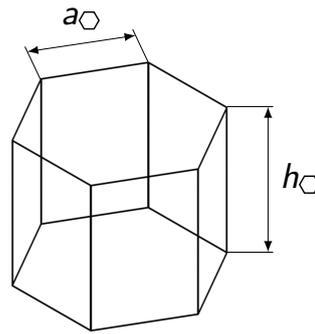


Abbildung 4.1: Zellgeometrie der hexagonalen Elementarzelle mit charakteristischen Abmessungen [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a].

Dispersionskoeffizienten

Die Verteileigenschaften eines Füllkörpertyps werden gemäß HANUSCH ET AL. 2019a über Dispersionskoeffizienten definiert. Hierzu werden abhängig von der Füllkörpergeometrie Hauptlagen des Füllkörpers definiert. Diese Hauptlagen bilden mögliche Ausrichtungen ab, welche der Füllkörper in einer Schüttung einnehmen kann. In der realen Kolonne besitzt ein Füllkörper unendlich viele Lagen oder Ausrichtungen. Dies ist in einem Modell nicht realisierbar. Aus diesem Grund werden eine endliche Zahl fester Ausrichtungen abhängig von der Füllkörpergeometrie definiert, die Hauptlagen eines Füllkörpers.

Beispielhaft werden die Hauptlagen anhand des Hiflow[®] Ring 25-7 PP erläutert. Die Basislage stellt der Füllkörper in aufrechter Position zentriert in der Elementarzelle dar. Ausgehend davon wird der Füllkörper sowohl um die x - als auch um die y -Achse in 30°-Schritten rotiert. Dies führt zu den in Abbildung 4.2 gezeigten insgesamt sieben Hauptlagen. Die Indizes x und y bezeichnen dabei die Drehachse, die Gradangabe steht für den Winkel um den die Ausgangslage an der entsprechenden Achse rotiert wird.

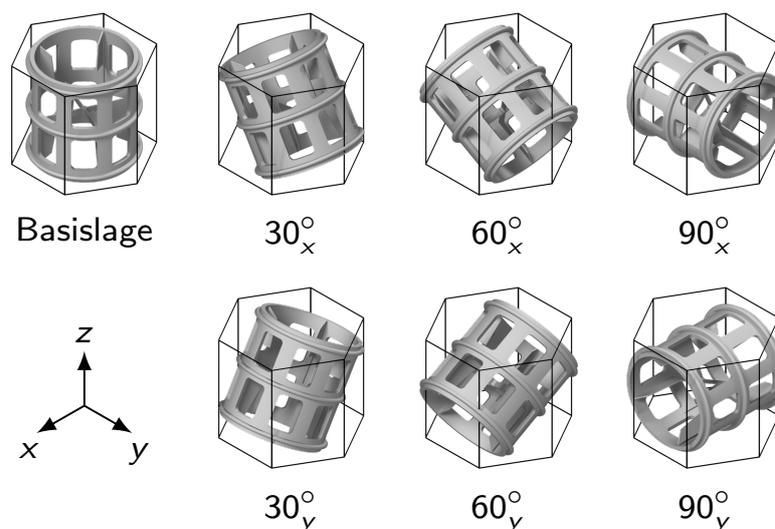


Abbildung 4.2: Hauptlagen des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a]

Wie in Abbildung 4.2 ersichtlich, führt eine Drehung um die x -Achse dazu, dass der Füllkörper in Richtung Zellkante gedreht wird, die Rotation um die y -Achse bewirkt eine Drehung in Richtung Zellseitenfläche. Aus den sieben Hauptlagen können durch eine Rotation in 60° -Schritten um die z -Achse die Füllkörperhauptlagen in jede der sechs Zellkanten bzw. in jede der sechs Zellfläche überführt werden. Dies führt zu einer Gesamtzahl von 31 unterschiedlichen Füllkörperorientierungen für einen zylindrischen Hiflow[®] Ring 25-7 PP. In der Modellierung wird jede der 31 unterschiedlichen Füllkörperlagen gleich gewichtet. Dies führt dazu, dass die Lagen mit einer Drehung um 30° oder 60° um x - oder y -Achse häufiger auftreten als die Extremlagen der Basislage und 90° -Drehungen. Damit soll berücksichtigt werden, dass der geringste Anteil an Füllkörpern eine Extremlage einnimmt. Bei der Bestimmung der Dispersionskoeffizienten werden gemäß HANUSCH ET AL. 2019a allerdings nur die sieben Hauptlagen benötigt und verwendet, da anstatt einer Rotation des Füllkörpers um die z -Achse in der Elementarzelle im Modell die Reihenfolge und somit die Ausrichtung der darunterliegenden, benachbarten Zellen variiert wird.

Um die Verteileigenschaften des Füllkörpers abhängig von der entsprechenden Orientierung zu bestimmen, wird ein zusätzliche Simulation durchgeführt, welche von HANUSCH ET AL. 2019a als *virtuelles 3D-Berieselungsexperiment* bezeichnet wird. Abbildung 4.3 zeigt einen Screenshot aus der entsprechenden Software für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP. Dabei wird ein Polygonmodell des Füllkörpers in eine hexagonale Zelle eingefügt und von oben mit senkrecht zur Zellgrundfläche verlaufenden Stromfäden beaufschlagt. Die Stromfäden verlaufen geradlinig vertikal nach unten, bis sie auf den Füllkörper treffen. Beim Auftreffen auf das Füllkörpermodell werden diese entsprechend der Oberfläche des Polygonmodells abgelenkt, bis sie diese wieder verlassen. Nach Verlassen der Modelloberfläche verlaufen die Stromfäden erneut vertikal nach unten weiter bis sie eventuell die Modelloberfläche nochmals treffen oder die Zelle verlassen.

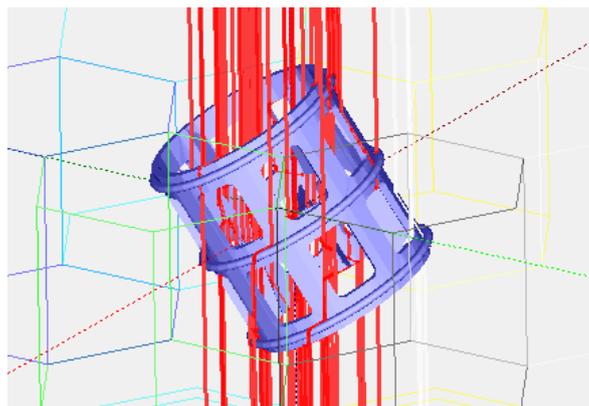


Abbildung 4.3: Screenshot aus der Software des virtuellen 3D-Berieselungsexperiments für den Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

Wichtig ist die Ergänzung von HANUSCH ET AL. 2019a, dass das virtuelle 3D-Berieselungsexperiment nicht die tatsächlichen, physikalischen Vorgänge unter Berücksichtigung der Stoffdaten und keine Strömungsmodellierung mit Impulsbilanzen abbilden kann, welche beim Auftreffen eines Flüssigkeitstropfens auf die Füllkörperoberfläche in

der Realität ablaufen würden. Die Simulation beruht lediglich auf der Geometrie des Füllkörpers und der Elementarzelle. HANUSCH ET AL. 2019a postulieren auf Basis von CFD-Simulationen, dass diese Vereinfachungen die Modelleigenschaften nicht negativ beeinträchtigen. Ebenso geben sie an, dass die Berücksichtigung der Flüssigkeits- und Gasbelastung einen deutlich größeren Einfluss auf das Verteilungsverhalten aufweist.

Um aus dem virtuellen 3D-Berieselungsexperiment die Dispersionskoeffizienten $D_0 \dots D_6$ zu erhalten, werden die Stromfäden in der Zentralzelle sowie deren sechs Nachbarzellen unterhalb der betrachteten Zelle gesammelt und nach Anteilen ausgewertet. Der Index 0 bezeichnet die Zentralzelle, die Indizes 1...6 die entsprechenden benachbarten Zellen. Diese zwischen 0 und 1 liegenden Dispersionskoeffizienten beschreiben im TUM-WelChem-Zellenmodell die Verteileigenschaften des Füllkörpertyps abhängig von seiner entsprechenden Hauptlage. Die Besonderheit dieser Bestimmung ist, dass sie vollständig ohne reale Experimente und somit nur virtuell abläuft. Dies ermöglicht eine sehr einfache Bestimmung von Dispersionskoeffizienten ohne jeglichen experimentellen und somit apparativen Aufwand. Zudem ist mit dem virtuellen 3D-Berieselungsexperiment in der Regel ein erheblich geringerer Rechenaufwand im Vergleich zu CFD-Simulationen erforderlich.

Für den Füllkörpertyp Hiflow[®] Ring 25-7 PP sind in Anhang A beispielhaft Füllkörperdaten A.1 sowie Dispersionskoeffizienten in Tabelle A.2 angegeben.

Flüssigkeitsbelastung

Neben den Verteileigenschaften des Füllkörpers, abhängig von Typ und Geometrie, ist die Berücksichtigung der Berieselungsdichte und somit der Flüssigkeitsströmung zu betrachten. HANUSCH ET AL. 2017 zeigen in Experimenten mit einem Flüssigkeitssammler, dass mit steigender Berieselungsdichte die Querverteilung der Flüssigkeit zunimmt. Dies ist ein Indikator dafür, dass der Einfluss der Berieselungsdichte unbedingt berücksichtigt werden sollte.

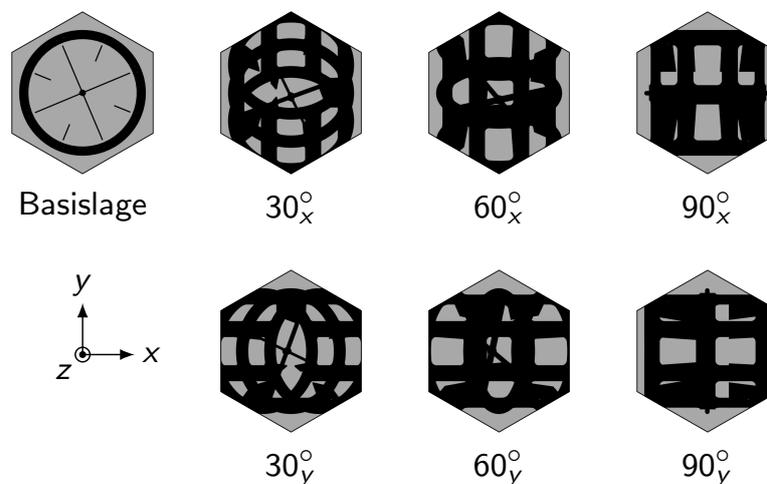


Abbildung 4.4: Projektion des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP auf die Grundfläche einer Elementarzelle [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a].

Diese Abhängigkeit von der Flüssigkeitsströmung wird von HANUSCH ET AL. 2019a über ein Ausflussgesetz definiert. Physikalischer Hintergrund ist, dass die Flüssigkeit beim Herabrieseln der Packung einem Strömungswiderstand durch die Füllkörper ausgesetzt ist. Dieser Widerstand bewirkt, dass eine radiale Querverteilung der Flüssigkeit auftritt. Um dies im Modell zu berücksichtigen wird eine freie Ausflussfläche aus der Zelle definiert. Dies erfolgt über eine Projektion des Füllkörpers in seiner jeweiligen Hauptlage auf die Grundfläche der Elementarzelle gemäß Abbildung 4.4.

Der Füllkörper wird zweidimensional auf die Grundfläche der Elementarzelle projiziert. Die ist in Abbildung 4.4 mit den schwarz gezeigten Umrissen und Flächen dargestellt. Es werden alle sieben Hauptlagen betrachtet. In grau ist die freie Ausflussfläche dargestellt, durch welche die Flüssigkeit ausströmen kann. In der Stromfadensimulation kann hierzu die Anzahl an Stromfäden, welche die Zelle ungehindert passieren, d. h. ohne Auftreffen auf die Modelloberfläche, im Verhältnis zur Gesamtzahl der Stromfäden ermittelt werden. Dadurch kann für jede Hauptlage eine relative freie Ausflussfläche φ_i bestimmt werden.

Jede Elementarzelle i wird als Behälter mit freiem Ausfluss angenommen, in welchen die Flüssigkeit mit der Geschwindigkeit $u_{L,i}$ oben einströmt und unten durch die freie Ausflussfläche ausströmt. Diese Flüssigkeitgeschwindigkeit $u_{L,i}$ ist gleichzusetzen mit der lokalen Berieselungsdichte B_i der Zelle. Die Berechnung erfolgt gemäß HANUSCH ET AL. 2019a über die theoretisch maximal mögliche Ausflussgeschwindigkeit $u_{L,i}^{max}$ mit dem Ausflussgesetz nach Torricelli gemäß Gleichung (4.5). Die Geschwindigkeit $u_{L,i}^{max}$ für den Ausfluss wird dann erreicht, wenn die Zelle vollständig mit Flüssigkeit gefüllt ist, d. h. wenn der Flüssigkeitsfüllstand in der als Behälter angenommenen Zelle der Zellhöhe h_{\square} entspricht. 5

$$u_{L,i}^{max} = B_{L,i}^{max} = \mu \cdot \varphi_i \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot h_{\square}}{1 - \varphi_i}} \quad (4.5)$$

Für die Aufflusszahl μ wird ein Mittelwert von 0.605 des von BOHL & ELMENDORF 2014 angegebenen Bereichs für scharfkantige Ausflussöffnungen verwendet. Die Erdbeschleunigung g beträgt $9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$.

Übersteigt die zuströmende Flüssigkeitsmenge die nach Gleichung (4.5) berechnete theoretisch maximal mögliche Flüssigkeitsmenge, wird die überschüssige Flüssigkeit an die Nachbarzellen derselben Ebene querverteilt. Dabei werden die freien Kapazitäten der Nachbarzellen entsprechend anteilig berücksichtigt.

Gasbelastung

Neben dem Einfluss der Flüssigkeitsbelastung auf die Flüssigkeitsverteilung in der Packung, wird im TUM-WelChem-Zellenmodell nach HANUSCH ET AL. 2019a auch der Einfluss des Gasgegenstroms berücksichtigt. Basis der Berechnungen stellt dabei das Fluidodynamikmodell für Packungskolonnen mit Gas-Flüssig-Systemen von ENGEL

1999, ENGEL 2000 und ENGEL ET AL. 2001 nach den Gleichungen (4.6)-(4.12) und (4.20)-(4.24) dar.

Im Gegensatz zu den Ausführungen von HANUSCH ET AL. 2019a wird in dieser Arbeit der statische Haftflüssigkeitsinhalt h_{Haft} nach Gleichung (4.6) bei der Bestimmung des durchschnittlichen und lokalen Flüssigkeitsinhalts $\varepsilon_{G,i}$ bzw. $\varepsilon_{G,m}$ berücksichtigt. Dementsprechend ergeben sich bei der Berechnung dieser Größen Unterschiede in den Berechnungsvorschriften.

$$h_{Haft} = 0.033 \cdot \exp\left(-0.22 \cdot \frac{g \cdot \varrho_L}{\sigma_L \cdot a_{geo}^2}\right) \quad (4.6)$$

In Gleichung (4.6) ist die Dichte ϱ_L der Flüssigkeit, die Oberflächenspannung σ_L der Flüssigkeit und die spezifische geometrische Oberfläche a_{geo} der Füllkörperschüttung enthalten. Für den dynamischen lokalen Flüssigkeitsinhalt $h_{dyn0,i}$ (*Holdup*) unterhalb der Staugrenze für eine Einzelzelle i gilt folgender Zusammenhang:

$$h_{dyn0,i} = 3.6 \cdot \left(\frac{u_{L,i}^2 \cdot a_{geo}}{g}\right)^{0.33} \cdot \left(\frac{\eta_L^2 \cdot a_{geo}^3}{\varrho_L^2 \cdot g}\right)^{0.125} \cdot \left(\frac{\sigma_L \cdot a_{geo}^2}{\varrho_L \cdot g}\right)^{0.1}. \quad (4.7)$$

In dieser Gleichung tritt, neben der lokale Berieselungsdichte $u_{L,i}$ einer Einzelzelle, die dynamische Viskosität η_L der Flüssigkeit auf. Der lokale Flüssigkeitsinhalt $h_{dyn,i}$ oberhalb der Staugrenze für eine Einzelzelle i kann mit Gleichung (4.8) berechnet werden:

$$h_{dyn,i} = h_{dyn0,i} \cdot \left[1 + 36 \cdot \left(\frac{\Delta p_{irr,i}}{H \cdot \varrho_L \cdot g}\right)^2\right]. \quad (4.8)$$

Gleichung (4.8) beinhaltet zusätzlich eine Abhängigkeit vom spezifischen berieselten Druckverlust $\Delta p_{irr,i}/H$. Dieser hängt wiederum mit dem spezifischen trockenen Druckverlust $\Delta p_{d,i}/H$ gemäß Gleichung (4.9) zusammen:

$$\frac{\Delta p_{irr,i}}{H} = \frac{\Delta p_{d,i}}{H} \cdot \frac{a_{L,i} + a_{geo}}{a_{geo}} \cdot \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon - h_{dyn,i}}\right)^{4.65}. \quad (4.9)$$

Die Porosität der Füllkörperschüttung wird mit ε bezeichnet, die spezifische Oberfläche $a_{L,i}$ der Flüssigkeitspartikel berechnet sich über:

$$a_{L,i} = \frac{6 \cdot h_{dyn,i}}{d_L}. \quad (4.10)$$

Der in Gleichung (4.10) angegebene Durchmesser d_L der Fluidpartikel im Partikelmodell kann mit Gleichung (4.11) ermittelt werden:

$$d_L = C_L \cdot \sqrt{\frac{6 \cdot \sigma_L}{\Delta \varrho \cdot g}}. \quad (4.11)$$

Die Konstante C_L dieser Gleichung ist abhängig vom Packungstyp, wobei für alle Füllkörperschüttungen gilt: $C_L = 0.4$. Der Parameter $\Delta\rho$ bezeichnet die Dichtedifferenz $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$ und beschreibt den Dichteunterschied zwischen der Flüssigkeitsdichte ρ_L und der Gasdichte ρ_G . Die letzte Unbekannte der Gleichung (4.9) stellt der spezifische trockene Druckverlust $\Delta p_{d,i}/H$ dar. Dieser wird über die für jeden Füllkörper spezifischen Konstanten a und b gemäß der zugeschnittenen Gleichung (4.12) berechnet. Für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP sind die Parameter im Anhang A in Tabelle A.1 beispielhaft angegeben.

$$\left[\frac{\Delta p_{d,i}/H}{\text{Pa/m}} \right] = 10^b \cdot \left[\frac{F_i}{\sqrt{\text{Pa}}} \right]^a \quad (4.12)$$

Ein lokaler Gasanteil $\varepsilon_{G,i}$ wird aus der Porosität ε und dem Gesamtflüssigkeitsinhalt h_i einer Einzelzelle i , welcher sich aus dem Haftflüssigkeitsinhalt h_{Haft} und dem dynamischen Flüssigkeitsinhalt $h_{dyn,i}$ nach Gleichung (4.13) zusammensetzt, ermittelt. Dieser lokale Gasanteil $\varepsilon_{G,i}$ beschreibt den für das Gas zur Verfügung stehenden Volumenanteil einer Einzelzelle i gemäß Gleichung (4.14).

$$h_i = h_{Haft} + h_{dyn,i} \quad (4.13)$$

$$\varepsilon_{G,i} = \varepsilon - h_i \quad (4.14)$$

Der lokale Gasanteil $\varepsilon_{G,i}$ stellt die Basis für die Berechnung der lokalen Gasbelastung F_i nach HANUSCH ET AL. 2019a dar. Darin wird, wie in Gleichung (4.15) angegeben, der globale Gasbelastungsfaktor F mit dem lokalen Gasanteil $\varepsilon_{G,i}$ und dem gemittelten Gasanteil $\varepsilon_{G,m}$ gewichtet und ein lokaler Gasbelastungsfaktor F_i ermittelt.

$$F_i = \frac{\varepsilon_{G,i}}{\varepsilon_{G,m}} \cdot F \quad (4.15)$$

Der gemittelte Gasanteil $\varepsilon_{G,m}$ ergibt sich durch Berechnung des globalen dynamischen Flüssigkeitsinhalts h_{dyn} über die Gleichungen (4.7)–(4.12), wobei die globale Gasbelastung F und die globale Flüssigkeitsbelastung u_L verwendet wird. Entsprechend ergeben sich für die Berechnung des Gesamtflüssigkeitsinhalts h und des gemittelten Gasanteils $\varepsilon_{G,m}$, wobei der Haftflüssigkeitsanteil h_{Haft} identisch bleibt, die Gleichungen (4.16) und (4.17) zu:

$$h = h_{Haft} + h_{dyn}, \quad (4.16)$$

$$\varepsilon_{G,m} = \varepsilon - h. \quad (4.17)$$

Aufgrund der auftretenden Zirkelbezüge zwischen den Gleichungen (4.8)–(4.17) ist eine iterative Lösung für diese Berechnungsvorschriften notwendig. Die dadurch ermittelte lokale Gasbelastung F_i wird eingesetzt, um einen lokalen Flutfaktor Φ_i nach

Gleichung (4.18) gemäß HANUSCH ET AL. 2019a zu bestimmen. Darin wird mit dem hochgestellten Index Fl der Flutpunkt bezeichnet.

$$\Phi_i = \frac{F_i}{F_i^{Fl}} \quad (4.18)$$

Dieser lokale Flutfaktor Φ_i kann laut HANUSCH ET AL. 2019a als durch den Gasstrom verursachter Verteilungskoeffizient interpretiert werden. Der Anteil Φ_i wird gleichmäßig auf die Nachbarzellen derselben Ebene querverteilt, der Anteil $1 - \Phi_i$ bleibt in der betrachteten Zentralzelle. Um den Flutfaktor berechnen zu können, muss gemäß HANUSCH ET AL. 2019a die lokale Gasbelastung F_i^{Fl} bestimmt werden. Hierzu wird der Flutfaktor über den lokalen trockenen Druckverlust $\Delta p_{d,i}$ und den lokalen trockenen Druckverlust $\Delta p_{d,i}^{Fl}$ wie folgt ausgedrückt:

$$\Phi_i = \left(\frac{\Delta p_{d,i}}{\Delta p_{d,i}^{Fl}} \right)^{\frac{1}{a}} \quad (4.19)$$

Gleichung (4.19) ergibt sich durch Einsetzen und Umstellen der entsprechenden lokalen Gasbelastungen in Gleichung (4.12). Vorteil dieser Umformulierung ist es, dass von ENGEL 1999, ENGEL 2000 und ENGEL ET AL. 2001 für die Berechnung des trockenen Druckverlusts $\Delta p_{d,i}^{Fl}$ am Flutpunkt eine analytische Lösung angegeben wird. In dem hier vorliegenden Fall ergeben sich die Gleichung (4.20)–(4.24)².

$$\frac{\Delta p_{d,i}^{Fl}}{H} = \frac{\Delta p_{irr,i}^{Fl}}{H} \cdot \frac{a_{geo}}{a_{L,i}^{Fl} + a_{geo}} \cdot \left(\frac{\varepsilon - h_{dyn,i}^{Fl}}{\varepsilon} \right)^{4.65} \quad (4.20)$$

$$h_{dyn,i}^{Fl} = h_{dyn0,i} \cdot \left[1 + 36 \cdot \left(\frac{\Delta p_{irr,i}^{Fl}}{H \cdot \varrho_L \cdot g} \right)^2 \right] \quad (4.21)$$

$$a_{L,i}^{Fl} = \frac{6 \cdot h_{dyn,i}^{Fl}}{d_L} \quad (4.22)$$

$$\frac{\Delta p_{irr,i}^{Fl}}{H} = \frac{\varrho_L \cdot g}{2988 \cdot h_{dyn0,i}} \cdot \left[249 \cdot h_{dyn0,i} \cdot \left(X^{0.5} - 60 \cdot \varepsilon - 558 \cdot h_{dyn0,i} - 103 \cdot d_L \cdot a_{geo} \right) \right]^{0.5} \quad (4.23)$$

$$X = 3600 \cdot \varepsilon^2 + 186480 \cdot h_{dyn0,i} \cdot \varepsilon + 32280 \cdot d_L \cdot a_{geo} \cdot \varepsilon + 191844 \cdot h_{dyn0,i}^2 + 95028 \cdot d_L \cdot a_{geo} \cdot h_{dyn0,i} + 10609 \cdot d_L^2 \cdot a_{geo}^2 \quad (4.24)$$

² Gleichung (4.24) stellt die korrigierte Form der in der Originalquelle von ENGEL 1999, ENGEL 2000 und ENGEL ET AL. 2001 angegebenen fehlerhaften Gleichung für X dar. In den Originalquellen tritt das ε im ersten Summanden ohne Quadrat auf.

Wandbereich

Die beschriebenen Verteilvorschriften über Dispersionskoeffizienten, Flüssigkeitsbelastung und Gasbelastung gelten in dieser Form für den Kernbereich der Kolonne, d.h. für alle Zellen, welche sechs Nachbarzellen besitzen. Eine Besonderheit des TUM-WelChem-Zellenmodells stellt die gesonderte Berücksichtigung von Effekten im Wandbereich dar. Um die verminderte Rückströmung vom Wand- in den Kernbereich abzubilden, wird von HANUSCH ET AL. 2019a ein Unwirksamkeitsfaktor ω_i für jede einzelne Randzelle i definiert. Dieser wird durch eine Zufallszahl zwischen 0 und 1 ermittelt, der jeder Randzelle zugeordnet wird.

Nachfolgend bezeichnet der hochgestellte Index W die gedämpften Verteilungsparameter für Randzellen. Die Dispersionskoeffizienten D_0^W und $D_1^W - D_6^W$ der Zentral- und Nachbarzellen an der Wand ergeben sich über die Berechnungen nach Gleichung (4.25) bzw. (4.26):

$$D_0^W = D_0 + (1 - D_0) \cdot (1 - \omega_i), \quad (4.25)$$

$$D_{1-6}^W = D_{1-6} \cdot \omega_i. \quad (4.26)$$

Bei der Flüssigkeitsbelastung wird der Wandeinfluss über eine Anpassung der relativen freien Ausflussfläche φ_i hin zur relativen freien Ausflussfläche φ_i^W für Randzellen gemäß Gleichung (4.27) berücksichtigt:

$$\varphi_i^W = \varphi_i + (1 - \varphi_i) \cdot (1 - \omega_i). \quad (4.27)$$

Wie von HANUSCH ET AL. 2019a angegeben bewirkt diese Modifikation, dass es zu einer Vergrößerung der maximal möglichen Austrittsgeschwindigkeit $u_{L,i}^{max}$ der Flüssigkeit in Gleichung (4.5) kommt. Das bedeutet, dass der Querverteilungsmechanismus über die Flüssigkeitsbelastung erst bei höheren Flüssigkeitsvolumenströmen erfolgt als dies bei einer Zelle im Kern der Kolonne der Fall wäre.

Für den Verteilschritt durch die lokale Gasbelastung gilt Gleichung (4.28). In dieser zeigt sich, dass bei Randzellen der lokale Flutfaktor Φ_i durch Multiplikation mit dem entsprechenden Unwirksamkeitsfaktor ω_i auf Φ_i^W verkleinert wird. Dies führt dazu, dass die Querverteilung der Flüssigkeit, welche durch die Gasbelastung verursacht wird, abgeschwächt wird.

$$\Phi_i^W = \Phi_i \cdot \omega_i. \quad (4.28)$$

Der Wandbereich wird somit dadurch abgebildet, dass durch einen Unwirksamkeitsfaktor ω_i die Querverteilungseigenschaften der Einzelzelle an der Wand gedämpft werden. HANUSCH ET AL. 2019a interpretieren die Notwendigkeit der schlechteren Querverteilung bei Wandzellen über die Tatsache, dass durch die Kolonnenwand vermehrt Lücken

und somit Fehlstellen in der Packung entstehen. Es wird angenommen, dass dies im Kernbereich der Kolonne nicht der Fall ist.

Berechnungsablauf

Mit dem in MATLAB[®] implementierten TUM-WelChem-Zellenmodell kann die Flüssigkeitsverteilung für beliebige Dimensionen an Füllkörperkolonnen und für verschiedene Füllkörpertypen und -größen berechnet werden. Dies ist mit dem generischen Charakter der Implementierung zu begründen.

Als Inputwerte müssen dem Modell ein Füllkörpertyp sowie die Dimensionen der Kolonne, Durchmesser D_K und Packungshöhe H_P , übergeben werden. Zusätzlich müssen die Betriebsbedingungen hinsichtlich Berieselungsdichte B und Gasbelastung F sowie die Art der Flüssigkeitsverteilung angegeben werden. Für die Flüssigkeitsverteilung stehen diverse Optionen zur Verfügung. So kann z. B. ein realer Flüssigkeitsverteiler mit Koordinaten der tatsächlichen Tropfstellen oder ein virtueller Flüssigkeitsverteiler über eine Tropfstellendichte simuliert werden.

Auf Basis der Eingabedaten erzeugt das generische Modell ein Netz aus hexagonalen Wabenzellen für die Abbildung der Füllkörper in den einzelnen Ebenen. In Abbildung 4.5 ist ein beispielhaftes Netz für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei einem Kolonnendurchmesser $D_K = 0.634$ m gezeigt. Darin sind die weißen inneren Zellen die Kernzellen, die grauen Zellen am Rand die Rand- oder Wandzellen. Der schwarze Ring ist die Kolonnenwand. Abhängig von Füllkörpertyp und Kolonnengeometrie ergeben sich entsprechend abweichende Netze.

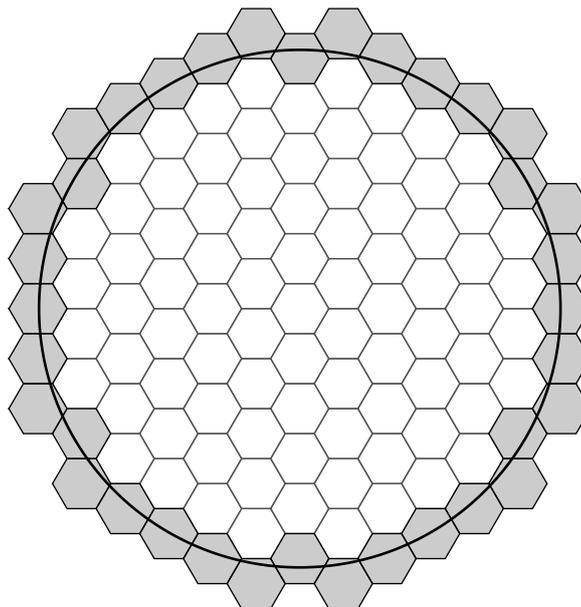


Abbildung 4.5: Netzstruktur aus hexagonalen Einzelzellen mit Kernzellen (weiß) und Randzellen (grau) des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP, bei einem Kolonnendurchmesser D_K von 0.634 m (schwarzer Ring) [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a].

Nach der Berechnung der Netzstruktur erfolgt im Modell von HANUSCH ET AL. 2019a die zufällige Zuweisung der Hauptachsenlagen, der Orientierung sowie des Unwirksamkeitsfaktors für jede entsprechende Einzelzelle. Die Aufgabe der Flüssigkeit auf die oberste Zellschicht stellt den darauffolgenden Schritt dar. Hierbei werden den Zellen abhängig von der Position der Aufgabestellen entsprechende Flüssigkeitsvolumenströme zugewiesen. Die Berechnung der Flüssigkeitsverteilung erfolgt von oben nach unten, d. h. von der obersten Zellschicht, welche die Flüssigkeit aus dem Flüssigkeitsverteiler am Kopf erhält, zur untersten Zellschicht im Sumpf der Kolonne. Die Anzahl der Zellschichten ergibt sich aus der gewünschten Packungshöhe in Zusammenhang mit der jeweiligen Höhe h_{\square} der Einzelzellen.

Anschließend erfolgt die Berechnung der Flüssigkeitsverteilung nach den zuvor genannten Hauptverteilschritten. Als erster Verteilschritt wird die Verteilung durch die Flüssigkeitsbelastung berücksichtigt. Hierzu erfolgt eine Verteilung in derselben Ebene anhand eines Abgleichs des in der Zelle vorherrschenden Volumenstroms und dem maximal möglichen Austrittsvolumenstrom, welcher über die maximal mögliche Ausflussgeschwindigkeit $u_{L,i}^{max}$ nach Gleichung (4.5) multipliziert mit der Fläche einer Zelle A_{Zelle} ermittelt wird. Abhängig von den Gegebenheiten erfolgt eine entsprechende Querverteilung der Flüssigkeit in derselben Ebene.

Der zweite Verteilschritt ist die Verteilung über die Dispersionskoeffizienten. Hier ist die vorangegangene Zuweisung der Hauptachsenlagen sowie der Orientierung der Zellen entscheidend. Abhängig von diesen zufällig zugeordneten Werten wird die Flüssigkeit entsprechend der im virtuellen Berieselungsexperiment ermittelten Anteile auf die Zentral- sowie Nachbarzellen der darunterliegenden Ebene verteilt.

Der dritte und letzte Hauptverteilschritt ist die Querverteilung aufgrund der Gasbelastung. Hierzu wird der lokale Flutfaktor gemäß Gleichung (4.19) ermittelt, welcher als Verteilungskoeffizient verursacht durch den Gasgegenstrom interpretiert wird. Die Querverteilung erfolgt in derselben Ebene gemäß den oben genannten Vorschriften.

Die drei Hauptverteilschritte werden für jede Zelle einer jeden Zellebene ausgeführt. Sind alle Berechnungen zur Flüssigkeitsverteilung für alle Zellen einer Ebene abgeschlossen, wird mit der darunterliegenden Ebene weiter verfahren. Nach der Berechnung aller Zellebenen vom Kopf bis zum Sumpf der Füllkörperkolonne ist die Simulation beendet.

4.1.2 Berechnungsmethode Querverteilung

Die folgenden Ausführungen beschäftigen sich mit der Untersuchung der Berechnungsmethode für die Querverteilungsmechanismen des TUM-WelChem-Zellenmodells. Die nachfolgenden Beschreibungen basieren auf der Publikation von WINKLER ET AL. 2020.

Von Interesse ist diese Betrachtung vor allem für Verteilungsmechanismen, bei denen die Flüssigkeit in derselben Ebene querverteilt wird. Wenn eine Einzelzelle überfüllt werden sollte, d. h. wenn mehr Flüssigkeit in eine Zelle einströmt, als nach der Ausflussformel nach Torricelli in Gleichung (4.5) theoretisch maximal ausströmen kann. Sollten die

Zentralzelle und die Nachbarzellen keine ausreichend freien Kapazitäten besitzen, um die überschüssige Flüssigkeitsmenge aufzunehmen, entsteht formal eine Überfüllung der betreffenden Zellen.

In der Version des TUM-WelChem-Zellenmodells von HANUSCH ET AL. 2019a werden die Zellen sequentiell und somit nacheinander entsprechend Abbildung 4.6 berechnet. Die Berechnung erfolgt bei den inneren Kernzellen (weiß) von links unten (●) gemäß den Pfeilen hin zur Zelle rechts oben. Anschließend werden die Randzellen (grau) beginnend von der oberen zentralen Zelle im Uhrzeigersinn bis zur letzten Wandzelle (○) abgearbeitet. Aus Gründen der Übersichtlichkeit wird in dieser Abbildung auf die Darstellung der Kolonnenwand verzichtet. Für jede Zelle werden die unter Abschnitt 4.1.1 beschriebenen Verteilschritte in der dort angegebenen Reihenfolge ausgeführt. Nach der vollständigen Berechnung einer Zellebene wird mit der Berechnung der nächsten darunterliegenden Ebene weiter verfahren. Diese Berechnungsmethode wird in dieser Arbeit als sequentielle Berechnungsmethode, kurz *SEQ*, bezeichnet.

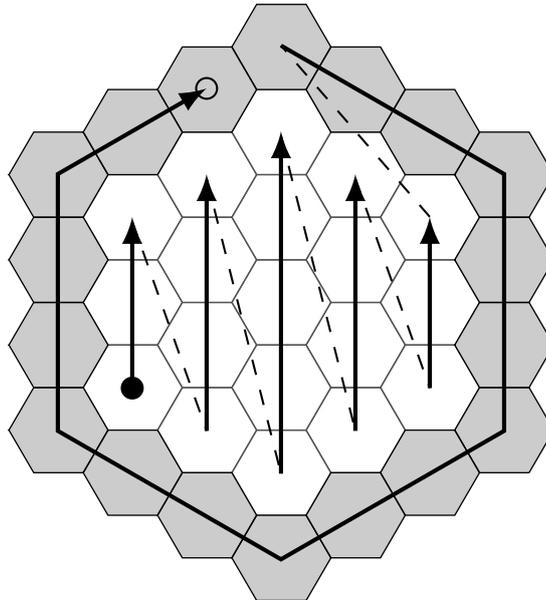


Abbildung 4.6: Reihenfolge bei der sequentiellen Berechnungsmethode der Einzelzellen einer Ebene vom Start ● bis zum Ende ○ bei der sequentiellen Berechnungsmethode [nach WINKLER ET AL. 2020].

Tritt bei der sequentiellen Berechnungsmethode der Fall auf, dass die Kapazitäten der Zentralzelle und der umliegenden Nachbarzellen nicht ausreichen, um den überschüssigen Volumenstrom $\Delta\dot{V}_{L,i}$ aufzunehmen, wird dieser gleichmäßig auf die Zentralzelle und die Nachbarzellen verteilt, wodurch jede dieser Zellen formal um den Volumenstrom $\dot{V}_{L,i}^{split}$ nach Gleichung (4.29) überfüllt wird. Die Anzahl der Nachbarzellen, Index NZ , ist mit n_{NZ} angegeben, wobei für Kernzellen $n_{NZ} = 6$ und für Wandzellen $n_{NZ} < 6$ gilt.

$$\dot{V}_{L,i}^{split} = \frac{\Delta\dot{V}_{L,i}}{1 + n_{NZ}} \quad (4.29)$$

Um diese theoretisch mögliche Überfüllung der Einzelzellen zu umgehen, wird die simultane Berechnungsmethode, kurz *EOL* (*equation-oriented layerwise*), eingeführt. Diese Berechnungsmethode bildet zudem die in einer Packungskolonne tatsächlich gleichzeitig ablaufenden Vorgänge realitätsnäher ab, da hier alle Zellen einer Zellebene gleichzeitig berechnet werden. Bei der simultanen Berechnungsmethode werden dieselben drei Hauptverteilschritte ausgeführt wie bei der sequentiellen Berechnungsmethode, allerdings in anderer Reihenfolge. Den ersten Verteilschritt stellt die Querverteilung durch den Gasgegenstrom dar, den zweiten Verteilschritt die Querverteilung durch die Flüssigkeitsbelastung nach dem Ausflussgesetz von Torricelli. Der dritte und letzte Verteilschritt ist die Verteilung durch die Dispersionskoeffizienten und damit die Füllkörperlage in die Zellen der darunterliegenden Ebene.

Um die simultane Berechnung aller Einzelzellen einer Ebene zu erreichen, wird von WINKLER ET AL. 2020 die Formulierung als Optimierungsproblem gewählt. Für die zu minimierende Zielfunktion $f(x)$ wird ein von x unabhängiger, konstanter Wert verwendet, wodurch gilt, dass $f(x) = \text{const.}$ ist. Dieses Vorgehen einer konstanten Zielfunktion bei der Optimierung nutzen beispielsweise KAMATH ET AL. 2010 für eine optimierungsbasierte Formulierung für kubische Zustandsgleichungen. Als Variable x wird der in eine Einzelzelle eintretende Volumenstrom $\dot{V}_{L,i}^{in}$ festgelegt. Die pro Ebene gültigen Berechnungsgleichungen werden als Gleichungsnebenbedingungen gemäß den Gleichungen (4.30) und (4.31) formuliert.

$$\dot{V}_{L,i}^{in} - \dot{V}_{L,i}^{aus} = 0 \quad \text{mit} \quad \rho_L = \text{const.} \quad (4.30)$$

In Gleichung (4.30) wird die Massenbilanz über den eintretenden (Index *in*) und austretenden (Index *aus*) Volumenstrom $\dot{V}_{L,i}^{in}$ bzw. $\dot{V}_{L,i}^{aus}$ einer Einzelzelle beschrieben. Die Formulierung der Massenbilanz über die Volumenströme ist möglich, da die Dichte ρ_L der Flüssigkeit im Modell als konstant angenommen wird.

$$u_L \cdot A_K - \sum \dot{V}_{L,i}^{in} = 0 \quad \text{mit} \quad \rho_L = \text{const.} \quad (4.31)$$

Die zweite Gleichungsnebenbedingung (4.31) stellt die globale Massenbilanz dar. Darin wird die globale Flüssigkeitsbelastung u_L mit der Kolonnenfläche A_K multipliziert, um den globalen Flüssigkeitsvolumenstrom, welcher in die Kolonne eintritt, zu bestimmen. Dieser muss exakt gleich groß sein, wie die Summe der Volumenströme $\sum \dot{V}_{L,i}^{in}$ aller Einzelzellen, damit die Massenbilanz geschlossen ist. Auch diese Massenbilanz wird über die Volumenströme beschrieben, da die Dichte ρ_L der Flüssigkeit in der Kolonne als konstant angenommen werden kann.

Für das simultane Lösen der Zellen einer Ebene ist es nicht zwingend notwendig, ein Optimierungsproblem zu formulieren. Es würde auch ein Lösung durch einen einfachen Gleichungslöser ausreichen. Die Formulierung als Optimierungsproblem wird von WINKLER ET AL. 2020 trotzdem ganz bewusst vorgenommen, da dadurch die Möglichkeit besteht mit äußerst geringem Aufwand anstatt einer von x unabhängigen und somit konstanten Zielfunktion $f(x) = \text{const.}$ eine tatsächlich zu minimierende

Funktion $f(x)$ vorzugeben, welche auch eine Abhängigkeit der Variable x aufweist. Zudem könnten weitere Gleichungsnebenbedingungen und darüber hinaus auch Ungleichungsnebenbedingungen bei Bedarf sehr einfach ergänzt werden.

Die obige Formulierung der Problemstellung führt dazu, dass das Optimierungsproblem bereits gelöst ist, wenn alle Gleichungsnebenbedingungen (4.30) und (4.31) innerhalb der vordefinierten Toleranz erfüllt sind. Diese Art der Berechnung entspricht der simultanen Lösung der Massenbilanzen aller Einzelzellen einer Ebene mit dem Kriterium des theoretisch berechneten maximalen Volumenstroms nach Torricelli gemäß Gleichung (4.5) und der Gesamtmassenbilanz der Ebene unter Berücksichtigung der Berechnungsvorschriften des TUM-WelChem-Zellenmodells basierend auf Abschnitt 4.1.1.

Die Lösung des Optimierungsproblem wird in MATLAB[®] mit dem Solver `fmincon` unter Verwendung des Lösungsalgorithmus `interior-point` durchgeführt. Angelehnt an die Formulierung von The MathWorks, Inc. in der MATLAB[®]-Hilfe kann das Optimierungsproblem wie in Gleichung (4.32) zusammenfassend formuliert werden.

$$\min_{\dot{V}_{L,i}^{in}} f(\dot{V}_{L,i}^{in}) = \text{const.}, \text{ sodass } \begin{cases} \dot{V}_{L,i}^{in} - \dot{V}_{L,i}^{aus} = 0 \\ u_L \cdot A_K - \sum \dot{V}_{L,i}^{in} = 0 \end{cases} \quad \text{mit } \varrho_L = \text{const.} \quad (4.32)$$

Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass die simultane Berechnungsmethode entwickelt wird, um die in der realen Füllkörperkolonne gleichzeitig ablaufenden Vorgänge auch gleichzeitig bei der Simulation zu berechnen. Ebenso verhindert die simultane Berechnungsmethode, dass Zellen nach Torricelli theoretisch überlaufen können. Im Abschnitt 5.2.1 werden die simultane und sequentielle Berechnungsmethode im Vergleich mit Experimentaldaten ausgewertet und diskutiert.

4.2 Wärme- und Stoffübergang

In dieser Arbeit wird der Wärme- und Stoffübergang mithilfe des TUM-WelChem-Zellenmodells von HANUSCH ET AL. 2019a als Grundlage für die Simulation der Flüssigkeitsverteilung für die als Kühlturm betriebene Füllkörperkolonne von WINKLER ET AL. 2022a bei einer Packungshöhe von 6.82 m berechnet. Zu diesem Zweck werden zwei Methoden entwickelt, um die Wärme- und Stofftransportphänomene abzubilden. Da bisher in der Literatur keine passenden Korrelationen für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten für die hier vorliegende Problemstellung ermittelt werden konnten, werden diese mithilfe Bayesscher Optimierung aus den Experimentaldaten gewonnen. Im Folgenden werden die Berechnungsmethoden und der Simulationsablauf gezeigt. Die nachfolgenden Ausführungen basieren dabei im wesentlichen auf der Publikation von WINKLER ET AL. 2022c.

Abbildung 4.7 zeigt ein Flussdiagramm des prinzipiellen Simulationsablaufs. Nach der Initialisierung erfolgt zunächst die Berechnung der Flüssigkeitsverteilung mit dem dem TUM-WelChem-Zellenmodell gemäß Abschnitt 4.1.1 in der Ebene e vom Kolonnenkopf

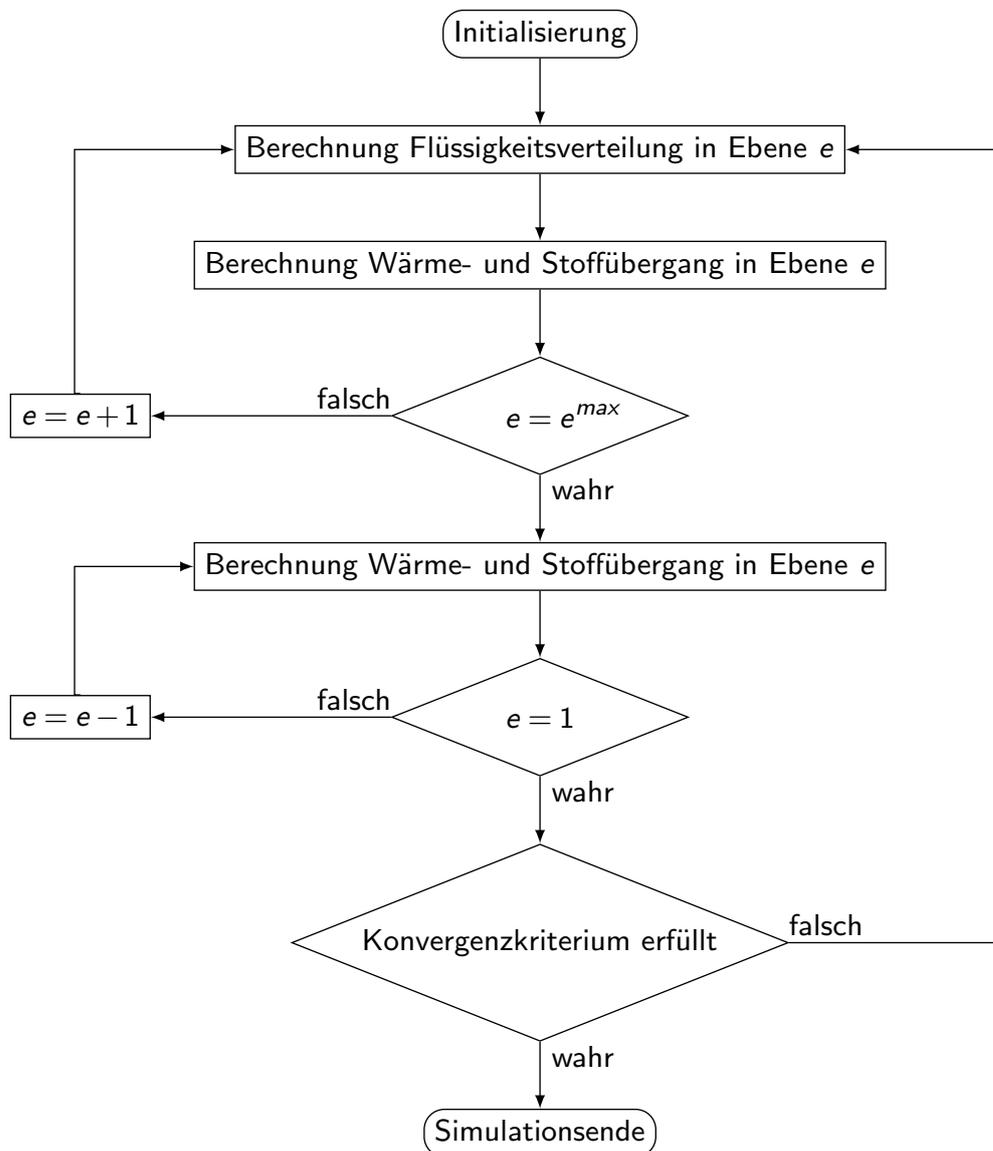


Abbildung 4.7: Flussdiagramm des Simulationsablaufs von Flüssigkeitsverteilung und Wärme- und Stoffübergang mit dem TUM-WelChem-Zellenmodell [nach WINKLER ET AL. 2022c].

zum Sumpf beginnend mit der obersten Ebene $e = 1$. Nach der Simulation der Flüssigkeitsverteilung wird der Wärme- und Stoffübergang für alle Zellen in derselben Ebene berechnet. Die Berechnungsmethoden werden in Abschnitt 4.2.1 nach der Veröffentlichung von WINKLER ET AL. 2022c vorgestellt. Anschließend wird mit der nächsten darunterliegenden Ebene fortgefahren, solange bis die unterste Ebene e^{max} und somit die Füllkörperkolonne vollständig simuliert ist. Um den Gegenstrom von Flüssigkeit und Gas in der Kolonne adäquat zu berücksichtigen wird darauffolgend mit dem Eintrittszustand des Gases und dem sich aus der Simulation ergebenden Flüssigkeitszustand am Kolonnensumpf die Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs nochmals von unten nach oben bis zum Erreichen der obersten Ebene $e = 1$ durchgeführt.

Ist sowohl für die Austrittswerte am Kolonnenkopf als auch am Kolonnensumpf eine Konvergenz aller Werte gegeben, ist die Simulation beendet. Liegt keine Konvergenz vor, wird die Berechnung mit den sich ergebenden neuen Austrittswerten des Gases und dem Eintrittszustand der Flüssigkeit am Kolonnenkopf erneut durchgeführt. Dieses Schema wird solange iteriert, bis eine Konvergenz der Werte gegeben wird oder die maximale Anzahl an Iterationen erreicht ist.

Als Konvergenzkriterium werden die Austrittstemperaturen von Gas und Flüssigkeit sowie die Austrittsfeuchte des Gases gewählt. Hierzu wird der Mittelwert der letzten fünf Iterationen gebildet. Als Toleranz für die Änderung dieses Wertes wird 10^{-5} gewählt. Zusätzlich zu dieser Toleranz wird die maximale Anzahl an Iterationen auf 300 beschränkt. Damit soll das Auftreten einer möglichen Endlosschleife vermieden werden.

4.2.1 Berechnungsmethoden

Für die Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs wird das TUM-WelChem-Zellenmodell zur Simulation der Flüssigkeitsverteilung in einer Füllkörperkolonne erweitert. Es sind hierfür einige Annahmen und Vereinfachung notwendig. Als zentrale Wärmetransportphänomene werden dabei die latente Wärme durch die Verdunstung des Wassers sowie der konvektive Wärmetransport berücksichtigt. Wärmestrahlung oder ein Wärmeverlust über die Kolonnenwand an die Umgebung werden vernachlässigt, da die Füllkörperkolonne als adiabat angenommen wird. Es werden gemäß WINKLER ET AL. 2022a zwei Methoden verwendet, um den Wärme- und Stoffübergang in der als Kühlturm betriebenen Füllkörperkolonne zu simulieren.

Bei der sequentiellen Methode A wird mit der sequentiellen Berechnungsmethode der Flüssigkeitsverteilung der Wärme- und Stoffübergang jeder einzelnen Zelle der Ebene nacheinander berücksichtigt. Die Wärmetransportmechanismen werden dabei nacheinander berechnet. Zunächst wird der konvektive Wärmeübergang simuliert unter der Annahme einer vollständigen Vernachlässigung des Wärmetransports durch die partielle Verdunstung des Wassers. Anschließend wird der Wärmeübergang durch die Verdunstung berücksichtigt. Die Simulation folgt dabei dem Schema aus Abbildung 4.7,

wobei zuerst vom Kolonnenkopf zum Sumpf und anschließend vice versa von unten nach oben gerechnet wird, um den Gegenstrom entsprechend abzubilden. Sind die Konvergenzkriterien erfüllt, ist die Simulation beendet.

Methode B folgt ebenfalls dem sequentiellen Schema der Betrachtung der Zellen bei der Simulation der Flüssigkeitsverteilung einer Ebene. Im Unterschied zu Methode A werden bei Methode B allerdings beide Wärmetransportmechanismen simultan und damit gleichzeitig betrachtet. Hierzu werden entsprechend Differentialgleichungen zur Lösung des Problems formuliert.

Dieser Abschnitt beruht auf der Veröffentlichung und der Arbeit von WINKLER ET AL. 2022c. Die Modellgleichungen und Berechnungsmethoden basieren auf den Arbeiten von SCHULZE 2015 sowie POLIFKE & KOPITZ 2009.

Grundlegende Annahmen

Für die in dieser Arbeit gezeigte Methode zur Simulation des Wärme- und Stoffübergangs einer als Kühlturm betriebenen Packungskolonne bedarf es einiger Annahmen und Vereinfachungen. Eine dieser Hauptannahmen nach WINKLER ET AL. 2022c beinhaltet, dass innerhalb der gesamten Füllkörperschüttung konstante Stoffwerte für beispielsweise Dichten, Viskositäten, spezifische Wärmekapazitäten oder Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten vorherrschen. Dabei wird für alle Stoffwerte eine mittlere Kolonnentemperatur von 30 °C als Referenz gewählt. Eine Zusammenfassung der für die Wärme- und Stoffübergangssimulationen verwendeten Stoffwerte ist in Tabelle B.2 in Anhang B zusammengefasst. Es wird ausschließlich Stoffübergang aus der Flüssig- in die Gasphase berücksichtigt, nicht umgekehrt.

Die mit Bayesscher Optimierung gewonnenen Korrelationen für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten sind ausschließlich für die gemäß WINKLER ET AL. 2022a als Kühlturm betriebene Füllkörperkolonne gültig. Dabei muss ein Molenstromverhältnis von Flüssigkeit zu Gas von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ mit einer Eintrittstemperatur der Flüssigkeit von 43 °C vorherrschen. Die ermittelten Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten hängen von der Gas- und der zugehörigen Flüssigkeitsbelastung ab. Für jeden Betriebspunkt wird angenommen, dass diese Werte für jede Zelle der Kolonne gültig und somit konstant über die gesamte Füllkörperkolonne hinweg sind.

Es wird ein mittlerer Druck in der Füllkörperschüttung angenommen. Dazu wird der Druck am Einlass des Gases abzüglich des halben Druckverlusts der Packung verwendet. Dies entspricht dem mittleren Druck aus dem Sumpfdruck und dem Druck am Kolonnenkopf.

Methode A: Sequentielle Berechnung

Methode A stellt die sequentielle Berechnung der beiden Wärmetransportmechanismen dar. Es wird zunächst die latente Wärme durch die partielle Verdunstung des Wassers ohne konvektiven Wärmeübergang berücksichtigt. Anschließend wird der konvektive

Wärmeübergang berechnet. Abbildung 4.8 zeigt die ein- und austretenden Ströme einer Einzelzelle zur Bilanzierung und damit zur Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs.

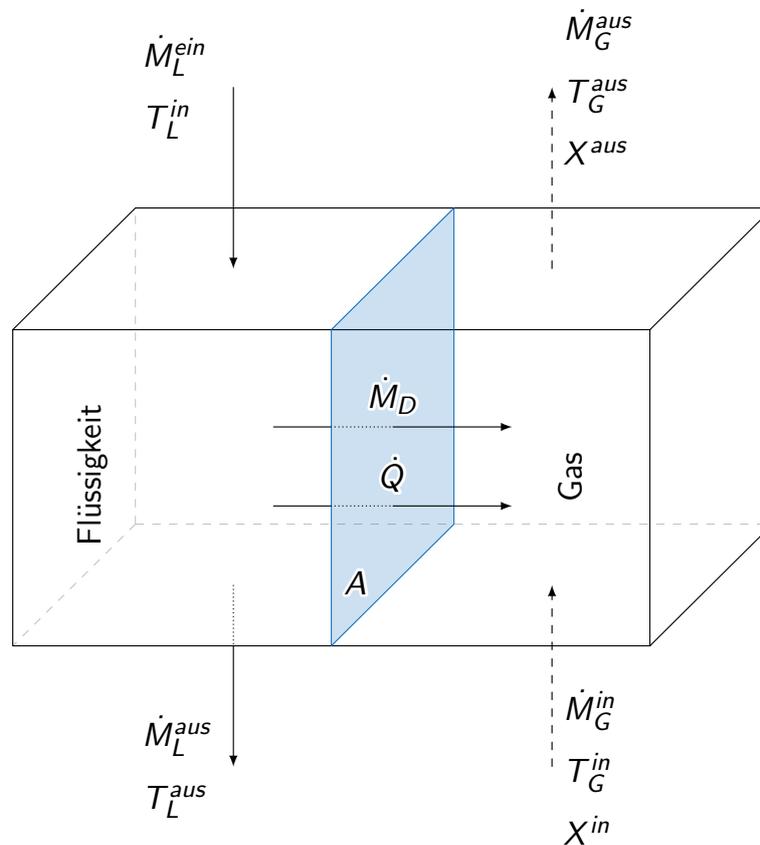


Abbildung 4.8: Schematische Darstellung der Bilanzierung des Wärme- und Stoffübergangs an einer Einzelzelle mit Methode A [frei nach WINKLER ET AL. 2022c].

Diese Ströme sind die ein- und austretenden Massenströme \dot{M} und Temperaturen T sowie die Feuchtigkeit X der Luft. Gas und Flüssigkeit sind mit den Indizes G bzw. L gekennzeichnet, ein- und austretende Ströme mit den hochgestellten Indizes *ein* bzw. *aus*. Innerhalb der Zelle wird eine optimale Kolbenströmung der Phasen angenommen, sowie konstante Temperaturen, wobei die Temperatur der Zelle jeweils der Eintrittstemperatur der jeweiligen Phase entspricht. In der Simulation wird nur der Stoffübergang von der Flüssigkeit in die Gasphase betrachtet, umgekehrt wird dieser ausgeschlossen.

Der Dampfmassenstrom \dot{M}_D und der Wärmestrom \dot{Q} werden über die Austauschfläche A übertragen. Die für den Wärme- und Stoffübergang zur Verfügung stehende Austauschfläche A wird über die effektive volumenbezogene Phasengrenzfläche a_{eff} nach BILLET & SCHULTES 1993 gemäß Gleichung (4.33) ermittelt. Darin enthalten sind die geometrische volumenbezogene Oberfläche a_{geo} der Füllkörperschüttung, der hydraulische Durchmesser d_h gemäß Gleichung (4.34) mit der Porosität ε , die Leerrohrgeschwindigkeit

oder Berieselungsdichte u_L der Flüssigkeit, die Flüssigkeitsdichte ϱ_L , die Viskosität der Flüssigkeit η_L , die Oberflächenspannung σ_L sowie die Erdbeschleunigung g .

$$\frac{a_{eff}}{a_{geo}} = \frac{1.5}{(a_{geo} \cdot d_h)^{0.5}} \cdot \left(\frac{u_L \cdot d_h \cdot \varrho_L}{\eta_L} \right)^{-0.2} \cdot \left(\frac{u_L^2 \cdot d_h \cdot \varrho_L}{\sigma_L} \right)^{0.75} \cdot \left(\frac{u_L^2}{g \cdot d_h} \right)^{-0.45} \quad (4.33)$$

$$\text{mit } d_h = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{a_{geo}} \quad (4.34)$$

Es wird die Annahme von SCHULZE 2015 übernommen, wonach der gesamte Wärmeübergang \dot{Q} sich aus einem konvektiven Anteil \dot{Q}_α sowie einem Anteil, welcher durch die partielle Verdunstung des Wassers entsteht \dot{Q}_β , zusammensetzt. In der Simulation wird zunächst nur der Anteil durch Verdunstung \dot{Q}_β unter Vernachlässigung des konvektiven Anteils \dot{Q}_α berücksichtigt. Dieser berechnet sich mit Gleichung (4.35) zu [SCHULZE 2015]:

$$\dot{Q}_\beta = \dot{M}_D \cdot \Delta h_V. \quad (4.35)$$

Darin enthalten sind die Verdampfungsenthalpie Δh_V sowie der übertragene Dampfmassestrom \dot{M}_D welcher sich gemäß SCHULZE 2015 nach Gleichung (4.36) berechnen lässt. Darin stellt β den Stoffübergangskoeffizienten, \bar{M}_L die molare Masse der Flüssigphase, \bar{R} die universelle Gaskonstante, T_G^{ein} die Gaseintrittstemperatur und A die Austauschfläche dar. Der Sättigungsdampfdruck p^* an der Phasengrenze wird mithilfe einer Antoine-Gleichung mit Koeffizienten nach SATTLER 2001 berechnet, für die Ermittlung des Partialdrucks des Wasserdampfs im Gas p_D^G wird das Gesetz von Dalton angewandt.

$$\dot{M}_D = \beta \cdot \frac{\bar{M}_L}{\bar{R} \cdot T_G^{ein}} \cdot A \cdot (p^* - p_D^G) \quad (4.36)$$

Die Austrittsfeuchte X^{aus} hängt im Wesentlichen vom übergehenden Dampfmassestrom \dot{M}_D sowie der Eintrittsfeuchte X^{ein} und dem trockenen Gasmassenstrom \dot{M}_G^d ab. Die Berechnung erfolgt nach Gleichung (4.37):

$$X^{aus} = X^{ein} + \frac{\dot{M}_D}{\dot{M}_G^d}. \quad (4.37)$$

Für die Berechnung der theoretischen Austrittstemperatur $\vartheta_{L,\beta}^{aus}$ wird die Gleichung (4.38) nach SCHULZE 2015 eingesetzt. Diese Temperatur stellt die Austrittstemperatur der Flüssigkeit dar, welche vorliegen würde, wenn nur die partielle Verdunstung zu einer Temperaturänderung führen würde und der konvektive Anteil vernachlässigt wird. Darin müssen die Temperaturen in °C eingesetzt werden, weshalb folgender Zusammenhang gültig ist: $\left[T_{L,\beta}^{aus} / \text{K} \right] = 273.15 + \left[\vartheta_{L,\beta}^{aus} / \text{°C} \right]$.

$$\vartheta_{L,\beta}^{aus} = \frac{\dot{M}_L^{ein} \cdot \vartheta_L^{ein} \cdot c_{pL} - \dot{Q}_\beta}{(\dot{M}_L^{ein} - \dot{M}_D) \cdot c_{pL}} \quad (4.38)$$

Die Berechnung des konvektiven Wärmestroms \dot{Q}_α erfolgt unter der Annahme perfekter Kolbenströmung der beiden Phasen innerhalb einer Zelle. Dadurch kann die Zelle gemäß WINKLER ET AL. 2022c als Gegenstromwärmeübertrager angesehen werden und mit der entsprechenden Berechnungsmethode von POLIFKE & KOPITZ 2009 simuliert werden. Der konvektive Wärmestrom \dot{Q}_α kann daher über Gleichung (4.39) ermittelt werden:

$$\dot{Q}_\alpha = \epsilon \cdot \dot{C}_{min} \cdot (T_h - T_c). \quad (4.39)$$

Darin treten der Wirkungsgrad ϵ des Wärmeübertragers, der kleinere der beiden Wärmekapazitätsströme $\dot{C}_{min} = \min(\dot{M} \cdot c_p)$ sowie die Temperaturdifferenz $(T_h - T_c)$ zwischen heißem und kaltem Strom auf. Die Temperatur T_h des heißen Stroms entspricht der Flüssigkeitstemperatur $T_{L,\beta}^{aus}$ nach Berücksichtigung der Temperaturänderung aufgrund der partiellen Verdunstung des Wassers, die Temperatur T_c des kalten Stroms entspricht der Gaseintrittstemperatur T_G^{ein} .

Die Wärmekapazitätsströme \dot{C}_G und \dot{C}_L des Gases bzw. der Flüssigkeit können mit den Gleichungen (4.40) bzw. (4.41) bestimmt werden. Die Berechnung erfolgt dabei über die spezifischen isobaren Wärmekapazitäten c_{pG} , c_{pD} und c_{pL} von Gas, Dampf bzw. Flüssigkeit sowie die Massenströme \dot{M}_G^d , \dot{M}_L^{ein} und \dot{M}_D der trockenen Luft, der in die Zelle eintretenden Flüssigkeit bzw. des übertragenen Dampfmassenstroms und der absoluten Feuchte X^{aus} des die Zelle verlassenden Luftstroms.

$$\dot{C}_G = \dot{M}_G^d \cdot (c_{pG} + X^{aus} \cdot c_{pD}) \quad (4.40)$$

$$\dot{C}_L = c_{pL} \cdot (\dot{M}_L^{ein} - \dot{M}_D) \quad (4.41)$$

Nach POLIFKE & KOPITZ 2009 lässt sich der Wirkungsgrad ϵ des Wärmeübertragers mit Gleichung (4.42) bestimmen:

$$\epsilon = \frac{1 - \exp[-N \cdot (1 - \dot{C}_r)]}{1 - \dot{C}_r \cdot \exp[-N \cdot (1 - \dot{C}_r)]}. \quad (4.42)$$

Die in Gleichung (4.42) enthaltenen dimensionslosen Größen N und \dot{C}_r sind die dimensionslose Übertragungsfähigkeit des Wärmeübertragers bzw. das Verhältnis des kleineren

zum größeren Wärmekapazitätsstrom \dot{C}_{min} bzw. \dot{C}_{max} gemäß der Gleichungen (4.43) und (4.44):

$$N = \frac{\alpha \cdot A}{\dot{C}_{min}}, \quad (4.43)$$

$$\dot{C}_r = \frac{\dot{C}_{min}}{\dot{C}_{max}}. \quad (4.44)$$

Schlussendlich können die Austrittstemperaturen des Gases bzw. der Flüssigkeit, welche eine Zelle verlassen, mit den Gleichungen (4.45) bzw. (4.46) ermittelt werden:

$$T_G^{aus} = T_G^{ein} + \frac{\dot{Q}_\alpha}{\dot{C}_G}, \quad (4.45)$$

$$T_L^{aus} = T_{L,\beta}^{aus} - \frac{\dot{Q}_\alpha}{\dot{C}_L}. \quad (4.46)$$

Dies geschieht über die Gaseintrittstemperatur T_G^{ein} , der Flüssigkeitstemperatur nach Berücksichtigung der Verdunstung $T_{L,\beta}^{aus}$ unter Vernachlässigung des konvektiven Wärmeübergangs, die Wärmekapazitätsströme \dot{C}_G und \dot{C}_L des Gases bzw. der Flüssigkeit und des nach Gleichung (4.39) ermittelten konvektiven Wärmestroms \dot{Q}_α .

Methode B: Simultane Berechnung

Um mögliche Ungenauigkeiten oder Probleme durch die sequentielle Betrachtung der beiden Wärmetransportmechanismen mit Methode A weitgehend auszuschließen, wird eine weitere Berechnungsmethode entwickelt. Diese wird als Methode B bezeichnet und beinhaltet die simultane Betrachtung der Wärmetransportphänomene. Methode B wird analog zu Methode A in den Simulationsablauf integriert. Es werden zunächst von oben nach unten alle Zellen einer Ebene nacheinander berechnet und anschließend mit der Zellebene darunter fortgefahren. Nach Durchlaufen des gesamten Packungsbetts von oben nach unten wird die Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs nochmals von unten nach oben durchgeführt, um den Gegenstrom adäquat zu berücksichtigen. Hierzu werden Differentialgleichungen formuliert welche für jede Zelle des Modells iterativ gelöst werden. Zur Formulierung des Differenzialgleichungssystems wird die Zelle wie in Abbildung 4.9 gezeigt bilanziert.

Zusätzlich zu den bei Methode A eingesetzten Größen wird ein Enthalpiestrom \dot{H} eingeführt. Mit dieser Zusatzgröße und der Bilanzierung aus Abbildung 4.9 ergibt sich über die Massen- und Energiebilanzen das in den Gleichungen (4.47)–(4.50) gezeigte System an Differentialgleichungen.

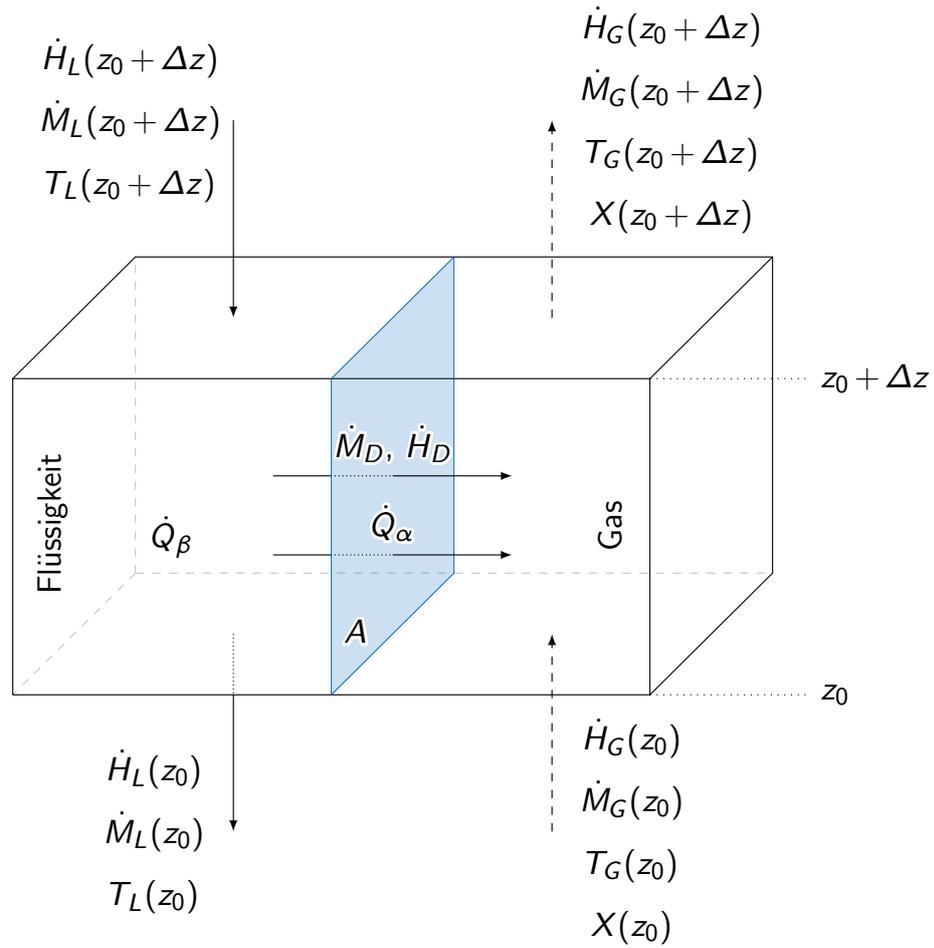


Abbildung 4.9: Schematische Darstellung der Bilanzierung des Wärme- und Stoffübergangs an einer Einzelzelle mit Methode B [frei nach WINKLER ET AL. 2022c].

$$\frac{dT_G}{dz} = \frac{1}{\dot{C}_G} \cdot \left[\frac{\dot{Q}_\alpha}{\Delta z} + \frac{\dot{H}_D}{\Delta z} - (T_G - T_0) \cdot \dot{M}_G^d \cdot c_{pD} \cdot \frac{dX}{dz} \right] \quad (4.47)$$

$$\frac{dT_L}{dz} = \frac{1}{\dot{C}_L} \cdot \left[\frac{\dot{Q}_\alpha}{\Delta z} + \frac{\dot{Q}_\beta}{\Delta z} + \frac{\dot{H}_D}{\Delta z} - (T_L - T_0) \cdot \dot{M}_G^d \cdot c_{pL} \cdot \frac{dX}{dz} \right] \quad (4.48)$$

$$\frac{d\dot{M}_L}{dz} = \frac{d\dot{M}_G}{dz} = \frac{d\dot{M}_D}{dz} = \beta \cdot \frac{\bar{M}_L}{R \cdot T_G} \cdot \frac{A}{\Delta z} \cdot (p^* - p_D^G) \quad (4.49)$$

$$\frac{dX}{dz} = \frac{\dot{M}_D}{\Delta z} \cdot \frac{1}{\dot{M}_G^d} = \beta \cdot \frac{\bar{M}_L}{R \cdot T_G} \cdot \frac{A}{\Delta z} \cdot (p^* - p_D^G) \cdot \frac{1}{\dot{M}_G^d} \quad (4.50)$$

In diesen Differentialgleichungen bezeichnet \dot{H}_D den Enthalpiestrom des Wasserdampfs und z ist die Koordinate über die Packungshöhe vom Ausgangspunkt am Sumpf

zum Kopf der Füllkörperkolonne. Mit T_0 wird eine Referenztemperatur eingeführt, um die Verwendung von Enthalpien zu ermöglichen. Diese Referenztemperatur wird auf 0°C festgelegt. Die in den Gleichungen (4.47)–(4.50) auftretenden Beziehungen für $\dot{Q}_\alpha/\Delta z$, $\dot{Q}_\beta/\Delta z$ und $\dot{H}_D/\Delta z$ sind gemäß den Gleichungen (4.51)–(4.53) definiert. Die Variablenbezeichnungen für die Berechnungsmethode B stimmen dabei mit den Formelzeichen für Methode A überein.

$$\frac{\dot{Q}_\alpha}{\Delta z} = \alpha \cdot \frac{A}{\Delta z} \cdot (T_L - T_G) \quad (4.51)$$

$$\frac{\dot{Q}_\beta}{\Delta z} = \beta \cdot \frac{\bar{M}_L}{\bar{R} \cdot T_G} \cdot \frac{A}{\Delta z} \cdot (p^* - p_D^G) \cdot \Delta h_V \quad (4.52)$$

$$\frac{\dot{H}_D}{\Delta z} = (T_L - T_0) \cdot \beta \cdot \frac{\bar{M}_L}{\bar{R} \cdot T_G} \cdot \frac{A}{\Delta z} \cdot (p^* - p_D^G) \cdot c_{pD} \quad (4.53)$$

Es handelt sich bei dem vorliegenden Differentialgleichungssystem um ein Randwertproblem. Die Randbedingungen werden mithilfe der bekannten Eintrittswerte abgeleitet. Allerdings sind an der Koordinate z_0 nicht alle Randbedingungen bekannt, weshalb diese angelehnt an das Schießverfahren (*shooting method*) geschätzt werden müssen [OSBORNE 1969]. Die erste Schätzung der unbekannt Randbedingungen erfolgt dabei unter Verwendung der sequentiellen Berechnungsmethode A. Mit den so bekannten und geschätzten Randwerten bei z_0 kann anschließend das Differentialgleichungssystem gelöst werden. Zur Lösung werden die Randbedingungen bei z_0 so lange variiert bis die Randwerte bei $z_0 + \Delta z$ mit der Lösung des Differentialgleichungssystems übereinstimmen. Zur Lösung des Differentialgleichungssystems wird in MATLAB[®] der Solver `ode45` eingesetzt, die iterative Variation der geschätzten Randwerte bei z_0 erfolgt mit dem Solver `fsolve`.

4.2.2 Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten

Für die in dieser Arbeit verwendeten Methoden konnten in der Literatur bisher keine passenden Korrelationen für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten α bzw. β gefunden werden. Aus diesem Grund wird ein eigenes Verfahren entwickelt, um entsprechende Korrelationen zu generieren. Dies wird mithilfe Bayesscher Optimierung in MATLAB[®] unter Verwendung des Solvers `bayesopt` im Parallelmodus (*parallel mode*) realisiert. Das bedeutet, dass die Bayessche Optimierung aus Zeitgründen parallel auf mehreren Kernen gleichzeitig durchgeführt wird. Die gewonnenen Korrelationen sind allerdings nur für die in dieser Arbeit als Kühlturm betriebene Füllkörperkolonne gemäß WINKLER ET AL. 2022a gültig und sollten nicht anderweitig für Wärme- und Stoffübergangsberechnungen verwendet werden.

Das eingesetzte Verfahren der Bayesschen Optimierung ist nach PELIKAN ET AL. 1999 dem Konzept der genetischen Algorithmen zuzuordnen. Dabei wird die Optimierung einer

Zielfunktion mit der Schätzung der Wahrscheinlichkeitsverteilung vielversprechender möglicher Lösungen durchgeführt. Gemäß AHMED ET AL. 2020 wird die unbekannte Zielfunktion dabei als Black-Box betrachtet. Diese angenommene Black-Box ist nur durch ihre Ein- und Austrittswerte charakterisiert. Mit der Modellierung der Bayesschen Optimierung wird laut FRAZIER 2018 ein Ersatz für die Zielfunktion gebildet, deren Unsicherheit mit einer Gaußprozessregression bestimmt wird. Das Modell wird gemäß PELIKAN ET AL. 1999 nach jedem Auswertungsschritt der Zielfunktion aktualisiert. Dabei wird die Struktur des Problems abgeschätzt sowie der nächste Auswertungspunkt ausgewählt. Nach FRAZIER 2018 wird dazu eine von der Ersatzfunktion definierte Funktion zur Schätzung des nächsten Evaluationspunkts eingesetzt.

Die Erstellung der Korrelationen für α und β erfolgt mithilfe der Experimentaldaten der als Kühlturm betriebenen Füllkörperkolonne nach WINKLER ET AL. 2022a. Als Zielgrößen sollen die Austrittstemperaturen sowie die Austrittsfeuchte der Experimente möglichst gut mit den Simulationen übereinstimmen. Als Freiheitsgrade werden die gesuchten Koeffizienten gewählt. Die Zielfunktion $f(\alpha, \beta)$ ist gemäß Gleichung (4.54) definiert. Darin wird die Summe der Fehlerquadrate der Austrittsgrößen Y_i^{sim} und Y_i^{exp} zwischen Simulation bzw. Experiment bestimmt.

$$f(\alpha, \beta) = \sum_i^3 \left[\left(\frac{Y_i^{sim} - Y_i^{exp}}{Y_i^{exp}} \right)^2 \right] \quad i \in \{T_L^{aus}, T_G^{aus}, X^{aus}\} \quad (4.54)$$

Die ersten 100 Evaluationen der Zielfunktion mit der Funktion `bayesopt` erfolgen ausschließlich mit oberen und unteren Grenzen für die Koeffizienten. Weitere Beschränkungen und Abhängigkeiten werden nicht definiert. Dies soll einen weitreichenden Überblick der Lösungsregion geben. Als Begrenzung für den Wärmeübergangskoeffizienten α wird ein Bereich von 10...1000 W/(m² K) gewählt, für den Stoffübergangskoeffizienten β ist dieser Bereich von 0.01...1 m/s festgelegt.

Um die Lösungsfindung einzuschränken werden weitere 100 Evaluationen mit einer zusätzlichen Nebenbedingung ausgeführt. Hierfür wird angenommen, dass der Lewis-Faktor Le ungefähr den Wert 1 annimmt. Die Definition des Lewis-Faktors ist in Gleichung (4.55) gezeigt. Neben den Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten α bzw. β treten darin die Dichte ρ_{GD} und die Wärmekapazität c_{pGD} der feuchten Luft auf.

$$Le = \frac{\alpha}{\beta \cdot \rho_{GD} \cdot c_{pGD}} \quad (4.55)$$

Die Annahme, dass der Lewis-Faktor für das Stoffsystem Wasser und Luft ungefähr gleich 1 ist, stimmt gut mit der Zusammenfassung verschiedener Annahmen für den Lewis-Faktor von KLOPPERS & KRÖGER 2005 sowie einer Annahme von SCHULZE 2015 überein.

Zur Erfüllung der Annahme $Le \approx 1$ wird die als zugeschnittene Ungleichung formulierte Ungleichungsnebenbedingung (4.56) eingeführt:

$$950 \cdot \left[\frac{\beta}{\text{m/s}} \right] < \left[\frac{\alpha}{\text{W}/(\text{m}^2 \text{K})} \right] < 1050 \cdot \left[\frac{\beta}{\text{m/s}} \right]. \quad (4.56)$$

Der Bereich wird gewählt um Spielraum für die Bestimmung der Koeffizienten zu geben. Ebenso sei angemerkt, dass die Definition von Ungleichung (4.56) dazu führt, dass sich ein Lewis-Faktor Le leicht unterhalb von 1 ergibt. Dies stimmt dennoch sehr gut mit den Ausführungen von KLOPPERS & KRÖGER 2005 sowie der Annahme von SCHULZE 2015 überein. Da die Ungleichungsnebenbedingung (4.56) lediglich eingeführt wird, um aus der relativ großen Lösungsregion nahezu äquivalenter Lösungen für die Zielfunktion $f(\alpha, \beta)$ leichter ein optimales Paar von Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten α bzw. β zu bestimmen, kann diese geringfügige Abweichung vernachlässigt werden.

5 Ergebnisse und Auswertung

In diesem Kapitel werden die zentralen Ergebnisse der experimentellen Versuche sowie der Modellierung vorgestellt und diskutiert. Teile dieses Kapitels sind bereits in den Vorveröffentlichungen von WINKLER ET AL. 2022a, WINKLER ET AL. 2022b und WINKLER ET AL. 2022c enthalten.

5.1 Experimentelle Ergebnisse

Im Folgenden werden die experimentelle Ergebnisse auf Basis des experimentellen Vorgehens von Kapitel 3 gezeigt und analysiert. Die Versuchsanlage und das Vorgehen basiert dabei auf der Veröffentlichung von WINKLER ET AL. 2022a. Zunächst wird der Druckverlust der eingesetzten Füllkörper diskutiert, anschließend werden die gemessenen Temperaturprofile untersucht.

Es kommen die Füllkörpertypen Hiflow[®] Ring 25-7 PP, Hiflow[®] Ring 50-6 PP sowie RMSR 50-4 Edelstahl des Herstellers RVT Process Equipment GmbH zum Einsatz. Dabei handelt es sich um Füllkörper mit unterschiedlicher Nenngröße d_N , verschiedener Grundgeometrie oder anderem Material. Das Durchmesser Verhältnis D_K/d_N von Kolonne und Nenngröße der beiden zylindrischen Füllkörper aus Polypropylen Hiflow[®] Ring 25-7 PP und Hiflow[®] Ring 50-6 PP gleichen Grundtyps mit unterschiedlicher Größe ist $D_K/d_N = 25$ bzw. $D_K/d_N = 13$ bei einer spezifischen geometrischen Oberfläche a_{geo} von $214 \text{ m}^2/\text{m}^3$ bzw. $90 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Der Sattelfüllkörper RMSR 50-4 Edelstahl besitzt dasselbe Durchmesser Verhältnis von $D_K/d_N = 13$ wie der Hiflow[®] Ring 50-6 PP, allerdings bei einer höheren spezifischen geometrischen Oberfläche von $115 \text{ m}^2/\text{m}^3$. [RVT PROCESS EQUIPMENT GMBH 2015]

5.1.1 Druckverlust

Die Druckverlustmessungen in dieser Arbeit dienen im Wesentlichen der Überprüfung und Validierung der eingesetzten Messtechnik. Dazu werden der trockene Druckverlust sowie die berieselten Druckverluste bei $B = 10 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und $B = 20 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ bei einer ausgeführten Höhe der Füllkörperschüttung von 6.82 m bestimmt. Für die Druckverlustmessungen wird die aufgebene Flüssigkeit nicht auf 43°C temperiert sondern ohne Heizdampfeinspeisung wie in Abbildung 3.2 im Kreislauf gefördert. Die entsprechenden Druckverlustkurven für die Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP, Hiflow[®] Ring 50-6 PP und RMSR 50-4 Edelstahl sind in den Abbildungen 5.1, 5.2 bzw. 5.3 gezeigt. Die Messdaten sind im Anhang C.1 in den Tabellen C.1–C.3 angegeben.

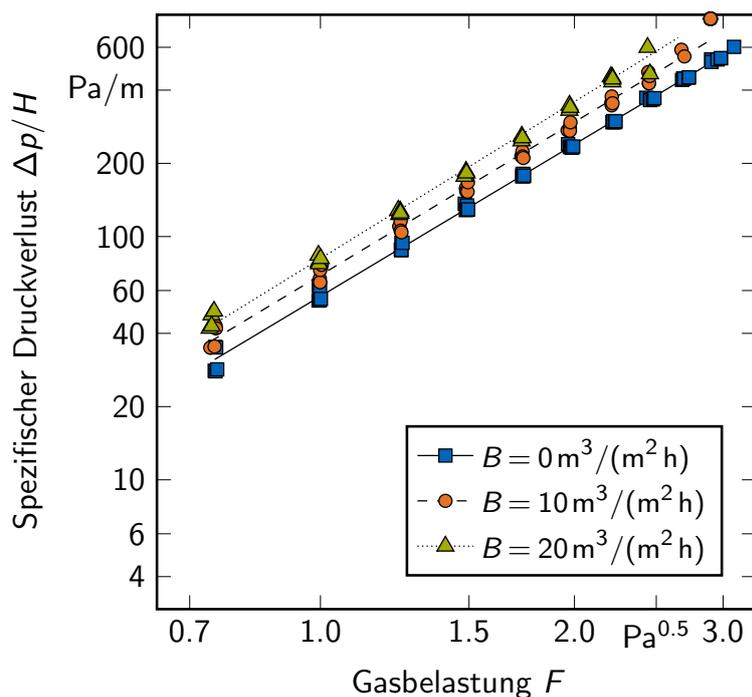


Abbildung 5.1: Spezifischer Druckverlust des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP bei Variation der Gasbelastung F und unterschiedlicher Berieselungsdichte B . Die Linien sind lineare Anpassungen an die Experimentaldaten. [WINKLER ET AL. 2022a]

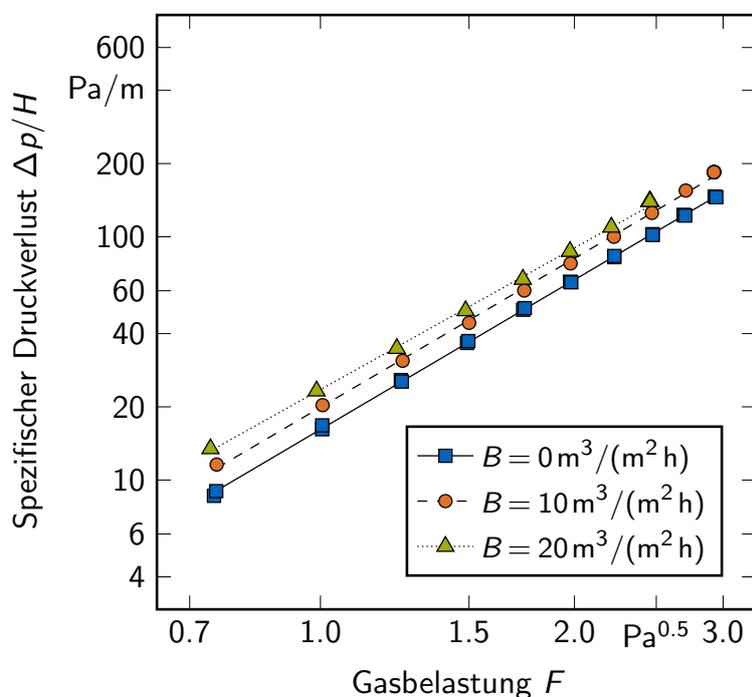


Abbildung 5.2: Spezifischer Druckverlust des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei Variation der Gasbelastung F und unterschiedlicher Berieselungsdichte B . Die Linien sind lineare Anpassungen an die Experimentaldaten. [WINKLER ET AL. 2022a]

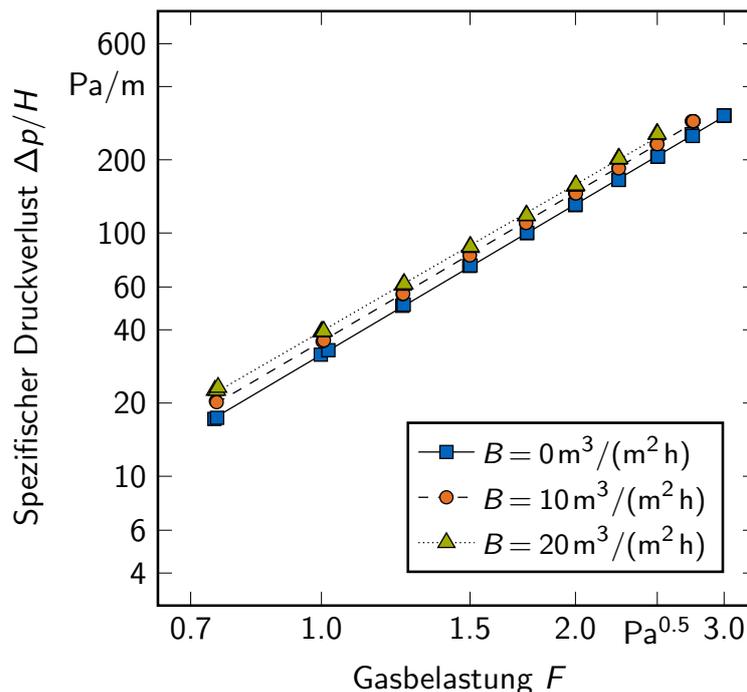


Abbildung 5.3: Spezifischer Druckverlust des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl bei Variation der Gasbelastung F und unterschiedlicher Berieselungsdichte B . Die Linien sind lineare Anpassungen an die Experimentaldaten.

Es zeigt sich das erwartete Verhalten, dass mit steigender Gasbelastung oder mit höherer Flüssigkeitsbelastung auch der Druckverlust steigt. Den größten spezifischen Druckverlust zeigt den Erwartungen entsprechend der kleinste Füllkörpertyp Hiflow[®] Ring 25-7 PP, den niedrigsten Druckverlust der Typ Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Die Werte des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl liegen zwischen denen der anderen Füllkörper. Für alle Druckverlustkurven besteht eine zufriedenstellende Übereinstimmung mit den Herstellerdaten mit geringfügigen Abweichungen.

Die in den Abbildungen 5.1–5.3 dargestellten Verläufe zeigen überwiegend den linearen Bereich, also den Bereich unterhalb der Staugrenze. Entsprechende Werte oberhalb der Staugrenze bis hin zum Flutpunkt der Kolonne werden nicht betrachtet. Dies liegt unter anderem daran, dass die Druckverlustkurven für den nachfolgend relevanten Bereich der Verteilungsmessungen ermittelt werden. Mit der eingesetzten Messtechnik können die Bereiche oberhalb der Staugrenze nicht verlässlich abgebildet werden, da hier die Differenzdruckmessung aufgrund des Eindringens von Flüssigkeit in die entsprechenden Schläuche versagt. Da der Bereich oberhalb der Staugrenze bei den Verteilungsmessungen nicht betrachtet wird, stellt dies lediglich eine untergeordnete Einschränkung der Ergebnisse dar. Trotzdem kann insgesamt festgehalten werden, dass die Ergebnisse der Druckverlustmessung dafür sprechen, dass die Versuchsanlage mit verwendeter Messtechnik funktionstüchtig ist.

5.1.2 Temperaturmethode

In diesem Abschnitt werden die experimentellen Ergebnisse der Versuche in der Füllkörperkolonne nach WINKLER ET AL. 2022a vorgestellt und diskutiert. Neben Temperaturprofilen der Flüssigkeit werden ebenso lokale und globale Maldistributionsfaktoren $M_{\vartheta,j}$ bzw. M_{ϑ} nach Abschnitt 3.5 und die Stoffübergangsleistung mittels der Höhe einer Übergangseinheit HTU nach Abschnitt 3.6 für die Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP, Hiflow[®] Ring 50-6 PP und RMSR 50-4 Edelstahl ausgewertet.

Hiflow[®] Ring 25-7 PP

Abbildung 5.4 zeigt die Temperaturprofile der Flüssigkeit des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ für verschiedene ausgeführte Packungshöhen mit gleichmäßiger Anfangsverteilung der Flüssigkeit. Die eingezeichneten Linien (—) sind Isothermen, also Orte identischer Flüssigkeitstemperatur ϑ_L , die Punkte (●) repräsentieren die tatsächlichen Temperaturmessstellen.

Bei allen Packungshöhen zeigt sich am obersten Messflansch eine ähnliche Unregelmäßigkeit im Verlauf der Flüssigkeitstemperatur. Zu erkennen ist dies an der etwas gezackten Form der oberen 40 °C-Isotherme. Dieser Effekt, dass trotz einer gleichmäßigen Anfangsverteilung der Flüssigkeit keine perfekt gleichmäßige Verteilung und damit absolut horizontale Isotherme am Kolonnenkopf auftritt, kann über die Anzahl und Position der Aufgabestellen erklärt werden. Der gleichmäßige Flüssigkeitsverteiler besitzt lediglich 21 Tropfstellen, das entspricht in etwa 67 Tropfstellen/m². Es ist dadurch nicht möglich, eine absolut gleichmäßige Verteilung und damit eine perfekt horizontal verlaufende Isotherme zu generieren. Durch den Einsatz desselben Verteilers für alle Packungshöhen ergibt sich qualitativ eine relativ gleichmäßige Ausprägung der Temperaturprofile im oberen Bereich der Packung. Teilweise wird diese anfängliche Fehlverteilung etwas verbessert, was insbesondere bei der größten Packungshöhe in Abbildung 5.4d zu beobachten ist.

Mit Ausnahme der in Abbildung 5.4a dargestellten Packungshöhe von 1.86 m zeigt sich mit steigender Lauflänge der Flüssigkeit in den Abbildungen 5.4b–5.4d für die übrigen größeren Packungshöhen eine immer stärker werdende Krümmung der Flüssigkeitsisothermen, welche Ähnlichkeiten zur Form einer nach unten geöffneten Parabel aufweist. Dies deutet auf eine mit der Lauflänge der Flüssigkeit stärker werdende Randgängigkeit hin. Bei einer Packungshöhe von 1.86 m kann kein Auftreten eines erhöhten Randflusses beobachtet werden. Der geringste Abstand einer Tropfstelle des gleichmäßigen Flüssigkeitsverteilers zur Kolonnenwand beträgt 93 mm [WINKLER ET AL. 2022b]. Damit ist eine gewisse Lauflänge der Flüssigkeit notwendig, damit eine ausreichende Querverteilung von Flüssigkeit hin zur Kolonnenwand erfolgen kann, um eine beobachtbare Ausprägung an Randgängigkeit zu erreichen. Diese ist offensichtlich bei der kleinsten Packungshöhe noch nicht erreicht.

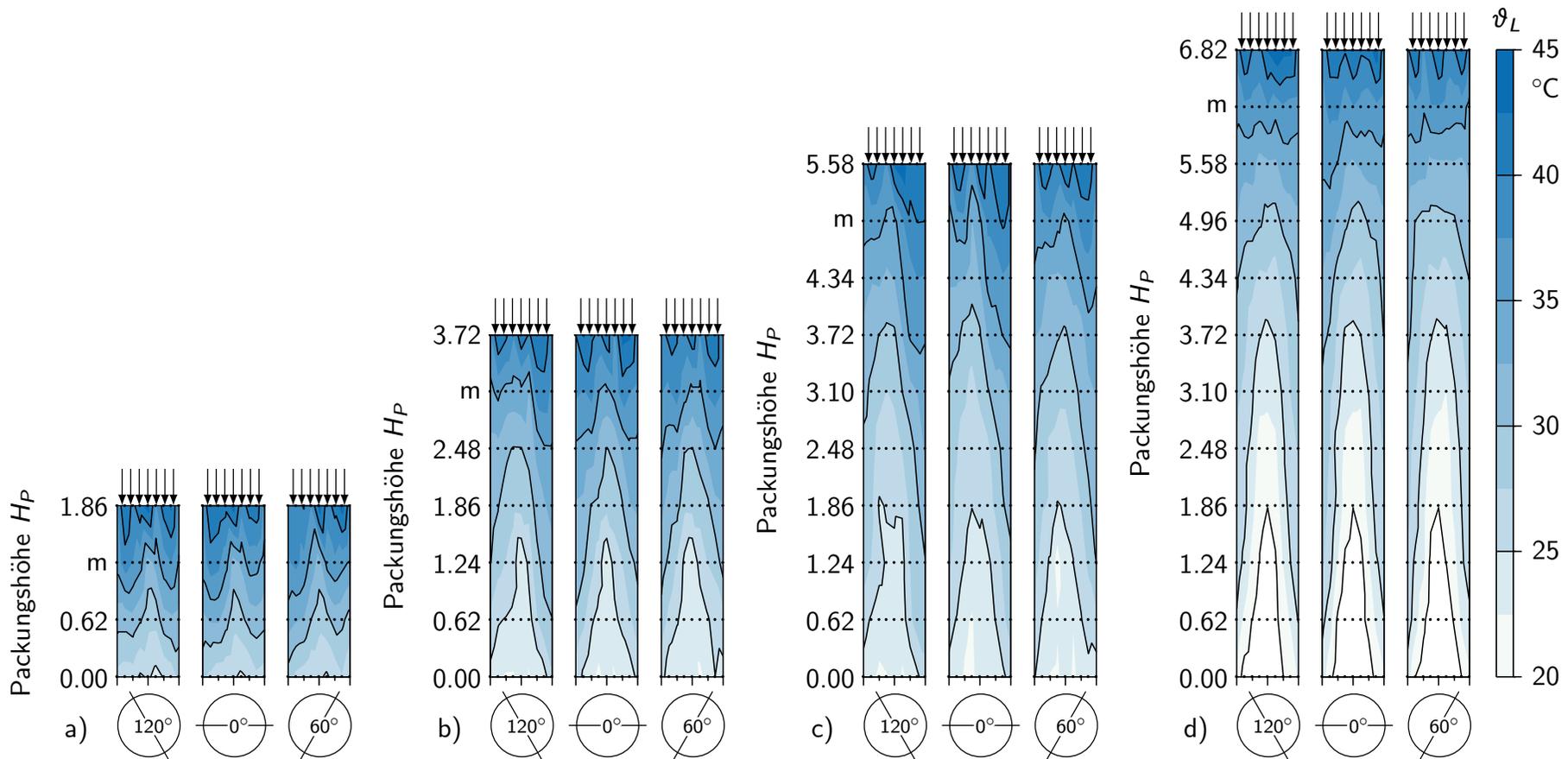


Abbildung 5.4: Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$, b) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und c)/d) $9.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Tabelle 5.1 zeigt das arithmetische Mittel der Ein- und Austrittstemperaturen der Flüssigkeit und des Gases bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für alle in dieser Arbeit ausgewerteten Betriebspunkte des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP. Die Eintrittstemperatur $\vartheta_{L,m}^{ein}$ kann für die Versuche konstant bei ca. 43 °C gehalten werden. Die doch relativ großen Abweichungen bei den Gaseintrittstemperaturen $\vartheta_{G,m}^{ein}$ ergeben sich aufgrund einer starken Abhängigkeit von Temperatur und Feuchtigkeit der eintretenden Luft von der Umgebung. Die in dieser Arbeit verwendete Versuchsanlage lässt es nicht zu, den Eintrittszustand der Luft für die verschiedenen Einzelerperimente konstanter zu halten. Innerhalb der einzelnen Versuchsreihen für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP schwanken die Werte ebenfalls deutlich. Aus diesem Grund wird eine große Anzahl an Betriebspunkten jeweils mehrfach untersucht, um den Einfluss der Schwankungen im Gaseintrittszustand heraus zu mitteln und damit möglichst gering zu halten. Aus diesem Grund werden diese Schwankungen als vernachlässigbar klein angesehen.

Tabelle 5.1: Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

Packungshöhe H_P in m	Flüssigkeit		Gas	
	$\vartheta_{L,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{L,m}^{aus}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{aus}$ in °C
1.86	43.1	24.7	26.2	39.2
3.72	43.2	24.6	26.9	40.0
5.58	43.1	24.2	26.9	40.7
6.82	43.5	19.7	22.1	40.0

Die Ergebnisse zeigen, dass mit steigender Packungshöhe in der Regel auch die mittlere Temperatur $\vartheta_{L,m}^{aus}$ der austretenden Flüssigkeit sinkt. Die erheblich niedrigere Temperatur bei einer Packungshöhe von 6.82 m von 19.7 °C wird dennoch zum Teil auf die im Vergleich zu den übrigen Packungshöhen niedrigere mittlere Gaseintrittstemperatur $\vartheta_{G,m}^{ein}$ zurückgeführt. Die Ergebnisse aus Tabelle 5.1 können auch in Abbildung 5.4 beobachtet werden und entsprechen auch den erwarteten Verläufen.

Abbildung 5.5 zeigt die Profile der Flüssigkeitstemperatur für eine punktförmige Flüssigkeitsaufgabe bei ansonsten gleichen Betriebsbedingungen wie in Abbildung 5.4. Es zeigt sich erwartungsgemäß ein völlig anderer Verlauf als bei einer gleichmäßigen Flüssigkeitsaufgabe. Am Eintritt ergibt sich bei punktförmiger Aufgabe eine durch den Aufgabebetyp bedingte sehr starke Ungleichverteilung, erkennbar an den stark gekrümmten Isothermen. Die Form der Isothermen erinnert an nach oben geöffnete Parabeln. Es sei an dieser Stelle angemerkt, dass bei punktförmiger Flüssigkeitsverteilung keine Möglichkeit besteht, zu garantieren, dass nur die Flüssigkeitstemperatur erfasst wird. Vor allem im oberen Bereich der Packung wird durch den Verteiler bedingt an einigen Positionen die Gastemperatur oder die Kühlgrenztemperatur erfasst. Aus diesem Grund ist die Temperaturmethode für eine gleichmäßige Anfangsverteilung der Flüssigkeit deutlich

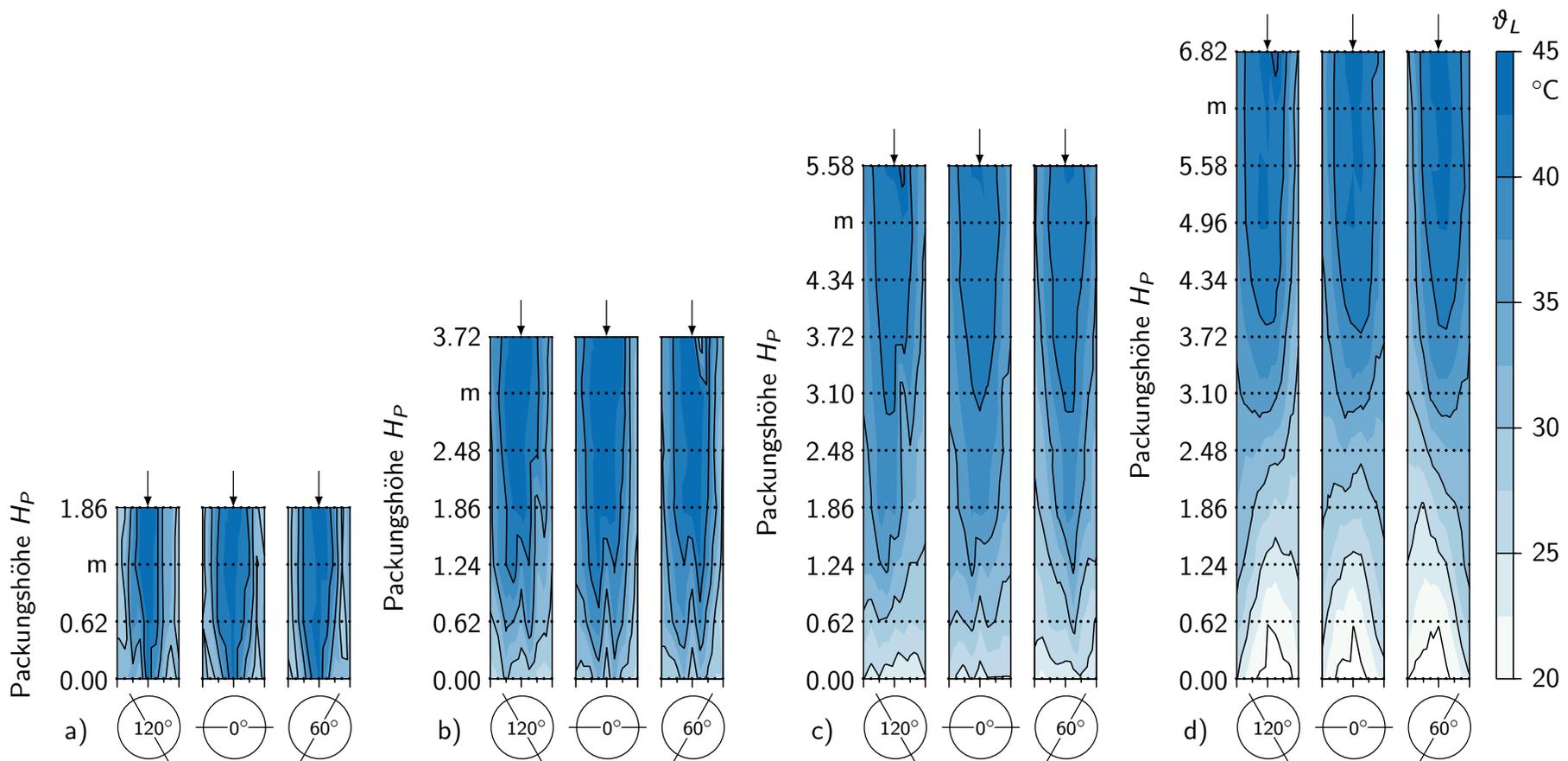


Abbildung 5.5: Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$, b) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und c)/d) $9.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

besser geeignet als für eine punktförmige Aufgabe. Dennoch bietet die punktförmige Anfangsverteilung die Möglichkeit, Verteilungsprozesse innerhalb der Füllkörper zu visualisieren und dadurch besser zu verstehen.

Alle Packungshöhen in Abbildung 5.5 zeigen zunächst eine Verbesserung der Flüssigkeitsverteilung mit steigender Lauflänge. Dies ergibt sich aufgrund der Selbstverteilungswirkung der Füllkörperschüttung. Bei den Packungshöhen von 1.86 m und 3.72 m in Abbildungen 5.5a bzw. 5.5b wird aber deutlich, dass die ausgeführte Schüttung nicht genügend Lauflänge für die Flüssigkeit bereitstellt, dass sich in einem Bereich eine gute Flüssigkeitsverteilung und damit eine annähernd horizontale Isotherme ergeben kann. Zwar wird die Verteilung bei einer Höhe von 3.72 m im unteren Packungsbereich gleichmäßiger als bei 1.86 m, trotzdem ist im gesamten Packungsbett immer eine erhebliche Ungleichverteilung vorhanden.

Bei einer Höhe der Füllkörperschüttung von 5.58 m in Abbildung 5.5c ist im unteren Packungsbereich eine deutliche Verbesserung der Flüssigkeitsverteilung zu erkennen. Dort ergibt sich eine nahezu horizontale Isotherme. Die Packungshöhe von 6.82 m in Abbildung 5.5d zeigt ein nochmals anderes Temperaturprofil der Flüssigkeit. Im oberen Bereich ist die beschriebene Ungleichverteilung bedingt durch den Verteilertyp vorherrschend. Im mittleren Bereich zeigt sich eine durch die Selbstverteilungswirkung der Packung auftretende relativ gleichmäßige Flüssigkeitsverteilung, wodurch die Isothermen einen annähernd horizontalen Verlauf erfahren. Somit ergeben sich im oberen Packungsbereich Isothermen mit einer Krümmung ähnlich zu nach oben geöffneten Parabeln, in der Mitte der Packung sind die Isothermen annähernd horizontal und im unteren Bereich ähnelt der Isothermenverlauf nach unten geöffneten Parabeln. Damit lässt sich für die Packungshöhe von 6.82 m in Abbildung 5.5d bereits eine deutliche Ausbildung von Randgängigkeit beobachten.

Tabelle 5.2: Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow® Ring 25-7 PP.

Packungshöhe H_P in m	Flüssigkeit		Gas	
	$\vartheta_{L,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{L,m}^{aus}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{aus}$ in °C
1.86	43.0	32.5	26.4	42.0
3.72	43.0	27.9	26.6	42.7
5.58	43.1	24.6	25.9	42.4
6.82	43.4	19.8	23.2	41.6

Auch bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe lässt sich der optische Eindruck der Austrittstemperaturen in Abbildung 5.5 quantitativ mit Tabelle 5.2 belegen. Mit steigender Lauflänge der Flüssigkeit und damit größerer Packungshöhe wird die Austrittstemperatur $\vartheta_{L,m}^{aus}$ der Flüssigkeit kleiner. Es zeigt sich bei der punktförmigen Aufgabe ein deutlich größerer Effekt der Packungshöhe auf diese Austrittstemperatur im Vergleich zu

einer gleichmäßigen Anfangsverteilung. Bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe treten durch die Abhängigkeit des Gaseintrittszustands von der Umgebungsluft ebenso größere Abweichungen bei den Eintrittsbedingungen der Luft auf als bei der Flüssigkeit.

Auffällig ist zudem, dass die mittleren Austrittstemperaturen $\vartheta_{G,m}^{aus}$ des Gases bei punktförmiger Aufgabe größere Werte zeigen als bei gleichmäßiger Anfangsverteilung. Dies kann möglicherweise damit begründet werden, dass bei der punktförmigen Aufgabe die Flüssigkeit länger im Kernbereich der Kolonne strömt als bei der gleichmäßigen Aufgabe, da dort bereits nach kurzer Lauflänge eine deutliche Randgängigkeit beobachtbar ist. Dadurch kann es möglich sein, dass das Gas sich durch den längeren und intensiveren Kontakt mit der Flüssigkeit insbesondere im oberen Bereich der Füllkörperschüttung nahe des Kolonnenkopfs stärker erwärmt.

Neben der qualitativen Auswertung über die Profile der Flüssigkeitstemperatur werden auch lokale und globale Maldistributionsfaktoren $M_{\vartheta,j}$ bzw. M_{ϑ} zur quantitativen Analyse nach Abschnitt 3.5 ermittelt. Die Ergebnisse des lokalen Maldistributionsfaktors $M_{\vartheta,j}$ gemäß Gleichung (3.1) für eine Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$ sind in Abbildung 5.6³ gezeigt. Darin werden jeweils mehrere Messreihen desselben Betriebspunkts dargestellt, um den Einfluss möglicher Schwankungen der Eintrittsbedingungen insbesondere des Gases auf die Ergebnisse so gering wie möglich zu halten. Es spiegelt sich bei der gleichmäßigen Anfangsverteilung in Abbildung 5.6a der Eindruck der Temperaturprofile aus Abbildung 5.4d wieder. Am oberen Ende der Füllkörperschüttung unterhalb des Flüssigkeitsverteilers ist die Maldistribution etwas höher als in den folgenden drei bis vier Schüssen darunter. Dies ist auf die Verteilungswirkung der Füllkörperschüttung selbst zurückzuführen. Anschließend nimmt die Maldistribution erheblich zu bis diese kurz vor dem unteren Ende der Füllkörperschüttung nochmals etwas abnimmt. Dies lässt sich mit der gleichmäßigen Einspeisung des Gases im Kolonnensumpf begründen. Dadurch kann es möglich sein, dass sich das Temperaturprofil über den Querschnitt etwas vereinheitlicht und die Temperatur- und Flüssigkeitsverteilung gleichmäßiger ist.

Ein deutlich abweichender Verlauf ergibt sich mit punktförmiger Anfangsverteilung in Abbildung 5.6b. Der lokale Maldistributionsfaktor ist hier zu Beginn erwartungsgemäß höher als bei gleichmäßiger Aufgabe, allerdings nimmt der lokale Maldistributionsfaktor über den weiteren Verlauf tendenziell leicht ab, bis dieser bei einer Packungshöhe von ca. 1.86 m nochmals erheblich zunimmt und sich einem ähnlichen Restverlauf wie bei einer gleichmäßigen Anfangsverteilung der Flüssigkeit anschließt. Dies deckt sich ebenfalls sehr gut mit den qualitativen Eindrücken des Temperaturprofils aus Abbildung 5.5d und kann mit dem Einsetzen der Ausbildung von Randgängigkeit der Flüssigkeit begründet werden. Die Abnahme des lokalen Maldistributionsfaktors $M_{\vartheta,j}$ bei den unteren Messflanschen wird ebenfalls auf die gleichmäßige Aufgabe des Gases im Sumpf der Kolonne zurückgeführt. Auffällig ist, dass im unteren Bereich die Werte des lokalen Maldistributionsfaktors bei der punktförmigen im Vergleich zur gleichmäßigen

³ Die Diagramme stellen eine Neuauswertung der Versuchsergebnisse dar, wodurch sich geringfügige Abweichungen zu den Diagrammen von WINKLER ET AL. 2022a ergeben.

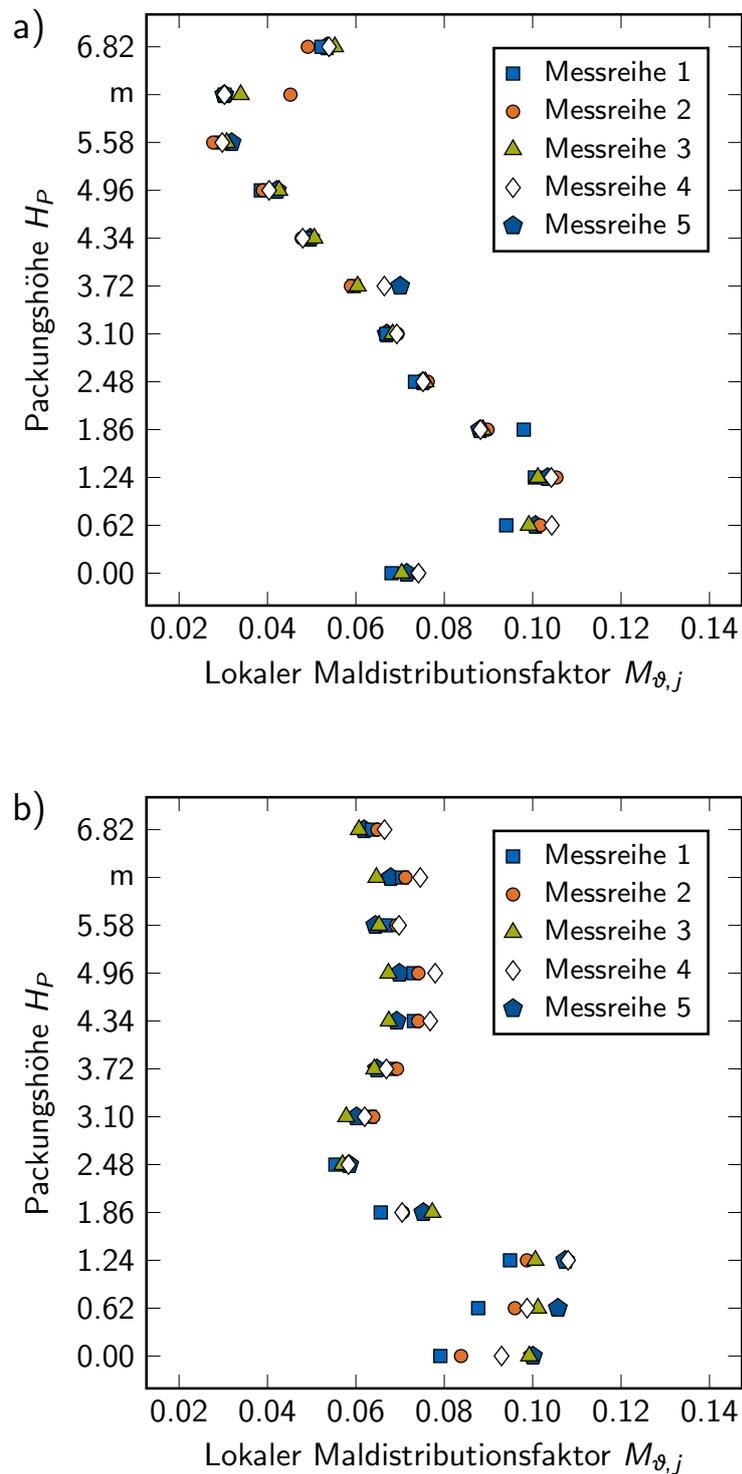


Abbildung 5.6: Lokaler Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ verschiedener Messreihen für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$.

Anfangsverteilung eine etwas größere Streuung aufweisen. Zusätzlich lässt sich festhalten, dass insgesamt eine gute Wiederholbarkeit der Versuche gegeben ist, da die Ergebnisse der Messreihen lediglich in einem kleinen Bereich streuen und an den meisten Positionen nahezu identisch sind. Diese Schlussfolgerung wird auch von WINKLER ET AL. 2022a gezogen.

Abbildung 5.7 zeigt die globalen Maldistributionsfaktoren M_g für eine gleichmäßige und punktförmige Flüssigkeitsaufgabe bei Variation der Gasbelastung und unterschiedlichen Packungshöhen. In Abbildung 5.7a lässt sich für die gleichmäßige Anfangsverteilung keine große Streuung und keine übermäßig großen Unterschiede zwischen den verschiedenen Packungshöhen erkennen. Dennoch lässt sich festhalten, dass mit steigender Packungshöhe der globale Maldistributionsfaktor höhere Werte annimmt. Dies deckt sich mit den Eindrücken der Temperaturprofile aus Abbildung 5.4. Die erhöhte Randgängigkeit bei größerer Lauflänge der Flüssigkeit kann diesen Verlauf bewirken. Ebenso zeigt sich für alle Packungshöhen, dass die globalen Maldistributionsfaktoren mit steigender Gasbelastung und der durch das konstante Molenstromverhältnis ebenfalls steigenden Flüssigkeitsbelastung sinken. Dies kann über die höhere Menge an Flüssigkeit in der Kolonne begründet werden.

Durch die vergleichsweise niedrigen Flüssigkeitsbelastungen besteht die Möglichkeit, dass ein Entnetzen der Füllkörperoberfläche auftritt. Ein möglicherweise auftretender Effekt in der Füllkörperschüttung, der auch von WINKLER ET AL. 2022a thematisiert wird. MERSMANN ET AL. 2005 gibt als Daumenregel für wässrige Systeme eine minimale Flüssigkeitsbelastung von $10 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ an. Im Gegensatz dazu wird von STICHLMAIR ET AL. 2021 eine minimale Berieselungsdichte von nur $5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ gefordert. Die Bedingung von MERSMANN ET AL. 2005 kann für den Großteil der Betriebspunkte nicht eingehalten werden, während die Bedingung von STICHLMAIR ET AL. 2021 für nahezu alle untersuchten Betriebspunkte erfüllt ist. Aus diesem Grund kann ein eventuelles Entnetzen der Füllkörperschüttung nicht mit absoluter Sicherheit ausgeschlossen werden, obwohl dieser Effekt während den Experimenten optisch durch die transparenten Kolonnenschüsse nicht ersichtlich ist.

Die globalen Maldistributionsfaktoren der punktförmigen Anfangsverteilung in Abbildung 5.7b zeigen einen deutlich abweichenden Verlauf. Es gilt tendenziell, dass mit steigender Packungshöhe auch die Maldistributionsfaktoren geringfügig kleiner werden. Dies begründet sich über die Selbstverteilwirkung der Füllkörperschüttung, für welche allerdings eine gewisse Mindestlauflänge notwendig ist. Mit Ausnahme der kleinsten Schüttungshöhe von 1.86 m zeigt sich ein ähnlicher, wenn auch etwas verstärkter Verlauf wie bei der gleichmäßigen Flüssigkeitsaufgabe aus Abbildung 5.7a. Der Verlauf der Packungshöhe 1.86 m zeigt zunächst einen relativ konstanten Wert des globalen Maldistributionsfaktors, gefolgt von einem starken Anstieg und Abfall zwischen Gasbelastungen von rund $1.8 \text{ Pa}^{0.5}$ bis $2.5 \text{ Pa}^{0.5}$. Einer Erklärung für dieses Verhaltens finden ist äußerst diffizil und kann auch hier mit eventuell auftretenden Entnetzungseffekten in Verbindung stehen.

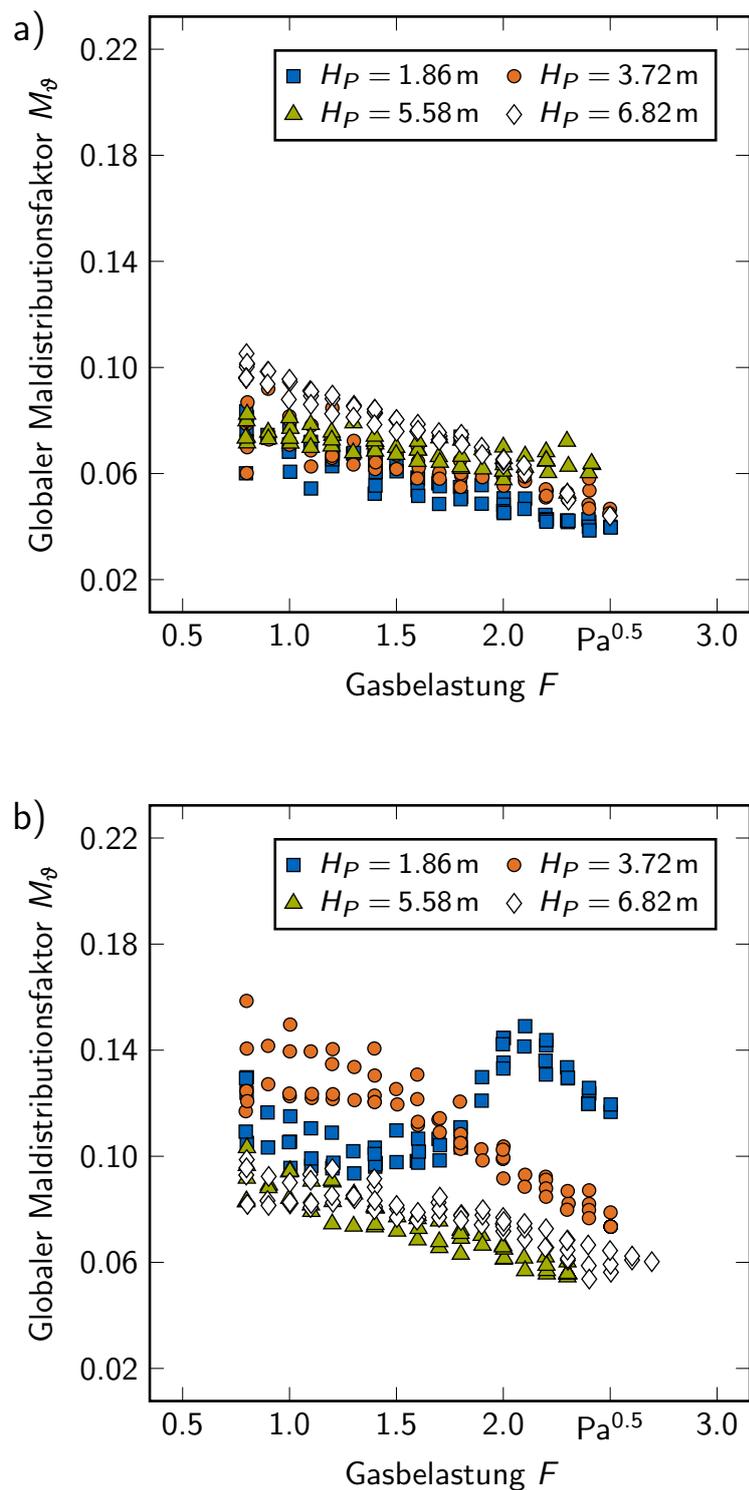


Abbildung 5.7: Globaler Maldistributionsfaktor M_g für den Füllkörper Hiflow® Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.

Zur quantitativen Beurteilung der Stoffübergangsleistung wird das Konzept der Anzahl NTU und Höhe HTU von Übergangseinheiten nach Abschnitt 3.6 eingesetzt. Dabei gilt, dass je größer die Höhe einer Übergangseinheit ist, desto schlechter die Stoffübergangsleistung und umgekehrt. In Abbildung 5.8 sind die berechneten Höhen einer Übergangseinheit über der Gasbelastung bei gleichmäßiger Anfangsflüssigkeitsverteilung aufgetragen. Es zeigen sich deutliche Unterschieden in den Kurvenverläufen für die unterschiedlichen Packungshöhen. Auffällig ist, dass mit steigender Packungshöhe die Streuung der Ergebnisse für die Höhe einer Übergangseinheit vergleichsweise größer wird. Dies kann durch die erhöhte Flüssigkeitsmaldistribution bei höheren Füllkörperschüttungen begründet werden. Für die kleinste Packungshöhe von 1.86 m ergeben sich die kleinsten Werte für HTU bei einer gleichzeitig relativ kleinen Streuung der Ergebnisse. Für eine Packungshöhe von 3.72 m ergeben sich zwar höhere Werte für die Höhe einer Übergangseinheit, allerdings ist auch hier die Streuung der Ergebnisse noch klein. Für die beiden größten Füllkörperschüttungen von 5.58 m und 6.82 m ergeben sich die größten Streuungen der HTU -Werte.

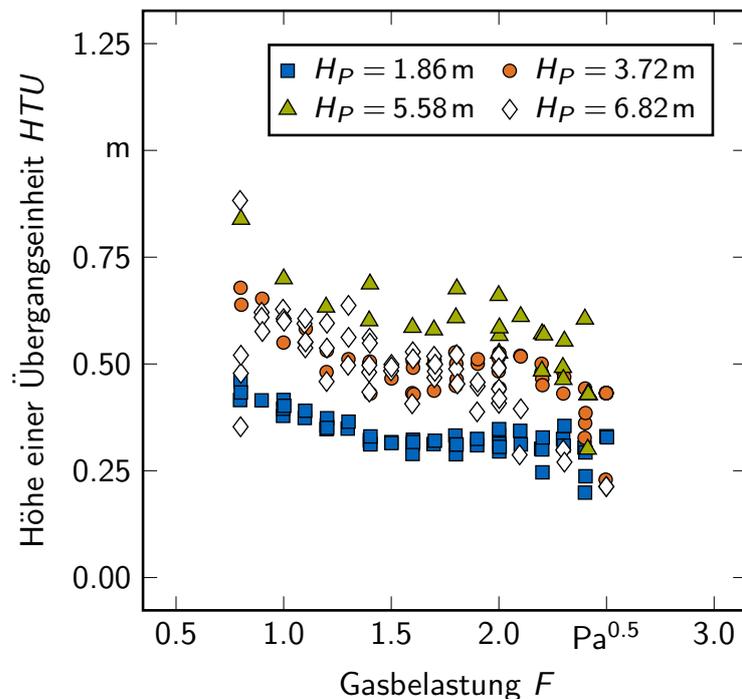


Abbildung 5.8: Höhen einer Übergangseinheit HTU für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.

Für alle Packungshöhen zeigt sich die Tendenz zu kleiner werdenden Werten für die Höhe einer Übergangseinheit mit steigender Gasbelastung und damit einhergehend einer größerer Berieselungsdichte. Dies bedeutet, dass die Stoffübergangsleistung mit steigender Gas- und Flüssigkeitsbelastung prinzipiell besser wird. Dieses Verhalten lässt

sich mit derselben Argumentation erklären, wie zuvor bei den globalen Maldistributionsfaktoren in Abbildung 5.7. Es besteht die Möglichkeit, dass ein gewisses Entnetzen der Füllkörper in der Schüttung auftritt, obwohl dies optisch während der Versuche nicht mit Sicherheit beobachtet werden kann. Obwohl nahezu alle Betriebspunkte oberhalb der Empfehlung von STICHLMAIR ET AL. 2021 für die Mindestberieselungsdichte von $5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ liegen, kann dieser Effekt nicht mit absoluter Sicherheit ausgeschlossen werden. Durch die größere Flüssigkeitsmenge kann eine Verbesserung der Benetzung der Füllkörperoberfläche entstehen, welche den Stoffübergang positiv beeinflusst und damit zu kleineren Werten für die Höhe einer Übergangseinheit HTU führt.

Die Abwesenheit eines Diagramms für die Höhe einer Übergangseinheit bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe wird auch von WINKLER ET AL. 2022a thematisiert, worauf die nachfolgenden Ausführungen im Wesentlichen basieren. Für den Großteil der untersuchten Betriebspunkte mit dem eingesetzten Versuchsaufbau und den veranschlagten Toleranzen bei der Berechnung der Stoffübergangsleistung ist eine Bestimmung der HTU -Werte nicht möglich. Dies ergibt sich aufgrund einer theoretischen Kreuzung von Arbeits- und Gleichgewichtslinie. Für eine Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, eine Flüssigkeitsbelastung von $B = 9.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und eine Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$ ist dies beispielhaft in Abbildung 5.9 für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP gezeigt. Es wird vermutet, dass eine punktförmige Aufgabe mit der eingesetzten Versuchsmethodik sich dem Optimum des Gleichgewichtszustands annähert. Dies führt dazu, dass die Berechnung der Anzahl der Übergangseinheiten NTU gegen unendlich strebt, wodurch nach Gleichung (3.18) die Höhe einer Übergangseinheit HTU gegen Null geht.

Der vermutete Hauptgrund für dieses Verhalten liegt an der Annäherung der Gasaustrittstemperatur an die Flüssigkeitseintrittstemperatur. Dies führt bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe zu sehr kleinen Temperaturunterschieden im Vergleich zur gleichmäßigen Anfangsverteilung. Dies kann auch in den Tabellen 5.1 und 5.2 nachvollzogen werden. Durch das Austreten der feuchten Luft im Sättigungszustand und durch die gegensätzliche Krümmung der Arbeits- und Gleichgewichtslinien kann eine theoretische Kreuzung nicht vermieden werden, wenn sich die Gasaustritts- und Flüssigkeitseintrittstemperatur zu stark annähern. Der Effekt tritt unabhängig von der Packungshöhe oder des in dieser Arbeit verwendeten Füllkörpertyps auf.

Dieses Verhalten kann bei genauer Untersuchung zumindest teilweise analog zu den Ausführungen nach WINKLER ET AL. 2022a erklärt werden. Es wirkt widersprüchlich, dass eine punktförmige Flüssigkeitsaufgabe zu besseren Stoffübergangsleistungen führt als eine gleichmäßige Anfangsverteilung. Allerdings führt die punktförmige Aufgabe dazu, dass die Flüssigkeit sich erheblich länger im Kernbereich der Füllkörperschüttung aufhält. Bei der gleichmäßigen Flüssigkeitsaufgabe tritt nach bereits kurzer Lauflänge eine deutliche Randgängigkeit auf. Zudem wird vermutet, dass das gewählte Stoffsystem aus warmem Wasser und Luft teilweise für diese Problematik verantwortlich ist. Die Stoffübergangsaufgabe, Luft mit Wasser zu sättigen, stellt eine Problemstellung mit geringem Aufwand dar. Da die Aufsättigung von Luft mit Wasser vergleichsweise einfach zu erfüllen ist, genügt für die Vorbefeuchtung der Luft das Eindüsen von Wasser in den Gastrom.

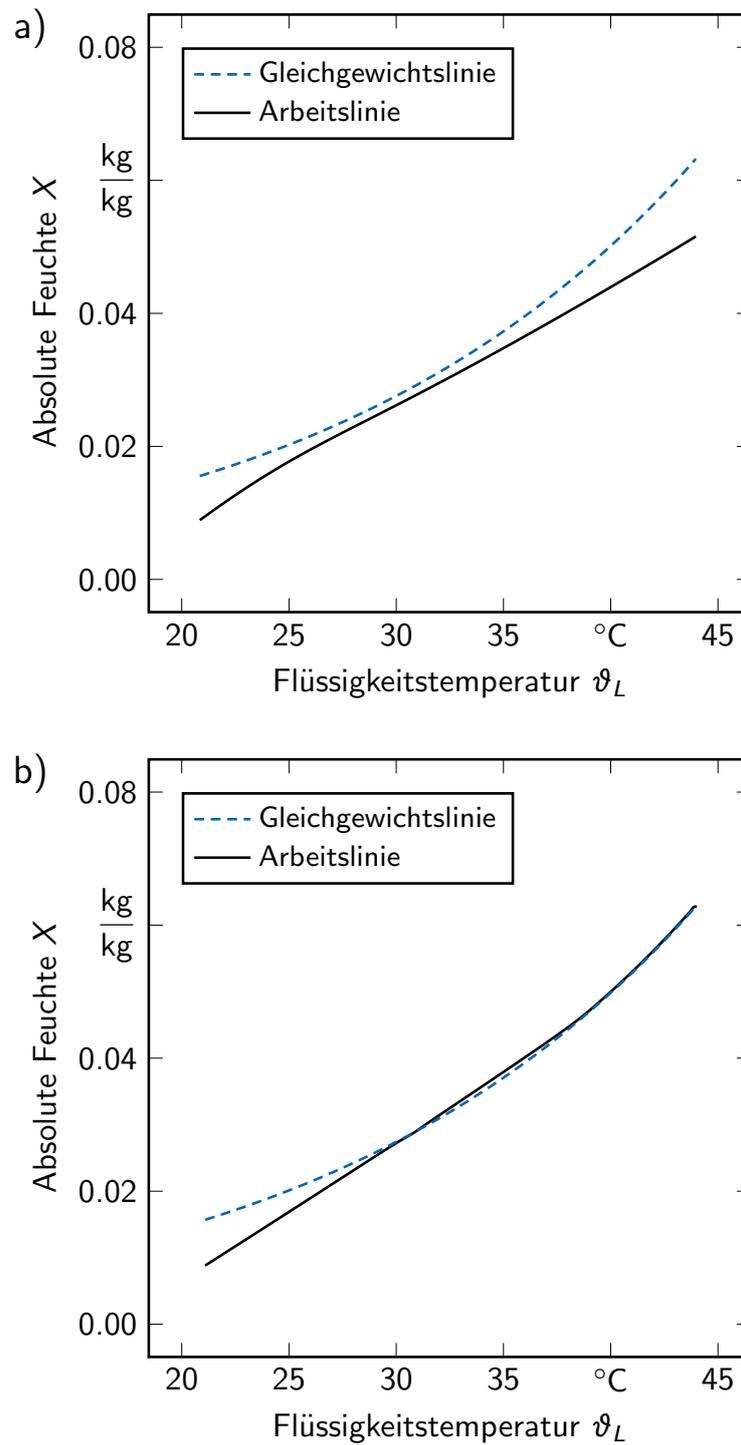


Abbildung 5.9: Arbeitsdiagramm des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 9.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$. [WINKLER ET AL. 2022a]

Ebenso kann das bereits mehrfach beschriebene Entnetzen der Füllkörperschüttung für diese Unregelmäßigkeit verantwortlich sein. Zusätzlich zu dieser Argumentation nach WINKLER ET AL. 2022a kann auch die Ausführung des punktförmigen Flüssigkeitsverteilers ein möglicher Grund für die Ergebnisse der Höhe einer Übergangseinheit sein. Durch die punktförmige Aufgabe über ein einzelnes Einspeiserohr könnte es aufgrund der höheren Strömungsgeschwindigkeit beim Auftreffen der Flüssigkeit auf die Füllkörperschüttung im Vergleich zur gleichmäßigen Aufgabe zu einer minimalen Zerstäubung und damit Tröpfchenbildung kommen, welche leichter mit dem Gasstrom mitgerissen und von diesem aufgenommen werden können.

Eine eindeutige finale Aufklärung dieses Sachverhalts konnte bisher allerdings nicht ermittelt werden. Nichtsdestotrotz wird diese Problematik als geringfügig für die vorliegende Arbeit eingestuft, da die punktförmige Flüssigkeitsverteilung zwar wertvolle Eindrücke für die Verteilungsprozesse innerhalb der Packung liefert, die eingesetzte Messmethode aber hauptsächlich für gleichmäßige Anfangsverteilungen optimal nutzbar ist. Dies liegt darin begründet, dass für eine aussagekräftige Auswertung möglichst alle Thermolemente ausschließlich die Flüssigkeitstemperatur und nicht die Gastemperatur erfassen sollen. Bei der gleichmäßigen Flüssigkeitsaufgabe kann dies nahezu vollständig angenommen werden, bei einer punktförmigen Aufgabe können mit den gewählten Versuchsbedingungen nie alle Thermolemente zu jeder Zeit mit Flüssigkeit umströmt sein.

Hiflow[®] Ring 50-6 PP

Für den Füllkörpertyp Hiflow[®] Ring 50-6 PP werden die Temperaturprofile der Flüssigkeit für eine gleichmäßige und punktförmige Flüssigkeitsaufgabe in den Abbildungen 5.10 bzw. 5.11 gezeigt. Dabei wird derselbe Betriebspunkt wie bei dem Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ bei Variation der ausgeführten Höhe der Füllkörperschüttung untersucht.

Für den Verlauf des Temperaturprofils der Flüssigkeit des Hiflow[®] Ring 50-6 PP direkt unterhalb des Flüssigkeitsverteilers zeigt sich bei der gleichmäßigen Aufgabe in Abbildung 5.10 ein ähnliches Bild wie beim Hiflow[®] Ring 25-7 PP. Die starken Unregelmäßigkeiten im Verlauf der obersten Isotherme sind dabei analog zum Hiflow[®] Ring 25-7 PP auf den Flüssigkeitsverteiler mit seinen 21 Tropfstellen zurückzuführen. Ebenso lässt sich beim Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP eine leichte Verbesserung der Verteilung in den folgenden Messflanschen feststellen, bevor insbesondere bei den größeren Packungshöhen eine verstärkte Fehlverteilung mit steigender Lauflänge zu beobachten ist.

Die Krümmung der Isothermen in Form von nach unten geöffneten Parabeln deutet vor allem bei der größten Packungshöhe von 6.82 m in Abbildung 5.10d auf die Ausbildung einer deutlichen Randgängigkeit hin. Es zeigt sich allerdings eine weniger stark ausgebildete Krümmung im Vergleich zum kleineren Füllkörper Hiflow[®]

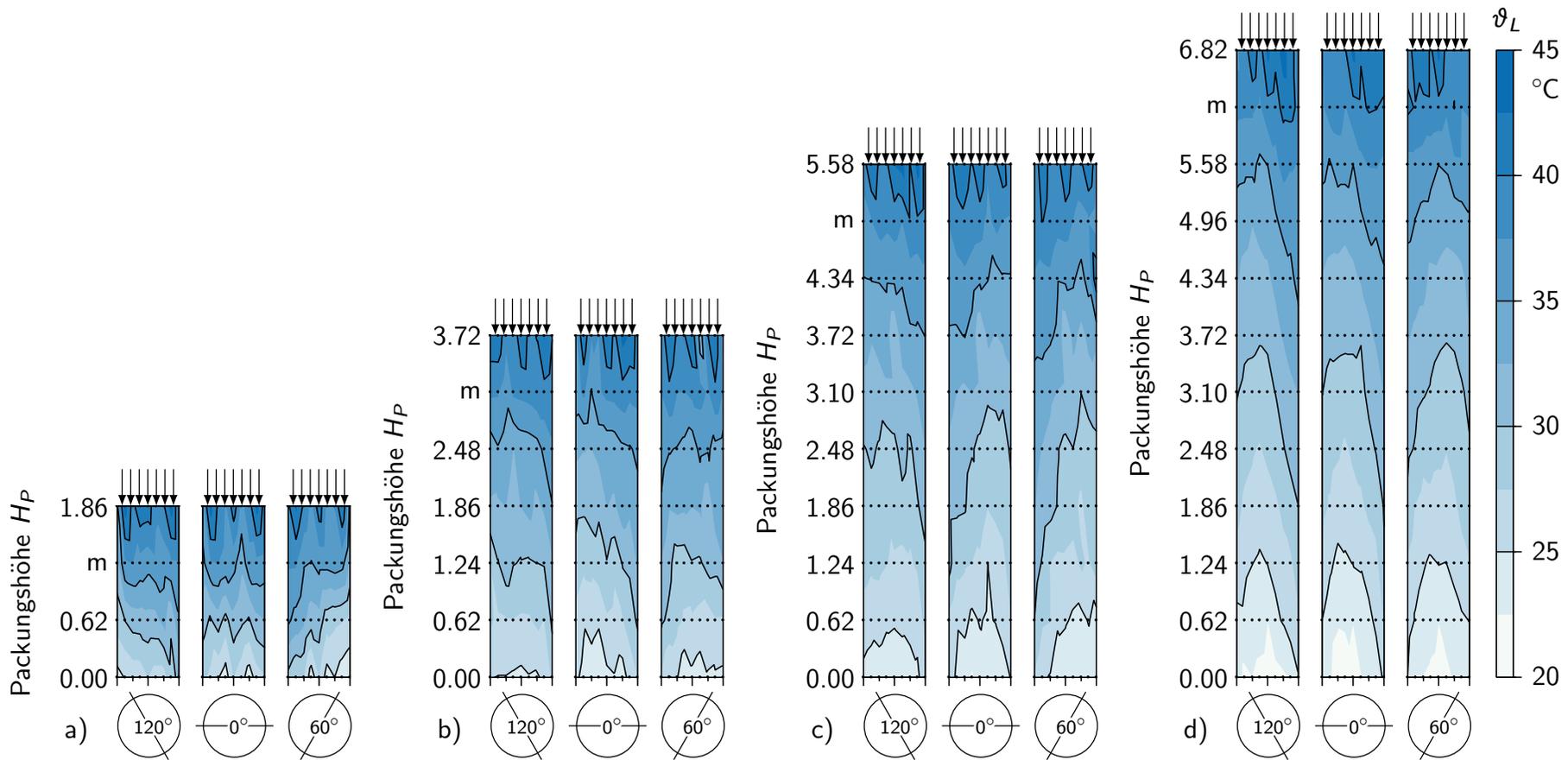


Abbildung 5.10: Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Berieselungsdichte B von $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Ring 25-7 PP desselben Typs. Dieser Trend ist in etwas abgeschwächter Form auch für eine Füllkörperschüttung von 5.58 m in Abbildung 5.10c zu erkennen. Für die beiden kleinsten Packungshöhen von 3.72 m und 1.86 m in Abbildungen 5.10b bzw. 5.10a kann keine eindeutige Randgängigkeit mehr identifiziert werden. Dies stützt die Argumentation, dass eine gewisse Lauflänge der Flüssigkeit notwendig ist, um eine beobachtbare erhöhte Flüssigkeitsströmung entlang der Kolonnenwand auszubilden.

Die Ausbildung einer größeren Randgängigkeit beim Hiflow[®] Ring 25-7 PP kann mit der größeren Querverteilwirkung dieser Füllkörpergröße im Vergleich zum Hiflow[®] Ring 50-6 PP begründet werden. Flüssigkeit wird beim Hiflow[®] Ring 25-7 PP wohl bereits nach einer kürzeren Lauflänge der Flüssigkeit an die Kolonnenwand verteilt und kann nicht mehr ausreichend in den Kern der Packung zurückgeführt werden, wodurch sich der Wandfluss früher und stärker ausbilden kann.

Insgesamt sind die mittleren Austrittstemperaturen ϑ_L^{aus} in Tabelle 5.3 im Vergleich zum Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit Ausnahme einer Packungshöhe von 5.58 m höher, was tendenziell auf einen etwas verminderten Stoffübergang hindeutet. Dieser Trend entspricht auch den Erwartungen, da der kleinere Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP eine erheblich größere Oberfläche für den Wärme- und Stoffübergang bietet als der Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Die Unregelmäßigkeit bei 5.58 m kann auf eventuelle Schwankungen in den Eintrittsbedingungen des Gases zurückgeführt werden.

Tabelle 5.3: Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP.

Packungshöhe H_P in m	Flüssigkeit		Gas	
	$\vartheta_{L,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{L,m}^{aus}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{aus}$ in °C
1.86	43.1	25.2	23.9	37.5
3.72	43.0	25.3	26.6	39.3
5.58	42.9	23.2	24.1	39.4
6.82	43.3	21.5	23.1	39.7

Auch bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe ähneln die Verläufe der Temperaturprofile der Flüssigkeit des Hiflow[®] Rings 50-6 PP in Abbildung 5.11 grundlegend denen des kleineren Hiflow[®] Ring 25-7 PP. Allerdings zeigen sich auch hier einige deutliche Unterschiede. So kann bei der kleinsten Packungshöhe von 1.86 m in Abbildung 5.11a eine leichte Abschwächung der Krümmung der Isothermen beobachtet werden. Dies deutet auf eine etwas gleichmäßigere Verteilung hin, wenngleich immer noch eine erhebliche Maldistribution der Flüssigkeit vorliegt. Die Verläufe der beiden mittleren Packungshöhen von 3.72 m und 5.58 m in Abbildungen 5.11b bzw. 5.11c zeigen ein sehr ähnliches Profil zu den Ergebnissen des Hiflow[®] Rings 25-7 PP in Abbildungen 5.5b bzw. 5.5c, obwohl auch hier bereits bei geringerer Lauflänge der

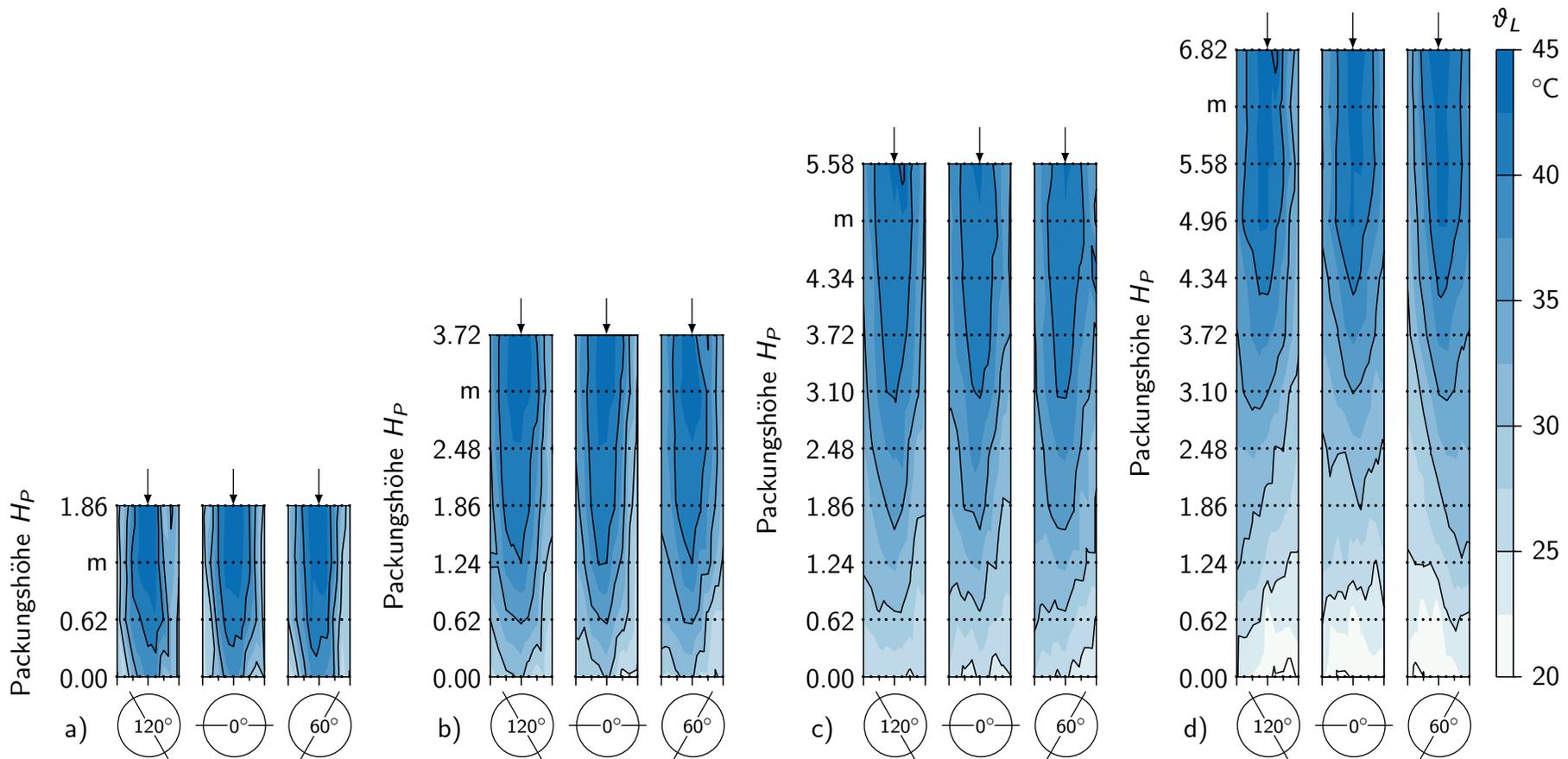


Abbildung 5.11: Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a)/b)/c) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und d) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Flüssigkeit eine einsetzende Abschwächung der Krümmung hin zu mehr horizontal verlaufenden Isothermen erkennbar ist.

Bei der größten Packungshöhe von 6.82 m in Abbildung 5.11d zeigt sich der deutlichste Unterschied zum Temperaturprofil des kleineren Hiflow[®] Ring 25-7 PP in Abbildung 5.5d. Beim Hiflow[®] Ring 50-6 PP ist keine Umkehrung der Krümmung mehr zu beobachten, lediglich eine Abschwächung der zuvor stark gekrümmten Isothermen hin zu einem nahezu horizontalen Verlauf. Eine an den Bereich gleichmäßiger Verteilung anschließende Ausbildung von Randgängigkeit, wie es bei dem Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP zu beobachten ist, kann für den Hiflow[®] Ring 50-6 PP nicht erkannt werden. Auch dies kann zur Ursache die geringeren Querverteilungseigenschaften des Hiflow[®] Rings 50-6 PP gegenüber dem Hiflow[®] Ring 25-7 PP haben. Die Flüssigkeit benötigt eine gewisse Lauflänge, um an die Kolonnenwand zu strömen und eine deutliche Randgängigkeit auszubilden. Die restliche Lauflänge von knapp 2 m nach Erreichen einer annähernd gleichmäßigen Verteilung bei dem Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP reicht allerdings nicht aus, um diese zu verursachen.

Die gemittelten Temperaturen aller Versuche für die punktförmige Aufgabe des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP sind in Tabelle 5.4 zusammengefasst. Dabei lässt sich analog zum Hiflow[®] Ring 25-7 PP festhalten, dass bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe eine größere Abhängigkeit der mittleren Austrittstemperatur $\vartheta_{L,m}^{aus}$ der Flüssigkeit besteht als bei der gleichmäßigen Anfangsverteilung. Mit steigender Packungshöhe wird diese erwartungsgemäß kleiner.

Tabelle 5.4: Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP.

Packungshöhe H_P in m	Flüssigkeit		Gas	
	$\vartheta_{L,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{L,m}^{aus}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{aus}$ in °C
1.86	43.0	29.4	24.3	41.8
3.72	43.1	26.0	25.7	42.4
5.58	43.0	24.5	25.8	42.1
6.82	43.4	19.4	20.4	42.1

Für den Verlauf der lokalen Maldistributionsfaktoren $M_{\vartheta,j}$ des Hiflow[®] Rings 50-6 PP in Abbildung 5.12⁴ können gewisse Ähnlichkeiten, aber auch deutliche Unterschiede zu dem Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP festgestellt werden. Zum einen kann beim Hiflow[®] Ring 50-6 PP eine gute Wiederholbarkeit analog zu den Beobachtungen von WINKLER ET AL. 2022a festgestellt werden. Dieser Schluss lässt sich aufgrund sehr ähnlicher Ergebnisse für mehrere Messreihen desselben Betriebspunkts ziehen.

⁴ Die Diagramme stellen eine Neuauswertung der Versuchsergebnisse dar, wodurch sich geringfügige Abweichungen zu den Diagrammen von WINKLER ET AL. 2022a ergeben.

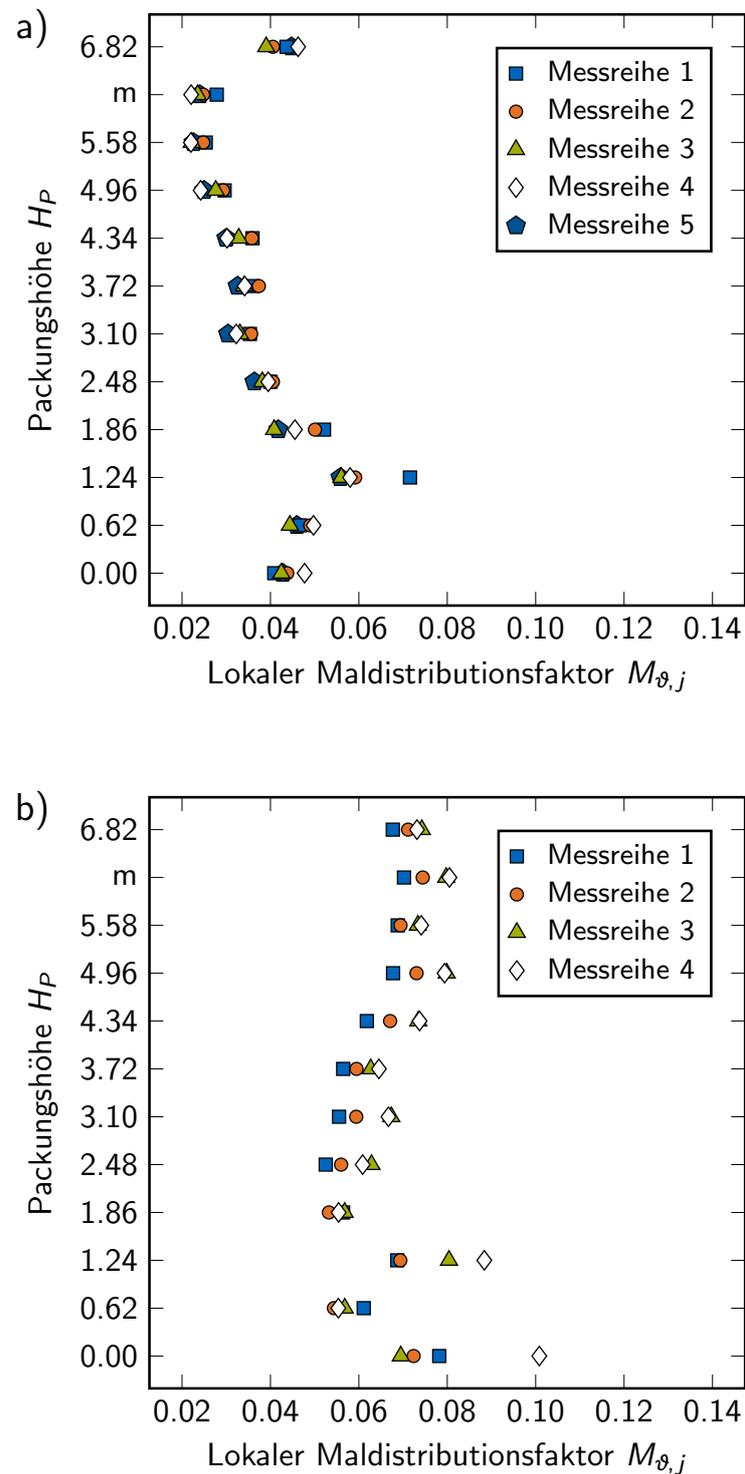


Abbildung 5.12: Lokaler Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ verschiedener Messreihen für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$.

Daneben zeigen sich, wie auch von WINKLER ET AL. 2022a angegeben, sowohl für eine gleichmäßige als auch für eine punktförmige Flüssigkeitsaufgabe annähernd dieselben Ergebnisse der lokalen Maldistributionsfaktoren für den obersten Messflansch bei den Füllkörpern Hiflow® Ring 25-7 PP und Hiflow® Ring 50-6 PP in den Abbildungen 5.6 bzw. 5.12. Dies liegt darin begründet, dass für beide Füllkörpertypen dieselben Flüssigkeitsverteiler mit den selben Tropf- und Aufgabestellen verwendet werden. Die minimalen Abweichungen lassen sich auf unterschiedliche Stoffübergangsleistungen bei den Packungstypen zurückführen.

Qualitativ zeigt sich in Abbildung 5.12a für die gleichmäßige Anfangsverteilung ein ähnlicher Trend zum Hiflow® Ring 25-7 PP, allerdings mit insgesamt etwas kleineren Werten und damit einer kleineren Variation des lokalen Maldistributionsfaktors. Nichtsdestotrotz ist auch für den Hiflow® Ring 50-6 PP eine leichte Abnahme der lokalen Maldistributionsfaktoren in den Messebenen unterhalb des obersten Messflansches zu verzeichnen. Dies deutet auf eine leichte Verbesserung der Flüssigkeitsverteilung hin, verursacht durch die Querverteilwirkung der Füllkörperschüttung.

Die punktförmige Flüssigkeitsaufgabe in Abbildung 5.12b zeigt ähnliche Werte für den lokalen Maldistributionsfaktor zwischen den Füllkörpern Hiflow® Ring 50-6 PP und Hiflow® Ring 25-7 PP. Trotzdem können leichte Unterschiede im Verlauf erkannt werden. Im unteren Bereich der Packung kann für den Hiflow® Ring 50-6 PP aber ebenfalls eine erhöhte Streuung der Ergebnisse erkannt werden.

Abbildung 5.13 zeigt die Verläufe des globalen Maldistributionsfaktors M_θ für beide Arten der Anfangsverteilung. Bei der gleichmäßigen Flüssigkeitsaufgabe in Abbildung 5.13a ist erkennbar, dass mit steigender Packungshöhe der globale Maldistributionsfaktor tendenziell abnimmt. Dabei ist anzumerken, dass sich für die Packungshöhen 3.72 m, 5.58 m und 6.82 m ein sehr ähnlicher Wertebereich ergibt, während für eine Füllkörperschüttung von 1.86 m vergleichsweise deutlich höhere globale Maldistributionsfaktoren auftreten. Ebenso zeigt sich eine leichte Abnahme des globalen Maldistributionsfaktors mit steigender Gasbelastung. Wie WINKLER ET AL. 2022a beobachten, ist die Abnahme beim Hiflow® Ring 50-6 PP allerdings weniger stark ausgeprägt als beim Füllkörper Hiflow® Ring 25-7 PP.

Die punktförmige Flüssigkeitsaufgabe in Abbildung 5.13b zeigt für den Hiflow® Ring 50-6 PP ein völlig anderes Verhalten als dies für den Hiflow® Ring 25-7 PP in Abbildung 5.7b der Fall ist. Es zeigt sich beim Hiflow® Ring 50-6 PP eine deutliche und eindeutige Vergrößerung des globalen Maldistributionsfaktors mit steigender Packungshöhe. Dabei ist auffällig, dass verglichen mit dem Hiflow® Ring 25-7 PP eine geringe Abhängigkeit zur Gas- und Flüssigkeitsbelastung vorliegt. Die Ergebnisse der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe mit dem Hiflow® Ring 50-6 PP entsprechen sehr genau den zu erwartenden Verläufen. Durch die längere Lauflänge der Flüssigkeit bei größeren Höhen der Füllkörperschüttung, kann durch die Querverteilwirkung der Füllkörper eine gleichmäßigere Flüssigkeitsverteilung in der Packung erreicht werden.

Die Tatsache, dass die globalen Maldistributionsfaktoren für den Hiflow® Ring 50-6 PP mit Ausnahme der Packungshöhe von 1.86 m tendenziell kleiner sind als die des kleineren

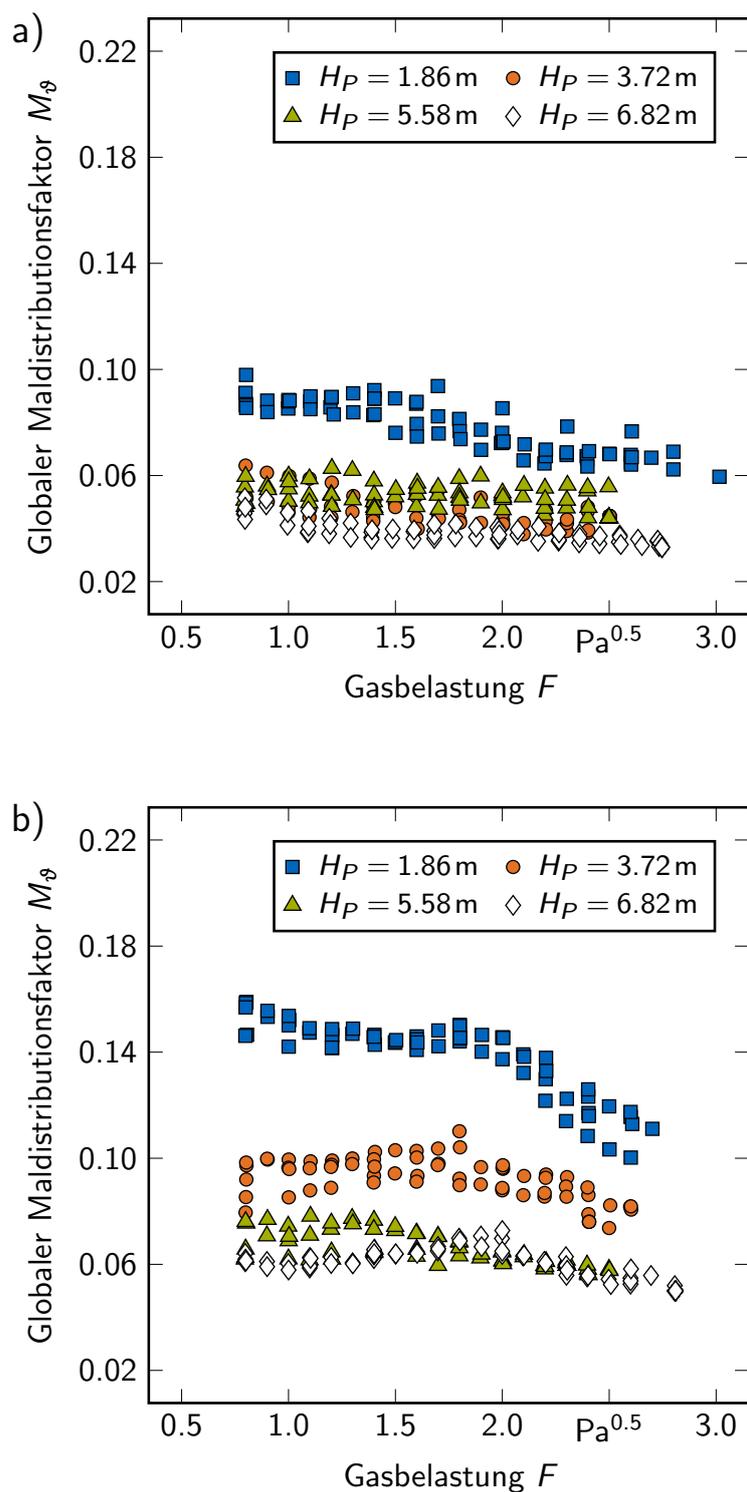


Abbildung 5.13: Globaler Maldistributionsfaktor M_g für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_p . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.

Hiflow[®] Rings 25-7 PP wirkt zunächst etwas ungewöhnlich. Eine Begründung, welche auch von WINKLER ET AL. 2022a beim Vergleich der Werte für die größte Packungshöhe von 6.82 m herangezogen wird, ist das unterschiedliche Querverteilungsverhalten. Mit dem Hiflow[®] Ring 50-6 PP wird die Flüssigkeit weniger stark querverteilt als mit dem Hiflow[®] Ring 25-7 PP, weshalb die einsetzende Randgängigkeit einen größeren negativen Einfluss beim kleineren Füllkörper besitzt. Dies führt daher beim Hiflow[®] Ring 50-6 PP zu kleineren globalen Maldistributionsfaktoren. Für die kleinste Packungshöhe von 1.86 m ist dies nicht der Fall, da hier die Lauflänge nicht ausreicht, um einen deutlich erhöhten Wandfluss zu erreichen. Im Gegenteil führt die kleinere Querverteilungswirkung des Hiflow[®] Ring 50-6 PP dazu, dass insbesondere bei der punktförmigen Aufgabe über weitere Bereiche größere globale Maldistributionsfaktoren und damit eine ungleichmäßigere Flüssigkeitsverteilung auftreten als beim Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

Der Verlauf der Höhe einer Übergangseinheit HTU ist für den Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger Verteilung in Abbildung 5.14 gezeigt. Bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe ergibt sich dieselbe Problematik, welche bereits bei dem Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP beschrieben wird.

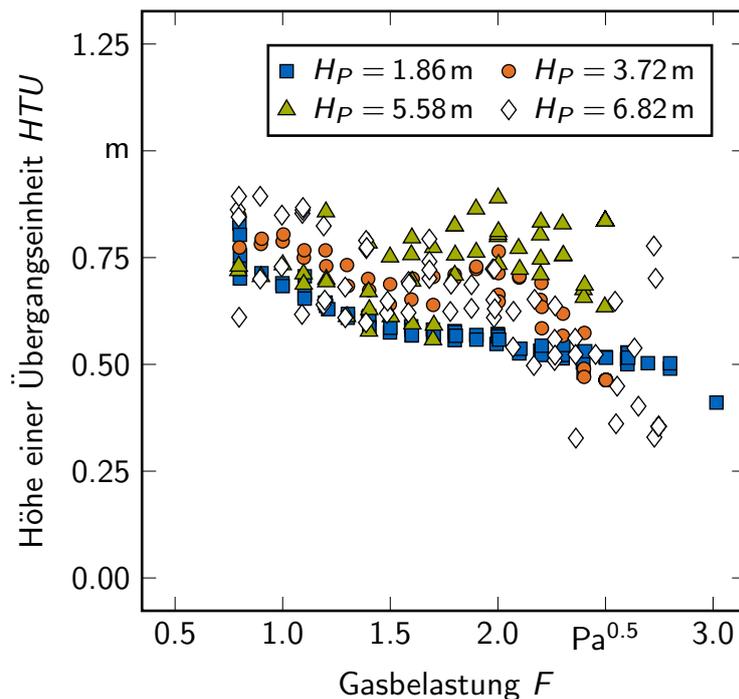


Abbildung 5.14: Höhen einer Übergangseinheit HTU für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.

Auch bei den HTU -Werten des Hiflow[®] Ring 50-6 PP zeigen sich qualitative Ähnlichkeiten in den Verläufen des Hiflow[®] Rings 25-7 PP. Mit steigender Packungshöhe steigt demnach auch die Streuung der Ergebnisse. Ebenso liegen für größere Packungshöhen

auch größere Werte für die Höhe einer Übergangseinheit vor. Dies bedeutet, dass mit steigender Packungshöhe die Stoffübergangsleistung vergleichsweise etwas abnimmt.

Dieses Verhalten entspricht der erwarteten Tendenz, da mit größerer Ungleichverteilung der Flüssigkeit durch Randgängigkeit der Wärme- und Stoffübergang negativ beeinflusst werden. Zusätzlich ergibt sich auch der erwartete Zusammenhang, dass die HTU -Werte für den kleineren Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP niedriger sind, als für den Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Durch die größere zur Verfügung stehenden Oberfläche des Hiflow[®] Rings 25-7 PP ist der Wärme- und Stoffübergang etwas verbessert im Vergleich zum größeren Füllkörper desselben Typs Hiflow[®] Ring 50-6 PP.

RMSR 50-4 Edelstahl

Der RMSR 50-4 Edelstahl unterscheidet sich sowohl im ausgeführten Material als auch in der Grundgeometrie von den Füllkörpern Hiflow[®] Ring 25-7 PP und Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Lediglich die Nenngröße entspricht mit 50 mm der des Hiflow[®] Rings 50-6 PP. Die Temperaturprofile für denselben Betriebspunkt der Füllkörper zuvor sind in Abbildungen 5.15 und 5.16 für eine gleichmäßige und eine punktförmige Aufgabe gezeigt. Die Gasbelastung beträgt $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ bei einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$.

Für die gleichmäßige Flüssigkeitsaufgabe in Abbildung 5.15 zeigen sich grundlegende Ähnlichkeiten zu den Verläufen der beiden Hiflow[®] Ringe. Allerdings führen die Temperaturprofile zu dem Schluss, dass bei dem Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl gegenüber den Hiflow[®] Ringen insgesamt eine bessere Flüssigkeitsverteilung vorliegt. Die Isothermen verlaufen über weite Bereiche nahezu horizontal oder weisen nur eine geringfügige Krümmung auf. Lediglich für die größeren Packungshöhen von 5.58 m und 6.82 m in den Abbildungen 5.15c bzw. 5.15d kann die Ausbildung einer leichten Randgängigkeit an einer leichten Krümmung der Isothermen in Form von nach unten geöffneten Parabeln beobachtet werden.

Die Ungleichverteilung am oberen Ende der Füllkörperschüttung, zu erkennen an den gezackten Isothermen direkt nach dem obersten Messflansch, kann analog zu den Hiflow[®] Ringen über die Tropfstellenanzahl des Flüssigkeitsverteilers gedeutet werden. Bei den kleineren Packungshöhen von 1.86 m und 3.72 m in den Abbildungen 5.15a bzw. 5.15b lässt sich keine eindeutige Ausbildung von Randgängigkeit erkennen, auch wenn insbesondere bei der Packungshöhe von 3.72 m durchaus deutliche Unregelmäßigkeiten im Verlauf der Isothermen erkennbar sind. Der Eindruck vergleichsweise niedriger Austrittstemperaturen in Abbildung 5.15 deckt sich mit den Ergebnissen der gemittelten Austrittstemperaturen $\vartheta_{L,m}^{aus}$ der Flüssigkeit in Tabelle 5.5.

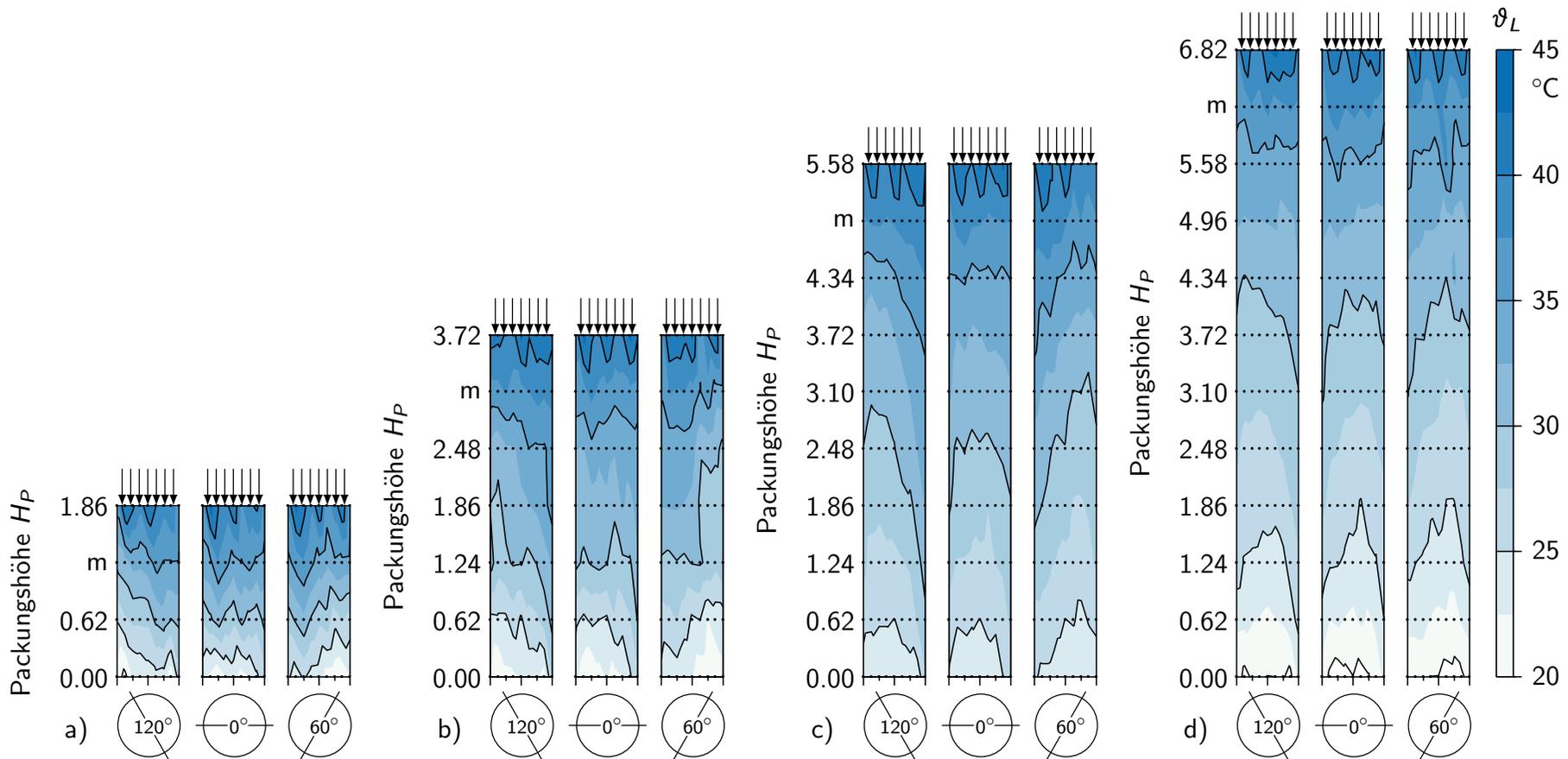


Abbildung 5.15: Temperaturprofile für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a)/c)/d) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und b) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Tabelle 5.5: Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl. [WINKLER ET AL. 2022b]

Packungshöhe H_P in m	Flüssigkeit		Gas	
	$\vartheta_{L,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{L,m}^{aus}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{aus}$ in °C
1.86	43.3	22.3	21.8	38.8
3.72	43.4	21.9	22.7	39.6
5.58	43.5	23.6	27.6	40.4
6.82	43.3	20.6	23.1	40.3

Die Verläufe bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe desselben Betriebspunkts für den RMSR 50-4 Edelstahl sind in Abbildung 5.16 dargestellt. Der grundlegende Verlauf der Flüssigkeitsisothermen ist dabei sehr ähnlich insbesondere zum Füllkörper Hiflow® Ring 50-6 PP. Auch beim RMSR 50-4 Edelstahl ist die Verbesserung der anfänglich relativ drastischen Ungleichverteilung der Flüssigkeit mit steigender Lauflänge zu beobachten. Die Krümmung der Isothermen flacht für alle untersuchten Packungshöhen mehr und mehr ab. Am geringsten ist dieser Effekt bei der kleinsten Packungshöhe von 1.86 m in Abbildung 5.16a, da hier die Packungshöhe offensichtlich nicht ausreicht, um eine gleichmäßigere Verteilung zu erzielen.

Für die Packungshöhe von 3.72 m in Abbildung 5.16b erreichen die Isothermen am unteren Ende der Packung einen nahezu horizontalen Verlauf, wobei immer noch eine leichte Krümmung in Form einer nach oben geöffneten Parabel vorliegt. Bei den beiden höchsten Füllkörperschüttungen von 5.58 m und 6.82 m in den Abbildungen 5.16c bzw. 5.16d können im unteren Bereich tatsächlich nahezu horizontale Isothermen und damit eine annähernd gleichmäßige Verteilung der Flüssigkeit beobachtet werden. Allerdings kann auch bei dem Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl, wie auch beim Hiflow® Ring 50-6 PP, keine Umkehrung der Krümmung und damit das Auftreten einer Randgängigkeit beobachtet werden, wie dies beim kleinsten der untersuchten Füllkörper dem Hiflow® Ring 25-7 PP der Fall ist.

Tabelle 5.6 zeigt die gemittelten Ein- und Austrittstemperaturen von Gas und Flüssigkeit für die punktförmige Flüssigkeitsaufgabe des RMSR 50-4 Edelstahl aller in dieser Arbeit behandelten Versuchspunkte. Die gemittelten Austrittstemperaturen $\vartheta_{L,m}^{aus}$ der Flüssigkeit zeigen dabei die kleinsten Werte bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe mit Ausnahme der größten Packungshöhe von 6.82 m. Dies unterstützt den Eindruck der Temperaturprofile aus Abbildung 5.16 und deutet auf einen vergleichsweise guten Wärme- und Stoffübergang in der Packung hin.

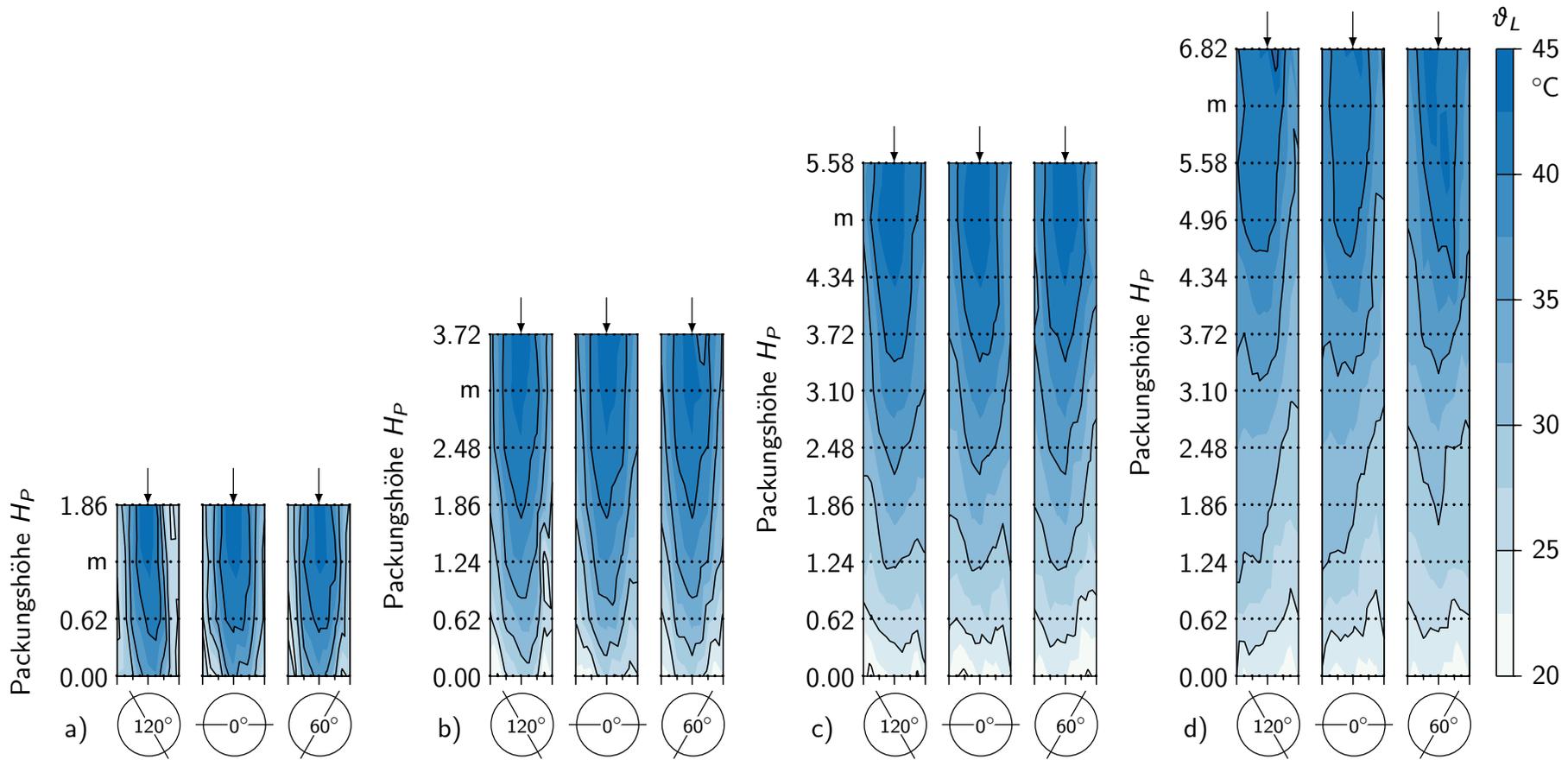


Abbildung 5.16: Temperaturprofile für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a)/d) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und b)/c) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Tabelle 5.6: Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl.

Packungshöhe H_P in m	Flüssigkeit		Gas	
	$\vartheta_{L,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{L,m}^{aus}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{ein}$ in °C	$\vartheta_{G,m}^{aus}$ in °C
1.86	43.1	27.8	22.0	41.1
3.72	43.2	23.1	22.6	41.3
5.58	43.3	21.5	22.4	42.4
6.82	43.3	20.9	24.2	42.6

Die Ergebnisse der quantitativen Auswertung über den lokalen Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ sind in Abbildung 5.17 gezeigt. Es zeigen sich für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl Ähnlichkeiten zu den Verläufen der Hiflow[®] Ringe. Sowohl bei gleichmäßiger als auch punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe sind die Werte des lokalen Maldistributionsfaktors des obersten Messflansches für die unterschiedlichen Füllkörper ähnlich. Dies ist, wie zuvor bei den Hiflow[®] Ringen angemerkt, über den Einsatz der identischen Verteiler bei allen Messungen zu begründen und entspricht dem erwarteten Bild.

Der Verlauf der lokalen Maldistributionsfaktoren des RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe in Abbildung 5.17a ähnelt grundsätzlich mehr dem Verlauf des Hiflow[®] Ring 50-6 PP in Abbildung 5.12a als dem des Hiflow[®] Ring 25-7 PP in Abbildung 5.6a. Zunächst nimmt der lokale Maldistributionsfaktor durch eine verbesserte Flüssigkeitsverteilung aufgrund der Querverteilwirkung der Füllkörperschüttung leicht ab, bevor eine nahezu kontinuierliche leichte Zunahme zu beobachten ist. Die Zunahme der Werte ist mit der Ausbildung einer geringfügigen Randgängigkeit begründbar.

Insgesamt zeigt der Verlauf vergleichsweise kleine lokale Maldistributionsfaktoren insbesondere im unteren Teil der Füllkörperschüttung. Dies deutet auf eine geringere Ausbildung eines Wandflusses vor allem im Vergleich zum Hiflow[®] Ring 25-7 PP, aber ebenso zum Hiflow[®] Ring 50-6 PP hin. Dies stimmt mit den Eindrücken der Temperaturprofile in Abbildungen 5.4, 5.10 und 5.15 überein. Es ergibt sich bei der punktförmigen Anfangsverteilung der Flüssigkeit ein grundlegend ähnlicher Verlauf der lokalen Maldistributionsfaktoren in Abbildung 5.17b des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl zu den Hiflow[®] Ringen. Nach einer hohen Ungleichverteilung, bedingt durch den Verteilertyp, wird die Flüssigkeitsverteilung durch die Verteilwirkung der Füllkörperschüttung mit steigender Lauflänge gleichmäßiger.

Auffällig ist beim RMSR 50-4 Edelstahl, dass im Vergleich mit den Hiflow[®] Ringen im unteren Bereich der Packung die Werte des lokalen Maldistributionsfaktors tendenziell kleiner und damit die Flüssigkeitsverteilung etwas gleichmäßiger ist. Dies deutet darauf hin, dass mit dem RMSR 50-4 Edelstahl die Ausbildung einer Randgängigkeit oder eines Wandflusses auch bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe am geringsten ist.

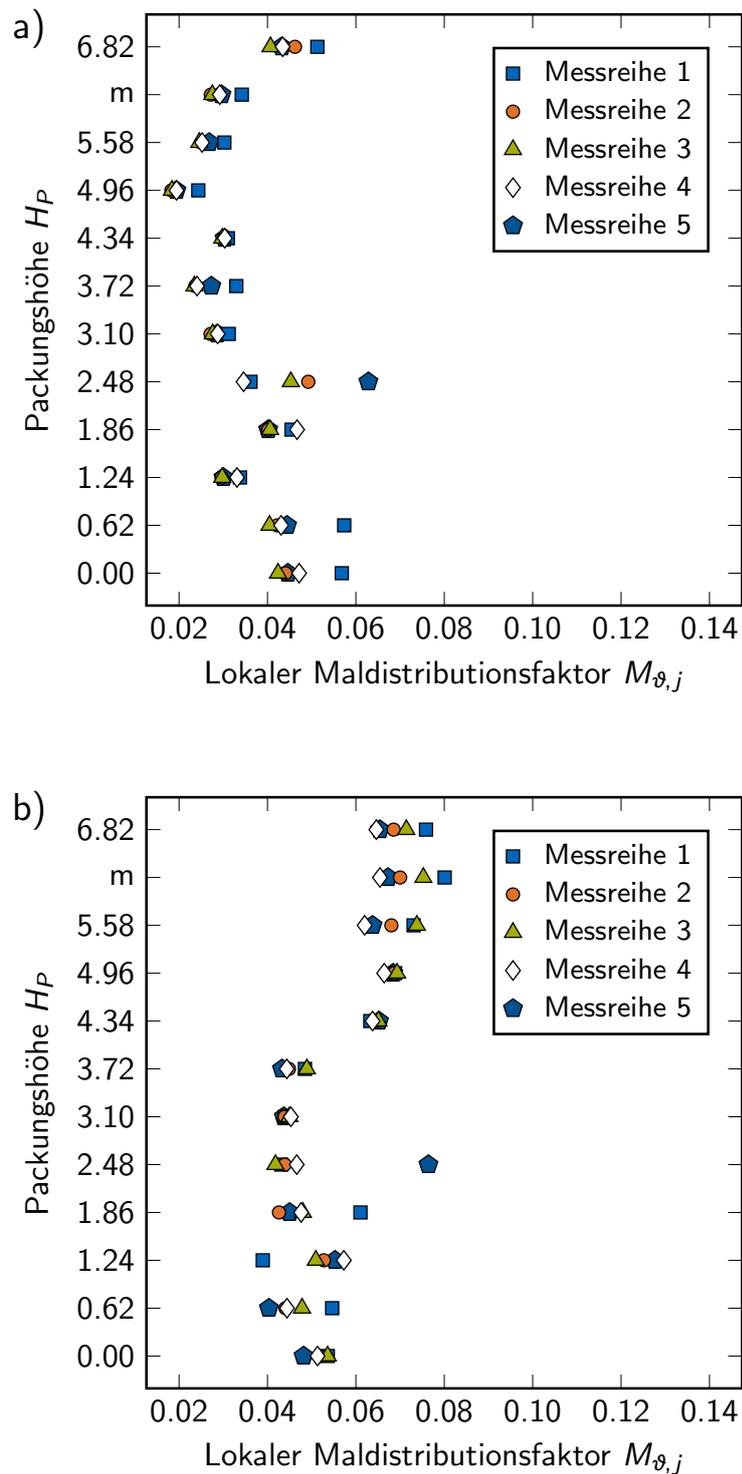


Abbildung 5.17: Lokaler Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ verschiedener Messreihen für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$.

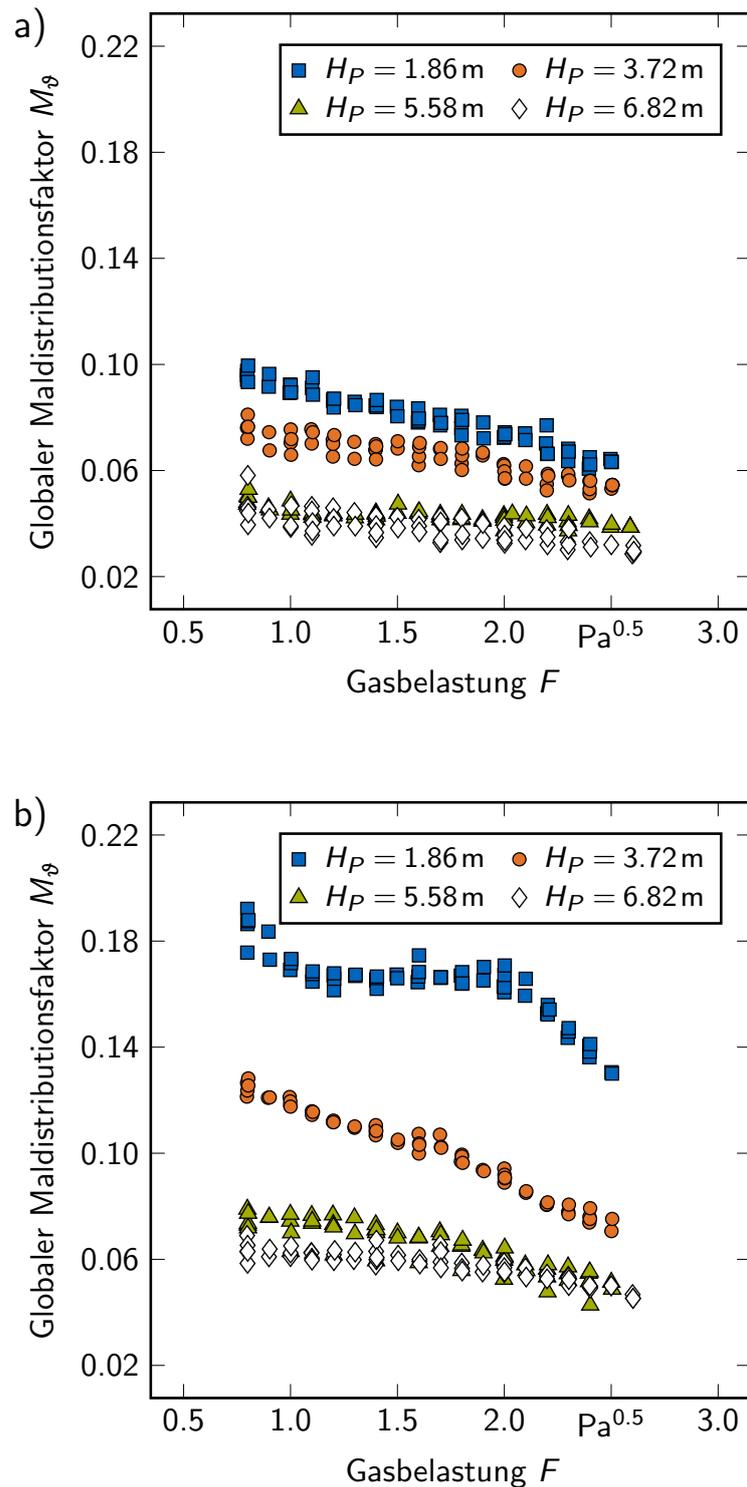


Abbildung 5.18: Globaler Maldistributionsfaktor M_g für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger (a) nach WINKLER ET AL. 2022b und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_p . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.

Abbildung 5.18 zeigt die Verläufe des globalen Maldistributionsfaktors M_g des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl. In den Abbildungen 5.18a bzw. 5.18b ist zu erkennen, dass sowohl für eine gleichmäßige als auch für eine punktförmige Anfangsverteilung der Flüssigkeit mit steigender Packungshöhe und größer werdender Gasbelastung der globale Maldistributionsfaktor abnimmt. Die Abnahme mit steigender Packungshöhe ist bei der punktförmigen Aufgabe erheblich gravierender als bei der gleichmäßigen. Dies liegt darin begründet, dass mit steigender Lauflänge die Flüssigkeit, insbesondere bei der punktförmigen Aufgabe, erheblich besser in der Füllkörperschüttung verteilt wird. Ebenso ist auffällig, dass bei beiden Arten von Anfangsverteilung die Abnahme des globalen Maldistributionsfaktors mit steigender Gasbelastung für kleinere Packungshöhen in der Regel größer ausfällt. Dies ist über die größere Flüssigkeitsmenge in der Füllkörperschüttung und die dadurch verbesserte Flüssigkeitsverteilung in der Packung zu begründen.

Für die gleichmäßige Flüssigkeitsaufgabe des RMSR 50-4 Edelstahl in Abbildung 5.18a ergibt sich eine ähnliche Größenordnung der Werte des globalen Maldistributionsfaktors wie beim Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP in Abbildung 5.13a. Bei einer punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe des RMSR 50-4 Edelstahl in Abbildung 5.18b liegen die Werte der kleinsten Packungshöhe von 1.86 m allerdings deutlich höher als dies bei den Hiflow[®] Ringen der Fall ist, während für die beiden größten Packungshöhen starke Ähnlichkeiten zum Verlauf des Hiflow[®] Rings 50-6 PP bestehen. Offenbar benötigt der RMSR 50-4 Edelstahl eine etwas größere Lauflänge der Flüssigkeit, um die durch die Flüssigkeitsaufgabe bedingte anfängliche Ungleichverteilung ausgleichen zu können.

Der Verlauf der HTU -Werte ist in Abbildung 5.19 in Abhängigkeit der Gasbelastung für die verschiedenen Packungshöhen dargestellt. Auch beim RMSR 50-4 Edelstahl tritt das bereits beim Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP beschriebene Problem bei der Stoffübergangsberechnung mit punktförmiger Anfangsverteilung auf. Deshalb wird auch an dieser Stelle lediglich die gleichmäßige Flüssigkeitsaufgabe betrachtet. Es zeigt sich analog zu den Hiflow[®] Ringen eine größer werdende Streuung der Ergebnisse mit steigender Packungshöhe, wie auch von WINKLER ET AL. 2022b angegeben. Die Werte für die Höhe einer Übergangseinheit des RMSR 50-4 Edelstahl in Abbildung 5.19 liegen dabei leicht unterhalb der Werte des Hiflow[®] Ring 50-6 PP und in einem ähnlichen Bereich wie beim kleineren Hiflow[®] Ring 25-7 PP. Wobei insbesondere für die maximale Packungshöhe von 6.82 m die HTU -Werte des RMSR 50-4 Edelstahl im Mittel kleiner sind als bei den Hiflow[®] Ringen. Dies spricht dafür, dass der Wärme- und Stoffübergang bei dem RMSR 50-4 Edelstahl im Vergleich zu den Hiflow[®] Ringen größer sind.

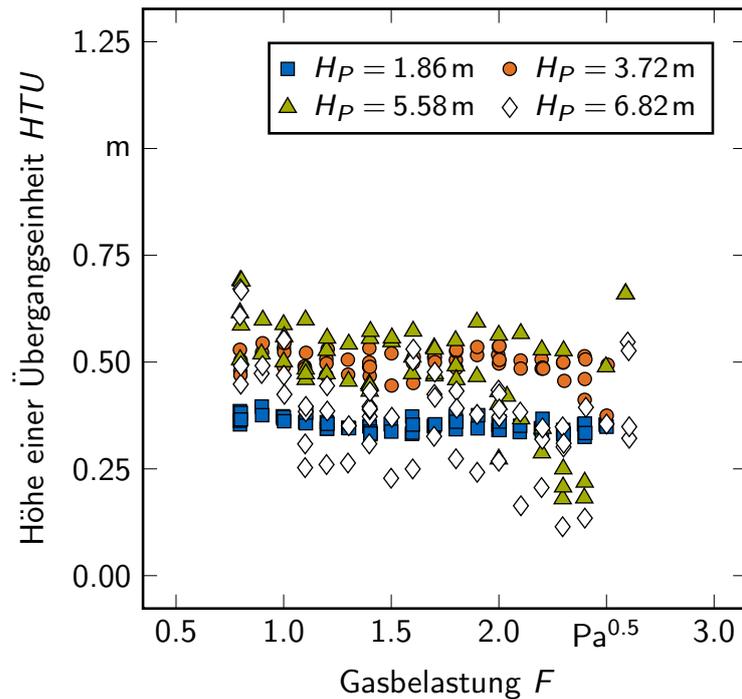


Abbildung 5.19: Höher einer Übergangseinheit HTU für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden. [WINKLER ET AL. 2022b]

Fazit

Insgesamt zeigen die Versuchsergebnisse, wie auch von WINKLER ET AL. 2022a und WINKLER ET AL. 2022b angemerkt, dass die Temperaturmethode generell gut geeignet ist, um die Maldistribution der Flüssigkeit in Füllkörperkolonnen zu analysieren. Insbesondere da diese Methode neben einem indirekten Zugriff auf die Flüssigkeitsverteilung zusätzlich einen Einblick in den lokalen Wärme- und Stoffübergang ermöglicht. Es lässt sich beispielsweise über die Temperaturprofile ein detaillierter Überblick über die Ausbildung von Randgängigkeit beobachten und deren Effekte auf Maldistributionsfaktoren und Wärme- und Stoffübergang. Eine Analyse muss allerdings durch die Einbeziehung aller Auswertungsergebnisse sowohl qualitativ über Temperaturprofile als auch quantitativ mit lokalen und globalen Maldistributionsfaktoren sowie HTU -Werten erfolgen, um Fehlinterpretationen zu vermeiden.

Es sei an dieser Stelle der Hinweis von WINKLER ET AL. 2022a angeführt, dass die Stoffübergangsberechnung mit dem in dieser Arbeit eingesetzten HTU -Konzept nicht vergleichbar ist mit der VDI-Richtlinie 2761 Blatt 2 der VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN 2020. Diese Richtlinie setzt einen isothermen Betrieb der Kolonne voraus, was mit der hier eingesetzten Messmethode allerdings in Widerspruch steht. Außerdem ist das eingesetzte Stoffsystem warmes

Wasser und Luft kein standardisiertes System der angeführten VDI-Richtlinie, da keine klassische Übergangskomponente vorliegt. Die in dieser Arbeit eingesetzte Temperaturmethode eignet sich nicht, um *HTU*-Werte zu ermitteln, welche auf Stoffsysteme für die Absorption oder Destillation übertragen werden können. Dadurch kann auch nicht davon ausgegangen werden, dass die hier angegebenen Höhen einer Übergangseinheit *HTU* mit den Werten der VDI-Richtlinie 2761 Blatt 2 der VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN 2020 vergleichbar sind.

5.2 Modellierung

Der folgende Abschnitt beinhaltet die Ergebnisse und Diskussion der Modellierungen. Dabei wird in Abschnitt 5.2.1 zunächst die bereits vorveröffentlichte Studie von WINKLER ET AL. 2020 vorgestellt. Den zweiten großen Teil bildet die Diskussion der Modellierungsergebnisse der Erweiterung des TUM-WelChem-Zellenmodells um den Wärme- und Stoffübergang für eine als Kühlturm betriebene Füllkörperkolonne. Dabei werden sowohl die ermittelten Korrelationen in Abschnitt 5.2.2 diskutiert als auch die damit berechneten Temperaturprofile und Austrittswerte in Abschnitt 5.2.3. Diese Ergebnisse finden sich in Teilen in der Publikation von WINKLER ET AL. 2022c.

5.2.1 Berechnungsmethode Querverteilung

Nachfolgend werden die Ergebnisse der Simulationen mit sequentieller und simultaner Berechnungsmethode nach Abschnitt 4.1.2 mit Experimentaldaten verglichen. Zum Einsatz kommen dabei Verteilungsdaten der Füllkörper Raflux Ring 50-5 Edelstahl, Hiflow[®] Ring 50-6 PP sowie RMSR 50-4 Edelstahl aus HANUSCH ET AL. 2017. Dieser Abschnitt beruht in Teilen auf der Vorveröffentlichung von WINKLER ET AL. 2020⁵.

Die untersuchten Füllkörper und Betriebspunkte sind in Tabelle 5.7 zusammengefasst. Zum Vergleich werden Zellen in Flüssigkeitssammellringe ohne Segmentunterteilung gemäß dem in Abbildung 2.6 von HANUSCH ET AL. 2017 in einer Kolonne mit 1.2 m Durchmesser eingesetzten Sammler umgerechnet. Die Nummerierung erfolgt von innen nach außen, d. h. der innerste Ring im Kern wird als Ring 1 (R1), der äußerste Randring als Ring 7 (R7) bezeichnet. Die eingesetzten Experimentaldaten sind als Rohdaten über eine Datenbank verfügbar. Näheres findet sich in der Veröffentlichung von HANUSCH ET AL. 2017.

Um sicherzustellen, dass Unterschiede in den Simulationsergebnissen ausschließlich auf die eingesetzte Berechnungsmethode zurückzuführen sind, wird eine konstante Schüttung in der Simulation festgelegt. Das bedeutet, dass durchaus eine zufällige Füllkörperschüttung erzeugt wird, diese aber für jeden Betriebspunkt identisch ist. In der Praxis bedeutet das, dass jeder Zelle zwar eine zufällige Füllkörperorientierung nach den

⁵ Aufgrund einer modifizierten Berechnung und Auswertung unterscheiden sich die Abbildungen 5.20–5.25 von denen der Veröffentlichung von WINKLER ET AL. 2020.

Tabelle 5.7: Ausgewertete Betriebspunkte der Messungen und Simulationen nach WINKLER ET AL. 2020.

Füllkörper	B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	H_P in m
Raflux Ring 50-5 Edelstahl	10/30/60/80	0.0/1.0/1.3/1.9	1.0/1.5/2.5/3.0
Hiflow [®] Ring 50-6 PP	10/30/60/80	0.0/1.0/1.5/2.0	1.0/1.5/2.5/3.0
RMSR 50-4 Edelstahl	10/30/60/80	0.0/1.0/1.5/2.0	1.0/1.5/2.5/3.0

definierten Hauptlagen zugewiesen wird, die Verteilung der Zufallslagen auf die Zellen bei jeder Simulation aber dieselbe ist. Ohne Variation der Füllkörperschüttungen in den Simulationen können Fehlschlüsse aufgrund eines möglichen, wenn auch geringfügigen Einflusses variierender Füllkörperorientierungen in der Packung vermieden werden.

Der Vergleich der sequentiellen (*SEQ*) und simultanen (*EOL*) Berechnungsmethode wird mithilfe von Paritätsdiagrammen durchgeführt. Darin werden die jeweiligen simulierten Volumenströme der einzelnen Flüssigkeitssammlerringe mit Experimentaldaten nach HANUSCH ET AL. 2017 verglichen. Um eine noch detailliertere Auswertung der Unterschiede der beide Berechnungsmethoden zu ermöglichen, werden zudem Box-Plots erstellt. Hierfür wird die relative Abweichung f zwischen Simulation und Experiment mithilfe von Gleichung (5.1) nach WINKLER ET AL. 2020 ermittelt:

$$f = \frac{\dot{V}_L^{sim} - \dot{V}_L^{exp}}{\dot{V}_L^{exp}}. \quad (5.1)$$

Darin wird mit \dot{V}_L^{sim} der simulierte Volumenstrom bezeichnet. Dieser ist je nach eingesetzter Berechnungsmethode entweder der sequentielle oder simultane Volumenstrom \dot{V}_L^{SEQ} bzw. \dot{V}_L^{EOL} durch einen Sammlerring. Die Variable \dot{V}_L^{exp} beschreibt den experimentellen Volumenstrom durch einen Ring des Flüssigkeitssammlers. In den Boxen der Box-Plots werden jeweils die mittleren 50% aller Datenpunkte eingefasst, was laut ALTMAN & BLAND 1994 als Interquartilsabstand (IQA) bezeichnet wird.

Raflux Ring 50-5 Edelstahl

Die Paritätsdiagramme für den Raflux Ring 50-5 Edelstahl sind in Abbildung 5.20 dargestellt. Insgesamt zeigt sich bei diesem Füllkörper eine gute Übereinstimmung zwischen Experiment und Simulation sowohl für die sequentielle als auch für die simultane Berechnungsmethode in den Abbildungen 5.20a bzw. 5.20b. Die größten Abweichungen zur Parität können eindeutig für den Kern der Kolonne in Ring 1 erkannt werden. Die Werte liegen im Mittel etwa um 50% oberhalb der Paritätslinie (—). Das bedeutet, dass für den Ring 1 ein höherer Volumenstrom in der Simulation berechnet wird als dies in der Realität der Fall ist. Damit wird dieser Ring etwas überschätzt. Für die anderen Ringe lässt sich festhalten, dass diese sehr nahe um oder auf der

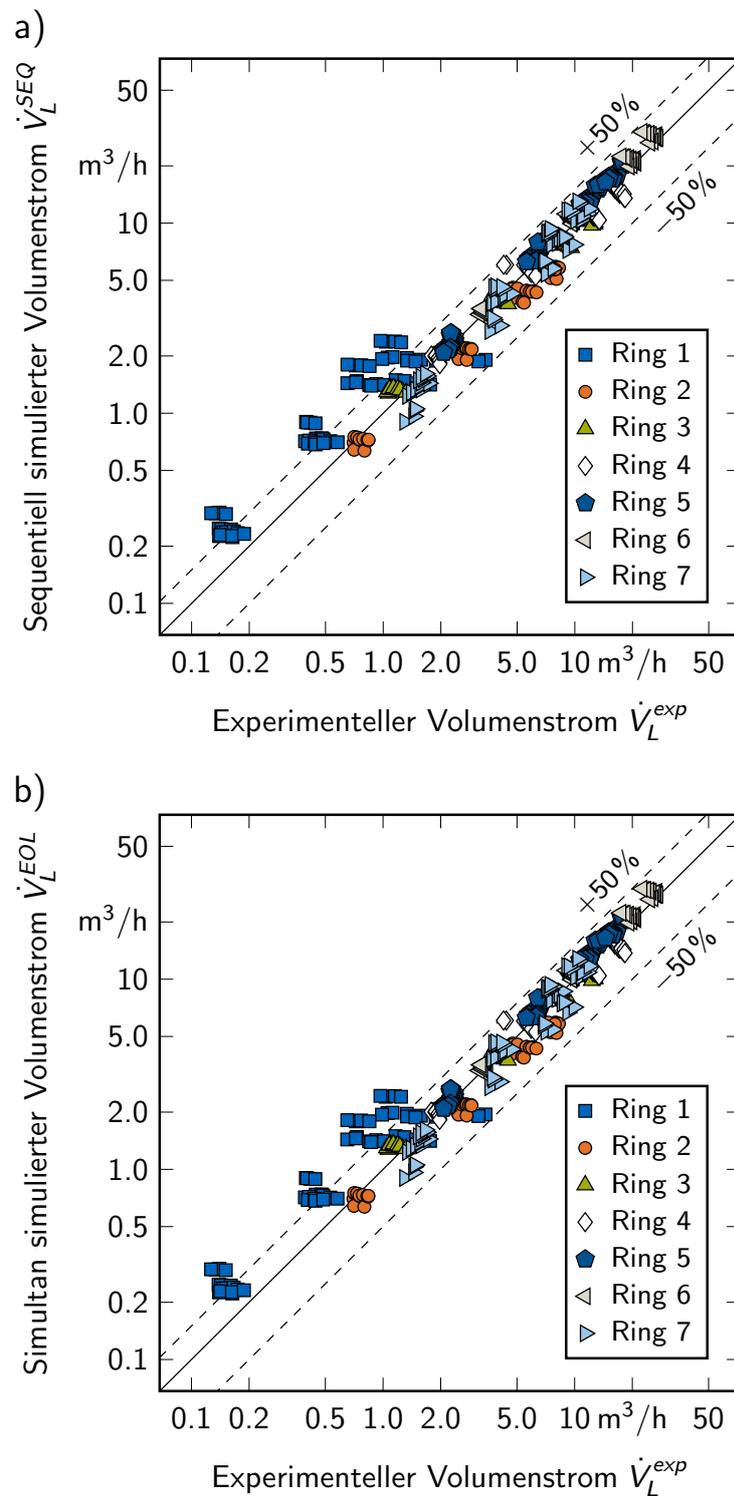


Abbildung 5.20: Paritätsdiagramm des Füllkörpers Rafflux Ring 50-5 Edelstahl für die sequentielle (a) und simultane (b) Berechnungsmethode.

Paritätslinie innerhalb der $\pm 50\%$ -Grenzen liegen und somit die Simulationsergebnisse die Experimente sehr gut wiedergeben.

Beim Vergleich der beiden Berechnungsmethoden fällt auf, dass hier nahezu kein Unterschied in den Paritätsdiagrammen in Abbildung 5.20 zu erkennen ist. Dies zeigt, dass beide Simulationen sehr ähnliche oder nahezu identische Ergebnisse liefern. Dieser Umstand kann noch deutlicher mit dem Boxplot in Abbildung 5.21 aufgelöst werden. Auch hier zeigt sich, dass sowohl für die sequentielle als auch für die simultane Berechnungsmethode die Ergebnisse für die relative Abweichung f nach Gleichung (5.1) kaum Unterschiede zeigen. Der Eindruck, dass für den innersten Ring 1 die Abweichungen zu den Experimenten am größten sind, lässt sich bestätigen. Auch der zumeist schwierig vorherzusagende Randbereich einer Füllkörperkolonne kann mit zufriedenstellender Genauigkeit sehr gut wiedergegeben werden.

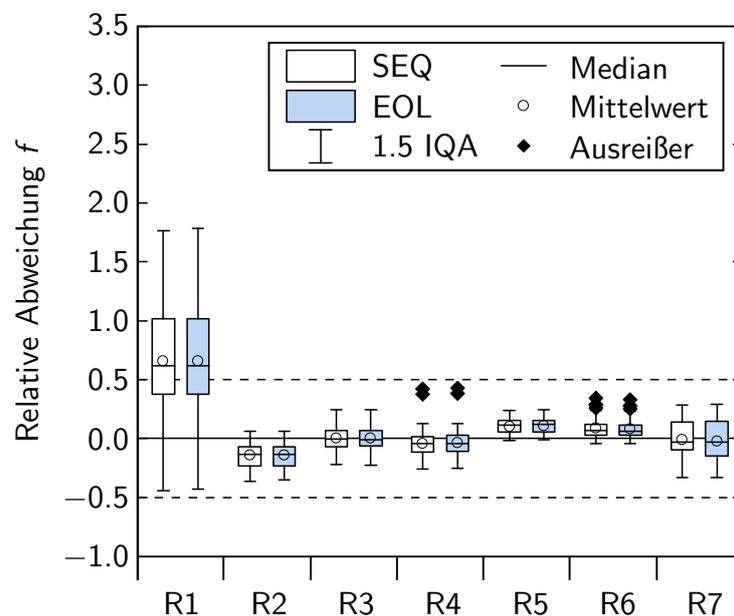


Abbildung 5.21: Box-Plot des Füllkörpers Raflux Ring 50-5 Edelstahl mit den mittleren 50 % der Datenpunkte innerhalb der Box für die sequentielle (SEQ) und simultane (EOL) Berechnungsmethode und einem Bereich des 1.5-fachen Interquartilsabstands (IQA) zwischen den Whiskern.

Hiflow[®] Ring 50-6 PP

Für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP sind die Paritätsdiagramme für die beiden Berechnungsmethoden in Abbildung 5.22 gezeigt. Auch bei diesem Füllkörpertyp zeigt sich ein ähnliches Bild wie beim Raflux Ring 50-5 Edelstahl. Allerdings wirken beim Hiflow[®] Ring 50-6 PP die Abweichungen zwischen den Simulationen und den Experimenten geringfügig größer. Dies gilt insbesondere für die inneren beiden Ringe 1 und 2. Diese werden für beide Berechnungsmethoden mit dem Hiflow[®] Ring 50-6 PP

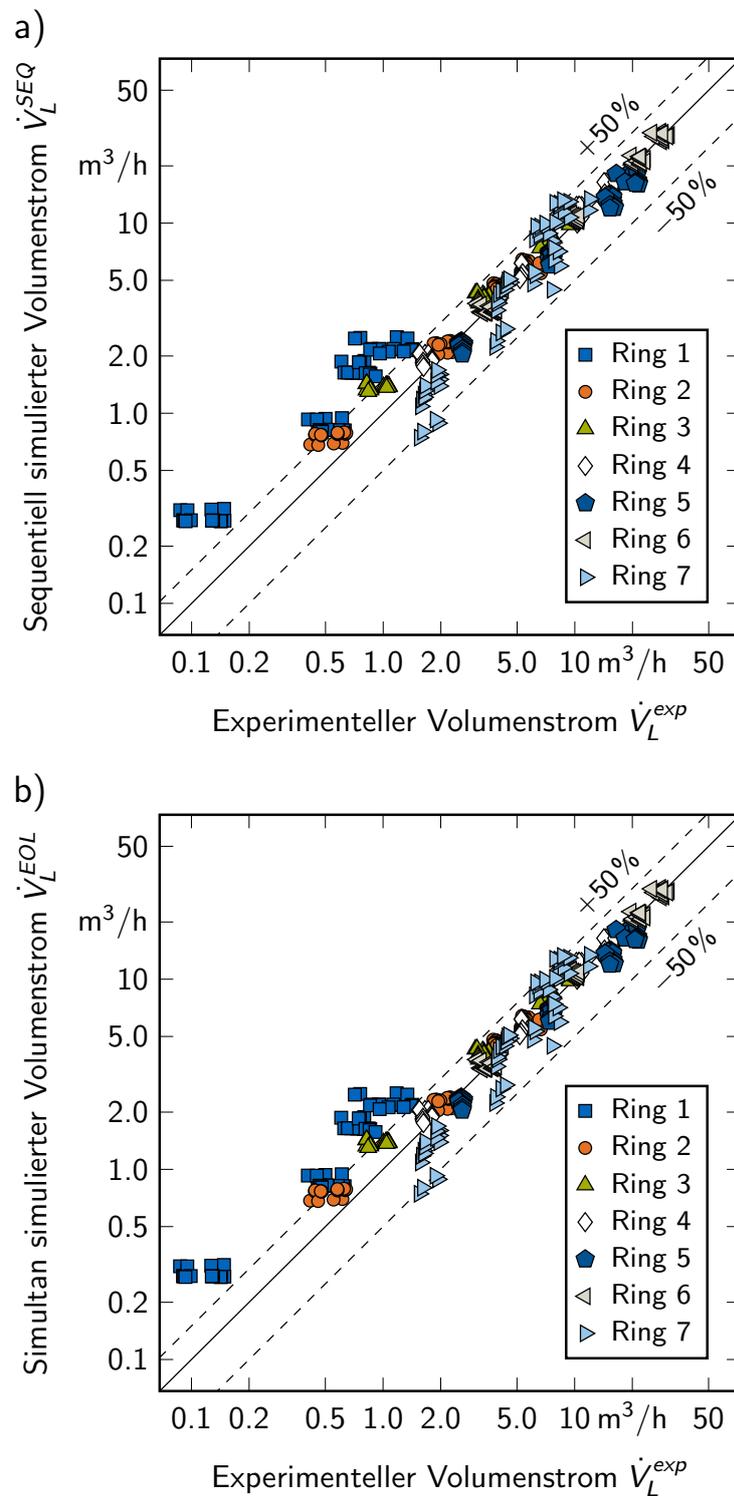


Abbildung 5.22: Paritätsdiagramm des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP für die sequentielle (a) und simultane (b) Berechnungsmethode.

etwas überschätzt. Dagegen fällt auf, dass die Abweichungen zum äußersten Randring 7 auch etwas größer sind, da dieser bei kleineren Volumenströmen geringfügig stärker unterschätzt und bei größeren Volumenströmen etwas überschätzt wird als dies für den Raflux Ring 50-5 Edelstahl der Fall ist. Nichtsdestotrotz ist aber eine gute Übereinstimmung von Experiment und Simulation gegeben.

Ein Unterschied zwischen sequentieller und simultaner Berechnungsmethode kann in den Paritätsdiagrammen in den Abbildungen 5.22a bzw. 5.22b kaum festgestellt werden. Dieser Eindruck kann auch mit den Box-Plots bestätigt werden. Für Ring 1 sind die relativen Abweichungen f tendenziell größer, für Ring 7 ist die Box und damit die Streuung der Werte größer als beim Raflux Ring 50-5 Edelstahl. Insgesamt zeigt sich auch, dass beim Hiflow[®] Ring 50-6 PP für erheblich mehr Betriebspunkte für die Ringe 2–7 Ausreißer auftreten.

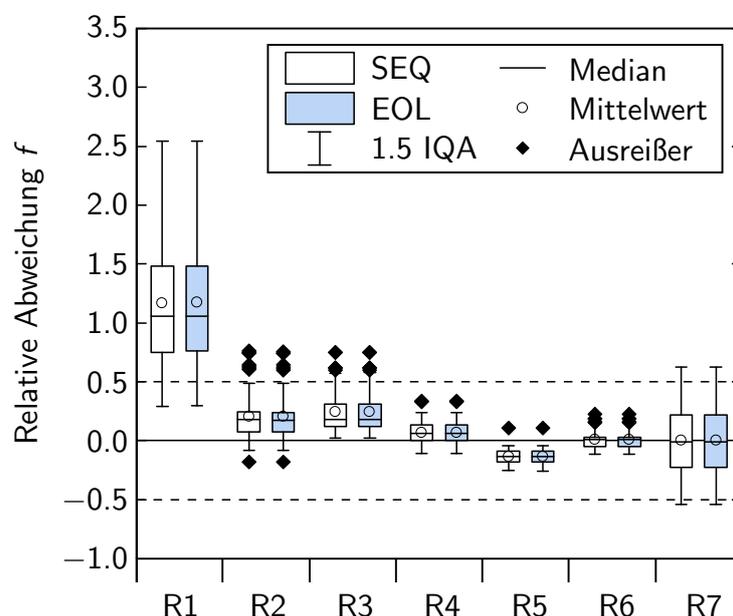


Abbildung 5.23: Box-Plot des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP mit den mittleren 50% der Datenpunkte innerhalb der Box für die sequentielle (SEQ) und simultane (EOL) Berechnungsmethode und einem Bereich des 1.5-fachen Interquartilsabstands (IQA) zwischen den Whiskern.

RMSR 50-4 Edelstahl

Als weiterer Füllkörper wird der RMSR 50-4 Edelstahl untersucht. Die Paritätsdiagramme für die sequentielle und simultane Berechnungsmethode sind in den Abbildungen 5.24a bzw. 5.24b gezeigt. Auch für diesen Füllkörpertyp zeigt sich ein ähnliches Bild wie beim Raflux Ring 50-5 Edelstahl und Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Insbesondere der innerste Ring 1 zeigt eine etwas größere Abweichung zwischen Simulationen und Experimenten. Allerdings kann auch für den RMSR 50-4 Edelstahl festgehalten werden, dass eine zufriedenstellende Übereinstimmung durchaus gegeben ist. Die Abweichungen

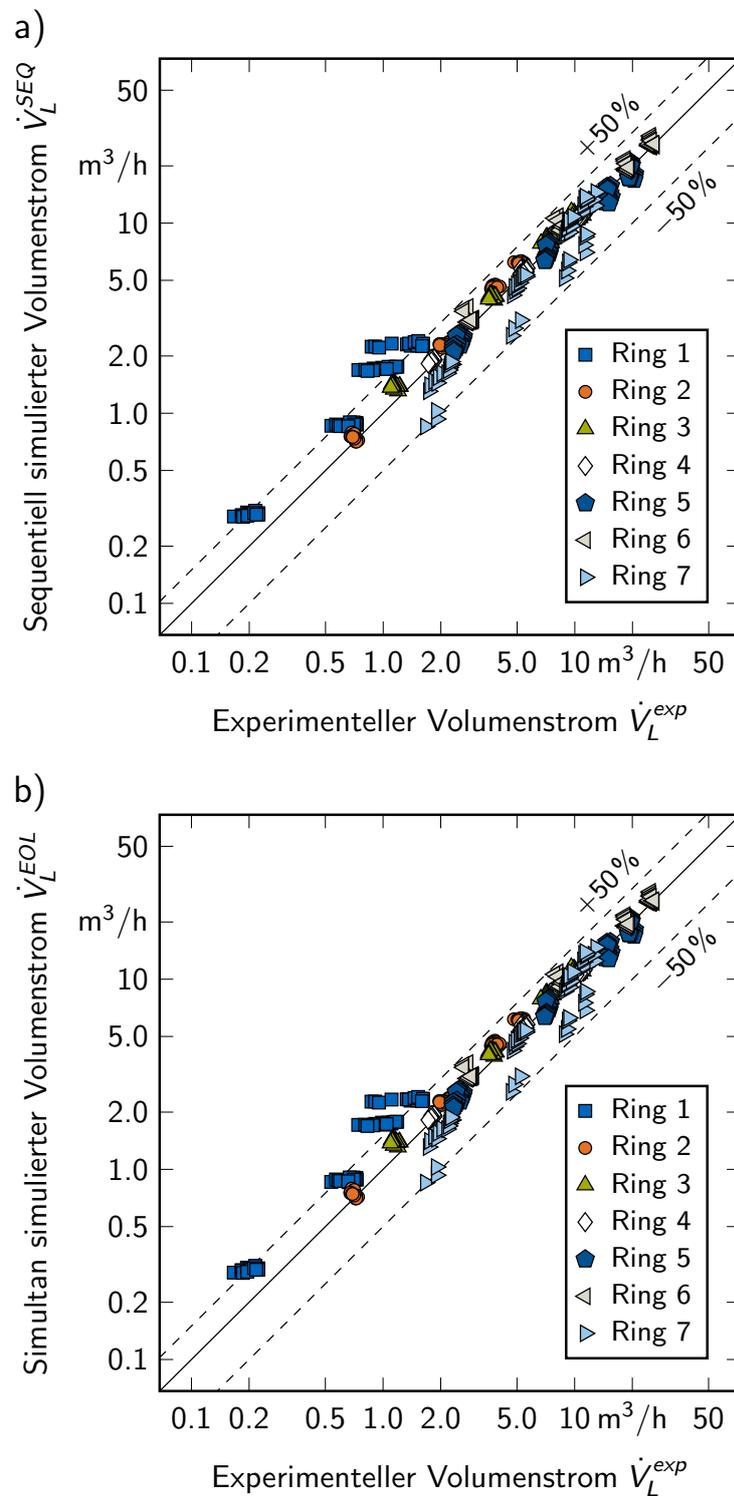


Abbildung 5.24: Paritätsdiagramm des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl für die sequentielle (a) und simultane (b) Berechnungsmethode.

für den äußeren Wandring 7 wirken ähnlich zum Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Die Überschätzung der Volumenströme bei der Simulation im Bereich höherer Durchflüsse ist allerdings beim RMSR 50-4 Edelstahl nicht in dem Ausmaß gegeben wie dies beim Hiflow[®] Ring 50-6 PP der Fall ist.

Wie bei den Füllkörpern Raflux Ring 50-5 Edelstahl und Hiflow[®] Ring 50-6 PP zuvor kann kaum ein Unterschied zwischen der sequentiellen und simultanen Berechnungsmethode erkannt werden. Dies deckt sich wiederum mit den Ergebnissen der relativen Abweichung f im Box-Plot in Abbildung 5.25. Hierin zeigt sich auch, dass insbesondere die Ringe 2–6 mit nur kleiner Streuung die Experimentalergebnisse sehr gut abbilden. Die größere Abweichung für Ring 1 sowie die tendenziell von den Simulationen unterschätzten Volumenströme von Ring 7 finden sich beim RMSR 50-4 Edelstahl auch deutlich wieder.

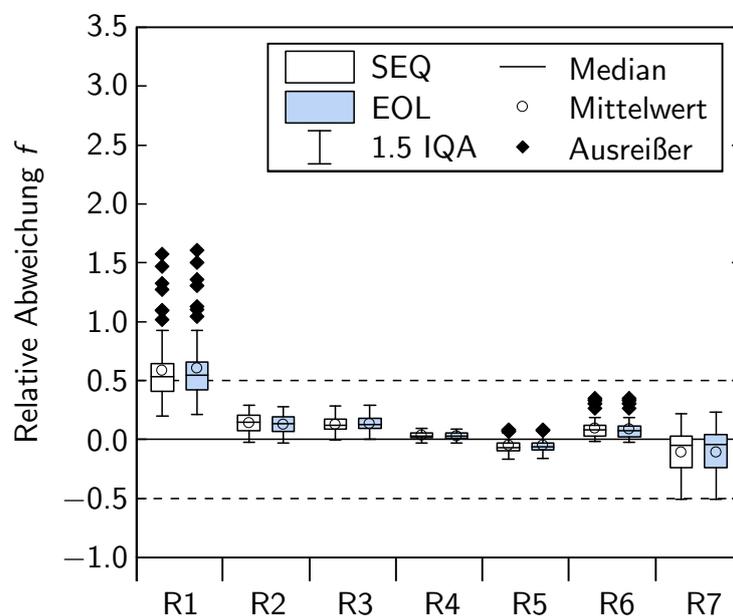


Abbildung 5.25: Box-Plot des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit den mittleren 50% der Datenpunkte innerhalb der Box für die sequentielle (SEQ) und simultane (EOL) Berechnungsmethode und einem Bereich des 1.5-fachen Interquartilsabstands (IQA) zwischen den Whiskern.

Fazit

Insgesamt kann festgehalten werden, dass die Simulationsergebnisse für beide untersuchten Berechnungsmethoden die Experimentalergebnisse gut wiedergeben. Dies deckt sich auch mit Erkenntnissen von HANUSCH ET AL. 2017 und WINKLER ET AL. 2020 und stellt ein durchaus wichtiges und positives Ergebnis dar. Letztlich ist unabhängig von der eingesetzten Berechnungsmethode die plausible und präzise Abbildung der Experimentalergebnisse durch die Simulationen unerlässlich. Die zufriedenstellende

Abbildung experimenteller Ergebnisse kann mit den gewonnenen Ergebnissen dieses Abschnitts bestätigt werden.

Beim Vergleich der sequentiellen mit der simultanen Berechnungsmethode zeigen sich nahezu keine Unterschiede in den Simulationsergebnissen. Diese Beobachtung kann grundsätzlich für alle Betriebspunkte aller Füllkörper festgehalten werden. Mit dem Einsatz der simultanen Berechnungsmethode geht allerdings eine erhebliche Steigerung der Simulationszeit einher. Wie von HANUSCH ET AL. 2017 angegeben, stehen mit der sequentiellen Berechnungsmethode mit einem gewöhnlichen Arbeitsplatzrechner bereits nach einigen Sekunden Ergebnisse zur Verfügung. Laut WINKLER ET AL. 2020 liegt die Simulationszeit für die simultane Methode allerdings im Stundenbereich.

Bei der sequentiellen Berechnungsmethode werden alle Zellen entsprechend des in Abschnitt 4.1.2 gezeigten Schemas nacheinander abgearbeitet. Es wird nach der Berechnung einer Zellebene nicht mehr überprüft, ob die nach Torricelli ermittelte theoretisch maximale Ausflussmenge überschritten wird. Bei der simultanen Berechnungsmethode wird das theoretische Überlaufen überprüft und abhängig davon die Flüssigkeit nach entsprechenden Berechnungsvorschriften verteilt. WINKLER ET AL. 2020 geben an, dass dieses Umschalten der Gleichungen eine Störung für den Gleichungslöser verursacht, wodurch sich längere Simulationszeiten ergeben. Die in dieser Arbeit gewählte Formulierung als Optimierungsproblem bedingt diese Problematik. Ebenso können bei Bedarf durch die Formulierung als Optimierungsproblem einfach weitere Gleichungs- oder Ungleichungsnebenbedingungen sowie eine Zielfunktion vorgegeben werden. Aufgrund der verschwindend geringen Unterschiede zwischen sequentieller und simultaner Berechnungsmethode kann allerdings aufgrund der Simulationszeiten die sequentielle Berechnungsmethode für die Simulation der Flüssigkeitsverteilung mit dem TUM-WelChem-Zellenmodell empfohlen werden.

5.2.2 Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten

Nachfolgend werden die Ergebnisse für die Erstellung der Korrelationen der Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten α bzw. β nach Abschnitt 4.2.2 gezeigt und diskutiert. Für den Hiflow[®] Ring 50-6 PP wird dies nach der Vorveröffentlichung von WINKLER ET AL. 2022c ausgeführt. Es wird für die Simulationen ausschließlich die maximale Packungshöhe von 6.82 m verwendet.

Aus der Publikation von WINKLER ET AL. 2022c zeigt Abbildung 5.26 beispielhaft für den Hiflow[®] Ring 50-6 PP das Ergebnis der Bayesschen Optimierung eines Betriebspunkts mit einer Gasbelastung von $F = 1.7 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 8.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ unter Verwendung von Berechnungsmethode A. Darin wird die Problematik der hier eingesetzten Methode zur Korrelationserstellung deutlich.

Es ergibt sich für einen großen Bereich an α - β -Kombinationen nahezu eine Ebene mit sehr ähnlichen Werten der Zielfunktion $f(\alpha, \beta)$, welche allerdings für jeden Füllkörper und Betriebspunkt unterschiedliche Gestalt annimmt. Dies bedeutet, dass für diese

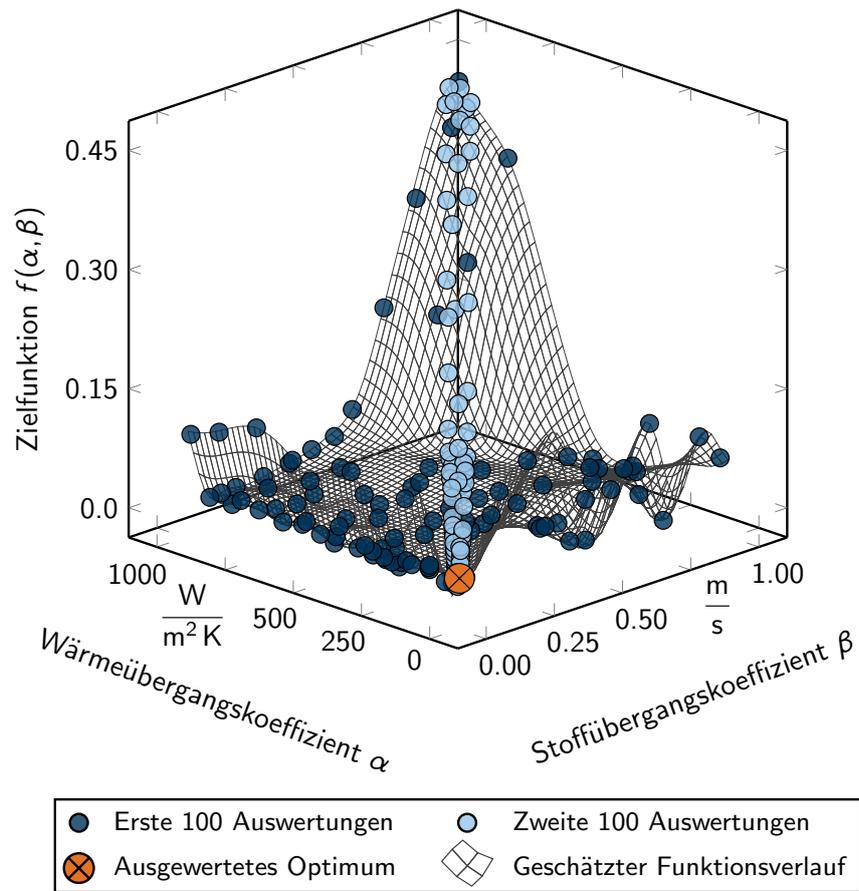


Abbildung 5.26: Beispielhaftes Ergebnis der Bayesschen Optimierung des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP bei einem Betriebspunkt mit einer Gasbelastung von $F = 1.7 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 8.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]

Kombinationen die Summe der Fehlerquadrate nach Gleichung (4.54) nahezu identisch ist. Die Auswahl eines Optimums gestaltet sich daher als kaum eindeutig lösbar.

Wie aus Abbildung 5.26 hervorgeht, kann dieses Problem teilweise durch die Nebenbedingung eines Lewis-Faktors von $Le \approx 1$ gemäß Gleichung (4.55) behoben werden. Dennoch bleibt eine große Anzahl nahezu äquivalenter Lösungen. Als Datenpunkt für die Korrelationen der Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten wird die Kombination aus α und β verwendet, welche ein tatsächlich evaluiertes und somit berechnetes Optimum durch die Bayessche Optimierung in MATLAB[®] mit der Nebenbedingung $Le \approx 1$ darstellt. Geschätzte Optima der Bayesschen Optimierung werden nicht als Lösungen verwendet.

Abbildung 5.27 zeigt die jeweils für die Füllkörper und Betriebspunkte nach oben genanntem Kriterium ausgewählten Optima für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten α bzw. β . Abbildung 5.27 beinhaltet die mit OriginPro[®] ermittelten Korrelationen als Linien gemäß den Zahlenwertgleichungen (5.2)–(5.7). Darin ist die Gasbelastung F in $\text{Pa}^{0.5}$, der Wärmeübergangskoeffizient α in $\text{W}/(\text{m}^2 \text{ K})$ und der Stoffübergangskoeffizient β in m/s einzusetzen. Als Grundform wird für alle Korrelationen die von WINKLER

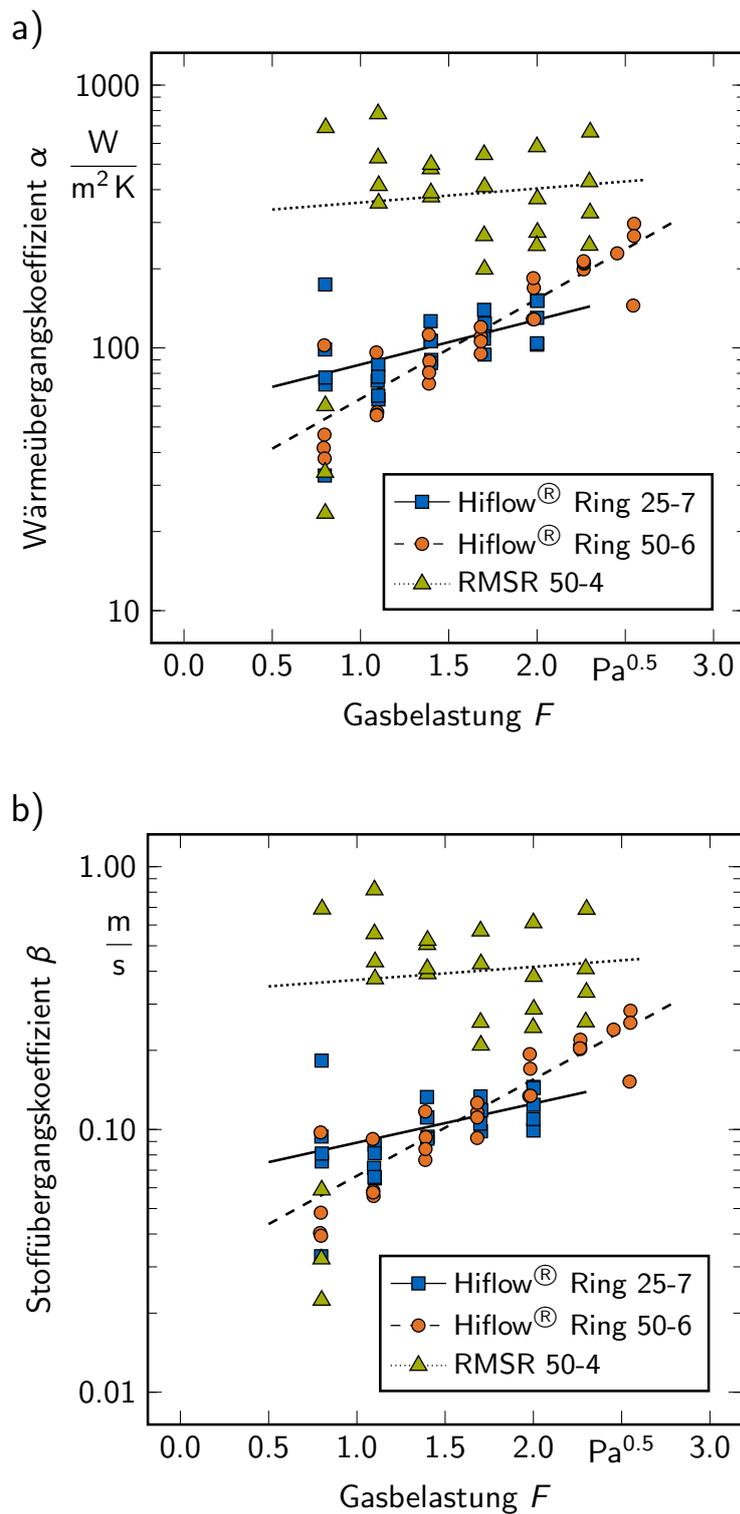


Abbildung 5.27: Ergebnisse der Wärmeübergangskoeffizienten α (a) und Stoffübergangskoeffizienten β (b) in Abhängigkeit der Gasbelastung. Die dargestellten Punkte sind Ergebnisse der Bayesschen Optimierung, die Linien zeigen die Korrelationen nach den zugeschnittenen Gleichungen (5.2)–(5.7).

ET AL. 2022c verwendete Exponentialfunktion $y = a \cdot \exp(b \cdot x)$ eingesetzt, wobei drei signifikante Stellen der Parameter a und b berücksichtigt werden.

Es zeigt sich, dass die Ergebnisse durchaus einer gewissen Streuung unterliegen. Diese ist für die Hiflow[®] Ringe deutlich geringer als für den RMSR 50-4 Edelstahl. Bei Analyse der Versuchsergebnisse wird deutlich, dass für den RMSR 50-4 Edelstahl geringfügig höhere Schwankungen der Eintrittstemperatur der Flüssigkeit auftreten. Diese können das äußerst sensitive Optimierungsproblem unter Umständen stören, wodurch größere Schwankungen in den Ergebnissen der Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten entstehen könnten.

Hiflow[®] Ring 25-7 PP

Für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP ergeben sich für die Korrelationen des Wärmeübergangskoeffizienten α und Stoffübergangskoeffizienten β die zugeschnittenen Gleichungen (5.2) bzw. (5.3):

$$\left[\frac{\alpha}{\text{W}/(\text{m}^2 \text{K})} \right] = 58.4 \cdot \exp \left(0.392 \cdot \left[\frac{F}{\text{Pa}^{0.5}} \right] \right), \quad (5.2)$$

$$\left[\frac{\beta}{\text{m/s}} \right] = 63.3 \cdot 10^{-3} \cdot \exp \left(0.342 \cdot \left[\frac{F}{\text{Pa}^{0.5}} \right] \right). \quad (5.3)$$

Der Mittelwert der Zielfunktion $f(\alpha, \beta)$ für alle Datenpunkte des Hiflow[®] Rings 25-7 PP aus Abbildung 5.27, welche für die Korrelationen der Zahlenwertgleichungen 5.2 und 5.3 verwendet werden, beträgt $4.05 \cdot 10^{-4}$, bei einem Minimalwert von $5.89 \cdot 10^{-6}$ und einem Maximalwert von $2.63 \cdot 10^{-3}$.

Hiflow[®] Ring 50-6 PP

Für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP ergeben sich für die Korrelationen des Wärmeübergangskoeffizienten α und Stoffübergangskoeffizienten β die zugeschnittenen Gleichungen (5.4) bzw. (5.5) nach WINKLER ET AL. 2022c:

$$\left[\frac{\alpha}{\text{W}/(\text{m}^2 \text{K})} \right] = 26.7 \cdot \exp \left(0.874 \cdot \left[\frac{F}{\text{Pa}^{0.5}} \right] \right), \quad (5.4)$$

$$\left[\frac{\beta}{\text{m/s}} \right] = 28.6 \cdot 10^{-3} \cdot \exp \left(0.845 \cdot \left[\frac{F}{\text{Pa}^{0.5}} \right] \right). \quad (5.5)$$

Der Mittelwert der Zielfunktion $f(\alpha, \beta)$ für alle Datenpunkte des Hiflow[®] Rings 50-6 PP aus Abbildung 5.27, welche für die Korrelationen der Zahlenwertgleichungen 5.4 und 5.5 verwendet werden, beträgt laut WINKLER ET AL. 2022c $8.02 \cdot 10^{-4}$, bei einem Minimalwert von $1.84 \cdot 10^{-5}$ und einem Maximalwert von $7.13 \cdot 10^{-3}$.

RMSR 50-4 Edelstahl

Für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl ergeben sich für die Korrelationen des Wärmeübergangskoeffizienten α und Stoffübergangskoeffizienten β die zugeschnittenen Gleichungen (5.6) bzw. (5.7):

$$\left[\frac{\alpha}{\text{W}/(\text{m}^2 \text{K})} \right] = 316 \cdot \exp \left(0.123 \cdot \left[\frac{F}{\text{Pa}^{0.5}} \right] \right), \quad (5.6)$$

$$\left[\frac{\beta}{\text{m}/\text{s}} \right] = 331 \cdot 10^{-3} \cdot \exp \left(0.114 \cdot \left[\frac{F}{\text{Pa}^{0.5}} \right] \right). \quad (5.7)$$

Der Mittelwert der Zielfunktion $f(\alpha, \beta)$ für alle Datenpunkte des RMSR 50-4 Edelstahl aus Abbildung 5.27, welche für die Korrelationen der Zahlenwertgleichungen 5.6 und 5.7 verwendet werden, beträgt $4.14 \cdot 10^{-3}$, bei einem Minimalwert von $2.55 \cdot 10^{-4}$ und einem Maximalwert von $3.14 \cdot 10^{-2}$.

Fazit

Es zeigt sich, dass die Ermittlung geeigneter Korrelationen für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten eine komplexe Aufgabe darstellt. Mit der eingesetzten Bayesschen Optimierung können Zahlenwertgleichungen in Abhängigkeit der Gas- und Flüssigkeitsbelastung erstellt werden. Die Korrelationen können zur Simulation des Wärme- und Stoffübergangs der in dieser Arbeit eingesetzten Packungskolonne mit verwendet werden. Gültig sind die Korrelationen gemäß WINKLER ET AL. 2022c nur für diesen Kühlturmprozess bei einer Flüssigkeitseintrittstemperatur von $43 \text{ }^\circ\text{C}$ mit einem Molenstromverhältnis von Wasser zu Luft von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$.

5.2.3 Wärme- und Stoffübergang

Nachfolgend werden die Simulationsergebnisse des Wärme- und Stoffübergang gemäß Abschnitt 4.2 diskutiert. Es werden die Korrelationen aus Abschnitt 5.2.2 als Berechnungsgrundlage für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten eingesetzt. Für die Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP, Hiflow[®] Ring 50-6 PP und RMSR 50-4 Edelstahl werden jeweils drei Betriebspunkte auf ihre Temperaturprofile und damit Flüssigkeitsverteilungen sowie die globalen Austrittswerte untersucht. Die Betriebspunkte sind so gewählt, dass ein möglichst großer Betriebsbereich abgedeckt wird. Wie bei den Korrelationen wird auch bei den nachfolgend gezeigten Simulationsergebnissen lediglich die maximale Packungshöhe von 6.82 m bei gleichmäßiger Flüssigkeitsanfangsverteilung verwendet. Die Referenztemperatur der angegebenen Flüssigkeitsbelastungen beträgt $20 \text{ }^\circ\text{C}$, was in etwa der Temperatur an der entsprechenden Messstelle FI-1 entspricht.

Hiflow[®] Ring 25-7 PP

Für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP werden die Gasbelastungen $1.0 \text{ Pa}^{0.5}$, $1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und $1.9 \text{ Pa}^{0.5}$ mit den zugehörigen Flüssigkeitsbelastungen $4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$, $7.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ bzw. $9.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ simuliert und ausgewertet.

In Abbildung 5.28 sind für eine Gasbelastung von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und eine Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ die Temperaturprofile von Experiment und Simulationen gezeigt. Darin wird deutlich, dass die Profile einige Unterschiede aufweisen. Grundlegend kann durchaus eine Tendenz zu einer zunehmenden Randgängigkeit mit steigender Lauflänge der Flüssigkeit in der Simulation erkannt werden, allerdings kann das Ausmaß der Randgängigkeit nicht exakt abgebildet werden. Direkt unterhalb der Flüssigkeitsaufgabe sind noch gute Übereinstimmungen zu erkennen, im weiteren Verlauf treten aber rasch Abweichungen auf.

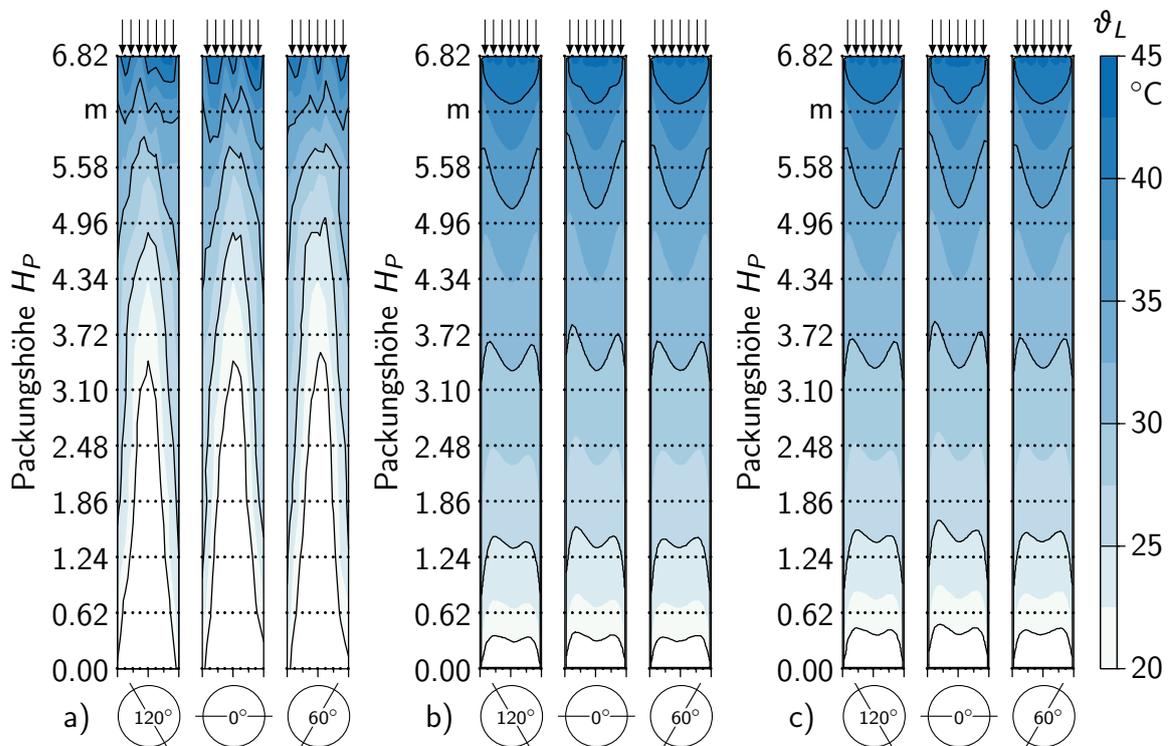


Abbildung 5.28: Temperaturprofile des Hiflow[®] Rings 25-7 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Mutmaßlich kann dies mit der im TUM-WelChem-Zellenmodell berechneten Flüssigkeitsverteilung begründet werden. Die Randgängigkeit wird darin wohl unterschätzt, wodurch sich die erheblichen Abweichungen in den Profilen ergeben. Dies kann auch in Zusammenhang mit der niedrigen Flüssigkeitsbelastung stehen, welche sogar unterhalb der Empfehlung von STICHLMAIR ET AL. 2021 von mindestens $5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ liegt. Im Experiment könnte ein Entnetzen der Füllkörper auftreten. Ebenso besteht

die Möglichkeit, dass die niedrige Flüssigkeitsbelastung in der Simulation für die Krümmung der Isothermen im Kernbereich der Kolonne verantwortlich ist. Es kann aber festgehalten werden, dass eine sehr gute Übereinstimmung zwischen den beiden Simulationsmethoden A und B erkannt werden kann. Dies lässt darauf schließen, dass eine rechenaufwendige und damit zeitintensive Simulationen mit Methode B nicht zwingend erforderlich ist.

Die Ergebnisse der simulierten Temperaturprofile zusammen mit den experimentellen Daten ist für eine Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und eine Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ sind in Abbildung 5.29 gezeigt. Grundsätzlich ergibt sich hier ein ähnliches Bild wie bei der niedrigeren Gas- und Flüssigkeitsbelastung. Es ist aber zu erkennen, dass im Experiment die Maldistribution in Form von Randgängigkeit geringfügig weniger stark ausgeprägt wirkt, als dies in Abbildung 5.28 der Fall ist. Dadurch wird der Unterschied zwischen Experimentaldaten und Simulationsergebnissen zwar etwas geringer, es zeigen sich dennoch deutliche Unterschiede in den Profilen.

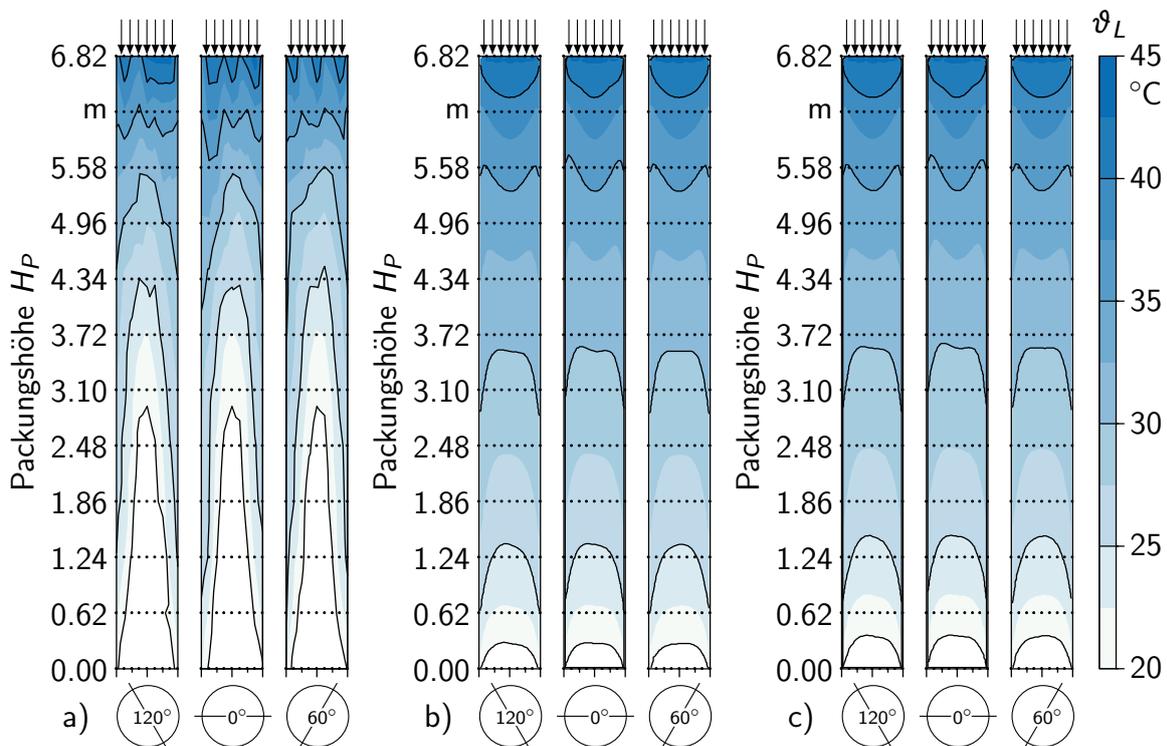


Abbildung 5.29: Temperaturprofile des Hiflow® Rings 25-7 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Die beiden Simulationsmethoden A und B zeigen wiederum eine sehr gute Übereinstimmung in den Ergebnissen. Die etwas eigentümliche Krümmung der Isothermen im Kern der Kolonne ist hier kaum mehr beobachtbar. Dies spricht für die Überlegungen, dass eine zu kleine Flüssigkeitsbelastung sowohl im Experiment als auch in den Simulationen problematisch sein könnte.

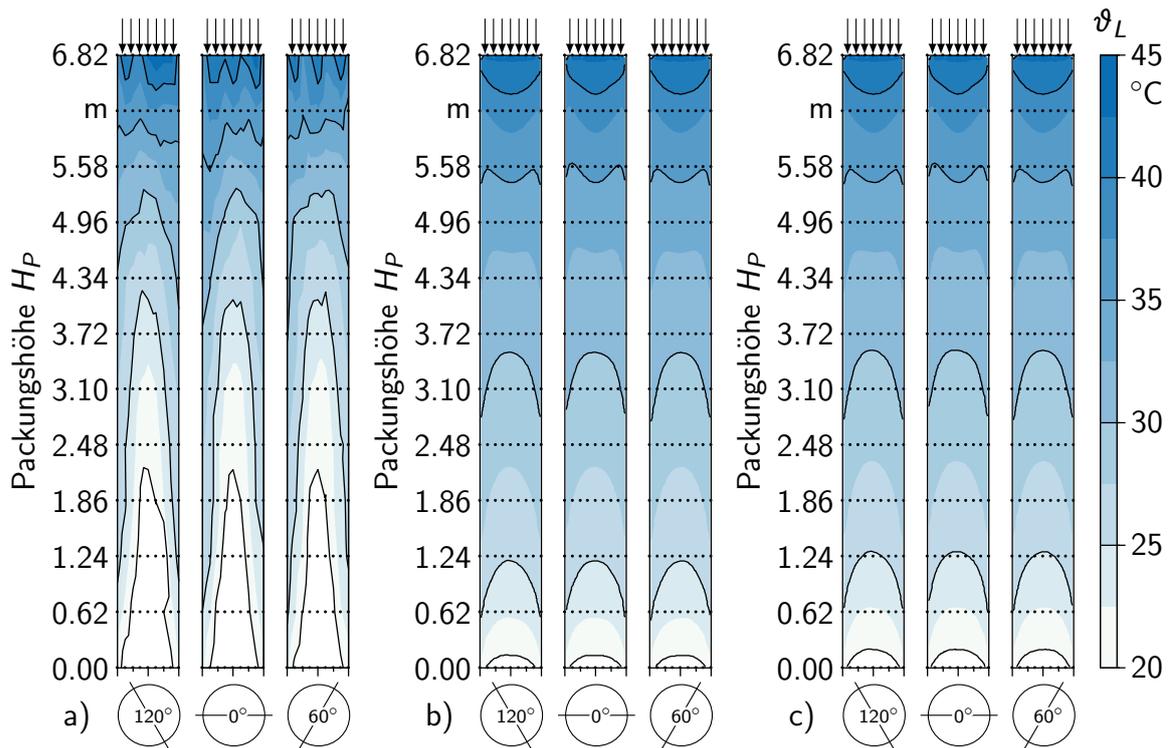


Abbildung 5.30: Temperaturprofile des Hiflow[®] Rings 25-7 PP für Experiment (a), Simulationemethode A (b) und Simulationemethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.9 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 9.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Ähnlichkeiten ergeben sich auch für den Betriebspunkt bei einer Gasbelastung von $F = 1.9 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 9.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ in Abbildung 5.30. Es entsteht auch hier der Eindruck, dass mit der höheren Flüssigkeitsbelastung die Randgängigkeit und damit die Maldistribution für das experimentelle Temperaturprofil in Abbildung 5.30a etwas weniger ausgeprägt ist. Dadurch ähneln sich hier Profil und Simulation geringfügig mehr, als dies bei den niedrigeren Gas- und Flüssigkeitsbelastungen der Fall war. Trotzdem ist die Abweichung zwischen realen und simulierten Temperaturprofilen vergleichsweise groß. Bei den Isothermen der Simulationen lässt sich wiederum feststellen, dass die Abweichungen zwischen Methode A und Methode B äußerst klein sind. Die Krümmung der Isothermen wird nochmalig etwas einheitlicher und parabelförmiger. Dies kann wiederum mit dem erhöhten Flüssigkeitsinhalt und der dadurch in der Simulation besseren Verteilung zusammenhängen.

Insgesamt zeigen die Temperaturprofile in den Abbildungen 5.28–5.30 im untersten Bereich der Füllkörperschüttung ähnliche Austrittswerte zwischen Experiment und Simulation. Dieser Eindruck kann auch durch Tabelle 5.8 bestätigt werden. Darin zeigen sich sowohl für die Flüssigkeit als auch für das Gas nur geringfügige Abweichungen in den Austrittstemperaturen ϑ_L^{aus} bzw. ϑ_G^{aus} und der Austrittsfeuchte X^{aus} der Luft. Es lässt sich festhalten, dass mit Methode A die Werte der Flüssigkeitsaustrittstemperatur minimal näher an der Messung liegen als bei Methode B. Für die übrigen Werte führen beide Simulationemethoden zu exakt identischen Austrittswerten.

Tabelle 5.8: Austrittstemperaturen und -feuchten der beispielhaft evaluierten Betriebspunkte des Hiflow[®] Rings 25-7 PP.

Betriebspunkt		Experiment			Simulation			
F	B	ϑ_L^{aus}	ϑ_G^{aus}	X^{aus}	Methode	ϑ_L^{aus}	ϑ_G^{aus}	X^{aus}
in Pa ^{0.5}	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ h}}$	in °C	in °C	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$		in °C	in °C	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1.0	4.8	18.2	39.4	49.8	A	17.9	39.7	50.2
					B	17.5	39.7	50.2
1.5	7.3	19.3	39.9	50.8	A	19.2	39.8	50.1
					B	18.9	39.8	50.1
1.9	9.2	20.3	39.9	50.6	A	20.3	39.9	49.8
					B	19.9	39.9	49.8

Für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP ergeben sich mit der sequentiellen Methode A eine mittlere Simulationszeit von ca. 88 min (≈ 74 s/Iteration), mit der simultanen Methode B etwa 242 min (≈ 201 s/Iteration). Diese Werte werden mit einem Arbeitsplatzrechner mit Intel[®] Core[™] i5-6440HQ CPU (@ 2.60 GHz) mit 16 GB RAM für alle in den Abbildungen 5.28–5.30 gezeigten Simulationen erreicht. Mit den nahezu identischen Simulationsergebnissen zusammen mit den Simulationszeiten sollte die sequentielle Methode A für die Simulation des Wärme- und Stoffübergangs mit dem Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP gegenüber der simultanen Methode B bevorzugt werden.

Hiflow[®] Ring 50-6 PP

Der Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP wird auch in der Studie von WINKLER ET AL. 2022c eingesetzt, weshalb die folgenden Ausführungen teilweise auf dieser Veröffentlichung beruhen. Für den Hiflow[®] Ring 50-6 PP werden die Gasbelastungen 1.0 Pa^{0.5}, 1.5 Pa^{0.5} und 2.1 Pa^{0.5} mit den zugehörigen Flüssigkeitsbelastungen 4.9 m³/(m² h), 7.3 m³/(m² h) bzw. 10.2 m³/(m² h) analysiert.

Abbildung 5.31 zeigt die Temperaturprofile der kleinsten untersuchten Gas- und Flüssigkeitsbelastung von $F = 1.0$ Pa^{0.5} bzw. einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.9$ m³/(m² h). Anders als beim Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP zeigt das experimentell ermittelte Temperaturprofil des Hiflow[®] Ring 50-6 PP keine extreme Randgängigkeit der Flüssigkeit, die Maldistribution ist hier erheblich schwächer ausgeprägt. Bei einem Vergleich zwischen Experiment in Abbildung 5.31a und Simulation in Abbildungen 5.31b und Abbildung 5.31c fällt die gute Übereinstimmung des Temperaturverlaufs in der Packung auf. Die Randgängigkeit kann hier erheblich besser abgebildet werden als beim kleineren Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

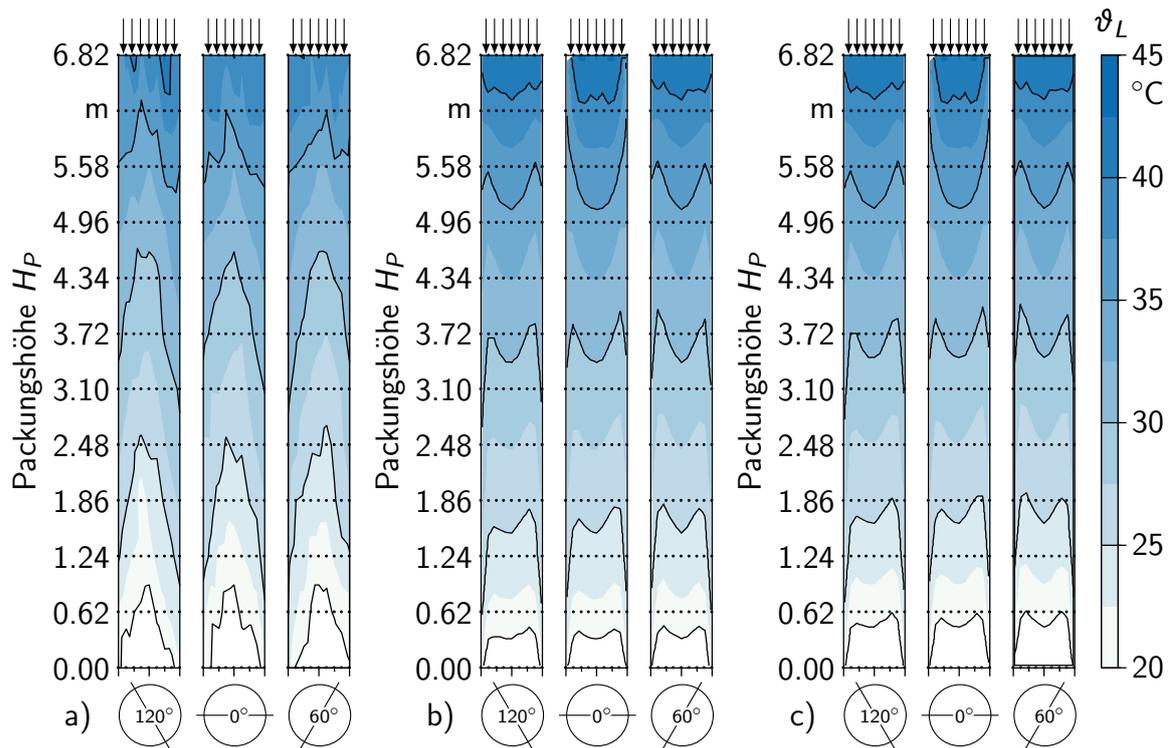


Abbildung 5.31: Temperaturprofile des Hiflow[®] Rings 50-6 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.9 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]

Lediglich die Krümmung der Isothermen der Simulationen zeigt dasselbe Phänomen wie beim Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Es wird vermutet, dass diese etwas eigentümliche Krümmung im Kernbereich auf die niedrige Flüssigkeitsmenge in der Füllkörperschüttung zurückzuführen ist. Auch für diesen Füllkörper zeigen sich lediglich geringfügige Unterschiede in den Ergebnissen für die beiden Simulationsmethoden. Dies lässt den Schluss zu, dass die realitätsnähere simultane Berücksichtigung der beiden Wärmetransportphänomene mit Berechnungsmethode B für eine Simulation der Temperaturprofile und damit der Flüssigkeitsverteilung nicht zwingend notwendig ist und auch mit der sequentiellen Methode A zufriedenstellende Ergebnisse erreicht werden.

Die Erkenntnisse aus Abbildung 5.31 können auch mit dem Betriebspunkt für $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ bzw. einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ in Abbildung 5.32 bestätigt werden. Darin zeigen sich ähnlich wie beim Hiflow[®] Ring 25-7 PP etwas glattere Verläufe der gekrümmten Isothermen mit nur noch geringfügiger Einkerbung in der Kolonnenmitte. Die höhere Flüssigkeitsbelastung sorgt hier mutmaßlich für eine verbesserte Verteilung der Flüssigkeit in der Simulation, wodurch dieser Krümmungseffekt lediglich gedämpft auftritt. Dadurch wird die Übereinstimmung zwischen Experiment und Simulationen nochmals deutlich verbessert. Die Verläufe der Temperaturprofile ähneln sich in Abbildung 5.32 bereits sehr stark, was auf eine gute Übereinstimmung zwischen Experiment und Simulationen hindeutet. Zudem liefern beide Simulationsmethoden wiederum äußerst ähnliche Ergebnisse für die Temperaturprofile.

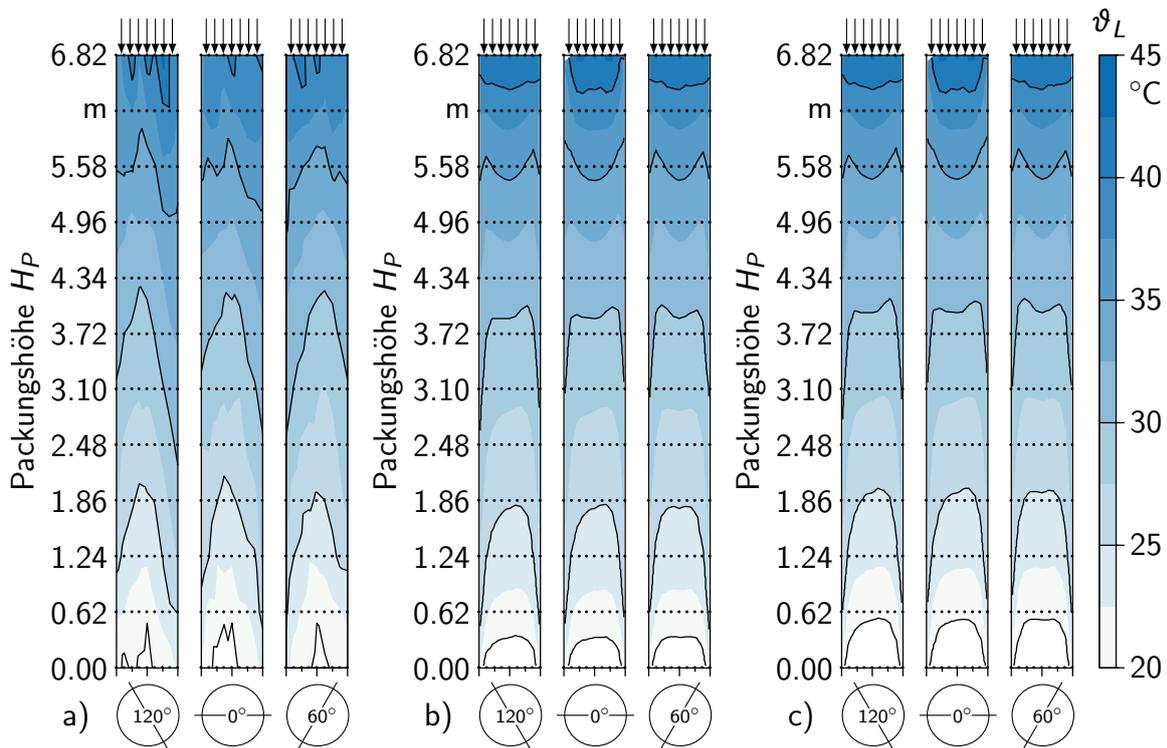


Abbildung 5.32: Temperaturprofile des Hiflow[®] Rings 50-6 PP für Experiment (a), Simulationenmethode A (b) und Simulationenmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]

Die Isothermen erscheinen nochmals etwas mehr geglättet bei der höchsten untersuchten Gas- und Flüssigkeitsbelastung von $F = 2.1 \text{ Pa}^{0.5}$ bzw. von $B = 10.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ in Abbildung 5.33. Auch hier zeigt sich eine hervorragende Übereinstimmung von Experiment und Simulationen sowie unter den Simulationenmethoden A und B. Die Begründungen für die Temperaturprofile können analog zum Hiflow[®] Ring 25-7 PP und zu den niedrigeren Belastungen des Hiflow[®] Ring 50-6 PP in Abbildungen 5.31 und 5.32 formuliert werden. Aufgrund eines höheren Flüssigkeitsinhalts in der Füllkörperschüttung kann hier vermutlich die Flüssigkeitsverteilung besser berechnet und simuliert werden, was zu glatteren Kurvenverläufen der Isothermen führt. Sowohl die Krümmungen als auch der Temperaturverlauf in der Füllkörperschüttung können hier zufriedenstellend simuliert werden. Insbesondere unter Berücksichtigung der zum Teil erheblichen Vereinfachungen und Annahmen in der Modellierung mit einem prädiktiven Modell für die Flüssigkeitsverteilung ist dieses Ergebnis für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP äußerst zufriedenstellend.

Die sehr gute Übereinstimmung zwischen Experimenten und den Simulationen bei den Temperaturprofilen in den Abbildungen 5.31–5.33 können auch durch die globalen Austrittswerte bestätigt werden. Diese sind in Tabelle 5.9 gelistet. Wie von WINKLER ET AL. 2022c angegeben, sind die Unterschiede zwischen den Experimentaldaten und den Simulationen in der Regel etwas höher als zwischen den beiden Simulationenmethoden. Dennoch ist die Übereinstimmung äußerst zufriedenstellend.

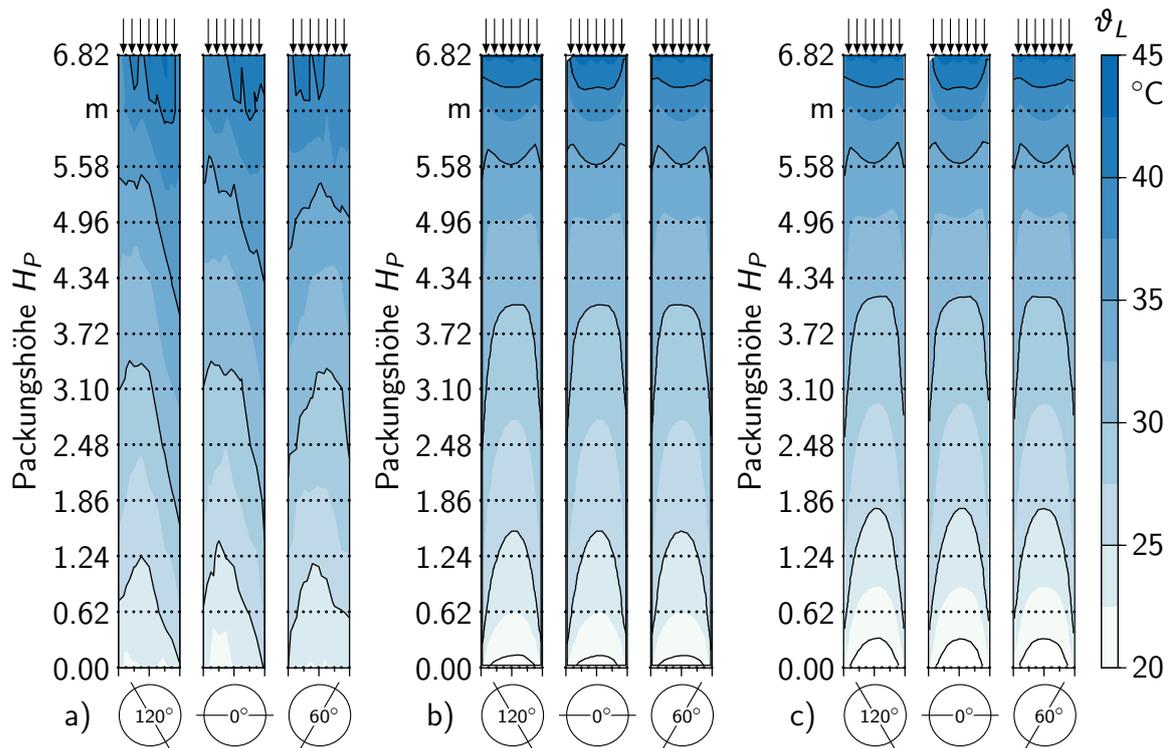


Abbildung 5.33: Temperaturprofile des Hiflow[®] Rings 50-6 PP für Experiment (a), Simulationemethode A (b) und Simulationemethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 2.1 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 10.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]

Für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP geben WINKLER ET AL. 2022c mit der sequentiellen Methode A eine mittlere Simulationszeit von ca. 4 min ($\approx 4 \text{ s/Iteration}$) an, bei der simultanen Methode B etwa 29 min ($\approx 22 \text{ s/Iteration}$). Diese Werte ergeben sich für denselben Arbeitsplatzrechner wie bei dem Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit Intel[®] Core[™] i5-6440HQ CPU (@ 2.60 GHz) mit 16 GB RAM für alle in den

Tabelle 5.9: Austrittstemperaturen und -feuchten der beispielhaft evaluierten Betriebspunkte des Hiflow[®] Rings 50-6 PP. [WINKLER ET AL. 2022c]

Betriebspunkt		Experiment			Simulation			
F	B	ϑ_L^{aus}	ϑ_G^{aus}	X^{aus}	ϑ_L^{aus}	ϑ_G^{aus}	X^{aus}	
in $\text{Pa}^{0.5}$	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ h}}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	
1.0	4.9	20.0	38.8	48.1	A	19.5	39.1	48.5
					B	19.0	39.1	48.4
1.5	7.3	20.8	39.5	49.6	A	20.6	39.4	48.8
					B	20.0	39.4	48.8
2.1	10.2	22.3	40.2	51.4	A	21.8	40.2	50.5
					B	21.3	40.2	50.5

Abbildungen 5.31–5.33 gezeigten Simulationen. Damit kann eine Empfehlung für die sequentielle Simulationsmethode A zur Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs auch für den Hiflow[®] Ring 50-6 PP festgehalten werden.

RMSR 50-4 Edelstahl

Mit dem RMSR 50-4 Edelstahl werden die Gasbelastungen $1.0 \text{ Pa}^{0.5}$, $1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und $2.1 \text{ Pa}^{0.5}$ die entsprechenden Flüssigkeitsbelastungen von $4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$, $7.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ bzw. $10.1 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ untersucht.

In Abbildung 5.34 sind die Profile für die niedrigsten Belastungen von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und $B = 4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ dargestellt. Von der Grundform der Isothermen und Temperaturprofile zeigen sich beim Experiment deutliche Ähnlichkeiten zum Hiflow[®] Ring 50-6 PP. Es tritt nach einer bestimmten Lauflänge eine gewisse Randgängigkeit auf, welche sich aber nicht in dem Ausmaß verstärkt, wie dies beim Hiflow[®] Ring 25-7 PP der Fall ist. Ebenso zeigen die Simulationen beider Methoden Ähnlichkeiten zu den Verläufen der Hiflow[®] Ringe. Die Krümmung in der Mitte der Kolonne tritt hier beim RMSR 50-4 Edelstahl ebenfalls auf und ist vermutlich eine Folge der sehr geringen Flüssigkeitsbelastung mit nur $4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

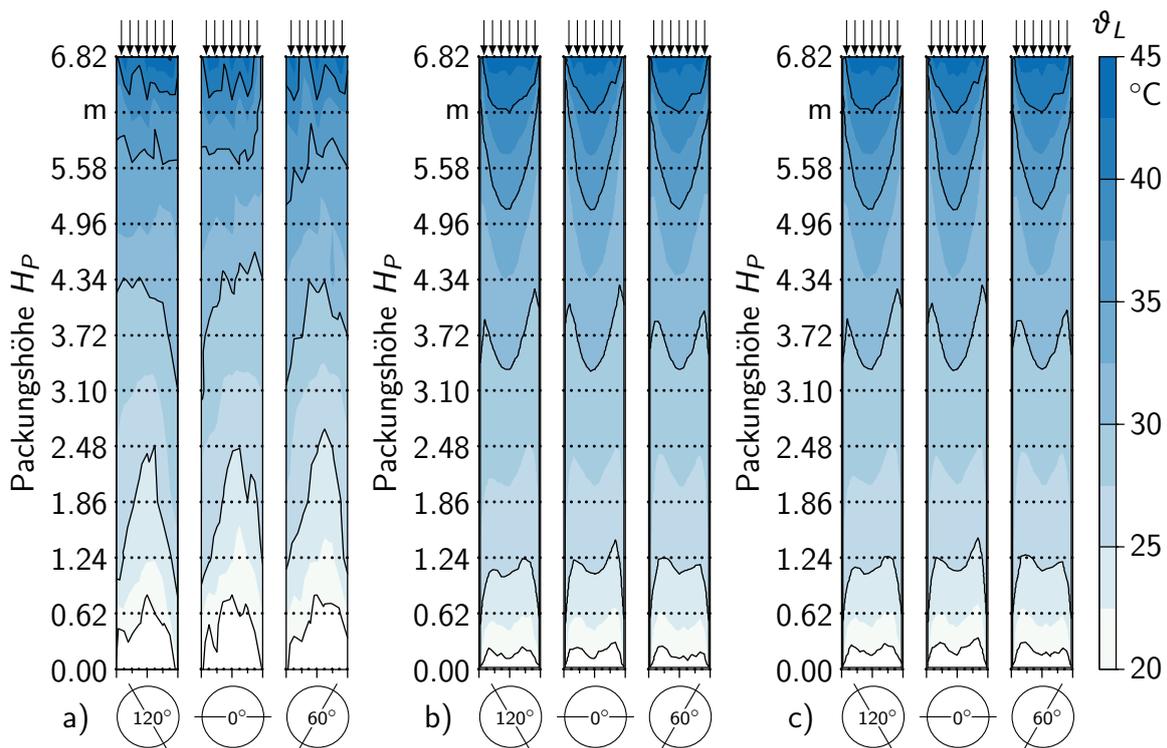


Abbildung 5.34: Temperaturprofile des RMSR 50-4 Edelstahl für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

Beim Vergleich der simulierten Temperaturprofile in den Abbildungen 5.34b und 5.34c mit dem gemessenen Profil aus Abbildung 5.34a ist ähnlich zum Hiflow[®] Ring 50-6 PP

eine gute Übereinstimmung, abgesehen von der Krümmung im Kernbereich, festzustellen. Der Temperaturverlauf mit der Lauflänge der Flüssigkeit zeigt eine grundsätzlich gute Übereinstimmung. Auch die annähernde Deckungsgleichheit der sequentiellen und simultanen Simulationsmethode kann analog zu den Hiflow[®] Ringen auch für den RMSR 50-4 Edelstahl festgestellt werden.

Analog zu den Hiflow[®] Ringen kann auch beim RMSR 50-4 Edelstahl das kleiner werden der Krümmung der Isothermen im Kernbereich der Kolonne mit steigender Gas- und Flüssigkeitsbelastung in Abbildung 5.35 nachvollzogen werden. Darin ist der Betriebspunkt mit einer Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ gezeigt. Auch hier passen die Verläufe der Temperaturprofile der Flüssigkeit sowohl für die sequentielle Simulationsmethode A als auch für die simultane Methode B grundlegend gut zum Experimentalprofil. Abgesehen von der leicht ausgeprägten Krümmung bei den Simulationen stimmen die Profile über die Lauflänge der Flüssigkeit gut überein. Zudem kann auch für diesen Betriebspunkt und Füllkörper eine sehr starke Ähnlichkeit in den Profilen beider Simulationsmethoden erkannt werden. In den Abbildungen 5.35b und 5.35c wird nahezu eine Deckungsgleichheit der Profile erreicht. Dies spricht wiederum dafür, dass beide Simulationsmethoden tatsächlich gleichwertige Ergebnisse liefern.

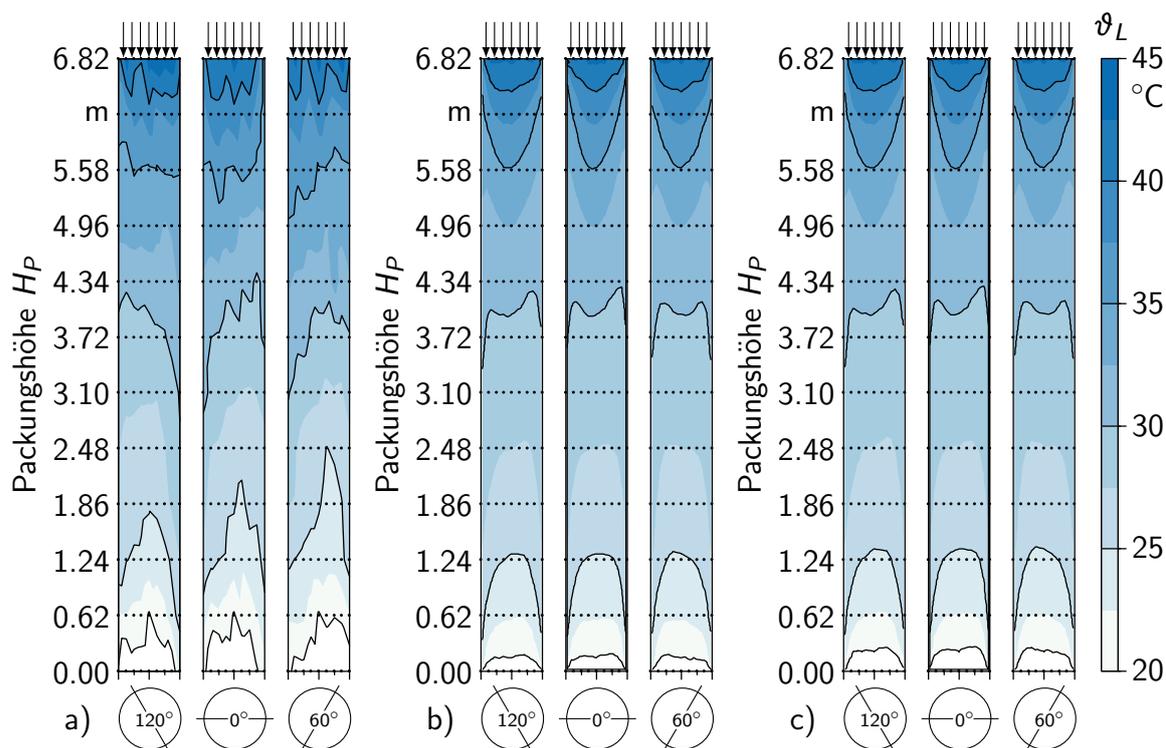


Abbildung 5.35: Temperaturprofile des RMSR 50-4 Edelstahl für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.

unabhängig von der eingesetzten Methode. Im Vergleich zu den Experimenten zeigen sich allerdings insbesondere für die Flüssigkeitsaustrittstemperatur ϑ_L^{aus} leicht erhöhte Abweichungen im Vergleich zu den Hiflow[®] Ringen. Dies kann unter anderem mit der Korrelation für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten begründet werden. Wie in Abschnitt 5.2.2 beschrieben, ist die Streuung der Ergebnisse der Bayesschen Optimierung beim RMSR 50-4 Edelstahl höher als bei den Hiflow[®] Ringen. Dies resultiert aus einer leicht erhöhten Schwankung der Eintrittstemperatur des Wassers. Durch die dadurch hervorgerufene erhöhte Unsicherheit bei den Korrelationen können die Austrittswerte beim RMSR 50-4 Edelstahl vermutlich nicht so exakt simuliert werden, wie dies bei den Hiflow[®] Ringen gelingt. Nichtsdestotrotz sind im Hinblick auf die getroffenen Annahmen und Vereinfachungen die berechneten Resultate noch äußerst positiv zu bewerten.

Tabelle 5.10: Austrittstemperaturen und -feuchten der beispielhaft evaluierten Betriebspunkte des RMSR 50-4 Edelstahl.

Betriebspunkt		Experiment			Simulation			
F	B	ϑ_L^{aus}	ϑ_G^{aus}	X^{aus}		ϑ_L^{aus}	ϑ_G^{aus}	X^{aus}
in Pa ^{0.5}	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\text{h}}$	in °C	in °C	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	Methode	in °C	in °C	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1.0	4.8	19.5	40.9	54.0	A	17.5	41.3	52.8
					B	17.4	41.3	52.6
1.5	7.2	19.5	40.7	53.0	A	18.7	40.9	51.1
					B	18.6	40.7	51.1
2.1	10.1	20.5	40.0	50.6	A	20.1	39.9	48.5
					B	20.1	39.8	48.6

Für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl ergeben sich mit der sequentiellen Methode A eine mittlere Simulationszeit von ca. 62 min ($\approx 12\text{s}/\text{Iteration}$), mit der simultanen Methode B etwa 84 min ($\approx 29\text{s}/\text{Iteration}$). Diese Werte ergeben sich für denselben Arbeitsplatzrechner wie bei den Hiflow[®] Ringen mit Intel[®] Core[™] i5-6440HQ CPU (@ 2.60 GHz) mit 16 GB RAM für alle in den Abbildungen 5.28–5.30 gezeigten Simulationen. Damit lässt sich festhalten, dass analog zu den Hiflow[®] Ringen auch für den RMSR 50-4 Edelstahl die sequentielle Methode A empfohlen werden kann.

Fazit

Die Simulation des Wärme- und Stoffübergangs mit dem TUM-WelChem-Zellenmodell als prädiktive Basis für die Flüssigkeitsverteilung kann erfolgreich mit der in Abschnitt 4.2 gezeigten Berechnungsmethode durchgeführt werden. Zwar zeigen die Ergebnisse des Hiflow[®] Ring 25-7 PP für alle Betriebspunkte deutliche Abweichungen in den Temperaturprofilen, die grundlegende Form inklusive Randgängigkeit kann aber auch für diesen Füllkörper in Ansätzen nachvollzogen werden. Die äußerst stark

ausgeprägte Randgängigkeit des Hiflow[®] Ring 25-7 PP in Kombination mit niedrigen Flüssigkeitsbelastungen könnte für die Unterschiede zwischen Experiment und Simulation verantwortlich sein. Für die Füllkörper Hiflow[®] Ring 50-6 PP und RMSR 50-4 Edelstahl kann eine äußerst gute Übereinstimmung zwischen Experiment und Simulation unabhängig von der Simulationsmethode festgestellt werden.

Für alle untersuchten Füllkörper können die globalen Austrittstemperaturen und Luftfeuchten mit zufriedenstellender Genauigkeit berechnet werden. Unter Einbeziehung der Simulationszeiten kann mit den Erkenntnissen dieses Abschnitts eine Empfehlung für Methode A ausgesprochen werden. Die Ergebnisse mit beiden Simulationsmethoden sind annähernd deckungsgleich, allerdings ergeben sich mit Berechnungsmethode B deutlich höhere Simulationszeiten. Daher ist die sequentielle Berechnungsmethode A für die Simulation des Wärme- und Stoffübergangs bevorzugt einzusetzen. Insgesamt kann festgehalten werden, dass die Temperaturprofile zusammen mit den globalen Austrittswerten für eine als Kühlturm betriebene Füllkörperkolonne erfolgreich simuliert werden können.

6 Zusammenfassung und Ausblick

Die vorliegende Arbeit beschäftigt sich mit der experimentellen und theoretischen Untersuchung der Flüssigkeitsverteilung in Füllkörperkolonnen. Das Auftreten von Ungleichverteilungen über den Querschnitt der Kolonne wird als Maldistribution bezeichnet. Diese Maldistribution insbesondere der Flüssigkeit kann zu einer erheblichen Verschlechterung der Trennleistung der Packungskolonne führen, weshalb die Kenntnis der Verteilungsprozesse sowie deren Auswirkungen für eine präzise und korrekte Auslegung unerlässlich sind.

Für die experimentelle Untersuchung wird daher eine als Kühlturm betriebene Füllkörperkolonne mit dem Stoffsystem warmes Wasser und Luft im Gegenstrom eingesetzt. Die Aufgabe der Flüssigkeit erfolgt sowohl gleichmäßig als auch punktförmig. In dieser Arbeit werden damit die Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP, Hiflow[®] Ring 50-6 PP sowie der RMSR 50-4 Edelstahl in den Packungshöhen 1.86 m, 3.72 m, 5.58 m und 6.82 m untersucht. In der Kolonne sind abhängig von der Packungshöhe eine große Zahl an Thermoelementen zur Erfassung der Temperatur der Flüssigkeit positioniert. Der Kühlturmprozess führt zu einer teilweisen Verdunstung und damit zu einer erheblichen Temperaturänderung des Wassers, welche Rückschlüsse auf den lokalen Stoffübergang und damit die Flüssigkeitsverteilung zulässt. Die Messungen werden mittels Temperaturprofilen visualisiert und über lokale und globale Maldistributionsfaktoren sowie den *HTU*-Wert quantifiziert.

Bei den Ergebnissen zeigt sich, dass Effekte der Ungleichverteilung, wie beispielsweise die Randgängigkeit, gut abgebildet werden können. Ebenso geben die Maldistributionsfaktoren den qualitativen Eindruck aus den Temperaturprofilen in der Regel quantitativ gut wieder. Auch die Stoffübergangsleistung kann mit den ermittelten *HTU*-Werten und globalen Austrittswerten bewertet werden.

Allerdings zeigen sich auch einige Schwächen der eingesetzten Temperaturmethode. So kann, insbesondere bei der punktförmigen Flüssigkeitsaufgabe, die ausschließliche Messung der Flüssigkeitstemperatur keineswegs sichergestellt werden. Zudem ergeben sich Unstimmigkeiten bei der Bestimmung der Stoffaustauschleistung. Daher kann als Fazit festgehalten werden, dass diese Messmethode zwar gut angewendet werden kann, um Maldistribution zu charakterisieren und visualisieren, allerdings ist eine gründliche Analyse der Ergebnisse unter Einbeziehung aller Parameter und Auswertungsergebnisse von größter Wichtigkeit, um falsche Schlussfolgerungen zu vermeiden.

Der theoretische Teil der vorliegenden Arbeit gliedert sich in zwei Teile. Zum einen werden zwei Berechnungsmethoden, eine sequentielle und eine simultane Methode, für die Querverteilung der Flüssigkeit im von HANUSCH ET AL. 2019a entwickelten

TUM-WelChem-Zellenmodell diskutiert. Die Simulationen werden mit Experimentalergebnissen von HANUSCH ET AL. 2017 der Füllkörper Raflux Ring 50-5 Edelstahl, Hiflow[®] Ring 50-6 PP und RMSR 50-4 Edelstahl verglichen. Dabei zeigen die Ergebnisse, dass die ursprünglich auch von HANUSCH ET AL. 2019a eingesetzte sequentielle Berechnungsmethode nahezu identische Ergebnisse zu der von WINKLER ET AL. 2020 entwickelten simultanen Methode liefert. Dies lässt die Empfehlung der sequentiellen Methode zu, da diese mit erheblich geringerem Rechenaufwand und damit verbundener deutlich kürzerer Simulationszeit verbunden ist.

Der zweite Teil befasst sich mit der Erweiterung des TUM-WelChem-Zellenmodells um den Wärme- und Stoffübergang zur Simulation der als Kühlturm betriebenen Füllkörperkolonne mit dem Stoffsystem warmes Wasser/Luft. Hierfür werden mit Bayesscher Optimierung Korrelationen für die Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten aus den gewonnenen Experimentaldaten ermittelt. Die Korrelationen werden dann zusammen mit den beiden Berechnungsmethoden zur Simulation der Füllkörperkolonne verwendet. Für die Simulation werden eine sequentielle und eine simultane Methode entwickelt. Die sequentielle Methode berechnet den Wärmeübergang durch Konvektion und aufgrund der latenten Wärme durch die teilweise Verdunstung nacheinander, während bei der simultanen Berechnungsmethode beide Phänomene gleichzeitig mithilfe von Differentialgleichungen berücksichtigt werden.

Die Ergebnisse zeigen eine zufriedenstellende Übereinstimmung der Profile und Austrittswerte insbesondere bei den größeren Füllkörpern Hiflow[®] Ring 50-6 PP und RMSR 50-4 Edelstahl. Die simulierten Temperaturprofile des Hiflow[®] Ring 25-7 PP weichen stärker von den Experimenten ab, wobei grundsätzliche Tendenzen trotzdem wiedergegeben werden. Insgesamt kann das Ziel der Erweiterung des TUM-WelChem-Zellenmodells um die Berechnung des Wärme- und Stoffübergangs für den eingesetzten Kühlturmprozess erfolgreich ausgeführt werden.

In weiterführenden Arbeiten wäre es sinnvoll, die Zahl der untersuchten Füllkörper mit der Temperaturmethode laufend zu erweitern, damit eine möglichst große Datenbasis für Vergleiche und daraus abgeleitete Einschätzungen vorliegt. Dabei sollten sowohl unterschiedliche Typen, Grundgeometrien und Größen zum Einsatz kommen. Dies könnten beispielsweise Raschig Super-Ringe[®] oder Raflux Ringe aus Kunststoff oder Metall sein. Ebenso können mit der Temperaturmethode gezielte Fehlstellen der Füllkörperschüttung untersucht werden. Dies beinhaltet sowohl Hohlräume im Kern der Füllkörperschüttung als auch in Wandnähe zu erzeugen, um Störungen der Struktur der Schüttung beim Einfüllen der Füllkörper in die Kolonne zu simulieren.

Zudem sollten Messungen mit industrierelevanten Stoffsystemen in Anlehnung an die VDI-Richtlinie 2761 Blatt 2 der VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN 2020 durchgeführt werden. Als standardisierte Stoffsysteme sind nach dieser Richtlinie beispielsweise Wasser mit der Übergangskomponente Kohlenstoffdioxid oder Ammoniak mit Luft als Trägergas definiert. Die Temperaturmethode kann aufgrund der geforderten isothermen Versuchsbedingungen der VDI-Richtlinie nicht zur Analyse des lokalen Stoffübergangs oder der Flüssigkeitsverteilung eingesetzt

werden. Diese Untersuchung könnte aber vorab mit dem Stoffsystem Wasser und Luft im Kühlturmprozess analog zu dieser Arbeit erfolgen. Basierend auf den Ergebnissen zum Stoffübergang mit der VDI-Richtlinie 2761 Blatt 2 der VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN 2020 kann das TUM-WelChem-Zellenmodell um entsprechende Stoffübergangskorrelationen erweitert werden, die einen klassischen Absorptionsprozess beschreiben. Dies würde die Verwendung des Modells zur Auslegung oder Nachberechnung von Füllkörperkolonnen ermöglichen.

A Füllkörperdaten

Hiflow[®] Ring 25-7 PP

In diesem Abschnitt werden die Füllkörperdaten, welche für das TUM-WelChem-Zellenmodell notwendig sind, beispielhaft für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP gelistet.

In Tabelle A.1 sind die allgemeinen Eigenschaften dieses Füllkörpertyps aufgeführt. Es sei an dieser Stelle explizit erwähnt, dass sowohl Füllkörperdaten als auch Dispersionskoeffizienten einer gewissen Entwicklung unterliegen. Das bedeutet, dass sich diese im Laufe der Zeit stetig ändern können. Dies bewirken unter anderem neu ermittelte Experimentaldaten, kleinere Anpassungen an der Füllkörpergeometrie oder Änderungen an der Durchführung des 3D-Berieselungsexperiments. Deshalb stellen die hier angegebenen Werte lediglich eine Momentaufnahme dar.

Tabelle A.1: Füllkörperdaten des Typs Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

Bezeichnung	Formelzeichen	Wert	Einheit
Schüttdichte	N_{FK}	45000	1/m
Spezifische Oberfläche	a_{geo}	214	m ² /m ³
Porosität	ε	0.900	m ³ /m ³
Konstante	a	1.97846	–
Konstante	b	1.83004	–

Die Dispersionskoeffizienten für die Zentralzelle, Index 0, sowie für die benachbarten Zellen, Indizes 1–6, und der relative freie Flächenanteil φ sind für den Füllkörper Hiflow[®] Ring 25-7 PP in Tabelle A.2 gezeigt. Wie erwähnt unterliegen diese Daten einer gewissen Entwicklung.

Wichtiger Hinweis:

Die hier angegebenen Daten wurden von der Firma *WelChem GmbH* zur Verfügung gestellt und zur Veröffentlichung in der vorliegenden Arbeit zugelassen. Diese Daten werden für jeden Füllkörpertyp im TUM-WelChem-Zellenmodell hinterlegt. Aus Geheimhaltungsgründen werden an dieser Stelle lediglich die Parameter für den Hiflow[®] Ring 25-7 PP beispielhaft angegeben.

Tabelle A.2: Dispersionskoeffizienten D_0 - D_6 und relativer freier Flächenanteil φ der Hauptlagen des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

Lage	x	y	z	D_0	D_1	D_2	D_3	D_4	D_5	D_6	φ
Basislage	0°	0°	0°	0.988	0.002	0.002	0.003	0.001	0.004	0.000	0.767
30° _x	30°	0°	0°	0.944	0.024	0.001	0.003	0.004	0.001	0.022	0.339
60° _x	60°	0°	0°	0.923	0.017	0.001	0.006	0.004	0.000	0.048	0.351
90° _x	90°	0°	0°	0.961	0.007	0.000	0.018	0.011	0.002	0.001	0.304
30° _y	0°	30°	0°	0.970	0.000	0.003	0.000	0.002	0.000	0.025	0.342
60° _y	0°	60°	0°	0.870	0.012	0.001	0.005	0.005	0.012	0.095	0.356
90° _y	0°	90°	0°	0.958	0.009	0.026	0.000	0.005	0.002	0.000	0.303

B Stoffwerte

In Tabelle B.1 sind die Stoffwerte der Berechnung der Stoffübergangsleistung nach Abschnitt 3.6 aufgelistet. Darin sind die spezifischen Wärmekapazitäten c_{pG} und c_{pL} für Luft bzw. Wasser bei einer Referenztemperatur von 30 °C und einem Referenzdruck von 1 bar, die spezifische Wärmekapazität c_{pD} des Dampfs sowie die spezifische Verdampfungsenthalpie Δh_{V0} von Wasser bei einer Referenztemperatur von 0 °C angegeben.

Tabelle B.1: Stoffwerte für die Berechnung der Stoffübergangsleistung in Abschnitt 3.6 nach STEPHAN ET AL. 2019.

Formelzeichen	Wert	Einheit	Quelle
c_{pD}	$1.861 \cdot 10^3$	J/(kg K)	ERENS & REUTER 2019
c_{pG}	$1.007 \cdot 10^3$	J/(kg K)	SPAN 2019
c_{pL}	$4.180 \cdot 10^3$	J/(kg K)	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019
Δh_{V0}	$2.5 \cdot 10^6$	J/kg	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019

Tabelle B.2 zeigt die Stoffwerte, welche für die Modellierung des Wärme- und Stoffübergangs in Abschnitt 4.2 verwendet werden. Darin sind spezifischen Wärmekapazitäten c_{pG} , c_{pD} und c_{pL} von Gas, Dampf bzw. Flüssigkeit, Erdbeschleunigung g , die spezifische Verdampfungsenthalpie Δh_V , die molaren Massen \bar{M}_G und \bar{M}_L von Gas bzw. Flüssigkeit, die universelle Gaskonstante \bar{R} , die Viskositäten η_G und η_L von Gas bzw. Flüssigkeit, die Dichten ϱ_G und ϱ_L von Gas bzw. Flüssigkeit sowie die Oberflächenspannung σ_L der Flüssigkeit bei einer Referenztemperatur von 30 °C gegeben.

Tabelle B.2: Stoffwerte und Konstanten für die Modellierung des Wärme- und Stoffübergangs bei einer Referenztemperatur von 30 °C.

Formelzeichen	Wert	Einheit	Quelle
c_{pD}	$1.861 \cdot 10^3$	J/(kg K)	ERENS & REUTER 2019
c_{pG}	$1.007 \cdot 10^3$	J/(kg K)	SPAN 2019
c_{pL}	$4.180 \cdot 10^3$	J/(kg K)	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019
g	9.81	m/s ²	MALONEY 2008
Δh_V	$2429.85 \cdot 10^3$	J/kg	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019
\bar{M}_G	28.9586	kg/kmol	SPAN 2019
\bar{M}_L	18.015275	kg/kmol	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019
\bar{R}	$8.314 \cdot 10^3$	J/(kmol K)	MALONEY 2008
η_G	$18.69 \cdot 10^{-6}$	Pa s	SPAN 2019
η_L	$797.22 \cdot 10^{-6}$	Pa s	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019
ϱ_G	1.149	kg/m ³	SPAN 2019
ϱ_L	995.65	kg/m ³	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019
σ_L	$71.19 \cdot 10^{-3}$	N/m	KRETZSCHMAR & WAGNER 2019

C Messergebnisse

Im Folgenden ist eine Übersicht über Messergebnisse der durchgeführten Versuche zu Druckverlust in Abschnitt C.1 und Temperaturprofilen in Abschnitt C.2 gegeben.

C.1 Druckverlust

Nachfolgend sind die Messergebnisse der Druckverlustmessungen zusammengefasst.

C.1.1 Druckverlust Hiflow[®] Ring 25-7 PP

Tabelle C.1 zeigt die Messwerte des spezifischen Druckverlusts $\Delta p/H$ der Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

Tabelle C.1: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	H_P in m	Δp in mbar	$\Delta p/H$ in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
0	0.7	6.82	1.92	28
0	0.8	6.82	2.40	35
0	0.8	6.82	1.90	28
0	0.8	6.82	2.39	35
0	0.8	6.82	1.94	28
0	1.0	6.82	3.72	55
0	1.0	6.82	4.27	63
0	1.0	6.82	3.73	55
0	1.0	6.82	4.19	61
0	1.0	6.82	3.78	55
0	1.2	6.82	6.03	88
0	1.2	6.82	6.00	88
0	1.2	6.82	6.00	88
0	1.2	6.82	6.44	94
0	1.3	6.82	6.43	94

Tabelle C.1: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow[®]
Ring 25-7 PP (**Fortsetzung**).

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
0	1.5	6.82	9.31	136
0	1.5	6.82	8.76	129
0	1.5	6.82	9.15	134
0	1.5	6.82	8.79	129
0	1.5	6.82	8.82	129
0	1.7	6.82	12.06	177
0	1.7	6.82	12.31	181
0	1.7	6.82	12.30	180
0	1.7	6.82	12.35	181
0	1.7	6.82	12.06	177
0	1.7	6.82	12.14	178
0	2.0	6.82	16.36	240
0	2.0	6.82	15.92	233
0	2.0	6.82	15.87	233
0	2.0	6.82	15.82	232
0	2.0	6.82	16.00	235
0	2.2	6.82	20.14	295
0	2.2	6.82	20.12	295
0	2.2	6.82	20.35	298
0	2.2	6.82	20.13	295
0	2.2	6.82	20.33	298
0	2.4	6.82	25.39	372
0	2.5	6.82	24.92	365
0	2.5	6.82	24.82	364
0	2.5	6.82	25.00	367
0	2.5	6.82	25.29	371
0	2.7	6.82	30.02	440
0	2.7	6.82	30.48	447
0	2.7	6.82	30.38	445
0	2.7	6.82	30.69	450
0	2.7	6.82	30.80	452

Tabelle C.1: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP (**Fortsetzung**).

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
0	2.9	6.82	36.50	535
0	2.9	6.82	35.61	522
0	3.0	6.82	36.45	534
0	3.0	6.82	36.85	540
0	3.0	6.82	36.94	542
0	3.1	6.82	41.08	602
10	0.7	6.82	2.38	35
10	0.7	6.82	2.41	35
10	0.8	6.82	2.93	43
10	0.8	6.82	2.86	42
10	1.0	6.82	4.58	67
10	1.0	6.82	4.43	65
10	1.0	6.82	4.97	73
10	1.0	6.82	5.22	77
10	1.2	6.82	7.52	110
10	1.2	6.82	7.89	116
10	1.2	6.82	7.21	106
10	1.2	6.82	7.10	104
10	1.5	6.82	10.78	158
10	1.5	6.82	10.47	154
10	1.5	6.82	10.43	153
10	1.5	6.82	11.40	167
10	1.7	6.82	14.61	214
10	1.7	6.82	15.29	224
10	1.7	6.82	14.55	213
10	1.7	6.82	14.35	210
10	2.0	6.82	18.63	273
10	2.0	6.82	19.14	281
10	2.0	6.82	18.56	272
10	2.0	6.82	20.12	295
10	2.2	6.82	24.27	356

Tabelle C.1: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow[®]
Ring 25-7 PP (**Fortsetzung**).

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
10	2.2	6.82	23.62	346
10	2.2	6.82	25.70	377
10	2.2	6.82	24.09	353
10	2.4	6.82	32.37	475
10	2.5	6.82	29.11	427
10	2.5	6.82	29.11	427
10	2.5	6.82	31.18	457
10	2.7	6.82	39.99	586
10	2.7	6.82	37.54	550
10	2.9	6.82	53.63	786
20	0.7	6.82	2.86	42
20	0.7	6.82	3.25	48
20	0.7	6.82	2.92	43
20	0.7	6.82	3.37	49
20	1.0	6.82	5.72	84
20	1.0	6.82	5.36	79
20	1.0	6.82	5.27	77
20	1.0	6.82	5.54	81
20	1.2	6.82	8.76	128
20	1.2	6.82	8.40	123
20	1.2	6.82	8.68	127
20	1.2	6.82	8.52	125
20	1.5	6.82	12.05	177
20	1.5	6.82	12.65	185
20	1.5	6.82	12.45	182
20	1.7	6.82	16.86	247
20	1.7	6.82	17.62	258
20	1.7	6.82	17.36	255
20	2.0	6.82	22.53	330
20	2.0	6.82	23.65	347
20	2.0	6.82	23.15	339

Tabelle C.1: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP (**Fortsetzung**).

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
20	2.2	6.82	30.97	454
20	2.2	6.82	30.80	452
20	2.2	6.82	29.47	432
20	2.2	6.82	30.31	444
20	2.4	6.82	40.87	599
20	2.5	6.82	31.83	467
20	2.7	6.82	64.04	939

C.1.2 Druckverlust Hiflow[®] Ring 50-6 PP

Tabelle C.2 zeigt die Messwerte des spezifischen Druckverlusts $\Delta p/H$ der Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP.

Tabelle C.2: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP.

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
0	0.7	6.82	0.59	9
0	0.8	6.82	0.61	9
0	1.0	6.82	1.10	16
0	1.0	6.82	1.14	17
0	1.2	6.82	1.76	26
0	1.2	6.82	1.73	25
0	1.5	6.82	2.50	37
0	1.5	6.82	2.54	37
0	1.7	6.82	3.42	50
0	1.7	6.82	3.47	51
0	2.0	6.82	4.46	65
0	2.0	6.82	4.43	65
0	2.2	6.82	5.62	82
0	2.2	6.82	5.69	83

Tabelle C.2: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow[®]
Ring 50-6 PP (**Fortsetzung**).

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
0	2.5	6.82	6.99	103
0	2.5	6.82	6.94	102
0	2.7	6.82	8.40	123
0	2.7	6.82	8.34	122
0	2.9	6.82	9.98	146
0	2.9	6.82	9.92	145
10	0.8	6.82	0.79	12
10	1.0	6.82	1.39	20
10	1.3	6.82	2.11	31
10	1.5	6.82	3.02	44
10	1.7	6.82	4.10	60
10	2.0	6.82	5.30	78
10	2.2	6.82	6.82	100
10	2.5	6.82	8.55	125
10	2.7	6.82	10.57	155
10	2.9	6.82	12.57	184
20	0.7	6.82	0.92	13
20	1.0	6.82	1.58	23
20	1.2	6.82	2.37	35
20	1.5	6.82	3.39	50
20	1.7	6.82	4.56	67
20	2.0	6.82	5.93	87
20	2.2	6.82	7.47	109
20	2.5	6.82	9.52	140

C.1.3 Druckverlust RMSR 50-4 Edelstahl

Tabelle C.3 zeigt die Messwerte des spezifischen Druckverlusts $\Delta p/H$ der Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl.

Tabelle C.3: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl.

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
0	0.7	6.82	1.17	17
0	0.8	6.82	1.19	17
0	1.0	6.82	2.16	32
0	1.0	6.82	2.25	33
0	1.2	6.82	3.42	50
0	1.3	6.82	3.46	51
0	1.5	6.82	4.99	73
0	1.5	6.82	5.02	74
0	1.8	6.82	6.81	100
0	1.8	6.82	6.84	100
0	2.0	6.82	8.88	130
0	2.0	6.82	8.92	131
0	2.2	6.82	11.30	166
0	2.3	6.82	11.27	165
0	2.5	6.82	14.02	206
0	2.5	6.82	14.06	206
0	2.7	6.82	17.38	255
0	2.8	6.82	17.09	251
0	3.0	6.82	20.74	304
10	0.7	6.82	1.39	20
10	0.8	6.82	1.37	20
10	1.0	6.82	2.45	36
10	1.0	6.82	2.47	36
10	1.2	6.82	3.82	56
10	1.2	6.82	3.84	56
10	1.5	6.82	5.54	81
10	1.5	6.82	5.51	81
10	1.7	6.82	7.51	110
10	1.7	6.82	7.50	110
10	2.0	6.82	9.93	146
10	2.0	6.82	9.92	145

Tabelle C.3: Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl (**Fortsetzung**).

B	F	H_P	Δp	$\Delta p/H$
in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in m	in mbar	in $\frac{\text{Pa}}{\text{m}}$
10	2.2	6.82	12.64	185
10	2.3	6.82	12.57	184
10	2.5	6.82	15.85	232
10	2.5	6.82	15.80	232
10	2.7	6.82	19.66	288
10	2.8	6.82	19.65	288
20	0.7	6.82	1.54	23
20	0.8	6.82	1.54	23
20	0.8	6.82	1.58	23
20	1.0	6.82	2.68	39
20	1.0	6.82	2.68	39
20	1.0	6.82	2.69	39
20	1.2	6.82	4.16	61
20	1.3	6.82	4.22	62
20	1.3	6.82	4.21	62
20	1.5	6.82	5.99	88
20	1.5	6.82	5.94	87
20	1.5	6.82	5.99	88
20	1.7	6.82	8.06	118
20	1.7	6.82	8.04	118
20	1.8	6.82	8.06	118
20	2.0	6.82	10.63	156
20	2.0	6.82	10.66	156
20	2.0	6.82	10.73	157
20	2.2	6.82	13.72	201
20	2.2	6.82	13.81	202
20	2.3	6.82	13.79	202
20	2.5	6.82	17.37	255
20	2.5	6.82	17.46	256
20	2.5	6.82	17.41	255

C.2 Temperaturprofil

Nachfolgende Tabellen zeigen globale Messwerte der durchgeführten Verteilungsversuche mit den Füllkörpern Hiflow[®] Ring 25-7 PP, Hiflow[®] Ring 50-6 PP und RMSR 50-4 Edelstahl. Aus Gründen der Übersichtlichkeit sind lediglich die globalen Messwerte angegeben, nicht die Temperaturen jeder Messstelle innerhalb der Füllkörperschüttung, da dies den Rahmen weit sprengen würde.

C.2.1 Temperaturprofil Hiflow[®] Ring 25-7 PP

Tabellen C.4–C.11 zeigen die Messwerte der Versuche mit gleichmäßiger bzw. punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP.

Tabelle C.4: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.

Reihe Nr.	B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	T_L^{ein} in °C	T_L^{aus} in °C	T_G^{ein} in °C	T_G^{aus} in °C	X^{ein} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	X^{aus} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	42.4	25.1	22.2	38.6	10.0	47.5
1	4.3	0.9	43.2	24.9	22.4	39.2	9.9	49.0
1	4.8	1.0	43.1	24.6	22.6	39.1	9.9	48.7
1	5.3	1.1	43.8	24.5	23.1	39.5	10.0	49.7
1	5.8	1.2	42.7	24.1	23.4	38.8	10.0	47.6
1	6.2	1.3	43.3	24.0	23.8	39.2	10.1	48.6
1	6.7	1.4	43.3	23.8	24.2	39.3	10.2	48.8
1	7.2	1.5	43.3	23.8	24.6	39.2	10.3	48.6
1	7.7	1.6	43.3	23.7	25.1	39.1	10.4	48.2
1	8.1	1.7	43.3	23.7	25.5	39.1	10.4	48.0
1	8.6	1.8	43.7	23.9	25.9	39.4	10.5	48.7
1	9.1	1.9	42.3	24.0	26.4	38.7	10.6	46.6
1	9.6	2.0	42.9	24.2	26.8	39.0	10.8	47.3
1	10.1	2.1	42.9	24.4	27.2	39.0	11.1	47.4
1	10.6	2.2	43.4	24.7	27.6	39.5	11.8	48.6
1	11.1	2.3	43.4	24.7	27.8	39.4	11.8	48.1
1	11.6	2.4	43.5	24.8	28.1	39.6	11.9	48.7
1	12.1	2.5	43.4	24.9	28.9	39.6	10.6	48.6
2	3.8	0.8	43.4	24.6	24.5	38.9	9.0	48.3
2	4.3	0.9	43.0	24.5	24.5	38.8	9.1	48.0

Tabelle C.4: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	4.8	1.0	43.2	24.4	24.6	38.9	9.0	48.3
2	5.3	1.1	43.4	24.2	24.7	39.1	9.1	48.6
2	5.7	1.2	42.9	24.0	24.9	38.8	9.3	47.8
2	6.2	1.3	43.0	23.8	25.1	38.8	9.4	47.6
2	6.7	1.4	43.8	23.7	25.3	39.4	9.8	49.3
2	7.2	1.5	43.2	23.6	25.7	39.2	9.8	48.6
2	7.7	1.6	42.7	23.7	26.1	38.8	9.8	47.5
2	8.2	1.7	42.6	23.7	26.4	38.7	10.0	46.9
2	8.6	1.8	42.5	23.9	26.8	38.5	10.2	46.4
2	9.1	1.9	42.8	24.1	27.3	38.9	10.5	47.2
2	9.6	2.0	43.9	24.4	27.7	39.4	10.7	48.6
2	10.1	2.1	43.7	24.5	28.0	39.4	11.0	48.4
2	10.6	2.2	43.0	24.7	28.3	38.9	11.6	46.9
2	11.1	2.3	43.1	24.8	28.7	39.0	12.5	47.0
2	11.6	2.4	42.7	25.0	28.9	38.9	12.8	46.7
2	12.1	2.5	42.6	25.2	29.7	39.1	11.3	47.3
3	3.8	0.8	43.5	27.3	26.2	41.2	9.7	55.4
3	5.2	1.1	42.8	26.7	26.4	40.6	10.0	53.2
3	6.7	1.4	42.5	25.6	26.7	39.9	10.4	50.9
3	8.1	1.7	42.5	25.3	27.2	39.8	10.5	50.1
3	9.6	2.0	42.8	24.8	27.9	39.2	11.1	48.0
3	11.1	2.3	43.3	25.1	29.1	39.2	11.1	47.8
4	3.8	0.8	43.4	25.1	22.9	38.7	12.3	47.7
4	4.8	1.0	42.6	24.9	23.9	38.5	12.6	46.8
4	5.7	1.2	42.6	24.9	24.7	38.7	12.8	47.2
4	6.7	1.4	42.4	24.6	25.2	38.6	13.1	46.9
4	7.7	1.6	43.2	24.8	25.9	39.4	13.2	49.0
4	8.6	1.8	43.0	24.9	26.6	39.0	13.3	47.8
4	9.6	2.0	43.7	25.4	27.5	39.8	13.6	49.8
4	10.6	2.2	42.9	25.6	28.2	39.8	14.8	49.4
4	11.6	2.4	43.9	26.0	29.3	40.4	16.7	51.1

Tabelle C.4: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
5	3.8	0.8	43.0	26.0	24.9	38.6	12.2	47.6
5	4.8	1.0	42.4	25.5	25.4	38.5	12.4	47.3
5	5.7	1.2	42.3	25.2	25.7	38.5	12.7	47.2
5	6.7	1.4	42.5	25.0	26.1	38.9	13.1	48.0
5	7.6	1.6	42.7	24.9	26.6	38.9	13.2	47.7
5	8.6	1.8	43.3	25.1	27.3	39.7	13.4	49.7
5	9.6	2.0	43.9	25.5	28.2	39.8	13.8	49.7
5	10.5	2.2	43.2	25.7	28.9	39.4	14.3	48.4
5	11.6	2.4	42.6	26.0	29.6	39.5	15.9	48.4

Tabelle C.5: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	43.6	24.4	19.5	40.8	9.8	53.9
1	4.3	0.9	43.2	24.9	22.5	40.6	11.4	53.1
1	4.8	1.0	43.7	24.9	23.4	41.0	11.7	54.1
1	5.3	1.1	43.5	24.8	24.0	40.9	11.7	53.8
1	5.7	1.2	43.0	24.8	24.5	40.5	11.8	52.5
1	6.2	1.3	43.0	24.6	25.0	40.5	11.9	52.3
1	6.7	1.4	43.0	24.5	25.5	40.5	12.0	52.2
1	7.2	1.5	43.0	24.5	25.9	40.4	12.1	51.8
1	7.7	1.6	42.9	24.6	26.4	40.2	12.1	51.0
1	8.2	1.7	43.2	24.7	26.8	40.4	12.5	51.3
1	8.7	1.8	43.2	24.8	27.4	40.3	12.5	51.0
1	9.2	1.9	43.3	24.7	28.1	39.8	12.5	49.4
1	9.7	2.0	43.2	24.8	28.5	39.7	12.7	48.9
1	10.2	2.1	43.0	24.9	29.0	39.5	12.9	48.4
1	10.6	2.2	43.5	25.0	29.4	39.9	13.4	49.2

Tabelle C.5: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	11.1	2.3	43.4	25.1	29.7	39.8	13.7	49.0
1	11.7	2.4	43.5	25.2	29.9	40.0	14.5	49.4
1	12.1	2.5	43.2	25.3	30.5	40.0	13.6	49.2
2	3.8	0.8	43.0	26.2	26.2	40.0	11.0	51.4
2	4.8	1.0	42.5	25.3	26.4	39.6	10.9	50.1
2	5.7	1.2	42.3	24.6	27.9	39.6	9.8	49.8
2	6.7	1.4	42.6	24.1	26.0	39.9	11.2	50.5
2	7.7	1.6	42.4	23.9	26.3	39.8	11.2	50.1
2	8.7	1.8	43.4	24.0	26.8	39.9	11.1	50.1
2	9.7	2.0	43.5	24.1	27.6	39.9	11.5	49.7
2	10.7	2.2	43.0	24.2	28.3	39.6	12.3	48.7
2	11.7	2.4	43.6	24.5	29.1	40.1	13.8	49.7
3	3.8	0.8	43.1	23.1	24.7	38.6	10.4	47.3
3	4.3	0.9	43.3	23.6	24.9	39.1	10.2	48.7
3	4.8	1.0	43.0	23.6	25.0	39.2	10.3	48.7
3	5.3	1.1	42.9	23.5	25.2	39.2	10.3	48.5
3	5.7	1.2	43.4	23.5	25.6	39.7	10.5	49.9
3	6.2	1.3	42.8	23.5	26.0	39.4	10.7	48.9
3	6.7	1.4	43.3	23.4	26.2	39.5	10.9	49.1
3	7.2	1.5	43.3	23.4	26.6	39.9	11.1	50.1
3	7.7	1.6	43.3	23.6	27.0	39.6	11.2	49.1
3	8.2	1.7	43.1	23.7	27.3	39.4	11.2	48.6
3	8.6	1.8	43.4	23.8	27.7	39.6	11.3	49.0
3	9.2	1.9	43.9	24.4	28.0	40.1	11.7	50.2
3	9.7	2.0	43.6	24.7	28.5	40.0	11.9	49.7
3	10.2	2.1	43.6	24.8	28.9	39.9	12.1	49.4
3	10.6	2.2	43.3	24.9	29.3	39.9	12.5	49.4
3	11.1	2.3	43.1	25.1	29.8	39.8	13.3	48.8
3	11.7	2.4	43.3	25.2	30.2	40.0	14.3	49.3
3	12.2	2.5	43.6	25.5	30.5	40.3	15.9	50.0
4	3.8	0.8	43.2	27.6	26.5	41.8	10.9	56.7

Tabelle C.5: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	5.3	1.1	43.3	26.3	26.9	41.6	10.8	55.9
4	6.7	1.4	42.4	25.5	27.0	40.7	11.4	52.8
4	8.2	1.7	43.3	25.4	27.7	41.0	11.4	53.2
4	9.7	2.0	43.2	24.9	28.7	39.9	12.0	49.5
4	11.2	2.3	42.9	25.0	29.7	39.5	13.0	47.9
5	3.8	0.8	43.2	23.8	19.8	39.0	10.2	48.6
5	4.8	1.0	43.0	23.9	22.9	39.2	12.4	48.7
5	5.8	1.2	43.4	23.8	23.9	39.6	12.7	49.6
5	6.7	1.4	43.7	23.8	24.9	39.9	13.2	50.4
5	7.7	1.6	43.8	24.0	26.0	40.1	13.4	50.5
5	8.7	1.8	43.2	24.4	27.1	39.6	13.5	49.1
5	9.7	2.0	43.2	25.0	28.5	39.6	14.0	48.6
5	10.6	2.2	43.4	25.3	29.4	39.7	14.6	48.7
5	11.7	2.4	43.2	25.6	30.6	39.8	14.2	48.7

Tabelle C.6: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.1	25.5	25.5	40.5	12.1	52.6
1	5.3	1.1	42.5	24.8	26.4	40.0	11.1	50.8
1	6.7	1.4	42.7	24.2	27.3	40.2	11.6	50.8
1	8.2	1.7	43.6	24.0	28.0	40.6	11.8	51.9
1	9.7	2.0	43.5	24.6	29.3	40.7	12.8	51.9
1	11.2	2.3	42.8	25.0	30.4	40.1	13.9	49.5
2	3.8	0.8	42.8	24.4	25.2	40.2	9.2	51.8
2	4.3	0.9	42.8	24.5	25.5	40.6	9.0	52.9
2	4.8	1.0	43.4	24.4	25.6	41.2	9.2	54.4
2	5.3	1.1	42.9	24.3	25.8	40.9	9.2	53.6

Tabelle C.6: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	5.8	1.2	42.9	24.1	26.0	40.9	8.9	53.3
2	6.2	1.3	43.1	23.9	26.5	41.0	8.6	53.5
2	6.7	1.4	42.9	23.7	26.9	40.9	8.6	53.0
2	7.2	1.5	43.9	23.6	27.3	41.4	8.8	54.4
2	7.7	1.6	43.4	23.6	27.6	41.2	9.0	53.3
2	8.2	1.7	43.2	23.7	28.1	40.8	9.1	51.8
2	8.7	1.8	43.7	23.9	29.0	41.1	9.3	52.7
2	9.2	1.9	43.4	24.2	29.3	40.9	9.7	51.9
2	9.2	2.0	43.9	24.4	29.7	41.3	10.2	52.8
2	10.3	2.1	43.4	24.7	30.3	41.4	10.6	52.8
2	10.7	2.2	43.8	25.2	30.6	42.0	11.4	54.6
2	11.2	2.3	43.4	23.4	28.7	40.2	10.8	49.7
2	11.6	2.4	42.6	23.4	29.1	39.9	11.4	48.6
3	3.8	0.8	41.9	24.1	23.8	40.7	8.9	53.2
3	4.3	0.9	42.6	24.3	24.2	41.2	8.8	54.4
3	4.8	1.0	42.4	24.3	24.6	40.9	8.8	53.4
3	5.3	1.1	43.3	24.8	25.1	41.5	8.9	55.1
3	5.8	1.2	42.4	24.5	25.5	40.9	8.9	53.1
3	6.2	1.3	42.4	24.3	25.9	40.7	9.0	52.2
3	6.7	1.4	42.9	24.2	26.3	40.9	9.1	52.8
3	7.3	1.5	43.2	24.2	26.8	41.1	9.3	53.1
3	7.7	1.6	43.9	24.3	27.3	41.3	9.4	53.5
3	8.3	1.7	43.4	24.5	27.9	40.8	9.9	51.7
3	8.8	1.8	42.6	24.6	28.5	40.7	10.3	51.4
3	9.3	1.9	43.5	24.6	29.2	40.9	10.7	51.6
3	9.8	2.0	43.4	24.7	29.7	40.8	11.2	50.9
3	10.3	2.1	43.4	25.0	30.3	40.9	12.0	51.0
3	10.8	2.2	43.2	25.2	30.7	41.0	12.7	51.3
3	11.3	2.3	44.2	25.4	30.9	41.5	13.1	53.1
3	11.8	2.4	44.2	25.5	31.4	41.5	12.8	52.8
4	3.9	0.8	42.5	22.1	17.7	39.0	6.9	48.1

Tabelle C.6: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	4.8	1.0	43.1	22.4	21.7	39.7	8.9	49.7
4	5.8	1.2	42.5	22.6	22.6	39.4	9.9	48.6
4	6.8	1.4	42.9	22.7	23.7	39.6	10.6	48.9
4	7.8	1.6	42.7	23.1	25.1	39.7	11.1	48.9
4	8.7	1.8	43.0	23.2	26.1	39.7	11.3	48.6
4	9.8	2.0	43.5	23.6	27.1	40.0	11.7	49.4
4	10.8	2.2	43.3	23.9	27.9	40.1	12.4	49.5
4	11.8	2.4	43.3	24.1	28.8	40.7	13.6	50.8
5	3.8	0.8	42.8	24.8	24.6	40.9	10.7	53.6
5	4.8	1.0	42.4	24.7	24.9	40.5	10.2	52.3
5	5.8	1.2	43.5	24.6	25.1	41.1	10.3	53.7
5	6.7	1.4	43.2	24.2	25.5	41.3	10.8	54.0
5	7.8	1.6	42.9	24.1	26.0	41.0	11.3	52.9
5	8.8	1.8	43.5	24.1	26.6	40.4	10.8	50.6
5	9.8	2.0	42.9	23.8	27.3	40.1	10.7	49.6
5	10.8	2.2	42.8	23.8	27.9	39.7	11.3	48.2

Tabelle C.7: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	44.4	18.2	18.6	39.8	6.6	50.9
1	5.3	1.1	43.6	18.5	19.6	39.6	6.8	50.1
1	6.7	1.4	42.9	19.3	21.0	39.6	7.5	50.0
1	8.2	1.7	44.3	19.9	22.4	40.5	7.9	52.1
1	9.8	2.0	44.0	20.8	24.2	40.5	8.9	51.8
1	11.4	2.3	43.3	21.5	25.5	40.2	10.5	50.5
1	12.4	2.5	42.9	22.2	26.9	39.9	11.4	49.5
2	3.9	0.8	43.6	17.5	18.2	39.4	5.6	49.9

Tabelle C.7: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	4.3	0.9	43.4	18.0	18.7	39.5	5.7	50.0
2	4.8	1.0	43.3	18.2	19.3	39.4	5.8	49.8
2	5.3	1.1	43.6	18.4	19.8	39.8	5.8	50.7
2	5.8	1.2	43.8	18.9	20.2	40.0	6.0	51.4
2	6.3	1.3	43.1	19.4	20.7	39.7	6.2	50.4
2	6.7	1.4	43.0	19.0	21.4	39.5	6.4	49.8
2	7.3	1.5	43.1	19.3	22.1	39.9	6.6	50.8
2	7.7	1.6	43.1	19.5	22.5	39.9	6.9	50.7
2	7.7	1.7	43.7	19.7	23.2	40.1	7.1	51.3
2	8.7	1.8	43.1	20.1	23.6	39.8	7.7	50.3
2	9.2	1.9	43.1	20.3	24.0	39.9	8.1	50.6
2	9.8	2.0	43.2	20.8	24.7	40.0	7.9	50.6
2	10.1	2.1	43.4	20.9	25.1	40.1	9.0	50.9
3	3.9	0.8	43.5	17.9	19.3	39.7	6.6	50.6
3	5.3	1.1	43.7	18.9	20.2	40.0	6.8	51.3
3	6.7	1.4	43.6	19.3	21.1	40.1	7.3	51.4
3	8.2	1.7	43.8	20.0	22.7	40.2	8.0	51.2
3	9.8	2.0	44.0	21.0	24.1	40.6	9.6	52.2
3	11.4	2.3	43.8	21.9	25.6	40.5	11.1	51.5
4	3.9	0.8	43.7	17.9	18.0	39.9	5.9	51.1
4	4.3	0.9	43.9	18.2	18.3	39.9	6.0	50.9
4	4.8	1.0	44.2	18.6	18.7	40.3	6.0	52.0
4	5.3	1.1	43.7	19.0	19.4	40.1	6.1	51.2
4	5.8	1.2	43.8	19.1	19.9	40.2	6.3	51.5
4	6.3	1.3	43.5	19.6	20.4	40.0	6.5	50.9
4	6.8	1.4	43.4	19.4	20.9	40.0	6.7	50.8
4	7.3	1.5	43.0	19.3	21.6	39.8	6.8	50.0
4	7.8	1.6	43.5	19.6	22.1	40.0	7.0	50.8
4	8.3	1.7	43.6	19.9	22.7	40.2	7.3	51.0
4	8.8	1.8	43.6	20.3	23.1	40.2	7.8	50.9
4	9.2	1.9	43.0	20.4	23.5	40.0	8.2	50.3

Tabelle C.7: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	9.8	2.0	44.2	20.7	24.1	40.5	8.3	51.9
5	3.9	0.8	43.4	20.4	21.2	39.5	6.2	49.1
5	4.3	0.9	43.0	19.6	21.4	39.5	6.2	49.1
5	4.8	1.0	42.9	19.5	21.8	39.4	6.3	49.0
5	5.3	1.1	43.5	19.6	22.1	40.0	6.4	50.5
5	5.8	1.2	43.0	19.4	22.5	39.7	6.6	49.7
5	6.3	1.3	43.6	19.4	22.7	40.1	6.8	50.7
5	6.8	1.4	43.6	19.6	23.1	40.1	7.0	50.7
5	7.3	1.5	43.1	19.7	23.5	39.8	7.1	49.7
5	7.8	1.6	43.3	20.0	23.9	40.0	7.3	50.0
5	8.3	1.7	43.3	20.3	24.1	40.1	7.6	50.3
5	8.7	1.8	43.3	20.4	24.5	40.0	8.1	50.0
5	9.2	1.9	43.0	20.7	24.7	39.9	8.3	49.7
5	9.8	2.0	43.4	21.0	25.0	40.2	8.9	50.4
5	10.5	2.1	43.4	21.3	25.2	40.4	9.8	50.9

Tabelle C.8: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	42.0	32.6	21.3	41.2	9.7	55.7
1	4.3	0.9	43.2	33.2	21.4	42.2	9.7	59.0
1	4.8	1.0	42.7	33.4	24.4	41.8	11.5	57.4
1	5.2	1.1	42.7	33.7	26.1	41.8	12.7	57.4
1	5.7	1.2	43.7	34.2	26.6	42.8	13.2	60.4
1	6.2	1.3	43.8	34.3	26.8	42.7	13.2	60.0
1	6.7	1.4	43.4	34.0	27.0	42.4	13.5	58.9
1	7.1	1.5	43.5	33.9	27.4	42.5	13.6	59.1
1	7.6	1.6	43.6	33.8	27.6	42.6	13.6	59.3

Tabelle C.8: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^{\circ}\text{C}$	in $^{\circ}\text{C}$	in $^{\circ}\text{C}$	in $^{\circ}\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	8.1	1.7	43.3	33.7	27.9	42.3	13.7	58.4
1	8.6	1.8	42.9	33.3	28.2	42.0	13.8	57.3
1	9.1	1.9	43.1	32.8	28.6	42.3	13.9	58.0
1	9.5	2.0	42.8	32.5	29.0	42.0	14.1	56.9
1	10.0	2.1	42.5	32.0	29.5	41.7	14.3	55.8
1	10.5	2.2	42.8	31.7	29.8	42.0	14.7	56.7
1	11.0	2.3	42.7	31.3	30.1	42.0	15.3	56.4
1	11.5	2.4	42.6	31.0	30.3	41.9	16.3	56.1
1	12.0	2.5	42.8	30.8	30.6	42.1	16.3	56.5
2	3.8	0.8	43.9	32.2	21.9	42.8	9.1	61.1
2	4.8	1.0	43.0	32.8	26.1	41.9	11.7	58.0
2	5.7	1.2	42.8	33.2	26.9	41.8	12.4	57.1
2	6.7	1.4	43.1	33.4	27.2	42.0	13.0	57.7
2	7.6	1.6	42.8	33.1	27.6	41.8	13.1	56.7
2	8.6	1.8	42.7	32.8	28.0	41.8	13.2	56.6
2	9.5	2.0	42.6	32.2	28.7	41.7	13.4	56.1
2	10.5	2.2	42.8	31.5	29.3	41.9	14.2	56.5
2	11.5	2.4	42.4	30.8	30.0	41.7	15.4	55.4
3	3.8	0.8	43.0	31.1	19.3	41.9	9.8	58.0
3	4.3	0.9	42.9	31.6	19.4	41.9	9.6	57.8
3	4.8	1.0	42.4	31.9	19.5	41.4	9.5	56.1
3	5.3	1.1	42.5	32.4	22.9	41.5	11.5	56.2
3	5.7	1.2	43.3	33.0	23.9	42.1	11.9	58.4
3	6.2	1.3	43.3	33.2	24.6	42.1	12.2	58.1
3	6.7	1.4	43.4	33.3	24.9	42.1	12.3	58.1
3	7.2	1.5	43.0	33.2	25.2	42.0	12.4	57.5
3	7.6	1.6	43.1	33.0	25.6	42.1	12.5	57.7
3	8.1	1.7	43.0	32.9	26.0	42.2	12.6	57.8
3	8.6	1.8	42.8	32.7	26.5	41.9	12.8	56.7
3	9.1	1.9	42.6	32.1	27.1	41.8	12.9	56.2
3	9.6	2.0	42.5	31.7	27.6	41.6	13.2	55.5

Tabelle C.8: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	10.1	2.1	42.3	31.5	28.1	41.5	13.6	55.1
3	10.5	2.2	42.9	31.3	28.6	42.0	14.1	56.7
3	11.0	2.3	42.8	30.9	29.1	41.9	14.6	56.1
3	11.5	2.4	42.3	30.6	29.4	41.5	15.3	54.8
3	12.0	2.5	42.5	30.4	30.0	41.7	14.8	55.1
4	3.8	0.8	43.4	33.4	21.0	42.4	9.2	59.7
4	5.3	1.1	43.6	34.1	21.2	42.5	9.1	59.8
4	6.7	1.4	42.9	33.7	26.2	41.9	12.3	57.5
4	8.1	1.7	43.2	33.5	27.2	42.4	12.8	58.6
4	9.6	2.0	42.8	32.0	28.3	41.9	13.5	56.7
4	11.0	2.3	43.2	30.9	29.5	42.3	13.9	57.3
5	3.8	0.8	43.0	31.8	20.7	41.9	8.9	57.9
5	4.8	1.0	43.5	32.6	21.1	42.2	9.1	58.9
5	5.7	1.2	43.1	33.2	25.8	41.9	12.1	57.7
5	6.7	1.4	43.3	33.5	26.6	42.1	12.8	58.2
5	7.6	1.6	43.5	33.2	27.2	42.4	12.9	58.8
5	8.6	1.8	43.1	32.8	27.9	42.1	12.9	57.8
5	9.5	2.0	42.6	32.0	28.5	41.7	13.2	55.9
5	10.5	2.2	42.4	31.4	29.4	41.7	14.2	55.6
5	11.5	2.4	42.6	30.8	29.9	41.7	15.3	55.5

Tabelle C.9: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	43.6	26.4	19.3	43.3	9.2	62.0
1	4.8	1.0	43.0	27.3	19.6	42.9	9.1	60.3
1	5.8	1.2	42.8	27.9	24.4	42.5	11.7	58.8
1	6.7	1.4	42.7	28.2	25.0	42.4	11.9	58.0

Tabelle C.9: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in °C	in °C	in °C	in °C	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	7.7	1.6	42.5	28.0	25.9	42.5	11.9	58.0
1	8.7	1.8	43.5	27.6	27.1	42.9	12.3	59.2
1	9.7	2.0	42.6	27.2	28.4	42.1	12.5	56.2
1	10.6	2.2	42.6	27.0	29.4	41.8	13.3	54.8
1	11.7	2.4	42.6	27.0	30.2	41.7	14.8	54.1
2	3.8	0.8	43.3	27.8	20.5	43.5	9.3	62.9
2	4.8	1.0	42.9	28.3	20.8	43.0	9.3	61.0
2	5.8	1.2	42.6	28.6	25.2	42.7	12.2	59.5
2	6.7	1.4	43.4	29.0	26.3	43.4	12.9	61.5
2	7.7	1.6	42.9	29.0	27.2	42.9	13.1	59.6
2	8.7	1.8	42.3	28.5	27.9	42.4	13.2	57.5
2	9.7	2.0	42.5	27.7	28.9	42.5	13.5	57.5
2	10.6	2.2	43.2	27.6	29.9	43.0	14.2	58.6
2	11.7	2.4	43.3	27.5	31.0	42.9	13.5	58.2
3	3.9	0.8	43.3	26.6	19.4	43.1	9.8	61.0
3	4.3	0.9	42.9	26.9	19.7	42.8	10.0	59.8
3	4.8	1.0	42.7	27.3	20.1	42.5	10.2	58.7
3	5.3	1.1	43.6	27.6	23.2	43.3	11.9	61.2
3	5.8	1.2	42.8	27.9	24.4	42.5	12.6	58.5
3	6.3	1.3	43.2	28.1	25.0	43.0	12.7	59.7
3	6.7	1.4	43.4	28.3	25.4	43.0	12.6	59.8
3	7.2	1.5	43.1	28.2	26.0	42.7	12.7	58.7
3	7.7	1.6	43.0	28.2	26.2	42.6	13.2	58.1
3	8.2	1.7	43.1	27.9	26.8	42.8	13.0	58.5
3	8.7	1.8	43.0	27.5	27.3	42.5	13.3	57.6
3	9.2	1.9	43.1	27.5	28.1	42.6	13.5	57.7
3	9.7	2.0	43.4	27.3	28.6	42.9	13.8	58.3
3	10.2	2.1	43.1	27.3	29.2	42.6	14.3	57.2
3	10.7	2.2	43.2	27.3	29.6	42.6	14.9	57.0
3	11.2	2.3	42.8	27.4	30.2	42.2	15.7	55.7
3	11.7	2.4	42.5	27.3	30.4	42.0	17.0	54.9

Tabelle C.9: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	12.2	2.5	43.7	27.5	31.0	42.9	18.7	57.7
4	3.8	0.8	43.2	27.4	22.0	43.2	10.7	61.5
4	5.3	1.1	42.7	27.8	22.7	42.6	10.4	58.9
4	6.7	1.4	43.0	28.5	26.9	42.9	13.1	59.7
4	8.2	1.7	42.7	28.1	27.6	42.6	13.3	58.2
4	9.7	2.0	43.2	27.3	28.7	43.3	13.8	60.0
4	11.2	2.3	43.3	27.2	29.8	42.7	15.1	57.4
5	3.9	0.8	43.1	28.1	21.2	42.9	10.0	60.5
5	4.3	0.9	43.2	28.3	21.2	43.0	9.9	60.7
5	4.8	1.0	42.6	28.3	21.4	42.6	9.8	59.0
5	5.3	1.1	42.6	28.5	25.7	42.6	12.3	59.0
5	5.8	1.2	43.0	28.7	26.6	42.9	12.8	59.9
5	6.2	1.3	42.9	29.1	27.1	42.7	12.9	59.1
5	6.7	1.4	42.9	29.3	27.5	42.8	13.1	59.3
5	7.2	1.5	43.4	29.3	27.9	43.2	13.1	60.3
5	7.7	1.6	42.5	29.1	28.3	42.4	13.2	57.5
5	8.2	1.7	42.6	28.8	28.6	42.4	13.3	57.3
5	8.7	1.8	43.2	28.5	28.9	42.9	13.4	59.1
5	9.2	1.9	43.1	28.0	29.5	42.8	13.6	58.4
5	9.7	2.0	42.8	27.6	29.9	42.5	13.8	57.3
5	10.2	2.1	43.0	27.6	30.3	42.6	14.0	57.4
5	10.7	2.2	43.3	27.6	30.6	42.7	14.9	57.6
5	11.1	2.3	43.2	27.6	31.0	42.5	15.2	56.8
5	11.6	2.4	43.1	27.6	31.3	42.3	16.0	56.2
5	12.1	2.5	42.9	27.6	31.9	42.2	15.4	55.7

Tabelle C.10: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	43.8	24.0	23.0	43.3	8.5	61.5
1	4.3	0.9	42.3	24.2	24.0	42.1	8.8	57.1
1	4.8	1.0	43.2	24.2	24.3	42.8	8.8	59.5
1	5.3	1.1	42.7	24.0	24.6	42.4	8.8	57.8
1	5.8	1.2	43.4	24.0	24.8	43.0	8.9	59.6
1	6.3	1.3	43.3	24.0	25.0	42.7	9.0	58.7
1	6.8	1.4	42.8	24.2	25.2	42.3	9.2	57.3
1	7.3	1.5	42.6	24.1	25.6	42.2	9.3	56.8
1	7.8	1.6	43.3	24.1	25.9	42.5	9.3	57.4
1	8.2	1.7	43.3	24.1	26.3	42.2	9.5	56.4
1	8.7	1.8	43.5	24.0	26.8	42.2	9.6	56.2
1	9.2	1.9	43.4	23.7	27.2	42.2	9.9	56.1
1	9.8	2.0	42.7	23.7	27.5	41.5	9.9	53.6
1	10.2	2.1	43.2	23.8	28.0	41.3	10.5	53.0
1	10.7	2.2	43.6	23.9	28.3	42.0	11.0	54.8
1	11.3	2.3	43.3	24.0	28.9	42.0	11.4	54.8
2	3.9	0.8	43.9	25.0	17.4	43.2	7.5	61.3
2	4.3	0.9	43.8	25.4	21.7	43.2	9.5	61.1
2	4.8	1.0	43.6	25.3	23.0	43.0	10.1	60.3
2	5.3	1.1	43.3	25.3	23.6	42.7	10.5	59.1
2	5.8	1.2	43.1	25.3	23.8	42.6	10.9	58.6
2	6.3	1.3	43.2	25.6	24.3	42.6	11.2	58.2
2	6.8	1.4	43.2	25.7	24.9	42.5	11.5	57.6
2	7.3	1.5	43.8	25.9	25.6	43.0	11.8	59.0
2	7.8	1.6	43.8	25.9	26.3	43.0	12.1	59.1
2	8.3	1.7	43.3	25.7	26.7	42.5	11.8	57.0
2	8.8	1.8	42.7	25.6	27.2	42.0	11.7	55.0
2	9.3	1.9	43.4	25.1	27.8	42.6	12.0	56.7
2	9.8	2.0	43.0	25.0	28.4	41.8	12.1	54.2
2	10.3	2.1	42.8	25.2	29.0	41.6	12.6	53.2

Tabelle C.10: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	10.8	2.2	43.4	25.5	29.8	42.1	13.7	54.5
2	11.3	2.3	43.7	25.8	30.5	42.0	13.9	53.9
3	3.8	0.8	42.8	25.5	20.4	42.6	8.5	59.2
3	4.8	1.0	42.6	25.3	24.9	42.4	10.9	58.3
3	5.8	1.2	42.4	24.8	25.7	42.2	11.1	57.2
3	6.7	1.4	42.3	24.7	26.1	42.2	11.5	56.9
3	7.8	1.6	42.5	24.7	26.8	42.5	11.6	57.3
3	8.8	1.8	42.7	24.8	27.7	42.5	11.9	56.9
3	9.8	2.0	43.3	25.1	29.1	42.3	12.5	55.9
3	10.8	2.2	43.2	25.3	30.1	42.2	13.0	55.0
4	3.9	0.8	43.5	23.7	18.4	43.2	6.5	61.3
4	4.8	1.0	42.6	24.0	24.6	42.5	9.0	58.7
4	5.8	1.2	42.8	23.8	25.0	42.6	9.5	58.8
4	6.7	1.4	42.7	23.9	25.5	42.5	9.9	58.2
4	7.7	1.6	43.7	24.0	26.3	42.8	10.2	58.8
4	8.7	1.8	43.2	23.9	27.0	42.4	10.5	57.1
4	9.7	2.0	43.6	23.9	28.0	42.2	10.7	56.1
4	10.7	2.2	43.1	24.1	28.8	41.1	11.0	52.4
5	3.8	0.8	42.9	25.4	24.8	42.9	9.2	60.2
5	5.3	1.1	43.1	24.9	25.5	43.0	9.5	60.2
5	6.7	1.4	42.7	24.9	26.1	42.7	10.2	58.8
5	8.2	1.7	42.4	24.6	27.0	42.2	10.5	56.7
5	9.8	2.0	43.0	24.0	27.8	42.3	10.8	56.4
5	11.2	2.3	42.8	24.3	28.8	41.1	11.6	52.3

Tabelle C.11: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	42.6	17.5	19.6	40.2	6.3	51.2
1	4.4	0.9	44.3	17.9	20.0	40.9	6.4	53.4
1	4.8	1.0	43.9	17.8	20.5	40.9	6.4	53.2
1	5.3	1.1	43.6	18.0	20.9	41.3	6.5	54.5
1	5.8	1.2	43.9	18.2	21.4	42.4	6.7	57.8
1	6.3	1.3	43.2	18.4	21.9	42.1	6.9	56.9
1	6.8	1.4	43.0	18.6	22.3	41.8	7.2	55.8
1	7.3	1.5	43.3	18.8	22.9	41.5	7.4	54.7
1	7.8	1.6	43.7	19.7	23.5	41.8	7.6	55.5
1	8.3	1.7	43.0	20.2	23.9	41.9	7.9	55.9
1	8.8	1.8	43.7	20.3	24.4	42.0	8.1	56.2
1	9.2	1.9	43.2	20.8	24.8	41.8	8.4	55.5
1	9.8	2.0	44.0	21.1	25.1	41.9	8.8	55.8
1	10.1	2.1	43.2	21.3	25.5	41.4	9.5	53.9
1	10.8	2.2	43.5	21.8	26.2	41.1	16.8	53.2
1	11.4	2.3	43.5	22.2	26.5	41.6	15.1	54.5
1	11.7	2.4	44.2	22.3	26.9	41.8	10.8	54.9
1	12.4	2.5	43.3	22.7	28.8	41.9	11.0	55.1
2	3.9	0.8	43.0	18.0	21.1	40.2	6.1	51.5
2	4.3	0.9	43.1	18.1	21.3	40.1	6.2	51.3
2	4.8	1.0	43.6	18.3	21.5	41.0	6.3	54.0
2	5.3	1.1	43.3	18.4	21.9	41.8	6.4	56.5
2	5.8	1.2	42.8	18.5	22.4	41.8	6.8	56.5
2	6.3	1.3	43.2	18.5	22.3	42.2	6.9	57.8
2	6.7	1.4	43.2	18.7	22.6	42.2	6.9	57.4
2	7.3	1.5	44.3	18.9	23.0	42.9	7.0	60.0
2	7.8	1.6	42.9	19.1	23.2	42.1	7.2	57.2
2	8.3	1.7	42.1	19.4	22.9	41.5	7.4	55.0
2	8.7	1.8	42.7	20.0	24.3	42.0	8.2	56.4
2	9.2	1.9	43.5	20.6	24.6	42.6	8.8	58.3

Tabelle C.11: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	9.8	2.0	43.3	20.8	24.8	42.1	8.9	56.7
2	10.1	2.1	43.5	20.9	25.0	42.1	9.4	56.4
2	10.8	2.2	43.2	21.2	25.4	42.0	9.9	56.0
2	11.4	2.3	43.5	21.4	26.3	42.2	9.1	56.4
2	11.7	2.4	43.1	21.3	25.5	39.6	9.0	48.6
3	3.9	0.8	43.9	18.5	20.6	41.2	5.8	54.5
3	5.3	1.1	43.2	18.4	21.5	42.3	6.1	58.0
3	6.7	1.4	43.4	18.8	22.4	42.7	6.6	59.0
3	8.2	1.7	43.1	20.0	23.5	42.6	7.4	58.4
3	9.8	2.0	42.5	21.2	24.3	41.4	8.6	54.5
3	11.4	2.3	42.7	21.3	25.8	40.8	9.1	52.3
3	12.4	2.5	44.5	21.6	24.0	41.5	9.6	54.0
4	3.9	0.8	43.8	19.0	18.2	41.2	5.7	54.5
4	4.4	0.9	43.3	18.1	19.0	40.5	5.8	52.3
4	4.8	1.0	43.5	18.1	19.5	41.0	5.8	53.8
4	5.3	1.1	44.4	17.9	20.5	42.1	5.9	57.3
4	5.8	1.2	42.8	17.8	21.1	41.8	6.0	56.2
4	6.3	1.3	43.3	18.2	21.5	42.3	6.2	57.8
4	6.8	1.4	43.7	18.4	21.9	42.0	6.4	56.6
4	7.3	1.5	43.7	19.1	22.5	42.0	6.6	56.7
4	7.8	1.6	42.5	19.4	23.0	42.0	6.8	56.8
4	8.3	1.7	43.3	19.8	23.3	41.6	7.2	55.5
4	8.8	1.8	42.3	20.1	23.6	41.6	7.9	55.4
4	9.2	1.9	43.7	20.4	24.1	42.3	7.7	57.5
4	9.8	2.0	43.0	20.6	24.6	42.1	8.0	56.7
4	10.1	2.1	43.3	20.8	24.9	42.0	9.4	56.5
4	10.7	2.2	43.8	21.2	25.3	42.2	14.1	56.8
4	11.4	2.3	43.4	21.5	25.8	42.1	14.4	56.3
4	11.7	2.4	44.1	21.7	25.9	42.1	11.4	56.2
4	12.4	2.5	44.0	21.9	24.9	42.0	10.0	55.8
4	13.0	2.6	43.3	22.2	28.6	41.5	11.1	54.0

Tabelle C.11: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
5	3.9	0.8	43.1	19.4	19.1	40.8	5.5	54.0
5	5.3	1.1	42.8	18.2	20.0	41.2	5.6	55.1
5	6.7	1.4	43.5	18.3	21.0	42.2	6.1	58.2
5	8.2	1.7	43.8	19.3	22.2	41.5	6.7	55.5
5	9.8	2.0	43.6	20.3	23.4	40.9	8.0	53.3
5	11.4	2.3	43.5	21.0	24.7	41.5	9.8	55.1
5	13.0	2.6	43.8	21.8	25.7	41.5	14.7	54.6
5	13.3	2.7	43.5	22.1	20.8	40.9	10.7	52.5

C.2.2 Temperaturprofil Hiflow® Ring 50-6 PP

Tabellen C.12–C.19 zeigen die Messwerte der Versuche mit gleichmäßiger bzw. punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP.

Tabelle C.12: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.1	26.3	22.7	35.9	8.2	40.9
1	4.8	1.0	43.1	26.1	22.8	37.1	8.1	43.5
1	5.8	1.2	43.1	25.5	23.0	37.2	8.1	43.6
1	6.7	1.4	42.6	25.1	23.2	37.0	8.4	42.9
1	7.7	1.6	42.6	24.9	23.6	37.1	8.5	43.0
1	8.6	1.8	43.9	25.1	24.1	37.9	8.6	44.9
1	9.7	2.0	43.8	25.1	24.9	37.9	9.1	44.7
1	10.6	2.2	43.1	25.2	25.4	37.8	9.8	44.2
1	11.6	2.4	43.8	25.5	26.0	38.4	10.5	45.5
1	12.5	2.6	43.7	25.8	27.6	38.5	9.2	45.6
1	13.5	2.8	43.8	26.2	28.4	38.8	11.6	46.0
1	14.6	3.0	44.1	26.5	31.1	38.9	13.8	46.1

Tabelle C.12: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	3.9	0.8	43.0	25.5	19.4	36.6	7.5	42.0
2	4.3	0.9	43.4	25.8	20.2	36.9	7.9	42.6
2	4.8	1.0	43.5	25.6	20.5	37.1	8.0	43.0
2	5.3	1.1	43.6	25.6	21.1	37.4	8.2	43.6
2	5.8	1.2	43.6	25.5	21.6	37.4	8.3	43.7
2	6.3	1.3	42.6	25.2	21.8	37.0	8.3	42.4
2	6.7	1.4	42.5	25.0	22.2	37.0	8.6	42.3
2	7.3	1.5	42.6	25.1	22.7	37.1	8.9	42.5
2	7.7	1.6	42.7	25.1	23.1	37.3	9.1	42.8
2	8.1	1.7	42.6	25.1	23.5	37.3	8.8	42.7
2	8.7	1.8	42.9	24.9	23.8	37.3	8.8	42.8
2	9.2	1.9	42.9	25.3	24.3	37.5	9.0	43.2
2	9.7	2.0	43.1	25.3	24.7	37.6	9.2	43.4
2	10.1	2.1	43.1	25.2	24.8	37.9	8.9	43.9
2	10.6	2.2	43.5	25.2	25.0	38.0	9.0	44.2
2	11.2	2.3	43.6	25.2	25.3	38.1	9.2	44.4
2	11.7	2.4	43.8	25.2	25.9	38.4	7.9	44.8
2	12.3	2.5	42.8	25.2	26.4	38.0	7.9	43.6
2	12.7	2.6	42.6	25.2	27.1	37.8	8.1	43.0
2	13.1	2.7	42.8	25.3	27.0	38.0	8.9	43.4
2	13.6	2.8	42.9	25.4	27.0	37.9	10.7	43.2
3	3.9	0.8	43.1	26.1	22.3	36.6	6.5	42.0
3	4.6	1.0	42.5	25.8	22.4	36.5	6.5	41.6
3	5.8	1.2	42.8	25.3	22.6	36.9	6.7	42.4
3	6.7	1.4	42.8	24.9	23.0	37.0	7.5	42.4
3	7.7	1.6	43.2	24.8	23.4	37.4	7.6	43.1
3	8.7	1.8	42.9	25.0	24.4	37.3	8.3	42.7
3	9.7	2.0	43.1	25.1	25.1	37.5	8.5	43.0
3	10.6	2.2	43.5	24.9	25.2	37.7	8.8	43.4
3	11.6	2.4	42.2	25.1	25.6	37.5	10.3	42.7
3	12.7	2.6	43.4	25.4	26.5	38.1	9.6	44.0

Tabelle C.12: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	3.8	0.8	43.2	26.7	23.3	36.6	7.3	42.0
4	5.3	1.1	42.7	25.9	23.4	36.8	6.7	42.2
4	6.8	1.4	42.4	25.0	23.5	36.9	6.8	42.2
4	8.2	1.7	42.6	24.5	23.9	37.0	6.8	42.2
4	9.7	2.0	43.6	24.7	24.5	37.7	7.3	43.5
4	11.2	2.3	42.7	24.8	25.4	37.5	7.4	42.7
4	12.7	2.6	43.1	25.1	27.8	38.0	7.9	43.7
5	3.9	0.8	43.4	25.2	19.8	36.6	6.3	42.0
5	4.3	0.9	43.0	26.1	20.8	37.2	6.3	43.5
5	4.8	1.0	43.3	25.9	21.1	37.3	6.3	43.6
5	5.3	1.1	43.0	25.6	21.4	37.2	6.5	43.3
5	5.8	1.2	43.5	25.4	21.6	37.6	6.6	44.1
5	6.3	1.3	43.6	25.1	21.8	37.8	6.6	44.4
5	6.7	1.4	43.1	24.7	22.0	37.4	6.6	43.3
5	7.3	1.5	42.8	24.5	22.3	37.3	6.6	43.0
5	7.7	1.6	43.0	24.5	22.6	37.3	6.7	43.1
5	8.2	1.7	42.9	24.4	22.9	37.4	6.6	43.0
5	8.7	1.8	43.2	24.4	23.2	37.5	6.6	43.3
5	9.2	1.9	43.0	24.5	23.5	37.4	6.6	43.0
5	9.7	2.0	43.7	24.5	24.0	37.7	6.8	43.6
5	10.2	2.1	43.1	24.5	24.2	37.7	7.1	43.4
5	10.6	2.2	43.3	24.6	24.5	37.8	7.7	43.7
5	11.2	2.3	43.0	24.7	24.9	37.8	8.1	43.6
5	11.7	2.4	43.6	24.8	25.0	38.2	8.5	44.3
5	12.2	2.5	43.2	24.9	25.5	38.1	8.7	43.9
5	12.7	2.6	42.7	25.1	26.7	37.9	7.1	43.4

Tabelle C.13: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.3	22.6	21.1	38.4	7.9	46.7
1	4.3	0.9	42.9	23.1	21.5	38.4	7.9	46.5
1	4.8	1.0	43.2	23.1	21.9	38.4	8.0	46.5
1	5.3	1.1	42.9	23.2	22.3	38.5	8.2	46.5
1	5.8	1.2	43.1	23.1	22.8	38.7	8.4	46.9
1	6.3	1.3	43.2	23.2	23.2	38.9	8.9	47.5
1	6.7	1.4	43.1	23.2	23.7	38.9	9.0	47.3
1	7.2	1.5	43.3	23.1	24.1	39.0	9.1	47.6
1	7.7	1.6	42.9	23.4	24.7	38.8	9.5	46.8
1	8.2	1.7	42.8	23.6	25.1	38.8	9.8	46.8
1	8.7	1.8	43.2	23.8	25.6	39.0	9.9	47.1
1	9.2	1.9	43.5	24.1	26.1	39.1	10.0	47.3
1	9.7	2.0	43.4	24.4	26.8	39.4	10.5	47.9
1	10.2	2.1	43.0	24.6	27.2	38.9	10.9	46.5
1	10.6	2.2	42.5	24.7	27.5	39.1	11.8	46.8
1	11.1	2.3	42.9	25.0	28.0	39.3	12.5	47.3
1	11.6	2.4	43.2	25.2	28.4	39.6	13.0	47.9
2	3.8	0.8	43.3	25.1	25.8	38.5	12.6	47.1
2	4.3	0.9	42.5	25.5	26.1	38.6	12.4	47.2
2	4.8	1.0	43.0	25.6	26.3	38.9	12.4	47.8
2	5.3	1.1	43.4	25.7	26.5	39.3	12.5	49.0
2	5.7	1.2	42.8	25.7	26.8	39.1	12.5	48.1
2	6.2	1.3	42.6	25.6	27.1	38.9	12.7	47.5
2	6.7	1.4	42.9	25.6	27.4	39.1	13.0	48.1
2	7.2	1.5	43.2	25.6	27.6	39.3	12.8	48.4
2	7.7	1.6	43.0	25.6	27.8	39.3	12.7	48.3
2	8.1	1.7	43.1	25.7	28.1	39.3	12.9	48.2
2	8.6	1.8	43.3	25.9	28.5	39.4	13.0	48.3
2	9.1	1.9	43.2	26.1	29.0	39.3	13.3	47.7
2	9.6	2.0	43.0	26.1	29.1	39.3	13.3	47.8

Tabelle C.13: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	10.1	2.1	43.2	26.2	29.5	39.3	13.6	47.6
2	10.6	2.2	42.8	26.3	29.8	39.3	14.6	47.6
2	11.1	2.3	42.6	26.4	30.0	39.2	14.7	47.1
2	11.6	2.4	42.6	26.5	30.4	39.2	15.5	46.9
2	12.2	2.5	42.7	26.6	30.8	39.3	16.9	46.9
3	3.8	0.8	42.4	27.0	27.2	39.4	11.7	49.6
3	4.8	1.0	43.0	26.8	27.3	39.7	11.6	50.2
3	5.7	1.2	42.8	26.5	27.5	39.7	11.7	49.9
3	6.7	1.4	42.9	26.1	27.6	39.7	11.8	49.6
3	7.7	1.6	42.5	26.0	27.9	39.3	11.9	48.4
3	8.6	1.8	42.7	26.2	28.7	39.3	12.2	48.0
3	9.6	2.0	42.3	26.0	29.4	38.8	12.5	46.3
3	10.6	2.2	42.7	26.2	29.7	39.2	13.8	47.0
3	11.6	2.4	42.8	26.4	30.1	39.3	16.5	47.2
4	3.8	0.8	43.4	26.3	22.0	40.8	10.4	53.7
4	5.3	1.1	43.0	26.1	23.2	40.4	10.7	51.9
4	6.7	1.4	42.9	25.7	24.4	40.1	11.1	50.8
4	8.2	1.7	43.3	25.7	25.3	40.1	11.5	50.4
4	9.7	2.0	43.1	25.3	26.4	39.5	12.3	48.1
4	11.1	2.3	43.3	25.6	27.6	39.4	15.1	47.5
5	3.8	0.8	43.3	27.0	24.9	40.7	11.4	53.1
5	4.8	1.0	42.7	26.8	25.2	40.2	11.1	51.7
5	5.7	1.2	42.5	26.3	25.3	39.9	11.1	50.4
5	6.7	1.4	42.5	25.8	25.6	39.8	11.4	49.9
5	7.7	1.6	42.3	25.8	26.0	39.7	11.5	49.2
5	8.7	1.8	43.1	25.9	26.6	39.9	11.8	49.7
5	9.7	2.0	42.4	25.4	27.5	39.0	12.4	46.8
5	10.6	2.2	43.8	25.5	28.1	39.6	13.1	48.1
5	11.6	2.4	42.9	25.8	28.9	39.1	15.7	46.5

Tabelle C.14: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	42.8	23.8	18.6	39.8	9.6	51.3
1	4.8	1.0	42.7	23.5	18.7	39.7	9.5	50.7
1	5.8	1.2	43.0	23.4	22.2	39.6	11.7	50.1
1	6.7	1.4	42.6	23.2	22.9	39.5	12.1	49.6
1	7.7	1.6	43.3	23.2	23.8	39.5	12.3	49.5
1	8.7	1.8	43.2	23.2	24.3	39.3	12.2	48.5
1	9.7	2.0	43.7	23.5	25.1	39.2	12.3	48.0
1	10.6	2.2	43.1	23.7	25.7	38.9	12.7	46.8
1	11.6	2.4	43.1	24.1	26.5	38.7	13.9	46.1
2	3.8	0.8	43.6	23.5	22.8	39.8	12.5	51.3
2	5.2	1.1	43.0	23.4	23.1	39.5	11.9	50.2
2	6.7	1.4	42.5	23.1	23.6	39.3	11.9	49.2
2	8.2	1.7	42.4	23.1	24.4	39.1	11.9	48.3
2	9.6	2.0	43.2	23.5	25.3	39.2	12.0	48.2
2	11.1	2.3	43.7	23.8	26.1	39.2	13.1	47.6
3	3.8	0.8	43.0	22.4	21.7	39.4	10.9	50.0
3	4.3	0.9	42.8	22.7	21.7	39.4	10.5	49.9
3	4.8	1.0	42.6	22.7	21.5	39.2	10.1	49.3
3	5.3	1.1	42.7	22.6	21.4	39.4	10.2	49.6
3	5.8	1.2	42.6	22.5	21.4	39.1	10.1	48.8
3	6.2	1.3	42.9	22.3	21.4	39.5	10.2	49.7
3	6.7	1.4	43.2	22.1	21.6	39.6	10.3	50.0
3	7.2	1.5	42.3	22.0	22.0	39.0	10.3	48.0
3	7.7	1.6	42.4	21.9	22.1	39.3	10.3	48.6
3	8.2	1.7	42.7	22.6	23.3	39.7	10.4	49.7
3	8.7	1.8	42.8	22.7	24.3	39.2	10.8	48.2
3	9.2	1.9	42.9	23.0	25.3	39.0	11.0	47.6
3	9.6	2.0	42.5	23.1	25.7	38.8	11.0	46.8
3	10.1	2.1	43.0	23.4	26.2	38.9	11.4	47.1
3	10.6	2.2	42.7	23.8	27.0	39.1	12.3	47.4

Tabelle C.14: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe Nr.	B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	T_L^{ein} in °C	T_L^{aus} in °C	T_G^{ein} in °C	T_G^{aus} in °C	X^{ein} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	X^{aus} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	11.1	2.3	43.1	23.7	26.0	39.1	11.6	47.3
3	11.7	2.4	42.6	23.6	26.1	38.6	12.8	45.9
3	12.1	2.5	42.7	23.6	26.2	38.5	11.8	45.3
4	3.8	0.8	42.9	23.0	21.0	40.2	8.1	52.1
4	4.3	0.9	42.8	23.3	21.3	40.0	8.1	51.5
4	4.8	1.0	43.3	23.4	21.7	40.2	8.2	52.1
4	5.3	1.1	42.7	23.4	22.2	39.8	8.3	50.6
4	5.8	1.2	42.7	23.2	22.6	39.7	8.6	50.2
4	6.2	1.3	43.2	23.1	23.0	40.1	8.8	51.5
4	6.7	1.4	43.3	22.9	23.4	39.8	8.9	50.4
4	7.2	1.5	43.4	22.9	24.1	40.0	8.8	50.9
4	7.7	1.6	42.8	22.8	24.6	39.6	8.6	49.5
4	8.2	1.7	42.6	22.8	24.9	39.4	8.7	48.8
4	8.6	1.8	42.8	22.9	25.4	39.2	8.9	48.2
4	9.1	1.9	43.0	23.0	25.4	39.3	9.2	48.4
4	9.6	2.0	42.7	23.1	25.8	38.9	9.6	47.1
4	10.1	2.1	42.6	23.6	26.3	39.5	10.1	48.6
4	10.6	2.2	42.1	23.6	26.8	38.9	10.5	46.9
4	11.1	2.3	42.7	23.7	27.2	39.2	10.6	47.6
4	11.6	2.4	42.8	23.9	27.6	39.1	12.4	46.9
4	12.1	2.5	43.6	24.2	28.3	39.7	12.7	48.4
5	3.8	0.8	42.6	24.9	23.0	40.5	8.0	53.3
5	4.8	1.0	42.5	24.4	23.6	40.1	8.2	51.9
5	5.7	1.2	42.9	23.8	23.9	40.2	8.4	51.9
5	6.7	1.4	42.3	23.4	24.2	39.8	8.9	50.5
5	7.7	1.6	43.6	23.1	24.8	39.9	8.9	50.3
5	8.6	1.8	43.1	23.0	25.3	39.4	9.1	48.8
5	9.6	2.0	42.5	22.8	26.0	38.9	9.5	47.1
5	10.6	2.2	43.4	23.2	26.7	39.0	10.4	47.0
5	11.6	2.4	43.0	23.5	27.3	39.0	12.0	46.8

Tabelle C.15: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	43.3	20.7	20.8	39.1	8.2	49.0
1	5.3	1.1	42.7	21.0	21.5	39.0	8.4	48.3
1	6.8	1.4	43.3	21.4	22.4	39.6	8.9	50.0
1	8.3	1.7	43.4	21.8	23.4	39.7	9.6	49.9
1	9.7	2.0	44.3	22.4	24.5	40.3	10.9	51.4
1	11.2	2.3	43.0	23.1	25.7	39.8	12.7	49.9
1	12.6	2.5	43.3	23.6	26.9	40.0	17.5	50.1
1	13.6	2.7	43.0	24.0	24.4	39.8	16.2	49.2
2	3.9	0.8	43.4	19.5	18.6	39.0	7.1	48.9
2	4.4	0.9	43.5	19.9	18.9	39.4	7.1	49.8
2	4.9	1.0	42.8	20.0	19.5	38.8	7.3	48.1
2	5.3	1.1	43.1	20.1	20.2	39.0	7.5	48.6
2	5.8	1.2	43.0	20.3	20.8	39.1	7.8	48.9
2	6.3	1.3	43.0	20.5	21.4	39.3	8.2	49.3
2	6.8	1.4	43.3	20.7	21.8	39.5	8.5	49.8
2	7.3	1.5	43.0	20.8	22.1	39.5	8.6	49.6
2	7.8	1.6	43.1	21.1	22.5	39.6	8.8	49.8
2	8.3	1.7	44.0	21.5	23.1	40.2	9.3	51.6
2	8.7	1.8	43.6	21.6	23.4	39.8	9.7	50.3
2	9.2	1.9	42.8	21.8	23.8	39.3	9.8	48.9
2	9.7	2.0	43.3	22.1	24.2	39.8	10.0	50.4
2	10.2	2.1	43.6	22.3	24.4	40.2	10.3	51.4
2	10.7	2.2	43.9	22.3	25.2	40.3	10.8	51.4
2	11.2	2.3	43.5	22.7	25.4	40.2	11.2	51.1
2	11.7	2.4	43.3	22.9	25.5	40.2	12.5	51.1
2	12.1	2.5	43.2	22.9	25.9	39.9	14.0	50.1
2	12.6	2.5	42.7	23.1	26.0	39.6	13.7	49.1
2	13.1	2.6	43.0	23.2	24.3	39.7	13.6	49.3
2	13.6	2.7	43.4	23.4	24.0	39.9	11.3	49.7
3	3.9	0.8	43.6	20.7	20.2	39.2	8.3	49.0

Tabelle C.15: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	5.3	1.1	43.0	21.0	21.7	39.2	8.2	48.9
3	6.8	1.4	43.3	21.2	22.4	39.7	8.5	50.1
3	8.3	1.7	43.3	21.6	23.3	39.9	9.0	50.3
3	9.7	2.0	43.6	22.5	24.8	40.3	10.7	51.3
3	11.2	2.3	43.2	22.8	25.6	39.9	12.2	50.0
3	12.6	2.5	43.7	23.3	24.7	40.1	12.1	50.3
3	13.6	2.7	43.3	23.7	26.7	40.1	11.9	50.1
4	3.9	0.8	43.7	18.6	18.3	39.2	6.7	49.0
4	5.8	1.2	43.5	19.1	19.4	39.5	6.9	49.5
4	7.8	1.6	43.3	19.7	20.7	39.7	7.4	49.8
4	9.7	2.0	43.1	20.5	21.9	39.6	8.6	49.2
4	11.7	2.4	44.2	21.5	23.4	40.4	11.4	51.2
4	13.6	2.7	43.3	22.0	23.6	40.0	14.9	49.5
5	3.9	0.8	43.5	18.2	18.9	38.9	7.4	48.2
5	4.4	0.9	43.7	19.1	19.0	39.4	7.3	49.3
5	4.9	1.0	43.3	19.5	19.5	39.3	7.3	49.2
5	5.3	1.1	43.3	19.4	21.1	39.3	7.5	49.3
5	5.8	1.2	43.3	19.9	21.5	39.5	7.7	49.6
5	6.3	1.3	42.8	20.3	21.9	39.5	7.9	49.5
5	6.8	1.4	43.4	20.6	22.3	39.8	8.1	50.5
5	7.3	1.5	43.8	20.8	22.8	40.1	8.4	51.1
5	7.8	1.6	43.2	21.1	23.0	39.7	8.7	50.0
5	8.3	1.7	43.4	21.4	23.4	39.9	9.0	50.4
5	8.7	1.8	43.5	21.5	23.6	39.9	9.6	50.4
5	9.2	1.9	43.4	21.7	24.0	40.0	9.9	50.6
5	9.7	2.0	43.7	22.1	24.8	40.3	10.0	51.4
5	10.2	2.1	43.0	22.2	24.8	39.8	10.9	50.1
5	10.7	2.2	43.4	22.3	25.0	40.1	11.2	50.8
5	11.2	2.3	43.6	22.5	25.1	40.2	11.8	50.9
5	11.7	2.4	43.4	22.6	25.0	40.1	11.4	50.6
5	12.1	2.5	43.3	22.7	25.3	40.1	11.7	50.4

Tabelle C.15: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
5	12.6	2.6	43.3	23.0	26.7	40.2	12.1	50.6
5	13.1	2.7	43.4	23.2	27.6	40.1	12.7	50.3
5	13.6	2.7	43.1	23.4	28.5	40.0	12.9	49.7

Tabelle C.16: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.7	28.8	19.4	42.4	7.7	59.5
1	4.3	0.9	43.1	29.0	20.0	41.9	7.8	57.8
1	4.8	1.0	43.3	29.5	20.9	42.0	8.2	58.0
1	5.2	1.1	43.8	30.1	21.5	42.4	8.3	59.3
1	5.7	1.2	43.3	30.2	22.0	42.0	8.4	57.8
1	6.2	1.3	42.9	29.9	22.2	41.7	8.5	56.8
1	6.7	1.4	42.8	29.8	22.5	41.6	8.6	56.1
1	7.1	1.5	42.7	29.9	22.9	41.5	8.7	55.7
1	7.6	1.6	43.3	30.1	23.3	42.0	8.8	57.4
1	8.1	1.7	43.6	30.2	23.7	42.2	8.9	57.9
1	8.6	1.8	43.5	30.2	24.1	42.2	9.0	57.7
1	9.1	1.9	43.3	29.7	24.8	42.1	9.2	57.0
1	9.5	2.0	43.1	29.4	25.2	41.9	9.5	56.3
1	10.0	2.1	42.9	29.1	25.5	41.8	9.8	55.7
1	10.5	2.2	42.6	28.7	25.9	41.6	10.3	54.9
1	11.0	2.3	42.6	28.4	26.5	41.4	9.5	54.5
1	11.5	2.4	42.9	28.4	27.3	41.7	10.2	55.0
1	11.9	2.5	43.1	28.3	28.2	41.8	10.1	55.3
1	12.4	2.6	43.5	28.2	29.2	42.1	10.1	56.2
1	12.9	2.7	43.3	28.2	30.1	41.8	10.1	55.1
2	3.8	0.8	43.4	29.6	23.0	42.3	8.3	59.0

Tabelle C.16: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in °C	in °C	in °C	in °C	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	5.7	1.2	42.9	30.3	24.0	41.6	8.7	56.5
2	7.1	1.5	42.9	30.2	24.5	41.6	9.1	56.2
2	8.6	1.8	42.4	30.0	25.0	41.3	9.3	54.6
2	10.0	2.1	42.8	29.2	25.9	41.7	10.0	55.6
2	11.5	2.4	42.7	28.4	27.1	41.6	9.9	54.8
3	3.8	0.8	43.2	28.4	16.7	42.1	5.7	58.6
3	4.8	1.0	43.2	29.3	22.3	42.0	8.0	58.0
3	5.7	1.2	42.7	29.5	23.0	41.5	8.3	56.3
3	6.7	1.4	42.8	29.6	23.5	41.6	8.6	56.4
3	7.6	1.6	42.6	29.8	23.9	41.5	8.6	55.8
3	8.6	1.8	43.2	29.8	24.6	42.0	8.7	56.9
3	9.5	2.0	43.1	29.3	25.6	41.8	8.7	56.1
3	10.5	2.2	42.9	28.6	26.7	41.7	8.7	55.7
3	11.4	2.4	42.5	28.1	28.0	41.3	9.0	53.9
3	12.4	2.6	42.7	28.0	29.8	41.3	9.4	53.7
4	3.8	0.8	42.8	29.5	16.9	41.8	5.2	57.4
4	4.8	1.0	43.0	30.0	23.1	41.8	7.9	57.4
4	5.7	1.2	43.1	30.1	23.9	41.9	8.3	57.7
4	6.7	1.4	43.1	30.2	24.4	41.9	8.3	57.3
4	7.6	1.6	42.9	30.2	25.1	41.7	8.5	56.5
4	8.6	1.8	43.0	29.9	24.8	41.8	8.1	56.5
4	9.5	2.0	43.2	29.2	25.6	42.0	8.5	56.8
4	10.5	2.2	42.1	28.4	26.1	41.0	9.4	53.4
4	11.5	2.4	42.6	28.1	26.4	41.3	10.0	54.1
4	12.4	2.6	43.0	27.9	28.0	41.6	8.6	54.6
5	3.9	0.8	43.2	28.7	19.0	41.9	7.4	57.3
5	4.3	0.9	43.4	29.1	19.6	42.0	7.6	57.8
5	4.8	1.0	43.5	29.4	20.6	42.0	7.9	57.4
5	5.3	1.1	43.2	29.8	21.5	41.7	8.2	56.5
5	5.8	1.2	43.2	29.9	22.0	41.8	8.4	56.6
5	6.2	1.3	42.8	29.9	22.4	41.6	8.5	55.9

Tabelle C.16: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe Nr.	B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	T_L^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_L^{aus} in $^\circ\text{C}$	T_G^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_G^{aus} in $^\circ\text{C}$	X^{ein} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	X^{aus} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
5	6.7	1.4	43.2	30.0	22.8	41.8	8.6	56.5
5	7.2	1.5	43.3	30.1	23.2	41.8	8.7	56.5
5	7.7	1.6	43.4	30.4	23.6	42.0	8.7	56.9
5	8.2	1.7	43.4	30.4	23.9	42.0	8.7	56.7
5	8.7	1.8	43.0	30.1	24.2	41.7	8.7	55.4
5	9.2	1.9	43.5	30.3	25.0	42.2	9.5	57.1
5	9.7	2.0	43.5	30.2	25.7	42.2	10.2	57.0
5	10.1	2.1	43.6	30.1	26.3	42.3	11.0	57.3
5	10.6	2.2	43.1	29.8	26.9	42.0	12.0	56.1
5	11.1	2.3	42.9	29.6	27.3	41.7	12.8	54.8
5	11.6	2.4	42.6	29.3	27.5	41.4	12.7	53.8
5	12.1	2.5	42.4	29.1	28.1	41.2	11.5	53.2
5	12.5	2.6	42.5	29.0	28.8	41.2	10.7	53.0

Tabelle C.17: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.

Reihe Nr.	B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	T_L^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_L^{aus} in $^\circ\text{C}$	T_G^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_G^{aus} in $^\circ\text{C}$	X^{ein} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	X^{aus} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	42.9	24.2	21.9	42.4	8.9	59.0
1	4.3	0.9	43.3	24.4	22.0	42.9	8.9	60.4
1	4.8	1.0	43.5	24.6	22.3	43.2	8.9	61.3
1	5.3	1.1	43.0	24.7	22.6	42.7	8.9	59.3
1	5.8	1.2	42.5	24.7	22.9	42.2	8.9	57.7
1	6.2	1.3	42.9	24.9	23.2	42.6	9.2	58.7
1	6.7	1.4	43.3	24.9	23.5	42.8	9.3	59.5
1	7.2	1.5	43.3	25.0	23.8	42.8	9.1	59.2
1	7.7	1.6	43.3	25.0	24.1	42.8	9.5	59.0
1	8.2	1.7	43.3	25.1	24.6	42.8	9.7	58.9
1	8.7	1.8	42.8	25.1	25.0	42.3	9.8	57.0

Tabelle C.17: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	9.2	1.9	43.2	25.3	25.7	42.5	10.1	57.6
1	9.7	2.0	43.5	25.4	26.1	42.8	10.5	58.3
1	10.1	2.1	43.5	25.7	26.5	42.7	11.0	57.9
1	10.6	2.2	42.6	25.9	27.0	41.8	12.4	54.9
1	11.1	2.3	43.0	25.9	27.3	42.2	11.9	56.0
1	11.7	2.4	42.7	26.0	27.7	42.1	13.2	55.4
1	12.1	2.5	42.8	26.2	28.1	41.9	14.8	54.7
1	12.6	2.6	43.0	26.4	28.5	42.1	16.4	55.2
2	3.8	0.8	43.3	26.5	24.5	43.1	9.9	61.2
2	5.3	1.1	42.6	26.3	24.7	42.4	9.6	58.4
2	6.7	1.4	42.6	26.3	24.9	42.4	9.9	57.9
2	8.2	1.7	42.9	26.1	25.5	42.6	10.1	58.3
2	9.7	2.0	43.4	25.8	26.2	42.5	10.7	57.5
2	11.1	2.3	43.5	26.1	27.1	42.5	11.8	56.8
2	12.7	2.6	42.8	26.3	28.0	41.8	16.2	54.1
3	3.9	0.8	43.2	24.9	22.7	42.9	9.1	60.5
3	4.8	1.0	43.2	25.1	23.7	42.8	9.5	60.0
3	5.8	1.2	42.8	25.2	24.0	42.4	9.6	58.3
3	6.7	1.4	42.7	25.4	24.5	42.4	9.9	57.9
3	7.7	1.6	42.6	25.3	25.0	42.2	10.0	57.2
3	8.7	1.8	43.6	25.6	25.5	43.2	10.2	60.0
3	9.7	2.0	43.5	25.7	26.3	42.5	10.7	57.5
3	10.7	2.2	43.4	26.0	27.1	42.3	11.7	56.4
3	11.6	2.4	43.7	26.2	27.9	42.7	12.8	57.2
3	12.6	2.6	43.0	26.4	28.5	42.0	16.0	54.6
4	3.9	0.8	42.9	24.4	18.3	42.3	8.6	58.4
4	4.3	0.9	43.5	25.0	22.4	42.7	10.7	59.9
4	4.8	1.0	43.1	25.4	23.7	42.4	11.1	58.6
4	5.3	1.1	43.4	25.6	24.1	42.7	11.2	59.4
4	5.7	1.2	43.3	25.8	24.5	42.7	11.2	59.2
4	6.2	1.3	42.8	25.8	24.8	42.1	11.5	57.2

Tabelle C.17: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	6.7	1.4	43.0	26.0	25.2	42.3	11.8	57.8
4	7.2	1.5	43.0	26.2	25.6	42.3	12.0	57.6
4	7.7	1.6	42.9	26.3	26.1	42.3	12.1	57.3
4	8.2	1.7	43.2	26.5	26.4	42.5	12.6	57.9
4	8.6	1.8	43.5	26.6	26.9	42.8	12.9	58.7
4	9.1	1.9	43.3	26.6	27.4	42.5	13.1	57.6
4	9.6	2.0	43.0	26.7	27.7	42.3	13.5	56.7
4	10.1	2.1	43.1	27.1	28.1	42.3	14.4	56.8
4	10.6	2.2	43.5	27.2	28.5	42.7	16.1	57.6
4	11.1	2.3	43.4	27.5	29.0	42.4	16.6	56.6
4	11.6	2.4	43.3	27.7	29.6	42.3	19.2	56.0
4	12.1	2.5	43.0	27.9	30.1	42.1	21.4	55.3
5	3.8	0.8	42.7	26.9	21.8	42.2	14.1	58.3
5	4.8	1.0	42.6	26.9	26.0	42.0	16.5	57.3
5	5.8	1.2	42.9	27.0	26.5	42.3	14.0	57.9
5	6.7	1.4	42.9	27.0	26.8	42.3	13.8	57.8
5	7.7	1.6	42.9	27.0	27.1	42.4	13.6	57.8
5	8.6	1.8	42.4	26.9	27.8	41.8	13.6	55.6
5	9.6	2.0	43.7	27.3	28.4	42.8	13.9	58.4
5	10.6	2.2	43.6	27.6	28.9	42.7	15.3	57.5
5	11.6	2.4	42.7	27.7	29.6	42.0	17.8	54.9

Tabelle C.18: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	42.8	23.3	21.1	42.3	9.0	59.1
1	4.3	0.9	43.0	23.3	22.0	42.3	9.3	59.1
1	4.8	1.0	43.5	23.4	22.6	42.7	9.6	60.4

Tabelle C.18: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	5.3	1.1	42.5	23.6	23.0	41.9	9.8	57.5
1	5.7	1.2	43.6	23.4	23.4	42.8	10.0	60.4
1	6.2	1.3	43.4	23.3	23.8	42.6	10.1	59.6
1	6.7	1.4	43.2	23.2	24.3	42.4	10.3	58.6
1	7.2	1.5	43.1	23.4	24.8	42.3	10.4	58.2
1	7.6	1.6	42.9	23.4	25.2	42.1	10.5	57.6
1	8.1	1.7	43.2	23.6	25.6	42.2	10.7	57.6
1	8.6	1.8	42.8	23.8	26.1	41.9	10.9	56.4
1	9.1	1.9	43.4	24.2	26.6	42.3	11.1	57.6
1	9.6	2.0	43.0	24.5	27.1	41.8	11.4	56.1
1	10.1	2.1	43.5	24.5	27.5	42.1	11.7	56.6
1	10.5	2.2	43.2	24.9	27.9	41.9	12.4	55.8
1	11.1	2.3	42.8	25.0	28.3	41.4	12.8	54.2
1	11.6	2.4	42.5	25.2	28.6	41.1	13.4	53.3
1	12.0	2.5	43.0	25.4	29.0	41.6	15.1	54.4
2	3.8	0.8	43.4	25.5	25.2	43.2	10.5	62.6
2	4.8	1.0	42.8	25.2	25.5	42.6	10.2	60.3
2	5.7	1.2	42.5	24.8	25.6	42.3	10.2	59.0
2	6.7	1.4	42.5	24.5	25.8	42.2	10.5	58.2
2	7.6	1.6	43.0	24.4	26.2	42.6	10.5	59.4
2	8.6	1.8	43.6	24.5	26.6	42.4	10.8	58.5
2	9.6	2.0	43.4	24.7	27.3	42.4	11.2	57.9
2	10.5	2.2	43.0	24.9	27.7	41.7	11.7	55.5
2	11.6	2.4	42.4	25.2	28.5	41.1	13.7	53.0
3	3.8	0.8	43.3	23.8	18.6	42.9	6.7	61.5
3	4.3	0.9	42.8	24.2	23.9	42.3	9.3	59.5
3	4.8	1.0	42.6	24.0	24.5	42.1	9.7	58.7
3	5.2	1.1	43.0	23.9	24.7	42.6	9.9	60.0
3	5.7	1.2	42.5	23.8	24.8	42.1	9.9	58.1
3	6.2	1.3	42.8	23.8	25.1	42.4	9.9	59.0
3	6.7	1.4	42.8	23.7	25.4	42.2	10.2	58.3

Tabelle C.18: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow[®] Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	7.1	1.5	42.9	23.7	25.9	42.3	10.3	58.6
3	7.6	1.6	42.9	23.7	26.2	42.3	10.4	58.2
3	8.1	1.7	42.9	23.7	26.5	42.3	10.4	58.1
3	8.6	1.8	42.2	24.0	27.1	41.6	10.9	55.8
3	9.1	1.9	42.9	24.4	27.5	41.6	10.9	55.6
3	9.6	2.0	43.2	24.5	27.9	41.9	11.1	56.3
3	10.0	2.1	42.9	24.8	28.3	41.7	12.0	55.6
3	10.5	2.2	43.3	25.2	28.7	42.2	12.4	57.1
3	11.0	2.3	43.0	25.3	29.1	42.0	12.5	56.2
3	11.5	2.4	43.2	25.5	29.5	41.8	13.6	55.5
3	12.0	2.5	43.6	25.7	29.7	41.8	14.5	55.0
4	3.8	0.8	43.5	26.2	25.9	43.3	10.6	63.2
4	4.7	1.0	42.7	25.8	26.2	42.5	10.6	59.9
4	5.7	1.2	42.5	25.6	26.4	42.1	10.8	58.5
4	6.7	1.4	43.2	25.3	26.7	42.7	11.1	60.2
4	7.6	1.6	42.7	25.0	27.0	42.3	11.3	58.3
4	8.6	1.8	43.3	25.1	27.7	42.6	11.5	59.2
4	9.6	2.0	43.0	25.3	28.3	42.0	11.9	56.9
4	10.6	2.2	43.2	25.6	28.9	41.9	12.7	56.0
4	11.6	2.4	43.3	25.8	29.8	41.7	12.5	55.0
5	3.8	0.8	43.3	24.5	18.3	42.7	9.6	60.7
5	5.3	1.1	43.1	24.6	18.6	42.5	9.8	59.7
5	6.7	1.4	43.1	24.1	21.9	42.1	11.7	58.0
5	8.2	1.7	42.7	24.0	23.0	41.7	11.7	56.1
5	9.7	2.0	42.8	23.9	24.4	41.5	12.1	55.0
5	11.1	2.3	42.6	24.3	25.4	40.8	12.9	52.3

Tabelle C.19: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	44.3	18.1	16.4	41.2	5.4	54.9
1	5.3	1.1	43.0	17.9	17.0	42.6	5.5	59.5
1	6.8	1.4	43.8	18.2	17.9	43.1	5.8	60.9
1	8.2	1.7	43.0	18.9	19.1	41.8	6.3	55.9
1	9.7	2.0	43.0	19.6	20.1	41.5	7.0	54.8
1	11.2	2.3	44.4	20.3	21.6	42.8	8.7	58.8
1	12.8	2.6	43.2	20.8	21.2	41.8	8.6	54.8
1	13.7	2.8	42.9	21.3	25.4	41.2	10.1	52.8
2	3.9	0.8	44.4	17.1	16.5	41.9	5.0	57.6
2	4.3	0.9	43.8	17.8	17.0	41.3	5.1	55.6
2	4.8	1.0	43.4	18.1	17.4	42.1	5.2	58.2
2	5.3	1.1	43.3	18.3	17.9	42.7	5.4	60.2
2	5.8	1.2	43.6	18.4	18.3	43.0	5.5	61.0
2	6.3	1.3	42.5	18.4	18.6	42.1	5.6	58.1
2	6.7	1.4	43.2	18.5	19.0	42.3	5.8	58.6
2	7.2	1.5	43.3	18.8	19.5	42.2	6.0	58.1
2	7.7	1.6	43.6	19.1	20.1	42.2	6.3	58.2
2	9.6	2.0	43.6	20.2	22.1	42.0	7.8	57.2
2	10.1	2.1	42.7	20.3	22.2	41.8	8.4	56.4
2	10.6	2.2	43.9	20.6	22.2	42.0	8.9	57.2
2	11.1	2.3	43.2	20.9	22.8	41.6	10.8	55.7
2	11.6	2.4	43.2	20.9	23.2	41.4	10.4	54.8
2	12.1	2.5	42.9	21.0	24.5	41.0	9.0	53.4
2	12.7	2.6	43.8	20.9	21.4	41.8	9.3	55.5
2	13.2	2.7	43.5	20.6	20.1	41.9	11.1	55.5
2	13.6	2.8	43.9	21.2	26.1	41.8	10.1	55.1
3	3.8	0.8	43.4	17.3	16.3	41.1	5.3	55.8
3	5.3	1.1	43.9	17.8	16.6	43.8	5.2	65.0
3	6.7	1.4	43.5	18.0	18.0	42.7	5.8	60.8
3	8.2	1.7	42.7	18.7	19.6	42.0	6.5	57.8

Tabelle C.19: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	8.6	1.8	43.0	19.3	20.5	42.3	6.9	58.7
3	9.1	1.9	44.3	19.9	21.3	42.6	7.5	59.9
3	9.6	2.0	43.5	20.0	21.7	42.5	7.9	59.5
3	11.1	2.3	43.2	20.6	22.5	41.8	12.8	56.6
3	12.5	2.6	43.8	21.3	24.9	41.6	12.4	55.4
3	13.6	2.8	43.4	21.7	22.5	41.1	9.1	53.3
4	3.8	0.8	44.1	17.2	16.4	43.1	4.6	63.0
4	4.3	0.9	43.7	17.8	16.9	42.3	4.7	60.0
4	4.8	1.0	43.2	18.3	17.2	42.5	4.8	60.6
4	5.3	1.1	44.1	18.7	17.8	44.4	4.9	67.6
4	5.7	1.2	43.8	18.8	18.1	43.9	5.1	65.5
4	6.2	1.3	43.0	19.0	18.4	42.8	5.3	61.5
4	6.7	1.4	43.0	18.8	18.8	42.9	5.5	61.5
4	7.2	1.5	43.3	18.6	19.1	42.5	5.6	60.2
4	7.7	1.6	42.6	18.6	19.6	42.0	5.8	58.4
4	8.2	1.7	43.6	18.8	20.3	42.3	6.1	59.3
4	8.6	1.8	43.3	19.0	20.7	42.1	6.4	58.3
4	9.1	1.9	42.6	19.4	21.1	41.4	6.7	55.9
4	9.6	2.0	43.6	19.6	21.8	42.4	7.1	58.9
4	10.1	2.1	43.1	20.1	22.3	41.6	7.6	56.5
4	10.6	2.2	43.4	20.2	23.6	41.8	7.9	57.0
4	11.1	2.3	43.5	20.4	24.4	41.7	7.7	56.5
4	11.5	2.4	43.8	20.7	25.9	41.8	8.1	56.5
4	12.0	2.5	43.3	21.0	23.4	41.7	9.6	56.0
4	12.6	2.6	43.5	21.1	22.4	41.4	9.3	54.8

C.2.3 Temperaturprofil RMSR 50-4 Edelstahl

Tabellen C.20–C.27 zeigen die Messwerte der Versuche mit gleichmäßiger bzw. punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl.

Tabelle C.20: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.5	21.3	18.7	38.7	5.5	48.4
1	4.8	1.0	42.7	21.6	19.3	38.4	5.6	47.2
1	5.8	1.2	42.7	21.8	19.8	38.5	5.8	47.4
1	6.7	1.4	43.6	21.7	20.4	39.0	6.2	48.6
1	7.7	1.6	44.2	22.0	21.6	39.1	7.1	48.5
1	8.6	1.8	43.3	22.5	22.4	38.7	7.2	47.3
1	9.6	2.0	43.9	23.2	23.5	39.3	8.7	48.9
1	10.6	2.2	43.9	23.5	24.3	39.2	9.5	48.4
1	11.6	2.4	43.8	23.9	25.2	39.3	10.1	48.6
2	3.8	0.8	43.5	22.1	18.7	38.8	5.6	49.1
2	4.3	0.9	43.3	22.1	19.1	38.6	5.6	48.3
2	4.8	1.0	43.1	22.2	19.4	38.6	5.6	48.2
2	5.3	1.1	43.1	22.0	19.7	38.5	5.7	47.8
2	5.7	1.2	43.3	22.1	20.1	39.0	5.9	49.2
2	6.2	1.3	43.4	22.2	20.4	39.2	6.0	49.6
2	6.7	1.4	42.5	22.0	20.7	38.5	6.2	47.6
2	7.2	1.5	43.8	21.7	21.1	38.8	6.4	48.4
2	7.6	1.6	43.0	22.2	21.5	38.9	6.5	48.6
2	8.1	1.7	43.5	22.1	21.9	38.9	6.5	48.4
2	8.6	1.8	43.0	22.2	22.2	38.5	6.5	47.2
2	9.1	1.9	43.0	22.3	22.6	38.3	6.6	46.7
2	9.6	2.0	43.6	22.5	22.8	38.9	6.9	48.3
2	10.1	2.1	43.3	22.6	23.2	38.9	7.1	48.1
2	10.5	2.2	43.5	22.7	23.5	39.0	7.5	48.3
2	11.1	2.3	43.5	22.7	23.9	39.0	7.6	48.2
2	11.5	2.4	43.0	23.0	24.6	38.9	7.0	47.8
2	12.0	2.5	43.1	23.2	25.3	38.9	7.3	47.8
3	3.8	0.8	43.0	22.0	21.1	38.4	5.8	48.0
3	4.8	1.0	43.1	22.1	21.1	38.6	5.8	48.4
3	5.7	1.2	42.9	22.1	21.2	38.6	5.9	48.3

Tabelle C.20: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelmetall mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	6.7	1.4	43.9	22.2	21.5	39.4	6.4	50.1
3	7.6	1.6	43.1	22.2	22.0	38.7	6.6	48.1
3	8.6	1.8	43.5	22.2	22.5	38.7	6.6	47.8
3	9.6	2.0	43.9	22.4	23.2	38.9	7.0	48.3
3	10.5	2.2	43.6	22.6	23.7	38.9	7.6	48.0
3	11.5	2.4	42.9	22.9	24.5	38.7	7.3	47.3
4	3.8	0.8	43.1	21.4	18.1	38.5	5.5	47.9
4	5.3	1.1	42.9	21.7	18.8	38.5	5.6	47.8
4	6.7	1.4	43.4	21.7	19.6	39.0	6.2	48.8
4	8.2	1.7	44.1	21.9	20.8	39.2	6.5	48.9
4	9.7	2.0	42.9	22.1	21.9	38.6	6.8	46.8
4	11.1	2.3	43.2	22.5	22.9	38.8	7.8	47.1
5	3.8	0.8	43.4	21.6	20.0	38.6	5.6	48.3
5	4.3	0.9	43.4	21.9	20.1	38.7	5.6	48.5
5	4.8	1.0	43.0	22.1	20.2	38.6	5.5	48.1
5	5.3	1.1	43.3	22.2	20.4	39.0	5.6	49.0
5	5.7	1.2	43.0	22.2	20.6	39.0	5.7	48.8
5	6.2	1.3	42.5	22.1	20.7	38.6	5.9	47.7
5	6.7	1.4	43.2	22.1	21.0	38.9	6.1	48.5
5	7.2	1.5	42.8	22.0	21.4	38.7	6.2	47.9
5	7.7	1.6	43.2	22.3	21.8	39.0	6.3	48.6
5	8.1	1.7	43.5	22.2	22.0	39.0	6.4	48.5
5	8.6	1.8	43.0	22.4	22.4	38.8	6.5	47.7
5	9.1	1.9	43.1	22.6	22.9	38.9	6.6	47.9
5	9.6	2.0	43.4	22.6	23.1	39.0	6.8	48.2
5	10.1	2.1	42.9	22.8	23.6	38.8	7.0	47.5
5	10.6	2.2	43.1	22.8	23.9	38.9	7.5	47.7
5	11.1	2.3	43.1	23.0	24.2	39.0	7.9	47.9
5	11.6	2.4	43.3	23.2	24.5	39.2	8.2	48.2
5	12.1	2.5	43.3	23.3	25.2	39.2	7.2	48.0

Tabelle C.21: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	43.5	20.4	19.0	39.5	6.5	49.7
1	4.3	0.9	43.9	21.0	19.6	39.6	6.5	49.9
1	4.8	1.0	43.6	21.1	19.8	39.6	6.4	49.8
1	5.3	1.1	43.0	21.1	20.2	39.4	6.4	49.1
1	5.8	1.2	43.1	21.1	20.5	39.3	6.5	48.8
1	6.3	1.3	43.0	21.2	20.9	39.4	6.7	49.0
1	6.7	1.4	43.5	21.2	21.3	39.8	6.8	50.1
1	7.3	1.5	43.6	20.7	20.4	39.8	7.0	49.4
1	7.8	1.6	44.1	21.2	21.1	40.0	7.3	50.1
1	8.3	1.7	44.1	21.3	21.6	39.9	7.6	49.6
1	8.8	1.8	43.4	21.8	22.4	39.6	7.8	48.7
1	9.2	1.9	42.9	22.1	22.7	39.3	7.6	47.6
1	9.8	2.0	43.5	22.2	23.5	39.6	8.2	48.4
1	10.2	2.1	43.3	22.2	23.9	39.6	8.4	48.4
1	10.7	2.2	43.4	22.2	24.3	39.5	8.6	48.0
1	11.2	2.3	43.6	22.4	24.8	39.6	9.3	48.4
1	11.7	2.4	43.7	22.9	25.6	39.8	10.5	48.6
1	12.2	2.5	43.8	23.3	26.0	40.0	12.0	49.1
2	3.9	0.8	42.7	20.9	21.1	39.0	6.8	48.1
2	4.8	1.0	43.3	21.5	21.6	39.7	6.8	49.8
2	5.8	1.2	43.0	21.7	22.0	39.7	7.0	49.6
2	6.8	1.4	43.5	22.0	22.3	40.0	7.2	50.0
2	7.8	1.6	43.9	22.0	23.0	40.0	7.4	50.0
2	8.7	1.8	43.3	22.3	23.5	39.7	7.6	49.0
2	9.8	2.0	43.3	22.4	24.3	39.6	8.0	48.4
2	10.7	2.2	43.8	22.7	25.1	40.0	8.5	49.2
2	11.7	2.4	43.2	22.9	26.1	39.6	8.2	47.9
3	3.8	0.8	42.9	21.7	22.0	39.3	6.8	49.0
3	4.8	1.0	43.9	22.1	22.1	40.2	6.8	51.1
3	5.8	1.2	43.1	22.0	22.2	39.7	6.9	49.5

Tabelle C.21: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelmetall mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	6.8	1.4	42.6	22.0	22.5	39.4	7.3	48.6
3	7.8	1.6	43.4	22.2	23.0	39.8	7.5	49.4
3	8.7	1.8	43.9	22.2	23.5	39.8	7.8	49.3
3	9.7	2.0	44.0	22.6	24.3	40.0	8.0	49.6
3	10.7	2.2	43.4	22.6	25.0	39.6	9.0	48.4
3	11.7	2.4	43.4	23.0	25.7	39.7	10.4	48.3
4	3.9	0.8	43.4	21.1	19.0	39.7	6.0	49.7
4	4.4	0.9	43.8	21.3	19.4	39.8	6.1	50.0
4	4.8	1.0	43.3	21.3	19.8	39.5	6.2	49.1
4	5.4	1.1	43.5	21.4	20.3	39.6	6.3	49.2
4	5.8	1.2	42.9	21.4	20.7	39.2	6.5	48.1
4	6.3	1.3	43.5	21.7	21.1	39.8	6.7	49.5
4	6.8	1.4	43.4	21.6	21.4	39.7	6.9	49.1
4	7.3	1.5	43.1	21.7	22.0	39.4	7.1	48.3
4	7.8	1.6	42.6	21.8	22.4	39.1	7.3	47.5
4	8.3	1.7	43.0	21.7	22.9	39.2	7.4	47.6
4	8.8	1.8	43.8	22.1	23.3	39.7	7.6	49.1
4	9.2	1.9	43.6	22.4	23.6	39.8	7.5	49.0
4	9.7	2.0	43.1	22.3	24.0	39.4	7.7	48.0
4	10.2	2.1	43.3	22.5	24.5	39.6	8.1	48.6
4	10.7	2.2	43.2	22.4	24.7	39.4	8.3	48.0
4	11.2	2.3	43.2	22.6	24.9	39.5	8.3	48.3
4	11.7	2.4	43.1	22.6	25.6	39.4	8.2	47.8
4	12.2	2.5	42.9	22.7	26.3	39.3	8.4	47.5
5	3.8	0.8	43.1	21.2	21.6	39.3	6.8	48.8
5	5.3	1.1	43.2	21.7	22.1	39.7	6.9	49.6
5	6.8	1.4	44.1	21.8	22.7	39.9	7.2	49.9
5	8.2	1.7	43.5	21.8	23.3	39.5	7.4	48.3
5	9.7	2.0	43.7	22.4	24.4	39.6	7.9	48.3
5	11.2	2.3	44.1	22.6	25.4	40.0	8.9	49.1

Tabelle C.22: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.0	22.2	25.8	39.5	10.2	50.0
1	4.8	1.0	43.3	22.5	25.9	40.1	10.2	51.5
1	5.7	1.2	42.4	22.6	26.1	39.6	10.4	50.0
1	6.7	1.4	43.0	22.8	26.5	40.3	10.7	51.6
1	7.6	1.6	43.2	23.0	27.3	40.5	10.9	52.1
1	8.6	1.8	43.4	23.5	28.0	40.7	11.7	52.3
1	9.6	2.0	42.8	23.5	28.3	40.3	12.5	52.1
1	10.5	2.2	42.9	23.4	27.9	40.1	13.6	51.7
2	3.8	0.8	43.6	22.6	22.9	39.8	11.3	51.1
2	5.3	1.1	43.2	22.8	24.1	40.3	11.6	52.0
2	6.7	1.4	44.1	23.1	25.4	40.9	11.9	53.7
2	8.2	1.7	44.1	23.5	27.0	40.8	12.8	52.8
2	9.6	2.0	44.7	24.2	28.3	41.2	13.9	53.8
2	11.1	2.3	44.4	24.7	29.5	41.3	16.0	53.4
2	12.7	2.6	44.1	25.3	25.0	40.9	13.1	51.7
3	3.8	0.8	43.4	23.1	25.8	39.5	11.4	50.2
3	4.3	0.9	42.4	23.2	26.0	39.5	11.3	50.1
3	4.8	1.0	44.0	23.2	26.2	40.7	11.1	53.4
3	5.2	1.1	43.6	23.1	26.8	40.5	10.7	52.8
3	5.7	1.2	43.6	22.8	28.0	40.5	10.1	52.7
3	6.2	1.3	43.5	22.8	28.3	40.6	10.1	52.9
3	6.7	1.4	44.0	23.0	28.7	40.8	10.2	53.4
3	7.2	1.5	43.8	23.2	29.2	40.9	10.3	53.5
3	7.6	1.6	44.7	23.2	29.6	41.0	10.5	53.8
3	8.1	1.7	42.7	23.3	29.8	40.3	10.8	51.6
3	8.6	1.8	43.4	23.5	30.1	40.4	11.5	51.8
3	9.1	1.9	43.2	23.7	30.2	40.4	11.7	51.7
3	9.6	2.0	43.4	23.8	30.3	40.6	12.3	52.0
3	10.1	2.1	43.3	24.0	30.4	40.6	13.1	51.9
3	10.6	2.2	43.4	24.1	30.6	40.7	13.7	52.2

Tabelle C.22: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edeldstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	11.1	2.3	44.1	24.2	31.0	41.0	14.1	52.9
3	11.6	2.4	43.4	24.5	31.0	40.7	14.9	51.9
3	12.1	2.5	41.8	24.8	30.3	40.1	16.2	50.0
4	3.8	0.8	42.8	22.7	26.0	39.3	11.6	49.5
4	5.3	1.1	43.2	22.9	27.1	40.2	11.8	52.0
4	6.7	1.4	44.0	23.4	28.5	40.9	12.2	53.5
4	8.1	1.7	44.7	24.0	30.3	41.1	12.8	53.9
4	9.6	2.0	44.1	24.5	31.1	40.5	14.9	51.6
4	11.1	2.3	43.9	25.4	33.1	41.0	15.8	52.8
5	3.8	0.8	43.2	22.0	22.2	39.7	12.2	50.7
5	4.3	0.9	44.0	22.8	22.7	40.4	12.1	52.7
5	4.8	1.0	43.8	22.9	23.2	40.4	12.2	52.6
5	5.3	1.1	43.9	23.0	23.7	40.5	12.3	52.8
5	5.7	1.2	43.5	23.1	24.1	40.4	12.4	52.2
5	6.2	1.3	42.9	23.4	24.7	40.2	12.2	51.5
5	6.7	1.4	43.7	23.3	26.7	40.4	11.5	52.1
5	7.2	1.5	44.1	23.5	27.1	40.8	11.4	53.1
5	7.7	1.6	44.2	23.7	26.3	40.8	12.4	53.2
5	8.2	1.7	43.4	23.9	26.7	40.5	12.4	52.0
5	8.6	1.8	43.6	24.1	27.0	40.7	12.5	52.6
5	9.1	1.9	43.5	24.2	27.4	40.5	12.3	51.9
5	9.6	2.0	43.1	24.3	27.9	40.3	12.7	51.2
5	10.1	2.1	43.1	24.6	28.4	40.4	13.0	51.3
5	10.6	2.2	42.9	24.8	28.9	40.3	13.6	51.0
5	11.1	2.3	42.9	24.9	29.5	40.1	13.9	50.5
5	11.6	2.4	43.0	24.9	29.8	40.1	16.3	50.2
5	12.1	2.5	42.6	25.2	30.2	39.9	14.6	49.4

Tabelle C.23: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	43.0	20.4	18.8	40.0	5.8	51.5
1	4.4	0.9	42.8	19.9	19.2	40.3	5.7	52.4
1	4.8	1.0	43.8	19.5	19.6	40.9	5.8	54.0
1	5.3	1.1	43.8	19.3	20.2	41.2	6.0	54.7
1	5.8	1.2	43.5	19.2	20.4	40.9	6.1	53.8
1	6.3	1.3	43.5	19.3	20.8	40.9	6.3	53.8
1	6.7	1.4	43.0	19.5	21.3	40.5	6.7	52.4
1	7.2	1.5	43.3	19.5	21.8	40.7	7.1	53.0
1	7.7	1.6	43.3	19.7	22.4	40.7	7.3	53.1
1	8.2	1.7	43.4	19.9	23.1	40.8	7.4	53.1
1	8.7	1.8	43.4	20.1	23.4	40.7	7.9	52.9
1	9.2	1.9	43.2	20.4	23.9	40.7	8.0	52.9
1	9.8	2.0	43.2	20.4	23.8	40.8	8.3	53.0
1	10.1	2.1	42.1	20.5	24.3	40.0	8.7	50.6
1	10.8	2.2	44.0	20.8	24.6	41.3	9.2	54.1
1	11.1	2.3	43.7	21.0	26.1	40.9	8.7	52.7
2	3.8	0.8	43.2	18.8	19.4	35.8	7.7	40.9
2	3.9	0.8	43.3	20.7	19.2	40.9	5.4	53.5
2	5.1	1.1	40.4	19.3	20.5	38.5	7.7	47.6
2	5.3	1.1	43.2	19.8	20.0	41.0	5.5	53.5
2	6.7	1.4	42.8	19.9	22.2	40.1	7.9	52.1
2	6.8	1.4	43.8	19.5	21.0	40.9	5.9	52.9
2	8.1	1.7	42.4	20.1	23.6	39.6	8.4	50.3
2	8.3	1.7	43.4	19.6	22.2	40.7	6.5	52.1
2	9.6	2.0	42.5	20.6	24.8	39.5	9.7	50.0
2	11.1	2.3	42.5	21.4	25.9	39.6	11.6	49.8
2	12.6	2.6	42.4	22.1	21.8	39.5	10.4	49.2
3	3.8	0.8	42.2	21.1	19.7	39.5	7.6	50.3
3	4.3	0.9	41.9	20.5	20.3	39.5	7.6	50.4
3	4.8	1.0	43.1	20.2	20.8	40.2	7.6	52.2

Tabelle C.23: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edeldstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	5.3	1.1	42.1	20.1	21.3	39.6	7.7	50.5
3	5.8	1.2	42.6	20.1	21.7	39.9	7.8	51.2
3	6.2	1.3	42.5	20.2	22.1	39.9	8.2	51.1
3	6.7	1.4	42.8	20.3	22.5	39.9	8.5	51.2
3	7.2	1.5	43.8	20.5	23.1	40.7	8.7	53.3
3	7.7	1.6	44.7	20.6	24.4	40.5	9.1	52.9
3	8.2	1.7	43.9	21.0	24.6	40.8	9.5	53.6
3	8.6	1.8	44.1	21.2	24.9	40.7	9.9	53.2
3	9.1	1.9	43.6	21.4	25.1	40.6	10.5	52.8
3	9.6	2.0	43.7	21.5	25.5	40.4	10.4	52.2
3	10.1	2.1	43.8	21.7	25.8	40.5	11.0	52.4
3	10.6	2.2	44.3	21.8	26.0	40.7	11.7	52.9
3	11.1	2.3	44.8	22.1	26.1	41.1	11.6	53.9
3	11.6	2.4	43.8	22.3	25.7	40.5	12.0	52.1
3	12.1	2.5	43.2	22.6	28.7	40.1	11.6	50.7
3	12.6	2.6	42.4	22.8	27.3	39.8	12.3	49.7
4	3.8	0.8	43.4	19.2	19.5	40.0	7.2	51.9
4	5.3	1.1	43.3	19.3	20.8	40.2	7.3	52.4
4	6.7	1.4	44.2	19.9	22.1	40.8	7.7	53.9
4	8.2	1.7	44.2	20.2	23.6	40.5	8.2	52.9
4	9.6	2.0	44.3	20.8	24.8	40.7	9.4	53.0
4	11.1	2.3	42.9	21.2	25.3	39.8	10.8	50.1
4	12.7	2.6	43.6	22.1	27.4	40.3	11.0	51.2
5	3.8	0.8	43.4	20.3	22.8	40.3	7.7	52.7
5	4.8	1.0	42.6	20.4	23.5	39.7	7.4	51.0
5	5.7	1.2	43.1	20.3	23.3	40.2	7.7	52.3
5	6.7	1.4	43.3	20.5	23.7	40.3	8.2	52.3
5	7.7	1.6	45.0	20.6	24.3	40.9	8.6	54.2
5	8.6	1.8	42.7	21.1	25.0	39.9	9.3	51.0
5	9.6	2.0	43.6	21.5	25.5	40.5	10.1	52.4
5	10.6	2.2	43.6	21.7	26.2	40.3	11.4	51.7

Tabelle C.23: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
5	11.6	2.4	42.8	22.2	26.8	40.0	12.8	50.5
5	12.7	2.6	42.4	22.8	22.0	39.6	12.8	49.2

Tabelle C.24: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.8	27.4	18.4	40.2	7.2	52.6
1	4.8	1.0	42.6	28.1	19.0	40.7	7.5	53.9
1	5.8	1.2	43.7	28.8	19.8	41.6	7.6	56.3
1	6.7	1.4	42.7	28.5	20.4	40.6	7.6	53.2
1	7.7	1.6	43.9	28.0	22.1	41.6	8.3	56.1
1	8.6	1.8	42.9	28.2	22.7	40.9	8.6	53.6
1	9.6	2.0	43.1	27.7	23.5	40.9	9.0	53.3
1	10.6	2.2	43.3	27.0	23.5	41.0	8.1	53.4
1	11.6	2.4	42.5	26.3	23.8	40.3	7.7	51.1
2	3.8	0.8	44.0	27.4	20.3	42.3	6.2	59.3
2	4.3	0.9	42.8	27.9	20.3	41.1	6.3	55.4
2	4.8	1.0	43.3	28.4	20.4	41.4	6.4	56.3
2	5.3	1.1	42.9	28.6	20.5	40.9	6.3	54.6
2	5.8	1.2	43.3	28.7	20.7	41.3	6.3	55.6
2	6.2	1.3	43.5	28.7	20.8	41.4	6.5	56.0
2	6.7	1.4	43.6	28.6	21.0	41.5	6.7	56.0
2	7.2	1.5	43.1	28.4	21.2	41.1	6.7	54.6
2	7.7	1.6	43.0	28.3	21.2	40.9	6.4	53.9
2	8.2	1.7	42.8	28.1	21.3	40.7	6.4	53.3
2	8.7	1.8	42.6	27.8	21.6	40.5	6.4	52.4
2	9.2	1.9	42.8	27.4	21.8	40.8	6.6	53.1
2	9.7	2.0	43.4	27.2	22.1	41.1	6.8	53.9

Tabelle C.24: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edeldstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	10.1	2.1	43.3	27.0	22.5	40.9	7.2	53.4
2	10.6	2.2	42.8	26.7	23.1	40.5	7.6	52.1
2	11.1	2.3	42.8	26.5	23.6	40.4	8.5	51.6
2	11.6	2.4	43.1	26.4	24.0	40.7	9.2	52.2
2	12.1	2.5	42.8	26.2	24.1	40.5	9.8	51.6
3	3.8	0.8	43.6	26.9	18.2	42.0	5.7	58.6
3	4.3	0.9	43.2	27.4	19.2	41.4	6.0	56.6
3	4.8	1.0	43.0	28.0	19.7	41.2	6.1	55.9
3	5.3	1.1	43.1	28.4	20.1	41.3	6.1	55.9
3	5.7	1.2	42.8	28.6	20.4	40.9	6.2	54.6
3	6.2	1.3	42.8	28.5	20.8	41.0	6.4	54.8
3	6.7	1.4	43.4	28.6	21.1	41.4	6.7	56.1
3	7.2	1.5	43.2	28.5	21.4	41.2	6.7	55.1
3	7.6	1.6	43.2	28.5	21.9	41.1	6.9	54.9
3	8.1	1.7	43.4	28.4	22.2	41.0	7.0	54.5
3	8.6	1.8	43.7	28.4	22.7	41.3	7.1	55.2
3	9.1	1.9	43.3	28.0	23.0	41.1	7.2	54.3
3	9.7	2.0	42.7	27.6	23.4	40.7	7.5	53.1
3	10.1	2.1	43.0	27.3	23.7	40.9	7.8	53.7
3	10.6	2.2	43.1	27.1	24.0	41.0	8.2	53.8
3	11.0	2.3	42.6	26.8	24.4	40.6	8.4	52.3
3	11.5	2.4	42.8	26.6	24.6	40.8	9.3	53.0
3	12.0	2.5	42.7	26.4	25.4	40.6	7.6	52.3
4	3.8	0.8	43.8	27.3	20.9	41.9	6.0	58.6
4	4.8	1.0	43.2	28.2	21.2	41.4	6.2	56.8
4	5.7	1.2	43.3	28.7	21.4	41.4	6.3	56.7
4	6.7	1.4	42.8	28.5	21.6	41.0	6.7	55.1
4	7.6	1.6	42.9	28.2	22.1	40.8	6.9	54.3
4	8.6	1.8	43.1	28.2	22.6	41.0	7.1	54.4
4	9.6	2.0	43.6	27.5	23.4	41.3	7.8	55.2
4	10.5	2.2	42.7	26.9	23.9	40.6	8.2	52.9

Tabelle C.24: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m (**Fortsetzung**).

Reihe Nr.	B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	T_L^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_L^{aus} in $^\circ\text{C}$	T_G^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_G^{aus} in $^\circ\text{C}$	X^{ein} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	X^{aus} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	11.5	2.4	43.1	26.7	24.6	41.0	8.4	53.8
5	3.8	0.8	43.5	27.7	21.7	42.0	6.5	58.9
5	5.2	1.1	42.8	28.6	21.9	41.1	6.6	55.9
5	6.7	1.4	43.5	28.8	22.2	41.6	7.0	57.2
5	8.1	1.7	43.6	28.6	22.8	41.5	7.3	56.5
5	9.6	2.0	42.8	27.6	23.6	40.9	7.9	54.2
5	11.0	2.3	42.5	26.8	24.5	40.5	8.4	52.4

Tabelle C.25: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.

Reihe Nr.	B in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	F in $\text{Pa}^{0.5}$	T_L^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_L^{aus} in $^\circ\text{C}$	T_G^{ein} in $^\circ\text{C}$	T_G^{aus} in $^\circ\text{C}$	X^{ein} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	X^{aus} in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.9	0.8	42.8	21.6	18.4	41.1	6.3	54.7
1	4.8	1.0	43.9	22.5	19.1	41.8	6.4	56.7
1	5.8	1.2	42.8	23.0	19.8	40.9	6.6	53.7
1	6.7	1.4	43.3	23.1	20.3	41.2	6.9	54.7
1	7.7	1.6	42.4	23.1	20.8	40.6	6.9	52.4
1	8.7	1.8	42.6	22.8	22.1	40.5	7.2	52.0
1	9.7	2.0	43.5	22.8	23.1	41.1	7.5	53.4
1	10.7	2.2	43.6	22.9	23.9	41.5	8.2	54.3
1	11.7	2.4	43.5	23.1	24.5	41.4	9.6	53.8
2	3.8	0.8	42.9	22.4	21.2	41.3	6.5	55.6
2	4.3	0.9	43.4	22.9	21.3	41.4	6.5	55.7
2	4.8	1.0	43.5	23.3	21.5	41.6	6.5	56.0
2	5.3	1.1	42.9	23.4	21.7	41.0	6.6	54.2
2	5.8	1.2	42.8	23.5	21.9	40.9	6.7	53.6
2	6.3	1.3	43.1	23.7	22.1	41.3	6.9	54.8
2	6.7	1.4	43.9	23.7	22.3	41.7	7.2	55.9
2	7.3	1.5	42.8	23.5	22.6	41.0	7.3	53.7

Tabelle C.25: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edeldstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	7.7	1.6	43.3	23.5	22.9	41.5	7.4	54.9
2	8.2	1.7	43.5	23.3	23.1	41.5	7.5	55.0
2	8.7	1.8	43.1	23.3	23.5	41.3	7.5	54.0
2	9.2	1.9	43.2	23.3	23.7	41.4	7.6	54.3
2	9.7	2.0	43.3	23.2	24.0	41.5	8.0	54.7
2	10.2	2.1	42.9	23.1	24.3	41.0	8.2	53.3
2	10.7	2.2	42.6	23.1	24.6	40.9	8.8	53.0
2	11.1	2.3	42.9	23.3	25.2	41.2	8.2	53.5
2	11.6	2.4	42.9	23.3	25.7	41.3	8.6	53.8
2	12.1	2.5	42.9	23.5	26.8	41.3	8.3	53.7
3	3.9	0.8	43.3	22.0	19.0	41.4	5.4	55.4
3	4.8	1.0	43.2	22.7	19.7	41.1	5.4	54.0
3	5.8	1.2	42.9	23.0	20.3	40.9	5.7	53.2
3	6.8	1.4	43.1	23.0	20.9	41.2	6.2	53.7
3	7.8	1.6	43.6	22.9	21.8	41.6	6.4	54.8
3	8.8	1.8	43.3	22.8	22.5	41.1	6.6	53.1
3	9.8	2.0	43.2	22.7	23.2	41.1	6.9	52.8
3	10.7	2.2	42.6	22.7	23.7	40.6	7.6	51.5
3	11.7	2.4	43.2	22.9	24.7	41.1	7.4	52.6
4	3.8	0.8	43.4	22.6	20.9	41.5	5.8	55.6
4	4.3	0.9	43.2	23.0	21.1	41.5	5.8	55.6
4	4.8	1.0	43.0	23.3	21.3	41.1	5.8	54.2
4	5.3	1.1	43.2	23.5	21.4	41.3	5.9	54.5
4	5.8	1.2	43.0	23.6	21.6	41.1	6.0	53.9
4	6.3	1.3	43.6	23.6	21.8	41.6	6.2	55.3
4	6.7	1.4	43.2	23.6	22.0	41.5	6.4	54.8
4	7.3	1.5	43.4	23.6	22.4	41.7	6.5	55.6
4	7.8	1.6	43.3	23.4	22.6	41.6	6.6	55.1
4	8.3	1.7	43.5	23.1	22.9	41.6	6.6	54.9
4	8.7	1.8	43.2	23.1	23.2	41.4	6.8	54.4
4	9.2	1.9	43.0	23.1	23.5	41.1	6.9	53.3

Tabelle C.25: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	9.7	2.0	43.2	23.0	23.8	41.3	7.1	54.0
4	10.2	2.1	42.8	22.9	24.1	41.0	7.4	52.9
4	10.7	2.2	42.7	23.0	24.5	41.0	7.6	52.6
4	11.2	2.3	43.2	23.1	25.0	41.4	7.6	53.7
4	11.7	2.4	43.2	23.1	25.7	41.5	7.6	54.0
4	12.2	2.5	43.3	23.2	26.5	41.5	7.9	53.8
5	3.8	0.8	43.3	23.0	21.8	41.5	5.9	55.5
5	5.3	1.1	43.3	23.6	22.2	41.5	6.0	55.2
5	6.7	1.4	43.2	23.7	22.5	41.5	6.6	55.1
5	8.2	1.7	43.7	23.2	23.0	41.5	6.9	54.8
5	9.7	2.0	43.3	23.0	23.8	41.3	7.2	53.6
5	11.2	2.3	42.9	23.0	24.7	40.9	8.3	52.1

Tabelle C.26: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	42.8	23.3	21.1	42.3	9.0	59.1
1	4.3	0.9	43.0	23.3	22.0	42.3	9.3	59.1
1	4.8	1.0	43.5	23.4	22.6	42.7	9.6	60.4
1	5.3	1.1	42.5	23.6	23.0	41.9	9.8	57.5
1	5.7	1.2	43.6	23.4	23.4	42.8	10.0	60.4
1	6.2	1.3	43.4	23.3	23.8	42.6	10.1	59.6
1	6.7	1.4	43.2	23.2	24.3	42.4	10.3	58.6
1	7.2	1.5	43.1	23.4	24.8	42.3	10.4	58.2
1	7.6	1.6	42.9	23.4	25.2	42.1	10.5	57.6
1	8.1	1.7	43.2	23.6	25.6	42.2	10.7	57.6
1	8.6	1.8	42.8	23.8	26.1	41.9	10.9	56.4
1	9.1	1.9	43.4	24.2	26.6	42.3	11.1	57.6

Tabelle C.26: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edeldahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{m^3}{m^2 h}$	in $Pa^{0.5}$	in $^{\circ}C$	in $^{\circ}C$	in $^{\circ}C$	in $^{\circ}C$	in $\frac{g}{kg}$	in $\frac{g}{kg}$
1	9.6	2.0	43.0	24.5	27.1	41.8	11.4	56.1
1	10.1	2.1	43.5	24.5	27.5	42.1	11.7	56.6
1	10.5	2.2	43.2	24.9	27.9	41.9	12.4	55.8
1	11.1	2.3	42.8	25.0	28.3	41.4	12.8	54.2
1	11.6	2.4	42.5	25.2	28.6	41.1	13.4	53.3
1	12.0	2.5	43.0	25.4	29.0	41.6	15.1	54.4
2	3.8	0.8	43.4	25.5	25.2	43.2	10.5	62.6
2	4.8	1.0	42.8	25.2	25.5	42.6	10.2	60.3
2	5.7	1.2	42.5	24.8	25.6	42.3	10.2	59.0
2	6.7	1.4	42.5	24.5	25.8	42.2	10.5	58.2
2	7.6	1.6	43.0	24.4	26.2	42.6	10.5	59.4
2	8.6	1.8	43.6	24.5	26.6	42.4	10.8	58.5
2	9.6	2.0	43.4	24.7	27.3	42.4	11.2	57.9
2	10.5	2.2	43.0	24.9	27.7	41.7	11.7	55.5
2	11.6	2.4	42.4	25.2	28.5	41.1	13.7	53.0
3	3.8	0.8	43.3	23.8	18.6	42.9	6.7	61.5
3	4.3	0.9	42.8	24.2	23.9	42.3	9.3	59.5
3	4.8	1.0	42.6	24.0	24.5	42.1	9.7	58.7
3	5.2	1.1	43.0	23.9	24.7	42.6	9.9	60.0
3	5.7	1.2	42.5	23.8	24.8	42.1	9.9	58.1
3	6.2	1.3	42.8	23.8	25.1	42.4	9.9	59.0
3	6.7	1.4	42.8	23.7	25.4	42.2	10.2	58.3
3	7.1	1.5	42.9	23.7	25.9	42.3	10.3	58.6
3	7.6	1.6	42.9	23.7	26.2	42.3	10.4	58.2
3	8.1	1.7	42.9	23.7	26.5	42.3	10.4	58.1
3	8.6	1.8	42.2	24.0	27.1	41.6	10.9	55.8
3	9.1	1.9	42.9	24.4	27.5	41.6	10.9	55.6
3	9.6	2.0	43.2	24.5	27.9	41.9	11.1	56.3
3	10.0	2.1	42.9	24.8	28.3	41.7	12.0	55.6
3	10.5	2.2	43.3	25.2	28.7	42.2	12.4	57.1
3	11.0	2.3	43.0	25.3	29.1	42.0	12.5	56.2

Tabelle C.26: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
3	11.5	2.4	43.2	25.5	29.5	41.8	13.6	55.5
3	12.0	2.5	43.6	25.7	29.7	41.8	14.5	55.0
4	3.8	0.8	43.5	26.2	25.9	43.3	10.6	63.2
4	4.7	1.0	42.7	25.8	26.2	42.5	10.6	59.9
4	5.7	1.2	42.5	25.6	26.4	42.1	10.8	58.5
4	6.7	1.4	43.2	25.3	26.7	42.7	11.1	60.2
4	7.6	1.6	42.7	25.0	27.0	42.3	11.3	58.3
4	8.6	1.8	43.3	25.1	27.7	42.6	11.5	59.2
4	9.6	2.0	43.0	25.3	28.3	42.0	11.9	56.9
4	10.6	2.2	43.2	25.6	28.9	41.9	12.7	56.0
4	11.6	2.4	43.3	25.8	29.8	41.7	12.5	55.0
5	3.8	0.8	43.3	24.5	18.3	42.7	9.6	60.7
5	5.3	1.1	43.1	24.6	18.6	42.5	9.8	59.7
5	6.7	1.4	43.1	24.1	21.9	42.1	11.7	58.0
5	8.2	1.7	42.7	24.0	23.0	41.7	11.7	56.1
5	9.7	2.0	42.8	23.9	24.4	41.5	12.1	55.0
5	11.1	2.3	42.6	24.3	25.4	40.8	12.9	52.3

Tabelle C.27: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
1	3.8	0.8	43.4	19.0	20.5	43.0	6.3	61.3
1	5.3	1.1	44.0	19.5	21.1	43.3	6.4	62.3
1	6.7	1.4	42.9	19.8	21.9	42.3	6.9	58.4
1	8.2	1.7	43.4	20.1	23.1	42.4	7.6	58.5
1	9.7	2.0	45.2	20.7	24.6	43.9	8.7	63.3
1	11.1	2.3	43.2	21.4	25.3	42.4	10.5	57.9
1	12.7	2.6	42.6	21.9	21.2	41.9	10.6	55.9

Tabelle C.27: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edeldstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
2	3.8	0.8	42.5	19.4	19.9	42.4	6.6	59.4
2	4.3	0.9	42.9	19.4	21.1	41.8	6.4	57.2
2	4.8	1.0	43.4	19.3	21.4	42.3	6.5	58.9
2	5.3	1.1	42.7	19.4	21.7	42.1	6.5	58.1
2	5.8	1.2	42.1	19.5	22.1	41.9	6.6	57.4
2	6.2	1.3	43.1	19.7	22.3	42.7	7.0	59.9
2	6.7	1.4	43.2	19.8	22.7	42.9	7.3	60.5
2	7.2	1.5	43.4	20.0	23.2	42.8	7.3	60.3
2	7.7	1.6	43.0	20.3	23.9	42.4	7.7	58.8
2	8.2	1.7	42.9	20.5	24.2	42.1	7.8	57.7
2	8.6	1.8	42.9	20.7	24.6	42.2	8.3	57.8
2	9.1	1.9	43.0	20.9	24.9	42.3	8.6	58.1
2	9.6	2.0	43.9	21.1	25.2	43.2	9.1	61.0
2	10.1	2.1	44.7	21.3	25.4	44.1	9.5	64.2
2	10.6	2.2	44.1	21.5	25.7	43.3	10.2	61.3
2	11.1	2.3	43.8	21.7	25.9	43.3	10.8	61.3
2	11.6	2.4	43.2	21.9	26.2	42.4	10.2	58.2
2	12.1	2.5	43.4	22.1	27.8	42.7	10.6	58.8
2	12.5	2.6	43.2	22.4	29.6	42.7	10.8	58.7
3	3.8	0.8	43.7	19.8	23.0	43.3	7.1	62.5
3	5.2	1.1	43.0	20.1	23.4	42.5	7.2	59.6
3	6.7	1.4	45.0	20.2	24.2	44.2	8.1	65.2
3	8.1	1.7	44.0	21.0	24.9	43.2	8.7	61.6
3	9.6	2.0	44.4	21.4	25.6	43.4	9.7	61.8
3	11.1	2.3	43.3	22.0	26.2	42.4	11.9	58.1
4	3.8	0.8	44.0	19.7	21.3	43.2	8.0	61.7
4	4.3	0.9	43.2	20.0	21.7	41.8	8.1	57.0
4	4.8	1.0	44.1	20.2	22.1	42.8	8.1	60.0
4	5.3	1.1	42.8	20.3	22.2	42.1	8.2	57.9
4	5.8	1.2	43.8	20.3	22.6	43.0	8.4	61.1
4	6.2	1.3	42.7	20.6	23.2	42.1	8.6	57.5

Tabelle C.27: Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m (**Fortsetzung**).

Reihe	B	F	T_L^{ein}	T_L^{aus}	T_G^{ein}	T_G^{aus}	X^{ein}	X^{aus}
Nr.	in $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{h}}$	in $\text{Pa}^{0.5}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $^\circ\text{C}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$	in $\frac{\text{g}}{\text{kg}}$
4	6.7	1.4	42.4	20.7	23.5	41.9	8.8	56.8
4	7.2	1.5	42.6	20.8	23.9	41.9	9.0	56.7
4	7.7	1.6	42.7	21.1	24.4	42.0	9.3	56.9
4	8.2	1.7	43.3	21.3	24.5	42.5	9.4	58.8
4	8.6	1.8	43.0	21.5	25.0	42.3	9.8	58.2
4	9.2	1.9	42.8	21.6	25.3	42.3	10.1	58.1
4	9.6	2.0	42.4	21.8	25.6	41.8	10.5	56.3
4	10.1	2.1	42.9	22.2	26.2	42.1	11.3	56.8
4	10.6	2.2	43.2	22.3	26.6	42.4	12.0	57.6
4	11.1	2.3	44.0	22.6	26.5	43.1	12.0	60.0
4	11.6	2.4	43.7	22.8	27.7	42.9	12.2	59.3
4	12.1	2.5	44.0	23.0	25.1	43.0	11.4	59.4
5	3.8	0.8	43.2	21.2	24.2	41.9	8.2	57.1
5	4.8	1.0	44.1	21.0	24.3	42.9	8.0	60.4
5	5.8	1.2	43.0	21.0	24.4	42.5	8.2	58.8
5	6.7	1.4	43.2	21.0	24.6	42.7	8.6	59.5
5	7.7	1.6	43.0	21.2	24.8	42.4	8.9	58.8
5	8.7	1.8	42.8	21.5	25.4	42.1	9.6	57.3
5	9.6	2.0	43.2	21.8	25.8	42.4	10.6	57.9
5	10.6	2.2	43.2	22.2	26.2	42.2	11.9	57.1
5	11.7	2.4	43.0	22.5	26.6	42.2	16.5	56.9

Tabellenverzeichnis

5.1	Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP.	76
5.2	Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP.	78
5.3	Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP.	88
5.4	Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP.	90
5.5	Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl. [WINKLER ET AL. 2022b]	97
5.6	Mittlere Ein- und Austrittstemperaturen von Flüssigkeit und Gas bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl.	99
5.7	Ausgewertete Betriebspunkte der Messungen und Simulationen nach WINKLER ET AL. 2020.	105
5.8	Austrittstemperaturen und -feuchten der beispielhaft evaluierten Betriebspunkte des Hiflow [®] Rings 25-7 PP.	120
5.9	Austrittstemperaturen und -feuchten der beispielhaft evaluierten Betriebspunkte des Hiflow [®] Rings 50-6 PP. [WINKLER ET AL. 2022c]	123
5.10	Austrittstemperaturen und -feuchten der beispielhaft evaluierten Betriebspunkte des RMSR 50-4 Edelstahl.	127
A.1	Füllkörperdaten des Typs Hiflow [®] Ring 25-7 PP.	133
A.2	Dispersionskoeffizienten D_0 - D_6 und relativer freier Flächenanteil φ der Hauptlagen des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP.	134
B.1	Stoffwerte für die Berechnung der Stoffübergangsleistung in Abschnitt 3.6 nach STEPHAN ET AL. 2019.	135
B.2	Stoffwerte und Konstanten für die Modellierung des Wärme- und Stoffübergangs bei einer Referenztemperatur von 30 °C.	136
C.1	Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP.	137
C.2	Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP.	141

C.3	Messergebnisse der Druckverlustmessung des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl.	143
C.4	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 1.86$ m.	145
C.5	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 3.72$ m.	147
C.6	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 5.58$ m.	149
C.7	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 6.82$ m.	151
C.8	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 1.86$ m.	153
C.9	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 3.72$ m.	155
C.10	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 5.58$ m.	158
C.11	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 6.82$ m.	160
C.12	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 1.86$ m.	162
C.13	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 3.72$ m.	165
C.14	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 5.58$ m.	167
C.15	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 6.82$ m.	169
C.16	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 1.86$ m.	171
C.17	Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungs- höhe von $H_P = 3.72$ m.	173

C.18 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.	175
C.19 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers Hiflow® Ring 50-6 PP mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.	178
C.20 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.	180
C.21 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.	182
C.22 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.	184
C.23 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.	186
C.24 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 1.86$ m.	188
C.25 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 3.72$ m.	190
C.26 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 5.58$ m.	192
C.27 Messergebnisse der Temperaturprofile des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe bei einer Packungshöhe von $H_P = 6.82$ m.	194

Abbildungsverzeichnis

2.1	Darstellung einer Auswahl an möglichen Strömungs- und Maldistributionsformen in einer Packungskolonne [frei nach BARTLOK 2002].	5
2.2	Schematische Darstellung eines Versuchsaufbaus mit dem Einsatz eines zentral zugegebenen Tracers in den Flüssigkeitsstrom zur Bestimmung der Verteilungseigenschaften von Packungselementen.	7
2.3	Schematische Anordnung der Elektroden über den Kolonnenquerschnitt nach den Versuchsaufbauten mit Grenzstrom [frei nach GOSTICK ET AL. 2003 und DANG-VU ET AL. 2006].	8
2.4	Schematischer Versuchsaufbau für eine Untersuchung einer Packungskolonne mit Tomographie.	9
2.5	Schematischer Aufbau eines Gittersensors [frei nach PRASSER ET AL. 1998].	13
2.6	Schematischer Aufbau eines ringförmigen Flüssigkeitssammlers [angelehnt an HANUSCH ET AL. 2017 ohne Segmentunterteilung].	14
2.7	Schematische Anordnung der Thermoelemente zur Temperaturmessung [frei nach WINKLER ET AL. 2022a].	17
2.8	Schematische Darstellung des Zwei-Kolonnen-Modells [frei nach BILLINGHAM & LOCKETT 2002].	24
2.9	Schematische Darstellung einer möglichen Flüssigkeitsverteilung einer Elementarzelle in die Zellebene darunter [frei nach ZUIDERWEG ET AL. 1993].	27
3.1	Die $\varnothing 0.634$ m-Kolonne in der Peripherie des Technikums.	31
3.2	R&I-Fließbild der Versuchsanlage nach WINKLER ET AL. 2022b basierend auf KAMMERMAIER 2008.	32
3.3	Positionen der transparenten Kunststoffschüsse und der Messflansche in der leeren Kolonne K1.	33
3.4	Schematische Darstellung der Positionen der Thermoelemente (●) und Schnitte zur besseren Visualisierung der Temperaturprofile in einem Messflansch [basierend auf den Arbeiten von POTTHOFF 1992, SCHNEIDER 2004 und KAMMERMAIER 2008, dargestellt frei nach WINKLER ET AL. 2022a].	35
3.5	Foto des obersten Messflansches TR-N unterhalb des gleichmäßigen Flüssigkeitsverteilers mit den mit Stoff überzogenen Thermoelementen. Zur Besseren Übersichtlichkeit ist keine Füllkörperschüttung in der Kolonne. [Frei nach WINKLER ET AL. 2022a]	36

3.6	Graphische Erläuterung zur Massen- und Energiebilanz (a) und zum Wärme- und Stoffübergang (b) in Kühltürmen für die Berechnung der Trennleistung [frei nach POPPE 1972].	41
4.1	Zellgeometrie der hexagonalen Elementarzelle mit charakteristischen Abmessungen [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a].	47
4.2	Hauptlagen des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a]	47
4.3	Screenshot aus der Software des virtuellen 3D-Berieselungsexperiments für den Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP.	48
4.4	Projektion des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP auf die Grundfläche einer Elementarzelle [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a].	49
4.5	Netzstruktur aus hexagonalen Einzelzellen mit Kernzellen (weiß) und Randzellen (grau) des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP, bei einem Kolonnendurchmesser D_K von 0.634 m (schwarzer Ring) [frei nach HANUSCH ET AL. 2019a].	55
4.6	Reihenfolge bei der sequentiellen Berechnungsmethode der Einzelzellen einer Ebene vom Start bis zum Ende bei der sequentiellen Berechnungsmethode	57
4.7	Flussdiagramm des Simulationsablaufs von Flüssigkeitsverteilung und Wärme- und Stoffübergang mit dem TUM-WelChem-Zellenmodell [nach WINKLER ET AL. 2022c].	60
4.8	Schematische Darstellung der Bilanzierung des Wärme- und Stoffübergangs an einer Einzelzelle mit Methode A [frei nach WINKLER ET AL. 2022c].	63
4.9	Schematische Darstellung der Bilanzierung des Wärme- und Stoffübergangs an einer Einzelzelle mit Methode B [frei nach WINKLER ET AL. 2022c].	67
5.1	Spezifischer Druckverlust des Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP bei Variation der Gasbelastung F und unterschiedlicher Berieselungsdichte B . Die Linien sind lineare Anpassungen an die Experimentaldaten. [WINKLER ET AL. 2022a]	72
5.2	Spezifischer Druckverlust des Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP bei Variation der Gasbelastung F und unterschiedlicher Berieselungsdichte B . Die Linien sind lineare Anpassungen an die Experimentaldaten. [WINKLER ET AL. 2022a]	72
5.3	Spezifischer Druckverlust des Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei Variation der Gasbelastung F und unterschiedlicher Berieselungsdichte B . Die Linien sind lineare Anpassungen an die Experimentaldaten.	73

5.4	Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$, b) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und c)/d) $9.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	75
5.5	Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$, b) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und c)/d) $9.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	77
5.6	Lokaler Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ verschiedener Messreihen für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$	80
5.7	Globaler Maldistributionsfaktor M_{ϑ} für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.	82
5.8	Höhen einer Übergangseinheit HTU für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 25-7 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.	83
5.9	Arbeitsdiagramm des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 25-7 PP mit gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 9.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$. [WINKLER ET AL. 2022a] .	85
5.10	Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Berieselungsdichte B von $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	87
5.11	Temperaturprofile für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a)/b)/c) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und d) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	89
5.12	Lokaler Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ verschiedener Messreihen für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$	91

5.13	Globaler Maldistributionsfaktor M_ϑ für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.	93
5.14	Höher einer Übergangseinheit HTU für den Füllkörper Hiflow [®] Ring 50-6 PP bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.	94
5.15	Temperaturprofile für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a)/c)/d) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und b) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	96
5.16	Temperaturprofile für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei punktförmiger Flüssigkeitsaufgabe für Packungshöhen H_P von a) 1.86 m ($N = 4$), b) 3.72 m ($N = 7$), c) 5.58 m ($N = 10$) und d) 6.82 m ($N = 12$) bei einer Gasbelastung F von $2.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und den Berieselungsdichten B von a)/d) $9.6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ und b)/c) $9.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	98
5.17	Lokaler Maldistributionsfaktor $M_{\vartheta,j}$ verschiedener Messreihen für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger (a) und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe bei einer Gasbelastung von $F = 2.0 \text{ Pa}^{0.5}$, einem Molenstromverhältnis von $\dot{N}_L/\dot{N}_G = 2$ und einer Packungshöhe von $H_P = 6.82 \text{ m}$	100
5.18	Globaler Maldistributionsfaktor M_ϑ für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger (a) nach WINKLER ET AL. 2022b und punktförmiger (b) Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Die Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden.	101
5.19	Höher einer Übergangseinheit HTU für den Füllkörper RMSR 50-4 Edelstahl bei gleichmäßiger Flüssigkeitsaufgabe unter Variation der Gasbelastung F und Packungshöhe H_P . Flüssigkeitsbelastung B kann mit der zugeschnittenen Gleichung $[B/(\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h})] \approx 4.8 \cdot [F/(\text{Pa}^{0.5})]$ abgeschätzt werden. [WINKLER ET AL. 2022b]	103
5.20	Paritätsdiagramm des Füllkörpers Raflux Ring 50-5 Edelstahl für die sequentielle (a) und simultane (b) Berechnungsmethode.	106
5.21	Box-Plot des Füllkörpers Raflux Ring 50-5 Edelstahl mit den mittleren 50% der Datenpunkte innerhalb der Box für die sequentielle (SEQ) und simultane (EOL) Berechnungsmethode und einem Bereich des 1.5-fachen Interquartilsabstands (IQA) zwischen den Whiskern.	107
5.22	Paritätsdiagramm des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP für die sequentielle (a) und simultane (b) Berechnungsmethode.	108

5.23	Box-Plot des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP mit den mittleren 50 % der Datenpunkte innerhalb der Box für die sequentielle (SEQ) und simultane (EOL) Berechnungsmethode und einem Bereich des 1.5-fachen Interquartilsabstands (IQA) zwischen den Whiskern.	109
5.24	Paritätsdiagramm des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl für die sequentielle (a) und simultane (b) Berechnungsmethode.	110
5.25	Box-Plot des Füllkörpers RMSR 50-4 Edelstahl mit den mittleren 50 % der Datenpunkte innerhalb der Box für die sequentielle (SEQ) und simultane (EOL) Berechnungsmethode und einem Bereich des 1.5-fachen Interquartilsabstands (IQA) zwischen den Whiskern.	111
5.26	Beispielhaftes Ergebnis der Bayesschen Optimierung des Füllkörpers Hiflow [®] Ring 50-6 PP bei einem Betriebspunkt mit einer Gasbelastung von $F = 1.7 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 8.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]	113
5.27	Ergebnisse der Wärmeübergangskoeffizienten α (a) und Stoffübergangskoeffizienten β (b) in Abhängigkeit der Gasbelastung. Die dargestellten Punkte sind Ergebnisse der Bayesschen Optimierung, die Linien zeigen die Korrelationen nach den zugeschnittenen Gleichungen (5.2)–(5.7). . .	114
5.28	Temperaturprofile des Hiflow [®] Rings 25-7 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	117
5.29	Temperaturprofile des Hiflow [®] Rings 25-7 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	118
5.30	Temperaturprofile des Hiflow [®] Rings 25-7 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.9 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 9.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$	119
5.31	Temperaturprofile des Hiflow [®] Rings 50-6 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.9 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]	121
5.32	Temperaturprofile des Hiflow [®] Rings 50-6 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]	122
5.33	Temperaturprofile des Hiflow [®] Rings 50-6 PP für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 2.1 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 10.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$. [WINKLER ET AL. 2022c]	123

-
- 5.34 Temperaturprofile des RMSR 50-4 Edelstahl für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.0 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 4.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.124
- 5.35 Temperaturprofile des RMSR 50-4 Edelstahl für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 1.5 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 7.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.125
- 5.36 Temperaturprofile des RMSR 50-4 Edelstahl für Experiment (a), Simulationsmethode A (b) und Simulationsmethode B (c) bei einer Gasbelastung von $F = 2.1 \text{ Pa}^{0.5}$ und einer Flüssigkeitsbelastung von $B = 10.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$.126

Literatur

AHMED ET AL. 2020

AHMED, M. O.; VASWANI, S.; SCHMIDT, M.: *Combining Bayesian optimization and Lipschitz optimization*. Machine Learning 109.1 (2020), S. 79–102. ISSN: 0885-6125. DOI: 10.1007/s10994-019-05833-y.

ALBRIGHT 1984

ALBRIGHT, M. A.: *Packed tower distributors tested*. Hydrocarbon Processing 62.9 (1984), S. 173–177.

ALTMAN & BLAND 1994

ALTMAN, D. G.; BLAND, J. M.: *Statistics Notes: Quartiles, quintiles, centiles, and other quantiles*. BMJ 309.6960 (1994), S. 996. DOI: 10.1136/bmj.309.6960.996.

BAKER ET AL. 1935

BAKER, T.; CHILTON, T. H.; VERNON, H. C.: *The Course of Liquor Flow in Packed Towers*. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers 31 (1935), S. 296–315.

BARTLOK 2002

BARTLOK, G.: *Untersuchungen zur Neuverteilung der Rücklaufflüssigkeit in Packungskolonnen*. Dissertation. Technische Universität Dresden, 2002. URL: <https://nbn-resolving.org/urn:nbn:de:swb:14-1038918418015-57600>.

BILLET & SCHULTES 1993

BILLET, R.; SCHULTES, M.: *Predicting mass transfer in packed columns*. Chemical Engineering & Technology 16.1 (1993), S. 1–9. DOI: 10.1002/ceat.270160102.

BILLINGHAM & LOCKETT 2002

BILLINGHAM, J. F.; LOCKETT, M. J.: *A Simple Method to Assess the Sensitivity of Packed Distillation Columns to Maldistribution*. Chemical Engineering Research and Design 80.4 (2002), S. 373–382. DOI: 10.1205/026387602317446416.

BOHL & ELMENDORF 2014

BOHL, W.; ELMENDORF, W.: *Technische Strömungslehre*. Würzburg: Vogel Business Media, 2014. ISBN: 978-3-8343-3329-2.

BOLENZ ET AL. 2019

BOLENZ, L.; FISCHER, F.; TOYE, D.; KENIG, E. Y.: *Tomographische Untersuchung der Fluidodynamik viskoser Systeme in Packungskolonnen*. Chemie Ingenieur Technik 91.12 (2019), S. 1892–1896. DOI: 10.1002/cite.201900077.

BRIGNOLE ET AL. 1973

BRIGNOLE, E. A.; ZACHARONEK, G.; MANGOSIO, J.: *Liquid distribution in packed columns*. Chemical Engineering Science 28.5 (1973), S. 1225–1229. DOI: 10.1016/0009-2509(73)85032-8.

BRINKMANN ET AL. 2021

BRINKMANN, J. H.; PLATE, D.; MERKEL, A.; SEITHÜMMER, V. B.; BIESSEY, P.; GRÜNEWALD, M.: *Application of a wire-mesh sensor for the experimental characterization of liquid distribution in packed columns*. Chemical Engineering Science 242 (2021), S. 116721. DOI: 10.1016/j.ces.2021.116721.

CAI ET AL. 2003

CAI, T. J.; CHEN, G. X.; FITZ, C. W.; KUNESH, J. G.: *Effect of Bed Length and Vapour Maldistribution on Structured Packing Performance*. Chemical Engineering Research and Design 81.1 (2003), S. 85–93. DOI: 10.1205/026387603321158230.

CHANGEZ & SAWISTOWSKI 1963

CHANGEZ, N. D.; SAWISTOWSKI, H.: *Effect of Maldistribution on the Performance of Packed Columns*. The Industrial Chemist (1963), S. 181–185.

CIHLA & SCHMIDT 1957

CIHLA, Z.; SCHMIDT, O.: *A Study of the Flow of Liquid when Freely Trickling over the Packing in a Cylindrical Tower*. Collection of Czechoslovak Chemical Communications 22 (1957), S. 896–907.

CRINE & MARCHOT 1983

CRINE, M.; MARCHOT, P.: *Cocurrent downward gas-liquid flow in granular packed beds. Part I. Description of liquid flow structures*. International Chemical Engineering 23.4 (1983), S. 663–671.

CRINE & MARCHOT 1984

CRINE, M.; MARCHOT, P.: *Cocurrent downward gas-liquid flow in packed beds. Part II. Stochastic model of liquid flow*. International Chemical Engineering 24.1 (1984), S. 53–59.

DA SILVA ET AL. 2007

DA SILVA, M. J.; SCHLEICHER, E.; HAMPEL, U.: *Capacitance wire-mesh sensor for fast measurement of phase fraction distributions*. Measurement Science and Technology 18.7 (2007), S. 2245–2251. DOI: 10.1088/0957-0233/18/7/059.

DANG-VU ET AL. 2006

DANG-VU, T.; DOAN, H. D.; LOHI, A.: *Local Mass Transfer in a Packed Bed: Experiments and Model*. Industrial & Engineering Chemistry Research 45.3 (2006), S. 1097–1104. DOI: 10.1021/ie0505312.

DIN 1952 1982

DIN 1952: *Durchflußmessung mit Blenden, Düsen und Venturirohren in voll durchströmten Rohren mit Kreisquerschnitt (VDI-Durchflußmeßregeln)*. Deutsche Norm DIN 1952:1982-07. Juli 1982.

DUTKAI & RUCKENSTEIN 1968

DUTKAI, E.; RUCKENSTEIN, E.: *Liquid distribution in packed columns*. Chemical Engineering Science 23.11 (1968), S. 1365–1373. DOI: 10.1016/0009-2509(68)89046-3.

DUTKAI & RUCKENSTEIN 1970

DUTKAI, E.; RUCKENSTEIN, E.: *New experiments concerning the distribution of a liquid in a packed column*. Chemical Engineering Science 25.3 (1970), S. 483–488. DOI: 10.1016/0009-2509(70)80046-X.

DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2007

DZHONOVA-ATANASOVA, D.; KOLEV, N.; NAKOV, S.: *Determination of Liquid Radial Spreading Coefficients of Some Highly Effective Packings*. Chemical Engineering & Technology 30.2 (2007), S. 202–207. DOI: 10.1002/ceat.200600327.

DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2014

DZHONOVA-ATANASOVA, D.; PETROVA, T.; DARAKCHIEV, S.; PANAYOTOVA, P.; NAKOV, S.; POPOV, R.; SEMKOV, K.: *Measurement of liquid distribution in random Raschig Super-Ring packing*. Scientific works of University of Food Technologies 61 (2014), S. 644–647.

DZHONOVA-ATANASOVA ET AL. 2018

DZHONOVA-ATANASOVA, D. B.; PETROVA, T. S.; SEMKOV, K. A.; DARAKCHIEV, S. R.; STEFANOVA, K. V.; NAKOV, T. S.; POPOV, R. G.: *Experimental investigation of liquid distribution in open-structure random packings as a basis for model refinement*. Chemical Engineering Transactions 70 (2018), S. 2077–2082. DOI: 10.3303/CET1870347.

ENGEL ET AL. 2001

ENGEL, V.; STICHLMEIR, J.; GEIPEL, W.: *Fluid Dynamics of Packings for Gas-Liquid Contactors*. Chemical Engineering & Technology 24.5 (2001), S. 459–462. DOI: 10.1002/1521-4125(200105)24:5%3C459::AID-CEAT459%3E3.0.CO;2-D.

ENGEL 1999

ENGEL, V.: *Fluiddynamik in Packungskolonnen für Gas-Flüssig-Systeme*. Düsseldorf: VDI Verlag, 1999. ISBN: 3183605031.

ENGEL 2000

ENGEL, V.: *Fluiddynamik in Füllkörper- und Packungskolonnen für Gas/Flüssig-Systeme*. Chemie Ingenieur Technik 72.7 (2000), S. 700–703. DOI: 10.1002/1522-2640(200007)72:7%3C700::AID-CITE700%3E3.0.CO;2-R.

ERENS & REUTER 2019

ERENS, P. J.; REUTER, H. C.: *N₄ Kühltürme. VDI-Wärmeatlas*. Hrsg. von P. STEPHAN; S. KABELAC; M. KIND; D. MEWES; K. SCHABER; T. WETZEL. Springer Vieweg, Berlin, Heidelberg, 2019. Kap. N4, S. 1937–1958. ISBN: 978-3-662-52989-8. DOI: 10.1007/978-3-662-52989-8_111.

ERGUN 1952

ERGUN, S.: *Fluid flow through packed columns*. Chemical Engineering Progress 48.2 (1952), S. 89–94.

FLATT 1966

FLATT, P.: *Einfluss der Ungleichverteilung und der radialen Diffusion auf die Trennwirkung von Füllkörperkolonnen*. Chemie Ingenieur Technik 38.3 (1966), S. 254–259. DOI: 10.1002/cite.330380314.

FRAZIER 2018

FRAZIER, P. I.: *Bayesian Optimization. Recent Advances in Optimization and Modeling of Contemporary Problems*. INFORMS, 2018, S. 255–278. DOI: 10.1287/educ.2018.0188.

GOSTICK ET AL. 2003

GOSTICK, J.; DOAN, H. D.; LOHI, A.; PRITZKER, M. D.: *Investigation of Local Mass Transfer in a Packed Bed of Pall Rings Using a Limiting Current Technique*. Industrial & Engineering Chemistry Research 42.15 (2003), S. 3626–3634. DOI: 10.1021/ie020881d.

GRÜNEWALD ET AL. 2018

GRÜNEWALD, M.; BRINKMANN, J.; HAPKE, M.; VAN HOLT, F.: *Improved and innovative methods for the characterization of random and structured packings*. Chemical Engineering Transactions 69 (2018), S. 103–108. DOI: 10.3303/CET1869018.

GRÜNEWALD ET AL. 2011

GRÜNEWALD, M.; ZHENG, G.; KOPATSCHEK, M.: *Auslegung von Absorptionskolonnen - Neue Problemstellungen für eine altbekannte Aufgabe*. Chemie Ingenieur Technik 83.7 (2011), S. 1026–1035. DOI: 10.1002/cite.201100041.

HAMPEL ET AL. 2020

HAMPEL, U.; SCHUBERT, M.; DÖSS, A.; SOHR, J.; VISHWAKARMA, V.; REPKE, J.-U.; GERKE, S. J.; LEUNER, H.; RÄDLE, M.; KAPOUSTINA, V.; SCHMITT, L.; GRÜNEWALD, M.; BRINKMANN, J. H.; PLATE, D.; KENIG, E. Y.; LUTTERS, N.; BOLENZ, L.; BUCKMANN, F.; TOYE, D.; ARLT, W.; LINDER, T.; HOFFMANN, R.; KLEIN, H.; REHFELDT, S.; WINKLER, T.; BART, H.-J.; WIRZ, D.; SCHULZ, J.; SCHOLL, S.; AUGUSTIN, W.; JASCH, K.; SCHLÜTER, F.; SCHWERDTFEGER, N.; JAHNKE, S.; JUPKE, A.; KABATNIK, C.; BRAEUER, A. S.; D'AURIA, M.; RUNOWSKI, T.; CASAL, M. F.; BECKER, K.; DAVID, A.-L.; GÓRAK, A.; SKIBOROWSKI, M.; GROSS, K.; QAMMAR, H.: *Recent Advances in Experimental Techniques for Flow and Mass Transfer Analyses in Thermal Separation Systems*. Chemie Ingenieur Technik 92.7 (2020), S. 926–948. DOI: 10.1002/cite.202000076.

HANUSCH ET AL. 2018a

HANUSCH, F.; REHFELDT, S.; KLEIN, H.: *Liquid Maldistribution in Random-Packed Columns: Experimental Investigation of Influencing Factors*. Chemical Engineering & Technology 41.11 (2018), S. 2241–2249. DOI: 10.1002/ceat.201800467.

HANUSCH ET AL. 2018b

HANUSCH, F.; ENGEL, V.; KENDER, R.; REHFELDT, S.; KLEIN, H.: *Development and application of the TUM-WelChem cell modell for prediction of liquid distribution in random packed columns*. Chemical Engineering Transactions 69 (2018), S. 739–744. ISSN: 2283-9216. DOI: 10.3303/CET1869124.

HANUSCH ET AL. 2019a

HANUSCH, F.; KENDER, R.; ENGEL, V.; REHFELDT, S.; KLEIN, H.: *TUM-WelChem cell model for the prediction of liquid distribution in random packed columns*. AIChE Journal 65.8 (2019), e16598. DOI: 10.1002/aic.16598.

HANUSCH ET AL. 2019b

HANUSCH, F.; KÜNZLER, M.; RENNER, M.; REHFELDT, S.; KLEIN, H.: *Liquid distributor design for random packed columns*. Chemical Engineering Research and Design 147 (2019), S. 689–698. DOI: 10.1016/j.cherd.2019.05.035.

HANUSCH ET AL. 2017

HANUSCH, F.; REHFELDT, S.; KLEIN, H.: *Flüssigkeitsmaldistribution in Füllkörper-schüttungen: Experimentelle Untersuchung der Einflussparameter*. Chemie Ingenieur Technik 89.11 (2017), S. 1550–1560. DOI: 10.1002/cite.201700015.

HIGLER ET AL. 1999

HIGLER, A.; KRISHNA, R.; TAYLOR, R.: *Nonequilibrium Cell Model for Packed Distillation Columns – The Influence of Maldistribution*. Industrial & Engineering Chemistry Research 38.10 (Aug. 1999), S. 3988–3999. DOI: 10.1021/ie9902611.

HOECK ET AL. 1986

HOECK, P. J.; WESSELINGH, J. A.; ZUIDERWEG, F. J.: *Small Scale and Large Scale Liquid Maldistribution in Packed Columns*. Chemical Engineering Research and Design 64 (1986), S. 431–449.

HOFFMANN & KÖGL 2017

HOFFMANN, R.; KÖGL, T.: *An ATEX-proof gamma tomography setup for measuring liquid distribution in process equipment*. Flow Measurement and Instrumentation 53 (2017), S. 147–153. DOI: 10.1016/j.flowmeasinst.2016.05.009.

HUBER & HILTBRUNNER 1966

HUBER, M.; HILTBRUNNER, R.: *Füllkörperrektifizierkolonnen mit Maldistribution*. Chemical Engineering Science 21.9 (1966), S. 819–832. DOI: 10.1016/0009-2509(66)87010-0.

HURTER 1893

HURTER, F.: *Coke-Towers and Similar Apparatus*. The Journal of the Society of Chemical Industry 12.3 (1893), S. 227–232.

JANZEN ET AL. 2013

JANZEN, A.; STEUBE, J.; AFERKA, S.; KENIG, E. Y.; CRINE, M.; MARCHOT, P.; TOYE, D.: *Investigation of liquid flow morphology inside a structured packing using X-ray tomography*. Chemical Engineering Science 102 (2013), S. 451–460. DOI: 10.1016/j.ces.2013.08.035.

JIANG ET AL. 2000

JIANG, Y.; KHADILKAR, M. R.; AL-DAHMAN, M. H.; DUDUKOVIC, M. P.: *Single phase flow modeling in packed beds: discrete cell approach revisited*. Chemical Engineering Science 55.10 (2000), S. 1829–1844. DOI: 10.1016/S0009-2509(99)00453-4.

JOHNSON 1987

JOHNSON, I. D.: *Method and apparatus for measuring water in crude oil*. United States Patent and Trademark Office 4,644,263. Feb. 1987.

KAMATH ET AL. 2010

KAMATH, R. S.; BIEGLER, L. T.; GROSSMANN, I. E.: *An equation-oriented approach for handling thermodynamics based on cubic equation of state in process optimization*. Computers & Chemical Engineering 34.12 (2010), S. 2085–2096. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2010.07.028.

KAMMERMAIER 2008

KAMMERMAIER, F.: *Neuartige Einbauten zur Unterdrückung der Maldistribution in Packungskolonnen*. Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3, Nr. 892. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2008.

KIRSCHBAUM 1931

KIRSCHBAUM, E.: *Neue Fragen und Erkenntnisse aus der Rektifikationstechnik*. Zeitschrift des Vereines deutscher Ingenieure 75.39 (1931), S. 1212–1216.

KISTER ET AL. 2008

KISTER, H. Z.; MATHIAS, P. M.; STEINMEYER, D. E.; PENNEY, W. R.; CROCKER, B. B.; FAIR, J. R.: *Equipment for Distillation, Gas Absorption, Phase Dispersion, and Phase Separation*. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. New York: McGraw-Hill, 2008. Kap. 14. ISBN: 0-07-154221-3.

KLOPPERS & KRÖGER 2005

KLOPPERS, J. C.; KRÖGER, D. G.: *The Lewis factor and its influence on the performance prediction of wet-cooling towers*. International journal of thermal sciences 44.9 (2005), S. 879–884.

KOLÁŘ & STANĚK 1965

KOLÁŘ, V.; STANĚK, V.: *Distribution of a Liquid over a Random Packing*. Collection of Czechoslovak Chemical Communications 30 (1965), S. 1054–1059.

KOURI & SOHLO 1996

KOURI, R. J.; SOHLO, J.: *Liquid and gas flow patterns in random packings*. The Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal 61.2 (1996), S. 95–105. DOI: 10.1016/0923-0467(95)03032-8.

KRETZSCHMAR & WAGNER 2019

KRETZSCHMAR, H.-J.; WAGNER, W.: *D2.1 Thermophysikalische Stoffwerte von Wasser*. VDI-Wärmeatlas. Hrsg. von P. STEPHAN; S. KABELAC; M. KIND; D. MEWES; K. SCHABER; T. WETZEL. Springer Vieweg, Berlin, Heidelberg, 2019. Kap. D2.1, S. 201–218. ISBN: 978-3-662-52989-8. DOI: 10.1007/978-3-662-52989-8_12.

LANGENSCHIEDT 2001

LANGENSCHIEDT: *Großes Schulwörterbuch Lateinisch – Deutsch*. Berlin und München: Langenscheidt KG, 2001. ISBN: 978-3-468-07204-8.

LIU ET AL. 2009

LIU, G. B.; YU, K. T.; YUAN, X. G.; LIU, C. J.: *A numerical method for predicting the performance of a randomly packed distillation column*. International Journal of Heat and Mass Transfer 52.23-24 (Nov. 2009), S. 5330–5338. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2009.06.038.

MAHR & MEWES 2007

MAHR, B.; MEWES, D.: *CFD Modelling and Calculation of Dynamic Two-Phase Flow in Columns Equipped with Structured Packing*. Chemical Engineering Research and Design 85.8 (2007), S. 1112–1122. DOI: 10.1205/cherd06117.

MAHR & MEWES 2008

MAHR, B.; MEWES, D.: *Two-phase flow in structured packings: Modeling and calculation on a macroscopic scale*. AIChE Journal 54.3 (2008), S. 614–626. DOI: 10.1002/aic.11400.

MALONEY 2008

MALONEY, J. O.: *Conversion Factors and Mathematical Symbols*. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Hrsg. von D. W. GREEN; R. H. PERRY. New York: McGraw-Hill, 2008. Kap. 1. ISBN: 0-07-154208-6.

MARCHOT ET AL. 2001

MARCHOT, P.; TOYE, D.; PELSSER, A.-M.; CRINE, M.; L'HOMME, G.; OLUJIC, Z.: *Liquid Distribution Images on Structured Packing by X-Ray Computed Tomography*. AIChE Journal 47.6 (2001), S. 1471–1476. DOI: 10.1002/aic.690470622.

MERSMANN ET AL. 2005

MERSMANN, A.; KIND, M.; STICHLMAIR, J.: *Thermische Verfahrenstechnik: Grundlagen und Methoden*. Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag, 2005.

MULLIN 1957

MULLIN, J. W.: *The effect of maldistribution on the performance of packed columns*. The Industrial Chemist 33 (1957), S. 408–417.

ONDA ET AL. 1973

ONDA, K.; TAKEUCHI, H.; MAEDA, Y.; TAKEUCHI, N.: *Liquid distribution in a packed column*. Chemical Engineering Science 28.9 (1973), S. 1677–1683. DOI: 10.1016/0009-2509(73)80021-1.

OSBORNE 1969

OSBORNE, M. R.: *On shooting methods for boundary value problems*. Journal of mathematical analysis and applications 27.2 (1969), S. 417–433.

PELIKAN ET AL. 1999

PELIKAN, M.; GOLDBERG, D. E.; CANTÚ-PAZ, E.: *BOA: The Bayesian Optimization Algorithm*. GECCO'99: Proceedings of the 1st Annual Conference on Genetic and Evolutionary Computation. 1. Orlando, Florida: Morgan Kaufmann Publishers Inc., 1999, S. 525–532. ISBN: 1558606114.

PETROVA ET AL. 2018

PETROVA, T. S.; SEMKOV, K. A.; DZHONOVA-ATANASOVA, D. B.: *Modeling of liquid distribution in a packed column with open-structure random packings*. Chemical Engineering Transactions 70 (2018), S. 1051–1056. DOI: 10.3303/CET1870176.

POLIFKE & KOPITZ 2009

POLIFKE, W.; KOPITZ, J.: *Wärmeübertragung: Grundlagen, analytische und numerische Methoden*. München: Pearson Education Deutschland GmbH, 2009. ISBN: 978-3-8273-7349-6.

POPPE 1972

POPPE, M.: *Wärme- und Stoffübergang bei der Verdunstungskühlung im Gegen- und Kreuzstrom*. Dissertation. Technische Universität Hannover, 1972.

PORTER 1968

PORTER, K. E.: *Liquid flow in packed columns - Part I: The rivulet model*. Transactions of the Institution of Chemical Engineers 46 (1968), T69–T73.

PORTER ET AL. 1968

PORTER, K. E.; BARNETT, V. D.; TEMPLEMAN, J. J.: *Liquid flow in packed columns - Part II: The spread of liquid over random packings*. Transactions of the Institution of Chemical Engineers 46 (1968), T74–T85.

PORTER & JONES 1963

PORTER, K.; JONES, M.: *A theoretical prediction of liquid distribution in a packed column with wall effect*. Transactions of the Institution of Chemical Engineers 41 (1963), S. 240–247.

POTTHOFF 1992

POTTHOFF, R.: *Maldistribution in Füllkörperkolonnen*. Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3, Nr. 294. Düsseldorf: VDI Verlag, 1992.

POTTHOFF & STICHLMAIR 1991

POTTHOFF, R.; STICHLMAIR, J.: *Maldistribution in Packungskolonnen*. Chemie Ingenieur Technik 63.1 (1991), S. 72–73. DOI: 10.1002/cite.330630118.

PRASSER ET AL. 1998

PRASSER, H.-M.; BÖTTGER, A.; ZSCHAU, J.: *A new electrode-mesh tomograph for gas–liquid flows*. Flow Measurement and Instrumentation 9.2 (1998), S. 111–119. DOI: 10.1016/S0955-5986(98)00015-6.

RVT PROCESS EQUIPMENT GMBH 2015

RVT PROCESS EQUIPMENT GMBH: *Füllkörper für den Stoff- und Wärmeübergang: Für höchste Ansprüche der Chemie, Petrochemie und Umwelttechnik*. Deutsch. Broschüre. Abgerufen am 27. Juli 2022. 2015. URL: https://www.rvtpe.com/fileadmin/documents/print_and_publications/RVT_Fuellkoerper_170824.pdf.

SATTLER 2001

SATTLER, K.: *Thermische Trennverfahren: Grundlagen, Auslegung, Apparate*. Wiley-VCH GmbH, Juli 2001. ISBN: 3-527-30243-3.

SCHMIT ET AL. 2001

SCHMIT, C. E.; CARTMEL, D. B.; ELDRIDGE, R. B.: *The experimental application of X-ray tomography to a vapor–liquid contactor*. Chemical Engineering Science 56.11 (2001), S. 3431–3441. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00036-7.

SCHNEIDER & STICHLMAIR 2003

SCHNEIDER, O.; STICHLMAIR, J.: *Functionality of a Novel Double-Effective Packing Element*. Chemical Engineering Research and Design 81.1 (2003), S. 74–78. DOI: 10.1205/026387603321158212.

SCHNEIDER 2004

SCHNEIDER, O.: *Maldistribution in Packungskolonnen - Ausmaß, Auswirkungen und Gegenmaßnahmen*. Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3, Nr. 823. Düsseldorf: VDI Verlag, 2004.

SCHUBERT ET AL. 2011

SCHUBERT, M.; BIEBERLE, A.; BARTHEL, F.; BODEN, S.; HAMPEL, U.: *Advanced Tomographic Techniques for Flow Imaging in Columns with Flow Distribution Packings*. Chemie Ingenieur Technik 83.7 (2011), S. 979–991. DOI: 10.1002/cite.201100022.

SCHUG & ARLT 2016

SCHUG, S.; ARLT, W.: *Imaging of Fluid Dynamics in a Structured Packing Using X-ray Computed Tomography*. Chemical Engineering & Technology 39.8 (2016), S. 1561–1569. DOI: 10.1002/ceat.201600278.

SCHUG & ARLT 2017

SCHUG, S.; ARLT, W.: *Hochaufgelöste computertomographische Messungen der Fluidodynamik in Füllkörperschüttungen*. Chemie Ingenieur Technik 89.7 (2017), S. 949–955. DOI: 10.1002/cite.201600110.

SCHULZE 2015

SCHULZE, T.: *Gleichungsorientierte Modellierung der Wärme- und Stoffübertragungsprozesse in Verdunstungskühltürmen*. Diss. Technische Universität Dresden, 2015.

SCHWARZE 2013

SCHWARZE, R.: *CFD-Modellierung*. Springer Berlin Heidelberg, 2013. ISBN: 978-3-642-24378-3. DOI: 10.1007/978-3-642-24378-3.

SHAMPINE & REICHELT 1997

SHAMPINE, L. F.; REICHELT, M. W.: *The MATLAB ODE Suite*. SIAM Journal on Scientific Computing 18.1 (1997), S. 1–22. DOI: 10.1137/s1064827594276424.

SOHR ET AL. 2019

SOHR, J.; BIEBERLE, M.; GEORGE, G. R.; FLECHSIG, S.; KENIG, E. Y.; SCHUBERT, M.; HAMPEL, U.: *Comparative assessment of different image processing methods to determine the gas–liquid interfacial area in froth regimes of sandwich packings from ultrafast X-ray tomography image data*. Chemical Engineering Research and Design 147 (2019), S. 676–688. DOI: 10.1016/j.cherd.2019.05.039.

SONG ET AL. 1998

SONG, M.; YIN, F. H.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T.: *A three-dimensional model for simulating the maldistribution of liquid flow in random packed beds*. The Canadian Journal of Chemical Engineering 76.2 (Apr. 1998), S. 161–166. DOI: 10.1002/cjce.5450760201.

SPAN 2019

SPAN, R.: *D2.2 Thermophysikalische Stoffwerte von trockener Luft*. VDI-Wärmeatlas. Hrsg. von P. STEPHAN; S. KABELAC; M. KIND; D. MEWES; K. SCHABER; T. WETZEL. Springer Vieweg, Berlin, Heidelberg, 2019. Kap. D2.2, S. 219–237. ISBN: 978-3-662-52989-8. DOI: 10.1007/978-3-662-52989-8_13.

STEMMER 1985

STEMMER, A.: *Untersuchungen zur Trennleistung von Füllkörperkolonnen unter besonderer Berücksichtigung der Maldistribution*. Dissertation. Universität Gesamthochschule Essen, 1985.

STEPHAN ET AL. 2019

STEPHAN, P.; KABELAC, S.; KIND, M.; MEWES, D.; SCHABER, K.; WETZEL, T.: *VDI-Wärmeatlas*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2019. ISBN: 978-3-662-52988-1. DOI: 10.1007/978-3-662-52989-8.

STICHLMAIR ET AL. 1989

STICHLMAIR, J.; BRAVO, J. L.; FAIR, J. R.: *General model for prediction of pressure drop and capacity of countercurrent gas/liquid packed columns*. Gas Separation & Purification 3.1 (1989), S. 19–28. DOI: 10.1016/0950-4214(89)80016-7.

STICHLMAIR & STEMMER 1987

STICHLMAIR, J.; STEMMER, A.: *Influence of maldistribution on mass transfer in packed columns*. Institution of Chemical Engineers Symposium Series. 104. 1987, B213–B224.

STICHLMAIR 1971

STICHLMAIR, J.: *Untersuchungen zum stationären und dynamischen Verhalten einer adiabatisch betriebenen Absorptionskolonne*. Dissertation. Technische Universität München, 1971.

STICHLMAIR 2003

STICHLMAIR, J.: *Einbauten für Packungskolonnen*. Deutsches Patent- und Markenamt DE 102 03 819 C2. Apr. 2003. URL: <https://register.dpma.de/DPMAREGISTER/pat/register?AKZ=102038198>.

STICHLMAIR ET AL. 2021

STICHLMAIR, J.; KLEIN, H.; REHFELDT, S.: *Distillation: Principles and Practice*. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2021. 684 S. ISBN: 978-1-119-41466-7.

STICHLMAIR & ULBRICH 1985

STICHLMAIR, J.; ULBRICH, S.: *Einfluß der Maldistribution auf die Trennwirkung großer Kolonnenböden*. Chemie Ingenieur Technik 57.5 (1985), S. 468–470. DOI: 10.1002/cite.330570519.

STIKKELMAN 1989

STIKKELMAN, R. M.: *Gas and liquid maldistributions in packed columns*. Dissertation. Delft University of Technology, 1989.

SUN ET AL. 2000

SUN, C. G.; YIN, F. H.; AFACAN, A.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T.: *Modelling and Simulation of Flow Maldistribution in Random Packed Columns with Gas-Liquid Countercurrent Flow*. Chemical Engineering Research and Design 78.3 (Apr. 2000), S. 378–388. DOI: 10.1205/026387600527275.

SUN ET AL. 2005

SUN, Z. M.; LIU, B. T.; YUAN, X. G.; LIU, C. J.; YU, K. T.: *New Turbulent Model for Computational Mass Transfer and Its Application to a Commercial-Scale Distillation Column*. Industrial & Engineering Chemistry Research 44.12 (Mai 2005), S. 4427–4434. DOI: 10.1021/ie049382y.

THORMANN 1928

THORMANN, K.: *Destillieren und Rektifizieren*. Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 1928. ISBN: 978-3-662-29122-1.

TOUR & LERMAN 1939a

TOUR, R. S.; LERMAN, F.: *An Improved Device to Demonstrate the Laws of Frequency Distribution*. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers 35 (1939), S. 709–718.

TOUR & LERMAN 1939b

TOUR, R. S.; LERMAN, F.: *The Unconfined Distribution of Liquid in Tower Packing*. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers 35 (1939), S. 719–742.

TOUR & LERMAN 1944

TOUR, R. S.; LERMAN, F.: *Area Source Liquid Distribution Through Unconfined Tower Packing*. Transactions of the American Institute of Chemical Engineers 44 (1944), S. 79–103.

TOYE ET AL. 2005

TOYE, D.; CRINE, M.; MARCHOT, P.: *Imaging of liquid distribution in reactive distillation packings with a new high-energy x-ray tomograph*. Measurement Science and Technology 16.11 (2005), S. 2213–2220. DOI: 10.1088/0957-0233/16/11/012.

TOYE ET AL. 1996

TOYE, D.; MARCHOT, P.; CRINE, M.; L'HOMME, G.: *Modelling of multiphase flow in packed beds by computer-assisted x-ray tomography*. Measurement Science and Technology 7.3 (1996), S. 436–443. DOI: 10.1088/0957-0233/7/3/027.

VAN HOLT ET AL. 2018

VAN HOLT, F.; BRINKMANN, J.; GRÜNEWALD, M.: *Experimental and theoretical studies on local liquid phase distribution in packed columns*. Chemical Engineering Transactions 69 (2018), S. 391–396. DOI: 10.3303/CET1869066.

VAN HOLT & GRÜNEWALD 2019

VAN HOLT, F.; GRÜNEWALD, M.: *Untersuchung der Phasendistribution in gepackten Kolonnen und Validierung eines Zellenmodells*. Chemie Ingenieur Technik 91.4 (2019), S. 435–443. DOI: 10.1002/cite.201800074.

VAN HOLT ET AL. 2019

VAN HOLT, F.; HAPKE, M.; GRÜNEWALD, M.: *Entwicklung eines Modellansatzes zur Abbildung der Phasendistribution in gepackten Kolonnen*. Chemie Ingenieur Technik 91.1–2 (2019), S. 102–109. DOI: 10.1002/cite.201800018.

- VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN 2020
VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN: *VDI-Richtlinie 2761 Blatt 2: Thermische Trennverfahren in der Verfahrenstechnik - Messung und Auswertung von Fluidodynamik und Stofftransport in gepackten Kolonnen - Absorption und Desorption. VDI-Handbuch Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen - Band 5: Spezielle Verfahrenstechniken.* 2020.
- WANG ET AL. 2001
WANG, Z.; AFACAN, A.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T.: *Porosity distribution in random packed columns by gamma ray tomography.* Chemical Engineering and Processing: Process Intensification 40.3 (2001), S. 209–219. DOI: 10.1016/S0255-2701(00)00108-2.
- WEIMANN 1933
WEIMANN, M.: *Untersuchungen über die Rektifikation in Füllkörpersäulen.* Die chemische Fabrik 6.40 (1933), S. 411–413.
- WEN ET AL. 2001
WEN, X.; SHU, Y.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T.: *Predicting liquid flow profile in randomly packed beds from computer simulation.* AIChE Journal 47.8 (2001), S. 1770–1779. DOI: 10.1002/aic.690470809.
- WILD & ENGEL 2007
WILD, A.; ENGEL, V.: *Ein neuartiges Zellenmodell zur Maldistributions- und Verteilgütembestimmung.* ProcessNet-Fachausschuss Fluidverfahrenstechnik. Karlsruhe, 2007.
- WINKLER ET AL. 2022a
WINKLER, T.; KLEIN, H.; REHFELDT, S.: *Experimental investigation of liquid maldistribution in random packed columns using temperature measurements.* Chemical Engineering Science 249 (2022), 117350. DOI: 10.1016/j.ces.2021.117350.
- WINKLER ET AL. 2022b
WINKLER, T.; KLEIN, H.; REHFELDT, S.: *Investigation of liquid maldistribution in a random packed column operated as a cooling tower.* The 12th international conference on Distillation & Absorption. Toulouse, 2022.
- WINKLER ET AL. 2022c
WINKLER, T.; STOPS, L.; SIEBE, D.; KENDER, R.; KLEIN, H.; REHFELDT, S.: *Simulation of heat and mass transfer in a random packed column operated as a cooling tower using the TUM-WelChem cell model.* Chemical Engineering Research and Design 186 (2022), S. 184–197. DOI: 10.1016/j.cherd.2022.07.047.
- WINKLER ET AL. 2020
WINKLER, T.; WASENSTEINER, J.; KENDER, R.; KLEIN, H.; REHFELDT, S.: *Vergleich von Berechnungsmethoden des TUM-WelChem-Zellenmodells für die Querverteilung in Füllkörperschüttungen.* Chemie Ingenieur Technik 92.11 (2020), S. 1821–1829. DOI: 10.1002/cite.202000033.

YIN ET AL. 2000a

YIN, F. H.; SUN, C. G.; AFACAN, A.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T.: *CFD Modeling of Mass-Transfer Processes in Randomly Packed Distillation Columns*. Industrial & Engineering Chemistry Research 39.5 (März 2000), S. 1369–1380. DOI: 10.1021/ie990539+.

YIN ET AL. 2002

YIN, F.; AFACAN, A.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T.: *Liquid holdup distribution in packed columns: gamma ray tomography and CFD simulation*. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification 41.5 (2002), S. 473–483. DOI: 10.1016/S0255-2701(01)00167-2.

YIN ET AL. 2000b

YIN, F.; WANG, Z.; AFACAN, A.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T.: *Experimental studies of liquid flow maldistribution in a random packed column*. The Canadian Journal of Chemical Engineering 78.3 (2000), S. 449–457. DOI: 10.1002/cjce.5450780303.

ZUIDERWEG ET AL. 1993

ZUIDERWEG, F. J.; KUNESH, J. G.; KING, D. W.: *A model for the calculation of the effect of maldistribution on the efficiency of a packed column*. Chemical Engineering Research and Design 71.A1 (1993), S. 38–44.