

Schlussbericht Juni 2004

Ermittlung der Rolle von nicht-mischbaren Ölen bei der Direktverdampfung von Ammoniak

ausgearbeitet durch
P. Aecherli und Prof. Dr. T. Boyman
FHZ / HTA Luzern
Institut für Produktentwicklung
Technikumstrasse 21, CH-6048 Horw
tboyman@hta.fhz.ch
Arbeitsgemeinschaft HTA Luzern, W. Wettstein AG

Diese Arbeit ist im Auftrag des Bundesamtes für Energie entstanden. Für den Inhalt und die Schlussfolgerungen sind ausschliesslich die Autoren dieses Berichts verantwortlich.

Zusammenfassung

Ziel der Arbeit

Die Direktexpansionsverdampfung (Strömungssieden) ermöglicht eine starke Reduktion der Kältemittelfüllung in den Kälte- und Wärmepumpen-Anlagen. In den mit Ammoniak betriebenen Anlagen, in welchen die Schmierung des Verdichters mit nicht-mischbaren Ölen erfolgt, stellt man eine wesentliche Verschlechterung des Wärmeübergangskoeffizienten des in einer Rohrleitung verdampfenden Ammoniaks fest. Die Anwesenheit von nicht-mischbarem Öl verändert die Verdampfungsbedingungen infolge der Bildung einer wärmeübergangshemmenden Schicht.

Im vorliegenden Forschungsprojekt wurde die Verschlechterung des Wärmeübergangskoeffizienten des verdampfenden Ammoniaks in Abhängigkeit von der Massenstromdichte und von der Ölkonzentration unter praxisrelevanten Bedingungen experimentell untersucht. Die Messungen wurden an der leicht angepassten Versuchsanlage der HTA Luzern unter Verwendung des synthetischen, mit Ammoniak nicht-mischbaren Öles Mobil Gargoyle Arctic SHC 326 durchgeführt. Der Verdampfer der Versuchsanlage besteht aus zwei identischen Registern (zwei Rohrschlangen mit glatten Rohren mit einem Innendurchmesser von 14mm), welche je nach gewünschter Massenstromdichte parallel oder in Serie geschaltet werden können. Mehrere Glasbausteine erlauben die Beobachtung der Strömungsform in verschiedenen Phasen der Verdampfung.

Versuchsbedingungen, Lösungsweg

Die Versuche wurden bei Verdampfungstemperaturen (Sättigungstemperatur am Eintritt des Verdampfers) von -10°C bis $+10^{\circ}\text{C}$ mit Massenstromdichten von $G=40$ bis $170\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ und mit Wärmestromdichten von $\dot{q}=10$ bis $50\text{kW}/\text{m}^2$ durchgeführt. Die Verdampferleistung wurde durch die Kühlung einer Sole (Wasser-Glykol-Gemisch) zugeführt. Aus den sole- und ammoniakseitig erfassten Durchfluss- und Temperaturmessungen wurden die Wärmeübergangskoeffizienten abschnittsweise ermittelt. Die Messungen erfolgten in mehreren Etappen ohne und mit Öleinspritzung, mit Ölgehalten von ca. 0.1% bis 3.5% (Massenanteil).

Hauptergebnisse mit Genauigkeitsangaben

Die Ergebnisse der Messungen sind im Kapitel 7 wiedergegeben. Ohne Öleinspritzung wurden gemittelte Wärmeübergangskoeffizienten von $\alpha_{\text{NH}_3}=1'500\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ [bei $G=50\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$] bis $10'000\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ [bei $G=170\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$] gemessen. Diese α_{NH_3} -Werte sind die über die ganze Verdampfungsstrecke (von ca. 15% Dampfgehalt am Verdampfereintritt bis zum Erreichen des Dry-outs mit ca. 90% Dampfgehalt) gemittelte Werte.

Der Einfluss der Ölkonzentration auf die Verschlechterung des Wärmeüberganges ist in Abb. 7.2 zusammengefasst. Ausgehend von den Messungen ohne Öleinspritzung der vorliegenden Studie zeigt sich bei einem Ölgehalt von 0.1% bereits eine Verschlechterung von α_{NH_3} von ca. 30%, bei Massenstromdichten grösser als $100\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$. Bei 0.2% Ölgehalt wurden α_{NH_3} -Werte ermittelt, die knapp die Hälfte derjenigen ohne Öleinspritzung betragen. α_{NH_3} -Werte bei 1% Ölgehalt und mehr betragen knapp ein Drittel derjenigen ohne Öleinspritzung. Die Verschlechterung von α_{NH_3} ist im Falle einer weiteren Erhöhung des Ölgehaltes (d.h. von 1% bis ca. 3.5%) eher gering.

Die Verschlechterung des Wärmeübergangskoeffizienten als Folge der Öleinspritzung ist im zweiten Abschnitt des Verdampfers viel grösser als im ersten Abschnitt. Das ist eine Folge der ringförmigen Strömung im zweiten Verdampferabschnitt, welche die Bildung einer wärmeübergangshemmenden Ölschicht fördert.

Bei Messungen im Seriebetrieb [d.h. mit Massenstromdichten grösser als $90\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$] und ohne Öleinspritzung beträgt die Unsicherheit von α_{NH_3} ca. $\pm 17\%$, und mit sehr kleinen Ölgehalten (ca. 0.1% bis 0.4%) ca. $\pm 10\%$. Bei Messungen im Parallelbetrieb [d.h. bei Massenstromdichten kleiner als $90\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$] ist die Unsicherheit von α_{NH_3} kleiner als $\pm 10\%$.

Bedeutung der vorliegenden Studie

Die Verschlechterung des Wärmeüberganges bei der Direktexpansionsverdampfung von Ammoniak im Beisein von nicht-mischbaren Ölen ist eine bekannte aber noch nicht detailliert untersuchte Erscheinung. Die vorliegende Studie zeigt die quantitative Veränderung für ein häufig eingesetztes Öl. Die Verschlechterung ab sehr geringen Ölkonzentrationen von Öl in Ammoniak ist deutlich quantifiziert.

Weiteres Vorgehen

Die Direktexpansionsverdampfung von Ammoniak wird in den Anlagen für sehr kleine Leistungen und in einigen Spezialfällen angewendet. Die Modellierung der Verdampfung in kleinen Abschnitten war nicht Bestandteil dieser Studie. Eine realitätsnahe Modellierung anhand von vorliegenden Messungen und von den in den Literaturangaben des Teams von J. R. Thome angegebenen lokalen α_{NH_3} -Werten wäre eine wertvolle Vervollständigung dieser Arbeit.

Es kann auch empfohlen werden, das Verhalten des Gemisches Ammoniak-Dimethylether mit den „sogenannten nicht-mischbaren“ Ölen im Rahmen einer zusätzlichen Studie zu untersuchen.

Summary

The direct evaporation of the refrigerant inside the tubes allows an important minimization of the plant refrigerant charge. The present research project summarizes the experimental data on the flow boiling of ammonia inside smooth horizontal tubes and the decrease of the heat transfer coefficient due to the presence of an immiscible oil. The use of ammonia in direct expansion systems is limited due to its immiscibility with the conventional lubricating oils. The immiscible oil forms a layer with a poor conductivity, thus causing a strong reduction of the heat transfer coefficient.

The present work is an experimental contribution to the *direct evaporation of ammonia* with the frequently used *synthetic oil* Mobil Gargoyle Arctic SHC 326 (viscosity grade ISO-VG 68) which is *immiscible with ammonia*. The results of the mean heat transfer coefficient measurements during the flow boiling are summarized with a short description of the visual observations at critical stages of the in-tube boiling.

The tests have been carried out with plain tubes (with 14 mm inner diameter) at evaporation saturation temperatures from -10°C to $+10^{\circ}\text{C}$ for mass fluxes from $G=40$ to $170\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ with heat fluxes from $q_{\text{dot}}=10$ to $50\text{kW}/\text{m}^2$. Experiments run with a frequently used immiscible synthetic oil without any oil injection and then with oil contents from 0.1 to 3.5% (by weight) showed a significant decrease of the flow boiling heat transfer coefficient mainly at high mass fluxes.

The results are presented in Chapter 7. The flow boiling heat transfer coefficient α_{NH_3} (average values for the evaporation from 0.15 vapor content until the inception of dry-out by approx. 0.9 vapor content) ranges for an oil-free operation between $\alpha_{\text{NH}_3}=1'500\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ [with $G=50\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$] to $10'000\text{W}/(\text{m}^2\text{s})$ [with $G=170\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$] depending strongly on the mass flux.

The decrease of α_{NH_3} is shown in Figure 7.2 depending on the oil content. With mass fluxes over $100\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ α_{NH_3} is reduced approx. by 30% even with a very small oil content of 0.1%. The reduction of the α_{NH_3} -values is approx. 50% with oil contents of 0.2%. The α_{NH_3} -values with oil contents of 1% to 3.5% are approx. one third of those without any oil injection.

The decrease of the heat transfer coefficient is more significant in the sector of the evaporator where boiling with annular flow pattern occurs.

Inhaltsverzeichnis

Zusammenfassung	1
1. Einleitung	6
1.1 Bisherige Forschungsarbeiten an der HTA Luzern betreffend der Rolle von Öl bei der Verdampfung von Ammoniak	6
1.2 Zieldefinition des aktuellen Projektes	7
2. Theorie	8
2.1 Strömungsformen der Direktexpansionsverdampfung.....	8
2.1.1 <i>Strömungsformen im waagrechten Rohr</i>	8
2.2 Strömungskarten.....	10
2.2.1 <i>Die Strömungskarte gemäss VDI Wärmeatlas [L 1, Kap. Hbb 4]</i>	10
2.2.2 <i>Die Strömungskarte für Ammoniak gemäss Zürcher [L 23, Kap. 8.4]</i>	12
2.3 Verlauf von lokalen α_{NH_3} -Werten, Dry-out-Zone	13
3. Literaturübersicht	14
4. Die Ammoniak-Kälteanlage der HTA Luzern	17
4.1 Anlagenschema der Gesamtanlage.....	17
4.2 Das Solesystem	19
4.3 Das Ölsystem.....	20
4.4 Der Verdampfer.....	22
4.5 Anlagenanpassungen für aktuelles Projekt	24
5. Messungen	25
5.1 Rahmenbedingungen für die Messungen	25
5.2 Messung ohne Öl.....	25
5.3 Messreihe mit Öl	25
5.4 Ölrückführung	26
5.5 Temperaturverläufe im Verdampfer.....	26
5.5.1 <i>Parallelbetrieb</i>	26
5.5.2 <i>Seriebetrieb</i>	27

6. Auswertemethode	28
6.1 Bilanzierung	28
6.2 Wärmeübergangskoeffizient der Sole α_{Sole}	28
6.3 Wärmeübergangskoeffizient von Ammoniak α_{NH3}	30
6.4 Ölgehaltbestimmung	31
6.5 Unsicherheit bei der Bestimmung von α_{NH3}	32
6.5.1 Wärmeübergangskoeffizient α_{Sole} im Verdampfer	32
6.5.2 Wärmeübergangskoeffizient α_{NH3} im Verdampfer	33
6.6 Unsicherheit bei der Bestimmung vom Ölgehalt im Ammoniak	34
7. Messergebnisse	35
7.1 Gesamtübersicht	35
7.2 Einfluss von Öl in Abhängigkeit von Strömungsformen	38
7.3 Unsicherheit von α_{NH3} infolge fehlerhafter Bestimmung von α_{Sole} (Offset)	39
7.4 Unsicherheit von α_{NH3} infolge Fehlerrechnung gemäss Kapitel 6.5	40
8. Strömungsvisualisierung	41
9. Besondere Beobachtungen	45
9.1 Verdampfungsverläufe mit und ohne Ölrückstände	45
9.2 Darstellung des Spülvorganges	46
10. Bewertung der Ergebnisse, Schlussfolgerungen, weiteres Vorgehen	47
11. Symbolenliste	48
12. Literaturverzeichnis, Quellenangaben	50

Anhang

1. Einleitung

1.1 Bisherige Forschungsarbeiten an der HTA Luzern betreffend der Rolle von Öl bei der Verdampfung von Ammoniak

Die ersten Untersuchungen mit Ammoniak als Kältemittel wurden zwischen 1995 und 1997 an zwei Luft-/ Wasser-Kälte-Anlagen für kleine Leistungen durchgeführt (ca. 15kW Kälteleistung). In diesen Anlagen wurde der Effekt von mischbaren Ölen bei der Direktexpansionsverdampfung von Ammoniak untersucht und das Verhalten von verschiedenen Expansionsventilen ausgetestet [siehe Literaturverzeichnis L 3, L 4].

Die erste Anlage war mit einem luftbeaufschlagten Verdampfer von GEA Küba ausgestattet, bestehend aus drei parallelen Registern mit je 36m Länge. Sie wurde von der Firma W. Wettstein AG als kompakte, mobile Anlage für Testeinsätze bei Kunden konzipiert. Als Verdichter war ein Kolbenverdichter von Bitzer im Einsatz und als Öl wurde Reniso PG68 (synthetisches Öl auf Polyglykol-Basis, mischbar mit Ammoniak, Herstellerfirma: Fuchs Öl) verwendet. Die Ammoniak-Massenstromdichte lag mit 21 bis 35kg/(m²s) sehr tief und die Verteilung von Ammoniak an den drei Registern war nicht optimal.

Um detailliertere Untersuchungen mit mehr Messpunkten und mit visuellen Beobachtungsmöglichkeiten durchführen zu können, wurde im Rahmen eines KTI-Projektes anfangs 1996 eine neue Anlage (Anlage Nr. 2) aufgebaut (Hauptindustriepartner: W. Wettstein AG, das Projekt wurde von den Firmen Bitzer Verdichter, Bock Verdichter, GEA Küba unterstützt). Diese zweite Anlage war ebenfalls mit einem luftbeaufschlagten Verdampfer ausgestattet, diesmal bestehend aus zwei parallelen Registern mit je 54m Länge. In der ersten Phase der Untersuchung (ca. 100h Betrieb) wurden das mit Ammoniak mischbare Öl Triton GL68 (der Firma DEA Oil Co.) und die Kolbenverdichter von Bitzer eingesetzt. In dieser Phase bekam man innert kürzester Zeit einige Verdichterschäden, welche auf zu hohen Mineralölrestanteil im Polyglykolöl zurückzuführen waren. In der Fortsetzungsphase wurde ein Bock Verdichter verwendet, wieder mit dem mischbaren Öl Reniso PG68. In den HTA-Versuchsanlagen wurde seit anfangs 1996 mit zwei Verdichtern von Bock mehr als 2'000h Betriebserfahrung gesammelt. Die Anlage Nr. 2 wurde mit Ammoniak-Massenstromdichten von 27 bis 65kg/(m²s) betrieben.

Nach Abschluss der Arbeiten mit mischbarem Öl wurde die bestehende Anlage umgebaut. Anstelle des luftbeaufschlagten Verdampfers wurde ein solebeaufschlagter Verdampfer (als Doppelrohrwärmeübertrager) ausgelegt, gebaut und mit der nötigen Messeinrichtung ausgerüstet. In dieser Anlage Nr. 3 wurden Untersuchungen mit nicht-mischbarem Öl durchgeführt. Als Öl wurde das in der Schweiz sehr häufig eingesetzte Öl Mobil Gargoyle Arctic SHC 326 (Viskositätsklasse ISO-VG 68) verwendet.

Die Kälteanlage Nr. 3 hat eine Kälteleistung von ca. 25kW bei $t_{\text{evap}} = +5^{\circ}\text{C}$ und $t_{\text{cond}} = 30^{\circ}\text{C}$. In den Jahren 2000 bis 2003 sind diverse Arbeiten von Studenten im Rahmen von Semester- und Diplomarbeiten durchgeführt worden. Dabei ist das Verhalten des Ammoniaks bei der Direktexpansionsverdampfung im Beisein vom nicht-mischbaren Öl Gargoyle Arctic SHC 326 (der Firma Mobil Oil Co.) untersucht worden. [siehe Literaturverzeichnis L 2, L 14, L 15]

1.2. Zieldefinition des aktuellen Projektes

In Kälteanlagen mit dem natürlichen Kältemittel Ammoniak werden für die Schmierung des Verdichters sehr häufig nicht-mischbare synthetische Öle eingesetzt. Trotz des Einsatzes von Ölabscheidern nach dem Verdichter wird ein sehr geringer Teil des Öles in den Kreislauf ausgetragen, jedoch mit der Zeit besteht die Gefahr einer Anreicherung des Kältemittelkreislaufs mit Öl.

In den Anlagen mit Direktexpansionsverdampfern (Anlagen im allgemeinen für kleinere Leistungen) führt eine geringe Ölkonzentration zu einer Verschlechterung des Wärmeübergangskoeffizienten des in der Rohrleitung verdampfenden Ammoniaks (Strömungssieden), weil das Öl in der zweiten Hälfte der Verdampfungsstrecke (d.h. in der Strömungsform „Ringströmung“) eine isolierende Schicht an der Rohrwand bildet. Es gab bisher keine zuverlässigen Angaben betreffend dem Ausmass dieses Einflusses für das sehr häufig eingesetzte Öl Gargoyle Arctic SHC 326 (voll synthetisches Öl auf Polyalphaolefin-Basis mit Alkyl-Aromaten, Viscosity Grade ISO-VG 68, Herstellerfirma: Mobil Oil Co.). Die Abhängigkeit dieser Verschlechterung von der Massenstromdichte und von der Ölkonzentration wurde im Rahmen dieser experimentellen Studie unter praxisrelevanten Bedingungen an der bestehenden, leicht umgebauten Versuchsanlage der HTA Luzern ermittelt.

2. Theorie

2.1 Strömungsformen der Direktexpansionsverdampfung

Die Direktexpansionsverdampfung (d.h. das Strömungssieden) wird im VDI-Wärmeatlas [L 1] Kapitel Hbb eingehend betrachtet. Man unterscheidet zwischen Strömungssieden unterkühlter Flüssigkeiten und Strömungssieden gesättigter Flüssigkeiten. Beim Strömungssieden unterkühlter Flüssigkeiten handelt es sich um die Übertragung hoher Wärmestromdichten an ein unterkühlt strömendes Fluid. Da aber in der vorliegenden Studie am Verdampfeintritt bereits Nassdampf vorhanden ist, liegt das Strömungssieden einer gesättigten Flüssigkeit vor.

Bei der Verdampfung von einem strömenden Fluid in einem Rohr kommt immer eine Zweiphasenströmung vor. Für die Beschreibung der Phasenverteilung unterscheidet man zwischen zwei Anordnungen von Strömungen. Die Strömung im senkrechten Rohr und die Strömung im waagrechten oder leicht geneigten Rohr.

Die Rohre des Verdampfers der NH₃-Anlage der HTA Luzern sind horizontal angeordnet. Deshalb wird in den folgenden Unterkapiteln auf die Verdampfung in horizontalen Rohren eingegangen.

2.1.1 Strömungsformen im waagrechten Rohr

Infolge der Schwerkraft tritt in horizontalen und geneigten Rohren unter bestimmten Strömungsbedingungen eine Schichtung der zwei Phasen auf. Für die horizontalen und leicht geneigten Rohre, Neigungswinkel zur Horizontalen $\pm 10^\circ$, gelten die Strömungsformen gemäss Abb. 2.1. In den Bildern der Schichten-, Wellen-, und Schwallströmung ist ersichtlich, dass nur eine Teilbenetzung der Rohrwand vorhanden ist. Da sich eine Teilbenetzung des Umfangs erheblich auf den Wärmeübergangskoeffizienten auswirkt, ist die Kenntnis der Strömungsformen eine Notwendigkeit für die Berechnung der Wärmeübergangskoeffizienten. Anhand von Strömungskarten können diese Strömungsformen bestimmt werden.

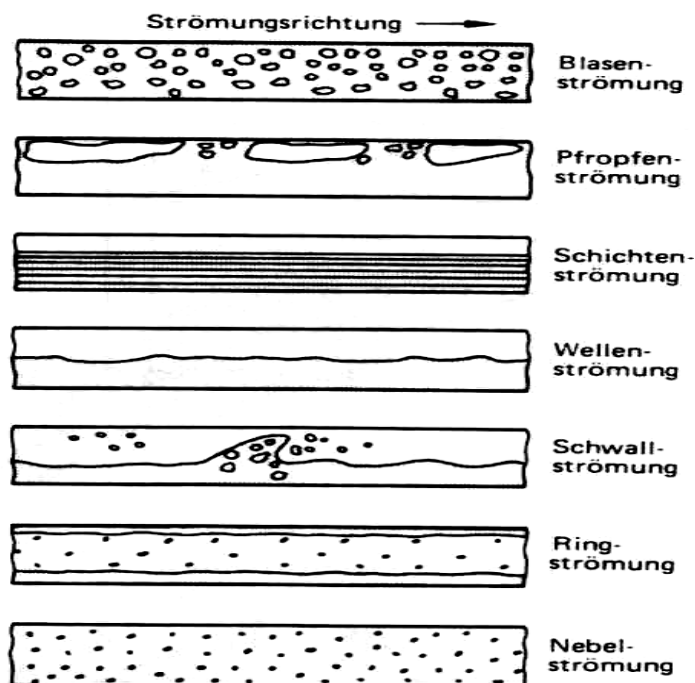


Abb. 2.1: Strömungsformen im waagrechten Rohr [Abb. aus L 1, Hbb 3]

Eine ausführliche Beschreibung von verschiedenen Strömungsformen ist in der Literatur [L 23, Kapitel 6.2 sowie L 1, Hbb 3] zu finden. In den folgenden Abschnitten wird eine kurze Zusammenfassung wiedergegeben. Da am Eintritt des Verdampfers unserer Versuchsanlage bereits Schichten- und Wellenströmung vorliegt, wird auf die Strömungsform **Blasen- und Pfropfenströmung** (Bubbly Flow) nicht näher eingegangen.

Schichtenströmung (Stratified Flow)

Diese Strömungsform tritt bei kleinen Massenstromdichten auf. Die Strömung ist zweiphasig und die beiden Phasen sind mit einer glatten Grenzfläche voneinander getrennt. In der Quersicht des Rohres im Schauglas ist die Grenzlinie der zwei Phasen beinahe eine Gerade.

Schichten- und Wellenströmung (Stratified-Wavy Flow)

Diese Strömungsform ist charakterisiert durch eine wellenartige Oberfläche. Die Wellenbuckel können dabei unterschiedliche Höhen und Abstände haben, sie erreichen aber nicht die Oberkante des Rohres. Im Querschnitt des Rohres ist eine gekrümmte Grenzlinie zwischen der Flüssigphase und der Gasphase zu sehen.

Bei manchen Strömungsformen, wenn bereits der ganze Umfang benetzt ist und somit eigentlich als Ringströmung definiert werden könnte, ist die Beschreibung als Schichten- und Wellenströmung zutreffender. Dabei ist die Flüssigphase oben im Rohr sehr langsam oder es besteht ein beachtlicher Geschwindigkeitsunterschied zwischen Flüssigphase unten und oben im Rohr.

Schwallströmung (Intermittent Flow)

Die Strömungsform tritt bei kleinen Strömungsdampfgehalten auf. Das Rohr ist abschnittsweise am Umfang vollständig benetzt. Zwischen der vollständigen Benetzung ist die Strömung geschichtet oder es sind Pfropfen eingeschlossen.

Ringströmung (Annular Flow)

Das Rohr ist am Umfang vollständig benetzt und die Gasphase strömt im Rohrzentrum. Die Dicke der Flüssigphase am Umfang des Rohres ist unterschiedlich, beeinflusst durch die Schwerkraft und die Fliehkraft. Der Wärmeübergangskoeffizient steigt schnell an, bis zu einem Maximum. Darauf kommt die Strömung in die Dry-out-Zone und der Wärmeübergangskoeffizient sinkt markant ab.

Nebelströmung (Mist Flow)

Bei der Nebelströmung liegt keine vollständige Benetzung am Umfang mehr vor. Feinste Flüssigkeitströpfchen werden mit der Gasphase mitgeschleppt. Der Wärmeübergangskoeffizient ist bei dieser Strömungsform sehr klein.

2.2 Strömungskarten

2.2.1 Die Strömungskarte gemäss VDI-Wärmeatlas [L 1, Kap. Hbb 4]

Mit der Verwendung der Strömungskarte, Abb. 2.2, kann die Strömung bei der Direktexpansionsverdampfung in die verschiedenen Strömungsformen eingeteilt werden. Anhand der Massenstromdichte, des Dampfgehaltes, der Erdanziehung und der Stoffeigenschaften in der Gas- und Flüssigkeitsphase können die in der Strömungskarte vorkommenden Parameter bestimmt werden.

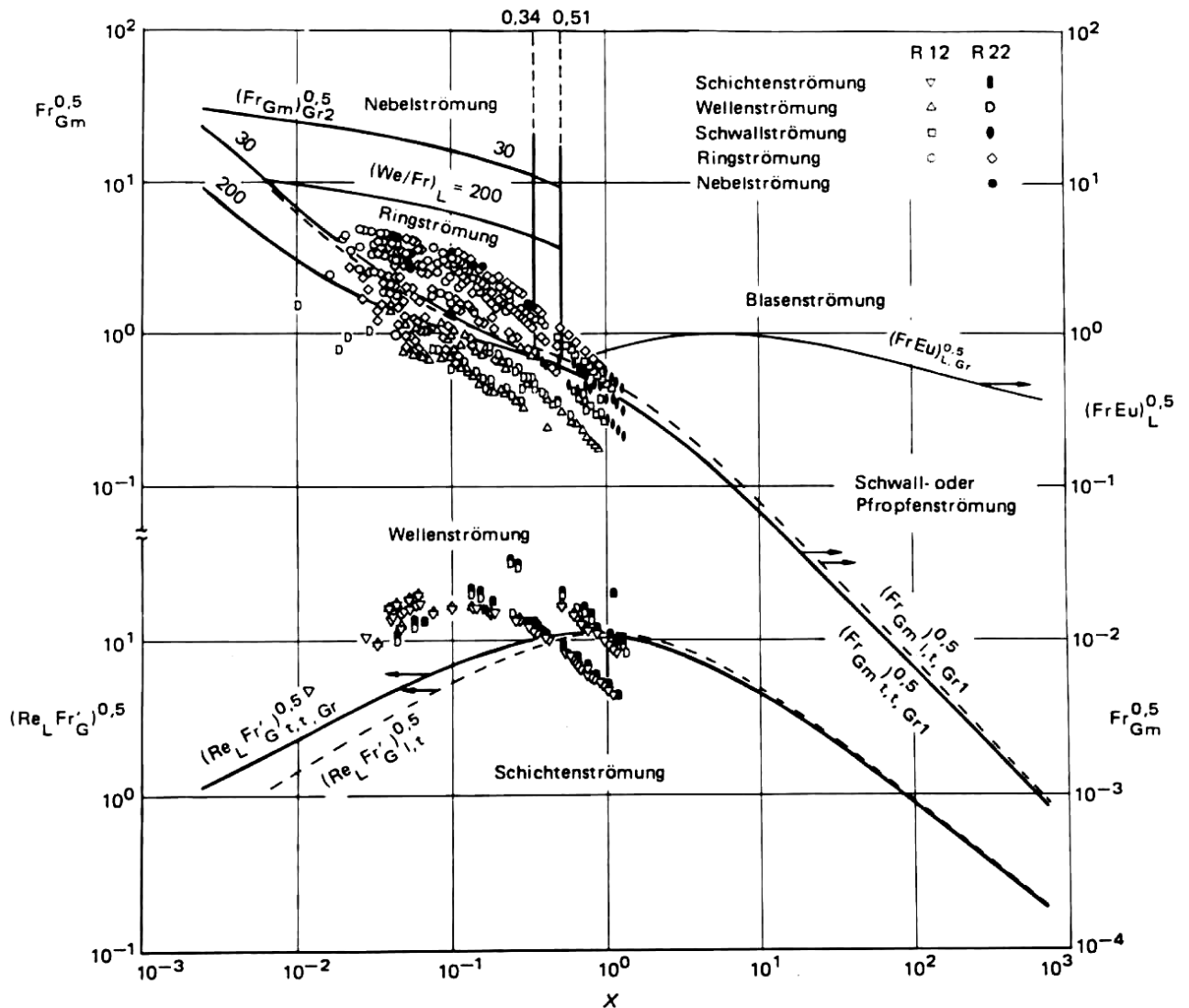


Abb. 2.2: Strömungskarte für die horizontale Rohrströmung [L 1, Kap. Hbb 4]

Auf der horizontalen Achse der Abb. 2.2 ist der Martinelli-Parameter X aufgetragen. Der Martinelli-Parameter ist vom Strömungsdampfgehalt, von den Dichten der Flüssig- und Gasphase und von den dynamischen Viskositäten der Flüssig- und der Gasphase abhängig.

Die verschiedenen Gebiete, in welchen eine bestimmte Strömungsform vorkommt, sind mit Grenzkurven voneinander getrennt. Der Übergang von einem Gebiet zum Anderen (d.h. die jeweilige Grenzkurve) hängt von dem Wert eines dimensionslosen Parameters ab, welcher aus einer speziellen Kombination von dimensionslosen Zahlen wie Reynoldszahl (Re), Froudezahl (Fr), Grashofzahl (Gr), Eulerzahl (Eu) und Weberzahl (We) zusammengesetzt wird, jeweils unterschieden zwischen der Gas- (G) und Flüssig- (L) Phase. Auf der vertikalen Achse der Abb. 2.2 sind diese Parameter aufgetragen, z.B. $Fr_{Gm}^{0.5}$, $(Re_L Fr'_G)^{0.5}$ oder $(FrEu)_L^{0.5}$. Der Index (m) steht für gemittelte Werte. Sind die Parameter berechnet, so können mittels der in der Strömungskarte eingezeichneten Grenzverläufe (bezeichnet mit Gr) die Strömungsformen bestimmt werden. Der Index t,t in der Beschreibung der Grenzverläufe steht für die turbulente Strömung beider Gas- und Flüssig-Phasen (ausgezogene Linien). Die gestrichelten Grenzlinien in der Karte mit dem Index l,t (Flüssigphase ist laminar) haben in der Praxis keine Bedeutung, da die Unterschiede zum beidseits turbulenten Fall (t,t) sehr klein sind.

Die genaue Berechnung der verschiedenen Parameter und die Vorgehensweise bei der Bestimmung der Strömungsform ist im VDI-Wärmeatlas [L 1, Hbb 4] beschrieben. Die Grenzen zwischen den verschiedenen Bereichen sind oft fließend und können nicht klar voneinander getrennt werden. Die Strömungskarte, Abb. 2.2, ist für die Kältemittel R12 und R22 berechnet und überprüft worden. Die Grenzen für andere halogenierte Kältemittel und besonders für das natürliche Kältemittel Ammoniak können daher leicht von den eingezeichneten Grenzen abweichen. In den Dissertationsarbeiten von Kattan [L 8] und Zürcher [L 23] findet man Näheres zu diesen Grenzverschiebungen.

2.2.2 Die Strömungskarte für Ammoniak gemäss Zürcher [L 23, Kap. 8.4]

Die Strömungskarte von Zürcher [L 23] zeigt eine wichtige Neuerung im Bezug auf das Kältemittel Ammoniak (Abb. 2.3). Der Grenzverlauf zwischen Schichten- und Ringströmung, bzw. Ring- und Nebelströmung verschiebt sich nach unten und nach rechts (mit „New Map“ bezeichnet). Das heisst, dass bei tieferen Massenstromdichten und bei grösseren Dampfgehalten bis 95% Ringströmung auftreten kann, was sich positiv auf den lokalen Wärmeübergang auswirkt.

Die in der Abb. 2.3 wiedergegebene Strömungskarte zeigt die Bereiche der verschiedenen Strömungsformen in Abhängigkeit des Dampfgehalts und der Massenstromdichte. Die Grenzkurven wurden darin für eine Sattdampf Temperatur von 4°C und bei einer konstanten Wärmestromdichte von 13.18 kW/m^2 bei einem Rohrdurchmesser von 14mm auf der Karte eingezeichnet.

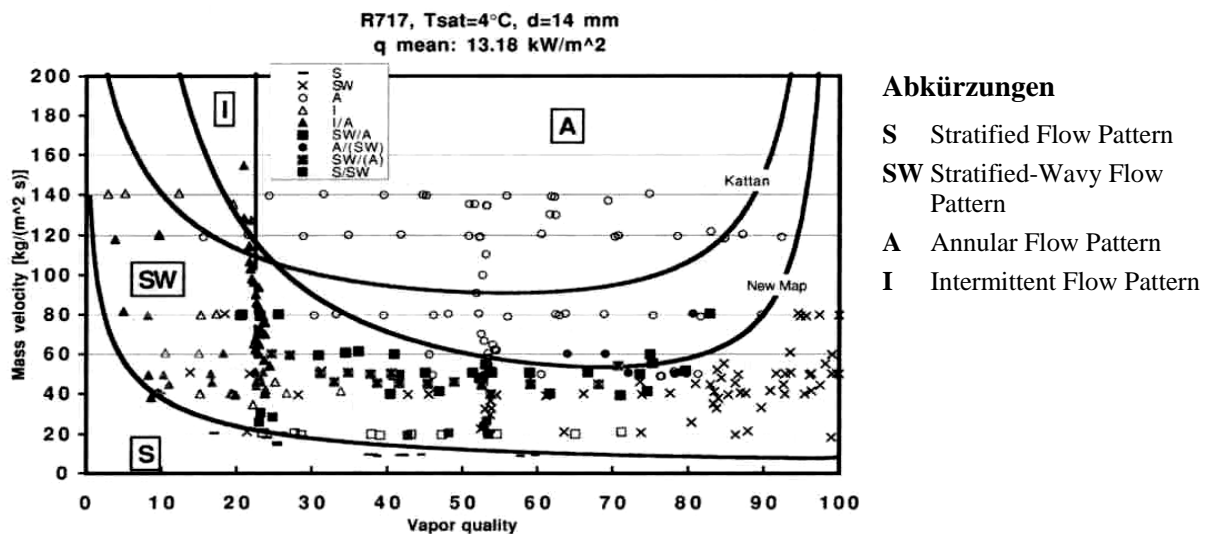


Abb. 2.3: Strömungsformen im horizontalen Rohr [aus L 8, Kap. 8.4]

Die Untersuchungen von Zürcher wurden in geraden Rohrabschnitten durchgeführt. Es darf hier vermerkt werden, dass die Grenzkurven von Zürcher mit einer gewissen Toleranz betrachtet werden müssen. In der praxisnahen Ammoniak-Kälteanlage der HTA Luzern sind Messungen mit Massenstromdichten zwischen $G = 40 \text{ kg/(m}^2 \text{ s)}$ und $G = 170 \text{ kg/(m}^2 \text{ s)}$ durchgeführt worden. In den Glasbausteinen zur Visualisierung der Strömung, beschrieben im Kapitel 4.4, ist am Eintritt des Verdampfers auch bei Massenstromdichten kleiner als $100 \text{ kg/(m}^2 \text{ s)}$ eine Schwallströmung (Intermittent Flow) festgestellt worden (Strömungsformen sind beschrieben in Kapitel 2.1.1), obwohl laut der Strömungskarte nach Zürcher für reines Ammoniak (Abb. 2.3), bei Massenstromdichten kleiner als $100 \text{ kg/(m}^2 \text{ s)}$ und Dampfgehalten kleiner als 30% ausschliesslich Wellen- und Schichtenströmung auftreten sollte. Unsere Beobachtung ist wahrscheinlich auf die unterschiedliche Rohrleitungsführung und auf die kleinen Schwankungen im Betrieb der Kälteanlage zurückzuführen.

2.3 Verlauf von lokalen α_{NH_3} -Werten, Dry-out-Zone

Die Abb. 2.4 zeigt den Verlauf von lokalen α_{NH_3} -Werten bei einer Massenstromdichte von $60 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$ und bei einer mittleren Wärmestromdichte von $13.6 \text{ kW}/\text{m}^2$. Ab einem Dampfgehalt von ca. 85% gerät die Strömung in die Dry-out-Zone. In dieser Zone des Verdampfers hat man keine vollständige Benetzung am Umfang des Rohres mehr und die lokalen α_{NH_3} -Werte sinken stark ab.

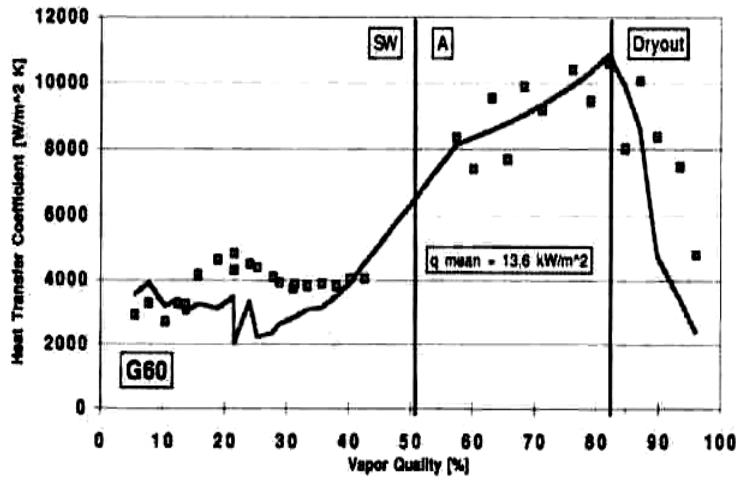


Abb. 2.4: lokale α_{NH_3} -Werte, Dry-out-Zone [aus L 23, Kap. 8.4]

3. Literaturübersicht

Die Basis für die Untersuchungen an der HTA Luzern (damals Zentralschweizerisches Technikum Luzern, kurz ZTL) mit Ammoniak als Kältemittel wurde zwischen 1995 und 1997 gelegt. An zwei Luft-/ Wasser-Kälte-Anlagen für kleine Leistungen (ca. 15kW Kälteleistung) wurde der Effekt von mischbaren Ölen bei der Direktexpansionsverdampfung von Ammoniak untersucht [Ref. L 3, L 4]. Diese Untersuchungen wurden durch die Publikationen von Gross [L 6] und Lippold [L 12] angeregt, in denen die Rolle der Ölbeimengung auf die Zwangskonvektion im Verdampferrohr (d.h. Strömungssieden) hervorgehoben, resp. über den Einsatz von Ölen, die mit Ammoniak mischbar sind, berichtet wird.

Die damalige Zahl von Publikationen über die Erfahrungen mit der Verdampfung von Ammoniak war sehr dürftig. Der Bericht von Shah [L 17] ist die uns bekannte älteste Zusammenfassung der Beobachtungen in einem Ammoniak-Verdampfer. In seiner Studie hat Shah den negativen Einfluss von nicht-mischbarem Öl festgestellt, konnte jedoch keine genauen Angaben zum Ölgehalt machen. Die Studie von Chaddock + Buzzard [L 5] wurde mit dem nicht-mischbaren Öl Capella D (mit einer kinematischen Viskosität von 200cSt bei 22°C) durchgeführt, jedoch mit eher geringen Ammoniak-Dampfgehalten.

In den Publikationen von Boyman + Lochmann + Steiner [L 3, L 4] wurde über das Verhalten und die Einsatzgrenzen von zwei kompakten Ammoniak-Kälteanlagen mit luftbeaufschlagten Trockenexpansionsverdampfern berichtet. Beide Anlagen mit je 15kW Kälteleistung (Nennleistung) arbeiteten nach dem Kaltdampfkompressionsprinzip und wurden mit ammoniaklöslichen (synthetischen) Polyglykolölen als Verdichterschmiermittel betrieben. Die Messungen wurden bei Verdampfungstemperaturen zwischen -15°C und 0°C , mit Ammoniak-Massenstromdichten von 27 bis $65\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ und Ölgehalten von 0 bis 3% (m/m) untersucht. Eine empirische Gleichung für die Verdampfung des Ammoniaks in einem horizontalen Rohr wurde erstellt und anhand eines vereinfachten Simulationsmodells überprüft. Die wichtigsten Ergebnisse dieser Studien sind:

1. die mittleren Wärmeübergangskoeffizienten werden infolge von höheren Ölgehalten nicht verschlechtert (oder es findet keine messbare Veränderung statt),
2. die mischbaren Öle sind sehr empfindlich auf Mineralölresten, so dass Verdichterhavarien infolge von Schmiermangel auftreten können (d.h. eine Reinigung der Mineralölreste ist erforderlich).

Parallel zu unseren Untersuchungen am ZTL / HTA Luzern wurden die Untersuchungen an der EPF-Lausanne intensiviert und nach der ersten Dissertation von Kattan [L 8], in welcher eine überarbeitete Version der Strömungskarte für das Strömungssieden präsentiert wurde, folgten mehrere Publikationen des Teams von John Thome. Zürcher hat in seiner Dissertation [L 23] und in einem vorangehenden BFE-Forschungsbericht [L 22] detaillierte Ergebnisse über die Verdampfung von Ammoniak in den Rohren veröffentlicht. Als Öl kam das mit Ammoniak mischbare Mobil EAL Arctic 68 (auf Basis von Polyglykol, ISO Viskositätsklasse 68) zum Einsatz. Es wurden Ammoniak-Massenstromdichten von 20, 50 und $80\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ und Ölkonzentrationen von 0%, 1% und 3% (m/m) untersucht und bei den glatten Rohren erst ab der Dry-out-Zone (d.h. ab Dampfgehalt ca. 0.90) eine Verschlechterung des lokalen Wärmeübergangskoeffizienten festgestellt.

Das Interesse an das „natürliche Kältemittel Ammoniak“ wurde immer noch grösser und in ihrem Übersichtsbeitrag aus dem Jahre 1996 über die verfügbaren Korrelationen bei Aggregatzustandsänderungen von Ammoniak betonten Ohadi et al. [L 16] den Mangel an Untersuchungen mit Ammoniak, vor allem mit Einfluss von Ölen.

Aufgrund der vorliegenden Erfahrungen wurden die Untersuchungen an der HTA Luzern auf das Verhalten von Ammoniak mit nicht-mischbaren Ölen umgelenkt. Zwecks Reduktion der Messunsicherheiten wurde die Anlage teilweise umgebaut, und ein Verdampfer mit Solebeaufschlagung eingebaut. Die Untersuchungen wurden als studentische Semester- und Diplomarbeiten [in der chronologischen Reihenfolge: L 15, L 2, L 14] weitergeführt. Dabei wurde das in der Kälteindustrie häufig eingesetzte (mit Ammoniak nicht-mischbare) synthetische Öl Mobil Gargoyle Arctic SHC 326 verwendet.

Das Thema „Die Rolle von Ölen auf die Verdampfung und darunter auf die Direktexpansionsverdampfung“ ist sehr aktuell. Shen und Groll [L 18] bestätigen es in ihrem am Internationalen Kältekongress im August 2003 präsentierten Übersichtsbeitrag.

Die vorliegende Studie soll als ein kleiner Beitrag zu dem Thema „Direktexpansionsverdampfung (Strömungssieden) von Ammoniak im Beisein von nicht-mischbaren Ölen“ betrachtet werden.

Zur Aktualisierung der Liste der verfügbaren Angaben über das Thema wurde eine Literaturrecherche in den Datenbanken von ScienceDirect und vom IIR (International Institute of Refrigeration, Froidoc) durchgeführt. Dazu kam eine von John R. Thome zur Verfügung gestellte Literaturliste. In diesen Publikationen befinden sich **keine neueren Angaben über Untersuchungen betreffend die Direktexpansionsverdampfung von Ammoniak mit nicht-löslichen Ölen**. Diese neuen Literaturangaben sind im Rahmen der weiterführenden Studien und Projekte zu berücksichtigen, vor allem wenn eine Modellierung der Strömungsvorgänge und eine Auswertung der Druckverluste durchgeführt werden. Die Zusammenfassungen (in Englisch) von einigen Publikationen wurden neben den Quellenangaben beigelegt.

Eine kritische Übersicht der wichtigsten Erkenntnisse aus dieser Literaturrecherche kann wie folgt zusammengefasst werden:

- Es werden gelegentlich Anlagen für kleine Kälteleistungen mit Ammoniak, mit Direktexpansionsverdampfung gebaut und die Erfahrungen publiziert [L 13]. Ökologische Aspekte werden mehr und mehr in den Vordergrund treten. Das Problem liegt zurzeit bei der wirtschaftlichen Konkurrenzfähigkeit der Lösung.
- Für die Modellierung der Verdampfungsvorgänge beim Strömungssieden (Wärmeübertragung und Druckverluste) gibt es eine Reihe von wertvollen Datensammlungen (inkl. überarbeitete Strömungskarten) des Teams von John Thome (EPF-Lausanne) [L 19, L 24, L 25, L 26].
- Die Messungen von Kabelac und de Buhr (Univ. von Hannover) [L 7] stellen eine gute Ergänzung zu den Arbeiten von Thome dar: Die Versuche wurden an Rohren mit 450mm Länge und 10mm Innendurchmesser, mit Ammoniak-Massenstromdichten von 50 bis 150kg/(m²s) und Wärmestromdichten von 17 bis 75kW/m² durchgeführt und lokale Wärmeübergangskoeffizienten bis 20kW/(m²K) gemessen.
- Die an der University of Maryland von Zhao (aus dem Team von Ohadi + Radermacher) durchgeführten Messungen [L 21] ergaben fast gleich grosse mittlere Wärmeübergangskoeffizienten wie in der vorliegenden Studie. Beim Strömungssieden von Ammoniak in einem horizontalen Rohr mit einem Innendurchmesser von 5.44mm und einer Länge von 1.78m wurden bei Massenstromdichten von 130 bis 190kg/(m²s) und Wärmestromdichten von 1 bis 50kW/m² mittlere Wärmeübergangskoeffizienten von bis zu 10kW/(m²K) gemessen.

- Die an der Kansas State University von Kelly (aus dem Team von Fenton und Eckels) durchgeführten Untersuchungen [L 9, L 10, L 11] zeigen für das Strömungssieden von reinem Ammoniak in einem horizontalen Rohr mit einem Innendurchmesser von 10.9mm und einer Länge von 3m relativ gute Ergebnisse. Bei eher kleinen Massenstromdichten von 9 bis 61kg/(m²s) und Wärmestromdichten von 0.8 bis 5.4kW/m² wurden mittlere Wärmeübergangskoeffizienten bis 5kW/(m²K) gemessen. Diese Studie wurde bei Sättigungstemperaturen von 5°C, -10°C und -20°C durchgeführt und zeigt die Verschlechterung des Wärmeübergangs bei sinkender Verdampfungstemperatur. In dieser Studie wurden auch „Microfin“-Rohre miteinbezogen, die erwartungsgemäss zu einer Verbesserung des Wärmeübergangs führten, jeweils mit unterschiedlichem Erfolg je nach Sättigungstemperatur.
- Es darf zuletzt die Arbeit von Zamfirescu + Chiriac [L 20] über das Strömungssieden von Ammoniak in vertikalen Rohren erwähnt werden, das im Hinblick auf die Verwendung eines vertikalen Rohrstücks im Verdampfer einer kompakten Kälteanlage für kleine Leistungen.

4. Die Ammoniak-Kälteanlage der HTA Luzern

4.1 Anlagenschema der Gesamtanlage

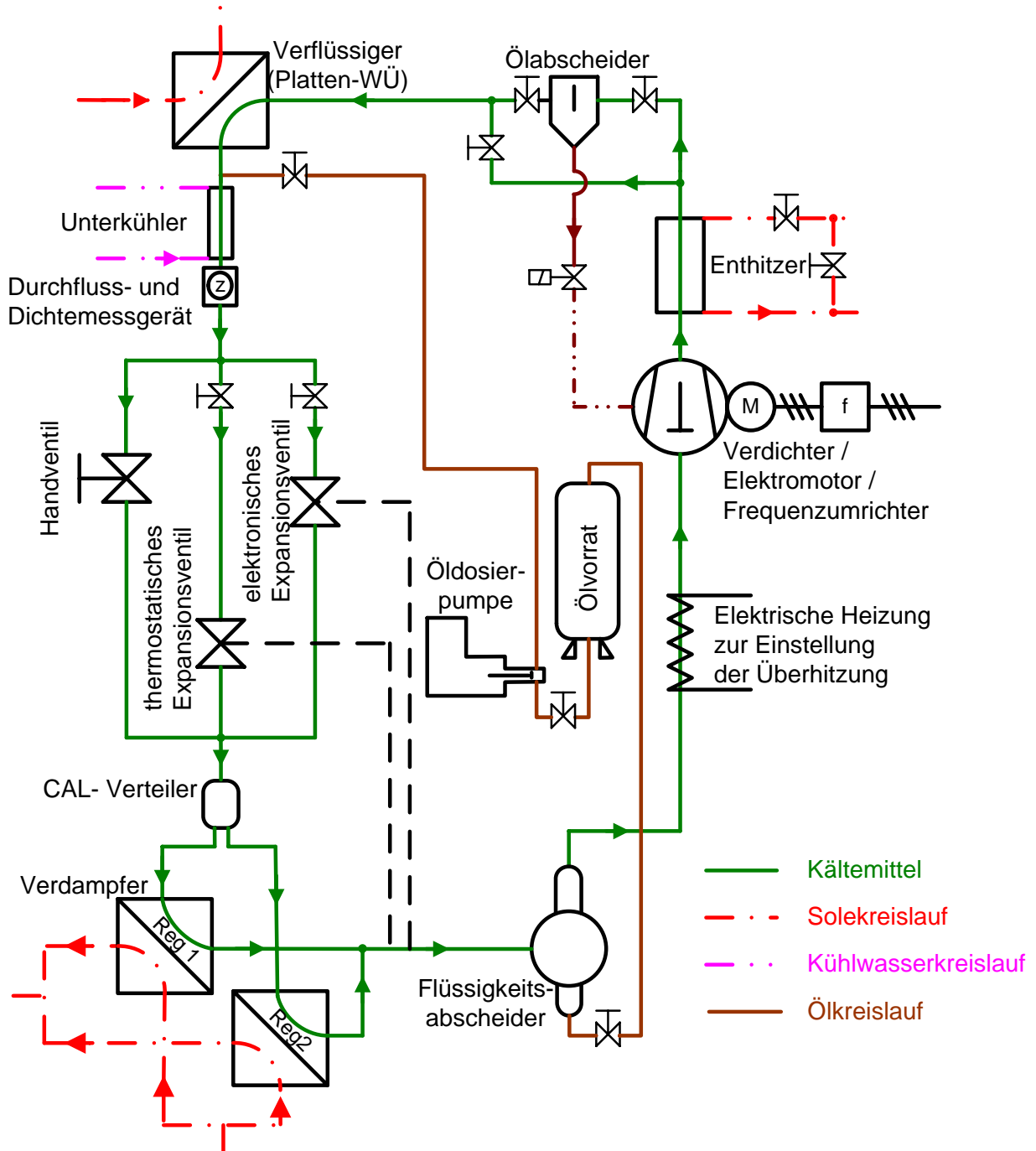


Abb. 4.1: Anlagenschema NH₃ Kälteanlage der HTA Luzern

Die Anlage besteht aus vier verschiedenen Kreisläufen, dem Kältemittel- (NH_3), Sole-, Öl- und Kühlwasserkreislauf (Abb. 4.1). Der eingesetzte Vierzylinder Kolbenverdichter der Firma Bock (Typ: AM4 / 466-4 S NH_3) verfügt über eine Drehzahlverstellung mittels eines Frequenzumrichters (Danfoss, Typ: VLT 5022 IP54 380). Nach dem Verdichter kann das Kältemittel mit dem solebeaufschlagten Enthitzer abgekühlt werden (im Rahmen dieser Studie nicht verwendet). Der Ölabscheider trennt das bei der Verdichtung in den Kreislauf gelangte Öl vom Ammoniak. Das abgeschiedene Öl wird periodisch direkt zum Verdichter zurückgeführt. Der Kondensator ist ein Plattenwärmeübertrager, welcher mit Sole beaufschlagt ist. Mit dem kühlwasserbeaufschlagten Unterkühler kann das Ammoniak zusätzlich unterkühlt werden (im Rahmen dieser Studie nicht verwendet). Mittels eines Coriolis-Durchflussmessers (Endress&Hauser, Typ: promass 63F DN 15) werden der Massenstrom, die Dichte und die Temperatur des Ammoniaks gemessen.

Das Ammoniak kann wahlweise über drei verschiedene Expansionsventile geführt werden. In den aktuellen Messungen dieses Projektes erfolgte der Betrieb ausschliesslich über das handbetätigte Expansionsventil. Der mit Sole beaufschlagte Verdampfer besteht aus zwei identischen Registern, welche parallel oder in Serie geschaltet werden können. Der CAL Verteiler der Firma Küba teilt den Ammoniakmassenstrom im Parallelbetrieb der Anlage in zwei gleiche Anteile. Im Seriebetrieb des Verdampfers wird der CAL Verteiler überbrückt. Der Flüssigkeitsabscheider schützt den Verdichter vor Flüssigkeitsschlägen bei nicht optimalen Betriebszuständen im Verdampfer und dient zur Abscheidung von Öl im Falle von Betrieb mit Öleinspritzung. Nach dem Flüssigkeitsabscheider besteht die Möglichkeit das Kältemittel mit einer elektrischen Heizung zusätzlich zu erhitzen (im Rahmen dieser Studie nicht verwendet).

Im Betrieb mit Öleinspritzung wird das Öl über eine Dosierpumpe (LEWA, Typ: FC-K-110 A) nach dem Kondensator, jedoch vor dem Coriolis-Durchflussmesser, in den Kreislauf eingespritzt und nach dem Verdampfer im Flüssigkeitsabscheider abgeschieden. Über einen Höhenunterschied kann das Öl in den Vorratsbehälter zurückgeführt werden.



Abb. 4.2: NH_3 Kälteanlage der HTA Luzern, Gesamtansicht

4.2 Das Solesystem

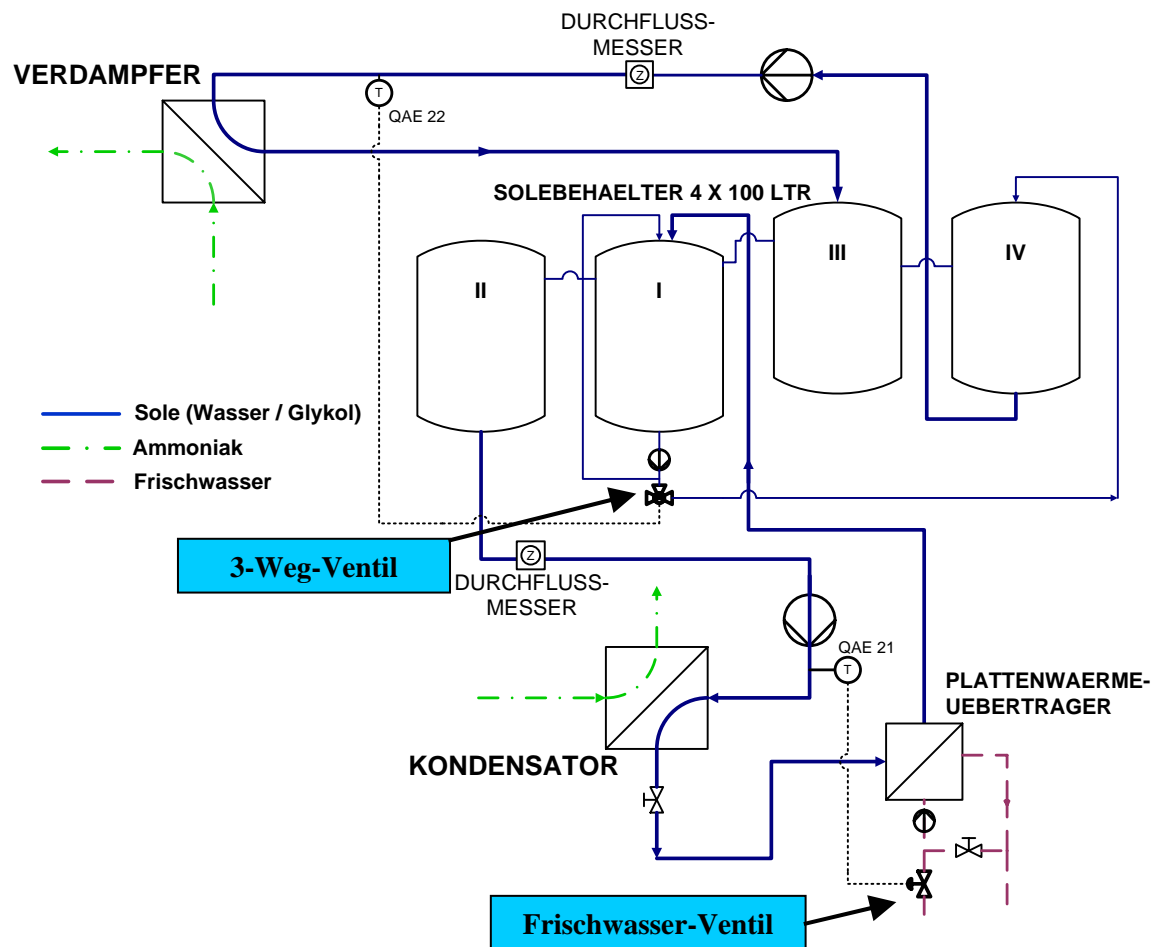


Abb. 4.3: Sole – Rekuperations - System

Die Sole ist ein Wasser–Glykol Gemisch mit 39.6% (v/v) Glykol-Anteil (Antifrogen N), was einem Gefrierschutz bis -25°C entspricht. Das Solesystem besteht aus vier Behältern mit jeweils 100 Litern Inhalt, in welchen die Sole für den Verdampfer und für den Kondensator gemischt und bereitgestellt werden. Die Anlage verfügt über zwei Regler, mit welchen die entsprechenden Betriebsbedingungen eingestellt werden können. Mit dem 3-Weg-Ventil-Regler kann die Soletemperatur am Eintritt des Verdampfers und damit die Verdampfungstemperatur des Ammoniaks eingestellt werden. Mit dem Frischwasser-Ventil-Regler kann die Soletemperatur am Eintritt des Kondensators und damit die Kondensationstemperatur des Ammoniaks eingestellt werden. Durch diese Anordnung kann die Kälteleistung vom Verdampfer mit der Wärmeleistung vom Kondensator rekuperiert werden. Der Restbetrag der Wärmeleistung vom Kondensator wird über den Plattenwärmeübertrager mit Frischwasser abgeführt.

Die Solevolumenströme im Verdampfer und im Kondensator werden mittels Mehrstrahl-Flügelradzählern (GWF, Typ: MTK32, Messbereich bis $6\text{m}^3/\text{h}$) gemessen. Die Bestimmung der Volumenströme erfolgt manuell über eine Volumen- und Zeitdifferenzmessung.

4.3 Das Ölsystem

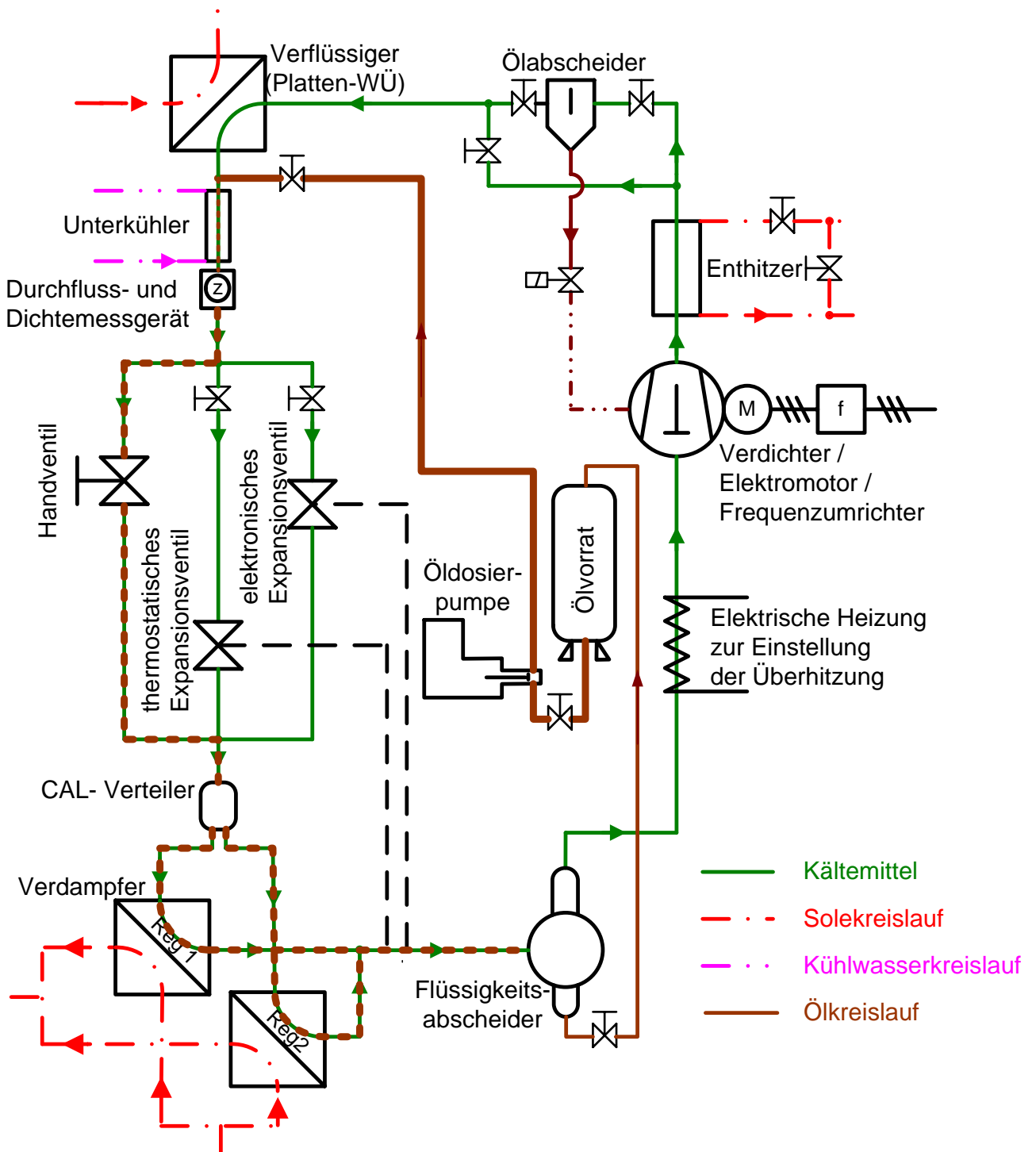


Abb. 4.4: Anlagenschema mit Ölkreislauf

Das Öl wird mittels einer LEWA Kolbendosierpumpe (LEWA, Typ: FC-K-110 A) direkt in den Ammoniakkreislauf nach dem Kondensator eingespritzt. Über das handbetätigte Expansionsventil gelangt bei Parallelbetrieb des Verdampfers der gesamte Massenstrom (NH₃ und Öl) in den CAL Verteiler, wo beide Komponenten in gleiche Massenanteile aufgeteilt werden. Bei Seriebetrieb des Verdampfers wird der gesamte Massenstrom direkt in das Register 1 geleitet. Nach dem Verdampfer wird das Öl im Flüssigkeitsabscheider durch Dichteunterschied abgeschieden. Nach abgeschlossener Messung und einer Spülphase des Verdampfers ohne Öleinspritzung von ca. 10 Stunden kann das Öl in den Vorratsbehälter zurückgeführt werden.

Für dieses Projekt wurde der Pumpenkopf der Dosierpumpe ersetzt (Kolbendurchmesser neu 8mm, alt 12mm), um Ölgehalte von 0.1% bis 3% (m/m) realisieren zu können. Die Ölgehaltbestimmung erfolgt über die Zeitdifferenz und Niveaudifferenz am Ölvorratsbehälter. Der Vorratsbehälter hat einen Innendurchmesser von 132mm und ein Fassungsvermögen von ca. 4 Litern. Diese Menge reicht für eine Messreihe, welche 3 bis 5 Messungen mit Ölgehalten zwischen 0.1% und 3% beinhaltet. Es besteht eine Unsicherheit der Ölgehaltbestimmung von ± 0.04 Prozentpunkten bei 1.1% Ölgehalt (siehe Kapitel 6.6, Unsicherheit Ölgehaltbestimmung).

Bei den Messungen mit Öl muss auf eine kontinuierliche Förderung der Öldosierpumpe geachtet werden, da die vom Hersteller garantierte minimale Einspritzmenge mit 0.2 l/h deutlich über der im Rahmen dieser Studie angestrebten minimalen Einspritzmenge liegt. Diese Kontrolle erfolgt über Zwischenablesungen.

Eine weitere Kontrolle erfolgt mit der Bestimmung des Ölgehaltes über die Dichte am Coriolis-Durchflussmesser. Dieses Bestimmungsverfahren ist jedoch mit einer sehr grossen Unsicherheit von ± 0.6 Prozentpunkten verbunden. Deshalb wird dieses Ermittlungsverfahren nur zur Kontrolle des oben beschriebenen Verfahrens verwendet.

4.4 Der Verdampfer

Der Verdampfer ist ein Doppelrohrwärmeübertrager, welcher aus zwei identischen, übereinander angeordneten Registern besteht (Abb. 4.5). Die beiden Register können ammoniakseitig sowie soleseitig parallel oder in Serie geschaltet werden. In beiden Betriebsarten ist der Verdampfer ein reiner Gegenstromwärmeübertrager.

Im Parallelbetrieb teilt der CAL Verteiler den Ammoniak-Massenstrom in zwei gleiche Anteile und das Register 1 und Register 2 werden parallel durchströmt, während im Seriebetrieb der gesamte Ammoniakmassenstrom zuerst das Register 1 und anschliessend das Register 2 durchströmt.

Abmessungen des Verdampfers

Innenrohr: $d_{\text{innen}} = 14\text{mm}$ $d_{\text{ausser}} = 16\text{mm}$

Aussenrohr: $d_{\text{innen}} = 26\text{mm}$ $d_{\text{ausser}} = 30\text{mm}$

Länge: 12m pro Register (Umlenkung nach je 2m Rohrlänge)

Das Innen-, sowie das Aussenrohr bestehen aus dem Chromstahl X5 CrNi 18 10 (Wrst. Nr. 1.4301).

Das im Innenrohr strömende Ammoniak kann am Eintritt, nach 6m, nach 10m und am Austritt des jeweiligen Registers mittels Glasbausteinen beobachtet werden (Abb. 4.7). Die Glasröhrchen besitzen eine sichtbare Länge von 150mm und haben denselben Innendurchmesser wie das Chromstahlrohr. Das ermöglicht die Visualisierung der Strömungsformen sowie die Beobachtung der Ausbildung der Ölschicht beim Ölbetrieb.

Die Abb 4.6 zeigt die Messeinrichtung am Verdampfer. Am Eintritt sowie in Abständen von je zwei Metern Verdampferlänge (d.h. am Ende jeder geraden Rohrstrecke) werden die Temperatur des Ammoniaks und die Temperatur der Sole gemessen. Die kalibrierten Thermoelemente haben eine Genauigkeit von $\pm 0.1\text{K}$.

Die Position der Thermoelemente ammoniakseitig ist jeweils genau in der Mitte des Rohrquerschnittes. Nur 0.6m nach Austritt der Register wird die Temperatur des Ammoniaks mit drei in vertikaler Richtung versetzt angeordneten Thermoelementen gemessen, um eine mögliche Schichtung zu erfassen.

Soleseitig sind die Thermoelemente in der Mitte des Ringspaltes positioniert. Die Thermoelemente 112, 125, 118 und 117 sind in der Mitte des Rohrquerschnittes angebracht.

Ammoniakseitig sind verschiedene Druckmessstellen angebracht. Am Eintritt der beiden Register wird der statische Druck und am Austritt der Register der dynamische Druck aufgenommen. Zusätzlich werden die Druckverluste über die beiden Register einzeln erfasst.

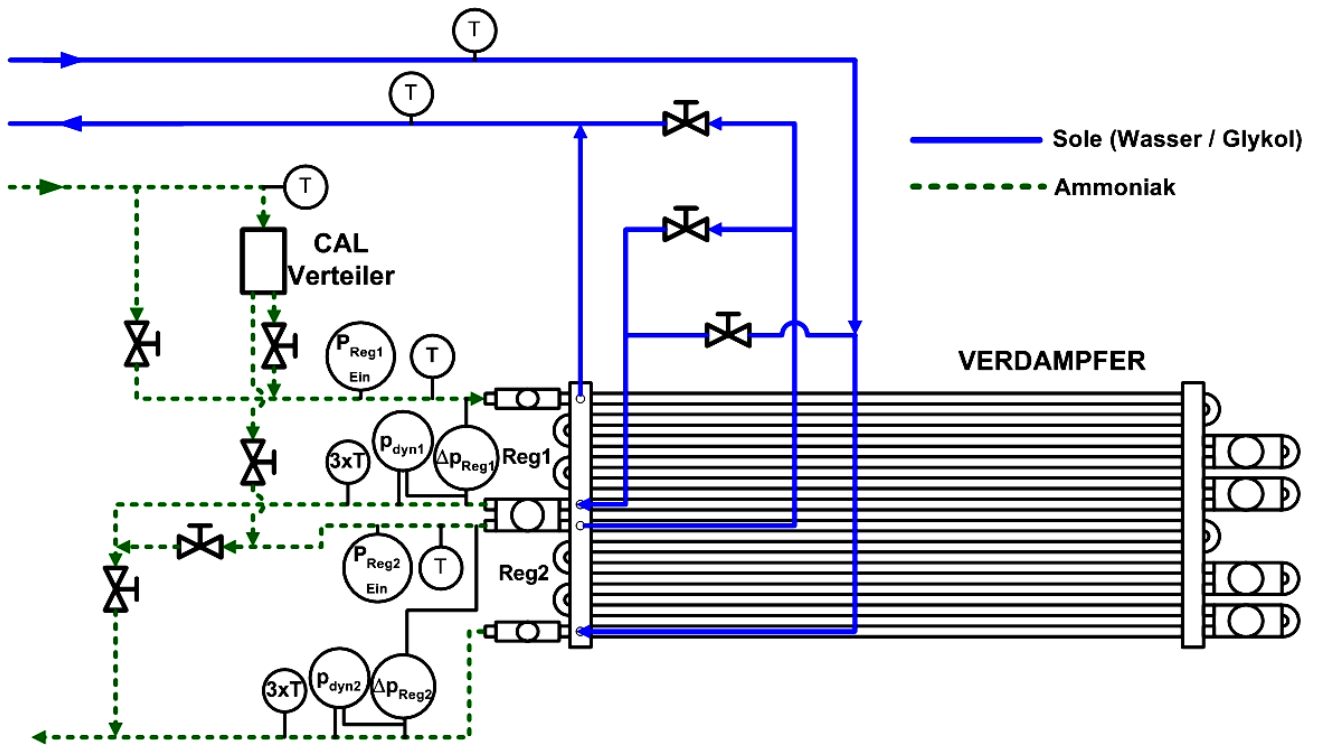


Abb. 4.5: Doppelrohrverdampfer im Gegenstrom

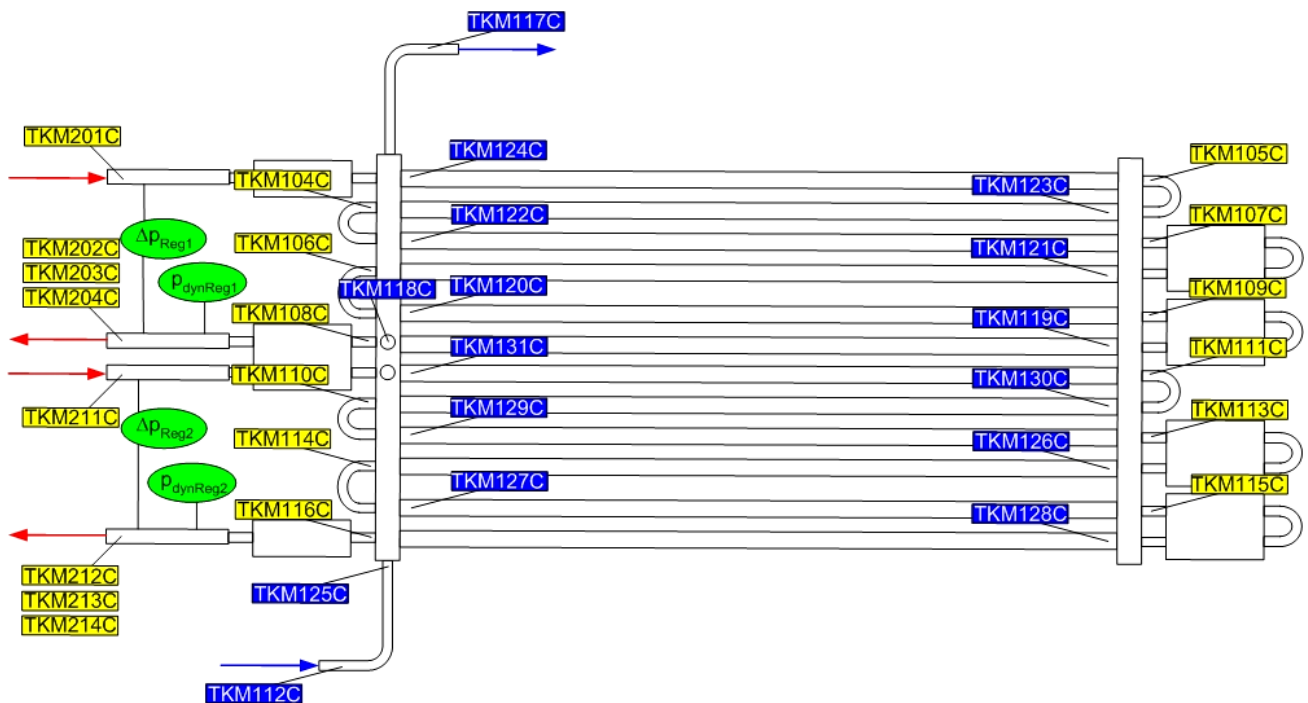


Abb. 4.6: Messeinrichtung am Verdampfer

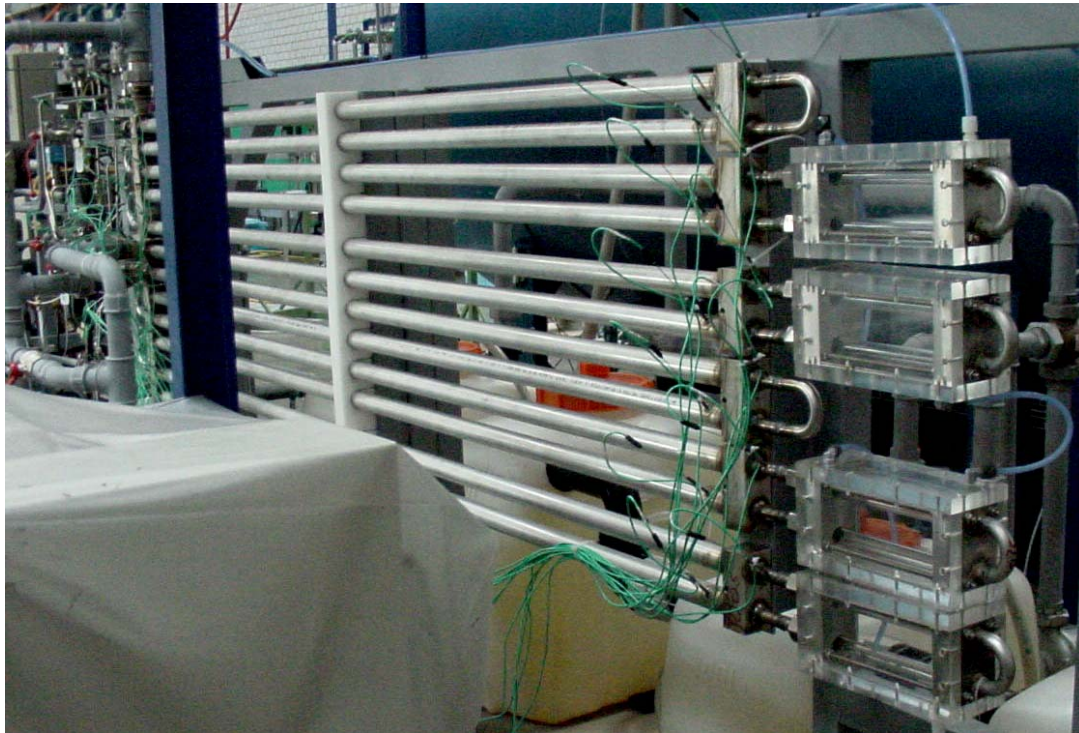


Abb. 4.7: Doppelrohrverdampfer mit Glasbausteinen zur Visualisierung

4.5 Anlagenanpassungen für aktuelles Projekt

- In der vorliegenden Arbeit wurde ein neuer Verdichter der Firma Bock verwendet.
- Der Frequenzumrichter für die Drehzahlregulierung des Verdichters wurde ersetzt (Danfoss, Typ: VLT 5022 IP54 380). Die Leistung des alten Frequenzumrichters (VLT 3011), stammend aus der Anlage Nr. 2, war für die neue Anlage Nr. 3 unzureichend.
- Der Pumpenkopf der Öldosierpumpe (LEWA, Typ: FC-K-110 A) ist ersetzt worden. Mit dem neuen Pumpenkopf (Kolbendurchmesser neu 8mm, alt 12mm) können Ölgehalte von 0.1% bis 3% (m/m) erreicht werden.

5. Messungen

5.1 Rahmenbedingungen für die Messungen

Die Solevolumenströme sind jeweils für den Serie- und für den Parallelbetrieb konstant gehalten worden. Das Einstellen der Messpunkte erfolgte jeweils nur über die beiden Regler (3-Weg-Ventil-Regler und Frischwasser-Regler). Bei Messungen mit tiefen Verdampfungstemperaturen ist jeweils die Verdichterdrehzahl angepasst worden (35Hz bis 42Hz). Für die aktuellen Messungen wurde nur das handbetätigte Expansionsventil verwendet. Für den Seriebetrieb galt es eine Überhitzung bei genau 20m Verdampferlänge einzustellen (für Parallelbetrieb 9 bis 10m). Die Position der Überhitzung ist wenn möglich immer gleich gehalten worden, mit dem Ziel die Messergebnisse besser miteinander vergleichen zu können.

Betriebsbedingungen, welche mit der bestehenden Anlage erreicht werden können:

- Verdampfungstemperatur (am Verdampfereintritt): $t_{\text{sat evap_ein}} = -10$ bis $+10^{\circ}\text{C}$
- Massenstromdichte: $G = 40$ bis $170 \text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$
- Kälteleistung: $Q_{\text{dot evap}} = 15$ bis 30kW
- Wärmestromdichten im Verdampfer: $q_{\text{dot}} = 10$ bis $50\text{kW}/\text{m}^2$
- Dampfgehalt am Verdampfereintritt: $x_{\text{evap_ein}} = \text{ca. } 15\%$
- Ölgehalt im Ammoniak im Verdampfer: $\zeta_{\text{Öl}} = 0$ bis 3% (m/m)
- Überhitzung am Verdampferaustritt: $\Delta T_{\text{Überhitzung}} = 15$ bis 20K

5.2 Messung ohne Öl

Je nach Betriebspunkt dauert der Anfahrvorgang inklusive der Einstellung der richtigen Position der Überhitzung bis zu zwei Stunden. Wenn die Anlage Beharrung erreicht hatte, wurden jeweils 5 Minuten alle 15 Sekunden ein Messwert aufgenommen. Die gemittelten Werte sind für die Auswertung verwendet worden. Nach Abschluss einer Messung können die Reglereinstellungen verstellt und ein neuer Betriebspunkt angefahren werden.

5.3 Messreihe mit Öl

In der Versuchsanlage wird das auch in der Industrie sehr häufig eingesetzte Öl Gargoyle Arctic SHC 326 verwendet (voll synthetisches Öl auf Polyalphaolefin-Basis mit Alkyl-Aromaten, Viscosity Grade ISO-VG 68, Herstellerfirma: Mobil Oil Co.). Das Datenblatt des Herstellers befindet sich im Anhang A1.

Das Anfahren des Betriebspunktes für eine erste Messung ohne Öleinspritzung erfolgt gleich wie unter Kapitel 5.2 beschrieben. Nach dieser Messung wird ohne Verstellung der Regler oder eines sonstigen Parameters mittels der Öldosierpumpe Öl in den Ammoniakkreislauf eingespritzt. Mit einem Hub vom 0.4mm an der Dosierpumpe erreicht man einen Ölgehalt von ca. 0.1%. Der Einspritzvorgang bis zur erneuten Beharrung dauert für solch kleine Ölgehalte bis zu 2.5h. Mit dem handbetätigten Expansionsventil wird wenn nötig die Position der Überhitzung nachjustiert (20m für Seriebetrieb, 9m - 10m für Parallelbetrieb). Andere Parameter werden nicht verstellt. Nach Abschluss der ersten Ölmessung wird der Hub der Dosierpumpe erhöht und erneut auf Beharrung der Anlage gewartet. Die letzte Ölmessung ist normalerweise mit 7.0mm Hub an der Öldosierpumpe durchgeführt worden, was einem Ölgehalt von 2.3% bis 3.5% entspricht, je nach Betriebspunkt. Die Ölmenge im Vorratsbehälter (ca. 4 Liter) reicht für 3 bis 5 Messungen mit Öl, je nach Hubeinstellung an der Öldosierpumpe.

5.4 Ölrückführung

Nach Abschluss einer Messung muss der Verdampfer mindestens 8 bis 10 Stunden ohne Öleinspritzung gespült werden, wenn möglich mit verschiedenen Positionen der Überhitzungsstelle oder mit einer Zwischenabschaltung der Anlage. Der erneute Anfahrvorgang der Anlage bringt eine Spülung des Verdampfers mit sich, die im Dauerbetrieb nicht gewährleistet ist.

Es ist jedoch nicht möglich, den Verdampfer komplett zu spülen. Kleinste, aber bemerkbare Ölrückstände (visuell und Ergebnis mässig) bleiben auch bei viel grösseren Spülzeiten im Verdampfer. Im Kapitel 9 ist dieses Phänomen genauer umschrieben.

5.5 Temperaturverläufe im Verdampfer

5.5.1 Parallelbetrieb

..

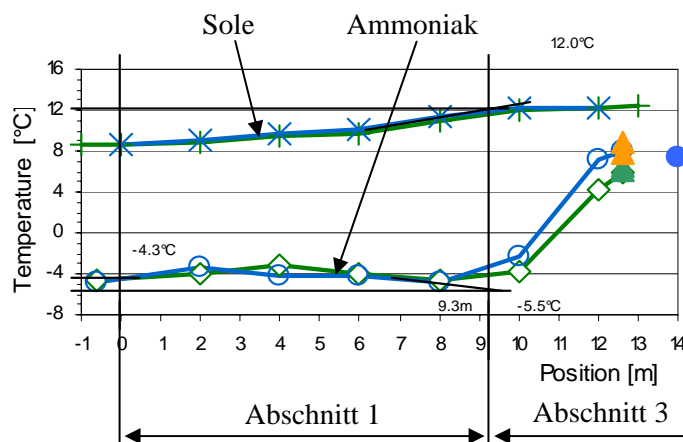


Abb. 5.1: Temperaturverläufe im Verdampfer bei Parallelbetrieb des Verdampfers

Die Messungen mit Massenstromdichten von $40\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ bis zu $90\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ wurden im Parallelbetrieb des Verdampfers gemacht. Am Eintritt des Verdampfers beträgt der Dampfgehalt ca. 15%. Die Stellung des Expansionsventils ist so zu wählen, dass sich eine Überhitzung zwischen 9m und 10m einstellt.

Für die Auswertung wird der Verdampfer im Parallelbetrieb in zwei Abschnitte unterteilt (Abb. 5.1). Abschnitt 1 vom Verdampfereintritt bis Dampfgehalt ca. 90% und Abschnitt 3 vom Dampfgehalt ca. 90% bis Austritt Verdampfer. Der Schnittpunkt zwischen Abschnitt 1 und 3 erhält man, indem man die Steigung der Sole zwischen 6m und 8m Verdampferlänge verlängert und ebenso die Steigung zwischen 10m und 12m Verdampferlänge. Die Grenze von Abschnitt 1 und Abschnitt 3 ist somit der Übergang von Ringströmung in die Dry-out-Zone, wo die lokalen Wärmeübergangskoeffizienten α_{NH_3} stark absinken (siehe Kapitel 2.3).

Diese Unterteilung der Abschnitte ergibt eine kleinere Schwankung der Messergebnisse, als wenn man die Unterteilung der Abschnitte bei Dampfgehalt gleich 1 machen würde.

Das Vorgehen bei der Auswertung ist im Kapitel 6.3 beschrieben.

5.5.2 Seriebetrieb

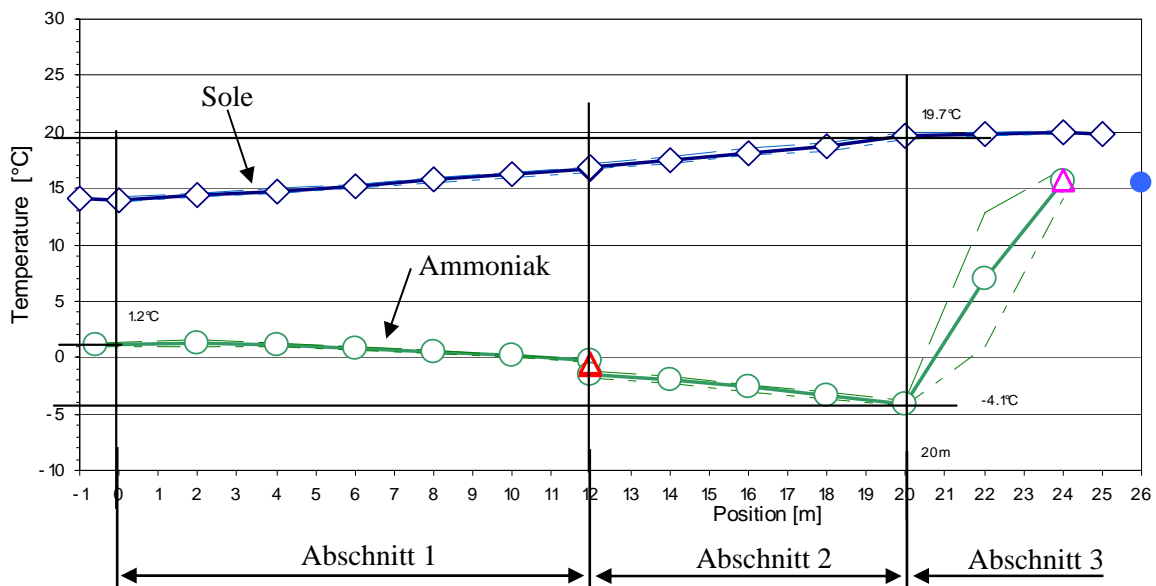


Abb. 5.2: Temperaturverläufe im Verdampfer bei Seriebetrieb des Verdampfers

Messungen mit Massenstromdichten von $80\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ bis $170\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ wurden im Seriebetrieb des Verdampfers durchgeführt. Für den Seriebetrieb wurde immer eine Überhitzung kurz nach 20m Verdampferlänge angestrebt. Das ergibt bei einer Verdampferlänge von 20m einen Dampfgehalt von ca. 90%, wo die Strömung von Ringströmung in die Dry-out-Zone gerät und die lokalen Wärmeübergangskoeffizienten α_{NH_3} stark absinken (siehe Kapitel 2.3).

Am Eintritt in den Verdampfer beträgt der Dampfgehalt wie im Parallelbetrieb ca. 15%. Im Seriebetrieb wird der Verdampfer wegen der Druckverluste zwischen den beiden Registern in drei Abschnitte unterteilt. Abschnitt 1 vom Eintritt in den Verdampfer bis zum Austritt aus dem Register 1, Abschnitt 2 vom Eintritt in das Register 2 bis zum Dampfgehalt ca. 90% und Abschnitt 3 vom Dampfgehalt ca. 90% bis Austritt aus dem Register 2.

Damit die Werte aus dem Parallelbetrieb und dem Seriebetrieb miteinander verglichen werden können, werden Abschnitt 1 und Abschnitt 2 im Seriebetrieb mit den jeweiligen Flächen gewichtet zusammengezählt.

Das Vorgehen bei der Auswertung ist im Kapitel 6.3 beschrieben.

6. Auswertemethode

6.1 Bilanzierung

Vor der Bestimmung der Wärmeübergangskoeffizienten wird die Messung, welche die gemittelten Werte von 5 Minuten mit einem Messintervall von 15 Sekunden beinhaltet, mit geeigneten Diagrammen auf Beharrung der Drücke und Temperaturen überprüft. Anschliessend erfolgt eine Bilanzierung mit der Bestimmung der Ammoniakmassenströme im Kondensator und im Verdampfer. Diese berechneten Massenströme werden mit dem vom Coriolis-Durchflussmesser gemessenen Massenstrom verglichen.

Bilanzierungsgleichungen:

$$\dot{Q}_{Sole} = \dot{V}_{Sole} \cdot \rho_{Sole} \cdot c_{p_{Sole}} \cdot (t_{aus} - t_{ein}) \quad \rightarrow \text{für Kondensator und Verdampfer} \quad \text{Gl. 6.1}$$

Die Dichte und die spezifische Wärmekapazität der Sole wird mit dem Stoffwertprogramm von Hoechst für Antifrogen N (Programm für Antifrogen V2.3) berechnet.

$$\dot{m}_{cond} = \frac{\dot{Q}_{Sole_cond}}{|h_{aus} - h_{ein}|} \quad \dot{m}_{evap} = \frac{|\dot{Q}_{Sole_evap}|}{h_{aus} - h_{ein}} \quad \text{Gl. 6.2, Gl. 6.3}$$

Die Enthalpien von Ammoniak am Ein- und Austritt des Kondensators, bzw. Verdampfers wurden mit einem Stoffwertprogramm von DuPont (Softflui 1.1) berechnet.

Die Enthalpie am Austritt des Kondensators ist mit der Temperatur des unterkühlten Kältemittels bestimmt worden.

Für die Kontrolle der Bilanzierung wird der Quotient aus dem gemessenen und dem berechneten Massenstrom gebildet.

$$a_{evap} = \frac{\dot{m}_{E\&H}}{\dot{m}_{cond}} \quad a_{cond} = \frac{\dot{m}_{E\&H}}{\dot{m}_{evap}} \quad \text{Gl. 6.4, Gl. 6.5}$$

6.2 Wärmeübergangskoeffizient der Sole α_{Sole}

Für die Bestimmung des Wärmeübergangskoeffizienten α_{Sole} wurde der Solevolumenstrom jeweils für den Parallel- und Seriebetrieb als konstant angenommen.

Volumenstrom der Sole im Verdampfer bei:

Seriebetrieb: $0.0014635 \text{ m}^3/\text{s}$

Parallelbetrieb: $0.0007692 \text{ m}^3/\text{s}$ (Unsicherheiten siehe Kapitel 6.5.1)

Die in der Berechnung verwendeten Stoffwerte stammen wieder aus dem Stoffwertprogramm von Hoechst für Antifrogen N (Programm für Antifrogen V2.3).

Die Berechnung der Nusselt-Zahl erfolgt nach Gnielinski [L 1, Gb7]

$$Nu = \frac{\frac{\zeta}{8} \cdot (Re-1000) \cdot Pr}{1 + 12.7 \cdot \sqrt{\frac{\zeta}{8} \cdot (Pr^{\frac{2}{3}} - 1)}} \left\{ 1 + \left(\frac{d_i}{l} \right)^{\frac{2}{3}} \right\} \cdot K \quad \text{Gl. 6.6}$$

$$\zeta = (1.82 \cdot \log_{10} Re - 1.64)^{-2} \quad \text{Gl. 6.7}$$

Die berechneten Reynoldszahlen der Sole im Verdampfer betragen bei den aktuellen Messungen des Projektes 3000 bis 10000 (turbulente Strömung inklusive Übergangszone). Die verwendete Korrelation für die Nusselt-Zahl ist in diesem Bereich gültig.

Der Faktor K zur Berücksichtigung der Richtung des Wärmestromes wurde wegen unzureichenden Kenntnissen der Wandtemperatur gleich 1 gesetzt.

Von 0°C bis 25°C sind die Wärmeübergangskoeffizienten in 5K Intervallen für den Parallel- und Seriebetrieb einmal berechnet worden (Abb. 6.1). Daraus entstanden die Regressionen in Abb. 6.1, welche für alle Auswertungen benutzt wurden.

Regression für α_{Sole} im Verdampfer bei Parallelbetrieb:

$$\alpha_{Sole_p} = (86.806 \cdot t_{m_Sole} + 2257.1) \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K} \quad \text{Gl. 6.8}$$

Regression für α_{Sole} im Verdampfer bei Seriebetrieb:

$$\alpha_{Sole_s} = (89.503 \cdot t_{m_Sole} + 2393.7) \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K} \quad \text{Gl. 6.9}$$

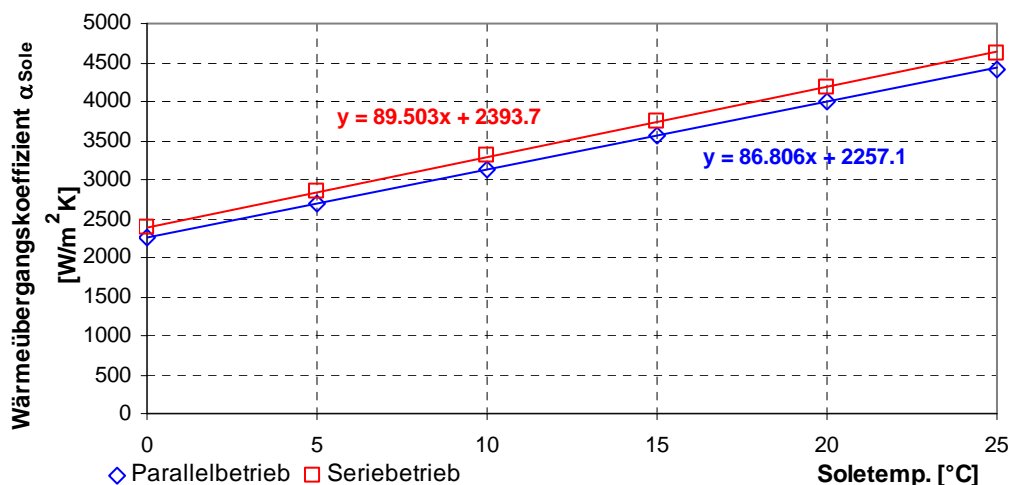


Abb. 6.1: Regression für α_{Sole} im Verdampfer

6.3 Wärmeübergangskoeffizient von Ammoniak α_{NH_3}

Für die Bestimmung des ammoniakseitigen Wärmeübergangskoeffizienten α_{NH_3} wird der Verdampfer in die verschiedenen Abschnitte, wie in Kapitel 5.5 beschrieben, unterteilt.

Für jeden Abschnitt werden zunächst die Wärmeübergangskoeffizienten einzeln wie folgt bestimmt:

$$\dot{Q}_{\text{Sole}} = \dot{V}_{\text{Sole}} \cdot \rho_{\text{Sole}} \cdot c_{p_{\text{Sole}}} \cdot (t_{\text{aus}} - t_{\text{ein}}) \quad \text{Gl. 6.1}$$

Aus der Gl. 6.10 wird der Wärmedurchgangskoeffizient k_{ref} bestimmt mit dem Innenradius r_i des Innenrohres als Referenzradius.

$$\dot{Q} = k_{\text{ref}} \cdot A_i \cdot \Delta T_{m_{\log}} \quad \text{Gl. 6.10}$$

Die Wärmestromdichte wird mit A_i (Innenfläche) definiert: $\dot{q} = \frac{\dot{Q}}{A_i}$ Gl. 6.10a

$$\Delta T_{m_{\log}} = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}\right)} \quad \rightarrow \text{ mit Temperaturen aus Abb. 5.1 bzw. Abb. 5.2} \quad \text{Gl. 6.11}$$

Mit Gl. 6.12 ist der Wärmeübergangskoeffizient α_{NH_3} für die einzelnen Abschnitte zu bestimmen.

$$\frac{1}{k_{\text{ref}} \cdot r_i} = \frac{1}{\alpha_{\text{NH}_3} \cdot r_i} + \frac{1}{\lambda} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) + \frac{1}{\alpha_{\text{Sole}} \cdot r_a} \quad \text{Gl. 6.12}$$

Für die Wärmeleitfähigkeit λ des Chromstahlrohres ist $18 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ angenommen worden und r_a ist der Aussenradius des Innenrohres.

Im Parallelbetrieb ist der nach diesem Vorgehen berechnete α_{NH_3} -Wert des Abschnittes 1 der in den Ergebnissen im Kapitel 7.1 dargestellte, gemittelte Wärmeübergangskoeffizient.

Im Seriebetrieb werden für die Darstellungen im Kapitel 7.1 die Kälteleistungen, der Wärmedurchgangskoeffizient und die Wärmeübergangskoeffizienten des Abschnittes 1 und des Abschnittes 2 Flächen gewichtet zusammengezählt (Gl. 6.13 bis Gl. 6.16). Auf diese Weise können die erhaltenen Ergebnisse vom Parallel- und Seriebetrieb miteinander verglichen werden.

$$\dot{Q}_{\text{Sole}_{\text{Abs12}}} = \dot{Q}_{\text{Sole}_{\text{Abs1}}} + \dot{Q}_{\text{Sole}_{\text{Abs2}}} \quad \text{Gl. 6.13}$$

$$k_{\text{ref}_{\text{Abs12}}} = \frac{k_{\text{ref}_{\text{Abs1}}} \cdot A_1 + k_{\text{ref}_{\text{Abs2}}} \cdot A_2}{A_1 + A_2} \quad \text{Gl. 6.14}$$

$$\alpha_{\text{Sole}_{\text{Abs12}}} = \frac{\alpha_{\text{Sole}_{\text{Abs1}}} \cdot A_1 + \alpha_{\text{Sole}_{\text{Abs2}}} \cdot A_2}{A_1 + A_2} \quad \text{Gl. 6.15}$$

$$\alpha_{NH3_Abs12} = \frac{\alpha_{NH3_Abs1} \cdot A_1 + \alpha_{NH3_Abs2} \cdot A_2}{A_1 + A_2}$$

Gl. 6.16

Die Ergebnisse in Kapitel 7.1 sind demzufolge für den Parallel- sowie für den Seriebetrieb gemittelte α_{NH3} -Werte vom Eintritt in den Verdampfer bis zum Beginn der Dry-out-Zone. (Genauere Umschreibung der Abschnitte im Verdampfer ist im Kapitel 5.5 zu finden).

6.4 Ölgehaltbestimmung

Der Ölgehalt wird über die Niveau- und die Zeitdifferenz jeweils über die gesamte Einspritzzeit für einen bestimmten Hub berechnet. Die Niveaus wie auch die Zeitdifferenz wurden von Hand auf das Protokollblatt aufgenommen. Damit die Ölgehalte korrekt berechnet werden können, muss die kontinuierliche Ölförderung mittels Zwischenmesswerten überprüft werden. Die Abb. 6.2 zeigt die grafische Kontrolle der kontinuierlichen Ölförderung der Dosierpumpe.

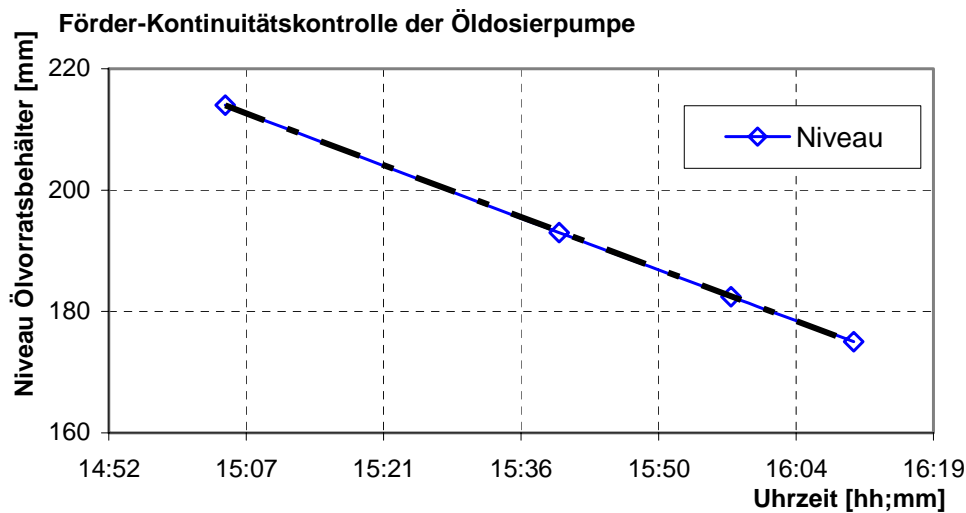


Abb. 6.2: grafische Kontrolle der kontinuierlichen Ölförderung

Bestimmung des Ölgehaltes:

$$\Delta V_{\dot{o}l} = \frac{\pi}{4} \cdot d_{i_Behälter}^2 \cdot \Delta H_{\dot{o}l} \rightarrow \text{mit Innendurchmesser Ölvorratsbehälter} = 132\text{mm} \quad \text{Gl. 6.17}$$

$$\dot{m}_{\dot{o}l} = \frac{\Delta V_{\dot{o}l} \cdot \rho_{\dot{o}l}}{\Delta \tau} \rightarrow \text{mit Dichte des Öles aus Herstellerangaben von Mobil} \quad \text{Gl. 6.18}$$

$$\left(\rho_{\dot{o}l(15^\circ C)} = 850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$\text{Daraus ergibt sich der Ölgehalt } \zeta_{\dot{o}l} \text{ im Ammoniak: } \zeta_{\dot{o}l} = \frac{\dot{m}_{\dot{o}l}}{\dot{m}_{E\&H}} \quad \text{Gl. 6.19}$$

6.5 Unsicherheit bei der Bestimmung von α_{NH_3}

Der Wärmeübergangskoeffizient α_{NH_3} ist eine Funktion der Massenstrom- und der Wärmestromdichte ($\alpha_{\text{NH}_3} = f(G, q_{\text{dot}})$). Diese Beziehung gilt für den Betrieb ohne und mit Öleinspritzung, da die Wärmestromdichte ihrerseits vom Ölgehalt $\zeta_{\text{Öl}}$ abhängig ist (Für diese Abhängigkeit von q_{dot} von $\zeta_{\text{Öl}}$ siehe Abb. 7.4. Die Kommentare dazu sind im Kapitel 7). Somit ist die Unsicherheit bei der Bestimmung von α_{NH_3} von den Unsicherheiten bei der Ermittlung von G und q_{dot} abhängig.

Der mittlere Wärmeübergangskoeffizient α_{NH_3} wird nach folgendem Schema bestimmt. Mittels Gl. 6.1 wird die Kälteleistung aus der Kühlung der Sole berechnet. Mit den Temperaturverläufen (Abb. 5.1, 5.2) im Verdampfer und der Gl. 6.10 kann ein mittlerer Wärmedurchgangskoeffizient mit dem Innenradius (14mm) als Referenzradius bestimmt werden. Der Wärmeübergangskoeffizient α_{Sole} wird mittels der Regressionsgleichungen Gl. 6.8 (Parallelbetrieb des Verdampfers) resp. Gl. 6.9 (Seriebetrieb des Verdampfers) berechnet. Aus der Gl. 6.12 erhält man den Wärmeübergangskoeffizienten α_{NH_3} .

Für die Fehlerrechnung wurde die Fehlerfortpflanzungsmethode nach Gauss verwendet.

Im Unterkapitel 6.5.1 ist die Fehlerrechnung für α_{Sole} und im Kapitel 6.5.2 ist die Fehlerrechnung für Q_{dot} , k_{ref} , α_{NH_3} mit den jeweiligen Unsicherheiten genauer beschrieben.

Die Vorgehensweise bei der Bestimmung der Unsicherheiten ist für den Parallel- und Seriebetrieb identisch. Im Seriebetrieb wurden die Unsicherheiten der Abschnitte 1 und 2 mit der Gewichtung der entsprechenden Verdampfungsflächen berechnet.

6.5.1 Wärmeübergangskoeffizient α_{Sole} im Verdampfer

Für die Bestimmung der Regressionsgleichungen für α_{Sole} (Gl.6.8, Gl. 6.9) sind die Volumenströme der Sole im Verdampfer als konstant angenommen worden.

Parallelbetrieb:	0.0014635 m ³ /s
Seriebetrieb:	0.0007692 m ³ /s

Der Mittelwert der effektiv gemessenen Volumenströme der Sole aus allen Messungen des aktuellen Projektes (Phase 2) ergab folgende Abweichungen zu den in der Berechnung für α_{Sole} verwendeten Volumenströmen:

Parallelbetrieb:	$\Delta V_{\text{dot}} = -7.10 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, Standardabweichung $\sigma = \pm 6.886 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$
Seriebetrieb:	$\Delta V_{\text{dot}} = 1.423 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, Standardabweichung $\sigma = \pm 1.062 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

Infolge dieser Abweichungen (Offsets) von V_{dot} entsteht ein systematischer Offset von α_{Sole} für beide Betriebsarten.

Für die Unsicherheit des gemessenen Volumenstromes wurde zusätzlich die Messgenauigkeit des Messgerätes (GWF Flügelradzähler, Typ: MTK32) berücksichtigt.

$\delta V_{\text{dot_GWF}} = \pm 2\%$ vom Ablesewert

Die Unsicherheit für die Solestoffwerte Wärmeleitfähigkeit, kinematische Viskosität, Dichte und Prandtl-Zahl wurde mit einer Temperaturunsicherheit von $\pm 0.10\text{K}$ berücksichtigt.

Die geometrischen Abmessungen sind ohne Unsicherheiten in die Fehlerrechnung eingesetzt worden.

Die Unsicherheit von α_{Sole} und der Offset von α_{Sole} , welcher infolge des Offsets von den Volumenströmen entsteht, ist jeweils im Parallelbetrieb und im Seriebetrieb für eine mittlere Soletemperatur von 10°C und 20°C berechnet worden.

Diese betragen (mit $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys}}$ = Offset der in der Auswertung verwendeten α_{Sole} -Werte; mit $u_{\alpha_{\text{Sole}}}$ = Unsicherheit von α_{Sole}):

- **im Parallelbetrieb** [Index _p]:

Mittlere Soletemperatur 10°C: $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys_p10}^\circ\text{C}} = +17 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$, $u_{\alpha_{\text{Sole_p10}^\circ\text{C}}} = \pm 83 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$

Mittlere Soletemperatur 20°C: $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys_p20}^\circ\text{C}} = +19 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$, $u_{\alpha_{\text{Sole_p20}^\circ\text{C}}} = \pm 98 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$

- **im Seriebetrieb** [Index _s]:

Mittlere Soletemperatur 10°C: $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys_s10}^\circ\text{C}} = -66 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$, $u_{\alpha_{\text{Sole_s10}^\circ\text{C}}} = \pm 102 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$

Mittlere Soletemperatur 20°C: $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys_s20}^\circ\text{C}} = -77 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$, $u_{\alpha_{\text{Sole_s20}^\circ\text{C}}} = \pm 121 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$

Im Anhang A3 ist ein Beispiel für die Berechnung der Unsicherheit und des Offsets von α_{Sole} aufgeführt.

6.5.2 Wärmeübergangskoeffizient α_{NH_3} im Verdampfer

Die Unsicherheit der α_{NH_3} -Werte wird abschnittsweise bestimmt. Die Unsicherheit des gemessenen Solevolumenstromes (für die jeweilige Berechnung von Q_{dot}) besteht aus dem Fehler der von Hand gestoppten Zeitmessung und aus der Unsicherheit des Volumenstrommessgerätes (GWF Flügelradzähler, Typ: MTK32) selbst.

Unsicherheit Zeitmessung: $\delta\tau = \pm 0.10 \text{ s}$

Unsicherheit Messgerät: $\delta V_{\text{dot_GWF}} = \pm 2\%$ vom Ablesewert

Die Unsicherheit für die Solestoffwerte Wärmeleitfähigkeit, kinematische Viskosität, Dichte und Prandtl-Zahl wurde mit einer Temperaturunsicherheit von $\pm 0.10\text{K}$ berücksichtigt.

Bei der Bestimmung der mittleren logarithmischen Temperaturdifferenz sind die Temperaturen soleseitig mit $\pm 0.10\text{K}$ und ammoniakseitig mit $\pm 0.20\text{K}$ in die Fehlerrechnung miteinbezogen worden.

Die Unsicherheit bei der Angabe der Länge des Verdampferabschnittes 1 im Parallelbetrieb, resp. der Länge des Verdampferabschnittes 2 im Seriebetrieb des Verdampfers, wurde mit $\pm 0.1\text{m}$ mitgerechnet.

Die Wärmeleitfähigkeit von Chromstahl wurde als konstant angenommen ($\lambda = 18\text{W}/(\text{mK})$).

Mit den Unsicherheiten $u_{\alpha_{\text{Sole}}}$ und dem Offset $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys}}$ aus dem Kapitel 6.5.1 kann die Unsicherheit von α_{NH_3} [$u_{\alpha_{\text{NH}_3}}$] und der mittlere Offset von α_{NH_3} [$\Delta\alpha_{\text{NH}_3}$] berechnet werden.

Im Anhang A4 ist ein Beispiel für die Berechnung der Unsicherheit und des Offsets von α_{NH_3} am Messpunkt 20040319a aufgeführt.

6.6 Unsicherheit bei der Bestimmung vom Ölgehalt im Ammoniak

Der Ölgehalt im Ammoniak wird mittels der Niveaudifferenz am Vorratsbehälter und der Zeitdifferenz zwischen den Niveauablesungen H1 und H2 bestimmt. (siehe Gl. 17 bis Gl. 19).

Für die Fehlerrechnung des Ölgehaltes wurden folgende Unsicherheiten angenommen oder bestimmt:

Ablesung des Ölniveaus: $u_{h1} = \pm 1 \text{ mm}$, $u_{h2} = \pm 1 \text{ mm}$

Gemessene Zeitdifferenz: $u_{\tau} = \pm 20 \text{ s}$

Temperatur im Ölvorratsbehälter: $t_{\text{öl}} = 20^{\circ}\text{C}$, $u_{t_{\text{öl}}} = \pm 3 \text{ K}$ (Für Unsicherheit der Öldichte)

Massenstrom NH₃:

- $\delta m_{\text{dot_E\&H}} = \pm(0.2\% * m_{\text{dot_NH3}} + 0.005\% * m_{\text{dotNH3 Endwert}})$ (Spezifikation Coriolis-durchflussmesser Endress&Hauser)
- Standardabweichung σ aus Messung (20 Werte aus 5 Minuten Messung bei 15s Messintervall)

Im Anhang A5 ist ein Beispiel für die Berechnung der Unsicherheit des Ölgehaltes aufgeführt.

Die für die Messreihe 20040422 berechneten Unsicherheiten der Ölgehalte sind in der Tabelle 6.1 aufgelistet.

Messung	Massenstromdichte in [kg/(m ² s)]	Ölgehalt in [%]	Unsicherheit in [%-Punkte]
20040422b	132.88	0.09	± 0.008
20040422c	119.37	0.30	± 0.017
20040422d	110.83	0.68	± 0.026
20040422e	103.22	1.11	± 0.037
20040422f	92.47	2.95	± 0.084

Tabelle 6.1: Ölgehalte mit Unsicherheiten

7. Messergebnisse

7.1 Gesamtübersicht

Die Abb. 7.1 zeigt die gemittelten Wärmeübergangskoeffizienten von Ammoniak, berechnet nach Kapitel 6.3, in Funktion der Massenstromdichte. Das heisst, die abgebildeten α_{NH_3} -Werte sind gemittelte Wärmeübergangskoeffizienten vom Eintritt in den Verdampfer (mit ca. 15% Dampfgehalt) bis zum Beginn der Dry-out-Zone (siehe Kapitel 2.3 und Kapitel 5.5).

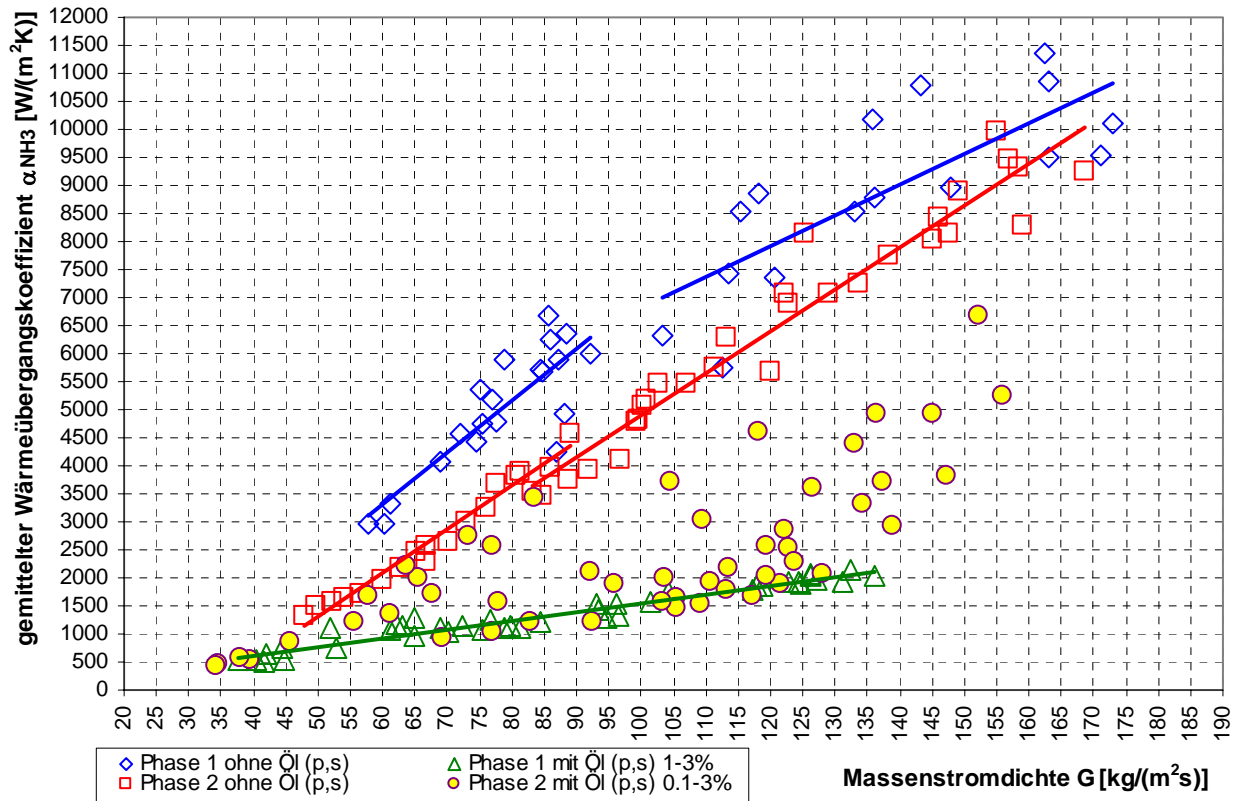


Abb. 7.1: gemittelte Wärmeübergangskoeffizienten von NH_3 : Gesamtübersicht
p: Parallelbetrieb / s: Seriebetrieb

Die Phase 1 beinhaltet die Messungen aus früheren Arbeiten (2002 bis 2003) im Parallel- und Seriebetrieb des Verdampfers. **Die Messungen der Phase 1 ohne Öl im Parallelbetrieb (bis $95\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$) wurden mit dem neuen, sauberen Verdampfer erzielt, ohne vorher einmal Öl eingespritzt zu haben.** Der Vergleich mit den Messungen aus der Phase 2 (aktuelles Projekt) zeigt, dass die Wärmeübergangskoeffizienten ohne Öleinspritzung um ca. 20% gesunken sind. Das ist auf Ölrückstände und Verunreinigungen im Verdampfer zurückzuführen (siehe Bemerkungen in Kapitel 9.1).

Im aktuellen Projekt wurden ohne Öleinspritzung gemittelte Wärmeübergangskoeffizienten von $1500\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ (bei $G=50\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$) bis $10000\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ (bei $G=170\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$) gemessen. Die Werte aus früheren Messungen (z.B. aus [L 2]) liegen wie oben beschrieben höher. Die Regressionsgerade der Messungen im Seriebetrieb ohne Öleinspritzung der Phase 2 liegt leicht tiefer als diejenige der Messungen im Parallelbetrieb, was möglicherweise durch den Druckverlust zwischen dem Register 1 und Register 2 zu erklären ist.

In den früheren Arbeiten (2002 bis 2003) konnten Ölkonzentrationen von ca. 1% bis 3% eingestellt werden. Um eine feinere Öldosierung zu realisieren, wurde für die vorliegende Studie der Pumpenkopf der Öldosierpumpe ersetzt. Die Messungen der Phase 2 mit Öleinspritzung haben einen Ölgehalt von 0.1% bis 3.5% (m/m) mit einer Unsicherheit von $\pm 0.04\%$ -Punkten (siehe Kapitel 6.5 für Fehlerrechnung).

In der Abb. 7.2 ist die progressive Verschlechterung von α_{NH_3} in Funktion der Ölkonzentration (0.1%; 0.2%; 0.5%; 1 bis 3%) dargestellt.

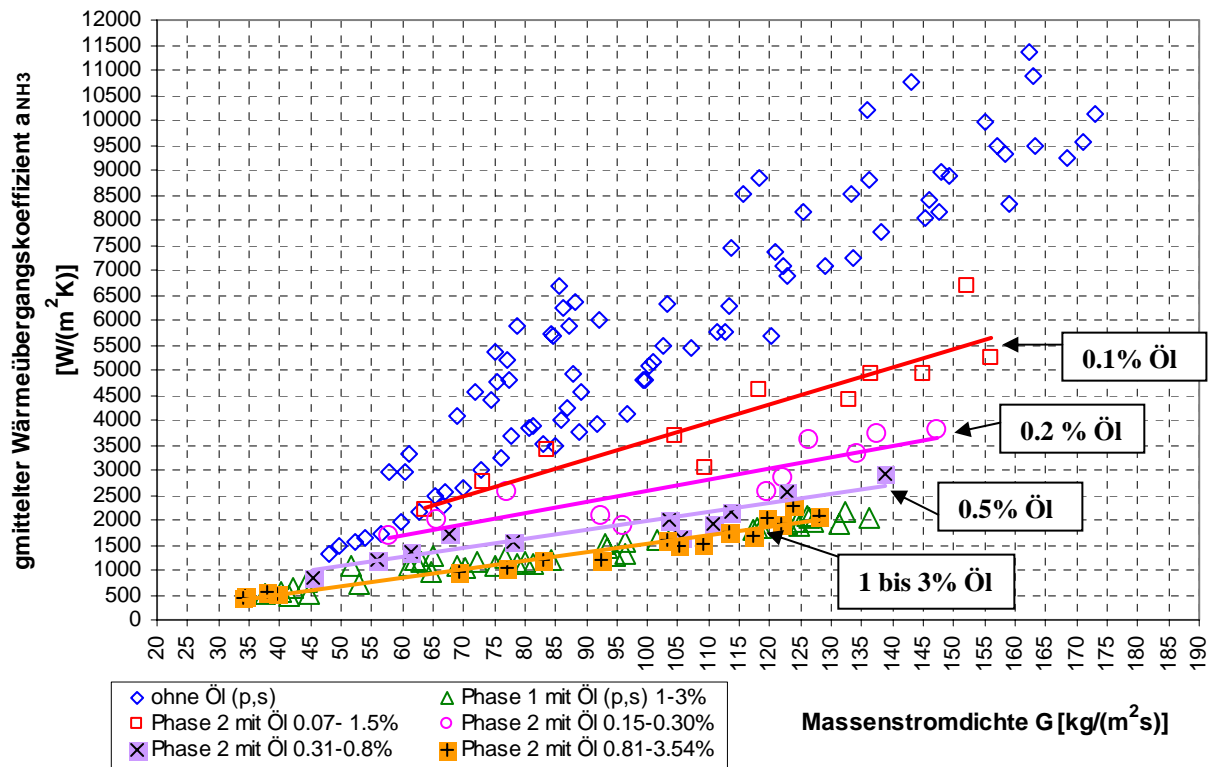


Abb. 7.2: gemittelte Wärmeübergangskoeffizienten von NH_3 : Abhängigkeit vom Ölgehalt
p: Parallelbetrieb / *s*: Seriebetrieb

Ausgehend von den Messungen ohne Öleinspritzung der Phase 2 zeigt sich bei einem Ölgehalt von 0.1% bereits eine Verschlechterung von α_{NH_3} von 27% bis 38% bei Massenstromdichten grösser als $100 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$. Bezieht man die Verschlechterung auf die Messungen der Phase 1, so sind die α_{NH_3} -Werte gar um ca. 45% gesunken.

Bei Massenstromdichten kleiner als $100 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$ und mit Bezug auf die Messungen der Phase 2 ist die Verschlechterung kleiner als 20%. Bezieht man die Verschlechterung auf die Ergebnisse von Phase 1, so sinken die α_{NH_3} -Werte ebenfalls um ca. 45%.

Bei 0.2% Ölgehalt sind die α_{NH_3} -Werte bereits um mehr als 50% gesunken, bezogen auf die Messungen der Phase 2 ($G > 100 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$). Ab ca. 0.8% Ölgehalt verschlechtert sich der Wärmeübergangskoeffizient nur noch wenig. Bei Ölgehalten zwischen 1 und 3% beträgt die Verschlechterung von α_{NH_3} 60% bis 70% bezogen auf Messungen der Phase 2. Bezieht man die Werte auf Messungen der Phase 1, so ist die Verschlechterung gar 75% bis 80%.

Ein Beispiel für die Verschiebung der Betriebsbedingungen bei Öleinspritzung startend bei einem Punkt ohne Öleinspritzung ist in Abb. 7.3 dargestellt. Man verfolgt hier die Verschiebung bei Ölgehalterhöhung von 0.07% bis 3.24% Ölgehalt.

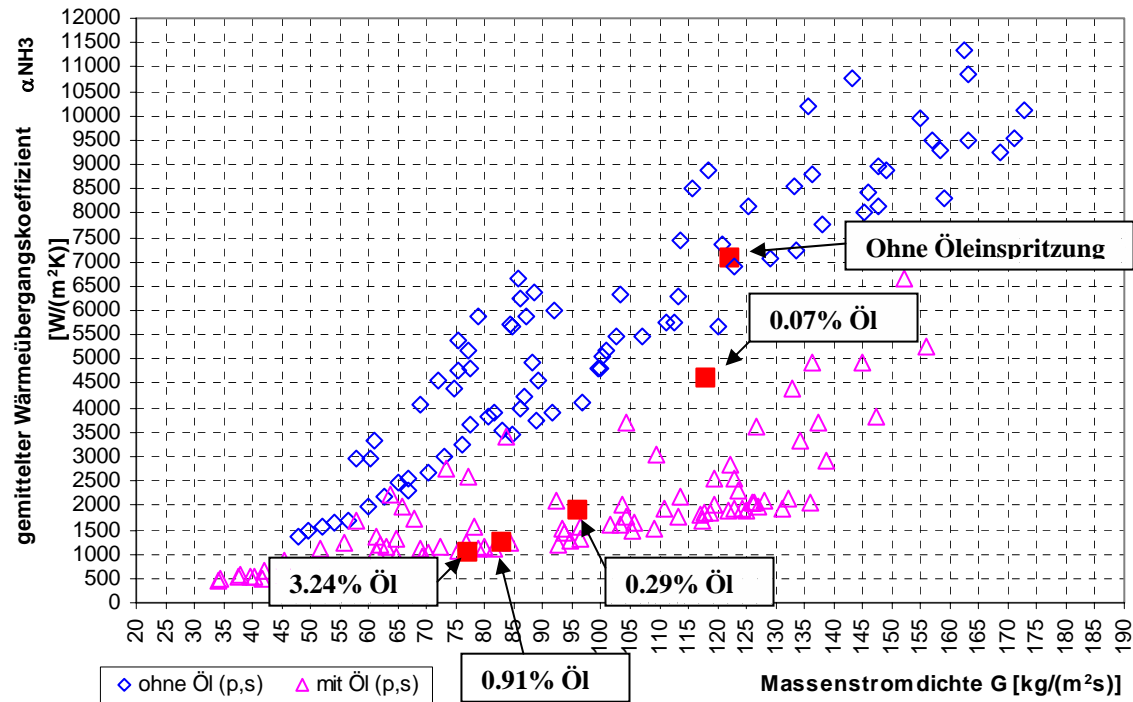


Abb. 7.3: Messreihe Ölmessung. Start bei $G: 122 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$ (3)
p: Parallelbetrieb / *s*: Seriebetrieb

Bei allen Messungen im Seriebetrieb der Phase 2 (mit und ohne Öl) ist jeweils eine Überhitzung bei 20m eingestellt worden. Die Startmessung ohne Öleinspritzung erfolgte bei dieser Messreihe (dargestellt in Abb. 7.3) bei einer Massenstromdichte von $122 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$. Die erste Messung mit Öl (Ölgehalt 0.07%) zeigt die Verschlechterung von α_{NH_3} und daraus folgt eine kleine Verminderung der Massenstromdichte. Betrachtet man aber die Messungen mit grösseren Ölgehalten, ist die Verschiebung der Massenstromdichte massiv. Von der Startmessung ohne Öleinspritzung bis zum Messpunkt mit 3.24% Ölgehalt verkleinert sich die Massenstromdichte von $122 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$ auf $77 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$, was eine Reduktion um 37% bedeutet.

Wie bereits erwähnt ist die Verkleinerung von α_{NH_3} zwischen 0.8 und 3% Ölgehalt eher gering. Diese geringe Verschlechterung ist immer mit einer Verkleinerung der Massenstromdichte verbunden (max. 10%). Durch diese Verkleinerung der Massenstromdichte kommt der α_{NH_3} -Wert immer auf der Geraden für 1 bis 3% Ölgehalt zu liegen (siehe Abb. 7.2).

7.2 Einfluss von Öl in Abhängigkeit von Strömungsformen

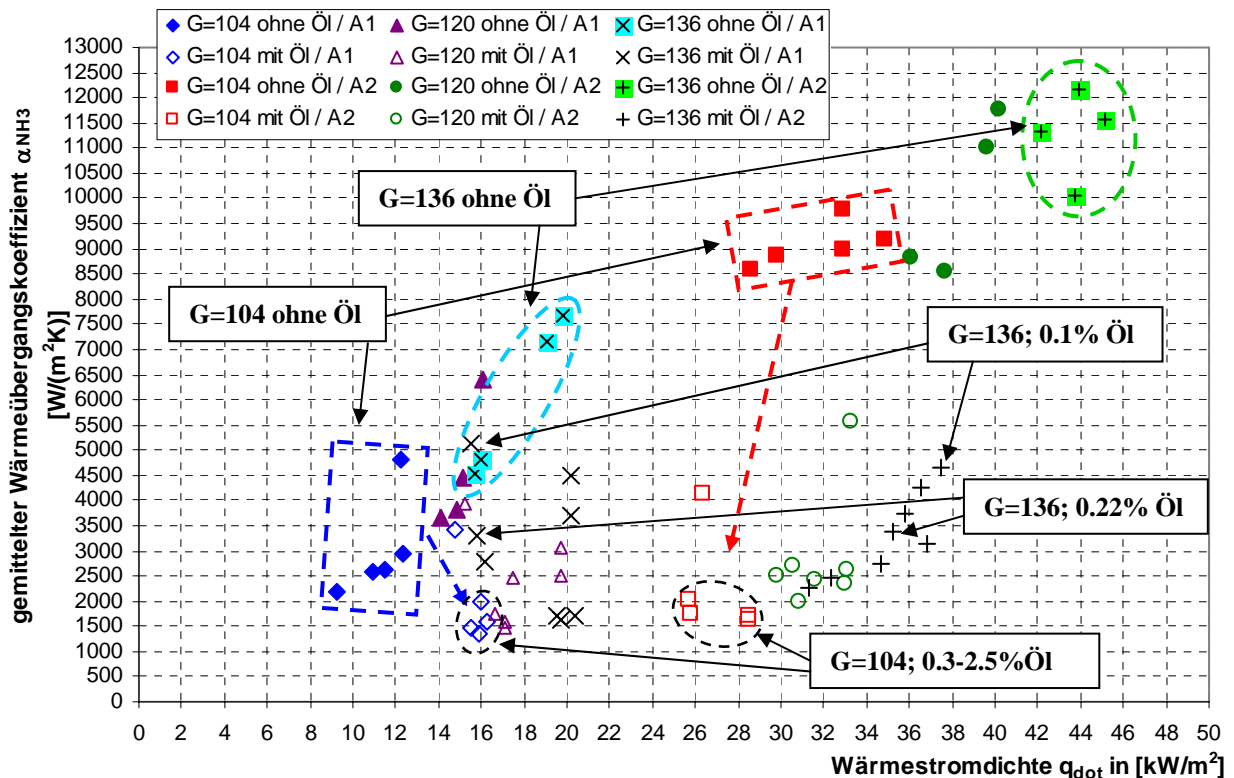


Abb. 7.4: abschnittweise Verschlechterung von α_{NH_3}

Die Abb. 7.4 zeigt den Wärmeübergangskoeffizienten des Ammoniaks in Funktion der Wärmestromdichte diesmal separat gemittelt für Abschnitt 1 und für Abschnitt 2. Die abgebildeten Werte stammen alle aus Messungen im Seriebetrieb des Verdampfers. Für drei verschiedene Massenstromdichten ($104 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$; $120 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$; $136 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$) wurden die α_{NH_3} -Werte in Funktion der Wärmestromdichte bei verschiedenen Ölgehalten abschnittsweise aufgezeichnet.

Die Verschlechterung des Wärmeübergangskoeffizienten infolge der Öleinspritzung ist im Abschnitt 1 viel kleiner (bis 40%) als im Abschnitt 2 (bis 80%).

Das ist die Folge von unterschiedlichen Strömungsformen im Verdampfer. Diese Aussage bestätigt die Aussage von Shen und Groll [L 18], dass die Verschlechterung wesentlich von der lokal vorliegenden Strömungsform abhängt.

Während im Abschnitt 1 des Verdampfers vorwiegend Wellen- und Schichten- Strömung vorliegt, (vor allem bei kleineren Massenstromdichten), ist im Abschnitt 2 des Verdampfers ausschliesslich Ringströmung zu beobachten. Bei Schichten- und Wellen-Strömung strömt das Öl vermischt mit der Flüssigphase des Ammoniaks mit, und nur ein Teil des Öls setzt sich an der Rohrwand oder am Rohrgrund ab. Bei grösseren Dampfgehalten stellt sich Ringströmung ein, und an der Rohrwand bilden sich ein dünner Ölfilm und schwadenartige Ölringe. Der Ölfilm und die Ölringe bewegen sich mit einer viel kleineren Geschwindigkeit als die Ammoniakgasphase. Die Strömungsgeschwindigkeit, die Dicke und der Abstand dieser Ölschwaden oder Ölringe zueinander sind je nach Verdampferposition unterschiedlich. Es ist mit der aktuellen Messeinrichtung nicht möglich eine qualitative Aussage über die Dicke der Ölringe und des Ölfilms zu machen. Eine erste Abschätzung der Geschwindigkeit der Ölringe lassen die Videoaufnahmen zu, welche im Kapitel 8 (Strömungsvisualisierung) behandelt werden.

7.3 Unsicherheit von α_{NH_3} infolge fehlerhafter Bestimmung von α_{Sole} (Offset)

Alle gemittelten Wärmeübergangskoeffizienten α_{NH_3} in der Abb. 7.1 sind mit α_{Sole} -Werten ausgerechnet worden, bei welchen der Solevolumenstrom konstant gehalten wurde (Berechnungsmethode in Kapitel 6.2 und Fehlerrechnung in Kapitel 6.5). Die Abb. 7.1 wird in diesem Unterkapitel als Basis für die Abb. 7.5 verwendet. Die Abweichung (Offset) des gemittelten Solevolumenstromes aus allen Messungen der Phase 2 von dem in der Berechnung für α_{Sole} verwendeten Volumenstrom ergibt einen gemittelten systematischen Offset von α_{Sole} für beide Betriebsarten ($\Delta\alpha_{\text{Sole_sys}}$ gemäss Beschreibung in Kapitel 6.5.1). Dieser gemittelte Offset $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys}}$ führt also zu gemittelten Offsets $\Delta\alpha_{\text{NH}_3}$, welche in den einzelnen Betriebspunkten berechnet werden können. Diese Offsets $\Delta\alpha_{\text{NH}_3}$ sind je nach Betriebsart positiv oder negativ. In der Abb. 7.5 findet man die effektiven Offsets $\Delta\alpha_{\text{NH}_3}$ an 6 ausgewählten Messpunkten.

Im Parallelbetrieb ist die Auswirkung auf α_{NH_3} vernachlässigbar klein ($-7\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ resp. $-19\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$). Im Seriebetrieb ist die Auswirkung auf α_{NH_3} immer positiv und $\Delta\alpha_{\text{NH}_3}$ beträgt $+16\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ bis $+427\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ ($\Delta\alpha_{\text{NH}_3} = +427\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$ wurde für den Messpunkt 20040405a ermittelt und entspricht $+4.5\%$ des gemittelten α_{NH_3} -Wertes).

Im Anhang A4 (Unsicherheiten von α_{NH_3}) ist ein Beispiel für die Berechnung des mittleren Offsets $\Delta\alpha_{\text{NH}_3}$ in der Berechnung der Unsicherheit von α_{NH_3} enthalten.

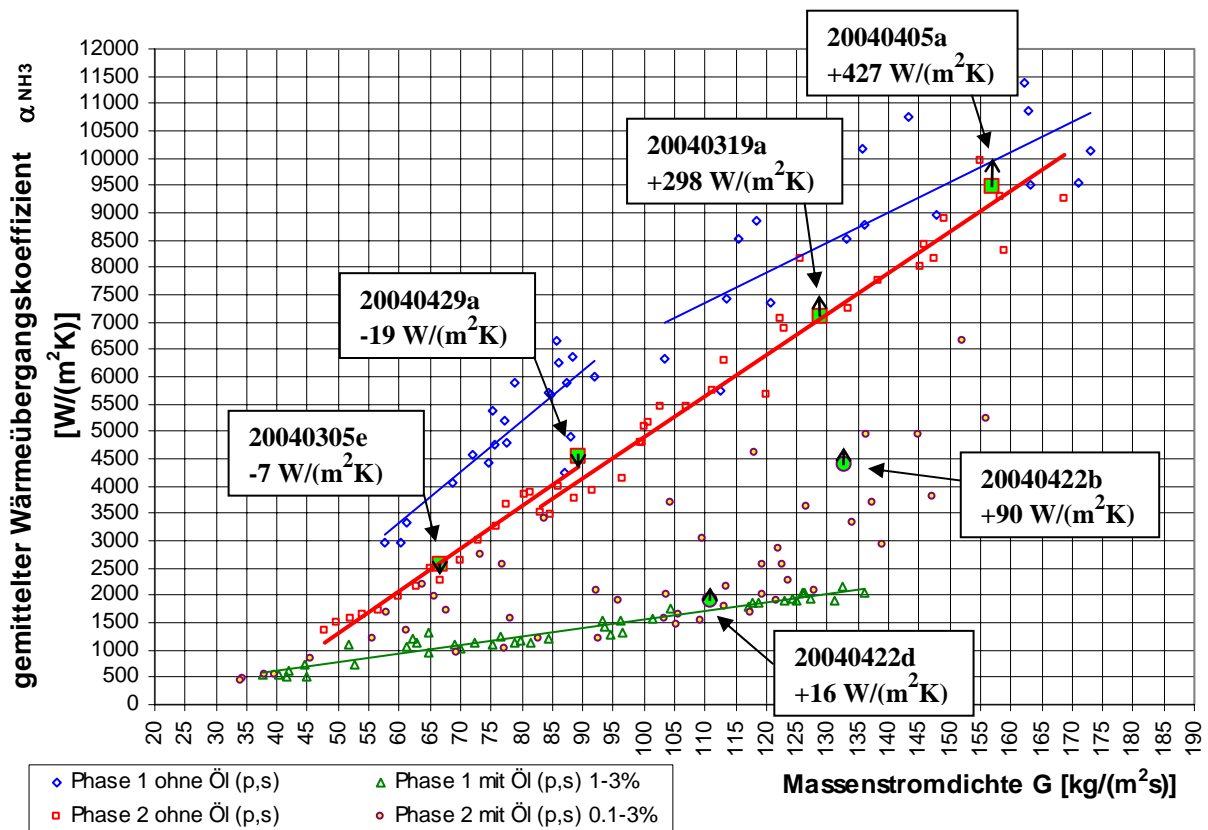


Abb. 7.5: Offset von α_{NH_3} infolge fehlerhafter Bestimmung von α_{Sole}

7.4 Unsicherheit von α_{NH_3} infolge Fehlerrechnung gemäss Kapitel 6.5

Die Abb. 7.6 zeigt die Unsicherheit $u_{\alpha_{\text{NH}_3}}$ auf α_{NH_3} -Werte für die im Kapitel 7.3 aufgeführten 6 Messpunkte im Parallel- und im Seriebetrieb. Die $u_{\alpha_{\text{NH}_3}}$ -Werte wurden nach Kapitel 6.5 berechnet. Die Unsicherheit von α_{NH_3} im Parallelbetrieb ist kleiner als $\pm 10\%$. Im Seriebetrieb bei Messungen ohne Öleinspritzung beträgt die Unsicherheit von α_{NH_3} ca. $\pm 17\%$. Bei Messungen mit sehr kleinen Ölgehalten (ca. 0.1% bis 0.4% (m/m) Ölgehalt) beträgt die Unsicherheit von α_{NH_3} ca. $\pm 10\%$. Bei Ölgehalten grösser als 0.4% (m/m), wo man kleinere α_{NH_3} -Werte erhält, ist die Unsicherheit $u_{\alpha_{\text{NH}_3}}$ kleiner als $\pm 10\%$.

Betriebsart	Messung	G [kg/(m ² s)]	α_{NH_3} [W/(m ² K)]	$u_{\alpha_{\text{NH}_3}}$ [W/(m ² K)]	$u_{\alpha_{\text{NH}_3}}$ [%]	$\zeta_{\text{Öl}}$ [%]
Parallel	20040305e	66.87	2557	± 191	± 7.5	Keine Öleinspritzung
	20040429a	89.16	4555	± 373	± 8.2	
Serie	20040319a	129.01	7081	± 1152	± 16.3	Keine Öleinspritzung
	20040405a	156.95	9478	± 1578	± 16.7	
	20040422b	132.88	4399	± 457	± 10.4	0.09
	20040422d	110.83	1914	± 152	± 7.9	0.68

Tabelle 7.1: Unsicherheiten von α_{NH_3} tabellarisch

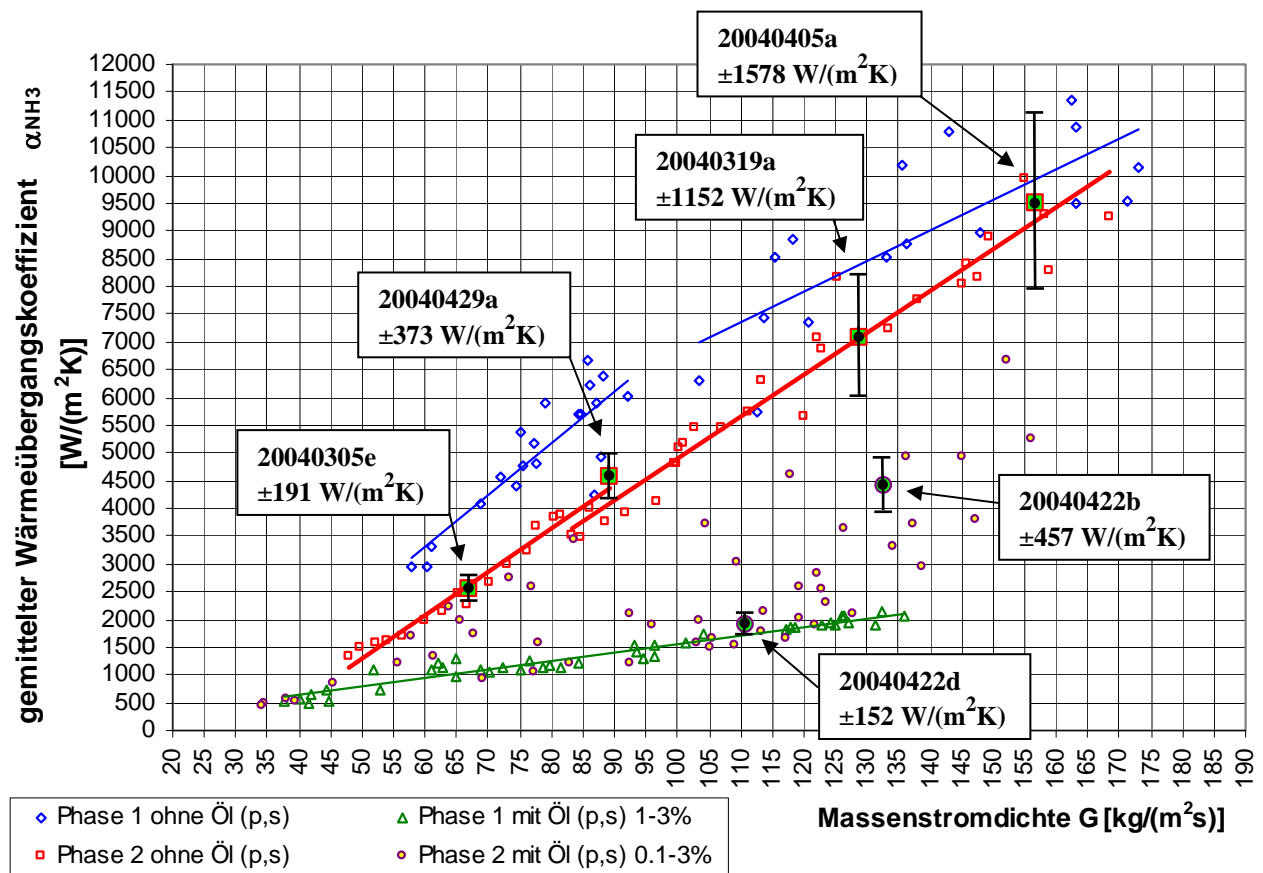


Abb. 7.6: Unsicherheit von α_{NH_3}

8. Strömungsvisualisierung

Die Abbildungen in diesem Kapitel zeigen Fotoaufnahmen der Glasbausteine, welche an verschiedenen Positionen des Verdampfers bei verschiedenen Ölgehalten im Seriebetrieb aufgenommen wurden.

Die Positionen der Glasbausteine (0m, 6m, 10m, 12m, 18m, 22m und 24m Verdampferlänge) sind im Kapitel 4 genauer beschrieben (Abbildung Glasbausteine, siehe Abb. 4.7).

Für jede Verdampferposition sind jeweils drei Fotos mit verschiedenen Ölgehalten aufgezeichnet. Die Abbildungen mit der Bezeichnung **a** (z.B. 10.1a) sind Fotos bei Betrieb ohne Öleinspritzung. Die Bilder mit der Bezeichnung **b** sind bei einer Messung mit **0.9% Ölgehalt** und Abbildungen mit der Bezeichnung **c** sind bei Betrieb mit **2.2% Ölgehalt** aufgenommen worden.

Die Massenstromdichte beträgt bei allen Aufnahmen ca. $120\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ und die Position der Überhitzung ist immer bei 20m Verdampferlänge.

Die Abb. 10.1a, 10.1b und 10.1c zeigen die Strömung am Verdampfereintritt (0m). Der Dampfgehalt beträgt ca. 15%. Die Trübung durch das Öl im Ammoniak ist in den Abb. 10.1b und 10.1c sehr deutlich erkennbar. In diesen Abbildungen (Abb. 10.1b, 10.1c) ist am Grund der Glasröhrchen ersichtlich, wie sich ein Teil des Öles tropfenartig abgelagert und durch das flüssige Ammoniak langsam mitgeschleppt wird.

Nach 6m Verdampferlänge, bei einem Dampfgehalt von ca. 30%, ist in den Abb. 10.2b und 10.2c deutlich zu erkennen, wie sich das Öl in der unteren Hälfte des Glasröhrchens abgelagert und als mäanderförmige Wellen mitgeschleppt wird.

Bei 10m Verdampferlänge (Abb. 10.3b, Abb. 10.3c) ist das mitgeschleppte Öl eher schlecht zu erkennen.

Die Abb. 10.4a bis 10.4c zeigen die Strömung am Austritt aus dem Register 1 und am Eintritt ins Register 2 (12m Verdampferlänge). Im oberen Glasröhrchen zeigt die Strömungsrichtung von rechts nach links und im unteren Glasröhrchen strömt das Ammoniak von links nach rechts. In der Abb. 10.4c sind sehr feine, am ganzen Umfang gleichmässig verteilte Ölringe zu beobachten. Die Geschwindigkeit dieser Ölringe ist sehr klein.

In der Verdampferposition bei 18m Verdampferlänge beobachtet man eine schnelle Ringströmung. Die Abbildungen dieser Position des Verdampfers sind nicht aussagekräftig und aus diesem Grund im Bericht nicht wiedergegeben.

Bei 22m Verdampferlänge (Abb. 10.5a, Abb. 10.5b, Abb. 10.5c) ist das Ammoniak bereits überhitzt. In der Abb. 10.5a sind die Ölspure am Grund des Glasröhrchens zu sehen, die auch nach 130h Spülvorgang noch vorhanden sind (siehe Kapitel 9). Die Abb. 10.5b und 10.5c zeigen, wie das Öl eine transparente Schicht (Ölfilm) am ganzen Umfang des Rohres bildet.

Die Abbildungen bei 24m Verdampferlänge sind ähnlich wie diejenigen bei 22m Verdampferlänge.

Über die Geschwindigkeit und die Dicke der Ölschicht kann zurzeit keine quantitative Aussage gemacht werden.

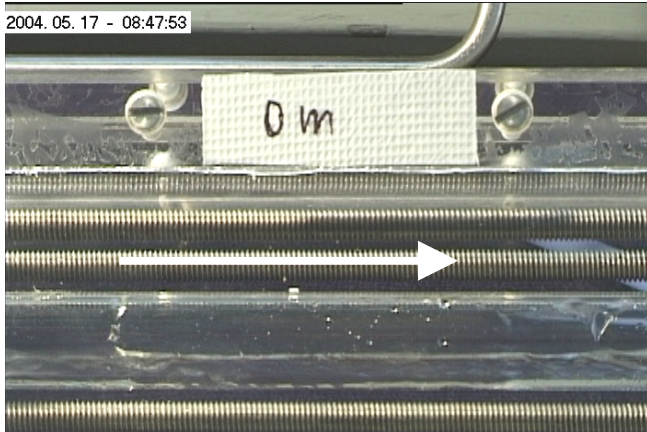


Abb. 10.1a: $G=123\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=\text{ca. } 0.15$, $\zeta_{\dot{\sigma}_I}=0.0\%$

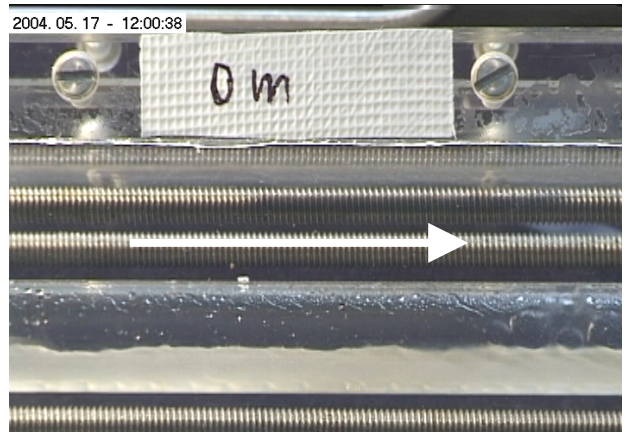


Abb. 10.1b: $G=127\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=\text{ca. } 0.15$, $\zeta_{\dot{\sigma}_I}=0.19\%$

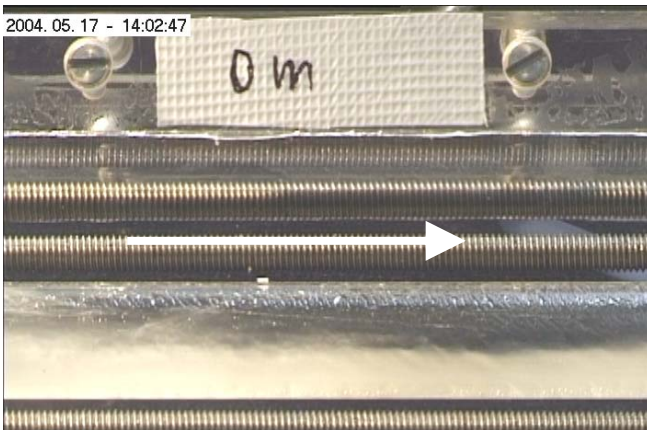


Abb. 10.1c: $G=124\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=\text{ca. } 0.15$, $\zeta_{\dot{\sigma}_I}=2.2\%$

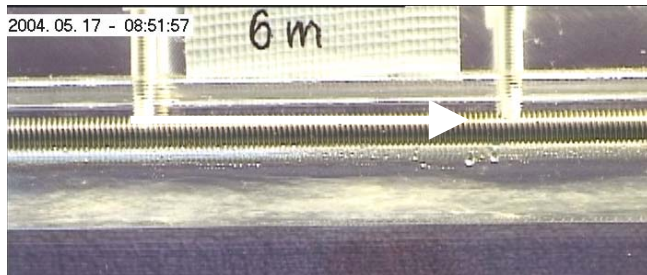


Abb. 10.2a: $G=123\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=\text{ca. } 0.30$, $\zeta_{\dot{\sigma}_I}=0.0\%$

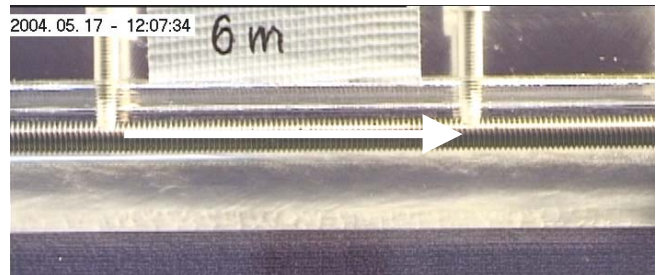


Abb. 10.2b: $G=127\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.30$, $\zeta_{\dot{\sigma}_I}=0.19\%$

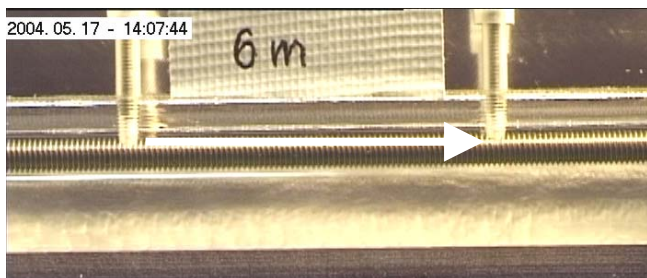


Abb. 10.2c: $G=124\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.30$, $\zeta_{\dot{\sigma}_I}=2.2\%$

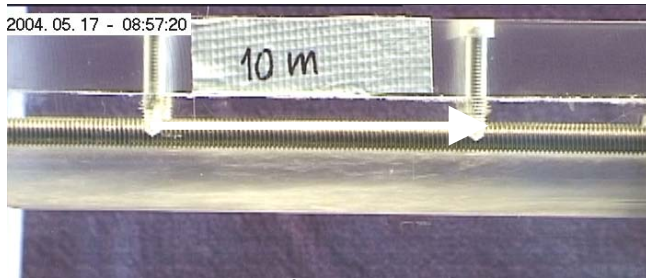


Abb. 10.3a: $G=123\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.50$, $\zeta_{\delta l}=0.0\%$

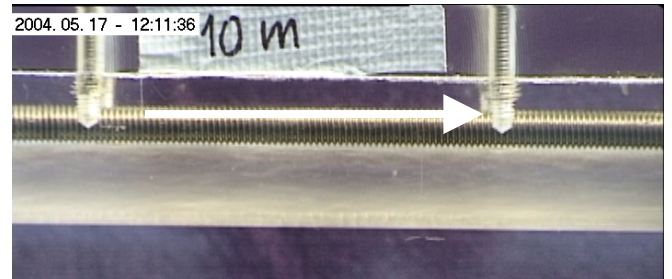


Abb. 10.3b: $G=127\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.50$, $\zeta_{\delta l}=0.19\%$

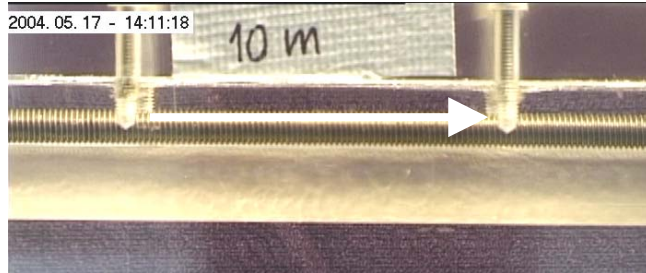


Abb. 10.3c: $G=124\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.50$, $\zeta_{\delta l}=2.2\%$

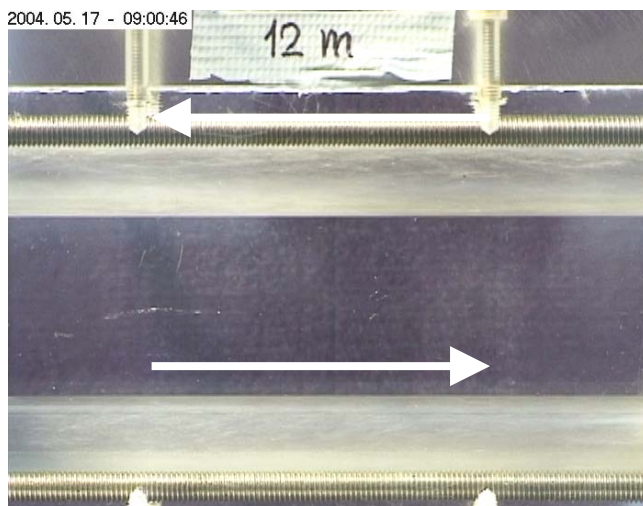


Abb. 10.4a: $G=123\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.60$, $\zeta_{\delta l}=0.0\%$

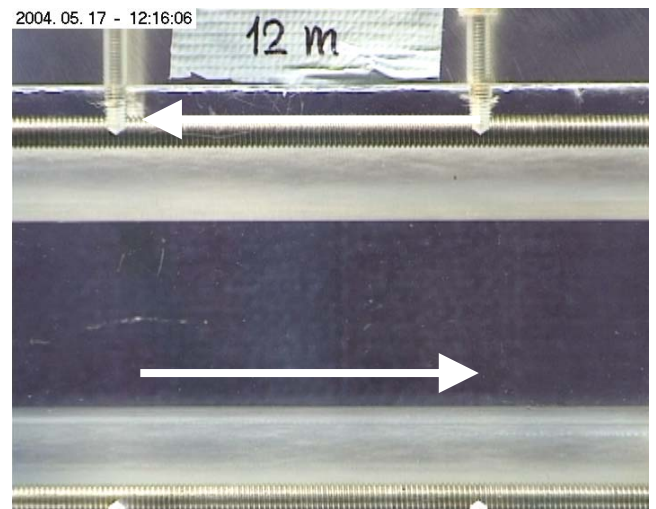


Abb. 10.4b: $G=127\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.60$, $\zeta_{\delta l}=0.19\%$

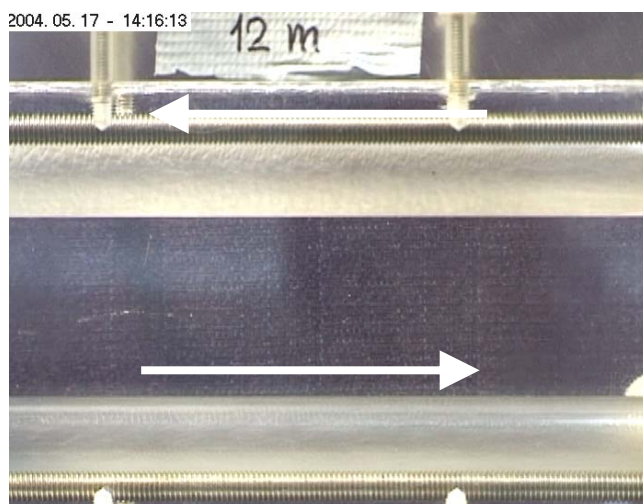


Abb. 10.4c: $G=124\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=0.60$, $\zeta_{\delta l}=2.2\%$

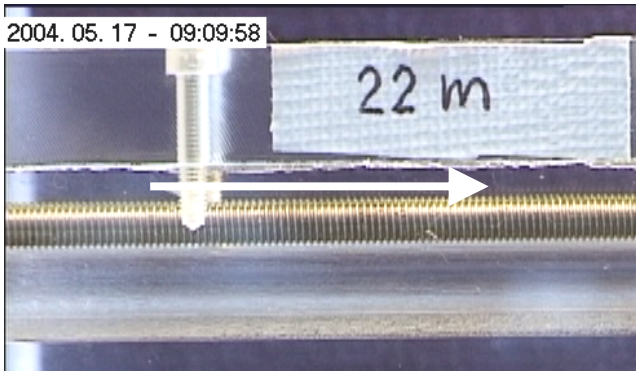


Abb. 10.5a: $G=123\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=>1.0$, $\zeta_{\dot{O}l}=0.0\%$

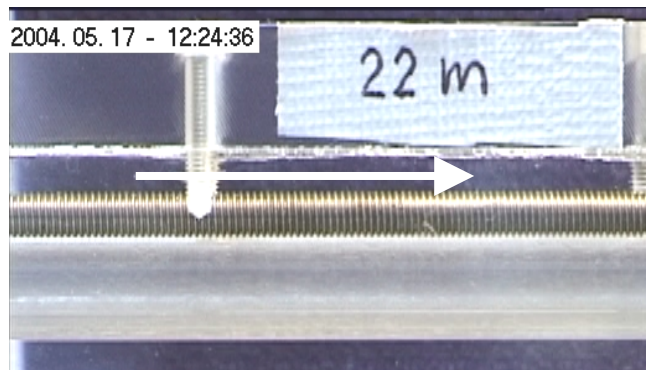


Abb. 10.5b: $G=127\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=>1.0$, $\zeta_{\dot{O}l}=0.19\%$

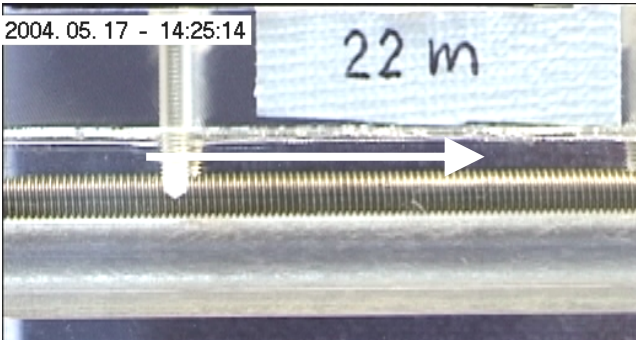


Abb. 10.5c: $G=124\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=>1.0$, $\zeta_{\dot{O}l}=2.2\%$

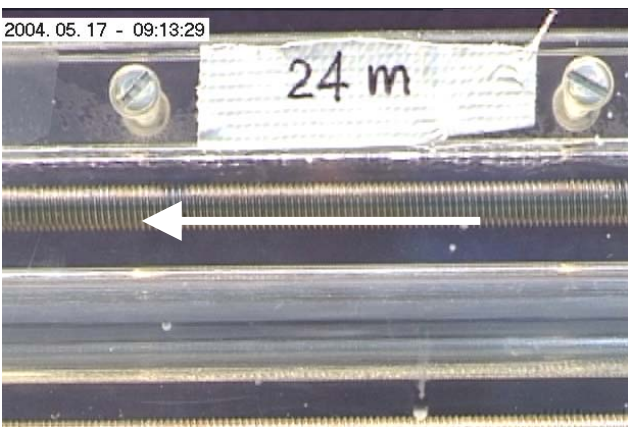


Abb. 10.6a: $G=123\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=>1.0$, $\zeta_{\dot{O}l}=0.0\%$

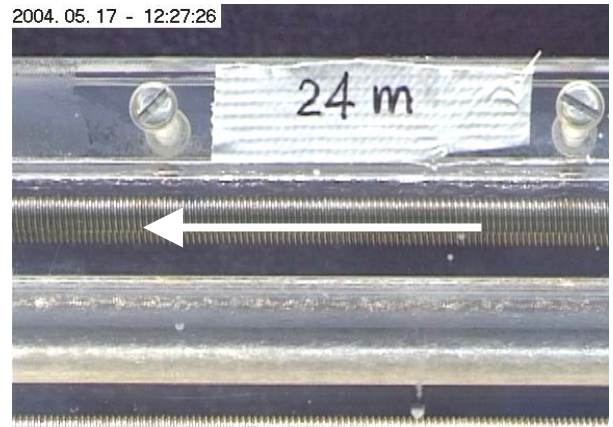


Abb. 10.6b: $G=127\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=>1.0$, $\zeta_{\dot{O}l}=0.19\%$

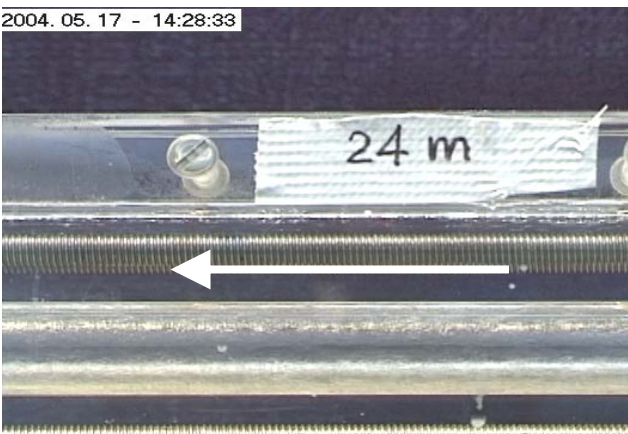


Abb. 10.6c: $G=124\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, $x=>1.0$, $\zeta_{\dot{O}l}=2.2\%$

9. Besondere Beobachtungen

9.1 Verdampfungsverläufe mit und ohne Ölrückstände

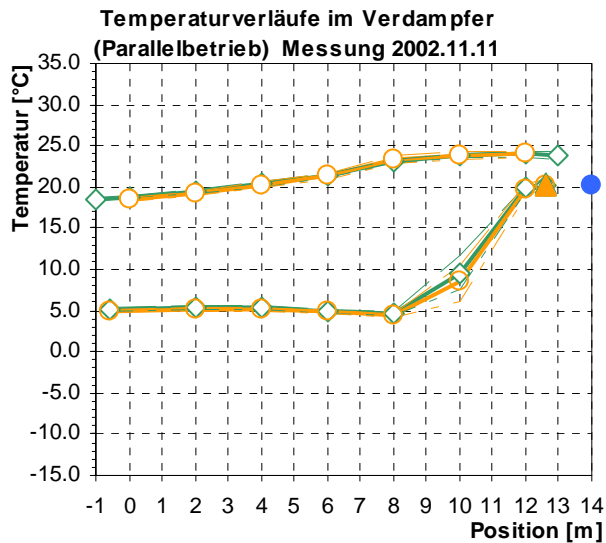


Abb. 9.1: Temp. Verlauf vor erster Öleinspritzung

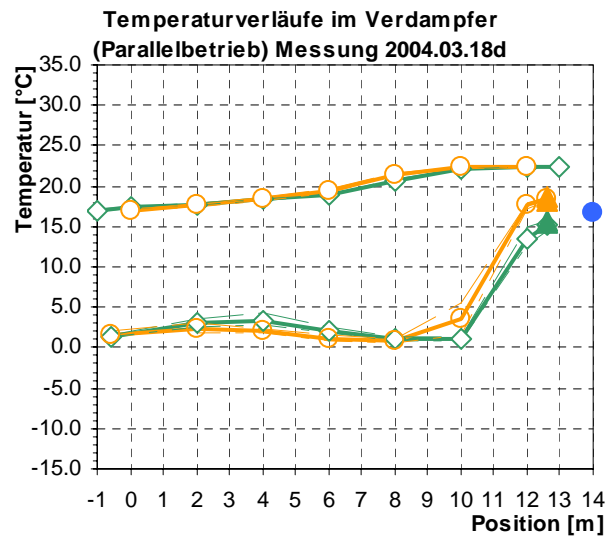


Abb. 9.2: Temp. Verlauf ohne Öleinspritzung, aber mit Ölrückständen aus früheren Messungen

Bei der Messung am 2002.11.11 (Abb. 9.1) ist nie zuvor Öl in den Verdampfer eingespritzt worden. Der Temperaturverlauf des Ammoniaks ist sinkend als Folge des Druckverlustes im Verdampfer. Die Messung am 2004.03.18 (Abb. 9.2) ist ebenfalls eine Messung ohne Öleinspritzung, aber mit Ölrückständen, welche nicht mehr weggebracht werden können. Die Messwerte wurden nach einer längeren Spülphase von über 130 Stunden aufgenommen. In den ersten zwei oder vier Metern ist ein Temperaturanstieg um bis zu 2K zu beobachten. Die Thermoelemente sind in der Mitte des Rohrquerschnittes positioniert. Das bedeutet, dass das Temperaturprofil des Ammoniaks im betrachteten Querschnitt nicht mehr homogen ist, so dass die lokalen Temperaturen divergieren können. Spätestens nach der zweiten Umlenkung sinkt die Temperatur wieder.

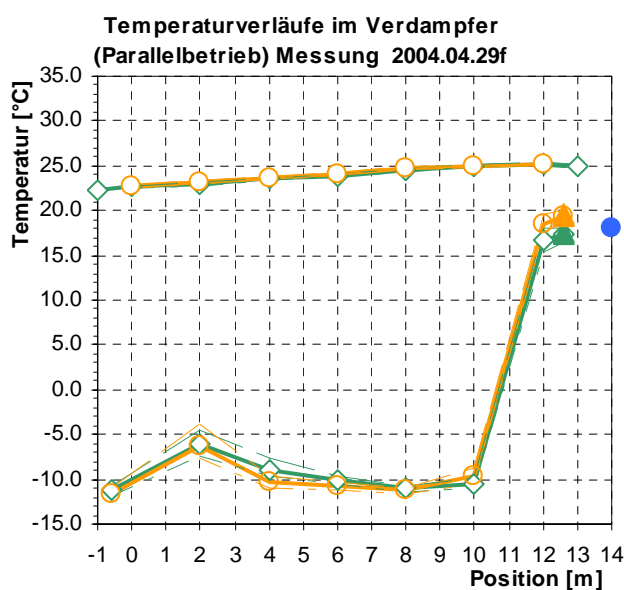


Abb. 9.3: Temp. Verlauf bei Öleinspritzung

Abb. 9.3 zeigt einen Temperaturverlauf mit 3.4% Ölgehalt. Der Anstieg der Temperatur in den ersten zwei Metern des Verdampfers ist sehr gross (bis 5K). Da sich dieser Temperaturanstieg im Verdampfer erst nach der ersten Öleinspritzung zeigte, ist davon auszugehen, dass immer noch Ölrückstände im Verdampfer sind, welche den Wärmeübergang und den Temperaturverlauf des Ammoniaks im Verdampfer beeinflussen.

Im Seriebetrieb ist dieses Phänomen nicht so gut sichtbar. Die Durchmischung der Strömung ist bei grösseren Massenstromdichten besser. Die Anwesenheit von Ölsuren ohne Öleinspritzung ist auch bei Seriebetrieb bemerkbar, da sich der α_{NH_3} -Wert verschlechtert. Warum aber dieser Anstieg in Anwesenheit von Ölsuren zu Stande kommt, ist unklar.

9.2 Darstellung des Spülvorganges

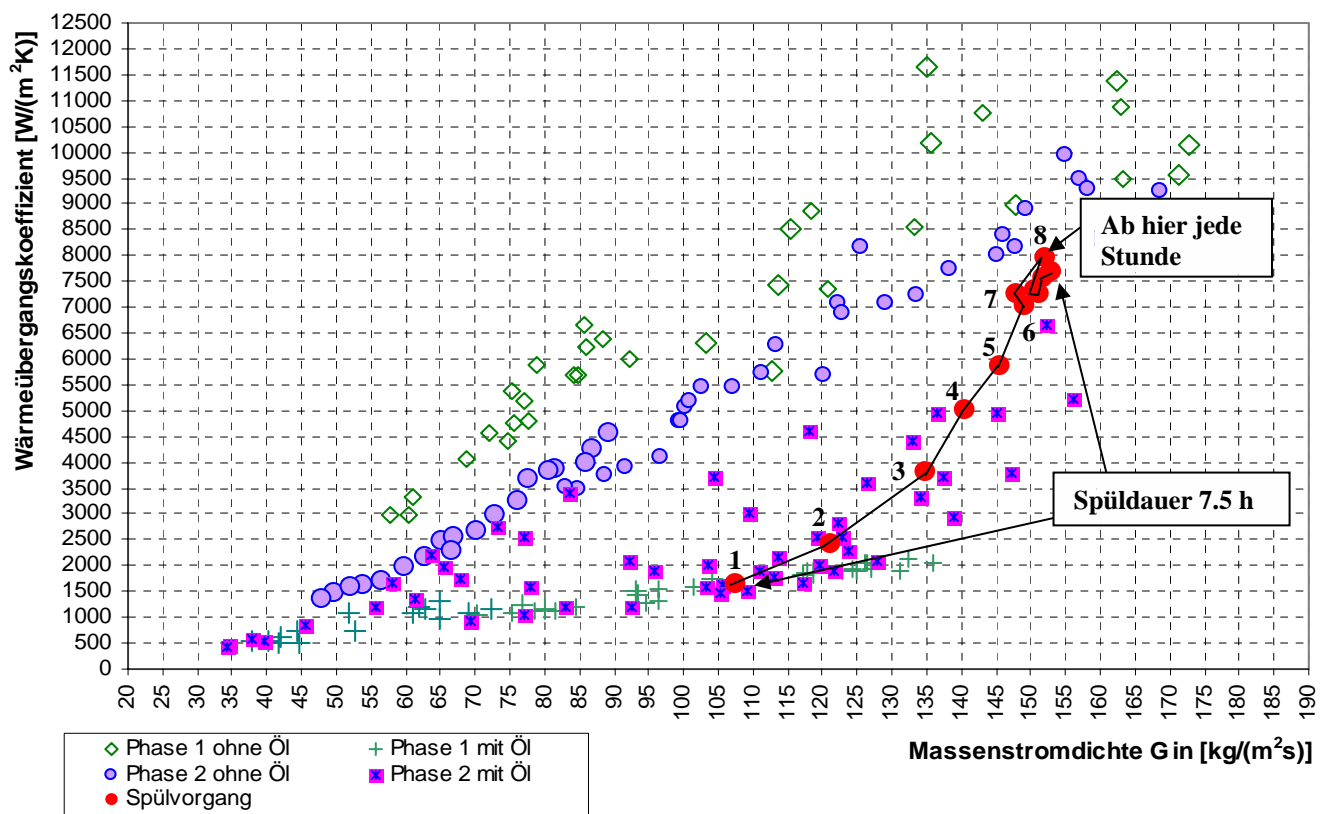


Abb. 9.4: Spülvorgang nach Messreihe mit Öleinspritzung

In der Abb. 9.4 ist ein Spülvorgang nach einer Messung mit Öl dargestellt (Messung durchgeführt am 2004.05.18). Der erste runde Punkt (Pkt. Nr. 1) bei $G=107\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ stammt aus einer normalen Ölmessung mit ca. 2.6% Ölgehalt. Dann wurde die Öleinspritzung abgebrochen und anhand von periodischen Messungen das Betriebsverhalten des Verdampfers (d.h. α_{NH_3} gemittelt = $f(G)$) beim Spülvorgang ermittelt. Jede halbe Stunde und später jede Stunde ist eine Messung aufgenommen und ausgewertet worden. Ca. 2.5 bis 3 Stunden lang steigt der α_{NH_3} -Wert kontinuierlich stark an. Später aber steigt α_{NH_3} nur noch sehr langsam oder kaum noch.

Bei dieser Messung wurde die Position der Überhitzung immer konstant bei 20m Verdampfungslänge gehalten. Die α_{NH_3} -Werte steigen nach dem 7. oder 8. Messpunkt kaum noch, wenn nicht die Betriebsbedingungen im Verdampfer zwischenzeitlich verstellt werden. D. h. die Position der Überhitzung muss während dem Spülen verstellt werden, oder die Anlage muss einmal ausgeschaltet werden, damit andere Bedingungen im Verdampfer vorliegen. Erst danach werden wieder höhere α_{NH_3} -Werte erreicht (siehe Abb. 9.4, Phase 2 ohne Öl).

10. Bewertung der Ergebnisse, Schlussfolgerungen, weiteres Vorgehen

Die Direktexpansionsverdampfung von Ammoniak wird in den Anlagen für sehr kleine Leistungen und in einigen Spezialfällen angewendet. Die in dieser Studie zusammengefassten Messungen wurden in einer praxisnahen Anlage mit einem Doppelrohr-Wärmeübertrager als Verdampfer durchgeführt, mit Direktverdampfung von Ammoniak im Innenrohr und Kühlung einer Sole im Aussenrohr.

Der untersuchte Verdampfer setzt sich aus zwölf geraden Rohrstücken von je 2m Länge mit U-förmigen Umlenkungsstücken an den Rohrenden auf der Ammoniakseite zusammen. In diesen geraden Rohrstücken bildet sich in Abhängigkeit des Dampfgehalts (siehe Kapitel 2) eine Strömungsform aus, welche nach der Umlenkung über eine Rohrlänge von ca. 15cm stark gestört und zum Teil neu gerichtet wird (15cm ist die in den Glassbausteinen sichtbare Länge und entspricht rund dem 11fachen des Rohrrinnendurchmessers). Die Messergebnisse beinhalten diesen **Umlenkungseffekt**, der in der Praxis zwangsläufig vorkommt, da die Verdampferlänge aus Platzgründen beschränkt ist.

Die Modellierung der Verdampfung in kleinen Abschnitten war nicht Bestandteil dieser Studie. Eine realitätsnahe **Modellierung anhand von vorliegenden Messungen und von den in den Literaturangaben des Teams von J. R. Thome (EPFL) angegebenen lokalen α_{NH_3} -Werten** wird als eine wertvolle Vervollständigung dieser Arbeit betrachtet.

Die Messergebnisse beinhalten im Falle vom Seriebetrieb eine Messunsicherheit von bis zu $\pm 17\%$ der Mittelwerte (Fall ohne Öleinspritzung), welche primär als Folge von eher kleinen mittleren logarithmischen Temperaturdifferenzen entsteht. Im Parallelbetrieb ist diese „betriebsart-bedingte“ Unsicherheit deutlich kleiner, da die in Frage kommenden Temperaturdifferenzen grösser sind.

Den grössten Einfluss auf den Wärmeübergangskoeffizienten beim Strömungssieden von Ammoniak verursacht das nicht-mischbare Öl. In den vorliegenden Messungen wurden absichtlich grössere Ölkonzentrationen eingestellt als sie in der Praxis normalerweise vorkommen. Ein geringer (unter 0.1% liegender) Anteil von Öl führt zu einer Verschlechterung von α_{NH_3} von ca. 30%. Mit einem **von Anfang an richtig ausgewählten Ölabscheider** kann die durch das nicht-mischbare Öl verursachte Verschlechterung auf ein Minimum beschränkt werden.

Trotz der Messunsicherheit und trotz der Verschlechterung infolge von Öl sind die gemessenen mittleren **Wärmeübergangskoeffizienten α_{NH_3} grössenordnungsmässig mit denjenigen von halogenierten Kohlenwasserstoffen vergleichbar**. Um gleich grosse α -Werte zu erreichen, müssen jedoch beim Einsatz von halogenierten Kohlenwasserstoffen sogar doppelt so grosse Massenstromdichten als beim Ammoniak erzwungen werden.

Die am ILK-Dresden durchgeführten Untersuchungen mit Beimischung von **Dimethylether** in Ammoniak zeigen, dass die Verschlechterung von α_{NH_3} im Beisein von nicht-mischbaren Ölen stark vermindert werden kann. Die Mischbarkeit von den „sogenannten nicht-mischbaren“ Ölen mit dem Kältemittelgemisch **Ammoniak-Dimethylether** wird erhöht, was den in dieser Studie beschriebenen Verschlechterungseffekt von α_{NH_3} deutlich verkleinert. Es kann empfohlen werden, in einer zusätzlichen Studie das Verhalten dieses Gemisches zu untersuchen.

11. Symbolenliste

Variablen

a	Abweichung	[-]
A	Fläche	[m ²]
c _p	spez. Wärmekapazität	[J/(kgK)]
d	Durchmesser	[m]
G	Massenstromdichte	[kg/(m ² s)]
h	spez. Enthalpie	[J/kg]
ΔH	Niveaudifferenz	[m]
k _{ref}	Wärmedurchgangskoeffizient	[W/(m ² K)]
l	Rohrlänge Verdampfer	[m]
\dot{m}	Massenstrom (m _{dot})	[kg/s]
Nu	Nusselt-Zahl	[-]
Pr	Prandtl-Zahl	[-]
\dot{Q}	Wärmestrom (Q _{dot})	[W]
\dot{q}	Wärmestromdichte (q _{dot})	[W/m ²]
r	Radius	[m]
Re	Reynolds-Zahl	[-]
t	Temperatur	[°C]
ΔT	Temperaturdifferenz	[K]
ΔT _{m_{log}}	mittlere logarithmische Temperaturdifferenz	[K]
u	Unsicherheit	[* ¹]
ΔV	Volumendifferenz	[m ³]
x	Dampfgehalt	[-]
α	Wärmeübergangskoeffizient	[W/(m ² K)]
λ	Wärmeleitfähigkeit	[W/(mK)]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
δ	Messunsicherheit	[* ¹]
σ	Standardabweichung	[* ¹]
Δτ	Zeitdifferenz	[s]
ζ	Widerstandsbeiwert	[-]
ζ _{öl}	Ölgehalt	[-]
m/m	Abkürzung für Massenanteil	[-]
v/v	Abkürzung für Volumenanteil	[-]

(*¹): Einheit je nach betrachteter Grösse verschieden

Indizes

a	aussen
A1, A2	Abschnitt 1, bzw. Abschnitt 2
Abs	Abschnitt
aus	Austritt
cond	Kondensator
dot	bedeutet zeitliche Ableitung (z. B. V_{dot} für Volumenstrom)
ein	Eintritt
evap	Verdampfer
E&H	Coriolis-Durchflussmesser der Firma Endress & Hauser
i	innen
NH3	Ammoniak
p	parallel
s	serie
ref	Referenz (steht für Referenzradius oder mit Referenzradius ermittelte Werte)
sat	gesättigt
τ	Zeit

12. Literaturverzeichnis, Quellenangaben

L 1. "VDI-Wärmeatlas, (7., erweiterte Auflage)", VDI Verlag, (1994)

L 2. P. Aeckerli: "Ammoniak-Kälteanlage der HTA Luzern - Einfluss des nichtlöslichen Öles Gargoyle Arctic SHC 326 im Verdampfer", FH-Diplomarbeit in Thermische Energietechnik, HTA Luzern, (Nov. 2002)

L 3. T. Boyman + P. Lochmann + A. Steiner: "Experiments and experiences with small vapor compression refrigeration plants with ammonia and miscible oil", Proc. of the IIR Conference on "Heat Transfer Issues in Natural Refrigerants", College Park (Maryland), USA, 6.-7. Nov. 1997, pp.203-220

L 4. T. Boyman + P. Lochmann + A. Steiner: "Versuche mit Ammoniak-Kälteanlagen für kleine Leistungen mit luftbeaufschlagten Direktexpansionsverdampfern und mit ammoniaklöslichen Ölen", DKV-Tagungsbericht Hamburg, (19.-21. Nov. 1997), Band II.2, pp. 101-118

L 5. J. Chaddock + G. Buzzard: "Film coefficients for in-tube evaporation of ammonia and R502 with and without small percentages of mineral oil", *ASHRAE Trans.*, Vol. 92, Part 1A, (1986), pp. 22-40

L 6. U.Gross: "Einfluss von Oel auf die Zwangskonvektion im Verdampferrohr", *Ki Luft- und Kaeltetechnik*, Nr. 6, (1994), pp. 269-274

L 7. S. Kabelac, H.-J. de Buhr: "Flow boiling of ammonia in a plain and low finned horizontal tube", *International Journal of Refrigeration*, Vol. 24, (2001), pp. 41-50

L 8. N. Kattan: "Contribution to the heat transfer analysis of substitute refrigerants in evaporator tubes with smooth or enhanced tube surfaces", Thèse de Dissertation Nr. 1498 an der École Polytechnique Fédérale de Lausanne, (1996)

L 9. J. E. Kelly + S.J. Eckels + D. L. Fenton + Q. S. Lies: "A Survey of In-Tube Evaporation of Ammonia Heat Transfer and Pressure Drop Investigations", *ASHRAE Transactions*, Volume 105, Part 1, (1999), pp. 110-123

L 10. J. E. Kelly + S. J. Eckels + D. L. Fenton: "An Experimental Investigation of In-Tube Evaporation of Pure Ammonia in a Smooth and a Microfin Tube, Part 1 – Heat Transfer (RP-866)," *Int'l Journal of Heating, Ventilating, Air-Conditioning and Refrigeration Research*, Vol. 8, No. 3, (July 2002), pp. 239-256.

[Average and sectional-average heat transfer coefficients were measured for the evaporation of pure ammonia inside horizontal smooth and microfin tubes. The test sections were tube-in-tube, counterflow heat exchangers with ammonia flowing in the inner tube and liquid R-134a in the annulus. Both the smooth and the microfin test sections were constructed with a 3.048 m (10.0 ft) long aluminum tube placed inside a 19.0 mm (0.75 in.) outside diameter (OD) outer tube. Data were collected at mass fluxes of 9, 27, 47 and 61 kg/(m²s) (6600, 20,000, 35,000 and 45,000 lb/h· ft²), saturation temperatures of 5, -10 and -20°C (41, 14 and -4°F) and heat fluxes of 820, 2710, and 5430 W/m² (260, 860, and 1720 Btu/h· ft²). Average heat transfer coefficients were measured for a 15 to 95% quality range at each saturation temperature for all mass fluxes. Sectional-average heat transfer coefficients were measured for each saturation temperature and heat flux at nominal test-section vapor qualities of 10, 25, 50, 75, and 95%. The improved surface-wetting characteristics of the microfin tube were found to increase the heat transfer coefficient relative to that measured in the smooth tube. This effect was greatest at low mass fluxes when the fluid flow was laminar and stratified. A comparison of the experimental data with current correlations available for evaporation showed that no correlation accurately predicted the heat transfer coefficients over the entire range of conditions.]

L 11. J. E. Kelly + S. J. Eckels + D. L. Fenton: "An Experimental Investigation of In-Tube Evaporation of Pure Ammonia in a Smooth and a Microfin Tube, Part 2 – Pressure Drop (RP-866)" *Int'l Journal of Heating, Ventilating, Air-Conditioning and Refrigeration Research*, Vol. 8, No. 3, (July 2002), pp. 256-275.

[The in-tube evaporation of ammonia was investigated in a smooth tube and a microfin tube over a temperature range of -20 to 5°C (-4 to 41°F) for mass fluxes from $9\text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ to $61\text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$ (6600 to $45,000\text{ lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2$). The smooth and microfin test sections were horizontal tube-in-tube heat exchangers constructed with a 12.5 mm (0.5 in.) outer diameter (OD), 3.048 m (10.0 ft) long aluminum test tube placed inside a 19.0 mm (0.75 in.) OD outer steel tube. Pressure drops were measured during two series of tests: the first had inlet qualities of 10% and exit qualities of 95% , and the second series were taken at average vapor qualities in the test section of 10 , 25 , 50 , 75 , and 95% . The measured pressure drops were found to increase with decreasing saturation temperature for a given mass flux and to be relatively independent of heat flux. At intermediate qualities, the microfin tube had pressure drops that were as much 100% higher than those in the smooth tube. The difference between the microfin tube and smooth tube tended to decrease with increased quality.]

L 12. H. Lippold: "Untersuchungen von Schmierstoffen auf Löslichkeit und Anlagenverhalten mit Ammoniak", Abschlussbericht zum AiF-Forschungsvorhaben Nr. 161 D, IKW Hannover und ILK Dresden, (1993)

L 13. S. Lund et al.: "Small-scale ammonia refrigeration plants with direct evaporation", *Fuel and Energy Abstracts*, Volume 37, Issue 6, (November 1996), p. 457 (Abstract No. 96/06533, Paper \rightarrow TFVVS *Danvak*, Feb. 1996, 32, (3), 18-20. (In Danish))

[Ammonia has traditionally been used in major industrial refrigeration plants, while CFC refrigerants have been used in small-scale installations. The concern about the environment has created interest in using ammonia in small plants also. Describes an ammonia-based supermarket refrigeration plant in Denmark, developed with the participation of the Danish Technological Institute.]

L 14. S. Middeke: "Ammoniak-Kälteanlage der HTA Luzern - Einfluss eines nichtlöslichen Öles im Verdampfer", FH-Diplomarbeit in Thermische Energietechnik, HTA Luzern, (Nov. 2003)

L 15. R. Mühlebach: "Ammoniak-Kälteanlage für kleine Kälteleistungen mit nicht-mischbarem Öl (Bestimmung der Einsatzgrenzen der Anlage)", FH-Diplomarbeit in Thermische Energietechnik, HTA Luzern, (Nov. 2001)

L 16. M. M. Ohadi + S. S. Li + R. Radermacher + S. Dessiatoun: "Critical review of available correlations for two-phase flow heat transfer of ammonia", *International Journal of Refrigeration*, Vol. 19, No. 4, (1996), pp. 272-284

L 17. M. M. Shah: "Visual observations in an ammonia evaporator", *ASHRAE Trans.*, Vol. 81, Part 1, (1975), pp. 295-306

L 18. Bo Shen + E. A. Groll: "A critical Review of the Influence of Lubricants on the Boiling of Refrigerants", *Proc. of the 21st IIR Int. Congress of Refrigeration in Aug. 2003*, Washington D.C. (USA), Paper ICR0032

L 19. J. R. Thome: "Comprehensive thermodynamic approach to modelling refrigerant-lubricating oil mixtures", *International Journal of HVAC&R Research*, Volume 1, Number 2, (April 1995), pp. 110-126

[A comprehensive thermodynamic approach for modeling mixtures of refrigerants and lubricating oils is presented. The new approach includes generalized methods for predicting the following thermodynamic properties of refrigerant-oil mixtures: bubble point temperatures, local oil concentrations, liquid specific heats and enthalpy changes during evaporation. Using this comprehensive method, heat release (enthalpy) curves are easily generated and also the effect of oil on the LMTD (log mean temperature difference) of evaporators can be modeled. Importantly, the definition of the boiling heat-transfer coefficient based on the bubble point temperature is included in the method. This new approach provides the basis for advances to be made in two-phase refrigeration heat-transfer research and design.]

L 20. C. Zamfirescu + F. Chiriac: "Heat transfer measurements on ammonia forced convection boiling in vertical tubes", *Experimental Thermal and Fluid Science*, Volume 25, Issue 7, (January 2002), pp. 529-534

L 21. Y. Zhao + M.M. Ohadi + S.V. Dessiatoun + A. Schuster + A. McNair + R. Radermacher + J. Darabi: "Evaporation Heat Transfer Coefficients of Ammonia and CO₂ Inside a Smooth Tube" International conference on Heat Transfer issues in Natural refrigerants, (Nov. 6 and 7, 1997), pp. 116-130

L 22. O. Zürcher, D. Favrat, J. R. Thome: "Evaporation de mélanges d'ammoniac et d'huile dans des tubes", *Rapport final, Office fédéral de l'énergie (Berne)* (Avril 1998)

L 23. O. Zürcher: "Contribution to the heat transfer analysis of natural and substitute refrigerants evaporated in a smooth horizontal tube", Thèse de Dissertation Nr. 2122 an der École Polytechnique Fédérale de Lausanne, (2000)

L 24. O. Zürcher + J. R. Thome + D. Favrat: "An onset of nucleate boiling criterion for horizontal flow boiling", *International Journal of Thermal Sciences*, Volume 39, Issues 9-11, (October 2000), pp. 909-918

L 25. O. Zürcher + D. Favrat + J. R. Thome: "Development of a diabatic two-phase flow pattern map for horizontal flow boiling", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Volume 45, Issue 2, (January 2002), pp. 291-301

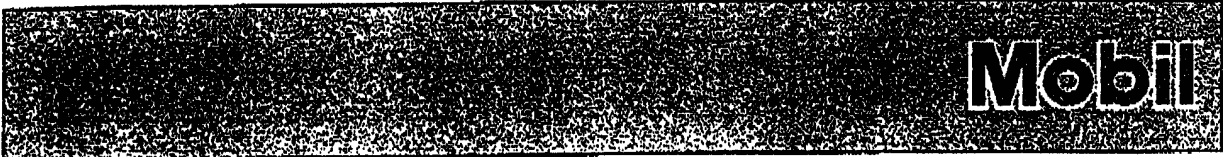
L 26. O. Zürcher + D. Favrat + J. R. Thome: "Evaporation of refrigerants in a horizontal tube: an improved flow pattern dependent heat transfer model compared to ammonia data", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Volume 45, Issue 2, (January 2002), pp. 303-317

Inhaltsverzeichnis Anhang

Herstellerangaben Öl Gargoyle Arctic SHC 326	A1
Zusammenstellung der Messdaten	A2
<i>Messergebnisse im Parallelbetrieb (tabellarisch)</i>	<i>p.1</i>
<i>Messergebnisse im Seriebetrieb (tabellarisch)</i>	<i>p.2</i>
<i>Beispiel einer Auswertung</i>	<i>p.3</i>
Unsicherheit und Offset von α_{Sole}	A3
<i>Unsicherheit $u_{\alpha_{\text{Sole}}}$ und Offset $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys}}$ (Parallelbetrieb, Soletemp. 10°C)</i>	<i>p.1-3</i>
<i>Zeitmessungen für Solevolumenströme im Verdampfer</i>	<i>p.4</i>
Unsicherheit von α_{NH_3}	A4
<i>Unsicherheit von α_{NH_3} im Parallelbetrieb (Messung 20040429a)</i>	<i>p.1-3</i>
<i>Unsicherheit von α_{NH_3} im Seriebetrieb (Messung 20040319a)</i>	<i>p.4-9</i>
Unsicherheit von $\zeta_{\text{Öl}}$ (Messung 20040422c).....	A5

Anhang A1

Herstellerangaben Öl Gargoyle Arctic SHC 326 p.1



Synthetics

Produktinformation

Gargoyle Arctic SHC 326

Vollsynthetisches Kältemaschinenöl KAA nach DIN 51503-1 (08.97)

Beschreibung

Gargoyle Arctic SHC 326 ist ein vollsynthetisches Kältemaschinenöl auf der Basis von Polyalphaolefin und Alkylaromat. Das Produkt ist paraffinfrei und weist aufgrund seiner Formulierung mit synthetischen Kohlenwasserstoffen eine herausragende Oxidations- und Temperaturbeständigkeit auf. Auch unter schwierigsten Betriebsbedingungen verhindert Gargoyle Arctic SHC 326 die Bildung von Schlamm- und sonstigen Ablagerungen, die zum Verstopfen von Ventilen und Filtern führen und die Ölrückführung beeinträchtigen können.

Anwendung

Gargoyle Arctic SHC 326 ist speziell für den Einsatz in Hochleistungskältemaschinen (Schrauben- und Kolbenverdichtern) konzipiert, die unter erschwerten Bedingungen und mit Ammoniak (R717) als Kältemittel betrieben werden.

Gargoyle Arctic SHC 326 ist mit Mineralölen voll mischbar. Um jedoch die hohe Qualität des Produktes voll nutzen zu können, empfiehlt sich bei Umstellung von Mineralöl auf Gargoyle Arctic SHC 326 eine vollständige Entleerung des Ölumlaufsystems. Während der ersten 6 Monate nach Umstellung von einem Mineralöl auf Gargoyle Arctic SHC 326 sollten Öl und Filter überwacht werden. Im Normalfall sind keine Beeinträchtigungen zu erwarten.

Muß Gargoyle Arctic SHC 326 entsorgt werden, so ist es bei Belastung mit Kältemittel mit dem Abfallschlüssel 541 14 zu kennzeichnen.

Eigenschaften/Vorteile

- Problemlose Ölrückführung aufgrund extremer Tieftemperaturfließfähigkeit und des Fehlens von Paraffinen.
- Die Bildung von Ablagerungen und damit die Verstopfung von Ventilen und Filtern wird unterbunden.
- Geringer Ölverbrauch aufgrund der niedrigen Verdampfungseignung des Produktes.
- Verbesserter Wirkungsgrad des Systems.
- Lange Gebrauchsdauer der Betriebsfüllungen.
- Sehr gute Dichtungsverträglichkeit mit den in Kälteanlagen eingesetzten Neoprendichtungen.

Lagerbedingungen

Es wird empfohlen, das Produkt trocken zu lagern. Bei Faßlagerung beachten Sie bitte auch die Hinweise auf den Siegelkappen der Verschlässe.

Typische Kennwerte

Produkt	ISO-VG Klasse	Dichte bei 15°C g/cm³	Viskosität bei 40°C mm²/s	Viskosität bei 100°C mm²/s	VI	Flammpunkt, PM °C	Pourpoint °C	Wassergefährdungsklasse
Gargoyle Arctic SHC 326	68	0,850	61,4	8,5	111	211	-54	1

Blatt Nr. 238, Stand: Mai 1998

Ersetzt alle früheren Ausgaben! - Änderung der Kennwerte und Anwendungshinweise vorbehalten! - Die Sorgfaltspflicht des Anwenders wird durch die erhaltenen Angaben nicht berührt.

Bei bestimmungsgemäßem Gebrauch und ordnungsgemäßer Anwendung dieses Mobil Produktes sind nach den verfügbaren toxikologischen Erkenntnissen keine gesundheitlichen Risiken oder Beeinträchtigungen zu erwarten. Hautkontakt sollte möglichst vermieden werden. Ausführliche Hinweise zur ordnungsgemäßen Verwendung sowie zum Gesundheits-, Unfall- und Umweltschutz sind dem Sicherheitsdatenblatt zu entnehmen. Mobil Schmierstoffe GmbH, Neuhofer Brockenstraße 127-152, 21107 Hamburg, Tel: 040 / 75191-100, Fax: 040 / 75191-819

Anhang A2

Zusammenstellung der Messdaten

<i>Messergebnisse im Parallelbetrieb (tabellarisch)</i>	<i>p.1</i>
<i>Messergebnisse im Seriebetrieb (tabellarisch)</i>	<i>p.2</i>
<i>Beispiel einer Auswertung</i>	<i>p.3</i>

Messergebnisse im Parallelbetrieb

Ohne Öleinspritzung im Parallelbetrieb Phase 1

Messung	Temp. evap [°C]	Temp. cond [°C]	G [kg/m ² s]	Abschnitt 1				Abschnitt 2	q_dot mit d_i=14mm		
				Q_dot Sole [kW]	k-Wert [W/m ² K]	α _{aus} [W/m ² K]	α _{in} [W/m ² K]	Q_dot Sole [kW]	Grenze A1 - A3 [m]	Abschnitt 1 [kW/m ²]	Abschnitt 2 [kW/m ²]
20020523c	2.00	38.45	77.55	24.552	2028	3757	4803	1.755	8.8	31.717	6.235
20020529b	2.73	41.10	75.55	22.996	2015	3743	4749	1.972	8.8	29.708	7.004
20020606b	7.13	41.00	88.33	30.419	2417	4275	6366	0.631	8.7	39.749	2.175
20020613b	-1.16	29.25	68.84	22.972	1824	3495	4067	0.672	9.2	28.386	2.728
20020613c	4.64	37.87	84.32	27.898	2255	4047	5707	1.083	8.7	36.454	3.730
20020620b	-2.87	37.77	60.33	17.705	1503	3167	2968	1.599	9.0	22.363	6.058
20020627a	-2.74	37.76	61.06	19.256	1621	3313	3325	0.624	8.9	24.596	2.290
20020627b	5.10	38.40	85.67	28.178	2387	4032	6664	1.062	8.4	38.135	3.354
20021015b	-4.42	35.56	57.71	18.585	1500	3160	2962	1.032	9.4	22.477	4.514
20021015c	1.04	36.71	72.01	22.282	1969	3689	4573	1.906	8.0	31.664	5.417
20021015d	5.50	40.09	86.10	28.796	2367	4162	6241	0.883	8.0	40.920	2.510
20021018a	7.67	38.01	78.86	26.798	2309	4144	5883	0.658	9.1	33.478	2.578
20021022b 1	8.50	38.89	77.10	25.898	2218	4251	5181	1.104	8.9	33.081	4.050
20021028a	7.21	37.76	75.25	25.320	2233	4172	5373	1.041	8.3	34.680	3.198
20021111c	5.21	38.45	84.71	28.294	2266	4099	5687	1.112	8.7	36.971	3.830
20030422c	1.30	38.19	74.58	25.260	1967	3805	4415	1.117	8.9	32.265	4.096
20030514a	6.51	35.88	92.08	31.685	2402	4426	6001	2.035	8.0	45.025	5.784
20030904_01	5.04	34.74	88.00	30.411	2196	4380	4912	1.236	8.0	43.215	3.513
20030911	5.58	34.96	87.20	31.490	2370	4372	5884	0.808	8.0	44.748	2.296
20031024(P)a	4.14	34.76	86.90	29.622	2054	4399	4239	1.366	8.0	42.094	3.882
Ohne Öleinspritzung im Parallelbetrieb Phase 2											
20040304a	-4.89	25.31	53.96	17.000	1106	3660	1632	1.797	8.7	22.214	6.190
20040304b	-3.93	26.61	65.19	21.847	1436	3631	2477	1.074	8.8	28.223	3.817
20040304c	-5.13	24.58	62.69	20.943	1307	3490	2161	1.144	9.4	25.328	5.004
20040305a	-7.31	21.18	49.71	16.604	1019	3437	1482	1.042	9.4	20.081	4.555
20040305b	-6.40	21.37	52.17	17.089	1060	3424	1571	1.268	9.6	20.237	6.006
20040305c	-8.07	20.28	47.94	15.748	945	3392	1336	1.142	9.3	19.250	4.807
20040305d	-5.39	22.98	56.54	18.682	1129	3560	1701	1.277	9.3	22.837	5.376
20040305e	-3.39	25.81	66.87	22.671	1475	3720	2557	1.241	8.7	29.624	4.274
20040308a	-1.79	29.85	70.08	24.313	1552	4064	2651	0.657	8.0	34.550	1.868
20040308b	-0.87	30.14	72.90	24.969	1662	4059	2991	1.253	8.0	35.482	3.561
20040311a	-5.99	23.54	59.80	19.774	1244	3569	1973	1.700	8.7	25.838	5.855
20040311b	0.22	29.65	77.63	27.743	1838	3984	3669	0.058	8.8	35.839	0.206
20040311c	1.61	30.80	81.45	28.158	1902	4043	3887	1.050	8.9	35.967	3.849
20040311d	2.81	31.23	85.95	29.538	1924	4041	3981	1.190	9.8	34.265	6.149
20040318d	1.44	30.40	80.55	27.798	1873	3967	3826	1.145	9.2	34.349	4.650
20040429a	4.39	34.32	89.16	29.557	2106	4302	4555	3.171	8.4	40.001	10.014
20040503a	-0.04	29.49	76.04	26.362	1723	3978	3243	1.000	8.8	34.056	3.551
20040510a	-3.43	26.29	66.71	22.620	1385	3773	2281	1.214	9.0	28.572	4.600

Mit Öleinspritzung im Parallelbetrieb Phase 1

Messung	Temp. evap [°C]	Temp. cond [°C]	G [kg/m ² s]	Abschnitt 1				Abschnitt 2	Ölanteil		q_dot mit d_i=14mm	
				Q_dot Sole [kW]	k-Wert [W/m ² K]	α _{aus} [W/m ² K]	α _{in} [W/m ² K]	Q_dot Sole [kW]	Ölanteil E&H [%]	Aus Oelbehälter [%]	Grenze A1 - A3 [m]	Abschnitt 1 [kW/m ²]
20021016e 1	-6.47	33.62	37.71	11.573	466	3881	536		2.2	2.72	11.5	11.440
20021016f	-5.60	33.77	42.03	12.954	541	3875	637		1.1	1.62	11.7	12.587
20021018b 1	-1.14	33.19	51.79	17.076	853	4326	1089	0.746	1.0	1.31	9.2	21.100
20021018b 3	1.96	36.44	62.04	20.148	915	4270	1196		0.8	1.09	11.5	19.918
20021018c	1.61	36.20	61.16	19.504	844	4274	1077		1.3	1.67	11.8	18.790
20021022b 2	-2.83	36.14	44.45	14.147	630	4500	746	0.960	1.9	1.53	9.0	17.869
20021022b 3	2.15	37.52	62.92	20.688	892	4397	1149		1.4	1.08	12.0	19.599
20021028b 1	2.94	36.69	64.87	21.322	975	4284	1299		0.8	0.92	12.0	20.199
20030423b	-11.48	30.27	40.29	12.492	476	3858	549	1.006	1.2	1.23	10.7	13.272
20030423c 2	-11.28	27.23	41.61	12.932	436	3880	495		2.1	2.41	11.5	12.784
20030502d	0.66	36.49	72.35	23.945	894	4500	1146		1.0	1.09	12.0	22.684
20030513b	-1.07	32.84	68.94	22.985	858	4394	1094		1.0	1.11	11.8	22.144
20030520	-1.76	33.58	64.80	21.753	771	4478	952		1.3	1.57	11.7	21.136
20030701	-10.12	26.68	44.73	13.833	456	3950	521		1.8	2.68	11.8	13.327
20030702	-6.79	27.21	52.80	16.203	614	4007	736		1.1	1.51	11.4	16.158

Mit Öleinspritzung im Parallelbetrieb Phase 2

20040429b	3.07	33.86	83.63	28.207	1825	4304	3417	2.344		0.07	8.6	37.286
20040429c	1.27	33.25	77.05	25.843	1553	4313	2571	1.658		0.19	8.5	34.563
20040429d	-1.55	32.41	67.78	22.196	1200	4317	1727	1.961		0.43	8.4	30.039
20040429e	-3.57	31.76	61.31	20.374	1003	4321	1347	1.395		0.79	8.6	26.932
20040429f	-11.90	29.51	39.57	12.254	469	4323	533	1.283		3.42	8.6	16.198
20040503b	-0.61	29.45	73.26	24.341	1576	3976	2758	1.822		0.08	8.7	31.806
20040503c	-2.93	28.60	65.61	21.395	1289	3982	1983	1.360		0.22	8.4	28.956
20040503d	-6.22	27.61	55.73	17.543	913	3977	1215	2.081		0.52	8.6	23.190
20040503e	-13.26	25.83	37.90	11.734	488	3988	563	1.137		1.50	8.6	15.511
20040503f	-14.79	25.51	34.47	10.795	423	3996	478	0.932		3.16	8.6	14.269
20040510b	-4.18	26.10	63.76	21.846	1355	3761	2205	1.674		0.09	8.6	28.878
20040510c	-5.98	25.53	57.90	19.390	1137	3772	1678	1.264		0.23	8.5	25.933
20040510d	-10.83	24.14	45.57	14.531	687	3778	853	0.742		0.64	8.9	18.561
20040510f	-15.26	23.11	34.12	10.328	393	3773	443	0.939		2.91	9.4	12.491

Messergebnisse im Seriebetrieb

Ohne Öleinspritzung im Seriebetrieb Phase 1

Messung	T _{evap} [°C]	T _{cond} [°C]	G [kg/m ² s]	Abschnitt 1				Abschnitt 2				Abschnitt 3				Abschnitt 1+2				q _{dot} mit d _i =14mm		
				Q _{dot}	Sole	k-Wert	α _{aus}	α _{inn}	Q _{dot}	Sole	k-Wert	α _{aus}	α _{inn}	Q _{dot}	Sole	k-Wert	α _{aus}	α _{inn}	Grenze A2-A3 [m]	Abschnitt 1 [kW/m ²]	Abschnitt 2 [kW/m ²]	
20021030c	15.03	41.10	162.99	10.600	2716	4330	8755	17.001	3267	4784	14033	0.807	2936	4512	10867	20.0	20.084	48.318				
20021113b	6.50	26.80	118.30	7.311	2160	3564	6038	12.973	2822	3903	12793	0.745	2436	3706	8858	20.6	13.851	34.297				
20021113c	12.17	34.66	143.15	9.324	2542	4095	7830	15.386	3202	4500	15174	0.632	2806	4257	10768	20.0	17.666	43.728				
20021115a	10.05	35.86	163.13	11.150	2603	3980	8893	17.218	2899	4445	10403	0.672	2721	4166	9497	20.0	21.126	48.934				
20021210a	4.73	29.28	133.15	10.478	2340	3570	7672	13.076	2687	3961	10068	0.620	2465	3711	8539	18.8	19.853	43.720				
20021212b 1	1.16	24.53	120.76	8.460	2072	3191	6393	12.529	2432	3559	8824	0.372	2215	3337	7358	19.9	16.030	36.060				
20031030(S)b	4.83	26.51	136.21	10.041	2283	3554	7154	13.909	2781	3954	11582	0.052	2467	3701	8785	19.0	19.025	45.179				
20031103(S)a	11.49	35.91	172.88	11.790	2700	4124	9411	18.410	3016	4598	11189	0.610	2826	4314	10123	20.0	22.339	52.322				
20031103(S)c	6.96	29.47	147.84	10.454	2423	3716	7981	15.342	2792	4139	10546	0.514	2566	3880	8976	19.6	19.807	45.899				
20031104(S)a	5.17	37.83	135.68	8.139	2276	3422	7588	14.026	2826	3789	14076	0.699	2496	3569	10183	20.0	15.420	39.862				
20031104(S)d	1.91	34.94	113.57	8.137	2094	3196	6588	10.477	2419	3511	8901	0.172	2214	3312	7440	19.0	15.417	34.031				
20031104(S)e	-1.44	33.39	103.28	6.444	1760	2845	4792	10.057	2233	3129	8598	0.241	1949	2959	6314	20.0	12.209	28.583				
20031106(S)a	10.62	35.20	162.35	14.544	2760	4184	9874	13.472	3248	4629	14935	0.771	2903	4315	11363	17.0	27.557	61.261				
20031114(S)a	11.35	35.68	171.16	11.750	2634	4115	8687	18.270	2986	4591	10823	0.220	2775	4306	9542	20.0	22.263	51.924				
20031117(S)a	1.37	34.89	112.68	7.300	1877	3159	4908	11.200	2242	3473	7031	0.290	2022	3283	5751	19.9	13.831	32.234				
20031119(S)a	1.28	33.03	115.52	6.980	1873	3113	4979	12.680	2645	3447	13836	0.290	2182	3247	8522	20.0	13.225	36.037				

Ohne Öleinspritzung im Seriebetrieb Phase 2

20040312b	5.98	29.29	145.97	9.154	2120	3643	5572	16.425	2890	4066	12675	0.731	2428	3812	8413	20.0	17.343	46.680
20040312c	7.18	31.15	149.18	10.672	2257	3812	6186	15.724	3013	4241	13577	0.431	2533	3969	8884	18.9	20.221	51.814
20040312d	8.95	33.39	158.97	10.715	2364	3936	6720	16.984	2898	4374	10737	0.753	2574	4109	8302	19.8	20.302	49.506
20040312e	7.34	30.69	155.04	8.505	2164	3686	5790	18.190	3046	4120	15618	0.984	2537	3869	9948	20.8	16.115	46.996
20040315a	-6.37	14.62	91.75	5.642	1185	2631	2177	10.464	1983	2923	6531	0.138	1504	2747	3919	20.0	10.690	29.738
20040315c	-7.66	14.26	84.84	6.152	1158	2608	2102	8.702	1911	2884	5951	0.079	1425	2706	3467	18.6	11.657	29.976
20040315d	-5.21	15.90	96.65	6.022	1286	2722	2474	10.745	2029	3027	6581	0.364	1583	2844	4116	20.0	11.411	30.538
20040315e	-4.29	16.32	102.60	5.782	1323	2748	2596	11.565	2271	3059	9762	0.762	1702	2872	5462	20.0	10.955	32.869
20040315f	-2.91	18.13	106.98	6.506	1444	2889	2959	12.264	2311	3220	9178	0.356	1791	3021	5447	20.0	12.327	34.856
20040315g	-1.61	19.51	113.23	6.479	1504	2969	3141	12.857	2456	3310	11003	0.754	1885	3105	6286	20.0	12.276	36.540
20040316a	-1.21	22.50	125.43	6.490	1639	3155	3563	14.963	2706	3520	14481	0.849	2088	3308	8151	20.7	12.297	39.103
20040316b	1.81	23.36	120.09	7.833	1727	3308	3809	12.920	2451	3662	8545	0.650	2013	3448	5674	19.8	14.841	37.660
20040316c	4.62	26.79	133.51	8.268	1919	3515	4539	14.820	2740	3893	11322	0.582	2247	3666	7252	20.0	15.666	42.120
20040316d	4.46	27.10	138.19	8.440	1962	3494	4821	15.447	2786	3892	12162	0.936	2291	3653	7757	20.0	15.990	43.901
20040317a	-4.34	16.25	100.16	4.879	1204	2691	2205	11.941	2190	2998	8858	0.657	1629	2823	5074	21.1	9.244	29.836
20040317b	-6.90	15.38	88.70	5.130	1110	2565	1968	9.819	1944	2848	6442	0.148	1443	2678	3757	20.0	9.720	27.906
20040318a	-3.81	17.05	100.79	6.079	1349	2818	2641	11.574	2255	3122	8979	0.572	1711	2939	5176	20.0	11.518	32.893
20040318c	-6.74	14.66	83.14	5.217	1072	2626	1825	8.912	1956	2894	6370	0.028	1403	2727	3529	19.2	9.885	28.143
20040319a	2.95	25.57	129.01	9.293	1932	3450	4713	13.226	2711	3828	11322	0.623	2211	3586	7081	18.7	17.607	44.882
20040326a	6.41	29.71	147.65	9.466	2149	3688	5677	16.435	2865	4111	11866	0.496	2435	3857	8153	20.0	17.935	46.709
20040330a	10.74	35.67	168.60	11.063	2511	4079	7590	18.315	3033	4544	11736	1.031	2720	4265	9248	20.0	20.962	52.051
20040401a	0.96	22.56	122.19	7.973	1821	3219	4434	13.951	2580	3573	11024	0.371	2125	3361	7070	20.0	15.106	39.651
20040405a	8.48	32.43	156.95	10.055	2344	3857	6762	17.562	3035	4293	13554	0.723	2620	4031	9478	20.0	19.051	49.912
20040415a	-4.41	16.49	99.42	6.007	1292	2796	2445	11.484	2198	3097	8305	0.402	1655	2916	4789	20.0	11.382	32.638
20040422a	6.12	29.38	145.15	9.669	2205	3666	6135	16.014	2790	4082	10856	0.664	2439	3833	8023	20.0	18.320	45.477
20040426a	-4.48	17.32	99.71	5.383	1179	2770	2081	11.3378	2222	3063	8898	0.696	1596	2887	4808	20.0	10.200	32.223
20040512a	-1.72	19.53	111.21	6.131	1361	3016	2547	12.8615	2445	3336	10538	0.399	1795	3144	5744	20.0	11.616	36.553
20040517a	1.08	22.71	122.89	7.465	1676	3242	3640	14.152	2630	3596	11759	0.599	2058	3384	6888	20.0	14.144	40.220
20040524a	8.76	32.29	158.28	10.026	2365	3885	6863	17.446	3016	4321	12968	1.297	2625	4059	9305	20.0	18.996	49.584

Mit Öleinspritzung im Seriebetrieb Phase 1

Messung	T _{evap} [°C]	T _{cond} [°C]	G [kg/m ² s]	Abschnitt 1				Abschnitt 2				Abschnitt 3				Abschnitt 1+2				Ölgehalt E&H [%]	Aus Ölbehälter [%]	q _{dot} mit d _i =14mm		
				Q _{dot}	Sole	k-Wert	α _{aus}	α _{inn}	Q _{dot}	Sole	k-Wert	α _{aus}	α _{inn}	Q _{dot}	Sole	k-Wert	α _{aus}	α _{inn}	Grenze A2-A3 [m]			Abschnitt 1 [kW/m ²]	Abschnitt 2 [kW/m ²]	
20021115b 1	6.20	33.86	118.68	9.222	1181	4209	1704	10.737	1385	4545	2095	0.802	1263	4343	1860	1.2	1.13	20.0	17.473	30.515				
20021115b 2	6.24	33.79	117.86	9.026	1161	4205	1662	10.825	1407	4538	2147	0.796	1259	4338	1856	1.4	1.79	20.0	17.102	30.765				
20021115b 3	6.27	33.73	117.16	8.696	1115	4209	1570	10.806	1407	4538	2146	0.611	1232	4341	1800	2.0	2.46	20.0	16.476	30.711				
20021210c 1	0.61	27.35	93.15	8.494	1058	3782	1510	7.677	1093	4052	1545	0.319	1071	3885	1523	1.2	1.77	19.4	16.093	23.588				
20021210c 2	2.01	27.84	104.20	7.485	1104	3707	1619	10.023	1266	3998	1927	0.860	1174	3833	1752	1.1	1.58	21.1	14.181	25.042				
20021210c 3	1.03	27.43	93.48	7.732	993	3778	1381	7.839	1061	4038	1485	0.737	1020	3882	1423	2.4	3.16	20.0	14.650	22.279				
20021210c 4	-1.33	26.65	76.66	9.040	936	3888	1263	3.742	897	4106	1177	0.543	926	3943	1242	2.7	3.85	16.0	17.128	21.270				
20021212c 1	-2.55	22.74	79.90	6.606	877	3412	1202	6.340	823	3649	1084	0.490	855	3512	1153	2.4	3.02	20.7	12.517	16.568				
20021212c 2	-4.00	22.36	70.12	7.316	841	3483	1129	3.856	676	3690	840	0.473	786	3552	1033	2.4	3.44	18.0	13.862	14.612				
20031112(S)0a1	1.71	36.13	101.44	6.280	982	3574	1385	10.010	1208	3840	1824	0.630	1085	3695	1585	1.0	1.32	22.0	11.899	22.759				
20031112(S)0a2	0.93	35.57	96.32	6.932	995	3608	1406	8.710	1172	3865	1740	0.229	1069	3715	1546	0.9	1.39	20.6	13.134	23.027				
20031112(S)0b1	0.91	35.66	94.61	6.716	947	3631	1310	8.068	920	3874	1236	0.487	935	3742	1276	1.7	2.17	22.0	12.726	18.343				
20031112(S																								

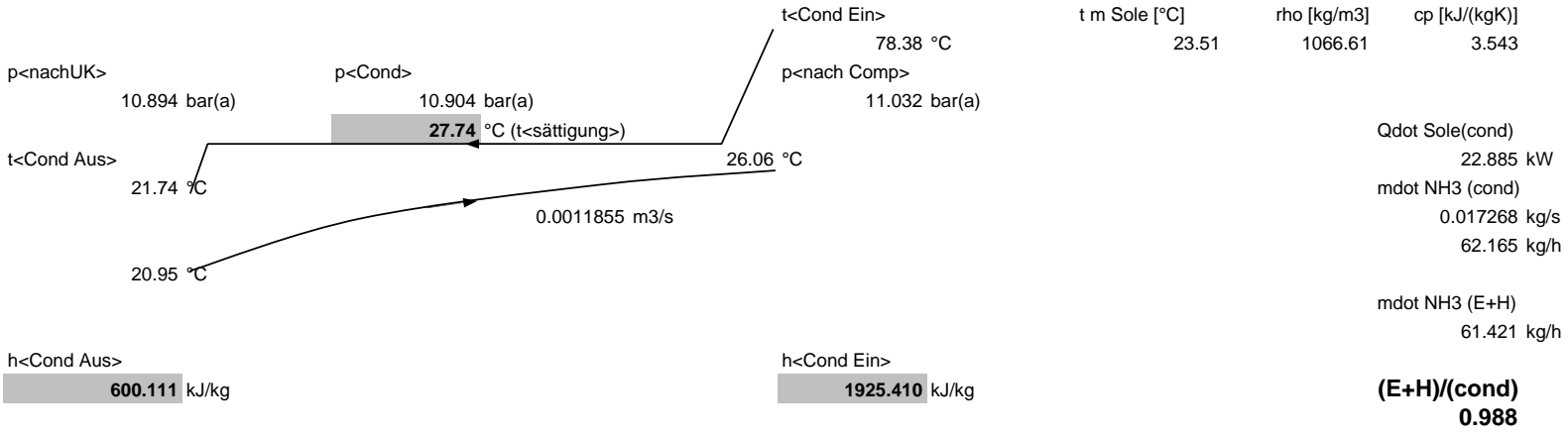
Bilanzierung

20040422d 16:00 - 16:05

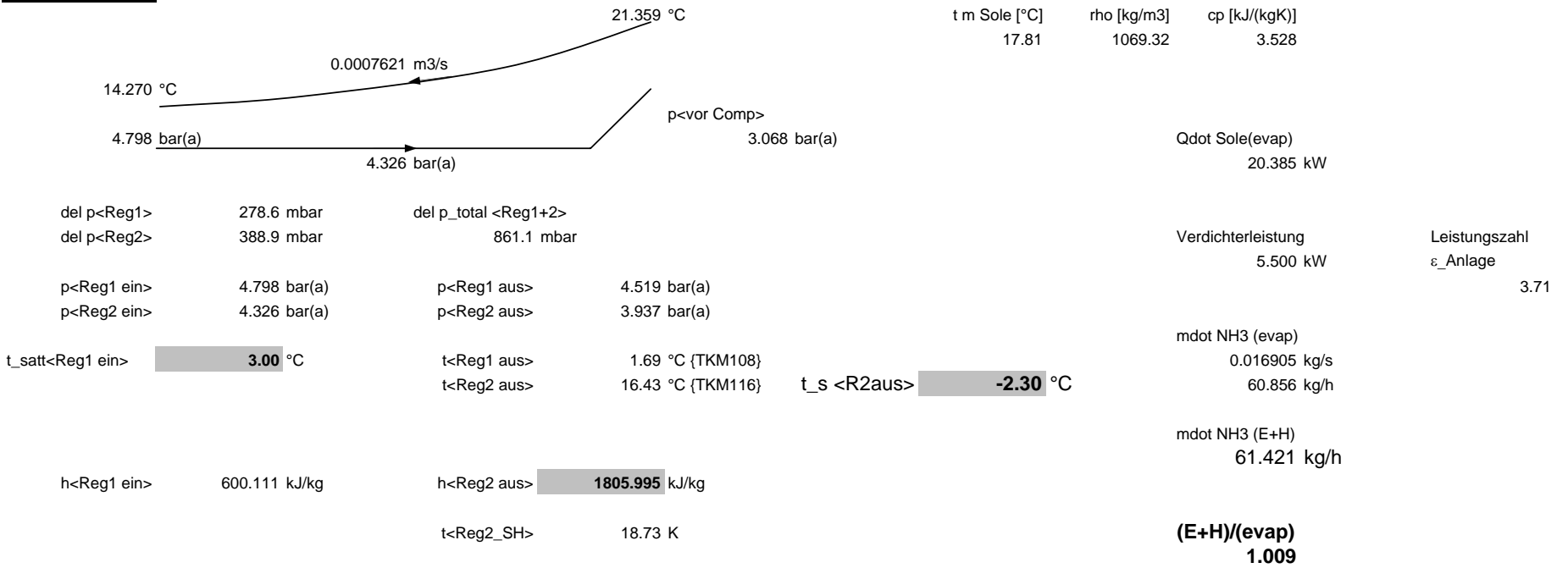
20040422a mit 2.0mm Hub

Betrieb mit (1/2+1/2)*Serie-Gegenstrom-Aufteilung (Handventil)

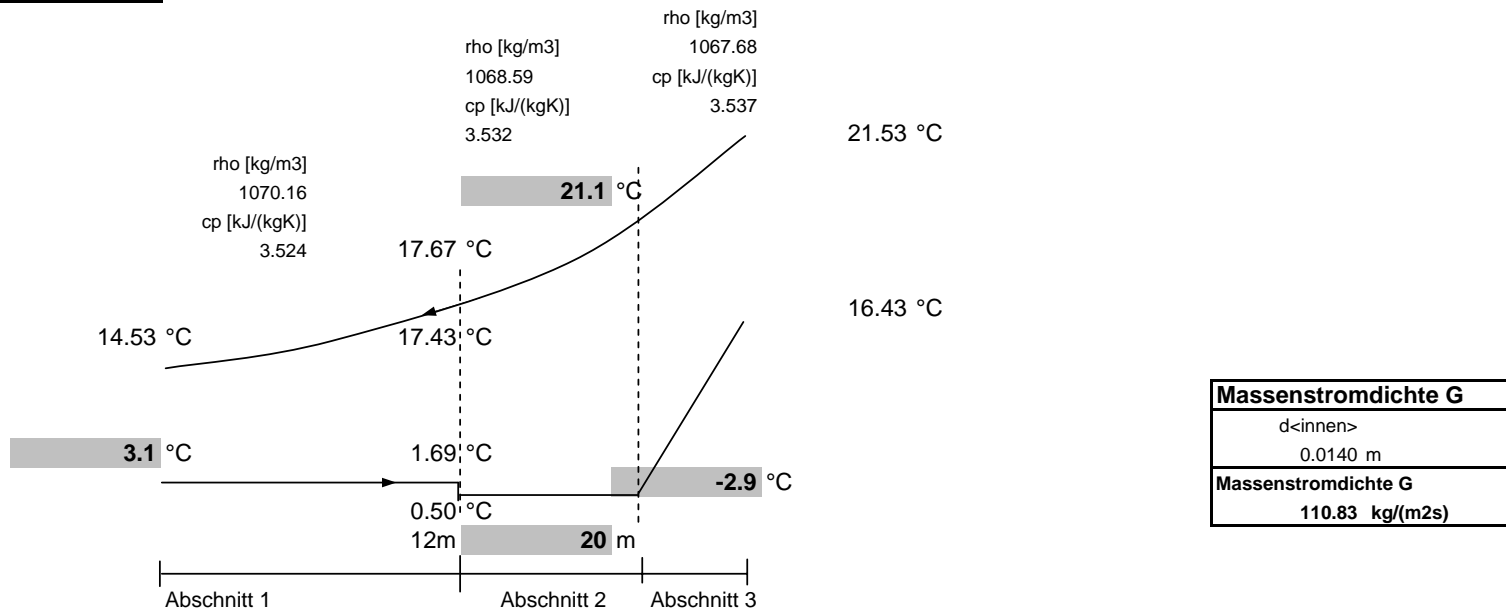
Kondensator



Verdampfer



Wärmedurchgangszahlen



Massenstromdichte G	
d<innen>	0.0140 m
Massenstromdichte G	
	110.83 kg/(m²s)

Abschnitt1	Abschnitt 2	Abschnitt 3	Abschnitt 1+2				
Qdot Sole	8.343 kW	Qdot Sole	9.879 kW	Qdot Sole	1.232 kW	Qdot Sole	18.221 kW
A	0.52779 m²	A	0.35186 m²	A	0.17593 m²		
ΔTm _{log}	13.470 K	ΔTm _{log}	20.395 K	ΔTm _{log}	12.203 K		
k	1174 W/m²K	k	1377 W/m²K	k	574 W/m²K	k	1255 W/m²K
α _{aus}	3828 W/m²K	α _{aus}	4134 W/m²K	α _{aus}	4308 W/m²K	α _{aus}	3950 W/m²K
α _{in}	1749 W/m²K	α _{in}	2161 W/m²K	α _{in}	672 W/m²K	α _{in}	1914 W/m²K

Ölgehaltbestimmung

über Dichte	roh NH3 mit Öl	t_E&H	roh Öl (15°C)	roh Oel korr	roh NH3 Döring	roh NH3 korr	Oelanteil
	kg/m³	°C	kg/m³	kg/m³	kg /m³	kg/m³	%
	607.6260952	21.65	850	845.5445	607.948	606.52	0.65
über Niveau Ölbehälter	Hub	Niveaudiff.	Zeiddifferenz	roh Oel korr	m_dot_Öl	Oelanteil	
	mm	mm	s	kg/m³	g/s	%	
	2.0	39.00	3900	845.545	0.116	0.68	

Anhang A3

Unsicherheit und Offset von α_{Sole}

Unsicherheit $u_{\alpha_{\text{Sole}}}$ und Offset $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys}}$ (Parallelbetrieb, Soletemp. 10°C)..... p.1-3

Zeitmessungen für Solevolumenströme im Verdampfer p.4

Unsicherheit $u_{\alpha_{\text{Sole}}}$ und Offset $\Delta\alpha_{\text{Sole}_{\text{sys}}}$ im Verdampfer im Parallelbetrieb bei einer mittleren Soletemperatur von 10°C

e = effektiv gemessen (Mittelwerte aus Phase 2)

g = gerechnet

Unsicherheiten u sind immer (+/-)

Abmessungen und Volumenstrom

Innerer Durchmesser des Doppelrohres $d_i := 16 \cdot \text{mm}$

Äusserer Durchmesser des Doppelrohres $d_a := 26 \cdot \text{mm}$ **(keine Fehlerquellen)**

Rohrlänge des Verdampfers (parallel) $l_{\text{Rohr}} := 12 \cdot \text{m}$

V_{dot} im Verdampfer ist konstant gehalten worden

$$V_{\text{dot}_g} := \frac{0.100 \cdot \text{m}^3}{68.33 \cdot \text{s}}$$

$$V_{\text{dot}_g} = 1.46349 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Volumenstrom im Verdampfer gemessen (Mittelwert aus allen Messungen Phase 2)

$$V_{\text{dot}_e} := \frac{0.100 \cdot \text{m}^3}{68.33 \text{s} - 0.33 \text{s}}$$

$$V_{\text{dot}_e} = 1.47059 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Standartabweichung σ_{Zeit} von allen Messungen Zeit für 100lt = 0.32s (berechnet excel)

Unsicherheit Volumenstrom aus Messungen

$$\sigma_{V_{\text{dot}}} := \frac{0.100 \cdot \text{m}^3}{(68.33 - 0.32) \cdot \text{s}} - \frac{0.100 \cdot \text{m}^3}{68.33 \cdot \text{s}}$$

$$\sigma_{V_{\text{dot}}} = 6.886 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (+/-)$$

Unsicherheit des Messgerätes selbst: +/- 2% vom Ablesewert (wahrscheinlich)

$$\delta V_{\text{dot}_GWF} := V_{\text{dot}_g} \cdot 0.02$$

$$\delta V_{\text{dot}_GWF} = 2.927 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (+/-)$$

Gesamtunsicherheit Volumenstrom

$$u_{V_{\text{dot}}} := \sqrt{\sigma_{V_{\text{dot}}}^2 + \delta V_{\text{dot}_GWF}^2}$$

$$u_{V_{\text{dot}}} = 3.007 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Temperaturunsicherheit 0.10K und für 10°C

Wärmeleitfähigkeit $\lambda := 0.446 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$ (keine Unsicherheit)

kin. Viskosität $\nu := 4.58 \cdot \frac{\text{mm}^2}{\text{s}}$ $u_{\nu} := 0.017 \cdot \frac{\text{mm}^2}{\text{s}}$

Dichte $\rho := 1077 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ $u_{\rho} := 0.05 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Prandtl-Zahl $Pr := 37.08$ $u_{Pr} := 0.133$

Berechnungen

Hydraulischer Durchmesser $l_{\text{char}} := \frac{(d_a^2 - d_i^2)}{d_a + d_i}$ $l_{\text{char}} = 0.010 \text{ m}$ (keine Unsicherheit)

Solegeschwindigkeit $w(V_{\text{dot}_g}) := 2 \cdot \frac{V_{\text{dot}_g}}{\pi \cdot (d_a^2 - d_i^2)}$ $w(V_{\text{dot}_g}) = 2.218 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

$u_w := \left| \frac{d}{dV_{\text{dot}_g}} w(V_{\text{dot}_g}) \cdot u_{V_{\text{dot}_g}} \right|$ $u_w = 0.046 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Reynoldszahl $w := w(V_{\text{dot}_g})$ $Re(w, v) := \frac{(w \cdot l_{\text{char}})}{v}$ $Re(w, v) = 4.843 \times 10^3$

$u_{Re} := \sqrt{\left(\frac{d}{dw} Re(w, v) \cdot u_w \right)^2 + \left(\frac{d}{dv} Re(w, v) \cdot u_v \right)^2}$ $u_{Re} = 101.124$

Druckverlustbeiwert $Re := Re(w, v)$ $\zeta(Re) := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$ $\zeta(Re) = 0.039$

$u_\zeta := \left| \frac{d}{dRe} \zeta(Re) \cdot u_{Re} \right|$ $u_\zeta = 0.00025$

Mittlere Nusseltzahl nach Gnielinski (turbulente Grenzschicht, inkl. Übergangsbereich
 $Re = 2300$ bis 10^6 und $d/l_{\text{Rohr}} < 1$)

$\zeta := \zeta(Re)$

$Nu(\zeta, Re, Pr) := \frac{\left[\left(\frac{\zeta}{8} \right) \cdot (Re - 1000) \cdot Pr \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{l_{\text{char}}}{l_{\text{Rohr}}} \right)^3 \right]}{1 + 12.7 \cdot \sqrt{\frac{\zeta}{8}} \cdot \left(Pr^{\frac{2}{3}} - 1 \right)}$ $Nu(\zeta, Re, Pr) = 70.228$

$u_{Nu} := \sqrt{\left(\frac{d}{d\zeta} Nu(\zeta, Re, Pr) \cdot u_\zeta \right)^2 + \left(\frac{d}{dRe} Nu(\zeta, Re, Pr) \cdot u_{Re} \right)^2 + \left(\frac{d}{dPr} Nu(\zeta, Re, Pr) \cdot u_{Pr} \right)^2}$

$u_{Nu} = 1.867$

Wärmeübergangskoeffizient

$Nu := Nu(\zeta, Re, Pr)$ $\alpha_{\text{Sole}}(Nu) := \frac{Nu \cdot \lambda}{l_{\text{char}}}$ $\alpha_{\text{Sole}}(Nu) = 3.132 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

$u_{\alpha_{\text{Sole}}} := \frac{d}{dNu} \alpha_{\text{Sole}}(Nu) \cdot u_{Nu}$ $u_{\alpha_{\text{Sole}}} = 83 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Für effektiv gemessenen mittleren Volumenstrom

Solegeschwindigkeit $w(V_{\dot{e}}) := 2 \cdot \frac{V_{\dot{e}}}{\pi \cdot (d_a^2 - d_i^2)}$ $w(V_{\dot{e}}) = 2.229 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Reynoldszahl $w_e := w(V_{\dot{e}})$ $Re(w_e) := \frac{(w_e \cdot l_{\text{char}})}{\nu}$ $Re(w_e) = 4.867 \times 10^3$

Druckverlustbeiwert $Re_e := Re(w_e)$ $\zeta(Re_e) := (1.82 \cdot \log(Re_e) - 1.64)^{-2}$ $\zeta(Re_e) = 0.039$

Mittlere Nusseltzahl nach Gnielinski (turbulente Grenzschicht, inkl. Übergangsbereich)

$Re = 2300$ bis 10^6 und $d_f/l_{\text{Rohr}} < 1$

$\zeta_e := \zeta(Re_e)$

$$Nu_e(\zeta_e, Re_e, Pr) := \frac{\left[\left(\frac{\zeta_e}{8} \right) \cdot (Re_e - 1000) \cdot Pr \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{l_{\text{char}}}{l_{\text{Rohr}}} \right)^{\frac{2}{3}} \right]}{1 + 12.7 \cdot \sqrt{\frac{\zeta_e}{8}} \cdot \left(Pr^{\frac{2}{3}} - 1 \right)}$$

$Nu_e(\zeta_e, Re_e, Pr) = 70.599$

Wärmeübergangskoeffizient

$Nu_e := Nu_e(\zeta_e, Re_e, Pr)$ $\alpha_{\text{Sole}}(Nu_e) := \frac{Nu_e \cdot \lambda}{l_{\text{char}}}$ $\alpha_{\text{Sole}}(Nu_e) = 3.149 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Differenz von berechnetem zu effektivem α_{Wert}

$\Delta \alpha_{\text{Sole_sys}} := \alpha_{\text{Sole}}(Nu_e) - \alpha_{\text{Sole}}(Nu)$

$\Delta \alpha_{\text{Sole_sys}} = 17 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

-> der eff. Wert (Mittelwert aus Messungen) ist um soviel höher oder tiefer

Zeitmessungen für Solevolumenströme im Verdampfer

zur Bestimmung des mittleren Volumenstromes und für Offset $\Delta\alpha_{\text{Sole_sys}}$

Gemessene Zeiten am GWF-Flügelradzähler für den Solevolumenstrom im Verdampfer für 100l

	Phase 2 Zeiten [s] Parallel	Phase 2 Zeiten [s] Serie
	68.09	136.68
	68.15	136.92
	68.41	134.78
	68.46	131.8
	68.29	131.15
	68.16	131.05
	67.77	131.78
	67.71	135.33
	67.65	135.36
	68.33	135.52
	68.11	134.6
	67.89	134.76
	67.82	133.8
	67.86	133.73
	67.58	133.22
	67.58	132.35
	67.67	132.22
	67.17	132.13
	67.56	135.17
	67.56	135.1
	68.14	134.32
	68.14	135.22
	68.27	135.22
	68.27	132.09
	68.01	131.63
	68.12	131.65
	68.12	131.76
	68.18	131.49
	68.27	131.05
	68.27	131.09
	68.29	131.22
		130.49
		130.37
		130.43
		130.32
		130.13
		130.13
		132.72
		132.59
		132.5
		132.14
		132.14
		131.24
		130.97
		130.97
		130.71
		130.71
		130.33
		134.34
		134.7
		131.69
		131.45
		131.45
		131.21
		131.21
		130.99
		134.68
		133.98
		133.82
		133.41
		133.41
		132.98
		133.02
		131.59
		130.82
		129.97
		131.45
		131.35
		131.35
		131.07
		131.07
Mittelwert alle Messungen Phase 2	68.00	132.45
stabw	0.32	1.77
min	67.17	129.97
max	68.46	136.92
Wert für Berechnung α_{Sole}	68.33	130.00
Abweichung von Mittelwert zu dem für α_{Sole} verwendeten Wert	-0.33	2.45

Anhang A4

Unsicherheit von α_{NH_3}

Unsicherheit von α_{NH_3} im Parallelbetrieb (Messung 20040429a)..... p.1-3

Unsicherheit von α_{NH_3} im Seriebetrieb (Messung 20040319a)..... p.4-9

Unsicherheit von α_{NH_3} der Messung 20040429a (Parallelbetrieb)

Unsicherheiten u sind immer (+/-)

Volumenstrom

von Hand gestoppter Volumenstrom

$$V_{\text{dot}} := 0.0014797 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad \text{von Hand gestoppte Zeit} \quad \tau := \frac{0.100 \text{m}^3}{V_{\text{dot}}} \rightarrow 67.581266472933702778 \cdot \text{s}$$

Unsicherheit Volumenstrom aus Handmessung: Stoppgenauigkeit: +/- 0.10s

$$\delta\tau := \left| V_{\text{dot}} - \frac{0.100 \cdot \text{m}^3}{\tau - 0.10 \cdot \text{s}} \right| \quad \delta\tau = 2.193 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (+/-)$$

Unsicherheit des Messgerätes selbst: +/- 2% vom Ablesewert (wahrscheinlich)

$$\delta V_{\text{dot_GWF}} := V_{\text{dot}} \cdot 0.02 \quad \delta V_{\text{dot_GWF}} = 2.959 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (+/-)$$

Gesamtunsicherheit Volumenstrom

$$u_{V_{\text{dot}}} := \sqrt{\delta\tau^2 + \delta V_{\text{dot_GWF}}^2} \quad u_{V_{\text{dot}}} = 2.968 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Kälteleistung

mittlere Temp. zur Berechnung der Stoffwerte: 23.56°C

Dichte der Sole	$\rho := 1066.58 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	$u_{\rho} := 0.05 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
spez. Wärmekapazität	$c_p := 3543 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$	$u_{c_p} := 5 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Unsicherheit der Temperaturen $u_t := 0.10 \cdot \text{K}$

$$t_1 := (26.2 + 273.15) \cdot \text{K} \quad t_2 := (20.91 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$Q_{\text{dot_S}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) := V_{\text{dot}} \cdot \rho \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1) \quad Q_{\text{dot_S}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) = -29.58 \text{ kW}$$

$$u_{Q_{\text{dot_S}}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dV_{\text{dot}}} Q_{\text{dot_S}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{V_{\text{dot}}} \right)^2 + \left(\frac{d}{d\rho} Q_{\text{dot_S}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{\rho} \right)^2 + \left(\frac{d}{dc_p} Q_{\text{dot_S}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{c_p} \right)^2 + \left(\frac{d}{dt_1} Q_{\text{dot_S}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_t \right)^2 + \left(\frac{d}{dt_2} Q_{\text{dot_S}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_t \right)^2}$$

$$u_{Q_{\text{dot_S}}} = 989 \text{ W}$$

Wärmedurchgangskoeffizient k_{ref} mit r_i als Referenz

$$t_{1s} := t_1 \rightarrow 299.35 \cdot K$$

$$t_{2s} := t_2 \rightarrow 294.06 \cdot K$$

$$t_{1N} := (4.8 + 273.15) \cdot K$$

$$u_{tN} := 0.2 \cdot K$$

$$t_{2N} := (4.0 + 273.15) \cdot K$$

mittlere logarithmische Temperaturdifferenz

$$\Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) := \frac{(t_{1s} - t_{2N}) - (t_{2s} - t_{1N})}{\ln\left(\frac{t_{1s} - t_{2N}}{t_{2s} - t_{1N}}\right)} \quad \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) = 18.993 \text{ K}$$

$$u_{\Delta T_{m \log}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dt_{1s}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{1s}}\right)^2 + \left(\frac{d}{dt_{2s}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{2s}}\right)^2 + \left(\frac{d}{dt_{1N}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{1N}}\right)^2 + \left(\frac{d}{dt_{2N}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{2N}}\right)^2}$$

$$u_{\Delta T_{m \log}} = 0.16 \text{ K}$$

Wärmedurchgangskoeffizient k_{ref}

$$\text{Länge Abschnitt} \quad l := 8.4 \cdot m$$

$$u_l := 0.1 \cdot m$$

$$\text{Referenzdurchmesser} \quad d_i := 14 \cdot 10^{-3} \cdot m$$

$$\text{Referenzfläche} \quad A_i := 2 \cdot d_i \cdot \pi \cdot l \quad A_i = 0.7389 \text{ m}^2$$

$$Q_{\dot{S}} := Q_{\dot{S}}(V_{\dot{S}}, \rho, c_p, t_1, t_2)$$

$$\Delta T_{m \log} := \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N})$$

$$k_{ref_i}(Q_{\dot{S}}, \Delta T_{m \log}, l) := \frac{|Q_{\dot{S}}|}{2 \cdot d_i \cdot \pi \cdot l \cdot \Delta T_{m \log}} \quad k_{ref_i}(Q_{\dot{S}}, \Delta T_{m \log}, l) = 2.108 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$u_{k_{ref_i}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dQ_{\dot{S}}} k_{ref_i}(Q_{\dot{S}}, \Delta T_{m \log}, l) \cdot u_{Q_{\dot{S}}}\right)^2 + \left(\frac{d}{d\Delta T_{m \log}} k_{ref_i}(Q_{\dot{S}}, \Delta T_{m \log}, l) \cdot u_{\Delta T_{m \log}}\right)^2 + \left(\frac{d}{dl} k_{ref_i}(Q_{\dot{S}}, \Delta T_{m \log}, l) \cdot u_l\right)^2}$$

$$u_{k_{ref_i}} = 76.924 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Wärmeübergangskoeffizient α_{NH_3}

Wärmeleitfähigkeit Chromstahl $\lambda := 18 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$ keine Unsicherheit

Radien $r_i := \frac{d_i}{2} \rightarrow \frac{7}{1000} \cdot \text{m}$ $r_a := 8 \cdot 10^{-3} \cdot \text{m}$ keine Unsicherheiten

$$\frac{1}{k_{\text{ref}_i} \cdot r_i} = \frac{1}{\alpha_{\text{NH}_3} \cdot r_i} + \frac{1}{\lambda} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) + \frac{1}{\alpha_{\text{Sole}} \cdot r_a}$$

Solewärmeübergangskoeffizient aus Regression

g = gerechnet e = effektiv mittlerer gemessener

Unsicherheiten und Abweichungen aus Rechnung für 20°C

$$\alpha_{\text{Sole}_g} := 4302 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$\Delta\alpha_{\text{Sole}_{\text{sys}}} := 19 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$u_{\alpha_{\text{Sole}}} := 98 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$\alpha_{\text{Sole}_e} := \alpha_{\text{Sole}_g} + \Delta\alpha_{\text{Sole}_{\text{sys}}}$$

$$k_{\text{ref}_i} := k_{\text{ref}_i}(Q_{\text{dot}_S}, \Delta T_{\text{m}_{\log}}, l)$$

gerechneter α_{NH_3} Wert

$$\alpha_{\text{NH}_3_g}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g}) := \frac{r_a \cdot (-k_{\text{ref}_i} \cdot \lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_g})}{-\lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_g} \cdot r_a + \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) \cdot k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \alpha_{\text{Sole}_g} \cdot r_a + k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \lambda}$$

$$\alpha_{\text{NH}_3_g}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g}) = 4.564 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$u_{\alpha_{\text{NH}_3_g}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dk_{\text{ref}_i}} \alpha_{\text{NH}_3_g}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g}) \cdot u_{k_{\text{ref}_i}}\right)^2 + \left(\frac{d}{d\alpha_{\text{Sole}_g}} \alpha_{\text{NH}_3_g}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g}) \cdot u_{\alpha_{\text{Sole}}}\right)^2}$$

$$u_{\alpha_{\text{NH}_3_g}} = 373 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

effektiver α_{NH_3} Wert (mit $\Delta\alpha_{\text{Sole}_{\text{sys}}}$)

$$\alpha_{\text{NH}_3_e}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_e}) := \frac{r_a \cdot (-k_{\text{ref}_i} \cdot \lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_e})}{-\lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_e} \cdot r_a + \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) \cdot k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \alpha_{\text{Sole}_e} \cdot r_a + k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \lambda}$$

$$\alpha_{\text{NH}_3_e}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_e}) = 4.545 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$\Delta\alpha_{\text{NH}_3} := \alpha_{\text{NH}_3_e}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_e}) - \alpha_{\text{NH}_3_g}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g}) \quad \Delta\alpha_{\text{NH}_3} = -19 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Unsicherheit von α_{NH_3} der Messung 20040319a (Seriebetrieb)

Unsicherheiten u sind immer (+/-)

Volumenstrom

von Hand gestoppter Volumenstrom

$$V_{\text{dot}} := 0.0007571 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad \text{von Hand gestoppte Zeit} \quad \tau := \frac{0.100 \text{m}^3}{V_{\text{dot}}} \rightarrow 132.08294809140140008 \cdot \text{s}$$

Unsicherheit Volumenstrom aus Handmessung: Stoppgenauigkeit: +/- 0.10s

$$\delta\tau := \left| V_{\text{dot}} - \frac{0.100 \cdot \text{m}^3}{\tau - 0.100 \cdot \text{s}} \right| \quad \delta\tau = 5.736 \times 10^{-7} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (+/-)$$

Unsicherheit des Messgerätes selbst: +/- 2% vom Ablesewert (wahrscheinlich)

$$\delta V_{\text{dot_GWF}} := V_{\text{dot}} \cdot 0.02 \quad \delta V_{\text{dot_GWF}} = 1.514 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (+/-)$$

Gesamtunsicherheit Volumenstrom

$$u_{V_{\text{dot}}} := \sqrt{\delta\tau^2 + \delta V_{\text{dot_GWF}}^2} \quad u_{V_{\text{dot}}} = 1.515 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Abschnitt 1

Kälteleistung

mittlere Temp. zur Berechnung der Stoffwerte = 11.78°C

Dichte der Sole	$\rho := 1072.00 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	$u_{\rho} := 0.05 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
spez. Wärmekapazität	$c_p := 3513 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$	$u_{c_p} := 5 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Unsicherheit der Temperaturen $u_t := 0.10 \cdot \text{K}$

$t_1 := (13.41 + 273.15) \cdot \text{K}$ $t_2 := (10.15 + 273.15) \cdot \text{K}$

$Q_{\text{dot_S1}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) := V_{\text{dot}} \cdot \rho \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1)$ $Q_{\text{dot_S1}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) = -9.295 \text{ kW}$

$$u_{Q_{\text{dot_S1}}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dV_{\text{dot}}} Q_{\text{dot_S1}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{V_{\text{dot}}} \right)^2 + \left(\frac{d}{d\rho} Q_{\text{dot_S1}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{\rho} \right)^2 + \left(\frac{d}{dc_p} Q_{\text{dot_S1}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{c_p} \right)^2 + \left(\frac{d}{dt_1} Q_{\text{dot_S1}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_t \right)^2 + \left(\frac{d}{dt_2} Q_{\text{dot_S1}}(V_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_t \right)^2}$$

$u_{Q_{\text{dot_S1}}} = 444 \text{ W}$

Wärmedurchgangskoeffizient k_{ref} mit r_i als Referenz

$$t_{1s} := t_1 \rightarrow 286.56 \cdot K$$

$$t_{2s} := t_2 \rightarrow 283.30 \cdot K$$

$$t_{1N} := (3.0 + 273.15) \cdot K$$

$$u_{tN} := 0.2 \cdot K$$

$$t_{2N} := (1.99 + 273.15) \cdot K$$

mittlere logarithmische Temperaturdifferenz

$$\Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) := \frac{(t_{1s} - t_{2N}) - (t_{2s} - t_{1N})}{\ln\left(\frac{t_{1s} - t_{2N}}{t_{2s} - t_{1N}}\right)} \quad \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) = 9.119 \text{ K}$$

$$u_{\Delta T_{m \log}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dt_{1s}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_t\right)^2 + \left(\frac{d}{dt_{2s}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_t\right)^2 \dots + \left(\frac{d}{dt_{1N}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{tN}\right)^2 + \left(\frac{d}{dt_{2N}} \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{tN}\right)^2}$$

$$u_{\Delta T_{m \log}} = 0.163 \text{ K}$$

Wärmedurchgangskoeffizient k_{ref}

Länge Abschnitt $l_1 := 12.0 \cdot m$

$$u_{l1} := 0.0 \cdot m$$

Referenzdurchmesser $d_i := 14 \cdot 10^{-3} \cdot m$

Referenzfläche $A_{i1} := d_i \cdot \pi \cdot l_1 \quad A_{i1} = 0.5278 \text{ m}^2$

$$Q_{\dot{S}1} := Q_{\dot{S}1}(V_{\dot{S}1}, \rho, c_p, t_1, t_2)$$

$$\Delta T_{m \log} := \Delta T_{m \log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N})$$

$$k_{ref_i}(Q_{\dot{S}1}, \Delta T_{m \log}, l_1) := \frac{|Q_{\dot{S}1}|}{d_i \cdot \pi \cdot l_1 \cdot \Delta T_{m \log}} \quad k_{ref_i}(Q_{\dot{S}1}, \Delta T_{m \log}, l_1) = 1.931 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$u_{k_{ref_i}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dQ_{\dot{S}1}} k_{ref_i}(Q_{\dot{S}1}, \Delta T_{m \log}, l_1) \cdot u_{Q_{\dot{S}1}}\right)^2 \dots + \left(\frac{d}{d\Delta T_{m \log}} k_{ref_i}(Q_{\dot{S}1}, \Delta T_{m \log}, l_1) \cdot u_{\Delta T_{m \log}}\right)^2 + \left(\frac{d}{dl_1} k_{ref_i}(Q_{\dot{S}1}, \Delta T_{m \log}, l_1) \cdot u_{l1}\right)^2}$$

$$u_{k_{ref_i}} = 98.546 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Wärmeübergangskoeffizient α_{NH_3}

Wärmeleitfähigkeit Chromstahl $\lambda := 18 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$ keine Unsicherheit

Radien $r_i := \frac{d_i}{2} \rightarrow \frac{7}{1000} \cdot \text{m}$ $r_a := 8 \cdot 10^{-3} \cdot \text{m}$ keine Unsicherheiten

$$\frac{1}{k_{\text{ref}_i} \cdot r_i} = \frac{1}{\alpha_{\text{NH}_3} \cdot r_i} + \frac{1}{\lambda} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) + \frac{1}{\alpha_{\text{Sole}} \cdot r_a}$$

Solewärmeübergangskoeffizient aus Regression

g = gerechnet e = effektiv mittlerer gemessener

Unsicherheiten und Abweichungen aus Rechnung für 10°C

$$\alpha_{\text{Sole}_g1} := 3450 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$\Delta\alpha_{\text{Sole}_\text{sys}1} := -66 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$u_{\alpha_{\text{Sole}1}} := 102 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$\alpha_{\text{Sole}_e1} := \alpha_{\text{Sole}_g1} + \Delta\alpha_{\text{Sole}_\text{sys}1}$$

$$k_{\text{ref}_i} := k_{\text{ref}_i}(Q_{\text{dot}_S1}, \Delta T_{m1, \log}, 11)$$

gerechneter α_{NH_3} Wert

$$\alpha_{\text{NH}_3_g1}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g1}) := \frac{r_a \cdot (-k_{\text{ref}_i} \cdot \lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_g1})}{-\lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_g1} \cdot r_a + \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) \cdot k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \alpha_{\text{Sole}_g1} \cdot r_a + k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \lambda}$$

$$\alpha_{\text{NH}_3_g1}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g1}) = 4.711 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$u_{\alpha_{\text{NH}_3_g1}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dk_{\text{ref}_i}} \alpha_{\text{NH}_3_g1}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g1}) \cdot u_{k_{\text{ref}_i}}\right)^2 + \left(\frac{d}{d\alpha_{\text{Sole}_g1}} \alpha_{\text{NH}_3_g1}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_g1}) \cdot u_{\alpha_{\text{Sole}_g1}}\right)^2}$$

$$u_{\alpha_{\text{NH}_3_g1}} = 610 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

effektiver α_{NH_3} Wert (mit $\Delta\alpha_{\text{Sole}_\text{sys}}$)

$$\alpha_{\text{NH}_3_e1}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_e1}) := \frac{r_a \cdot (-k_{\text{ref}_i} \cdot \lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_e1})}{-\lambda \cdot \alpha_{\text{Sole}_e1} \cdot r_a + \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) \cdot k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \alpha_{\text{Sole}_e1} \cdot r_a + k_{\text{ref}_i} \cdot r_i \cdot \lambda}$$

$$\alpha_{\text{NH}_3_e1}(k_{\text{ref}_i}, \alpha_{\text{Sole}_e1}) = 4.824 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Abschnitt 2

Kälteleistung

mittlere Temp. zur Berechnung der Stoffwerte = 15.98°C

Dichte der Sole

$$\rho := 1070.15 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$u_\rho := 0.05 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

spez. Wärmekapazität

$$c_p := 3524 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$u_{c_p} := 5 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Unsicherheit der Temperaturen

$$u_t := 0.10 \cdot \text{K}$$

$$t_1 := (18.3 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$t_2 := (13.67 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$Q_{\dot{S}2}(\dot{V}_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) := \dot{V}_{\text{dot}} \cdot \rho \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1)$$

$$Q_{\dot{S}2}(\dot{V}_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) = -13.219 \text{ kW}$$

$$u_{Q_{\dot{S}2}} := \sqrt{\left(\frac{d}{d\dot{V}_{\text{dot}}} Q_{\dot{S}2}(\dot{V}_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{\dot{V}_{\text{dot}}} \right)^2 + \left(\frac{d}{d\rho} Q_{\dot{S}2}(\dot{V}_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_\rho \right)^2 \dots} \\ + \left(\frac{d}{dc_p} Q_{\dot{S}2}(\dot{V}_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{c_p} \right)^2 + \left(\frac{d}{dt_1} Q_{\dot{S}2}(\dot{V}_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{t_1} \right)^2 \dots \\ + \left(\frac{d}{dt_2} Q_{\dot{S}2}(\dot{V}_{\text{dot}}, \rho, c_p, t_1, t_2) \cdot u_{t_2} \right)^2$$

$$u_{Q_{\dot{S}2}} = 483 \text{ W}$$

Wärmedurchgangskoeffizient k_{ref} mit r_i als Referenz

$$t_{1s} := t_1 \rightarrow 291.45 \cdot \text{K}$$

$$t_{2s} := t_2 \rightarrow 286.82 \cdot \text{K}$$

$$t_{1N} := (0.44 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$u_{tN} := 0.2 \cdot \text{K}$$

$$t_{2N} := (-2.1 + 273.15) \cdot \text{K}$$

mittlere logarithmische Temperaturdifferenz

$$\Delta T_{m\log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) := \frac{(t_{1s} - t_{2N}) - (t_{2s} - t_{1N})}{\ln\left(\frac{t_{1s} - t_{2N}}{t_{2s} - t_{1N}}\right)}$$

$$\Delta T_{m\log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) = 16.557 \text{ K}$$

$$u_{\Delta T_{m\log}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dt_{1s}} \Delta T_{m\log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{1s}} \right)^2 + \left(\frac{d}{dt_{2s}} \Delta T_{m\log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{2s}} \right)^2 \dots} \\ + \left(\frac{d}{dt_{1N}} \Delta T_{m\log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{1N}} \right)^2 + \left(\frac{d}{dt_{2N}} \Delta T_{m\log}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N}) \cdot u_{t_{2N}} \right)^2$$

$$u_{\Delta T_{m\log}} = 0.162 \text{ K}$$

Wärmedurchgangskoeffizient k_{ref}

Länge Abschnitt $l_2 := 6.70 \cdot m$

$$u_{l2} := 0.1 \cdot m$$

Referenzdurchmesser $d_i := 14 \cdot 10^{-3} \cdot m$

Referenzfläche $A_{i2} := d_i \cdot \pi \cdot l_2$ $A_{i2} = 0.2947 m^2$

$$Q_{dot_S2} := Q_{dot_S2}(V_{dot}, \rho, c_p, t_1, t_2)$$

$$\Delta T_{m_{log}} := \Delta T_{m_{log}}(t_{1s}, t_{2s}, t_{1N}, t_{2N})$$

$$k_{ref_i}(Q_{dot_S2}, \Delta T_{m_{log}}, l_2) := \frac{|Q_{dot_S2}|}{d_i \cdot \pi \cdot l_2 \cdot \Delta T_{m_{log}}}$$

$$k_{ref_i}(Q_{dot_S2}, \Delta T_{m_{log}}, l_2) = 2.709 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$u_{kref_i} := \sqrt{\left(\frac{d}{d Q_{dot_S2}} k_{ref_i}(Q_{dot_S2}, \Delta T_{m_{log}}, l_2) \cdot u_{Qdot_S2} \right)^2 + \left(\frac{d}{d \Delta T_{m_{log}}} k_{ref_i}(Q_{dot_S2}, \Delta T_{m_{log}}, l_2) \cdot u_{\Delta T_{m_{log}}} \right)^2 + \left(\frac{d}{d l_2} k_{ref_i}(Q_{dot_S2}, \Delta T_{m_{log}}, l_2) \cdot u_{l_2} \right)^2}$$

$$u_{kref_i} = 110.203 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Wärmeübergangskoeffizient α_{NH3}

Wärmeleitfähigkeit Chromstahl $\lambda := 18 \frac{W}{m \cdot K}$ keine Unsicherheit

Radien $r_i := \frac{d_i}{2} \rightarrow \frac{7}{1000} \cdot m$ $r_a := 8 \cdot 10^{-3} \cdot m$ keine Unsicherheiten

$$\frac{1}{k_{ref_i} \cdot r_i} = \frac{1}{\alpha_{NH3} \cdot r_i} + \frac{1}{\lambda} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) + \frac{1}{\alpha_{Sole} \cdot r_a}$$

Solewärmeübergangskoeffizient aus Regression

g = gerechnet e = effektiv mittlerer gemessener

Unsicherheiten und Abweichungen aus Rechnung für 20°C

$$\alpha_{Sole_g2} := 3828 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\Delta \alpha_{Sole_sys2} := -77 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$u_{\alpha_{Sole2}} := 121 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\alpha_{Sole_e2} := \alpha_{Sole_g2} + \Delta \alpha_{Sole_sys2}$$

$$k_{ref_i} := k_{ref_i}(Q_{dot_S2}, \Delta T_{m_{log}}, l_2)$$

gerechneter α_{NH_3} Wert

$$\alpha_{NH_3_g2}(k_{ref_i}, \alpha_{Sole_g2}) := \frac{r_a \cdot (-k_{ref_i} \cdot \lambda \cdot \alpha_{Sole_g2})}{-\lambda \cdot \alpha_{Sole_g2} \cdot r_a + \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) \cdot k_{ref_i} \cdot r_i \cdot \alpha_{Sole_g2} \cdot r_a + k_{ref_i} \cdot r_i \cdot \lambda}$$

$$\alpha_{NH_3_g2}(k_{ref_i}, \alpha_{Sole_g2}) = 11.29 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$u_{\alpha_{NH_3_g2}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dk_{ref_i}} \alpha_{NH_3_g2}(k_{ref_i}, \alpha_{Sole_g2}) \cdot u_{k_{ref_i}}\right)^2 + \left(\frac{d}{d\alpha_{Sole_g2}} \alpha_{NH_3_g2}(k_{ref_i}, \alpha_{Sole_g2}) \cdot u_{\alpha_{Sole_g2}}\right)^2}$$

$$u_{\alpha_{NH_3_g2}} = 2124 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

effektiver α_{NH_3} Wert (mit $\Delta\alpha_{Sole_sys}$)

$$\alpha_{NH_3_e2}(k_{ref_i}, \alpha_{Sole_e2}) := \frac{r_a \cdot (-k_{ref_i} \cdot \lambda \cdot \alpha_{Sole_e2})}{-\lambda \cdot \alpha_{Sole_e2} \cdot r_a + \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) \cdot k_{ref_i} \cdot r_i \cdot \alpha_{Sole_e2} \cdot r_a + k_{ref_i} \cdot r_i \cdot \lambda}$$

$$\alpha_{NH_3_e2}(k_{ref_i}, \alpha_{Sole_e2}) = 11.922 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Abschnitt 1 und Abschnitt 2 gemittelt

$$Q_{dot_S12} := Q_{dot_S1} + Q_{dot_S2}$$

$$Q_{dot_S12} = -22.514 \times 10^3 W$$

$$\alpha_{Sole_g12} := \frac{\alpha_{Sole_g1} \cdot A_{i1} + \alpha_{Sole_g2} \cdot A_{i2}}{A_{i1} + A_{i2}}$$

$$\alpha_{Sole_g12} = 3.585 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\alpha_{NH_3_g12} := \frac{\alpha_{NH_3_g1} \cdot A_{i1} + \alpha_{NH_3_g2} \cdot A_{i2}}{A_{i1} + A_{i2}}$$

$$\alpha_{NH_3_g12} = 7.069 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\alpha_{Sole_e12} := \frac{\alpha_{Sole_e1} \cdot A_{i1} + \alpha_{Sole_e2} \cdot A_{i2}}{A_{i1} + A_{i2}}$$

$$\alpha_{Sole_e12} = 3.515 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\alpha_{NH_3_e12} := \frac{\alpha_{NH_3_e1} \cdot A_{i1} + \alpha_{NH_3_e2} \cdot A_{i2}}{A_{i1} + A_{i2}}$$

$$\alpha_{NH_3_e12} = 7.367 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$u_{\alpha_{NH_3_g12}} := \frac{u_{\alpha_{NH_3_g1}} \cdot A_{i1} + u_{\alpha_{NH_3_g2}} \cdot A_{i2}}{A_{i1} + A_{i2}}$$

$$u_{\alpha_{NH_3_g12}} = 1.152 \times 10^3 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Offset $\Delta\alpha_{NH_3}$ $\Delta\alpha_{NH_3} := \alpha_{NH_3_e12} - \alpha_{NH_3_g12}$

$$\Delta\alpha_{NH_3} = 298 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

-> der eff. Wert ist um soviel höher oder tiefer

Anhang A5

Unsicherheit von $\zeta_{\text{ÖI}}$ (Messung 20040422c)..... p.1-2

Unsicherheit der Ölgehaltbestimmung mittels Niveauunterschied

Messung 20040422c (Seriebetrieb)

Unsicherheiten u sind immer (+/-)

1.0mm Hub an der Öleinspritzpumpe

Niveaus am Ölvorratsbehälter und Unsicherheit

$$H_1 := 239.5 \cdot 10^{-3} \cdot \text{m}$$

$$u_{H1} := 1 \cdot 10^{-3} \cdot \text{m}$$

$$H_2 := 214.0 \cdot 10^{-3} \cdot \text{m}$$

$$u_{H2} := 1 \cdot 10^{-3} \cdot \text{m}$$

$$A_{\text{Vorr}} := (0.132 \cdot \text{m})^2 \cdot \frac{\pi}{4}$$

$$A_{\text{Vorr}} = 0.01368 \text{ m}^2$$

Zeitdifferenzmessung und Unsicherheit

$$\Delta\tau := 5400 \cdot \text{s}$$

$$u_{\Delta\tau} := 20 \cdot \text{s}$$

Dichte des Öles bei 20°C und Unsicherheit infolge abweichender Temperatur

$$t_{\text{Vorr}} := (20 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$u_{t_{\text{Vorr}}} := 3 \cdot \text{K}$$

$$\rho_{\text{Öl}}(t_{\text{Vorr}}) := \left[-0.67 \cdot (t_{\text{Vorr}} - 273.15 \cdot \text{K}) + 860.05 \text{K} \right] \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{K}}$$

$$\rho_{\text{Öl}}(t_{\text{Vorr}}) = 846.65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$u_{\rho_{\text{Öl}}} := \left| \frac{d}{dt_{\text{Vorr}}} \rho_{\text{Öl}}(t_{\text{Vorr}}) \cdot u_{t_{\text{Vorr}}} \right|$$

$$u_{\rho_{\text{Öl}}} = 2.01 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Massenstrom aus Messung und Unsicherheit

$$m_{\text{dot_NH3}} := 66.153 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$G := \frac{m_{\text{dot_NH3}}}{(0.014 \cdot \text{m})^2 \cdot \frac{\pi}{4}}$$

$$G = 119.372 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Unsicherheit Messgerät

$$\delta_{\text{mdot_NH3}} := 0.002 \cdot m_{\text{dot_NH3}} + 0.00005 \cdot 6500 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\delta_{\text{mdot_NH3}} = 1.27 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad (+/-)$$

Unsicherheit Standardabweichung

$$\sigma_{\text{mdot_NH3}} := 0.391 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\sigma_{\text{mdot_NH3}} = 1.086 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad (+/-)$$

gesamte Unsicherheit vom gemessenen Ammoniakmassenstrom

$$u_{\text{mdot_NH3}} := \sqrt{\delta_{\text{mdot_NH3}}^2 + \sigma_{\text{mdot_NH3}}^2}$$

$$u_{\text{mdot_NH3}} = 1.671 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Ölgehalt und Unsicherheit

$$\rho_{\text{Öl}} := \rho_{\text{Öl}}(t_{\text{Vorr}})$$

$$\zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) := \frac{(H_1 - H_2) \cdot A_{\text{Vorr}} \cdot \rho_{\text{Öl}}}{\dot{m}_{\text{NH}_3} \cdot \Delta\tau} \cdot \zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) = 0.00298$$

in Prozent: $\zeta_{\text{Öl}\%} := \zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) \cdot 100$ $\zeta_{\text{Öl}\%} = 0.298$ (%)

$$u_{\zeta_{\text{Öl}}} := \sqrt{\left(\frac{d}{dH_1} \zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) \cdot u_{H_1}\right)^2 + \left(\frac{d}{dH_2} \zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) \cdot u_{H_2}\right)^2 + \left(\frac{d}{d\Delta\tau} \zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) \cdot u_{\Delta\tau}\right)^2 + \left(\frac{d}{d\rho_{\text{Öl}}} \zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) \cdot u_{\rho_{\text{Öl}}}\right)^2 + \left(\frac{d}{d\dot{m}_{\text{NH}_3}} \zeta_{\text{Öl}}(H_1, H_2, \Delta\tau, \rho_{\text{Öl}}, \dot{m}_{\text{NH}_3}) \cdot u_{\dot{m}_{\text{NH}_3}}\right)^2}$$

$$u_{\zeta_{\text{Öl}}} = 0.000168$$

in Prozentpunkten:

$$u_{\zeta_{\text{Öl}\%}\text{Punkte}} := u_{\zeta_{\text{Öl}}} \cdot 100$$

$$u_{\zeta_{\text{Öl}\%}\text{Punkte}} = 0.0168$$

Unsicherheit in Prozent vom Prozentwert Ölgehalt

$$u_{\zeta_{\text{Öl}\%}} := \frac{u_{\zeta_{\text{Öl}\%}\text{Punkte}}}{\zeta_{\text{Öl}\%}} \cdot 100$$

$$u_{\zeta_{\text{Öl}\%}} = 5.6$$
 (%)