In memoriam em. Prof. Dr. Konrad Bier †

Inbetriebnahme einer Präzisions-Apparatur für Wärmeübergangsmessungen beim Sieden reiner Stoffe und Nachrüstung für Stoffgemische / Teil II

Josef Schmadl, Peter Ignaszewski, Jens-Uwe Gerking

Einleitung

In Teil I der gleichnamigen Arbeit [1] waren die Inbetriebnahme der Apparatur und Testmessungen mit reinen Stoffen behandelt worden. Dieser Teil II bezieht sich im wesentlichen auf die Nachrüstung für Stoffgemische und Kontrollmessungen mit Gemischen.

1. Apparative Ergänzungen

Die Nachrüstung für Stoffgemische wurde durch Einbau von Probennahmeschleusen erreicht. Außerdem wurde die Meßwerterfassung, -auswertung und -archivierung weitgehend automatisiert durch Anbindung der Apparatur an ein vorhandenes Prozeßleitsystem.

1.1 Probenahmeschleusen

Zur Analyse von Gemischkonzentration und Phasengleichgewicht sind im Rahmen dieser Arbeit Probenahmestellen, zur Entnahme von flüssigem und dampfförmigem Versuchsstoff aus dem Verdampfer der Siedeapparatur, eingebaut worden (Abb. 1). Die Proben werden über 1/8"-Rohrleitungen am Verdampfer, oben für die Dampfphase und unten für die Flüssigphase, entnommen und zwecks Analyse ausgeschleust. Die Schleusen, bestehen jeweils aus zwei Absperrventilen und einer dazwischenliegenden definierten Länge 6mm-Rohr. Am Ende der Schleuse vor dem zweiten Absperrventil ist ein Septum eingebaut um die Probe mit Hilfe einer Spritze passenden Volumens zu entnehmen. Jeweils hinter dem zweiten Absperrventil befindet sich ein Vakuumschluß zum Spülen durch wiederholtes Entleeren und Evakuieren der Schleusen vor der Probenahme.

Die Flüssigkeitsprobeneschleuse ist mit einem Rauminhalt von 2 ml so ausgelegt, daß beim Befüllen in etwa das Volumen der Zuleitung aufgenommen wird. Durch mehrmaliges Spülen der Zuleitung können so Konzentrationsunterschiede zwischen Pool und Probe vermieden werden.

Die Dampfprobenahmeschleuse ist mit einem Rauminhalt von 10 ml so ausgelegt, daß ungefähr das fünf-fache Zuleitungsvolumen aufgenommen wird. Außerdem wurde das Gefälle der Zuleitung so gewählt, daß „wildes“ Kondensat in den Verdampfer zurückläuft. Trotzdem gab es Schwierigkeiten bei der dampfseitigen Probenahme, die im Zuge weiterer Entwicklungsarbeiten behoben werden sollen. So z.B. könnte eine Thermostatisierung der Dampfprobeneschleuse zu einer Verbesserung der Probenqualität führen.

Abb. 1: Schematische Darstellung der Probenahme aus Dampf- und Flüssigkeitsraum des Verdampfers

1.2 Anbindung an das Prozeßleitsystem und CIM/21

Im Rahmen dieser Arbeit erfolgte außerdem die Anbindung der Siedeapparatur an das Prozeßleitsystem (PLS) Contronic P zwecks Prozeßkontrolle durch Erfassen und Registrieren von Siededruck, Versuchsstoff-, Kühlkreislauf-temperatur und Rohrwandüberhitzung. Um die Messdatenauswertung und -archivierung weitgehend zu automatisieren erfolgte eine Verknüpfung mit dem Prozeßdatenvisualisierungssystem CIM /21. Dies ermöglicht neben einer kontinuierlichen Meßwerterefassung auch die Darstellung des dynamischen Verhaltens der Versuchsapparatur.

Abb. 2: Schematische Darstellung der Meßgrößenerfassung anhand des Druckes

In Abb. 2 ist die Meßwerterfassung am Beispiel der Meßkette für den Druck dargestellt. Durch die Visualisierung ist es möglich die Meßdaten übersichtlich in einem erstellten Prozeßbild darzustellen (Abb. 3).

Abb. 3: Visualisierte Darstellung der Verdampferfahrwerte in CIM/21

2. Meßtechnische Optimierung

Die Auswertung von Meßergebnissen wurde wesentlich verbessert durch Verwendung von EXCEL. Die Rohdaten werden in ein Formular, welches unter EXCEL erstellt wurde, eingegeben und die Ergebnisse dann automatisch errechnet. Das Formular ist in Abb. 5 dargestellt.

Für die Auswertung der Rohdaten in EXCEL wurden folgende Umrechnungen einprogrammiert:

a) Druck

Der Absolutdruck errechnet sich aus dem angezeigten Manometerdruck unter Berücksichtigung des Barometerdruckes.

Absolutdruck = Manometeranzeige + Barometerdruck.

Abb. 4: Dyn. Verhalten $x=f(t)$ beispielhaft, d.h. Messgröße in Abhängigkeit von der Zeit für Dampfdruck (TDAMPF), Flüssigkeitstemperatur (TFLLI) und Wärmestromdichte.

b) Temperatur

Die Thermospannungen werden auf Temperaturen umgerechnet mit der Formel für die Thermospannungskurve

$$T = 3,8223 \cdot 10^{-11} \cdot U^3 - 3,7597 \cdot 10^{-7} \cdot U^2 + 2,5309 \cdot 10^{-2} \cdot U + 1,4452 \cdot 10^{-2} \quad (1)$$

und im übrigen wie in Teil I beschrieben [1] korrigiert. Die in Abb. 3 dargestellten Temperaturen werden mit PT 100 Temperaturfühlern in 4 Leiter-Schaltung gemessen. Die Temperaturfühler wurden mit einem Thermostat Typ Haake F6-C25 (Temperaturkonstanz $\pm 0,01$ K) bei 10°C und 80°C überprüft, wie in Tab.1 dargestellt.

Haake Thermostat/°C	TFLRE/°C	TFLLI/°C	TDAMPF1/°C
10,00	10,03 $\pm$ 0,05	9,72 $\pm$ 0,05	9,82 $\pm$ 0,2
80,00	79,65 $\pm$ 0,1	79,7 $\pm$ 0,1	79,9 $\pm$ 0,1

Tab.1: Vergleich der PT100-Temperaturanzeigen mit einem Thermostat

Datum: 18.09.98		Name: Ignaszewski		Versuchsstoff: 19 mol% Ethanol - 81 mol% Wasser	
Barometer: 1024 [mbar]		Manometerkalibrierung: 0 bar Δ 1019 mbar		Messingrohr $\lambda = 100$	

		1. Messung				2. Messung				3. Messung			
		14:30		Absolutdruck		14:45		Absolutdruck		15:00		Absolutdruck	
Uhrzeit		5,00 [bar]		5,005 [bar]		5,00 [bar]		5,005 [bar]		5,00 [bar]		5,005 [bar]	
Klimazelle		5,353 [mV]		Δ 130,586 [°C]		5,351 [mV]		Δ 130,537 [°C]		5,357 [mV]		Δ 130,684 [°C]	
Kühlkreislauf		126,9 [°C]				126,8 [°C]				126,8 [°C]			
Spannung U (2x)		4,343 [V]		P 35,716832 [W]		4,336 [V]		P 35,69395 [W]		4,302 [V]		P 35,21617 [W]	
Strom I		4,112 [A]		q 6266,1109 [W/m²]		4,116 [A]		q 6262,097 [W/m²]		4,093 [A]		q 6178,276 [W/m²]	
Dampf		5,4130 [mV]		Δ 132,061 [°C]		5,4108 [mV]		Δ 132,007 [°C]		5,4097 [mV]		Δ 131,980 [°C]	
Flüssigkeit 1 (10)		5,4480 [mV]		T _{FI}		5,4470 [mV]		T _{FI}		5,4449 [mV]		T _{FI}	
2 (11)		5,4120 [mV]		= 5,426 [mV]		5,4090 [mV]		= 5,424 [mV]		5,4090 [mV]		= 5,423 [mV]	
3 (12)		5,4180 [mV]		Δ 132,381 [°C]		5,4160 [mV]		Δ 132,331 [°C]		5,4150 [mV]		Δ 132,306 [°C]	
ΔT_{Rohr}	Nullpunkt	Messung	korrigiert	ΔT_{mittel}		Messung	korrigiert	ΔT_{mittel}		Messung	korrigiert	ΔT_{mittel}	
1 (1)	0,0085	0,0871	0,0786	= 0,0827 [mV]		0,0889	0,0804	= 0,082457 [mV]		0,0889	0,0804	= 0,0823 [mV]	
2 (2)	-0,0048	0,0722	0,0770	Δ 2,105 [K]		0,0742	0,0790	Δ 2,099 [K]		0,0749	0,0797	Δ 2,095 [K]	
3 (4)	-0,0002	0,0791	0,0793			0,0785	0,0787			0,0782	0,0784		
4 (5)	0,0056	0,0869	0,0813			0,0857	0,0801			0,0861	0,0805		
5 (6)	0,0029	0,0919	0,0890	$\Delta T_{\text{L-Korr}}$		0,0908	0,0879	$\Delta T_{\text{L-Korr}}$		0,0899	0,0870	$\Delta T_{\text{L-Korr}}$	
6 (7)	0,0085	0,0951	0,0866	= 2,033 [K]		0,0938	0,0853	= 2,027 [K]		0,0932	0,0847	= 2,024 [K]	
7 (8)	0,0031	0,0902	0,0871			0,0889	0,0858			0,0885	0,0854		
		$\alpha = 3082,369$ [W/m²K]				$\alpha = 3089,644$ [W/m²K]				$\alpha = 3052,811$ [W/m²K]			
		$q_{\text{mittel}} = 6266,111$ [W/m²]		$\Delta T_{\text{mittel}} = 2,033$ [K]		$q_{\text{mittel}} = 6262,097$ [W/m²]		$\Delta T_{\text{mittel}} = 2,027$ [K]		$q_{\text{mittel}} = 6178,276$ [W/m²]		$\Delta T_{\text{mittel}} = 2,024$ [K]	

Abb. 5: Formular zur Auswertung eines Meßpunktes (ΔT , $\dot{q}$, α) in EXCEL.

c) Wärmestromdichte

Die Wärmestromdichte wird aus der Leistung des Heizrohres, abzüglich des Spannungsabfalls über den kalten Enden des Heizdrahtes errechnet und bezogen auf die Rohroberfläche nach folgender Formel berechnet:

$$\dot{q} = \frac{I \cdot U}{0,005 \text{ m}^2} \cdot \left(\frac{1}{\frac{560 \text{ mm}}{200 \text{ mm} \cdot 20} + 1} \right) = 0,877 \cdot U \cdot I \quad \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right] \quad (2)$$

d) Rohrwandüberhitzung

Die Rohrwandüberhitzung wird aus dem Meßwert, der Nullpunktspannung und Temperaturgefälle in der Heizrohrwand errechnet, nach folgenden Formeln:

$$U_{\text{koriert}} = U_{\text{Messung}} - U_{\text{Nullpunkt}}$$

Die Temperaturdifferenz ΔT wird aus U_{eff} nach Formel(1) berechnet und um den Temperaturabfall in der zylindrischen Wand korrigiert:

$$\Delta T = \Delta T_{\text{eff}} - \left(\dot{q} \cdot 0,004 \cdot \frac{\ln\left(\frac{0,004}{0,003}\right)}{\lambda} \right) \quad (3)$$

e) Wärmeübergangskoeffizient

Der Wärmeübergangskoeffizient wird aus der Wärmestromdichte und der korrigierten Rohrwandüberhitzung wie folgt errechnet:

$$\alpha = \frac{\dot{q}}{\Delta T} \quad (4)$$

f) Mittelwerte

Die Wärmestromdichte $\dot{q}_{\text{mittel}}$, die Rohrwandüberhitzung ΔT_{mittel} und Wärmeübergangskoeffizient α_{mittel} werden für einen Meßpunkt aus drei zeitlich aufeinanderfolgenden Einzelmessungen arithmetisch gemittelt.

3. Kontrollmessungen

Kontrollmessungen im Bereich des voll ausgebildeten Blasensiedens wurden bei 1 bar und bei 5 bar mit reinem Ethanol, vergälltem Ethanol, einer Ethanol/Wasser-Mischung und einer Ethanol/Wasser/Aceton-Mischung durchgeführt.

3.1 Reines Ethanol

Wie in Abb. 5 ersichtlich, ist der Wärmeübergangskoeffizient für reines Ethanol bei gleicher Wärmestromdichte erwartungsgemäß höher als für vergälltes Ethanol sowohl bei 1 bar wie auch bei 5 bar. So z.B. ist der WÜK für reines Ethanol und $\dot{q} = 4 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{K}}$ bei $p=1\text{ bar}$ um 65% und bei $p=5\text{ bar}$ um 26% höher als für vergälltes Ethanol. Die Steigungen der Ausgleichsgeraden sind bei gleichem Druck für reines und vergälltes Ethanol annähernd gleich. (Tab.2).

	Ethanol	Ethanol mit 1mol% MEK
1 bar	$n = 0,822$	$n = 0,841$
5 bar	$n = 0,732$	$n = 0,738$

Tab. 2: Steigungen der Ausgleichsgeraden für reines und vergälltes Ethanol

Abb. 6: Wärmeübergangskoeffizient α in Abhängigkeit von der Wärmestromdichte $\dot{q}$ bei 1 und 5 bar für vergälltes und reines Ethanol.

3.2 Ethanol/ Wasser-Mischung bei 1 bar

Es wurde eine Ethanol/Wasser-Mischung hergestellt, für die sich gaschromatographisch eine mittlere Zusammensetzung der Flüssigkeit von $x_{\text{ETH}} = 0,185$ ergab. Weitere Angaben zur Analytik sind in Kapitel 4 und in Teil III dieser Arbeit enthalten. Für die Mischung Ethanol/Wasser wurden Messungen bei zwei Drücken, 1 bar und 5 bar, und jeweils 5 Wärmestromdichten im Bereich zwischen 6 bis $100 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$ durchgeführt.

3.2.1 Messungen bei 1 bar und 100 kW/m^2

Abb. 7: Wärmeübergangskoeffizient α in Abhängigkeit von der Wärmestromdichte $\dot{q}$ für reines Ethanol und Ethanol/Wasser-Gemisch bei 1 und 5 bar

Wie erwartet und im Einklang mit der Literatur zeigte sich, daß der Wärmeübergangskoeffizient α_{Mix} der Mischung niedriger als α des reinen Ethanols ist. Die relative Verschlechterung des Wärmeübergangs aufgrund des „Gemischeffektes“ beträgt demnach für 100 kW/m^2 39% und für 20 kW/m^2 26%.

Die Steigungen der Ausgleichsgerade für das Ethanol/Wasser-Gemisch ist erwartungsgemäß kleiner als für reines Ethanol: $n_{\text{Mix}} = 0,68 < n_{\text{Eth}} = 0,82$.

Zur Ermittlung des molanteilig gewichteten, mittleren Wärmeübergangskoeffizienten α_{id} für die Mischung wird folgende Formel verwendet:

$$\alpha_{\text{id}} = \bar{x}_1 \cdot \alpha_1 + \bar{x}_2 \cdot \alpha_2 \quad [7]$$

Bei einer Wärmestromdichte von $\dot{q} = 100 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{K}}$ ergibt sich mit den Reinstoffwerten $\alpha_{\text{Ethanol}} = 10000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$, $\alpha_{\text{Wasser}} = 9500 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$ [9] ein molanteiliger Mittelwert von $\alpha_{\text{id}} = 9592 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$.

$$\frac{\alpha_{\text{Mix}}}{\alpha_{\text{id}}} = \frac{6100 \text{ W} / \text{m}^2\text{K}}{9592 \text{ W} / \text{m}^2\text{K}} = 0,636$$

Quelle	diese Arbeit	Preusser [9]	Tolubinskiy [10]	Grigorev [11]
$\alpha_{\text{Mix}}/\alpha_{\text{id}}$	0,64	0,79	0,53	0,47

$\dot{q} = 100 \text{ kW/m}^2$ und $p = 1 \text{ bar}$

Tab. 3: Verhältnis $\alpha_{\text{Mix}}/\alpha_{\text{id}}$, errechnet aus den Messungen verschiedener Autoren, im Vergleich

Wie Tab. 3 zeigt, weichen die von verschiedenen Autoren gemessenen Werte der relativen Verschlechterung stark voneinander ab. Die eigenen Meßwerte nehmen dabei eine Mittelstellung ein. Möglicherweise ist die Streuung der Ergebnisse verschiedener Autoren auch dadurch zu erklären, daß sich während der Messung korrosionsbedingte Veränderungen der Oberflächenrauigkeit häufig dann ergeben, wenn eine der Komponenten Wasser ist. (siehe auch Messungen für Ethanol+Wasser bei 5bar und Ethanol+Wasser+Aceton)

3.2.2 Messungen bei 1bar und 20kW/m²

Für die Wärmestromdichte von $20 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$ wurde α_{Wasser} aus Literaturwerten ermittelt, da eigene Messungen mit reinem Wasser fehlen.

Der α -Wert wurde auf zwei Wegen abgeschätzt: Aus dem Wert $\alpha = 6000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$ gemäß VDI-Wärmeatlas Ha11 [7] ergibt sich durch Umrechnen von $p^* = 0,1$ auf $p^* = 1/220,9$ bei konstanter Wärmestromdichte mit der Formel

$$F(p^*) = 1,73p^{*0,27} + \left[6,1 + \frac{0,68}{1-p^{*2}} \right] p^{*2}$$

und $n = 0,9 - 0,3p^{*0,15}$ [7]

ein Wert von $\alpha = 2414 \text{ W/(m}^2\text{K)}$

Aus dem von Preusser bei $\dot{q} = 100 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$ und $p = 1 \text{ bar}$ angegebenen Wert von $\alpha = 9500 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$ [3] ergab sich durch Umrechnung von $\dot{q} = 100 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$ auf $\dot{q} = 20 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$ bei konstantem Druck ein Wert von $\alpha = 2767 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$. Die Abweichung zwischen den beiden Werten ist mit 12,8% relativ akzeptabel, es wurde aber hier der umgerechnete Preusser-Wert verwendet.

Das Verhältnis $\alpha_{\text{Mix}}/\alpha_{\text{id}}$ bei der Wärmestromdichte von $20 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$, ergibt sich aus $\alpha_{\text{Ethanol}} = 2700 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$, dem errechneten $\alpha_{\text{Wasser}} = 2767 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$ sowie aus dem molanteiligen Mittelwert $\alpha_{\text{id}} = 2754 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$

$$\frac{\alpha_{\text{Mix}}}{\alpha_{\text{id}}} = \frac{2000 \text{ W/m}^2\text{K}}{2754 \text{ W/m}^2\text{K}} = 0,726$$

Wie erwartet ist die relative Verschlechterung des Wärmestoffübergangs bei der kleineren Wärmestromdichte weniger stark ausgeprägt.

3.3 Ethanol/Wasser-Gemisch bei 5bar

Wider Erwarten zeigte sich, daß der Wärmeübergangskoeffizient α_{Mix} der Mischung höher als α des reinen Ethanols ist. Die relative Verbesserung des Wärmeübergangs aufgrund des „Gemischeffektes“ beträgt demnach für 20 kW/m^2 20%, bei 100 kW/m^2 ist der Wärmeüber-

gangskoeffizient nahezu gleich groß wie für die reinen Komponenten. Dies kann durch eine Veränderung der Rohroberfläche geschehen sein und läßt sich aufgrund der Farbänderung des Rohres vermuten. Durch Änderung der Rauigkeit kann die Anzahl der Keimstellen zur Blasenbildung erhöht sein und somit eine Verbesserung des Wärmeübergangs eintreten, siehe auch Kapitel 3.2.1.

Die Steigungen der Ausgleichsgerade für das Ethanol/Wasser-Gemisch ist erwartungsgemäß kleiner als für reines Ethanol

$$n_{\text{Mix}} = 0,61 < n_{\text{Eth}} = 0,73.$$

3.4 Ethanol/Wasser/Aceton bei 1bar

Wie erwartet und im Einklang mit der Literatur zeigte sich, daß auch der Wärmeübergangskoeffizient α_{Mix} der ternären Mischung niedriger als α des reinen Ethanols ist. Die relative Verschlechterung des Wärmeübergangs aufgrund des „Gemischeffektes“ beträgt demnach für 100 kW/m^2 53% und für 20 kW/m^2 15% im Vergleich zum reinen Ethanol.

Die Steigungen der Ausgleichsgerade für das Ethanol/Wasser/Aceton-Gemisch ist erwartungsgemäß kleiner als für reines Ethanol:

$$n_{\text{tern}} = 0,54 < n_{\text{bin}} = 0,68 < n_{\text{Eth}} = 0,82.$$

Im Vergleich zu dem binären Gemisch nimmt die Verschlechterung des WÜ erwartungsgemäß zu, der Effekt verschwindet aber bei kleineren Wärmestromdichten

$$\dot{q} < 20 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$$

Abb. 8: Wärmeübergangskoeffizient α in Abhängigkeit von der Wärmestromdichte $\dot{q}$ für Ethanol, Ethanol/Wasser-Mischung und Ethanol/Wasser/Aceton-Mischung

3.5 Ethanol/ Wasser/ Aceton bei 5bar

Die relative Verschlechterung des Wärmeübergangs aufgrund des „Gemischeffektes“ beträgt für 100 kW/m^2 18% im Vergleich zu reinem Ethanol und verschwindet bei etwa für 20 kW/m^2 , wie aus Abb. 7 hervorgeht.

Die Steigungen der Ausgleichsgerade für das Ethanol/Wasser/Aceton-Gemisch ist erwartungsgemäß kleiner als für reines Ethanol: $n_{\text{tern}} = 0,62 < n_{\text{Eth}} = 0,73$

Aufschlußreicher ist aber der Vergleich mit dem binären Gemisch aus dem in Kap. 3.3 genannten Grund, n_{tern} ist demnach vergleichbar mit n_{bin} .

Vergleich der α_{Werte} bei

$$\dot{q} = 10 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}: \alpha_{\text{tern}} = 3300 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}, \alpha_{\text{bin}} = 4200 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Erwartungsgemäß ist der Wärmeübergangskoeffizient für die ternäre Mischung geringer als für die binäre Mischung und die reinen Komponenten.

4. Gaschromatographische Analytik

Für die Konzentrationsmengen wurde ein Gas-Chromatograph Typ Chrompack CP 9000 mit bepackter Kolonne und Wärmeleitsfähigkeitsdetektor eingesetzt. Angaben zu Kalibrierungen, Messgenauigkeiten und Meßergebnissen sind in Teil III dieser Arbeit enthalten. Parallel zu den Wärmeübergangsmessungen wurden Proben aus dem Flüssigkeitspool des Verdampfers bei jedem Beharrungszustand konstanter Wärmestromdichte entnommen und gaschromatographisch untersucht. Die Ergebnisse der Konzentrationsmessungen sind in den Abb. 9, 10 und 11 für die binäre Mischung Ethanol/Wasser und für die ternäre Mischung Aceton-Ethanol-Wasser enthalten.

Erwartungsgemäß ergab sich bei keiner Messreihe der untersuchten Gemische eine signifikante Abhängigkeit der Flüssigkeitskonzentration von der Wärmestromdichte. Die Schwankungen um den Mittelwert sind kleiner als 1 mol % und liegen damit in der Größenordnung früherer Messungen [3]. Die teilweise größeren Abweichungen in Abb. 9 sind eine Folge von nicht ausreichend stabilen Beharrungszuständen bei den ersten Probenmessungen.

Abb. 9: Abhängigkeit des Molenbruchs $\bar{X}_1$ von der Wärmestromdichte $\dot{q}$ für das ternäre Stoffsystem Aceton(1)-Ethanol(2)-Wasser(3) bei $p=1$ bar

Abb. 10: Abhängigkeit des Molenbruchs $\bar{X}_1$ von der Wärmestromdichte $\dot{q}$ für das ternäre Stoffsystem Aceton(1)-Ethanol(2)-Wasser(3) bei $p=5$ bar

Abb. 11: Abhängigkeit des Ethanol - Molenbruchs $\bar{X}_1$ von der Wärmestromdichte $\dot{q}$ für das binäre Stoffsystem Ethanol(1)-Wasser(1) bei $p=1$ und 5 bar

5. Zusammenfassung

In dieser Arbeit wurde eine für Wärmeübergangsmessungen an reinen Stoffen aufgebaute Präzisionsapparatur für Untersuchungen an Mehrstoffsystemen umgerüstet und weitgehend automatisiert. Erste Kontrollmessungen lieferten Ergebnisse, die mit Literaturangaben gut harmonisieren. Entwicklungsbedarf besteht für die Zukunft hinsichtlich

- der Optimierung der Dampf-Probenahme
- der weiteren Automatisierung der Meßwerterteassung und
- der weiteren Untersuchung insbesondere wässriger Mehrstoffsysteme.

Danksagung: Dank gebührt vor allem Herrn em. Prof. Dr. Bier † (Universität Karlsruhe) für die uns geschenkte Apparatur.

Für die finanzielle Unterstützung dieses Forschungsvorhabens sind wir dem Bundesministerium für Bildung, Wissenschaft, Forschung und Technologie zu Dank verpflichtet.

Literatur

- [1] Schmadl, J. und Ignatschewski, P.: "Inbetriebnahme einer Präzisionsapparatur für Wärmeübergangsmessungen beim Sieden reiner Stoffe und Nachrüstung für Stoffgemische/Teil I", wissenschaftliche Beiträge, TFH Wildau, Heft 2/1998
- [2] Schmadl, J.: "Prozeßleitsystem mit Rechneinsatz für die Überwachung, Steuerung, und Berechnung thermischer Trennprozesse, Apparate und Anlagen", Wissenschaftliche Beiträge TFH- Wildau, Heft 1/1995
- [3] Schmadl, J.: Wärmeübertragung beim Blasensieden binärer Stoffgemische unter hohem Druck, Dissertation Universität Karlsruhe, 1982.
- [4] Goetz, J.: Entwicklung und Erprobung einer Normapparatur zur Messung des Wärmeübergangs beim Blasensieden, Dissertation Universität Karlsruhe, 1980.

- [5] Bonekamp, S.: Einfluß von Ultraschall auf den Wärmeübergang beim Blasensieden binärer Gemische, Dissertation Universität Karlsruhe, 1997.
- [6] Gorenflo, D.: Zum Wärmeübergang bei der Blasenverdampfung an Rippenrohren, Dissertation Technische Hochschule Karlsruhe, 1966.
- [7] VDI-Wärmeatlas, 7. Auflage VDI-Verlag Düsseldorf, 1994.
- [8] Onken, U. und Arlt, W.: Recommended Text Mixtures for Distillation Columns, sec. edition, the Institution of Chemical Engineers, G.E. Davis Building, Warwickshire.
- [9] Preusser, P.: Wärmeübergang beim Verdampfen binärer und ternärer Flüssigkeitsgemische, Dissertation Ruhr-Universität Bochum, 1978.
- [10] Tolubinsky, V. I., Kroveshko, A. A., Ostrovskiy, Yu. N. und Pisarev, V. Ye: Effect of Pressure on Boiling Heat Transfer Rate in Water-Alcohol Mixtures, Heat Transfer-Soviet Research 5 (3), S. 66-68, 1973.
- [11] Grigorev, L. N. und Usmanov, A. G.: Heat Transfer During Boiling of Binary Mixtures, Soviet Phys.-Techn. Phys. 3 (2), S. 297-305, 1958.

Autoren

Prof. Dr.-Ing. Josef Schmadl

Dipl.-Ing. (FH) Peter Ignaszewski

Dipl.-Ing. Jens-Uwe Gerking

Technische Fachhochschule Wildau

Technikum für Thermische Verfahrenstechnik, Haus 8

Bahnhofstraße

15745 Wildau

Tel. (0 33 75) 508-110

Fax (0 30) 675 77 54

E-mail: jschmadl@igw.tfh-wildau.de