

Berman, L.D. (Doktor d. techn. Wiss.)

STOFFÜBERGANG BEI RIESELFILMSTRÖMUNGEN IN SENKRECHTEN  
KANÄLEN

Deutsche Übersetzung aus:

Teploënergetika. Moskva, 1 (1954), Nr 6, S. 3 - 12.

Russ.: МАССООБМЕН В ПЛЕНОЧНЫХ АППАРАТАХ С ВЕРТИКАЛЬНЫМИ  
КАНАЛАМИ

Massoobmen v plenocnych apparatach s vertikal'nymi  
kanalami

Untersucht werden die Meßergebnisse zum Stoffübergang bei Verdunstung, Kondensation und Absorption in einzelnen Kanälen und in einem Mehrkanalfilmeinsatz bei verschiedenartigen Strömungsverhältnissen eines gasförmigen Stoffes. Strittige Annahmen, welche in einigen Arbeiten zum Stoffübergang in Filmvorrichtungen vorkommen, werden klargestellt.

Ein in Form eines Systems senkrechter Kanäle, ausgeführter Einsatz, der von Umgebungsluft durchströmt wird, und an dessen Wänden das zu kühlende Wasser herabfließt, wird in Filmgradierwerken bereits seit langem verwendet [1]. Dieser Einsatz fand später auch in Filmentgasern, Absorbern und anderen Geräten Verwendung. In der UdSSR wurden mehrere Untersuchungen durchgeführt, die sich mit dem Wärme- und Stoffübergang in einem Einsatz mit senkrechten Kanälen, mit deren hydraulischem Widerstand sowie mit verschiedenen Verfahren der Wasserverteilung und des Wasserauffangs in Gradierwerken mit derartigen Einsätzen befaßten. In letzter Zeit werden immer mehr Einsätze mit senkrechten Kanälen in Geräten für verschiedene Zwecke verwendet, wodurch sich weitere Untersuchungen [2 - 4] auf diesem Gebiet durchführen ließen. Die in den

letzten Jahren durchgeführten Arbeiten lieferten wertvolle Versuchangaben, enthalten daneben aber auch eine Reihe strittiger Schlußfolgerungen. Deshalb müssen alle diese Versuchangaben, insbesondere die über den gaseitigen Stoffübergang, mit dem wir uns in diesem Aufsatz ausführlicher befassen wollen, einer sorgfältigen Prüfung und Erörterung unterzogen werden, damit man zu zuverlässigen Empfehlungen für die praktischen Berechnungen kommen kann.

Desweiteren werden wir auf den Stoffübergang zwischen einer Flüssigkeit und feuchtem Gas oder einem Gasgemisch bei schwacher Intensität der Querbewegung (senkrecht auf die Flüssigkeitsoberfläche) eingehen. Unter diesen Bedingungen kann man in die ausschlaggebende Gleichung für den Stoffaustausch keine zusätzlichen Parameter einbeziehen, die den Einfluß der Stoffströmung oder der Zusammensetzung des Dampf- oder Zweikomponentengasgemisches, von denen in unserem vorhergehenden Aufsatz [5] die Rede war, berücksichtigen.

In diesem Fall kann man die Versuchangaben über den gaseitigen Stoffaustausch bei Verdunstung, Kondensation und Absorption mit genügender Begründung nicht nur miteinander, sondern auch mit den Versuchangaben für den Stoffaustausch in Kanälen vergleichen, wenn man von der Analogie zwischen Wärme- und Stoffübergang ausgeht.

#### Versuche in einzelnen Kanälen

##### T u r b u l e n t e   S t r ö m u n g   d e s   G a s m e d i u m s .

Wir wollen uns zuerst mit der Arbeit von P.A. Semenov und Ja.V. Švarcštejn [4] befassen, die einer ausführlicheren kritischen Analyse bedarf. Die in dieser Arbeit beschriebenen Versuche wurden an einem rechteckigen Kanal (Querschnitt 270 x 20 mm, Höhe 1 m) mit Wänden, die von innen mit Glasgewebe überzogen waren, durchgeführt. Das als dünner Film an der Kanalinnenseite herabrieselnde Wasser absorbierte das in der von unten nach oben entgegenströmenden Luft enthaltene Ammoniak. Von denselben Autoren wurden auch Versuche an einem Mehrkanalblecheinsatz (mit ebenen

parallelen Wänden) durchgeführt. Ohne diese Versuche zu beschreiben, sagen die Verfasser, daß letztere zu Ergebnissen geführt hätten, die denen mit einem einzelnen Kanal ähnlich seien. Auf der Grundlage der Versuche am Einzelkanal schlugen die Verfasser folgende empirische Abhängigkeit für die Stoffübergangszahl<sup>1)</sup> bei einer Berieselungsstärke des Einsatzes  $\Gamma$  von 0,8 bis 4,3 g/cm·s (oder von 288 bis 1 550 kg/m·h) und der absoluten Gasgeschwindigkeit  $w_g$  von 2 bis 10 m/s vor:

$$K_{o\Gamma} = A w_g^n \Gamma^{0,07} \text{ [kg}\cdot\text{mol/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{at}] \quad (1),$$

wobei      bei  $w_g = 2 - 5$  m/s       $A = 2,19$  und  $n = 0,25$ ;  
            bei  $w_g = 5 - 10$  m/s       $A = 1,25$  und  $n = 0,61$ .

Die Größe  $\Gamma$  ist in Gleichung (1) in g/cm·s ausgedrückt; wir werden sie im weiteren Verlauf jedoch in den technischen Maßeinheiten kg/m·h ausdrücken.

Bei der Auswertung ihrer Versuche haben Semenov und Švarcštejn nur die allgemeine Stoffübergangszahl berechnet; zur Berechnung der Stoffaustauschzahl muß man folglich den Widerstand für die Stoffübertragung in die Flüssigkeit ausschließen, obwohl er in diesem Fall relativ gering ist. Die Verfasser hatten ebenfalls nicht berücksichtigt, daß hinsichtlich der gaseitigen Stoffaustauschbedingungen, was unter ihren Versuchsbedingungen beschränkend wirkte, nicht die absolute Gasgeschwindigkeit, sondern seine Geschwindigkeit, bezogen auf die Flüssigkeitsoberfläche, charakteristischer ist. Dies zu berücksichtigen, war um so wichtiger, da die Geschwindigkeit des an den Kanalwänden herabrieselnden Wassers in ihren Versuchen mit der Gasgeschwindigkeit vergleichbar war und sich je nach der Berieselungsstärke  $\Gamma$  in ziemlich

---

1) Nach der heute in unserer Literatur zum Stoffübergang gebräuchlichen und vom Komitee für technische Terminologie der Akademie der Wissenschaften der UdSSR (siehe: Terminologija teploperedaci. Moskva: Verlag der Akad. d. Wiss. der UdSSR, 1951 [Terminologie der Wärmeübertragung; russ.]) empfohlenen Terminologie bezeichnen wir die allgemeine Übergangszahl mit Stoffübergangszahl, und die speziellen Koeffizienten von Seiten der Flüssigkeit und des Gases mit Stoffübergangszahlen.

breiten Bereichen änderte. Gleichung (1), deren Gestalt ohne Berücksichtigung der Ähnlichkeitstheorie gewählt wurde, enthält weder physikalische Konstanten noch geometrische Parameter; diese aber können sich stark auf die Intensität des Stoffübergangs auswirken; darüber hinaus enthält der Aufsatz [4] keine Hinweise, für welche Temperaturbedingungen oder Kanalabmessungen z.B. man die vorgeschlagene Gleichung noch verwenden kann.

Den niedrigeren Wert des Exponenten  $n$  bei der Größe der Gasgeschwindigkeit  $w_g$  in Gleichung (1), verglichen mit dem normalen (0,8), erklären Semenov und Švarcštejn damit, daß die Absorption im nicht voll entfalteten turbulenten Zustand vonstatten ging, da bei den in den Versuchen erreichten Werten  $Re = 15\ 000 - 25\ 000$  nach den gültigen Literaturangaben für einen rechtwinkligen Kanal sich der turbulente Zustand gerade erst zu entfalten beginnt. Zur Begründung wird die Arbeit von Washington und Marks [6] herangezogen, in der der Wärmeübergang von Luft auf die Wand in senkrechten rechtwinkligen Kanälen unterschiedlicher Breite untersucht wurde.

Wenn man jedoch die Angaben von Washington und Marks, die auch in der sowjetischen Literatur angegeben sind [7], heranzieht, dann kann man sich leicht davon überzeugen, daß im Bereich der Übergangsströmung keine Abnahme, sondern eine beträchtliche Zunahme des Einflusses der Geschwindigkeit eintritt, d.h. der Exponent bei  $w_g$  (oder  $Re$ ) wird größer, verglichen mit 0,8 - sogar bis 2,0. Dabei trat der Bereich der Übergangsströmung in den Versuchen von Washington und Marks bei einem Kanal mit einer Breite von  $a = 15,9$  mm (in den Versuchen von Semenov und Švarcštejn betrug  $a = 20$  mm) sehr schwach zutage, und für den gesamten Bereich der  $Re$ -Zahlen von 1 500 bis 30 000 unterschied sich die Größe  $n$  in diesem Fall nur wenig von 0,8. Nur bei engeren Kanälen ( $a = 6,4$  und  $3,2$  mm) ist dieser Bereich bei  $Re < 13\ 000$  schon deutlich ausgeprägt. Höhere Werte von  $n$  - von ca. 1,0 bis 1,8 - wurden für den Bereich der Übergangsströmung auch in vielen anderen experimentellen Arbeiten ermittelt, darunter auch schon in älteren, und zwar sowohl für runde Rohre als auch für rechteckige Kanäle [3, 7 und 8]. Deshalb ist die

von Semenov und Švarcštejn gegebene Erklärung für die von ihnen ermittelten und niedriger angesetzten Werte  $n$  keineswegs überzeugend.

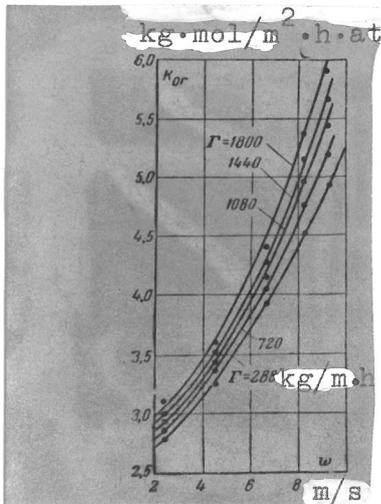


Abb. 1. Abhängigkeit der Stoffübergangszahl von der Gasgeschwindigkeit (nach Semenov und Švarcštejn).

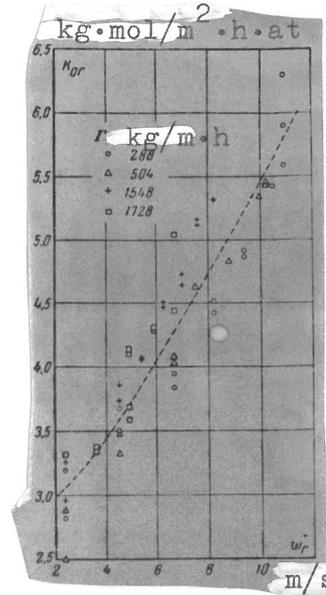


Abb. 2. Abhängigkeit der Stoffübergangszahl von der Gasgeschwindigkeit (direkte Versuchsangaben)

Wenn man zur Darstellung ihrer Versuchsergebnisse das hier als Abb. 1 wiedergegebene Diagramm der Abhängigkeit  $K_{ag}$  von  $w_g$  bei verschiedenen  $\Gamma$  benutzt, dann muß man noch darauf hinweisen, daß Semenov und Švarcštejn darin nicht die direkten Versuchspunkte aufgetragen haben, sondern - und in einem solchen Fall leider auch ohne eine unbedingt notwendige Bemerkung - die von ihnen durch Interpolation ermittelten Punkte<sup>2)</sup>. Infolgedessen wirkt das Diagramm künstlich geglättet und gibt keine vollständige und richtige Vorstellung von den Versuchsergebnissen und ihrer Genauigkeit.

Wenn man in denselben Koordinaten direkt die Versuchspunkte aufträgt, wie wir dies für vier Werte von  $\Gamma$  (288, 504, 1 548 und 1 728 kg/m·h) taten (siehe Abb. 2), dann bleibt die Tendenz zur Streuung der Punkte je nach Größe von  $\Gamma$  dennoch erhalten, die

2) Die Werte  $K_{O,\Gamma}$  wurden nach den Kurven  $K_{O,\Gamma} = f(\Gamma)$  bei  $w_g = \text{const}$  gewählt, nach denen die Versuchspunkte beträchtlich gestreut sind. Wenn man den stark vorherrschenden Einfluß von  $w_g$  in Betracht zieht, dann wäre es selbstverständlich richtiger gewesen, umgekehrt zu verfahren und von der Kurve  $K_{O,\Gamma} = f(w_g)$  auszugehen.

sich durch die allgemeine Zunahme der Flüssigkeitgeschwindigkeit und folglich der relativen Gasgeschwindigkeit mit zunehmender Berieselungsstärke erklären läßt; aber das Bild ist längst nicht mehr so klar.

Um auf der Grundlage dieser Werte die Abhängigkeit ermitteln zu können, die allgemeineren Charakter besitzt, wurden von uns die Angaben aus den Versuchen von Semenov und Švarcštejn für die oben genannten vier Werte von  $\Gamma$  umgerechnet und als ausschlaggebende Abhängigkeit  $Nu_D = f(Re, Pr_D)$  dargestellt. Als Bestimmungsmaß des Kanals wurde dabei sein gleichwertiger Durchmesser  $d \approx 2a$  angenommen, und bei der Berechnung von  $Re = \frac{w_r d}{\nu}$  wurde die relative Gasgeschwindigkeit  $w_r = w_g + w_f$  eingesetzt, wobei  $w_f$  die Flüssigkeitgeschwindigkeit bezeichnet. Letztere wurde näherungsweise mit Hilfe der bekannten Formel für die laminare Strömung eines Flüssigkeitsfilms an einer senkrechten Wand bei unbewegter angrenzender Gasphase bestimmt. In diesem Fall ist die Geschwindigkeit an der freien Filmoberfläche im Querschnitt maximal und 1,5 mal größer als die auf die Filmdicke bezogene mittlere Geschwindigkeit. Bei den vorzufindenden  $\Gamma$ -Werten ist die Flüssigkeitsströmung in Wirklichkeit jedoch nicht rein laminar, sondern wellenförmig. Unter Berücksichtigung dessen, daß die auf die Wellenlänge bezogene mittlere Geschwindigkeit der Partikel an der Oberfläche des Films bei wellenförmiger Strömung um annähernd 15 % geringer ist als bei laminarer Strömung, und daß eine Abnahme der Flüssigkeitgeschwindigkeit auch durch die Rauigkeit der aus Glasgewebe bestehenden Oberfläche und durch die Gasgegenströmung hervorgerufen werden kann, zogen wir es wie bereits früher - bei der Auswertung der Versuche, die im F.E.-Dersinski-Institut für Wärmetechnik der UdSSR<sup>2a)</sup> durchgeführt wurden [7], vor,  $w_f$  als mittlere Flüssigkeitgeschwindigkeit bei laminarer Strömung zu bestimmen.

$$\text{Die Werte } Nu_D = \frac{k_\Gamma M d}{D_p} = \frac{\beta_p d}{D_p} \quad (\text{mit } k_\Gamma \text{ und } \beta_p = k_\Gamma M \text{ gasseitige}$$

Stoffübergangszahl; M relative Molekülmasse des transportier-

---

2a) VTI-Vsesojuznyj ordena Trudovogo Krasnogo Znameni teplotekničeskij institut imeni F.É. Dzeržinskogo (Anm. d. Übers.)

ten Gases und  $D_p$  Diffusionskoeffizient, bezogen auf den Partialdruckgradienten) wurden zweifach berechnet:  $Nu_D'$  unter der Annahme, daß  $k_{\Gamma} \approx K_{o\Gamma}$ , und  $Nu_D$  unter Hinzunahme des Wertes  $k_{\Gamma}$  (oder  $\beta_p$ ), der nach Ausschluß des Stoffübertragungswiderstandes in der Flüssigkeit ermittelt wurde. Bei Berechnung von  $k_{\Gamma}$  nach der Formel

$$\frac{1}{k_{\Gamma}} = \frac{1}{K_{o\Gamma}} - \frac{1}{Hk_f}$$

(wobei H die Henrysche Konstante bezeichnet) wurde die wasserseitige Stoffübergangszahl  $k_f$  im letzteren Fall nach den Angaben von N.M. Žavoronkov und anderen [3] bestimmt.

Die Ergebnisse der durchgeführten Berechnungen sind als Abhängigkeit  $\frac{Nu_D}{Pr_D^{0,4}} = f(Re)$  in den Abb. 3 und 4 dargestellt. Zum Ver-

gleich ist in Abb. 4 auch die nach den Versuchen des F.É. Dersinski-Instituts für Wärmetechnik der UdSSR<sup>2a)</sup> [7] ermittelte Kurve für den Stoffübergang bei Verdunstung mit Wasser<sup>3)</sup> in einem rechteckigen Kanal mit dem Querschnitt 500 x 54 mm und 1 m Höhe aufgetragen. Bei  $Re > 7300$  wird diese Kurve durch die Gleichung

$$Nu_D = 0,034 Re^{0,8} Pr_D^{0,4}. \quad (2)$$

beschrieben.

Die Abb. 3 und 4 zeigen, daß bei Bildung der Re-Zahl mit der relativen Gasgeschwindigkeit sich innerhalb der Genauigkeit der untersuchten Messungen für  $Nu_D'$  und  $Nu_D$  bereits keine deut-

---

<sup>3)</sup> Diese Kurve und die Formel (2) beziehen sich auf eine Reihe von Versuchen, die bei einem Zustand durchgeführt wurden, dem wir die Bezeichnung "quasiisotherm" gaben. Er unterschied sich von den anderen Zuständen durch eine unwesentliche Temperaturabnahme der Flüssigkeit (um 0,1 - 0,6 °C, durchschnittlich um 0,3 °C) und eine geringe Differenz der Temperaturen des Wassers und der Feuchtluft, wodurch sich auch erklären läßt, warum der konvektive Wärmeübergang so gering ist, verglichen mit der Wärmeabgabe infolge Verdunstung der Flüssigkeit. Die Größe des allgemeinen spezifischen Wasserstroms, der in diesem Fall auch die Intensität des Stoffquerstroms charakterisiert, lag bei dieser Versuchsreihe nicht über 260 kcal/m<sup>2</sup>h.

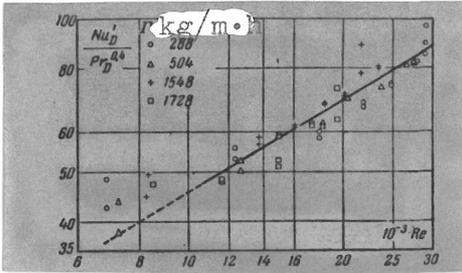


Abb. 3. Stoffübergang in einem rechteckigen Kanal bei Absorption von Ammoniak durch Wasser (unter der Annahme  $k_{\Gamma} \approx \approx K_{0\Gamma}$ ).

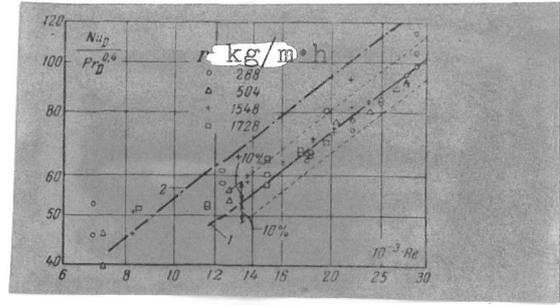


Abb. 4. Gasseitiger Stoffübergang in einem rechteckigen Kanal:

1 - umgerechnete Versuchsergebnisse über die Absorption von Ammoniak durch Wasser; 2 - Versuche über die Verdunstung von Wasser.

liche Abhängigkeit mehr von der Größe  $\Gamma$  feststellen läßt. Dasselbe ergab sich auch bei den vorhergehenden experimentellen Arbeiten [7, 9 und 10].

Aus diesen Diagrammen geht ebenfalls hervor, daß der in Formel (1) für den Gasgeschwindigkeitsbereich 2 - 5 m/s ( $Re \approx 6\ 000 - 15\ 000$ ) angenommene Wert des Exponenten  $n = 0,25$  nur unzureichend durch die Messungen als bestätigt angesehen werden kann. Die relativ geringe Anzahl der Punkte im  $Re$ -Bereich von 6 800 bis ca. 11 000 - 13 000, die außerdem stark gestreut sind, läßt für diesen Bereich keine zuverlässigen Schlußfolgerungen zu, und gleichgar keine Begründung für den Wert  $n = 0,25$ , der den Wärme- und Stoffübergang bei laminarer Strömung eines Fluids in einem Kanal entspricht ( $n = 0,20 - 0,33$ ).

Im Bereich  $Re > 13\ 000$  kann man durch die in Abb. 3 und 4 aufgetragenen Versuchspunkte zuverlässigere Ausgleichskurven ermitteln. Diese Kurven können durch die Gleichungen

$$Nu_D = 0,183 Re^{0,6} Pr_D^{0,4} ; \quad (3)$$

$$Nu_D = 0,027 Re^{0,6} Pr_D^{0,4} \quad (4)$$

beschrieben werden.

Gleichung (3) ist für sich nicht interessant, verglichen mit Gleichung (4) jedoch ergibt sich, daß der Wert  $n = 0,61$ , welcher von Semenov und Švarcštejn für den Bereich höherer Gasgeschwindigkeiten ermittelt wurde, von  $0,8$  nicht aufgrund der Besonderheiten der hydrodynamischen Bedingungen bei Gasströmung in einem rechteckigen Kanal abweicht, sondern hauptsächlich deshalb, weil die Verfasser dieser Arbeit die allgemeine Stoffübergangszahl und nicht die gasseitige Stoffübergangszahl bestimmt haben. Wenn man, unter Verwendung der Versuchangaben von Semenov und Švarcštejn, die gasseitige Stoffübergangszahl ausrechnen will, liegt der größte Teil der umgerechneten Punkte bei  $Re > 13\ 000$  in logarithmischen Koordinaten auf einer Geraden (mit einer Streuung von  $\pm 10\%$ ) mit der üblichen Steigung  $n = 0,8$ ; dies beweist, daß die Versuche bei voll entwickelter turbulenter Gasströmung und nicht im Übergangszustand durchgeführt wurden.

Auch kann die Behauptung von Semenov und Švarcštejn nicht richtig sein, aus ihren Versuchen gehe hervor, daß die Stoffübergangszahl von der Gasgeschwindigkeit unabhängig sei, wenn die anderen Bedingungen dazu führen, daß der Druckabfall  $\Delta_p$  des Gases unveränderlich bleibt, woraus sie den Schluß ziehen, daß nur der Druckabfall  $\Delta_p$ , und nicht die Gasgeschwindigkeit  $w_g$  die Stoffübergangszahl entscheidend beeinflusse. Abgesehen davon, daß sie zur Bestätigung ihrer Schlußfolgerung die Stoffübergangszahlen benutzten, die sie offenbar über  $\Delta_p$  interpoliert haben, -  $\Delta_p$  betrug insgesamt  $1 - 6$  mm WS und wurde mit Hilfe eines gewöhnlichen Schrägrohrmanometers gemessen - , wurde dabei kein Einfluß der Flüssigkeitgeschwindigkeit festgestellt. Wenn man letzteres in Betracht zieht, kann man sich davon überzeugen, daß die von uns in vergleichbaren Arbeiten gefundenen Stoffübergangszahlen sich nicht nur auf die gleichen Werte  $\Delta_p$  beziehen, sondern auf die in der Praxis gleichen Werte der relativen Gasgeschwindigkeit. In Wirklichkeit ist  $\Delta_p$  im gegebenen Fall keine bestimmende Größe, sondern Funktion von  $w_g$  (oder  $Re$ ).

Ein Vergleich von Gleichung (2) für den Stoffaustausch bei Verdunstung von Wasser mit Gleichung (4) für den Stoffaustausch bei Absorption zeigt, daß sie ziemlich gut übereinstimmen und sich nur durch die Größe des konstanten Faktors unterscheiden,

der im letztgenannten Fall annähernd 20 % kleiner ist.

Wir vergleichen die Versuchsangaben für einzelne Kanäle weiter und benutzen dabei auch noch folgende Unterlagen:

die von uns seinerzeit [7] umgerechneten Werte von Gilliland und Sherwood<sup>4)</sup> über den Stoffaustausch bei Verdunstung von Wasser in einem senkrechten runden Rohr mit 26,7 mm Innendurchmesser und 1,17 m Länge (Gegenströmung);

die Versuchsergebnisse von Mizushina u.a. [11] über den Stoffaustausch bei Kondensation von Wasserdampf und anderen organischen Substanzen aus einem Luftgemisch in einem mit Flüssigkeit be-rieselten senkrechten Rohr;

die Versuchsergebnisse zum Wärmeübergang von einer Flüssigkeit an die Wand in runden Rohren ohne Stoffübergang [8], unter der Annahme, daß unter den vorliegenden Bedingungen die Analogie zwischen Wärme- und Stoffübergang berechtigt sei.

Die Ergebnisse aus allen diesen Versuchen können für den Bereich der voll entwickelten turbulenten Gasströmung durch die folgende Gleichung beschrieben werden:

$$\text{Nu}_D = c \cdot \text{Re}^{0,8} \text{Pr}_D^{0,4} . \quad (5)$$

In dieser Gleichung weichen bei den einzelnen Forschern nur die Werte des konstanten Faktors  $c$ , wie in der Tabelle angegeben, voneinander ab. Wenn man berücksichtigt, daß die untersuchten Versuchsangaben sich auf verschiedene Werte von  $\frac{1}{d}$  für die

---

<sup>4)</sup> Wir verwenden nicht direkt die von diesen Verfassern vorgeschlagene Gleichung, da der von ihnen unternommene Versuch der Aufstellung einer allgemeinen empirischen Formel für die unter verschiedenen Bedingungen (Parallelströmung und Gegenströmung, turbulente Gasströmung und Übergangszustand u.a.) durchgeführten Versuche und daraus ermittelten Ergebnisse, welche dazu führten, daß der Einfluß der Flüssigkeitgeschwindigkeit unberücksichtigt bleiben mußte, uns ungerechtfertigt erscheint. Die von uns benutzten Versuchsangaben von Gilliland und Sherwood ergeben einen steileren Kurvenverlauf, der für den Bereich der Übergangsströmung bei  $\text{Re} < 5\,000$  charakteristisch ist.

Kanalmeßstrecke beziehen, wurde von uns zum Zwecke eines besseren Vergleichs der verschiedenen Versuchsergebnisse miteinander für den Faktor  $c$  der Wert  $\frac{1}{d} = 50$  angegeben. Bei der Berechnung wurden dann die etwas voneinander abweichenden Angaben von Ja.M. Rubinstejn [12] und I.T. Alad'ev [13] benutzt; diese beziehen sich auf den Wärmeübergang in einem Rohr bei hydrodynamisch stabilisierter Flüssigkeitsströmung. Die von uns umgerechneten Werte  $c$  sind ebenfalls in der Tabelle angegeben. Da man hieraus die vorhandenen Versuchsangaben beurteilen kann, kann der Wert  $c = 0,023$ , der für den Wärmeübergang in einem runden Rohr ermittelt wurde, auf die entwickelte turbulente Flüssigkeitsströmung und auf den Wärmeübergang in engen rechteckigen Kanälen ausgedehnt werden, wenn man  $d$  als gleichwertigen hydraulischen Kanaldurchmesser bestimmt.

Wert des Faktors  $c$  in Gleichung (5) nach verschiedenen Angaben

Vorgang	Kanalform	$\frac{1}{d}$	Faktor $c$			Quelle
			nach den Versuchen	nach [12]	nach [13]	
Verdunstung	rechteckig	9,3	0,034	0,030	0,027	[7]
Absorption	rechteckig	25,0	0,027	0,0255	0,0245	umgerechnet nach [4]
Kondensation	rund	-	0,0226	0,0226	0,0226	[11]
Verdunstung	rund	43,8	0,0232	0,023	0,023	umgerechnet nach [9]
Wärmeübergang (ohne Veränderung des Aggregatzustands)	rund	$\geq 50$	0,023	0,023	0,023	[8]

Bei Betrachtung der Tabelle zeigt sich, daß die größte Differenz zwischen den vergleichbaren Versuchsangaben (nach der Größe  $c$  oder, was dasselbe ist, nach  $Nu_D$ ) 20 - 30 % beträgt, wobei diese Differenz eine bestimmte Gesetzmäßigkeit beinhaltet.

Die kleinsten  $Nu_D$ -Werte wurden in den Versuchen ermittelt, die bei hydrodynamisch stabilisierter turbulenter Strömung, welche in die Kanal-(Rohr-)Meßstrecke hinter einem Beruhigungsabschnitt mit einer Länge über 40 - 50 d (Versuche von Gilliland und Sherwood, Mizushina u.a. und die Versuche über den Wärmeübergang) gelangte, durchgeführt worden waren. Etwas größere (um 7 - 11 %)  $Nu_D$ -Werte wurden ermittelt, wenn sich vor der Kanalmeßstrecke eine  $90^\circ$ -Umlenkung und ein Rückfluschieber zur Regulierung des Luftdurchsatzes befanden, der jedoch kürzer war, etwa 20 d (Versuche von Semenov und Švarcštejn). Noch größere  $Nu_D$ -Werte (10 - 18 % über den vorhergehenden) wurden schließlich ermittelt, wenn zwischen der Eintrittsöffnung und der Kanalmeßstrecke nur eine kurze Strecke mit einer Länge von 4,5 d lag, d.h. wenn es praktisch keinen Beruhigungsabschnitt gab, obwohl in diesem Fall ebenfalls gegeben war, daß die Strömung vor ihrem Eintritt in die Kanalmeßstrecke ungestört war.

Wenn man somit annimmt, daß die Differenz zwischen den Ergebnissen der vergleichbaren Versuche hauptsächlich dadurch bedingt ist, daß der Zustand der Strömung beim Eintritt in die Kanalmeßstrecke unterschiedlich war, so kann man eine gute qualitative und quantitative Übereinstimmung der für den Wärme- und Stoffaustausch unter verschiedenen Bedingungen (Verdunstung der Flüssigkeit, Kondensation des Dampfes und Absorption des Gases) sowohl in runden Rohren als auch in engen rechteckigen Kanälen ermittelten Versuchsangaben feststellen. Somit läßt sich mit ausreichend guter Begründung annehmen, daß man für die gasseitige Stoffübergangszahl bei hydrodynamisch stabilisierter turbulenter Strömung eines gasförmigen oder dampfgasförmigen Mediums in einem runden wie auch rechteckigen Kanal (wenn man d gleich dem hydraulischen Durchmesser wählt) Formel (5) mit dem Faktor  $c = 0,023$  anwenden kann, d.h. dieselbe Formel wie für den Wärmeaustausch in einem Kanal (Rohr) ohne Stoffaustausch. Auch wenn die Stärke der Austauschvorgänge dadurch etwas gesteigert wird, daß an der Oberfläche der festen Wand keine wellenförmige Oberfläche des Flüssigkeitsfilms vorkommt, so ist sie offenbar geringer als früher angenommen wurde; aufgrund der vorliegenden Versuchsangaben läßt sich der Einfluß nicht klar feststellen.

Bei einer instabilen turbulenten Strömung, d.h. wenn vor dem Kanal kein Beruhigungsabschnitt vorhanden ist, kann der Faktor  $c$  unter den bekannten Bedingungen um 20 - 30 % (bis 0,027 - 0,030) größer werden. Man sollte jedoch berücksichtigen, daß Abweichungen von den genannten Zahlen möglich sind, da in diesem Fall die Stoffübergangszahl von den Eintrittsbedingungen der Strömung in den Kanal abhängt.

Ü b e r g a n g s s t r ö m u n g   d e s   g a s f ö r m i g e n  
M e d i u m s. Eine Übergangsströmung des Gases wurde in den Versuchen von N.M. Žavoronkov, V.A. Maljusov und N.A. Malafeev [3] über die Absorption von Ammoniak durch Wasser in senkrechten runden Rohren festgestellt. Für Rohre mit einem Durchmesser von 23 und 45 mm ermittelten sie bei  $Re$  von 900 bis 15 000 die Abhängigkeit

$$Nu_D = 0,00069 Re^{1,24} Pr_D^{0,5} ; \quad (6)$$

für Rohre mit 15 mm Durchmesser hingegen wurde in der Gleichung (6) ein höherer konstanter Faktor beim gleichen Wert  $n = 1,24$  ermittelt.

Die oben genannten Versuche, welche von uns im F.E.-Dersshinski-Institut für Wärmetechnik der UdSSR<sup>5)</sup> durchgeführt worden waren, ergaben für den Stoffübergang bei Verdunstung von Wasser in einem rechteckigen Kanal mit dem Querschnitt 500 x 54 mm bei  $Re < 7\,300$ :

$$Nu_D = 0,001 Re^{1,18} \quad \text{oder} \quad Nu_D = 0,00126 Re^{1,18} Pr_D^{0,5} \quad (7)$$

Die nach den Gleichungen (6) und (7) konstruierten Kurven liegen ziemlich nahe beieinander (Abb. 5). Die Abweichung zwischen ihnen liegt nicht über der Streuung der Versuchspunkte von Žavoronkov u.a. bezüglich der durch Gleichung (6) beschriebenen Kurve. Somit stimmen in diesem Fall die Angaben zur Verdunstung und Absorption

---

5) siehe Anm. 2a).

sowohl für einen rechteckigen Kanal als auch für ein rundes Rohr ausreichend gut überein.

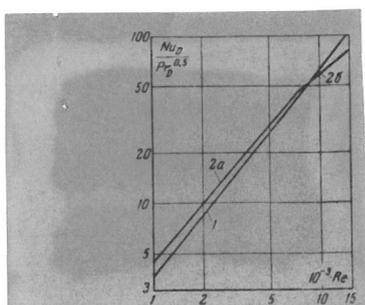


Abb. 5. Stoffaustausch in runden und rechteckigen Kanälen bei Übergangsströmung des gasförmigen Mediums.

1 - Versuche von Žavoronkov u.a. über die Absorption von Ammoniak durch Wasser in einem runden Kanal; 2 - Versuche des F.E. Dersshinski-Instituts für Wärmetechnik der UdSSR über die Verdunstung von Wasser in einem rechteckigen Kanal (extrapoliert auf kleine  $Re$ ); a - Übergangszustand; b - turbulenter Zustand.

Die untersuchten Versuchsangaben für den Bereich der Übergangsströmung weichen voneinander hauptsächlich durch die  $Re$ -Werte ab, die die Obergrenze dieses Bereiches bestimmen (d.h. den Übergang zur voll entfalteteten turbulenten Strömung): in den Versuchen des F.E.-Dersshinski-Instituts für Wärmetechnik der UdSSR<sup>6)</sup> betrug die  $Re$ -Zahl bei isothermen Zustand 7 300, wohingegen sie in den Versuchen von Žavoronkov u.a. auch bei höheren  $Re$ -Zahlen nicht erreicht wurde (auf jeden Fall bei dem Rohr mit 23 mm Durchmesser). Es läßt sich jedoch nicht ausreichend begründen, warum diese Differenz nur entweder hauptsächlich auf die verschiedene Form des Kanalquerschnitts oder auf die unterschiedliche Art der untersuchten Vorgänge zurückzuführen sei, da bekannt ist, daß man teilweise auch in runden Rohren bei viel kleineren  $Re$ -Zahlen eine voll entfaltete turbulente Strömung feststellt [10], und daß sich der Bereich der Übergangsströmung bei rechteckigen Kanälen auf größere  $Re$ -Zahlen ausdehnen kann [6 und 7].

<sup>6)</sup> siehe Anm. 2a).

Bei der untersuchten Strömungsform können neben anderen Gründen die freie Konvektion des Mediums (wenn die Archimedes-Zahl groß ist) und die individuellen Besonderheiten der Versuchsanlagen eine große Rolle spielen; letztere bestimmen insbesondere die äußeren Unregelmäßigkeiten der Strömung. Diese Faktoren können sich auch auf die absoluten  $Nu_D$ -Werte auswirken. Deshalb ist die Bestimmung des möglichen Anwendungsbereiches der Versuchangaben, die unter Laborbedingungen bei Übergangsströmung ermittelt wurden, mit großer Vorsicht anzugehen. Dies gilt insbesondere auch für die oben angegebenen Gleichungen (6) und (7), sowie für die Behauptung von Žavoronkov u.a., daß die  $Nu_D$ -Zahl bei Absorption mit geringerem Rohrdurchmesser  $d$  (bei gleicher  $Re$ -Zahl) angeblich stark zunehme.

#### Versuche in einem Mehrkanaleinsatz

Außer den oben genannten Versuchen in einzelnen runden Rohren, haben Žavoronkov, Maljusov und Malafeev auch Versuche in einer zylindrischen Säule mit 200 mm Durchmesser und 4,2 m Gesamthöhe, die mit einem Blecheinsatz aus 5 mm dickem verzinktem Eisen gefüllt war, durchgeführt. Ammoniakhaltige Luft strömte in rechteckigen Kanälen zwischen den Eisenblechen, die mit Wasser bespült wurden, von unten nach oben. Auf die Säulenhöhe waren drei große Arbeitspakete (Höhe eines jeden 0,7 - 1 m) und drei kleine (Höhe ca. 70 mm) verteilt, die für eine bessere Verteilung des Wassers gedacht waren und die mit Nesselstoff überzogene Eisenbleche besaßen. Die Versuche wurden bei einer Kanalbreite von 5 bis 40 mm durchgeführt. Bei der Berechnung der gasseitigen Stoffübergangszahl wurde ein Übertragungswiderstand von der Substanz auf die Flüssigkeit ausgeschlossen. Die ermittelten Ergebnisse werden mittels Gleichung

$$Nu_D = 0,0013 \frac{a}{10}^{0,45} Re^{1,19} Pr_D^{0,5} \quad (8)$$

beschrieben, wobei  $a$  die Kanalbreite in mm bezeichnet.

Die  $Re$ -Zahl, die in diesen Versuchen zwischen 600 und 12 000 varrierte, wurde mit der relativen Gasgeschwindigkeit berechnet. Als Fließgeschwindigkeit wurde dabei die Geschwindigkeit

an der Filmoberfläche bei rein laminarer Strömung und ruhender angrenzender Gasphase gewählt; aber da die Versuche nur bei einem und zwar relativ geringen Wert von  $\Gamma$  (255 kg/m·h) durchgeführt wurden, hat die Zunahme der mittleren oder maximalen Flüssigkeitgeschwindigkeit keinen großen Einfluß auf das Endergebnis.

Die Versuche von Žavoronkov u.a. ergaben, verglichen mit den Versuchen von Semenov und Švarcštejn, welche ebenfalls bei Absorption von Ammoniak durch Wasser in einem senkrechten rechteckigen Kanal durchgeführt worden waren, einen wesentlich größeren Wert des Exponenten  $n$  bei  $Re$  und 2 - 2,5 mal größere absolute Werte der Stoffübergangszahl (Abb. 6). Die Verfasser dieser beiden Arbeiten, welche in ein und derselben Zeitschrift in einem relativ kurzen Zeitraum veröffentlicht wurden, gingen nicht auf die erwähnten großen Differenzen ihrer Versuchsangaben und die möglichen Gründe dafür ein.

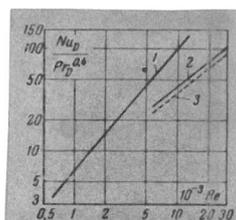


Abb. 6. Vergleich der Versuchsergebnisse in einem Mehrkanaleinsatz und in einzelnen Kanälen.

1 - Versuche von Žavoronkov u.a. in einer Säule mit Blecheinsatz; 2 - nach Formel (4) für einen einzelnen rechteckigen Kanal; 3 - nach Gleichung (5) bei  $c = 0,023$ .

Einige Widersprüche bei den Versuchsergebnissen für einen einzelnen Kanal und einen Mehrkanaleinsatz stellt man auch in früheren Arbeiten fest. So fielen z.B. die im F.É. Derschinski-Institut für Wärmetechnik der UdSSR<sup>7)</sup> durchgeführten Versuche von N.M. Michajlov [14] an einem Kühlturm mit rechteckigem Querschnitt mit den Abmessungen 0,7 x 0,8 m und 6 m Gesamthöhe, der mit einem Einsatz

<sup>7)</sup> siehe Anm. 2a).

aus ebenen Asbestzementplatten, die jeweils 60 mm Abstand von einander hatten, gefüllt war, die Werte der Wärme- und Stoffübergangszahlen bei Verdunstung von Wasser um annähernd 25 % höher aus als die in unseren Versuchen an einem 54 mm breiten einzelnen Kanal ermittelten Werte. Diesen Unterschied könnte man jedoch hauptsächlich damit erklären, daß im Kühlturm (in der Sprühanlage, in der unteren Auffangrinne und durch die Art der Tropfen, die zwischen den Platten herunterfallen) eine zusätzliche aktive Flüssigkeitsoberfläche vorhanden ist, die bei Auswertung der Versuche nicht berücksichtigt wurde, infolgedessen sich die gesamte Menge an übertragener Wärme- und Substanz unausweichlich nur auf die Oberfläche des Einsatzes bezieht.

Eine ähnliche Situation kann zu einem gewissen Grad auch bei den Werten für die Stoffübergangszahl vorliegen, welche in den hier untersuchten Versuchen an einem Mehrkanaleinsatz ermittelt wurden; eine derartige Erklärung reicht natürlich nicht aus, um die tatsächlichen Gründe für die oben genannten sehr starke Abweichung der Versuchsergebnisse aufdecken zu können. Somit liefern die veröffentlichten Aufsätze keine Handhabe, die Genauigkeit der Versuchsangaben von Žavoronkov, Maljusov und Malafeev in Frage zu stellen, und somit liegt die Annahme nahe, daß hydrodynamische Bedingungen, welche durch die Besonderheiten der Versuchsanlage bestimmt werden, hier die Hauptrolle spielen.

Wenn man den von diesen Versuchen betroffenen Bereich der Re-Zahlen ( $< 12\ 000$ ) und die ermittelte Größe  $n = 1,19$  berücksichtigt, kann man zu der Annahme kommen, daß die Versuche bei Übergangsströmung des gasförmigen Stoffes durchgeführt wurden. Aber auch wenn man dadurch den höheren Wert von  $n$  erklären könnte, so kann man auf diese Weise noch lange nicht die Zunahme der Stoffübergangszahl um das 2 - 2,5fache im Vergleich mit einem einzelnen rechteckigen Kanal und um das 1,7fache im Vergleich mit einem runden Rohr (nach den Versuchen der gleichen Verfasser) erklären.

Wenn man den Übergangszustand als eine Strömungsform ansieht, die dem "ausgedehnten" Übergang vom laminaren zum turbulenten Zustand entspricht, müßte man erwarten, daß die Wärme- und Stoffübergangszahlen im Bereich des Übergangszustandes niedriger sein müssen als dann, wenn die Strömung bei derselben Re-Zahl bereits voll turbulent ist. Eine solche Vorstellung stimmt gut mit den Ergebnissen einiger experimenteller Arbeiten überein, nach denen die Art der Veränderung von Nu oder  $Nu_D$  in Abhängigkeit von Re so ist, wie in Abb. 7 dargestellt. Die Versuche von Žavoronkov u.a. an einem Turm mit Blecheinsatz lieferten, wie wir gesehen haben, hingegen viel höhere Werte der Stoffübergangszahl. Um dies zu erklären, braucht man nur auf den einen großen Unterschied in den Versuchsanlagen, in denen vergleichbare Versuche durchgeführt wurden, hinweisen.

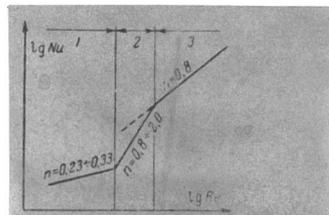


Abb. 7. Abhängigkeit Nu von Re für verschiedene Strömungszustände der Flüssigkeit (des Gases) in Kanälen und Rohren. Zustandsbereich:

- 1 - laminar; 2 - Übergangszustand;
- 3 - turbulent.

Bei der Versuchsanlage von Semenov und Švarcštejn lag der Beruhigungsabschnitt unmittelbar vor der Meßstrecke und hatte die gleichen Abmessungen (im Querschnitt) wie die Meßstrecke; in der Anlage von Žavoronkov, Maljusov und Malafeev hatten die einzelnen Kanäle, die den Blecheinsatz bildeten, keine Beruhigungsabschnitte, doch war ein Beruhigungsabschnitt in Form eines Zylinders mit 200 mm Durchmesser vorhanden. Dementsprechend bestimmte sich die Turbulenz der Gasströmung vor ihrem Eintritt in die rechteckigen Kanäle im letztgenannten Fall durch die Strömung im Rohr, dessen Durchmesser beträchtlich größer war als der gleichwertige Kanaldurchmesser. Infolgedessen ist die  $Re_0$ -Zahl der Gasströmung vor dem Einsatz wesentlich größer als die  $Re_1$ -Zahl für die Strömung in den Kanälen. Bei  $a = 20$  mm z.B. war  $Re_0$  beinahe 5 mal größer

als  $Re_i$  und bei  $a = 5$  mm annähernd 14 mal. Dies kann nicht zu der gewöhnlichen Übergangsströmungsform führen, sondern muß einen Zustand herbeiführen, der sich durch einen Strukturwandel oder durch eine "Beruhigung" der Strömung je nach Voranschreiten derselben in den Kanälen des Einsatzes auszeichnet: innerhalb des Beruhigungsabschnittes der Versuchsanordnung trat eine von vornherein höhere Turbulisierung der Strömung auf, im Einsatz hingegen wurde ihre Struktur anders und näherte sich einer Struktur an, die der stabilisierten Strömung im Kanal bei entsprechender  $Re_i$ -Zahl entsprach. Einen solchen Strukturwandel der Strömung in den Kanälen müssen die große Kanallänge (großes  $\frac{l}{d}$ , besonders bei kleinen  $a$ ) und die vorhandenen kleinen Pakete begünstigen, denen die Aufgabe zusätzlicher Dämpfer zukommt, und zwar aufgrund dessen, daß ihre Bleche im rechten Winkel stehen zu den Blechen der Hauptpakete.

Die höhere Turbulenz der in die Kanäle des Blecheinsatzes eintretenden Strömung war offenbar auch in den Versuchen von Žavoronkov u.a. die Hauptursache für die starke Zunahme der auf die Oberfläche bezogenen mittleren Stoffübergangszahl, verglichen mit einem Kanal, in den eine hydrodynamisch stabilisierte oder fast stabilisierte Gasströmung gelangt. Wir sprechen hier von der mittleren Stoffübergangszahl für einen Blecheinsatz, da sich ihre lokalen Werte bei dem oben beschriebenen Zustand je nach Verlauf der Strömung in den Kanälen ändern müssen. Dabei gilt das Verfahren zur Mitteilung der Stoffübergangszahl unter Vorbehalt, da eine ausreichende Genauigkeit bei der Bestimmung der mittleren Differenz der Ammoniakteildrücke als mittlere logarithmisch nicht als bestätigt angesehen werden kann.

Wenn man in erster Näherung annimmt, daß der lokale Wert  $Nu_D$  im Aufgabekanalquerschnitt des Einsatzes durch die Größe  $Re_o$  bestimmt wird und mit Hilfe von Gleichung (5) berechnet werden kann, wenn man darin diesen Wert  $Re$  einsetzt<sup>8)</sup>, so muß er bei  $a = 20$  mm  $5^{0,8} = 3,6$  mal größer sein als der Wert  $Nu_D$ ,

---

8) Streng gesehen ist dies nicht so, da im Aufgabekanalquerschnitt noch die laminare Grenzschicht fehlt, die sich je nach Voranschreiten der Strömung an den Kanalwänden bildet.

der der Größe  $Re_i$  für Kanäle entspricht. Gerade infolge des Strukturwandels der Strömung in den Kanälen, der von einer Abnahme der lokalen Werte der Stoffübergangszahl begleitet wird, und teilweise vielleicht auch infolge der Bedingtheit der Berechnung des auf die Oberfläche bezogenen mittleren Wertes  $Nu_D$ , war letzterer nur 2 - 2,5 mal größer als für einen einzelnen Kanal bei  $Re = Re_i$ .

Die oben genannten Besonderheiten des Strömungsverlaufs kommen auch in der Steigung der Kurven  $Nu_D = f(Re_i)$  zum Ausdruck, d.h. im Wert  $n$ , und in der gemeinsamen Lage dieser Kurven für Kanäle mit verschiedener Breite.

Wenn z.B. bei der Kanalbreite  $a = 20$  mm die Werte  $Re_o$  und  $Re_i$  im einen Fall 3 000 und 600 betragen, und im anderen Fall 25 000 und 5 000, dann ist die in die Kanäle gelangende Strömung in beiden Fällen turbulent, während sie nach Stabilisierung in den Kanälen im ersten Fall laminar und im zweiten turbulent sein kann. Bei Konstruktion der allgemeinen Geraden  $Nu_D = f(Re_i)$  in logarithmischen Koordinaten muß ihre Steigung deshalb größer als 0,8 sein, und da es um die mittleren Werte  $Nu_D$  geht, hängt sie auch von der Kanallänge ab.

Bei Veränderung der Kanalbreite verschiebt sich die Gerade aufgrund der veränderten Relation  $Re_o$  zu  $Re_i$ , die (bei ein und demselben  $Re_i$  für Kanäle) den Grad der Vorabturbulisierung der Strömung bestimmt, und aufgrund des veränderten geometrischen Parameters  $\frac{1}{d}$ , der den Grad der hydrodynamischen Stabilisierung der Strömung in den Kanälen bestimmt. Bei geringerem Verhältnis  $a$  z.B. wird der lokale Wert  $Nu_D$  im Aufgabekanalquerschnitt bei demselben  $Re_i$  (aufgrund des in diesem Fall größeren  $Re_o$ ) größer, aber der lokale Endwert  $Nu_D$ , der der stabilisierten Strömung im Kanal entspricht, bleibt gleich oder wird kleiner und entspricht aufgrund zunehmendem  $\frac{1}{d}$  dem größten Teil der Oberfläche. Schließlich kann der auf die Oberfläche bezogene mittlere Wert  $Nu_D$  mit abnehmendem  $a$  kleiner werden oder, was dasselbe ist, mit abnehmendem hydraulischem Durchmesser  $d$ , wie dies auch in den zur Diskussion stehenden Versuchen beobachtet

wurde, während die von denselben Verfassern durchgeführten Versuche für ein einzelnes rundes Rohr bei abnehmendem  $d$  eine Zunahme von  $Nu_D$  ergaben.

Bei Veränderung des Gehäusedurchmessers, der Kanallänge und der Art der Gaszuführung in den mit einem Blecheinsatz bestückten Apparat ist, im Vergleich zur Laboranlage von Žavoronkov u.a., zu erwarten, daß sich sowohl die absoluten  $Nu_D$ -Werte als auch der Verlauf der Kurven  $Nu_D = f(Re)$  bei denselben Abständen  $a$  zwischen den Blechen ändern. Deshalb kann man bis auf weiteres nur daran festhalten, daß Gleichung (8) nur für die konkreten Bedingungen, unter denen die besprochenen Versuche durchgeführt wurden, gilt.

Aus dem vorhergehenden geht ebenfalls hervor, daß die vorgeschlagene Form der Abhängigkeit der Stoffübergangszahl von den Abmessungen des rechteckigen Kanals kaum allgemeiner Art ist. In Gleichung (8) wurde angenommen, daß bei gleichen Werten der Reynolds-Zahl  $Nu_D \sim a^{0,45}$ . Ein derartiges Verfahren zur Berechnung des Einflusses der Kanalbreite kann nur als empirischer Versuch gewertet werden, der Einzelbedeutung für die oben dargestellten Versuche hat. Bei der stabilisierten turbulenten Strömung besteht keine Notwendigkeit, in die ausschlaggebende Gleichung mit Ausnahme des Parameters  $\frac{1}{d}$ , der die Bedingungen des Wärme- und Stoffübergangs im Anfangsabschnitt berücksichtigt, einen zusätzlichen geometrischen Parameter einzubeziehen. Bei der normalen Übergangsströmung kann es offenbar ebenfalls unterbleiben, einen zusätzlichen Parameter einzufügen, der den Einfluß der Kanalbreite oder des Verhältnisses der Seitenlängen des rechteckigen Kanalquerschnitts berücksichtigt; es kann jedoch notwendig werden, die Grashof-Zahl (für den Wärmeübergang) oder die Archimedeszahl (für den Stoffübergang), die von der Kanalhöhe  $l$  abhängt, hinzuzunehmen.

Bezüglich der guten Übereinstimmung zwischen den von uns ermittelten Angaben und den Versuchsergebnissen von Washington und Marks hinsichtlich des Einflusses der Kanalbreite auf die Übergangszahl (Abnahme der Stoffübergangszahl im einen Fall

und der Wärmeübergangszahl im anderen bei derselben Re-Zahl mit Verringerung der Kanalbreite) sind Žavoronkov u.a. nicht auf die ziemlich großen Unterschiede zwischen ihren Angaben und denen von Washington und Marks eingegangen. Letztere haben für den Bereich  $Re < 13\ 000$  bekanntlich keine Zunahme der Wärmeübergangszahl ermittelt, verglichen mit dem Wärmeübergang bei voll entfalteter turbulenter Strömung, obwohl man dies beim Erwärmen von Luft in einem senkrechten Kanal hätte erwarten können, wo der Einfluß der freien Konvektion des Mediums, die richtungsmäßig mit der erzwungenen Konvektion übereinstimmt, zutage tritt. Außerdem haben sie im Bereich der Übergangsströmung festgestellt, daß die Kanalbreite  $a$  nicht nur die absoluten Nu-Werte beeinflusst, sondern auch die Steigung der Kurven  $Nu = f(Re)$ , wobei sich zeigte, daß der Exponent  $n$  bei  $Re$ , der diese Steigung charakterisiert, sowohl von  $a$  als auch von  $Re$  abhing.

Leider muß man feststellen, daß die Frage, welchen Einfluß die Abmessungen des rechteckigen Kanals auf die Intensität des Wärme- und Stoffübergangs bei Übergangsströmung haben, bislang noch völlig unzureichend geklärt ist, und daß die Versuchsangaben von Žavoronkov u.a. keine bestimmten Schlußfolgerungen in dieser Hinsicht zulassen.

Die allgemeinen Schlußfolgerungen von Žavoronkov, Maljusov und Malafeev enthalten neben der Bestätigung einiger Ergebnisse früherer Untersuchungen (z.B. über den Unterschied der Werte  $n$  für verschiedene Bereiche von  $Re$ , über die Abhängigkeit  $Nu_D$  von  $\frac{1}{d}$  u.a.) auch die folgenden Hinweise:

bei identischen gleichwertigen Durchmessern ist die Verwendung von rechteckigen Kanälen vorteilhafter (hinsichtlich der Intensität des Stoffübergangs) als von Kanälen mit rundem Querschnitt;

Gleichung (5) beim Wert  $c = 0,023$ , dem die Versuchsangaben von Gilliland und Sherwood und die Angaben über den Wärmeübergang in Rohren entsprechen, kann man nicht zur Bestimmung der gasseitigen Stoffübergangszahl verwenden, da sie stark verminderte Werte ergibt;

bei der Berechnung von industriellen Apparaten ist für runde Kanäle Gleichung (6) zu verwenden, wobei der Faktor  $c$  in ihrer Abhängigkeit vom Kanaldurchmesser gewählt wird, und für einen Einsatz mit senkrechten Kanälen Gleichung (8).

Aus dem oben Gesagten geht hervor, daß diese Schlußfolgerungen die individuellen Besonderheiten der Anlagen, mit denen die Versuche durchgeführt wurden, nicht berücksichtigen und auf dem Vergleich von Versuchsangaben beruhen, die für völlig verschiedene hydrodynamische Bedingungen gelten, weshalb man mit diesen Schlußfolgerungen auf keinen Fall einverstanden sein kann.

### Schluß

1. Die untersuchten Versuchsangaben über den Stoffübergang bei Verdunstung einer Flüssigkeit in ein Dampf-Gas-Medium, bei Kondensation des Dampfes aus einem Dampf-Gas-Gemisch und Absorption eines stark verdünnten Gases innerhalb von mit Flüssigkeit bespülten rechteckigen und runden Kanälen stimmen ausreichend gut untereinander überein, wie auch mit den Angaben über den Wärmeübergang in Kanälen und Rohren. Dadurch bestätigt sich erneut, daß es möglich ist, unter entsprechenden Versuchsbedingungen die Analogie zwischen dem Wärme- und Stoffübergang zu verwenden und die Angaben für runde Rohre auf rechteckige Kanäle auszudehnen, wenn man den gleichwertigen Durchmesser für die letzteren gleich dem hydraulischen Kanaldurchmesser annimmt.

2. Zur Bestimmung der gaseitigen Stoffübergangszahl bei hydrodynamisch stabilisierter turbulenter Strömung des Gas- oder Dampf-Gas-Mediums in rechteckigen oder runden Kanälen in den besagten Fällen (offenbar auch einschließlich der Desorption) kann man Gleichung (5) verwenden, wobei als Wert des konstanten Faktors  $c = 0,023$  (bei  $\frac{1}{d} \leq 50$ ) angenommen wird. Für den Fall der nichtstabilisierten turbulenten Strömung, der bei industriellen Apparaten wahrscheinlicher ist, d.h. wo vor den einzelnen Kanälen Beruhigungsabschnitte fehlen, kann unter den bekannten Bedingungen der Faktor  $c$  in Gleichung (5) 20 - 30 % größer sein, d.h. bis 0,027 - 0,030 und mehr.

3. Für den Stoff- (und auch Wärme-)übergang bei Übergangsströmung, die gewöhnlich bei  $Re < 7\ 000 - 13\ 000$  beobachtet wird, können bislang aufgrund der unzulänglichen Versuchsmittel keine allgemeinen Empfehlungen gegeben werden. Die in der Literatur vorgeschlagenen Gleichungen zur Bestimmung der gasseitigen Stoffübergangszahl bei Übergangsströmung, das gilt auch für die oben angegebenen Gleichungen (6) und (7), berücksichtigen nicht den bei diesem Zustand möglichen Einfluß der freien Konvektion, und außerdem wirken sich die schwer zu berücksichtigenden individuellen Besonderheiten der Versuchsanlagen auf die Ergebnisse der einzelnen Untersuchungen aus. Deshalb können sie bei der Berechnung von industriellen Apparaten nur in erster Näherung benutzt werden.

4. Bei der Auswertung der Messungen und bei der Feststellung des zulässigen Anwendungsbereichs der ermittelten qualitativen Abhängigkeiten darf man die mögliche Existenz von zwei verschiedenen Strömungsarten, die von der hydrodynamisch stabilisierten turbulenten Strömung in einem Kanal mit vorgegebenen Abmessungen und Re-Zahlen abweichen, nicht übersehen: nämlich die Übergangsströmung, die bei geringen äußeren Unregelmäßigkeiten der in den Kanal eintretenden Strömung auftritt, und den Strömungszustand, der einer höheren Anfangsturbulenz der in den Kanal eintretenden Strömung entspricht. In beiden Fällen kann man einen stärkeren Einfluß der Strömungsgeschwindigkeit (genauer von  $Re$ ) auf die oberflächenbezogenen mittleren Wärme- und Stoffübergangszahlen beobachten ( $n > 0,8$ ); im ersten Fall jedoch sind die absoluten Werte der besagten Zahlen niedriger als bei voll entfalteter turbulenter Strömung und gleichem  $Re$ , im zweiten Fall hingegen höher. Künstliches Steigern der Turbulenz der Strömung vor Eintritt in die Kanäle des Einsatzes, was z.T. bei einigen Versuchsanlagen beobachtet wird, kann bewirken, daß die Stoffübergangszahl viel größer ausfällt, verglichen mit ihren Werten, die nach den oben angegebenen Gleichungen (5) - (7) errechnet wurden. Dies kam offenbar in Gleichung (8) zum Ausdruck.

L i t e r a t u r

1. Л. Д. Берман. Градири, Госэнергоиздат, 1941; Испарительное охлаждение циркуляционной воды. Госэнергоиздат, 1949.

Berman, L.D.

Gradirni.

[Moskva:] Gosэнергоиздат, 1941.

[Gradierwerke; russ.]

Berman, L.D.

Isparitel'noe ochlaždenie cirkuljacionnoj vody.

[Moskva:] Gosэнергоиздат, 1949.

Englische Übersetzung:

Evaporative Cooling of Circulating Water. Transl. from the Russ.

by Raymond Hardbottle. Ed. by Henryk Sawistowski.

Oxford: Pergamon Press, 1961.

2. Э. Я. Турхан и К. П. Жиделева. Скорость абсорбции-десорбции паров воды и теплопередача в системе газ-серная кислота. „Химическая промышленность“ № 11, 1946.

Turchan, E.Ja., Žideleva, K.P.: Skorost' absorbcii-desorbicii parov vody i teploperedatca v sisteme gaz-sernaja kislota.

In: Chimičeskaja promyšlennost'. Moskva, 1946, Nr 11, S. 6 - 9.

⟨Absorptions-Desorptionsgeschwindigkeit von Wasserdampf und Wärmeübertragung im System Gas-Schwefelsäure; russ.⟩

3. Н. М. Жаворонков, В. А. Малюсов и Н. А. Малафеев. Массопередача в процессе пленочной абсорбции. „Химическая промышленность“ № 8, 1951 и № 4, 1953.

Žavoronkov, N.M., Maljusov, V.A., Malafeev, N.A.: Massoperedatca v processe plenočnoj absorbcii.

In: Chimičeskaja promyšlennost'. Moskva, 27 (1951), Nr 8, S. 16 (240) - 21(245).

⟨Stoffaustausch während der Filmabsorption; russ.⟩

Maljusov, V.A., Malafeev, N.A., Žavoronkov, N.M.: Massoperedatca v processe plenočnoj absorbcii (Absorbicija ammiaka vodoj i soljanoj kislotoj).

In: Chimičeskaja promyšlennost'. Moskva, 29 (1953), Nr 4, S. 14 (110) - 19(115).

Deutsche Übersetzung aus dem Russischen:

Stoffaustausch während der Filmabsorption (Absorption von Ammoniak durch Wasser und Salzsäure). - Übersetzung Nr. 195 der Übersetzungsstelle der Universitätsbibliothek Stuttgart, 23 Seiten.

4. П. А. Семенов и Я. В. Шварцштейн. Абсорбер с плоско-параллельной насадкой. „Химическая промышленность“ № 9, 1952 и № 7, 1953.

Semenov, P.A., Švarcštejn, Ja.V.: Absorber s plosko-parallel'noj nasadkoj.

In: Chimičeskaja promyšlennost'. Moskva, 28 (1952), Nr 9, S. 12 (268) - 15(271); 29 (1953), Nr 7, S. 26(218) - 31(223).

⟨Absorber mit ebenem Paralleleinsatz; russ.⟩

5. Л. Д. Берман. Обобщение опытных данных по тепло- и массообмену между жидкостью и парогазовой смесью. „Теплоэнергетика“ № 5, 1954.

Berman, L.D.: Obobščenie opytnych dannych po teplo- i massoobmenu meždu židkost'ju i parogazovoj smes'ju.

In: Teploenergetika. Moskva, 1954, Nr 5, S. 25 - 32.

Deutsche Übersetzung aus dem Russischen:

Verallgemeinerung der experimentellen Werte für den Wärme- und

Stoffaustausch zwischen einer Flüssigkeit und Dampf-Gas-Gemisch.  
- Übersetzung Nr. 19 der Übersetzungsstelle der Universitätsbibliothek Stuttgart, 19 Seiten.

6. J. Вандингтон и У. Маркс. Теплоотдача и падение давления в прямоугольном воздушном канале. Ind. Eng. Chem. № 3, 1937.

Washington, Lawrence, Marks, William M.: Heat Transfer and Pressure Drop in Rectangular Air Passages.  
In: Industrial and Engineering Chemistry. Washington, D.C., 29 (1937), Nr 3, S. 337 - 345.

7. Л. Д. Берман. Испарение и теплоотдача с поверхности движущейся водяной пленки при вынужденном потоке воздуха. Сборник ВТИ. Исследование процессов регулирования, теплопередачи и обратного охлаждения. ГИИТ, 1938; ЖТФ № 2, 1939.

Berman, L.D.: Испарение и теплоотдача с поверхности движущейся водной пленки при вынужденном потоке воздуха.  
In: Исследование процессов регулирования, теплопередачи и обратного охлаждения. - Сборник работ Лаборатории паровых турбин. Всесоюзный теплотехнический институт им. Ф. Дзержинского. Москва-Ленинград: 1938, S. 130 - 159.

Deutsche Übersetzung aus dem Russischen:  
Verdunstung und Wärmeübergang von der Oberfläche eines Wasserrieselfilms bei Zwangskonvektion. - Übersetzung Nr. 233 der Übersetzungsstelle der Universitätsbibliothek Stuttgart, 53 Seiten.

Berman, L.D.: Испарение и теплоотдача с поверхности движущейся водной пленки.  
In: Журнал технической физики. Москва, 9 (1939), Nr 2, S. 148 bis 159.

Deutsche Übersetzung aus dem Russischen:  
Stoff- und Wärmeübergang an der Oberfläche eines Wasserrieselfilms. - Übersetzung Nr. 191 der Übersetzungsstelle der Universitätsbibliothek Stuttgart, 22 Seiten.

8. М. А. Михеев. Основы теплопередачи. Госиздат, 1949.

Micheev, Michail Aleksandrovič: Osnovy teploperedachi.  
Moskva: Gosudarstvennoe energetičeskoe izdatel'stvo, 1949.  
Deutsche Übersetzung:  
Grundlagen der Wärmeübertragung. Übers. v. Edgar Scheitz, deutsche Bearb. v. Hans Liebisch.  
Berlin: Verlag Technik, 1964.

9. E. Джиллiland и Т. Шервуд. Диффузия паров в воздушный поток. Ind. Eng. Chem. № 5, 1934.

Gilliland, E.R., Sherwood, T.K.: Diffusion of Vapours into Air Streams.  
In: Industrial and Engineering Chemistry. Washington, D.C., 26 (1934), Nr 5, S. 516 - 523.

10. И. Сиборова и К. Тузыньский. Массообмен при процессах сушки и увлажнения газов. Прzem. Chem. № 6, 1950.

Cibirowski, I., Tuszyński, K.: O prenoszeniu masy przy suszeniu i nawilżaniu gazów.  
In: Przemysł chemiczny. Warszawa, 1950, Nr 6, S. 68(342) - 80 (354).  
<Über den Massenaustausch bei Gastrocknung und -befeuchtung; poln.>

11. Т. Мицushima и др. Тепло- и массообмен в одноструйном конденсаторе-охладителе. Chem. Abstr. № 10, 1953.

Mizushina, T., Nakajima, M., Nishida, T., Kosugi, S.: Heat and Mass Transfer in a Single-Tube Cooler Condenser. In: Chemical Engineering of Japan. Tokyo, 17 (1953), S. 152 bis 154 (jap.); zitiert nach: Chemical Abstracts. Easton, Pa., 47 (1953), Nr 10, S. 4661b.

12. Я. М. Рубинштейн. Метод аналогии с диффузией и применение его для исследования теплопередачи в начальном участке трубы. Сборник ВТИ "Исследование процессов регулирования, теплопередачи и обратного охлаждения". ГОНТИ, 1938.

Rubinštejn, Ja.M.: Metod analogii s difuziej i primenienie ego dlja issledovanija teploperedaci v načal'nom učastke truby. In: Issledovanie processov regulirovanija, teploperedaci i obratnogo ochlaždenija. - Sbornik rabot Laboratorii parovyh turbin. Vsesojuznyj teplotehničeskij institut im. F. Dzeržinskogo. Moskva-Leningrad: 1938, S. 31 - 82. <Analogieverfahren mit Diffusion und seine Anwendung zur Untersuchung des Wärmeübergangs im Rohranfangsabschnitt; russ.>

13. И. Т. Алазьев. Экспериментальное определение локальных и средних коэффициентов теплоотдачи при турбулентном течении жидкости в трубах. Известия ОН АН СССР, № 11, 1951.

Alad'ev, I.T.: Eksperimental'noe opredelenie lokal'nych i srednich koëfficientov teplootdači pri turbulentnom tečenii židkosti v trubach. In: Izvestija. Akademija nauk SSSR. Otdelenie tehničeskich nauk. Moskva, 1951, Nr 11, S. 1669 - 1681. <Experimentelle Bestimmung der lokalen und mittleren Wärmeübergangszahlen bei turbulenter Strömung einer Flüssigkeit in Rohren; russ.>

14. Н. М. Михайлов. Концентрация щелочей при помощи отходящих газов котельных с одновременной очисткой газов. Сборник ВТИ "Современные проблемы сушильной техники", вып. 2, Госэнергоиздат, 1941.

Michajlov, N.M.: Koncentracija ščelokov pri pomošči otchodjaščich gazov kotel'nyh s odnovremennoj očistki gazov. In Sammelband: Sovremennye problemy sušil'noj tehniki. Vsesojuznyj teplotehničeskij institut. [Moskva:] Gosenergoizdat, 2 (1941). <Konzentration von Laugen mit Hilfe der Kesselabgase bei gleichzeitiger Gasreinigung; russ.>

Stuttgart, den 1. August 1979

übersetzt von

*Ottmar Pertschi*  
(Ottmar Pertschi)  
Dipl.-Übersetzer