

Baum, V.A., Dr. d. techn. Wiss., Prof., P.M. Brdlik, Kand.  
d. techn. Wiss.:

Kondensation von Wasserdampf aus  
einem bewegten Dampf-Luft-Gemisch

Durchführung einer experimentellen Untersuchung des Kondensationsprozesses von Dampf aus einem innerhalb eines Rohres bewegten Dampf-Luft-Gemisch. Zusammenfassung der Versuchswerte in einer durch die Analyse des untersuchten Vorgangs gewonnenen Kriteriengleichung.

Energetisches Institut d. Akad. d. Wiss. d. UdSSR

Der in der Praxis häufig auftretende Kondensationsprozess von Dampf aus einem Dampf-Luft-Gemisch ist nur unzulänglich erforscht, was durch die Komplexität dieser Erscheinung und durch die bei einer experimentellen Untersuchung auftretenden Schwierigkeiten bedingt ist. Bekanntlich verläuft der Kondensationsprozess aus einem nichtbewegten Dampf-Gas-Gemisch [L. 1,2] bedeutend weniger intensiv als bei der Kondensation von "reinem" Dampf, da die Bewegung des Gemisches den Wärmeaustausch wesentlich intensiviert [L. 3].

Die vorliegenden experimentellen Arbeiten [L. 1, 2, 3, 4, 5, 6] enthalten nicht genügend Versuchsunterlagen, um zuverlässige empirische Gleichungen aufzustellen oder irgendwelche allgemeinen theoretischen Berechnungsschemen zu prüfen. In einigen Arbeiten werden die Versuchswerte ohne hinreichend genaue Angaben über die Bedingungen, auf die sie sich beziehen, aufgeführt, was die Analyse dieser Ergebnisse erschwert. An einer Reihe von Arbeiten wurde seinerzeit auch aus anderen Gründen Kritik geübt [L. 7, 8].

Von den theoretischen Arbeiten über die Kondensation von Dampf aus bewegten Dampf-Gas-Gemischen ist die Arbeit von Akkerman [L. 9] zu erwähnen. Wie Berman hervorhob, entsprechen jedoch die von Akkerman vorgenommenen vereinfachenden Voraussetzungen nicht dem tatsächlichen Bild des Vorgangs und führen zu Fehlern.

L.D. Berman [L. 7] schlug für die Bedingungen einer inneren Aufgabe eine Lösung vor, die auf der hydrodynamischen Theorie des Stoffaustausches beruht. Er weist jedoch darauf hin

[L. 7, 10], daß man diese Lösung nicht als Berechnungsformel betrachten kann, weil dazu solche Größen wie Geschwindigkeit des Mediums und Dampfpartialdruck an der Grenze von Grenzschicht und Wirbelkern der Strömung gehören, deren nur annähernde Bewertung bereits äußerst schwierig ist.

### Schematische Darstellung des Vorgangs und Kriteriengleichung.

Wenn man alle Erscheinungen, die mehr oder weniger die Intensität des Kondensationsprozesses aus einem bewegten Dampf-Gas-Gemisch beeinflussen, berücksichtigt, ist es notwendig, das Gleichungssystem, das wenigstens aus den Gleichungen der Bewegung des Dampf-Gas-Gemisches und der Kondensatschicht, den Gleichungen des Wärmeaustausches zwischen Gemisch, Schicht und Rohrwandungen und den Gleichungen der Dampfdiffusion vom Strom zu den Kondensationsflächen bestehen muß, zu betrachten. Durch Eindeutigkeitsbedingungen vervollkommen, würde dieses System zu einer umfangreichen Kriteriengleichung führen, deren praktische Nutzung äußerst schwierig wäre.

Um die Kriteriengleichung zu vereinfachen, ist es zweckmäßig, aus der Untersuchung die Erscheinungen zu eliminieren, die bei bestimmten Bedingungen wenig Einfluß auf den zu untersuchenden Vorgang haben.

Im folgenden wird der Fall betrachtet, bei dem im Dampf eine beträchtliche Menge sich nicht kondensierendes Gases enthalten ist. Bei diesen Bedingungen wird die Kondensationsgeschwindigkeit hauptsächlich durch die Intensität der Molekular- und Wirbeldiffusion des Dampfes zur Kondensationsfläche bestimmt (Zeichnung 1).

Wir bezeichnen mit  $g_n$  die Dichte des Dampfstroms in Richtung der Kondensationsfläche, mit  $D_T$ ,  $D$ ,  $T_c$ ,  $R_n$ ,  $p_n$ ,  $y$  - der Reihenfolge nach - die Koeffizienten der Wirbel- und Molekular-diffusion, die Temperatur des Gemisches, die Gaskonstante des Dampfes, den Partialdruck des Dampfes und die Koordinate, die senkrecht zur Kondensationsfläche liegt. Dann gilt:

Die Größe  $D_T$  hängt von den hydrodynamischen Strömungsbedingungen des Gemisch-Stroms ab. Für kreisförmige Rohre und Kanäle mit rechtwinkligem Querschnitt kann man auf Grund experimenteller Werte [L. 11] den Koeffizienten der Wirbeldiffusion für  $Re = 2000 - 140000$  nach der Formel

(2)

berechnen, wobei  $w$  - die Geschwindigkeit der Gemisches und  $d$  - der äquivalente Durchmesser ist.

Bei der Durchführung dieser Versuche wurde deutlich, daß die Größe  $\frac{D_T}{w_c}$  über die ganze Strommasse fast bis zu den Kanalwandungen annähernd konstant ist. Auf Zeichnung 2 wird die nach der Gleichung

(2')

berechnete Verteilung der Beimischungskonzentration im Stromschnitt gezeigt, wobei vorausgesetzt wird, daß  $\frac{D_T + D}{w_c} = \text{const.}$

Man kann annehmen, daß die Dampfkondensation eine verstärkte Vermischung des Stroms nahe der Kondensationsfläche zur Folge hat. Deshalb kann man den Stoffübergangswiderstand in der Grenzschicht unberücksichtigt lassen. Unter dieser Voraussetzung gilt die Gleichung (1) im ganzen Stromschnitt bis zur Kondensationsfläche. Bei einem hohen Dampfgehalt im Gemisch (richtiger, bei  $\frac{p_v - p_c}{p_c}$ ) ist der Gleichung (1) ein Glied hinzuzufügen, das dem "Stephanstrom" des Dampfes Rechnung trägt, wie das z. B. in der Arbeit von L.D. Berman [L. 10] getan wurde.

Unter Berücksichtigung der Stoffaustauschgleichungen, der Gleichung der Bewegung des Gemisches, der Dalton-Gleichung und der Bedingungen an der Kondensationsfläche kann man folgende Kriteriengleichung erhalten:

(3)

wobei

das Stoffaustauschkriterium,

die Koeffizienten der Wirbel- und Molekulardiffusion, bezogen auf das Partialdruckgefälle, m/sec,

$Pr_D$  - das Diffusionskriterium von Prandtl,

$x$  - die Koordinate längs des Stroms ist.

Die Kriteriengleichung (3) ist sowohl für das bewegte als auch für das unbewegte Gemisch richtig: bei  $\omega \rightarrow 0$  gilt für den Koeffizienten der Wirbeldiffusion  $D_{TP} \rightarrow 0$ , und das Stoffaustauschkriterium  $\Pi_T$  nimmt folgende Form an:

Die zuletzt genannte Formel für das Kriterium wurde zuerst von L.D. Berman gefunden. [L. 10]

Im Falle einer stärkeren Bewegung des Gemisches fällt das archimedische Kriterium und bei völlig freier Konvektion das Reynoldskriterium aus der Gleichung<sup>(3)</sup>. In einigen Fällen ist unbedingt der Thermodiffusionseffekt zu berücksichtigen (z. B. bei einem Gemisch mit Wasserstoffgehalt [L. 12]). Dann nimmt die Formel für  $\Pi_T$  eine etwas andere Form an.

Bisher gingen wir von der Annahme aus, daß die Oberflächentemperatur  $t_0$  der Kondensatschicht vorgegeben ist (Zeichnung 1). Gewöhnlich ist jedoch nur die Temperatur der Wandung  $t_{cm}$  bekannt.

Die Größe  $t_0$  kann man bei vorgegebenem  $t_{cm}$  durch sukzessive Annäherungen erhalten. Jedoch ist eine derartige Berechnung zu umfangreich, und die auf der Bestimmung von  $t_0$  beruhende Formel wäre für Ingenieurberechnungen nicht geeignet. Deshalb kann man mit gewisser Annäherung annehmen, daß  $p_0 \approx p_{cm}$ , und dann kann das Kriterium  $\frac{p_0 - p_c}{\rho_c}$  in Form von  $\frac{p_0 - p_{cm}}{\rho_c} *$  ausgedrückt werden.

Unter Berücksichtigung von allem vorher Gesagten ist es für praktische Ingenieurberechnungen zweckmäßig, die Kriteriengleichung (3) in Form von

(3')

darzustellen. Dabei kann man in vielen Fällen die Größe  $\frac{p_0 - p_{cm}}{\rho_c}$  unberücksichtigt lassen.

V e r s u c h s a n o r d n u n g u n d V e r s u c h s -  
d u r c h f ü h r u n g .

Zur Untersuchung der Kondensation von Wasserdampf aus einem bewegten Dampf-Gas-Gemisch wurde eine Versuchsanlage aufgebaut, deren Hauptbestandteil ein Versuchskondensator war.

Der Kondensator bestand aus einem vertikalen Messingrohr

mit einem Durchmesser von 18/22 mm und einem Arbeitsbereich von 800 mm Länge. Die Dampfkondensation vollzog sich an der inneren Rohrfläche. Das Ende des Versuchsrohrs war am Eingang an einem Gewinde in einem Textolitflansch befestigt. Die Verbindungsstelle von Rohr und Flansch war sorgfältig geschliffen. Am anderen Ende des Versuchsrohrs war eine elastische Membrane befestigt, die am Kreisrand in Flanschen mit Nuten festgeklemmt war. Die gewählte Befestigungsart der Rohrenden gewährleistet einen minimalen Wärmeabfluß an den Befestigungsstellen und eine freie Wärmedehnung des Rohrs. An den Enden des Versuchsbereichs befinden sich Öffnungen für die statische Druckentnahme. Die Temperatur der Rohrwandungen wurde längs des Rohrs in fünf Punkten mit Hilfe von Thermoelementen gemessen, die an der Außenseite des Versuchsrohrs in eine Nut gelegt waren. Die Temperatur des Dampf-Luft-Gemisches wurde am Eingang und Ausgang des Versuchsbereichs ebenfalls mit Thermoelementen gemessen.

Das Versuchsrohr wurde von außen mit Wasser gekühlt, das mit großer Geschwindigkeit durch einen ringförmigen Kanal floß, wobei zum Ausgleich der Geschwindigkeiten und der Temperatur des Kühlwassers im Ringschnitt besondere Mischkammern vorgesehen waren. Bei den Versuchen wurde der Durchfluß des Kühlwassers und seine Temperatur am Eingang und Ausgang gemessen. Das Vorhandensein von vier beweglichen Thermoelementen im Kühlmassendurchgang ermöglichte es, die Wärmebelastungen längs des Rohrs und folglich auch mit gewisser Annäherung die Veränderung der Parameter des Dampf-Luft-Gemisches zu berechnen.

Das Dampf-Luft-Gemisch durchströmte vor seinem Eintritt in den Versuchsbereich eine Beruhigungskammer und einen Raum zur hydrodynamischen Stabilisierung. Eine gute Dampf-Luft-Durchmischung wurde mit Hilfe eines Saugers erzielt. Die Menge des im Versuchsbereich kondensierten Dampfes wurde gewichtsmäßig bestimmt.

Das aus dem Versuchskondensator ausströmende Dampf-Luft-Gemisch wurde in den Nachverflüssiger geleitet, wo sich der restliche Dampf kondensierte und die Kondensatmenge ebenfalls gewichtsmäßig bestimmt wurde.

Die Wärmebilanz in Bezug auf Kondensat und Kühlwasser ermöglicht es, die Richtigkeit der Messungen zu überprüfen.

Die Versuche umfaßten folgende Veränderungsbereiche für das Kriterium  $Re$  und den Dampfvolumentgehalt: beim Eintritt in den Versuchsbereich  $Re = 2800 - 40000$  und  $\epsilon_{on} = 0,186 - 0,965$  und die Mittelwerte für  $Re = 1900 - 40000$  und  $\epsilon_{on} = 0,12 - 0,95$ . Die Werte für das Kriterium  $Pr_D$  veränderten sich bei den Versuchen fast gar nicht ( $Pr_D \approx 0,56$ ). Die Versuche wurden bei einem Druck des Gemisches  $p_c$  von 1 bis 1,3 ata durchgeführt. Die Temperatur des Gemisches veränderte sich beim Eintritt in den Versuchsbereich (in Abhängigkeit vom Volumengehalt des Dampfes) von 68,7 auf 121,3°C. Die Versuche waren in mehrere Serien für  $Re$  und  $\epsilon_{on}$  aufgeteilt, was die Herstellung einer funktionalen Beziehung zwischen den Ähnlichkeitskriterien, die zu Gleichung (3') gehören, ermöglichte.

Die Ergebnisse der Auswertung und Zusammenfassung der Versuchswerte sind auf Zeichnung 3 dargestellt. Neben unseren Versuchen wurden auch die Versuchswerte von [L. 13, 14] in die Auswertung einbezogen. In der Tabelle sind die wesentlichen Bedingungen der Versuchsdurchführung und die Veränderungsbereiche der Bestimmungsparameter des Dampf-Luft-Gemisches aufgeführt.

Bei der Auswertung der Versuchswerte wurde als Bestimmungsgröße der Rohrdurchmesser genommen, bei der Auswertung der Versuchswerte von V.M. Semain [L. 14] der äquivalente Durchmesser. Als Bestimmungsparameter wurden die in Bezug auf die Länge des Versuchsbereiches mittleren Werte des Gemisches genommen (mittlere Geschwindigkeit des Gemisches, Viskosität u.a.). Alle aufgeführten Versuchswerte über den Stoffaustausch bei der Kondensation von Wasserdampf aus einem bewegten Dampf-Luft-Gemisch lassen sich gut zusammenfassen in der Gleichung (durchgehende Linie auf Zeichnung 3):

$$\text{wobei } \epsilon_{on} = \frac{p_n}{p_c}.$$

Die mittlere quadratische Meßwertstreuung in Bezug auf die durch Gleichung (4) beschriebene Kurve beträgt  $\pm 6,0\%$  bei einer Fehlerhaftigkeit unserer Versuche von  $\pm 5\%$ . Formel (4) ist als Berechnungsformel für die Werte von  $Re = 1300 - 40000$  und

(4)

für einen Dampfvolumentgehalt im Gemisch von 3 bis 95% V. Auf Zeichnung 4 sind die Ergebnisse der Zusammenfassung der Versuchswerte von [L. 13], die sich auf die Kondensation von Dampf aus einem bewegten Dampf-Luft-Gemisch bei  $700 < Re < 1300$  beziehen, dargestellt; sie werden durch folgende Gleichung beschrieben:

\*\*

(5)

Das Eintreten eines Übergangszustandes bei kleineren Reynoldszahlen (im Vergleich zum Wärmeaustausch einer Einphasenflüssigkeit) hängt möglicherweise mit einer zusätzlichen Verwirbelung des Stroms zusammen, die durch das Vorhandensein eines konstanten transversalen Stoffstroms und durch die Phasenumwandlungen bei der Dampfkondensation hervorgerufen wird<sup>1</sup>.

---

\* <Seite 4 bzw. 43> In vielen Fällen kann man bei Kondensatoren annehmen, daß die Differenz  $p_n - p_{cm} \approx p_n$ . Dann ist das Kriterium  $\dots = \dots$  Volumengehalt des Dampfes im Gemisch, und die Berechnung des Kondensationsprozesses vereinfacht sich noch mehr.

\* \* <Seite 7 bzw. 45> Die Formeln (4) und (5) kann man nicht ohne Überprüfung auf Drucke des Gemisches anwenden, die über den Bereich 1 - 1,3 ata hinausgehen. Man muß außerdem folgendes berücksichtigen:

- 1.) die vorgeschlagenen Berechnungsformeln enthalten nicht die lokalen, sondern die in Bezug auf die Länge des Versuchsbereichs mittleren Parameterwerte, die im Laufe der Bewegung des Gemisches wesentliche Veränderungen erfahren;
- 2.) die Berechtigung, Gleichung (2) auf den unmittelbar an die Oberfläche angrenzenden Bereich anzuwenden, erfordert noch eine weitere Überprüfung (in diesem Bereich ist eine Abhängigkeit der Wirbelaustauschzahl auch vom Kriterium, das die Intensität des transversalen Dampfstroms charakterisiert, zu erwarten);
- 3.) eine Überprüfung erfordert ebenfalls die Annahme  $p_0 \approx p_{cm}$

---

✓ zu betrachten

bei hohen Dampfgehalten im Gemisch, wenn die Temperaturdifferenz  $t_0 - t_{cm}$  einen großen Teil des Gesamttemperaturgefälles von Gemisch und Wandung beträgt.

Redaktion.

<sup>1</sup> (Anmerkung von Seite 7 bzw. 45) Auf das Nichtvorhandensein eines Übergangsprozesses beim Sinken der Reynoldszahlen bis zu 2500 weist in seinen Schlußfolgerungen auch M.V. Semeln [L. 14] hin.

Z e i c h n u n g 1. Schematische Darstellung des Dampfkondensationsprozesses aus einem bewegten Dampf-Gas-Gemisch.  $p_G$ ,  $p_D$  und  $p_0$  sind die Partialdampfdrücke des Gemisches, des Dampfes und des Dampfes an der Kondensatschichtfläche. <Seite 42>

Z e i c h n u n g 2. Rechnerische Kurve der Verteilung der Beimischungskonzentration im Strom nach Gleichung (2'). Eingezeichnet sind Versuchswerte [L. 11] der Hyposulfitkonzentration im Wasserstrom;  $Z_0$  = hydraulischer Durchmesser;  $c_0$  = maßlose Beimischungskonzentration im Strom. <Seite 42>

Z e i c h n u n g 3. Stoffabgabe bei der Kondensation von Wasserdampf aus einem bewegten Dampf-Luft-Gemisch ( $Re > 1300$ ). Die Nummern der Versuchswerte entsprechen den Tabellennummern. Hierbei gilt:

$$K_1 =$$

<Seite 44>

Z e i c h n u n g 4. Stoffabgabe bei der Kondensation von Wasserdampf aus einem bewegten Dampf-Gas-Gemisch ( $Re < 1300$ ). Hierbei gilt:

$$K_2 =$$

<Seite 45>

T a b e l l e 1. S p a l t e : Bedingungen für die Bewegung des Dampf-Luft-Gemisches

1. Kreisförmiges vertikales Rohr mit 12 mm Durchmesser und 720 mm Länge. Das Dampf-Luft-Gemisch strömt von unten ein.
2. Rechtwinkliges horizontales Rohr mit den Maßen 27 400 mm. Als Kondensationsfläche diente eine ebene vertikale Platte mit 400 mm Höhe und 670 mm Länge.
3. Kreisförmiges vertikales Rohr mit 18 mm Durchmesser und 800 mm Länge. Das Dampf-Luft-Gemisch strömt von oben ein.

L i t e r a t u r

1. G u d e m ě u k , V.A.: Izvestija VTI (1935) Nr 12
2. L a n g e n , E.: Forsch. Geb. Ing. Wes. (1931) H. 10
3. M a j z e n b u r g , S.I., R.M. Boats, V.C. Bedžer:  
Trans. Am. Inst. Chem. Eng. 31 (1936)  
S. 622
4. M a k A d a m s , V.: Teploperedavača. ONTI, 1936
5. K o l b o r n , A.P., O.A. Chaugen: Ind. Eng. Chem. 22  
(1930) S. 525
6. K i r š b a u m , E., K.A. Vet'en: Chem.-Ing.-Tech., (1953)  
H. 10
7. B e r m a n , L.D.: Izvestija VTI (1947) Nr 8
8. B e r m a n , L.D.: Voprosy teploobmena pri izmenenii agre-  
gatnogo sostojanija veščestva. Gosenergo-  
izdat, 1953.
9. A k k e r m a n , G.: Forschungsheft 8 (1937) Nr 382
10. B e r m a n , L.D.: Teploenergetika (1954) Nr 5
11. B a u m , V.A.: Izvestija AN SSSR, OTN (1952) Nr 2
12. L y k o v , A.V.: Javlenija pernessa v kapilljarnoporistych  
telach. Izdat. tehniko-teoretic. litera-  
tury, 1954.
13. P a s t o v s k i j , V.G., A.E. Rovinskij: Izvestija VTI  
(1950) Nr 4
14. S e m e i n , V.M.: Issledovanie teplootdaci vlažnogo vozdu-  
cha v prisutstvii inertnyh gazov.  
Dissertacija, 1955.
15. B r d l i k , P.M.: Dissertacija, ENIN, 1955.

Zemberg - Wierke

# КОНДЕНСАЦИЯ ВОДЯНОГО ПАРА ИЗ ДВИЖУЩЕЙСЯ ПАРОВОЗДУШНОЙ СМЕСИ

Доктор техн. наук, проф. В. А. БАУМ и канд. техн. наук П. М. БРДЛИК  
Энергетический институт АН СССР

Часто встречающийся в практике процесс конденсации пара из паровоздушной смеси исследован недостаточно, что объясняется сложностью явления и трудностями, возникающими при опытно-

Известно, что процесс конденсации из неподвижной парогазовой смеси [Л. 1, 2] протекает значительно менее интенсивно, чем в случае конденсации «чистого» пара, тогда как движение смеси значительно интенсифицирует теплообмен [Л. 3].

Имеющиеся экспериментальные работы [Л. 1, 2, 3, 4, 5, 6] не содержат достаточного опытного материала для создания надежных эмпирических уравнений или для проверки каких-либо общих теоретических схем расчета. В некоторых работах опытные данные приводятся без достаточно четких указаний об условиях, к которым они относятся, что затрудняет анализ этих результатов. Ряд работ был в свое время подвергнут критике и по другим причинам [Л. 7, 8].

Из теоретических работ по конденсации пара из движущихся парогазовых смесей надо указать на работу Аккермана [Л. 9]. Однако, как это отмечено Л. Д. Берманом [Л. 7, 10], упрощающие предпосылки, принятые Аккерманом, не соответствуют действительной картине процесса и ведут к погрешностям.

Л. Д. Берман [Л. 7] предложил для условий внутренней задачи решение, базирующееся на гидродинамической теории массообмена. Однако он указывает [Л. 7, 10], что это решение нельзя рассматривать в качестве расчетной формулы, так как туда входят такие величины, как скорость среды и парциальное давление пара на границе пограничного слоя и турбулентного ядра течения, даже приближенная оценка которых весьма затруднительна.

Схема процесса и критериальное уравнение. Если учитывать все явления, в большей или меньшей степени влияющие на интенсивность процесса конденсации из движущейся парогазовой смеси, то необходимо рассматривать систему уравнений, состоящую по крайней мере из уравнений движения парогазовой смеси и пленки конденсата, уравнений теплообмена между смесью, пленкой и стенками трубы, уравнений диффузии пара из потока к поверхностям конденсации. Дополненная условиями однозначности эта система привела бы к громоздкому критериальному уравнению, практическое использование которого было бы очень затруднительно.

С целью упрощения критериального уравнения целесообразно исключить из рассмотрения яв-

ление, которые в определенных условиях оказывают малое влияние на исследуемый процесс.

В дальнейшем рассматривается случай, когда в паре содержится значительное количество неконденсирующегося газа. При этих условиях скорость конденсации определяется главным образом интенсивностью молекулярной и турбулентной диффузии пара к поверхности конденсации (рис. 1).

Обозначим через  $g_n$  плотность потока пара в направлении поверхности конденсации, через  $D_T$ ,  $D$ ,  $T_c$ ,  $R_n$ ,  $p_n$ ,  $y$  — соответственно коэффициенты турбулентной и молекулярной диффузии, температуру смеси, газовую постоянную пара, парциальное давление пара и координату, направленную перпендикулярно к поверхности конденсации. Тогда

$$g_n = - \frac{D_T + D}{T_c R_n} \frac{dp_n}{dy} \quad (1)$$

Величина  $D_T$  зависит от гидродинамических условий течения потока смеси. Для круглых труб и каналов прямоугольного сечения согласно опытным данным [Л. 11] коэффициент турбулентной диффузии можно вычислить для  $Re = 2000 - 140000$  по формуле

$$D_T = 0,028 w_c d Re^{-0,25} \quad (2)$$

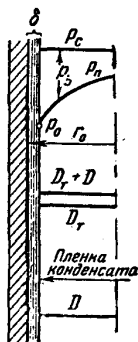


Рис. 1. Схема процесса конденсации пара из движущейся парогазовой смеси.  $p_c$ ,  $p_n$  и  $p_0$  — парциальные давления смеси, пара и пара на поверхности пленки конденсата.

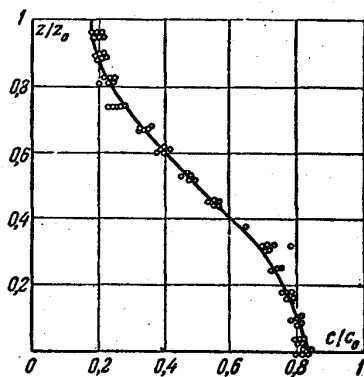


Рис. 2. Расчетная кривая распределения концентрации примеси в потоке, вычисленная на основе уравнения (2). Нанесены опытные точки [Л. 11] концентрации гипосульфита в потоке воды;  $Z_0$  — гидравлический диаметр;  $\frac{c}{c_0}$  — безразмерная концентрация примеси в потоке.

где  $w_c$  — скорость смеси;

$d$  — эквивалентный диаметр.

При проведении этих опытов выяснилось, что величина  $\frac{D_T}{w_c}$  — приблизительно постоянна по всей толще потока почти до стенок канала. На рис. 2 показано распределение концентрации примеси по сечению потока, вычисленное по уравнению

$$(\vec{w}_c \text{ grad}) \vec{p}_n = (D_T + D) \nabla^2 \vec{p}_n \quad (2')$$

в предположении, что  $\frac{D_T + D}{w_c} = \text{const.}$

Можно полагать, что конденсация пара должна вызвать усиленное перемещение потока вблизи поверхности конденсации. Вследствие этого можно не принимать во внимание сопротивление массопередачи в пограничном слое. При таком предположении уравнение (1) будет справедливо по всему сечению потока вплоть до поверхности конденсации. При больших паросодержаниях в смеси (вернее при

$\frac{p_n - p_0}{p_c} \rightarrow 0$ ) уравнение (1) следует дополнить членом, учитывающим „стефановский поток“ пара, как это сделано, например, в работе Л. Д. Бермана [Л. 10].

Рассматривая уравнения массообмена, уравнение движения смеси, уравнение Дальтона и условия на поверхности конденсации, можно получить следующее критериальное уравнение:

$$\Pi_T = f\left(\frac{x}{d}, Pr_D, Re, Ar, \frac{p_n}{p_c}, \frac{p_n - p_0}{p_c}\right), \quad (3)$$

где  $\Pi_T = \frac{g_n d}{(D_{T_p} + D_p) p_c}$  — критерий массообмена;

$D_{T_p} = \frac{D_T}{R_n T_c}$  и  $D_p = \frac{D}{R_n T_c}$  — коэффициенты турбулентной и молекулярной диффузии, отнесенные к градиенту парциальных давлений, м/сек;

$Pr_D$  — диффузионный критерий Прандтля;

$x$  — координата вдоль потока.

Критериальное уравнение (3) справедливо как для движущейся смеси, так и неподвижной: при  $w_c \rightarrow 0$  коэффициент турбулентной диффузии  $D_{T_p} \rightarrow 0$  и критерий массообмена  $\Pi_T$  приобретает вид:

$$\Pi_T' = \frac{g_n d}{D_p p_c}.$$

Последнее выражение для критерия  $\Pi_T'$  впервые было получено Л. Д. Берманом [Л. 10].

В случае развитого движения смеси из критериального уравнения (3) выпадает критерий Архимеда, а при чисто свободной конвекции —

критерий Рейнольдса. В некоторых случаях необходимо учитывать эффект термодиффузии (например, смесь, содержащая водород [Л. 12]). Тогда выражение для  $\Pi_T$  несколько видоизменится.

До сих пор мы считали, что задана температура поверхности  $t_0$  конденсатной пленки (рис. 1). Обычно, однако, бывает известна лишь температура стенки  $t_{cm}$ .

Величину  $t_0$  при заданной  $t_{cm}$  можно найти путем последовательных приближений. Однако такое вычисление слишком громоздко и формула, основанная на определении  $t_0$ , была бы неудобна для инженерных расчетов. Поэтому с известным приближением можно принять, что  $p_0 \approx p_{cm}$  и тогда критерий  $\frac{p_n - p_0}{p_c}$

может быть записан в виде  $\frac{p_n - p_{cm}}{p_c}$ .

Учитывая все сказанное, удобно для практических инженерных расчетов представить критериальное уравнение (3) в виде:

$$\Pi_T = f\left(\frac{x}{d}, Pr_D, Re, Ar, \frac{p_n - p_{cm}}{p_c}, \frac{p_n}{p_c}\right). \quad (3')$$

При этом величиной  $\frac{p_n - p_{cm}}{p_c}$  во многих случаях

можно пренебречь.

Экспериментальная установка и проведение опытов. Для исследования конденсации водяного пара из движущейся паровоздушной смеси была создана экспериментальная установка, основной частью которой являлся опытный конденсатор.

Конденсатор был выполнен из вертикальной латунной трубки диаметром 18/22 мм и длиной рабочей части 800 мм. Конденсация пара происходила на внутренней поверхности трубки. Конец опытной трубки со стороны входа укреплен на резьбе в текстолитовом фланце. Место сопряжения трубки с фланцем тщательно зашлифовано. На другом конце опытной трубки укреплена эластичная диафрагма, зажатая по окружности во фланцах с выточками. Принятая конструкция крепления концов трубки обеспечивает минимальный отвод тепла в местах крепления и свободное термическое расширение трубки. На концах опытного участка имеются отверстия для отбора статического давления. Температура стенок трубки измерялась по длине в пяти точках при помощи термомпар, проложенных с внешней стороны опытной трубки в пазу. Температура паровоздушной смеси на входе и выходе опытного участка замерялась также термомпарами.

\* Во многих случаях в конденсаторах можно принять, что разность  $p_n - p_{cm} \approx p_n$ . Тогда критерий  $\frac{p_n - p_{cm}}{p_c} \approx \frac{p_n}{p_c} = \epsilon_{0n}$  — объемному содержанию пара в смеси и расчет процесса конденсации еще более упрощается.

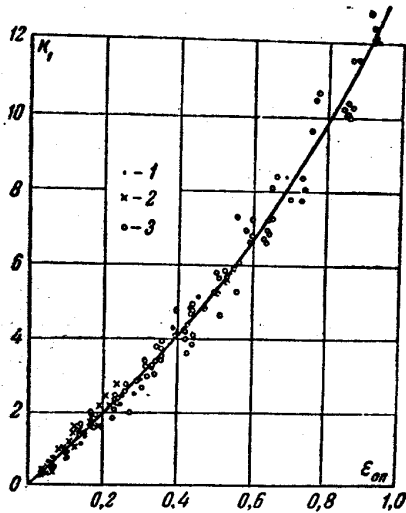


Рис. 3. Массоотдача при конденсации водяного пара из движущейся паровоздушной смеси ( $Re > 1300$ ). Номера опытных точек соответствуют номерам таблицы. Здесь

$$K_1 = \frac{\Pi_T Re^{0.2}}{\left(\frac{p_n - p_{cm}}{p_c}\right)^{0.105}}$$

Снаружи опытная трубка охлаждалась водой, протекавшей с большой скоростью по кольцевому каналу, причем для выравнивания скоростей и температуры охлаждающей воды по кольцевому сечению были специально предусмотрены смесительные камеры. В опытах измерялся расход охлаждающей воды и ее температура на входе и выходе. Наличие по ходу охлаждающей воды четырех подвижных термодатчиков давало возможность вычислить тепловые нагрузки по длине трубы и, следовательно, с известным приближением изменение параметров паровоздушной смеси.

Паровоздушная смесь перед поступлением в опытный участок проходила через успокоительную камеру и участок гидродинамической стабилизации. Хорошее перемешивание пара и воздуха достигалось при помощи эжектора. Количество сконденсированного на опытном участке пара измерялось весовым способом.

Выходящая из опытного конденсатора паровоздушная смесь направлялась во вспомогательный конденсатор, где оставшийся пар конденсировался и количество конденсата определялось также весовым способом.

Сведение теплового баланса по конденсату и охлаждающей воде позволяло проверить правильность измерений.

Опыты охватили следующие диапазоны изменения критерия  $Re^*$  и объемного содержания пара: на входе в опытный участок  $Re^* = 2800 - 40000$  и  $\epsilon_{on}^* = 0,186 - 0,965$  и средние значе-

ния  $Re = 1900 - 40000$  и  $\epsilon_{on} = 0,12 - 0,95$ . Значения критерия  $Pr_D$  в опытах почти не менялись ( $Pr_D \approx 0,56$ ). Опыты проводились при давлении смеси  $p_c$  от 1 до 1,3 *атм*. Температура смеси на входе в опытный участок изменялась (в зависимости от объемного содержания пара) от 68,7 до 121,3°C. Опыты были разбиты на несколько серий по  $Re$  и  $\epsilon_{on}$ , что позволило установить функциональную связь между критериями подобия, входящими в уравнение (3').

Результаты обработки и обобщения опытных данных представлены на рис. 3. Кроме наших опытов, в обработку включены также опытные данные [Л. 13, 14]. В таблице приведены основные условия проведения опытов и пределы изменения определяющих параметров паровоздушной смеси.

При обработке опытных данных за определяющий размер принимался диаметр трубы; при обработке опытных данных В. М. Семина [Л. 14] — эквивалентный диаметр. За определяющие параметры принимались параметры смеси, средние по длине опытного участка (средняя по длине скорость смеси, вязкость и др.). Все приведенные опытные данные по массообмену при конденсации водяного пара из движущейся паровоздушной смеси хорошо обобщаются уравнением (сплошная линия на рис. 3):

$$\Pi_T = 13,0 Re^{-0.2} \epsilon_{on}^{1.2} \left(\frac{p_n - p_{cm}}{p_c}\right)^{0.105}, \quad (4)$$

$$\text{где } \epsilon_{on} = \frac{p_n}{p_c}.$$

Среднеквадратичный разброс опытных точек относительно кривой, описываемой уравнением (4), при погрешности наших опытов  $\pm 5\%$  составляет  $\pm 6,0\%$ . Формулу (4) следует рассматривать в качестве расчетной для значений чисел  $Re = 1300 - 40000$  и объемного содержания пара в смеси от 3 до 95%. На рис. 4 представлены результаты обобщения опытных данных [Л. 13], относящихся к конденсации пара из движущейся

Таблица

№	Условия движения паровоздушной смеси	$\epsilon_{on}^*$ , %	$Re$	$p_c$ , <i>атм</i>	$t_c$ , °C	Авторы исследования
1	Круглая вертикальная труба диаметром 12, длиной 720 мм. Паровоздушная смесь поступает снизу	6,6—45,0	1300—3360	1	33—70	Фастовский и Ровинский [Л. 13]
2	Прямоугольная горизонтальная труба размером 27×400 мм. Поверхностью конденсации служила плоская вертикальная пластина высотой 400 и длиной 670 мм	3,0—24,0	2700—12000	1	46—88	Семина [Л. 14]
3	Круглая вертикальная труба диаметром 18, длиной 800 мм. Паровоздушная смесь поступает сверху	12,0—95,0	1900—40000	1—1,3	59—114	Бэдлик [Л. 15]

паровоздушной смеси при  $700 < Re < 1300$ , которые описываются следующим уравнением:

$$\Pi_T = (2\varepsilon_{on} - 0,06) \left( \frac{p_n - p_{cm}}{p_c} \right)^{0,105} ** \quad (5)$$

Наступление переходного режима при меньших числах Рейнольдса (по сравнению с теплообменом однофазной жидкости) возможно связано с дополнительной турбулизацией потока, вызванной наличием при конденсации пара постоянного поперечного потока вещества и фазовыми превращениями<sup>1</sup>.

### ЛИТЕРАТУРА

1. В. А. Гудемчук. „Известия ВТИ“ № 12, 1935.
2. Е. Ланген. Forsch. v. d. Geb. des Ing. Wes., Bd 2, H. 10, 1931.
3. С. И. Майзенбург, Р. М. Боатс, В. Ц. Бэджер. Trans. Am. Inst. Chem. Eng., vol. 31, p. 622, 1936.

\*\* Формулы (4) и (5) нельзя без проверки распространять на давления смеси, выходящие за пределы 1—1,3 *атм*. Нужно, кроме того, иметь в виду следующее: 1) предложенные расчетные формулы включают в себя не локальные, а средние по длине опытного участка значения параметров, подвергавшихся значительным изменениям по пути движения смеси; 2) правомерность распространения уравнения (2) на область, непосредственно прилегающую к поверхности, требует еще дальнейшей проверки (следует ожидать зависимости коэффициента турбулентного обмена в этой области также и от критерия, характеризующего интенсивность поперечного потока пара); 3) также требует проверки и допущение  $p_0 \approx p_{cm}$  при больших содержаниях пара в смеси, когда разность температур  $t_0 - t_{cm}$  составляет большую долю общего перепада температур смеси и стенки. Редакция.

<sup>1</sup> На отсутствие переходного режима при понижении чисел Рейнольдса до 2500 указывает в своих выводах также и М. В. Семени [Л. 14].

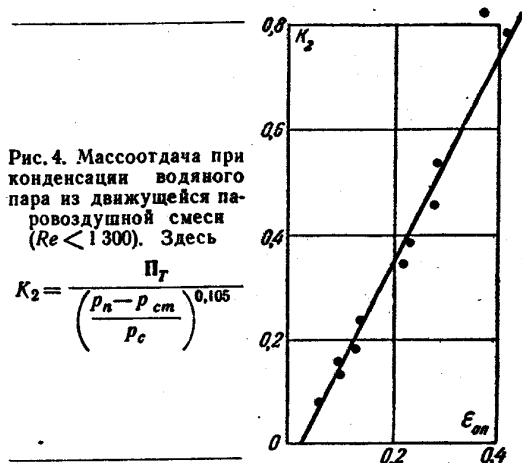


Рис. 4. Массоотдача при конденсации водяного пара из движущейся паровоздушной смеси ( $Re < 1300$ ). Здесь

$$K_2 = \frac{\Pi_T}{\left( \frac{p_n - p_{cm}}{p_c} \right)^{0,105}}$$

4. В. Мак Адамс. Теплопередача. ОНТИ, 1936.
5. А. П. Колборн, О. А. Хауген. Ind. Eng. Chem., Vol. 22, p. 525, 1930.
6. Е. Киршбаум, К. А. Ветъен. Chem.-Ing.-Tech., Heft 10, 1953.
7. Л. Д. Берман. „Известия ВТИ“ № 8, 1947.
8. Л. Д. Берман. Вопросы теплообмена при изменении агрегатного состояния вещества. Госэнергоиздат, 1953.
9. Г. Аккерман. Forschungsheft, Bd 8, № 382, 1937.
10. Л. Д. Берман. „Теплоэнергетика“ № 5, 1954.
11. В. А. Баум. „Известия АН СССР, ОТН“ № 2, 1952.
12. А. В. Лыков. Явления переноса в капиллярно-пористых телах. Издательство технико-теоретич. литературы, 1954.
13. В. Г. Фастовский и А. Е. Ровинский. „Известия ВТИ“ № 4, 1950.
14. В. М. Семени. Исследование теплоотдачи влажного воздуха в присутствии инертных газов. Диссертация, 1955.
15. П. М. Брдлик. Диссертация, ЭНИИ, 1955.