

Pimenova, T.F. - Vsesojuznyj nauchno-issledovatel'skij institut cholodil'noj promyšlennosti <Wissenschaftliches Forschungsinstitut der Union für Kälteindustrie>

Untersuchung des Kondensationsprozesses von Kohlendioxydgas aus einem Stickstoffgemisch an einem einzelnen Vertikalrohr.

Bei der industriellen Produktion von flüssigem und festem Kohlendioxyd (CO_2) verwendet man in immer größerem Maße billigen Rohstoff: Abfallgase mit hohem CO_2 -Gehalt. So betragen z. B. am 1. Januar 1965 die Leistungen der Trockeneisbetriebe, die auf der Grundlage der Abfallprodukte der chemischen und erdölverarbeitenden Produktionen arbeiten, 18 %, während sie bis Januar 1966 auf 40 % der Gesamtleistung der Trockeneisbetriebe stiegen.

Die Abfallindustriegase, die zur Gewinnung von reinem Kohlendioxyd verwendet werden, enthalten in der Regel außer CO_2 bis zu 15 % nichtkondensierende Gase.

Der Kondensationsprozeß von Dampf aus einem Dampf-Gas-Gemisch verläuft bei ständig veränderlichen Parametern im Strömungsquerschnitt und an der Kondensationsfläche.

Im Querschnitt der Dampf-Gas-Strömung verändert sich die Dampftemperatur von t_{cm} in der Mitte des Strömungskernes bis zu t_{zp} an der Oberfläche des Kondensatfilms. Dementsprechend sinkt der Partialdruck des Dampfes vom Maximum p_n in der Strömungsmitte bis zum Minimum p_{zp} an der Kondensatfilmfläche. Folglich verändert sich die Dampfkonzentration im Querschnitt von ϵ_n bis zu $\epsilon_{n,zp}$.

Die Differenz der Partialdrucke des Dampfes im Strömungsquerschnitt $\Delta p = p_n - p_{zp}$ ist die Triebkraft für den Stoffaustauschprozess. Dank der Differenz der Partialdrucke vollzieht sich eine Dampfdiffusion, deren Wirkungskraft von dem Charakter der hydrodynamischen Bewegungsverhältnisse des Dampf-Gas-Gemisches abhängt.

Die Temperaturdifferenz $t_{CM} - t_{zp}$ ist die Triebkraft für die Wärmeübertragung vom Strömungskern zum Kondensatfilm und die Temperaturdifferenz $t_{zp} - t_{CT}$ für die Wärmeübertragung durch den Kondensatfilm.

Während bei der Kondensation von reinem Dampf die Temperaturdifferenz $t_{CM} - t_{zp}$ eine unbedeutend kleine Größe darstellt, weshalb man den Wärmewiderstand des Dampfes unberücksichtigt lassen kann, erweist sich diese Größe bei der Kondensation von Dampf-Gas-Gemisch als wesentlich.

Die Größen t_{CM} , t_{zp} , t_{CT} verändern sich auch mit der Kondensationsfläche, denn mit der Bewegung des Gemisches längs dieser Fläche kondensiert sich der Dampf, und dementsprechend verändern sich die Dampf- und Gaskonzentrationen, sowie ihre Partialdrücke.

Infolge der vielen zu berücksichtigenden Faktoren ist die analytische Berechnung des Wärme- und Stoffaustauschprozesses bei der Kondensation von Dampf aus Dampf-Gas-Gemisch äußerst schwierig. Man kann sie auf Grund experimenteller Untersuchungen konkreter Gemische und konkreter Konstruktionen von Kondensatoren durchführen.

Z. B. entwickelte das Wärmetechnische Institut der Union (Vsesojuznyj teplotekhniceskij institut - VTI) ein Berechnungsverfahren für Apparate für die Kondensation von Wasserdampf aus Dampf-Luft-Gemisch in einem Bündel horizontaler Rohre bei Queranströmung durch eine absteigende Strömung des Gemisches [1].

Das Verfahren beruht auf Ergebnissen mehrjähriger experimentell-analytischer Untersuchungen, die von Dr. L.D. Berman und seinen Mitarbeitern im VTI durchgeführt wurden. Die Versuche mit Dampf-Luft-Gemisch liefen parallel mit Versuchen mit reinem Dampf. Dadurch war es möglich, bei den Versuchen mit Dampf-Luft-Gemisch die Temperatur t_{zp} genau zu bestimmen.

Für reinen Dampf wurde eine Abhängigkeit des Kondensationsprozesses von der Geschwindigkeit des Gemisches und der kleinen Luftbeimischungen gefunden; für Dampf-Luft-Gemisch eine Abhängigkeit des Stoffabgabekoeffizienten von der Geschwindigkeit des Gemisches, der Konzentration und Intensität der Querströmung des Dampfes. Es empfiehlt sich, die Berechnung nach-

einander für einzelne kleine Bereiche durchzuführen, wobei für jede die Hauptparameter des Prozesses und die experimentellen Koeffizienten als konstant angenommen werden können.

Für die Berechnung des Wärme- und Stoffabgabeprozesses bei der Kondensation von CO_2 aus Dampf-Gas-Gemisch sind ebenfalls konkrete experimentelle Unterlagen erforderlich. Aus diesem Grunde wurde im Laboratorium für Trockeneis des VNIICHI (Vsesojuznyj naučno-issledovatel'skij institut chododil'noj promyslennosti imeni A.I. Mikojana - Mikojan-Forschungsinstitut der UdSSR für Kälteindustrie) diese Arbeit durchgeführt.

In der ersten Versuchsreihe wurde der Kondensationsprozeß von bedingt reinem CO_2 durchgeführt. Dieser Teil der Arbeit wurde bereits früher veröffentlicht [2].

Hier werden Ergebnisse von Untersuchungen des Kondensationsprozesses von Kohlendioxyd aus einer Mischung von Kohlendioxyd mit Stickstoff dargelegt.

Die Untersuchungen wurden an der gleichen Anlage wie die Versuche mit bedingt reinem CO_2 durchgeführt.

Im ganzen waren es 58 Versuche. Die Versuchsbedingungen waren folgende:

Anfangsvolumengehalt des Stickstoffs, %	0,4 - 10,4
Eintrittsgeschwindigkeit des Gemisches:	
$w, \text{ m/sec}$	0,09 - 0,27
$wv, \text{ kg/(cm}^2 \cdot \text{sec)}$	8 - 43
Re (Eintritt)	7600 - 36700
Austrittsgeschwindigkeit des Gemisches:	
$w, \text{ m/sec}$	0,05 - 0,19
$wv, \text{ kg/(cm}^2 \cdot \text{sec)}$	1,8 - 29
Re (Austritt)	1800 - 29000
Spez. Wärmebelastung, $\text{kcal/(m}^2 \cdot \text{h)}$	1500 - 11500
Temperaturgefälle, $^{\circ}\text{C}$	4,8 - 13,8
Gesamtdruck, kg/cm^2	51,87.

Als Prüfungsobjekt wurde die erste Variante des Kondensators gewählt, die aus zwei vertikalen, koaxial angeordneten Rohren besteht mit $D(\text{innen}) = 24,9/19 \text{ mm}$, $D(\text{außen}) = 42/32 \text{ mm}$.

Im inneren Rohr floß die Kühlflüssigkeit (flüssiges Dichlormethan), im Ringspalt das Dampf-Gas-Gemisch. Die Strömungen bewegten sich parallel zueinander und von oben nach unten. Die Höhe der Arbeitsstrecke des inneren Rohrs betrug 1000 mm. Das Schema der Anlage und die Konstruktion des Kondensators wurden schon früher beschrieben [2]. Die Methodik der Versuchsdurchführung blieb fast unverändert.

Die Temperatur des Dampf-Gas-Gemisches im Kondensator wurde mit 10 Thermoelementen gemessen, von denen 3 an den zuführenden und ableitenden Rohrleitungen - unmittelbar neben dem Kondensator - angebracht waren und 7 am Kondensator. Die Thermoelemente wurden durch Thermofassungen geführt, wobei für die Dichtungen Fluorplast-4 verwendet wurde.

Die Lage der warmen Lötstelle des Thermoelements im Arbeitsmittel wurde mit einer an der Thermofassung befestigten Veterinärnadel in der Mitte des Ringspalts des Kondensators fixiert.

Die Menge des kondensierten CO_2 G_k wurde mit Meßgefäßen bestimmt; die Gesamtmenge des zirkulierenden Dampf-Gas-Gemisches G wurde rechnerisch bestimmt, und zwar nach dem Verbrauch der elektrischen Energie im Wärmegerät des mittleren von drei Kalorimetern und nach der Erwärmung des Gemisches in diesem Kalorimeter.

Der Verbrauch der elektrischen Energie wurde mit dem Wattmeter EDV (abgeschirmter Wattmesser mit zwei Meßbereichen) gemessen, dessen Werte mit dem Voltmeter ELV (abgeschirmter tragbarer elektrodynamischer Spannungsmesser) und dem Ampèremeter ELA (abgeschirmter tragbarer elektrodynamischer Strommesser) (Genauigkeitsklasse 0,2) kontrolliert wurden. Die Wärmegeräte und Vorrichtungen wurden durch die Spannungstabilisatoren CH und LATR verbunden.

Der Gesamtdruck des Gemisches p wurde mit Mustermanometern OM für 100 kg/cm^2 (Genauigkeitsklasse 0,35) gemessen; der CO_2 -Gehalt im Gemisch ϵ_{CO_2} wurde durch zwei chemische Gasanalysatoren beim Eintritt des Dampf-Gas-Gemisches in den Kondensator und beim Austritt aus dem Kondensator bestimmt.

Das Kohlendioxyd wurde aus dem Trockeneisvergaser in das System gegeben. Stickstoff wurde einige Stunden von Abnahme der Kontrollpunkte hinzugefügt. Die für die notwendige Konzentration des Gemisches erforderliche Stickstoffmenge wurde rechnerisch bestimmt. Die Zirkulation des Dampf-Gas-Gemisches erfolgte mit Hilfe eines Membran-Kompressors.

Infolge der hohen Metallaufnahmefähigkeit der Anlage dauerte die Vorbereitung des Versuchs und das Erreichen einer stationären Betriebsweise mehrere Stunden (bisweilen 6 bis 8 Stunden).

Nach den gewonnenen Werten wurde der allgemeine mittlere "scheinbare" Wärmeabgabekoeffizient α_{Gase} folgendermaßen bestimmt:

- (1)
- wobei
- die allgemeine mittlere spezifische Wärmebelastung ist, kcal/(m² X h); (2)
- die Gesamtwärmemenge, die durch die Kondensationsfläche gegeben wird, kcal/h; (3)
- die Wärmemenge, die von CO₂ bei seiner Abkühlung und Kondensation aufgenommen wird, kcal/h; (4)
- die Wärmemenge, die von dem nichtkondensierten Teil des CO₂ und des Stickstoffs aufgenommen wurde, kcal/h; (5)
- G die Gesamtmenge des Dampf-Gas-Gemisches, kg/h; (6)
- G = (6)
- wobei Q_{Kal} die Wärmemenge ist, die vom elektrischen Erwärmer des Kalorimeters an das Gemisch abgegeben wurde, kcal/h;
- i_{cm^1} , i_{cm^2} sind die Enthalpien des Dampf-Gas-Gemisches am Eintritt und Austritt des Gemisches aus dem Kalorimeter, kcal/kg;
- $i =$ (7)
- wobei $x_{\text{CO}_2} =$ (8)

$x_{N_2} = 1 - x_{CO_2}$ ist die gewichtsmäßige Konzentration der Komponenten am Eintritt und Austritt aus dem Kalorimeter;

$i_{CO_2}^{in}, i_{N_2}^{in}$ sind die Enthalpien der Komponenten beim Eintritt und Austritt aus dem Kalorimeter (sie wurden nach dem Gesamtdruck und der Temperatur des Gemisches beim Eintritt in und Austritt aus dem Kalorimeter bestimmt), kcal/kg;

$i_{cm,br}^{in}, i_{cm,br}^{out}$ sind die Enthalpien des Gemisches am Eintritt in und Austritt aus dem Kondensator (die Größen wurden rechnerisch bestimmt nach dem Gesamtdruck und der Temperatur des Gemisches am Eintritt in und Austritt aus dem Kondensator und nach der Konzentration der Komponenten des Gemisches am Eingang in den Kondensator), kcal/kg;

$\vartheta = \bar{t}_{cm} - \bar{t}_{ct}$ ist das mittlere Temperaturgefälle, °C;

wobei \bar{t}_{cm} die mittlere Temperatur des Gemisches in der Strömungsmittelpunkt ist (\bar{t}_{cm} wurde durch planimetrische Bestimmung des Diagramms, das die Veränderung der Temperatur des Gemisches über die Höhe des Rohrs wiedergibt, bestimmt);

und \bar{t}_{cm} die mittlere Temperatur der äußeren Oberfläche der Rohrwand (bestimmt durch planimetrische Bestimmung des Diagramms der Temperaturwerte der Rohrwand nach den 10 Thermoelementen unter Berücksichtigung der Korrektur für die Tiefe der Lage der Thermoelemente), °C.

Außerdem wurde der Stoffabgabekoeffizient nach der Formel

(9)

bestimmt, wobei

(10)

P_{CO_2} , der Dampfdruck des CO_2 in der Grundmasse des Gemisches wurde nach der Formel

(11)

bestimmt;

$(p_{CO_2})_{tp}$ ist der CO_2 -Druck an der Kondensatfilmfläche (diese Größe wurde nach der graphischen Darstellung der Abhängigkeit $p = f(t_{tp})$ für gesättigten Dampf von CO_2 berechnet, wonach

$$t_{CT} = \dots \quad (12)$$

wobei α der Koeffizient der Wärmeabgabe bei der Kondensation von bedingt reinem CO_2 bei gegebenen q_p , das in der 2. Versuchsserie bestimmt wurde, ist [2].

Um einen Vergleich mit den Ergebnissen anderer Autoren zu haben, wurden die Versuchswerte in einer Kriterienform dargestellt, wozu folgende Berechnungen angestellt wurden:

$$Nu_D = \dots \quad (13)$$

$$Pr = \dots \quad (14)$$

$$\pi_2 = \dots \quad (15)$$

$$Re = \dots \quad (16)$$

$$\text{Hierbei ist } D_p = \dots \quad (17)$$

der Diffusionskoeffizient von CO_2 in Stickstoff [3], m^2/h ;

V_{CO_2}, V_{N_2}

sind die Molvolumen;

M_{CO_2}, M_{N_2}

sind die Molekularmassen der Komponenten;

ist die Viskosität des Gemisches, $kg \times sec/m^2$; (18)

$\epsilon_{CO_2}, \epsilon_{N_2}$

ist die Volumenkonzentration der Komponenten des Gemisches, des Anteils einer Einheit;

μ_{CO_2}, μ_{N_2}

ist die Viskosität von CO_2 [4] und N_2 [5] bei einem Gesamtdruck des Gemisches p und einer Temperatur am Eintritt und Austritt des Gemisches.

ERGEBNISSE DER VERSUCHE

Während der visuellen Beobachtungen war der Charakter der Bewegung des Kondensatfilms der gleiche wie der in der ersten Versuchsreihe. Die Filmoberfläche war ständig gekräuselt.

Das flüssige CO_2 floß nicht nur als Film, sondern auch in Fäden ab, die oben im Rohr parallel der Filmschicht liefen. In verschiedenen Höhen des Rohrs waren die Fäden unterschiedlich stark. Im oberen Bereich waren sie sehr dünn, im unteren wurden sie dicker, wobei sich ihre Anzahl vergrößerte und die Strömung chaotischer wurde.

In einem gewissen, sich je nach den Betriebsverhältnissen änderndem Abstand von der Spitze des Rohrs prallten die Fäden in Form großer Tropfen ab.

Im unteren Abschnitt des Rohres waren keine einzelnen Fäden zu erkennen, das flüssige CO_2 floß in Form eines geschlossenen dicken brodelnden Films.

In Abhängigkeit von den Versuchsbedingungen war die Intensität der Fadenbildung unterschiedlich groß. Bei kleinen Wärmebelastungen und geringfügigen Geschwindigkeiten des Dampf-Gas-Gemisches waren die Fäden kaum sichtbar.

Mit zunehmender Wärmebelastung und dementsprechend der Geschwindigkeit des Gases wurde die Dicke und der chaotische Zustand des Fadenabflusses größer. Der Beginn der Strahlablösung lag immer höher. Jedoch war in allen Versuchen unterhalb der Faden-Schicht die Filmoberfläche zu sehen, die ständig mehr oder weniger intensiv gekräuselt war.

Die Ergebnisse der Versuchsauswertung wurden graphisch dargestellt.

Auf Abbildung 1 sind die Abhängigkeiten des allgemeinen mittleren "scheinbaren" Wärmeabgabekoeffizienten von der allgemeinen mittleren spezifischen Wärmebelastung dargestellt.

Es wurden alle Versuchspunkte eingetragen. Durch Kurven verbunden wurden die Punkte, bei denen $\epsilon_{N_2 Gx} \approx 2,4$ und $\epsilon_{N_2 Gx} \approx 8,7$ $\%$. Außerdem wurden nach den Werten der ersten und zweiten

Versuchsreihe die Kurven $\alpha_{CO_2, w} = f(\bar{q}_P)$ für bedingt reines CO_2 ($\epsilon_{eff} \leq 0,1\%$) konstruiert.

Aus Abbildung 1 ist ersichtlich, daß die Kurven der Werte der Versuche mit Dampf-Gas-Gemisch und mit bedingt reinem CO_2 den gleichen Charakter haben; der allgemeine mittlere "scheinbare" Wärmeabgabekoeffizient wird mit Verringerung der spezifischen Wärmebelastung kleiner. Nur lagen die Kurven für das Dampf-Gas-Gemisch wesentlich tiefer als die Kurve für bedingt reines CO_2 .

Die physikalische Bedeutung dieser Erscheinung wäre leicht zu erklären, wenn man Werte für die Veränderung des "scheinbaren" Wärmeabgabekoeffizienten in der Rohrhöhe hätte. Die gewählte Methode für die Messung der Temperatur des Wärmeträgers in den einzelnen Rohrbereichen mit einem Thermoelement im Querschnitt ermöglichte keine genaue Berechnung der lokalen Wärmebelastungen. Deshalb konnte nur ein allgemeines Bild von der Veränderung des lokalen Wärmeabgabekoeffizienten in der Höhe des Rohrs gewonnen werden (Abb. 2).

Wie aus Abbildung 2 hervorgeht, werden die spezifische Wärmebelastung und der "scheinbare" Wärmeabgabekoeffizient von Anfang bis Ende Wärmeübertragungsschicht kleiner. Das läßt sich durch den Einfluß dreier Faktoren erklären: der Wärmebelastung, der Geschwindigkeit des Dampfes und des Vorhandenseins von Stickstoff.

In Abhängigkeit von der Größe der Wärmebelastung verändert sich die Stärke des Kondensatfilms und demzufolge sein thermischer Widerstand und der Wärmeabgabekoeffizient. Bei großen und bei kleinen Wärmebelastungen wird die Stärke des Films vom oberen Ende des Rohrs nach unten zu größer. Dementsprechend wächst sein Wärmewiderstand und werden die lokalen Wärmeabgabekoeffizienten kleiner.

Die Erhöhung der Dampfgeschwindigkeit verwirbelt die Kondensatfilmfläche, verringert ihre Stärke, fördert die molekulare Stoffübertragung und bedingt dementsprechend eine Erhöhung des Wärmeabgabekoeffizienten. Sein Wert fällt jedoch mit der Fortbewegung des Dampf-Gas-Gemisches von oben nach unten, was zu einer Verringerung der lokalen Wärmeabgabekoeffizienten in dieser Richtung führt.

Der Stickstoffgehalt wird im Rohr von oben nach unten zu größer, was ebenfalls eine entsprechende Verkleinerung des lokalen Wärmeabgabekoeffizienten bedingt.

Mit dem Vorhandensein von Stickstoff verändert sich der physikalische Vorgang im Kondensator, weil sich gleichzeitig mit dem Wärmeaustausch ein Stoffaustausch vollzieht. Die Intensität des Stoffaustausches aber hängt von dem Diffusionsprozess des Dampfes im Dampf-Gas-Gemisch ab, auf den die Geschwindigkeit des Gemisches wesentlichen Einfluß hat. Deshalb tritt der Einfluß des Stickstoffes besonders deutlich dann hervor, wenn die Dampfgeschwindigkeit nicht groß ist, d. h. wenn die Wärmebelastungen klein sind. Demzufolge hat der allgemeine scheinbare mittlere Wärmeabgabekoeffizient um so kleinere Werte, je niedriger die mittlere spezifische Wärmebelastung ist.

Bei hohen Wärmebelastungen, wenn die Dampfgeschwindigkeit groß ist, macht sich auch in den unteren Bereichen der Einfluß des Stickstoffes nicht so stark bemerkbar; deshalb verändern sich die lokalen Werte von a_{scheinb} mit der Höhe des Rohrs nur wenig, was sich auf die Größe des allgemeinen mittleren "scheinbaren" Wärmeabgabekoeffizienten auswirkt.

Wie aus Abbildung 3 hervorgeht, auf der die experimentellen Werte graphisch dargestellt sind, führt ein Stickstoffgehalt von 0,5 % zur Verkleinerung des allgemeinen "scheinbaren" Wärmeabgabekoeffizienten um 37 %. Das Vorhandensein von 5 % Stickstoff im Gemisch verringert a_{scheinb} bei Veränderung von q_p von 3600 auf 12600 kcal/(m² X h) um 65 - 40 %. Mit weiterer Erhöhung des Stickstoffgehalts verringert sich a in geringerem Maße.

Die Abhängigkeit des allgemeinen mittleren "scheinbaren" Wärmeabgabekoeffizienten von der Geschwindigkeit der Bewegung des Gemisches kann man aus den graphischen Darstellungen von Abbildung 4 ersehen.

Wie aus Abbildung 4 hervorgeht, wächst der "scheinbare" Wärmeabgabekoeffizient mit Erhöhung der Einströmungsgeschwindigkeit des Gemisches langsamer als der Stoffabgabekoeffizient.

Die Abhängigkeit des Stoffabgabekoeffizienten von der Stickstoffkonzentration am Eingang in den Kondensator ist auf Abbildung 5 dargestellt. Mit wachsendem Stickstoffgehalt von

0,5 auf 10 % sinkt der Stoffabgabekoeffizient von 180 auf 28 kg/ (m² X at X h), d. h. um mehr als das 6-fache.

Auf Abbildung 6 ist die graphische Abhängigkeit, die in Kriterienform die Intensität des Stoffaustausches unter Berücksichtigung aller Faktoren charakterisiert, dargestellt. Hier ist die Kurve dargestellt, die sich aus den Werten des VTI für den Fall der Kondensation von Wasserdampf aus Dampf-Luft-Gemisch an horizontalen Rohren bei Queranströmung ergab [6].

Die Kurve für Kohlendioxydgas hat eine flachere Neigung und liegt höher als die Kurve für Dampf-Luft-Gemisch nach den Werten des VTI.

Die Abhängigkeit, die auf Abbildung 6 für das Gemisch CO₂ und N₂ dargestellt ist, wird mit hinreichender Genauigkeit durch die Gleichung

$$\text{Nu}_D = \quad \quad \quad (19)$$

beschrieben.

Die gewonnenen Werte können als Ausgangswerte bei der Berechnung von partialen Kondensatoren von Kohlendioxydgas benutzt werden.

ERLÄUTERUNG DER ABBILDUNGEN

Abbildung 1: Die Abhängigkeit $\bar{a}_{\text{Scheib.}} = f(q_p)$

I - erste Versuchsreihe

II - zweite Versuchsreihe

Abbildung 2: Annähernde Veränderung von $q_{p, \theta}$ und $\bar{a}_{\text{Scheib.}}$
über die Höhe des Rohrs (Versuch Nr 81,

$\epsilon_{N_2, \theta} = 4,7 \%$).

Abbildung 3: Die Abhängigkeit

(20)

Abbildung 4: Die Abhängigkeit

(21)

Abbildung 5: Die Abhängigkeit

(22)

Abbildung 6: Die Abhängigkeit

(23)

1 - nach den Werten des VNICHI für CO_2 ;

2 - nach den Werten des VTI für Dampf-
Luft-Gemisch und horizontales Rohr
bei Queranströmung.

LITERATUR

1. Berman, L.D., S.N. Fuks: Rasčēt poverchnostnych teploobmennykh apparatov dlja kondensacii para iz parovozdušnoj smesi. Teploenergetika (1959), Nr 7.
2. Pimenova, T.F.: Issledovanie processa kondensacii uglekislogo gaza na odinočnoj vertikal'noj trube. Cholodil'naja tehnika (1964), Nr 4.
3. Ramm, V.M.: Absorbcionnye processy v chimiceskoj promyšlennosti. Goschimizdat, 1951.
4. Golubev, I.F.: Vjazkost' gazov i gazovykh smesej. Fizmatgiz, 1959.
5. Gers, S.Ja.: Glubokoe ochlaždenie. Priloženie k t. 1. Gosenergoizdat, 1960.
6. Berman, L.D., S.N. Fuks: Massoobmen v kondensatorach s gorizontaľnymi trubami pri poperečnom ich obtekanii. Teploenergetika (1958), Nr 8.

9. II. 67

Hesse

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА КОНДЕНСАЦИИ УГЛЕКИСЛОГО ГАЗА ИЗ СМЕСИ С АЗОТОМ НА ВЕРТИКАЛЬНОЙ ОДИНОЧНОЙ ТРУБЕ

Т. Ф. ПИМЕНОВА — Всесоюзный научно-исследовательский институт холодильной промышленности

7С2
4282

При промышленном производстве жидкой и твердой двуокиси углерода (CO_2) все в большей степени используют дешевое сырье — бросовые газы с высоким содержанием CO_2 . Так, на 1 января 1965 г. мощности цехов сухого льда, работающих на базе отходов химических и нефтеперерабатывающих производств, составили 18%, а к 1 января 1966 г. они увеличатся до 40% общей мощности заводов сухого льда.

Бросовые промышленные газы, используемые для получения чистой двуокиси углерода, содержат, как правило, кроме CO_2 , до 15% неконденсирующихся газов.

Процесс конденсации пара из парогазовой смеси протекает при непрерывно меняющихся параметрах по сечению потока и по поверхности конденсации.

По сечению парогазового потока температура пара изменяется от $t_{\text{см}}$ в середине ядра потока до $t_{\text{гр}}$ на поверхности пленки конденсата. Соответственно парциальное давление пара снижается от максимума $p_{\text{п}}$ в середине потока до минимума $p_{\text{гр}}$ на поверхности пленки конденсата. Следовательно, концентрация пара по сечению меняется от $\epsilon_{\text{п}}$ до $\epsilon_{\text{п,гр}}$.

Разность парциальных давлений пара по сечению потока $\Delta p = p_{\text{п}} - p_{\text{гр}}$ является движущей силой процесса массообмена. Благодаря разности парциальных давлений происходит диффузия пара, эффективность которой зависит от характера гидродинамического режима движения парогазовой смеси.

Разность температур $t_{\text{см}} - t_{\text{гр}}$ является движущей силой переноса тепла от ядра потока к пленке конденсата, а разность температур $t_{\text{гр}} - t_{\text{ст}}$ — через пленку конденсата.

Если при конденсации чистого пара разность температур $t_{\text{см}} - t_{\text{гр}}$ представляет собой ничтожно малую величину, в связи с чем термическим сопротивлением пара можно пренебречь, то при конденсации парогазовой смеси эта величина оказывается существенной.

Величины $t_{\text{см}}$, $t_{\text{гр}}$, $t_{\text{ст}}$ изменяются и по поверхности конденсации, так как по мере продвижения смеси вдоль поверхности пар конденсируется и соответственно меняются концентрации пара и газа, а также их парциальные давления.

Вследствие большого количества влияющих

факторов аналитический расчет процесса тепло- и массообмена при конденсации пара из парогазовой смеси весьма затруднителен. Его можно выполнить на основе экспериментальных исследований конкретных смесей и конструкций конденсаторов.

Например, Всесоюзным теплотехническим институтом (ВТИ) разработана методика расчета аппаратов для конденсации водяного пара из паровоздушной смеси на пучке горизонтальных труб при их поперечном обтекании нисходящим потоком смеси [1].

Методика основана на результатах многолетних экспериментально-аналитических исследований, выполненных в ВТИ доктором техн. наук Л. Д. Берманом и его сотрудниками. Эксперименты с паровоздушной смесью велись параллельно опытам с чистым паром. Это позволило в опытах с паровоздушной смесью точно рассчитывать температуру $t_{\text{гр}}$.

Для чистого пара была найдена зависимость процесса конденсации от скорости смеси и небольших примесей воздуха; для паровоздушной смеси — зависимость коэффициента массоотдачи от скорости смеси, концентрации и интенсивности поперечного потока пара. Расчет рекомендуется производить последовательно для отдельных основных параметров процесса и опытные коэффициенты могут приниматься постоянными.

Для расчета процесса тепло- и массообмена при конденсации CO_2 из парогазовой смеси также необходим конкретный экспериментальный материал. С этой целью в лаборатории сухого льда ВНИХИ была проведена данная работа.

В первой серии опытов был экспериментально исследован процесс конденсации условно чистой CO_2 . Эта часть работы опубликована ранее [2].

Ниже излагаются результаты исследований процесса конденсации двуокиси углерода из смеси ее с азотом.

Исследования проводили на той же установке, на которой были выполнены опыты с условно чистой CO_2 .

Всего было проведено 58 опытов. Ниже приведены условия опытов:

Начальное объемное содержание азота, %	0,4—10,4
Скорость входа смеси:	
w , м/сек	0,09—0,27
$w \gamma$, кг/(м ² · сек)	8—43
$Re_{вх}$	7600—36700
Скорость выхода смеси:	
w , м/сек	0,05—0,19
$w \gamma$, кг/(м ² · сек)	1,8—29
$Re_{вых}$	1800—29000
Удельная тепловая нагрузка, ккал/(м ² · ч)	1500—11500
Температурный напор, °С	4,8—13,8
Общее давление, кг/см ²	51,87

Объектом испытания был выбран первый вариант конденсатора, состоящий из двух вертикальных стальных коаксиально расположенных труб $D_{вн} = 24,9/19$ мм, $D_{нар} = 42/32$ мм.

По внутренней трубе протекала охлаждающая среда (жидкий дихлорметан), в кольцевом зазоре — парогазовая смесь. Движение потоков принято параллельным один другому и направленным сверху вниз. Высота рабочего участка внутренней трубы была 1000 мм. Схема установки и чертеж конденсатора были описаны ранее [2]. Методика проведения опытов осталась почти неизменной.

Температуру парогазовой смеси в конденсаторе измеряли десятью термометрами, три из которых были расположены на подводящих и отводящих трубопроводах, непосредственно у конденсатора, а семь — на конденсаторе. Термометры вводили через термометроны, в которых в качестве сальников был использован фторопласт-4.

Положение горячего спая термометры в рабочей среде фиксировалось на середине кольцевого зазора конденсатора ветеринарной иглой, укрепленной в термометроне.

Количество сконденсированной CO_2 G_K определяли мерными бачками; общее количество циркулирующей парогазовой смеси G — расчетным путем, по расходу электроэнергии в грелке среднего из трех калориметров и нагреву смеси в этом калориметре.

Расход электроэнергии измерялся ваттметром ЭДВ, показания которого контролировались вольтметром ЭЛВ и амперметром ЭЛА (класс точности 0,2). Грелки и приборы включали через стабилизаторы напряжения СН и ЛАТР.

Общее давление смеси p измерялось образцовыми манометрами ОМ на 100 кг/см² (класс точности 0,35); содержание CO_2 в смеси ϵ_{CO_2} — двумя химическими газоанализаторами на входе парогазовой смеси в конденсатор и на выходе из него одновременно.

Двуокись углерода загружалась в систему из газификатора сухого льда. Азот добавляли за несколько часов до снятия контрольных точек. Количество азота, необходимое для создания нужной концентрации смеси, определяли расчетным путем. Циркуляция парогазовой смеси осуществлялась мембранным компрессором.

В связи с большой металлоемкостью установки подготовка опыта и доведение режима до стационарного продолжались в течение нескольких часов (иногда 6—8 ч).

По полученным данным определялся общий средний «кажущийся» коэффициент теплоотдачи $\bar{\alpha}_{каж}$

$$\bar{\alpha}_{каж} = \frac{\bar{q}_F}{\theta} \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}),$$

где $\bar{q}_F = \frac{\Sigma Q}{F}$ — общая средняя удельная тепловая нагрузка, ккал/(м² · ч);

$\Sigma Q = Q_1 + Q_2$ — общее количество тепла, переданное через поверхность конденсации, ккал/ч;

$Q_1 = G_K (i''_{CO_2} - i'_{CO_2})$ — количество тепла, воспринятого от CO_2 при ее охлаждении и конденсации, ккал/ч;

$Q_2 = (G - G_K) (i_{см.вх} - i_{см.вых})$ — количество тепла, воспринятого от несконденсировавшейся части CO_2 и азота, ккал/ч;

G — общее количество парогазовой смеси, кг/ч;

$$G = \frac{Q_{кл}}{i_{см2} - i_{см1}} \text{ кг}/\text{ч},$$

при этом $Q_{кл}$ — количество тепла, переданное смеси от электронагревателя калориметра, ккал/ч;

$i_{см1}, i_{см2}$ — энтальпии парогазовой смеси на входе и выходе из калориметра, ккал/кг;

$$i_{см} = x_{CO_2} i''_{CO_2} + x_{N_2} i''_{N_2} \text{ ккал}/\text{кг},$$

$$\text{где } x_{CO_2} = \frac{1}{1 + \frac{\epsilon_{N_2}}{\epsilon_{CO_2}} \cdot \frac{M_{N_2}}{M_{CO_2}}},$$

$x_{N_2} = 1 - x_{CO_2}$ — весовая концентрация компонентов на входе и выходе из калориметра;

i''_{CO_2}, i''_{N_2} — энтальпии компонентов на входе и выходе из калориметра (определяли по общему давлению и температуре смеси на входе и выходе из калориметра), ккал/кг;

$i_{см.вх}, i_{см.вых}$ — энтальпии смеси на входе и выходе из конденсатора (эти величины находили расчетным путем по общему давлению и температуре смеси на входе и выходе из конденсатора и по концентрации компонентов смеси на входе в конденсатор), $ккал/кг$;

$\theta = \bar{t}_{см} - \bar{t}_{ст}$ — средний температурный напор, $^{\circ}C$;

где $\bar{t}_{см}$ — средняя температура смеси в середине потока ($i_{см}$ определяли планиметрированием эпюры, дающей изменение температуры смеси по высоте трубки);

$\bar{t}_{ст}$ — средняя температура наружной поверхности стенки трубки (находили планиметрированием эпюры, построенной по измерениям температуры стенки трубки десятию термопарам с учетом поправки на глубину заложения термопар), $^{\circ}C$.

Кроме того, определяли коэффициент массоотдачи по формуле

$$\bar{\beta} = \frac{G_x}{F \Delta \bar{p}_{CO_2}} \quad кг/(м^2 \cdot атм \cdot ч),$$

где $\Delta \bar{p}_{CO_2} = \bar{p}_{CO_2} - (\bar{p}_{CO_2})_{гр}$, $атм$;

\bar{p}_{CO_2} — давление пара CO_2 в основной массе смеси определяли по формуле

$$\bar{p}_{CO_2} = \left(\frac{p [\epsilon_{CO_2, вх} + \epsilon_{CO_2, вых}]}{2} \right), \quad кг/см^2;$$

$(\bar{p}_{CO_2})_{гр}$ — давление CO_2 на поверхности пленки конденсата (эту величину определяли по графику зависимости $p = f(\bar{t}_{гр})$ для насыщенного пара CO_2 , соответственно $\bar{t}_{гр} =$

$$= \bar{t}_{ст} + \frac{q_F}{\alpha_{(CO_2, w) II}} \quad ^{\circ}C), \quad атм,$$

где $\alpha_{(CO_2, w) II}$ — коэффициент теплоотдачи при конденсации условно чистой CO_2 при данной q_F , найденный во второй серии опытов на этом же экспериментальном конденсаторе [2].

Для сопоставления с выводами других авторов опытные данные были представлены в критериальном виде, для чего были вычислены:

$$Nu_D = \frac{\bar{\beta} H}{D_p};$$

$$Pr = \frac{\mu_{см.вх} \cdot 3600}{D_p \gamma_{см.вх}};$$

$$\bar{\pi}_g = \frac{\Delta \bar{p}_{CO_2}}{p};$$

$$Re = \frac{(w \gamma)_{см.вх}}{g \mu_{см}}.$$

$$\text{Здесь } D_p = \frac{0,00155 T^{3/2}}{p (v_{CO_2}^{1/3} + v_{N_2}^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{M_{CO_2}} + \frac{1}{M_{N_2}}}$$

коэффициент диффузии CO_2 в азоте [3], $м^2/ч$;

v_{CO_2}, v_{N_2} — молекулярные объемы;

M_{CO_2}, M_{N_2} — молекулярные веса компонентов;

$$\mu_{см} = \frac{1}{\frac{\epsilon_{CO_2}}{\mu_{CO_2}} + \frac{\epsilon_{N_2}}{\mu_{N_2}}} \quad \text{— вязкость}$$

смеси, $кг \cdot сек/м^2$;

$\epsilon_{CO_2}, \epsilon_{N_2}$ — объемная концентрация компонентов смеси, доли единицы;

μ_{CO_2}, μ_{N_2} — вязкость CO_2 [4] и N_2 [5] при общем давлении смеси p и температуре на входе и выходе смеси.

Результаты опытов

Во время визуальных наблюдений характер движения пленки конденсата был таким же, что и в первой серии опытов. Поверхность пленки была всегда покрыта рябью.

Жидкая CO_2 стекала не только пленкой, но и струйками, которые вверху трубки были параллельны пленке. На разной высоте трубки струйки имели разную толщину. На верхнем участке они были очень тонкими, на нижнем становились толще, при этом число их увеличивалось и течение становилось хаотичнее.

На некотором расстоянии от верха трубки, меняющемся в зависимости от режима, струйки отскакивали в виде больших капель.

На нижнем отрезке трубы отдельных струек не было видно, жидкая CO_2 стекала в виде сплошной толстой бурлящей пленки.

В зависимости от режима опыта интенсивность образования струек была разной. При малых тепловых нагрузках и незначительных скоростях парогазовой смеси струйки были едва заметны.

По мере увеличения тепловой нагрузки и соответственно скорости газа толщина и хаотичность стекания струек увеличивались. Все вы-

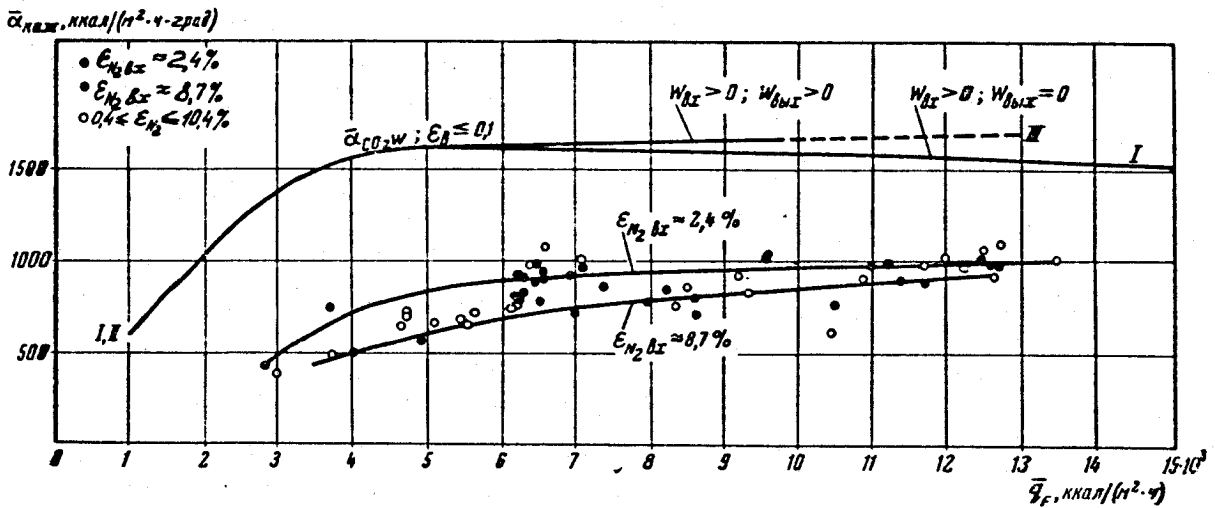


Рис. 1. Зависимость $\bar{\alpha}_{\text{каж}} = f(\bar{q}_F)$:
I — первая серия опытов; II — вторая серия опытов.

ше поднималось начало отрывов струек. Однако во всех опытах под слоем струек просматривалась поверхность пленки, всегда покрытая более или менее интенсивной рябью.

Результаты обработки экспериментальных данных представлены на графиках.

На рис. 1 даны зависимости общего среднего «кажущегося» коэффициента теплоотдачи от общей средней удельной тепловой нагрузки.

На график нанесены точки всех опытов. Кривые проведены по точкам опытов, в которых $\epsilon_{N_2, \text{вх}} \approx 2,4$ и $\epsilon_{N_2, \text{вх}} \approx 8,7\%$. Кроме этого, по данным первой и второй серии опытов построены кривые $\bar{\alpha}_{\text{CO}_2, \text{ч}} = f(\bar{q}_F)$ для условно чистой CO_2 ($\epsilon_{\text{вод}} \leq 0,1\%$).

На рис. 1 видно, что кривые, построенные по данным опытов с парогазовой смесью и условно чистой CO_2 , имеют одинаковый характер — средний общий «кажущийся» коэффициент теплоотдачи снижается с уменьшением удельной тепловой нагрузки. Только кривые для парогазовой смеси легли значительно ниже кривой для условно чистой CO_2 .

Физический смысл этого явления можно было бы легко объяснить, если бы были получены данные об изменении «кажущегося» коэффициента теплоотдачи по высоте трубы. Однако принятая методика измерения температуры теплоносителя на участках трубы с помощью одной термодпары в сечении не дала возможности точно рассчитать локальные нагрузки. Поэтому была получена лишь общая картина из-

менения локального коэффициента теплоотдачи по высоте трубы (рис. 2).

Как видно из рис. 2, удельная тепловая нагрузка и «кажущийся» коэффициент теплоотдачи уменьшаются от начала к концу теплопередающей поверхности. Это объясняется совместным влиянием трех факторов: тепловой нагрузки, скорости пара и присутствия азота.

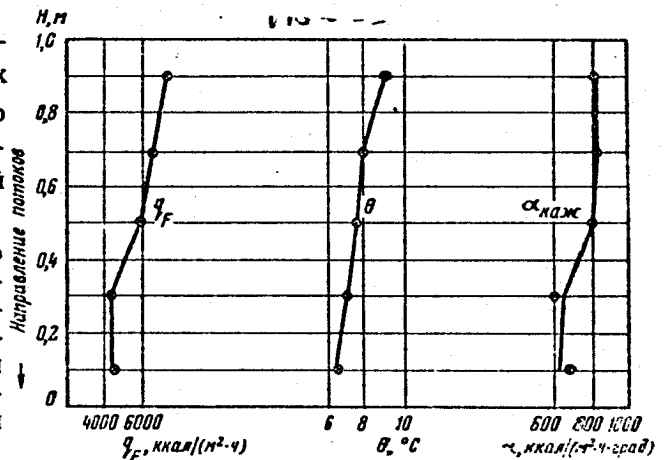


Рис. 2. Примерное изменение \bar{q}_F , θ и $\alpha_{\text{каж}}$ по высоте трубы (опыт № 81, $\epsilon_{N_2, \text{вх}} = 4,7\%$).

В зависимости от величины тепловой нагрузки изменяется толщина пленки конденсата, а следовательно, ее термическое сопротивление и коэффициент теплоотдачи. При больших и при малых тепловых нагрузках толщина пленки увеличивается от верха к низу трубы.

Соответственно этому возрастает ее термическое сопротивление и снижаются локальные коэффициенты теплоотдачи.

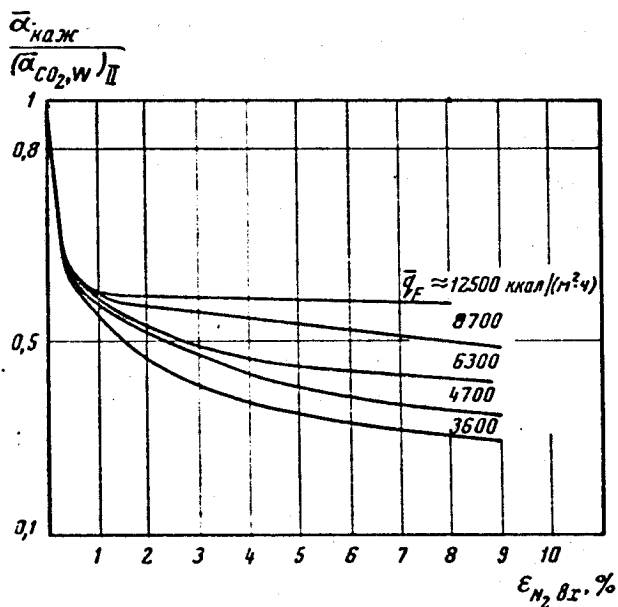


Рис. 3. Зависимость $\frac{\alpha_{каж}}{(\bar{\alpha}_{CO_2, W})_{II}} = f(\epsilon_{N_2, вх})$.

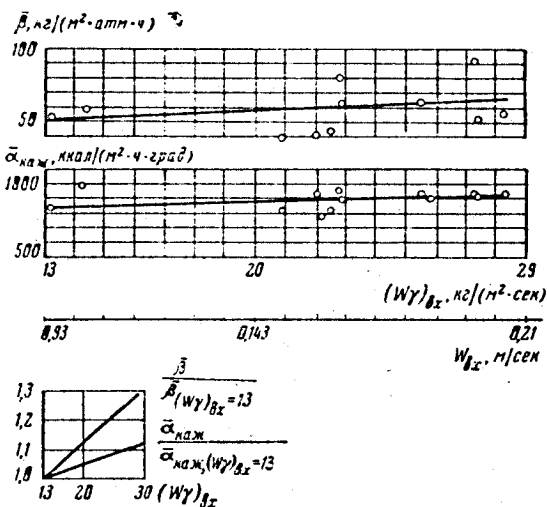


Рис. 4. Зависимость $\bar{\alpha}_{каж}, \beta = f[(w\gamma)_{вх}]$ при $\theta \approx 6^\circ C$ и $\epsilon_{N_2, вх} \approx 2-3\%$.

Увеличение скорости пара турбулизирует поверхность пленки конденсата, уменьшает ее толщину, способствует молярному переносу вещества и соответственно приводит к увели-

чению коэффициента теплоотдачи. Однако ее величина падает по мере продвижения парогазовой смеси сверху вниз, что способствует снижению локальных коэффициентов теплоотдачи в этом направлении.

Содержание азота увеличивается от верха к низу трубки, что также приводит к соответственному уменьшению локального коэффициента теплоотдачи.

В присутствии азота меняется физический процесс в конденсаторе, так как одновременно с теплообменом происходит массообмен. Интенсивность же массообмена зависит от процесса диффузии пара в парогазовой смеси, на который огромное влияние оказывает скорость движения смеси. Поэтому влияние азота сказывается особенно сильно в том случае, когда скорость пара невелика, т. е. при низких тепловых нагрузках. Благодаря этому общий кажущийся средний коэффициент теплоотдачи имеет тем меньшие значения, чем ниже средняя удельная тепловая нагрузка.

$$\bar{\beta}, кг/(м² \cdot атм \cdot ч)$$

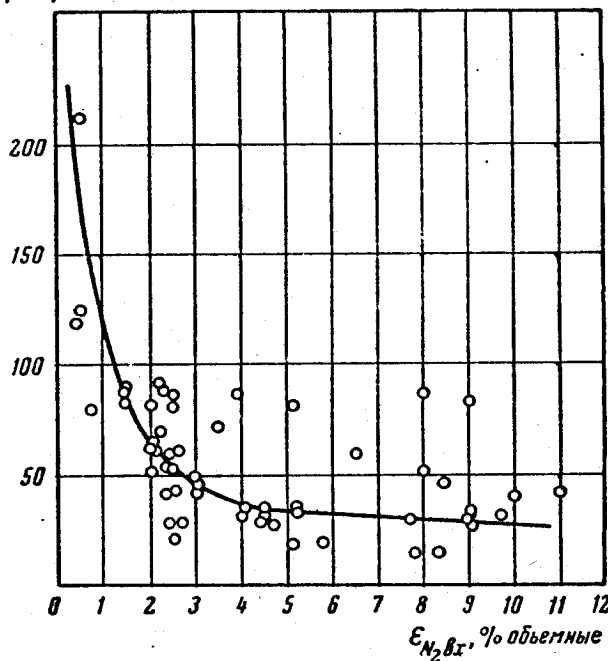


Рис. 5. Зависимость $\bar{\beta} = f(\epsilon_{N_2, вх})$.

При больших тепловых нагрузках, когда скорость пара велика, и на нижних участках влияние азота сказывается не так заметно, благодаря чему локальные $\alpha_{каж}$ мало изменяются по

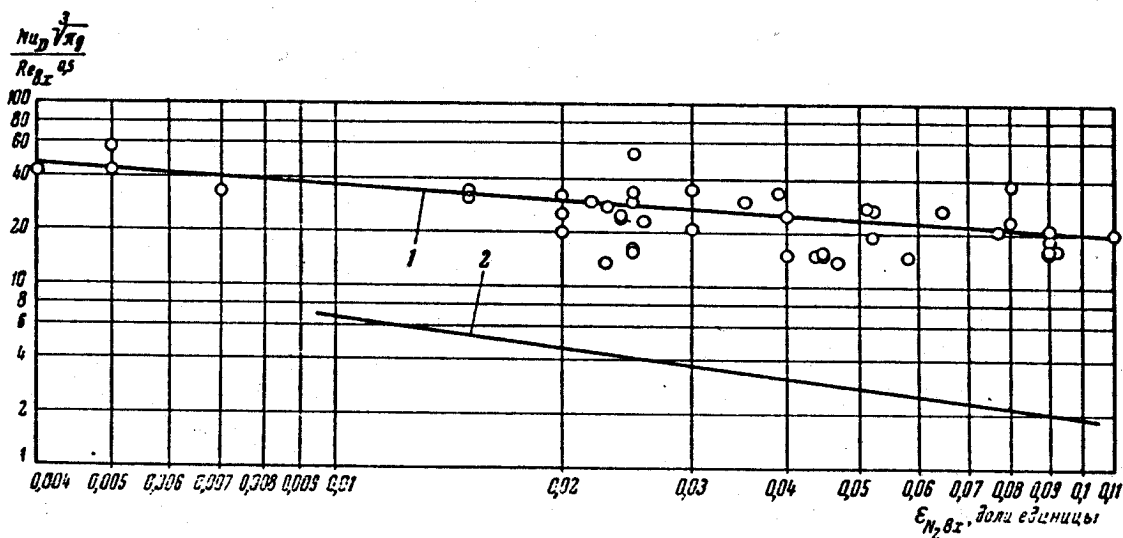


Рис. 6. Зависимость $\frac{Nu_D \sqrt{\pi g}}{Re_{vx}^{0,5}} = f(\epsilon_{N_2, vx})$:

1 — по данным ВНИИ для CO_2 ; 2 — по данным ВТИ для паровоздушной смеси и горизонтальной трубы при поперечном ее обтекании.

высоте трубы, что отражается на величине среднего общего «кажущегося» коэффициента теплоотдачи.

Как видно из рис. 3, графики которого построены по экспериментальным данным, содержание азота в количестве 0,5% приводит к снижению общего «кажущегося» коэффициента теплоотдачи на 37%. Присутствие в смеси 5% азота снижает $\alpha_{наж}$ при изменении \bar{q}_F от 3600 до 12 600 ккал/(м²·ч) на 65—40%. С дальнейшим увеличением содержания азота $\alpha_{наж}$ уменьшается слабее.

Зависимость среднего общего «кажущегося» коэффициента теплоотдачи от скорости движения смеси можно проследить по графикам на рис. 4.

Как видно из рис. 4, с увеличением скорости входа смеси «кажущийся» коэффициент теплоотдачи увеличивается медленнее, чем коэффициент массоотдачи.

Зависимость коэффициента массоотдачи от концентрации азота на входе в конденсатор показана на рис. 5. С увеличением содержания азота с 0,5 до 10% коэффициент массоотдачи снижается от 180 до 28 кг/(м²·ат·ч), т. е. более чем в 6 раз.

На рис. 6 дана графическая зависимость, характеризующая в критериальной форме интенсивность массообмена с учетом всех факторов. Здесь же нанесена кривая, построенная по

данным ВТИ для случая конденсации водяного пара из паровоздушной смеси на горизонтальных трубах при поперечном их обтекании [6].

Кривая для углекислого газа имеет более пологий уклон и расположена выше кривой для паровоздушной смеси по данным ВТИ.

Зависимость, представленная на рис. 6 для смеси $CO_2 + N_2$, с достаточной степенью точности описывается уравнением

$$Nu_D = 10,7 Re_{vx}^{0,5} \pi_g^{-1/3} \epsilon_{N_2, vx}^{-0,265}$$

Полученные данные могут быть использованы в качестве исходных при расчете парциальных конденсаторов углекислого газа.

ЛИТЕРАТУРА

1. Берман Л. Д., Фукс С. Н. Расчет поверхностных теплообменных аппаратов для конденсации пара из паровоздушной смеси. «Теплоэнергетика», 1959, № 7.
2. Пименова Т. Ф. Исследование процесса конденсации углекислого газа на одиночной вертикальной трубе. «Холодильная техника», 1964, № 4.
3. Рамм В. М. Абсорбционные процессы в химической промышленности, Госхимиздат, 1951.
4. Голубев И. Ф. Вязкость газов и газовых смесей, Физматгиз, 1959.
5. Герш С. Я. Глубокое охлаждение. Приложение к т. 1. Госэнергоиздат, 1960.
6. Берман Л. Д., Фукс С. Н. Массообмен в конденсаторах с горизонтальными трубами при поперечном их обтекании. «Теплоэнергетика», 1958, № 8.