

Wissenschaftliche Forschungsarbeit

Synopse
1619

Über den Einfluß der thermischen und hydrodynamischen Bedingungen auf die Ablagerung suspendierter Partikel an beheizten Flächen*

Hans Müller-Steinhagen und Ferdinand Reif**

In den meisten Wärmeaustauschern treten Ablagerungen an den wärmeübertragenden Flächen auf, die mit zunehmender Betriebsdauer eine deutliche Verschlechterung des Wärmeübergangs bewirken. Dies kann dazu führen, daß der Wärmeaustauscher keine ausreichenden Wärmeströme mehr übertragen kann, oder daß vorhandene Energien nicht mehr effizient genutzt werden. Der durch die Ablagerung zusätzlich auftretende Wärmeübergangswiderstand wird im allgemeinen als Fouling-Faktor oder richtiger als Fouling-Widerstand theoretisch vorauszubestimmen. Selbst über die Abhängigkeit des Fouling-Widerstandes von einzelnen Betriebsparametern, wie Schmutzkonzentration, Partikelgröße, Strömungsgeschwindigkeit, Druck, Wärmestromdichte, Oberflächen- und Fluidtemperatur, liegen nur wenige systematische Untersuchungen vor.

Eine der häufigsten Fouling-Ursachen ist die Ablagerung von im Fluid suspendierten Partikeln, wie z. B. Eisenoxid, Schlamm oder Sand. In der vorliegenden Arbeit wurden die Mechanismen dieser Art von Ablagerung anhand der Strömung einer Heptan/Aluminiumoxid-Suspension untersucht und die Ergebnisse mit verschiedenen Modellrechnungen verglichen. Zusätzlich wurden einige Versuche durchgeführt, bei denen die Betriebsparameter während des Versuchs variiert wurden, um die Reaktion des Ablagerungsprozesses auf diese Änderung festzustellen. Die Wärmeübertragung erfolgte bei den meisten Versuchen durch erzwungene Konvektion, in einigen Versuchen durch unterkühltes Sieden. Die Versuchsbedingungen sind in Tab. 1 zusammengefaßt.

* Vortrag von F. Reif auf dem Jahrestreffen der Verfahrens-Ingenieure, 17. bis 19. Sept. 1986 Straßburg.
** Dr.-Ing. H. Müller-Steinhagen, Dept. of Chemical and Materials Engineering, University of Auckland, Private Bag, Auckland/Neuseeland, und Dipl.-Ing. F. Reif, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Univ. Karlsruhe, Postfach 69 80, 7500 Karlsruhe 1.

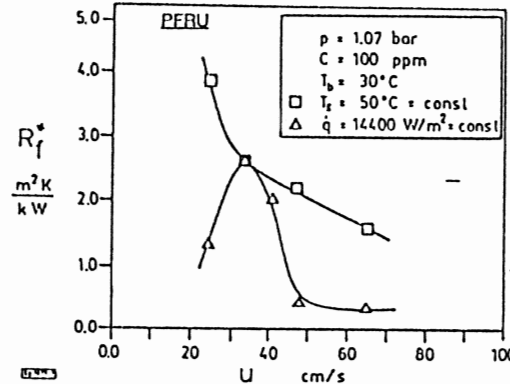


Abb. 1. Asymptotischer Fouling-Widerstand über der Fluidgeschwindigkeit für konstante Wärmestromdichte und für konstante Oberflächentemperatur.

Tabelle 1.
Umfang der Experimente.

	HWP	PFRU
System	Aluminiumoxid-Partikeln (α -Korund) suspendiert in Heptan	
Druck p [bar]	1,0/5,1	
Partikeldurchmesser d_p [μm]	0,45/2,0	
Konz. c [ppm]	3,5 bis 411,0	
Flüssigkeitstemperatur T_b [$^{\circ}\text{C}$]	19,4 bis 61,4	
Oberflächentemperatur T_s [$^{\circ}\text{C}$]	28,1 bis 119,3	28,1 bis 124,9
Wärmestromdichte \dot{q} [W/m^2]	0 bis 393000	0 bis 374000
Strömung	laminare Umströmung ohne Ablösung	ausgebildete turbulente Strömung
$Re_{d,s,q}$	4,19 bis 16,40	6227 bis 17604
Strömungsgeschwindigkeit u [cm/s]	0,43 bis 2,32	23,2 bis 65,6

Die Messungen wurden mit zwei parallel betriebenen Heizelementen durchgeführt: einer querangeströmten Drahtwendel (HWP) und einem zylindrischen Stab (PFRU), der konzentrisch in einem Rohr angebracht war. Beide Heizflächengeometrien werden in der Praxis bei Fouling-Kontrolleinrichtungen verwendet. Insgesamt wurden 86 Versuche mit jeder der beiden Meßeinheiten durchgeführt.

Bei konstant gehaltenen Betriebsparametern konnte der Verlauf des Fouling-Widerstandes aus dem zeitlichen Anstieg der Wandtemperatur bestimmt werden. Die einzelnen Versuche wurden beendet, nachdem der Fouling-Widerstand einen asymptotischen Endwert erreicht hatte. In Abhängigkeit von den Versuchsbedingungen dauerte dies zwischen wenigen Minuten und bis zu 4 d.

Generell wiesen die mit den beiden Meßeinheiten gemessenen Fouling-Widerstände trotz der unterschiedlichen Abmessungen und Strömungsgeschwindigkeiten übereinstimmende Abhängigkeiten von den Betriebsparametern auf. Der asymptotische Endwert des Fouling-Widerstandes R_f^* nimmt linear mit der Partikelkonzentration zu. Wird für die PFRU R_f^* über der Strömungsgeschwindigkeit u aufgetragen, so ergibt sich bei Beheizung mit konstanter Wärmestromdichte ein Maximum bei einer Strömungsgeschwindigkeit von 0,33 m/s. Wird dagegen die Wandtemperatur während der Variation der Strömungsgeschwindigkeit konstant gehalten, dann beobachtet man eine kontinuierliche Abnahme des Fouling-Widerstandes mit zunehmender Strömungsgeschwindigkeit. Beide Verläufe sind in Abb. 1 dargestellt.

Abb. 2 zeigt den Einfluß der Wärmestromdichte \dot{q} auf den asymptotischen Fouling-Widerstand. Mit zunehmender Wärmestromdichte nimmt der Fouling-Widerstand zuerst zu, erreicht bei einer Wärmestromdichte von ca. 15 000 W/m^2 bzw. 20 000 W/m^2 einen Maximalwert und nimmt dann wieder ab. Im Bereich des ausgebildeten Blasensiedens wurden keine Ablagerungen mehr beobachtet. Messungen unter erhöhtem Druck zeigten, daß der Abfall bei höheren Wärme-

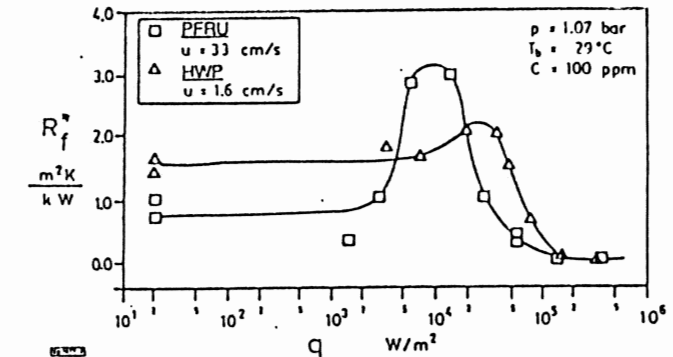


Abb. 2. Asymptotischer Fouling-Widerstand über der Wärmestromdichte für beide Versuchsstrecken.

stromdichten nicht durch vorzeitig eintretende Blasenbildung verursacht wurde. Weiterhin konnte durch Versuche mit unterschiedlichen Flüssigkeitstemperaturen der Einfluß der Wandtemperatur auf die Lage des Maximums ausgeschlossen werden.

Eine Verringerung des Partikeldurchmessers von 2 µm auf 0,45 µm bewirkt eine beträchtliche Zunahme der Ablagerungsbildung um bis zu einem Faktor 20, siehe Abb. 3.

Die zum Vergleich herangezogenen Fouling-Modelle aus der Literatur stimmen mit den oben beschriebenen Beobachtungen, besonders bezüglich der Einflüsse von Strömungsgeschwindigkeit und Heizflächenbelastung, nicht überein. Dieser Widerspruch kann jedoch durch Einführung der Thermophorese als zusätzlicher Stofftransportmechanismus behoben werden. Durch den Temperaturgradienten in unmittelbarer Nähe der Heizfläche wird auf die Partikel ein Nettoimpuls in Richtung des Wärmestroms übertragen, der somit den Teilchen eine Geschwindigkeit v_T von der beheizten Fläche weg aufprägt. Diese Geschwindigkeit ist proportional zur Wärmestromdichte und umgekehrt proportional zur Heizflächentemperatur. Unter Berücksichtigung der Thermophorese als zusätzlicher Stofftransportmechanismus kann dann das von *Watkinson* und *Epstein* [1] vorgeschlagene Modell in folgender Form geschrieben werden:

$$R_f^* = K \frac{e^{-E/R_0 T_s} (\beta - v_T/2)}{\tau_s^2} c_b \quad (1)$$

wobei β den Stoffübergangskoeffizienten, τ_s die Wandschubspannung, K die Konstante für die Ablagerungsrate, E die Energie, R_0 die allgemeine Gaskonstante, T_s die Oberflächentemperatur und c_b die Bulk-Konzentration bedeuten. Die Thermophorese-Geschwindigkeit v_T kann mit der in [2] angegebenen Gleichung berechnet werden. Mit Gl. (1) werden die experimentell bestimmten Abhängigkeiten des Fouling-Widerstandes von den Betriebsparametern zufriedenstellend wiedergegeben.

Das vollständige Manuskript dieser Arbeit umfaßt 30 Seiten mit 16 Abbildungen, 1 Tabelle und 17 Literaturzitate. Es ist als Fotokopie oder Mikrofiche MS 1619/87 erhältlich. Bestellkarten finden Sie am Schluß dieses Heftes.

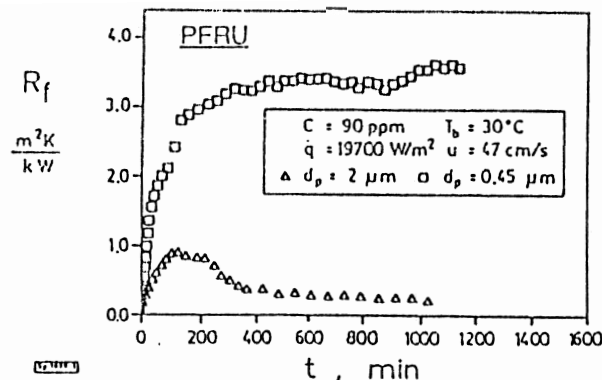


Abb. 3. Fouling-Widerstand über der Zeit für verschiedene Partikelgrößen.

Bei den Versuchen mit veränderlichen Betriebsbedingungen wurde festgestellt, daß bereits eine kurzzeitige Erhöhung der Partikelkonzentration oder ein kurzer Abfall der Strömungsgeschwindigkeit zu einem erhöhten Fouling-Widerstand führen kann, der nach Rückkehr zu dem ursprünglichen Zustand nicht wieder vermindert wird. Die häufig zur Reinigung von Wärmeübertragern empfohlene Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit führt nur bei lockeren Ablagerungen zum Erfolg, während bei festeren Ablagerungen dadurch sogar eine Zunahme des Wärmeübertragungswiderstandes bewirkt werden kann.

Eingegangen am 26. November 1986

- [1] *Watkinson, A. P.; Epstein, N.*: 4th Int. Heat Transfer Conference, Versailles 1970.
 [2] *Whitmore, P. J.; Meisen, A.*: Can. J. Chem. Eng. (1977) Nr. 55, S. 279 ff.

Schlüsselworte: Partikel-Fouling, Strömung im Ringspalt, Überströmung einer Drahtwendel, Thermophorese, Watkinson-Epstein-Modell.

Über den Einfluß der thermischen und hydrodynamischen Bedingungen auf die Ablagerung suspendierter Partikel an beheizten Flächen *

Hans Müller-Steinhagen und Ferdinand Reif **

Zusammenfassung

Partikelkonzentration, Partikelgröße, Strömungsgeschwindigkeit, Wärmeströmdichte, Flüssigkeits- und Oberflächentemperatur beeinflussen die Ablagerung suspendierter Partikel an beheizten Flächen.

In beiden Teststrecken konnten Fouling-Faktoren derselben Größenordnung gemessen und dieselben Tendenzen beobachtet werden. Weitere Untersuchungen müssen zeigen, ob das in einem realen Wärmetauscher zu erwartende Fouling mit Hilfe einer einfachen Versuchsanordnung zumindest größenordnungsmäßig abgeschätzt werden kann, wenn dafür gesorgt wird, daß oben genannte Einflußgrößen in der Teststrecke ähnlich sind. Dabei scheint vor allem der Stoffübergangskoeffizient, die Wärmeströmdichte und die Oberflächentemperatur von Bedeutung zu sein.

Allgemein kann gesagt werden, daß selbst kurzfristige Änderungen in der Prozeßführung zu verstärkten Ablagerungen führen können, die auch nach Rückkehr in den ursprünglichen Zustand bestehen blieben. In diesem Zusammenhang kann nicht zu der oftmals empfohlenen Reinigung durch kurzzeitiges Erhöhen der Strömungsgeschwindigkeit geraten werden, da diese Vorgehensweise eventuell zu deutlich verstärktem Fouling führt.

Das von Watkinson und Epstein vorgeschlagene Fouling-Modell gibt die gemessenen Abhängigkeiten des Fouling-Widerstandes von den Einflußgrößen richtig wieder, wenn als zusätzlicher Stofftransportmechanismus die Thermophoresis berücksichtigt wird.

* Vortrag auf dem Jahrestreffen der Verfahreningenieure, 17. bis 19. September in Straßburg.

** Dr.-Ing. H. Müller-Steinhagen, Dept. of Chemical and Materials Engineering, University of Auckland, Private Bag, Auckland, Neuseeland.
Dipl.-Ing. F. Reif, Institut für Mech. Verfahrenstechnik und Mechanik, Univ. Karlsruhe, Postfach 6980, 7500 Karlsruhe 1.

I. Einführung

Mit guter Genauigkeit ist es beim heutigen Stand des Wissens möglich, Wärmeaustauscher auszulegen, zumindest solange mit sauberen Wärmeaustauschflächen gearbeitet wird, d.h. solange kein Fouling zu berücksichtigen ist. Jedoch tritt in vielen Anwendungsfällen Fouling auf, wodurch das gesamte Design des Wärmeaustauschers in Frage gestellt wird.

Was ist Fouling?

Jede unerwünschte Ablagerung an Grenzflächen kann als Fouling bezeichnet werden, so auch Arteriosklerose im Blutkreislauf /1/. Im folgenden wird allerdings der Begriff auf Ablagerungen an Wärmeaustauschflächen beschränkt. Diese Ablagerungen bilden einen zusätzlichen Wärmedurchgangswiderstand, Fouling-Widerstand oder Fouling-Faktor genannt, und erhöhen folglich den Wärmeübergangswiderstand zwischen Heizfläche und Fluid.

Welche fatalen Folgen eine Vernachlässigung des Fouling-Faktors beim Design nach sich ziehen kann, wird anhand des folgenden Beispiels ersichtlich: In der vorliegenden Arbeit fiel im extremsten Fall der Wärmeübergangskoeffizient Wand-Fluid von 680 auf 135 W/m²K, d.h., die ohne Fouling-Faktor berechnete Wärmeaustauschfläche könnte nur noch 1/5 der ursprünglich berechneten Heizleistung übertragen.

Es ist nicht ausreichend, nur den Fouling-Faktor zu kennen, es sollte auch bekannt sein, wie sich solche Ablagerungen vermeiden oder zumindest unterdrücken lassen, da Fouling beträchtliche Unkosten - schätzungsweise 4,2 Milliarden DM in den USA und 1,5 Milliarden in Großbritannien /2/ - verursacht:

1. Höhere Kapitalkosten, da mehr Wärmeaustauschfläche benötigt wird.
2. Höhere Betriebskosten, weil Energien nicht effizient genug genutzt werden.
3. Produktionsausfall, falls Reinigungszyklen notwendig sind.
4. Kosten für Reinigungschemikalien oder -geräte.
5. Eventuell Anschaffung von zusätzlichen Wärmetauschern, falls der Produktionsprozeß nicht ohne weiteres abgeschaltet werden kann.

Das Deposit selbst verursacht außerdem höhere Pumpkosten infolge der Blockierung des Strömungskanals und des erhöhten Reibungswiderstandes.

Trotz allem befindet sich die Forschung auf diesem Gebiet noch in ihrem Anfangsstadium. Es ist bisher nicht möglich, den Fouling-Faktor theoretisch vorherzubestimmen, sogar die qualitative Abhängigkeit von Prozeßgrößen, wie Strömungsgeschwindigkeit, Oberflächentemperatur, Fluidtemperatur etc. ist nicht eindeutig erfaßt. Der Ingenieur kann zur Zeit nur einige wenige Tabellenwerte verwenden /3/, die bestenfalls als Anhaltspunkte dienen können, da sie weder die Zusammensetzung des Prozeßstromes noch die Prozeßführung genau spezifizieren und keine Aussage über den zeitlichen Verlauf des Fouling-Vorganges treffen. Zudem kann eine einfache Überdimensionierung der Heizfläche Bedingungen schaffen, die Ablagerungen begünstigen /4/.

Um den Stand der bisherigen Forschung darzulegen, soll aus einer Übersichtsveröffentlichung folgende Stelle mit der Überschrift "Effect of Temperature" /5/ zitiert werden:

The literature shows that increased temperature may increase, decrease or may have no effect on the amount of material depositing at a surface.

Entsprechend den Ursachen unterteilt man Fouling in fünf Kategorien:

1. Kristallisations-Fouling:

a) Ausfällen und Ablagerung von Salzen durch Überschreiten der Löslichkeitsgrenze an kalten bzw. von invers löslichen Salzen an heißen Flächen.

b) Erstarrungs-Fouling durch Unterschreiten der Schmelztemperatur.

2. Reaktions-Fouling: Bildung eines Deposits durch chemische Reaktionen an der Wärmeaustauschfläche.

3. Korrosions-Fouling: Ausbildung einer Oxidschicht.

4. Biologisches Fouling: Anreicherung und Wachstum von Makroorganismen (z.B. Algen) oder von Mikroorganismen an Oberflächen.

5. a) Partikel-Fouling: Ablagerung von fein suspendierten Teilchen.

b) Sedimentations-Fouling: Ablagerung relativ großer Partikel.

Sehr oft lassen sich diese verschiedenen Arten von Fouling nicht eindeutig voneinander trennen; in der Praxis treten meistens Überlagerungen auf.

Die vorliegende Arbeit beschäftigt sich ausschließlich mit Typ 5 a), dem Partikel-Fouling. Es wird versucht, experimentell den Einfluß der Strömungsgeschwindigkeit, der Flüssigkeitstemperatur, der Oberflächentemperatur, der Wärmestromdichte, der Teilchengröße und des Drucks in zwei Strömungsgeometrien, der Strömung im Ringspalt (PFRU) und der Umströmung eines gewickelten Drahtes (HWP), zu untersuchen.

Eine Übersicht über den Bereich der Versuchsbedingungen gibt Tab.1 wieder.

	HWP	PFRU
System	Aluminiumoxidpartikel (α -Korundum) suspendiert in Heptan	
Druck p / bar	1.0 /	5.1
Partikeldurchmesser d_p / μm	0.45 /	2.0
Konz. c / ppm	3.5 -	411.0
Flüssigkeitstemperatur T_b / $^{\circ}\text{C}$	19.4 -	61.4
Oberflächentemperatur T_s / $^{\circ}\text{C}$	28.1 - 119.3	28.1 - 124.9
Wärmestromdichte \dot{q} / (W/m^2)	0 - 393000	0 - 374000
Strömung	laminare Umströmung ohne Ablösung	ausgebildete turbulente Strömung
Re $d_{\dot{a}q}$	4.19 - 16.40	6227 - 17604
Strömungsgeschwindigkeit u / (cm/s)	0.43 - 2.32	23.2 - 65.6

Tab.1: Bereich der Versuchsbedingungen

Insgesamt wurden 86 Versuche sowohl mit sauberen als auch mit bereits verschmutzten Wärmeübertragungseinheiten durchgeführt. In jedem Versuch wurden die beiden Maßeinheiten, Ringspalt und

Draht, parallel betrieben, so daß schließlich 172 Experimente zur Auswertung verwendet werden konnten.

Um wegen der Vielzahl der Parameter zusätzliche Einflußgrößen wie Reaktionsfouling oder Oberflächenkorrosion auszuschalten, wurde ein relativ einfaches System gewählt:

Aluminiumoxid-Partikel suspendiert in n-Heptan.

II. Versuchsbeschreibung

a) Partikel

Aus Gründen der einfachen Beziehbarkeit im Handel, der engen Kornverteilung, der Temperaturbeständigkeit (auch in Bezug auf Phasenumwandlungen) und der chemischen Inertheit wurden α -Korundum-Partikel verwendet. Weiterhin besitzen diese Partikel eine geringe Wärmeleitfähigkeit, so daß auch schon geringe Ablagerungen meßbare Änderungen im Wärmeübergangskoeffizienten ergeben.

In Abb.1a bzw. 1b sind exemplarische Anzahlverteilungen beider Aluminiumoxid-Partikel-Kollektive dargestellt. Da in den durch ein Foto-Auswertegerät ermittelten Verteilungen geringe Schwankungen auftraten, wurde ein Mittelwert bestimmt, so daß sich ein mittlerer Durchmesser von 0,45 bzw. 2,0 μm ergab.

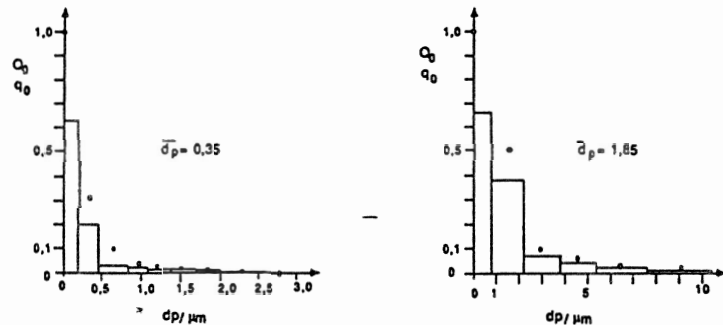


Abb. 1: Anzahlsummen- und Anzahldichteverteilung beider verwendeten Partikelkollektive

a) der kleineren Partikel b) der größeren Partikel

Die Partikeln selbst setzten sich aus noch kleineren Teilchen mit einer Größe von ca. 0,05 μm zusammen.

Es konnte gezeigt werden, daß die Partikelgröße in der Suspension und in dem Deposit kaum voneinander abwichen, d.h. es lagerte sich keine bestimmte Größe bevorzugt ab.

b) Versuchsanlage

In Abb.2 ist das Flußdiagramm der Versuchsanlage zu sehen. Die Suspension wird aus einem mit einem Rührer versehenen Vorratsbehälter über eine Pumpe durch die zwei Versuchsstrecken gepumpt. Beide Stoffströme vereinigen sich daraufhin und fließen in den Vorratsbehälter zurück.

Gemessen werden die Flüssigkeitstemperaturen am Ein- und Austritt beider Teststrecken, die Differenzdrücke an zwei Blenden zur Bestimmung der Volumenströme sowie der Absolutdruck im Vorratsbehälter und in den beiden Teststrecken.

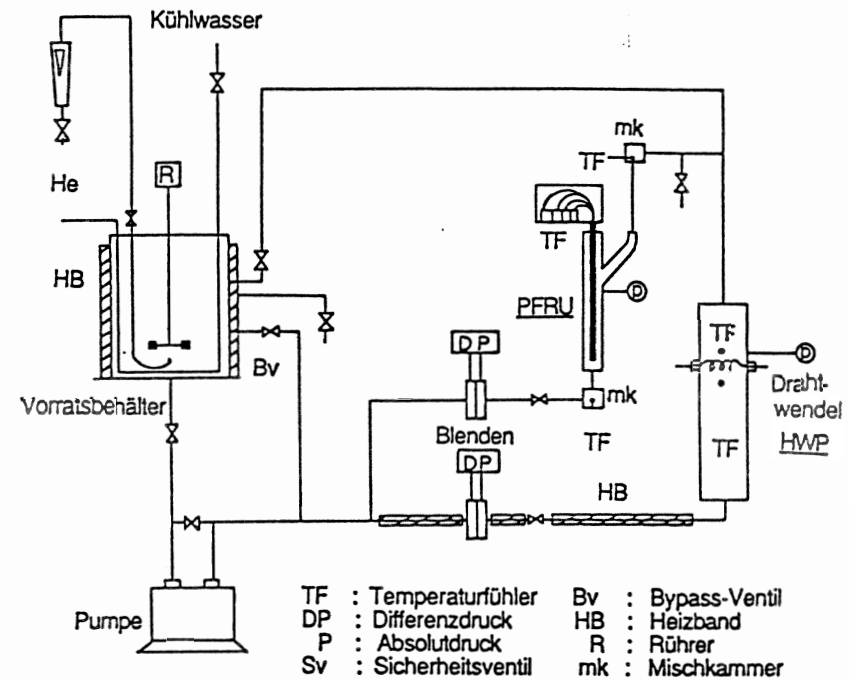
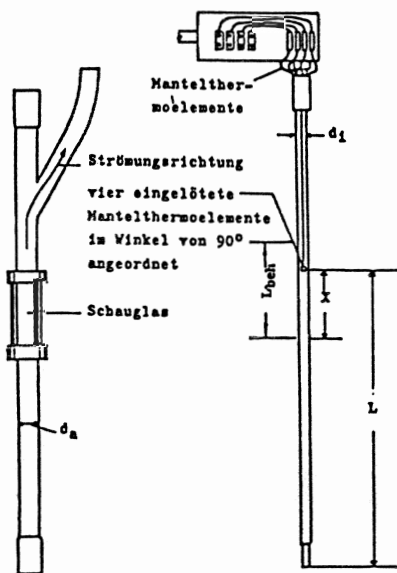


Abb.2 : Flußdiagramm der Versuchsanlage

Die Flüssigkeitstemperatur kann je nach Bedarf über eine Kühlwasserleitung bzw. über elektrische Heizbänder reguliert werden, die um den Vorratsbehälter und um die Leitungen gewickelt sind. Eine Druckerhöhung erfolgte durch einen Anschluß des Vorratsbehälter an eine He-Gasflasche. Die Verwendung von Helium erschien angebracht, um vorzeitige Blasenbildung zu unterdrücken.

Suspensionproben, z.B. zur Konzentrationsbestimmung, können nach einer Teststrecke und am Vorratsbehälter abgezogen werden.

c) Meßstrecken



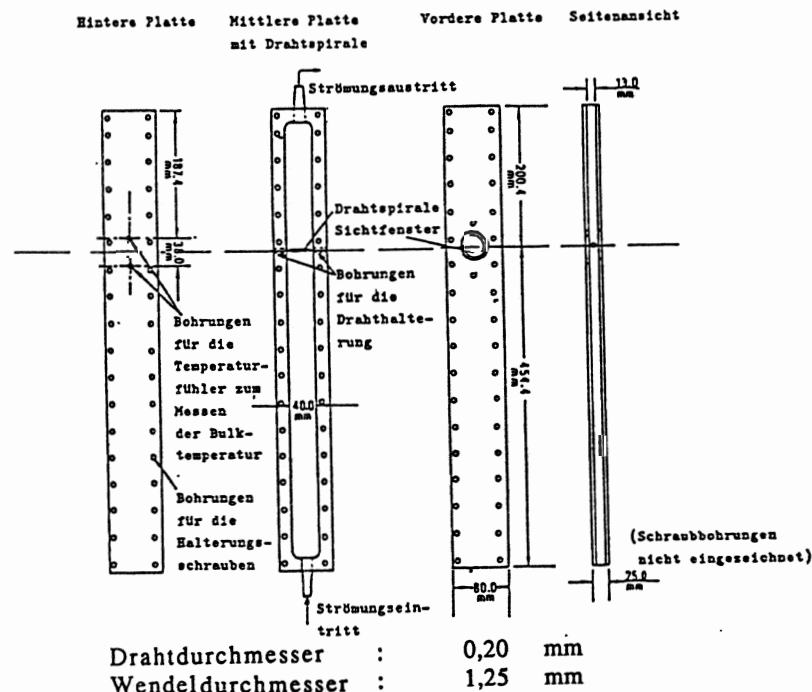
Wesentliche Konstruktionsdaten:

d_i	: Durchmesser des Heizstabes	=	10,83	mm
d_a	: Innendurchmesser des Mantels	=	25,40	mm
L	: Einlauflänge zur Temperaturfühler-Position	=	294,00	mm
L_{beh}	: beheizte Länge	=	102,00	mm
x	: beheizte Länge bis zur Temperaturfühler-Position	=	78,00	mm

Material : Rostfreier Stahl SS 318

Abb.3: Aufbau der PFRU mit den wesentlichen Konstruktionsdaten

Wie bereits erwähnt wurden zwei Meßstrecken parallel betrieben. Die erste Versuchsstrecke bestand aus einem zylindrischen, elektrisch beheizten Stab, der konzentrisch in einem vertikal aufwärts durchströmten Rohr angebracht war, so daß sich eine Ringspaltströmung ausbildete. Die Wandtemperatur wurde im beheizten Teil des Stabes mit vier am Umfang verteilten Thermoelementen bestimmt. Die komplette Meßeinheit wurde von der Heat Transfer Research Inc. zur Verfügung gestellt. Der Aufbau dieser Versuchsstrecke, im folgenden PFRU (Portable Fouling Research Unit) genannt, ist mit den wesentlichen Konstruktionsdaten in Abb.3 dargestellt.



Drahtdurchmesser : 0,20 mm
Wendeldurchmesser : 1,25 mm

Abb.4: Konstruktion des Strömungskanals der HWP-Versuchsstrecke

Das Kernstück der zweiten Versuchsstrecke, im folgenden kurz HWP (Hot Wire Probe) genannt, bestand aus einer Edelstahl-Drahtwendel, die durch Anlegen einer Gleichspannung beheizt wurde. Die Leistung und damit auch die Wärmestromdichte ließ sich aus der gemessenen Stromstärke und Spannung berechnen, die Temperatur des Drahtes über die Änderung seines elektrischen Widerstandes. Diese Wendel war in einem rechteckförmigen Strömungskanal senkrecht zur Strömung angebracht, wie in Abb.4 zu sehen ist.

III. Berechnungsgrundlagen

III.1. Definition und Bestimmung des Fouling-Faktors

Der durch die Ablagerung der Partikel verursachte, zusätzliche Wärmedurchgangswiderstand, der Fouling-Widerstand R_f , wird durch

$$dR_f = \frac{ds}{\lambda_{Dep}} = \frac{dm}{\rho_{Dep} \lambda_{Dep}} \quad (1)$$

definiert. Die Änderung des Fouling-Widerstandes dR_f ist also definitionsgemäß das Verhältnis von der Schichtdickenzunahme ds zur Wärmeleitfähigkeit bzw. von der Änderung der pro Flächeneinheit abgelagerten Masse zur Dichte und Wärmeleitfähigkeit. Die Gleichung ist in differentieller Form angegeben, um Änderungen der Leitfähigkeit und der Dichte mit der Schichtdicke bzw. mit der pro Flächeneinheit abgelagerten Masse berücksichtigen zu können. Berechnet wurde der Fouling-Faktor für beide Versuchseinheiten über folgende Gleichung

$$\dot{q} = (R_f(t) + 1/\alpha_0)^{-1} (T_W(t) - T_b) \quad (2)$$

wobei α_0 den Wärmedurchgangskoeffizienten Fluid-Wand darstellt, der zuvor mit Gleichungen der Form

$$\alpha_0 = f(Re, Pr, Gr) \lambda_{f1} / l_{char} \quad (3)$$

bestimmt wurde /6/. Festzuhalten ist, wie durch die Zeitabhängigkeiten in Gl.(2) ausgedrückt, daß während eines Experiments die Wärmestromdichte konstant gehalten wurde; damit stieg

bei Zunahme des Fouling-Widerstandes gleichzeitig die Wandtemperatur an, während die Oberflächentemperatur der Ablagerung konstant gleich der Anfangswandtemperatur blieb, d.h.

$$T_S = T_{W,0} = T_W(t=0) \quad (4)$$

Nicht berücksichtigt wurde allerdings durch Gl.(2) u. (3), daß sich die Wärmestromdichte infolge der sich vergrößernden Oberfläche und der Wärmedurchgangskoeffizient infolge von zusätzlichen Rauigkeiten eventuell geringfügig änderten.

Wie auch in der vorliegenden Untersuchung nähert sich in vielen Fällen der Fouling-Faktor mit der Zeit einem asymptotischen Grenzwert R_f^* .

III.2. Physikalische Grundlagen des Fouling-Vorgangs

Der Fouling-Vorgang läßt sich in folgende vier Grundschritte zerlegen:

1. Transport der Partikeln zur wärmeübertragenden Fläche

Dieser Teilschritt wird durch konvektiven Stofftransport und durch Thermophoresis bestimmt. Der Stoffübergangskoeffizient wurde mit den zum Wärmeübergangskoeffizienten analogen Gleichungen berechnet, d.h.

$$\beta = f(Re, Gr, Sc) \cdot D / l_{char} \quad (5)$$

Der Diffusionskoeffizient läßt sich mit der Beziehung von Einstein-Stokes /7/

$$D = \frac{kT}{3\pi\eta d_p} \quad (6)$$

bestimmen. Aus den letzten beiden Gleichungen folgt, daß bei den gegebenen Bedingungen sowohl bei der Ringspaltströmung als auch bei der Umströmung des Drahtes der Stoffübergangskoeffizient umgekehrt proportional dem mittleren Partikeldurchmesser hoch 2/3 ist.

Ein weiterer Stofftransportmechanismus ist die Thermophoresis /1/ /18/, die auftritt, wenn ein Temperaturgradient im Fluid vorhanden ist. Die Fluidmoleküle besitzen durch den Temperaturgradienten bedingt unterschiedliche Geschwindigkeiten, prägen somit den Feststoff-Partikeln einen Impuls bzw. eine

Geschwindigkeit v_T in Richtung des Wärmeflusses aus. Diese Partikelgeschwindigkeit läßt sich durch /8/

$$v_T = k \frac{\dot{v}q}{T \lambda_{F1}} \quad (7)$$

mit dem Thermophoresiskoeffizienten

$$k = 0.26 \frac{\lambda_{F1}/\lambda_P}{1 + 2\lambda_{F1}/\lambda_P} \quad (8)$$

berechnen. Allerdings wurde letzterer Ausdruck nur für turbulente Strömungen für das System Latex-Partikel suspendiert in Hexan bzw. Wasser experimentell ermittelt.

Es entsteht also durch die Thermophoresis eine treibende Kraft, die bei der vorliegenden Untersuchung der Stoffübertragung durch Konvektion entgegengerichtet ist. Der Netto-Massenfluß in Richtung der Wärmeaustauschfläche ergibt sich dann aus der Differenz beider Mechanismen unter Annahme eines linearen Konzentrationsprofils

$$\dot{m}_{Tr} = (\beta - v_T/2) c_B - (\beta + v_T/2) c_S \quad (9)$$

Es ist zu beachten, daß der Massenfluß zur Heizfläche für zunehmende v_T , d.h. zunehmender Wärmestromdichte, gegen null geht.

2. Haftung an der Oberfläche

Bei den bei der vorliegenden Untersuchung bestehenden Bedingungen kann davon ausgegangen werden, daß sich Haftkräfte, wie z.B. London-van der Waals-Kräfte, und Abstoßungskräfte, z.B. Born'sche Abstoßungskräfte, überlagern. Dadurch entsteht ein Energiepotential das bei einem bestimmten Abstand zwischen zwei Partikeln bzw. zwischen Partikeln und Heizfläche ein Maximum aufweist. Nimmt man an, daß ein Teilchen dieses Maximum überwinden muß, um haften zu können, dann kann die pro Zeit- und Flächeneinheit abgelagerte Masse analog zu chemischen Reaktionen durch folgende Gleichung dargestellt werden:

$$\dot{m}_H = k_{H0} \cdot \exp(-E_0/RT_S) c_S \quad (10)$$

3. Abtragung

Ein prinzipielles Problem tritt hier beim Verständnis auf:

Wie kann ein Teilchen überhaupt haften, wenn Kräfte existieren, die das Teilchen loslösen können, oder mit anderen Worten, wenn ein Teilchen haftet, d.h. alle von der Flüssigkeit bzw. Strömung aufgeprägten Kräfte überwunden hat, wie kann es dann von denselben Kräften abgelöst werden? Es gibt verschiedene Ansätze, die diesen Widerspruch zu lösen vermögen. Eine Möglichkeit zur Erklärung liefert die Theorie der turbulenten Einbrüche /9/, die besagt, daß statistisch verteilte Turbulenzen durch die laminare Unterschicht stoßen und so einmal abgelagerte Partikel loslösen können.

Für turbulente Strömungen konnte die Abtragung auch eindeutig nachgewiesen werden /10/, während dies für die laminare Strömung bisher nicht gelang /11/.

Einen theoretisch fundierten Ausdruck für die Abtragungs-Rate anzugeben, ist zur Zeit nicht möglich. Die meisten Fouling-Modelle gehen von einer Proportionalität zur Wandschubspannung und zur Schichtdicke s aus, d.h.

$$\dot{m}_R \sim \tau_S \cdot s \quad (11)$$

Diese Gleichung basiert auf der Annahme, daß die Anzahl der im Deposit vorhandenen Fehlstellen bzw. Schwachstellen proportional mit der Dicke der Ablagerung zunimmt. Die Abtragung erfolgt dann durch den Abbruch größerer Deposit-Stücke aufgrund dieser Fehlstellen.

4. Alterung

Dieser Teilschritt sollte in Klammern angegeben werden, da noch nicht bekannt ist, ob eine Alterung, d.h. eine Strukturumwandlung der Ablagerung, im Laufe der Zeit beim Partikel-Fouling eintritt, und da die physikalisch-chemischen Vorgänge bei der Alterung weitgehend unbekannt sind. Daher soll im folgenden auch nicht näher darauf eingegangen werden.

Aus der Überlagerung der ersten drei Teilschritte kann folgende Beziehung für die zeitliche Zunahme des Fouling-Widerstandes abgeleitet werden:

$$\frac{dR_f}{dt} = \frac{dm}{dt} / (\rho_{Dep} \lambda_{Dep}) = \frac{ds}{dt} / \lambda_{Dep} = (\dot{m}_{Tr} - \dot{m}_R) / (\rho_{Dep} \lambda_{Dep}) \quad (12)$$

Watkinson und Epstein leiten aus diesen drei Teilschritten - allerdings unter Vernachlässigung der Thermophoresis - folgende Beziehungen für die Ablagerungsrate ab /12/ /13/:

$$\dot{m}_{Tr} = K_1 S_H \beta c_b \quad (13)$$

Dabei ist die Haftwahrscheinlichkeit S_H proportional dem Term

$$S_H \sim \exp(-E_0/RT_S) / \tau_S, \quad (14)$$

d.h. die Haftwahrscheinlichkeit nimmt mit steigender Temperatur zu und mit steigender Strömungsgeschwindigkeit ab. Die Abtragsrate \dot{m}_R wurde aus der Kern-Seaton-Modell /14/ übernommen:

$$\dot{m}_R = K_2 \tau_S s = K_3 \tau_S m \quad (15)$$

Werden die Gl.(13)-(15) in Gl.(12) eingesetzt, so ergibt sich eine Differentialgleichung erster Ordnung, deren Lösung die schon von Kern/Seaton /14/ bekannte Form

$$R_f = R_f^* (1 - e^{-bt}) \quad (16)$$

besitzt, wobei jedoch die Abhängigkeiten des asymptotischen Fouling-Widerstandes R_f^* und der Zeitkonstante b von den Prozeßgrößen gänzlich verschieden sind. Nach Watkinson und Epstein gilt

$$R_f^* = K_4 \frac{\beta \exp(-E_0/RT_S)}{\tau_S^2} c_b \quad (17)$$

IV. Ergebnisse

In beiden Teststrecken konnten trotz unterschiedlicher Strömungsbedingungen und Geometrien nicht nur dieselben Tendenzen, sondern auch Fouling-Widerstände derselben Größenordnung festgestellt werden. Deshalb soll sich die folgende Beschreibung überwiegend auf die Resultate beschränken, die mit der PFRU gewonnen wurden, d.h. bei denen eine turbulente Ringspaltströmung vorlag. Über die Ergebnisse mit der überströmten Drahtwendel wird z.B. in /15/ berichtet. Soweit nicht ausdrücklich darauf hingewiesen, beziehen sich die folgenden Diagramme auf die Versuche, bei denen Partikel mit einem mittleren Durchmesser von $2 \mu\text{m}$ verwendet wurden.

IV.1. Zeitlicher Verlauf des Fouling-Widerstandes

In Abb.5 ist der typische Verlauf des Fouling-Widerstandes, über der Zeit aufgetragen. Eingetragen ist auch das Ergebnis einer Regression nach Gl.(16) mit R_f^* und b als Parameter.

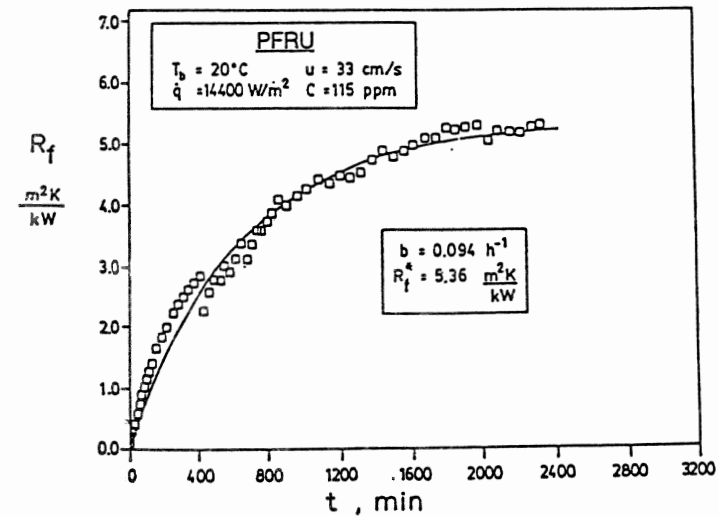


Abb.5 : Typisches Zeitverhalten des Fouling-Widerstandes. Eingezeichnet ist das Ergebnis der Regression nach Gl.16 .

Zu sehen ist, daß sich nicht der gesamte Zeitbereich mit diesem exponentiellen Verlauf anpassen läßt. Die tatsächliche Anfangssteigung der Kurve ist höher als die durch die Regression ermittelte. Ähnliches wurde auch von Newson berichtet /10/.

Bei hohen Partikelkonzentrationen (bei der PFRU einige Hundert ppm, bei der HWP ab ca. 70ppm) bildete sich, wie in Abb.6 für die HWP dargestellt ist, ein sägezahn-ähnlicher Verlauf des Fouling-Widerstandes über der Zeit aus, da beim Erreichen einer gewissen Schichtdicke immer wieder größere Stücke des Deposits abbrechen. Die kritische Schichtdicke, bei der diese Abbrüche auftraten, war bei der HWP wesentlich geringer als bei der PFRU, da der dünne Draht wesentlich weniger Halt geben konnte als die vergleichsweise große Fläche des Heizstabes.

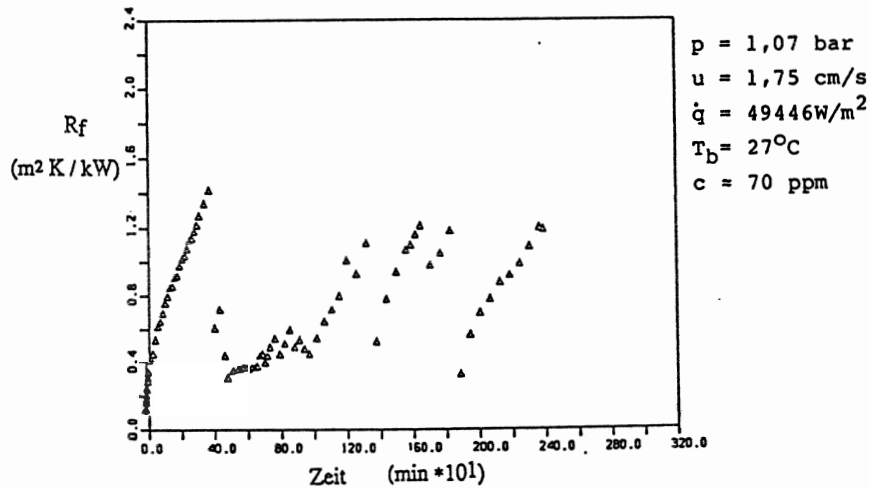


Abb.6 : Sägezahn-Verhalten des Fouling-Widerstandes über der Zeit für die HWP

Bei sämtlichen Versuchen erhielt man einen asymptotischen Endwert des Fouling-Widerstandes. Dieser Endwert stellte sich in Abhängigkeit von den Versuchsbedingungen nach wenigen Minuten bis nach maximal vier Tagen ein.

IV.2. Einfluß der Konzentration und der Flüssigkeitstemperatur auf den asymptotischen Fouling-Widerstand

Eine Regression der Meßdaten zeigte, daß der asymptotische Fouling-Widerstand linear mit der Konzentration anstieg, zu sehen in Abb.7. Bei der PFRU waren im Gegensatz zur HWP keine Ablagerungen unter einer Konzentration von ca. 20ppm feststellbar.

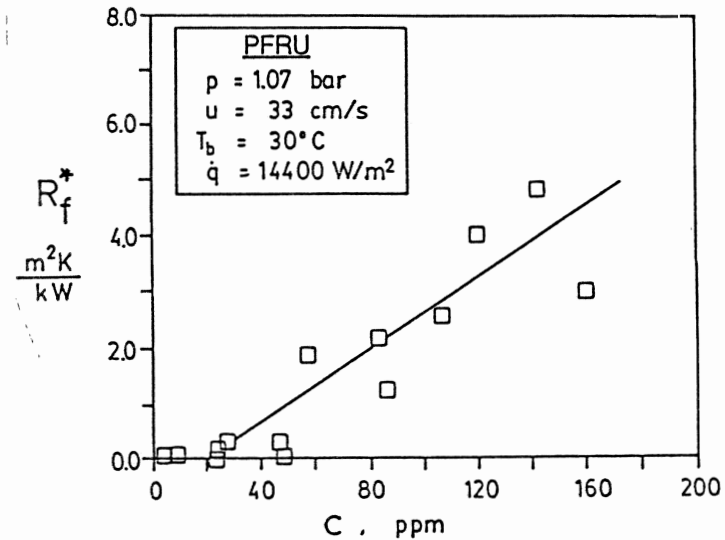


Abb.7 : Asymptotischer Fouling-Widerstand über der Konzentration

Ein deutlicher Anstieg des asymptotischen Endwertes konnte bei Erniedrigung der Flüssigkeitstemperatur beobachtet werden. Abb.8 zeigt diesen Einfluß bei ansonsten gleichen Bedingungen wie in Abb.7.

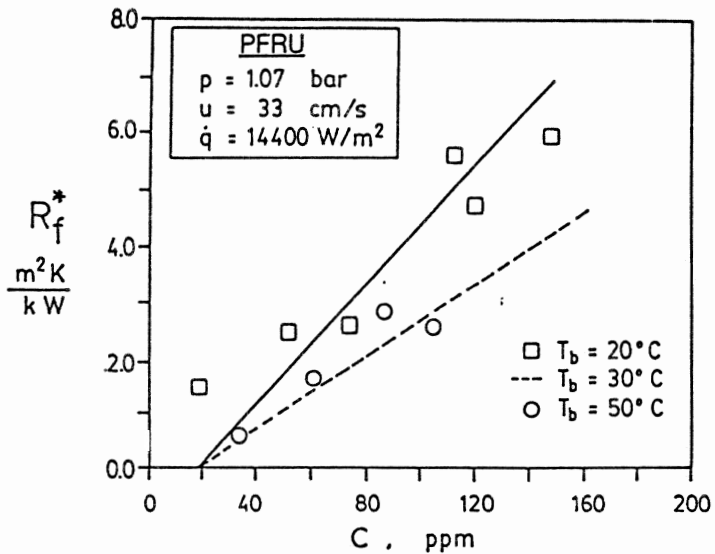


Abb.8 : Asymptotischer Fouling-Widerstand über der Konzentration mit der Flüssigkeitstemperatur als Parameter

IV.3. Einfluß der Strömungsgeschwindigkeit und der Wärmestromdichte auf den asymptotischen Fouling-Widerstand

Anhand von Abb.9, in der R_f^* über der Geschwindigkeit sowohl bei konstanter Wärmestromdichte als auch bei konstanter Oberflächentemperatur aufgetragen ist, wird ein prinzipielles Problem bei Fouling-Untersuchungen deutlich. Es ist oft nicht möglich, nur einen Versuchsparameter zu ändern: Wird die Fluid-Geschwindigkeit bei gleichbleibender Wärmestromdichte erhöht, so muß gleichzeitig die Oberflächentemperatur infolge des zunehmenden Wärmeübergangskoeffizienten α_0 abnehmen. Umgekehrt muß die Wärmestromdichte erhöht werden, falls die Oberflächentemperatur konstant gehalten werden soll. Wie der Abb.9 zu entnehmen ist, unterscheiden sich die mit den Anfangsbedingungen a) gleicher Wandtemperatur und b) gleicher Wärmestromdichte gewonnenen Ergebnisse beträchtlich. Bei konstanter Wärmestromdichte durchläuft die Kurve ein Maximum, während bei konstanter Oberflächen-

temperatur der asymptotische Fouling-Widerstand kontinuierlich mit der Fluid-Geschwindigkeit abnimmt.

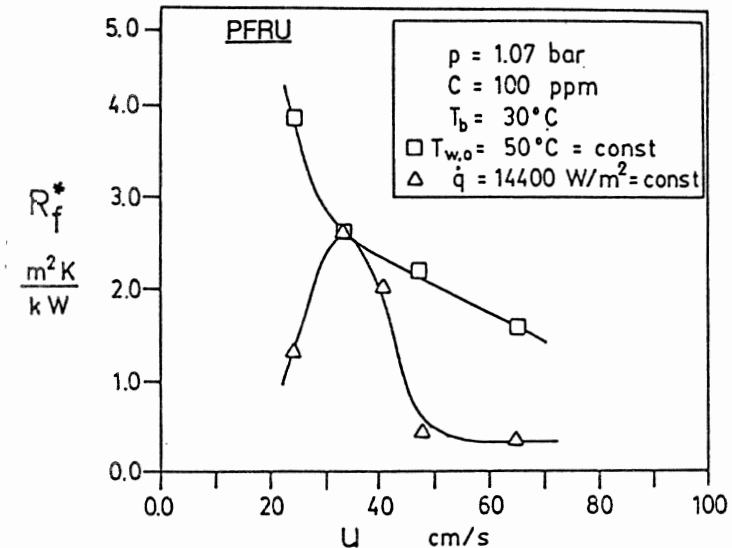


Abb.9 : Asymptotischer Fouling-Widerstand über der Flüssigkeitgeschwindigkeit für konstante Wärmestromdichte und für konstante Oberflächentemperatur

In Abb.10 ist nun R_f^* über \dot{q} aufgetragen; auch hier durchläuft der Endwert ein ausgeprägtes Maximum. Dieser Extremwert verschiebt sich bei größeren Fluid-Geschwindigkeiten in Richtung höherer Wärmestromdichten und kleinerer Fouling-Werte. Desweiteren kann diesem Diagramm entnommen werden, daß im Bereich des ausgebildeten Blasensiedens keine Ablagerungen möglich sind. Sogar schon abgelagerte Schichten konnten durch Sieden abgelöst werden. Diese Beobachtung steht im Widerspruch zu Untersuchungen über Ablagerungen von Eisenoxid an Verdampferrohren /16/, bei denen eine Zunahme der Ablagerungen mit steigender Wärmestromdichte im Bereich des Blasensiedens auftrat. Es wird allgemein angenommen, daß sich beim Blasensieden die höher siedende Komponente, d.h. also auch Verunreinigungen, im Microlayer zwischen Blase und Heizfläche anreichern, was zu verstärktem Fouling

führen kann. Microlayer-Dicken liegen i.a. unter $1\mu\text{m}$. Da die in dieser Untersuchung verwendeten Partikel deutlich größer waren, konnte dieser Anreicherungsmechanismus nicht stattfinden. Untersuchungen mit Partikeldurchmessern unterhalb von $0,1\mu\text{m}$ werden derzeit am Department of Materials and Chemical Engineering in Auckland, Neuseeland, durchgeführt.

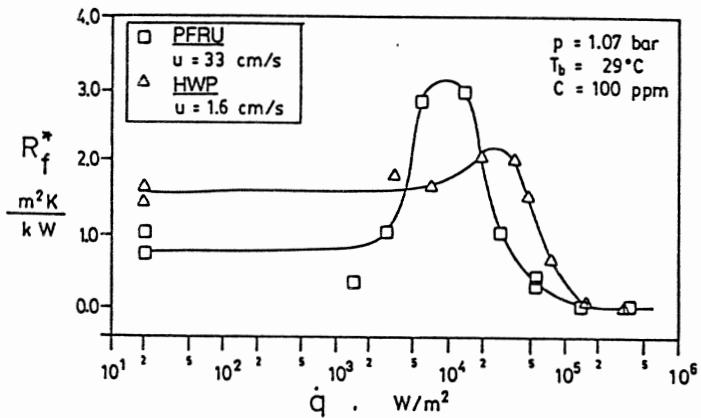


Abb.10 : Asymptotischer Fouling-Widerstand über der Wärmestromdichte für beide Versuchsstrecken

Abb.11 zeigt die Ergebnisse zweier Versuche, bei denen die gleiche Anfangswandtemperatur, aber unterschiedliche Wärmestromdichten vorlagen. Dies wurde durch eine Variation der Flüssigkeitstemperatur ermöglicht. Trotz der höheren Partikelkonzentration liegen die bei einer Wärmestromdichte von 28800 W/m^2 gemessenen Fouling-Widerstände wesentlich niedriger als die bei einem \dot{q} von 14400 W/m^2 gemessenen Werte. Eine mögliche Erklärung hierfür würde die in Kap. III.2 beschriebene Thermophoresis liefern. Untersuchungen, bei denen sowohl die Wandtemperatur als auch die Heizflächenbelastung als Parameter variiert wurden, sind in der Literatur bisher noch nicht beschrieben. In den

entsprechenden Fouling-Modellen werden infolgedessen auch beide Parameter nicht separat berücksichtigt.

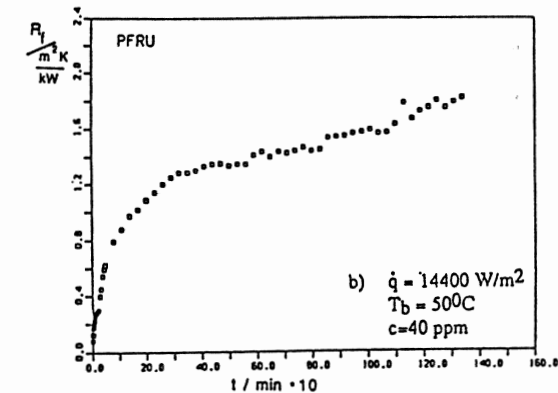
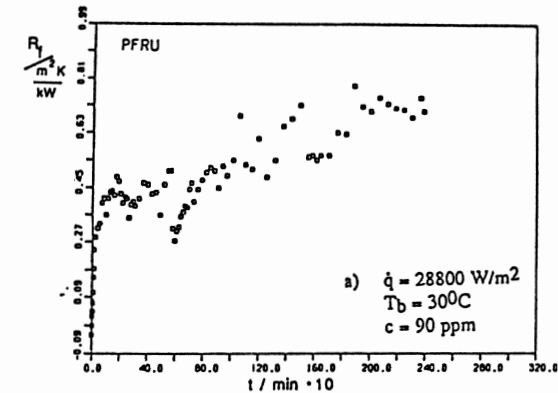


Abb.11 : Fouling-Widerstand über der Zeit bei derselben Oberflächentemperatur $T_s = 70^\circ\text{C}$ und $u = 33\text{ cm/s}$

IV.4. Einfluß des Systemdrucks und der Partikelgröße auf den asymptotischen Fouling-Widerstand

Weiterhin wurden einige Experimente durchgeführt, bei denen der Systemdruck auf ca. 5 bar erhöht wurde. Wie erwartet, wirkte sich diese Druckerhöhung nicht auf die gemessenen Fouling-Widerstände aus, solange der Wärmeübergang ausschließlich konvektiv erfolgte, wie in Abb.12 zu sehen ist. Wurde jedoch durch

Erhöhung des Drucks das Blasensieden unterdrückt, konnte eine starke Zunahme des Fouling's beobachtet werden, wie in Abb. 13 gezeigt.

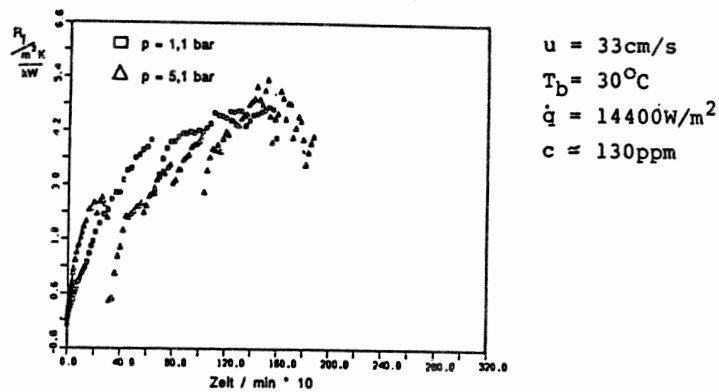


Abb.12 : Fouling-Widerstand über der Zeit bei unterschiedlichen Drücken im Bereich der konvektiven Wärmeübertragung

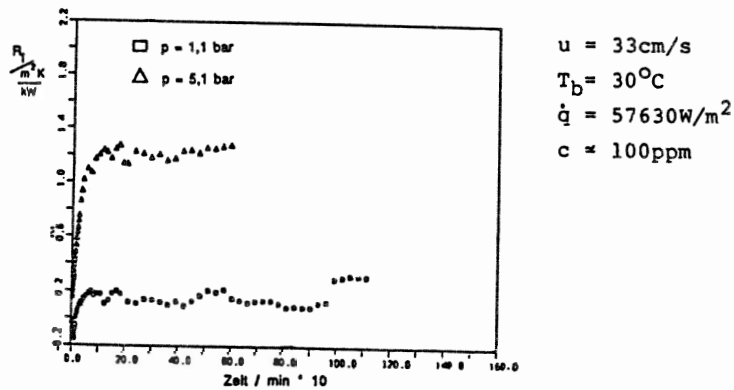


Abb.13 : Fouling-Widerstand über der Zeit bei unterschiedlichen Drücken im Bereich des konvektiven Wärmeübergangs für $p = 5,1$ bar und im Bereich des Blasensiedens für $p = 1,1$ bar

Der Einfluß des Partikeldurchmessers kann Abb.14 entnommen werden, welche Meßwerte für Partikeldurchmesser von $2\mu\text{m}$ und

$0,45\mu\text{m}$ zeigt. Mit abnehmenden Partikeldurchmesser erhält man einen drastischen Anstieg des Fouling. Selbst bei Versuchen mit höheren Geschwindigkeiten, bei denen die $2\mu\text{m}$ Partikel kein oder nur geringfügiges Fouling zeigten, trat mit den kleineren Partikeln eine deutliche Verschlechterung des Wärmeübergangs ein.

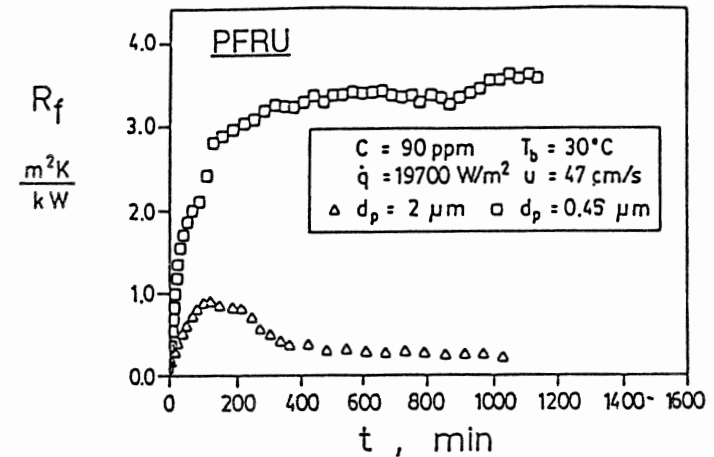


Abb.14 : Fouling-Widerstand über der Zeit für verschiedene Partikelgrößen

IV.5. Versuche mit bereits verschmutzten Versuchseinheiten
 Bei den in diesen Abschnitten beschriebenen Experimenten wurde der Einfluß einer Änderung der Versuchsparameter auf die bereits an der Heizfläche abgelagerte Al_2O_3 -Schicht untersucht. Dazu wurde eine der Einstellgrößen während eines Versuchs verändert, nachdem sich zuvor der asymptotische Endwert des Fouling-Widerstandes eingestellt hatte. Eine komplette Übersicht zu dieser Versuchsreihe findet sich in /17/. Im folgenden soll hier jedoch nur auf Änderungen der Strömungsgeschwindigkeit und der Konzentration näher eingegangen werden.

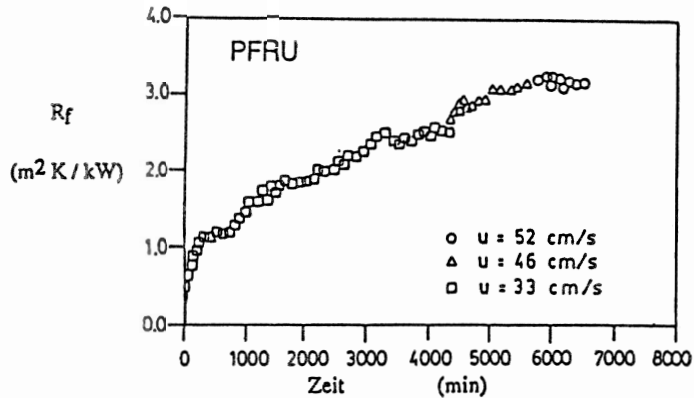
Bei einer Verminderung der Strömungsgeschwindigkeit wurde wie bei den Versuchen mit ursprünglich sauberer Heizfläche ein Anstieg des Foulingwiderstandes festgestellt. Wurde die Geschwindigkeit jedoch bei bereits verschmutzter Heizfläche erhöht, dann brach entweder ein Großteil der Ablagerung ab, oder aber der

Foulingwiderstand stieg weiter leicht an, wie in Abb. 15a zu sehen ist. Der gleiche Versuch, allerdings bei einer Geschwindigkeit von 46 cm/s mit sauberer Heizfläche gestartet, ergab nur einen Foulingwiderstand von 0.34 m²K/kW, siehe Abb. 15b.

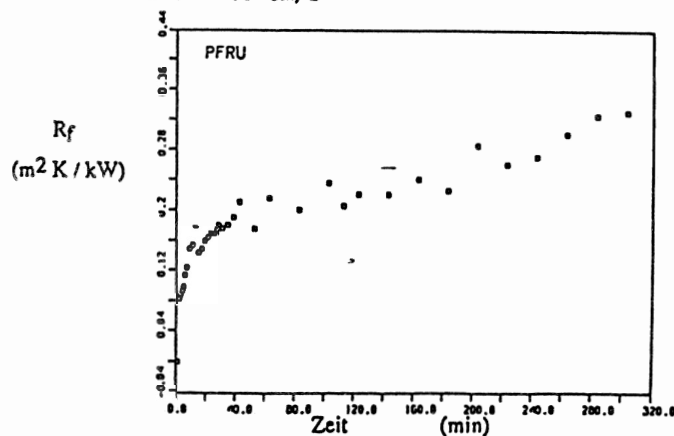
Abb.15 : Fouling-Widerstand über der Zeit

$$\begin{aligned} \dot{q} &= 144400 \text{ W/m}^2 \\ T_s &= 30^\circ \text{C} \\ c^b &= 60 \text{ ppm} \end{aligned}$$

a) Auswirkung einer Geschwindigkeitserhöhung auf das Fouling bei der bereits verschmutzten Versuchseinheit



b) Zum Vergleich der mit der sauberen Versuchseinheit gestartete Versuch bei u = 46 cm/s



Bei Versuchen, bei denen die Partikelkonzentration allmählich erniedrigt wurde, lösten sich die Ablagerungen nicht oder nur sehr langsam ab. Demgegenüber stieg der Fouling-Widerstand sofort bei Partikelzugaben.

Grundsätzlich ließ sich feststellen, daß Änderungen, die bei den sauberen Versuchseinheiten den Fouling-Vorgang verstärkten, denselben Effekt bei den verschmutzten Einheiten bewirkten. Umgekehrt wirkten sich Maßnahmen, die zu einer Senkung des Fouling hätten beitragen sollen, nicht bzw. nur sehr langsam aus und erhöhten unter Umständen sogar den Fouling-Widerstand.

IV.6. Vergleich der beiden Teststrecken

Trotz der völlig unterschiedlichen Strömungsbedingungen wie schon die mit den beiden Meßeinheiten erzielten Ergebnisse eine erstaunliche qualitative und häufig auch quantitative Übereinstimmung auf. Eine Ursache hierfür könnten die für beide Meßstrecken fast gleichen Stoffübergangskoeffizienten sein [17]. Trägt man den asymptotischen Fouling-Faktor bei konstanter Anfangs-Oberflächentemperatur über dem Stoffübertragungskoeffizienten auf, so können die Meßpunkte beider Versuchsstrecken durch dieselbe Kurve angepaßt werden, dargestellt in Abb.16.

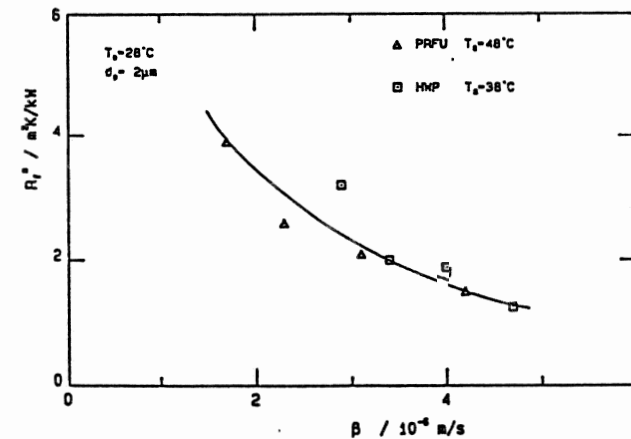


Abb.16 : Asymptotischer Fouling-Widerstand über dem Stoffübergangskoeffizienten für beide Versuchsstrecken

Die Abnahme des Fouling-Widerstandes erklärt sich über die Zunahme der Wandschubspannung im Nenner der Gl.17. Jedoch sei auch gesagt, daß die Schubspannungen in den beiden Meßstrecken um ca. eine Potenz unterschiedlich waren. Insofern sei zu diesem Zeitpunkt dahingestellt, ob diese Gemeinsamkeit zufällig eintrat; jedoch sollten Forschungen in dieser Richtung weiter betrieben werden.

Allgemein wurde festgestellt, daß die HWP generell auf Änderungen der Einstellwerte schwächer reagierte als die PFRU. Außerdem wurden bei der HWP durch den geringen Drahtdurchmesser bedingt Abbrüche der Ablagerung bei großen Schichtdicken begünstigt, wodurch von vornherein Abweichungen zwischen beiden Teststrecken auftreten.

V. Diskussion

Von dem Watkinson-Epstein-Modell ausgehend (siehe Gl . (17)) ergibt sich für den asymptotischen Fouling-Widerstand in der Ringspaltströmung unter Berücksichtigung der Thermophoresis

$$R_f^* = K_5 \frac{(\beta - v_T/2) \exp(-E_0/RT_S)}{u^{1,75}} c_b \quad (18)$$

Mit dieser Gleichung sollen im folgenden die Ergebnisse diskutiert werden. Unmittelbar abzulesen ist die Proportionalität zur Partikelkonzentration.

Näher zu erläutern sind die Abhängigkeiten von der Strömungsgeschwindigkeit und der Wärmestromdichte:

Bei einer Zunahme der Wärmestromdichte verhalten sich folgende Effekte gegenläufig: einerseits nimmt die Differenz aus Stoffübergangskoeffizienten und Thermophoresis-Geschwindigkeit ab, senken damit also den asymptotischen Endwert, andererseits bewirkt aber der gleichzeitige Anstieg der Oberflächentemperatur über den Arrhenius-Term einen Zuwachs von R_f^* .

Bei geringer Wärmestromdichte, d.h. die Differenz im Zähler der obigen Gleichung ist relativ groß, überwiegt der Einfluß der Temperatur-Zunahme bei Erhöhung von \dot{q} . Wird \dot{q} allerdings zu hoch, so geht diese Differenz und damit der asymptotische

Fouling-Widerstand gegen null. Auf diese Weise läßt sich also der Extremwert von R_f^* über \dot{q} erklären.

Ähnlich begründet sich auch das Maximum des asymptotischen Wertes über der Strömungsgeschwindigkeit bei konstanter Wärmestromdichte: bei niedrigen Strömungsgeschwindigkeiten überwiegt der Anstieg der Differenz aus Stoffübergangs- und Thermophoresiskoeffizient, bei höheren Geschwindigkeiten die Zunahme des Nenners und der Abfall des exponentiellen Terms wegen der sinkenden Oberflächentemperatur.

Die kontinuierliche Abnahme des Fouling-Widerstandes mit steigender Strömungsgeschwindigkeit für den Fall konstanter Oberflächentemperatur stimmt ebenfalls mit dem nach obiger Gleichung berechnetem Verlauf überein, da der Zähler hier zwar ungefähr proportional der Strömungsgeschwindigkeit, der Nenner jedoch proportional $u^{1,75}$ ist, so daß R_f^* umgekehrt proportional zu $u^{0,75}$ wird.

Auch die überraschend starke Zunahme des asymptotischen Fouling-Widerstandes bei Verwendung der kleineren Partikel ist einleuchtend, wenn man bedenkt, daß der Stoffübergangskoeffizient zwar nur um das dreifache, die Differenz in Gl.(18) jedoch um das zehnfache ansteigt.

VI. Verwendete Formelzeichen

Symbol:	Bedeutung:	Dimension:
b:	Zeitkonstante	1/s
c:	Konzentration	kg/m ³
d _p :	Partikeldurchmesser	m
D:	Diffusionskoeffizient	m ² /s
E ₀ :	Energiebarriere	J
k _H :	Haftungs-Geschwindigkeitskonstante	m/s
K ₁ :	Konstante für die Ablagerungs-Rate nach Watkinson-Epstein (Gl.13)	-
K ₂ :	Konstante für die Abtragungs-Rate nach Gl.15	s/m ²
K ₃ :	Konstante für die Abtragungs-Rate nach Gl.15	ms/kg

K_4 :	Konstante in Gl.(17)	K
K_5 :	Konstante in Gl.(18)	
m :	Masse pro Flächeneinheit	kg/m ²
\dot{m}_H :	Masse der haftenden Partikel pro Zeit- und Flächeneinheit	kg/m ² s
\dot{m}_R :	Abtragungs-Rate	kg/m ² s
\dot{m}_{Tr} :	Ablagerungs-Rate	kg/m ² s
p :	Druck	bar
\dot{q} :	Wärmestromdichte	W/m ²
q_0 :	Anzahldichteverteilung	l/m
Q_0 :	Anzahlsummenverteilung	-
R_f :	Fouling-Faktor	m ² K/W
R_0 :	allgemeine Gaskonstante, $R_0=8,314$	J/molK
s :	Schichtdicke	m
S_H :	Haftwahrscheinlichkeit	-
t :	Zeit	s
T :	Temperatur	K
u :	Strömungsgeschwindigkeit	m/s
v_T :	Partikelgeschwindigkeit infolge Thermophoresis	m/s

Griechische Symbole:

α :	Wärmedurchgangskoeffizient	W/m ² K
β :	Stoffübergangskoeffizient	m/s
η :	dynamische Viskosität	kg/ms
λ :	Wärmeleitfähigkeit	W/mK
ν :	kinematische Viskosität	m ² /s
ρ :	Dichte	kg/m ³
τ :	Schubspannung	N/m ²
x :	Thermophoresis-Koeffizient	-

Verwendete Indizes

tiefgestellt:

\ddot{a}_q :	unter Berücksichtigung der freien Konvektion berechnet
b :	Bulk
d :	bezogen auf den charakteristischen Durchmesser
Dep :	bezogen auf die Ablagerungsschicht
f_l :	Flüssigkeit

p :	Partikel
S :	Oberfläche
w :	Wand
0 :	$t = 0$

hochgestellt:

$\bar{\quad}$: Mittelwert

* : asymptotischer Endwert bzw. Gleichgewichtswert

Verwendete Kennzahlen

Gr :	Grashof-Zahl
Nu :	Nusselt-Zahl
Pr :	Prandtl-Zahl
Re :	Reynolds-Zahl
Sc :	Schmidt-Zahl
Sh :	Sherwood-Zahl

VII. Literaturverzeichnis

- /1/ : Epstein, N. : Thinking about Heat Transfer Fouling: A 5x5 Matrix, Heat Transfer Eng., 4, 43, 1983
- /2/ : Knudsen, J.G.: Heat Exchanger Design Handbook, Hemisphere Publication Corporation, Washington D.C. 1983
- /3/ : Standards of Tubular Manufacturers Association, 6. Aufl., 1978
- /4/ : Epstein, N. : Optimum Evaporator Cycles with Scale Formation, Canadian Journal of Chemical Eng., 57, 659, 1979
- /5/ : Gudmundsson, J.S. : Particulate Fouling, Fouling in Heat Transfer Equipment, AMSE, HTD, 35, 357, 1984
- /6/ : Müller-Steinhagen, H., Watkinson, A.P., Epstein, N.: Subcooled-Boiling and Convective Heat Transfer to Heptane Flowing Inside an Annulus and Past a Coiled Wire
Part I Experimental Results
Part II Correlation of Data
Journal of Heat Transfer, 108, 922 u. 928, 1986

- /7/ : Einstein, A.: The Theory of Brownian Movement, Dover, New York 1956
- /8/ : Whitmore, P.J., Meisen, A. : Estimation of Thermo- and Diffusiophoretic Particle Deposition, Canadian Journal of Chemical Eng., 55, 279, 1977
- /9/ : Cleaver, J.W., Yates, B. : Mechanism of Detachment of Colloidal Particles from a Flat Substrate in a Turbulent Flow, Journal of Colloid and Interface Science, 44, 464, 1973
- /10/ : Newson, J.K., Bott, T.R., Hussein, C.I. : Studies of Magnetite Deposition from a Flowing Suspension, Chem. Eng. Communications, 20, 335, 1983
- /11/ : Bowen, B.D.: Fine Particle Deposition in Smooth Channels, Ph.D. Thesis, University of British Columbia 1978
- /12/ : Watkinson A.P., Epstein, N. : Particulate Fouling of Sensible Heat Exchangers, 4th Int. Heat Transfer Conference, Versailles, Frankreich, 1970
- /13/ : Epstein, N. : Fouling in Heat Exchangers, Proceedings of Int. Centre of Heat and Mass Transfer, Dubrovnik 1981
- /14/ : Kern, D.Q., Seaton R.E. : A Theoretical Analysis of Thermal Surface-Fouling, Brit.Chem.Eng., 4, 258, 1959
- /15/ : Müller-Steinhagen, H., Reif, F., Epstein, N., Watkinson, A.P. : Partikulate Fouling during Boiling and Non-Boiling Heat Transfer, Proceedings 8th Int. Heat Transfer Conf., 5, 2555, San Francisco 1986
- /16/ : Thomas, D., Grigull, U.: Experimental Investigation of the Deposition of Suspended Magnetite from the Fluid Flow in Steam Generating Boiler Tubes, Brennstoff-Wärme-Kraft. 26, 109, 1974
- /17/ : Reif, F.: Diplomarbeit, Institut für Thermische Verfahrenstechnik, Karlsruhe 1985
- /18/ : Owen, I., El-Kady, A.A., Cleaver, J.W.: Fine Particle Deposition of Roughened Heat Transfer Surfaces, Conf. on Progr. in the Prevention of Fouling in Industrial Plant, Univ. Nottingham (1981)

Danksagung

Die Untersuchungen zu der vorliegenden Arbeit wurden am Department of Chemical Engineering der Universität von British Columbia, Vancouver, Canada, durchgeführt.

Die Verfasser danken Prof. N. Epstein und Prof. A.P. Watkinson für die stete Gesprächsbereitschaft und uneingeschränkte Unterstützung. Der Deutschen Forschungsgemeinschaft und der Ernest-Solvay-Stiftung sei für die finanzielle Unterstützung des Forschungsvorhabens gedankt.