

# Prüfungsprotokoll: Verfahrenstechnik II

Prüfer: Prof. Kraume

Datum: 17.03.23

Gewähltes Thema: Rieselfilmapparate

Gezogene Themen: Gas-/Flüssigkeitsströmungen in Rohrleitungen, Blasensäulen

Note: 1,0

Atmosphäre/Fazit: Es lohnt sich, den Vortrag oft zu üben, damit man einen sicheren Einstieg hat. Insgesamt war es eine gute Atmosphäre. Kleine Fehler in Formeln sind überhaupt nicht schlimm. Mit kleinen Hinweisen versucht Prof. Kraume zu helfen. Wichtig ist, dass man immer versucht einen Ansatz zu finden und soweit möglich die Frage zu diskutieren. Dann muss nicht mal unbedingt die Antwort korrekt sein. Außerdem lohnt es sich, selbstständig beim Zeichnen von Diagrammen die dahinter stehenden Formeln direkt zu notieren und Gradienten/Randbedingungen etc. direkt zu erklären. Das zeigt Verständnis und man gewinnt Zeit.

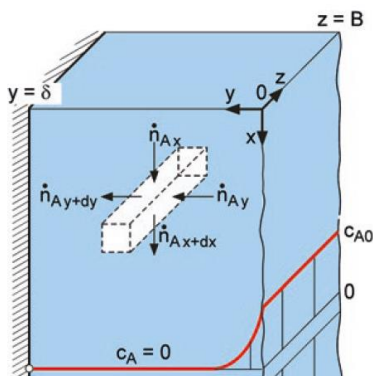
Wie lange man sich letztlich vorbereiten sollte, ist schwer zu beantworten und sehr individuell. Es kommt sicher auch darauf an, wie lange EIS oder VT 1 her sind. Denn eines der wichtigsten Dinge ist, sicher bilanzieren zu können und Formeln für Druckverluste, Geometrien usw. zu kennen.

## Rieselfilmapparate

Mein Vortragsthema war die Auswirkung einer chemischen Reaktion 1. Ordnung auf den Stoffübergang im Rieselfilm. Dies war mein Vortrag, den ich sehr oft geübt habe und in der Sprechstunde des Übungsleiters zur Probe vorgetragen habe:

„Ich möchte die Auswirkungen einer chemischen Reaktion 1. Ordnung auf den Stoffübergang im Rieselfilm erklären.

- Zunächst möchte ich die Differentialgleichung für den Stofftransport ohne chemische Reaktion und dann mit herleiten. Dazu zeichne ich den Rieselfilm. Das Koordinatensystem ist hier: x, y, und z. An der Wand ist  $y = \delta$ . Das ist das differentielle Bilanzvolumen.



Aus dem Gas wird die Komponente A in den glatten, laminaren Film transportiert. Es sollen stationäre Bedingungen vorliegen. Das Geschwindigkeitsprofil sei zudem vollständig ausgebildet. Es müssen die Ströme in y und in x-Richtung betrachtet werden. Das will ich jetzt weiter aufschlüsseln: Den Transport in x-Richtung kann man über einen konvektiven Term beschreiben.

$$\dot{n}_{Ax} = w_x(y) \cdot c_A(x, y)$$

$$\dot{n}_{Ay} = - D_{A1} \frac{dc_A(x, y)}{dy}$$

In x-Richtung kann die Diffusion vernachlässigt werden. Da nämlich die Filmdicke deutlich

kleiner ist als die Länge, ist auch der Gradient in x-Richtung deutlich kleiner als derjenige in y-Richtung. In y-Richtung kann der Transport mittels Fick'schem Gesetz beschrieben werden. Der konvektive Term kann nämlich zu Null gesetzt werden, da ich annehme, dass A nur gering löslich ist und somit der Stefan-Strom der einseitigen Diffusion vernachlässigbar ist. Aus der

$$w(y) \frac{\partial c_{Af}}{\partial x} = D_{Af} \frac{\partial^2 c_{Af}}{\partial y^2}.$$

differentiellen Bilanz erhält man:

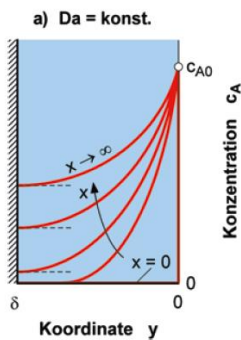
- Nun soll die irreversible chemische Reaktion 1. Ordnung mit der Reaktionsgl.  $A+B \rightarrow C$  dazukommen. B liegt damit im Überschuss vor. In der DGL muss nun der Term  $-k_1 c_A$  ergänzt werden.

$$w(y) \frac{\partial c_A}{\partial x} = D_{Af} \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} - k_1 c_A$$

- Zur Lösung werden drei RB benötigt:
- |        |                 |              |                                 |
|--------|-----------------|--------------|---------------------------------|
| 1. RB: | bei $x = 0,$    | $y > 0$      | $c_A = c_{A\alpha} = 0$         |
| 2. RB: | bei $x \geq 0,$ | $y = 0$      | $c_A = c_{A0f}$                 |
| 3. RB: | bei $x \geq 0,$ | $y = \delta$ | $\partial c_A / \partial y = 0$ |

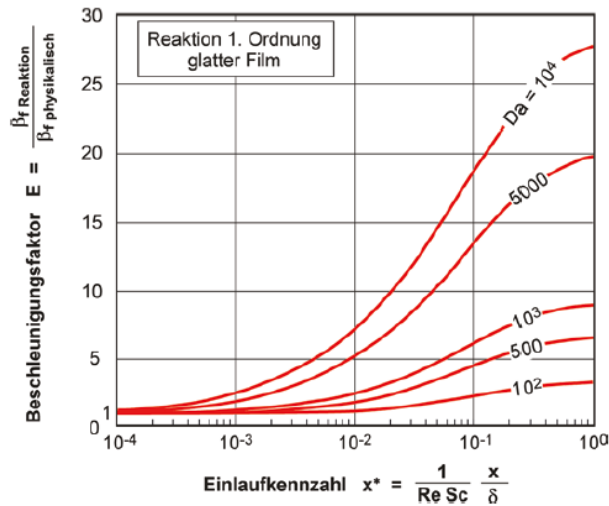
Bei der 3. Randbedingung gehe ich also davon aus, dass der Stoff in den gesamten Film transportiert wird.

Ich zeichne dann jetzt die Konzentrationsprofile für eine konstante Damköhlerzahl:



Im Gas herrsche überall  $c_{A0f}$  und es findet keine Abreicherung statt, da A nur wenig löslich ist. An der PGF herrscht  $c_{A0f}$ . Zunächst befindet sich im Film kein A und es besteht ein unendlicher Konzentrationsgradient. Dann gelangt immer mehr A in den Film, wobei der Gradient an der stoffdichten Wand stets 0 ist. Das Besondere im Vgl. zu rein physikalischem Transport ist, dass auch bei  $x \rightarrow \infty$  ein Gradient an der PGF erhalten bleibt. Allgemein lässt sich sagen, dass die Reaktion einen intensivierten Stofftransport bewirkt, weil durch den Abbau von A der Konzentrationsgradient von A zunimmt. Dieses Verhalten wird durch den Beschleunigungsfaktor E wiedergegeben, der das Verhältnis aus dem Stoffübergangskoeffizienten mit und ohne Reaktion ist.

- Aufgetragen über der Einlaufkennzahl  $x^*$  erhält man folgenden Verläufe:



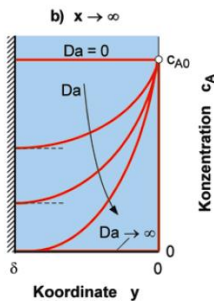
Mit steigender Damköhlerzahl nimmt E zu. Bei kleinen Einlaufkennzahlen trägt die Reaktion nicht zur Vergrößerung des Stofftransports bei, E ist ungefähr 1. Bei mittleren Einlaufkennzahlen nimmt dann der Einfluss der Reaktion zu.“

Dann kamen folgende Fragen:

*Warum geht der Beschleunigungsfaktor E in einen konstanten Endwert ein?*

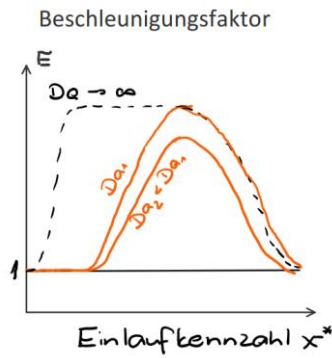
Bei rein physikalischem Transport würde sich im Unendlichen überall die Gleichgewichtskonzentration der PGF einstellen, d.h. sowohl der Gradient als auch die Konzentrationsdifferenz gehen gegen 0. Mit L'Hospital ergibt sich dann ein konstanter Endwert für die Sherwood-Zahl und damit auch ein konstanter Stoffübergangskoeffizient. Bei einer chemischen Reaktion 1. Ordnung ergibt sich ein Endkonzentrationsprofil mit einem endlichen Gradienten und einer endlichen Konzentrationsdifferenz, sodass sich ein konstanter Stoffübergangskoeffizient ergibt. Ein endlicher Wert geteilt durch einen endlichen Wert ergibt somit einen endlichen und konstanten Wert für  $x \rightarrow \text{unendlich}$ .

*Zeichnen Sie bitte die Konzentrationsprofile für  $x \rightarrow \text{unendlich}$  bei unterschiedlichen Damköhlerzahlen und erklären Sie den Einfluss.*

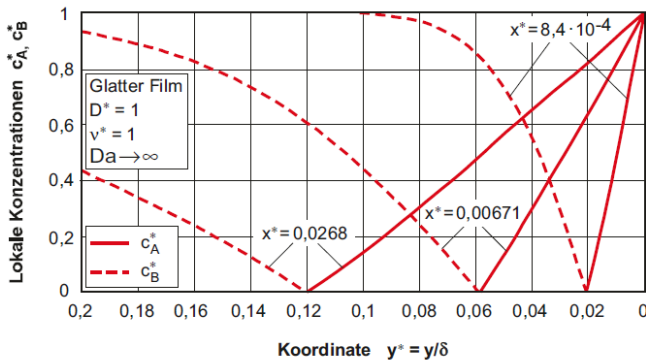


Im Grunde habe ich dieses Diagramm gezeichnet und erklärt, dass man  $Da=0$  rein physikalischen Transport hat und bei  $Da \rightarrow \text{unendlich}$  die Reaktion so schnell ist, dass A und B nicht koexistieren können und somit A nicht in den Film eindringen kann und nur an der an der Oberfläche des Films existiert.

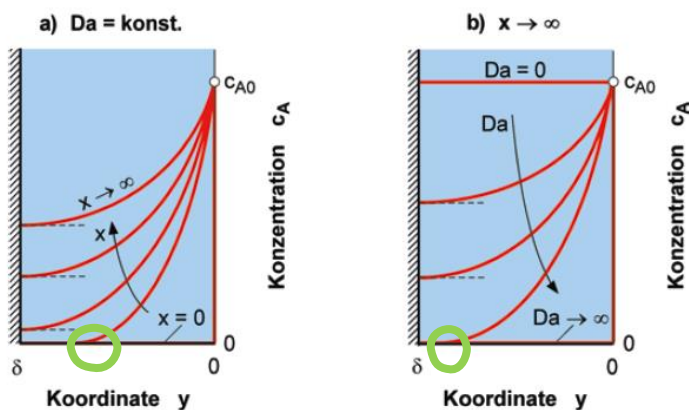
*Wie sieht der Beschleunigungsfaktor E über der Einlaufkennzahl aus für eine Reaktion 2. Ordnung? Warum ist dort bei  $Da=\text{unendlich}$  nicht auch der Beschleunigungsfaktor unendlich?*



Dieses Diagramm stammt aus der Vorlesung und das habe ich dann gezeichnet und erklärt (findet sich aber auch in einem der Werke von Brauer, s. Quellenangaben im zugehörigen Kapitel). E geht irgendwann wieder auf 1 über, da B abreagiert und dann keine chemische Reaktion mehr stattfinden kann. Bei  $x=0$  ist E ebenfalls immer 1, weil ja auch beim rein physikalischen Transport der Gradient unendlich ist und die chem. Reaktion somit keine Verbesserung des Stofftransports bewirken kann. Selbst bei  $Da \rightarrow \infty$  kann im Vgl. zur Reaktion 1. Ordnung kein unendlicher Beschleunigungsfaktor erzielt werden, weil B hier nicht im Überschuss vorliegt und A somit immer weiter in den Film eindringen muss, um auf A zu stoßen. Zur tieferen Erklärung sollte ich dann noch die Konz.profile zeichnen bei  $Da \rightarrow \infty$ :



Ist der Gradient beim gekennzeichneten Übergang 0/ gibt es einen Schnittpunkt mit der Achse und gibt es Unterschiede zwischen beiden Fällen?



Hier war ich unsicher und habe diskutiert, dass es ja einerseits keine stoffdichte Wand ist und ich vermute, dass der Gradient ungleich Null ist. Andererseits ändert sich dort die Konzentration nicht mehr. Hier habe ich noch länger spekuliert. Richtig ist scheinbar, dass der Gradient null ist (falls ich mich korrekt erinnere), weil sich dann ja die Konzentration nicht mehr ändert. Mein Fazit war zwar falsch,

aber Prof. Kraume meinte, dass ich es gut diskutiert habe und meine erste Intuition (Konz. ändert sich nicht → Gradient null/kein Schnittpunkt mit der Achse) richtig war.

Wie würde man den Stoffübergangskoeffizienten ausrechnen? Und was ist mit der Konvektion? Hier habe ich folgenden Gleichungen aufgeschrieben:

$$\beta_x = \frac{\dot{n}_A(x)}{c_{A0} - \bar{c}_A(x)}. \quad (11.44)$$

Die lokale Stoffstromdichte ergibt sich aus dem diffusiven Stofftransport an der Phasengrenzfläche

$$\dot{n}_A(x) = -D_{Af} \left( \frac{\partial c_A}{\partial y} \right)_{y=0,x} \quad (11.45)$$

und damit der lokale Stoffübergangskoeffizient  $\beta_x$

$$\beta_x = -\frac{D_{Af}}{c_{A0} - \bar{c}_A(x)} \left( \frac{\partial c_A}{\partial y} \right)_{y=0,x} \quad (11.46)$$

Bei der Frage mit der Konvektion in x-Richtung war ich nicht sicher. Es ging ihm darum, dass wir ja nicht nur Diffusion haben. Dann meinte ich, dass es ja um den Transport in y-Richtung geht, wo ich ja bereits beim Vortrag erklärt habe, dass die Konvektion in y-Richtung vernachlässigbar ist (laminarer, glatter Film, ausgebildetes Geschwind.profil und geringe Löslichkeit von A → vernachlässigbarer Stefan-Strom). Dann sagte ich noch, dass in beta ja auch immer Konvektion und Diffusion vereint sind. Da hat er gelacht, aber es nicht groß weiter kommentiert.

Wie berechnen Sie die mittlere Konzentration im Film? Alle anderen Größen kennen Sie ja bereits.

$$\bar{c}_A(x) = \frac{1}{w\delta} \int_0^\delta c_A(x, y) w(y) dy$$

Wichtig ist hier die Gewichtung mit der Geschwindigkeit, da ja nicht überall im Film die gleiche Geschwindigkeit herrscht.

### Gas-/Flüssigkeitsströmungen in Rohrleitungen

Sie haben ein Rohr mit einem konstanten Flüssigkeitsvolumenstrom und geben dann einen Gasvolumenstrom hinzu. Was passiert mit dem Druckverlust?

Der Druckverlust müsste höher sein, weil die Flüssigkeit weniger Platz zum Strömen hat und somit laut Konti-Gleichung schneller strömen müsste.

Wie könnten Sie den Druckverlust am einfachsten berechnen?

Hier war ich mir nicht sicher, was er mit „einfach“ meint, und habe daher das homogene Modell genannt.

Wie können Sie damit beweisen, dass der Druckverlust tatsächlich im zweiphasigen Fall größer ist als bei reiner Flüssigkeitsströmung? Gegeben sind alle Stoffdaten, die Volumenströme und Länge und Durchmesser des Rohres.

Hier habe ich erst aufgeschrieben, dass beim homogenen Modell  $S=1$  ist und dann die verschiedenen Anteile des Druckverlusts notiert. Prof. Kraume meinte dann aber, dass wir Hub- und

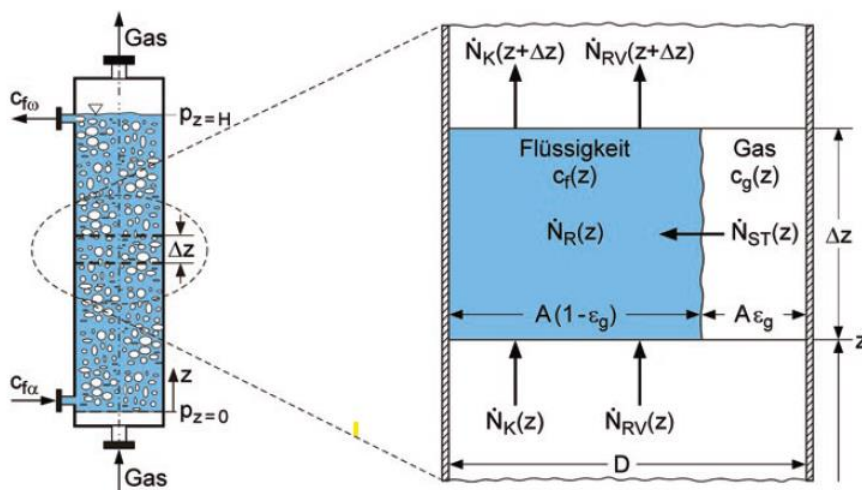
Beschleunigungsdruckverlust vernachlässigen. Daraufhin habe ich die Gleichung für den Reibungsdruckverlust notiert mit  $w_{hom}$  und  $\rho_{hom}$ . Diese sollte ich definieren. Dabei musste ich darauf achten, welche Werte mir tatsächlich gegeben waren und somit noch weiter  $\epsilon_g$  auseinanderdröseln. Dann habe ich das ins Verhältnis zum reinen Flüssigkeitsdruckverlust durch Reibung gesetzt. Die Widerstandsbeiwerte sollten gleich groß sein und haben sich damit rausgekürzt. Im Anschluss sollte ich das dann immer weiter auflösen und umformen. Irgendwann hatten ich dann nur noch bekannte Größen in der Gleichung und das hat ihm dann gereicht. Ein richtiges Fazit gab es also nicht. Wichtig war, einfach weiterzumachen, auch wenn man noch nicht genau weiß, wohin es führen soll.

$$\rho_{hom} = \dot{\epsilon}_g \rho_g + (1 - \dot{\epsilon}_g) \rho_f$$

$$\bar{w}_{hom} = \frac{\dot{m}_{ges}}{\rho_{hom}}$$

## Blasensäulen

Wie können Sie den Konzentrationsverlauf in einer Blasensäule über der Höhe herleiten? Ich habe es genau wie im Buch gemacht. Erst habe ich es aufgezeichnet, dann alle Ströme inklusive Formeln notiert und erklärt, weshalb ich nur die Fl.-Seite bilanziere (und wie aber prinzipiell Gas und Flüssigkeit in Zusammenhang stehen). Nach der ersten Zeile der tatsächlichen Bilanz hat er mich dann aber unterbrochen.



1. Stoffübergang von der Gasphase in die Flüssigkeit

$$\dot{N}_{ST} = \beta_f a (c_{f0} - c_f) A \Delta z \quad (19.27)$$

2. Dispersion (Rückvermischung)

$$\dot{N}_{RV} = -(1 - \varepsilon_g) A D_f \frac{dc_f}{dz} \quad (19.28)$$

(Die radialen Konzentrationsgradienten werden vernachlässigt.)

3. Konvektion

$$\dot{N}_K = A v_f c_f \quad (19.29)$$

4. Reaktion (Die übergehende Komponente wird verbraucht.)

$$\dot{N}_R = -k_n c_f^n (1 - \varepsilon_g) A \Delta z \quad (19.30)$$

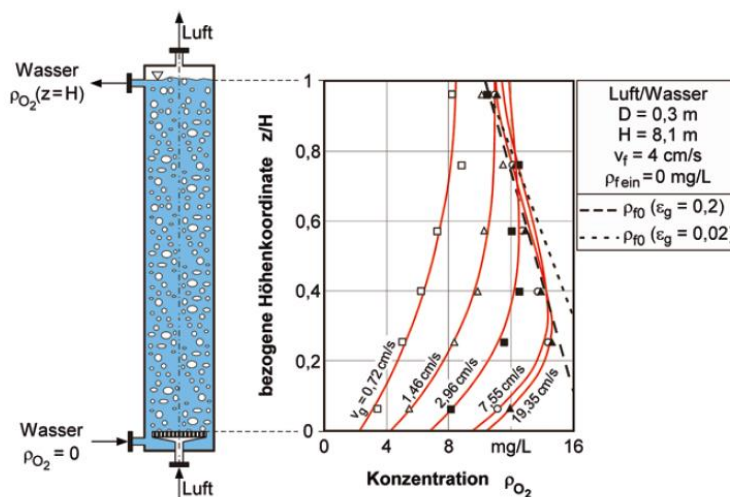
Das Zusammenwirken dieser Ströme an dem kleinen Bilanzelement ist in der Abb. 19.21 skizziert. Im stationären Zustand lautet die Massenbilanz über die flüssige Phase für die Übergangskomponente A:

$$0 = \dot{N}_K(z) - \dot{N}_K(z + \Delta z) + \dot{N}_{RV}(z) - \dot{N}_{RV}(z + \Delta z) + \dot{N}_{ST}(z) + \dot{N}_R(z)$$

$$\rightarrow 0 = \frac{\dot{N}_K(z) - \dot{N}_K(z + \Delta z)}{\Delta z} + \frac{\dot{N}_{RV}(z) - \dot{N}_{RV}(z + \Delta z)}{\Delta z} + \beta_f a (c_{f0} - c_f) A - k_n c_f^n (1 - \varepsilon_g) A. \quad (19.31)$$

Wie sähe das Konzentrationsprofil über der Höhe aus bei reiner Absorption? Was passiert, wenn die Gasleerrohrgeschwindigkeit niedriger ist, was passiert, wenn sie höher ist?

Im Grunde habe ich folgendes Diagramm gezeichnet:



Dann habe ich erklärt, dass mit zunehmendem  $v_g$  sowohl die Dispersion als auch der Stoffübergang verbessert wird und sich dementsprechend die Konzentration bei  $z=0$  verändert, dass aber am oberen Rand die RB gleichbleibt (Gradient=0, da dort keine Dispersion mehr vorliegt). Und ich habe den Sprung von  $c_{\text{Alpha}}$  auf  $c(z=0)$  aufgrund der Dispersion erklärt. Außerdem habe ich die Übersättigung bei hohen  $v_g$  erklärt und weshalb die Ggw.konzentration nach unten hin zu nimmt (aufgrund des größeren Drucks und damit besserer Löslichkeit zum Boden hin).