

Reaktionstechnik II

Betreuer: Univ. Prof. Dr. Winter

Durchgeführt von:

Marion Pucher Mtk.Nr.:0125440 Kennzahl: S26
Matthias Steiger Mtk.Nr.:0125435 Kennzahl: S29

Datum der Übung: 18.5.2004

INHALTSVERZEICHNIS

| | |
|---|----|
| 1. Ziel der Übung | 3 |
| 2. Apparatur | 3 |
| 2.1. <i>Abbildung der Apparatur</i> | 3 |
| 2.2. <i>Beschreibung der Apparatur</i> | 3 |
| 3. Versuchsdurchführung | 4 |
| 3.1. <i>Vorbereitungen</i> | 4 |
| 3.2. <i>Durchleiten des trockenen Gasstromes</i> | 4 |
| 3.3. <i>Durchleiten des feuchten Gasstromes</i> | 4 |
| 4. Messwerte und Auswertung | 4 |
| 4.1. Einwaagen | 4 |
| 4.1.1. <i>Einwaage für den trockenen Gasstrom</i> | 4 |
| 4.1.2. <i>Einwaage für den feuchten Gasstrom</i> | 5 |
| 4.2. Auswertung | 5 |
| 5. Diskussion und Fehlerbetrachtung | 8 |
| 5.1. <i>Diskussion</i> | 8 |
| 5.2. <i>Fehlerbetrachtung</i> | 9 |
| 6. Ergebnisse | 9 |
| 7. Ausblick | 10 |
| 8. Anhang | 11 |

1. Ziel der Übung

Das Ziel dieser Übung war die kinetische Beschreibung einer heterogenen Reaktion von dem Gas SO_2 und dem Feststoff $\text{Ca}(\text{OH})_2$ bei zwei unterschiedlichen Versuchsbedingungen. Für jeden Versuch waren der Umsatz, die Reaktionskonstante und die Konstante im exponentiellen Ansatz des Geschwindigkeitsgesetzes zu bestimmen.

2. Apparatur

2.1. Abbildung der Apparatur

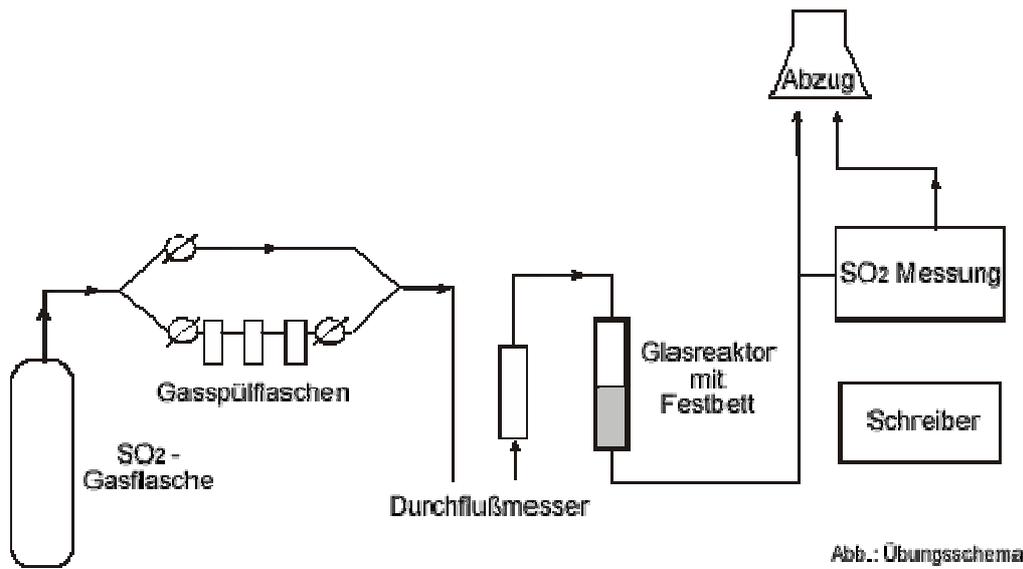
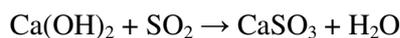


Abbildung 1: Abbildung der Apparatur

2.2. Beschreibung der Apparatur

Als Gasstrom wurde SO_2 verwendet, das aus einer Gasflasche, in der ca. 900 ppm SO_2 in N_2 vorlagen, über ein Reduzierventil in die Apparatur geleitet wurde. Theoretisch gab es die beiden Möglichkeiten den Gasstrom entweder feucht über Gasspülflaschen mit stark verdünnter Schwefelsäure und Rotameter in den Glasreaktor einzuleiten oder trocken durch direkte Zufuhr. Die Durchführung des Versuches mit feuchtem Gasstrom konnte aufgrund der nichtvorhandenen Gasspülflaschen nicht durchgeführt werden.

Der Glasreaktor bestand aus einem Glaszylinder mit Fritte, der ein Festbett aus gelöschtem Kalk und Quarzsand enthielt. Mithilfe von Quickfit Verschlüssen wurde der Reaktor mit den Schläuchen der Apparatur verbunden. Beim Eintritt des Gases trat folgende Reaktion ein:



Die aus dem Reaktor austretende SO_2 Konzentration wurde mithilfe eines SO_2 Messgerätes detektiert und die Messdaten wurden von einem Computer erfasst.

3. Versuchsdurchführung

3.1. Vorbereitungen

Der Glasreaktor wurde zu Beginn gründlich mit einem trockenen Tuch gesäubert. Währenddessen wurde überprüft ob die Schläuche richtig und dicht angeschlossen waren. Anschließend wurden 5,5 g einer 1 : 10 Mischung von Calciumhydroxid von Quarzsand (1 Teil $\text{Ca}(\text{OH})_2$ und 10 Teile Quarzsand) in einem Plastikbehälter hergestellt. Dazu wurden 0,5005 g $\text{Ca}(\text{OH})_2$ und 5,0029 g Quarzsand eingewogen, gründlich homogenisiert und luftdicht verschlossen. Von dieser Mischung wurden 4,2384 g direkt in den Glasreaktor eingewogen.

An der SO_2 Druckflasche wurde das Hauptventil geöffnet und mithilfe des Reduzierventils ein Vordruck von 1 bar eingestellt.

Das SO_2 Messgerät mit einem Durchfluss 25 l h^{-1} war aufgrund der langen Vorwärmphase bereits vor Beginn der Übung vom Tutor in Betrieb genommen worden.

3.2. Durchleiten eines trockenen Gasstromes

Für die Erfassung der Messdaten wurde das dafür vorgesehene Programm geöffnet. Der Messbeginn erfolgte gleichzeitig mit dem Öffnen des Absperrventils der Gasflasche. Es wurde ein Durchfluss von 50 L h^{-1} am Rotameter eingestellt. Im Anschluss wurde der SO_2 Konzentrationsverlauf am Bildschirm verfolgt. In 5 Minutenabständen wurde der SO_2 Durchfluss kontrolliert. Nach rund 25 Minuten blieb die SO_2 Konzentration am Reaktorausstritt unverändert; die wurde Messung beendet.

Das Ventil der Gasflasche wurde zuge dreht und die Membran des Reduzierventils entspannt. Der Reaktor wurde entleert und gesäubert. Zum Schluss wurden das SO_2 Messgerät und der Computer abgeschaltet.

3.3. Durchleiten eines feuchten Gasstromes

Da, wie bereits erwähnt, dieser Teil des Versuches nicht durchgeführt werden konnte, wurden für die Auswertung die Daten des Tutors verwendet.

4. Messwerte und Auswertung

4.1. Einwaagen

4.1.1. Einwaage für den trockenen Gasstrom

| | |
|--------------------------|----------|
| $\text{Ca}(\text{OH})_2$ | 0,5505 g |
| Quarzsand | 5,0029 g |

Von der Mischung wurden 4,2384 g in den Glasreaktor eingewogen. Die Anfangsmenge an $\text{Ca}(\text{OH})_2$ lässt sich aus dieser Einwaage berechnen:

$$n_{\text{Ca}(\text{OH})_2}^0 = \frac{0,3853 \text{ g}}{74,09 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}} = 0,0052 \text{ mol}$$

4.1.2. Einwaage für den feuchten Gasstrom

In den Messwerten des Tutors befand sich kein Hinweis auf die Einwaage. Aus diesem Grund wurde für die folgenden Berechnungen die Annahme getroffen, dass genau 4 g eingewogen worden waren. Daraus folgt für die Anfangsmenge an $\text{Ca}(\text{OH})_2$:

$$n_{\text{Ca}(\text{OH})_2^0} = \frac{0,3636 \text{ g}}{74,09 \text{ g} * \text{mol}^{-1}} = 0,0049 \text{ mol}$$

4.2. Auswertung

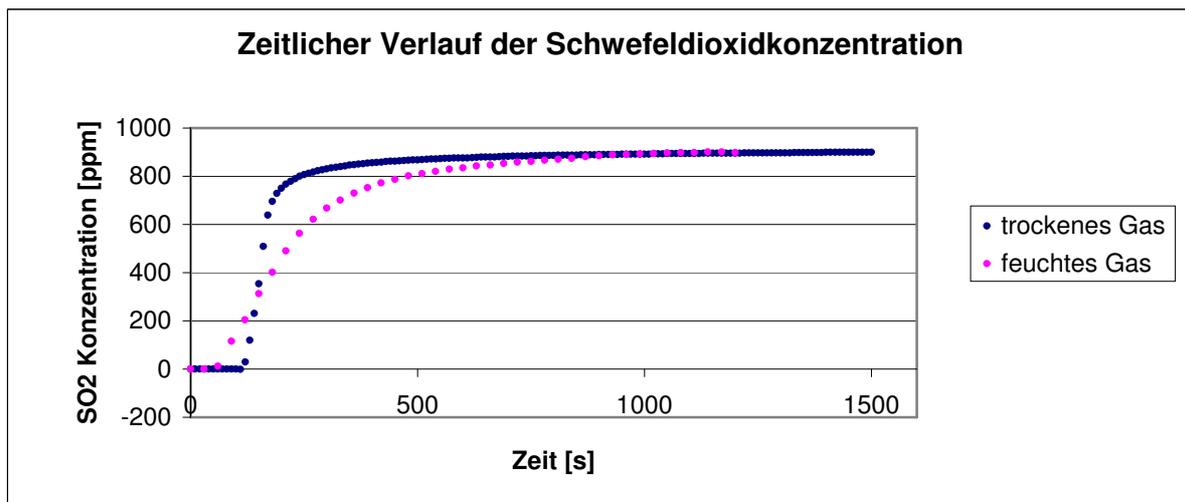


Diagramm 1: Zeitlicher Verlauf der SO_2 Konzentration

Die SO_2 Konzentration am Ende der Messung betrug sowohl beim feuchten als auch beim trockenen Gas 900 ppm.

Da zu Beginn der SO_2 Messung beim trockenen Gas die Messwerte im Bereich von 13 ppm schwankten, wurden die weiteren Messwerte um diesen Wert korrigiert, d.h. zu den gemessenen Werten wurden jeweils 13 ppm hinzuaddiert.

Um die Menge an verbrauchtem Schwefeldioxid pro Zeiteinheit zu bestimmen wurde die Differenz aus der Endkonzentration und der zum Zeitpunkt t gemessenen SO_2 Konzentration gebildet.

Die bis zum Zeitpunkt t verbrauchte Menge an SO_2 wurde durch numerische Integration bestimmt. Dazu wurden für jeden Zeitpunkt die Konzentration des bis zu diesem Zeitpunkt umgesetzten Schwefeldioxids summiert und mit der Intervallbreite, d.h. mit der Zeit zwischen zwei Messpunkten, 30 s beim feuchten und 10 s beim trockenen Gasstrom multipliziert, was der bis dahin umgesetzten Menge SO_2 entsprach.

Die ppm Werte der SO_2 Konzentration konnten mithilfe der idealen Gasgleichung in mol L^{-1} Werte umgerechnet werden.

$$n_t = \frac{p * \dot{V}}{R * T} * \text{Integral}$$

| | |
|-----------|---|
| n_t | Bis zur Zeit t umgesetzte Menge an SO_2 [mol] |
| p | Druck: 1 bar Umgebungsdruck + 1 bar Überdruck = 2 bar = 200 000 Pa |
| \dot{V} | Volumenstrom des SO_2 : $50 \text{ L h}^{-1} = 1,39 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ |
| R | Allgemeine Gaskonstante: $8,31451 \text{ J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$ |
| T | Temperatur: 298 K |
| Integral | Bis zur Zeit t umgesetzte Menge an SO_2 [ppm * s] |

Laut Reaktionsgleichung $\text{Ca(OH)}_2 + \text{SO}_2 \rightarrow \text{CaSO}_3 + \text{H}_2\text{O}$ reagiert ein Äquivalent SO_2 mit einem Äquivalent Ca(OH)_2 . Daraus folgt, dass die umgesetzte Menge an Schwefeldioxid gleich der Menge an Calciumhydroxid ist.

Folglich kann der Umsatz berechnet werden:

$$X(t) = \frac{n\text{Ca(OH)}_2^0 - n\text{Ca(OH)}_2^t}{n\text{Ca(OH)}_2^0}$$

| | |
|----------------------|---|
| $X(t)$ | Umsatz an Ca(OH)_2 |
| $n\text{Ca(OH)}_2^0$ | Stoffmenge an Ca(OH)_2 zum Zeitpunkt 0 |
| $n\text{Ca(OH)}_2^t$ | Stoffmenge an Ca(OH)_2 zum Zeitpunkt t |

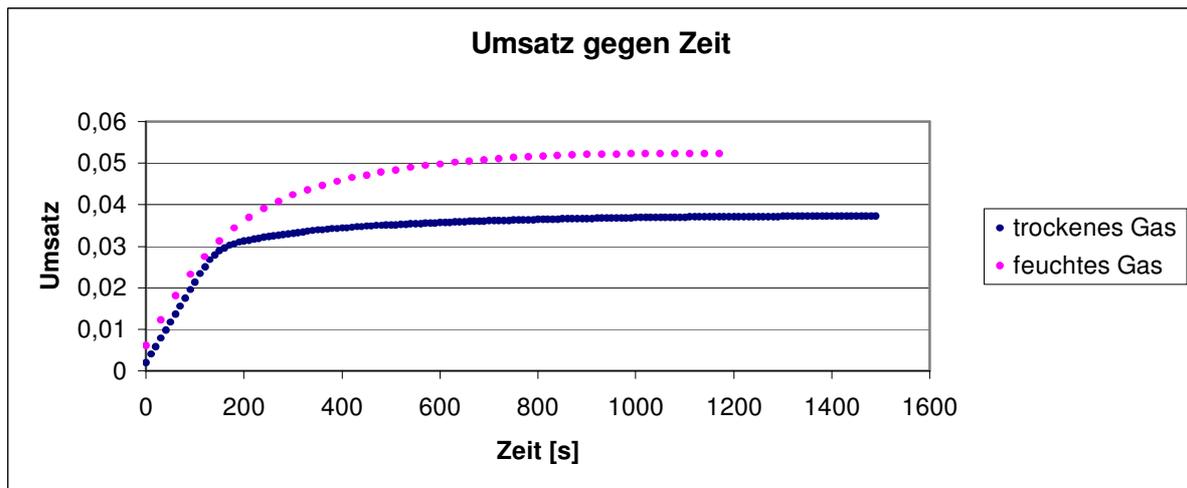


Diagramm 2: Umsatz gegen Zeit

Die Kurven wurden numerisch differenziert, d.h. dass mit dem Differenzenquotienten die Steigung zwischen benachbarten Messpunkten berechnet wurde.

Die Reaktionsrate kann nun aufgrund der Kenntnis des Umsatzes berechnet werden:

$$R(t) = \frac{dX(t)}{dt}$$

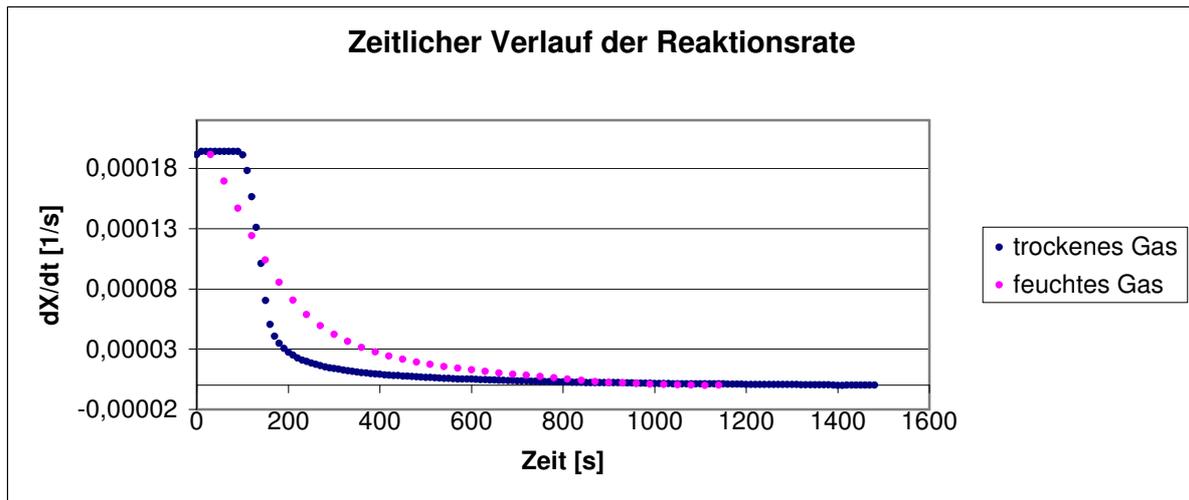


Diagramm 3: Zeitlicher Verlauf der Reaktionsrate

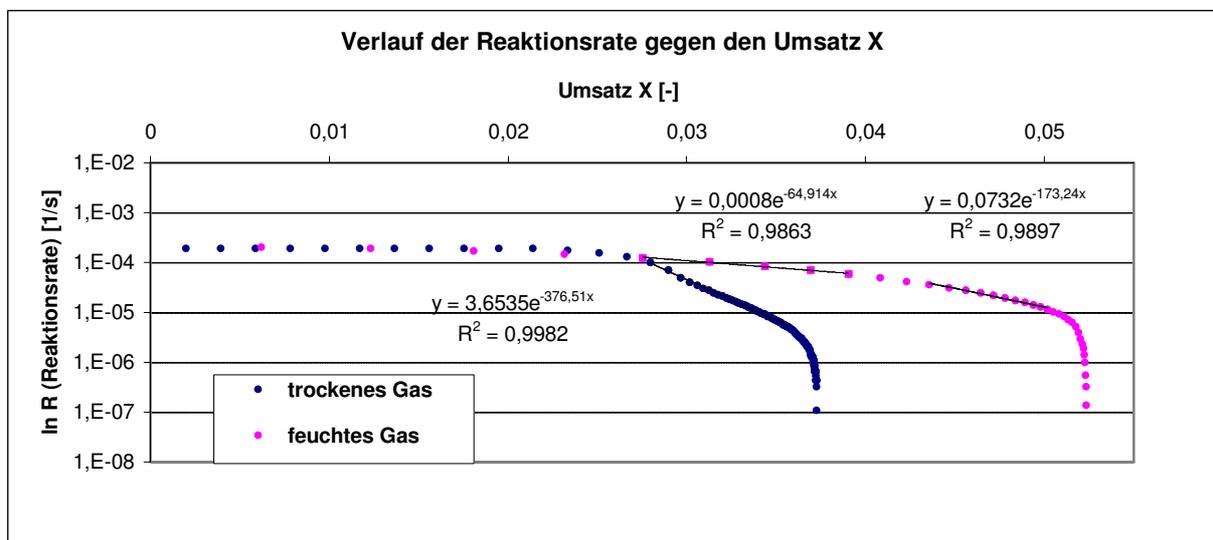


Diagramm 4: Verlauf der Reaktionsrate gegen den Umsatz X

Durch Legen von Regressionsgeraden konnten die Reaktionskonstante a und die Geschwindigkeitskonstante k bestimmt werden. Für beide Kurven wurden die Regressionsgeraden so gewählt, dass das Bestimmtheitsmaß möglichst 1 ergab, d.h. dass möglichst viele Messpunkte auf der Geraden lagen. Beim trockenen Gas gab es einen großen linearen Bereich, beim feuchten jedoch keinen linearen Bereich, der sich optimal für die Auswertung geeignet hätte, deswegen wurden zwei Regressionsgeraden durchgelegt. Der wahre Wert wird wahrscheinlich zwischen beiden liegen.

Ansatz der Reaktionsrate:

$$\frac{dX}{dt} = k * \exp(-a * X)$$

Folgende Werte für die Geschwindigkeitskonstante k und die Reaktionskonstante a konnten aus den Regressionsgeraden bestimmt werden.

| | Trocken | Feucht 1 | Feucht 2 |
|--|---------|----------|----------|
| Geschwindigkeitskonstante $k [s^{-1}]$ | 3,6535 | 0,0008 | 0,0735 |
| Reaktionskonstante $a [-]$ | 376,51 | 64,914 | 173,24 |

5. Diskussion und Fehlerbetrachtung

5.1. Diskussion

Aus dem SO_2 Konzentration gegen die Zeit Diagramm ist erkennbar, dass zu Beginn die austretende SO_2 Konzentration gleich 0, d.h. dass der gesamte Volumenstrom verbraucht wurde. Jedoch ist aus dem Diagramm auch ersichtlich, dass die SO_2 Konzentration rasch ansteigt, d.h. nach kurzer Zeit kaum mehr SO_2 mit $\text{Ca}(\text{OH})_2$ reagiert und somit der Reinigungseffekt gegen 0 geht. Dies läuft beim trockenen schneller ab als beim feuchten.

Aus dem Umsatz gegen Zeit Diagramm ist erkennbar, dass beim trockenen Gasstrom nach rund 160 s der SO_2 Maximalwert erreicht war, beim feuchten hingegen erst nach rund 840 s, d.h. ab diesem Zeitpunkt wurde dem Gasstrom beinahe kein SO_2 entnommen. Deswegen nahm der Umsatz einen nahezu konstanten Wert an. Außerdem ist der maximale Umsatz beim feuchten Gas um rund ein Viertel größer als beim trockenen. Der Umsatz des trockenen Gases betrug 0,037, beim feuchten 0,052. Ein Grund für diesen geringen Umsatz könnte sein, dass das SO_2 nur an der Oberfläche mit $\text{Ca}(\text{OH})_2$ reagierte und nach kurzer Zeit die Oberfläche mit CaCO_3 überzogen war und deswegen keine reaktive Oberfläche mehr vorhanden war. Um die tatsächlichen Gründe angeben zu können, müssten der genaue Mechanismus und die Diffusionsvorgänge bekannt sein.

Wie bereits erwähnt wurde am Anfang der Messung der eintretende Volumenstrom vollkommen umgesetzt und somit war die SO_2 Konzentration beim Reaktionsaustritt gleich 0. Dies wird auch im Reaktionsrate gegen Zeit Diagramm deutlich, da ein waagrechter Verlauf des Umsatzes erkennbar ist. Dies bedeutet auch, dass zu Beginn die Reaktionsgeschwindigkeit durch das Angebot an SO_2 limitiert wurde.

Weiters konnte festgestellt werden, dass die Reaktionsrate des trockenen SO_2 in den ersten 130 s größer als die des feuchten war; später war dies genau umgekehrt. Dies entspricht aus der Erkenntnis aus dem Umsatz gegen Zeit Diagramm, nämlich dass der Umsatz beim feuchten Gas größer war als beim trockenen.

Die Bestimmung der Geschwindigkeitskonstante k und der Reaktionskonstante a wurde in Diagramm 4 durchgeführt. Diese Bestimmung ist sowohl zu Beginn, d.h. bei vollständigem Umsatz an SO_2 , als auch am Ende, d.h. keinem Umsatz an SO_2 , nicht sinnvoll durchführbar. Deswegen wurde die Bestimmung im dazwischenliegenden Bereich durchgeführt.

Für die Auswertung des trockenen Gases war ein geeigneter linearer Bereich vorhanden, beim feuchten Gas jedoch nicht. Man kann vermuten, dass der Reaktionsgeschwindigkeitsansatz modifiziert werden müsste. Die Änderung der Steigung deutet oftmals auf eine Änderung der Reaktionsgeschwindigkeit z.B. aufgrund von Diffusion, hin.

Somit kann zusammenfassend festgestellt werden, dass zur Rauchgasentschwefelung die Anwendung eines befeuchten Gasstromes gegenüber einem trockenen zu bevorzugen ist, da der Umsatz größer ist, die Reaktionsrate länger bei hohen Raten bleibt und die Reaktionsgeschwindigkeitskonstante größer ist.

5.2. Fehlerbetrachtung

Es wurde die Annahme getroffen, dass die Eingangskonzentration 900 ppm betrug. Es wäre jedoch besser gewesen, die tatsächliche Konzentration experimentell durch einen Leerlaufbetrieb zu ermitteln.

Die Messung des eingestellten Drucks war aufgrund einer Skalierung auf 1 bar nicht genau und folglich war auch die exakte Einstellung nicht möglich.

Eine mögliche Fehlerquelle war die Einstellung des Volumens des Gasstromes. Zu Beginn der Messung wurde der Gasstrom eingestellt, d.h. dass am Anfang nicht genau 50 L h^{-1} durchgeleitet wurden. Während der Messung blieb der eingestellte Volumenstrom konstant; dies wurde in 5 Minutenabständen kontrolliert.

Die Messung wurde gleichzeitig mit dem Öffnen des Ventils gestartet. Der Gasstrom musste jedoch erst einige Schläuche passieren um zum Reaktor und zum Messsensor zu gelangen. Dieser systematische Fehler könnte dadurch korrigiert werden indem der Versuch nur mit Quarzsand durchgeführt werden würde. Somit könnte die Zeitdauer bestimmt werden, die das Gas vom Austritt aus der Gasflasche bis zum Eintritt in das Festbett benötigt.

Da Ca(OH)_2 hygroskopisch ist, könnte während der Einwägung, Homogenisierung, Befüllung des Reaktors das Calciumhydroxid bereits mit der Luft reagiert haben. Dieser Fehler wurde durch rasches Arbeiten minimal gehalten.

Für die Bestimmung des Volumenstromes in Mol wurde die ideale Gasgleichung angewendet. Bei SO_2 handelt es sich jedoch um kein ideales Gas, folglich dürfte diese Annahme nicht getroffen werden.

Bei der differentiellen Auswertung wurde der Differentialquotient dX/dt durch einen Differenzenquotienten $\Delta X/\Delta t$ angenähert. Diese Annäherung ist umso genauer, je mehr Messwerte pro Zeiteinheit genommen werden. Folglich ist auch die numerische Integration genauer. Die Messwerte beim feuchten Gasstrom wurden in 30 s, beim trockenen in 10 s Abständen genommen, deswegen sind diese Bedingungen beim trockenen Gasstrom besser erfüllt.

Eine weitere Annahme war, dass die Temperatur während der Reaktion konstant blieb. Durch eine exotherme oder endotherme Reaktion könnte es zu Abweichungen gekommen sein, da im Festbett keine Temperaturfühler angebracht waren.

Bei der Auswertung des feuchten Gasstromes war die eingesetzte Menge an Calciumhydroxid nicht bekannt. Deswegen wurde angenommen, dass genau 4 g des Ca(OH)_2 / Quarzsand Gemisches eingewogen worden waren.

Wie bereits unter Punkt 4 und 5 beschrieben, war das Legen einer Regressionsgerade für den trockenen Gasstrom mit weniger Fehlern behaftet, da ein geeigneter linearer Bereich vorhanden war. Beim feuchten war dieser nicht vorhanden, weswegen der Fehler sehr groß ist, aus diesem Grund liegt liegt der wahre Wert vermutlich zwischen den beiden angegebenen Werten.

6. Ergebnisse

| | Trockener Gasstrom | Feuchter Gasstrom 1 | Feuchter Gasstrom 2 |
|---|--------------------|---------------------|---------------------|
| Versuchsdauer [s] | 1500,27 | 1200 s | 1200 s |
| SO ₂ Konzentration am Versuchsende [ppm] | 900 | 900 | 900 |
| Umsatz am Ende [-] | 0,037 | 0,052 | 0,052 |
| Geschwindigkeitskonstante k [s ⁻¹] | 3,6535 | 0,0008 | 0,0732 |
| Reaktionskonstante a [-] | 376,51 | 64,914 | 173,24 |

7. Ausblick

Dieses Verfahren würde sich prinzipiell für die industrielle Rauchgasentschwefelung eignen, jedoch ist die geringe Umsetzung des gelöschten Kalks wirtschaftlich und ökologisch unrentabel. Aufgrund des geringen Umsatzes müsste man viel Ca(OH)₂ einsetzen um das SO₂ vollständig zu entfernen. Folglich würden große Mengen an kaum umgesetzten Ca(OH)₂ anfallen, die hohe Deponiekosten verursachen. Durch Regeneration des Ca(OH)₂ könnten diese Kosten möglicherweise reduziert werden.

Eine Verbesserungsmöglichkeit wäre die reaktive Oberfläche des Calciumhydroxids durch Vermahlen zu vergrößern, da nur die Oberfläche mit der schwefeligen Säure, die aus SO₂ und Wasser gebildet wird, reagiert. Somit könnte mehr SO₂ entfernt werden.

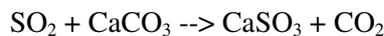
Eine weitere Möglichkeit wäre es eine wässrige Suspension an Ca(OH)₂ vorzulegen, da beim befeuchteten Gasstrom der Umsatz größer war als beim trockenen. Ökologisch gesehen würde dadurch ein neues Problem, nämlich das der Abwasserreinigung, hinzukommen.

Industriell gibt es drei verschiedene Verfahren zur Rauchgasentschwefelung:

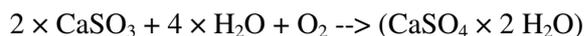
- Nassverfahren
- Additiv - Verfahren
- Trockenverfahren

In der Industrie wird in rund 90 % der Fälle das **Nassverfahren** angewendet:

Beim Nassverfahren wird das ungereinigte Rauchgas in einem Waschturm, auch Absorberturm genannt, mit einem Gemisch aus Wasser und Kalkstein, einer so genannten Waschsuspension, besprüht, wodurch das Schwefeldioxid durch chemische Reaktionen weitgehend absorbiert wird. Dabei geht das gasförmige Schwefeldioxid zunächst in der Waschflüssigkeit in Lösung. Anschließend entsteht durch die Reaktion von Schwefeldioxid und Kalkstein Kalziumsulfid und Kohlendioxid.



Im unteren Teil des Waschturms, im Absorbersumpf, sammelt sich die mit Kalziumsulfid beladene Waschsuspension. Durch Einblasen von Luft (Auffoxidation) wird die Flüssigkeit mit Sauerstoff angereichert und es entsteht eine Gips suspension.

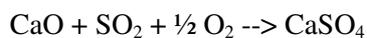
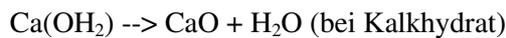


Nach Entzug des Wassers fällt Gips mit bis zu 10 % Restfeuchte in rieselfähiger Form an und steht als wertvolles Produkt zur Abgabe an die Baustoffindustrie zur Verfügung.

Der Schwefeldioxid-Abscheidungsgrad beträgt 95 %, die gereinigten, abgekühlten Rauchgase werden nach dieser Prozedur wieder aufgeheizt und verlassen den Turm über Tropfenabscheider mit einer Mindesttemperatur von 75 °C.

Trotz dieser Reinigungsmöglichkeiten muss betont werden, dass die Produktion, so weit als möglich, vermieden werden soll, da die Reinigung nicht die optimalste Lösung ist, da sie eigentlich nur eine Umverteilung und Aufkonzentrierung erwirkt.

Beim **Additiv-Verfahren**, häufig auch als **Direktentschwefelung** bezeichnet, wird zum Brennstoff zusätzlich trockener Kalk oder Kalksteinmehl in den Kessel geblasen. Die Zugabe des Additivs kann an verschiedenen Stellen erfolgen: entweder bereits vor der Feuerung durch Beimengung zum Brennstoff, durch gemeinsames Eindüsen mit der Verbrennungsluft in den Brennraum, durch Einbringung in den Feuerraum des Kessels oder auch durch Zugabe in den bereits entstandenen Abgasstrom nach dem Kessel. Ein Teil des Schwefeldioxids reagiert mit dem **Kalkstein**, wird gebunden und in Gips umgewandelt.



Der Vorteil dieses Verfahrens besteht im geringen Platzbedarf und eignet sich vor allem für kleinere Anlagen bis zu 300 Megawatt. Der Abscheidungsgrad beträgt maximal **60 %**.

Das besondere Merkmal von **Trockenverfahren** ist, dass die Temperatur der Rauchgase während des gesamten Prozesses nur wenig sinkt und eine Wiederaufheizung der gereinigten Rauchgase nicht notwendig ist.

Diese Technik geht davon aus, dass Schwefeldioxid an feuchten Kalkpartikeln besser absorbiert als an trockenen. Diese Technik wird auch als Quasi-Trockenverfahren oder Halbtrockenverfahren bezeichnet. In einem Sprühabsorber wird Kalkmilchsuspension fein zerstäubt und mit dem etwa 130 bis 150 °C heißen Rauchgas in Berührung gebracht. Der Wasseranteil der Suspension verdampft und die Rauchgasinhaltsstoffe reagieren mit dem eingesprühten Kalk. Es entsteht ein trockenes, feinkörniges Endprodukt, das in der Baustoffindustrie Verwendung findet.

8. Anhang

| | |
|-------------------------|---|
| n_t | Bis zur Zeit t umgesetzte Menge an SO_2 [mol] |
| P | Druck: 1 bar Umgebungsdruck + 1 bar Überdruck = 2 bar = 200 000 Pa |
| \dot{V} | Volumenstrom des SO_2 : $50 \text{ L h}^{-1} = 1,39 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ |
| R | Allgemeine Gaskonstante: $8,31451 \text{ J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$ |
| T | Temperatur: 298 K |
| Integral | Bis zur Zeit t umgesetzte Menge an SO_2 [ppm * s] |
| X (t) | Umsatz an Ca(OH)_2 [-] |
| $n_{\text{Ca(OH)}_2}^0$ | Stoffmenge an Ca(OH)_2 zum Zeitpunkt 0 [mol] |
| $n_{\text{Ca(OH)}_2}^t$ | Stoffmenge an Ca(OH)_2 zum Zeitpunkt t [mol] |
| dX/dt | Reaktionsrate [1/s] |
| k | Reaktionsgeschwindigkeitkonstante [1/s] |
| a | Reaktionskonsante [-] |