

# LÜHR FILTER

## **Trockensorption mit Natriumbicarbonat – wirklich ein ganz einfaches Verfahren ? – Untersuchungen an einer MVA in Frankreich**

von  
Dipl. - Ing. Rüdiger Margraf



**HDT – Fachtagung  
Trockene Abgasreinigung für Feueranlagen und andere thermische  
oder chemische Prozesse**

## Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung.....	5
2	Gasreinigung der MVA Cluses.....	6
	2.1 Allgemeiner Aufbau.....	6
	2.2 Kugelrotor-Umlaufverfahren.....	8
3	Einfluss von Trockentemperatur, Rezirkulation und Verhältnis HCl / SO <sub>2</sub> auf die Abscheideeffizienz und die Stöchiometrie.....	9
	3.1 Vorbemerkungen .....	9
	3.2 Untersuchungsergebnisse .....	10
	3.2.1 Einfluss der Trockentemperatur auf den Abscheidegrad und die Stöchiometrie .....	8
	3.2.2 Einfluss der Partikelrezirkulation auf Abscheidegrad und Stöchiometrie .....	12
	3.2.3 HCl- und SO <sub>2</sub> - Abscheidegrad im Vergleich sowie Einfluss des Verhältnisses HCl / SO <sub>2</sub> auf den SO <sub>2</sub> -Abscheidegrad.....	14
4.	Abscheidung von Quecksilber .....	16
5.	Wertung und Verfahrenvergleich .....	16

## 1 Einleitung

Bei der Gasreinigung hinter Verbrennungsanlagen zum Beispiel für Biomasse, Müll oder EBS haben sich in den letzten Jahren trockene und quasi-trockene Verfahren zur simultanen Abscheidung von Partikeln, Schwermetallen, sauren Schadgas-komponenten sowie Dioxinen und Furanen durchgesetzt. Als Additiv zur Abscheidung der sauren Schadgase kommen konkurrierend  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  /  $\text{CaO}$  oder  $\text{NaHCO}_3$  zum Einsatz.

Für die trockene Chemisorption unter Verwendung von  $\text{NaHCO}_3$  werden nachfolgend aufgeführte Punkte häufig als vorteilhafte Besonderheiten genannt:

- Hohe Reaktivität des Additivmittels
- Einfacher und zuverlässiger Anlagenaufbau
- Erzielung niedriger Stöchiometrien
- Geringere Reststoffmengen aus den Reaktionsprodukten gegenüber Ca-basierten Verfahren

Allerdings werden in diesem Zusammenhang immer wieder die Einflüsse von

- Trockentemperatur im Gas
- Anlagenausführung mit und ohne Partikelrezirkulation
- Verhältnis  $\text{SO}_2$  /  $\text{HCl}$

in Bezug auf die erreichbare Stöchiometrie bei diesem Verfahren diskutiert.

An einer Rauchgasreinigung hinter einer MVA in Frankreich wurden zur Klärung dieser Fragen Untersuchungen durchgeführt. Die Ergebnisse werden nachfolgend erläutert und einer abschließenden Wertung unterzogen.

Auf die Erläuterung von Grundlagen bei der Abscheidung saurer Schadgase mittels  $\text{NaHCO}_3$  wie Reaktionsgleichungen, Molgewichte usw. wird an dieser Stelle verzichtet.

## 2 Gasreinigung der MVA Cluses

### 2.1 Allgemeiner Aufbau

Im Jahr 2006 wurde die Gasreinigung für die MVA in Cluses/Frankreich ertüchtigt. Die Anlage nach dem Umbau zeigt Abbildung 1. Wesentliche Daten der Aufgabenstellung sind in Tabelle 1 genannt.



Abb. 1: MVA Cluses/ Frankreich

<b>Volumenstrom : 34.000 m<sup>3</sup>/h i. N. f.</b>			
<b>Temperatur vor Quench : 250 °C</b>			
<b>Rohgaswerte :</b>		<b>Gewährleistung :</b>	
Partikel	: 90 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	Partikel	: 10 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.
HCl	: 1200 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	HCl	: 10 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.
HF	: 20 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	HF	: 1 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.
SO <sub>2</sub>	: 300 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	SO <sub>2</sub>	: 50 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.
PCDD/PCDF	: 3 ng/m <sup>3</sup> i. N. tr.	PCDD/PCDF	: 0,1 ng/m <sup>3</sup> i. N. tr.
Hg	: 0,4 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	Hg	: 0,05 mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.

Tab. 1: Aufgabenstellung MVA Cluses/ Frankreich

Für die neue Gasreinigung wurde vom Betreiber ein Trockensorptionsverfahren unter Verwendung von  $\text{NaHCO}_3$  und Aktivkohle als Additiv gewählt. In Abbildung 2 ist der grundsätzliche Verfahrensaufbau als Grobschema dargestellt.

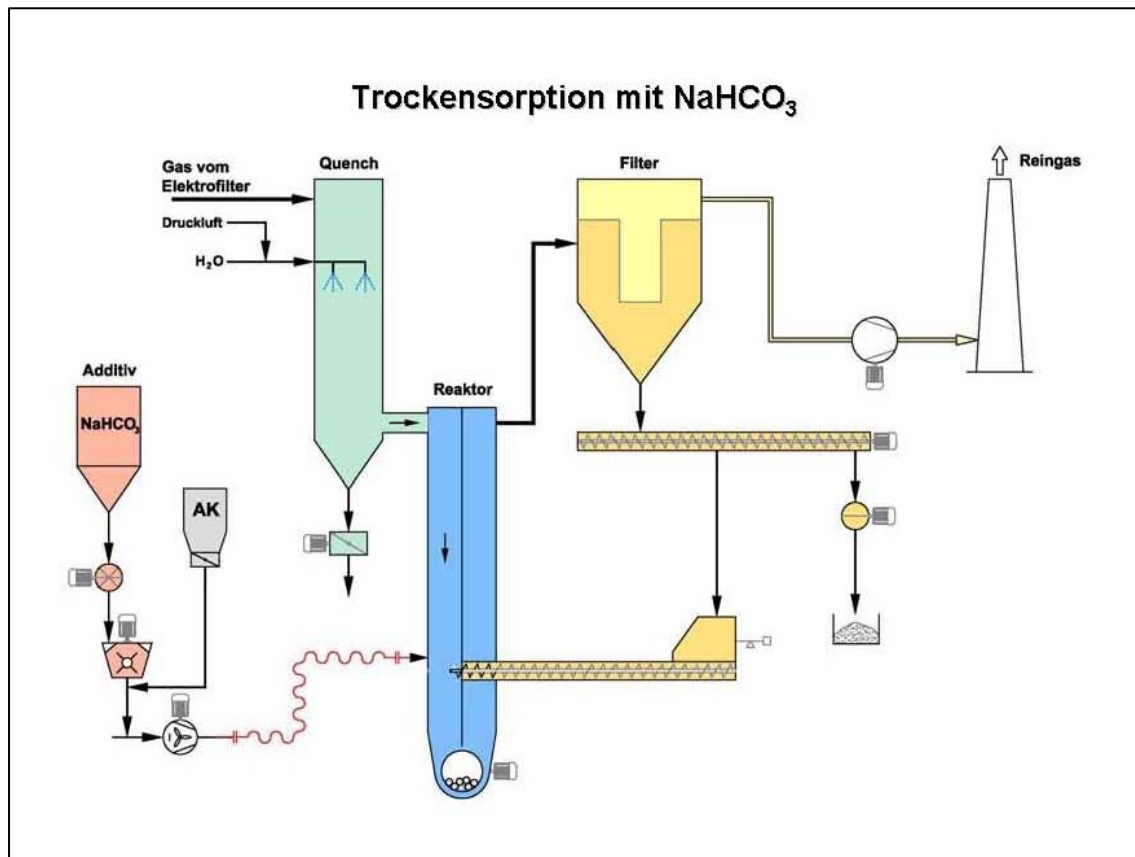


Abb. 2: Verfahrensaufbau MVA Cluses/ Frankreich

Die Flugasche wird in einem Elektrofilter, das der Sorptionsstufe vorgeschaltet ist, abgeschieden. Dies ermöglicht eine getrennte Entsorgung von Flugasche und Reaktionsprodukten.

Aufgrund der kesselbedingten, relativ hohen Trockentemperatur an der Übernahmestelle nach Elektrofilter von 230° bis 250° C ist eine Kühlstufe, ausgeführt als Verdampfungskühler, zur Einstellung der optimalen Temperatur in der Sorptionsstufe notwendig. Bei Auswahl der bestgeeigneten Betriebstemperatur ist neben der Abscheidung der sauren Schadgase auch die Notwendigkeit der Quecksilberabscheidung mittels Aktivkoks zugabe zu berücksichtigen. Während für die Abscheidung von  $\text{SO}_x$ , HCl und HF bei Einsatz von  $\text{NaHCO}_3$  eine höhere Temperatur vorteilhaft ist, lassen sich für die Adsorption von Quecksilber und Quecksilberverbindungen durch Zugabe von Aktivkoks/-kohle bei niedrigeren Temperaturen bessere Abscheidegrade erreichen. Der Verdampfungskühler wurde so ausgelegt, dass eine Temperatur im Eintritt des Reaktors zwischen 150° und 180° C gewählt werden kann.

Die Additive werden getrennt gelagert und unabhängig voneinander dosiert. Die Mischung der Additive erfolgt vor dem Fördergebläse für die Additivmittelförderung in

den Reaktor. Sichertmühlen und Fördergebläse sind zur Sicherstellung der Anlagenverfügbarkeit redundant ausgeführt.

Die Zugabe der Additive in das System erfolgt nach Verdampfungskühler in einem dem Filter vorgeschalteten Reaktor. Die Zugabemenge von Aktivkoks in das System ist konstant eingestellt. Eine kontinuierliche Quecksilbermessung ist bei dieser Anlage nicht gefordert und auch nicht installiert. Die Zugabe von  $\text{NaHCO}_3$  erfolgt geregelt über die kontinuierlich gemessenen Emissionswerte im Reingas.

Die Additiv- und Reaktionsprodukte werden in einem Flachschauchfilter, das in Mehrkammerbauweise ausgeführt ist, abgeschieden. Die Partikel können vor Ausschleusung aus dem Filter vielfach in den Reaktor zurückgeführt werden.

Die durchschnittliche Aufenthaltszeit der Additive im System ist variabel. Sie richtet sich nach dem gewählten Abreinigungszyklus sowie der eingestellten Rezirkulationsrate. Die zur Verfügung stehende Zeit für die Reaktion zwischen Schadgasmolekülen und Additivpartikeln beträgt ca. 2 sec. Wichtig für die Effizienz des Verfahrens ist eine frühzeitige homogene Verteilung der Additive und Rezirkulationspartikel im Gasstrom. Zur Sicherstellung dieser Eigenschaft wurde in diese Anlage das Kugelrotor-Umlaufverfahren eingesetzt.

## 2.2 Kugelrotor-Umlaufverfahren

Das Kugelrotor-Umlaufverfahren ist in Abbildung 3 schematisch dargestellt. Es besteht im Wesentlichen aus den Bauteilen Umlenkreaktor mit Kugelrotor, Flachschauchfilter und Rezirkulationsschnecke.

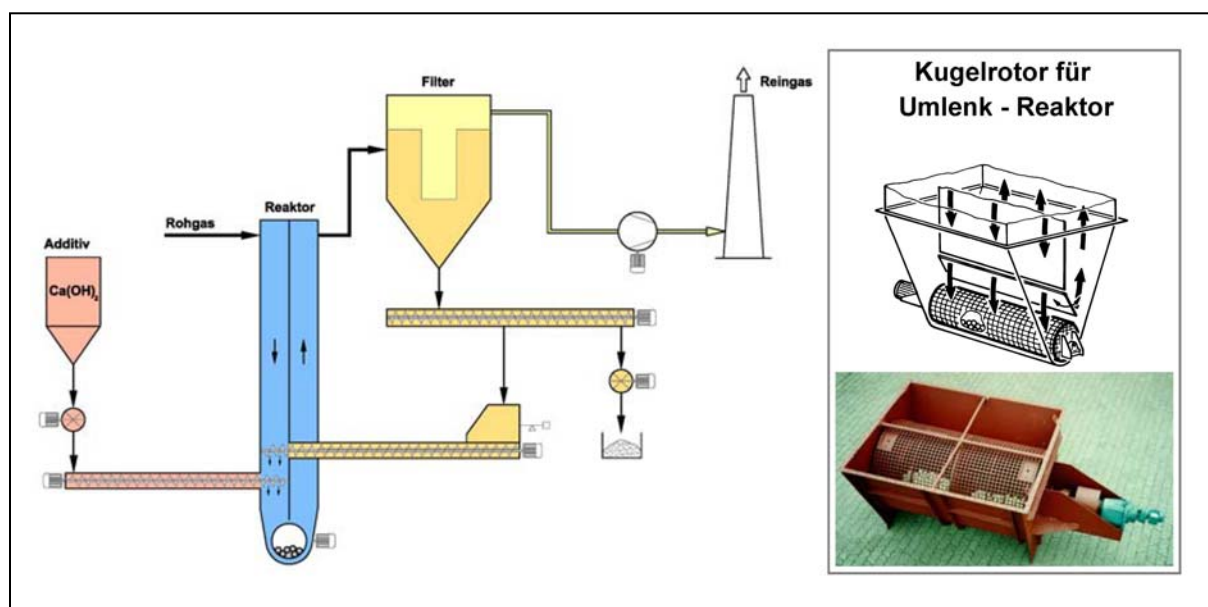


Abb. 3: Kugelrotor-Umlaufverfahren

Der Kugelrotor ist ein Hohlzylinder, dessen Mantelfläche aus Lochblech mit ca. 30 x 30 mm großen Öffnungen besteht. Bis zu 10 % seines Volumens ist dieser Hohlzylinder mit Kugeln aus hitzebeständigem und verschleißfestem keramischem

Werkstoff gefüllt. Der Rotor wird durch einen Getriebemotor mit ca. 1 Umdrehung/min kontinuierlich in Drehung versetzt. Dabei führen die Kugeln Relativbewegungen zueinander und gegenüber der gelochten Trommelwandung aus. Die Trommel wird um deren Drehachse herum zunächst abwärts und danach aufwärts vom Rohgas durchströmt.

Als wesentliche Funktionen des Kugelrotors sind zu nennen:

- Verhinderung von Partikelablagerungen bei der Umlenkung der Strömung eines partikelbeladenen Rohgases
- Herbeiführung einer homogenen Verteilung von Partikeln im Rohgasstrom auch bei hohen Partikelbelastungen (zum Beispiel bis zu 100 g/m<sup>3</sup>)
- Zerkleinerung von Agglomeraten, deren Sinkgeschwindigkeit größer ist als die Transportgeschwindigkeit im Reaktor

Im Filter abgeschiedene Partikel werden über eine Förderschnecke vor deren Ausschleusung vielfach in den Reaktor zurückgeführt. Die Partikelumlaufmenge ist einstellbar und kann bei Bedarf zum Beispiel in Abhängigkeit von der aktuellen Rohgasmenge geregelt werden. Bei der hier vorgestellten Anlage kann die spezifische Umlaufmenge variiert werden zwischen 0 und max. 50 g/m<sup>3</sup> i. N. f.

Gegenüber alternativ zum Beispiel pneumatisch arbeitenden Rückführsystemen weist das Kugelrotor-Umlaufverfahren vorteilhafte Besonderheiten auf, u. a.:

- der Partikeltransport erfolgt mechanisch über betriebssichere Schneckenförderer
- eine Ausschleusung und ggf. Zwischenspeicherung der Umlaufpartikel vor der Rezirkulation ist nicht notwendig
- durch Einsatz des Kugelrotors ist bei der Zugabe der Umlaufpartikel in den Rohgasstrom eine homogene Verteilung sichergestellt
- keine O<sub>2</sub>-Erhöhung im Rauchgas durch Eintrag von Förderluft

### **3 Einfluss von Trockentemperatur, Rezirkulation und Verhältnis HCl / SO<sub>2</sub> auf die Abscheideeffizienz und die Stöchiometrie**

#### **3.1 Vorbemerkungen**

Der Betreiber der Anlage hat der Durchführung von Messreihen zur Untersuchung des Einflusses von

- Trockentemperatur
- Partikelrezirkulation
- Verhältnis HCl / SO<sub>2</sub>

auf die Stöchiometrie und die Abscheideeffizienz zugestimmt. Allerdings mussten einige Vorgaben bei Festlegung und Durchführung der Testreihen berücksichtigt werden.

- Die Emissionswerte im Reingas sollten immer deutlich unter den jeweiligen geforderten Grenzwerten gehalten werden (ca. 20 % des Grenzwertes).
- Die Partikelrezirkulation muss mit einer Mindestmenge betrieben werden.

Die Messreihen wurden bei folgenden Einstellparametern durchgeführt:

- Trockentemperatur 150° C und 170° bis 180° C
- Rezirkulation 5 g/m<sup>3</sup> i. N. f. und 45 g/m<sup>3</sup> i. N. f.

Die Roh- und Reingaswerte für HCl, SO<sub>2</sub> und HF wurden ebenso wie Volumenstrom und Trockentemperatur kontinuierlich gemessen und dokumentiert. Die Stöchiometrie wurde anhand von Analysen der ausgetragenen Reaktionsprodukte ermittelt. Quecksilbermessungen wurden roh- und reingasseitig an mehreren Messtagen durchgeführt.

Die Testreihen erfolgten in mehreren Kampagnen über einige Wochen. Nachfolgend werden die Ergebnisse anhand der Aufzeichnungen einiger ausgewählter Tage diskutiert.

## 3.2 Untersuchungsergebnisse

### 3.2.1 Einfluss der Trockentemperatur auf den Abscheidegrad und die Stöchiometrie

Üblicherweise wird bei Verwendung von NaHCO<sub>3</sub> zur Abscheidung saurer Schadgase eine Mindesttrockentemperatur im Gas von 140° C genannt. Unterhalb dieser Temperatur läuft die Reaktion zur Aktivierung des NaHCO<sub>3</sub> wesentlich träger ab. Die Untersuchungen sollten zeigen, inwieweit ein Zusammenhang zwischen der Abscheideeffizienz und der Temperatur oberhalb 140° C besteht. Anhand der Messaufzeichnungen, die in den Abbildungen 4 und 5 dargestellt sind, wird der Temperatureinfluss auf die Abscheidung von HCl und SO<sub>2</sub> erläutert.

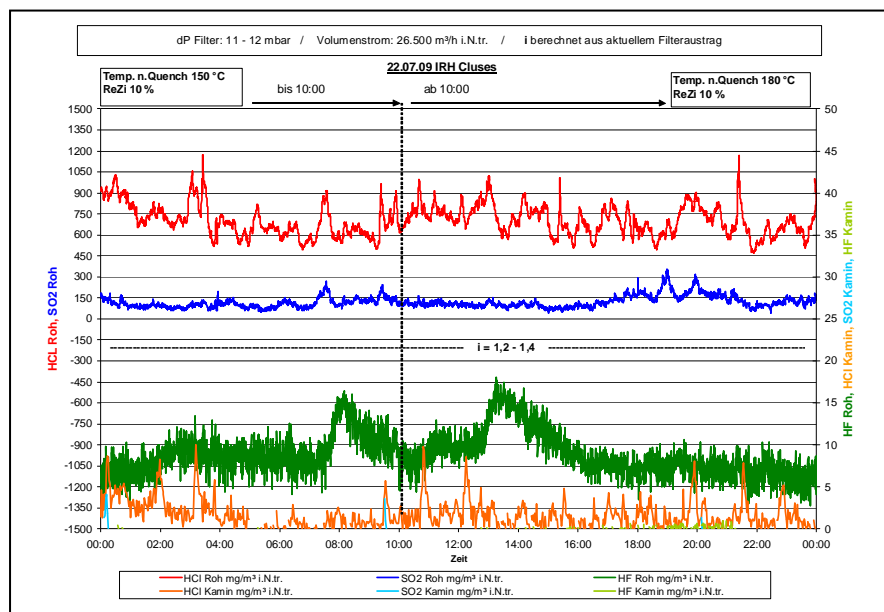


Abb. 4: Einfluss der Temperatur auf die HCl-Abscheidung



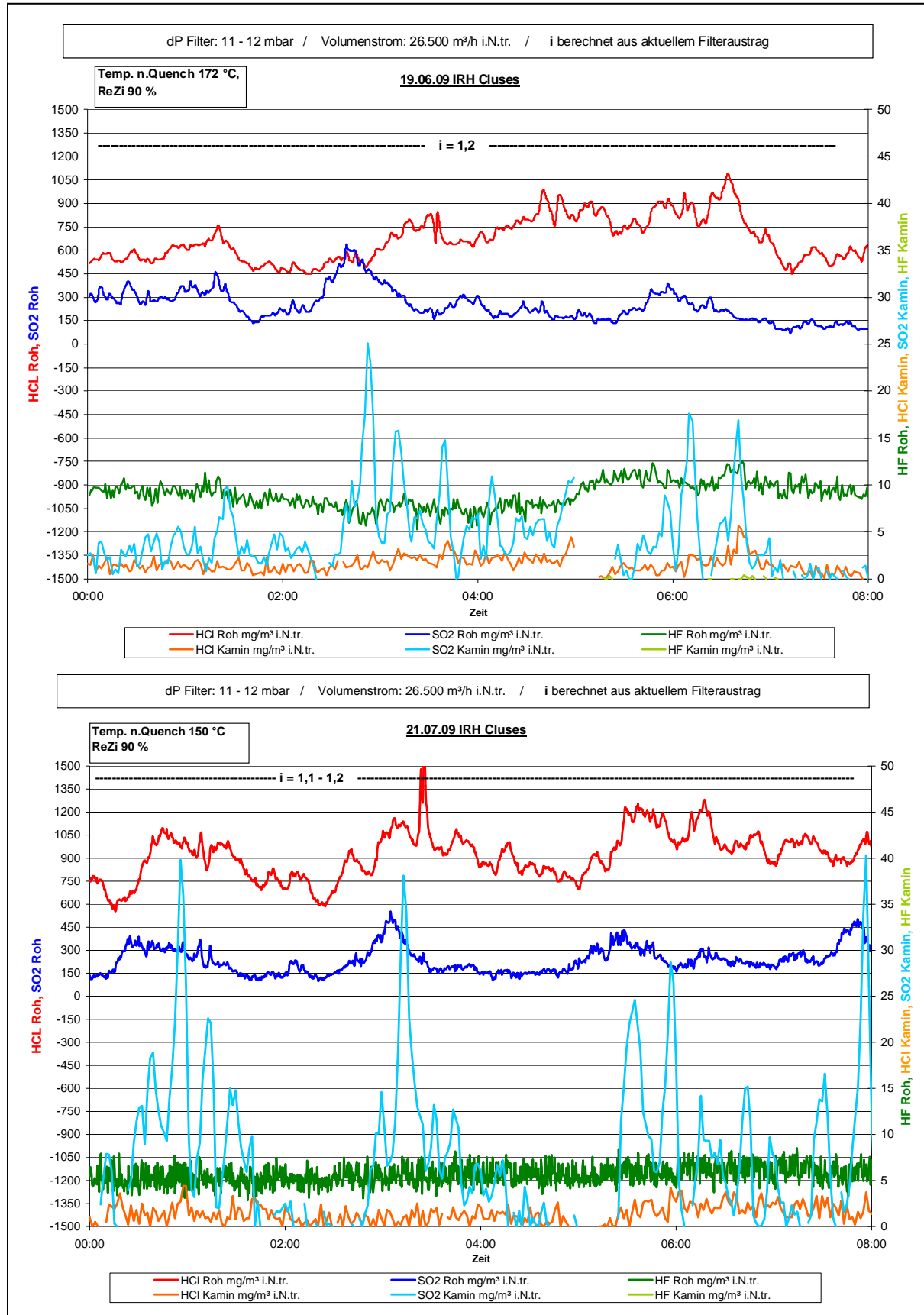


Abb. 5: Einfluss der Temperatur auf die SO<sub>2</sub>-Abscheidung

Am 22.07.2009 (Abbildung 4) wurde bei einer Umlaufrate von 5 g/m<sup>3</sup> i. N. f. die Temperatur gegen 10:00 Uhr vormittags von 150° C auf 180° C angehoben. Während des gesamten Messtages war der SO<sub>2</sub>-Rohgasgehalt relativ konstant auf einem recht niedrigen Niveau, während HCl die üblichen Schwankungen von ± 20 % um den Mittelwert aufwies.

Es konnten keine Veränderungen der Stöchiometrie und des erreichten Abscheidegrades durch die Umstellung der Temperatur festgestellt werden.

Anders stellt sich dies bei dem Vergleich des Messtages am 19.06.2009 mit dem am 21.07.2009 (Abbildung 5) dar. An beiden Tagen

- wurde mit hoher Umlaufrate von 45 g/m<sup>3</sup> i. N. f. gefahren.
- lag der Stöchiometriefaktor bei einem Wert < 1,2.
- waren größere Schwankungen der Rohgaswerte sowohl für HCl als auch insbesondere für SO<sub>2</sub> zu beobachten.

Am 19.06.2009 wurde die Anlage bei einer Temperatur von ca. 170° C betrieben, am 21.07.2009 mit 150° C.

Wiederum ist für HCl kein Einfluss der Temperatur auf den Abscheidegrad erkennbar. Bei SO<sub>2</sub> hingegen liegen die Reingaswerte bei Anstieg der SO<sub>2</sub>-Rohgaswerte bei der niedrigeren Betriebstemperatur tendenziell höher.

Im Resümee lässt sich sagen

- für HCl ist im Bereich zwischen 150° und 180° C kaum eine Abhängigkeit feststellbar
- für SO<sub>2</sub> ist eine Abhängigkeit erkennbar. Mit höherer Temperatur wird die Abscheideeffizienz besser.

### **3.2.2 Einfluss der Partikelrezirkulation auf Abscheidegrad und Stöchiometrie**

Es wird aufgrund der hohen Reaktivität des eingesetzten Additivmittels häufig argumentiert, dass eine Partikelrezirkulation bei diesem Verfahren nicht notwendig ist und zu keiner Verbesserung des Abscheideverhaltens führt. Bei den durchgeführten Untersuchungen konnte diese Aussage nicht bestätigt werden.

Den Einfluss zeigt beispielhaft Abbildung 6. Am 21.07.2009 wurde die Rezirkulationsrate von ca. 45 g/m<sup>3</sup> i. N. f. (90 %) auf 5 g/m<sup>3</sup> i. N. f. (10 %) reduziert.

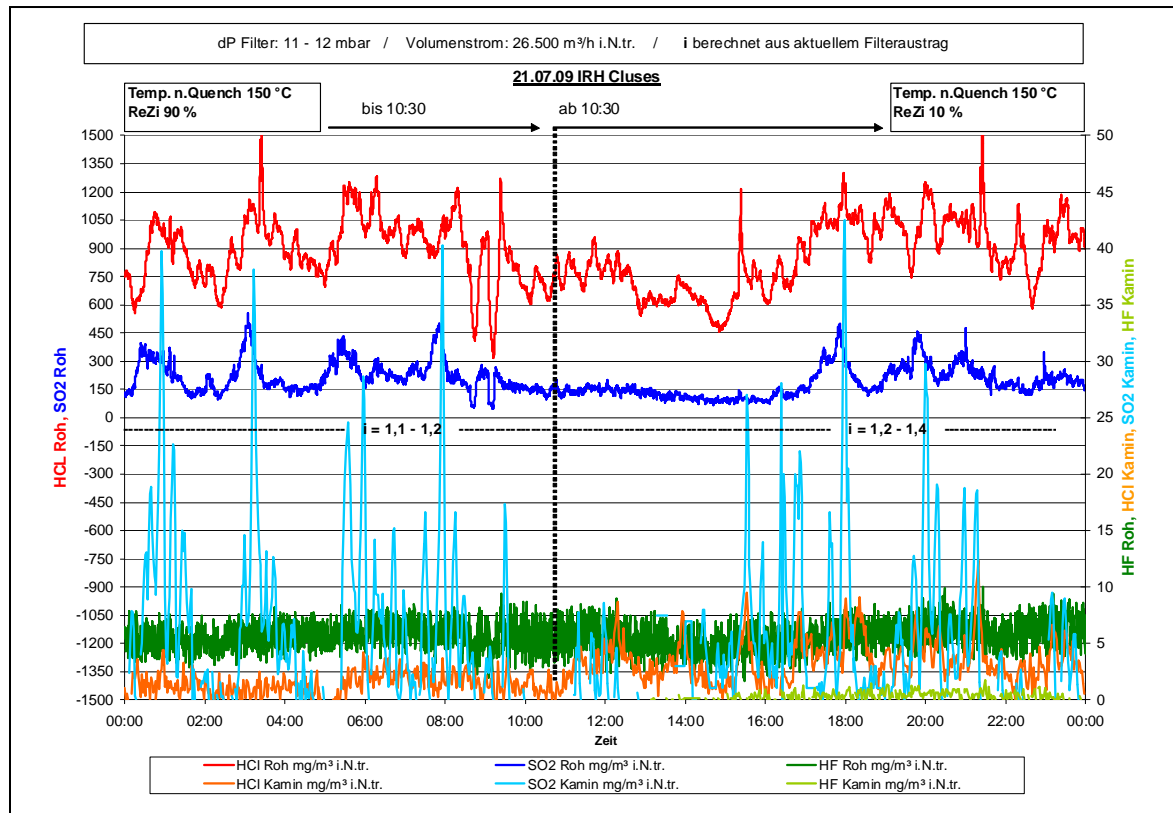


Abb. 6: Einfluss der Partikelrezirkulation auf Abscheidegrade und Stöchiometrie

Die Ergebnisse stellen sich wie folgt dar:

- Die Dosiermenge wurde automatisch zur Einhaltung der vorgegebenen max. Reingaswerte angehoben. Im Durchschnitt stieg die Stöchiometrie von ca. 1,1 bis 1,2fach auf 1,2 bis 1,4fach.
- Die Reingaswerte lagen bei der niedrigeren Umlaufrate insbesondere für HF und HCl höher.

Generell wurde über den gesamten Messzeitraum von mehreren Wochen eine deutliche Abhängigkeit der Abscheideleistung bzw. der Stöchiometrie von der Partikelrezirkulation festgestellt. Dies begründet sich zum Teil mit der Trägheit des gewählten Regelkonzeptes für die  $\text{NaHCO}_3$ -Dosierung. Die Regelung erfolgt ausschließlich in Abhängigkeit der Reingaswerte. Dies führt häufig zeitweilig zu einer weit überstöchiometrischen Additivmittelzugabe. Bei Systemen ohne oder mit nur geringer Partikelrückführung werden dann Additivpartikel ohne Ausnutzung der vollen Sorptionsfähigkeit ausgeschleust. Bei Anlagen mit Partikelrezirkulation kann das zeitweilig durch weit überstöchiometrische Zugabe im Überschuss im System vorhandene freie Additiv aufgrund der längeren Aufenthaltszeit auch zu einem späteren Zeitpunkt für die Reaktion genutzt werden. Die Dosierung erfolgt dann für eine begrenzte Zeit unterstöchiometrisch.

Daneben besitzt ein System mit Partikelrückführung gegenüber einem System ohne Rezirkulation generell Vorteile, die einen Einfluss auf die Abscheideeffizienz unabhängig vom eingesetzten Additiv haben.

- Die Aufenthaltszeit der Additivpartikel im System wird erhöht.
- Im Bereich des Reaktors vor Filter ergibt sich eine höhere Additivpartikeldichte.
- Es wird eine häufige räumliche Neuorientierung bei Wiederanlagerung der rückgeführten Additivpartikel an das Filtermaterial erreicht.

### 3.2.3 HCl- und SO<sub>2</sub>-Abscheidegrad im Vergleich sowie Einfluss des Verhältnisses HCl / SO<sub>2</sub> auf den SO<sub>2</sub>-Abscheidegrad

Über die gesamte Zeit der Messkampagne zeigten sich bei allen Einstellungen, dass die Affinität von NaHCO<sub>3</sub> gegenüber HCl deutlich höher ist als gegenüber SO<sub>2</sub>. Dieses zeigen beispielhaft die Messkurven in den Abbildungen 7 und 8.

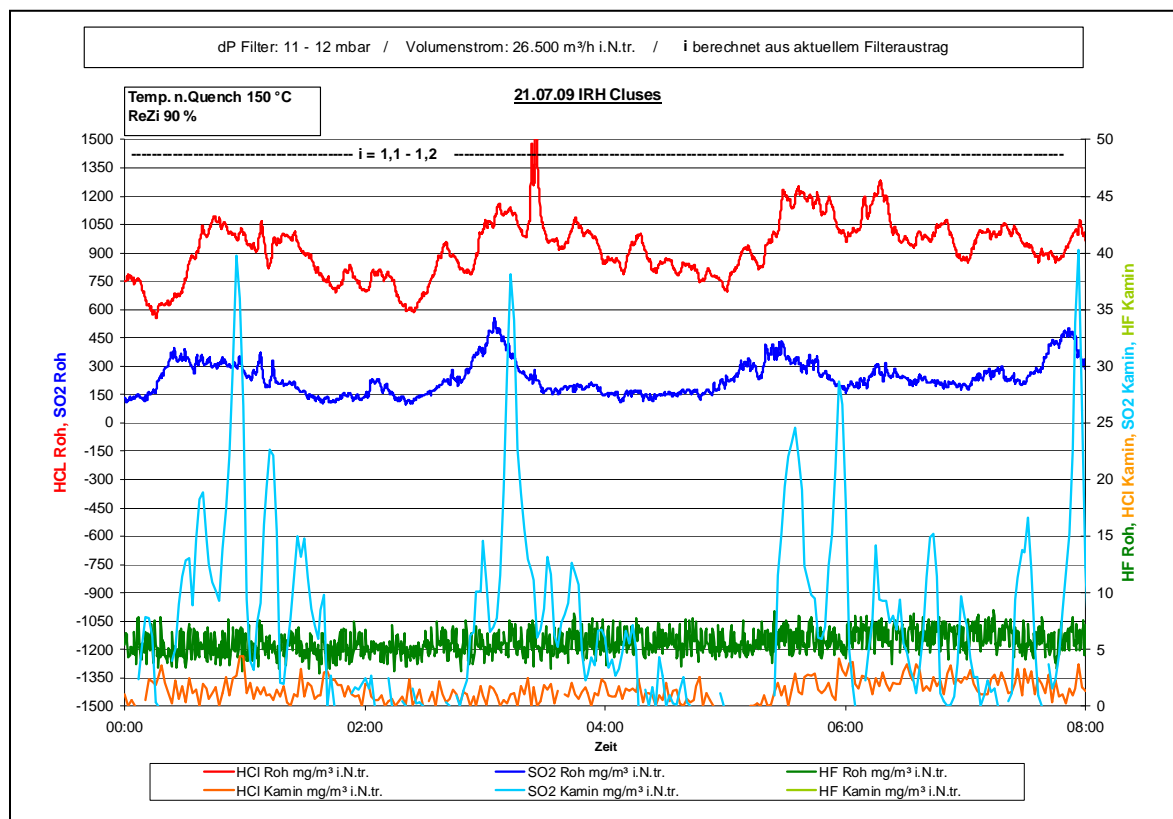


Abb. 7: Einfluss von Rohgasspitzen auf die Reingasswerte

Während Peaks bei HCl praktisch zu keinem erkennbaren Anstieg der HCl-Reingasswerte führen, ist ein spontaner, starker Anstieg der SO<sub>2</sub>-Reingasswerte bei Rohgasspeaks zu erkennen. Auch kann ein HCl-Rohgasspeak eine Erhöhung des SO<sub>2</sub>-Reingasswertes bewirken.

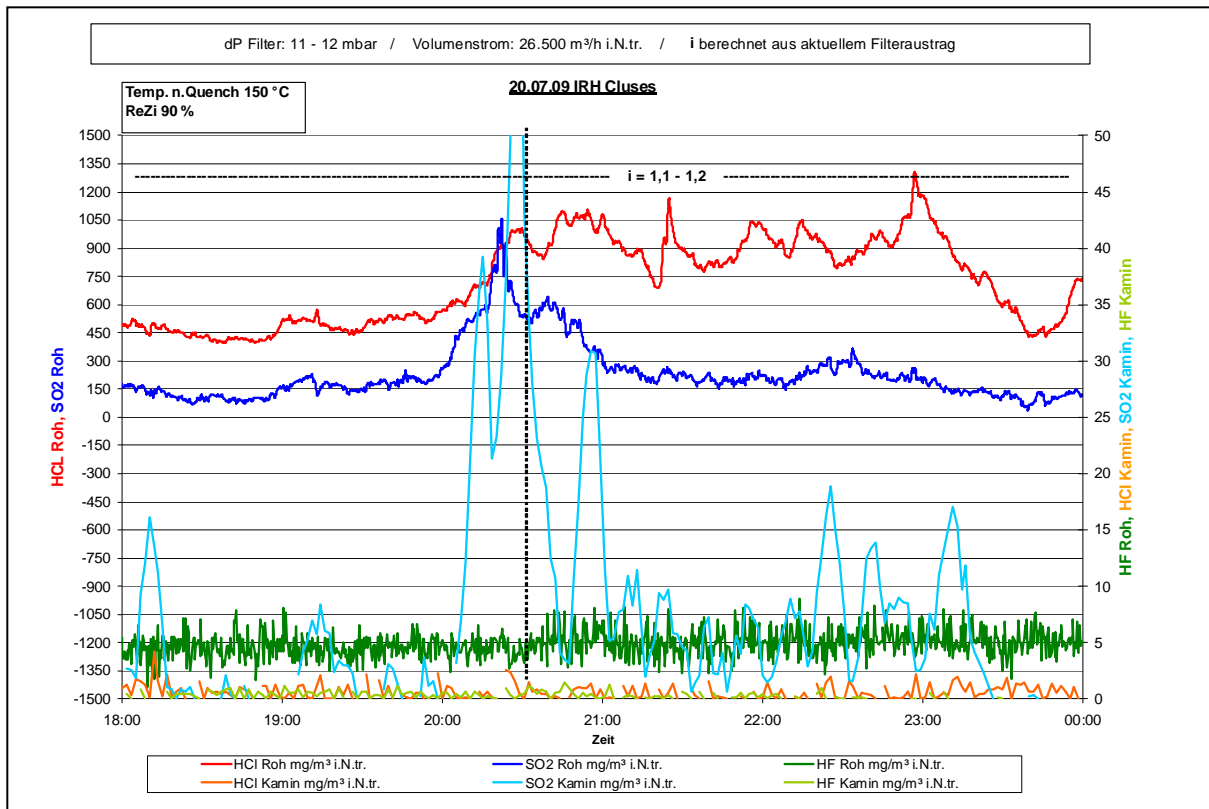


Abb. 8: Einfluss von Rohgasspitzen auf die Reingaswerte

In Abbildung 9 ist ergänzend für verschiedene Messpunkte der SO<sub>2</sub>-Abscheidegrad als Funktion des Verhältnisses HCl / SO<sub>2</sub> dargestellt. Es ist eine deutliche Abhängigkeit erkennbar. Bei einer Verschiebung des Verhältnisses in Richtung SO<sub>2</sub> reduziert sich der erreichte SO<sub>2</sub>-Abscheidegrad. Dies bedeutet für Aufgabenstellungen mit vor-rangiger SO<sub>2</sub>-Abscheidung und geforderten SO<sub>2</sub>-Abscheidegraden deutlich > 90 %, dass mit höheren Stöchiometriewerten zu rechnen ist oder aber dass durch eine Partikelrezirkulation die geringere Reaktionsgeschwindigkeit kompensiert werden muss.

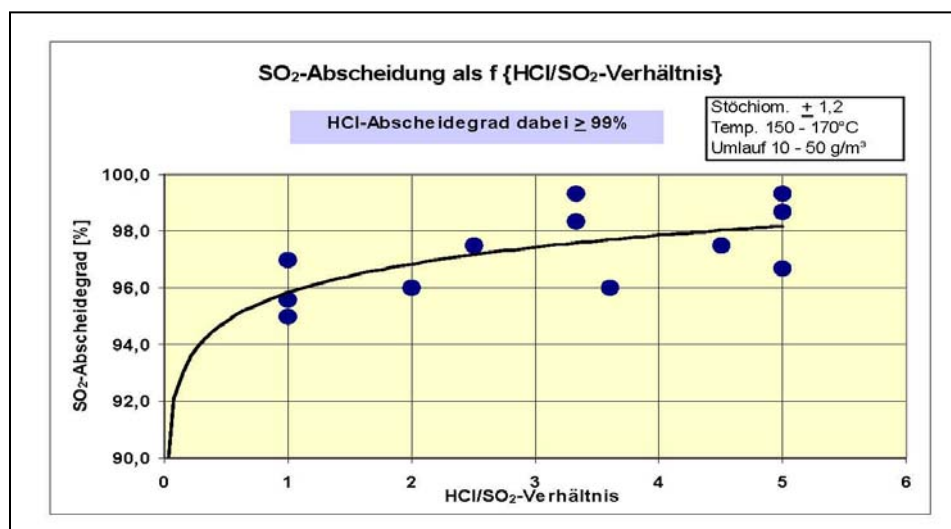


Abb. 9: SO<sub>2</sub>-Abscheidung in Abhängigkeit des Verhältnisses HCl/ SO<sub>2</sub>

Ergänzend sei angemerkt, dass ein Einfluss des Verhältnisses HCl / SO<sub>2</sub> auf den HCl-Abscheidegrad nicht erkennbar ist.

#### 4. Abscheidung von Quecksilber

Während der Messkampagnen wurden mehrfach Quecksilbermessungen im Roh- und Reingas durchgeführt. Unabhängig vom Anlagenbetrieb in Bezug auf Umlaufraten und Temperatur wurden durchgängig sehr niedrige Reingaswerte - im Durchschnitt deutlich < 5 µg/m<sup>3</sup> i. N. tr. - ermittelt. Allerdings lagen die Rohgaswerte mit teilweise deutlich < 100 µg/m<sup>3</sup> i. N. tr. recht niedrig und damit war das C- / Hg-Verhältnis mit einem Faktor von ca. 1.000 sehr hoch. Ein Einfluss von Rezirkulation und Temperatur auf den Abscheidegrad konnte aufgrund der Randbedingungen nicht festgestellt werden.

Variationen der Aktivkoksdosierung wurden nicht vorgenommen.

#### 5. Wertung und Verfahrensvergleich

Die Auswertung der Messergebnisse lässt sich wie folgt zusammenfassen:

- Aufgrund der Vorgaben des Betreibers lagen die Reingaswerte üblicherweise bei ca. max. 20 % der geforderten Grenzwerte. Die zur Einhaltung dieser Grenzwerte notwendige Stöchiometrie liegt im Durchschnitt im Bereich von 1,1 bis 1,4. Dieses Ergebnis verdeutlicht die gute Abscheideeffizienz des eingesetzten Additives.
- Schwankungen bei den Rohgaswerten führen aufgrund der fehlenden Rohgasmessung zu Emissionsspitzen bei zeitweise erhöhter Stöchiometrie. Die Installation einer Rohgasmessung von HCl und SO<sub>2</sub> zur zeitnahen Additivmittelregelung kann zur Einhaltung niedriger Stöchiometriewerte in Abhängigkeit der Aufgabenstellung empfehlenswert sein.
- Der Einfluss der Temperatur ist lediglich für SO<sub>2</sub> festzustellen. Bei niedrigerer Temperatur liegen die Reingaswerte insbesondere bei erhöhten Rohgaswerten tendenziell höher.
- Der Einfluss der Partikelrezirkulation ist deutlich erkennbar. Zur Einhaltung in etwa gleicher Reingaswerte muss der Stöchiometriefaktor bei hoher Rezirkulationsrate von 1,1 bis 1,2 auf 1,2 bis 1,4 bei geringer Rezirkulation angehoben werden.
- Für die SO<sub>2</sub>-Abscheidung besteht eine Abhängigkeit vom Verhältnis HCl / SO<sub>2</sub>. Dies kann insbesondere bei Aufgabenstellungen mit vorrangiger SO<sub>2</sub>-Abscheidung zu höheren Stöchiometriefaktoren führen.

Im Resümee haben die Ergebnisse der Untersuchungen gezeigt, dass das Trockensorptionsverfahren unter Einsatz von NaHCO<sub>3</sub> wirklich ein vom Aufbau her einfaches und zuverlässiges Verfahren ist. In Abhängigkeit der Aufgabenstellung kann es empfehlenswert sein, das Grundverfahren, bestehend aus Additivzugabe, Reaktionsstrecke und Filter, zu ergänzen durch die Installation einer Rohgasmessung für SO<sub>2</sub> und HCl und / oder die zusätzliche Installation einer Rezirkulation der im Filter abgeschiedenen Partikel in einen dem Filter vorgeschalteten Reaktor.

Diese Maßnahmen können zur gesicherten Einhaltung einer niedrigen Stöchiometrie im Dauerbetrieb und damit zur Senkung der Betriebskosten beitragen.

Die Auswahl eines bestgeeigneten Verfahrens im Wettbewerb zwischen der Trockensorption mit  $\text{NaHCO}_3$  und der trockenen oder quasi-trockenen Sorption mit Ca-basierten Additiven für eine vorgegebene Aufgabenstellung wird maßgeblich mit beeinflusst von den zu erwartenden Gesamtkosten. Für die MVA Cluses zeigt hierzu die Tabelle 2 die Betriebskosten aus dem Additivmittelverbrauch für das eingesetzte Verfahren im Vergleich zu einem quasi-trockenen Ca-basierten Verfahren.

Benennung	Dimension	Verfahren	
		kond. Trockensorption mit Kalkhydrat	Trockensorption mit Natriumbicarbonat
Volumenstrom	m <sup>3</sup> /h i. N. tr.	24.000	24.000
HCl-Gehalt	mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	1.200	1.200
HF-Gehalt	mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	20	20
SO <sub>2</sub> -Gehalt	mg/m <sup>3</sup> i. N. tr.	300	300
HCl-Fracht	kg/h	28,8	28,8
HF-Fracht	kg/h	0,5	0,5
SO <sub>2</sub> -Fracht	kg/h	7,2	7,2

Absorptionsmittel	----	Ca(OH) <sub>2</sub>	NaHCO <sub>3</sub>
erforderliche Stöchiometrie		2,00	1,20
Bedarf alkalisches Absorptionsmittel	kg/h	77	105
Reststoffanfall aus Additivzugabe	kg/h	123	82

Kosten / Versorgung		----		
alkalisches Absorptionsmittel	EP	EURO/to	100	220
	Bedarf	to/a	616	838
	Kosten	EURO/a	62.000	184.000
Reststoffe	EP	EURO/to	300	300
	Anfall	to/a	985	656
	Kosten	EURO/a	296.000	196.000
<b>SUMME betrachtete Kosten</b>		EURO/a	<b>358.000</b>	<b>380.000</b>

Tab. 2: Betriebskosten für Additive – MVA Cluses/ Frankreich

Bei Bewertung der Aussagen von Tabelle 2 ist zu berücksichtigen, dass in diesem Anwendungsfall insbesondere die relativ kleine Gasmenge und die hohen spezifischen Entsorgungskosten von € 300/t für die Reaktionsprodukte einen erheblichen Einfluss auf die Ergebnisse haben. Aufgrund der geringen Reststoffmenge hat das Verfahren mit  $\text{NaHCO}_3$  hier einen Vorteil, der jedoch trotz der niedrigen Stöchiometrie durch die hohen Beschaffungskosten für das Additiv mehr als aufgebraucht wird.

Durch die höheren Investitionskosten und die zusätzlich zu bewertenden Betriebskosten aus Druckluft- und Energieverbrauch für das quasi-trockene Verfahren wird der Nachteil der höheren Kosten für Additivmittel mehr als kompensiert. Die

Auswahl des Trockensorptionsverfahrens mit  $\text{NaHCO}_3$  ist in diesem Anwendungsfall richtig.

Generell sind als zwei wesentliche Einflussfaktoren auf die Auswahl eines Verfahrens auf Basis von  $\text{NaHCO}_3$  oder  $\text{Ca(OH)}_2/\text{CaO}$  zu nennen:

- Anlagengröße  
Mit zunehmender Anlagengröße ergeben sich Vorteile für Verfahren mit Ca-haltigen Additiven.
- Spezifische Kosten für Reststoffe  
Mit höheren spezifischen Kosten für die Entsorgung ergeben sich Vorteile für  $\text{NaHCO}_3$ .

Neben der Abscheidung der sauren Schadgaskomponenten sind natürlich auch andere Aspekte einer Aufgabenstellung bei der Verfahrensauswahl zu berücksichtigen. Hier sei beispielhaft die  $\text{NO}_x$ -Reduktion genannt. Aufgrund der derzeit diskutierten Forderung nach  $\text{NO}_x$ -Emissionsgrenzwerten teilweise  $< 100 \text{ mg/m}^3$  i. N. tr. in Verbindung mit einer Limitierung des  $\text{NH}_3$ -Schlupfes ist die Kombination Trockensorption mit  $\text{NaHCO}_3$  bei Temperaturen  $> 200^\circ \text{C}$  in Verbindung mit einem nachgeschalteten Katalysator eine mögliche Alternative. Allerdings konkurriert diese Variante insbesondere aufgrund der hohen spezifischen Beschaffungskosten für  $\text{NaHCO}_3$  zum Beispiel mit einer Verfahrenskette

SNCR - quasi-trockene Chemisorption mit  $\text{Ca(OH)}_2/\text{CaO}$  - Nasswäscher

u. a. zur Abscheidung von  $\text{NH}_3$ . Diese Kombination kann trotz des deutlich komplexeren Aufbaus gesamtwirtschaftlich die bessere Alternative darstellen.

Für jeden Anwendungsfall muss separat geprüft werden, welches der auf dem Markt verfügbaren Verfahren in Bezug auf eingesetzte Additive und technische Ausrüstung das bestgeeignete ist. Die Trockensorption mit  $\text{NaHCO}_3$  ist dabei eine interessante Alternative.





Enzer Str. 26  
31655 Stadthagen  
DEUTSCHLAND

Tel.: +49 (0) 5721 708 - 200  
Fax: +49 (0) 5721 708 - 154  
E-Mail: [info@luehr-filter.de](mailto:info@luehr-filter.de)

Internet: [www.luehr-filter.de](http://www.luehr-filter.de)