

Optimierungsansätze zur Steigerung der SO₂-Minderung mittels Direktentschwefelung im GKS Schweinfurt

Ragnar Warnecke, GKS

Volker Müller, GKS

Stefan Langer, GKS

Andreas Wiedl, ete.a

REA-, SCR- und Entstaubungsanlagen

in Großkraftwerken

22./23. November 2016

Düsseldorf

INHALTSVERZEICHNIS

1	Einleitung.....	2
2	Grundlagen der Direktentschwefelung.....	4
3	Versuchsaufbau	5
4	Versuchsablauf	6
4.1	Eingesetzte Sorbentien.....	6
4.2	Übersicht Versuchsablauf.....	7
4.3	Bestimmung des Sorbens-Dosiermassenstromes	7
5	Auswertung und Ergebnisse	8
5.1	Vorgehensweise zur Auswertung.....	8
5.1.1	Allgemeines.....	8
5.1.2	Bestimmung der Abscheideleistung der Direktentschwefelungsstufe	9
5.1.3	Bestimmung der Abscheideleistung „REA gesamt“	9
5.2	Ergebnisdarstellung	10
5.2.1	Abscheideleistung 1. Entschwefelungsstufe	10
5.2.2	Abscheideleistung REA gesamt	11
5.3	Einfluss der Sorbenseindüsung auf die Kesseltemperaturen.....	15
5.4	Einfluss der Rauchgasfeuchte auf die Abscheideleistung	16
5.5	Auswertung Reststoffanalysen.....	20
6	Zusammenfassung und Ergebnisdiskussion	23
7	Literaturverzeichnis	25

1 Einleitung

Die GKS – Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt GmbH (GKS) betreibt im Grundlastwerk zwei Kohlekesselanlagen (IBS 1990) und drei Müllkesselanlagen (IBS 1994). Aufgabe der GKS ist es, die Fernwärmeversorgung der drei Schweinfurter Großbetriebe und der Stadt Schweinfurt sicher zu stellen. Das Kraftwerk (Kohle und Müll) wird kraftwärmegekoppelt betrieben. Im Kohlekraftwerk wurde in der Vergangenheit deutsche Nusskohle als Primärenergieträger eingesetzt, aktuell wird ausländische Kohle eingesetzt. In den thermischen Abfallbehandlungsanlagen (MVA) wird der Restmüll kommunaler Anlieferer (ca. 90%) und haushaltsähnlicher Gewerbemüll (ca. 10%) behandelt.

Nach der Novellierung der 13. BImSchV (2013) gilt für die beiden Kohlekessel im GKS seit 01.01.2016 ein Emissionsgrenzwert für SO₂ von ≤ 250 mg/m³ im reinen Kohlebetrieb (Grenzwert bis Ende 2015: 700 mg/m³; im Jahresmittel wurden ca. 540 mg/m³ erreicht).

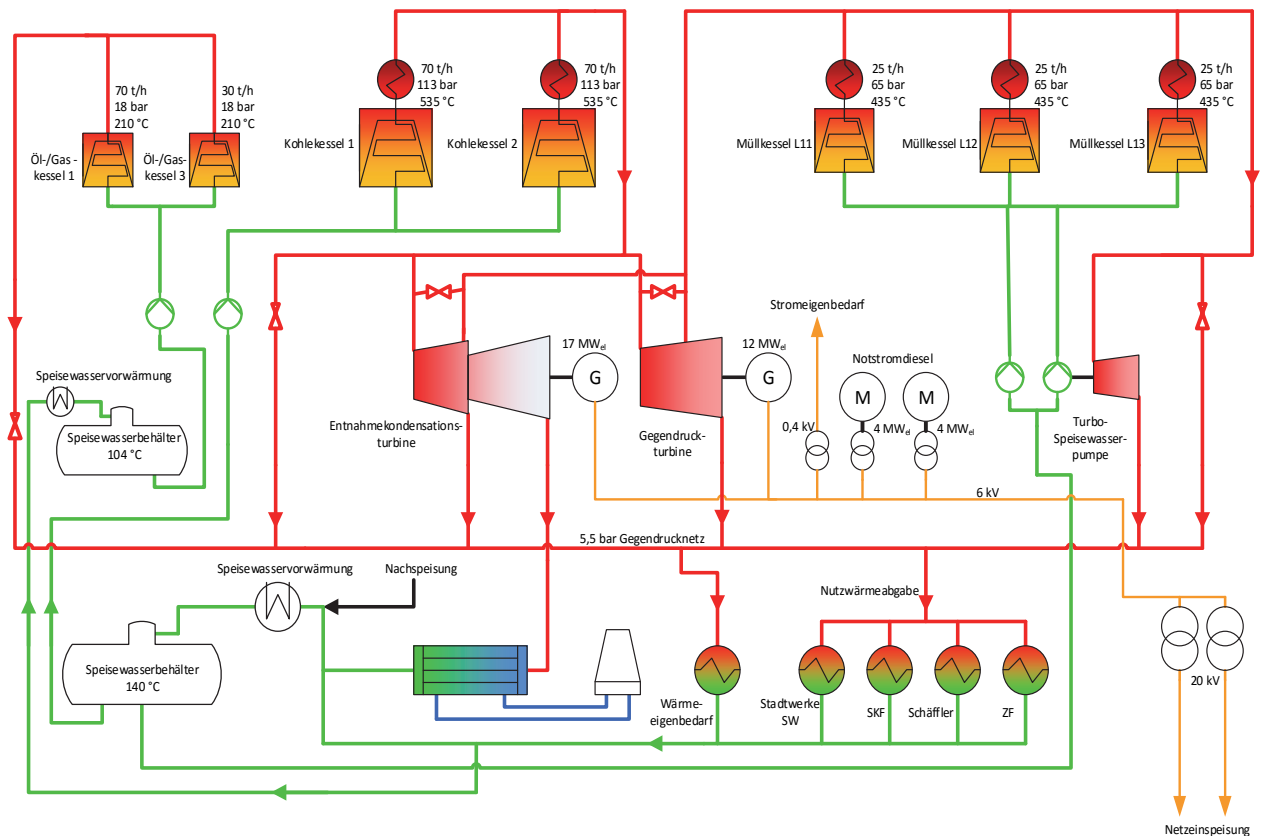


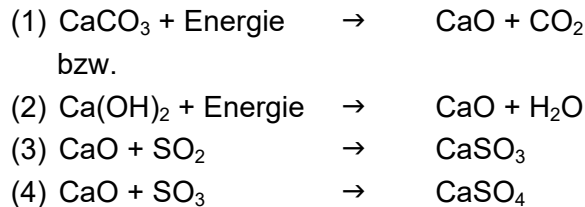
Abbildung 1: Blockschaltbild GKS Grundlastwerk

In einer im Jahr 2014 erstellten Konzeptstudie wurde die Ergänzung der bestehenden Rauchgasentschwefelungsanlage, die nach dem Prinzip der konditionierten Trockensorption („CDAS“) arbeitet, um eine Direktentschwefelungsstufe im Vergleich zu alternativen Verfahren (vorhandenes CDAS-Verfahren mit Vorabscheidung durch Natriumbicarbonat, konditioniertes Wirbelschichtverfahren mit Kalkhydrat, konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat, Sprühabsorption mit Kalkmilch, Kalksteinwäsche) favorisiert. Zum Nachweis der Leistungsfähigkeit einer zusätzlichen Direktentschwefelungsstufe und Ermittlung der spezifischen Randbedingungen, wurden im ersten Quartal 2015 Betriebsversuche mit verschiedenen kalkbasierten Additiven an der laufenden Kohlelinie 1 im GKS durchgeführt. Zu diesem Zweck wurde eine Lager- und Dosiereinrichtung zur Eindüsung von verschiedenen kalkhaltigen Additiven in den Rauchgasstrom angemietet und in Betrieb genommen.

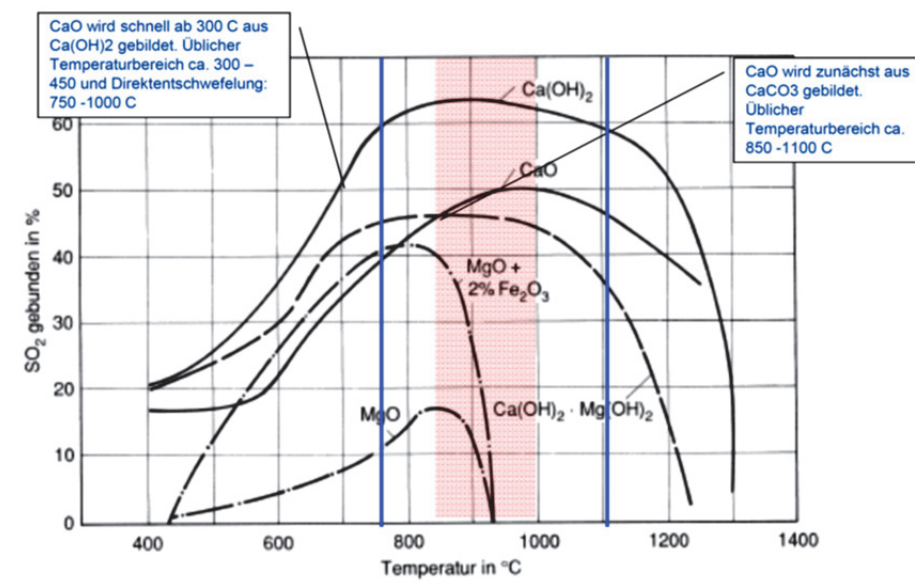
Mit den Versuchen sollte überprüft werden, inwieweit die Anwendung des Direktentschwefelungs- oder auch Trockenadditiv-Verfahrens („TAV“) durch die Eindüsung von kalkbasierten Additiven in den Feuerraum bei ca. 900 °C oder den nachgeschalteten Kesselzügen bei ca. 350 °C eine ausreichend hohe SO₂-Abscheidung sichergestellt werden kann.

2 Grundlagen der Direktentschwefelung

Grundlage des (HT-/Hochtemperatur-) Direktentschwefelungsverfahrens ist die direkte Reaktion zwischen CaO und SO_x im Temperaturbereich von ca. 750 - 1.100 °C. Als Additive eingesetzt werden Kalkstein oder auch Kalkhydrat, wobei durch den Temperatureinfluss das für die Reaktion mit SO_x erforderliche CaO spontan gebildet wird.



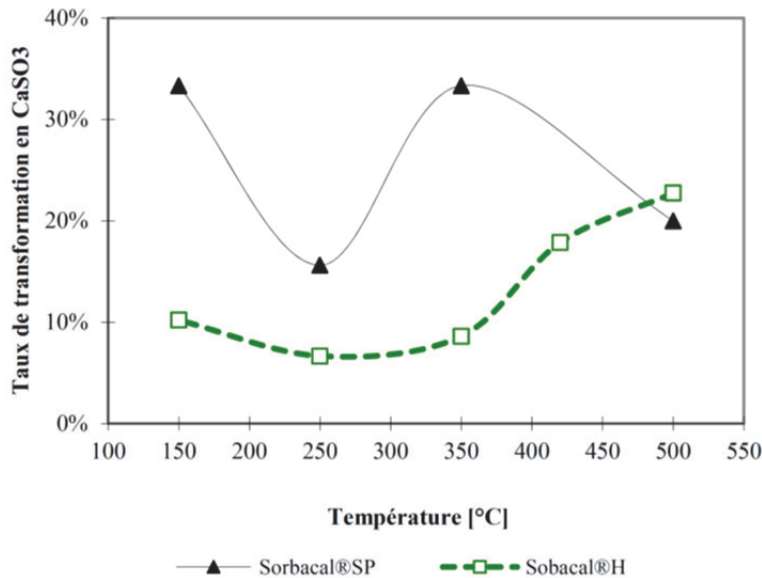
Die HT-Direktentschwefelung wirkt selektiv auf die Gaskomponenten SO₃ und SO₂ da stabile Reaktionsprodukte anderer Bestandteile wie z.B. HCl erst bei Temperaturen unterhalb ca. 400 – 450°C gebildet werden können. Von besonderer Bedeutung bei der HT-Direktentschwefelung ist



die gleichmäßige Verteilung des Sorbens in der richtigen Temperaturzone über den gesamten Querschnitt des Feuer-raumes, da die Reaktionen innerhalb von sehr kurzer Zeit (Millisekunden) ablaufen. Sobald die Temperatur unter ca. 800 °C für Kalkstein bzw. ca. 700°C für Kalkhydrate fällt, lässt die Effektivität der SO₂-Abscheidung deutlich nach (vgl. Abbildung 2).

Abbildung 2: Temperaturabhängigkeit der SO₂-Einbindung verschiedener Sorbentien [1]

Durch den Einsatz weiterentwickelter Kalkhydrate kann die SO₂-Abscheidung aber auch in den nachgeschalteten Kesselzügen in einem niedrigeren Temperaturbereich von ca. 350 °C erfolgen. Während die Reaktionsfähigkeit von herkömmlichen Weißkalkhydrat (spezifische Oberfläche 15 – 18 m²/g, Porenvolumen ca. 0,08 cm³/g) mit sinkenden Temperaturen bis ca. 200 - 250 °C weiter



abnimmt, weist Kalkhydrat mit einer höheren spezifischen Oberfläche und größerem Porenvolumen im Temperaturbereich um 350°C eine deutlich erhöhte Reaktivität gegenüber SO₂ auf (vgl. Abbildung 3; Sorbacal® SP: spezifische Oberfläche > 40 m²/g, Porenvolumen ca. 0,21-0,25 cm³/g). Insbesondere das deutlich vergrößerte Porenvolumen hat auf eine verbesserte SO₂-Abscheidung einen wesentlichen Einfluss.

Abbildung 3: Vergleich SO₂-Abscheidung Normalkalkhydrat (grün) vs. Sorbacal® SP [2]

3 Versuchsaufbau

Die Versuchsanlage zur Lagerung und Eindüsung von kalkbasierten Sorbentien bestand im Wesentlichen aus folgenden Komponenten:

- 1 Vorratssilo für Sorbentien und 1 zusätzliches Drucksilo zur Vergrößerung der Lagerkapazität vor Ort, je 18 m³
- 1 Dosierschneckenboden mit frequenzgeregeltem Antrieb
- 1 Zellenradschleuse, ausgeführt als Durchblassschleuse
- 1 pneumatische Förderstrecke, bestehend aus Förderluftgebläse, Förderschlauch DN80, 4-fach- bzw. 2-fach-Verteiler mit 4 bzw. 2 Düsenlanzen zur Sorbenseindüsung in den Rauchgasstrom

Des weiteren wurden Einblasmöglichkeiten für Dampf im 1. Zug sowie hinter dem 4. Zug geschaffen, um die Feuchte im Rauchgas erhöhen zu können und damit die SO₂-Abscheidebedingungen positiv zu beeinflussen.

Für die Eindüsung von Sorbens im 1. Kesselzug wurden zwei für die SNCR-Anlage vorgesehene Stutzen seitlich am Kessel genutzt, am 3. Kesselzug bestand die Möglichkeit über 4 Stutzen die Sorbentien einzublasen.

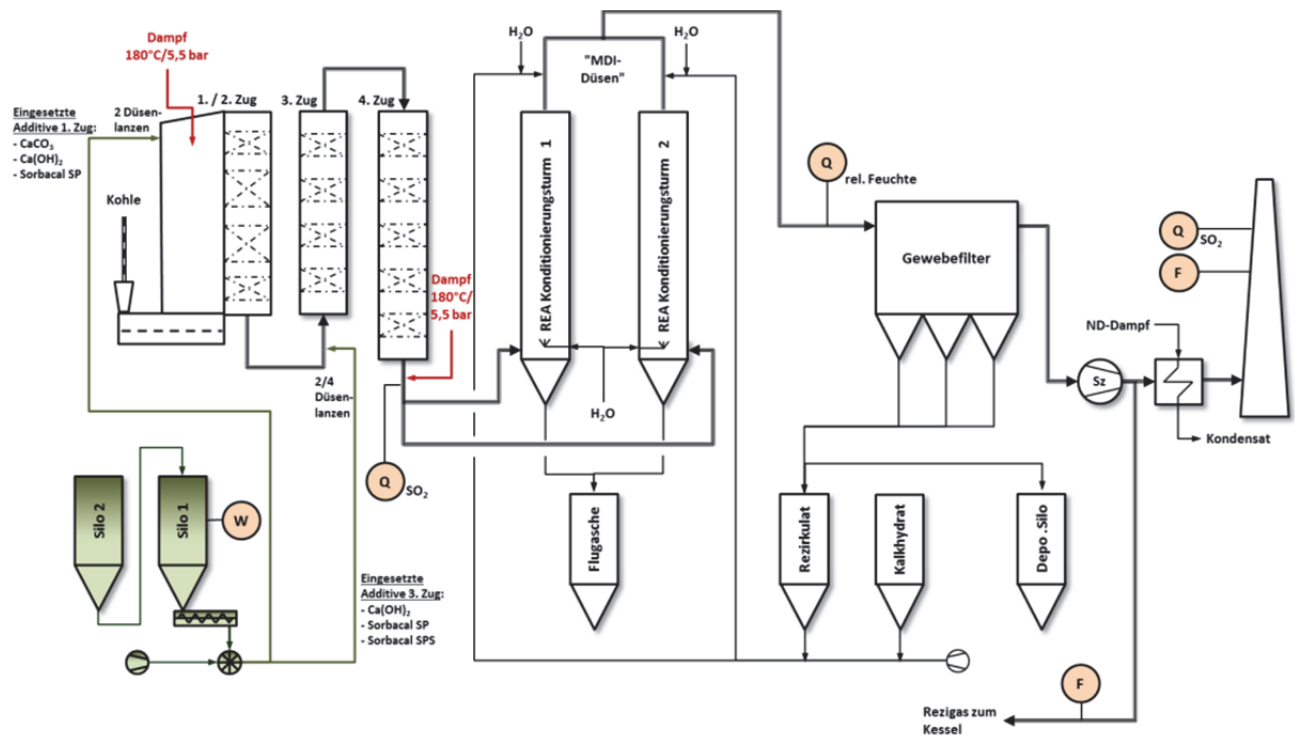


Abbildung 4: Schematische Darstellung REA mit Versuchsaufbau zur Direktentschwefelung

4 Versuchsablauf

4.1 Eingesetzte Sorbentien

Folgende unterschiedliche Sorbentien wurden im Rahmen der Versuchsdurchführung eingesetzt:

- Kalkhydrat, Fa. Rheinkalk Sorbaccal® SP, BET-Oberfläche 42 m²/g, Porenvolumen (BJH) 0,25 cm³/g
- Kalkhydrat, Fa. Rheinkalk Sorbaccal® SPS, BET-Oberfläche 40 m²/g
- (Normal-) Kalkhydrat, Fa. Trollius, BET-Oberfläche 15 - 18 m²/g (von GKS standardmäßig in der Kohle-REA eingesetztes Sorbens)
- Kalksteinmehl, Fa. Schorr (von GKS standardmäßig in den Wäschern der Müllverbrennung eingesetztes Sorbens)

4.2 Übersicht Versuchsablauf

In der Tabelle 1 ist die Übersicht über den chronologischen Ablauf der einzelnen Versuchsphasen wiedergegeben. Auf die Kessellast kann während der laufenden Heizperiode nur begrenzt oder gar kein Einfluss genommen werden, so dass nicht alle Sorbentien in allen Lastbereichen des Kessels getestet werden konnten.

Tabelle 1: Übersicht der einzelnen Versuchsphasen

Datum	Einblasstelle	Sorbens	Frischdampfmenge K1*
14.01. – 15.01.2015	3. Zug (4-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SP“	32 – 38 t/h
19.01. – 21.01.2015	3. Zug (4-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SP“	45 – 46 t/h
25.01. – 26.01.2015	3. Zug (4-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SP“	39 – 49 t/h
29.01. – 30.01.2015	3. Zug (4-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SP“	45 – 48 t/h
05.02. – 06.02.2015	1. Zug (2-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SP“	45 – 48 t/h
09.02. – 11.02.2015	1. Zug (2-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SP“	40 – 46 t/h
12.02. – 16.02.2015	1. Zug (2-fach)	Kalksteinmehl CaCO ₃	35 – 47 t/h
16.02. – 23.02.2015	1. Zug (2-fach)	Normalkalkhydrat, Ca(OH) ₂	35 – 47 t/h
23.02. – 25.02.2015	1. Zug (2-fach)	Kalksteinmehl CaCO ₃	44 – 52 t/h
25.02. – 02.03.2015	1. Zug (2-fach)	Normalkalkhydrat, Ca(OH) ₂	43 – 52 t/h
02.03. – 06.03.2015	3. Zug (2-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SP“	44 – 47 t/h
06.03. – 09.03.2015	3. Zug (2-fach)	Normalkalkhydrat, Ca(OH) ₂	44 – 64 t/h
09.03. – 12.03.2015	3. Zug (2-fach)	Kalkhydrat, „Sorbacal® SPS“	58 – 68 t/h
12.03. – 13.03.2015	3. Zug (2-fach)	Normalkalkhydrat, Ca(OH) ₂	61 – 68 t/h

* max. 70 t/h

4.3 Bestimmung des Sorbens-Dosiermassenstromes

Zur Bestimmung des Dosiermassenstroms wurde die Dosierschnecke zu Beginn ohne laufende pneumatische Förderung ausgelitert und eine entsprechende Dosierkurve in Abhängigkeit der eingestellten Frequenz am FU aufgenommen. Es stellte sich jedoch im Versuchsbetrieb durch die mitgeführten Silofüllstandskalkulationen eine deutliche Diskrepanz zwischen Berechnung und tatsächlichem Füllstand heraus. In einem nächsten Schritt wurde das Dosiersilo auf Wägezellen gestellt, so dass von nun an die manuelle Registrierung der Gewichtsabnahme zur Ermittlung des tatsächlichen Dosiermassenstromes herangezogen werden konnte.

Für die deutliche Abweichung wird der Einfluss der pneumatischen Förderung verantwortlich gemacht, da die aufgrund des Überdruckes über die Zellenradschleuse nach oben entweichende Förderluft (Leckage) entgegen der Förderrichtung durch den Dosierschneckenboden und das Silo samt Füllung strömt und den Materialfluss beeinflusst.

Mittels fortlaufender Registrierung der Silogewichtsabnahme wurde der Dosiermassenstrom bestimmt und die über die Zeit aufsummierten Dosiermassenströme mit den vorher über verwogene Silofahrzeuge eingefüllten Sorbensmengen verglichen. Die auf diesem Wege ermittelten Abweichungen waren sehr gering (< 3 %), so dass mit dieser Methode eine gute Bestimmung der zugeführten Additivmengen möglich war.

5 Auswertung und Ergebnisse

5.1 Vorgehensweise zur Auswertung

5.1.1 Allgemeines

Für die Auswertung der Direktentschwefelungsversuche wurde auf die Daten des Prozessleitsystems (PLS) des GKS zurückgegriffen und in Verbindung mit den Sorbens-Dosiermassenströmen die Berechnungen zur Bestimmung der SO₂-Abscheidung und der stöchiometrischen Verhältnisse durchgeführt.

Folgende Aspekte wurden bei den Berechnungen zur Auswertung berücksichtigt:

- Der Abgasvolumenstrom am Kamin unterscheidet sich aufgrund der internen Abgasrezirkulation vom Abgasstrom über Kessel bzw. REA bis zur Rezigas-Entnahmestelle hinter Saugzug. Deswegen muss die gemessene SO₂-Rohgaskonzentration zur korrekten Ermittlung des SO₂-Massenstromes mit dem korrigierten Abgasstrom, unter Berücksichtigung der im PLS erfassten Rezigasmengen, multipliziert werden.
- Die SO₂-Rohgasmessung am Kesselende wird unmittelbar von der Direktentschwefelung beeinflusst und es stand nach dem Start der Sorbenseindüsung kein SO₂-Rohgaswert mehr zur Verfügung. Für die Berechnungen wurde der SO₂-Rohgaswert vom Kessel 2 herangezogen, da beide Kessel mit dem gleichen Brennstoff beschickt werden und i.d.R. nahezu gleiche SO₂-Konzentrationen aufweisen. Um Konzentrationsverschiebungen, die sich aufgrund unterschiedlicher Feuerungszustände (Luftmengen) der beiden Kessel ergeben, auszugleichen, wurde die vom Kessel 2 übernommene SO₂-Rohgaskonzentration auf den O₂-Gehalt vom Kessel 1 umgerechnet, sinngemäß der Konzentrationsumrechnung von Emissionswerten auf einen festgelegten O₂-Bezugswert nach folgender Beziehung:

$$(5) \quad E_B = E_M \times \frac{21 - O_{2,B}}{21 - O_{2,M}} \quad \rightarrow \quad (6) \quad SO_{2,K1} = SO_{2,K2} \times \frac{21 - O_{2,K1}}{21 - O_{2,K2}}$$

E = Emissionswert [mg/m³_{i.N.tr.}]

Index M = Messung

Index B = Bezug

K1, K2 = Kessel 1, Kessel 2

- Vorgenannte Randbedingung war nur erfüllt, wenn beide Kessel in Betrieb waren. Im März gab es Betriebsphasen, während dieser nur noch der Kessel 1 in Betrieb war. Innerhalb dieser Phasen wurde für die Berechnungen eine feste SO₂-Rohgaskonzentration anhand der vorliegenden Erfahrungswerte bzw. letzten Messwerte vorgegeben.
- Der laufende Betrieb mit der Sorbensdosierung wurde in einzelne Abschnitte („Dosierintervalle“) unterteilt und diese jeweils ausgewertet, um Phasen wie z.B. Einschwingvorgänge nach Start der Dosierung oder auch „Störeinflüsse“ wie z.B. Rußblasen, Laständerungen o.ä. auszublenden.
- Um während des Versuchsbetriebes möglichst gleichbleibende Betriebszustände zu erhalten, wurde im Rahmen der betrieblichen Möglichkeiten versucht, den Kessel 1 aus dem normalen Regelverbund mit dem Kessel 2 herauszunehmen, so dass dieser eine relativ gleichbleibende Dampfmenge erzeugen konnte.
- Die dem Abgasstrom zugeführten Sorbensdosiermengen wurden i.d.R. fest eingestellt und innerhalb eines Dosierintervalls nicht verändert.

- Die Berechnungen wurden ausschließlich mit den gemessenen SO₂-Konzentrationen im Abgas durchgeführt, andere saure Abgasbestandteile (HCl, HF) wurden nicht berücksichtigt.

5.1.2 Bestimmung der Abscheideleistung der Direktentschwefelungsstufe

Die Abscheideleistung der ersten Entschwefelungsstufe wurde über die abgeschiedene SO₂-Fracht, ermittelt zwischen SO₂-Rohgas (=Rohgasmessung von K2) und der – in diesem Fall Zwischengasmessung am Kesselende (=Rohgasmessung von K1) – bestimmt.

Verwendete Berechnungsformeln:

$$(7) \quad \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}} = \dot{V}_{\text{Rohgas}} \times c_{\text{SO}_2,\text{Rohgas}} \quad [\text{kg/h}]$$

$$(8) \quad \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{aus}} = \dot{V}_{\text{Rohgas}} \times c_{\text{SO}_2,\text{Zwischengas}} \quad [\text{kg/h}]$$

$$(9) \quad \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ab}} = \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}} - \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{aus}} \quad [\text{kg/h}]$$

$$(10) \quad \eta_{\text{SO}_2,\text{ab}} = \frac{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}} - \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{aus}}}{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}}} \quad [-]$$

Stöchiometriefaktor SV II, bezogen auf abgeschiedenen Schadstoffmassenstrom:

$$(11) \quad \text{SV II} = \frac{\dot{m}_{\text{Ca(OH)}_2}}{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ab}} \times \frac{74}{64}} \quad [-] \quad \text{bzw.} \quad (12) \quad \text{SV II} = \frac{\dot{m}_{\text{CaCO}_3}}{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ab}} \times \frac{100}{64}} \quad [-]$$

5.1.3 Bestimmung der Abscheideleistung „REA gesamt“

Im Unterschied zur Direktentschwefelungsstufe war die Bestimmung der Stöchiometrien bei der REA-Gesamtbetrachtung nur dann möglich, wenn die Sorbenszugabe ausschließlich über die Direktentschwefelungsstufe erfolgte, da keine Möglichkeit bestand, die über das vorhandene Frischkalksystem eingebrachte Kalkmengen ausreichend genau bzw. überhaupt zu bestimmen. Im Laufe des Versuchsbetriebes stellte sich zudem heraus, dass i.d.R. die über die Versuchseinrichtung eingebrachten Sorbensmengen ausreichend waren, um den bestehenden SO₂-Grenzwert einzuhalten. Der aus der ersten Entschwefelungsstufe austretende, unreaktierte Sorbensanteil wurde mit dem Abgasstrom in die REA eingebracht und konnte unter den dort vorliegenden Randbedingungen (Konditionierung, Feuchte) mit dem SO₂ weiter reagieren.

Für eine saubere Bewertung „REA Gesamt“ wurden in Konsequenz die Einflüsse der vorhandenen REA durch Abschaltung der Frischkalkdosierung und auch der Rezirkulation mit zusätzlichem MDI-Wasser (MDI = „Moist Dust Injection“) weitestgehend vermieden. Variiert hingegen wurde die Konditionierung der Rauchgase vor Eintritt in das Gewebefilter durch zusätzliche Dampfeindüsung oder auch Absenkung der Abgastemperatur am Austritt der Konditionierungstürme durch erhöhte Wassereindüsung.

Verwendete Berechnungsformeln:

$$(13) \quad \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}} = \dot{V}_{\text{Rohgas}} \times c_{\text{SO}_2,\text{Rohgas}} \quad [\text{kg/h}]$$

$$(14) \quad \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{Kamin}} = \dot{V}_{\text{Kamin}} \times c_{\text{SO}_2,\text{Kamin}} \quad [\text{kg/h}]$$

$$(15) \quad \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ab}} = \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}} - \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{Kamin}} \quad [\text{kg/h}]$$

$$\eta_{\text{SO}_2,\text{ab}} = \frac{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}} - \dot{m}_{\text{SO}_2,\text{Kamin}}}{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ein}}} \quad [-]$$

Stöchiometriefaktor SV II, bezogen auf abgeschiedenen Schadstoffmassenstrom:

$$(16) \quad \text{SV II} = \frac{\dot{m}_{\text{Ca(OH)}_2}}{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ab}} \times \frac{74}{64}} \quad [-] \quad \text{bzw.} \quad (17) \quad \text{SV II} = \frac{\dot{m}_{\text{CaCO}_3}}{\dot{m}_{\text{SO}_2,\text{ab}} \times \frac{100}{64}} \quad [-]$$

Hinweis zur Abscheideleistung der 2. Stufe:

Die sinngemäße Bewertung der Abscheideleistung nur über die 2. Stufe (= REA), also ohne Berücksichtigung der 1. Abscheidestufe, ist nicht zulässig, da der in die REA eintretende Sorbensmassenstrom nicht bekannt ist! Die in den Kesselzügen eingebrachte Sorbensmenge ändert sich durch „Verluste“ im Laufe des Abgasweges (Kesselzüge, Zyklon) und durch die in den Kesselzügen angelagerten, verbleibenden Sorbensmengen (vgl. Kapitel 5.3).

5.2 Ergebnisdarstellung

5.2.1 Abscheideleistung 1. Entschwefelungsstufe

Für die Darstellung der Ergebnisse der Abscheideleistung der 1. Entschwefelungsstufe, d.h., ohne Berücksichtigung einer weitergehenden Reaktion in der nachgeschalteten REA, wird der Stöchiometriefaktor SV II, bezogen auf den nur in der ersten Stufe abgeschiedenen Schadstoffmassenstrom, über dem erzielten SO₂-Abscheidegrad aufgetragen.

Dabei werden die Einzelergebnisse in Klassen nach unterschiedlichen Kessellasten eingeteilt (30-40 / 40-50 / 50-60 / 60-70 t/h) und als Punkte im Diagramm dargestellt.

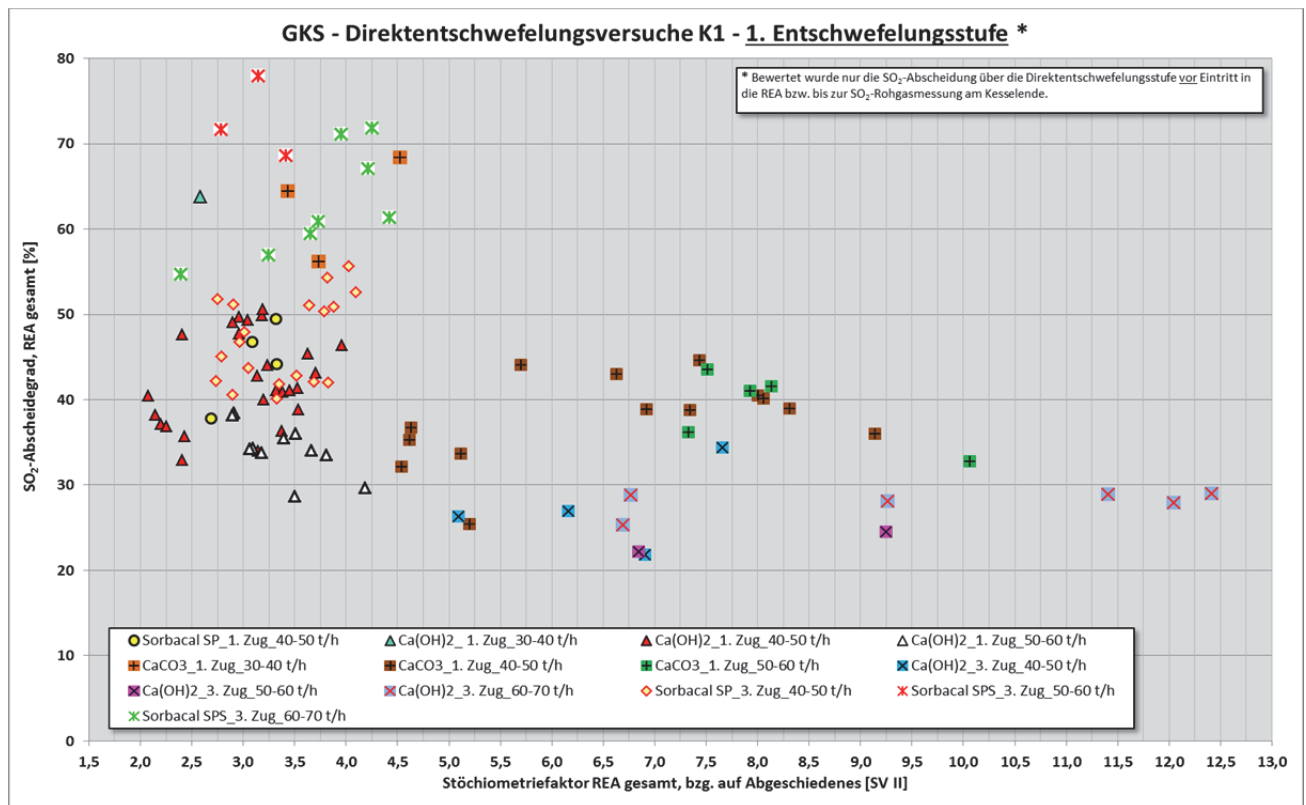


Abbildung 5: Abscheideleistung 1. Entschwefelungsstufe

Es ist erkennbar, dass mit „Sorbital SPS“ im 3. Zug die höchsten SO₂-Minderungsgrade im Bereich von ca. 60 – 80 % erzielt werden können, selbst bei hohen Kessellasten. „Sorbital SP“ im 3. Zug liegt bei vergleichbaren Stöchiometrien mit Abscheidegraden von ca. 30 – 50 % bei niedrigerer Kessellast deutlich darunter. Ähnliche Ergebnisse lassen sich mit Normalkalkhydrat im 1. Zug erzielen, ein Unterschied zu dem ebenfalls im 1. Zug eingesetzten „Sorbital SP“ ist nicht erkennbar. Der Einsatz von Kalksteinmehl lieferte nur im Schwachlastbereich (30 – 40 t/h) relativ gute Ergebnisse (ca. 60 – 70%), wohingegen im mittleren und höheren Lastbereich der Abscheidegrad um 30 – 40% lag, allerdings mit einer weiten Streuung von hohen bis sehr hohen Stöchiometrien von ca. 4,5 – 10. Am schlechtesten schneidet bei dieser Betrachtung die Eindüsung von Normalkalkhydrat im 3. Zug ab, hier wurden Abscheidegrade um 30%, bei stark streuenden Stöchiometriezahlen von ca. 5 – 12,5, erzielt.

5.2.2 Abscheideleistung REA gesamt

Analog der Darstellung unter 5.2.1 sind in Abbildung 6 die Ergebnisse graphisch dargestellt. Es handelt sich prinzipiell um die gleichen Datensätze, nur dass die Bewertung der Abscheideleistung sich hier noch zusätzlich über die gesamte REA bis zum Kamin erstreckt.

Neben der Einteilung in unterschiedliche Kessellast-Klassen wurde darüber hinaus eine Unterteilung nach der relativen Feuchte vorgenommen, da die Feuchte einen erheblichen Einfluss auf die Abscheideleistung hat. Als Grenze zur Unterscheidung niedrige / hohe Feuchte wurde eine relative Feuchte-Grenze von 34% ausgewählt.

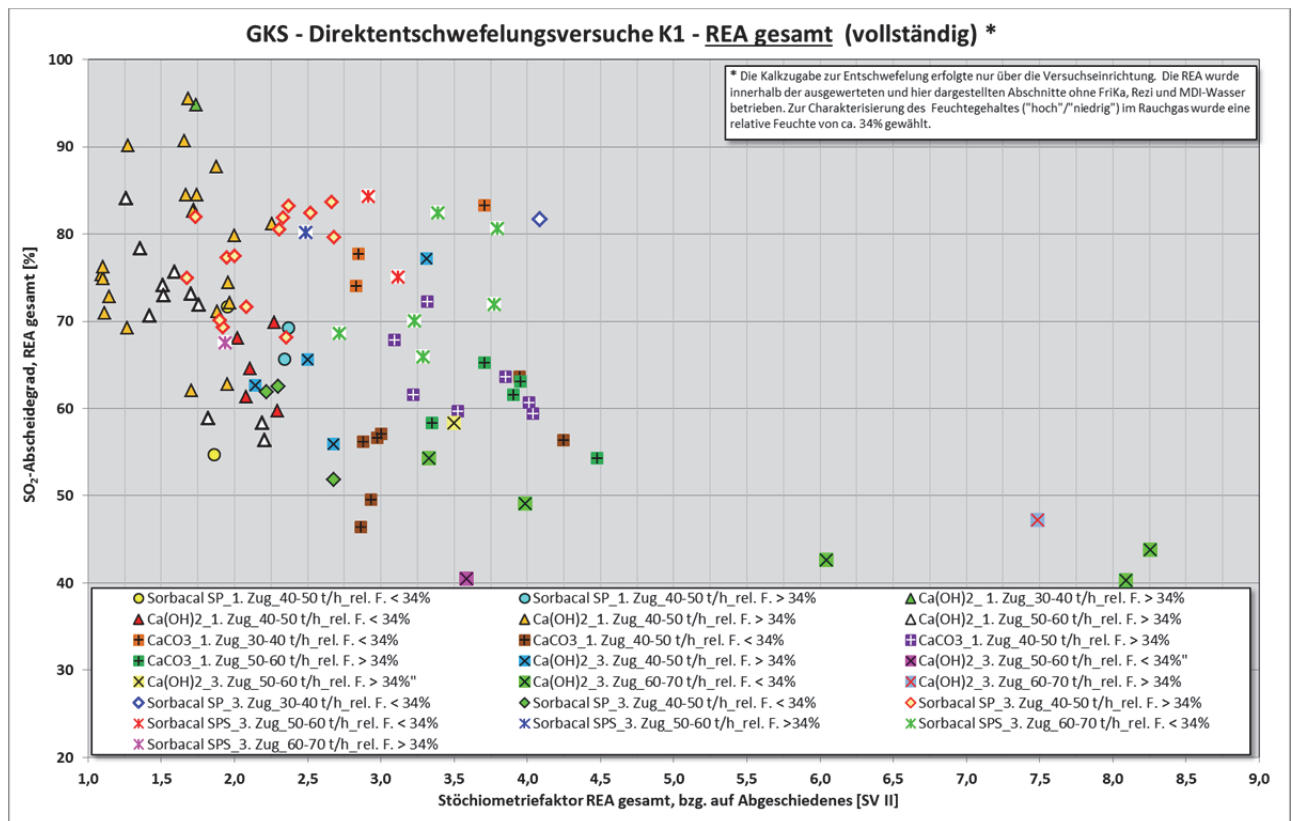


Abbildung 6: Abscheideleistung REA gesamt (Darstellung aller ausgewerteten Messpunkte)

Mit Normalkalkhydrat im 1. Zug konnten im mittleren Lastbereich des Kessels (40 – 50 t/h) und relativer Feuchte > 34 % SO₂-Abscheidegrade bis zu 90 – 95 % mit Stöchiometriefaktoren von ca. 1,5 – 2,0 erzielt werden. Der direkte Vergleich führt bei trockenerem Rauchgas (rel. Feuchte < 34 %) zu niedrigeren Abscheidegraden von ca. 60 – 70 % und Stöchiometrien ≥ 2 .

Interessant hierbei ist, dass der eher mäßige Umsatz mit Kalkhydrat in der ersten Stufe (siehe Abbildung 5), durch die in der nachfolgenden REA stattfindende Reaktion mit dem noch unreaktierten Kalkhydrat zu einer erheblichen Steigerung des Abscheidegrades führt.

Mit dem Einsatz von Sorbacal® SP im 3. Zug wurden im mittleren Lastbereich (40 – 50 t/h) Abscheidegrade von ca. 70 – 80 % erzielt, die zugehörigen Stöchiometriefaktoren lagen im Bereich von ca. 1,7 – 2,7. Bei höheren Kessellasten liegen noch keine Vergleichswerte für Sorbacal® SP vor.

Der Einsatz von Sorbacal® SP im ersten Zug hingegen liefert gegenüber dem Einsatz von Normalkalkhydrat keine verbesserte Abscheidung.

Sehr uneinheitlich sieht das Bild beim Einsatz von Normalkalkhydrat im 3. Zug aus. Lediglich im mittleren Lastbereich bei höherer Feuchte können mit moderaten Stöchiometrien von ca. 2,2 – 3,2 Abscheidegrade zwischen 55 - 75% erzielt werden, bei höheren Lasten hingegen sind selbst mit Stöchiometrien > 8 weniger als 50 % Abscheidegrad erreichbar gewesen.

Die Auswertung von Kalksteinmehl im ersten Zug führt zu Stöchiometrien zwischen 2,8 und 4,5 bei erzielten Abscheidegraden zwischen ca. 35 und 70%, bei Schwachlastphasen des Kessels (30 – 40 t/h) wurden auch um ca. 80 % erreicht.

Im Folgenden werden weitere Diagramme zur Auswertung „REA gesamt“ aufgeführt. Diese stellen Auszüge aus der Gesamtdarstellung nach Abbildung 6 dar, aufgeteilt nach den einzelnen Kessel-last-Klassen.

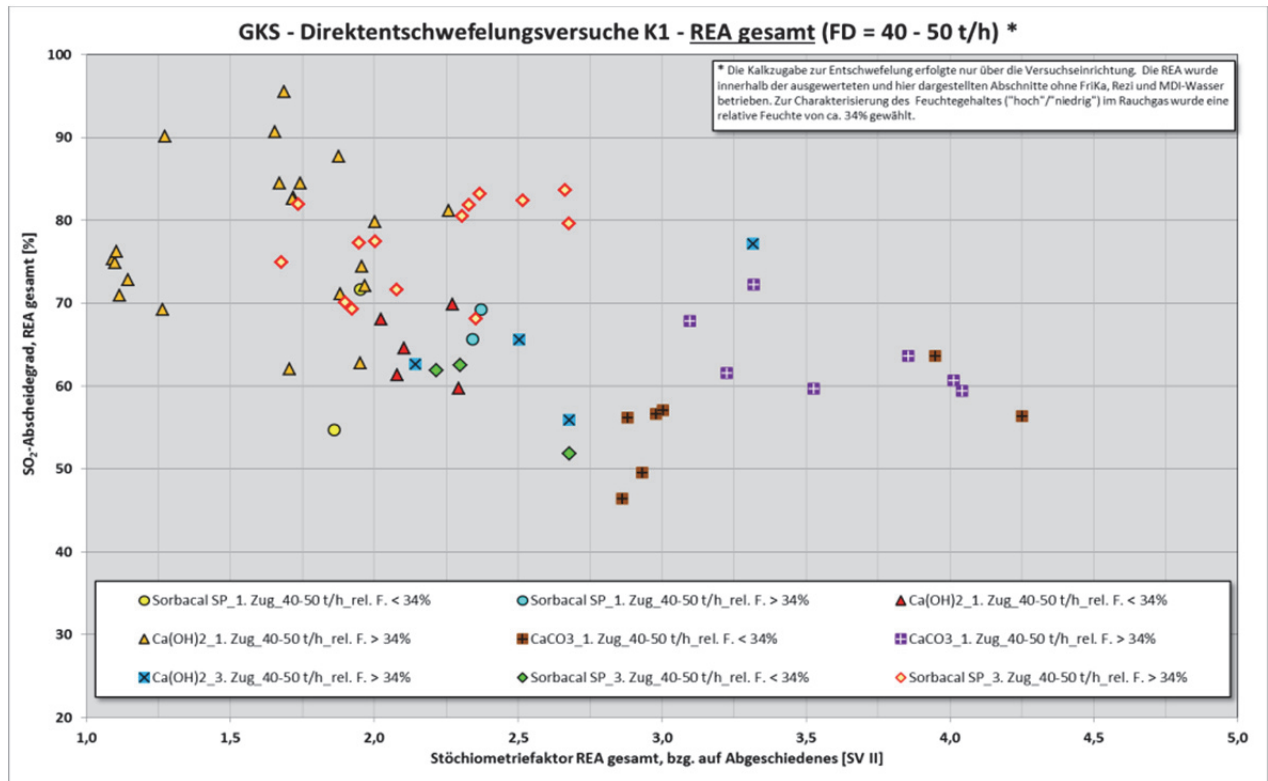


Abbildung 7: Abscheideleistung REA gesamt (Darstellung Lastbereich 40 – 50 t/h)

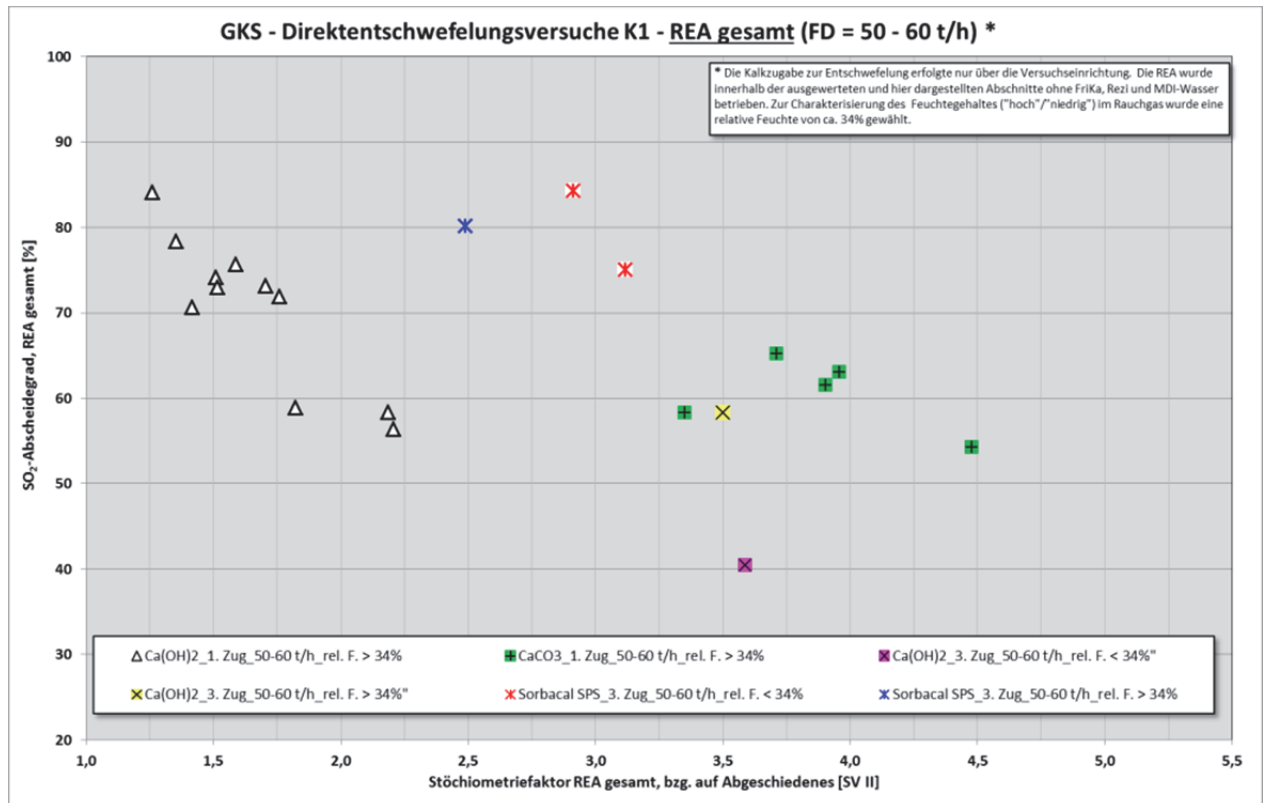


Abbildung 8: Abscheideleistung REA gesamt (Darstellung Lastbereich 50 – 60 t/h)

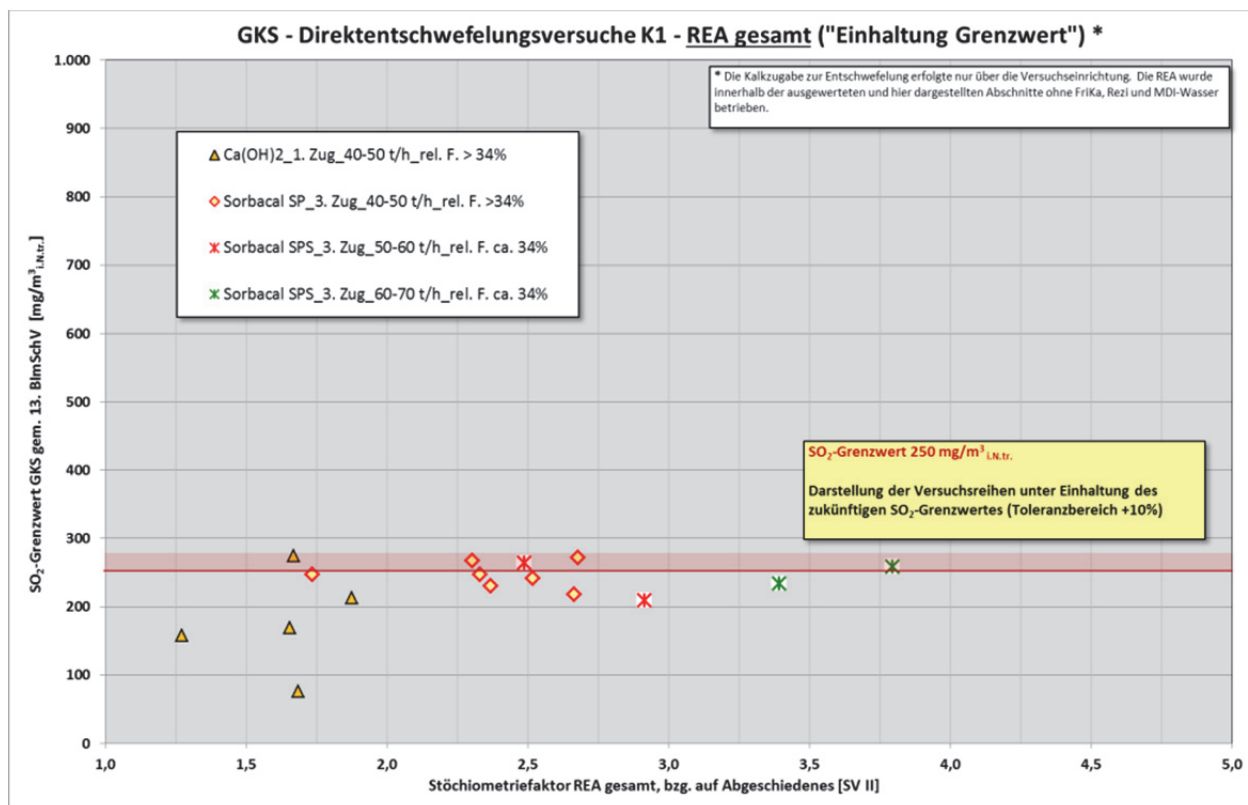


Abbildung 9: Abscheideleistung REA gesamt (Auswertung mit Einhaltung SO₂-Grenzwert)

Für die Darstellung in Abbildung 9 wurden nur Datensätze verwendet, die SO₂-Reingaswerte im Bereich von ca. 250 mg/m³ i.N.tr., entsprechend dem zukünftig einzuhaltenden Grenzwert, enthalten (+10% Toleranz).

Im mittleren Lastbereich des Kessels wurden die besten Ergebnisse mit Normkalkhydrat am 1. Zug bei hoher Feuchte, mit sehr guten Stöchiometriewerten < 2 erzielt. Bei Volllast liegen jedoch bisher keine Erfahrungen zu dieser Betriebsart vor.

Sorbocal SP am 3. Zug besitzt ebenfalls das Potential, den Grenzwert einzuhalten, bei noch moderaten Stöchiometrien von ca. 2,5.

Einige Betriebsergebnisse (rote Sterne) mit Sorbocal® SPS zeigen ähnliche Ergebnisse hinsichtlich Abscheidegrad und Stöchiometrie wie Sorbocal® SP, liegen allerdings in der nächsthöheren Laststufe des Kessels (50-60 t/h). Damit liegt die Vermutung nahe, dass Sorbocal® SPS im Lastbereich 40 – 50 t/h bessere Ergebnisse als mit Sorbocal® SP erwarten lässt.

Im Vollastbetrieb des Kessels wurde die mögliche Einhaltung des Grenzwertes mit Sorbocal SPS bei moderater Feuchte nachgewiesen, die Stöchiometrie betrug ca. 3,4 - 3,6. Auffällig während dieses Betriebszustandes war die Beobachtung, dass der SO₂-„Roh“-¹ und Reingaswert relativ dicht beieinander lagen, also über die eigentliche REA nur noch eine geringfügige SO₂-Minderung stattfand (siehe rote & hellblaue Linie in Abbildung 10). D.h., die Abscheideleistung wurde größtenteils bereits durch die direkte Wirkung von Sorbocal® SPS im Flugstrom bis zur SO₂-Messung am Kesselende, vor Eintritt in die REA, erreicht.

¹ Die SO₂-Rogasmessung stellt die bereits durch die Direktentschwefelungsstufe geminderte SO₂-Konzentration dar

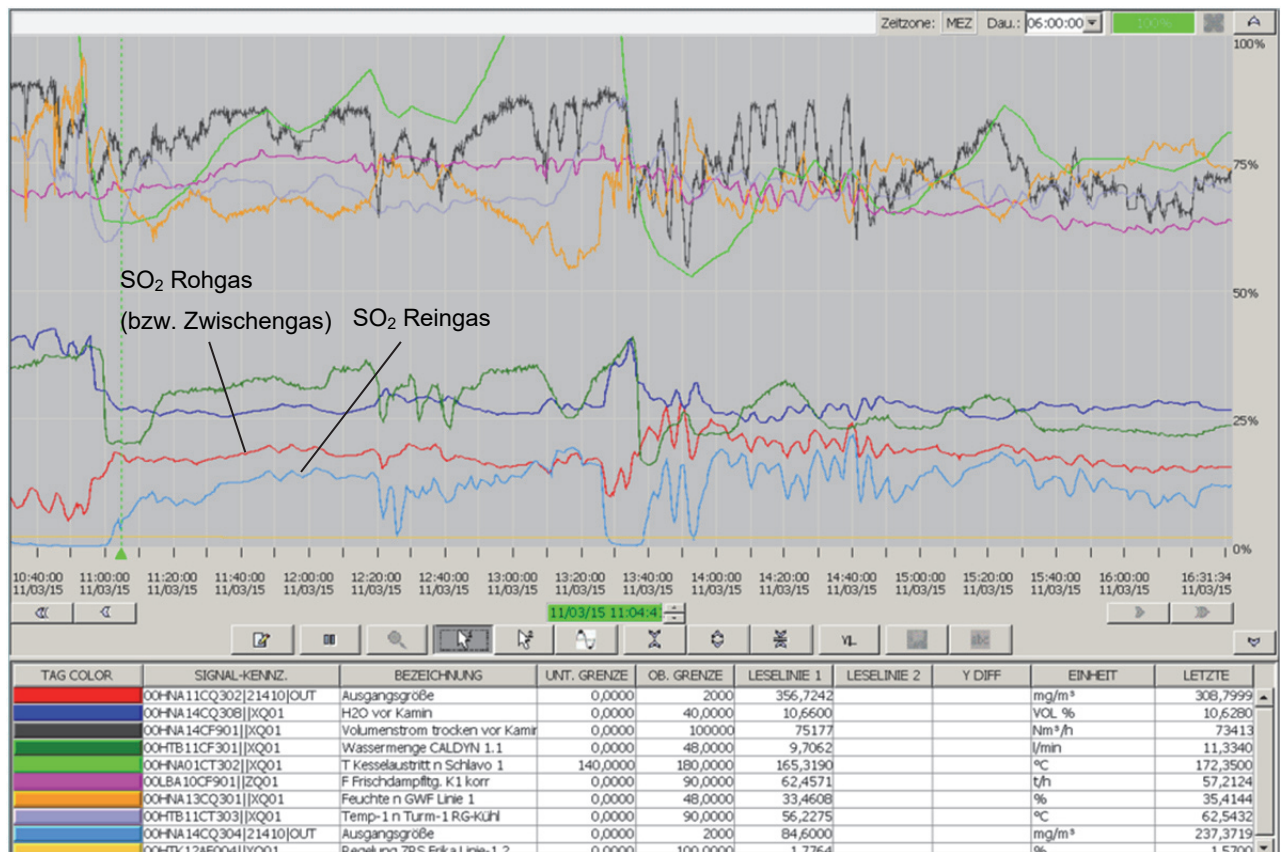


Abbildung 10: Betrieb mit Sorbocal SPS 3. Zug, Lastbereich 60 – 70 t/h

Aufgrund der Stöchiometrie > 3 muss am Filter aber noch unreaktiertes $\text{Ca}(\text{OH})_2$ vorhanden sein. Eine Erklärung, warum über das Gewebefilter nur noch eine relativ geringe SO_2 -Abscheidung stattfindet, kann an der hohen Belastung des Filters im Volllastbetrieb liegen. Die ermittelten Filterflächenbelastungen lagen in dieser Betriebsphase zwischen 80 und 90 m^3/h , der Druckverlust des Filters befand sich in dieser Phase immer oberhalb der unteren Abreinigungsgrenze von 17 mbar, d.h., die Abpulsung der Filterschläuche war ständig in Betrieb, es konnte sich demnach kein Filterkuchen aufbauen, der als Reaktionsraum für die Sorption eine große Bedeutung hat.

5.3 Einfluss der Sorbenseindüsung auf die Kesseltemperaturen

Während der laufenden Eindüsung der verschiedenen Sorbentien am 1. bzw. am 3. Zug wurde im Laufe der Betriebszeit ein Anstieg der Kesseltemperaturen beobachtet, zurückzuführen auf den verminderten Wärmeübergang an den Kesselrohren aufgrund der Beläge, die sich durch die Sorbenseindüsung bilden.

Die nachfolgende Abbildung stellt typische Verläufe der Kesseltemperaturen während der Versuchszeiten dar. Die typische „Sägezahnkurve“ der Temperaturen ist durch die regelmäßige Abreinigung der Kesselrohre durch das Rußblasen bedingt. Die Temperaturspanne nach Schlangenvorwärmer 3 (Schlavo 3) am Ende des 2. Zuges betrug zwischen zwei Rußblasezyklen ca. 50°C .

Bei höheren Kesselasten in Verbindung mit höheren Dosieraten wurden zusätzliche Rußblasevorgänge eingeleitet, um den Wärmehaushalt des Kessels zu beherrschen.

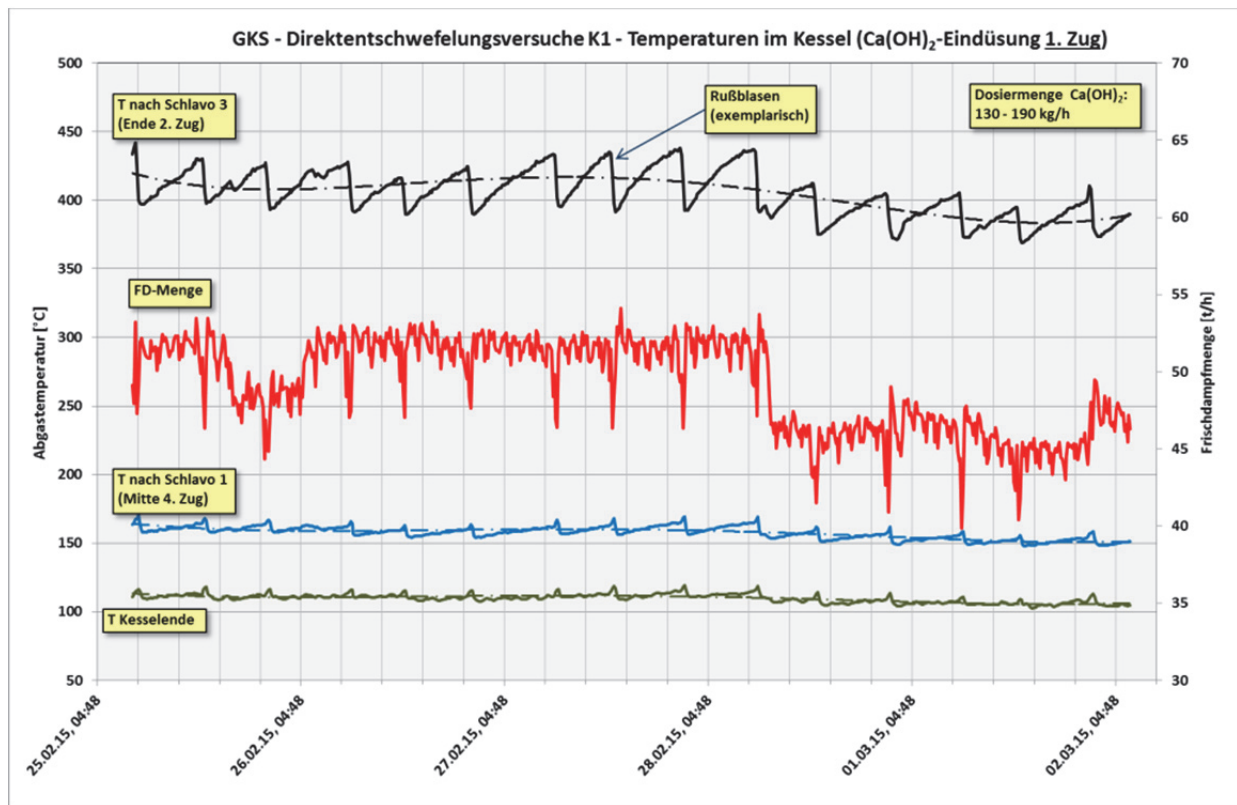


Abbildung 11: Entwicklung der Kesseltemperaturen über die Betriebszeit (Eindüsung Ca(OH)_2 , 1. Zug)

Während des Rußblasens ist auch immer eine deutliche Steigerung der SO_2 -Abscheidung zu beobachten, teilweise wird die SO_2 -Reingaskonzentration bis auf „Null“ gemindert. Dieser Vorgang ist einerseits auf die während des Reinigungsvorganges durch die Anlage getriebene „Kalkwolke“, andererseits durch die deutlich erhöhte Feuchte (Dampfbläser) zurück zu führen (siehe Abbildung 10, bis ca. 11:00 Uhr und ab ca. 13:30 Uhr).

5.4 Einfluss der Rauchgasfeuchte auf die Abscheideleistung

Für die SO_2 -Abscheidung ist die relative Rauchgasfeuchte im Temperaturbereich $< 200^\circ\text{C}$ von großer Bedeutung, da sie bestimmend für die Bildung einer flüssigen Phase (Hydrathüllenbildung) auf den Reagenzpartikeln ist. Unterstützt wird die Hydrathüllenbildung durch den Effekt der Kapillarkondensation, wobei die Wasserdampfkondensation in den Poren der Sorbenspartikel aufgrund der Dampfdruckerniedrigung an gekrümmten Oberflächen bereits bei Temperaturen oberhalb der Sättigungstemperatur bzw. bei einem Partialdruck unterhalb des Sättigungsdrucks eintritt, so dass die Bildung einer flüssigen Phase mit abnehmendem Porendurchmesser begünstigt wird. Prinzipiell gilt, je höher die Feuchte im Rauchgas, desto besser die Abscheidung. Während der Versuchsphasen wurde die Feuchte im Rauchgas durch eine Dampfeindüsung im 4. Zug bzw. auch im 1. Zug erhöht. Die Dampfeindüsung wird nach Inbetriebnahme der SNCR-Anlage später ebenfalls für eine gegenüber dem heutigen Betriebszustand permanent höhere Rauchgasfeuchte sorgen (Ammoniakwassereindüsung mit Treib-/Kühldampf). Weiterhin wurde mehr Wasser in den REA-Konditionierungstürmen durch Herabsetzen des Sollwertes von normal 72°C auf 66°C verdampft. Zur Verdeutlichung des Feuchteinflusses wurden im nachfolgenden Diagramm einzelne „Feuchteklassen“ gebildet. Tendenziell ist die bessere Abscheideleistung und/oder Stöchiometrie

mit zunehmender Feuchte (dargestellt als relative Feuchte) erkennbar. Global lässt sich aus den Versuchen ableiten, dass Abscheidegrade von > 80% in Verbindung mit Stöchiometrien bis ca. 2,5 bei relativen Feuchten von > 35 % erreicht wurden.

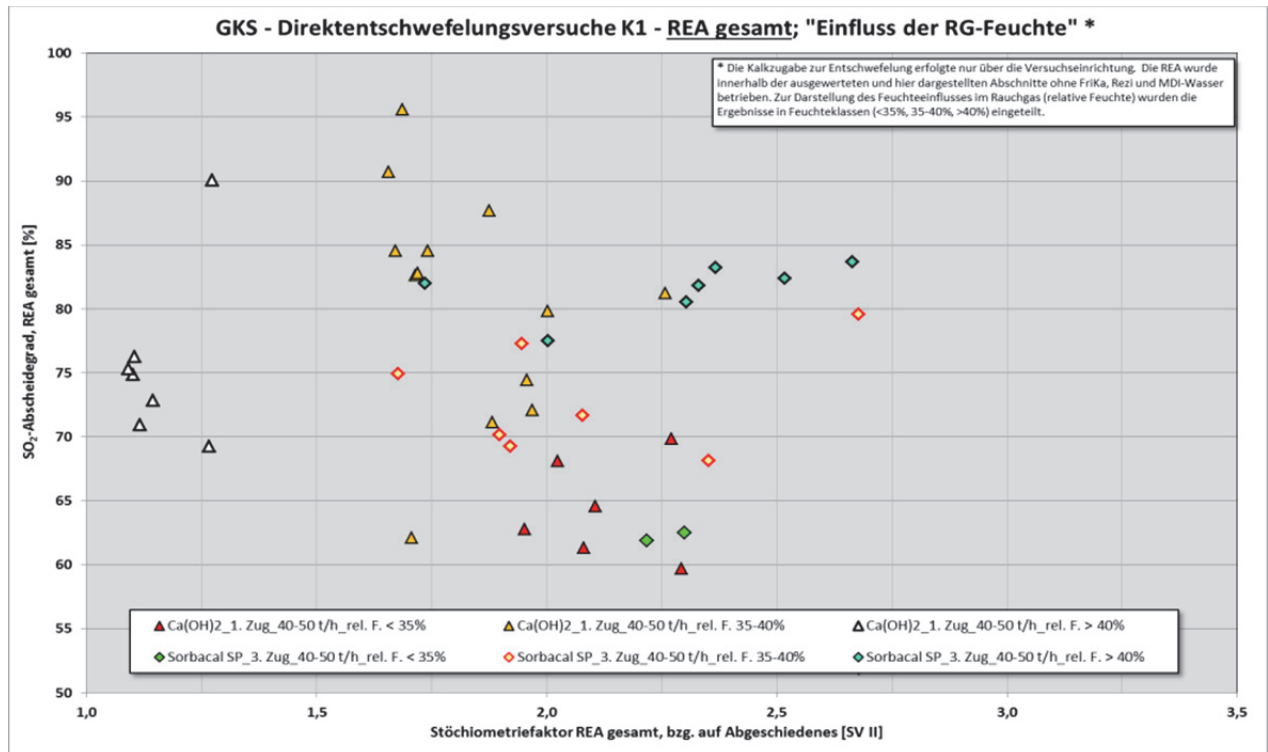


Abbildung 12: Einfluss der Rauchgasfeuchte

Eindeutiger als die absolute Feuchte im Rauchgas ist die **relative Feuchte** zur Bewertung der Abscheidebedingungen bzw. des Anlagenzustandes heranzuziehen. Mit Hilfe der Temperatur am Gewebefilter und der absoluten Feuchte im Rauchgas kann der Betriebszustand im hx-Diagramm für feuchte Luft eingetragen und die relative Feuchte abgelesen werden. Im GKS wird die relative Feuchte auch direkt gemessen. Ausschlaggebend für die SO₂-Abscheidung ist die Annäherung an den Wassertaupunkt (Relative Feuchte =100%). Dabei ist das Optimum zwischen bestmöglicher Abscheidung und ausreichender Betriebssicherheit (Anbackungen / Verklebungen durch hohen freien Wassergehalt im Staub) anzustreben. In folgenden Abbildungen sind beispielhaft zwei ähnliche Betriebszustände mit unterschiedlicher relativer Feuchte dargestellt, die die Abhängigkeiten deutlich machen. Der geringere Taupunkt Abstand von ca. 22°C gegenüber 25°C führt zu einem höheren Abscheidegrad und besserer Sorbensausnutzung.

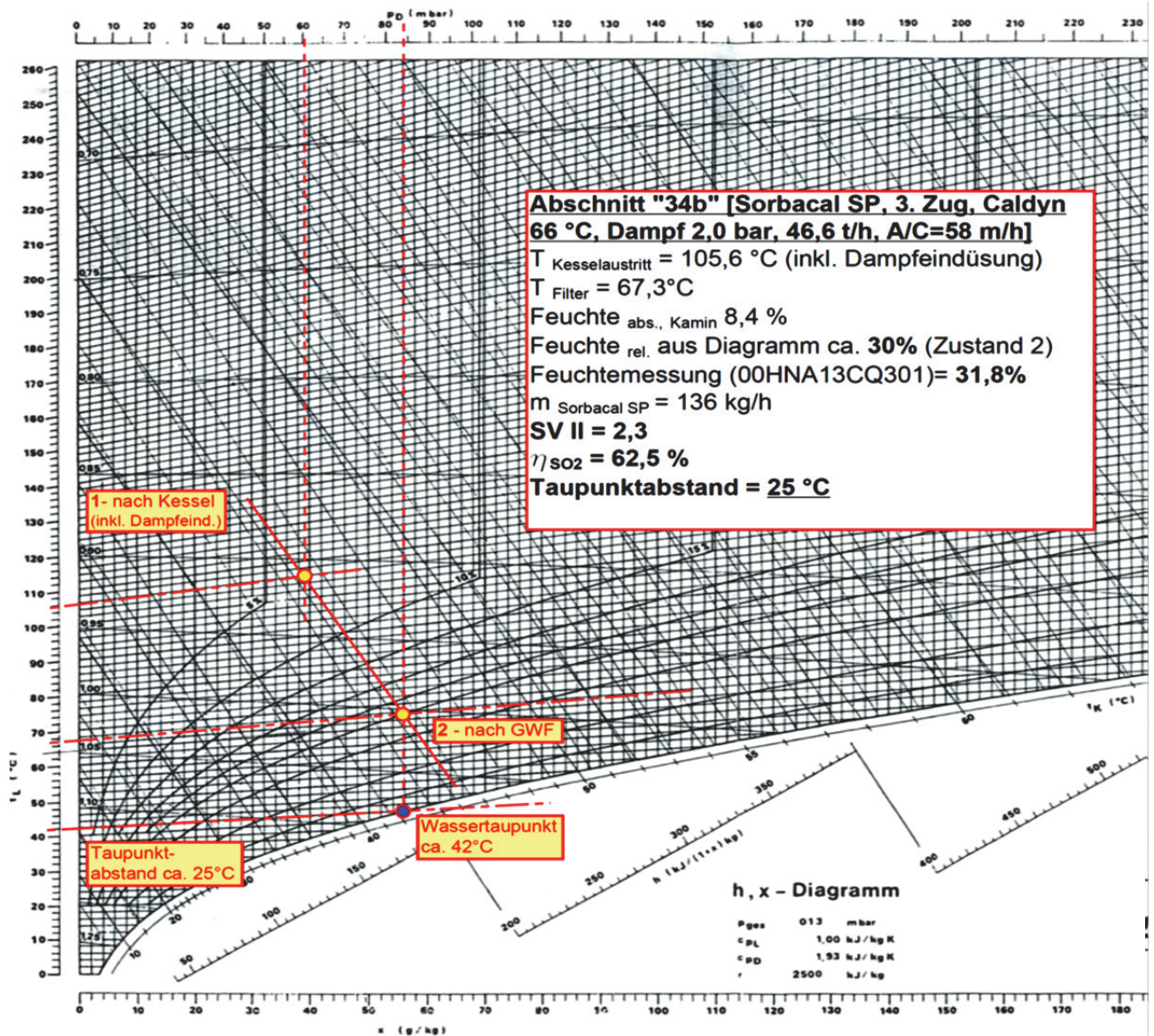


Abbildung 13: Betriebspunkt „34b“ (Sorbacal SP 3. Zug) im hx-Diagramm

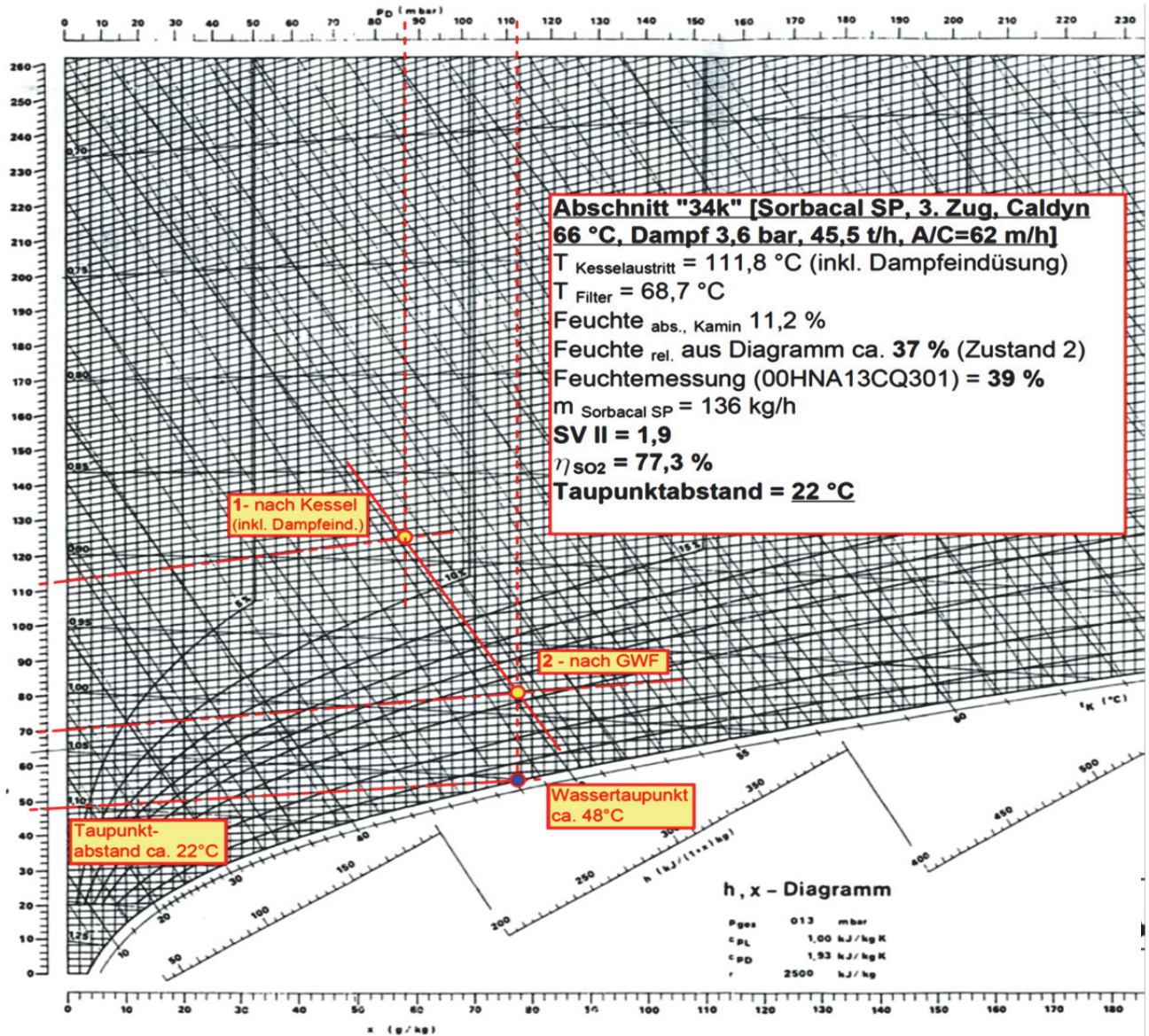


Abbildung 14: Betriebspunkt „34k“ (Sorbocal SP 3. Zug) im hx-Diagramm

Ein weiteres Beispiel eines zeitweise mit sehr geringem Abstand zum Wassertaupunkt (hier: 18 °C) gefahrenen Betriebspunktes zeigt die Abbildung 15.

Im Ergebnis wurden 90 % SO₂-Abscheidung mit einer Stöchiometrie von 1,3 (!) erzielt.

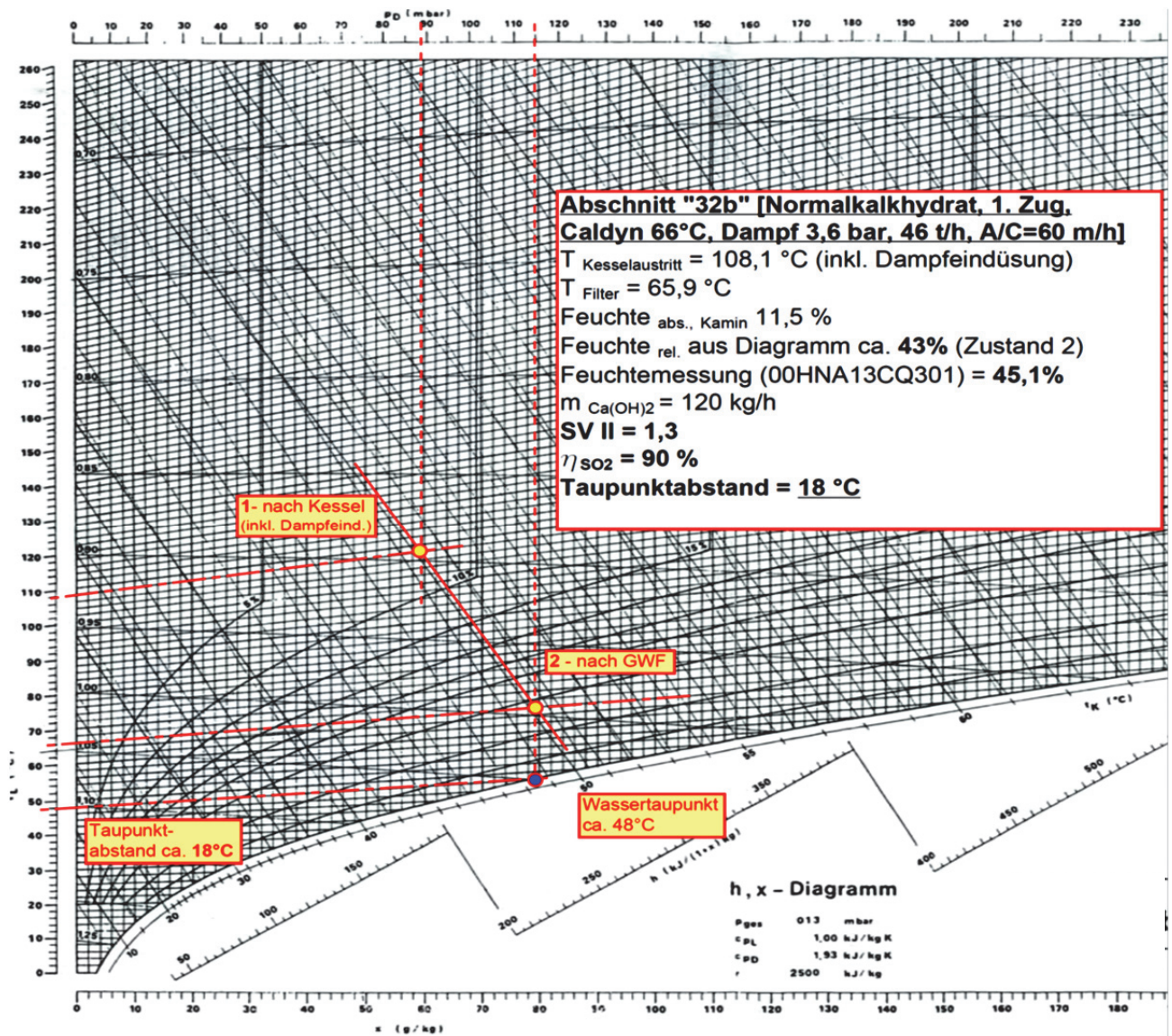


Abbildung 15: Betriebspunkt „32b“ (Normalcalciumhydroxide 1. Zug) im hx-Diagramm

5.5 Auswertung Reststoffanalysen

Im Januar 2015 wurden „Nullproben“ (also vor Beginn der Sorbens-Eindüsung) und Proben vom Gewebefilter mit Sorbens-Eindüsung (noch mit Rezirkulation, d.h. mit Einfluss von gemeinsamen Rezirkulat der Linien 1 und 2) gezogen und durch Fa. Rheinkalk analysiert. Die 4 Flugasche-Proben aus dem Zyklon (jeweils 2 ‚Nullproben‘ und 2 mit SP-Eindüsung) wiesen Rest-Kohlenstoffgehalte zwischen 31 und 65 % auf. Um den durch die SP-Versuche im Zyklon abgetrennten Calciumhydroxid-Anteil besser bestimmen zu können, wurden diese Flugascheproben „normiert“, d.h. der Rest-C-Gehalt wurde herausgerechnet. Nach dem Herausrechnen des C-Anteiles ist in den Flugascheproben mit Sorbocal SP-Eindüsung anhand des Anstiegs von CaO, SO₃, CO₂ und H₂O erkennbar, dass ein gewisser Anteil des eingedüsterten Sorbens am Zyklon abgetrennt wird. Eine quantitative Bestimmung ist mit den vorliegenden Daten jedoch nicht möglich. An den beiden Flugasche-Proben, die während des Rußblasens gezogen wurden zeigt sich aufgrund geringerer Rest-C-, dafür deutlich höherer CaO und SO₃-Gehalte, dass hier kalkhaltige Reaktionsprodukte aus dem Kessel abgereinigt werden und im Zyklon abgetrennt werden.

Die Analyse der 3 Reststoff-Proben vom Gewebefilter (1 Nullprobe, 2 mit SP-Eindüsung) zeigen alle ähnliche Werte und lassen keine großen Unterschiede erkennen, vermutlich durch die Überlagerung mit der zu diesem Zeitpunkt noch in Betrieb befindlichen Rezirkulation.

Aus den im Februar 2015 gezogenen Proben am Gewebefilter wurden anhand der durchgeführten Analysen die Umsatzraten bestimmt (sämtlich Versuche mit Eindüsung verschiedener Sorbentien am 1. Zug). Insgesamt sind die Umsätze (definitionsgemäß der CaO-Anteil, der an S und Cl gebunden ist, bezogen auf das Gesamt-CaO) alle, mit Ausnahme der ersten Sorbocal SP-Probe, als hoch bis sehr hoch zu bezeichnen (siehe auch aus Umsatz berechnete Stöchiometrie in Tabelle 2). Einflüsse einer erhöhten Feuchte, z.B. durch Dampfeindüsung oder Erhöhung der Wassermenge (Konditionierungstürme) sind in erhöhten Umsatzraten zu erkennen. Die erste Sorbocal SP Probe (34) weist im Unterschied zur zweiten (36) einen deutlich höheren CaCO_3 -Anteil auf. Warum die unerwünschte Reaktion mit CO_2 zu CaCO_3 bei ähnlichen Prozessbedingungen beider Proben nur an der ersten Probe (34) stattfand, ist unklar, zumal die Probennahmen auch zeitlich relativ nah aneinander lagen.

Allgemein lässt sich sagen, dass der Kalkanteil, der zum Filter gelangt ist, generell recht hohe Umsatzraten aufweist, das Kalksteinmehl CaCO_3 weist aber geringere Umsatzraten auf (ca. 60%), während die Kalkhydrate hier höher liegen, Spitzenwert bis 79% (Probe 70) – allerdings auch bei sehr hoher relativer Feuchte.

Vergleicht man die Umsatzraten/Stöchiometrien der Proben mit der berechneten Stöchiometrie über „REA gesamt“, fällt auf, dass die relativ geringen Unterschiede der (Filter-) Proben untereinander hier größere Differenzen aufweisen.

Mit Hilfe der im Rahmen der Versuchsauswertung durchgeführten Bilanzrechnungen wurde anhand der analytisch bestimmten Umsatzraten der Kalkproben am Filter und der über das Filter abgeschiedenen SO_2 -Fracht (berechnet mit PLS-Daten), die resultierende Kalkmenge bestimmt und mit den tatsächlich zugeführten Kalkmengen verglichen (siehe rechte Spalten in Tabelle 2).

Es zeigt sich, dass insbesondere bei der Kalksteinmehl-Dosierung erhebliche Differenzen auftreten, d.h., die rechnerische Differenz muss als „Verlust“ des Sorbenseinsatzes in den Kesselzügen und dem Zyklon interpretiert werden. Die berechneten Sorbenseanteile zum Filter stimmen für die verschiedenen eingesetzten Sorbentien erstaunlich gut überein.

So ergibt sich aus der Berechnung, dass nur ca. 20% der eingesetzten Kalksteinmehlmenge im Filter ankommt, während es beim Kalkhydrat ca. 38% sind. Der höhere Wert für die Kalkhydratprobe Nr. 70 von 52 % lässt sich durch die höhere Kessellast erklären, wodurch weniger Sorbens aufgrund der höheren Strömungsgeschwindigkeit in den Kesselzügen abgelagert wird bzw. ausfällt. Dass die Ablagerung in den Kesselzügen stattfindet, ist aus den Temperaturaufzeichnungen während der Eindüseversuche bekannt. Der ausgewiesene relativ hohe „Verlust“ von CaCO_3 in den Kesselzügen könnte möglicherweise mit der höheren Dichte (Schüttdichte) des Materials erklärt werden.

Eine Erklärung für die nicht allzu großen Differenzen der analytisch ermittelten Umsatzrate/Stöchiometrie im Vergleich zur berechneten Stöchiometrie „REA gesamt“ der Versuche mit Kalkhydrat könnte sein, dass die Reaktion außerhalb der REA in Summe (am 1. Zug und im weiteren Verlauf auch am 3. Zug) ähnlich effektiv abläuft.

Tabelle 2: Auswertung Analysen Februar 2015 [Quelle: Rheinkalk, bearbeitet & erweitert ete.a]

Prob.-Nr.	Datum & Uhrzeit	Material & Dosierrmenge	Eindüse-Position & Zusätze	Umsatz aus Analyse	Stöchio-metrie *	Analyseergebnisse, berechnet						FD-Menge Kessel	η SO ₂ ges.	Stöch. „REA ges.“	Sorbens-menge, dosiert	Sorbens-menge, Filter ein	Sorbens-menge, Verlust**	Sorbens-anteil, Filter ein	
						Ca(OH) ₂	CaCO ₃	CaSO ₄	CaSO ₃	Versuchs-zeitraum (Auswerte-intervall)	Rel. Feuch-te								Ca(OH) ₂
34	11.02., 03:00	Sorbacal SP, 175 kg/h	1. Zug	38,0	2,63	13,7	32,8	12,3	19,9	18c	34,2	45	66%	2,3	175	65	111	37	
36	11.02., 09:00	Sorbacal SP, 150 kg/h	1. Zug	72,2	1,39	1,4	17,6	28,6	23,9	18e	32,5	45	72%	2,0	162	40	122	25	
40	15.02., 01:00	KSM CaCO ₃ (aus MVA), 250 kg/h	1. Zug	60,5	1,65	9,7	17,2	26,8	20,0	22	33,0	46	57%	3,0	251	50	201	20	
50	19.02., 08:30	WKH Ca(OH) ₂ , 180 kg/h	1. Zug, mit Dampf	64,2	1,56	6,7	18,4	31,5	22,5	28f	35,2	46	83%	1,7	170	65	105	38	
55	22.02., 09:25	WKH Ca(OH) ₂ , 185 kg/h	1. Zug, mit Dampf	68,6	1,46	3,9	18,2	29,6	27,8	29e	37,4	46	88%	1,9	185	69	116	38	
59	24.02., 04:00	KSM CaCO ₃ (aus MVA), 375 kg/h	1. Zug, mit Dampf	60,0	1,67	4,2	24,9	22,4	25,8	30g	39,8	47	68%	3,1	375	74	301	20	
70	26.02., 23:00	WKH Ca(OH) ₂ , 150 kg/h	1. Zug, mit Dampf & Caldyn Max.	79,0	1,27	1,2	12,6	25,7	32,8	31l	40,3	52	71%	1,4	140	75	65	53	

* berechnet aus Angabe „Umsatz“; die Angabe „Umsatz“ bzw. die daraus berechnete Stöchiometrie bezieht sich nur auf den zum Filter gelangten Sorbensanteil und ist daher nicht mit den im Rahmen der Auswertung berechneten Stöchiometrien („REA gesamt“) vergleichbar! Aus dem hier angegebenen Umsatzgrad bzw. der Stöchiometrie kann nur eine Aussage über die Effektivität der Sorbens-Ausnutzung über das Filter geschlossen werden.

** „Verlust“ bezieht sich auf die Sorbensmenge, die von der gesamten, eingedüsteten Sorbensmenge in den Kesselzügen (Anlagerungen & Austrag) und im Zyklon verloren geht und nicht am Filter ankommt.

6 Zusammenfassung und Ausblick

Im Zeitraum Januar bis März 2015 wurden am Kohlekessel 1 des GKS Schweinfurt folgende Sorbentien zur Direktentschwefelung eingesetzt:

- Fa. Trollius, Normalkalkhydrat (1. Zug, 3. Zug)
- Fa. Rheinkalk, Sorbacal® SP (1. Zug, 3. Zug)
- Fa. Rheinkalk Sorbacal® SPS (3. Zug)
- Fa. Schorr, Kalksteinmehl (1. Zug)

Die Auswertung der Versuchsfahrten ergab die vergleichsweise höchste Effizienz (Abscheidegrad und Stöchiometrie, Betrachtung über die gesamte REA) beim Einsatz von Normalkalkhydrat im 1. Zug, insbesondere bei hoher Rauchgasfeuchte, im Lastbereich des Kessels von 40 – 60 t/h. Hier konnten phasenweise Abscheidegrade von bis zu 95% bei Stöchiometrien $< 2,5$ erzielt werden (typisch: 70 - 90%, Stöchiometrie $< 2,0$). Der Einsatz eines Kalkhydrates mit hoher Oberfläche (Sorbacal® SP) im 1. Zug brachte im Vergleich zu Normalkalkhydrat keine Verbesserung bzw. die erzielten Ergebnisse stellten sich vergleichsweise sogar schlechter dar.

Mit Kalksteinmehl im 1. Zug konnten keine ausreichend hohen Abscheidegrade erreicht werden, diese bewegten sich meist zwischen 50 und 70% bei einer Stöchiometrie von 3 - 4,5 (Ausnahme: Schwachlastbetrieb des Kessels).

Bei Einsatz im 3. Zug waren die Kalkhydrate mit hoher Oberfläche (Sorbacal® SP & SPS) dem Normalkalkhydrat hinsichtlich ihrer Wirksamkeit überlegen. Mit Sorbacal® SP wurden Abscheidegrade von ca. 70 bis 85% erreicht, bei einem stöchiometrischen Sorbenseinsatz von 1,7 bis 2,7. Betriebserfahrungen für Sorbacal SP liegen allerdings nur im mittleren Lastbereich des Kessels vor (40 – 50 t/h).

Die Versuche mit Sorbacal® SPS wurden durchgängig bei höheren bis hohen Kessellasten durchgeführt ($> 50 - 70$ t/h), hier wurden Abscheidegrade – auch bei Volllast – von $>80\%$ erreicht. Die Stöchiometriefaktoren bewegten sich – je nach Last – zwischen ca. 2,5 und 3,7.

Auffällig bei den Versuchen mit Sorbacal® SPS bei Volllastbetrieb war, dass die SO_2 -Abscheidung bereits größtenteils vor der REA erfolgte, d.h. es fand nur noch eine geringe Abscheidung über das Filter statt. Die hohe Filterflächenbelastung des Filters von 80 – 90 m/h und der damit verbundenen Dauerabreinigung ist eine mögliche Erklärung für die geringe Abscheidung über Filter mangels Filterkuchen auf den Schläuchen.

Aus den Reststoffanalysen der im Februar 2015 durchgeführten Eindüseversuche am 1. Zug geht hervor, dass am Filter bei Vorliegen günstiger Reaktionsbedingungen (Feuchte!) grundsätzlich hohe Umsatzraten, sprich Ausnutzung des eingesetzten Sorbens, am Filter erreicht werden können. Diese betragen 60 – 79% (höchste Werte mit Kalkhydrat). Auf Basis der Auswertung der Analyseergebnisse ist weiterhin davon auszugehen, dass teilweise erhebliche Sorbensanteile auf dem Weg zum Filter in den Kesselzügen und im Zyklon „verloren gehen“ und nicht mehr zum Filter gelangen, um dort die Chance zu haben, weiter zu reagieren. Dieser Effekt scheint beim Einsatz von Kalksteinmehl am größten zu sein, hier wurden „Verlusten“ von 80% ermittelt, wohingegen diese beim Einsatz von Kalkhydrat 50 – 60% betragen.

Allen Eindüseversuchen gemein war ein Anstieg der Kesseltemperaturen ab der jeweiligen Eindüsenseite aufgrund der Belegung der Kesselrohre und des damit verbundenen schlechteren

Wärmeüberganges. Die Verschiebung des Wärmehaushaltes im Kessel traten durch die Eindüsen im 1. Zug am stärksten auf, hier waren Temperaturerhöhungen zwischen den Rußblasezyklen von ca. 50°C die Regel (Ende 2. Zug). Im Rahmen der Versuchsdauer konnte keine Tendenz zum stetigen Anstieg beobachtet werden, die Ausgangszustände wurden nach dem Rußblasen wieder erreicht, es ist jedoch von häufigeren Rußblasezyklen und den damit verbundenen Nachteilen auszugehen (Verschleiß, Dampfverbrauch).

Anhand der Auswertung der Versuchsergebnisse unter dem Aspekt der Einhaltung des SO₂-Grenzwertes von 250 mg/m³_{i,N.tr.} und Berücksichtigung der Abscheideeffizienz lieferten die folgenden Anlagenkonzepte das größte Potential:

- Eindüsung von Normalkalkhydrat im 1. Zug
- Eindüsung von Sorbacal® SP oder SPS im 3. Zug

Auf Basis der beiden vorgenannten Konzepte wurde die Kostenrechnung aus der Konzeptstudie 2014 aktualisiert und die Ergänzung der vorhandenen REA mit einer Direktentschwefelungsstufe als das insgesamt günstigste und damit zu bevorzugende Verfahren bestätigt.

Vor dem Hintergrund der relativ großen Auswirkungen auf den Wärmehaushalt des Kessels im 1. Zug (Temperaturerhöhungen) ist die Eindüsung im 3. Zug zu bevorzugen.

Die Nachrüstung einer Siloanlage mit Austrags- und Dosiereinrichtungen zur Eindüsung von hochreaktivem Kalkhydrat in den 3. Zug befindet sich z.Zt. im Bau und wird voraussichtlich Ende 2016 in Betrieb gehen.

Im Rahmen der Versuchsauswertung wurde zudem die große Bedeutung der Rauchgasfeuchte auf die SO₂-Abscheidung bestätigt. Für eine effiziente SO₂-Abscheidung ist eine Erhöhung der Rauchgasfeuchte unabdingbar. Als Richtgröße wäre zukünftig eine relative Feuchte von > 35 – 40 % anzustreben. Während der Versuche wurde die Feuchte durch Dampfeindüsung im 1. Zug oder am Kesselende oder durch eine erhöhte Wassereindüsung in der REA (Konditionierungstürme, MDI-Düsen) beeinflusst.

Inwieweit eine Temperaturabsenkung in den Konditionierungstürmen möglich ist, ohne die Türme „nass“ zu fahren, soll in einem nächsten Untersuchungsschritt mittels Tropfenmessungen am Ende der Verdampfungsstrecke bestimmt werden.

7 Literaturverzeichnis

- [1] Sindram, M., Walter, D.: „Abscheidung von SO₂ durch Direktentschwefelung im Hochtemperaturbereich“, 11. Potsdamer Fachtagung 2014

- [2] Gambin, A., Pettiau, X.: „Traitement des gaz de verrerie par voie sèche au moyen d’absorbants calciques“, Verre Vol.13 N°1, Février 2007

- [3] Karpf, R.: „Basic features of the dry absorption process for flue gas treatment systems in waste incineration“, <http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/>