Erweiterte vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung

Auftraggeber:

Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK)

Autoren:

Prof. Dr.-Ing. Rudi Karpf, Dipl.-Ing. Volker Dütge
ete.a Ingenieurgesellschaft für Energie- und Umweltengineering & Beratung mbH

Dr.-Ing. Martin Pohl, Dr.-Ing. Tao Wen
ENVERUM Ingenieurgesellschaft für Energie- und Umweltverfahrenstechnik mbH

Wissenschaftliche Begleitung:

Prof. Dr.-Ing. Michael Beckmann
Technische Universität Dresden (TUD), Institut für Energietechnik

August 2024

Inhaltsverzeichnis

Seite

1. Einleitung 3
   1.1 Hintergrund und Aufgabenstellung 3
   1.2 Auslegungsdaten 4
2. Additive und Verfahren zur Schadstoffabscheidung 5
   2.1 Trockensorptionsverfahren mit Natriumbicarbonat 5
   2.2 Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat 8
   2.3 Vergleichende Gegenüberstellung der Additive und Abscheideverfahren 13
   2.4 Das LOTOX®-Verfahren 14
   2.5 Rauchgaswäsche mit Natronlauge (Schnittstelle für eine PCCC-Anlage) 15
3. Optimierung der Energieeffizienz 16
4. Darstellung und Bilanzierung der Verfahrenskonzepte 17
   4.1 Verfahrenskonzepte bei der Müllverbrennung 17
      4.1.1 Zweistufige konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat und SCR 19
      4.1.2 Kombiniertes Sorptionsverfahren mit Bicarbonat und Kalkhydrat sowie SCR 21
      4.1.3 Trockensorption mit Bicarbonat, Kalkhydrat und SCR 23
      4.1.4 Trockensorption mit Bicarbonat, SCR und Wäscher (CC-Ready) 25
      4.1.5 Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat, SNCR und Wäscher (CC-Ready) 27
      4.1.6 Vergleichende Gegenüberstellung der Betriebsmittelmengen für die Varianten ... 29
   4.2 Verfahrenskonzept bei der Klärschlammverbrennung 31
5. Bewertung der CO_2-Emissionen 32
6. Bewertung der Verfahrenskonzepte 41
   6.1 Bewertung der Verfahrenskonzepte bei der Müllverbrennung 41
      6.1.1 Gegenüberstellung der Vor- und Nachteile der Verfahrenskonzepte 42
      6.1.2 Vergleich der spezifischen Betriebsmittelkosten der Verfahrenskonzepte 43
      6.1.3 Ergebnis der Bewertung der Verfahrenskonzepte 44
   6.2 Bewertung des Verfahrenskonzepts bei der Klärschlammverbrennung 44
7. Zusammenfassung 45
8. Literatur 47
9. Anhang 50

1. Einleitung

1.1 Hintergrund und Aufgabenstellung

Im Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK) sind rund 50 Unternehmen mit beinah 100 Standorten vertreten, darunter fast alle Kalkhersteller in Deutschland. Der BVK engagiert sich als Vertretung der Kalkindustrie in Deutschland gegenüber Politik, Behörden, Gewerkschaften und NGO´s und versteht sich als Partner der Öffentlichkeit, Wirtschaft und Wissenschaft. Darüber hinaus liefert er Informationen über den Rohstoff Kalk und die verschiedenen Kalkprodukte sowie deren spezifische Anwendungs- und Einsatzbereiche.

Diverse Kalkprodukte werden z.B. in der Umwelttechnik und insbesondere in der Rauchgasreinigung (RGR) hinter Verbrennungsanlagen eingesetzt. Vor allem bei den trockenen und konditioniert-trockenen Sorptionsverfahren konkurrieren die Kalkprodukte mit Natriumhydrogencarbonat als einem weiteren trockenen Additiv. Natriumhydrogencarbonat wird i.d.R. bei höheren Temperaturen als die Kalkprodukte eingesetzt und daher häufig mit einer Energie- bzw. Wärmeauskopplung kombiniert. Daraus abgeleitet wird Natriumhydrogencarbonat als das energie- und ressourcenschonendere Additiv dargestellt.

Aus diesem Grund wurden bereits im Auftrag des BVK 2009 ein ökologisches [1.1] und 2010 ein ökonomisches Gutachten [1.2] zu der Anwendung der Additive Kalkhydrat und Natriumhydrogencarbonat bei Rauchgasreinigungsverfahren in Auftrag gegeben.

Im Rahmen dieses Gutachtens sollen nun die Ergebnisse aus dem ökonomischen Gutachten von 2010 im Hinblick auf gestiegene Emissionsanforderungen überprüft sowie unter Berücksichtigung der Forderung an energieeffizientere Rauchgasreinigungssysteme novelliert werden. Zusätzlich sind folgende Themen Gegenstand der Aufgabenstellung:

- Beschreibung der Schnittstelle für eine Post-Combustion Carbon-Capture-Anlage (PCCC) sowie der Anforderungen an die vorgeschaltete Rauchgasreinigung (RGR); Anm.: die CO_2-Abscheidung selbst ist jedoch nicht Gegenstand dieser Studie
- Bewertung des Einsatzes von Kalk in der RGR hinter Klärschlammverbrennungsanlagen
- Erstellung einer CO_2-Netto-Bilanz/Footprint der betrachteten Additive und der Reststoffaufbereitung/-entsorgung

1.2 Auslegungsdaten

Um die Ergebnisse von dieser Studie mit den Ergebnissen aus dem ökonomischen Gutachten von 2010 [1.2] vergleichen zu können, werden die gleichen Auslegungsdaten im Hinblick auf die Brennstoffzusammensetzung und die aus der Verbrennungsrechnung (VBR) resultierende Rauchgaszusammensetzung (RGZ) verwendet (vgl. Anhang 1 und 2), die auch bei der Bilanzierung der betrachteten Verfahrensvarianten (siehe Kapitel 4) berücksichtigt werden.
Durch den Vergleich der neuen Emissionsgrenzwerte nach 17. BImSchV mit den zukünftigen Emissionsgrenzwerten nach IED[1] in Tabelle 1.1 lassen sich die steigenden Emissionsanforderungen an die Rauchgasreinigung verdeutlichen.

Tab.1.1 Emissionsgrenzwerte in [mg/m³$_N$] (PCDD / PCDF in [ng TE/m³$_N$]) nach 17. BImSchV (bezogen auf das tr.RG i.N. bei 11 Vol.-% O_2, Stand: 13.02.2024) und nach IED

Schadstoff / Parameter	TMW	HMW	JMW	TMW (IED)
Kohlenmonoxid (CO)	50	100	–	10
gasf. anorg. Chlorverb. als HCl	NA: 6 BA: 8	40	–	2
gasf. anorg. Fluorverb. als HF	0,9	4	–	< 1
Schwefeloxide (SO_x) als SO_2	NA: 30 BA: 40	200	–	5
Stickoxide (NO_x) als NO_2	NA: 120 BA: 150 [1]	400	100 [2]	50
Ammoniak (NH_3) (SCR / SNCR)	10	15	–	2
Gesamtstaub	5	20	–	2
TVOC / C_{ges}	10	20	–	3
Quecksilber (Hg)	0,01	0,035	0,005 [2]	0,005 [3] 0,001 [4]
∑ Cd + Tl	0,02		–	0,005
∑ As, Cd, Co, Cr + Benzo(a)pyren	0,05		–	–
∑ Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn	0,3		–	0,01
Dioxine / Furane (PCDD / PCDF)	NA: 0,08 [5] BA: 0,1 [5]		–	0,01 [5]

TMW = Tagesmittelwert; HMW = Halbstundenmittelwert; JMW = Jahresmittelwert; NA = Neuanlagen; BA = Bestandsanlagen; IED = Industrial Emissions Directive (Industrieemissionsrichtlinie)
[1] für BA mit einer Feuerungswärmeleistung (FWL) < 50 MW mit SNCR und falls kein SCR-Betrieb möglich ist sowie für BA vor 02.05.2013 gilt: TMW =180 mg/m³$_N$
[2] gilt nicht für Abfallmitverbrennungsanlagen (AMVA) mit SNCR und einer FWL ≤ 50 MW
[3] kontinuierliche Überwachung
[4] Langzeitüberwachung
[5] in [ng TE/m³$_N$] (TE = Toxizitätsäquivalente)

[1] IED = Industrial Emissions Directive (Industrieemissionsrichtlinie)

2. Additive und Verfahren zur Schadstoffabscheidung

In diesem Kapitel steht der Vergleich der beiden Additive Kalkhydrat und Natriumbicarbonat in Bezug auf die spezifischen Randbedingungen bei der Schadstoffabscheidung sowie der Vor- und Nachteile bei ihrem Einsatz in den entsprechenden Rauchgasreinigungsverfahren im Vordergrund. Zusätzlich wird das LOTOX®-Verfahren als weiteres DeNO$_x$-Verfahren zur Minderung der NO$_x$-Emissionen und die Schadstoffabscheidung in einem Rauchgaswäscher mit Natronlauge als mögliche Schnittstelle für eine Post-Combustion Carbon-Capture-Anlage (PCCC) dargestellt.

In dem ökonömischen Gutachten von 2010 [2.1] sind bereits die Leistungsgrenzen von einstufigen Chemisorptionsverfahren im Hinblick auf die maximal zulässigen Rohgaskonzentrationen erläutert worden, damit die Einhaltung der zu diesem Zeitpunkt zulässigen Emissionsgrenzwerte nach der 17. BImSchV (Stand: 31.09.2009) gewährleistet werden konnte. Es gibt bei der Schadstoffabscheidung mit einstufigen Sorptionsverfahren aber nicht nur Leistungsgrenzen für die zulässigen Rohgaskonzentrationen, sondern auch Leistungsgrenzen für die erreichbaren Reingasemissionen. Aus diesem Grund kann die sichere Einhaltung der neuen Emissionsgrenzwerte nach 17. BImSchV (Stand: 13.02.2024) und insbesondere die sichere Einhaltung der zukünftigen Emissionsgrenzwerte nach IED (siehe Tabelle 1.1) grundsätzlich nur noch mit zweistufigen Rauchgasreinigungsverfahren gewährleistet werden.

Gemäß der Aufgabenstellung werden daher die in dem ökonomischen Gutachten von 2010 behandelten Verfahrenskonzepte im Hinblick auf die gestiegenen Emissionsanforderungen angepasst bzw. erweitert oder ggf. durch neue Verfahrenskonzepte ergänzt bzw. ersetzt.

2.1 Trockensorptionsverfahren mit Natriumbicarbonat

Die wirksamen Abscheidemechanismen und die entsprechenden Reaktionsgleichungen für die Schadstoffabscheidung mit Natriumbicarbonat (vereinfacht: Bicarbonat) sind bekannt und wurden bereits ausführlich in dem ökonomischen Gutachten von 2010 dargestellt (siehe [2.1] Kapitel 3.1.4). Daher sollen in dieser Studie vor allem die Randbedingungen bei der Schadstoffabscheidung näher betrachtet werden.

Das eigentlich wirksame Reagenz bei der Chemisorption mit Bicarbonat ist Natriumcarbonat (Na_2CO_3), das bei der thermischen Zersetzung (Thermolyse) des Bicarbonats bei Temperaturen ≥ 140 °C im sogenannten *status nascendi* (*der Zustand im Augenblick des Entstehens*, d.h. in einem besonders reaktiven Zustand) entsteht, der mit der Bildung einer hohen spezifischen Oberfläche verbunden ist. Dieser Vorgang wird auch als *Aktivierung* bezeichnet.

Der optimale Temperaturbereich für den Einsatz von Bicarbonat liegt nach Angaben der Fa. Solvay zwischen 140 °C und 300 °C. Die obere Temperaturgrenze liegt bei ca. 320 °C, weil Natriumcarbonat dann beginnt, klebrig zu werden und damit das Produkthandling nicht mehr beherrschbar ist [2.2]/[2.3].

Bicarbonat kann nur in einem relativ grobkörnigen Zustand im Silo gelagert werden, da feinkörniges Bicarbonat stark kohäsiv ist. Daher muss das Bicarbonat vor der Eindüsung in den Rauchgaskanal/Reaktor zu feineren Partikeln vermahlen werden. Nach Angaben von der Fa. Solvay wird zur Absenkung der HCl-Konzentration bis auf 10 mg/m³$_N$ ein Vermahlen auf d_{90} < 35 µm empfohlen. Ein geringerer Emissionswert für HCl und/oder Abscheidegrade für SO_x von über 80% erfordern einen d_{90}-Wert < 20 µm. Für eine optimale Abscheideleistung ist eine homogene Durchmischung des Bicarbonats mit dem Rauchgas erforderlich, die mit einer Verweilzeit von mindestens 2 s vor dem Filter grundsätzlich erreicht werden kann [2.2]. Die Vermahlung des Bicarbonats erfolgt i.d.R. mit Sichtermühlen auf die erforderliche Korngröße. Nach Angaben von QUICKER et al. [2.4] hat vor allem die Reaktionstemperatur einen Einfluss auf die SO_2-Abscheidung mit Na_2CO_3. Demnach kann die Reaktionsgeschwindigkeit durch eine Erhöhung der Temperatur von 160 °C auf 220 °C fast verdreifacht werden. Außer dem Temperatureinfluss lässt sich nach MARGRAF [2.5] auch der Einfluss einer Partikelrezirkulation auf die Abscheideleistung bzw. auf den Additivmengenbedarf nachweisen.

Die Rauchgasfeuchte hat keinen Einfluss auf die Schadstoffabscheidung mit Bicarbonat bzw. Natriumcarbonat. Bei der Trockensorption mit Bicarbonat erfolgt keine CO_2-Abscheidung.

Bei der Reaktion der sauren Schadgase mit frisch aktiviertem Natriumcarbonat gilt folgende Reaktivitätsreihe: SO_3 > HCl > SO_2 > HF. Grundsätzlich ist die Reaktivität bzw. Selektivität von Bicarbonat bei der Trockensorption größer als die von Kalkhydrat (vgl. Abbildung 2.1).

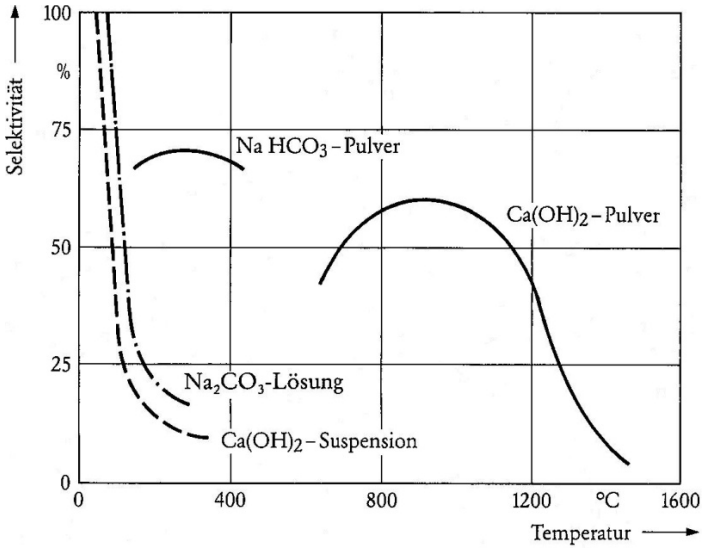


Abb.2.1 Selektivität verschiedener Additive [2.6]

Die Abscheidung von HF verläuft jedoch mit Bicarbonat schlechter als mit Kalkhydrat. Das ist zum einen durch die geringere Affinität von Natriumcarbonat gegenüber HF im Vergleich zu Kalkhydrat begründet. Zum anderen steht HF in der Reaktivitätsreihe von Natriumcarbonat ganz am Schluss, weshalb eine ausreichende Abscheidung von HF erst dann erfolgt, wenn die HCl- und SO_2-Konzentrationen im Rauchgas auf geringe Werte reduziert worden sind [2.3]. Nach Angaben von MARGRAF [2.5] konnte der Zusammenhang zwischen HF- und SO_2-Reingasemissionen bei Versuchen zur HF-Abscheidung mit Bicarbonat bestätigt werden (die HF-Konzentration im Rauchgas vor Additivzugabe lag hierbei in der Größenordnung von ca. 5 mg/m³$_N$). Demnach ist ein SO_2-Reingaswert von < ca. 25 mg/m³$_N$ erforderlich, um einen HF-Reingaswert von < 1 mg/m³$_N$ gesichert einzuhalten. Eine weitere Anhebung des Additivmengenbedarfs bzw. der Stöchiometrie ist notwendig, wenn geringere HF-Reingaswerte erreicht werden müssen (vgl. Abbildung 2.2).

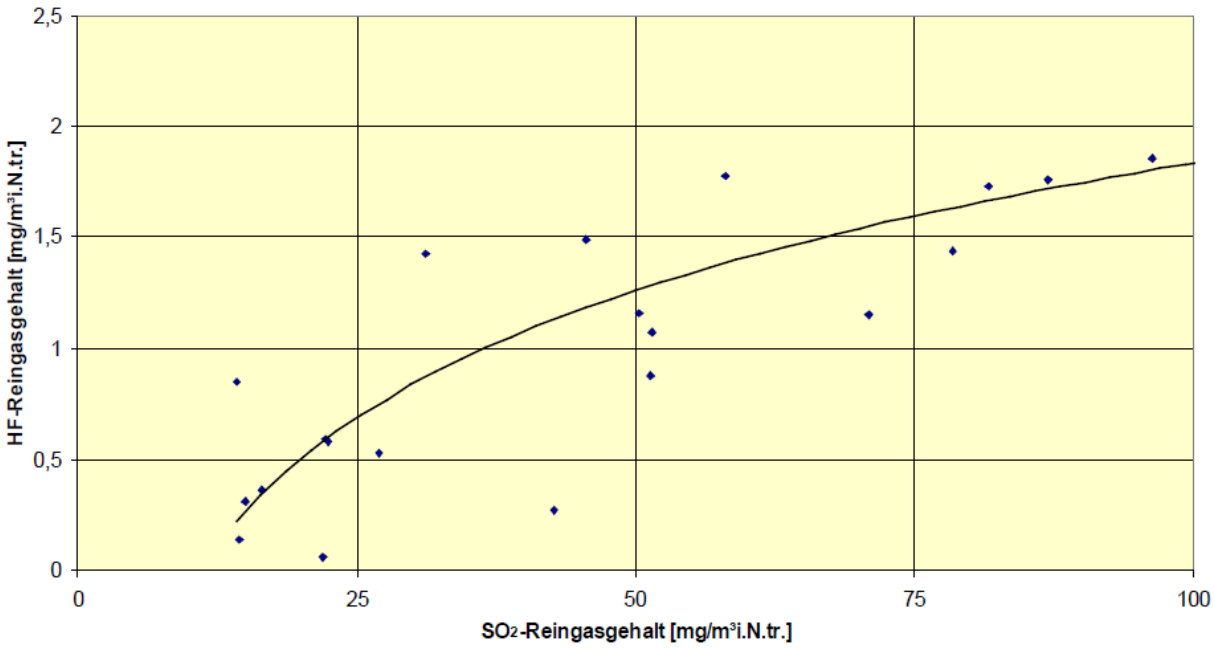


Abb.2.2 Korrelation zwischen HF- und SO_2-Reingaswerten [2.5]

2.2 Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat

Die wirksamen Abscheidemechanismen und die entsprechenden Reaktionsgleichungen für die Schadstoffabscheidung mit Kalkhydrat wurden bereits in dem ökonomischen Gutachten von 2010 dargestellt (siehe [2.1] Kapitel 3.1.3). Aus diesem Grund sollen analog zu Kapitel 2.1 auch hier hauptsächlich die Randbedingungen bei der Schadstoffabscheidung näher betrachtet werden.

In Tabelle 2.1 sind die Einflussfaktoren für die Schadstoffabscheidung bei der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat zusammengefasst.

Tab.2.1 Übersicht der Einflussfaktoren sowie Größen, Parameter, Prozesse und Auswirkungen ihrer Einflussnahme auf die Schadstoffabscheidung bei der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat

Einflussfaktoren / Größen, Parameter, Prozesse und Auswirkungen ihrer Einflussnahme
1.) Temperatur • *Wassertaupunkt:* relative Rauchgasfeuchte; Hydrathüllenbildung • *Chloridtaupunkt:* Temperaturabstand zur Calciumchlorid-Dihydrat-Dissoziationsdruckkurve; Hydrathüllenbildung • *Hydratstufenbildung:* Wassergehalt der Reaktionsprodukte • *Reaktionskinetik:* Gleichgewichtslage der Reaktionen
2.) Rauchgasfeuchte bzw. Partialdruck des Wasserdampfs • *relative Rauchgasfeuchte:* Hydrathüllenbildung; SO_2-Abscheideleistung • *Hydratstufenbildung:* Wassergehalt der Reaktionsprodukte • *Hydrathüllenbildung:* Ionenbildung in flüssiger Phase erhöht Reaktionsgeschwindigkeit
3.) Konzentration bzw. Partialdruck der Schadstoffe • *Abscheideleistung:* Differenz zwischen Rohgas- und Reingaskonzentration der Schadstoffe • *Chlor-Schwefel-Verhältnis Cl/S:* SO_2-Abscheideleistung; Chloridgehalt im Reststoff • *Reaktionsprodukte:* Reststoffmenge bzw. Reststoffzusammensetzung
4.) Sorbensqualität bzw. Oberflächenstruktur des Sorbens • *spezifische Oberfläche:* Reaktivität der Sorbenspartikel ist abhängig von der verfügbaren Stoffaustauschfläche (äußere und innere Partikeloberfläche) • *Porosität:* innere Porosität (Kornporosität, Porensystem, Schadstoffadsorption); äußere Porosität (Schüttungsporosität, Druckverluste in der Filterkuchenschicht) • *Porenradienverteilung:* Anteile der Makro-, Meso-, Mikro- und Submikroporen • *Porenvolumen:* Volumen der Makro-, Meso-, Mikro- und Submikroporen
5.) Stoffaustausch bzw. Intensität der chemischen Reaktionen • *Selektivität:* erhöhte Reaktivität gegenüber bestimmten Schadstoffen • *Reaktionspotenzial:* Triebkraft, Freie Reaktionsenthalpie (GIBBS-Energie) • *Reaktionskinetik:* Reaktionsgeschwindigkeit • *Phasendispersionsgrad:* Durchmischungsgrad; Wahrscheinlichkeit für Zusammenstöße von Sorbenspartikeln und Schad-stoffmolekülen im Sinne der *Stoßtheorie* • *Reststoffrezirkulation:* Erhöhung der Reaktivität durch hygroskopisches Calciumchlorid im Reststoff und die Mobilisierung der Calciumionen infolge der Hydrathüllenbildung bzw. der damit verbundenen Ionenbildung in flüssiger Phase; Bildung von Calciumhydroxidchlorid
6.) Verweilzeit der Sorbenspartikel im Rauchgasstrom bzw. Reaktionszeit • *Flugstromphase:* Verweilzeit der Sorbenspartikel im Rauchgasweg von der Sorbenseindüsung bis zur Abscheidung im Gewebefilter • *Filtrationsphase:* Verweilzeit der Sorbenspartikel in der Filterkuchenschicht auf dem Filtermedium im Gewebefilter von dem Zeitpunkt der Beaufschlagung bis zum Zeitpunkt der Abreinigung • *Reststoffrezirkulation:* Erhöhung der Verweilzeit der Sorbenspartikel in der Flugstromphase und in der Filtrationsphase; Bildung von Calciumhydroxidchlorid

Das Ziel der Rauchgaskonditionierung bei der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat ist die Einstellung der optimalen relativen Rauchgasfeuchte, um die Bildung einer reaktionsfördernden flüssigen Phase bzw. einer Hydrathülle auf den Sorbenspartikeln zu ermöglichen. Die Bildung einer flüssigen Phase wird z.B. durch die Kapillarkondensation in den Porensystemen der Sorbenspartikel und durch hygroskopische Salze wie Calciumchlorid begünstigt.
Bei der Kapillarkondensation setzt die Wasserdampfkondensation in den Porensystemen der Sorbenspartikel aufgrund der Dampfdruckerniedrigung an gekrümmten Oberflächen bereits bei Temperaturen oberhalb der Sättigungstemperatur bzw. bei einem Partialdruck unterhalb des Sättigungsdrucks ein, so dass sich die Wahrscheinlichkeit für die Bildung einer flüssigen Phase mit abnehmendem Porendurchmesser erhöht (siehe Abbildung 2.3).

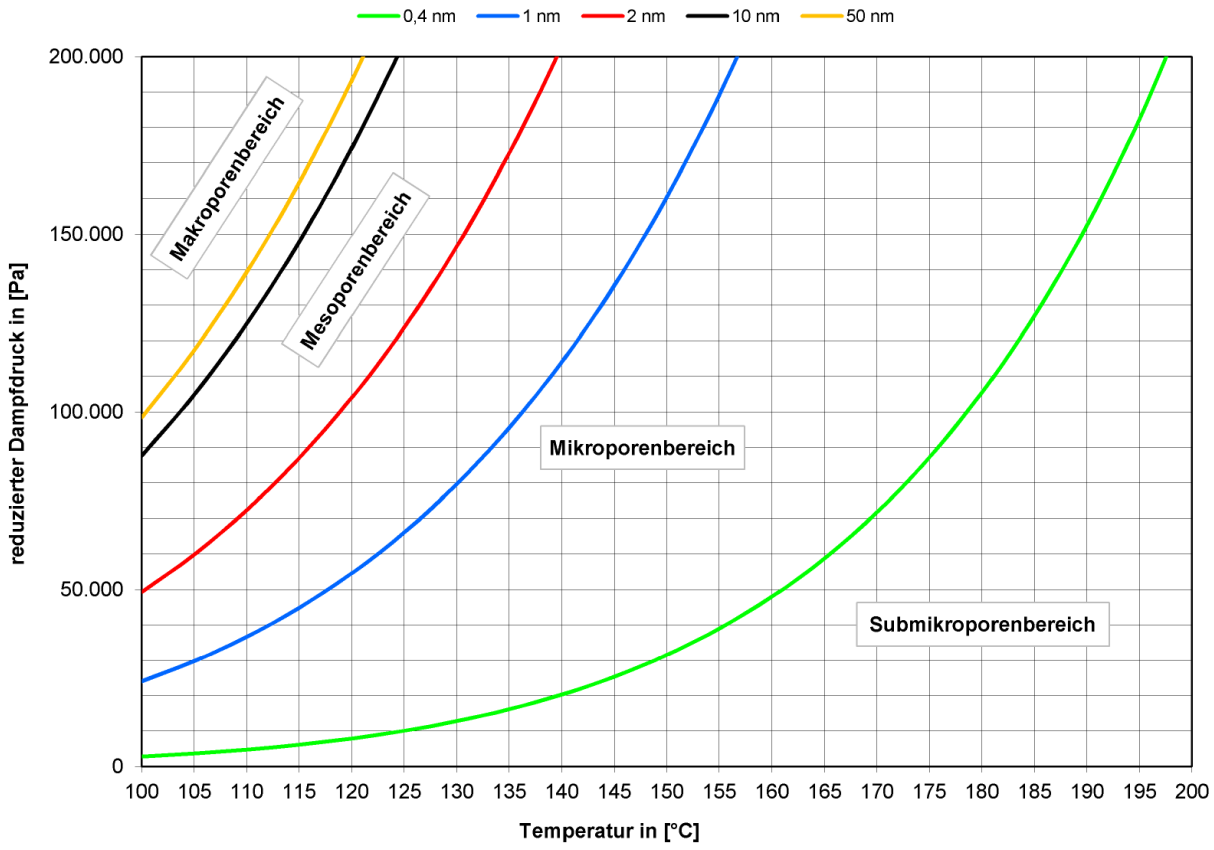


Abb.2.3 Reduzierter Dampfdruck (Wasserdampf) in den Poren von Sorbenspartikeln in Abhängigkeit von der Temperatur und dem Porendurchmesser, berechnet mit der GIBBS-THOMSON-Gleichung

Untersuchungen und Betriebserfahrungen haben gezeigt, dass die Einhaltung eines Temperaturabstandes von ca. 10 bis 15 K zur Dissoziationsdruckkurve von Calciumchlorid-Dihydrat erforderlich ist, um mögliche Probleme durch Anbackungen und Korrosionserscheinungen in den produktführenden Anlagenteilen, die durch hygroskopisches Calciumchlorid im Reststoff verursacht werden können, zu vermeiden.

Dieser Temperaturabstand definiert den optimalen Bereich der Feuchtekonditionierung, der sich zusammen mit der Dissoziationsdruckkurve von Calciumchlorid-Dihydrat und der Kurve für die einsetzende Kapillarkondensation an der Grenze zum Submikroporenbereich durch eine Übertragung in das MOLLIER-h,x-Diagramm für feuchte Luft anschaulich darstellen lässt (vgl. Abbildung 2.4).

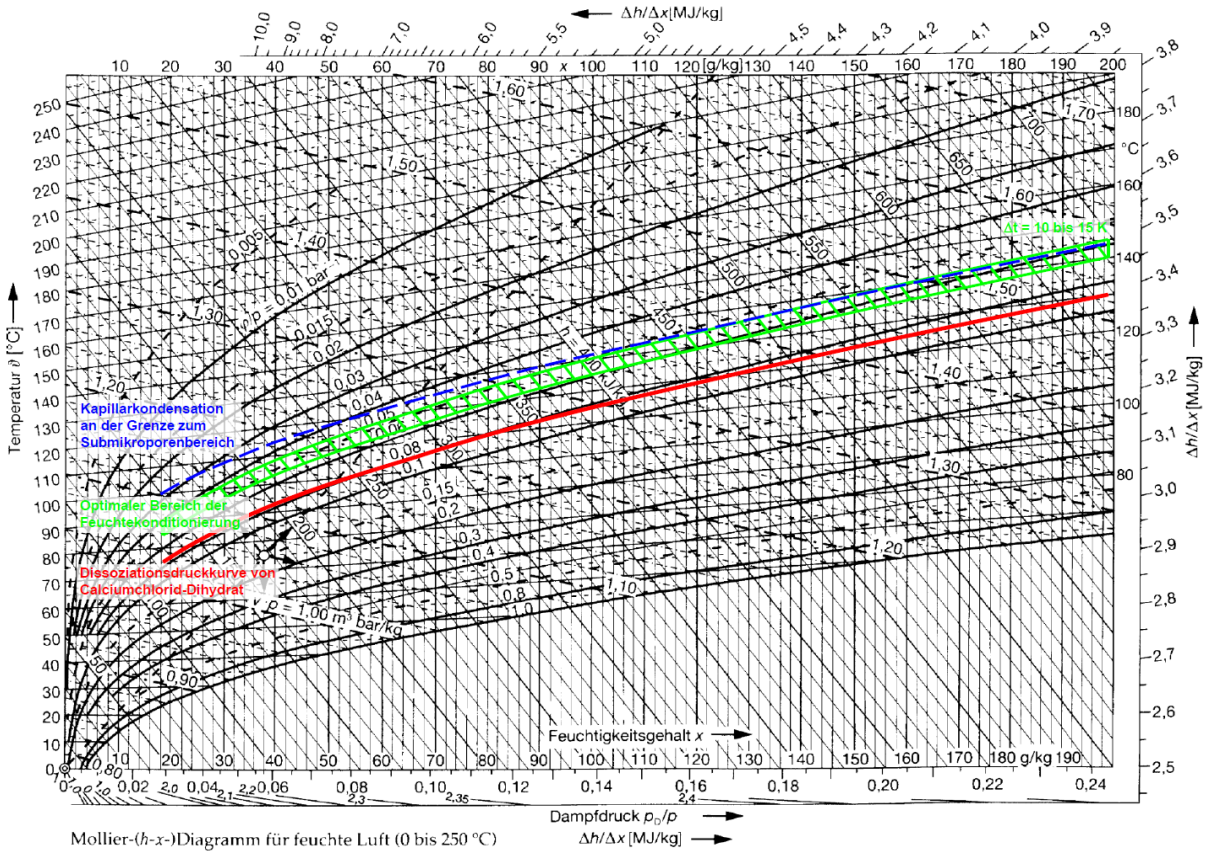


Abb.2.4 Lage der Dissoziationsdruckkurve von Calciumchlorid-Dihydrat (rot), des optimalen Bereichs der Feuchtekonditionierung (grün) und der Kurve für die einsetzende Kapillarkondensation an der Grenze zum Submikroporenbereich mit einem Porendurchmesser von d_P < 0,4 nm (blau) im MOLLIER-h,x-Diagramm für feuchte Luft (bei p_{abs} = 1 bar)

BARTH et al. [2.6] beschreibt den Einfluss von Wasser auf die Sorbensreaktivität wie folgt: *„Es zeigt sich, dass unter Verwendung von Wasser die höchste Selektivität erzielt werden kann, wobei die Umsetzung des Neutralisationsmittels umso höher ist, je weiter das Rauchgas in Richtung auf den Taupunkt abgekühlt wird (bei Erreichung des Taupunktes liegt keine Trockensorption vor, sondern eine Nasswäsche). Der Grund ist die relativ geringe Reaktionsbereitschaft von SO_2, die durch Zwischenschaltung von Wasser als Absorptionsmedium kompensiert werden kann. Dieser Schritt gelingt umso besser, je länger die Lebensdauer der Flüssigkeit im H_2O-untersättigten Rauchgas ist, d.h. je länger die Verdampfungszeit ist.“*

Basierend auf dieser Erkenntnis ist das halb- bzw. quasitrockene Sorptionsverfahren (Sprühabsorptionsverfahren) entwickelt worden, bei dem das Wasser nicht durch Kondensation von Wasserdampf aus dem Rauchgas auf die Sorbenspartikel gelangt, sondern zusammen mit dem Sorbens in Form von Kalkmilch dem Rauchgas zugeführt wird. Es hat sich jedoch gezeigt, dass es beim Trocknungsvorgang der Suspensionstropfen zu einer Agglomeratbildung des Kalkhydrats kommt, die mit einem Verlust an reaktiver Oberfläche der Sorbenspartikel verbunden ist. Außerdem wird durch den hohen pH-Wert der Kalkmilch die Absorption von CO_2 und die Bildung von Calciumcarbonat begünstigt, so dass die Reaktivität abnimmt und der Additivmittelbedarf bzw. die Stöchiometrie ansteigt. Daher konnte das Sprühabsorptionsverfahren die hohen Erwartungen in Bezug auf eine gesteigerte SO_2-Abscheideleistung nicht erfüllen.

Ein weiterer Nachteil des Sprühabsorptionsverfahrens mit Kalkmilch ist die Begrenzung der erreichbaren Endtemperatur bei der Rauchgaskonditionierung durch Verdampfungskühlung, weil mit sinkender Rauchgastemperatur am Sprühabsorberaustritt die Verdampfungsstrecke für den Trocknungsvorgang der Suspensionstropfen zunimmt, so dass es im Sprühabsorber zu Anbackungen und Korrosionserscheinungen im Bereich des Rauchgasaustritts und des Reststoffaustragstrichters kommen kann.

Um die nachteiligen Auswirkungen der Wasserzugabe in Form von Kalkmilch zu vermeiden (Agglomeratbildung) oder zu begrenzen (Calciumcarbonatbildung), muss das Verhältnis von Wassermenge zu Sorbensmenge in der Mischung ebenfalls begrenzt werden. So erfolgt z.B. bei dem von ABB entwickelten NID-Verfahren (New Integrated Desulfurization) die Wasserzugabe über eine Rezirkulatbefeuchtung in einem externen Befeuchtungsmischer. Dann wird das angefeuchtete Rezirkulat in den Rauchgaskanal (als Reaktionsstrecke) vor Gewebefilter dosiert. Die Reststoffe werden im Gewebefilter abgeschieden und ausgeschleust oder erneut rezirkuliert. Im Gegensatz zum Sprühabsorptionsverfahren wird hier der rezirkulierte Teil des Reststoffs nur soweit befeuchtet, dass er noch freifließend, also scheinbar trocken bleibt. Der maximal zulässige Wassergehalt im Reststoff wird für das NID-Verfahren mit 5 Ma.-% angegeben. In der Praxis wird jedoch in Abhängigkeit vom Calciumchloridgehalt im Reststoff der Wassergehalt auf 1 bis 3 Ma.-% begrenzt, um so Probleme beim Produkthandling durch die hygroskopischen Eigenschaften des im Reststoff enthaltenen Calciumchlorids zu vermeiden. Um die erforderliche Wassermenge für die Verdampfungskühlung in den Prozess einbringen zu können, ist eine entsprechend große Rezirkulatmenge bzw. Rezirkulationsrate notwendig, was für das Konzept einer Verdampfungskühlung mit externer Rezirkulatbefeuchtung kennzeichnend ist. Auf diese Weise können im Vergleich zum Sprühabsorptionsverfahren tiefere Temperaturen (bis ca. 110 °C) und eine längere Verdampfungszeit erreicht werden.

Bei der Reaktion der sauren Schadgase mit Kalkhydrat gilt folgende Reaktivitätsreihe: SO_3 > HF > HCl > SO_2 >> CO_2. Die bei der Schadstoffabscheidung gebildeten Reaktionsprodukte

haben im Vergleich zum Edukt Kalkhydrat ein größeres molares Volumen, so dass es infolge der Abscheidereaktionen zu einer Volumenausdehnung der Randschichten der inneren und äußeren Oberflächen der Sorbenspartikel kommt. Das führt mit zunehmender Verweilzeit der Sorbenspartikel im Rauchgas und fortschreitendem Reaktionsverlauf zu einer Abnahme der Porosität bzw. des Porenvolumens und somit auch zu einem Reaktivitätsverlust.

Durch die Anwesenheit von HCl und die damit verbundene Bildung von Calciumchlorid wird dieser Reaktivitätsverlust abgeschwächt, da Calciumchlorid im Gegensatz zu den anderen Reaktionsprodukten gut wasserlöslich ist, somit den Stoffaustausch zwischen Partikelkern und Partikeloberfläche in einer flüssigen bzw. wässrigen Phase (d.h. Hydrathülle) begünstigt, und dadurch eine Erneuerung bzw. Regenerierung der reaktiven Oberfläche und des Porensystems der Sorbenspartikel ermöglicht.

Wenn man die Vorteile der reaktionsfördernden Anwesenheit von HCl bzw. Calciumchlorid bei der Schadstoffabscheidung nutzen will, muss man dafür die Nachteile, die sich aus den hygroskopischen Eigenschaften des Calciumchlorids ergeben, bei der Verfahrenskonzeption mitberücksichtigen. Das bedeutet, dass die Rauchgaskonditionierung mittels Verdampfungskühlung für den optimalen Bereich der relativen Rauchgasfeuchte ausgelegt werden muss (vgl. Abbildung 2.4, grün schraffierter Bereich).

Wenn man die Vorteile einer möglichst niedrigen Prozesstemperatur z.B. für eine Steigerung der Energieeffizienz nutzen will, dann ist eine externe Rezirkulatbefeuchtung für die Rauchgas- und Partikelkonditionierung günstiger. Es hat sich herausgestellt, dass sich auf diese Weise auch bei niedriger HCl-Konzentration im Rauchgas eine hohe SO_2-Abscheideleistung erreichen lässt. Durch eine vorgeschaltete HCl-Abscheidung kann man so die Bildung von hygroskopischem Calciumchlorid und die damit verbundenen Probleme beim Produkthandling reduzieren, ohne Einbußen bei der SO_2-Abscheideleistung befürchten zu müssen, wenn die Prozesstemperatur entsprechend weit abgesenkt wird (auf ca. 110 °C).

2.3 Vergleichende Gegenüberstellung der Additive und Abscheideverfahren

In der Tabelle 2.2 werden die verfahrensspezifischen Merkmale sowie die Vor- und Nachteile des Trockensorptionsverfahrens mit Bicarbonat und der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat zusammengefasst und zum Vergleich gegenübergestellt.

Tab.2.2 Zusammenfassung und vergleichende Gegenüberstellung der verfahrensspezifischen Merkmale sowie der Vor- und Nachteile des Trockensorptionsverfahrens (TSV) mit Bicarbonat (BC) und der konditionierten Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat (KH)

Verfahren und Additiv	Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat	Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat
verfahrens-spezifische Merkmale	• Temperaturbereich: 140 °C bis 300 °C (max. 320 °C), i.d.R. 180 °C bis 240 °C • Stöchiometriefaktor SV_2: 1,2 bis 1,3	• Temperaturbereich: 135 °C bis 145 °C • optimale relative Feuchte: 5% bis 6% • Stöchiometriefaktor SV_2: 1,9 bis 2,4 [1]
Vorteile	+ hohe Reaktivität des Additivs + relativ einfacher Anlagenaufbau + Reststoffmenge verringert sich gegenüber dosierter Additivmenge; dadurch Vorteil bei hohen Entsorgungskosten + bei hoher Anwendungstemperatur keine Wiederaufheizung des Rauchgases vor SCR-Katalysator für $DeNO_x$ erforderlich + hohe Anwendungstemperatur ermöglicht Steigerung der Energieeffizienz durch Wärmerückgewinnung + geringere hygroskopische Eigenschaften der Reststoffe	+ günstiges Massenverhältnis von Additiv zu Schadgas (2-wertiges Calcium) + hohe Affinität gegenüber HF + Pufferwirkung des Filterkuchens auf den Filterschläuchen im Gewebefilter + bessere Hg-Abscheidung mit Aktivkoks bei tieferer Anwendungstemperatur + gegenüber Na-haltigen Additiven niedrigere Beschaffungskosten des Additivs + im Vergleich zu Bicarbonat deutlich mehr Produktionsstandorte verfügbar; dadurch kürzere Anliefer- bzw. Transportwege
Nachteile	− ungünstiges Massenverhältnis von Additiv zu Schadgas (1-wertiges Natrium) − geringere Affinität gegenüber HF − keine Pufferwirkung des Filterkuchens auf den Filterschläuchen im Gewebefilter − Aufmahlung des Additivs vor Zugabe in den Rauchgasstrom erforderlich − schlechtere Hg-Abscheidung mit Aktivkoks bei hoher Anwendungstemperatur − gegenüber Ca-haltigen Additiven höhere Beschaffungskosten des Additivs − nur zwei Produktionsstandorte für das Additiv verfügbar; dadurch relativ lange Anliefer- bzw. Transportwege	− geringere Reaktivität des Additivs − gegenüber Bicarbonat komplexere Prozessregelung durch die Feuchte- bzw. Partikelkonditionierung − gegenüber Bicarbonat größere Reststoffmengen; dadurch Nachteil bei hohen Entsorgungskosten − tiefere Anwendungstemperatur erfordert Wiederaufheizung des Rauchgases vor SCR-Katalysator für $DeNO_x$

[1] Die höheren Emissionsanforderungen der IED gegenüber den Werten der 17. BImSchV erfordern eine Anhebung des Stöchiometriefaktors für Kalkhydrat von 1,9 auf 2,4. Die Auswirkungen der höheren Emissionsanforderungen der IED gegenüber den Werten der 17. BImSchV auf den Additivmittelbedarf werden in Kapitel 4.1 behandelt.

2.4 Das LOTOX®-Verfahren

Das LOTOX®-Verfahren (Low Temperature Oxidation) bietet außer dem SCR-Verfahren und dem SNCR-Verfahren als weiteres DeNO$_x$-Verfahren eine zusätzliche Möglichkeit zur Minderung der NO$_x$-Emissionen. Im Gegensatz zu dem SCR-Verfahren und dem SNCR-Verfahren erfolgt bei dem LOTOX®-Verfahren aber keine selektive Reduktion von NO$_x$ durch Ammoniak (NH_3), sondern eine selektive Oxidation von NO zu wasserlöslichen Stickoxiden wie NO_2 und N_2O_5 mit Ozon (O_3) bei Temperaturen < 200 °C (bis 50 °C). Das Ozon wird separat in einem Ozongenerator aus reinem Sauerstoff erzeugt und dann als O_2/O_3-Gemisch (mit einem O_3-Gehalt von ca. 10 Ma.-%) in den Rauchgaskanal dosiert. Anschließend erfolgt die Abscheidung der wasserlöslichen Stickoxide in einem Rauchgaswäscher mit Wasser in Form von Salpetriger Säure (HNO_2) und Salpetersäure (HNO_3) sowie mit Natronlauge (NaOH) in Form von Natriumnitrit ($NaNO_2$) und Natriumnitrat ($NaNO_3$):

$$NO + O_3 \rightarrow NO_2 + O_2 \quad (R1)$$

$$2\ NO_2 \leftrightarrow N_2O_4 \quad (R2)$$

$$2\ NO_2 + O_3 \rightarrow N_2O_5 + O_2 \quad (R3)$$

$$3\ N_2O_4 + 3\ H_2O \rightarrow 3\ HNO_{2\,(aq)} + 3\ HNO_{3\,(aq)} \rightarrow 4\ HNO_{3\,(aq)} + 2\ NO + H_2O \quad (R4)$$

$$N_2O_5 + H_2O \rightarrow 2\ HNO_{3\,(aq)} \quad (R5)$$

$$N_2O_4 + 2\ NaOH_{(aq)} \rightarrow NaNO_{2\,(aq)} + NaNO_{3\,(aq)} + H_2O \quad (R6)$$

$$N_2O_5 + 2\ NaOH_{(aq)} \rightarrow 2\ NaNO_{3\,(aq)} + H_2O \quad (R7)$$

$$NO + NO_2 + 2\ NaOH_{(aq)} \rightarrow 2\ NaNO_{2\,(aq)} + H_2O \quad (R8)$$

Versuche zum LOTOX®-Verfahren an einem Müllheizkraftwerk (MHKW) [2.7] und an einer Sondermüllverbrennungsanlage (SAV) [2.8] haben gezeigt, dass der Ozonbedarf höher war, wenn die NO$_x$-Abscheidung in der sauren Waschstufe mit Wasser erfolgte, der Ozonbedarf bei der NO$_x$-Abscheidung mit Natronlauge aber deutlich niedriger war als berechnet.
Bei der NO$_x$-Abscheidung mit Wasser entsteht intermediär Salpetrige Säure, die zu Salpetersäure und NO zerfällt (vgl. Reaktion R4). Ein Drittel des abgeschiedenen NO$_x$-Stickstoffs wird dabei wieder in Form von NO in das Rauchgas emittiert, so dass die zugeführte Ozonmenge um den Faktor 1,5 erhöht werden muss, um diese Reemission von NO auszugleichen.
Im Rauchgas liegt das NO$_x$ zu 95% als NO und zu 5% als NO_2 vor. Wird mit Ozon nur soviel NO zu NO_2 oxidiert, dass NO und NO_2 in einem äquimolaren Verhältnis von NO : NO_2 = 1 : 1 vorliegen, dann erfolgt eine simultane Abscheidung von NO und NO_2 mit Natronlauge nach Reaktion R8, wodurch das Molverhältnis von Ozon zu NO auf 0,5 sinkt. Liegt kein äquimolares Verhältnis von NO und NO_2 vor, wird überschüssiges NO_2 bzw. N_2O_4 nach den Reaktionen R4 und R6 abgeschieden, während überschüssiges NO im Rauchgas verbleibt.

2.5 Rauchgaswäsche mit Natronlauge (Schnittstelle für eine PCCC-Anlage)

Die Rauchgaswäsche mit Natronlauge wird meist für die Restabscheidung von HCl, HF und SO_2, d.h. für die Feinreinigung eingesetzt, wenn besonders niedrige Emissionswerte erreicht werden sollen oder müssen. Bei der Anwendung des LOTOX®-Verfahrens werden zusätzlich die mit Ozon oxidierten wasserlöslichen Stickoxide abgeschieden (siehe Kapitel 2.4).

Während HCl im gesamten pH-Bereich gut wasserlöslich ist und dabei vollständig dissoziiert, ist die Löslichkeit von NH_3, HF, SO_2 und CO_2 in Wasser vom pH-Wert abhängig. Für die Abscheidung mit Wasser gilt folgende Reaktivitätsreihe (mit Randbedingungen): HCl (i.d.R. pH ≤ 1) > NH_3 (pH < 6) > HF (undissoziiert: Henry-Koeffizient k_H = 1,89 kPa bei 50 °C [2.3]; dissoziiert: pH > 5) > SO_2 (4 ≤ pH ≤ 6) >> CO_2 (pH > 8).

Die Abscheidung mit Natronlauge verläuft mit Ausnahme der von CO_2 sehr schnell und findet somit praktisch zeitgleich statt:

$$HCl_{(aq)} + NaOH_{(aq)} \rightarrow NaCl_{(aq)} + H_2O \quad \text{(R9)}$$

$$HF_{(aq)} + NaOH_{(aq)} \rightarrow NaF_{(aq)} + H_2O \quad \text{(R10)}$$

$$SO_{2\,(aq)} + 2\,NaOH_{(aq)} \rightarrow NaHSO_{3\,(aq)} + NaOH_{(aq)} \rightarrow Na_2SO_{3\,(aq)} + H_2O \quad \text{(R11)}$$

$$Na_2SO_{3\,(aq)} + ½\,O_{2\,(aq)} \rightarrow Na_2SO_{4\,(aq)} \quad \text{(R12)}$$

$$CO_{2\,(aq)} + 2\,NaOH_{(aq)} \rightarrow NaHCO_{3\,(aq)} + NaOH_{(aq)} \leftrightarrow Na_2CO_{3\,(aq)} + H_2O \quad \text{(R13)}$$

Die Rauchgaswäsche mit Natronlauge eignet sich aufgrund der hohen Abscheideleistung als *Schnittstelle für eine Post-Combustion Carbon-Capture-Anlage* (PCCC).

Für die CO_2-Abscheidung werden vorzugsweise Amine (CO_2-Abscheidegrad: ca. 90%) verwendet, da sie eine hohe CO_2-Kapazität bei niedrigem CO_2-Partialdruck bieten [2.9].

Das kommerziell am häufigsten genutzte Lösungsmittel ist Monoethanolamin (MEA), das als wässrige Lösung mit einem MEA-Gehalt von 15 bis 30 Ma.-% zum Einsatz kommt. MEA ist ein basisches Lösungsmittel mit einer starken Affinität für saure Gase. Die Reaktivität von HCl und SO_x mit MEA ist größer als die von CO_2. Als Reaktionsprodukte von HCl, SO_x und NO_x mit MEA entstehen bei der chemischen Degradation des Lösungsmittels sogenannte hitzestabile Salze (HSS = Heat Stable Salts). Um die Lösungsmittelverluste durch chemische Degradation zu begrenzen, werden für MEA-basierte Prozesse SO_x- und NO_x-Grenzwerte < 10 vppm (≈ ca. 30 mg SO_2/m^3_N) bzw. < 20 vppm (≈ ca. 40 mg NO_2/m^3_N) empfohlen [2.9].

Durch eine Einhaltung der SO_2-Emissionsgrenzwerte nach IED werden die hohen Anforderungen an die zulässigen SO_2-Restemissionen bei der CO_2-Abscheidung mit MEA erfüllt.

3. Optimierung der Energieeffizienz

Die aktuelle 17. BImSchV umfasst neben der Anforderung der Wärmenutzung auch weitere Anforderungen zur Energieeffizienz. Demnach sind der elektrische Bruttowirkungsgrad, die Bruttoenergieeffizienz und der Kesselwirkungsgrad zu bestimmen sowie gewisse Mindestanforderungen einzuhalten. Entsprechend steht neben der weiteren Reduzierung der Schadstoffemissionen ebenso die Energieeffizienz im Fokus.

Folgendes wurde bei der Konzeption der im Rahmen dieser Studie zu erarbeitenden Verfahrenskonzepte berücksichtigt:

- Bei den konditionierten Trockensorptionsverfahren (KTS) kann die Abgastemperatur nach Kessel durch eine Wärmeauskopplung als Ersatz für die Verdampfungskühlung bei der Rauchgaskonditionierung weiter gesenkt werden. Dabei ist zu berücksichtigen, dass die Feuchtekonditionierung (vgl. Kapitel 2.2) nicht über einen Sprühabsorber, Sprühtrockner oder Verdampfungskühler, sondern über eine entsprechende Befeuchtung des Reststoffrezirkulats gewährleistet wird.
- Insbesondere bei den zu erstellenden Konzepten mit einer *Schnittstelle für eine Post-Combustion Carbon-Capture-Anlage* (PCCC) besteht die Option einer Kondensationsstufe. D.h., dass zusätzlich Wärme auf niedrigem Temperaturniveau ausgekoppelt werden kann. Zu berücksichtigen ist dabei, dass die Anlagen dann nicht mehr abwasserfrei betrieben werden können. Um die Wärme nutzbar zu machen, sind diese Konzepte außerdem mit einer Wärmepumpe zu kombinieren. Nicht betrachtet wurden im Rahmen dieser Studie die saisonalen Verwertungsmöglichkeiten der ausgekoppelten Energie bzw. Wärme (im Winterbetrieb / im Sommerbetrieb), was standortspezifisch erarbeitet werden muss.
- Der Einfluss des DeNO$_x$-Verfahrens auf das Temperaturniveau und die damit verbundenen Möglichkeiten der Energieeinsparung und -auskopplung wurden ebenfalls berücksichtigt. Insbesondere im Hinblick auf die gewählten IED-Grenzwerte scheint die SNCR am Ende ihrer Leistungsfähigkeit zu sein. Daher wird im Rahmen dieser Studie das LOTOX®-Verfahren erläutert, welches die Einhaltung der zukünftigen Grenzwerte in der Kombination aus SNCR, LOTOX®-Verfahren und Natronlauge-wäscher aus Sicht der Autoren ermöglicht.

Die Auflistung der Maßnahmen zur weiteren Erhöhung der Energieeffizienz, insbesondere im Bereich der Abgasreinigung, ist nicht abschließend. Durch den neuen Fokus der Energieeffizienz in der aktuellen 17. BImSchV und den zukünftigen Themen zur CO_2-Reduzierung, sind weitere Entwicklungsschritte vorprogrammiert.

4. Darstellung und Bilanzierung der Verfahrenskonzepte

In diesem Kapitel werden die Verfahrenskonzepte für die Rauchgasreinigung bei der Müllverbrennung dargestellt und bilanziert. Außerdem wird ein Verfahrenskonzept für die Rauchgasreinigung bei der Klärschlammverbrennung dargestellt. Für dieses Verfahrenskonzept erfolgt jedoch keine Bilanzierung, weil sich aufgrund der unterschiedlichen Zusammensetzung von Müll und Klärschlamm eine abweichende Rauchgaszusammensetzung ergibt, die zu unterschiedlichen Anforderungen an die Abscheideleistung bei der Rauchgasreinigung führt, so dass hier keine gemeinsame Basis für einen direkten Vergleich der Bilanzierungsergebnisse vorhanden ist.

4.1 Verfahrenskonzepte bei der Müllverbrennung

Bei der Rauchgasreinigung hinter Müllverbrennungsanlagen werden für die Abscheidung der sauren Gase oft die konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat und das Trockensorptionsverfahren mit Natriumbicarbonat als Abscheideverfahren eingesetzt. Beide Verfahren zählen zu den Flugstromverfahren, bei denen das Additiv als trockenes Pulver in das Rauchgas vor einem Gewebefilter zugegeben wird, in dem anschließend die Abscheidung des Staubs und der Reaktionsprodukte erfolgt. Aufgrund des hohen Temperaturniveaus bei der Schadstoffabscheidung wird das Trockensorptionsverfahren mit Natriumbicarbonat ausschließlich als erste Abscheidestufe eines zweistufigen Verfahrenskonzepts gewählt, während sich die konditionierte Trockensorption mit Kalhydrat für beide Abscheidestufen eignet. Eine Rauchgaswäsche mit Natronlauge wird wegen des niedrigen Temperaturniveaus bei der Schadstoffabscheidung dagegen nur als zweite Abscheidestufe für die Feinreinigung und als Schnittstelle für eine optionale Post-Combustion Carbon-Capture-Anlage (PCCC) eingesetzt.

Natriumbicarbonat wird ausschließlich über eine pneumatische Förderung in das Rauchgas dosiert, da die Förderluft gleichzeitig zur Kühlung der Sichtermühlen benötigt wird. Dabei erwärmt sich die Förderluft auf ca. 40 °C. Die Förderluftmasse bewirkt bei der Vermischung mit dem Rauchgas eine Rauchgasabkühlung, die bei der Bilanzierung durch eine entsprechende Mischungsrechnung berücksichtigt wird.

Kalkhydrat kann über eine pneumatische Förderung oder über eine Förderschnecke in das Rauchgas dosiert werden. Bei der Rauchgas- bzw. Partikelkonditionierung mittels externer Rezirkulatbefeuchtung erfolgt die Zumischung von Wasser und die Dosierung des befeuchteten Rezirkulats in einen Flugstromreaktor über einen Doppelwellenmischer, während die Dosierung von Frischkalk und Aktivkoks über eine Förderschnecke vorgenommen wird. In diesen Fällen wird keine Förderluft benötigt bzw. bei der Bilanzierung berücksichtigt.

Wie bereits in Kapitel 2 erläutert, können die neuen Emissionsgrenzwerte nach 17. BImSchV (vgl. Tabelle 1.1) praktisch nur noch mit zweitstufigen Abscheideverfahren sicher eingehalten werden. Eine weitere Absenkung der Emissionsgrenzwerte nach IED ist dann nur noch über eine Erhöhung des Stöchiometriefaktors für die Schadstoffabscheidung möglich.
In dem ökonomischen Gutachten von 2010 [4.1] wurde für die konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat ein Stöchiometriefaktor von 1,8 und für die Trockensorption mit Bicarbonat ein Stöchiometriefaktor von 1,2 angenommen. Aufgrund der höheren Anforderungen an die Abscheideleistung infolge der niedrigeren Emissionsgrenzwerte müssen die Stöchiometriefaktoren bei der Bilanzierung angepasst werden. Hierbei erfordert vor allem die Verschärfung der Emissionsgrenzwerte von 17. BImSchV (aktuell) auf IED-Werte eine deutliche Anhebung des Stöchiometriefaktors von 1,9 auf 2,4 für die konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat. Die damit verbundenen Auswirkungen auf den Additivmengenbedarf lassen sich am Beispiel der HCl-Abscheidung bei der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat verdeutlichen (vgl. Tabelle 4.1).

Tab.4.1 Auswirkungen der Absenkung des HCl-Emissionsgrenzwerts nach 17. BImSchV (alt) auf den aktuellen Emissionsgrenzwert nach 17. BImSchV (neu) bzw. auf den zukünftigen Emissionsgrenzwert nach IED bei der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat [1]

Parameter	Einheit	nach 17. BImSchV		nach IED [4]
		(alt) [2]	(neu) [3]	
HCl-Emissionsgrenzwert	[mg/m³$_{N,tr.}$]	10	8	2
Stöchiometriefaktor SV_2	[–]	1,8	1,9	2,4
Additivmengenbedarf (min) [5]	[kg/h]	209,5	209,8	210,6
Additivmengenbedarf (tats) [6]	[kg/h]	377,1	398,6	505,5
Additivmengenbedarf (ges) [7]	[kg/h]	555,9	590,4	761,5
Mehrverbrauch (nur HCl)	[kg/h]	167,6	188,8	295,0

[1] Rohgaskonzentrationen in [mg/m³$_N$]: HCl = 1.500, HF = 14, SO_2 = 650; trockener RG-Normvolumenstrom = 131.472 m³$_N$/h
[2] Emissionsgrenzwerte nach 17. BImSchV (Stand: 31.01.2009) in [mg/m³$_N$]: HCl = 10, HF = 1, SO_2 = 50
[3] Emissionsgrenzwerte nach 17. BImSchV (Stand: 13.02.2024) in [mg/m³$_N$]: HCl = 6(NA)/8(BA), HF = 0,9, SO_2 = 30(NA)/40(BA)
[4] Emissionsgrenzwerte nach IED in [mg/m³$_N$]: HCl = 2, HF < 1(für die Bilanzierung: HF = 0,5), SO_2 = 5
[5] minimaler Additivmengenbedarf für die HCl-Abscheidung bei einem Stöchiometriefaktor von SV_2 = 1,0
[6] tatsächlicher Additivmengenbedarf für die HCl-Abscheidung bei entsprechendem Stöchiometriefaktor
[7] tatsächlicher Additivmengenbedarf für die gesamte Schadstoffabscheidung bei entsprechendem Stöchiometriefaktor

Bei der Absenkung des HCl-Emissionsgrenzwerts von 8 mg/m³$_N$ auf 2 mg/m³$_N$ ergibt sich für den stöchiometrischen Additivmengenbedarf ein Mehrverbrauch von lediglich 0,8 kg/h, während der Mehrverbrauch für den tatsächlichen Additivmengenbedarf 106,9 kg/h beträgt.
Das ist das 133,6-fache des stöchiometrischen Mehrverbrauchs bzw. ein Mehrverbrauch von 106,1 kg/h durch die höhere Stöchiometrie oder ca. 14% des gesamten Additivmengenbedarfs für die Schadstoffabscheidung bei der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat.

4.1.1 Zweistufige konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat und SCR

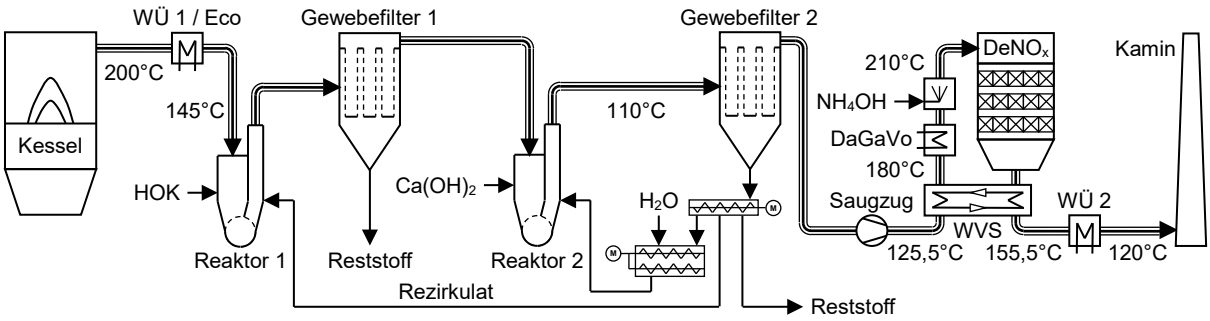


Abb.4.1 Variante V1: Zweistufige konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SCR; Abk.: DaGaVo = Dampf-Gas-Vorwärmer, WÜ = Wärmeübertrager, WVS = Wärmeverschiebesystem

Anlagenkonfiguration der Variante V1:

1) *Kessel:* Rauchgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2) *Wärmeübertrager 1 (WÜ 1) / Eco:* Rauchgasabkühlung von 200 °C auf 145 °C
3) *Reaktor 1:*
   – Dosierung von Aktivkoks (HOK) für die Abscheidung von Hg und PCDD/F
   – Dosierung von Rezirkulat aus Gewebefilter 2 mit überschüssigem Kalkhydrat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x
4) *Gewebefilter 1:*
   – Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten aus Reaktor 1
   – Ausschleusung des Reststoffs
5) *Reaktor 2:*
   – Dosierung von Kalkhydrat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_2
   – Verdampfungskühlung von 145 °C auf 110 °C (durch das mit dem befeuchteten Rezirkulat aus Gewebefilter 2 zugeführte Wasser)
6) *Gewebefilter 2:*
   – Abscheidung der Reaktionsprodukte aus Reaktor 2
   – Rezirkulation und Ausschleusung des Reststoffs
   – Rezirkulatbefeuchtung in einem Doppelwellenmischer für die Verdampfungskühlung von 145 °C auf 110 °C in Reaktor 2
7) *Saugzug:* Rauchgasförderung; Ausgleich der Druckverluste; $t_{n.SZ}$ = 125,5 °C
8) *Wärmeverschiebesystem (WVS), rohgasseitig:* Wiederaufheizung des Rauchgases vor SCR-Anlage von 125,5 °C auf 180 °C; Grädigkeit = 30 K
9) *Dampf-Gas-Vorwärmer (DaGaVo):* Endaufheizung des Rauchgases auf 210 °C

10) *SCR-Anlage ($DeNO_x$):*
   - Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25%ige NH_3-Lösung) mit Druckluft
   - SCR-Katalysator für die Reduktion der NO_x-Emissionen

11) *Wärmeverschiebesystem (WVS), reingasseitig:* Rauchgasabkühlung nach SCR-Anlage von 210 °C auf 155,5 °C; Grädigkeit = 30 K

12) *Wärmeübertrager 2 (WÜ 2):* Rauchgasabkühlung von 155,5 °C auf 120 °C

13) *Kamin:* Ableitung des gereinigten Rauchgases in die Atmosphäre

Tab.4.1.1.1 Bilanzierung Variante V1

Parameter	Einheit	Feuerung	WÜ 1 / Eco	Reaktor 1	GWF 1	Reaktor 2	GWF 2	SZ	DaGaVo	SCR	WVS	WÜ 2	Kamin
RG-Menge (tr.,i.N.)	[m^3_N tr.RG/h]	131.472	131.472	131.306	131.520	131.436	131.900	131.900	131.900	131.939	131.939	131.939	131.939
	[kg tr.RG/h]	176.814	176.814	176.519	176.796	176.614	177.215	177.215	177.215	177.261	177.261	177.261	177.261
H_2O-Menge (i.N.)	[m^3_N H_2O/h]	21.195	21.195	21.299	21.299	24.871	24.871	24.871	24.871	24.971	24.971	24.971	24.971
	[kg H_2O/h]	17.037	17.037	17.120	17.120	19.991	19.991	19.991	19.991	20.072	20.072	20.072	20.072
RG-Menge (f.,i.B.)	[m^3_B f.RG/h]	269.300	239.440	240.558	245.894	231.656	237.293	221.831	255.851	275.707	247.010	228.836	275.707
	[kg f.RG/h]	193.850	193.850	193.639	193.916	196.606	197.206	197.206	197.206	197.333	197.333	197.333	197.333
RG-Temperatur	[°C]	200	145	145	145	110	110	125,5	180	210	155,5	120	120
RG-Feuchte (abs.)	[Vol.-% H_2O]	13,883	13,883	13,957	13,937	15,912	15,864	15,864	15,864	15,914	15,914	15,914	15,914
Druckverlust Δp	[mbar]	5	6	5	20	5	20	-106	5	10	10	10	0
Gesamtdruck p_{abs}	[mbar]	995	989	984	964	959	939	1.045	1.030	1.020	1.010	1.000	1.000
RG-Enthalpie	[kJ/kg f.RG]	436,9	376,3	377,7	377,4	374,0	373,2	373	484,3	485,2	424,3	385,1	385,1
O_2	[Vol.-% O_2] $_{tr.}$	9,03	9,03	9,04	9,06	9,07	9,11	9,11	9,11	9,11	9,11	9,11	9,11
HCl	[mg/m^3_N tr.RG]	1.500	1.500	15	15	2	2	2	2	2	2	2	2
HF	[mg/m^3_N tr.RG]	14	14	1	1	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
SO_x (als SO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	650	650	433	433	5	5	5	5	5	5	5	5
NO_x (als NO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	400	400	400	400	400	400	400	400	50	50	50	50
NH_3	[mg/m^3_N tr.RG]	0	0	0	0	0	0	0	0	2	2	2	2
Gesamtstaub/FA	[mg/m^3_N tr.RG]	2.500	2.500	2.500	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Hg	[mg/m^3_N tr.RG]	0,500	0,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
Cd + Tl	[mg/m^3_N tr.RG]	2,500	2,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005

Bem.: Die Druckverluste betragen für das Wärmeverschiebesystem (WVS) 20 mbar (d.h. 10 mbar v.SCR und 10 mbar n.SCR), für die NH_4OH-Eindüsung ca. 2 mbar, für den SCR-Katalysator (3 Lagen) 8 mbar und für die Rauchgaskanalstrecke ca. 15 mbar (wird bei der Berechnung der Saugzugleistung zusätzlich berücksichtigt).

Tab.4.1.1.2 Betriebsmittelbedarf Variante V1

Parameter	Einheit	WÜ 1 / Eco	Reaktor 1	GWF 1	Reaktor 2	GWF 2	SZ	DaGaVo	SCR	WVS	WÜ 2	Summe
Strom (elektrische Leistung)	[kWh/h]		27	135	27	135	973					**1.297**
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[kg/h]				761							**761**
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[kg/h]											**0**
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[kg/h]											**0**
Aktivkoks (AK)	[kg/h]		23									**23**
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[kg/h]								70			**70**
Wasser (Prozesswasser)	[kg/h]				2.815							**2.815**
Druckluft (tr.)	[m^3_N/h]			214		465			44			**722**
Sauerstoff (O_2)	[kg/h]											**0**
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[kg/h]							3.110				**3.110**
nutzbare Wärmeleistung ($\dot{Q}_{th,nutz}$)	[kW]	3.263									2.150	**5.413**
Reststoffentsorgung (RS)	[kg/h]		1.491									**1.491**
Abwasserentsorgung	[kg/h]											**0**

Bem.: Der Wirkungsgrad des Saugzugs beträgt 82 %, das nutzbare Enthalpiegefälle bei der Kondensation des MD-Dampfs (16 bar; 280 °C) im DaGaVo: Δh_{MD} = 2.131,6 kJ/kg.

4.1.2 Kombiniertes Sorptionsverfahren mit Bicarbonat und Kalkhydrat sowie SCR

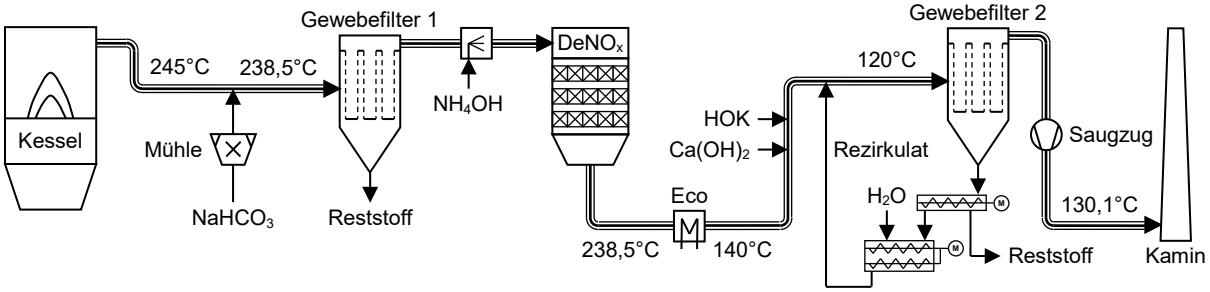


Abb.4.2 Variante V2: Kombiniertes Sorptionsverfahren mit Bicarbonat und Kalhydrat sowie SCR

Anlagenkonfiguration der Variante V2:

1) *Kessel:* Rauchgastemperatur bei Kesselaustritt = 245 °C
2) *Trockensorption (TS) mit Bicarbonat:*
   – Zerkleinerung des Natriumhydrogencarbonats (Bicarbonat) in einer Sichtermühle
   – Dosierung von Bicarbonat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x (für SO_2 < 20 mg/m³$_{N,tr.}$ bei Eintritt in die SCR-Anlage)
3) *Gewebefilter 1:*
   – Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   – Ausschleusung des Reststoffs
4) *SCR-Anlage ($DeNO_x$):*
   – Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25%ige NH_3-Lösung) mit Druckluft
   – SCR-Katalysator für die Reduktion der NO_x-Emissionen
5) *Eco:* Rauchgasabkühlung von 238,5 °C auf 140 °C
6) *Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat:*
   – Dosierung von Kalkhydrat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_2
   – Dosierung von Aktivkoks (HOK) für die Abscheidung von Hg und PCDD/F
7) *Gewebefilter 2:*
   – Abscheidung der Reaktionsprodukte aus der KTS
   – Rezirkulation und Ausschleusung des Reststoffs
   – Rezirkulatbefeuchtung in einem Doppelwellenmischer für die Verdampfungskühlung von 140 °C auf 120 °C
8) *Saugzug:* Rauchgasförderung; Ausgleich der Druckverluste; $t_{n.SZ}$ = 130,1 °C
9) *Kamin:* Ableitung des gereinigten Rauchgases in die Atmosphäre

Tab.4.1.2.1 Bilanzierung Variante V2

Parameter	Einheit	Feuerung	TSV	GWF 1	SCR	Eco	KTS	GWF 2	SZ	Kamin
RG-Menge (tr.,i.N.)	[m^3_N tr.RG/h]	131.472	135.352	135.463	135.502	135.502	135.499	135.841	135.841	135.841
	[kg tr.RG/h]	176.814	181.878	182.021	182.068	182.068	182.063	182.505	182.505	182.505
H_2O-Menge (i.N.)	[m^3_N H_2O/h]	21.195	21.419	21.419	21.519	21.519	23.578	23.578	23.578	23.578
	[kg H_2O/h]	17.037	17.217	17.217	17.297	17.297	18.952	18.952	18.952	18.952
RG-Menge (f.,i.B.)	[m^3_B f.RG/h]	294.913	299.309	305.665	309.105	250.935	241.915	247.598	238.483	238.483
	[kg f.RG/h]	193.850	199.095	199.238	199.365	199.365	201.014	201.457	201.457	201.457
RG-Temperatur	[°C]	245	239,0	239,0	239,0	140	120	120	130,1	130,1
RG-Feuchte (abs.)	[Vol.-% H_2O]	13,883	13,663	13,653	13,705	13,705	14,822	14,790	14,790	14,790
Druckverlust Δp	[mbar]	5	0	20	10	6	0	20	-61	0
Gesamtdruck p_{abs}	[mbar]	995	995	975	965	959	959	939	1.000	1.000
RG-Enthalpie	[kJ/kg f.RG]	487,1	476,4	476,4	477,3	367,9	365,7	365,1	376,2	376,2
O_2	[Vol.-% O_2] $_{tr.}$	9,03	9,37	9,38	9,38	9,38	9,38	9,40	9,40	9,40
HCl	[mg/m^3_N tr.RG]	1.500	10	10	10	10	2	2	2	2
HF	[mg/m^3_N tr.RG]	14	1	1	1	1	0,5	0,5	0,5	0,5
SO_x (als SO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	650	20	20	20	20	5	5	5	5
NO_x (als NO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	400	400	400	50	50	50	50	50	50
NH_3	[mg/m^3_N tr.RG]	0	0	0	2	2	2	2	2	2
Gesamtstaub/FA	[mg/m^3_N tr.RG]	2.500	2.500	2	2	2	2	2	2	2
Hg	[mg/m^3_N tr.RG]	0,500	0,500	0,500	0,500	0,500	0,005	0,005	0,005	0,005
Cd + Tl	[mg/m^3_N tr.RG]	2,500	2,500	2,500	2,500	2,500	0,005	0,005	0,005	0,005

Bem.: Die Druckverluste betragen für die NH_4OH-Eindüsung 2 mbar, für den SCR-Katalysator (3 Lagen) 8 mbar und für die Rauchgaskanalstrecke ca. 15 mbar (wird bei der Berechnung der Saugzugleistung zusätzlich berücksichtigt).

Tab.4.1.2.2 Betriebsmittelbedarf Variante V2

Parameter	Einheit	TSV	GWF 1	SCR	Eco	KTS	GWF 2	SZ	Summe
Strom (elektrische Leistung)	[kWh/h]	88	130				135	636	**989**
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[kg/h]					9			**9**
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[kg/h]	827							**827**
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[kg/h]								**0**
Aktivkoks (AK)	[kg/h]					23			**23**
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[kg/h]			70					**70**
Wasser (Prozesswasser)	[kg/h]					1.654			**1.654**
Druckluft (tr.)	[m^3_N/h]		111	44			342		**497**
Sauerstoff (O_2)	[kg/h]								**0**
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[kg/h]								**0**
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	[kW]				6.059				**6.059**
Reststoffentsorgung (RS)	[kg/h]	917				36			**953**
Abwasserentsorgung	[kg/h]								**0**

Bem.: Der Wirkungsgrad des Saugzugs beträgt 82 %, der Energiebedarf bei der Addditivdosierung für die Bicarbonat-Mühle 55 kW, für den Sichter 11 kW und für den Ventilator 22 kW.

4.1.3 Trockensorption mit Bicarbonat, Kalkhydrat und SCR

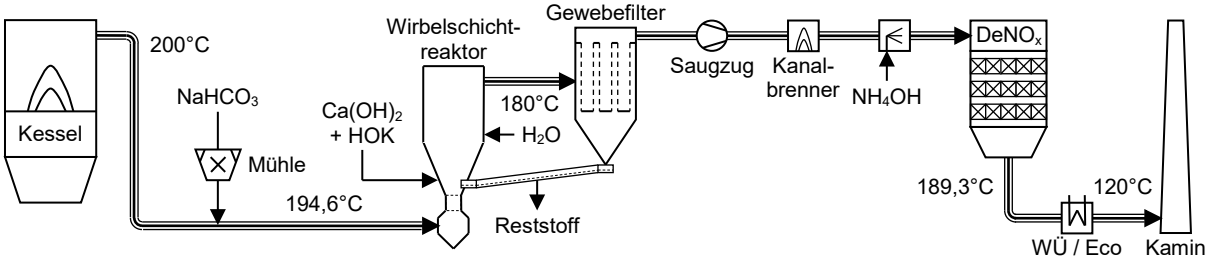


Abb.4.3 Variante V3: Trockensorption (TS) mit Bicarbonat, Kalhydrat und SCR

Abk.: WÜ = Wärmeübertrager

Anlagenkonfiguration der Variante V3:

1) *Kessel:* Rauchgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2) *Trockensorption (TS) mit Bicarbonat:*
   – Zerkleinerung des Natriumhydrogencarbonats (Bicarbonat) in einer Sichtermühle
   – Dosierung von Bicarbonat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x (für SO_2 < 10 $mg/m^3_{N,tr.}$ bei Eintritt in die SCR-Anlage)
3) *Wirbelschichtreaktor:*
   – Dosierung von Kalkhydrat für die Restabscheidung von HF
   – Dosierung von Aktivkoks (HOK) für die Abscheidung von Hg und PCDD/F
   – Verdampfungskühlung von 200 °C auf 180 °C durch die Eindüsung von Wasser
4) *Gewebefilter:*
   – Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   – Rezirkulation und Ausschleusung des Reststoffs
5) *Saugzug:* Rauchgasförderung; Ausgleich der Druckverluste; $t_{n.SZ}$ = 189,3 °C
6) *Kanalbrenner:* wird nur ca. acht mal im Jahr (nach jeweils 1.000 Betriebsstunden) für die Reinigung des SCR-Katalysators genutzt; Aufheizung auf 320 °C für jeweils 6 Stunden
7) *SCR-Anlage ($DeNO_x$): Niedertemperatur-SCR bei 189,3 °C*
   – Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25%ige NH_3-Lösung) mit Druckluft
   – SCR-Katalysator für die Reduktion der NO_x-Emissionen
8) *Wärmeübertrager (WÜ) / Eco:* Rauchgasabkühlung von 189,3 °C auf 120 °C
9) *Kamin:* Ableitung des gereinigten Rauchgases in die Atmosphäre

Tab.4.1.3.1 Bilanzierung Variante V3

Parameter	Einheit	Feuerung	TSV	WSR	GWF	SZ	SCR	WÜ / Eco	Kamin
RG-Menge (tr.,i.N.)	[m^3_N tr.RG/h]	131.472	135.681	135.680	135.780	135.780	135.818	135.818	135.818
	[kg tr.RG/h]	176.814	182.310	182.307	182.436	182.436	182.483	182.483	182.483
H_2O-Menge (i.N.)	[m^3_N H_2O/h]	21.195	21.434	22.940	22.940	22.940	23.039	23.039	23.039
	[kg H_2O/h]	17.037	17.228	18.439	18.439	18.439	18.519	18.519	18.519
RG-Menge (f.,i.B.)	[m^3_B f.RG/h]	269.300	273.974	269.598	275.336	266.418	269.819	231.676	231.676
	[kg f.RG/h]	193.850	199.538	200.746	200.875	200.875	201.002	201.002	201.002
RG-Temperatur	[°C]	200	194,6	180	180	189,3	189,3	120	120
RG-Feuchte (abs.)	[Vol.-% H_2O]	13,883	13,642	14,462	14,453	14,453	14,503	14,503	14,503
Druckverlust Δp	[mbar]	5	0	6	20	-53	12	10	0
Gesamtdruck p_{abs}	[mbar]	995	995	989	969	1.022	1.010	1.000	1.000
RG-Enthalpie	[kJ/kg f.RG]	436,9	426,7	425,4	425,2	435,5	436,4	360,1	360,1
O_2	[Vol.-% $O_{2\ tr.}$]	9,03	9,39	9,39	9,40	9,40	9,40	9,40	9,40
HCl	[mg/m^3_N tr.RG]	1.500	2	2	2	2	2	2	2
HF	[mg/m^3_N tr.RG]	14	5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
SO_x (als SO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	650	5	5	5	5	5	5	5
NO_x (als NO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	400	400	400	400	400	50	50	50
NH_3	[mg/m^3_N tr.RG]	0	0	0	0	0	2	2	2
Gesamtstaub/FA	[mg/m^3_N tr.RG]	2.500	2.500	2.500	2	2	2	2	2
Hg	[mg/m^3_N tr.RG]	0,500	0,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
Cd + Tl	[mg/m^3_N tr.RG]	2,500	2,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005

Bem.: Die Druckverluste betragen für den Kanalbrenner und die NH_4OH-Eindüsung jeweils 2 mbar, für den SCR-Katalysator (3 Lagen) 8 mbar und für die Rauchgaskanalstrecke ca. 10 mbar (wird bei der Berechnung der Saugzugleistung zusätzlich berücksichtigt).

Tab.4.1.3.2 Betriebsmittelbedarf Variante V3

Parameter	Einheit	TSV	WSR	GWF	SZ	SCR	WÜ / Eco	Summe
Strom (elektrische Leistung)	[kWh/h]	88	25	135	588			**836**
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[kg/h]		10					**10**
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[kg/h]	903						**903**
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[kg/h]							**0**
Aktivkoks (AK)	[kg/h]		42					**42**
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[kg/h]					70		**70**
Wasser (Prozesswasser)	[kg/h]		1.209					**1.209**
Druckluft (tr.)	[m^3_N/h]			100		44		**144**
Sauerstoff (O_2)	[kg/h]							**0**
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[kg/h]							**0**
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	[kW]						4.262	**4.262**
Reststoffentsorgung (RS)	[kg/h]	967	54					**1.020**
Abwasserentsorgung	[kg/h]							**0**

Bem.: Der Wirkungsgrad des Saugzugs beträgt 82 %, der Energiebedarf bei der Addditivdosierung für die Bicarbonat-Mühle 55 kW, für den Sichter 11 kW und für den Ventilator 22 kW. Für die Reinigung des SCR-Katalysators von Ammoniumverbindungen durch die Aufheizung auf 320°C (bei verminderter Kesselleistung von 60% und 8 Reinigungsvorgängen zu jeweils 6 h pro Jahr) ist ein Erdgasbedarf (mit Hu = 10,08 kWh/m³N EG) von 27.946 m³N EG/a erforderlich.

4.1.4 Trockensorption mit Bicarbonat, SCR und Wäscher (CC-Ready)

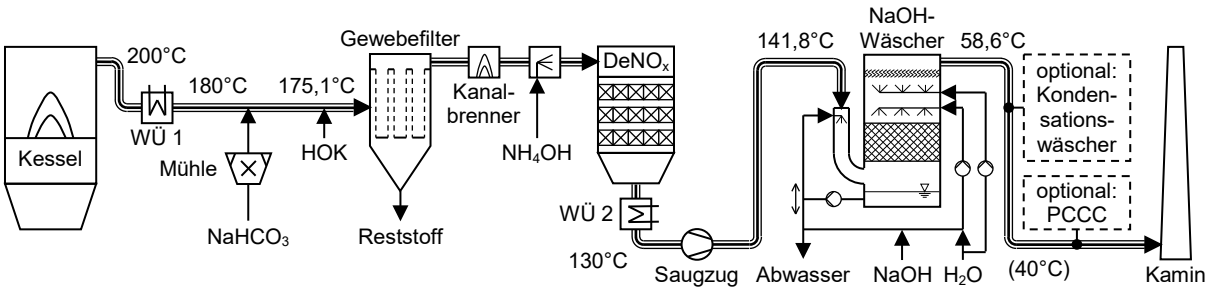


Abb.4.4 Variante V4: Trockensorption (TS) mit Bicarbonat, SCR und Rauchgaswäscher sowie optionalem Kondensationswäscher und optionalem Post-Combustion Carbon-Capture-Verfahren (PCCC); Abk.: WÜ = Wärmeübertrager

Anlagenkonfiguration der Variante V4:

1) *Kessel:* Rauchgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2) *Wärmeübertrager 1 (WÜ 1):* Rauchgasabkühlung von 200 °C auf 180 °C
3) *Trockensorption (TS) mit Bicarbonat:*
   - Zerkleinerung des Natriumhydrogencarbonats (Bicarbonat) in einer Sichtermühle
   - Dosierung von Bicarbonat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x (für SO_2 < 10 mg/m³$_{N,tr.}$ bei Eintritt in die SCR-Anlage)
   - Dosierung von Aktivkoks (HOK) für die Abscheidung von Hg und PCDD/F
4) *Gewebefilter:*
   - Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   - Ausschleusung des Reststoffs
5) *Kanalbrenner:* wird nur ca. acht mal im Jahr (nach jeweils 1.000 Betriebsstunden) für die Reinigung des SCR-Katalysators genutzt; Aufheizung auf 320 °C für jeweils 6 Stunden
6) *SCR-Anlage ($DeNO_x$): Niedertemperatur-SCR bei 175,1 °C*
   - Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25%ige NH_3-Lösung) mit Druckluft
   - SCR-Katalysator für die Reduktion der NO_x-Emissionen
7) *Wärmeübertrager 2 (WÜ 2):* Rauchgasabkühlung von 175,1 °C auf 130 °C
8) *Saugzug:* Rauchgasförderung; Ausgleich der Druckverluste; $t_{n.SZ}$ = 141,8 °C
9) *Natronlaugewäscher (NLW):*
   - Quench: Rauchgasabkühlung von 141,8 °C auf Rauchgassättigungstemperatur
   - Abscheidung von HCl, HF und SO_2 mit Natronlauge (als 50%ige NaOH-Lösung)
   - Ableitung des Abwassers in eine Abwasseraufbereitungsanlage
10) *Kondensationswäscher: optional*
   - Rauchgasabkühlung auf 40 °C

- Kondensation der Rauchgasfeuchte bis zur Sättigung bei 40 °C
- Auskopplung der Kondensationswärme (z.B. für die Speisewasservorwärmung, die Einspeisung in ein Fernwärmenetz oder die Regeneration des Absorptionsmittels in einem nachgeschalteten PCCC-Verfahren etc.)

11) *Post-Combustion Carbon-Capture-Verfahren (PCCC): optional*

- Abscheidung von CO_2 (z.B. mit einem Absorptionsmittel auf Amin-Basis)
- Regeneration des Absorptionsmittels und Desorption des CO_2
- Aufbereitung des CO_2 zur weiteren Verwendung (CCU) oder zur Speicherung (CCS)

12) *Kamin:* Ableitung des gereinigten Rauchgases in die Atmosphäre

Tab.4.1.4.1 Bilanzierung Variante V4

Parameter	Einheit	Feuerung	WÜ 1	TSV	GWF	SCR	WÜ 2	SZ	NLW	Kamin
RG-Menge (tr.,i.N.)	[m^3_N tr.RG/h]	131.472	131.472	135.672	135.771	135.809	135.809	135.809	135.581	135.581
	[kg tr.RG/h]	176.814	176.814	182.292	182.419	182.466	182.466	182.466	18.246	18.246
H_2O-Menge (i.N.)	[m^3_N H_2O/h]	21.195	21.195	21.425	21.425	21.524	21.524	21.524	30.648	30.648
	[kg H_2O/h]	17.037	17.037	17.221	17.221	17.301	17.301	17.301	24.635	24.635
RG-Menge (f.,i.B.)	[m^3_B f.RG/h]	269.300	260.536	265.177	270.842	274.495	249.512	238.587	204.572	204.572
	[kg f.RG/h]	193.850	193.851	199.513	199.641	199.767	199.767	199.767	207.099	207.099
RG-Temperatur	[°C]	200	180	175,1	175,1	175,1	130	141,8	58,6	58,6
RG-Feuchte (abs.)	[Vol.-% H_2O]	13,883	13,883	13,638	13,629	13,681	13,681	13,681	18,437	18,437
Druckverlust Δp	[mbar]	5	10	0	20	12	10	-72	15	0
Gesamtdruck p_{abs}	[mbar]	995	985	985	965	953	943	1.015	1.000	1.000
RG-Enthalpie	[kJ/kg f.RG]	436,9	414,8	405,2	405,0	406,0	356,6	369,4	361,8	361,8
O_2	[Vol.-% O_2] $_{tr.}$	9,03	9,03	9,39	9,40	9,40	9,40	9,40	9,40	9,40
HCl	[mg/m^3_N tr.RG]	1.500	1.500	8	8	8	8	8	2	2
HF	[mg/m^3_N tr.RG]	14	14	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,5	0,5
SO_x (als SO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	650	650	10	10	10	10	10	5	5
NO_x (als NO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	400	400	400	400	50	50	50	50	50
NH_3	[mg/m^3_N tr.RG]	0	0	0	0	2	2	2	2	2
Gesamtstaub/FA	[mg/m^3_N tr.RG]	2.500	2.500	2.500	2	2	2	2	2	2
Hg	[mg/m^3_N tr.RG]	0,500	0,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
Cd + Tl	[mg/m^3_N tr.RG]	2,500	2,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005

Bem.: Die Druckverluste betragen für den Kanalbrenner und die NH_4OH-Eindüsung jeweils 2 mbar, für den SCR-Katalysator (3 Lagen) 8 mbar und für die Rauchgaskanalstrecke ca. 10 mbar (wird bei der Berechnung der Saugzugleistung zusätzlich berücksichtigt).

Tab.4.1.4.2 Betriebsmittelbedarf Variante V4

Parameter	Einheit	WÜ 1	TSV	GWF	SCR	WÜ 2	SZ	NLW	Summe
Strom (elektrische Leistung)	[kWh/h]		88	130			735		**953**
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[kg/h]								**0**
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[kg/h]		832						**832**
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[kg/h]							3,5	**3,5**
Aktivkoks (AK)	[kg/h]		32						**32**
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[kg/h]				70				**70**
Wasser (Prozesswasser)	[kg/h]							7.346	**7.346**
Druckluft (tr.)	[m^3_N/h]			98	44				**142**
Sauerstoff (O_2)	[kg/h]								**0**
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[kg/h]								**0**
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	[kW]	1.192				2.741			**3.933**
Reststoffentsorgung (RS)	[kg/h]		953						**953**
Abwasserentsorgung	[kg/h]							18	**18**

Bem.: Der Wirkungsgrad des Saugzugs beträgt 82 %, der Energiebedarf bei der Addditivdosierung für die Bicarbonat-Mühle 55 kW, für den Sichter 11 kW und für den Ventilator 22 kW. Für die Reinigung des SCR-Katalysators von Ammoniumverbindungen durch die Aufheizung auf 320°C (bei verminderter Kesselleistung von 60% und 8 Reinigungsvorgängen zu jeweils 6 h pro Jahr) ist ein Erdgasbedarf (mit Hu = 10,08 kWh/m³N EG) von 30.285 m³N EG/a erforderlich. Bei einer nachgeschalteten Rauchgaskondensation (RGK) mit optionalem Kondensationswäscher (Δp = 10 mbar) erhöht sich die erforderliche Saugzugleistung um 84,5 kW. Die ausgekoppelte Wärmemenge beträgt ca. 11.871 kW. Zusätzlich fällt eine Kondensatmenge von 15.984 kg/h als Abwasser zur Entsorgung an.

4.1.5 Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat, SNCR und Wäscher (CC-Ready)

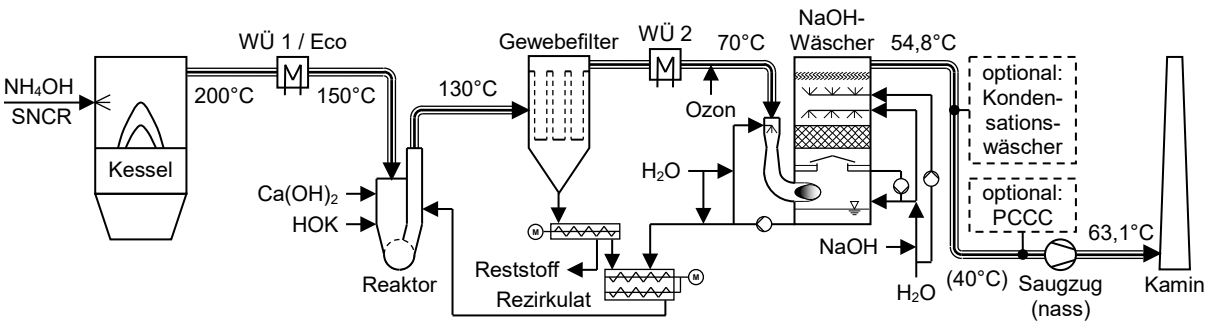


Abb.4.5 Variante V5: Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat, SNCR und Rauchgaswäscher sowie optionalem Kondensationswäscher und optionalem Post-Combustion Carbon-Capture-Verfahren (PCCC); Abk.: WÜ = Wärmeübertrager

Anlagenkonfiguration der Variante V5:

1) *Kessel:* Rauchgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2) *SNCR-Anlage:*
   – Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25%ige NH_3-Lösung) mit Druckluft in die Nachbrennkammer für die Reduktion der NO_x-Emissionen
3) *Wärmeübertrager 1 (WÜ 1) / Eco:* Rauchgasabkühlung von 200 °C auf 150 °C
4) *Reaktor:*
   – Dosierung von Kalkhydrat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x
   – Dosierung von Aktivkoks (HOK) für die Abscheidung von Hg und PCDD/F
   – Verdampfungskühlung von 150 °C auf 130 °C (durch das mit dem befeuchteten Rezirkulat zugeführte Wasser)
5) *Gewebefilter:*
   – Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   – Rezirkulation und Ausschleusung des Reststoffs
   – Rezirkulatbefeuchtung in einem Doppelwellenmischer für die Verdampfungskühlung von 150 °C auf 130 °C im Reaktor
6) *Wärmeübertrager 2 (WÜ 2):* Rauchgasabkühlung von 130 °C auf 70 °C
7) *Ozon-Dosierung (LOTOX®-Verfahren):*
   – Erzeugung von Ozon (O_3) in einem Ozongenerator
   – Oxidation von NO zu wasserlöslichen Stickoxiden durch die Eindüsung von Ozon
8) *Natronlaugewäscher (NLW):*
   – Quench: Rauchgasabkühlung von 70 °C auf Rauchgassättigungstemperatur
   – Abscheidung von NH_3 mit Wasser und Umsetzung von Ammonium mit Natriumnitrit oder Entsorgung des sauren Abwassers in der SNCR (Substitution von NH_4OH)

- Abscheidung von HCl, HF und SO_2 mit Natronlauge (als 50%ige NaOH-Lösung)
- Abscheidung von NO_x mit Natronlauge in Form von Natriumnitrit und Natriumnitrat
- Ableitung des Abwassers in einen Doppelwellenmischer zur Rezirkulatbefeuchtung für die Verdampfungskühlung von 150 °C auf 130 °C im Reaktor

9) *Kondensationswäscher: optional*
   - Rauchgasabkühlung auf 40 °C
   - Kondensation der Rauchgasfeuchte bis zur Sättigung bei 40 °C
   - Auskopplung der Kondensationswärme (z.B. für die Speisewasservorwärmung, die Einspeisung in ein Fernwärmenetz oder die Regeneration des Absorptionsmittels in einem nachgeschalteten PCCC-Verfahren etc.)

10) *Saugzug (nass):* Rauchgasförderung; Ausgleich der Druckverluste; $t_{n.SZ}$ = 63,1 °C

11) *Post-Combustion Carbon-Capture-Verfahren (PCCC): optional*
   - Abscheidung von CO_2 (z.B. mit einem Absorptionsmittel auf Amin-Basis)
   - Regeneration des Absorptionsmittels und Desorption des CO_2
   - Aufbereitung des CO_2 zur weiteren Verwendung (CCU) oder zur Speicherung (CCS)

12) *Kamin:* Ableitung des gereinigten Rauchgases in die Atmosphäre

Tab.4.1.5.1 Bilanzierung Variante V5

Parameter	Einheit	Feuerung	SNCR	WÜ 1 (Eco)	Reaktor	GWF	WÜ 2	LOTOX	NLW	SZ	Kamin
RG-Menge (tr.,i.N.)	[m^3_N tr.RG/h]	131.472	131.832	131.832	131.636	131.988	131.988	132.009	132.006	132.006	131.988
	[kg tr.RG/h]	176.814	177.274	177.274	176.907	177.362	177.362	177.392	177.386	177.386	177.386
H_2O-Menge (i.N.)	[m^3_N H_2O/h]	21.195	21.953	21.953	24.203	24.203	24.203	24.203	25.818	25.818	24.203
	[kg H_2O/h]	17.037	17.646	17.646	19.454	19.454	19.454	19.454	20.752	20.752	20.752
RG-Menge (f.,i.B.)	[m^3_B f.RG/h]	269.300	271.273	244.078	236.845	242.304	207.534	207.996	204.064	196.885	194.849
	[kg f.RG/h]	193.850	194.920	194.920	196.361	196.816	196.816	196.846	198.138	198.138	198.138
RG-Temperatur	[°C]	200	200	150	130	130	70	70	54,8	63,1	63,1
RG-Feuchte (abs.)	[Vol.-% H_2O]	13,883	14,275	14,275	15,531	15,496	15,496	15,494	16,359	16,359	16,359
Druckverlust Δp	[mbar]	5	0	6	5	20	6	2	15	-59	0
Gesamtdruck p_{abs}	[mbar]	995	995	989	984	964	958	956	941	1.000	1.000
RG-Enthalpie	[kJ/kg f.RG]	436,9	444,0	388,7	389,2	388,6	322,9	322,9	321,5	330,5	330,5
O_2	[Vol.-% O_2] $_{tr.}$	9,03	9,05	9,05	9,06	9,09	9,09	9,11	9,11	9,11	9,11
HCl	[mg/m^3_N tr.RG]	1.500	1.500	1.500	8	8	8	8	2	2	2
HF	[mg/m^3_N tr.RG]	14	14	14	1	1	1	1	0,5	0,5	0,5
SO_x (als SO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	650	650	650	40	40	40	40	5	5	5
NO_x (als NO_2)	[mg/m^3_N tr.RG]	400	100	100	100	100	100	50	50	50	50
NH_3	[mg/m^3_N tr.RG]	0	10	10	10	10	10	10	2	2	2
Gesamtstaub/FA	[mg/m^3_N tr.RG]	2.500	2.500	2.500	2.500	2	2	2	2	2	2
Hg	[mg/m^3_N tr.RG]	0,500	0,500	0,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
Cd + Tl	[mg/m^3_N tr.RG]	2,500	2,500	2,500	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005

Bem.: Der Druckverlust für die Rauchgaskanalstrecke beträgt ca. 15 mbar (wird bei der Berechnung der Saugzugleistung zusätzlich berücksichtigt).

Tab.4.1.5.2 Betriebsmittelbedarf Variante V5

Parameter	Einheit	SNCR	WÜ 1 / Eco	Reaktor	GWF	WÜ 2	LOTOX	NLW	SZ	Summe
Strom (elektrische Leistung)	[kWh/h]			27	135		27		512	**701**
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[kg/h]			590						**590**
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[kg/h]									**0**
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[kg/h]						11	13		**25**
Aktivkoks (AK)	[kg/h]			24						**24**
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[kg/h]	119								**119**
Wasser (Prozesswasser)	[kg/h]	475		1.653				1.354		**3.482**
Druckluft (tr.)	[m^3_N/h]	367			352					**719**
Sauerstoff (O_2)	[kg/h]						37			**37**
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[kg/h]									**0**
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	[kW]		2.991			3.591				**6.582**
Reststoffentsorgung (RS)	[kg/h]			1.228			11	11		**1.250**
Abwasserentsorgung	[kg/h]									**0**

Bem.: Der Wirkungsgrad des Saugzugs beträgt 82 %. Bei einer nachgeschalteten Rauchgaskondensation (RGK) mit optionalem Kondensationswäscher (Δp = 10 mbar) erhöht sich die erforderliche Saugzugleistung um 69,2 kW. Die ausgekoppelte Wärmemenge beträgt ca. 9.158 kW. Zusätzlich fällt eine Kondensatmenge von 12.318 kg/h als Abwasser zur Entsorgung an.

4.1.6 Vergleichende Gegenüberstellung der Betriebsmittelmengen für die Varianten

In Tabelle 4.1.6 werden die Betriebsmittelmengen für die Varianten V1 bis V5 zum Vergleich gegenübergestellt.

Tab.4.1.6 Betriebsmittelmengen für die Varianten V1 bis V5

Parameter	Einheit	V1	V2	V3	V4	V5
Strom (elektrische Leistung)	[kWh/h]	1.297	989	836	953	701
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[kg/h]	761	9	10	0	590
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[kg/h]	0	827	903	832	0
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[kg/h]	0	0	0	3,5	25
Aktivkoks (AK)	[kg/h]	23	23	42	32	24
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[kg/h]	70	70	70	70	119
Wasser (Prozesswasser)	[kg/h]	2.815	1.654	1.209	7.346	3.482
Druckluft (tr.)	[m^3_N/h]	722	497	144	142	719
Sauerstoff (O_2)	[kg/h]	0	0	0	0	37
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[kg/h]	3.110	0	0	0	0
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	[kW]	5.413	6.059	4.262	3.933 [1]	6.582 [1]
Reststoffentsorgung (RS)	[kg/h]	1.491	953	1.020	953	1.250
Abwasserentsorgung	[kg/h]	0	0	0	18	0

[1] Durch die Nachschaltung einer optionalen Kondensationsstufe (z.B. eines Kondensationswäschers) kann zusätzlich nutzbare Wärmeleistung ausgekoppelt werden. Bei Variante V4 können so zusätzlich ca. 11.871 kW und bei Variante V5 ca. 9.158 kW an nutzbarer Wärmeleistung ausgekoppelt werden. Dabei fällt jedoch zusätzlich eine Kondensatmenge von 15.984 kg/h bei Variante V4 und bei Variante V5 eine Kondensatmenge von 12.318 kg/h als Abwasser zur Entsorgung an. Die erforderliche Saugzugleistung erhöht sich infolge des zusätzlichen Druckverlustes durch den nachgeschalteten Kondensationswäscher um ca. 84,5 kW bei Variante V4 bzw. um ca. 69,2 kW bei Variante V5.

In Tabelle 4.1.7 sind die spezifischen Betriebsmittelmengen bezogen auf die Abfallmenge zusammengestellt, die sich aus dem Verhältnis der Betriebsmittelmengen nach Tabelle 4.1.6 zu der verbrannten Abfallmenge von 25 t/h errechnen, die der Bilanzierung als Auslegungswert (vgl. Verbrennungsrechnung in Anhang 1) zugrunde liegt.

Tab.4.1.7 Spezifische Betriebsmittelmengen bezogen auf die Abfallmenge für die Varianten V1 bis V5

Parameter	Einheit	V1	V2	V3	V4	V5
Strom (elektrische Leistung)	[kWh/t]	51,9	39,6	33,4	38,1	28,0
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[kg/t]	30,5	0,3	0,4	0,0	23,6
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[kg/t]	0,0	33,1	36,1	33,3	0,0
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[kg/t]	0,0	0,0	0,0	0,1	1,0
Aktivkoks (AK)	[kg/t]	0,9	0,9	1,7	1,3	1,0
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[kg/t]	2,8	2,8	2,8	2,8	4,8
Wasser (Prozesswasser)	[kg/t]	112,6	66,1	48,4	293,9	139,3
Druckluft (tr.)	[m^3_N/t]	28,9	19,9	5,7	5,7	28,8
Sauerstoff (O_2)	[kg/t]	0,0	0,0	0,0	0,0	1,5
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[kg/t]	124,4	0,0	0,0	0,0	0,0
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	[kWh/t]	216,5	242,4	170,5	157,3	263,3
Reststoffentsorgung (RS)	[kg/t]	59,6	38,1	40,8	38,1	50,0
Abwasserentsorgung	[kg/t]	0,0	0,0	0,0	0,7	0,0

Anhand der auf die Abfallmenge bezogenen spezifischen Betriebsmittelmengen aus Tabelle 4.1.7 lassen sich mithilfe der spezifischen Betriebsmittelkosten (siehe Tabelle 6.2) die auf die Abfallmenge bezogenen spezifischen Betriebsmittelkosten berechnen (vgl. Tabelle 6.3), um so einen definierten Anhaltswert für einen aussagekräftigen Vergleich der fünf betrachteten Varianten bzw. Verfahrenskonzepte zu erhalten (siehe Kapitel 6.1.2).

4.2 Verfahrenskonzept bei der Klärschlammverbrennung

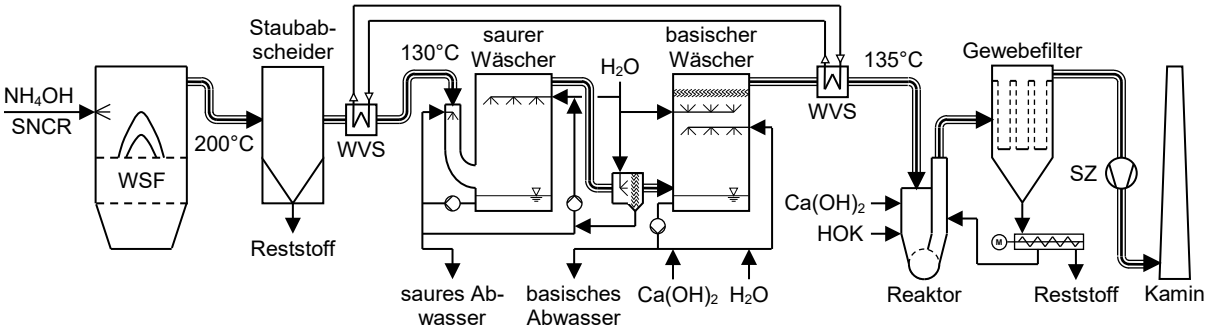


Abb.4.6 Variante V6: RGR nach Klärschlammverbrennung (KSV) mit Staubabscheider (P-Recycling), Rauchgaswäscher, Flugstromadsorption mit Kalkhydrat / HOK und SNCR; Abk.: SZ = Saugzug, WSF = Wirbelschichtfeuerung, WVS = Wärmeverschiebesystem

Anlagenkonfiguration der Variante V6:

1) *Wirbelschichtfeuerung (WSF):* Rauchgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2) *SNCR-Anlage:*
   – Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25%ige NH_3-Lösung) mit Druckluft in die Nachbrennkammer für die Reduktion der NO_x-Emissionen
3) *Staubabscheider:* Staubabscheidung mit Phosphorrückgewinnung (P-Recycling)
4) *Wärmeverschiebesystem (WVS), rohgasseitig:*
   – Rauchgasabkühlung von 200 °C auf 130 °C
5) *Zweistufige Rauchgaswäsche:*
   – Quench: Rauchgasabkühlung von 130 °C auf Rauchgassättigungstemperatur
   – Hauptabscheidung von HCl und HF mit Wasser in der sauren Waschstufe
   – Hauptabscheidung von SO_2 und Restabscheidung von HCl und HF mit Kalkmilch (z.B. als 10%ige Suspension von $Ca(OH)_2$ in Wasser) in der basischen Waschstufe
   – Ableitung der Abwässer in eine Abwasserbehandlungsanlage
6) *Wärmeverschiebesystem (WVS), reingasseitig:*
   – Wiederaufheizung des Rauchgases nach Rauchgaswäscher auf 135 °C
7) *Reaktor:*
   – Dosierung von Kalkhydrat für die Restabscheidung von SO_2
   – Dosierung von Aktivkoks (HOK) für die Abscheidung von Hg und PCDD/F
8) *Gewebefilter:*
   – Abscheidung der Reaktionsprodukte
   – Rezirkulation und Ausschleusung des Reststoffs
9) *Saugzug:* Rauchgasförderung; Ausgleich der Druckverluste
10) *Kamin:* Ableitung des gereinigten Rauchgases in die Atmosphäre

5. Bewertung der CO_2-Emissionen

Die Bilanzgrenze bei der Bewertung der CO_2-Emissionen umfasst den Herstellungsprozess, den Transport (Anlieferung) zu den Anlagen und die Anwendung in den Anlagen der beiden betrachteten Additive Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$) und Natriumhydrogencarbonat ($NaHCO_3$).

Branntkalk (CaO) entsteht beim Brennen (Calcinierung) von Kalkstein ($CaCO_3$). Nach Angaben des Bundesverbands der deutschen Kalkindustrie (BVK) werden bei der Herstellung von 1 t Branntkalk 1,18 t CO_2 emittiert [5.1]. Das entspricht einer spezifischen CO_2-Emission von **894** kg CO_2 pro t Kalkhydrat.

Bei der Herstellung von Natriumhydrogencarbonat werden die CO_2-Emissionen zum größten Teil durch die Bereitstellung und Umwandlung der Energie verursacht. Gemäß den Angaben von GEMIS [5.2] und FRISCHKNECHT et al. [5.3] entstehen ca. **575** kg CO_2 bei der Herstellung von einer Tonne Natriumhydrogencarbonat.

Die durch den Transport verursachten CO_2-Emissionen unterscheiden sich bei den Additiven durch die durchschnittlichen Entfernungen zwischen den Produktionsstandorten und den belieferten Anlagen. Während Kalkhydrat an zahlreichen Standorten in Deutschland hergestellt wird, findet die Produktion von Natriumhydrogencarbonat zum Einsatz in der Abgasreinigung derzeit nur an den zwei Standorten der Firma Solvay in Rheinberg und Staßfurt statt [5.4].

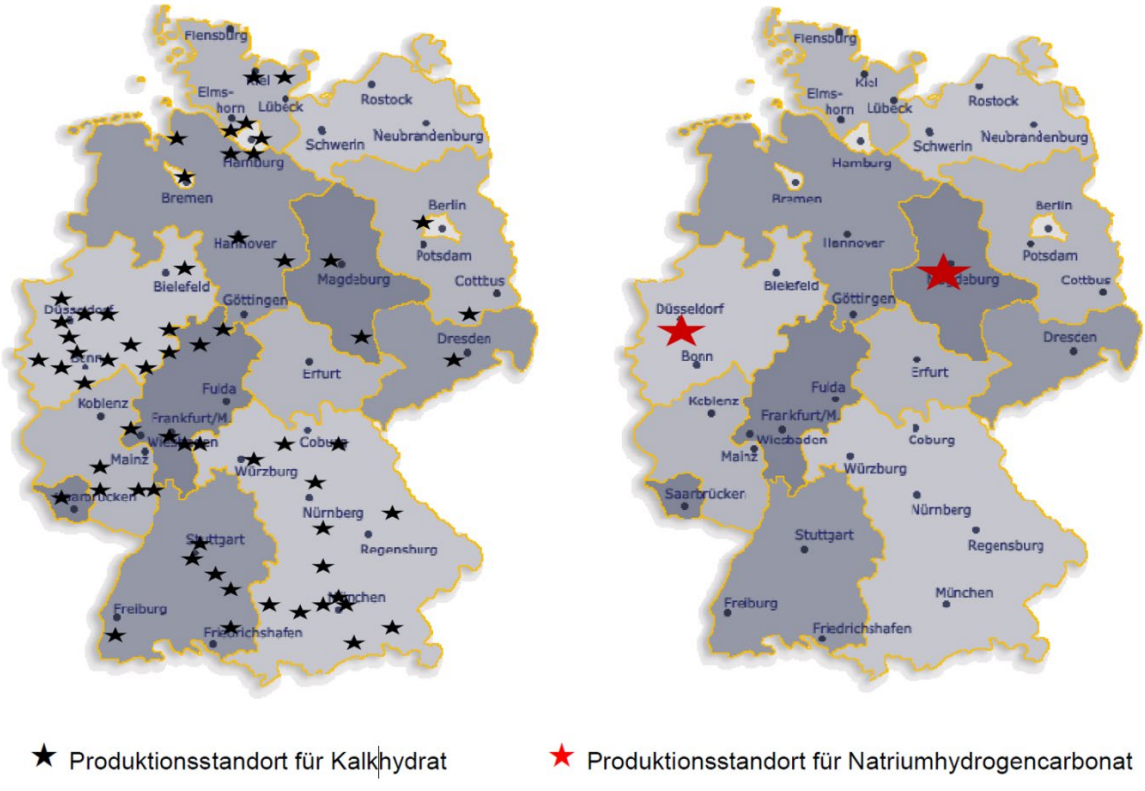


Abb.5.1 Produktionsstandorte für Kalkhydrat und Natriumhydrogencarbonat [5.4] (bearbeitet)

Unter der Annahme von kreisförmigen Einzugsgebieten für die zu beliefernden Müllverbrennungsanlagen und einer gleichmäßigen Verteilung über das gesamte Bundesgebiet wurden die durchschnittlichen Transportentfernungen mit Hilfe der Anzahl der Produktionsstandorte für beide Additive näherungsweise berechnet (vgl. Tabelle 5.1) [5.4].

Tab.5.1 Berechnung der CO_2-Emissionen beim Transport zum Einsatzort beider Additive

Parameter	Produktions-standorte	Einzugs-gebiet	Einzugs-radius	Diesel-ver-brauch	CO_2-Emissionen Transport [1]	
Additiv	[Anzahl]	[km²]	[km]	[ℓ/kg Additiv]	[kg/kg Additiv]	[kg/t Additiv]
Kalkhydrat	34	10.500	57,8	0,000809	0,002569	**2,6**
Natriumhydrogencarbonat	2	178.500	238,4	0,003337	0,010592	**10,6**

[1] inkl. CO_2-Emissionen aus dem Produktionsprozess für die Dieselherstellung

Das Einzugsgebiet in der Tabelle 5.1 stellt den Quotienten aus der Fläche für das gesamte Bundesgebiet von 357.000 km² und der Anzahl der Produktionsstandorte dar. In der Literatur [5.5] wird ein Kraftstoffverbrauch (LKW-Diesel) von 35 ℓ pro 100 km für ein Gelenkfahrzeug mit einer Nutzlast von 25 t angenommen. Die spezifische CO_2-Menge pro verbranntem Liter Kraftstoff kann mit 3,174 kg CO_2 / ℓ Diesel angenommen werden [5.6]. Damit errechnet sich der spezifische Dieselverbrauch in Liter pro kg Additiv für den Transport vom Produktionsstandort zum Einsatzort wie folgt:

$$\frac{35\ \text{Liter Diesel}}{100\ \text{km}} \cdot \frac{\text{Einzugsradius in km}}{25.000\ \text{kg Additiv}} = \frac{\text{Dieselverbrauch in Liter}}{\text{kg Additiv}}$$

Für die auf den Dieselverbrauch bezogenen CO_2-Emissionen gilt dann:

$$\frac{\text{Dieselverbrauch in Liter}}{\text{kg Additiv}} \cdot \frac{3{,}174\ \text{kg CO}_2}{\text{Dieselverbrauch in Liter}} \cdot \frac{1.000\ \text{kg Additiv}}{\text{t Additiv}} = \frac{\text{kg CO}_2}{\text{t Additiv}}$$

Für das Natriumhydrogencarbonat ergibt sich eine transportspezifische CO_2-Emission von **10,6** kg CO_2 / t Additiv, während diese für das Kalkhydrat nur **2,6** kg CO_2 / t Additiv beträgt. D.h., dass beim Transport von Natriumhydrogencarbonat vom Produktionsstandort bis zum Einsatzort im Vergleich zu Kalkhydrat durchschnittlich ca. viermal so viel CO_2 emittiert wird. Das ist auf den größeren Einzugsradius für die Anlieferung von Natriumhydrogencarbonat infolge der geringeren Anzahl der Produktionsstandorte im Vergleich zu Kalkhydrat zurückzuführen.

Die CO_2-Bilanzen beim Einsatz der beiden Additive in der Abgasreinigung sind unterschiedlich. Während das überstöchiometrische Kalkhydrat CO_2 in Form von Calciumcarbonat binden kann, wird beim Einsatz von Natriumhydrogencarbonat CO_2 freigesetzt.

Anhand der Bilanzierungsergebnisse aus Kapitel 4 und den spezifischen CO_2-Emissionen beider Additive können die CO_2-Bilanzen der fünf betrachteten Verfahrenskonzepte ermittelt werden.

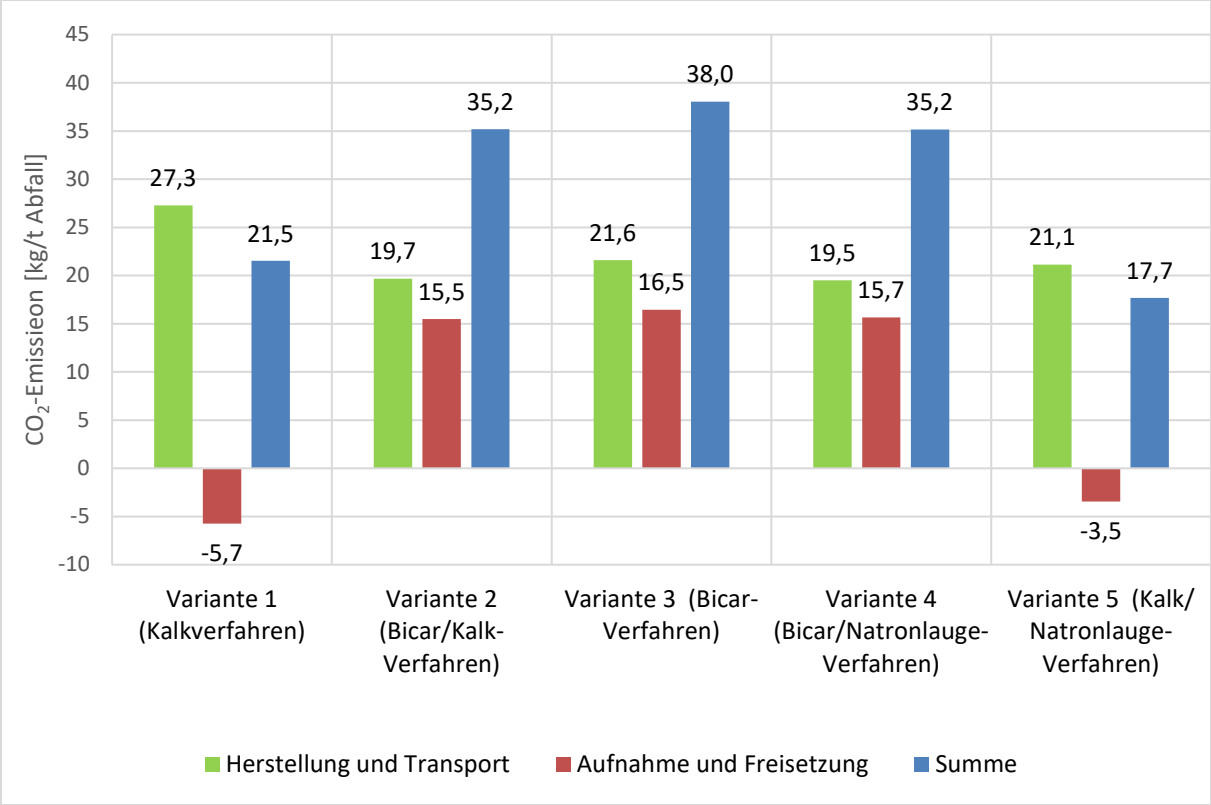


Abb.5.2 CO_2-Bilanzen der betrachteten Verfahrenskonzepte bezogen auf die verbrannte Abfallmenge

Die linken Balken (grün) zu den Konzeptvarianten umfassen die CO_2-Emissionen aus dem Herstellungs- und Transportprozess. Dabei setzt das erste Verfahrenskonzept V1 die höchste CO_2-Menge frei. Die mittleren Balken (orange) stellen die aufgenommenen bzw. emittierten CO_2-Mengen in der Abgasreinigung dar. Die Balken von Variante V1 und V5 liegen im negativen Bereich, da ein kleiner Anteil des CO_2 im Abgas an überschüssigem Kalkhydrat, das als Reststoff anfällt, gebunden wird. Die rechten Balken (blau) sind die resultierenden CO_2-Emissionen für den Gesamtprozess des jeweiligen Verfahrenskonzeptes. Die freigesetzten CO_2-Mengen bei der Abgasreinigung mit Natriumhydrogencarbonat (Variante V2 bis V4) sind trotz der niedrigeren spezifischen CO_2-Emissionen bei der Herstellung in der gesamten Bilanzgrenze höher als die der kalkbasierten Verfahren. Das während des Herstellungsprozesses im Natriumhydrogencarbonat gebundene CO_2 wird bei der Aktivierung durch die Thermolyse und bei den Reaktionen mit den sauren Gasen als Produkt wieder emittiert und bewirkt daher höhere CO_2-Emissionen in den Anlagen.

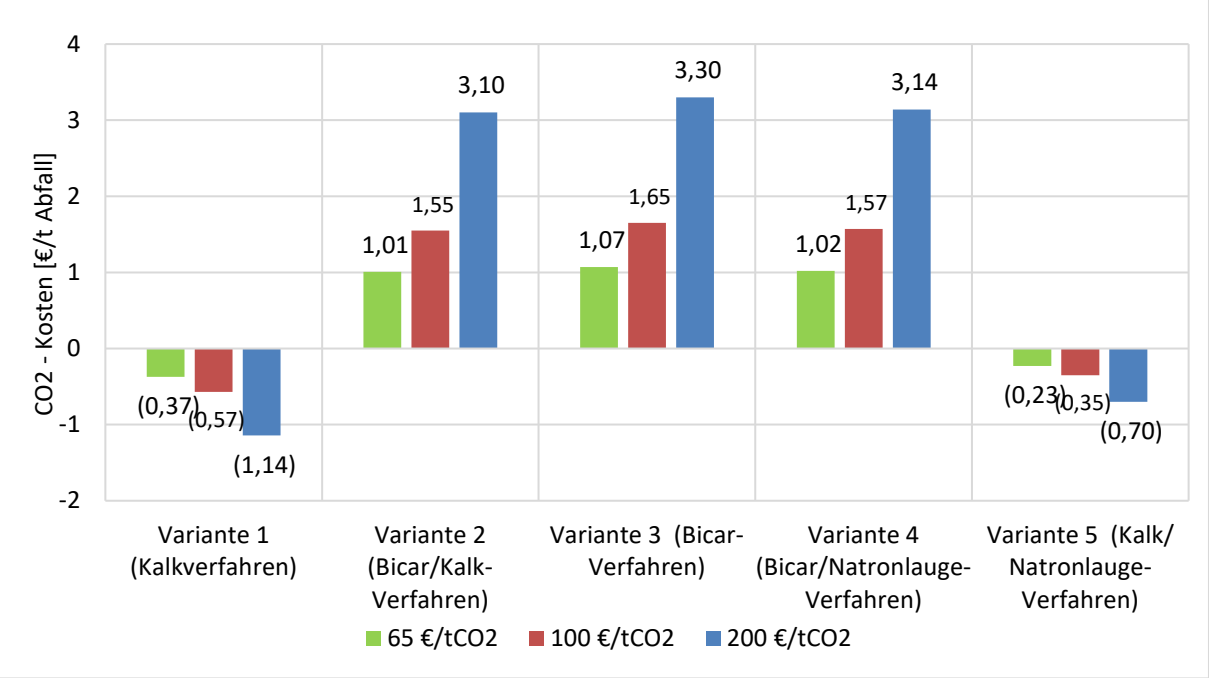
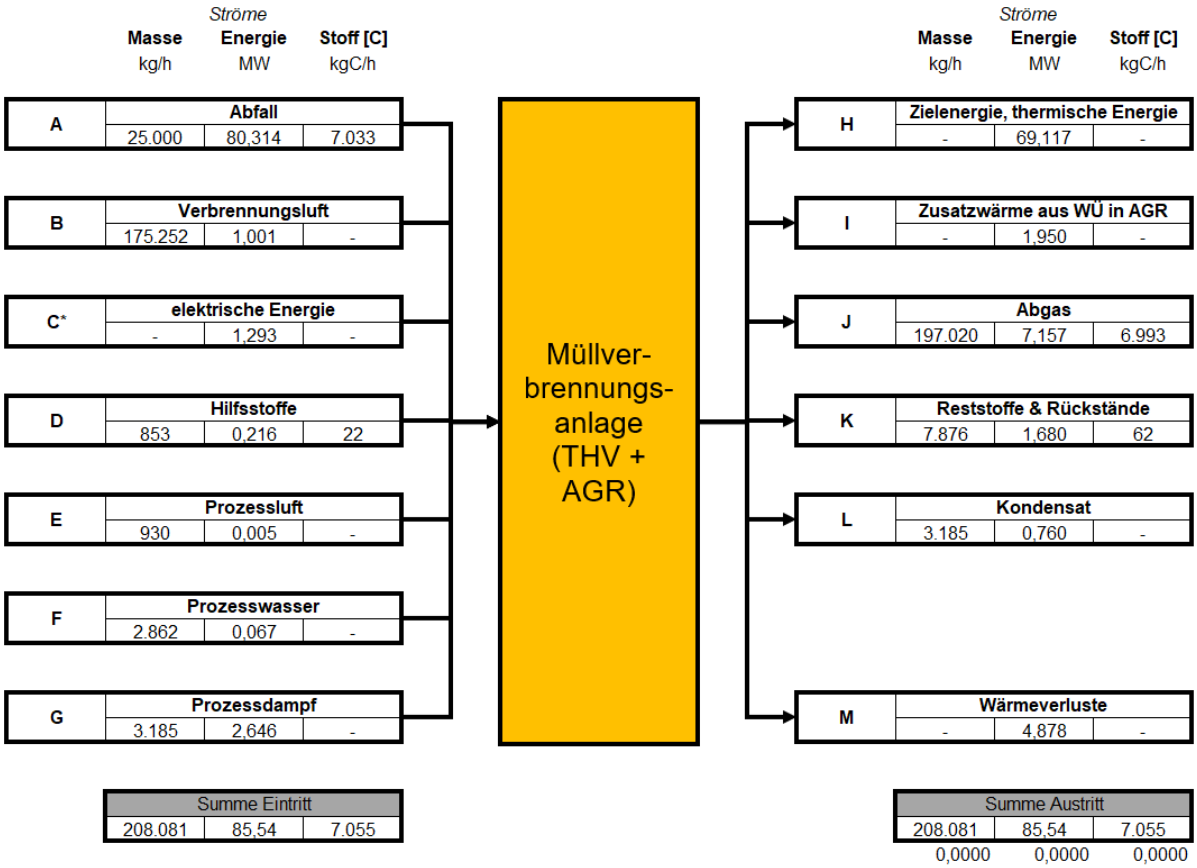


Abb.5.3 CO_2-Kosten der betrachteten Verfahrenskonzepte bezogen auf die verbrannte Abfallmenge

Abgeleitet aus den Ergebnissen der Bilanzierung können auch die CO_2-Kosten für die Freisetzung bzw. Aufnahme der betrachteten Verfahrenskonzepte ermittelt werden. Dazu sind in Abb. 5.3 die Ergebnisse unter Berücksichtigung von drei unterschiedlichen Preisniveaus für die CO_2-Zertifikate (50, 100 und 200 €/t_{CO2}) dargestellt.

Berücksichtigt werden muss, dass für Abfallverbrennungsanlagen bislang nur im nationalen Emissionshandel (BEHG - Brennstoffemissionshandel) Kosten für die CO_2-Emissionen entstehen und im nationalen Emissionshandel die Emissionen aus den Additiven der Abgasreinigung nicht berücksichtigt werden müssen bzw. bei einer Messung am Kamin sogar abgezogen werden dürfen. Dahingegen werden im europäischen Emissionshandel die direkten Emissionen der Anlagen berücksichtigt, entsprechend gelten dort die in Abb.5.3 ermittelten Kosten. Allerdings ist die mögliche Überführung der Abfallverbrennung in den europäischen Emissionshandel bislang noch nicht endgültig geklärt, ebenso sind die Berichtspflichten und entsprechend auch die Konzepte zur CO_2-Erfassung noch nicht abschließend bekannt.

Mit Hilfe der Massen-, Stoff- und Energiebilanzen (vgl. Kapitel 4) kann die Kohlenstoffbilanz der Verfahrenskonzepte vollständig dargestellt werden. Nachfolgend werden die detaillierten Stoffbilanzen für Kohlenstoff und die dazugehörigen Sankey-Diagramme dargestellt.



C*: elektrischer Energieverbrauch der in der Abgasreinigung betrachteten Aggregate (z.B. Sichtermühle, Saugzug etc.)

Abb.5.3 Massen-, Energie- und Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 1

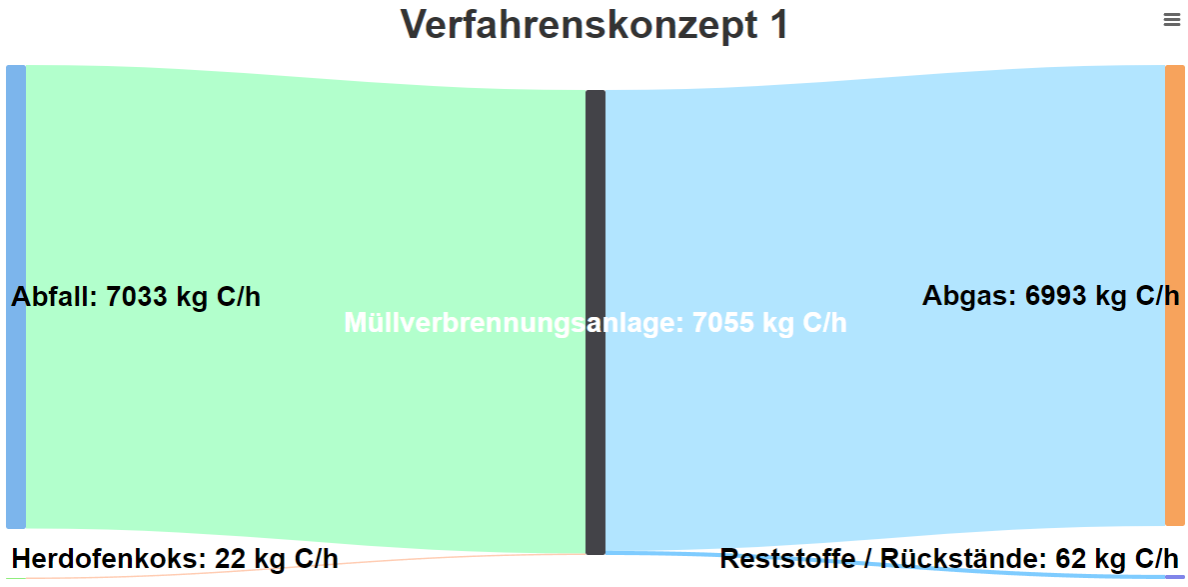
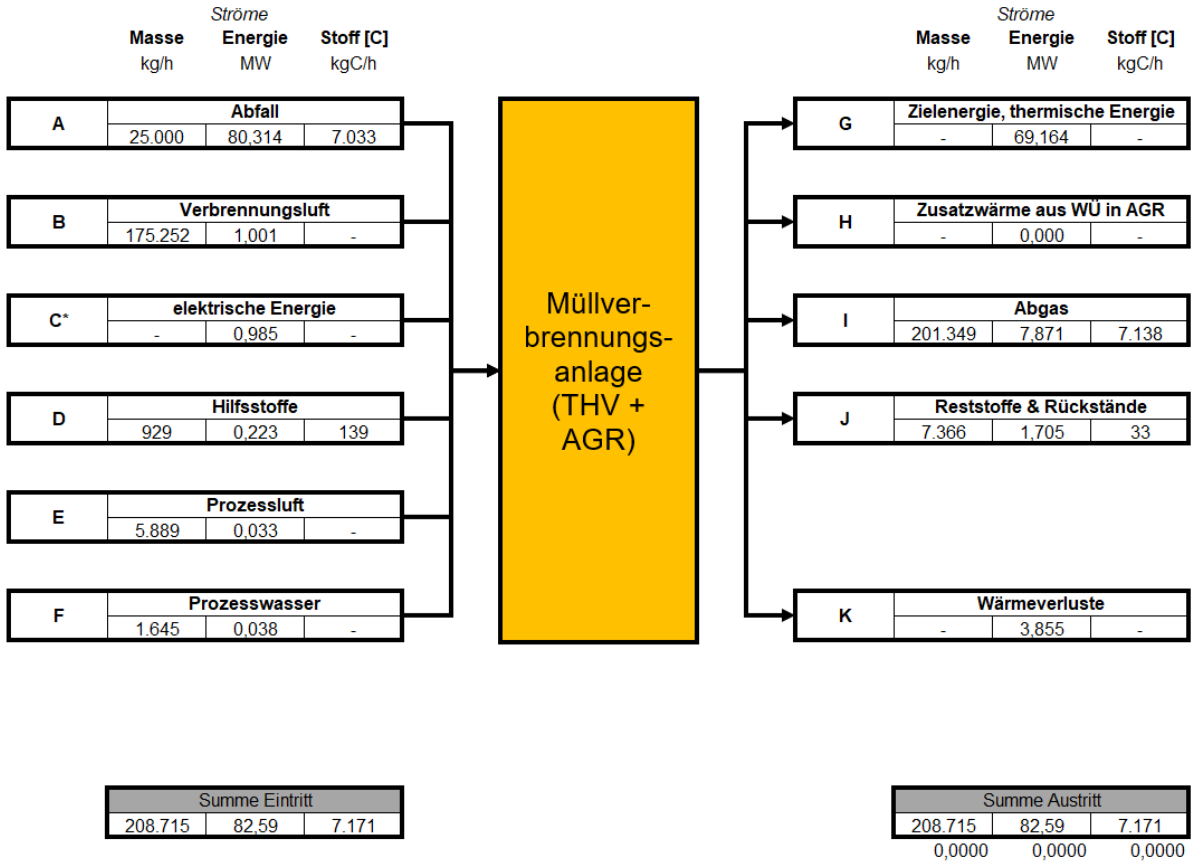


Abb.5.4 Sankey-Diagramm zur Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 1



C*: elektrischer Energieverbrauch der in der Abgasreinigung betrachteten Aggregate (z.B. Sichtermühle, Saugzug etc.)

Abb.5.5 Massen-, Energie- und Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 2

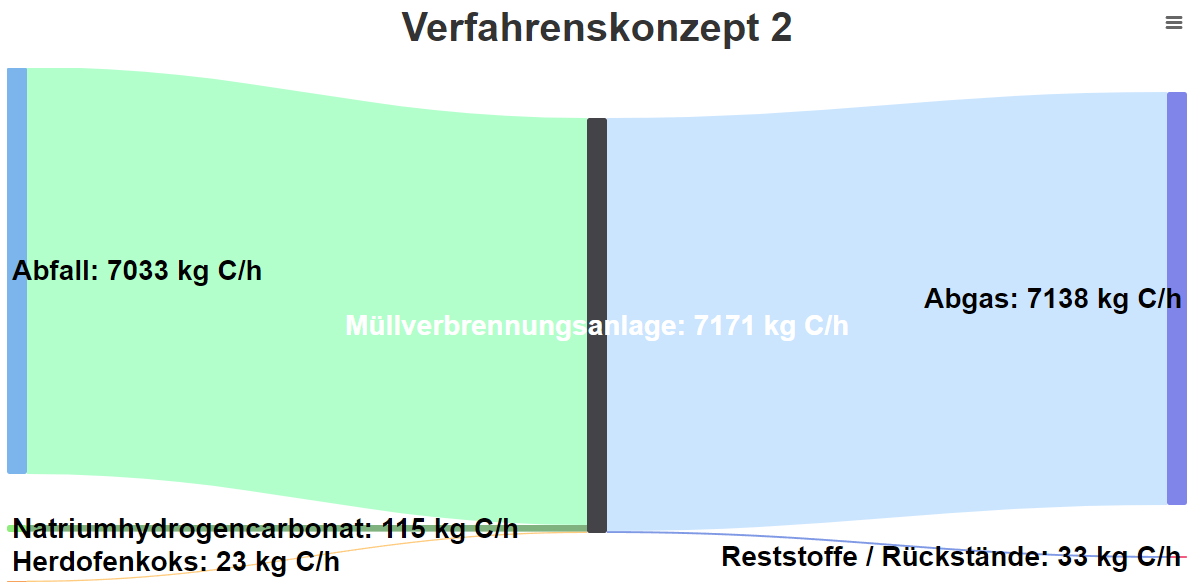
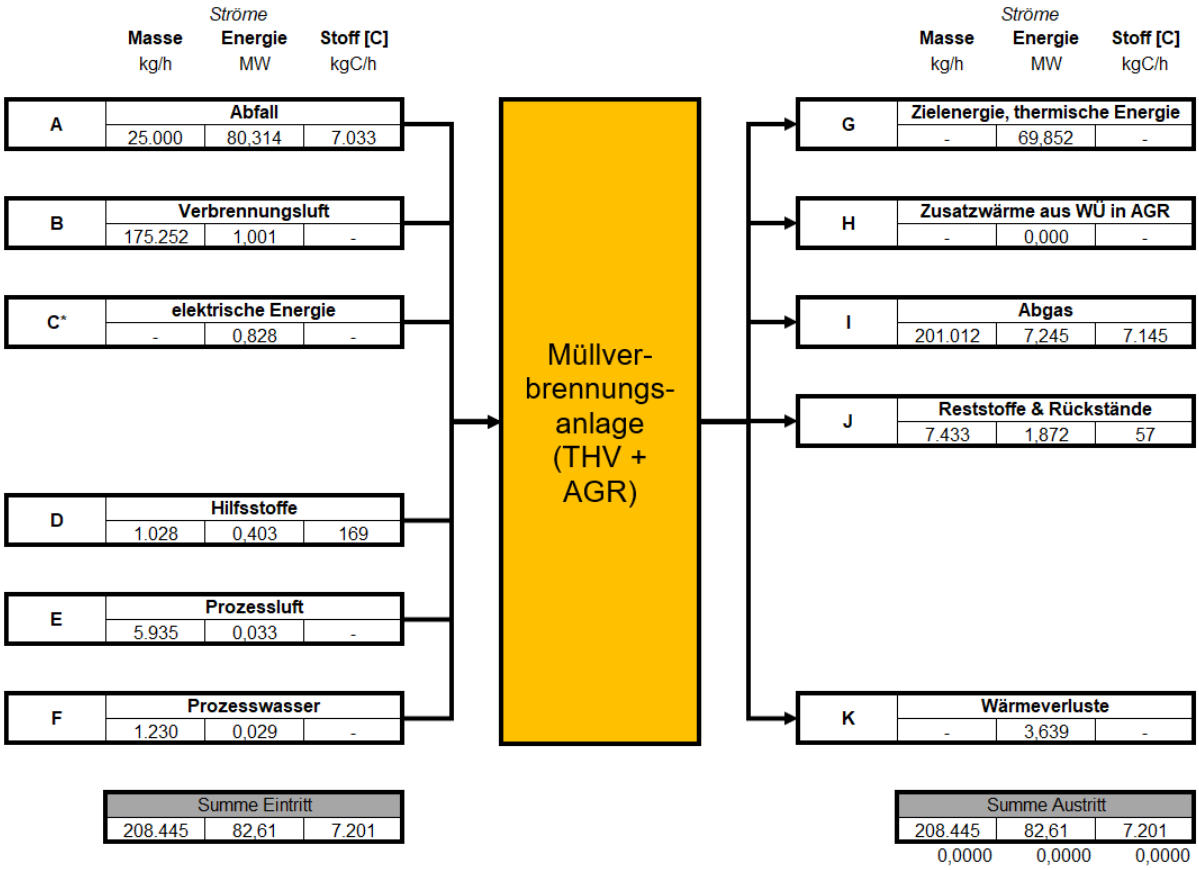


Abb.5.6 Sankey-Diagramm zur Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 2



C*: elektrischer Energieverbrauch der in der Abgasreinigung betrachteten Aggregate (z.B. Sichtermühle, Saugzug etc.)

Abb.5.7 Massen-, Energie- und Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 3

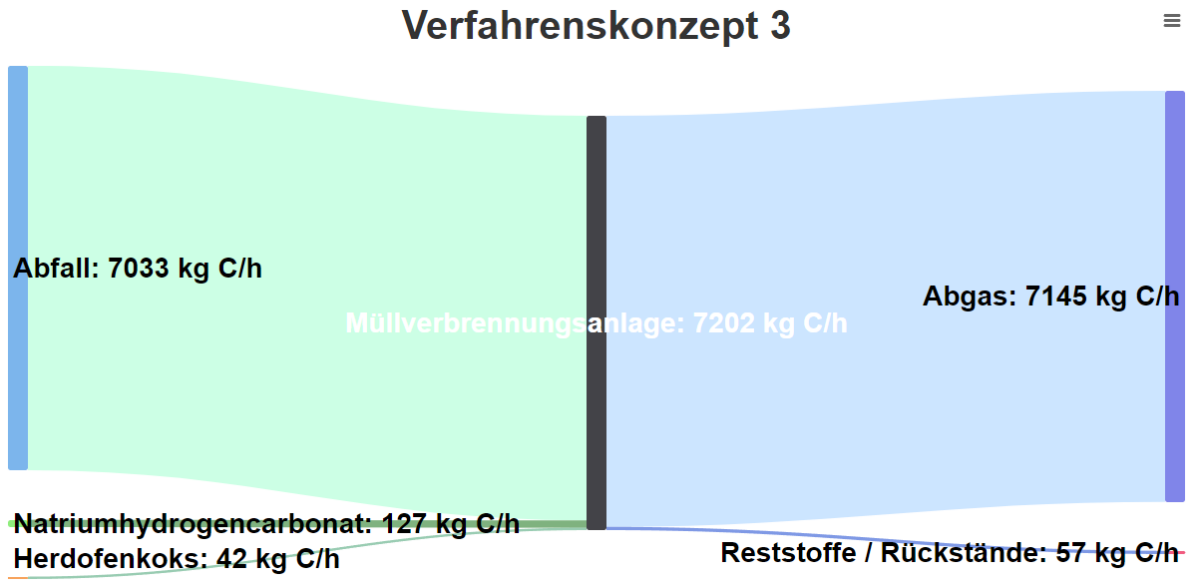


Abb.5.8 Sankey-Diagramm zur Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 3

Ströme	Masse kg/h	Energie MW	Stoff [C] kgC/h
A Abfall	25.000	80,314	7.033
B Verbrennungsluft	175.252	1,001	-
C* elektrische Energie	-	1,021	-
D Hilfsstoffe	936	0,303	148
E Prozessluft	5.463	0,031	-
F Prozesswasser	7.276	0,514	-
G Kondensationswärme	-	11,036	-
Summe Eintritt	213.927	94,22	7.181

Müllver-brennungs-anlage (THV + AGR)

Ströme	Masse kg/h	Energie MW	Stoff [C] kgC/h
H Zielenergie, thermische Energie	-	69,853	-
I Zusatzwärme aus WÜ in AGR	-	0,000	-
J Abgas	190.674	2,188	7.139
K Reststoffe & Rückstände	7.368	1,769	41
L Kondensat	15.885	0,740	-
M* Zusatzwärme aus KD-Wäscher	-	11,934	-
N Wärmeverluste	-	7,734	-
Summe Austritt	213.927	94,22	7.181
	0,0000	0,0000	0,0000

C*: elektrischer Energieverbrauch der in der Abgasreinigung betrachteten Aggregate (z.B. Sichtermühle, Saugzug etc.)
M*: Diese Zusatzwärmeenergie liegt auf einem niedrigen Temperaturniveau bei 40 °C

Abb.5.9 Massen-, Energie- und Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 4

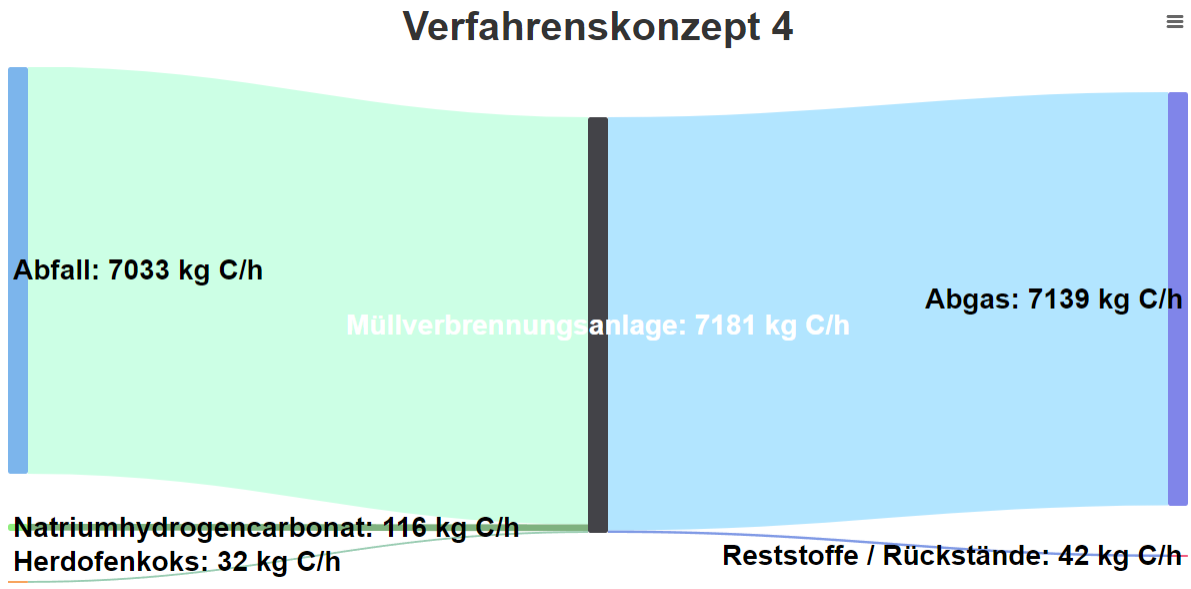


Abb.5.10 Sankey-Diagramm zur Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 4

Ströme	Masse kg/h	Energie MW	Stoff [C] kgC/h
A Abfall	25.000	80,314	7.033
B Verbrennungsluft	175.252	1,001	-
C* elektrische Energie	-	0,690	-
D Hilfsstoffe	746	0,217	22
E Prozessluft	925	0,005	-
F Prozesswasser	3.284	0,129	-
G Kondensationswärme	-	7,912	-
Summe Eintritt	205.208	90,27	7.055

Müllver-brennungs-anlage (THV + AGR)

Ströme	Masse kg/h	Energie MW	Stoff [C] kgC/h
H Zielenergie, thermische Energie	-	68,845	-
I Zusatzwärme aus WÜ in AGR	-	3,577	-
J Abgas	186.129	2,553	7.009
K Reststoffe & Rückstände	7.690	1,682	46
L Kondensatverluste	11.389	0,530	-
M* Zusatzwärme aus KD-Wäscher	-	8,604	-
N Wärmeverluste	-	4,476	-
Summe Austritt	205.208	90,27	7.055
	0,0000	0,0000	0,0000

C*: elektrischer Energieverbrauch der in der Abgasreinigung betrachteten Aggregate (z.B. Sichtermühle, Saugzug etc.)
M*: Diese Zusatzwärmeenergie liegt auf einem niedrigen Temperaturniveau bei 40 °C

Abb.5.11 Massen-, Energie- und Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 5

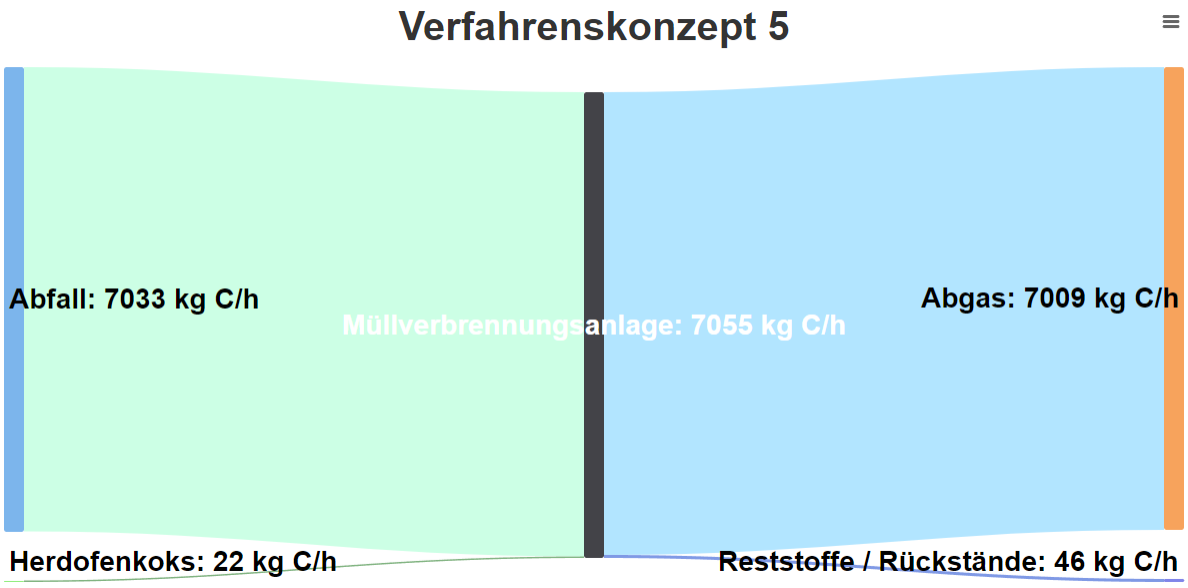


Abb.5.12 Sankey-Diagramm zur Kohlenstoffbilanz für das Verfahrenskonzept 5

6. Bewertung der Verfahrenskonzepte

6.1 Bewertung der Verfahrenskonzepte bei der Müllverbrennung

Für die Bewertung der fünf Verfahrenskonzepte bei der Müllverbrennung aus Kapitel 4.1 (vgl. Tabelle 6.1) kommen folgende Kriterien in Betracht:

1. *Abscheideeffizienz:*
   1.1 Reaktivität, Selektivität
   1.2 Stöchiometriefaktor
   1.3 Massenverhältnis Wirkstoff/Rohstoff (Additiv)
2. *Abscheidepotenzial:*
   2.1 Pufferpotenzial bzw. Pufferverhalten bei hohen Rohgaskonzentrationen
   2.2 Leistungsreserve bei weiterer Absenkung der Emissionsgrenzwerte
3. *Komplexität des Abscheideverfahrens:*
   3.1 einfache Anlagentechnik
   3.2 Aufwand für Betrieb, Wartung und Instandsetzung der Anlagenkomponenten
   3.3 Ausfallrisiko (Anfälligkeit für Betriebsstörungen); Betriebssicherheit
4. *Ressourcenaufwand:*
   4.1 Betriebsmittelmengen
   4.2 Betriebsmitteldiversität: Aufwand für Bevorratung und/oder Bereitstellung sowie Verfügbarkeit von Betriebsmitteln
5. *Entsorgungsaufwand:*
   5.1 Reststoffmengen
   5.2 Reststoffdiversität: Nutzung/Verwertung von Reststoffen; Abwasserfreiheit
6. *Energieeffizienz:*
   6.1 Anlagenwirkungsgrad
   6.2 zusätzliche Rauchgasaufheizung vor SCR [2]
7. *Wärmerückgewinnungspotenzial:*
   7.1 nutzbare Wärmemenge
   7.2 Wärmequalität (Exergiegehalt)
   7.3 Wärmenutzungsmöglichkeiten (z.B. Wärmeauskopplung in ein Fernwärmenetz)
8. *CO_2-Bilanz:*
   8.1 CO_2-Abscheidepotenzial (CC-Ready[3]: Schnittstelle für eine PCCC-Anlage [4])

[2] SCR = Selective Catalytic Reduction
[3] CC = Carbon-Capture
[4] PCCC = Post-Combustion Carbon-Capture

8.2 CO_2-Footprint

6.1.1 Gegenüberstellung der Vor- und Nachteile der Verfahrenskonzepte

Tab.6.1 Bewertung der Verfahrenskonzepte bzw. Konzeptvarianten bei der Müllverbrennung

Variante	Vorteile	Nachteile
V1	+ große Pufferwirkung (2-stufig) bei hohen Rohgaskonzentrationen + sichere Einhaltung der Emissionsgrenzwerte nach IED möglich + niedrige Additivkosten + günstige CO_2-Bilanz	− niedrigere Abscheideeffizienz durch hohe Stöchiometrie − große Reststoffmengen zur Entsorgung − geringere Energieeffizienz infolge des Wärmebedarfs (MD-Dampf) für die erforderliche Rauchgasaufheizung vor SCR
V2	+ hohe Abscheideeffizienz durch niedrige Stöchiometrie + sichere Einhaltung der Emissionsgrenzwerte nach IED möglich + geringe Reststoffmengen zur Entsorgung + höhere Energieeffizienz durch Wärmerückgewinnung nach SCR	− geringe (max. 1-stufig) bis keine Pufferwirkung bei hohen Rohgaskonzentrationen − hohe Additivkosten [1] − ungünstige CO_2-Bilanz
V3	+ hohe Abscheideeffizienz durch niedrige Stöchiometrie + sichere Einhaltung der Emissionsgrenzwerte nach IED möglich + geringe Reststoffmengen zur Entsorgung + höhere Energieeffizienz durch Wärmerückgewinnung nach SCR	− keine Pufferwirkung bei hohen Rohgaskonzentrationen − hohe Additivkosten [1] − schlechteste CO_2-Bilanz aller 5 Varianten
V4	+ hohe Abscheideeffizienz durch niedrige Stöchiometrie + kleine Pufferwirkung (1-stufig) bei hohen Rohgaskonzentrationen + sichere Einhaltung der Emissionsgrenzwerte nach IED möglich + geringe Reststoffmengen zur Entsorgung + höhere Energieeffizienz durch Wärmerückgewinnung nach SCR und optionale Kondensationsstufe nach Wäscher	− komplexe Anlagentechnik (Wäscher) − hohe Additivkosten [1] − hoher Prozesswasserbedarf − Abwasserentsorgung erforderlich − ungünstige CO_2-Bilanz
V5	+ große Pufferwirkung (2-stufig) bei hohen Rohgaskonzentrationen + sichere Einhaltung der Emissionsgrenzwerte nach IED möglich + niedrige Additivkosten + keine Abwasserentsorgung erforderlich + hohe Energieeffizienz durch Wärmerückgewinnung und optionale Kondensationsstufe nach Wäscher + beste CO_2-Bilanz aller 5 Varianten	− komplexe Anlagentechnik (Wäscher) − große Reststoffmengen zur Entsorgung

[1] Die hohen Additivkosten für Natriumbicarbonat ergeben sich aus den hohen spezischen Additivkosten und dem relativ geringen spezifischen Anteil an wirksamen Äquivalenten zur Schadstoffabscheidung (der Anteil des 1-wertigen Na im Bicarbonat beträgt nach der Thermolyse nur 27,4 Ma.-%; zum Vergleich: der Anteil des 2-wertigen Ca im Kalkhydrat beträgt 54,1 Ma.-%).

6.1.2 Vergleich der spezifischen Betriebsmittelkosten der Verfahrenskonzepte

Um einen direkten Vergleich der betrachteten Varianten bzw. Verfahrenskonzepte zu ermöglichen, werden nachfolgend für die einzelnen Varianten die spezifischen Betriebsmittelkosten bezogen auf die Abfallmenge anhand der spezifischen Betriebsmittelkosten aus Tabelle 6.2 mithilfe der auf die Abfallmenge bezogenen spezifischen Betriebsmittelmengen nach Tabelle 4.1.7 berechnet und in der Tabelle 6.3 gegenübergestellt.

Tab.6.2 Spezifische Betriebsmittelkosten

Parameter	Einheit	Wert
Strom (elektrische Leistung)	[€/MWh]	80
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$) mit 18 m²/g	[€/t]	240
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[€/t]	440
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[€/t]	500
Aktivkoks (AK)	[€/t]	410
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[€/t]	220
Wasser (Prozesswasser)	[€/t]	0,5
Druckluft (tr.)	[€/m³] (i.N.,tr.)	0,05
Sauerstoff (O_2)	[€/t]	350
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C) [1]	[€/t]	16
nutzbare Wärmeleistung; hier als Fernwärme (FW) [2]	[€/MWh]	-60
Reststoffentsorgung (RS)	[€/t]	125
Abwasserentsorgung [3]	[€/t]	10

[1] nach Abschätzung der Stromverlust-Kennziffer (ζ = 0,200 kWh_{el} / kWh_{th})
[2] Mittelwert aus FW-Erlös im Winterbetrieb (75 €/MWh) und FW-Erlös im Sommerbetrieb (44 €/MWh)
[3] aufgrund der geringen Abwassermengen können die Abwasserentsorgungskosten vernachlässigt werden

Tab.6.3 Spezifische Betriebsmittelkosten bezogen auf die Abfallmenge für die Varianten V1 bis V5

Parameter	Einheit	V1	V2	V3	V4	V5
Strom (elektrische Leistung)	[€/t]	4,1	3,2	2,7	3,1	2,2
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	[€/t]	7,3	0,1	0,1	0,0	5,7
Natriumbicarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	[€/t]	0,0	14,6	15,9	14,6	0,0
Natronlauge (50 Ma.-% NaOH)	[€/t]	0,0	0,0	0,0	0,1	0,5
Aktivkoks (AK)	[€/t]	0,4	0,4	0,7	0,5	0,4
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	[€/t]	0,6	0,6	0,6	0,6	1,0
Wasser (Prozesswasser)	[€/t]	0,1	0,0	0,0	0,1	0,1
Druckluft (tr.)	[€/t]	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sauerstoff (O_2)	[€/t]	0,0	0,0	0,0	0,0	0,5
MD-Dampf (16 bar(a) / 280 °C)	[€/t]	2,0	0,0	0,0	0,0	0,0
nutzbare Wärmeleistung; hier als Fernwärme (FW)	[€/t]	-13,0	-14,5	-10,2	-9,4	-15,8
Reststoffentsorgung (RS)	[€/t]	7,5	4,8	5,1	4,8	6,2
Abwasserentsorgung	[€/t]	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Summe (ohne Berücksichtigung der Wärmenutzung)	**[€/t]**	**22,0**	**23,6**	**25,1**	**23,8**	**16,7**
Summe (mit Berücksichtigung der Wärmenutzung)	**[€/t]**	**9,0**	**9,1**	**14,9**	**14,4**	**0,9**

6.1.3 Ergebnis der Bewertung der Verfahrenskonzepte

Die Variante V5 bietet von allen fünf betrachteten Varianten die meisten Vorteile und die wenigsten Nachteile und ist außerdem noch mit den vergleichsweise niedrigsten spezifischen Betriebsmittelkosten verbunden, sodass die Variante V5 das favorisierte Verfahrenskonzept bei der Müllverbrennung ist.

6.2 Bewertung des Verfahrenskonzepts bei der Klärschlammverbrennung

Im Rahmen dieser Studie soll auch der Einsatz von Kalk in der Rauchgasreinigung (RGR) hinter Klärschlammverbrennungsanlagen (KVA) bewertet werden. Das Schema und die Beschreibung der Anlagenkonfiguration für ein geeignetes Verfahrenskonzept wurden bereits in Kapitel 4.2 (Variante V6) dargestellt. Aufgrund der unterschiedlichen Zusammensetzung von Müll und Klärschlamm wurde in diesem Fall auf eine Bilanzierung verzichtet. Die Bewertung des Verfahrenskonzepts bei der Klärschlammverbrennung erfolgt daher separat bzw. losgelöst von der Bewertung der Verfahrenskonzepte bei der Müllverbrennung.

Bei einem Einsatz von Kalk in der Wirbelschichtfeuerung einer KVA wäre eine Phosphor-rückgewinnung infolge der Bildung von Calciumphosphat deutlich schwerer zu realisieren. Daher ist der Einsatz von Kalk erst nach der Abtrennung der P-reichen Flugasche in einem Staubabscheider sinnvoll. Da die Rauchgase aus Mono-Klärschlammverbrennungsanlagen erfahrungsgemäß wenig HCl und viel SO_2 enthalten, ist für die nachfolgende RGR der Einsatz eines Rauchgaswäschers mit Kalkmilch als Additiv geeignet.

Die Restabscheidung von SO_2 sowie die Abscheidung von Hg und PCDD/PCDF erfolgt in einem Flugstromadsorber mittels Kalkhydrat und Herdofenkoks (HOK).

Durch die niedrige Stöchiometrie bei der Schadstoffabscheidung in einem Rauchgaswäscher und den Verzicht auf einen Einsatz von der im Vergleich zu Kalkmilch teureren Natronlauge können so die Additivkosten minimiert werden.

7. Zusammenfassung

Die vorliegende Studie befasst sich mit einem Vergleich verschiedener Additive bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung, insbesondere mit dem Fokus auf Kalkhydrat und Natriumbicarbonat. Im Rahmen dieser Studie sind die Ergebnisse aus dem ökonomischen Gutachten von 2010 [7.1] im Hinblick auf gestiegene Emissionsanforderungen überprüft sowie unter Berücksichtigung der Forderung an energieeffizientere Rauchgasreinigungsverfah-ren novelliert worden.

Die Einführung der Studie stellt die Relevanz von Kalkprodukten in der Rauchgasreinigung heraus, insbesondere in trockenen und halbtrockenen Sorptionsverfahren, in denen Kalkprodukte mit Natriumbicarbonat konkurrieren. Des Weiteren wird die Methodik für den Vergleich erläutert und die Berücksichtigung aktueller und künftiger Emissionsanforderungen erklärt.
In einem Kapitel über die verfahrenstechnischen Grundlagen werden verschiedene Additive und Verfahren zur Rauchgasreinigung untersucht. Dazu gehören das Trockensorptionsverfahren mit Natriumbicarbonat und die konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat. Es erfolgt ein detaillierter Vergleich der Vor- und Nachteile bei einem Einsatz von Kalkhydrat und Natriumbicarbonat sowie die Betrachtung weiterer Verfahren wie der Rauchgaswäsche mit Natronlauge zur Abscheidung sauer Gase und die Minderung der Stickoxide mit dem neuartigen LO-TOX®-Verfahren.

Ein weiterer Schwerpunkt bei der Verfahrenskonzeption liegt auf der Optimierung der Energieeffizienz, wobei verschiedene Methoden zur Energieeffizienzsteigerung diskutiert werden.
Basierend auf den dargestellten Grundlagen wurden unter Berücksichtigung der Energieeffizienz fünf Verfahrenskonzepte für die Rauchgasreinigung bei der Müllverbrennung und ein Verfahrenskonzept für die Rauchgasreinigung bei der Klärschlammverbrennung erarbeitet.
Die verschiedenen Konfigurationen, die unterschiedliche Sorptions- und DeNOx-Verfahren kombinieren, werden im Detail vorgestellt und bilanziert. Diese gewährleisten eine effiziente und den zukünftigen Emissionsanforderungen entsprechende Rauchgasreinigung.
Ergänzend zur Bilanzierung und Beschreibung der Verfahrenskonzepte wird außerdem eine Analyse der CO_2-Emissionen unter Berücksichtigung der Produktion, des Transports und der Anwendung für die Additive Kalkhydrat und Natriumbicarbonat dargestellt.

Abschließend erfolgt die Bewertung der Verfahrenskonzepte anhand verschiedener Kriterien wie der Abscheideeffizienz, der Anlagen- und Prozesskomplexität, dem Ressourcenbedarf, dem Entsorgungsaufwand, der Energieeffizienz und den CO_2-Emissionen.

Als Ergebnis der Bewertung der fünf betrachteten Verfahrenskonzepte bei der Müllverbrennung wird das Verfahrenskonzept der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat, SNCR und Wäscher (Variante V5) favorisiert, da es von allen betrachteten Varianten die meisten Vorteile und die wenigsten Nachteile bietet (vgl. Tabelle 6.1) und außerdem die niedrigsten spezifischen Betriebsmittelkosten bezogen auf die Abfallmenge verursacht (vgl. Tabelle 6.3).
Durch eine Kombination des SNCR-Verfahrens mit dem LOTOX®-Verfahren erhält man ein zweistufiges DeNO$_x$-Verfahren, dass mehrere Optionen für die Regelung der NO$_x$-Emissionsminderung bietet. Außerdem ist dadurch die Nachrüstung bzw. Aufwertung einer SNCR-Anlage bei Bestandsanlagen möglich, um so die Einhaltung der zukünftigen NO$_x$-Emissionsanforderungen (auch im Hinblick auf die Anforderungen an die RGR bei einer optionalen CO$_2$-Abscheidung) gewährleisten zu können.

Abgeleitet aus den Ergebnissen der Bilanzierung konnten auch die CO$_2$-Kosten für die Freisetzung bzw. Aufnahme der betrachteten Verfahrenskonzepte ermittelt werden.
Die freigesetzten CO$_2$-Mengen bei der Abgasreinigung mit Natriumhydrogencarbonat (Variante V2 bis V4) sind trotz der niedrigeren spezifischen CO$_2$-Emissionen bei der Herstellung in der gesamten Bilanzgrenze höher als die der kalkbasierten Verfahren. Dies spiegelte sich auch dementsprechend in der angestellten Kostenbetrachtung für drei unterschiedliche Preisniveaus für die CO$_2$-Zertifikate (50, 100 und 200 €/t$_{CO2}$) wider.
Jedoch muss berücksichtigt werden, dass für Abfallverbrennungsanlagen bislang nur im nationalen Emissionshandel (BEHG - Brennstoffemissionshandel) Kosten für die CO$_2$-Emissionen entstehen und im nationalen Emissionshandel die Emissionen aus den Additiven der Abgasreinigung nicht berücksichtigt werden müssen bzw. bei einer Messung am Kamin sogar abgezogen werden dürfen. Dahingegen werden im europäischen Emissionshandel die direkten Emissionen der Anlagen berücksichtigt, entsprechend gelten die ermittelten Kosten. Allerdings ist die mögliche Überführung der Abfallverbrennung in den europäischen Emissionshandel bislang noch nicht endgültig geklärt, ebenso sind die Berichtspflichten und entsprechend auch die Konzepte zur CO$_2$-Erfassung noch nicht abschließend bekannt.

8. Literatur

[1.1] Endbericht: Vergleichende ökologische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung
Erstellt für: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie, Köln
Erstellt durch: Technische Universität München, Lehrstuhl für Rohstoff- und Energietechnologie, Straubing; ATZ Entwicklungszentrum, Sulzbach-Rosenberg; Juli 2009

[1.2] Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung
Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK)
Autoren: Prof. Dr.-Ing. Michael Beckmann, Technische Universität Dresden (TUD), Institut für Energietechnik; Dipl.-Ing. Rudi Karpf, Dipl.-Ing. Volker Dütge, ete.a Ingenieurgesellschaft für Energie- und Umweltengineering & Beratung mbH; April 2010

[2.1] siehe [1.2]

[2.2] Solvay GmbH [Hrsg.]
Broschüre: SOLVAir® Solutions – Luftreinhaltung – Nachhaltiges Recycling
Solvay S.A.; Brüssel; 2014

[2.3] Verein Deutscher Ingenieure e.V. [Hrsg.]
VDI 3927 Blatt 1:2015-11 Abgasreinigung – Minderung von Schwefeloxiden, Stickstoffoxiden und Halogeniden aus Abgasen von Verbrennungsprozessen (Rauchgasen); Beuth Verlag GmbH; Berlin; 2015

[2.4] Peter Quicker, Martin Rotheut, Uwe Athmann, Marc Schulten
Abgasreinigung mit Natriumhydrogencarbonat – Analyse und Bewertung –
In: Karl J. Thomé-Kozmiensky, Michael Beckmann; Energie aus Abfall, Band 10; TK-Verlag Karl Thomé-Kozmiensky; Neuruppin; 2013

[2.5] Rüdiger Margraf
Vortrag: $Ca(OH)_2$ / CaO oder $NaHCO_3$ – Auswahl der verfahrenstechnischen Lösung gezeigt an Fallbeispielen
4. Potsdamer Fachtagung: Optimierungen in der thermischen Abfall- und Reststoffbehandlung – Perspektiven und Möglichkeiten; Potsdam, 22./23. Februar 2007

[2.6] M. Barth, R. Beck, H. Fahlenkamp, J. Gilg, K. Hüllen, T. Kahlert, G. Mittelbach, C. Quitteck, E. Werker
Umweltschutz – Reinhaltung der Luft
In: Fritz Adrian, Christian Quittek, Eberhard Wittchow; Fossil beheizte Dampfkraftwerke; Handbuchreihe Energie, Band 6; Technischer Verlag Resch, Gräfeling; Verlag TÜV Rheinland GmbH, Köln; 1986

[2.7] Sebastian Jell, Heinz-Dieter Obermeyer, Michael Schindhelm, Johann Kaltenegger, Peter Baj, Axel Hanenkamp, Max Schönsteiner, Ulrich Martin
SNCR und Niedertemperatur-Oxidation – eine innovative Kombination zur Reduktion von Stickoxiden
In: Stephanie Thiel, Elisabeth Thomé-Kozmiensky, Peter Quicker, Alexander Gosten; Energie aus Abfall, Band 19; Thomé-Kozmiensky Verlag GmbH; Neuruppin; 2022

[2.8] Robert Groebe, Stephanie Domanski, Jens Gebhardt
NO_x reduction in a hazardous waste treatment plant via ozone injection and caustic wet scrubbing
Chem. Ing. Tech. 2021, 93, No. 3, 340-343; Wiley-VCH GmbH

[2.9] Jochen Oexmann, Alfons Kather
Post-Combustion CO_2-Abtrennung in Kohlekraftwerken – Rauchgaswäschen mit chemischen Lösungsmitteln; VGB PowerTech, 1/2, 2009

[4.1] siehe [1.2]

[5.1] Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie (BVK)
Kennzahlen der Kalkhydratherstellung (unveröffentlicht); 2007

[5.2] Gesamt-Emissions-Modell Integrierter Systeme (GEMIS)
Herstellung von Soda; 2007

[5.3] Bundesamt für Energiewirtschaft (BEW) [Hrsg.]
R. Frischknecht [u.a.]
Ökoinventare von Energiesystemen: Grundlagen für den ökologischen Vergleich von Energiesysremen und den Einbezug von Energiesystemen in Ökobilanzen für die Schweiz; Projekt- und Studienfonds der Elektrizitätswirtschaft (PSEL); 3. Aufl. 1996

[5.4] siehe [1.1]

[5.5] Ministerio de Fomento [Hrsg.]
Observatorio de Costes del Transporte de Mercancías por Carretera; Juli 2019

[5.6] Andre Kranke
So ermitteln Sie den CO_2-Fußabdruck
In: VerkehrsRUNDSCHAU Spezial – CO_2-Berechnung; Das Sonderheft zur Ermittlung von Treibhausgas-Emissionen in der Logistik; 2011

[7.1] siehe [1.2]

9. Anhang

Anhang 1 Verbrennungsrechnung (VBR) für den Abfallbrennstoff (1 Seite)

Anhang 2 Rauchgaszusammensetzung (RGZ) gemäß VBR (1 Seite)

Verbrennungsrechnung für feste und flüssige Brennstoffe (VBR)

Lufttemperatur	t_L =	20	°C	Sättigungsdruck	$p_{S,L}$ =	23,39	mbar(a)	$\dot{m}$(Brs) =	25	t/h
relative Luftfeuchte	φ_L =	60	%	absolute Feuchte	F_L =	1,40	Vol.-% H_2O	λ =	1,7320	
Luftdruck	p_L =	1.000	mbar(a)	Beladung	x_L =	8,855	g H_2O/kg tr.L	$n_{Konv}(NO_x)$ =	5	% NO_x zu NO_2

Luftzusammensetzung

	Volumenanteile			Massenanteile							
N_2 (Stickstoff)	$y(N_2)_{LT}$ =	0,78111	m^3_N/m^3_N	$x(N_2)_{LT}$ =	0,755425	kg/kg	$y(H_2O)_{LT}$ =	0,01424	m^3_N/m^3_N	$v(L)_o$ =	3,1473	m^3_N f.L/kg Brs
O_2 (Sauerstoff)	$y(O_2)_{LT}$ =	0,20938	m^3_N/m^3_N	$x(O_2)_{LT}$ =	0,231417	kg/kg	$x(H_2O)_{LT}$ =	0,008855	kg/kg	$v(H_2O)_o$ =	0,8155	m^3_N H_2O/kg Brs
Ar (Argon + Neon)	$y(Ar)_{LT}$ =	0,00918	m^3_N/m^3_N	$x(Ar)_{LT}$ =	0,012653	kg/kg	$H_{u,Brs}$ =	3,194	kWh/kg	$v(RG)_o$ =	3,8028	m^3_N f.RG/kg Brs
CO_2 (Kohlendioxid)	$y(CO_2)_{LT}$ =	0,00033	m^3_N/m^3_N	$x(CO_2)_{LT}$ =	0,000505	kg/kg	$H_{u,Brs}$ =	11,500	MJ/kg	$v(H_2O)$ =	0,8478	m^3_N H_2O/kg Brs

Komponente	Anteil [Ma.-%]	$v(O_2)_o$ [m^3_N/kg Brs]	$v(L)_{oT}$ [m^3_N/kg Brs]	$v(CO_2)_o$ [m^3_N/kg Brs]	$v(SO_2)$ [m^3_N/kg Brs]	$v(N_2)_o$ [m^3_N/kg Brs]	$v(Ar)_o$ [m^3_N/kg Brs]	v(HCl) [m^3_N/kg Brs]	v(HF) [m^3_N/kg Brs]	$v(RG)_{oT}$ [m^3_N/kg Brs]	$v(H_2O)_B$ [m^3_N/kg Brs]	$v(RG)_{oB}$ [m^3_N/kg Brs]
C (Kohlenstoff)	28,253	0,5267	2,5156	0,5245	0,0000	1,9650	0,0231	0,0000	0,0000	2,5125	0,0000	2,5125
H (Wasserstoff)	4,089	0,2259	1,0787	0,0004	0,0000	0,8426	0,0099	0,0000	0,0000	0,8529	0,4546	1,3075
O (Sauerstoff)	14,870	-0,1041	-0,4970	-0,0002	0,0000	-0,3882	-0,0046	0,0000	0,0000	-0,3929	0,0000	-0,3929
N (Stickstoff)	0,542	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0043	0,0000	0,0000	0,0000	0,0043	0,0000	0,0043
S (Schwefel)	0,171	0,0012	0,0057	0,0000	0,0012	0,0045	0,0001	0,0000	0,0000	0,0057	0,0000	0,0057
Cl (Chlor)	0,767	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0048	0,0000	0,0048	-0,0024	0,0024
F (Fluor)	0,007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000
A (Asche)	25,651	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
W (Wasser)	25,650	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,3191	0,3191
Summe	100	0,6497	3,1031	0,5247	0,0012	2,4282	0,0285	0,0048	0,0001	2,9874	0,7713	3,7587

$v(O_2)$ [m^3_N/kg Brs]	$v(L)_T$ [m^3_N/kg Brs]	v(L) [m^3_N/kg Brs]	$v(CO_2)$ [m^3_N/kg Brs]	$v(SO_2)$ [m^3_N/kg Brs]	$v(N_2)$ [m^3_N/kg Brs]	v(Ar) [m^3_N/kg Brs]	v(HCl) [m^3_N/kg Brs]	v(HF) [m^3_N/kg Brs]	$v(RG)_T$ [m^3_N/kg Brs]	$v(RG)_B$ [m^3_N/kg Brs]	v(RG) [m^3_N/kg Brs]
0,4756	5,3745	5,4511	0,5254	0,0012	4,2024	0,0493	0,0048	0,0001	5,2588	6,0301	6,1067

$\mu(O_2)$ [kg/kg Brs]	$\mu(L)_T$ [kg/kg Brs]	$\mu(L)$ [kg/kg Brs]	$\mu(CO_2)$ [kg/kg Brs]	$\mu(SO_2)$ [kg/kg Brs]	$\mu(N_2)$ [kg/kg Brs]	μ(Ar) [kg/kg Brs]	μ(HCl) [kg/kg Brs]	μ(HF) [kg/kg Brs]	$\mu(RG)_T$ [kg/kg Brs]	$\mu(RG)_B$ [kg/kg Brs]	μ(RG) [kg/kg Brs]
0,6796	6,9490	7,0105	1,0387	0,0034	5,2549	0,0879	0,0079	0,0001	7,0725	7,6925	7,7540

Q_{Brs} =	79,859	MW	Beladung x =	96,4	g H_2O/kg tr.RG	$k_T(S)_{RG}$ =	100,0	% von S_{Brs}	(Transferkoeffizient für Schwefel)
$\dot{m}$(Brs) =	25,000	t/h	abs. Feuchte F =	13,883	Vol.-% H_2O	$n_{Konv}(SO_x)$ =	0,5	% SO_x zu SO_3	
$\dot{m}$(Brs) =	6,944	kg/s	CO_2-Gehalt (tr.) =	9,989	Vol.-% CO_2	Säuretaupunkt t_{s-S} =	119,1	°C	(Berechnung nach PIERCE)
$\dot{V}_{i.N.}(L)_{tr.}$ =	134.363	m^3_N tr.L/h	O_2-Gehalt (tr.) =	9,035	Vol.-% O_2	Flugasche/Gesamtstaub			
$\dot{V}_{i.N.}(L)_{f.}$ =	136.277	m^3_N f.L/h	HCl-Gehalt (tr.) =	1.500	mg HCl/m^3_N tr.RG	FA-Gehalt (tr.) =	2.500	mg FA/m^3_N tr.RG	
$\dot{V}_{i.N.}(RG)_{tr.}$ =	131.471	m^3_N tr.RG/h	HF-Gehalt (tr.) =	14	mg HF/m^3_N tr.RG	$\gamma(FA)_A$ =	5,125	Ma.-%	
$\dot{V}_{i.N.}(RG)_{f.}$ =	152.666	m^3_N f.RG/h	SO_x-Gehalt (tr.) =	650	mg SO_2/m^3_N tr.RG	$\dot{m}$(FA) =	328,7	kg FA/h	
$\dot{m}(RG)_{tr.}$ =	176.814	kg tr.RG/h	SO_3-Gehalt (tr.) =	4	mg SO_3/m^3_N tr.RG	Quecksilber			
$\dot{m}(RG)_{f.}$ =	193.850	kg f.RG/h	CO-Gehalt (tr.) =	30	mg CO/m^3_N tr.RG	Hg-Gehalt (tr.) =	500	µg Hg/m^3_N tr.RG	
			NO_x-Gehalt (tr.) =	400	mg NO_2/m^3_N tr.RG	$\dot{m}$(Hg) =	65,7	g Hg/h	

Rauchgaszusammensetzung

Komponente	$\dot{V}$(i) [m^3_N/h]	$\dot{m}$(i) [kg/h]	$\dot{n}$(i) [kmol/h]	γ_V(i) [Vol.-%]	γ_m(i) [Ma.-%]	γ_n(i) [Mol-%]
N_2 (Stickstoff)	105.048	131.356	4.689,0	68,809	67,761	68,771
O_2 (Sauerstoff)	11.878	16.974	530,5	7,780	8,756	7,780
H_2O (Wasserdampf)	21.195	17.037	945,7	13,883	8,789	13,870
CO_2 (Kohlendioxid)	13.132	25.962	589,9	8,602	13,393	8,652
Ar (Argon + Neon)	1.233	2.198	55,1	0,808	1,134	0,808
CO (Kohlenmonoxid)	3,154	3,944	0,1408	2,066E-03	2,035E-03	2,065E-03
HCl (Chlorwasserstoff)	120,311	197,202	5,4086	7,881E-02	1,017E-01	7,932E-02
HF (Fluorwasserstoff)	2,064	1,843	0,0921	1,352E-03	9,507E-04	1,351E-03
SO_2 (Schwefeldioxid)	29,042	84,983	1,3265	1,902E-02	4,384E-02	1,946E-02
SO_3 (Schwefeltrioxid)	0,146	0,534	0,0067	9,568E-05	2,753E-04	9,777E-05
NO (Stickstoffmonoxid)	24,313	32,585	1,0859	1,593E-02	1,681E-02	1,593E-02
NO_2 (Stickstoffdioxid)	1,258	2,629	0,0572	8,239E-04	1,356E-03	8,383E-04
trockene RG-Menge	131.472	176.814	5.872,6	100	100	100
feuchte RG-Menge	152.667	193.850	6.818,3			

Kennwerte der Verbrennungsrechnung

Mindestsauerstoffbedarf	$v(O_2)_o$ =	0,6497	m^3_N O_2/kg Brs
Mindestluftbedarf (trocken)	$v(L)_{oT}$ =	3,1031	m^3_N tr.L/kg Brs
Mindestluftbedarf (feucht)	$v(L)_o$ =	3,1473	m^3_N f.L/kg Brs
tatsächlicher Luftbedarf (trocken)	$v(L)_T$ =	5,3745	m^3_N tr.L/kg Brs
tatsächlicher Luftbedarf (feucht)	v(L) =	5,4511	m^3_N f.L/kg Brs
Mindestrauchgasvolumen (trocken)	$v(RG)_{oT}$ =	2,9874	m^3_N tr.RG/kg Brs
Mindestrauchgasvolumen (feucht)	$v(RG)_o$ =	3,8028	m^3_N f.RG/kg Brs
tatsächliches Rauchgasvolumen (trocken)	$v(RG)_T$ =	5,2588	m^3_N tr.RG/kg Brs
tatsächliches Rauchgasvolumen (feucht)	v(RG) =	6,1067	m^3_N f.RG/kg Brs
Rauchgas-Luft-Verhältnis (trocken)	φ_{VT} =	0,9627	m^3_N tr.RG/m^3_N tr.L
Rauchgas-Luft-Verhältnis (feucht)	φ_V =	1,2083	m^3_N f.RG/m^3_N f.L
maximaler CO_2-Gehalt (trocken)	$\hat{y}(CO_2)_T$ =	17,563	Vol.-% CO_2
maximaler SO_2-Gehalt (trocken)	$\hat{y}(SO_2)_T$ =	0,039	Vol.-% SO_2

Rauchgaszusammensetzung

Hauptbestandteile	Vol.-Anteile (bez. auf f.RG)	$\gamma_v(i)_{tr.}$ [Vol.-%] (tr.)	$\gamma_v(i)_{f.}$ [Vol.-%] (f.)
N_2 (Stickstoff)	**68,808**	**79,901**	**68,808**
O_2 (Sauerstoff)	**7,780**	**9,035**	**7,780**
H_2O (Wasserdampf)	**13,883**	**0,000**	**13,883**
CO_2 (Kohlendioxid)	**8,602**	**9,989**	**8,602**
Ar (Argon + Neon)	**0,809**	**0,939**	**0,809**
Schadstoffe	[mg/m³$_N$ tr.RG]	[ppm] (tr.)	[ppm] (f.)
CO (Kohlenmonoxid)	**30**	**24**	**21**
HCl (Chlorwasserstoff)	**1.500**	**915**	**788**
HF (Fluorwasserstoff)	**14**	**16**	**14**
SO_x (Schwefeloxide, als SO_2)	**650**	**222**	**191**
NO_x (Stickstoffoxide, als NO_2)	**400**	**191**	**165**
NH_3 (Ammoniak)	**0**	**0**	**0**
FA (Flugasche/Gesamtstaub)	**2.500**		
Hg (Quecksilber gesamt, als Hg)	**0,500**		

SO_x-Konvertierung	**0,5**	% SO_x zu SO_3
NO_x-Konvertierung	**5**	% NO_x zu NO_2

Rauchgasbezug **tr.** **f.** feucht

Rauchgasnormvolumenstrom	$\dot{V}_{i.N.}(RG)_{f.}$ =	**152.667**	m³$_N$ f.RG/h
trockene RG-Menge	$\dot{V}_{i.N.}(RG)_{tr.}$ =	**131.472**	m³$_N$ tr.RG/h
feuchte RG-Menge	$\dot{V}_{i.N.}(RG)_{f.}$ =	**152.667**	m³$_N$ f.RG/h

RGZ-Bilanz

Rauchgaskomponente	$\Delta\dot{V}(i)$ [m³$_N$/h]	$\Delta\dot{m}(i)$ [kg/h]	$\Delta\dot{n}(i)$ [kmol/h]
N_2 (Stickstoff)	**105.047**	**131.354**	**4.689,0**
O_2 (Sauerstoff)	**11.878**	**16.974**	**530,5**
H_2O (Wasserdampf)	**21.195**	**17.037**	**945,7**
CO_2 (Kohlendioxid)	**13.132**	**25.962**	**589,9**
Ar (Argon + Neon)	**1.235**	**2.200**	**55,1**
CO (Kohlenmonoxid)	**3,2**	**3,9**	**0,141**
HCl (Chlorwasserstoff)	**120,3**	**197,2**	**5,409**
HF (Fluorwasserstoff)	**2,1**	**1,8**	**0,092**
SO_2 (Schwefeldioxid)	**29,0**	**85,0**	**1,327**
SO_3 (Schwefeltrioxid)	**0,1**	**0,5**	**0,007**
NO (Stickstoffmonoxid)	**24,3**	**32,6**	**1,086**
NO_2 (Stickstoffdioxid)	**1,3**	**2,6**	**0,057**
NH_3 (Ammoniak)	**0,0**	**0,0**	**0,000**
trockene RG-Menge	**131.472**	**176.814**	**5.872,6**
feuchte RG-Menge	**152.667**	**193.851**	**6.818,3**

FA (Flugasche/Gesamtstaub)	$\dot{m}$(FA) =	**328,7**	kg FA/h
	c(FA) =	**2.500**	mg FA/m³$_N$ tr.RG
Hg (Quecksilber gesamt)	$\dot{m}$(Hg) =	**65,7**	g Hg/h
	c(Hg) =	**500**	µg Hg/m³$_N$ tr.RG