Beckmann, M; Wen, T.: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Abgasreinigung. In: Thomé-Kozmiensky, K. J.; Beckmann, M. (Hrsg.): Energie aus Abfall - Band 8. Neuruppin: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, S. 583-631. ISBN 978-3-935317-60-3

Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Abgasreinigung

Michael Beckmann, Rudi Karpf, Volker Dütge und Tao Wen

1. Einleitung 584
1.1. Zielsetzung des Projekts 585
1.2. Aufgabenstellung 585
1.3. Auslegungsdaten 585
1.3.1. Leistungsgrenze von einstufigen Trockensorptionsverfahren 585
1.3.2. Anlagenkenndaten 586
1.3.3. Brennstoffzusammensetzung 586
1.3.4. Verbrennungsrechnung 587
1.3.5. Abgaszusammensetzung 589
1.3.6. Emissionsgrenzwerte 589
2. Auswahl und Beschreibung der Verfahrenskonzepte 590
2.1. Diskussion der Konzeptvorschläge des ökologischen Gutachtens 590
2.2. Optimierung der Verfahrenskonzepte des ökologischen Gutachtens 591
2.3. Kriterien und Rahmenbedingungen für die Konzeptauswahl 594
2.4. Darstellung der Konzeptvarianten 600
2.4.1. Variante V1: KTS mit Kalkhydrat und SCR-Verfahren 600
2.4.2. Variante V2: TSV mit Bicarbonat und SCR-Verfahren 601
2.4.3. Variante V3: KTS mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren 602
2.4.4. Variante V4: TSV mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren 603
3. Gegenüberstellung und Bewertung der Verfahrenskonzepte 604
3.1. Massen- und Energiebilanzen 604
3.1.1. Abgasentstickung mit dem SNCR-Verfahren 604
3.1.2. Abgasentstickung mit dem SCR-Verfahren 605
3.1.3. Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat 605
3.1.4. Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat 608
3.1.5. Beispiel für eine Bilanzierung nach VDI 3460 Blatt 2 610
3.1.6. Bilanzierung der ausgewählten Konzeptvarianten 611

3.2. Ermittlung der Investitions- und Betriebsmittelkosten 622
3.2.1. Investitionskosten 622
3.2.2. Betriebsmittelkosten 622
3.2.3. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung 623
3.2.4. Preissensitivität und Kostentendenzen 624
3.3. Bewertung der Verfahrenskonzepte aus energiewirtschaftlicher Sicht 625
4. Zusammenfassung 626
5. Literatur 628
6. Symbolverzeichnis 628

1. Einleitung

Im Bereich der Umwelttechnik und insbesondere in der Abgasreinigung werden Kalkprodukte seit langem erfolgreich zur Abscheidung von sauren Schadgasen wie Chlorwasserstoff (HCl), Fluorwasserstoff (HF) und Schwefeldioxid (SO_2) eingesetzt.

Bei den Trockensorptionsverfahren konkurriert das Calciumhydroxid bzw. Kalkhydrat ($Ca(OH)_2$) mit Natriumhydrogencarbonat ($NaHCO_3$), einem weiteren Reagenz für die trockene chemisorptive Schadstoffabscheidung.

Natriumhydrogencarbonat (nach alter Nomenklatur: Natriumbicarbonat; daher vereinfacht als Bicarbonat bezeichnet) benötigt eine höhere Reaktionstemperatur als Kalkhydrat, weshalb es sehr häufig mit einer Wärmeauskopplung kombiniert wird. Daraus abgeleitet wird das Bicarbonat als das energie- und ressourcenschonendere Additiv dargestellt.

Aus diesem Grund wurde vom Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie (BVK) bereits ein ökologisches Gutachten [1] über den Einsatz von Kalkhydrat und Bicarbonat in Abgasreinigungsverfahren in Auftrag gegeben. In diesem Gutachten wurden neben dem Abgasreinigungsbetrieb auch der Herstellungsprozess und die Entsorgung der Reststoffe für die vergleichende ökologische Betrachtung der beiden Additive berücksichtigt.

Um eine ganzheitliche Bewertung und Gegenüberstellung zu erhalten, wird das ökologische Gutachten durch eine vergleichende ökonomische Betrachtung der beiden Additive ergänzt. Die argumentative Darstellung von Vor- und Nachteilen erfolgt hierbei aus objektiver Sicht.

Die Ergebnisse von Energie- und Massenbilanzen sind für die betrachteten Abgasreinigungskonzepte jedoch nur dann übertragbar, wenn vergleichbare Kriterien und Rahmenbedingungen vorliegen. Deshalb wird die vergleichende Bewertung und Gegenüberstellung von Kalkhydrat und Bicarbonat auf den Einsatz in einstufigen Trockensorptionsverfahren beschränkt.

Die Leistungsgrenze der einstufigen Verfahrenskonzepte wird durch die maximal zulässige HCl- und SO_2-Rohgasbelastung bestimmt, wobei die HCl-Belastung aufgrund der meist höheren Rohgaskonzentration i.d.R. als Führungsgröße dient. Bei der Spezifizierung der Auslegungsdaten wird die Leistungsgrenze berücksichtigt.

1.1. Zielsetzung des Projekts

Da für eine ganzheitliche Bewertung und Gegenüberstellung eine Bilanzierung der betrachteten Verfahrenskonzepte sowohl aus ökologischer Sicht als auch aus ökonomischer Sicht erforderlich ist, hat der Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie (BVK) ergänzend zum vorliegenden ökologischen Gutachten eine entsprechende ökonomische Studie in Auftrag gegeben.

Bei der ökonomischen Bilanzierung werden in Anlehnung an das ökologische Gutachten die Herstellung der Additive (hier jedoch nur durch die Reagenzkosten), der Abgasreinigungsbetrieb und die Reststoffentsorgung berücksichtigt.

Durch die vergleichende ökonomische Gegenüberstellung sollen analog zum ökologischen Gutachten folgende Fragen beantwortet werden:

- Welches Additiv ist unter den gegebenen Rahmenbedingungen ökonomisch sinnvoller?
- Welche Rahmenbedingungen beeinflussen das Ergebnis?
- Wie sind die Ergebnisse in Bezug auf andere Anlagenkonfigurationen zu betrachten?
- Welche Handlungsempfehlungen zur Beurteilung des Einsatzes der beiden Additive lassen sich ableiten?

1.2. Aufgabenstellung

Das bereits vorliegende ökologische Gutachten soll durch eine vergleichende ökonomische Betrachtung ergänzt werden.

Die für die Vergleichsmöglichkeit der Ergebnisse erforderliche Definition von Systemgrenzen erfolgt in Anlehnung an das ökologische Gutachten. Dabei wird der Einfluss der Abgasentstickung mit dem SCR- und dem SNCR-Verfahren auf die Anlagenkonfiguration bei der Konzeptauswahl berücksichtigt.

Die ökonomische Bewertung und Gegenüberstellung der ausgewählten Verfahrenskonzepte soll anhand von Massen- und Energiebilanzen vorgenommen werden, die auf den typischen Auslegungsdaten für eine moderne Abfallverbrennungsanlage mit einstufiger trockener bzw. quasitrockener Abgasreinigung basieren.

1.3. Auslegungsdaten

1.3.1. Leistungsgrenze von einstufigen Trockensorptionsverfahren

Abfall ist ein heterogener Brennstoff, der sich aus einzelnen, weiter differenzierbaren Abfallfraktionen (z.B. Papier, Kunststoffe, Glas, Metalle usw.) zusammensetzt. Durch die zunehmende mechanische und biologische Vorbehandlung und

Aufbereitung des Abfalls mit Separierung der Stör-, Problem- und Wertstoffe hat sich der durchschnittliche Heizwert H_u des Abfalls in den letzten Jahrzehnten ständig erhöht.

Die Anreicherung bzw. Separierung der heizwertreichen Abfallfraktionen (v.a. Kunststoffe) hat jedoch auch eine Aufkonzentration bestimmter Schadstoffe insbesondere von Chlor zur Folge. Infolgedessen beträgt der Chlorgehalt bei Ersatzbrennstoffen (EBS) teilweise bis zu 1 bis 3 Ma.-% (i.roh). In Ausnahmefällen kann der Chlorgehalt in EBS sogar auf bis zu 5 Ma.-% (i.roh) ansteigen.

Die höheren Chlorgehalte im Abfallbrennstoff verursachen einen Anstieg der Chlorwasserstoffemissionen in Abgasen aus der Abfallverbrennung. Hierdurch steigen auch die Anforderungen an die Abgasreinigung vor allem in Bezug auf die erforderliche HCl-Abscheideleistung und die Minimierung der Betriebskosten.

Betriebserfahrungen haben gezeigt, dass ab einer bestimmten Rohgasbelastung die Abscheideleistung von einstufigen Trockensorptionsverfahren so stark absinkt, dass die Einhaltung der vom Gesetzgeber vorgeschriebenen HCl-Emissionsgrenzwerte aus verfahrenstechnischen Gründen nicht mehr garantiert werden kann. Wegen der unverhältnismäßig hohen Verbrauchswerte und den damit verbundenen hohen Betriebskosten, die für eine entsprechende Abscheideleistung erforderlich wären, wird der Betrieb eines einstufigen Trockensorptionsverfahrens mit ansteigender HCl-Rohgasbelastung zunehmend unwirtschaftlich.

Die Leistungsgrenze für einstufige Trockensorptionsverfahren liegt nach Angaben der Fa. Von Roll Inova bei einer Rohgasbelastung von etwa 2.500 mg HCl/m^3_N tr. RG. Dieser Wert sinkt auf etwa 1.600 mg HCl/m^3_N tr. RG, wenn man zusätzlich die Reststoffentsorgungskosten (Preisniveau Deutschland) berücksichtigt. Bei höheren HCl-Rohgaswerten ist der Betrieb einer zusätzlichen Abgasreinigungsstufe effizienter und wirtschaftlicher [2].

1.3.2. Anlagenkenndaten

Als Grundlage für die Spezifizierung der Auslegungsdaten dienen die Prozessdaten in [3]. Fehlende Angaben zu den Anlagenkenndaten sowie zu der Brennstoff- und Abgaszusammensetzung in [3] werden durch typische Eckdaten moderner Abfallverbrennungsanlagen vergleichbarer Größe ergänzt oder aus den Prozessdaten berechnet.

1.3.3. Brennstoffzusammensetzung

Da in [3] lediglich der nominale Heizwert jedoch keine Zusammensetzung des Abfalls angegeben wird, dienen die Angaben in [3] für die durchschnittliche elementare Restabfallzusammensetzung als Basis für die Ermittlung der Brennstoffzusammensetzung.

Die Massenanteile der Brennstoffkomponenten Schwefel und Chlor werden hierbei durch eine Massenbilanzierung aus den in [3] vorgegebenen Werten für die trockene Abgasmenge und die Schadstoffkonzentrationen ermittelt.

Tabelle 1: Anlagenkenndaten

Parameter	Einheit	Betrag
Jahreskapazität	t/a	200.000
Verfügbarkeit (Reisezeit)	h/a	8.000
Anzahl der Verbrennungslinien	–	1
Verbrennungsleistung	t/h	25
thermische Leistung	MW	80
Abfallheizwert H_u (i.roh), nom	MJ/kg	11,5
Abfallheizwert H_u (i.roh), min/max	MJ/kg	7 / 16
Kesselwirkungsgrad	%	85,1
elektrischer Wirkungsgrad	%	20
Dampfmenge	t/h	80
Dampftemperatur	°C	400
Dampfdruck	bar(a)	40
Kondensatordruck	bar(a)	0,06
Abgasmenge (trocken, i.N.)	m^3_N tr. RG/h	131.472
Abgasmenge (feucht, i.N.)	m^3_N f. RG/h	152.668
Abgastemperatur nach Kessel	°C	200

Tabelle 2: Zusammensetzung des Abfallbrennstoffes (i.roh)

Brennstoffkomponente	Anteil Ma.-%
C (Kohlenstoff)	28,253
H (Wasserstoff)	4,089
O (Sauerstoff)	14,870
N (Stickstoff)	0,542
S (Schwefel)	0,171
Cl (Chlor)	0,767
F (Fluor)	0,007
A (Asche)	25,651
W (Wasser)	25,650

Der Wasseranteil errechnet sich aus dem nominalen Abfallheizwert. Durch die Festlegung des Wasseranteils wird maßgeblich die absolute Abgasfeuchte bestimmt, deren Betrag infolgedessen geringfügig von dem vorgegebenen Wert in [3] abweicht (siehe Abgaszusammensetzung).

1.3.4. Verbrennungsrechnung

Für die Verbrennungsrechnung (VBR) gelten folgende Randbedingungen:

- Die Luftüberschusszahl λ wird so berechnet, dass sich eine Übereinstimmung mit dem in [3] vorgegebenen trockenen Abgasvolumenstrom ergibt.
- Die Verbrennungsluft besitzt folgende Eigenschaften: Temperatur t_L = 20 °C, Luftdruck $p_{L,abs} = p_{amb}$ = 1.000 mbar und relative Feuchte φ_L = 60 %.
- Der Flugascheanteil an der gesamten Aschefraktion wird so berechnet, dass der Flugaschegehalt (FA) 2.500 mg FA/m^3_N tr. RG beträgt.

Tabelle 3: Ergebnisse der Verbrennungsrechnung für den spezifizierten Abfallbrennstoff (siehe Tabelle 2)

Parameter	Einheit	Betrag
Bruttofeuerungswärmeleistung	MW	80
Brennstoffmassenstrom	t/h	25
Luftüberschusszahl λ	–	1,732
spez. Luftbedarf (trocken)	m^3_N tr. L/kg Brs	5,3745
tats. Luftbedarf (trocken)	m^3_N tr. L/h	134.363
spez. Luftbedarf (feucht)	m^3_N f. L/kg Brs	5,4511
tats. Luftbedarf (feucht)	m^3_N f. L/h	136.278
spez. Abgasvolumen (trocken)	m^3_N tr. RG/kg Brs	5,2588
tats. Abgasvolumen (trocken)	m^3_N tr. RG/h	131.472
spez. Abgasvolumen (feucht)	m^3_N f. RG/kg Brs	6,1067
tats. Abgasvolumen (feucht)	m^3_N f. RG/h	152.668
Flugascheanteil[1]	Ma.-%	5,125
spez. Flugaschemenge	g FA/kg Brs	13,15
brennstoffspez. CO_2-Menge	kg CO_2/kg Brs	1,0385
energiespez. CO_2-Menge	kg CO_2/kWh	0,3251
Heizwert (i.roh)	MJ/kg/kWh/kg	11,500/3,194
Heizwert (i.wf)	MJ/kg/kWh/kg	16,310/4,531
Heizwert (i.waf)	MJ/kg/kWh/kg	24,901/6,917

[1] Anteil der Flugasche an der gesamten Aschefraktion

Tabelle 4: Abgaszusammensetzung vor SNCR nach Verbrennungsrechnung (VBR)

Abgaskomponente	Konzentration	Massenstrom	spez. Menge
(Hauptbestandteile)[1]	Vol.-% (f.)	kg/h	kg/kg Brs
N_2 (Stickstoff)	68,808	131.352	5,2541
O_2 (Sauerstoff)	7,780	16.974	0,6790
H_2O (Wasserdampf)	13,884	17.037	0,6815
CO_2 (Kohlendioxid)	8,602	25.962	1,0385
Ar (Argon + Neon)	0,808	2.198	0,0879
Abgaskomponente	**Konzentration**	**Massenstrom**	**spez. Menge**
(Schadstoffe)[2]	mg/m^3_N tr. RG	kg/h	kg/t Brs
CO (Kohlenmonoxid)	30	3,9	0,1578
HCl (Chlorwasserstoff)	1.500	197,2	7,8883
HF (Fluorwasserstoff)	14	1,8	0,0736
SO_x (Schwefeloxide) als SO_2[3]	650	85,5	3,4183
NO_x (Stickoxide) als NO_2	400	52,6	2,1036
FA (Staub/Flugasche)	2.500	328,7	13,1472
Hg (Quecksilber)	0,5	0,066	0,0026
Cd + Tl (Cadmium und Thallium)	2,5	0,329	0,0131

[1] bezogen auf das feuchte Abgas
[2] bezogen auf das trockene Abgas im Normzustand bei 11 Vol.-% O_2
[3] bei einer Konversionsrate von 0,5% errechnet sich eine SO_3-Konzentration von 4 mg/m^3_N tr. RG

1.3.5. Abgaszusammensetzung

Aus der Verbrennungsrechnung lässt sich die Abgaszusammensetzung ermitteln. Für die Brennstoffkomponenten Chlor (Cl), Fluor (F) und Schwefel (S) wird dabei ein theoretischer Transferkoeffizient von 100 % angenommen. Dieser Wert weicht infolge der Komponenteneinbindung in Schlacke und Flugasche vom tatsächlichen Transferkoeffizient ab. Die aus der Verbrennungsrechnung resultierende Schadstoffbelastung entspricht aber dennoch praxisüblichen Abgaswerten aus der Abfallverbrennung.

Die Angaben der Abgaszusammensetzung beziehen sich auf das Abgas vor der Eindüsung des Ammoniakwassers für die Entstickung mit dem SNCR-Verfahren.

Durch die Eindüsung des Ammoniakwassers bei dem SNCR-Verfahren erfolgt eine Reduzierung der NO_x-Konzentration im Abgas von 400 auf 100 mg/m³$_N$ tr. RG.

Dabei entsteht durch den NH_3-Schlupf eine zusätzliche Schadstoffbelastung von etwa 10 bis 15 mg NH_3/m³$_N$ tr. RG.

1.3.6. Emissionsgrenzwerte

Für die Reingaskonzentrationen gelten die Emissionsgrenzwerte der 17. BImSchV (Stand: 31.01.2009).

Tabelle 5: Emissionsgrenzwerte nach 17. BImSchV (bezogen auf das tr. RG i.N. bei 11 Vol.-% O_2)

Schadstoff/Parameter	Einheit	TMW	HMW
Kohlenmonoxid (CO)	mg/m³$_N$	50	100
gasf. anorganische Chlorverbindungen als HCl	mg/m³$_N$	10	60
gasf. anorganische Fluorverbindungen als HF	mg/m³$_N$	1	4
Schwefeloxide (SO_x) als SO_2	mg/m³$_N$	50	200
Stickoxide (NO_x) als NO_2	mg/m³$_N$	200	400
Gesamtstaub	mg/m³$_N$	10	30
Quecksilber (Hg)	mg/m³$_N$	0,03	0,05
$\sum$ Cd + Tl	mg/m³$_N$	0,05	
$\sum$ As, Cd, Co, Cr + Benzo(a)pyren	mg/m³$_N$	0,05	
$\sum$ Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn	mg/m³$_N$	0,5	
Dioxine/Furane (PCDD/PCDF)	ng TE/m³$_N$	0,1	

TMW = Tagesmittelwert HMW = Halbstundenmittelwert TE = Toxizitätsäquivalente

Ab einer Feuerungswärmeleistung von 50 MW gilt für Stickoxide ein Jahresmittelwert von 100 mg NO_2/m³$_N$ tr. RG.

Im Hinblick auf den reduzierten Jahresmittelwert der zulässigen NO_x-Emissionen wird für die nachfolgenden Betrachtungen ein Tagesmittelwert von 100 mg NO_2/m³$_N$ tr. RG und ein Halbstundenmittelwert von 200 mg NO_2/m³$_N$ tr. RG festgelegt.

2. Auswahl und Beschreibung der Verfahrenskonzepte

2.1. Diskussion der Konzeptvorschläge des ökologischen Gutachtens

In dem ökologischen Gutachten werden die beiden nachfolgenden Anlagenkonfigurationen als Referenzszenarien für die ökologische Beurteilung der beiden Additive betrachtet. Die beiden Anlagenkonfigurationen unterscheiden sich hauptsächlich in dem erforderlichen Temperaturniveau für die Schadstoffabscheidung und nur geringfügig in der Anordnung der Abgasreinigungskomponenten.

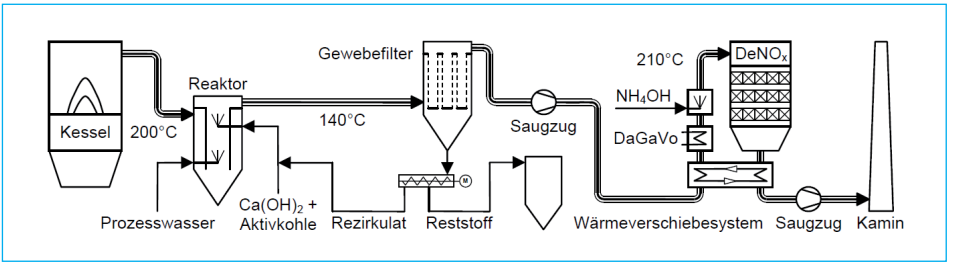


Bild 1: Variante 1: Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SCR-Verfahren (Referenzszenario der ökologischen BVK-Studie)

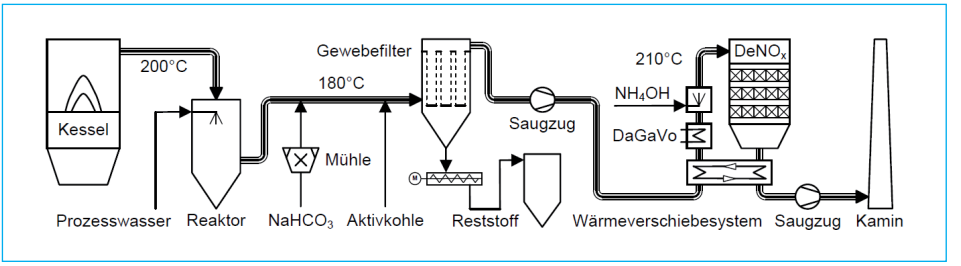


Bild 2: Variante 2: Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat und SCR-Verfahren (Referenzszenario der ökologischen BVK-Studie)

Die Gestaltung des Reaktors in Variante 1 ist charakteristisch für eine konditionierte Trockensorption mit dem CDAS-Verfahren (**C**onditioned **D**ry **A**bsorption **S**ystem). Die Entstickung erfolgt mit dem SCR-Verfahren (**S**elective **C**atalytic **R**eduction).

Die Anlagenkonfiguration von Variante 1 ist vergleichbar mit der des Müllkraftwerkes Schwandorf. Bei der Anlagenkonfiguration von Variante 2 ist der Aufbau der $DeNO_x$-Anlage von Variante 1 übernommen worden.

Der Reaktor fungiert bei Variante 2 ausschließlich als Sprühtrockner für die Prozesswasserentsorgung. Reagenz und Additiv werden im Gegensatz zu Variante 1 nicht als Gemisch mit rezirkuliertem Reststoff im Reaktor, sondern separat ohne Reststoffrezirkulation und direkt in den Abgaskanal eingedüst.

In dem ökologischen Gutachten erfolgt bei den als Alternativszenarien bezeichneten Anlagenkonfigurationen der beiden Varianten 3 und 4 die Abgasentstickung mit dem SNCR-Verfahren (**S**elective **N**on-**C**atalytic **R**eduction).

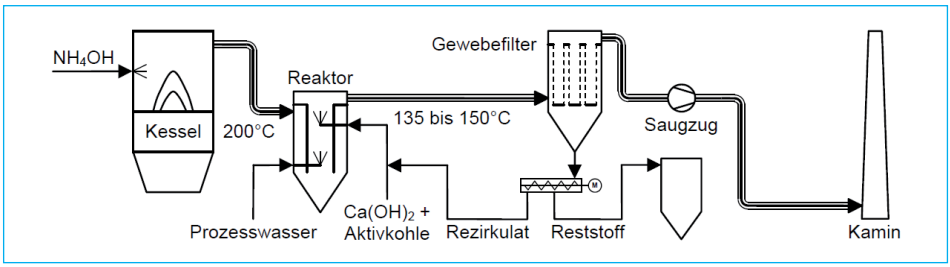


Bild 3: Variante 3: Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren (Alternativszenario der ökologischen BVK-Studie)

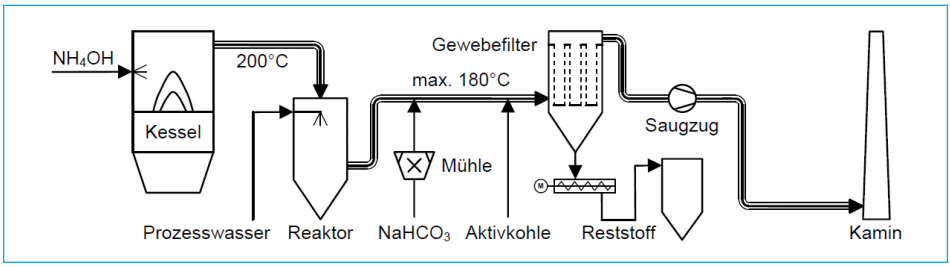


Bild 4: Variante 4: Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren (Alternativszenario der ökologischen BVK-Studie)

Die Abgastemperatur nach Kesselaustritt wird einheitlich auf 200 °C festgelegt. Bei allen vier Varianten besteht die Möglichkeit, je nach Prozessbedingungen, Prozesswasser einzusetzen.

Die Reaktionstemperatur beträgt bei der KTS mit Kalkhydrat 135 bis 150 °C (140 °C), um optimale Bedingungen für eine effektive Schadstoffabscheidung zu schaffen (die optimale relative Abgasfeuchte liegt hierbei zwischen 5 und 6 %).

Bei dem TSV mit Bicarbonat beträgt die Reaktionstemperatur max. 180 °C, um eine ausreichende Abscheidung von Quecksilber an der Aktivkohle zu gewährleisten.

2.2. Optimierung der Verfahrenskonzepte des ökologischen Gutachtens

Das ökologische Gutachten beinhaltet auch zwei Konzeptvorschläge für energieoptimierte Anlagenkonfigurationen. Hierbei wurde für die Abgasentstickung das SNCR-Verfahren gewählt, da deren Energieeigenbedarf aufgrund der überflüssigen Wiederaufheizung der Abgase (wie bei der Tail-End-SCR) erheblich niedriger ist.

Tabelle 6: Vor- und Nachteile der dargestellten Verfahrenskonzepte aus dem ökologischen Gutachten (Quelle: Referenz- und Alternativszenarien des ökologischen Gutachtens)

Konzept	Vorteile	Nachteile
Variante 1	• Prozesswassereinsatz möglich • verbesserte Reagenz- und Additivausnutzung durch eine Reststoffrezirkulation • effektive Hg-Abscheidung mit Aktivkohle bei niedriger Abgastemperatur bei $t_{RG} \leq 140$ °C) • geringere Saugzugleistung und Gewebefilterfläche durch den niedrigeren Abgasbetriebsvolumenstrom erforderlich (im Vergleich zu den Varianten 2 und 4) • Ausnutzung der Abgaswärme durch ein Wärmeverschiebesystem (WVS) • höhere NO_x-Abscheidegrade im Vergleich zum SNCR-Verfahren möglich	• Druckluftbedarf für die Wasserverdüsung erforderlich • erhöhter apparativer Aufwand durch den Einsatz eines separaten Reaktors für die Reagenz- und Additivdosierung und die Installation eines zweiten Saugzuges • höhere Reststoffmengen (im Vergleich zu den Varianten 2 und 4)
Variante 2	• Prozesswassereinsatz möglich • höhere NO_x-Abscheidegrade im Vergleich zum SNCR-Verfahren möglich • geringere Reststoffmengen (im Vergleich zu den Varianten 1 und 3)	• erschwerte Hg-Abscheidung mit Aktivkohle bei hoher Abgastemperatur (t_{RG} = max. 180 °C) • Anstieg der Saugzugleistung und der erforderlichen Gewebefilterfläche durch den höheren Abgasbetriebsvolumenstrom (im Vergleich zu den Varianten 1 und 3) • die Installation eines Wärmeverschiebesystems (WVS) hat aufgrund des hohen Temperaturniveaus bei der Abgasentstickung eine hohe Abgastemperatur vor Kamin zur Folge ($t_{RG} > 200$ °C)
Variante 3	• Prozesswassereinsatz möglich • verbesserte Reagenz- und Additivausnutzung durch eine Reststoffrezirkulation • effektive Hg-Abscheidung mit Aktivkohle bei niedriger Abgastemperatur (bei $t_{RG} \leq 140$ °C) • geringere Saugzugleistung und Gewebefilterfläche durch den niedrigeren Abgasbetriebsvolumenstrom erforderlich (im Vergleich zu den Varianten 2 und 4)	• Druckluftbedarf für die Wasserverdüsung erforderlich • erhöhter apparativer Aufwand durch den Einsatz eines separaten Reaktors für die Reagenz- und Additivdosierung • niedrigeres NO_x-Abscheidepotenzial im Vergleich zum SCR-Verfahren • mögliche Bildung von problematischen Ammoniumverbindungen durch den NH_3-Schlupf bei dem SNCR-Verfahren • höhere Reststoffmengen (im Vergleich zu den Varianten 2 und 4)
Variante 4	• Prozesswassereinsatz möglich • geringere Reststoffmengen (im Vergleich zu den Varianten 1 und 3)	• erschwerte Hg-Abscheidung mit Aktivkohle bei hoher Abgastemperatur (t_{RG} = max. 180 °C) • Anstieg der Saugzugleistung und der erforderlichen Gewebefilterfläche durch den höheren Abgasbetriebsvolumen-strom (im Vergleich zu den Varianten 1 und 3) • niedrigeres NO_x-Abscheidepotenzial im Vergleich zum SCR-Verfahren • mögliche Bildung von problematischen Ammoniumverbindungen durch den NH_3-Schlupf bei dem SNCR-Verfahren

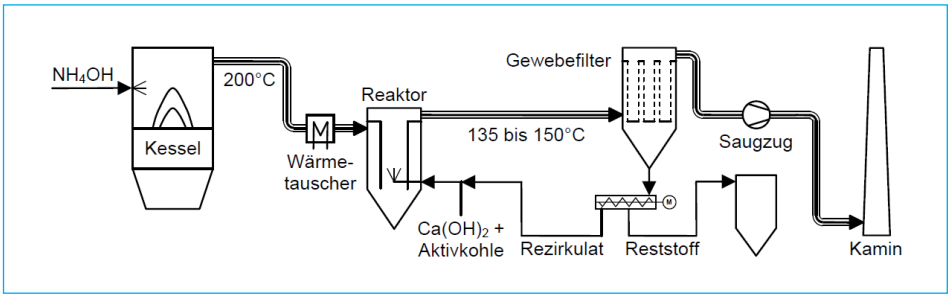


Bild 5: Variante 5: Energieoptimierte konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren (optimiertes Alternativszenario der ökologischen BVK-Studie)

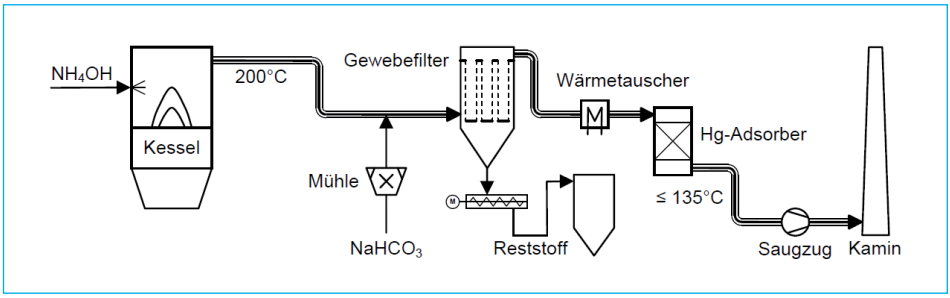


Bild 6: Variante 6: Energieoptimiertes Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren (optimiertes Alternativszenario der ökologischen BVK-Studie)

Bei der Variante 5 wird anstelle der Verdampfungskühlung (VDK) ein Wärmetauscher für die vollständige Abgasabkühlung auf 135 bis 150 °C (140 °C) eingesetzt.

Durch diesen Abkühlvorgang wird zwar die relative Abgasfeuchte φ erhöht aber nicht der optimale Bereich von 5 bis 6 % erreicht, der für eine effektive Schadstoffabscheidung mit Kalkhydrat erforderlich ist. Deshalb kann nur ein Teil des Temperaturgefälles für eine Wärmeauskopplung genutzt werden. Das verbleibende Temperaturgefälle muss jedoch so hoch sein, dass mit einer nachgeschalteten Verdampfungskühlung der optimale Bereich der relativen Abgasfeuchte erreicht werden kann.

Durch die vorangehende Abgasabkühlung im Wärmetauscher kann das Temperaturniveau des Abgases bereits so niedrig sein, dass eine vollständige Verdampfung des eingedüsten Wassers vor Gewebefilter nicht mehr gewährleistet ist.

Aus verfahrenstechnischer Sicht ist daher eine externe Befeuchtung von Reagenz, Additiv und Rezirkulat in einem separaten Mischer vor der Dosierung in den Abgasstrom effektiver. Außerdem reduziert sich zusätzlich der Druckluftbedarf, da die Wasserverdüsung mit Druckluft entfällt.

Bei der Variante 6 erfolgt die Quecksilberabscheidung hinter dem Gewebefilter mit Hilfe eines Hg-Adsorbers. Das Abgas wird vorher in einem Wärmetauscher auf etwa 135 °C abgekühlt, um die Hg-Abscheidung an der Aktivkohle zu verbessern.

Der apparative und anlagentechnische Aufwand (wie z.B. die Einhaltung von Sicherheitsauflagen bzw. Brandschutzbestimmungen und die Installation der erforderlichen Sicherheitstechnik) sowie die damit verbundenen Investitionskosten sind bei einem Wanderbettadsorber relativ hoch, sodass i.d.R. eine Flugstromadsorption mit Aktivkohle-bzw. HOK-Dosierung vor Gewebefilter bevorzugt wird.

Bei dem Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat und SCR-Verfahren unterscheidet sich eine energieoptimierte Anlagenkonfiguration nach dem aktuellen Stand der Technik von der Anlagenkonfiguration der Variante 2 in folgenden Punkten:

- Die Abgasaustrittstemperatur nach Kessel wird von 200 auf 180 °C abgesenkt. Die ausgekoppelte Wärmeleistung kann für die Speisewasservorwärmung im Economiser (Eco) genutzt werden. Für die Entsorgungsmöglichkeit von partiell anfallendem Prozesswasser muss die Eco-Leistung durch eine entsprechende Regelung angepasst werden.
- Die Betriebstemperatur des Katalysators wird auf 180 °C abgesenkt, sodass eine Abgasaufheizung nicht mehr erforderlich ist. Der Katalysator muss für die Beseitigung von Verunreinigungen durch Ammoniumsalze etwa alle 1.000 Betriebsstunden für eine Dauer von etwa 6 Stunden auf 320 °C mit einem Kanalbrenner aufgeheizt werden. Die Kesselleistung wird während des Reinigungsvorgangs auf 60 % reduziert.
- Nach dem Katalysator wird das Abgas in einem Wärmetauscher auf 135 °C abgekühlt. Die ausgekoppelte Wärmeleistung kann für die Einspeisung in ein Fernwärmenetz genutzt werden.

2.3. Kriterien und Rahmenbedingungen für die Konzeptauswahl

Bei der Auswahl eines geeigneten Abgasreinigungskonzeptes müssen bestimmte Kriterien und Rahmenbedingungen beachtet werden. Diese Kriterien und Rahmenbedingungen bilden die Grundlage für einen direkten Vergleich zwischen den betrachteten Abgasreinigungskonzepten. Außerdem beschreiben sie die Voraussetzungen für einen möglichst effizienten Abgasreinigungsbetrieb mit effektiver Schadstoffabscheidung, optimaler Wärmeausnutzung, minimalem technischen Aufwand und niedrigen Betriebskosten. Hierbei müssen bestimmte Parameter wie Stöchiometrie, NH_3-Schlupf und Betriebstemperaturen für die Massen- und Energiebilanzen festgelegt werden. Einige Kriterien und Rahmenbedingungen für die Konzeptauswahl wurden bereits genannt:

- Definition der Leistungsgrenze von einstufigen Trockensorptionsverfahren,
- Auslegungsdaten wie Anlagenkenndaten, Abgaszusammensetzung und Emissionsgrenzwerte,
- Einfluss der Temperatur und der relativen Abgasfeuchte auf die Schadstoffabscheidung.

Der Einfluss von Betriebsparametern auf die Schadstoffabscheidung wird wegen der direkten Auswirkungen auf die Anlagenkonfiguration und der damit verbundenen Bedeutung für die Konzeptauswahl nachfolgend eingehender behandelt.

Einfluss von Betriebsparametern

Betriebsparameter wie Temperatur, Abgasfeuchte, Rohgasbelastung, Reagenzqualität, Stöchiometrie, Verweilzeit, Abgasströmung (z.B. Strähnenbildung) und Rezirkulationsrate etc. beeinflussen nachweislich die Schadstoffabscheidung:

1. SNCR-Verfahren

Bei dem SNCR-Verfahren mit Ammoniak (als 25 %ige NH_3-Lösung) lässt sich nur in einem relativ engen Temperaturfenster zwischen 950 und 1.050 °C eine signifikante Stickoxidminderung ohne Nebenprodukte erzielen. Oberhalb dieses Temperaturbereiches wird Ammoniak in zunehmendem Maße zu Stickoxiden oxidiert. Die Eindüsung des Ammoniakwassers erfolgt wegen des erforderlichen Temperaturfensters in der Nachbrennzone des Kessels.

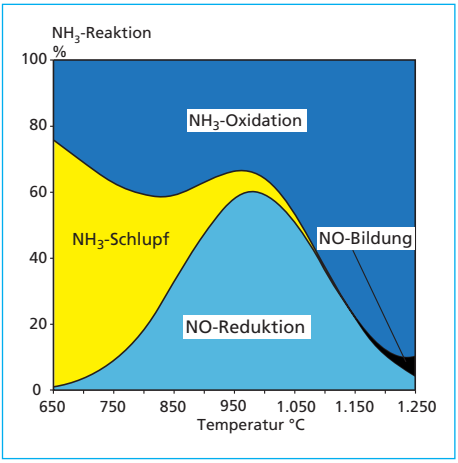


Bild 7: Temperaturfenster im SNCR-Verfahren mit Ammoniak

Quelle: Thomé-Kozmiensky, K. J.; Beckmann, M. (Hrsg.): Optimierung der Abfallverbrennung 2. Neuruppin: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, 2005, S. 388

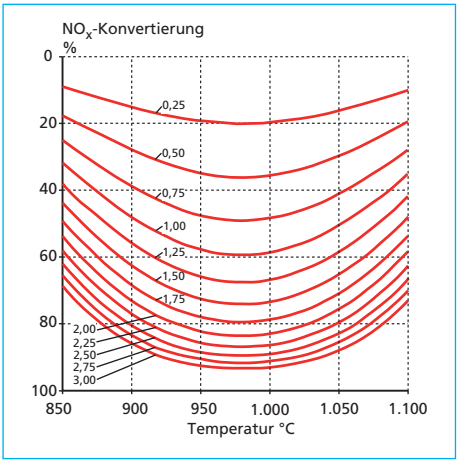


Bild 8: NO_x-Konvertierung nach dem SNCR-Verfahren in Abhängigkeit von der Temperatur bei unterschiedlichen Stöchiometriefaktoren

Quelle: Thomé-Kozmiensky, K. J.; Beckmann, M. (Hrsg.): Optimierung der Abfallverbrennung 2. Neuruppin: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, 2005, S. 387

Die Stickoxide liegen im Abgas zu 95 Mol.-% als NO und zu 5 Mol.-% als NO_2 vor. Für die Reduzierung der NO_x-Emissionen von 400 auf 100 mg/m³$_N$ tr. RG wird eine Stöchiometrie von SV_2 = 2,0 (bezogen auf die abgeschiedene Schadstoffmenge) und ein NH_3-Schlupf von 15 mg/m³$_N$ tr. RG festgelegt. Der überschüssige Ammoniak verbrennt zum Teil zu Stickoxiden, die dann mit dem restlichen Ammoniaküberschuss zu Stickstoff und Wasserdampf reagieren.

Die Leistungsfähigkeit des SNCR-Verfahrens ist durch verschiedene Maßnahmen in den letzten Jahren ständig verbessert worden. Hierbei konnte der geforderte NO_x-Emissionswert von 100 mg/m³$_N$ tr. RG bei einem tolerierbaren NH_3-Schlupf sicher erreicht werden.

2. SCR-Verfahren

Bei dem SCR-Verfahren werden die Stickoxide katalytisch bei einer Temperatur von 210 °C (aus ökologischem Gutachten übernommener Wert) mit Ammoniak (in Form einer 25 %igen NH_3-Lösung) zu Stickstoff und Wasserdampf umgesetzt.

Die Mindest-Betriebstemperatur der SCR-Anlage ist abhängig vom SO_2-Gehalt im Abgas. Obwohl der SO_2-Emissionsgrenzwert nach 17. BImSchV (Tagesmittelwert) 50 mg/m³$_N$ tr. RG beträgt, ist der tatsächlich erreichbare SO_2-Emissionswert deutlich geringer. Da der HCl-Gehalt i.d.R. als Führungsgröße bei der Reagenzdosierung dient, werden in der Praxis nicht selten SO_2-Emissionswerte von unter 10 mg/m³$_N$ tr. RG erzielt. Dadurch verringert sich auch die erforderliche Mindest-Betriebstemperatur für die SCR-Anlage.

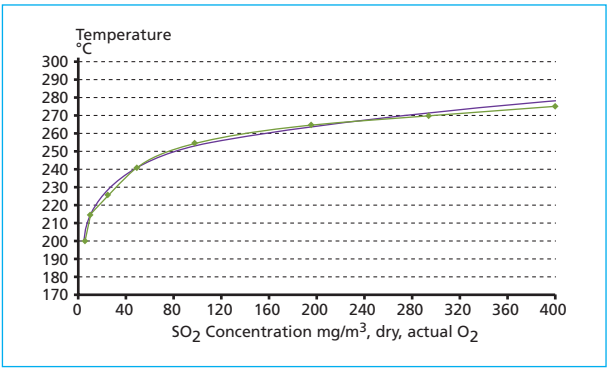


Bild 9:

Mindest-Betriebstemperatur der SCR-Anlage in Abhängigkeit vom SO_2-Gehalt

Quelle: Brunner, C.: Erfordern strengere Grenzwerte – insbesondere für die Entstickung – neue Rauchgasreinigungsverfahren? In: Bilitewski, B.; Urban, A.; Faulstich, M. (Hrsg.): Thermische Abfallbehandlung – Band 14. Schriftenreihe des Fachgebietes Abfalltechnik Universität Kassel: kassel university press GmbH, 2009

Die Stickoxide liegen auch hier zu 95 Mol.-% als NO und zu 5 Mol.-% als NO_2 vor. Für die Reduzierung der NO_x-Emissionen von 400 auf 100 mg/m³$_N$ tr. RG wird ein NH_3-Schlupf von 4 mg/m³$_N$ tr. RG festgelegt. Im Gegensatz zum SNCR-Verfahren ist kein zusätzlicher NH_3-Überschuss erforderlich, sodass sich eine Stöchiometrie von SV_1 = 0,78 (bezogen auf die eintretende Schadstoffmenge) errechnet.

Bei dem Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat wird das vorhandene Temperaturniveau von 180 °C für eine Niedertemperatur-SCR genutzt. Dadurch wird eine zusätzliche Abgasaufheizung vor der Ammoniakwassereindüsung überflüssig. Aufgrund der Bildung von problematischen Ammoniumverbindungen kommt es zu einer langsamen Desaktivierung des SCR-Katalysators. Für die Beseitigung der Verunreinigungen durch die Ammoniumverbindungen wird der SCR-Katalysator in regelmäßigen Abständen von etwa 1.000 Betriebsstunden mit Hilfe eines erdgasbetriebenen Kanalbrenners für die Dauer von etwa 6 Stunden auf 320 °C aufgeheizt. Die Kesselleistung wird während dieses Reinigungsvorgangs auf 60 % reduziert. Der SCR-Katalysator erreicht nach der Regeneration wieder seine volle Anfangsaktivität.

3. Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat

Für die effektive Schadstoffabscheidung mit Kalkhydrat ist eine relative Feuchte zwischen 5 und 6 % erforderlich. Hierdurch wird ein Temperaturabstand von 10 bis 15 K zur Dissoziationsdruckkurve von Calciumchlorid-Dihydrat gewährleistet.

Die Abkühlung des Abgases erfolgt durch einen Wärmetauscher in Kombination mit einer Verdampfungskühlung. Das dafür erforderliche Wasser wird durch eine externe Rezirkulatbefeuchtung zugeführt. Hierbei ist eine Reststofffeuchte von maximal 5 Ma.-% zulässig.

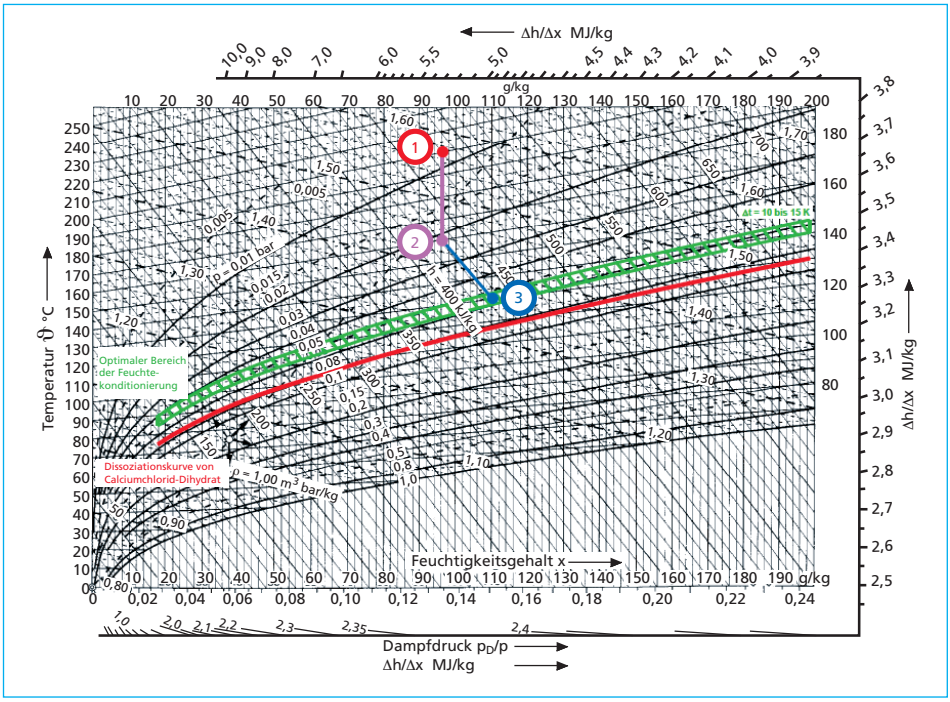


Bild 10: Darstellung der Abgaskonditionierung im Mollier-h,x-Diagramm für feuchte Luft; die Abgasabkühlung erfolgt von 1 nach 2 in einem Wärmetauscher und von 2 nach 3 durch eine Verdampfungskühlung

Der reaktive $Ca(OH)_2$-Anteil des Normalkalkhydrats (spezifische Oberfläche: 15 bis 22 m²/g) beträgt 90 bis 95 Ma.-%. Für die Abscheidung von Chlorwasserstoff (HCl), Fluorwasserstoff (HF) und Schwefeldioxid (SO_2) wird eine Stöchiometrie von SV_2 = 1,8 festgelegt (bezogen auf die abgeschiedene Schadstoffmenge).

4. Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat

Bei dem Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat wird die Reaktionstemperatur auf 180 °C begrenzt, um eine ausreichende Abscheidung von Quecksilber an Aktivkoks zu gewährleisten.

Der reaktive $NaHCO_3$-Anteil des Bicarbonats beträgt 98 Ma.-%. Für die Abscheidung von Chlorwasserstoff (HCl), Fluorwasserstoff (HF) und Schwefeldioxid (SO_2) wird eine Stöchiometrie von SV_2 = 1,2 festgelegt (bezogen auf die abgeschiedene Schadstoffmenge). Voraussetzungen für eine effektive Schadstoffabscheidung sind hierbei unter anderem eine hohe Mahlfeinheit und eine gute Verteilung des Bicarbonats sowie eine Verweilzeit von ≥ 2 s im Abgasstrom.

5. Quecksilberabscheidung an Aktivkoks

Im Gegensatz zum ökologischen Gutachten erfolgt die Quecksilberabscheidung bei den betrachteten Konzeptvarianten mit dem kostengünstigeren Aktivkoks an-stelle von Aktivkohle. Dadurch entstehen keine Nachteile bei der Quecksilberabscheidung. Mit ansteigender Temperatur verschlechtert sich jedoch zunehmend die Hg-Abscheideleistung von Aktivkohle, Aktivkoks und HOK.

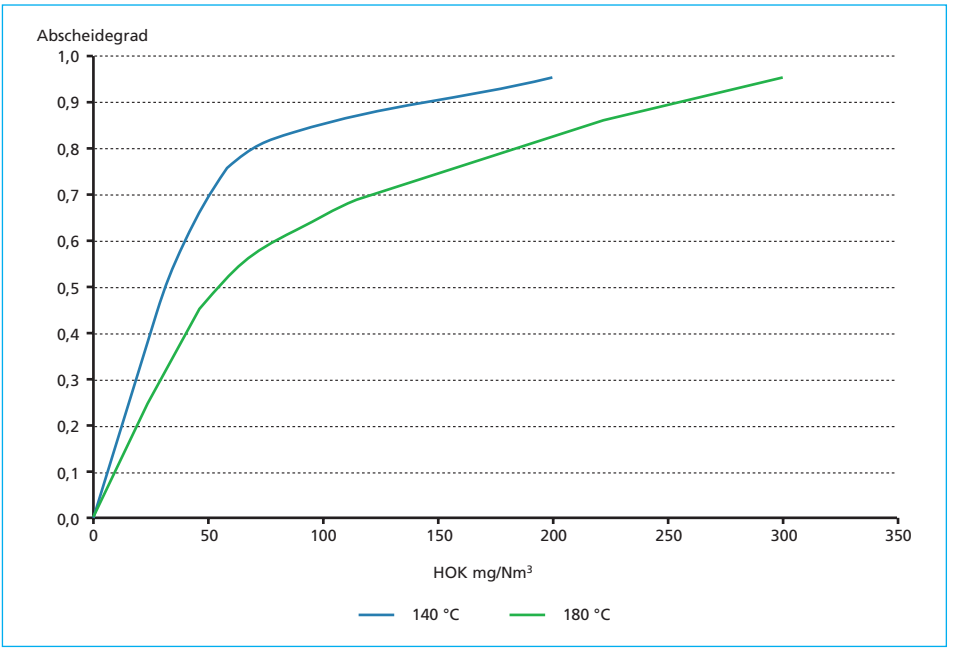


Bild 11: Beispiel für die Darstellung der temperaturabhängigen Quecksilberabscheidung im Abgas mit HOK – Bemerkung: Aufgrund der meist unterschiedlichen firmenspezifischen Auslegungsgrundlagen für die Quecksilberabscheidung kann es hierbei ggf. zu abweichenden Angaben bei der Aktivkoks- bzw. HOK-Dosierung kommen

Quelle: Thomé-Kozmiensky, K. J.; Beckmann, M. (Hrsg.): Energie aus Abfall – Band 4. Neuruppin: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, 2008, S. 241; verändert

Bildung von Ammoniumverbindungen infolge des NH_3-Schlupfes

Bei dem SNCR-Verfahren entsteht ein NH_3-Schlupf, der in dem Bereich des Abgasweges zwischen Kessel und Reagenzdosierung mit dem SO_3 im Abgas zu Ammoniumsulfat bzw. zu problematischem Ammoniumhydrogensulfat reagiert.

Die Bildung von Ammoniumhydrogensulfat ist deswegen problematisch, weil es eine klebrige Verbindung mit hygroskopischen Eigenschaften darstellt, die Anbackungen und Korrosionsprobleme im Abgasweg verursachen kann.

Die Bildung von Ammoniumchlorid kann zu Problemen im Bereich des Gewebefilters führen, da das feine Aerosol die Poren der Filterschläuche zusetzt. Dadurch wird der Filtrationsprozess behindert. Unter den gegebenen Bedingungen ist eine Bildung von Ammoniumchlorid aber vernachlässigbar.

Bei einem NH_3-Schlupf von 15 mg/m³$_N$ tr. RG bzw. 17 ppm und einer SO_3-Konzentration von etwa 4 mg/m³$_N$ tr. RG bzw. 1 ppm bildet sich bei einer Abgastemperatur von weniger als 215 °C Ammoniumsulfat, das im Gewebefilter abgeschieden wird.

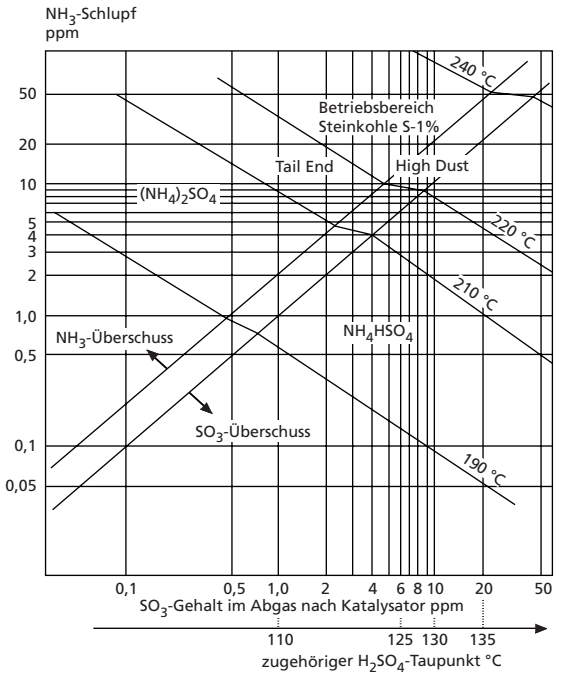


Bild 12:

Bildungstemperaturen von Ammoniumsulfat und Ammoniumhydrogensulfat in Abhängigkeit von der NH_3- und der SO_3-Konzentration im Abgas

Quelle: Veser, K.: Regenerativ-Wärmetauscher in der Umwelttechnik. In: VGB Kraftwerkstechnik 66 (1988), Nr. 12, bearbeitet

Möglichkeiten der Wärmeauskopplung und Wärmenutzung

Aufgrund der Abgasverluste durch die relativ hohe Abgastemperatur von 200 °C nach Kessel beträgt der Kesselwirkungsgrad bei Vernachlässigung der Strahlungs- und Wärmeverluste des Kessels sowie der Glühverluste der Asche etwa 85,1 %.

1. Speisewasservorwärmung und Stromerzeugung

Jede weitere Auskopplung von Abgaswärme in einem Wärmetauscher, die für die Speisewasservorwärmung genutzt wird, erhöht den Kesselwirkungsgrad bzw. die produzierte Dampfmenge und die daraus erzeugte elektrische Leistung. Die nutzbare Wärmeleistung beträgt infolge der Wärmetauscherverluste etwa 95 % der ausgekoppelten Wärmeleistung. Die so gewonnene nutzbare Wärmeleistung wird mit einem Wirkungsgrad von η_{el} = 20 % in elektrische Leistung umgewandelt.

Somit werden lediglich 19 % der ausgekoppelten Wärme für die Stromerzeugung genutzt und entsprechend vergütet.

2. Wärmenutzung (Prozess-/Fernwärme)

Wird die in einem Wärmetauscher ausgekoppelte Abgaswärme für die Prozess- oder Fernwärmeproduktion genutzt, dann werden etwa 95 % der ausgekoppelten Wärmeleistung in das Fernwärmenetz eingespeist und entsprechend vergütet.

Das bedeutet, dass die Wärmeausnutzung bei Prozess-/Fernwärmenutzung fünfmal so hoch ist, wie bei der Stromerzeugung. Die Produktion von Prozess- und Fernwärme ist daher gegenüber der Stromerzeugung rentabler, sobald der Wärmepreis mehr als 20 % des Strompreises beträgt. Hierfür müssen jedoch die technischen Voraussetzungen gegeben bzw. vorhanden sein. Das schließt z.B. den Anschluss von Verbrauchern ein.

3. Verwertung des kondensierten DaGaVo-Dampfes

Bei der Verwertung des kondensierten Sattdampfes aus dem DaGaVo-Betrieb (Endaufheizung des Abgases beim SCR-Verfahren) wird aus verfahrenstechnischen Gründen die in der Praxis bewährte Einbindung in die Speisewasservorwärmung (durch die Einleitung des gedrosselten Kondensates in den Entgaser) gegenüber der Einspeisung in ein Fernwärmenetz bevorzugt.

2.4. Darstellung der Konzeptvarianten

2.4.1. Variante V1: KTS mit Kalkhydrat und SCR-Verfahren

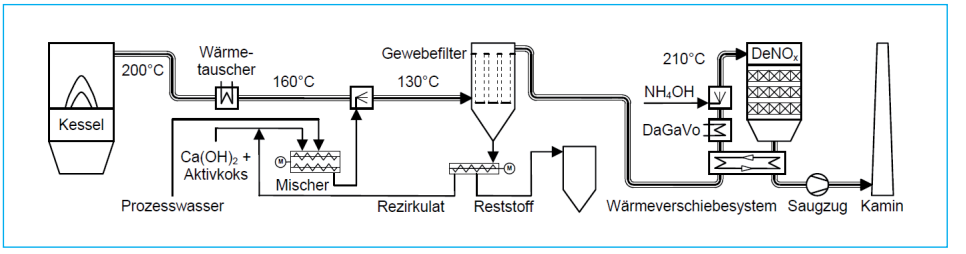


Bild 13: Variante V1: Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SCR-Verfahren

Anlagenkonfiguration der Variante V1

1. *Kessel:* Abgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2. *Wärmetauscher:* Abgasabkühlung von 200 auf 160 °C; die weitere Absenkung der Austrittstemperatur erhöht das Korrosionsrisiko und die Anforderungen an die Werkstoffauswahl für den Wärmetauscher
3. *Reagenzdosierung mit Verdampfungskühlung:*
   - Dosierung von Kalkhydrat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x
   - Dosierung von Aktivkoks für die Abscheidung von Hg, Cd, Tl und PCDD/F
   - Vermischung der Additive mit Rezirkulat im Mischer; Rezirkulatbefeuchtung mit Wasser für die Verdampfungskühlung von 160 auf 130 °C
4. *Gewebefilter:*
   - Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   - Rezirkulation und Ausschleusung des Reststoffs

5. *Wärmeverschiebesystem (WVS):* Wiederaufheizung des Abgases vor SCR-Katalysator; Grädigkeit = 25 K; Wärmeausnutzungsgrad (Wirkungsgrad) = 75 %
6. *Dampf-Gas-Vorwärmer (DaGaVo):* Endaufheizung des Abgases auf 210 °C
7. *SCR-Anlage:*
   - Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25 %ige NH_3-Lösung) mit Druckluft
   - SCR-Katalysator für die Reduktion der NO_x-Emissionen
8. *Saugzug:* Abgasförderung; Ausgleich der Druckverluste
9. *Kamin:* Ableitung der gereinigten Abgase

2.4.2. Variante V2: TSV mit Bicarbonat und SCR-Verfahren

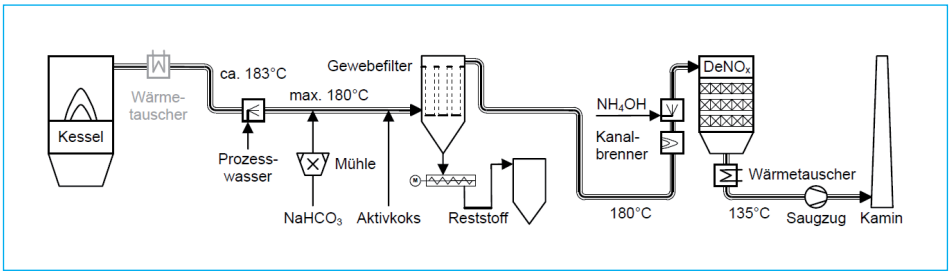


Bild 14: Variante V2: Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat und SCR-Verfahren

Anlagenkonfiguration der Variante V2

1. *Kessel:* Abgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2. *Wärmetauscher/Prozesswassereindüsung:*
   - Absenkung der Abgastemperatur bei Kesselaustritt von 200 auf etwa 183 °C
   - die tatsächliche Wärmeauskopplung erfolgt im Economiser
   - bei der Entsorgung von partiell anfallendem Prozesswasser muss die Leistung des Economisers durch eine entsprechende Regelung angepasst werden
   - die Temperaturabsenkung auf 183 °C wird bei der Wärmebilanzierung wie eine zusätzliche Wärmeauskopplung in einem Wärmetauscher behandelt
3. *Reagenzdosierung (pneumatische Additivförderung):*
   - Feinmahlung des Bicarbonats in der Mühle (Kühlung mit Förderluft)
   - Dosierung von Bicarbonat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x
   - Dosierung von Aktivkoks für die Abscheidung von Hg, Cd, Tl und PCDD/F

4. *Gewebefilter:*
   - Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   - Ausschleusung des Reststoffs
5. *Kanalbrenner:* wird nur etwa achtmal im Jahr (nach jeweils 1.000 Betriebsstunden) für die Reinigung des SCR-Katalysators genutzt; Aufheizung auf 320 °C
6. *SCR-Anlage (Niedertemperatur-SCR bei 180 °C):*
   - Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25 %ige NH_3-Lösung) mit Druckluft
   - SCR-Katalysator für die Reduktion der NO_x-Emissionen
7. *Wärmetauscher:* Abgasabkühlung von 180 auf 135 °C; Fernwärmeproduktion
8. *Saugzug:* Abgasförderung; Ausgleich der Druckverluste
9. *Kamin:* Ableitung der gereinigten Abgase

2.4.3. Variante V3: KTS mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren

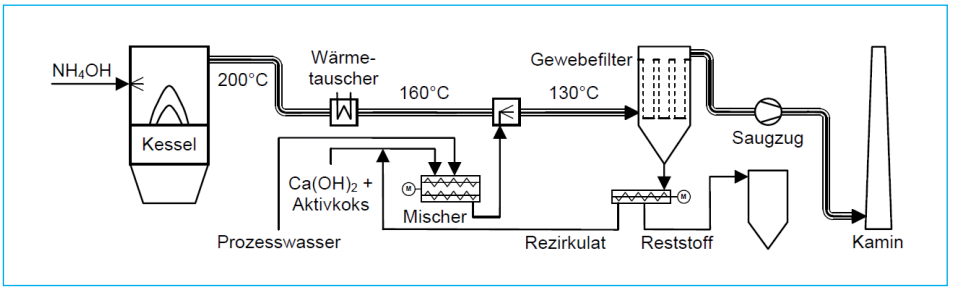


Bild 15: Variante V3: Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren

Anlagenkonfiguration der Variante V3

1. *Kessel:*
   - SNCR-Verfahren: Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25 %ige NH_3-Lösung) mit Druckluft und NO_x-Reduktion in der Nachbrennzone des Kessels
   - Abgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2. *Wärmetauscher:* Abgasabkühlung von 200 auf 160 °C; die weitere Absenkung der Austrittstemperatur erhöht das Korrosionsrisiko und die Anforderungen an die Werkstoffauswahl für den Wärmetauscher
3. *Reagenzdosierung mit Verdampfungskühlung:*
   - Dosierung von Kalkhydrat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x
   - Dosierung von Aktivkoks für die Abscheidung von Hg, Cd, Tl und PCDD/F

- Vermischung der Additive mit Rezirkulat im Mischer; Rezirkulatbefeuchtung mit Wasser für die Verdampfungskühlung von 160 auf 130 °C

4. *Gewebefilter:*
   - Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   - Rezirkulation und Ausschleusung des Reststoffs
5. *Saugzug:* Abgasförderung; Ausgleich der Druckverluste
6. *Kamin:* Ableitung der gereinigten Abgase

2.4.4. Variante V4: TSV mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren

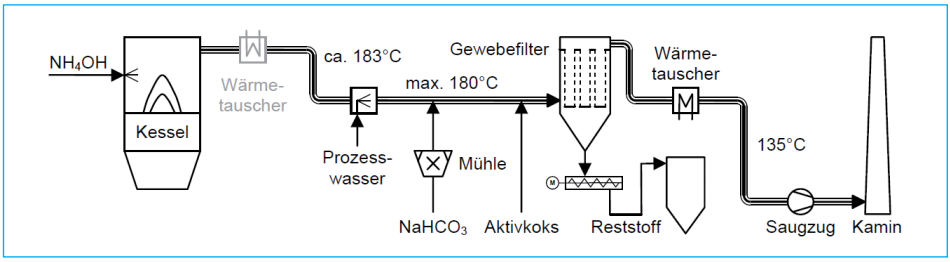


Bild 16: Variante V4: Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren

Anlagenkonfiguration der Variante V4

1. *Kessel:*
   - SNCR-Verfahren: Eindüsung von Ammoniakwasser (als 25 %ige NH_3-Lösung) mit Druckluft und NO_x-Reduktion in der Nachbrennzone des Kessels
   - Abgastemperatur bei Kesselaustritt = 200 °C
2. *Wärmetauscher/Prozesswassereindüsung:*
   - Absenkung der Abgastemperatur bei Kesselaustritt von 200 auf etwa 183 °C
   - die tatsächliche Wärmeauskopplung erfolgt im Economiser
   - bei der Entsorgung von partiell anfallendem Prozesswasser muss die Leistung des Economisers durch eine entsprechende Regelung angepasst werden
   - die Temperaturabsenkung auf 183 °C wird bei der Wärmebilanzierung wie eine zusätzliche Wärmeauskopplung in einem Wärmetauscher behandelt
3. *Reagenzdosierung (pneumatische Additivförderung):*
   - Feinmahlung des Bicarbonats in der Mühle (Kühlung mit Förderluft)
   - Dosierung von Bicarbonat für die Abscheidung von HCl, HF und SO_x
   - Dosierung von Aktivkoks für die Abscheidung von Hg, Cd, Tl und PCDD/F

4. *Gewebefilter:*
   - Abscheidung von Flugasche, Staub und Reaktionsprodukten
   - Ausschleusung des Reststoffs
5. *Wärmetauscher:* Abgasabkühlung von 180 auf 135 °C; Fernwärmeproduktion
6. *Saugzug:* Abgasförderung; Ausgleich der Druckverluste
7. *Kamin:* Ableitung der gereinigten Abgase

3. Gegenüberstellung und Bewertung der Verfahrenskonzepte

3.1. Massen- und Energiebilanzen

3.1.1. Abgasentstickung mit dem SNCR-Verfahren

Das SNCR-Verfahren basiert auf der Umsetzung der Stickoxide mit Ammoniak, der als 25 %ige NH_3-Lösung zugeführt wird. Für die Reduzierung der NO_x-Emissionen von 400 auf 100 mg/m³$_N$ tr. RG wird eine Stöchiometrie von SV_2 = 2,0 (bezogen auf die abgeschiedene Schadstoffmenge) und ein NH_3-Schlupf von 15 mg/m³$_N$ tr. RG festgelegt. Die wichtigsten Bruttoreaktionen für die Stickoxidreduktion lauten:

$$4\ NO + 4\ NH_3 + O_2 \longrightarrow 4\ N_2 + 6\ H_2O \quad (1)$$

$$6\ NO_2 + 8\ NH_3 \longrightarrow 7\ N_2 + 12\ H_2O \quad (2)$$

Tabelle 7: Massenbilanz für das SNCR-Verfahren

Parameter	Einheit	Betrag
NO_x-Rohgaskonzentration	mg NO_x/m³$_N$ tr. RG	400
NO_x-Reingaskonzentration	mg NO_x/m³$_N$ tr. RG	100
NO_x-Abscheidegrad	%	75
abgeschiedene NO-Menge	kg NO/h	24,4
abgeschiedene NO_2-Menge	kg NO_2/h	2,0
NH_3-Bedarf (bei SV_2 = 2,0)	kg NH_3/h	29,7
Bedarf an NH_3-Lösung (mit 25 Ma.-% NH_3)	kg NH_3-Lsg/h	118,8
Druckluftbedarf (mit µDL = 0,8 kg DL/kg NH_3-Lsg)	kg DL/h	95,0
Sauerstoffbedarf	kg O_2/h	24,6
NH_3-Schlupf aus SNCR	kg NH_3/h	2,0
Stickstoffmenge aus SNCR	kg N_2/h	34,8
Wasserdampfmenge aus SNCR	kg H_2O/h	44,0

Quelle: Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), Apr. 2010

Der überschüssige Ammoniak verbrennt zum Teil zu Stickoxiden, die dann mit dem restlichen Ammoniaküberschuss zu Stickstoff und Wasserdampf reagieren:

$$2\ NH_3 + 2½\ O_2 \longrightarrow 2\ NO + 3\ H_2O \quad (3)$$

$$2\ NH_3 + 3½\ O_2 \longrightarrow 2\ NO_2 + 3\ H_2O \quad (4)$$

Fasst man die Verbrennungs- und Reduktionsreaktionen zusammen, so ergibt sich folgende Bilanzgleichung bezogen auf 1 kg NH_3-Überschuss:

$$1\ kg\ NH_3 + 1{,}4091\ kg\ O_2 \longrightarrow 0{,}8224\ kg\ N_2 + 1{,}5867\ kg\ H_2O \quad (5)$$

3.1.2. Abgasentstickung mit dem SCR-Verfahren

Bei dem SCR-Verfahren werden die Stickoxide an einem Katalysator mit Ammoniak (in Form einer 25 %igen NH_3-Lösung) zu Stickstoff und Wasserdampf umgesetzt.

Für die Reduzierung der NO_x-Emissionen von 400 auf 100 mg/m³$_N$ tr. RG ist eine Stöchiometrie von SV_1 = 0,78 erforderlich (bezogen auf die eintretende Schadstoffmenge). Der NH_3-Schlupf wird auf 4 mg/m³$_N$ tr. RG festgelegt.

Die Reduktion der Stickoxide mit Ammoniak erfolgt nach den Reaktionsgleichungen 1 und 2. Im Gegensatz zum SNCR-Verfahren wird jedoch kein NH_3-Überschuss benötigt.

Tabelle 8: Massenbilanz für das SCR-Verfahren

Parameter	Einheit	Betrag
NO_x-Rohgaskonzentration	mg NO_x/m³$_N$ tr. RG	400
NO_x-Reingaskonzentration	mg NO_x/m³$_N$ tr. RG	100
NO_x-Abscheidegrad	%	75
abgeschiedene NO-Menge	kg NO/h	24,4
abgeschiedene NO_2-Menge	kg NO_2/h	2,0
NH_3-Bedarf (bei SV_1 = 0,78)	kg NH_3/h	15,4
Bedarf an NH_3-Lösung (mit 25 Ma.-% NH_3)	kg NH_3-Lsg/h	61,5
Druckluftbedarf (mit μ_{DL} = 0,8 kg DL/kg NH_3-Lsg)	kg DL/h	49,2
Sauerstoffbedarf	kg O_2/h	6,5
NH_3-Schlupf aus SCR	kg NH_3/h	0,5
Stickstoffmenge aus SCR	kg N_2/h	24,2
Wasserdampfmenge aus SCR	kg H_2O/h	23,6

Quelle: Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), Apr. 2010

Die Energiebilanz für die Wiederaufheizung des Abgases vor der SCR-Anlage ist nur bei der Variante V1 relevant (siehe Bilanzierung der Variante V1 in Kapitel 3.1.6.), da für die Niedertemperatur-SCR bei der Variante V2 keine Abgasaufheizung erforderlich ist.

3.1.3. Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat

Die gasförmigen Schadstoffe Chlorwasserstoff (HCl), Fluorwasserstoff (HF) und die Schwefeloxide (SO_x) reagieren bei der konditionierten Trockensorption mit

dem Reagenz Kalkhydrat nach folgenden Reaktionsgleichungen:

$$Ca(OH)_2 + 2\ HCl \longrightarrow CaCl_2 \bullet n\ H_2O + (2 - n)\ H_2O;\ \text{mit } n = 0{,}1 \text{ oder } 2 \quad (6)$$

$$Ca(OH)_2 + 2\ HF \longrightarrow CaF_2 + 2\ H_2O \quad (7)$$

$$Ca(OH)_2 + SO_2 \longrightarrow CaSO_3 \bullet \tfrac{1}{2}\ H_2O + \tfrac{1}{2}\ H_2O \quad (8)$$

$$Ca(OH)_2 + SO_3 \longrightarrow CaSO_4 \bullet n\ H_2O + (1 - n)\ H_2O;\ \text{mit } n = 0 \text{ oder } \tfrac{1}{2} \quad (9)$$

$$CaSO_3 \bullet \tfrac{1}{2}\ H_2O + \tfrac{1}{2}\ O_2 \longrightarrow CaSO_4 \bullet n\ H_2O + (\tfrac{1}{2} - n)\ H_2O;\ \text{mit } n = 0 \text{ oder } \tfrac{1}{2} \quad (10)$$

$$Ca(OH)_2 + CO_2 \longrightarrow CaCO_3 + H_2O \quad (11)$$

$$Ca(OH)_2 + CaCl_2 \bullet 2\ H_2O \longrightarrow 2\ Ca(OH)Cl + 2\ H_2O \quad (12)$$

Tabelle 9: Massenbilanz für die konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat

Parameter	Einheit	HCl	HF	SO_2	SO_3	FA
Rohgaskonzentration	mg/m^3_N	1.500	14	650 (als $SO_{x,ges}$)		2.500
Reingaskonzentration	mg/m^3_N	10	1	50 (als $SO_{x,ges}$)		10
Schadstoffeintritt	kg/h	197,2	1,8	85,0	0,5	328,7
Schadstoffaustritt	kg/h	1,3	0,1	6,2	0,0	1,4
Schadstoffabscheidung	kg/h	195,9	1,7	78,8	0,5	327,3
Abscheidegrad	%	99,33	92,87	92,30	100,00	99,60
Stöchiometrie (SV_2)	–	1,8	Bemerkung:			
Kalkhydratbedarf	kg/h	555,9	Die Schadstoffkonzentrationen sind auf das tr. RG i.N.			
Aktivkoksbedarf	kg/h	7,9	bei 11 Vol.-% O_2 bezogen.			

Quelle: Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), Apr. 2010

Reststoffzusammensetzung: (die Werte für die Anteile der Reststoffprodukte wurden aus dem ökologischen Gutachten übernommen [1])

- 80 Mol.-% des Chloranteils werden als Calciumchlorid-Dihydrat und 20 Mol.-% als Calciumhydroxidchlorid abgeschieden.
- 50 Mol.-% des Schwefelanteils werden als Calciumsulfit-Halbhydrat und 50 Mol.-% als Calciumsulfat-Halbhydrat abgeschieden.
- 61,4 Mol.-% vom restlich verfügbaren Reagenz werden mit CO_2 zu Calciumcarbonat umgesetzt, während 38,6 Mol.-% als Calciumhydroxid im Reststoff verbleiben.

Während Calciumhydroxid, Calciumcarbonat und Calciumfluorid als wasserfreie Substanzen im Reststoff enthalten sind und Calciumsulfit i.d.R. als Halbhydrat vorliegt, können Calciumchlorid und Calciumsulfat in verschiedenen Hydratstufen auftreten.

Der Hydratisierungsgrad des Calciumchlorids ist von der Abgasfeuchte und der Temperatur abhängig. Unter den vorgegebenen Bedingungen (bei einer

Tabelle 10: Reststoffzusammensetzung bei der KTS mit Kalkhydrat

Reststoff	Formel	Menge kg/h	Anteil Ma.-%
Calciumchlorid-Dihydrat	$CaCl_2 \cdot 2\ H_2O$	315,9	26,42
Calciumhydroxidchlorid	Ca(OH)Cl	99,4	8,31
Calciumfluorid	CaF_2	3,3	0,28
Calciumsulfit-Halbhydrat	$CaSO_3 \cdot ½\ H_2O$	79,5	6,64
Calciumsulfat-Halbhydrat	$CaSO_4 \cdot ½\ H_2O$	89,3	7,47
Calciumhydroxid	$Ca(OH)_2$	50,8	4,25
Calciumcarbonat	$CaCO_3$	194,7	16,28
Aktivkoks	AK	7,9	0,66
Flugasche/Gesamtstaub	FA	327,3	27,37
Inertstoffe	Inert	27,8	2,32
Summe		1.196,0	100,00

Quelle: Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), Apr. 2010

Temperatur von 130 °C und einer Abgasfeuchte von etwa 15,6 Vol.-%) liegt das Calciumchlorid gemäß seiner Gleichgewichtslage im System Calciumchlorid – Wasser als Mischung von Monohydrat und Dihydrat vor (siehe Bild 17).

Das Calciumsulfat tritt in seiner wasserfreien Form (Anhydrit) und als Halbhydrat auf. Calciumsulfat-Dihydrat (Gips) ist unter diesen Bedingungen (t = 130 °C) nicht stabil.

Tabelle 11: Eigenschaften des Anhydrits und der Hydrate von Calciumchlorid[1]

Hydratisierungsgrad des $CaCl_2$	M kg/kmol	t_m °C	$\rho_{25\,°C}$ kg/m³	$\Delta_f H^0$ kJ/mol	$w(H_2O)$ Ma.-%	$x(H_2O)$ g/kg TS
$CaCl_2$ (wf)	110,9834	772	2.160	795,5	0	0
$CaCl_2 \cdot 1\ H_2O$	128,99868	260,0 (z)	2.240	1.109,9	13,97	162,3
$CaCl_2 \cdot 2\ H_2O$	147,01396	175,5 (z)	1.850	1.404,7	24,51	324,6
$CaCl_2 \cdot 4\ H_2O$[2]	183,04452	45,3 (z)	1.826	2.010,5	39,37	649,3
$CaCl_2 \cdot 6\ H_2O$	219,07508	29,8 (z)	1.712	2.609,0	49,34	973,9

[1] M = Molmasse; t_m = Schmelzpunkt, (z) = Zersetzung mit Wasserabspaltung; $\rho_{25\,°C}$ = Dichte bei 25 °C; $\Delta_f H^0$ = Bildungsenthalpie; $w(H_2O)$ = Wasseranteil; $x(H_2O)$ = Wasserbeladung; TS = Trockensubstanz

[2] Die Werte gelten für das α-Tetrahydrat, der stabilsten Form des Tetrahydrats.

Verdampfungskühlung

Das erforderliche Wasser für die Verdampfungskühlung von 160 auf 130 °C wird über die externe Befeuchtung des Rezirkulats in einem Mischer zugeführt, das zusammen mit Kalkhydrat und Aktivkoks in den Abgasstrom vor Gewebefilter dosiert wird.

Hierbei ist eine maximale Reststofffeuchte von 5 Ma.-% zulässig.

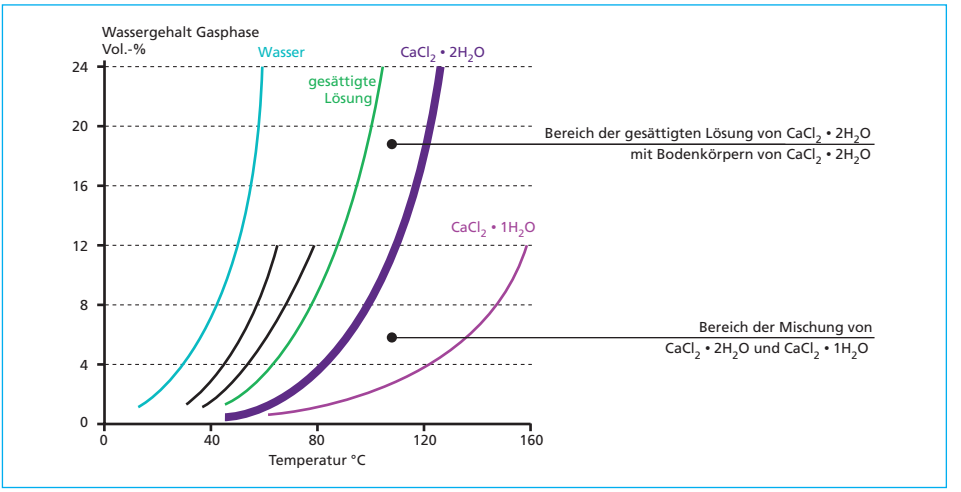


Bild 17: Ausschnitt aus dem Phasendiagramm für das System Calciumchlorid-Wasser

Quelle: Metschke, J.; Krüger, J.; Karpf, R.; Siebert, R.: Einstufige konditionierte trockene Rauchgasreinigung – Betriebserfahrungen im Müllkraftwerk Schwandorf. In: Abfallwirtschaftsjournal (1997), Nr. 11

Tabelle 12: Verdampfungskühlung durch externe Rezirkulatbefeuchtung

Parameter	Einheit	Betrag
Abgastemperatur im Zustandspunkt 1	°C	160
Abgastemperatur im Zustandspunkt 2	°C	130
Kühlgrenztemperatur bei Sättigung	°C	59,5
Abgasbeladung im Zustandspunkt 1	kg H_2O/kg tr. RG	0,0964
Abgasbeladung im Zustandspunkt 2	kg H_2O/kg tr. RG	0,1105
Kühlgrenzbeladung bei Sättigung	kg H_2O/kg tr. RG	0,1456
Kühlwasserbedarf für die Verdampfungskühlung	kg H_2O/h	2.405
Rezirkulatmenge bei 5 Ma.-% Reststofffeuchte	kg RS/h	45.695

CO_2-Bilanz

Bei der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat werden 85,6 kg CO_2/h durch das Kalkhydrat in Form von Calciumcarbonat gebunden.

3.1.4. Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat

Die Abscheidung der gasförmigen Schadstoffe Chlorwasserstoff (HCl), Fluorwasserstoff (HF) und der Schwefeloxide (SO_x) erfolgt bei dem Trockensorptionsverfahren mit dem Reagenz Bicarbonat durch hochreaktives Natriumcarbonat, das bei der thermischen Zersetzung von Bicarbonat entsteht, nach folgenden Reaktionsgleichungen:

$$2\ NaHCO_3 \longrightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O \quad (13)$$

$$Na_2CO_3 + 2\ HCl \longrightarrow 2\ NaCl + CO_2 + H_2O \quad (14)$$

$$Na_2CO_3 + 2\ HF \longrightarrow 2\ NaF + CO_2 + H_2O \quad (15)$$

$$Na_2CO_3 + SO_2 \longrightarrow Na_2SO_3 + CO_2 \quad (16)$$

$$Na_2CO_3 + SO_3 \longrightarrow Na_2SO_4 + CO_2 \quad (17)$$

$$Na_2SO_3 + ½\ O_2 \longrightarrow Na_2SO_4 \quad (18)$$

Tabelle 13: Massenbilanz für das Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat

Parameter	Einheit	HCl	HF	SO_2	SO_3	FA
Rohgaskonzentration	mg/m^3_N	1.500	14	650 (als $SO_{x,ges}$)		2.500
Reingaskonzentration	mg/m^3_N	10	1	50 (als $SO_{x,ges}$)		10
Schadstoffeintritt	kg/h	197,2	1,8	85,0	0,5	328,7
Schadstoffaustritt	kg/h	1,3	0,1	6,2	0,0	1,4
Schadstoffabscheidung	kg/h	195,9	1,7	78,8	0,5	327,3
Abscheidegrad	%	99,33	92,87	92,30	100,00	99,60
Stöchiometrie (SV_2)	–	1,2	Bemerkung:			
Bicarbonatbedarf	kg/h	814,6	Die Schadstoffkonzentrationen sind auf das tr. RG i.N.			
Aktivkoksbedarf	kg/h	22,4	bei 11 Vol.-% O_2 bezogen.			

Quelle: Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), Apr. 2010

Pneumatische Reagenz- und Additivförderung

Tabelle 14: Pneumatische Reagenz- und Additivförderung bei dem TSV mit Bicarbonat

Parameter	Einheit	Bicarbonat	Aktivkoks
Förderlufttemperatur	°C	40	20
Förderluftdruck (als p_e)	mbar	125	125
Förderluftmenge (i.N.)	m^3_N/h	2.630	180

Quelle: Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), Apr. 2010

Tabelle 15: Reststoffzusammensetzung bei dem TSV mit Bicarbonat

Reststoff	Formel	Menge kg/h	Anteil Ma.-%
Natriumchlorid	NaCl	314,0	33,82
Natriumfluorid	NaF	3,6	0,39
Natriumsulfit	Na_2SO_3	108,6	11,69
Natriumsulfat	Na_2SO_4	52,4	5,65
Natriumcarbonat	Na_2CO_3	83,9	9,04
Aktivkoks	AK	22,4	2,41
Flugasche/Gesamtstaub	FA	327,3	35,25
Inertstoffe	Inert	16,3	1,75
Summe		928,5	100,00

Quelle: Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), Apr. 2010

Reststoffzusammensetzung: (die Werte für die Anteile der Reststoffprodukte wurden aus dem ökologischen Gutachten übernommen [1])

- 70 Mol.-% des Schwefelanteils werden als Natriumsulfit und 30 Mol.-% als Natriumsulfat abgeschieden.
- Der Reagenzüberschuss liegt vollständig als thermisch zersetztes Bicarbonat in Form von Natriumcarbonat vor.

CO_2-Bilanz

Bei dem Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat werden 387,6 kg CO_2/h durch die thermische Zersetzung des Bicarbonats und die Abscheidereaktionen freigesetzt.

3.1.5. Beispiel für eine Bilanzierung nach VDI 3460 Blatt 2

Die VDI-Richtlinie 3460 Blatt 2 *Emissionsminderung – Energieumwandlung bei der thermischen Abfallbehandlung* beschreibt Methoden der Energiebilanzierung bei der Abfallbehandlung in Monoverbrennungsanlagen und bei der Abfallmitverbrennung in industriellen Prozessen.

In Anlehnung an die VDI-Richtlinie 3460 Blatt 2 sind vom Institut für Energietechnik der Technischen Universität Dresden (TUD) die Massen- und Energiebilanzen für die vier betrachteten Konzeptvarianten erstellt worden (siehe [9]). Hierbei werden die einzelnen Bilanzkreise der Konzeptvarianten und ihre Anordnung in einer Gesamtübersicht dargestellt.

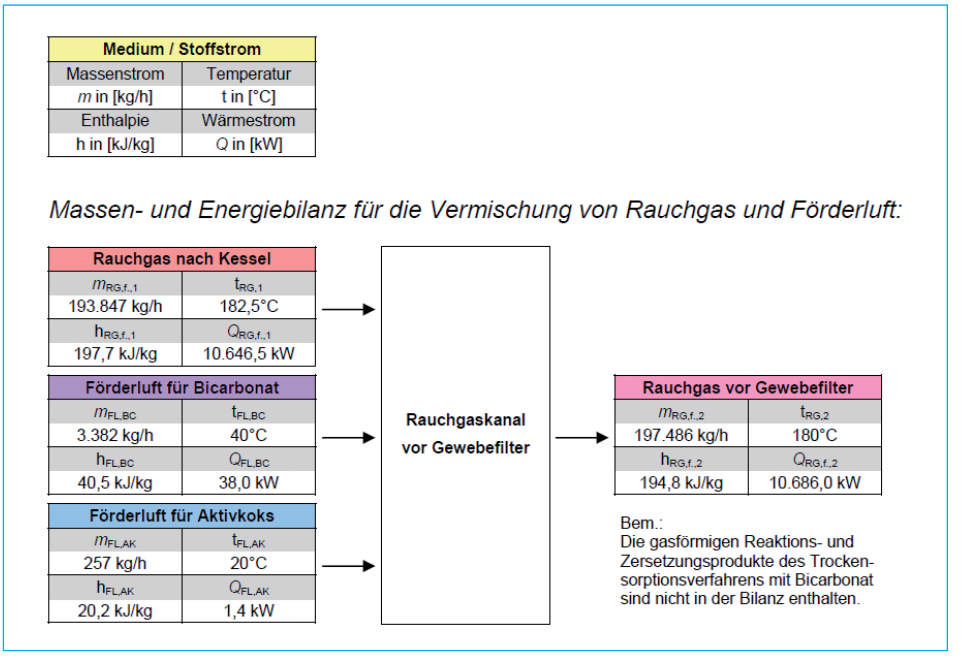


Bild 18: Darstellung einer Massen- und Energiebilanz in Anlehnung an die VDI-Richtlinie 3460 Blatt 2

Nachfolgend soll die Vermischung des Abgases mit den Förderluftströmen für die Bicarbonat- und Aktivkoksförderung bei der Variante V2 als Beispiel für eine Bilanzierung in Anlehnung an die VDI-Richtlinie 3460 Blatt 2 dargestellt werden.

Die relevanten Daten der in den Bilanzkreis eintretenden Medien bzw. Stoffströme werden in einer entsprechenden Matrix zusammengefasst und zugeordnet:

3.1.6. Bilanzierung der ausgewählten Konzeptvarianten

Variante V1: KTS mit Kalkhydrat und SCR-Verfahren

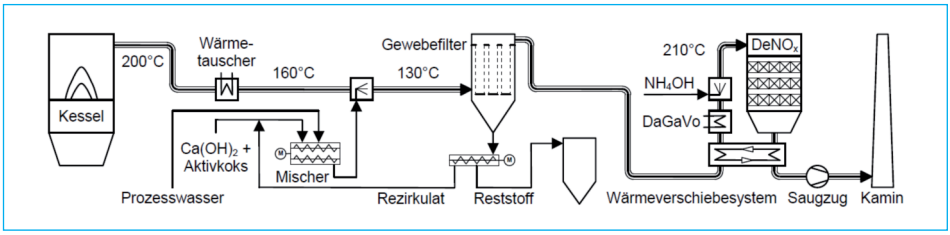


Bild 19: Variante V1: Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SCR-Verfahren

Auslegung Wärmetauscher (Fernwärme)

- feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG,f.}$ = 53,846 kg/s
- Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 200 °C
- Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 160 °C
- Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 44,2 kJ/kg
- nutzbare Wärmeleistung (bei η_{WT} = 95%): $\dot{Q}_{th,WT}$= 2.258,7 kW

Auslegung Gewebefilter

- Filterfläche:
  - spezifische Filterflächenbelastung: v_F = 60 m³/(m²·h)
  - feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom: $\dot{V}_{RG,f.,i.B.}$ = 238.824 m^3_B f. RG/h
  - Gesamtfilterfläche: A_F = 3.980 m²
- Druckluftbedarf:
  - spezifischer Druckluftbedarf: v_{DL} = 0,048 m^3_N DL/(m²·h)
  - Druckluftbedarf: $\dot{V}_{DL,tr.,i.N.}$ = 191 m^3_N DL/h

Auslegung Wärmeverschiebesystem (WVS)

- Reingasseite:
  - feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG(rein),f.}$ = 54,529 kg/s
  - Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG(rein),ein}$ = 210 °C
  - Abgasaustrittstemperatur (mit Grädigkeit = 25 K): $t_{RG(rein),aus}$ = 155 °C
  - Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG(rein),f.}$ = 61,4 kJ/kg

Tabelle 16: Bilanzierung

Parameter	Einheit	Feuerung	WT (FW)	Additive	GWF	DaGaVo	SCR	vor SZ	Summe Δp
RG-Menge (tr. i.N.)	m^3_N tr. RG/h	131.472	131.472	131.274	131.465	131.465	131.499	131.499	
H_2O-Menge (i.N.)	m^3_N H_2O/h	21.196	21.196	24.271	24.271	24.271	24.358	24.358	
RG-Menge (f. i.B.)	m^3_B f. RG/h	267.955	246.783	234.019	239.118	289.841	296.218	263.336	
RG-Temperatur	°C	200	160	130	130	210	210	155	
RG-Feuchte (abs.)	Vol.-% H_2O	13,884	13,884	15,604	15,585	15,585	15,628	15,628	
Druckverlust Δp	mbar	0	6	0	20	3	20	3	60
Gesamtdruck p_{abs}	mbar	1.000	994	994	974	963	943	94	
O_2	Vol.-% O_2 tr.	9,035	9,035	9,043	9,060	9,060	9,061	9,061	
HCl	mg/m^3_N tr. RG	1.500	1.500	10	10	10	10	10	
HF	mg/m^3_N tr. RG	14	14	1	1	1	1	1	
SO_x (als SO_2)	mg/m^3_N tr. RG	650	650	50	50	50	50	50	
NO_x (als NO_2)	mg/m^3_N tr. RG	400	400	401	400	400	100	100	
NH_3	mg/m^3_N tr. RG	0	0	0	0	0	4	4	
Gesamtstaub/FA	mg/m^3_N tr. RG	2.500	2.500	354.888	10	10	10	10	
Hg	mg/m^3_N tr. RG	0,500	0,500	0,030	0,030	0,030	0,030	0,030	
Cd + Tl	mg/m^3_N tr. RG	2,500	2,500	0,050	0,050	0,050	0,050	0,050	

Bemerkung: Die Druckverluste betragen für das Wärmeverschiebesystem 8 mbar (rohgasseitig) bzw. 10 mbar (reingasseitig), für die NH_4OH-Eindüsung etwa 2 mbar, für den SCR-Katalysator (3 Lagen) 8 mbar und für die Abgaskanalstrecke etwa 3 mbar (siehe Δp vor SZ).

Tabelle 17: Betriebsmittelverbrauch

Parameter	Einheit	WT (FW)	Additive	GWF	DaGaVo	SCR	SZ	Summe
Strom (elektrische Leistung)	kWh/h		25	135			535	695
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	kg/h		556					556
Natriumhydrogencarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	kg/h							0
Aktivkoks (AK)	kg/h		8					8
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	kg/h					61		61
Wasser (Prozesswasser)	kg/h		2.405					2.405
Druckluft (tr.)	m^3_N/h			191		38		229
HD-Sattdampf (40 bar(a)/250,4 °C)	kg/h				5.066			5.066
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	kW	2.259						2.259
Reststoffentsorgung (RS)	kg/h			1.196				1.196

- nutzbare Wärmeleistung (bei η_{WVS} = 75 %): $\dot{Q}_{th,WVS}$ = 2.509,5 kW
- Rohgasseite:
  - feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG(roh),f.}$ = 54,499 kg/s
  - Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG(roh),ein}$ = 130 °C
  - Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG(roh),aus}$ = 171,6 °C
  - Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG(roh),f.}$ = 46,1 kJ/kg

Auslegung Dampf-Gas-Vorwärmer (DaGaVo)

- Dampfparameter:
  - Dampfdruck (als p_{abs}): p_D = 40 bar(a)
  - Dampftemperatur (Sattdampf): t_D = 250,4 °C
  - Dampfenthalpiedifferenz ($r_D = \Delta_{hD} = h''_D - h'_D$): Δh_D = 1.713,5 kJ/kg
- Abgasparameter:
  - feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG(roh),f.}$ = 54,499 kg/s
  - Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 171,6 °C
  - Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 210 °C
  - Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 42,9 kJ/kg
- erforderliche Dampfleistung (bei η_{DaGaVo} = 97 %): $\dot{Q}_{th,DaGaVo}$ = 2.411,1 kW
- erforderliche Dampfmenge: m_D = 5.066 kg/h

Auslegung Saugzug

- feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom: $\dot{V}_{RG,f.,i.B.}$ = 263.336 m^3_B f. RG/h
- Druckdifferenz: Δp = 60 mbar
- Leistungsbedarf (bei η_{SZ} = 82 %): P_{SZ} = 535 kW

Die Auslegung der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat erfolgt gemäß der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.3. Die Auslegung des SCR-Verfahrens entspricht der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.2.

Variante V2: TSV mit Bicarbonat und SCR-Verfahren

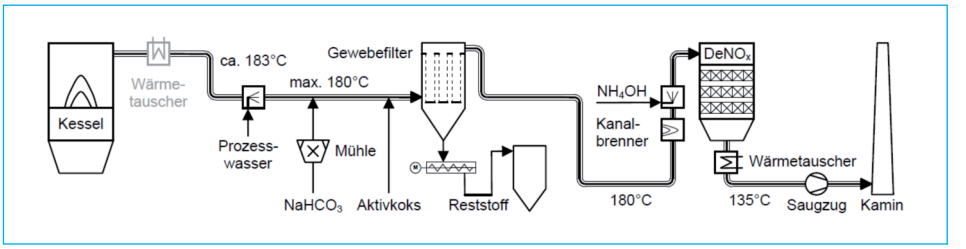


Bild 20: Variante V2: Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat und SCR-Verfahren

Auslegung Wärmetauscher (Economiser)

- feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG,f.}$ = 53,846 kg/s
- Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 200 °C
- Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 182,5 °C
- Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 19,4 kJ/kg
- nutzbare Wärmeleistung (bei η_{WT} = 95 %): $\dot{Q}_{th,WT}$= 990,8 kW

Auslegung Gewebefilter

- Filterfläche:
  - spezifische Filterflächenbelastung: v_F = 60 $m^3/(m^2 \cdot h)$
  - feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom:$\dot{V}_{RG,f.i.B.}$ = 268.731 m^3_B f. RG/h
  - Gesamtfilterfläche: A_F = 4.479 m^2
- Druckluftbedarf:
  - spezifischer Druckluftbedarf: v_{DL} = 0,048 m^3_N DL/$(m^2 \cdot h)$
  - Druckluftbedarf: $\dot{V}_{DL,tr.i.N.}$ = 215 m^3_N DL/h

Auslegung Kanalbrenner

- feuchte Abgasmenge (bei 60 % Kesselleistung): $\dot{m}_{RG,f.}$ = 33,002 kg/s
- Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 180 °C
- Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 320 °C

Tabelle 18: Bilanzierung

Parameter	Einheit	Feuerung	WT (Eco)	Additive	GWF	SCR	WT (FW)	vor SZ	Summe Δp
RG-Menge (tr. i.N.)	m^3_N tr. RG/h	131.472	131.472	134.306	134.521	134.555	134.555	134.555	
H_2O-Menge (i.N.)	m^3_N H_2O/h	21.196	21.196	21.405	21.405	21.492	21.492	21.492	
RG-Menge (f. i.B.)	m^3_B f. RG/h	267.955	259.602	263.324	269.102	272.671	247.135	247.913	
RG-Temperatur	°C	200	182,5	180	180	180	135	135	
RG-Feuchte (abs.)	Vol.-% H_2O	13,884	13,884	13,747	13,728	13,773	13,773	13,773	
Druckverlust Δp	mbar	0	6	0	20	12	6	3	47
Gesamtdruck p_{abs}	mbar	1.000	994	994	974	962	956	953	
O_2	Vol.-% O_2 tr.	9,035	9,035	9,276	9,295	9,295	9,295	9,295	
HCl	mg/m^3_N tr. RG	1.500	1.500	10	10	10	10	10	
HF	mg/m^3_N tr. RG	14	14	1	1	1	1	1	
SO_x (als SO_2)	mg/m^3_N tr. RG	650	650	49	49	49	49	49	
NO_x (als NOv)	mg/m^3_N tr. RG	400	400	392	391	98	98	98	
NH_3	mg/m^3_N tr. RG	0	0	0	0	4	4	4	
Gesamtstaub/FA	mg/m^3_N tr. RG	2.500	2.500	8.679	10	10	10	10	
Hg	mg/m^3_N tr. RG	0,500	0,500	0,030	0,030	0,030	0,030	0,030	
Cd + Tl	mg/m^3_N tr. RG	2,500	2,500	0,050	0,050	0,050	0,050	0,050	

Bemerkung: 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 Abgaskanalstrecke etwa 3 mbar (siehe Δp vor SZ).

Tabelle 19: Betriebsmittelverbrauch

Parameter	Einheit	WT (Eco)	Additive	GWF	SCR	WT (FW)	SZ	Summe
Strom (elektrische Leistung)	kWh/h		70	130			395	595
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	kg/h							0
Natriumhydrogencarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	kg/h		815					815
Aktivkoks (AK)	kg/h		22					22
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	kg/h				61			61
Wasser (Prozesswasser)	kg/h							0
Druckluft (tr.)	m^3_N/h			215	38			253
HD-Sattdampf (40 bar(a)/250,4 °C)	kg/h							0
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	kW	991				2.581		3.572
Reststoffentsorgung (RS)	kg/h			929				929

Bemerkung: Bei der Additivdosierung beträgt der Leistungsbedarf für die Bicarbonat-Mühle 35 kW, für den Sichter 5 kW und für die Gebläse 30 kW.
Für die Reinigung des SCR-Katalysators von Ammoniumverbindungen durch die Aufheizung auf 320 °C (bei verminderter Kesselleistung von 60 % und 8 Reinigungsvorgängen pro Jahr) ist ein Erdgasbedarf (Erdgas H mit H_u = 10,08 kWh/m^3_N EG) von 29.052 m^3_N EG/a erforderlich.

- Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 157,1 kJ/kg
- erforderliche Heizleistung (bei η_{KBR} = 85 %): $\dot{Q}_{th,KBR}$ = 6.100,9 kW
- tatsächlicher Erdgasbedarf (mit H_u = 10,08 kWh/m^3_N): $\dot{V}_{EG,\,i.N.}$ = 605 m^3_N EG/h
- Anzahl der Reinigungsvorgänge: n_{RV} = 8 RV/a
- Dauer der Reinigungsvorgänge: τ_{RV} = 6 h/RV
- erforderliche Erdgasmenge: $\dot{V}_{EG,\,i.N.}$ = 29.052 m^3_N EG/a
- spezifischer Erdgasbedarf (umgerechnet auf 8.000 h/a): $\dot{V}_{EG,\,i.N.}$ = 3,6 m^3_N EG/h

Auslegung Wärmetauscher (Fernwärme)

- feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG,f.}$ = 55,016 kg/s
- Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 180 °C
- Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 135 °C
- Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 49,4 kJ/kg
- nutzbare Wärmeleistung (bei η_{WT} = 95%): $\dot{Q}_{th,WT}$ = 2.581,2 kW

Auslegung Saugzug

- feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom: $\dot{V}_{RG,f.i.B.}$ = 247.913 m^3_B f. RG/h
- Druckdifferenz: Δp = 47 mbar
- Leistungsbedarf (bei η_{SZ} = 82%): P_{SZ} = 395 kW

Die Auslegung des Trockensorptionsverfahrens mit Bicarbonat erfolgt gemäß der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.4. Die Auslegung des SCR-Verfahrens entspricht der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.2.

Variante V3: KTS mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren

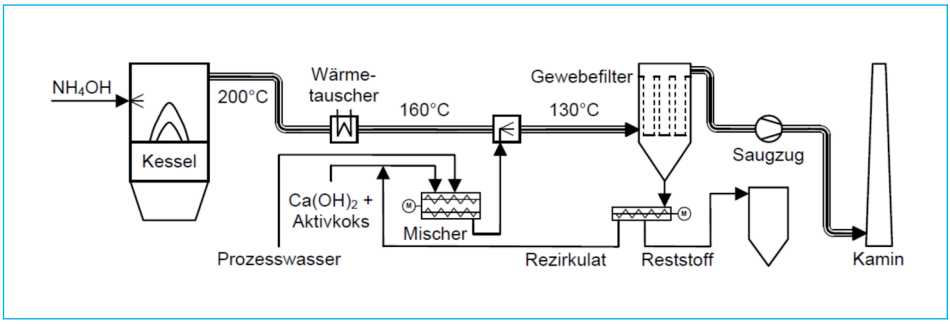


Bild 21: Variante V3: Konditionierte Trockensorption (KTS) mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren

Auslegung Wärmetauscher (Fernwärme)

- feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG,f.}$ = 53,906 kg/s
- Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 200 °C
- Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 160 °C
- Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 44,2 kJ/kg
- nutzbare Wärmeleistung (bei η_{WT} = 95 %): $\dot{Q}_{th,WT}$ = 2.262,3 kW

Auslegung Gewebefilter

- Filterfläche:
  - spezifische Filterflächenbelastung: ν_F = 60 m³/(m² • h)
  - feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom: $\dot{V}_{RG,f.,i.B.}$ = 239.182 m^3_B f. RG/h
  - Gesamtfilterfläche: A_F = 3.986 m²
- Druckluftbedarf:
  - spezifischer Druckluftbedarf: v_{DL} = 0,048 m^3_N DL/(m² • h)
  - Druckluftbedarf: $\dot{V}_{DL,tr.,i.N.}$ = 191 m^3_N DL/h

Auslegung Saugzug

- feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom: $\dot{V}_{RG,f.,i.B.}$ = 240.215 m^3_B f. RG/h
- Druckdifferenz: Δp = 29 mbar
- Leistungsbedarf (bei η_{SZ} = 82 %): P_{SZ} = 236 kW

Tabelle 20: Bilanzierung

Parameter	Einheit	Feuerung	SNCR	WT (FW)	Additive	GWF	vor SZ	Summe Δp
RG-Menge (tr. i.N.)	m^3_N tr. RG/h	131.472	131.539	131.539	131.341	131.532	131.532	
H_2O-Menge (i.N.)	m^3_N H_2O/h	21.196	21.361	21.361	24.437	24.437	24.437	
RG-Menge (f. i.B.)	m^3_B f. RG/h	267.955	268.364	247.159	234.369	239.476	240.215	
RG-Temperatur	°C	200	200	160	130	130	130	
RG-Feuchte (abs.)	Vol.-% H_2O	13,884	13,971	13,971	15,687	15,668	15,668	
Druckverlust Δp	mbar	0	0	6	0	20	3	29
Gesamtdruck pabs	mbar	1.000	1.000	994	994	974	971	
O_2	Vol.-% O_2 tr.	9,035	9,029	9,029	9,037	9,054	9,054	
HCl	mg/m^3_N tr. RG	1.500	1.499	1.499	10	10	10	
HF	mg/m^3_N tr. RG	14	14	14	1	1	1	
SO_x (als SO_2)	mg/m^3_N tr. RG	650	649	649	50	50	50	
NO_x (als NO_2)	mg/m^3_N tr. RG	400	100	400	100	100	100	
NH_3	mg/m^3_N tr. RG	0	15	15	15	15	15	
Gesamtstaub/FA	mg/m^3_N tr. RG	2.500	2.499	2.499	354.706	10	10	
Hg	mg/m^3_N tr. RG	0,500	0,500	0,500	0,030	0,030	0,030	
Cd + Tl	mg/m^3_N tr. RG	2,500	2,499	2,499	0,050	0,050	0,050	

Bemerkung: Der Druckverlust für die Abgaskanalstrecke beträgt etwa 3 mbar (siehe Δp vor SZ).

Tabelle 21: Betriebsmittelverbrauch

Parameter	Einheit	SNCR	WT (FW)	Additive	GWF	SZ	Summe
Strom (elektrische Leistung)	kWh/h			25	135	236	396
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	kg/h			556			556
Natriumhydrogencarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	kg/h						0
Aktivkoks (AK)	kg/h			8			8
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	kg/h	119					119
Wasser (Prozesswasser)	kg/h			2.405			2.405
Druckluft (tr.)	m^3_N/h	73			191		265
HD-Sattdampf (40 bar(a)/250,4 °C)	kg/h						0
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	kW		2.262				2.262
Reststoffentsorgung (RS)	kg/h				1.196		1.196

Die Auslegung der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat erfolgt gemäß der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.3. Die Auslegung des SNCR-Verfahrens entspricht der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.1.

Variante V4: TSV mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren

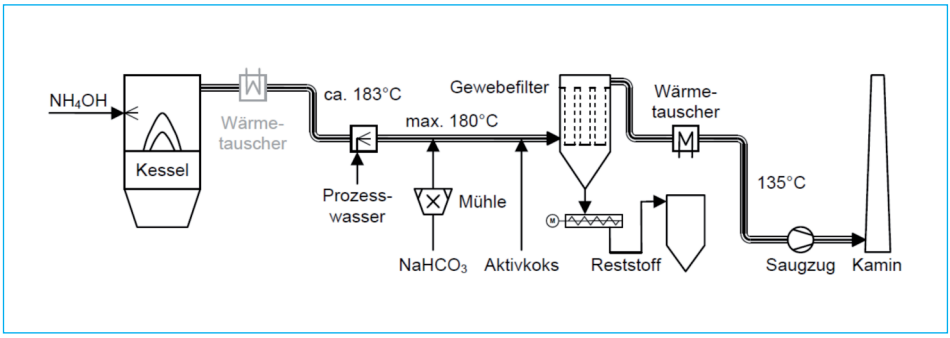


Bild 22: Variante V4: Trockensorptionsverfahren (TSV) mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren

Auslegung Wärmetauscher (Economiser)

- feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG,f.}$ = 53,906 kg/s
- Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 200 °C
- Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 182,5 °C
- Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 19,4 kJ/kg
- nutzbare Wärmeleistung (bei η_{WT} = 95 %): $\dot{Q}_{th,WT}$ = 992,4 kW

Tabelle 22: Bilanzierung

Parameter	Einheit	Feuerung	SNCR	WT (Eco)	Additive	GWF	WT (FW)	vor SZ	Summe Δp
RG-Menge (tr. i.N.)	m^3_N tr. RG/h	131.472	131.539	131.539	134.373	134.588	134.588	134.588	
H_2O-Menge (i.N.)	m^3_N H_2O/h	21.196	21.361	21.361	21.571	21.571	21.571	21.571	
RG-Menge (f. i.B.)	m^3_B f. RG/h	267.955	268.364	259.998	263.718	269.504	244.246	245.005	
RG-Temperatur	°C	200	200	182,5	180	180	135	135	
RG-Feuchte (abs.)	Vol.-% H_2O	13,884	13,971	13,971	13,832	13,813	13,813	13,813	
Druckverlust Δp	mbar	0	0	6	0	20	6	3	35
Gesamtdruck p_{abs}	mbar	1.000	1.000	994	994	974	968	965	
O_2	Vol.-% O_2 tr.	9,035	9,029	9,029	9,270	9,289	9,289	9,289	
HCl	mg/m^3_N tr. RG	1.500	1.499	1.499	10	10	10	10	
HF	mg/m^3_N tr. RG	14	14	14	1	1	1	1	
SO_x (als SO_2)	mg/m^3_N tr. RG	650	649	649	49	49	49	49	
NO_x (als NO_2)	mg/m^3_N tr. RG	400	100	100	98	98	98	98	
NH_3	mg/m^3_N tr. RG	0	15	15	15	15	15	15	
Gesamtstaub/FA	mg/m^3_N tr. RG	2.500	2.499	2.499	8.674	10	10	10	
Hg	mg/m^3_N tr. RG	0,500	0,500	0,500	0,030	0,030	0,030	0,030	
Cd + Tl	mg/m^3_N tr. RG	2,500	2,499	2,499	0,050	0,050	0,050	0,050	

Bemerkung: Der Druckverlust für die Abgaskanalstrecke beträgt etwa 3 mbar (siehe Δp vor SZ).

Tabelle 23: Betriebsmittelverbrauch

Parameter	Einheit	SNCR	WT (Eco)	Additive	GWF	WT (FW)	SZ	Summe
Strom (elektrische Leistung)	kWh/h			70	130		290	490
Kalkhydrat 95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)	kg/h							0
Natriumhydrogencarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)	kg/h			815				815
Aktivkoks (AK)	kg/h			22				22
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)	kg/h	119						119
Wasser (Prozesswasser)	kg/h							0
Druckluft (tr.)	m^3_N/h	73			215			289
HD-Sattdampf (40 bar(a)/250,4 °C)	kg/h							0
nutzbare Wärmeleistung (Q_{th})	kW		992			2.585		3.577
Reststoffentsorgung (RS)	kg/h				929			929

Bemerkung: Bei der Additivdosierung beträgt der Leistungsbedarf für die Bicarbonat-Mühle 35 kW, für den Sichter 5 kW und für die Gebläse 30 kW.

Auslegung Gewebefilter

- Filterfläche:
  - spezifische Filterflächenbelastung: ν_F = 60 m³/(m² • h)
  - feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom: $\dot{V}_{RG,f.i.B.}$ = 269.133 m^3_B f. RG/h
  - Gesamtfilterfläche: A_F = 4.486 m²
- Druckluftbedarf:
  - spezifischer Druckluftbedarf: v_{DL} = 0,048 m^3_N DL/(m² • h)
  - Druckluftbedarf: $\dot{V}_{DL,tr.i.N.}$ = 215 m^3_N DL/h

Auslegung Wärmetauscher (Fernwärme)

- feuchte Abgasmenge: $\dot{m}_{RG,f.}$ = 55,063 kg/s
- Abgaseintrittstemperatur: $t_{RG,ein}$ = 180 °C
- Abgasaustrittstemperatur: $t_{RG,aus}$ = 135 °C
- Abgasenthalpiedifferenz: $\Delta h_{RG,f.}$ = 49,4 kJ/kg
- nutzbare Wärmeleistung (bei η_{WT} = 95%): $\dot{Q}_{th,WT}$ = 2.584,6 kW

Auslegung Saugzug

- feuchter Abgasbetriebsvolumenstrom: $\dot{V}_{RG,f.i.B.}$ = 245.005 m^3_B f. RG/h
- Druckdifferenz: Δp = 35 mbar
- Leistungsbedarf (bei η_{SZ} = 82%): P_{SZ} = 290 kW

Die Auslegung des Trockensorptionsverfahrens mit Bicarbonat erfolgt gemäß der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.4. Die Auslegung des SNCR-Verfahrens entspricht der Bilanzierung in Abschnitt 3.1.1.

3.2. Ermittlung der Investitions- und Betriebsmittelkosten

3.2.1. Investitionskosten

Die Preise basieren auf zeitnahen Richtpreisangeboten für die spezifizierten Verfahrenskonzepte (Anbieter: Firma LAB GmbH und Firma Lühr Filter GmbH & Co KG). Die angegebenen Investitionskosten errechnen sich als Mittelwert aus den entsprechenden Richtpreisangeboten.

Tabelle 24: Investitionskosten für die Varianten V1 bis V4

Variante	V1	V2	V3	V4
	Mio. EUR			
Investitionskosten	12,245	11,675	8,750	8,675

3.2.2. Betriebsmittelkosten

Für die Ermittlung der Betriebsmittelkosten wurden die in [3] angegebenen Werte für die spezifischen Betriebsmittelkosten übernommen, ergänzt und ggf. aktualisiert.

Tabelle 25: Spezifische Betriebsmittelkosten

Parameter		Einheit	Preis
Strom (elektrische Energie)		EUR/kWh	0,05
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)		EUR/t	90
Natriumhydrogencarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)		EUR/t	230
Aktivkoks (AK)		EUR/t	420
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)		EUR/t	100
Wasser (Prozesswasser)		EUR/t	0,5
Druckluft (tr.)		EUR/m^3_N	0,03
HD-Sattdampf (40 bar(a)/250,4 °C)		EUR/t	13,27
Erdgas H (H_u = 10,08 kWh/m^3_N EG)		EUR/m^3_N	0,60
nutzbare Wärmeleistung	Economiser (Eco)	EUR/kW	-0,010
	Fernwärme (FW)	EUR/kW	-0,026
Reststoffentsorgung (RS)		EUR/t	135

Bemerkung: Die Vergütung für die nutzbare Eco-Wärmeleistung basiert auf der Erlössteigerung bei der Stromerzeugung infolge des höheren Kesselwirkungsgrades. Der HD-Sattdampfpreis errechnet sich aus der Erlösminderung bei der Stromerzeugung bezogen auf die erforderliche Dampfmenge für den DaGaVo-Betrieb.

Tabelle 26: Betriebsmittelverbrauch für die Varianten V1 bis V4

Parameter		Einheit	V1	V2	V3	V4
Strom (elektrische Energie)		kWh/h	695	595	396	490
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)		kg/h	556	0	556	0
Natriumhydrogencarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)		kg/h	0	815	0	815
Aktivkoks (AK)		kg/h	8	22	8	22
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)		kg/h	61	61	119	119
Wasser (Prozesswasser)		kg/h	2.405	0	2.405	0
Druckluft (tr.)		m^3_N/h	229	253	265	289
HD-Sattdampf (40 bar(a)/250,4 °C)		kg/h	5.066	0	0	0
Erdgas H (H_u = 10,08 kWh/m^3_N EG)		m^3_N/h	0	3,6	0	0
nutzbare Wärmeleistung	Economiser (Eco)	kW	0	991	0	992
	Fernwärme (FW)	kW	2.259	2.581	2.262	2.585
Reststoffentsorgung (RS)		kg/h	1.196	929	1.196	929

Tabelle 27: Betriebsmittelkosten für die Varianten V1 bis V4

Parameter		Einheit	V1	V2	V3	V4
Strom (elektrische Energie)		EUR/h	35	30	20	25
Kalkhydrat (95 Ma.-% $Ca(OH)_2$)		EUR/h	50	0	50	0
Natriumhydrogencarbonat (98 Ma.-% $NaHCO_3$)		EUR/h	0	187	0	187
Aktivkoks (AK)		EUR/h	3	9	3	9
Ammoniakwasser (25 Ma.-% NH_3)		EUR/h	6	6	12	12
Wasser (Prozesswasser)		EUR/h	1	0	1	0
Druckluft (tr.)		EUR/h	7	8	8	9
HD-Sattdampf (40 bar(a)/250,4 °C)		EUR/h	67	0	0	
Erdgas H (H_u = 10,08 kWh/m^3_N EG)		EUR/h	0	2	0	0
nutzbare Wärmeleistung	Economiser (Eco)	EUR/h	0	-10	0	-10
	Fernwärme (FW)	EUR/h	-59	-67	-59	-67
Reststoffentsorgung (RS)		EUR/h	161	125	161	125
Summe Betriebsmittelkosten		**EUR/h**	**272**	**291**	**197**	**290**
jährliche Kosten bei 8.000 h/a		**EUR/a**	**2.178.207**	**2.325.998**	**1.574.376**	**2.320.294**

3.2.3. Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Tabelle 28: Wirtschaftlichkeitsbetrachtung für die Varianten V1 bis V4 gemäß VDI 2067

Kosten	Einheit	V1	V2	V3	V4
Investitionskosten	EUR	12.245.000	11.675.000	8.750.000	8.675.000
Betriebsmittelkosten p.a.	EUR/a	2.178.207	2.325.998	1.574.376	2.320.294
Abschreibung p.a.	EUR/a	612.250	583.750	437.500	433.750
Kapitaldienstkosten p.a.	EUR/a	1.247.766	1.189.683	891.625	883.983
Gesamtkosten einschl. Kapitaldienst	**EUR/a**	**3.425.973**	**3.515.681**	**2.466.001**	**3.204.277**

Bemerkung: Nutzungsdauer = 20 Jahre; Zinssatz = 8 %; Annuität = 0,1019 (nach VDI 2067)

3.2.4. Preissensitivität und Kostentendenzen

Bei der Preissensitivität der Betriebsmittelkosten sind vor allem zwei Kostenparameter von Bedeutung – die Reagenzkosten und die Reststoffentsorgungskosten.

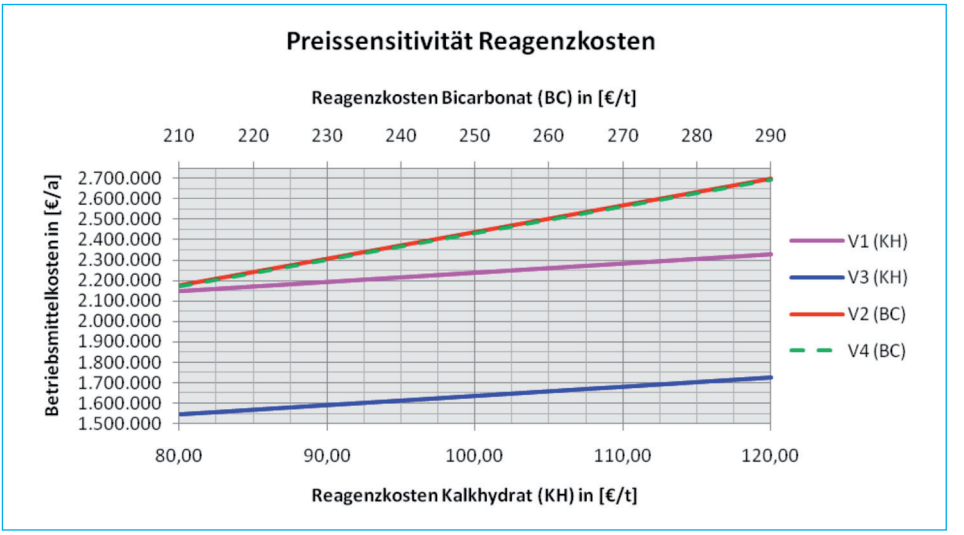


Bild 23: Einfluss der Preissensitivität der Reagenzkosten auf die Betriebsmittelkosten

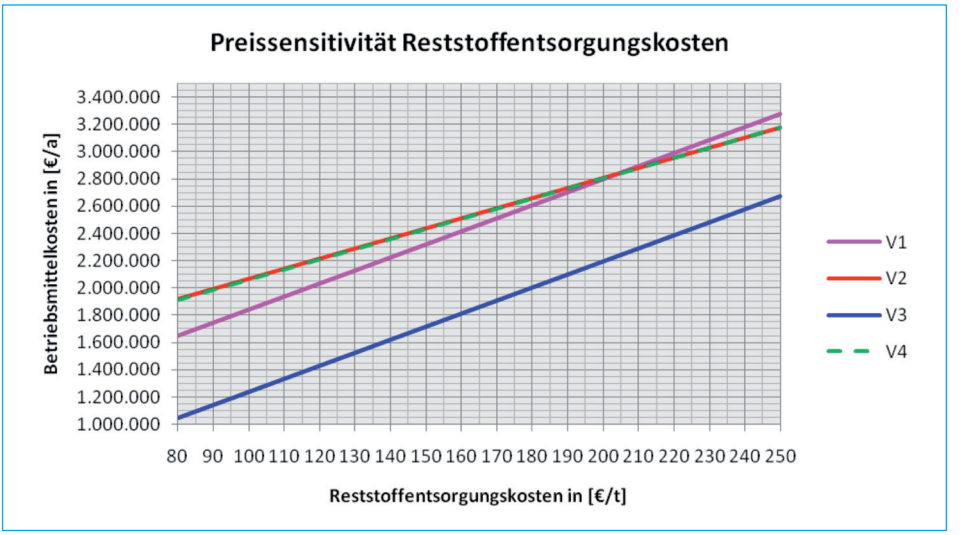


Bild 24: Einfluss der Preissensitivität der Reststoffentsorgungskosten auf die Betriebsmittelkosten

Die Preisentwicklung der Reagenzkosten hat in den letzten Jahren gezeigt, dass der Preisanstieg bei Bicarbonat (Preisniveau 2008: etwa 180 EUR/t; Preisniveau 2010: etwa 230 EUR/t) deutlich höher ist als bei Kalkhydrat (Preisniveau 2008: im Mittel etwa 85 EUR/t; Preisniveau 2010: im Mittel etwa 90 EUR/t).

Diese Preisentwicklung kann mit dem energieintensiven Herstellungsprozess und der geringen Anzahl der Produzenten bzw. Anbieter für Bicarbonat begründet werden. Mit der Firma Solvay Chemicals GmbH und den Sodawerken Staßfurt GmbH & Co. KG gibt es nur zwei Produzenten bzw. Anbieter für Bicarbonat in Deutschland, sodass sich hier wegen der eingeschränkten Konkurrenzsituation ganz andere Möglichkeiten bei der Preisgestaltung bieten als für die Anbieter und Produzenten von Kalkhydrat.

Betrachtet man die Preisentwicklung der Reststoffentsorgungskosten in Deutschland (Preisniveau 2006: etwa 90 EUR/t; 2008: etwa 110 EUR/t; 2010: etwa 135 EUR/t), dann kann man erkennen, dass ab einem bestimmten Preis für die Reststoffentsorgung die Betriebsmittelkosten der Konzeptvarianten mit Bicarbonat als Reagenz geringer sind als die Betriebsmittelkosten für die Konzeptvarianten mit Kalkhydrat (bei gleichbleibenden Reagenzkosten). Das Bild 24 zeigt, dass die Betriebsmittelkosten der Varianten V2 und V4 ab einem Entsorgungspreis von etwa 205 EUR/t niedriger als bei der Variante V1 sind. Die Variante V3 verursacht aber eindeutig die geringsten Betriebsmittelkosten.

3.3. Bewertung der Verfahrenskonzepte aus energiewirtschaftlicher Sicht

Tabelle 29: Bewertung der Verfahrenskonzepte aus energiewirtschaftlicher Sicht

Konzept	Vorteile	Nachteile
Variante V1	• Wärmeauskopplung hinter Kessel für Fernwärmeproduktion	• SCR-Betriebstemperatur von 210 °C erfordert Abgasaufheizung mit HD-Sattdampf durch DaGaVo • die Abgaswärme nach Katalysator wird für das Wärmeverschiebesystem (WVS) benötigt und kann nicht für eine Fernwärmeproduktion genutzt werden • relativ hohe Abgastemperatur von 155 °C vor Kamin infolge der Grädigkeit von 25 K bei dem Wärmetauschprozess
Variante V2	• Wärmeauskopplung hinter Kessel für Speisewasservorwärmung • durch das hohe Temperaturniveau von 180 °C ist der Betrieb einer Niedertemperatur-SCR möglich, sodass eine weitere Abgasaufheizung überflüssig ist • Wärmeauskopplung hinter SCR-Anlage für Fernwärmeproduktion • geringe Abgasverluste durch niedrige Abgastemperatur (135 °C) vor Kamin	• die reversible Desaktivierung des SCR-Katalysators durch Ammoniumsalze erfordert regelmäßige Reinigungsvorgänge bei reduzierter Kesselleistung von 60 % mit erdgasbetriebenem Kanalbrenner (Abgasaufheizung auf 320 °C) • aufgrund der reduzierten Kesselleistung kommt es zu Mindererlösen bei der Abfallentsorgung sowie bei der Strom- und Fernwärmeproduktion
Variante V3	• Wärmeauskopplung hinter Kessel für Fernwärmeproduktion • geringe Abgasverluste durch niedrige Abgastemperatur (130 °C) vor Kamin	• keine
Variante V4	• Wärmeauskopplung hinter Kessel für Speisewasservorwärmung • Wärmeauskopplung hinter Gewebefilter für Fernwärmeproduktion • geringe Abgasverluste durch niedrige Abgastemperatur (135 °C) vor Kamin	• keine

Bei den Konzeptvarianten mit Kalkhydrat erfolgt eine Fernwärmeauskopplung hinter dem Kessel, während bei den Konzeptvarianten mit Bicarbonat eine Fernwärmeauskopplung erst vor Kamin stattfindet. Ein nennenswerter Vorteil bei der Wärmenutzung kann lediglich für die Variante V2 gegenüber der Variante V1 festgestellt werden, da hier eine wesentliche Abweichung bei der Konzeption des SCR-Verfahrens vorliegt. Bei der Variante V1 erfordert die Abgasaufheizung vor Katalysator den Betrieb eines Wärmeverschiebesystems und eines Dampf-Gas-Vorwärmers. Dieser Aufwand ist bei der Variante V2 für die Niedertemperatur-SCR nicht erforderlich.

Falls der CO_2-Zertifikatehandel auf die Abfallverbrennung erweitert wird, haben die Varianten V1 und V3 einen zusätzlichen Vorteil aufgrund ihrer positiven CO_2-Bilanz bei der Schadstoffabscheidung.

4. Zusammenfassung

Mit dieser Studie wird das bereits vorliegende ökologische Gutachten über den Einsatz von Kalkhydrat und Natriumbicarbonat in einstufigen Trockensorptionsverfahren durch eine vergleichende ökonomische Betrachtung im Auftrag des Bundesverbandes der Deutschen Kalkindustrie (BVK) ergänzt.

Hierbei wurden die vier vorgeschlagenen Verfahrenskonzepte aus dem ökologischen Gutachten in Bezug auf den aktuellen Stand der Technik überprüft und im Hinblick auf eine energieoptimierte Anlagenkonfiguration angepasst. Die daraus resultierenden Kriterien und Rahmenbedingungen sind bei der Konzeptauswahl berücksichtigt worden.

Es wurden folgende Konzeptvarianten für die ökonomische Betrachtung ausgewählt:

- Variante V1: Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat und SCR-Verfahren
- Variante V2: Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat und SCR-Verfahren
- Variante V3: Konditionierte Trockensorption mit Kalkhydrat und SNCR-Verfahren
- Variante V4: Trockensorptionsverfahren mit Bicarbonat und SNCR-Verfahren

Die Massen- und Energiebilanzen für die ökonomische Betrachtung der vier Varianten sind auf der Grundlage von genau definierten Auslegungsdaten erstellt worden.

Ergebnisse der ökonomischen Betrachtung

Unter den vorgegebenen Bedingungen ist der Einsatz von Kalkhydrat aus ökonomischer Sicht am sinnvollsten, wie aus Tabelle 30 hervorgeht.

Bei allen vier ausgewählten Konzeptvarianten besteht infolge ihrer energieoptimierten Anlagenkonfiguration die Möglichkeit einer Wärmeauskopplung, sodass die optimale Wärmeausnutzung bei allen Varianten als Vorteil gewertet werden kann.

Tabelle 30: Wirtschaftlichkeitsbetrachtung für die Varianten V1 bis V4 gemäß VDI 2067

Kosten	Einheit	V1	V2	V3	V4
Investitionskosten	EUR	12.245.000	11.675.000	8.750.000	8.675.000
Betriebsmittelkosten p.a.	EUR/a	2.178.207	2.325.998	1.574.376	2.320.294
Abschreibung p.a.	EUR/a	612.250	583.750	437.500	433.750
Kapitaldienstkosten p.a.	EUR/a	1.247.766	1.189.683	891.625	883.983
Gesamtkosten einschließlich Kapitaldienst	EUR/a	3.425.973	3.515.681	2.466.001	3.204.277

Bemerkung: Nutzungsdauer = 20 Jahre; Zinssatz = 8 %; Annuität = 0,1019 (nach VDI 2067)

Ein relativer Nachteil bei der Energiebilanz kann lediglich für die Variante V1 festgestellt werden, da hier ein hoher Aufwand bei der Abgasaufheizung für das SCR-Verfahren betrieben werden muss.

Bei der Wahl des Abgasentstickungsverfahrens sind vor allem die Investitionskosten entscheidend. Im Hinblick auf die Leistungsfähigkeit ist das SNCR-Verfahren durch verschiedene Maßnahmen in den letzten Jahren ständig verbessert worden. Hierbei konnte der geforderte NO_x-Emissionswert von 100 mg/m³N tr. RG bei einem tolerierbaren NH_3-Schlupf sicher erreicht werden. Deshalb ist das SNCR-Verfahren unter den genannten Gesichtspunkten das favorisierte DeNOx-Verfahren.

Bei der Reagenzauswahl sind für die Betriebsmittelkosten unter Berücksichtigung der Preisentwicklung hauptsächlich die Reagenzkosten ausschlaggebend. In bestimmten Situationen können aber auch andere Kriterien für die Auswahl maßgebend sein, sodass dann eine Überprüfung der Kriterien und Rahmenbedingungen empfohlen wird.

Hierzu zählen vor allem verfahrenstechnische Kriterien, die einen Einfluss auf die Abscheideleistung und das stöchiometrische Verhältnis haben, sowie betriebswirtschaftliche Kriterien.

Wenn der Einfluss der verfahrenstechnischen bzw. betriebswirtschaftlichen Kriterien und Rahmenbedingungen so groß ist, dass eine Änderung der Betriebsmittelkostensituation eintritt, muss ggf. eine Neubewertung der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung vorgenommen werden.

Als betriebswirtschaftliches Kriterium sind vor allem die Reststoffentsorgungskosten anzusehen. Wenn man hier z.B. das Preisniveau von Frankreich (etwa 300 EUR/t) als Grundlage für die Ermittlung der Betriebsmittelkosten ansetzt, dann ergibt sich bei der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung ein völlig anderes Bild.

In diesem Zusammenhang ist auch die Hydratisierung von Reststoffen aus der konditionierten Trockensorption mit Kalkhydrat diskutiert worden. Der Hydratisierungsgrad der Reststoffe hat durch die gebundene Kristallwassermenge direkte Auswirkungen auf die insgesamt anfallende Reststoffmenge und die dadurch entstehenden Entsorgungskosten. Calciumchlorid beeinflusst durch seine hygroskopischen Eigenschaften außerdem die Fließfähigkeit des Reststoffs. Die

Hydratisierung des Calciumchlorids ist daher nicht nur aus betriebswirtschaftlicher Sicht von Bedeutung, sondern auch aus verfahrenstechnischer Sicht. Die bisherigen, z.T. widersprüchlichen Erkenntnisse und Untersuchungsergebnisse vermitteln jedoch kein eindeutiges Bild über den tatsächlich vorliegenden Hydratisierungsgrad des Calciumchlorids im Reststoff. Daher wird eine weitergehende Untersuchung zur Klärung des Sachverhalts empfohlen.

5. Literatur

[1] Pacher, C.; Mocker, M.; Weber-Blaschke, G.; Faulstich, M.: Ökologischer Vergleich der Sorptionsmittel Calciumhydroxid und Natriumhydrogencarbonat. In: Thomé-Kozmiensky, K. J.; Beckmann, M. (Hrsg.): Energie aus Abfall 6. Neuruppin: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, 2009

[2] Frey, R.: Konzepte zur Abgasreinigung: Tiefe Emissionen trotz hohem Schadstoff-Input. In: 4. Potsdamer Fachtagung: Optimierungen in der thermischen Abfall- und Reststoffbehandlung – Perspektiven und Möglichkeiten, 22.02.-23.02.2007, Potsdam

[3] Karpf, R.; Hüsch, J.: Bewertung verschiedener Rauchgasreinigungsverfahren im Kontext zu gesteigerten Emissionsanforderungen. In: VDI-Fachkonferenz: Thermische Abfallbehandlung. 08.10. - 09.10.2009, München

[4] Thomé-Kozmiensky, K. J.; Beckmann, M. (Hrsg.): Optimierung der Abfallverbrennung 2. Neuruppin: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, 2005

[5] Bilitewski, B.; Urban, A.; Faulstich, M. (Hrsg.): Thermische Abfallbehandlung, Band 14. Schriftenreihe des Fachgebietes Abfalltechnik Universität Kassel. Brunner, C.: Erfordern strengere Grenzwerte – insbesondere für die Entstickung – neue Rauchgasreinigungsverfahren? kassel university press GmbH, 2009

[6] Thomé-Kozmiensky, K. J.; Beckmann, M. (Hrsg.): Energie aus Abfall – Band 4. Neuruppin: TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, 2008

[7] Veser, K.: Regenerativ-Wärmetauscher in der Umwelttechnik. In: VGB Kraftwerkstechnik 66 (1988), Nr. 12

[8] Metschke, J.; Krüger, J.; Karpf, R.; Siebert, R.: Einstufige konditionierte trockene Rauchgasreinigung – Betriebserfahrungen im Müllkraftwerk Schwandorf. In: Abfallwirtschaftsjournal (1997), Nr. 11

[9] Beckmann, M.; Karpf, R.; Dütge, V.; Wen, T.: Endbericht: Vergleichende ökonomische Betrachtung verschiedener Einsatzstoffe bei Trockensorptionsverfahren zur Rauchgasreinigung. Auftraggeber: Bundesverband der Deutschen Kalkindustrie e.V. (BVK), 04/2010

6. Symbolverzeichnis

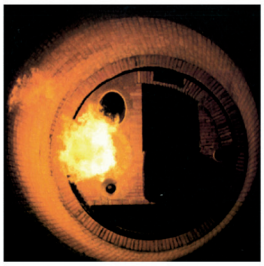
Abkürzungen, Formelzeichen und Indizes

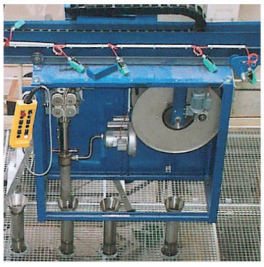
abs	absolut
AG	Abgas
AK	Aktivkohle; Aktivkoks
amb	ambiens, Umgebung
aq	aqueous, wässrig, hydratisiert
BC	Bicarbonat, Natriumhydrogencarbonat, $NaHCO_3$

Brs	Brennstoff
c	Konzentration
c_p, c_{pm}	(mittlere) spezifische isobare Wärmekapazität
c_v, c_{vm}	(mittlere) spezifische isochore Wärmekapazität
D	Dampf
DaGaVo	Dampf-Gas-Vorwärmer
DL	Druckluft
E	Energie
Eco	Economizer
EG	Erdgas
el	elektrisch
eq	equivalent, äquivalent
EV	Energieverlust
f.	feucht
F	Feuchte; Filter
FA	Flugasche, Gesamtstaub
FL	Förderluft
FLS	Flugstaub
FW	Fernwärme
g	gaseous, gasförmig
ges	gesamt
GWF	Gewebefilter
h	spezifische Enthalpie
h’	spezifische Sattdampfenthalpie (Siedelinie)
h”	spezifische Sattdampfenthalpie (Taulinie)
H	Enthalpie
HD	Hochdruck
HOK	Herdofenkoks
H_u	Heizwert
HVD	Verdampfungsenthalpie
i.B.	im Betriebszustand
i.N.	im Normzustand
k	Stoffmengenverhältnis
K	Kondensat
KA	Kamin

KBR	Kanalbrenner
Ke	Kessel
KH	Kalkhydrat, Calciumhydroxid, $Ca(OH)_2$
KTS	konditionierte Trockensorption
l	liquid, flüssig
L	Luft
Lsg	Lösung
m	Masse
$\dot{m}$	Massenstrom
M	Molmasse, molare Masse
n	Stoffmenge
n.	nach
nom	nominal
p	Druck
P	Leistung
PW	Prozesswasser
q	spezifische Leistung; spezifische Wärme
Q	Wärme
$\dot{Q}$	Wärmestrom, Wärmeleistung
r	Verdampfungsenthalpie
red	reduziert
Rez	Rezirkulat
RG	Abgas
RS	Reststoff
RV	Reinigungsvorgang
S	gesättigt; Sattdampf
SGZ, SZ	Saugzug
SV	stöchiometrisches Verhältnis
t	Temperatur in [°C]
T	thermodynamische Temperatur in [K]
tats	tatsächlich
th	thermisch
tr.	trocken
TSV	Trockensorptionsverfahren
U	Umgebung

ü	überschüssige
Ü	Überschuss; überhitzt
V	Variante; Volumen
$\dot{V}$	Volumenstrom
VDK	Verdampfungskühlung
W	Wasser
WT	Wärmetauscher
WVS	Wärmeverschiebesystem
x	Beladung
γ	Anteil; Massen- bzw. Molverhältnis
Δ	Differenz
η	Wirkungsgrad
λ	Luftüberschusszahl
ν	spezifische Filterflächenbelastung
ρ	Dichte
φ	relative Feuchte





Vivis
CONSULT GMBH

PROFESSOR DR. DR. H. C. KARL J. THOMÉ-KOZMIENSKY
DR.-ING. STEPHANIE THIEL
DIPL.-ING. ERNST THOMÉ

BERATUNG FÜR UMWELT UND ENERGIE

STRATEGIEENTWICKLUNG

WISSENSCHAFTLICHE UND INGENIEURTECHNISCHE EXPERTISEN

TECHNISCH-WIRTSCHAFTLICHE BEWERTUNG VON INVESTITIONSVORHABEN

RISIKOABSCHÄTZUNG BEIM EINSTIEG IN TECHNOLOGIEN UND VERFAHREN

TECHNIKFOLGENABSCHÄTZUNG

STOFFKREISLÄUFE

EMISSIONSMINDERUNG

ENERGIEEFFIZIENZ VON INDUSTRIELLEN PROZESSEN

TECHNISCH-WIRTSCHAFTLICHE BILANZIERUNG VON ENERGIEUMWANDLUNGS- UND STOFFBEHANDLUNGSPROZESSEN

UNTERSTÜTZUNG BEI GENEHMIGUNGSVERFAHREN

SCHADENSBEURTEILUNG

Sitz der Gesellschaft: Dorfstraße 51 D-16816 Nietwerder-Neuruppin Tel. +49.3391-45.45-0 Fax +49.3391-45.45-10 E-Mail: thome@vivis.de
Geschäftsführer: Professor Dr. Dr. h. c. Karl J. Thomé-Kozmiensky • **Handelsregister**: Amtsgericht Neuruppin HRB 8203 NP