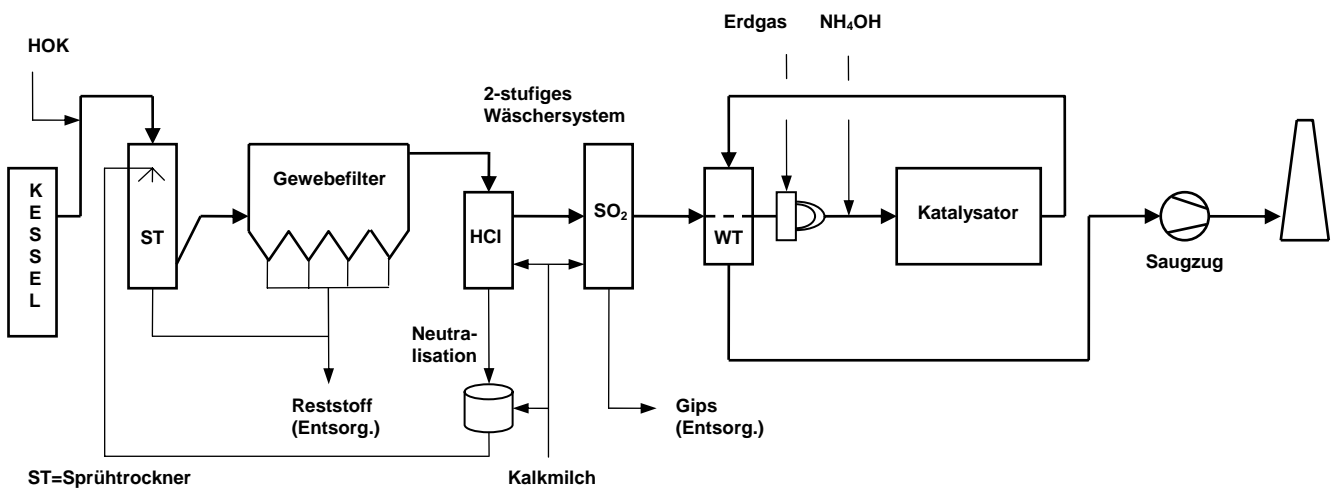


1 Einleitung

Gegenstand des vorgestellten Optimierungskonzeptes ist die Rauchgasreinigungsanlage einer MVA, bestehend aus 3 separaten Linien, in der pro Jahr ca. 360.000 Tonnen Abfall (Haus- und Gewerbeamüll) verbrannt werden können. Bei Nennlast der Anlage werden pro Stunde ca. 51,5 Tonnen Dampf pro Linie erzeugt und zum Antrieb einer Turbine zur elektrischen Stromerzeugung genutzt (elektrische Leistung 35 MW, ausreichend für circa 60.000 Haushalte).

Die vorhandene Rauchgasreinigungsanlage (RRA) besteht aus einem Sprühtrockner, Gewebefilter, 2-stufigem Wäscher und einer SCR DeNOx-Anlage als Endreinigungsstufe.

Abb. 1 - Schema Rauchgasreinigungsanlage „Istzustand“



Aufgrund umfangreicher, verschleißbedingt erforderlicher Sanierungsmaßnahmen in der Rauchgasreinigung, vorwiegend im Bereich der Wäschersysteme, wurden seitens des Betreibers Überlegungen angestellt, inwieweit es hierzu Alternativen gibt, diese zu optimieren und gegebenenfalls die Verfügbarkeit nochmals zu steigern.

Dabei wurden folgende Zielsetzungen vorgegeben:

- Senkung der Betriebskosten
- Weitere Senkung der Energieverbräuche
- Verbesserung der Energiebilanz
- Reduzierung der CO₂-Emissionen
- Möglichst kurze Umschlusszeiten bzw. weitestgehende Integration des Zeitbedarfs in ein normales Revisions-Zeitfenster

In einer ersten Konzeptstudie wurden daher alternative Rauchgasreinigungskonzepte der derzeitigen Anlagensituation gegenübergestellt und unter Berücksichtigung der Betriebs-, Instandhaltungs- sowie zu erwartenden Investkosten bewertet.

Insbesondere wurden als Alternative zu den vorhandenen Wäschersystemen trockene Rauchgasreinigungsverfahren, basierend auf Kalkhydrat bzw. Natriumbicarbonat als Absorbens, betrachtet.

2 Beschreibung der Verfahrensvarianten

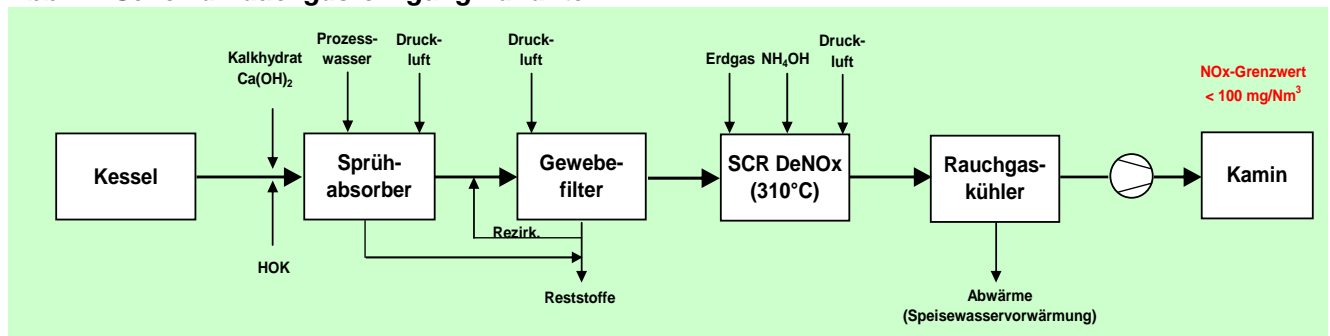
Die vorgestellten Trockensorptionsverfahren (V1 – V4) zeichnen sich durch einen vergleichsweise einfachen Aufbau bei gleichzeitig hoher Abscheideleistung aus:

Tabelle 1 – Betrachtete RRA-Varianten

V1	Konditionierte Trockensorption mit Kalk und SCR (310°C ,Aufheizung mit Erdgas)
V1a	Konditionierte Trockensorption mit Kalk und SCR (230°C, Aufheizung mit HD-Dampf)
V2	SNCR und konditionierte Trockensorption mit Kalk
V3	Konditionierte Trockensorption mit Bicar und Niedertemperatur-SCR
V4	SNCR und konditionierte Trockensorption mit Bicar

2.1 Variante 1 – Trockensorptionsverfahren (Kalk) mit SCR (310°C)

Abb. 2 - Schema Rauchgasreinigung Variante 1



Die Abscheidung der Schadgaskomponenten (außer NOx) erfolgt in einer konditionierten Trockensorptionsanlage mit Calciumhydroxid ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) zur Abscheidung der sauren Schadgasbestandteile und Herdofenkoks (HOK), zur Abscheidung von Schwermetallen und Dioxinen/Furanen.

Die Sorbentien werden dem Rauchgasstrom trocken zudosiert.

Der vorhandene Sprühabsorber wird als reiner Verdampfungskühler genutzt und die eintretenden Rauchgase werden durch Verdüsung von Prozesswasser auf die erforderliche Reaktionstemperatur von ca. 140°C im nachgeschalteten Gewebefilter, nach dem Prinzip der Verdampfungskühlung, abgekühlt. Dabei erhöht sich die Feuchte und es werden optimale Abscheidebedingungen für die Abscheidung mit Kalkhydrat eingestellt.

Ein Teil der dabei gebildeten Reaktionssalze sowie freie Kalkanteile werden über eine Rezirkulation dem Rauchgas erneut zugegeben. Dadurch verbessert sich zum einen die Kalkausnutzung und zum

anderen wird das insbesondere zur Abscheidung von SO₂ benötigte und gebildete Calciumchlorid dem Prozess angeboten.

Die aus dem Gewebefilter mit einer Temperatur von ca. 140°C austretenden Rauchgase werden direkt zum Platten-Wärmetauscher des Wärmeverschiebesystemes der SCR-DeNOx-Anlage geführt. Die vorhandene Glasrohr-WT-Stufe, ursprünglich zur Vorwärmung der gesättigten Rauchgase aus dem Wäscher vorgesehen, entfällt in diesem Konzeptvorschlag.

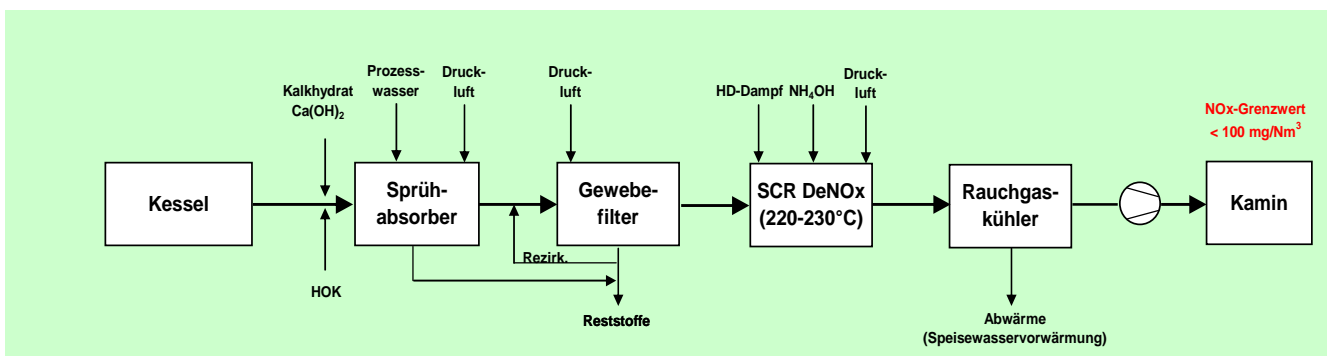
Nach Austritt aus dem Platten-Wärmetauscher (Primärseite) werden die Rauchgase mit dem Erdgasbrenner auf die Katalysator-Reaktionstemperatur von ca. 310°C aufgeheizt, bevor am Katalysator unter Verwendung von verdünnter Ammoniakwasserlösung (25%ig) die Entstickung erfolgt. Mit Durchströmen der Sekundärseite des Platten-Wärmetauschers wird die Wärme wieder an das zum Katalysator hin strömende Rauchgas abgegeben. Das Temperaturniveau der aus der SCR austretenden Rauchgase ist jedoch wegen dem Wegfall der Glasrohr-WT-Stufe höher als im momentanen Istzustand der RRA.

Zur weiteren Abkühlung der Rauchgase wird dem Platten-WT ein Rauchgaskühler (Rauchgas/Wasser) nachgeschaltet, um die Rauchgastemperatur abzusenken und die ausgekoppelte Wärmeenergie zur Aufwärmung des Turbinenkondensates zu verwenden.

Die aus dem Rauchgaskühler austretenden Rauchgase werden vom Saugzug in Richtung Kamin gefördert.

2.2 Variante 1a – Trockensorptionsverfahren (Kalk) mit SCR (220-230°C)

Abb. 3 - Schema Rauchgasreinigung Variante 1a

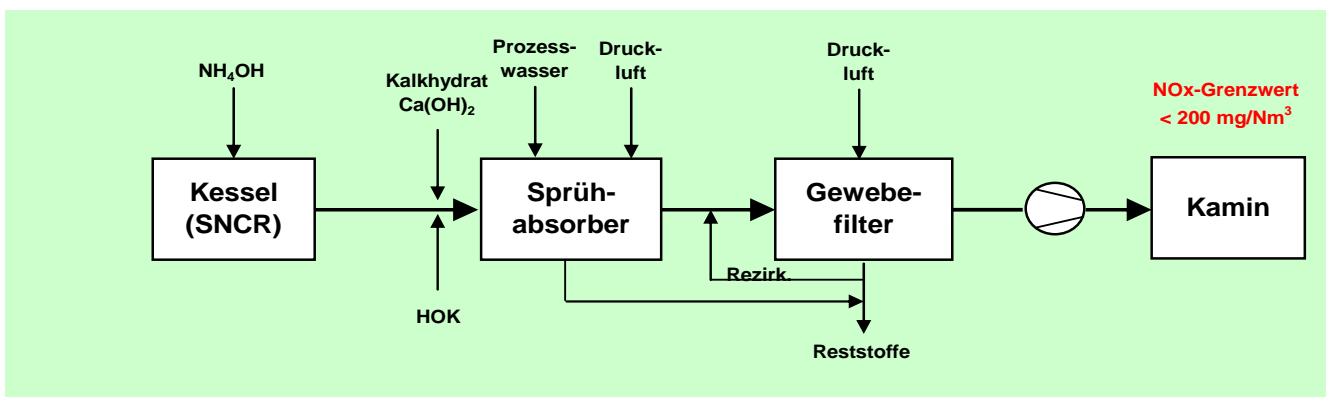


Die Rauchgasreinigungsanlage nach Variante 1a arbeitet nach dem gleichen Prinzip wie Variante 1. Unterschiedlich ist jedoch die Art der Rauchgasaufheizung innerhalb der SCR. Durch Absenkung der Reaktortemperatur auf ca. 220 - 230°C kann eine Aufwärmung mit gegenüber dem Erdgas preiswerterem HD-Dampf erfolgen.

2.3 Variante 2 - SNCR mit Trockensorptionsverfahren (Kalk)

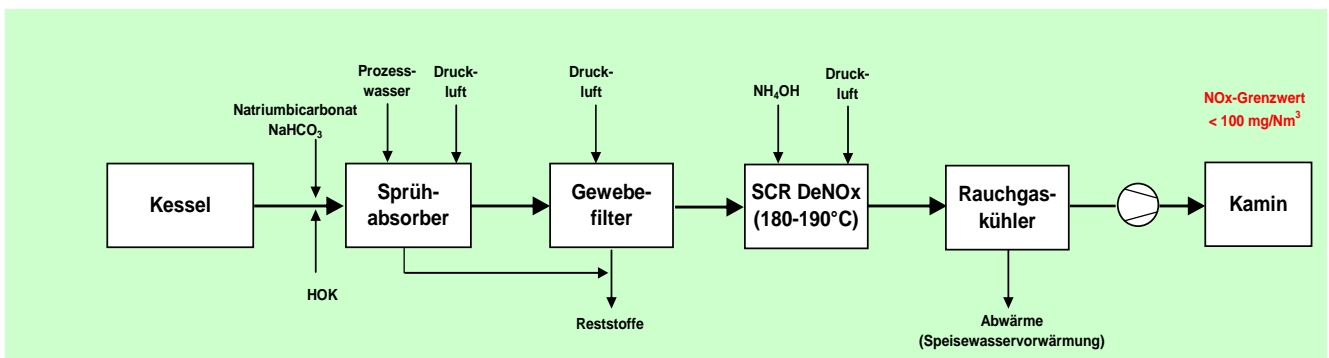
Die Variante 2 unterscheidet sich zu Variante 1 lediglich in der Weise, dass die zur Abscheidung der Stickoxide (NO_x) vorhandene SCR-Anlage durch eine im Kessel angeordnete SNCR-Anlage ersetzt wird. Die Anlagentechnik der Trockensorptionsstufe bleibt gegenüber der Variante 1 unverändert. Eine Rauchgaskühlung zur Wärmeauskopplung zwecks Speisewasservorwärmung ist wegen dem relativ niedrigen Temperaturniveau des Rauchgases nach Gewebefilter (ca. 140°C) nicht vorgesehen.

Abb. 4 - Schema Rauchgasreinigung Variante 2



2.4 Variante 3 – Bicar-Verfahren mit Niedertemperatur-SCR (180-190°C)

Abb. 5 - Schema Rauchgasreinigung Variante 3



Das Rauchgasreinigungskonzept der Variante 3 ist dadurch gekennzeichnet, dass die komplette Abscheidung der Schadgase in einer einstufigen Trockensorptionsstufe mittels Natriumbicarbonat erfolgt. Aufgrund der bei Einsatz von Natriumbicarbonat gleichermaßen hocheffektiven Abscheidung von HCl und SO₂/SO₃ unabhängig von der Prozesstemperatur, bietet sich die Möglichkeit, die Trockensorption bei höheren Temperaturen zu betreiben und im Anschluss daran ohne Wiederaufheizung und Gas-/Gas-Wärmetauscher direkt den Katalysator zur Entstickung zu beaufschlagen.

Nach Austritt der Rauchgase aus dem Kessel wird in den Rauchgasstrom vor dem Sprühabsorber Natriumbicarbonat und Aktivkoks trocken eingedüst. Im Sprühabsorber bzw. nachgeschaltetem Gewebefilter wird die Prozesstemperatur auf $\geq 180^{\circ}\text{C}$ eingestellt. Die sich bildenden Reaktionssalze werden zusammen mit der Flugasche trocken auf dem Gewebefilter abgeschieden. Wegen dem Einsatz von Koks sollte die Prozesstemperatur, sowohl aus Sicherheitsgründen, als auch Gründen der sich bei höheren Temperaturen verschlechternden Abscheidebedingungen für Schwermetalle und Quecksilber, 200°C nicht übersteigen.

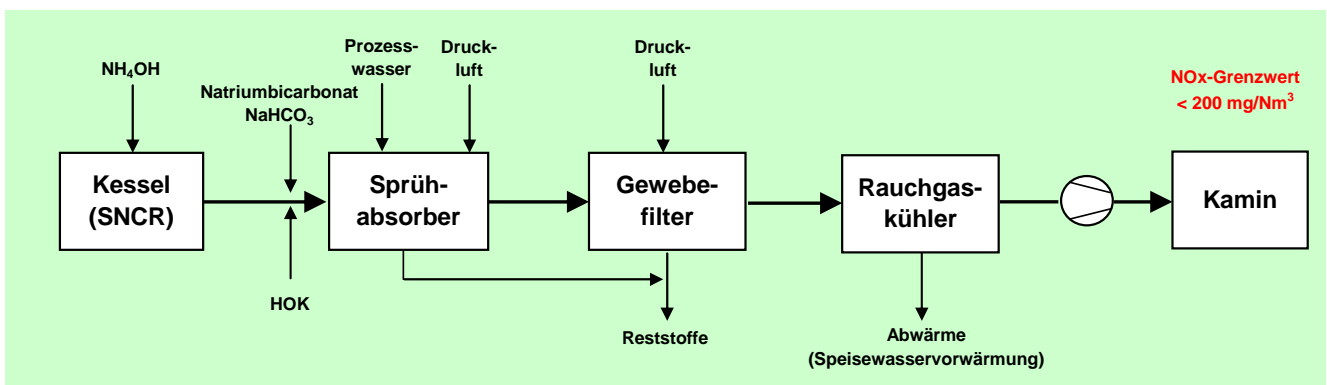
Als Reduktionsmittel zur Stickoxidreduzierung wird auch in diesem Konzept eine verdünnte Ammoniaklösung (25%-iges Ammoniakwasser) vor dem Katalysator eingedüst.

Zur Wirkungsgradverbesserung der Gesamtanlage wird das Rauchgas anschließend über einen Rauchgaskühler auf ca. 120°C abgekühlt. Der vorhandene Erdgasbrenner der SCR-DeNOx-Anlage bleibt erhalten, wird bei dem vorgestellten Konzept jedoch nur für den Zweck der Katalysatorregeneration eingesetzt.

2.5 Variante 4 – SNCR und konditionierte Trockensorption mit Bicar

Die Variante 4 unterscheidet sich zu Variante 3 lediglich in der Weise, dass die zur Abscheidung der Stickoxide (NOx) vorhandene SCR-Anlage durch eine im Kessel angeordnete SNCR-Anlage ersetzt wird. Die Anlagentechnik der Trockensorptionsstufe bleibt gegenüber der Variante 3 unverändert. Der Rauchgaskühler zur Wärmeauskopplung ist direkt hinter dem Gewebefilter angeordnet.

Abb. 6 - Schema Rauchgasreinigung Variante 4



3 Verfahrensbewertung V1 – V5 („Phase I“)

3.1 Bilanzierungsgrundlagen

Die Bilanzierung und Kostenermittlung der einzelnen Verfahrensvarianten basieren auf folgenden Randbedingungen (Auszug):

Tabelle 2 – Rauchgasspezifikation für die Bilanzierung (Phase I)

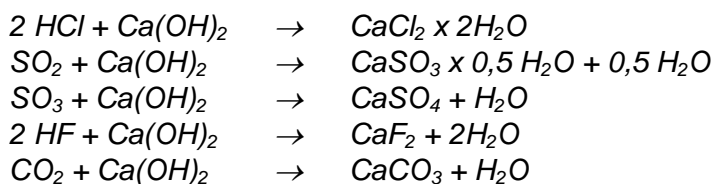
Parameter	Einheit	Wert (Tagesmittel)
Rohgas (Kesselaustritt):		
Volumenstrom, trocken	m ³ /h _{i.N.tr.}	76.000
Volumenstrom, feucht	m ³ /h _{i.N.f.}	91.204
T Kesselaustritt	°C	220
HCl, Rohgas	mg/m ³ _{i.N.tr.}	1.100
SO ₂ , Rohgas	mg/m ³ _{i.N.tr.}	350
HF, Rohgas	mg/m ³ _{i.N.tr.}	30
NOx	mg/m ³ _{i.N.tr.}	300
Staub	mg/m ³ _{i.N.tr.}	2.100
Hg	µg/m ³ _{i.N.tr.}	400
PCDD/F	ng TEQ/m ³ _{i.N.tr.}	2,6
Reingas:		Grenzwerte gemäß 17. BImSchV, außer SOx, NOx
SO ₂ , Reingas	mg/m ³ _{i.N.tr.}	20
NOx, Reingas	mg/m ³ _{i.N.tr.}	100 / 200 *

Alle Konzentrationsangaben in der Tabelle beziehen sich auf trockenes Rauchgas bei aktuellem O₂-Gehalt.

* abhängig von Verfahren:

- mit SCR-Verfahren: NOx ≤ 100 mg/m³
- mit SNCR-Verfahren: NOx ≤ 200 mg/m³

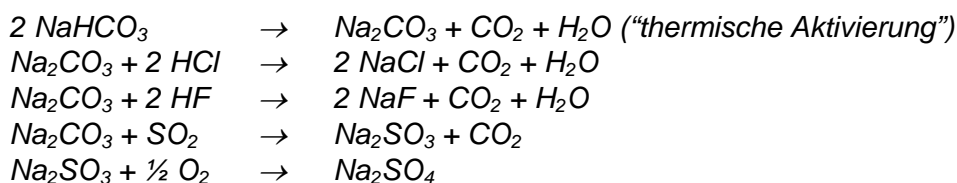
• **Reaktionsgleichungen für Abscheidung mit Kalk:**



• **Stöchiometrie für Kalkverfahren,**

bez. auf abgeschiedenen Schadstoffmassenstrom: SV_{II ges} ≈ 2,0

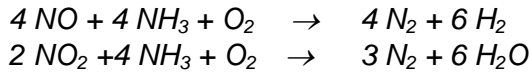
• **Reaktionsgleichungen für Abscheidung mit NaHCO₃:**



• **Stöchiometrie für Bicar-Verfahren,**

bez. auf abgeschiedenen Schadstoffmassenstrom: SV_{II} ≈ 1,24

• **Reaktionsgleichungen Entstickung:**



- NO-Anteil im NOx: 95%
- NH₃-Schlupf 3,8 mg/m³ i.N.tr.

Die bilanzierten Betriebsmittelverbräuche der einzelnen Varianten wurden mit den folgenden spezifischen Kostensätzen bewertet, um die absoluten Betriebsmittelkosten für 3 RRA-Linien mit ca. 8.100 Betriebsstunden pro Jahr und Linie zu erhalten.

Tabelle 3 – Spez. Kosten Betriebsmittel

Betriebsmittel/Stoff	Spezif. Kosten (2007)	Einheit
Branntkalk	82	€/t
Prozesswasser	0,25	€/m ³
Natriumbicarbonat	190	€/t
HOK	357	€/t
Erdgas	0,4668	€/m ³
Ammoniakwasser	117,5	€/t
El. Energie	0,04	€/KWh
Druckluft	k.A.*	€/m ³
Filterstaub (Entsorg.)	130	€/t
Dampfbezug	7,15	€/t Dampf
Calciumhydroxid	82	€/t
Calciumcarbonat	15	€/t
Chemikalien Wäscher	3.190	€/t
Gips aus Wäscher	40	€/t

* über el. Energie Kompressorstation berücksichtigt

3.2 Ergebnisse „Phase I“

Anhand der in Kap. 3.1 angeführten Randbedingungen wurden die Verfahrensvarianten bilanziert und die daraus resultierenden Betriebs(mittel)kosten ermittelt. Die Aufstellung der Investkosten (interne Unterlage) orientiert sich am Bedarf der jeweiligen Variante und basiert teilweise auf Abschätzungen und zum Teil auf Richtpreisangeboten von Lieferanten.

Die Wartungs- und Instandhaltungskosten wurden anhand mehrjähriger Aufzeichnungen der angefallenen Kosten den vorhandenen Komponenten der Rauchgasreinigungsanlage zugeordnet bzw. abgeleitet.

Die Bewertung der o.a. Verfahrensvarianten führte in Summe zu folgendem Ergebnis:

Tabelle 4 – Gesamtkostenübersicht „Phase I“

GESAMTKOSTENBETRACHTUNG							
Kosten	Einheit	Variante 1 Kalk & SCR (SCR 310°C) NOx < 100	Variante 1a Kalk & SCR (SCR 220°C) NOx < 100	Variante 2 SNCR, Kalk NOx < 200	Variante 3 Bicar & SCR (SCR 180°C) NOx < 100	Variante 4 SNCR, Bicar NOx < 200	Bemerkung
Investitionskosten	[€]	6.000.000	6.810.000	4.700.000	5.820.000	6.000.000	
Nutzungsdauer n (Jahre)	[a]	10	10	10	10	10	
Betriebskosten p.a. (B)	[€]	5.624.026	3.261.041	3.480.347	3.652.810	3.537.914	
Wartung/Instandhaltung	[€]	977.831	977.831	977.831	977.831	977.831	
Kapitaldienstkosten p.a.	[€]	834.600	947.271	653.770	809.562	834.600	Mit Basiszins 6,5% --> Annuitätsfaktor 0,1391 aus VDI 2067
Kosten p. a. inkl. Kapitaldienst	[€]	7.436.457	5.186.143	5.111.948	5.440.203	5.350.346	

Schlussfolgerungen aus der Studie „Phase I“:

- Durch den Umbau der RRA können im Vergleich zur bestehenden Anlage, unter Berücksichtigung der erforderlichen Ertüchtigungsmaßnahmen, jährliche Einsparungen von >3 Mio. €/a erzielt werden.
- Die Varianten mit SNCR-Technik führen zu keinem signifikanten Kostenvorteil und werden vor dem Hintergrund der z.Zt. beim Gesetzgeber in Diskussion befindlichen Verschärfung des NOx-Grenzwertes von 200 auf 100 mg/Nm³ und des bestehenden NOx-Genehmigungswertes der Anlage (100 mg/Nm³), nicht weiter verfolgt.
- Die Varianten 1a (Kalk) und 3 (Bicar) werden einer weiteren, detaillierteren Betrachtung unterzogen, um die „Unschärfen“ hinsichtlich Investkostenabschätzungen, Aufstellungsplanung und Umschlusskonzept herauszuarbeiten.

4 Ausarbeitung der Verfahrenskonzepte V1a, V3

Resultierend aus den vorgenannten Bewertungsergebnissen der prinzipiell vorgeschlagenen Verfahrenskonzepten, wurden die Varianten nach V1a (Kalk) und V3 (Bicar) in Zusammenarbeit mit den Firmen ESG und Wallstein einem detaillierteren Planungsschritt unterzogen. Ziel in dieser Phase war es, die strömungs- und apparatetechnischen Anforderungen, im Kontext zu Aufstellung, Einbindung und Umschluss, umzusetzen. ESG hat hierfür die Ausarbeitung zur Umgestaltung des Sprühtrockners beigesteuert und Fa. Wallstein die wärmetechnischen Berechnungen durchgeführt sowie Ausführungsvarianten für die verschiedenen Wärmeaustauscher (C-Stahl, Nickel-Basis, Fluorkunststoff) und deren Einbindung in die bestehende Infrastruktur betrachtet.

Schwerpunkte der Planungsaktivitäten in Form eines Basic-Engineerings waren:

- Ausarbeitung von Konzepten für die Nutzung des Sprühtrockners als reiner Verdampfungskühler (relevant für beide Varianten)
- Auslegung und Einbindung der wärmetechnischen Apparate (DaGaVo, Rauchgaskühler)
- Aufstellungsplanung
- Konzeptentwicklung für die Additivversorgung
- Entwickeln eines Umschlusskonzeptes
- Kostenermittlung / Detaillierung der in Phase I ermittelten Investkosten
- Abschließende verfahrenstechnische und kostenmäßige Bewertung der Varianten

Aufbauend auf der ersten Phase der Studie, wurden die Daten für die Bilanzierung und Auslegung der Rauchgasreinigungsanlage in einigen Punkten konkretisiert und modifiziert. Insbesondere wurden die Spitzenwerte der Schadstoffemissionen am Kesselaustritt, sowie der maximale Rauchgasvolumenstrom für die Auslegung der RRA definiert.

Tabelle 5 – Rauchgasspezifikation Eintritt RRA

Rauchgasdaten		Bilanzpunkt		
<i>Parameter</i>	<i>Einheit</i>	<i>Nominallast</i>	<i>Maximallast</i>	
Volumenstrom, trocken	m³/h (i.N.tr.)	76.000	90.000	
Volumenstrom, feucht	m³/h (i.N.f.)	91.204	108.000	
T	°C	220	220	200 - 220 (ERZ)
p	mbar	ca. 986	ca. 983	
p rel.	mbar	ca. -9	ca. -12	
H ₂ O	Vol.-% f.	16,7	16,7	Rußblasen: ca. 26%
O ₂	Vol.-% f.	6,7	6,7	
CO ₂	Vol.-% f.	9,8	9,8	
N ₂	Vol.-% f.	66,9	66,9	

Fortsetzung Tabelle 5:

Schadgaskonzentrationen		Bilanzpunkt	
Parameter	Einheit	TMW	HMW
C _{ges}	mg/m ³ (i.N.tr.)	10	20
CO	mg/m ³ (i.N.tr.)	50	100
HCl	mg/m ³ (i.N.tr.)	1.100	3.000
HF	mg/m ³ (i.N.tr.)	30	40
SO _x als SO ₂	mg/m ³ (i.N.tr.)	350	1.000
NO _x als NO ₂	mg/m ³ (i.N.tr.)	300	650
Staub	mg/m ³ (i.N.tr.)	2.100	3.000
Hg	µg/m ³ (i.N.tr.)	400	1.000
PCDD/F	ng TEQ/m ³ (i.N.tr.)	2,6	4
Cd + Tl	mg/m ³ (i.N.tr.)	1	4
Summe (Sb, As, Benzo(a)pyren, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn)	mg/m ³ (i.N.tr.)	20	50

4.1 Sprühtrockner / Verdampfungskühler

Beide Verfahrensvarianten sehen die Konditionierung des Rauchgases durch Eindüsung von Wasser in einem Verdampfungskühler vor, wodurch Temperaturniveau und Rauchgasfeuchte auf die jeweils erforderlichen Prozessrandbedingungen angepasst werden. Hier stellte sich die Frage, inwieweit der vorhandene Sprühtrockner für diese Aufgabe eingesetzt werden kann und welche Maßnahmen gegebenenfalls erforderlich werden, um die vollständige Verdampfung der eingedüsten Wassertropfen vor dem Austritt der Rauchgase aus dem Trockner sicherzustellen und somit das Risiko von Anbackungen im Bodenbereich und im nachfolgenden Rauchgaskanal zu minimieren.

Je nach Verfahren werden unterschiedliche Anforderungen an die Verdampfungsleistung gestellt, wie aus der Tabelle 6 ersichtlich ist.

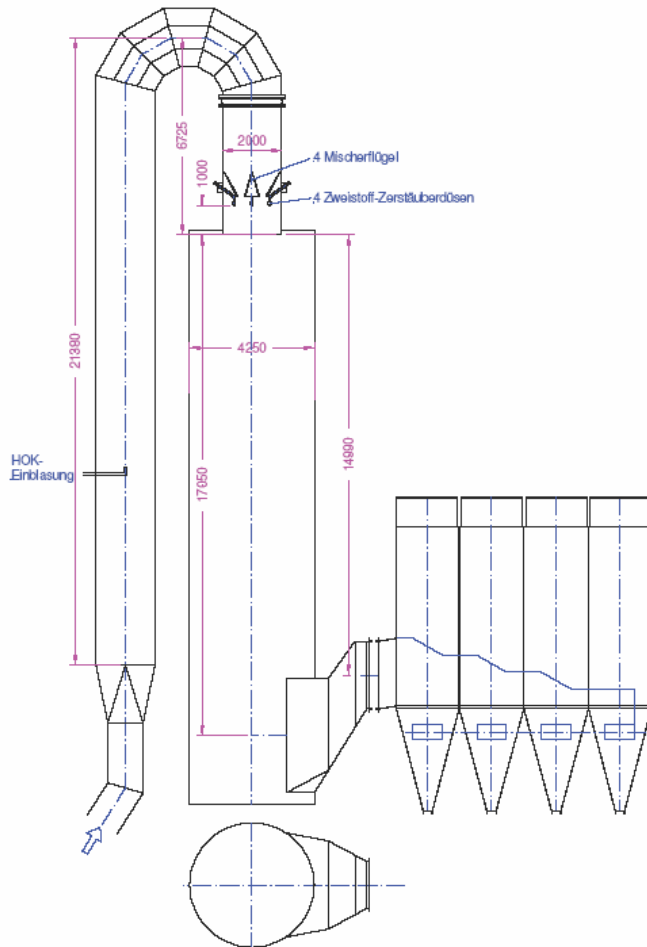
Tabelle 6 –Temperaturen Sprühtrockner / Verdampfungskühler (Bilanzpunkt)

Parameter	Temperatur, Eintritt	Temperatur, Austritt	Wassermenge (Bilanzpunkt)
Sprühtrockner, „Istzustand“	220 °C	170 °C	ca. 2,3 m ³ /h *
Verdampfungskühler (V1a, Kalk)	220 °C	140 °C	ca. 3,9 m ³ /h
Verdampfungskühler (V3, Bicar)	220 °C	180 °C	ca. 1,9 m ³ /h

* Suspensionsmenge

Die Ausgangssituation für die Nutzung des Sprühtrockners als Verdampfungskühler ist im Folgenden anhand der wichtigsten Geometrie- und Verfahrensdaten zusammengestellt:

Abb. 7 - Istzustand Sprühtrockner mit Gewebefilter

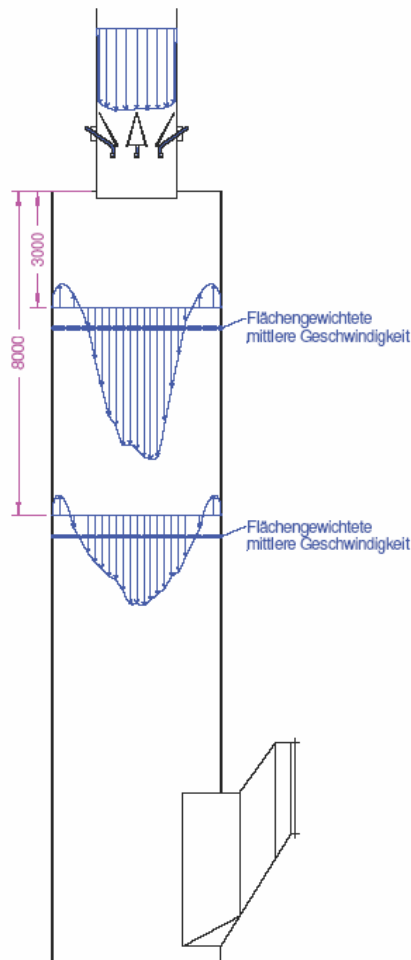


- Durchströmung des Sprühtrockners vertikal von oben nach unten
- Zuströmung über "Schwanenhals" (weiter 180°-Rohrbogen) mit 2 Leitblechen
- im aufsteigenden Zuströmkanal Einblasung von HOK (ca. 10 - 15 kg/h)
- 4 druckluftgestützte Zerstäuberdüsen (Zweistoffdüsen, ZSD)
- ZSD mit schlankem Sprühstrahl (Strahlwinkel 10° - 15°)
- ZSD im Zuströmrohr montiert, im Nachlauf von 4 Mischflügeln ("Delta-Mischer")
- Verdüsung von wässriger Mischsalzlösung ("Neutrat") ca. 2 - 2.5 m³/h
- Sprühtrockner-Austrittstemperatur geregelt auf 170 °C
- Sprühtrockner-Boden mit Räumarm und Austragsvorrichtung

Das Betriebsverhalten der Sprühtrockner ist keineswegs unproblematisch und war in der Vergangenheit mehrfach Anlass zu experimentellen Untersuchungen und Optimierungsbemühungen, die insbesondere die Verdüsung und Dosierung der Mischsalzlösung betrafen.

Mit den dabei gewonnenen Erkenntnissen lässt sich die Mehrphasenströmung im Sprühtrockner wie folgt charakterisieren:

Abb. 8 - Strömungsverhältnisse im Sprühtrockner



Das Rauchgas tritt als Freistrahle aus dem Zuströmrohr in den Sprühtrockner ein. Ähnlich wie bei einer Strahlpumpe bildet sich eine Druckverteilung aus, die zur Entstehung eines ausgedehnten, torusförmigen Rückströmgebietes im Deckenbereich führt.

Im Strahlkern bauen sich die Übergeschwindigkeiten nur sehr langsam ab, nach einer Lauflänge von $2 \times D$ beträgt die maximale Geschwindigkeit auf der Mittelachse immer noch das 4-fache der (flächengewichteten) mittleren Durchströmungsgeschwindigkeit. Abb. 8 zeigt diese Strömungsprofile, die an einem Modell eines Sprühtrockners gleicher Bauart gemessen wurden.

Im Zuströmrohr unterhalb der ZSD entstehen Wandanbackungen, da die durch die Mischflügel erzeugten Wirbel Tropfen auf die Rohrwand ausschleudern. Anbackungen entstehen auch im Sprühtrockner (Decke, Wand). Die Anbackungen fallen von Zeit zu Zeit ab und bleiben auf dem horizontalen Boden des Sprühtrockners liegen bzw. werden über das Austragsystem ausgefördert.

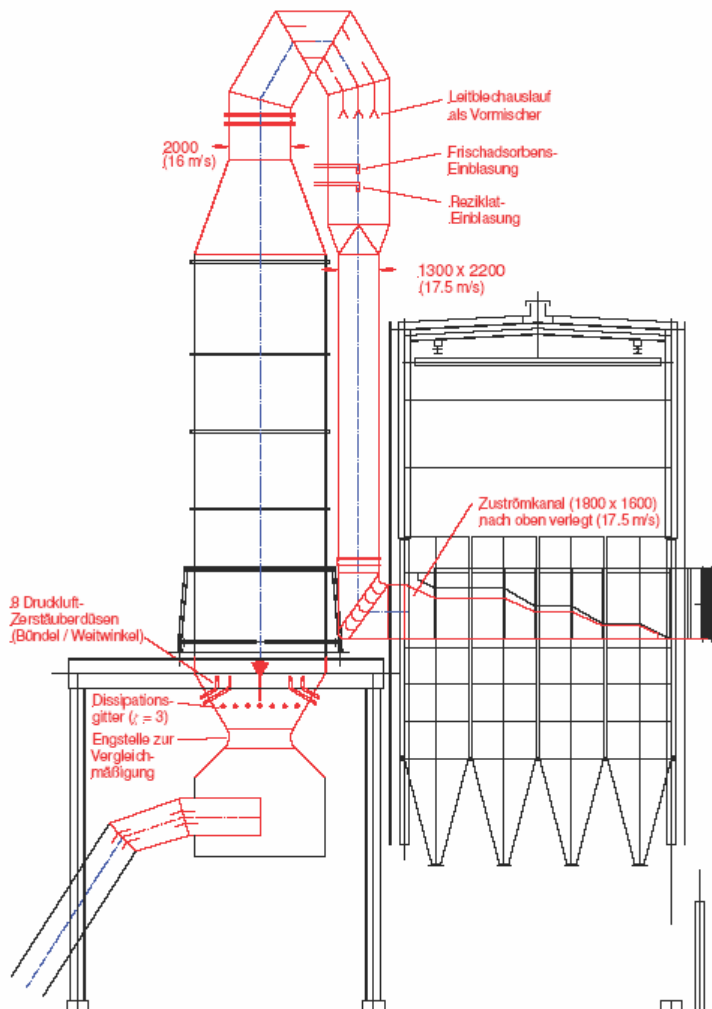
4.1.1 Verdampfungskühler für V1a (Kalk)

Im Verlauf der Ausarbeitung der Aufstellungspläne wurde insbesondere für die Verfahrensvariante "Kalkhydrat" verschiedene Zwänge deutlich, die sich sowohl aus verfahrenstechnischen Notwendigkeiten wie auch aus den beengten Platzverhältnisse und der Gebäudestatik heraus begründen:

- Die Einblasung des Adsorbens, insbesondere des Rezirkulates in den Abgasstrom, darf erst stromab der Gaskonditionierung, nach vollständiger Verdampfung des eingedüsten Wassers erfolgen.
- Im bestehenden Überströmkanal zwischen Sprühtrockner und Gewebefilter erscheint eine hinreichend homogenen Einmischung von Frischadsorbens und Rezirkulat nicht praktikabel, insbesondere nicht bei der aus Gründen der Betriebssicherheit geforderten Unabhängigkeit der beiden Einblasseysteme.
- Eine Verlängerung des Sprühtrockners um ca. 5 m nach unten, woraus sich auch die Möglichkeit der Adsorbens- und Rezirkulateinblasung im Überströmkanal ergeben hätte, scheitert an den Platzverhältnissen.

- Eine in Verbindung mit der vorteilhaften Hochverlegung des Rauchgaseintritts in die Filterkammern mögliche Verlängerung besagten Überströmkanals ist wegen der bestehenden und nicht veränderbaren Hauptstützen nicht möglich, ebenso wenig wie eine seitliche Verlagerung und Verlängerung des Verbindungskanals.
- Da eine Verlagerung der Sprühtrocknerposition aus Kostengründen zunächst ausgeschlossen wurde, verblieb als einzig mögliche Variante die in Abb. 9 skizzierte, die eine Durchströmung des Verdampfungskühlers von unten nach oben vorsieht, auch wenn generell bei aufwärts durchströmten Sprühtrocknern / Verdampfungskühlern von einem erhöhten Risiko bezüglich der Entstehung von Ablagerungen und Inkrustierungen auszugehen ist.

Abb. 9 - Verdampfungskühler für V1a (Kalk)



4.1.2 Verdampfungskühler für V3 (Bicar)

So aufwendig sich die Umnutzung des Sprühtrockners als Verdampfungskühler für das Kalkhydrat-Verfahren darstellt, so einfach erledigt sich diese Aufgabenstellung für das Natriumbicarbonat-Verfahren. Dies insbesondere auch wegen der Möglichkeit, das Adsorbens bereits stromauf der Rauchgaskonditionierung im vorhandenen, vertikal aufsteigenden Rauchgaskanal einzubringen. Hin-

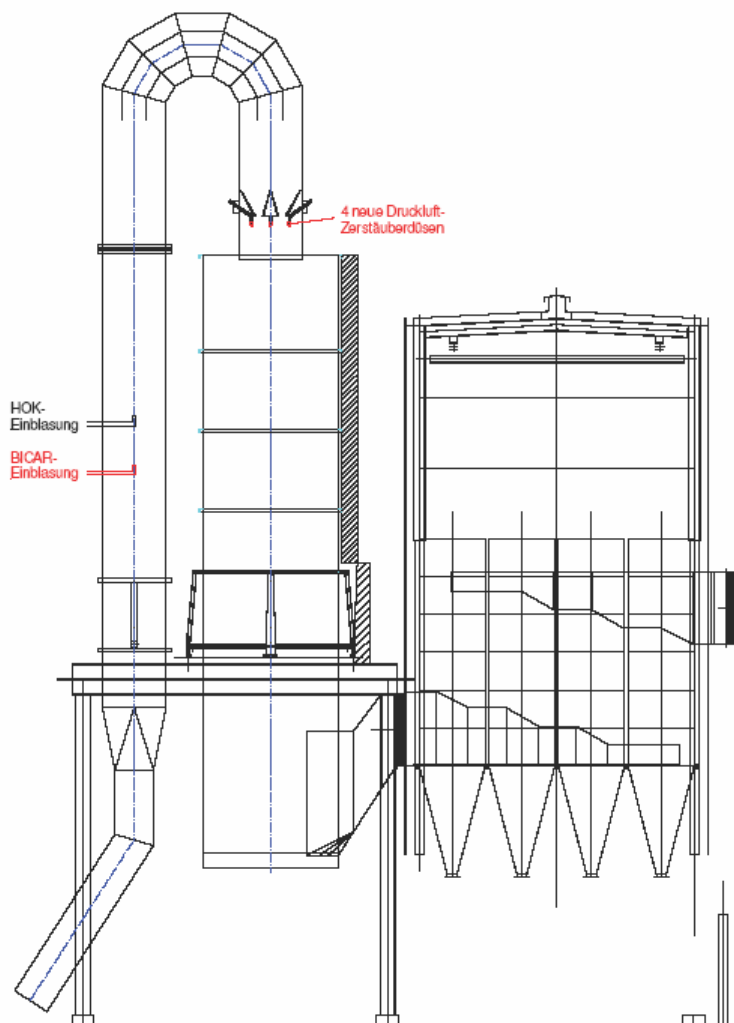
zu kommen die aus den verfahrenstechnischen Randbedingungen resultierenden, geringeren Anforderungen an Verweilzeit und Verdampfungsstrecke (siehe Daten aus Tabelle 6).

Damit ergeben sich für den Betrieb als Verdampfungskühler des Bicar-Verfahrens günstigere Randbedingungen als für den bestehenden Sprühtrockner:

- Höhere Austrittstemperatur.
- Geringerer einzudüsender Flüssigkeitsvolumenstrom.
- Wassertropfen verdunsten schneller als Tropfen aus Mischsalzlösung. Dort behindert Schalenbildung die Verdunstung, restfeuchte Feststoffpartikel verdunsten langsamer als Tropfen.
- Wasserverdüsung (feststofffrei) ermöglicht den Einsatz anderer Düsentypen mit feinerem Tropfenspektrum.

Damit ist eine kostengünstige Umwidmung des bestehenden Sprühtrockners als Verdampfungskühler unter weitgehender Beibehaltung der vorhandenen Anlagentechnik möglich.

Abb. 10 - Verdampfungskühler für V3 (Bicar)



4.2 Gewebefilter

Der Gewebefilter wird als Kernkomponente der trockenen Rauchgasreinigungsanlage ertüchtigt. Bezogen auf den definierten Lastbereich ist eine Erhöhung der Filterfläche zur Einhaltung einer Filterflächenbelastung von ca. **60 - 65** m³/(m² x h) erforderlich.

Die Maßnahme „Filterflächenerhöhung“ wurde mit der Maßgabe der Beibehaltung der äußeren Filtergehäuseabmessungen bei diversen Filterherstellern angefragt und kann durch eine kompaktere Anordnung und Verlängerung der Filterschläuche im vorhandenen Gehäuse untergebracht werden. Die Anzahl der Filterschläuche kann durch eine kompaktere Anordnung von 960 auf 1.080 Stück erhöht werden. Die Filterfläche wird unter Weiterverwendung der „alten“ Filterschlauchlängen und der zusätzlichen (längeren) Filterschläuche von ca. 2.620 m² auf ca. 2.970 m² ausgebaut. Bei durchgehender Bestückung mit den maximal möglichen Schlauchlängen können maximal 3.150 m² Filterfläche erreicht werden (weitere Daten siehe Tabelle 7).

Neben der Filterflächenvergrößerung wird die Gasströmung im Filter optimiert. Mit der jetzigen Filterkonstruktion sind folgende Nachteile zu erwarten:

- Auftreten eines „Torschleiereffektes“ bei seitlicher Einströmung in den Trichterbereich, dadurch mögliche Schwierigkeiten bei der Abreinigung/Absinken der Stäube in Richtung Trichter.
- Feinstäube können nicht gegen die aufwärts strömenden Rauchgas bei der Abreinigung in den Trichter gelangen – ein erhöhter Druckverlust kann die Folge sein.
- Einschränkungen beim Aufbau eines Filterkuchens auf den Filterschläuchen, da die Stäube durch die Strömung nach oben unter Umständen nicht ausreichend auf die Schläuche gelangen können („Sichtereffekt“).

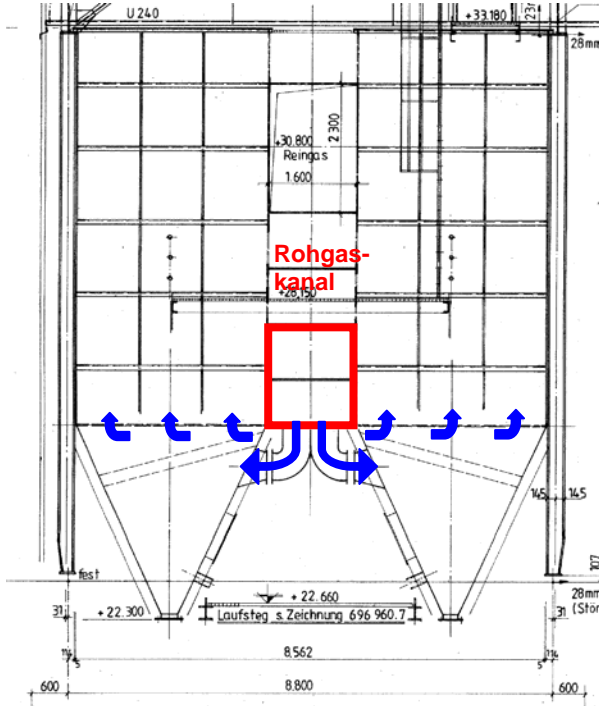
Nach durchgeführter Modifikation:

Die Rauchgase strömen aus dem Rohgaskanal seitlich auf ein Prallblech, werden zunächst nach oben geführt und verteilen sich dann auf die Filterschläuche, so dass sich im Filtergehäuse primär eine vertikale Strömungsrichtung (von oben nach unten) einstellt. Die Einströmung in den Trichterbereich vom Rohgaskanal aus wird durch eine Verengung („Leitzunge“) weitgehend unterbunden, eventuelle Staubablagerungen können durch periodisches Öffnen der Leitzunge in den Trichter abgeführt werden.

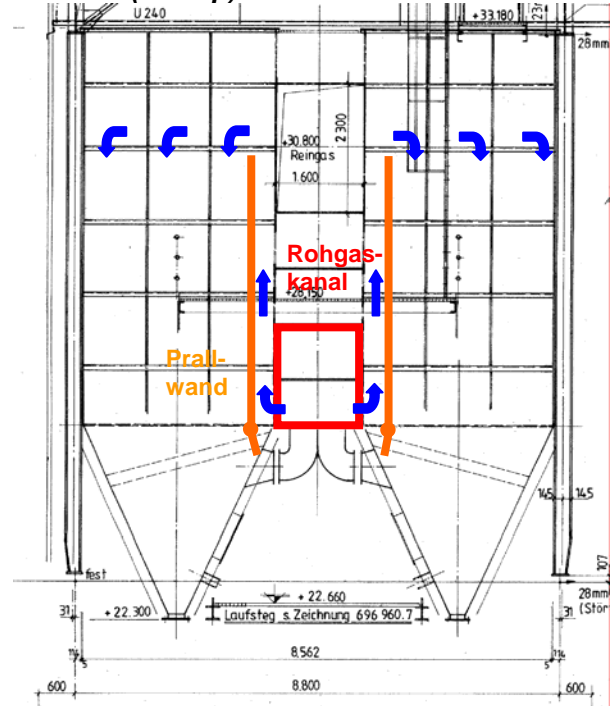
Die kompletten Stäube, auch die Feinstäube werden bei der Abreinigung ohne Gegenströmung in den Trichter ausgetragen. Damit wird das Trennsinkverhalten der Stäube wesentlich verbessert.

Mit dem Einbau der Prallwand geht ein Teil der Filterkammer bzw. des Lochbodens für die Bestückung mit Filterschläuchen verloren. Die vorher genannte Filterschlauchanzahl (1.080) bzw. Filterfläche gilt bereits unter Berücksichtigung der beschriebenen Rohgaskanalmodifikation.

**Abb. 11 – Anströmung GWF („Istzustand“)
GWF**



**Abb. 12 – Strömungsführung nach Modifikation
(Prinzip)**



Im Falle der Verfahrensvariante 1a (Kalk) muss zusätzlich der Rohgaseintrittskanal wegen der geänderten Rauchgasführung am Verdampfungskühler nach oben versetzt werden, um die Anströmung von oben aus Richtung Verdampfungskühlerkopf zu ermöglichen.

Tabelle 7 – Daten GWF-Umbau

Parameter	Istzustand	V1a / Kalk	V3 / Bicar
		Nach Modifikation (Lastfall nom./max.)	Nach Modifikation (Lastfall nom./max.)
Anzahl Gewebefilter	3	3	3
Hersteller GWF	Babcock	N.N.	N.N.
Kammern pro Gewebefilter	8	8	8
Kammerabmessungen [mm]	3.476 x 2.096 x 7.380	3.476 x 2.096 x 7.380	3.476 x 2.096 x 7.380
Reihen pro Kammer	8	9	9
Schläuche pro Reihe	15	15	15
Betriebsvolumenstrom Anströmung GWF [m³/h _{i.B.f.}]	165.000	ca. 154.000 / 181.000	ca. 165.000 / 196.000
Filterfläche pro Gewebefilter [m²]	ca. 2.620	ca. 2.970 * (max. möglich:3.150)	ca. 2.970 * (max. möglich:3.150)
Filterflächenbelastung [m³/(m²h)]	63	52 / 61	56 / 66
Betriebstemperatur [°C]	ca. 170	ca. 140	ca. 180
Schlauchmaterial	PTFE	PTFE/PTFE, alt. PTFE/PI	PTFE/PTFE, alt. PTFE/PI
Schlauchlänge [mm]	6.030	6.030 / 6.430	6.030 / 6.430
Schlauch-Ø [mm]	145	145	145
Anzahl Schläuche	960	960 + 120 = 1.080	960 + 120 = 1.080

* setzt sich aus Schläuchen 960 Stck. x 6.030 mm und 120 Stck. x 6.430 mm zusammen

4.3 Wärmeaustauscher

Von den vorgestellten verschiedenen Rauchgasreinigungskonzepten wurden die Varianten 1a (Kalk) und 3 (Bicar) näher betrachtet. Für diese beiden Varianten wurden die energetischen und technischen Möglichkeiten für den Einsatz von Wärmeaustauschern in der Rauchgasreinigungsanlage untersucht.

In der bisherigen nassen Rauchgasreinigungsanlage ist ein 2-stufiger Gas-Gas-Wärmetauscher im Einsatz. Dieser dient zur Aufheizung des nassen Rauchgases hinter Wäscher bis nahe an die Betriebstemperatur des SCR-DeNOx-Katalysators (ca. 65°C auf 280°C). Zur Aufheizung wird das heiße Reingas hinter SCR-DeNOx-Kat im Gegenstrom geführt und kühlt sich dabei ab (ca. 320°C auf 100°C). Die Restaufheizung bis auf die Betriebstemperatur des SCR-Katalysators erfolgt über einen Gasbrenner (ca. 320°C). Die 1. Stufe besteht aus einer korrosionsbeständigen Glasrohrstufe und die 2. Stufe besteht aus einem Plattenwärmetauscher aus C-Stahl.

Bei den Varianten 1a (Kalk) und 3 (Bicar) stellen sich gemäß den Blockschaltbildern andere Rauchgastemperaturen gegenüber der nassen Rauchgasreinigung ein. Darüber hinaus werden die Betriebstemperaturen des SCR-DeNOx-Kat herabgesetzt.

Bei der Variante 3 (Bicar) ist der Gas-Gas-WT für den Normalbetrieb nicht mehr erforderlich, da die Rauchgastemperatur hinter dem Reinigungsverfahren ca. 180°C beträgt. Durch Reduzierung der Betriebstemperatur des SCR-DeNO-Kat (neue Ausführung) auf diese Temperatur ist eine weitere Aufheizung daher nicht notwendig. Bei diesem Verfahren wird lediglich eine Wärmeauskopplung durch Reingaskühlung (Wärmetauscher als Reingaskühler) betrachtet.

Die Rauchgastemperatur beträgt bei dem Kalk-Verfahren (V1a) ca. 140°C am Austritt GWF bzw. Eintritt in die SCR. Eine Reduzierung der Betriebstemperatur des existierenden SCR-DeNOx-Katalysators ist auf ca. 220-230°C vorgesehen. Zur Aufheizung kann der vorhandene Plattenwärmetauscher wärmetechnisch weiter genutzt werden. Eine Restaufheizung bietet sich – wie Anfangs beschrieben – mit betriebseigenem Dampf (40 bar, 400°C) über einen DaGaVo (Dampf-Gas-Vorwärmer) an. Zusätzlich wird auch hier eine Wärmeauskopplung durch Reingaskühlung (Wärmetauscher als Reingaskühler) betrachtet.

4.4 DaGaVo vor SCR (V1a, Kalk)

Bei dem Kalk-Verfahren (V1a) ist eine Restaufheizung des Rauchgases von ca. 205°C auf 230°C erforderlich. Gegenüber der Verbrennung von Erdgas (oder auch Heizöl HEL) ist der Einsatz von betriebseigenem HD-Dampf wirtschaftlich günstiger. Dies gilt auch für andere Anlagen. Eine Amortisation ist in der Regel nach wenigen Jahren gegeben.

Zum Einsatz kommen Dampfbeheizte Röhren-Wärmetauscher, so genannte DaGaVo's, die in den Rauchgasweg eingesetzt werden. Durch die Rohre strömt der Dampf, um die Rohre wird das Rauchgas geführt. Als Rohre können Glattrohre oder außen berippte Rohre eingesetzt werden. Aufgrund

des hohen Temperaturniveaus und des Temperaturabstandes zum Säuretaupunkt besteht für diese Wärmetauscher unter normalen Betriebsbedingungen keine Korrosionsgefahr. Als Werkstoff kann daher C-Stahl (z.B. 15MO3) eingesetzt werden.

DaGaVo's mit berippten Rohren haben gegenüber glatten Rohren den Vorteil, dass sie eine spezifisch größere Oberfläche aufweisen und die Abmessungen daher geringer ausfallen. Der Aspekt einer eventuell erforderlichen Reinigung ist in diesem Bereich nicht von Bedeutung, da das Rauchgas als ausreichend sauber zu betrachten ist (Reingas nach Filter).

Bei dem hier betrachteten Anlagenkonzept wurden dennoch zunächst Glattrohre vorgesehen. Diese Wahl wurde getroffen, da der vorhandene Plattenwärmetauscher, bedingt durch den bisherigen Betrieb nach Wäscher, nicht frei von Korrosion ist. Es ist nicht auszuschließen, dass Korrosionspartikel mitgeschleppt und sich zwischen den Rippen festsetzen könnten. Im Rahmen des ausstehenden Detailengineering ist dies aber eine weiter zu betrachtende Alternative.

Tabelle 8 – Technische Daten DaGaVo

DaGaVo – Rauchgaserwärmung vor SCR			
Lastfall	Max	Nominal	Einheit
Mantelraum, um die Rohre			
Medium	Rohgas vor SCR		
Massenstrom	144.144	121.822	kg/h f.
Volumenstrom	116.582	98.528	Nm ³ /h f.
Eintrittstemp. te	205	205	°C
Austrittstemp. ta	235	235	°C
Rohrraum, in den Rohren			
Medium	Frischdampf, überhitzt		
Dampfdruck	40	40	bar abs
Dampftemp. Ein	400	400	°C
Kondensattemp. Aus	250	250	°C
Wärmeleistung	1.380	1.170	kW

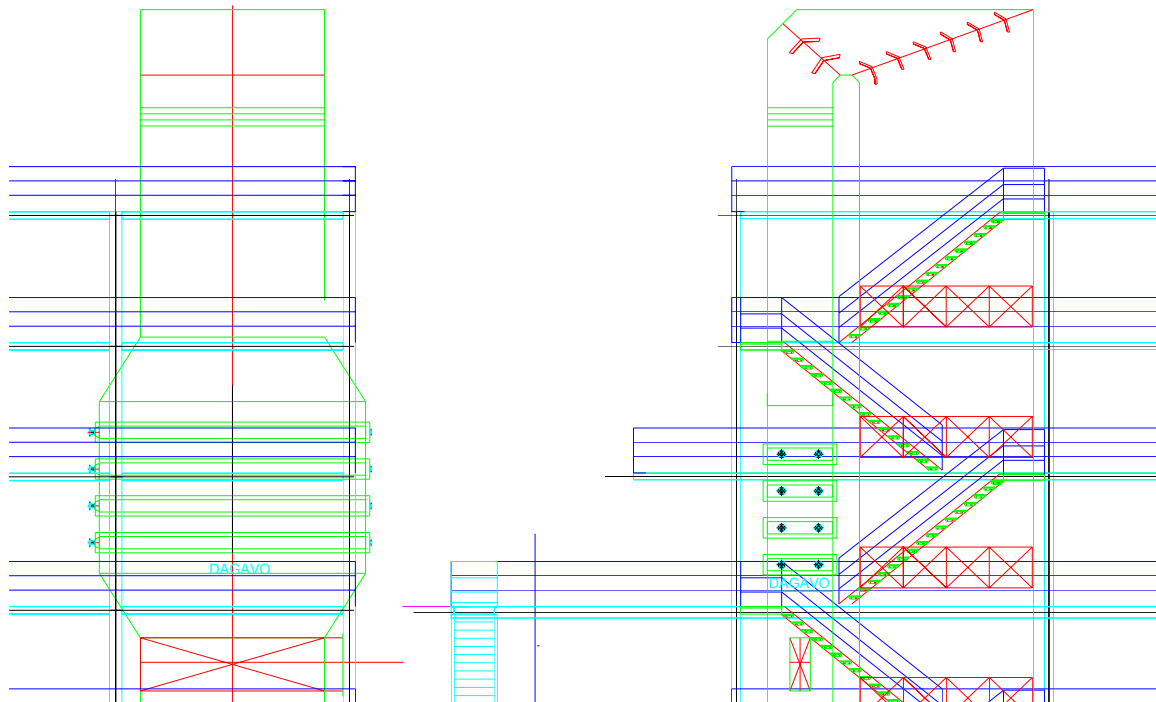
4.4.1 Einbindung DaGaVo (V1a, Kalk)

Der DaGaVo ist in dem vorhandenen Rauchgaskanal zu montieren. Solche Kanäle weisen in der Regel eine für Wärmetauscher zu geringe Querschnittsfläche auf (zu hohe Geschwindigkeiten, zu hohe Druckverluste). Der Querschnitt im Einbaubereich ist daher zu erweitern. Vorzugsweise erfolgt diese Erweiterung in Richtung der Rohrlänge und ggf. zusätzlich in der Breite.

Der hier vorgesehene DaGaVo besitzt eine lichte Länge von 6.500 mm (Rohrlänge) und eine Breite von 1.600 mm und ist somit an die örtlichen Gegebenheiten und Möglichkeiten zur Kanalerweiterung

angepasst. Der Einbau erfolgt horizontal (liegende Rohre, Gefälle zur Kondensatseite) im vertikal geführten Gasstrom.

Abb. 13 – Einbindung DaGaVo in SCR-DeNOx (4 Module)



Die Regelung der Dampfmengenzufuhr erfolgt temperaturgeführt. Die Kondensatableitung ist über Kondensatableiter mit Schwimmer vorgesehen. Die Rückführung des Kondensates erfolgt in den Speisewasserbehälter.

4.5 Rauchgaskühler

Das Reingas hinter SCR-Denox-Kat hat ein hohes nutzbares Temperatur- und Energieniveau. In der bisherigen Rauchgasreinigungsanlage wurde dieses Reingas – wie einleitend beschrieben – mit Hilfe des 2-stufigen Gas-Gas-WT zur Aufheizung des Rohgases genutzt. Die Abkühlung erfolgte innerhalb der korrosionsbeständigen Glasrohrstufe bis unter den Säuretaupunkt.

Bei den beiden zu betrachtenden Varianten Kalk und Bicar erfordert die weitere Reingaskühlung ebenfalls eine korrosionsbeständige Wärmetauserausführung.

Zur Wärmeabfuhr steht Turbinenkondensat mit variabler Eintrittstemperatur (ca. 40 – 110°C) zur Verfügung, welches ansonsten mit Dampf vorgeheizt werden muss.

Für derartige Gas-Wasser-Wärmetauscher stehen verschiedene korrosionsbeständige Werkstoffkonzepte zur Verfügung:

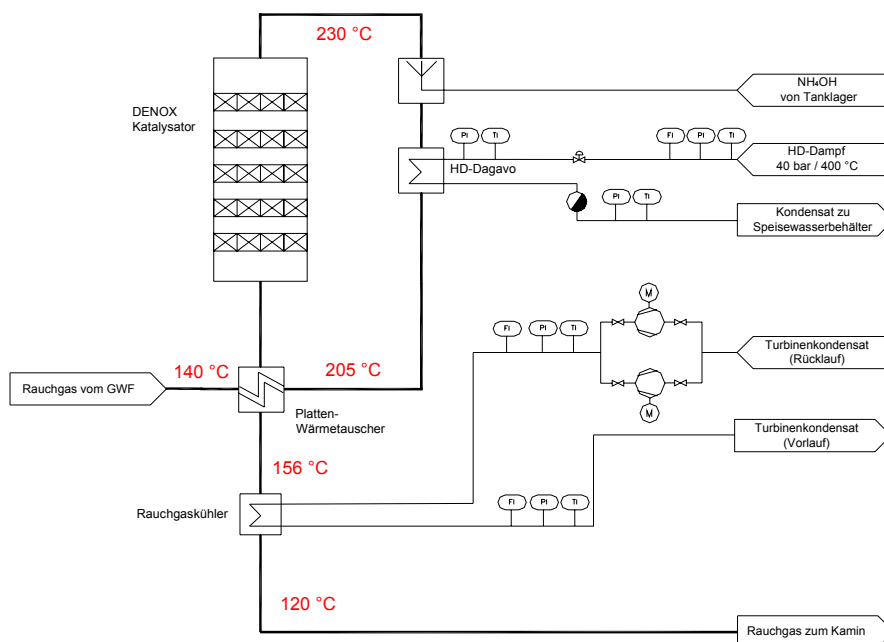
1. Metallische Ausführung aus Nickel-Basis-Legierung
2. Ausführung komplett aus Fluorkunststoff
3. C-Stahl mit Folienummantelung aus Fluorkunststoff
4. Emailliertes Stahlrohr mit Folienummantelung

Eine detaillierte Betrachtung der einzelnen Ausführungen mit Ihren Vor- und Nachteilen würde in diesem Rahmen zu umfangreich werden. Die Varianten 3 und 4 wurden hier nicht weiter betrachtet, da sie speziell für diese Anlage als nicht ausreichend beständig und widerstandsfähig betrachtet wurden. Die Wärmetauscher-Varianten 1 und 2 wurden im Rahmen einer Reihe von unterschiedlichen wärmetechnischen Berechnungen wirtschaftlich betrachtet. Als technisch und wirtschaftlich am sinnvollsten zeigte sich hier die Variante 2 mit einer Ausführung aus Fluorkunststoff in U-Rohr-Ausführung.

4.5.1 Rauchgaskühler für Variante 1a (Kalk)

Bei der Variante 1a (Kalk) beträgt die Reingastemperatur hinter SCR-DeNO_x-Kat ca. 230°C. Über den Platten-WT wird dieses auf ca. 156°C abgekühlt. Zur Ableitung des Reingases über den Kamin ist dieses auf ca. 120°C zu kühlen, was einer abzuführenden und nutzbaren Wärmeleistung von ca. 1.300 bis 1.450 kW entspricht.

Abb. 14 – Temperaturen SCR-DeNO_x V1a (Kalk)



Zur optimalen WT-Auslegung ist ein möglichst großes ΔT zwischen der Gas- und Kondensattemperatur und somit eine geringe Kondensateintrittstemperatur anzustreben.

Der Wassertaupunkt des Reingases liegt bei knapp über 60°C. Eine Temperaturunterschreitung würde die Kondensation von großen Wassermengen bedeuten. Um dies zu vermeiden, ist die Rohrwandtemperatur sicher über dem Taupunkt zu halten. Somit wurde eine Kondensateintrittstemperatur von > 70°C gewählt. Die weiteren Daten sind der folgenden Tabelle zu entnehmen.

Tabelle 9 – Technische Daten Rauchgaskühler Kalk-Verfahren (V1a)

Reingaskühler – Vorwärmung Turbinenkondensat Variante Kalk 1a Werkstoff: Fluorkunststoff			
Lastfall	Nominal	Max	Einheit
Mantelraum, um die Rohre			
Medium	<i>Reingas hinter SCR</i>		
Massenstrom	121.970	144.135	kg/h f.
Volumenstrom	98.777	116.727	Nm³/h f.
Eintrittstemp. Te	156	153	°C
Austrittstemp. Ta	120	120	°C
Rohrraum, in den Rohren			
Medium	<i>Turbinenkondensat</i>		
Betriebsüberdruck	7	7	bar ü
max. zul.	9	9	bar ü
Massenstrom	50.000	60.000	kg/h
Eintrittstemp. te	71	71	°C
Austrittstemp. ta	94,5	92	°C
Wärmeleistung	1.350	1.460	kW

4.5.2 Rauchgaskühler für Variante 3 (Bicar)

Bei der Variante 3 (Bicar) beträgt die Rauchgastemperatur in der Bicar-Stufe (Gewebefilter) ca. 180°C und erfährt auch über die SCR-DeNOx keine Änderung mehr (siehe Schema im Anhang), so dass das Reingas nach SCR zur Ableitung über den Kamin von 180 auf ca. 120°C abgekühlt wird.

Diese Abkühlung entspricht einer abzuführenden und nutzbaren Wärmeleistung von ca. 2.300 bis 2.600 kW.

Der Wassertaupunkt des Reingases liegt bei dieser Variante bei kurz unterhalb von 60°C. Um auch hier wieder einen ausreichenden Temperaturabstand zum Wassertaupunkt einzuhalten, wurde eine Eintrittstemperatur des Turbinenkondensates von knapp unter 70°C gewählt. Die weiteren Daten sind der folgenden Tabelle zu entnehmen.

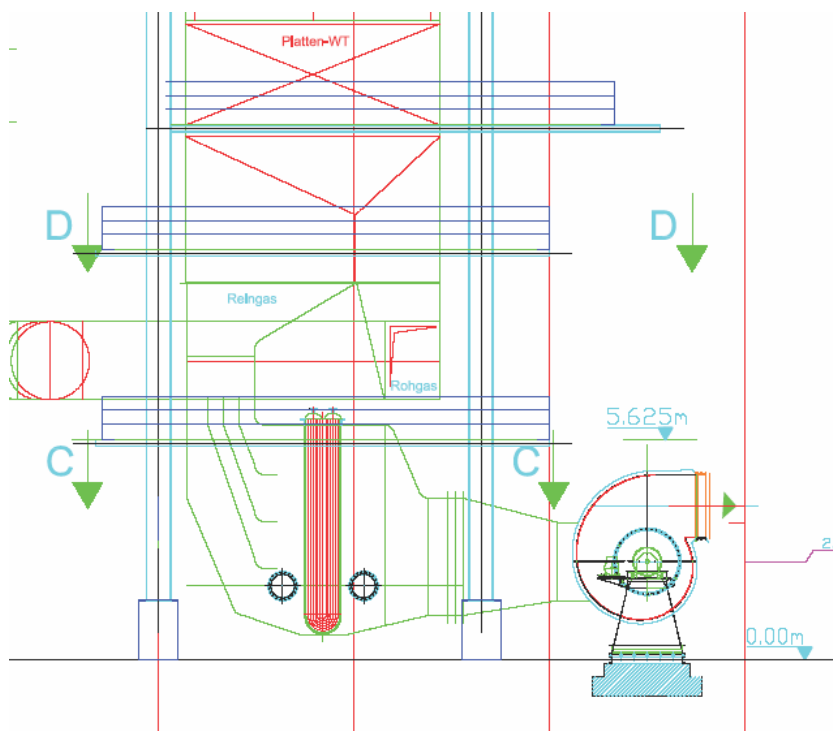
Tabelle 10 – Technische Daten Rauchgaskühler Bicar-Verfahren (V1a)

Reingaskühler – Vorwärmung Turbinenkondensat Variante Bicar 3 Werkstoff: Fluorkunststoff			
Lastfall	Nominal	Max	Einheit
Mantelraum, um die Rohre			
Medium	<i>Reingas hinter SCR</i>		
Massenstrom	120.000	141.503	kg/h f.
Volumenstrom	96.219	113.460	Nm ³ /h f.
Eintrittstemp. Te	180	180	°C
Austrittstemp. Ta	117	120	°C
Rohraum, in den Rohren			
Medium	<i>Turbinenkondensat</i>		
Betriebsüberdruck	7	7	bar ü
max. zul.	9	9	bar ü
Massenstrom	50.000	60.000	kg/h
Eintrittstemp. te	68	68	°C
Austrittstemp. ta	107	105	°C
Wärmeleistung	2.300	2.580	kW

4.5.3 Einbindung Rauchgaskühler

Die Rauchgaskühler werden aufstellungstechnisch für beide betrachteten Varianten anstelle des wegfallenden Glasrohr-Wärmetauschers in die vorhandene Anlage integriert.

Abb. 15 – Einbindung Rauchgaskühler



Die Einbindung in den Turbinenkondensatkreislauf ist dem Fließbild (siehe Anhang) zu entnehmen und für beide Varianten identisch. Die zuvor genannten Wärmeleistungen entsprechen den Leistungen, die auf diese Weise in den Turbinenkondensatkreislauf übertragen werden können und zur einer entsprechenden Einsparung von ND-Dampf führen.

4.6 Betriebsmittelversorgung

4.6.1 Sorbens-/Additivversorgung

Dem Aspekt der Sorbens-/Additivversorgung der Rauchgasreinigung muss, insbesondere bei einem vorgesehenen schrittweisen Umschluss der einzelnen Linien, Rechnung getragen werden. In diesem Fall müssen Additive und Sorbentien sowohl für die alten, als auch für die neuen Linien gleichzeitig vorgehalten werden. Die in der Tabelle aufgeführten Silos sind sämtlich in der jetzigen Anlage vorhanden, die jeweilige vorgesehene Weiternutzung ist entsprechend gekennzeichnet. Ein Neubau von Silokapazitäten ist aufgrund folgender Vorgehensweise nicht vorgesehen:

1. Vor Umschluss 1. Linie erfolgt der Umbau des Gipssilos zum Lagersilo für Frischsorbens (Kalk bzw. Bicarbonat)
2. Entsorgung Gips über vorhandene Notförderung in bereit gestellte Container
3. Mit Umschluss der zweiten und dritten Linie Nutzung der CaO-Silos 1, respektive CaO-Silo 2

Tabelle 11 –Übersicht Silonutzung

Silo-Nutzung	Volumen [m³]	V1a	V3
Gipssilo	120	Kalkhydrat	Bicar
CaO-Silo 1	60	Kalkhydrat	Bicar
CaO-Silo 2	60	Kalkhydrat	Bicar
HOK-Silo	60	HOK-Lagerung	HOK-Lagerung
Reststoffsilo 1	200	Reststofflagerung	Reststofflagerung
Reststoffsilo 2	200	Reststofflagerung	Reststofflagerung
Resultierende Speicherkapazität [d]		V1a	V3
Kalkhydrat	d	6,7	-
Natriumbicarbonat	d	-	9,0
HOK	d	32,7	21,8
Reststoff (Filter)	d	5,1	6,7

Aus der Aufstellung (Tabelle 11) ist ersichtlich, dass das Bicar-Verfahren aufgrund der bilanzierten Massenströme (Frischsorbens, Reststoffe) Vorteile hinsichtlich der Bevorratungsdauer bzw. Speicherkapazitäten bietet.

4.6.2 Prozesswasserversorgung

Für die Prozesswasserversorgung ist der Aufbau einer Druckerhöhungs-Pumpenstation (2 x 100%) vorgesehen, die über eine Ringleitung mit Druckhalte-/Überströmventil alle drei RRA-Linien versorgt. Die Weiterverwendung der vorhandenen Sprühtrockner-Vorlage ist bei der Kalk-Variante nicht möglich, da bei Umschluss der ersten Linie die anteilige Salzlösung aus den beiden verbleibenden Linien

nicht für die Verdampfungskühlung bei der Prozesstemperatur von $\leq 140^{\circ}\text{C}$ eingesetzt werden kann. Hier besteht das Risiko der Verkrustung am Gewebefilter.

Alternativ kann die Verdampfungskühlung – jedoch nur für die Bicar-Variante! - auch über das vorhandene Sprühtrocknervorlagesystem realisiert werden – die Prozesstemperatur ist mit hier 180°C ausreichend hoch, um die anteilig vorhandene Salzlösung aus den beiden anderen, noch mit den Wäschersystemen in Betrieb befindlichen Linien, zu verarbeiten. Die beiden anderen noch in Betrieb befindlichen Sprühtrockner würden dann mit einer um ca. 1/3 verdünnten Suspension fahren.

4.7 Übersicht der Verfahrensmerkmale

Die Tabelle 12 zeigt eine zusammenfassende Übersicht der wesentlichen Verfahrensmerkmale der herausgearbeiteten Varianten, im Vergleich mit dem Istzustand der RRA.

Tabelle 12 – Übersichtstabelle „Merkmale“

Merkmalsvariante	Variante 0 Istzustand (SCR 310°C) NOx < 100	Variante 1a Kalk & SCR (SCR 220°C) NOx < 100	Variante 3 Bicar & SCR (SCR 180°C) NOx < 100
Aufbau RGR	Sprühtrockner-GWF-Wäscher-SCR-Saugzug-Kamin	Verdampfungskühler-GWF-SCR-Kühler-Saugzug-Kamin	Verdampfungskühler-GWF-SCR-Kühler-Saugzug-Kamin
Verdüngungsmedium Verdampfungskühler	Suspension aus Wäscherabschlammung	Prozesswasser	Prozesswasser
ΔT Verdampfungskühler	220 auf ca. 170: 50	220 auf ca. 140: 80	220 auf ca. 180: 40
Modifikation Verdampfungskühler	./.	kompletter Umbau (Strömungsführung, Düsenlanzen)	Optimierung Düsen (Anzahl Düsenlanzen: 8)
Anzahl Filterschläuche GWF	960	1.080	1.080
Filterfläche GWF	ca. 2.620 m ²	ca. 2.970 m ² Umbau erforderlich	ca. 2.970 m ² Umbau erforderlich
Betriebstemperatur GWF	ca. 170 °C	ca. 140 °C	ca. 180 °C
Additive (saure Schadgase)	Branntkalk (CaO)	Kalkhydrat (Ca(OH) ₂)	Natriumbicarbonat (Na ₂ HCO ₃)
Additiv (SM, Dioxin)	HOK & Dioxin-Katalysator	HOK	HOK
Additivdosierung	als Kalkmilch im Wäschersystem; HOK vor VDK	pneumatisch, trocken, nach VDK / vor GWF; HOK vor VDK	pneumatisch, trocken, vor VDK (Bicar & HOK)
Rezirkulation Additiv	./.	ca. 5 - 10 fach, bezogen auf Frischadditivmenge	./.
Wärmeauskopplung	./.	ca. 1,35 MW/Linie (RG-Kühler nach SCR)	ca. 2,30 MW/Linie (RG-Kühler nach SCR)
Katalysatorarbeits-temperatur	310°C	220 - 230°C	180 - 190°C
Katalysatorvolumen	ca. 46 m ³ (inkl. Dioxin-Kat.)	ca. 22 m ³	ca. 34 m ³
Aufheizmedium DeNOx	Erdgas	HD-Dampf	keine Aufheizung notwendig (nur bei Regeneration)
Druckverlust Rauchgasreinigung	ca. 120 - 130 mbar	ca. 94 mbar	ca. 83 mbar
El. Energiebedarf Rauchgasreinigung	ca. 1.300 KW/Linie	ca. 800 KW/Linie	ca. 660 KW/Linie

4.8 Übersicht Umbaumaßnahmen V1a (Kalk) und V3 (Bicar)

Nachfolgend sind die Maßnahmen in Stichpunkten aufgeführt, die im Rahmen der verfahrenstechnischen Planung erarbeitet und definiert wurden und bei der Umsetzung der Varianten 1a (Kalk) und 3 (Bicar) erforderlich sind. Für die Umsetzung dieser Maßnahmen wurden die Kosten entsprechend ermittelt und sind in die Bewertung mit eingeflossen.

4.8.1 Übersicht Umbaumaßnahmen V1a (Kalk)

Rauchgasweg

- Rohgasmessungen erforderlich an zwei Linien für HCl und H₂O (Erweiterung der Messung)
- Rauchgaskanal für Umfahrung der Rauchgaswäscher nach Gewebefilter.

Sprühtrockner → Umbau zu Verdampfungskühler

- Komplette Umgestaltung des Sprühtrockners mit Änderung der Strömungsrichtung (von unten nach oben) inkl. der erforderlichen Stahlbau-Anpassungsarbeiten.
- Neue Ringleitung mit Düsenlanzen.
- Erweiterung der Begleitheizung und Verbesserung der Wärmeisolierung gegen Kältebrücken (tiefere Prozesstemperatur).
- Anbindung der 2 x 100% Pumpenstation an die bestehende Prozesswasserleitung.

Gewebefilter

- Änderung der Anströmung im Eintrittsbereich der Filterkammern (Prallwand) mit Änderung der Rohgaseintrittsklappen und Rohgaseintrittskanal nach oben versetzen.
- Erweiterung der Filterfläche von 2.620 auf ca. 2.970 m²: Lochplatten, Düsenrohre, Abpuls-tanks, Ventile, Abpulssteuerung neu.
- Neuer Satz Filterschläuche und neue Stützkörbe für zusätzliche Filterschläuche.
- Modifikation Staubaustragsorgane: Erhöhung Förderkapazität aufgrund Rezirkulation erforderlich.

Sorbensdosierung/-förderung

- 3 Stck. Vorlagebehälter für Frischkalk mit Dosierschnecke, Förderluftherzeugung (3 + 1 Förder-luftgebläse) und pneum. Förderleitung bis zur Eindüsstelle.
- Demontage der Komponenten der Gipsaufbereitung (Zug um Zug)
- Integration Rezirkulatsystem in bestehendes Fördersystem inkl. Förderluftherzeugung und pneum. Förderleitung bis Eindüsstelle.
- Verlegung HOK-Eindüsung auf neue Eindüsstelle Bereich Verdampfungskühlerkopf

SCR

- Installation DAGAVO zur Aufheizung vor Katalysator
- Absenkung Katalysatorarbeitstemperatur auf 230°C
- Einbindung Kondensat in Speisewasserbehälter
- 2 Lagen Katalysator gemäß Auslegungsbedingungen
- Demontage Erdgasbrennerrampe
- Wegfall/Demontage Glasrohr-WT
- Einbau eines Rauchgaskühlers zur Turbinenkondensataufwärmung, ohne Zwischenkreislauf

Silos

- Umbau Gipssilo für zusätzliche Bevorratung von Adsorbens (Kalkhydrat oder Bicar) inkl. pneum. Förderung auf Frischsorbens-Vorlagebehälter.
- 2 x CaO-Silo: Austrag modifizieren inkl. pneum. Förderung auf Frischsorbens-Vorlagebehälter.

4.8.2 Übersicht Umbaumaßnahmen V3 (Bicar)

Rauchgasweg

- Analog zu Maßnahmen V1a (Kalk),
zusätzlich: Umfahrung Primärseite WT mit Absperrklappe im Bypass

Sprühtrockner → Verdampfungskühler

- Neue Ringleitung mit Düsenlanzen 8 Stck; keine Änderung des VK-Kopfes!
- Anbindung 2 x 100% Pumpen an Prozesswasserleitung, Druckhalteventil/Überströmleitung;
Alternativ: Wasserversorgung über heutige Sprühtrocknervorlage beibehalten

Gewebefilter

- Analog zu Maßnahmen V1a (Kalk)

Sorbensdosierung/-förderung

- 3 Stck. Vorlagebehälter für Bicar mit Dosierschnecke und Aufgabe auf pneum. Förderleitung.
- 3 + 3 Mühlenanordnung mit 3 + 3 Förderluftgebläse, 2 separate Förderleitungen, Eindüsung vor VK (HOK-System bleibt unverändert erhalten).

SCR

- Absenken der Katalysatorarbeitstemperatur auf 180 °C
- Neubestückung Reaktor mit 3 Katalysatorlagen + 1 „Opferlage“ aus Altbestückung
- Wegfall Demontage Glasrohr-WT
- Einbau eines Rauchgaskühlers zur Turbinenkondensataufwärmung, ohne Zwischenkreislauf
- Brenner wird für Regenerierung beibehalten

- Platten-WT wird für Regenerierung beibehalten, Primärseite im Bypass umfahren (Normalbetrieb)

Silos

- Analog zu Maßnahmen V1a

4.9 Ablaufplanung / Umschluss RRA

Zwecks Minimierung von Stillstandszeiten ist es generell erforderlich, Montage- und Umbauaktivitäten weitestgehend vor dem eigentlichen Umschluss- bzw. Stillstandszeitraum durchzuführen oder diese weitestgehend vorzubereiten (z.B. Vormontage VDK-Kopf, Rauchgaskanäle, Fassadenöffnungen, Nachrüstung Rohgasmessung (HCl, H₂O) an zwei Linien vor Umschluss, zuführende Förder-/Rohrleitungen, Pumpenstationen, Regel-/Armaturenstationen etc.).

Unter dieser Maßgabe wurde für die Ablaufplanung des Umschlusses der RRA-Linien 1 - 3 im Rahmen des Engineerings ein Ablaufterminplan, basierend auf den in Kap. 4.8.1 bzw. Kap. 4.8.2 aufgeführten Umbaumaßnahmen, ausgearbeitet.

Im Falle der Umsetzung der Variante 3 (Bicar) wurde demnach für die Umschlusszeit ein Zeitraum von ca. 4 - 5 Wochen ermittelt (Montagefreigabe bis Warm-IBN) und somit ist die Durchführung der Umbaumaßnahme innerhalb eines „normalen“ Kesselrevisionsstillstandes realisierbar.

Bedingt durch die während der Stillstandszeit deutlich umfangreicheren Eingriffe im Falle der Kalk-Variante 1a (Umbau Verdampfungskühler, Rezi-System, DaGaVo), ist für diese Variante mit einer Umschlusszeit von mindestens 5 - 6 Wochen auszugehen.

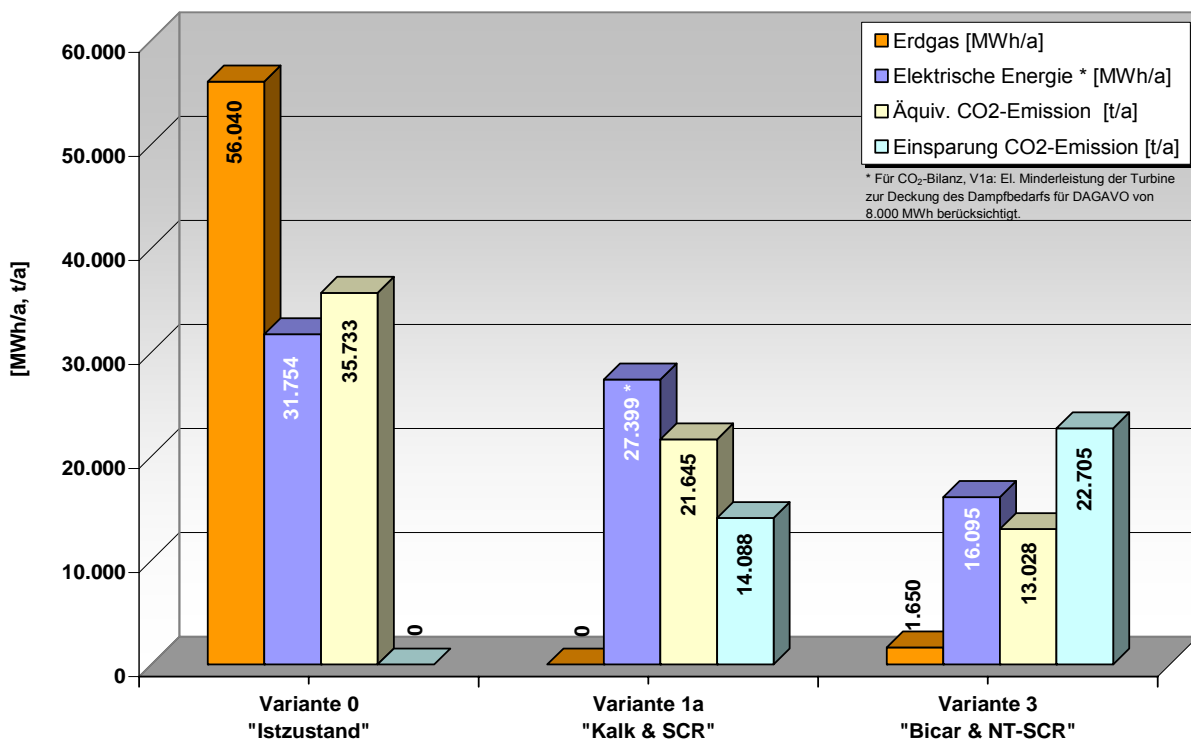
Der Umschluss der nächsten Linien ist jeweils zeitversetzt vorgesehen (ca. 1/2 Jahr), um die mit dem ersten Umschluss gesammelten Betriebserfahrungen entsprechend berücksichtigen zu können.

Durch Einsparung elektrischer Energie der Varianten V1a (Kalk) und 3 (Bicar) gegenüber dem Istzustand, kann mehr elektrische Energie in das Netz eingespeist werden (=weniger Eigenbedarf) und muss nicht von einem anderen Kraftwerk (z.B. Steinkohlekraftwerk) erzeugt werden. Im Gegenzug muss für V1a die Minderleistung der Turbine durch den fehlenden Dampfbedarf zur DeNOx-Aufheizung berücksichtigt werden.

Der Dampfbedarf für den DAGAVO (3 Linien) von 4,25 t/h bedeutet eine elektrische Minderleistung der Turbine von ca. 1 MW, entsprechend ca. 8.000 MWh_{el.} Ermittelt man die äquivalenten CO₂-Emissionen, die z.B. aus Steinkohle erzeugter elektrischer Energie (z.B. GUD-Kraftwerk mit integrierter Kohlevergasung: 0,79 kg CO₂/kWh)¹, sowie bei der Erdgasverbrennung (0,19 kg CO₂/kWh) entstehen, so ergibt sich durch die Energiedifferenzen gegenüber dem „Istzustand“ eine CO₂-Reduzierung von ca. **14.100 t CO₂/a** (Variante 1a) bzw. ca. **22.700 t/a** (Variante 3), bei einem Mülldurchsatz von ca. 360.000 t/a.

Somit kann durch den Umbau der Rauchgasreinigungsanlage mit beiden Varianten unter den vorgenannten Randbedingungen eine signifikante Reduzierung der CO₂-Emissionen erzielt werden, bei Variante 3 (Bicar) weit mehr als 50%.

Abb. 17 – CO₂-Einsparung



¹ Brennstoffspezifische CO₂-Emissionen nach: Khartchenko, V. Nikolai; Umweltschonende Energietechnik; Vogelverlag 1997; Tab. 6.2

5.3 Qualitativer Vergleich der Verfahrensvarianten V1a und V3

Anhand folgender Kriterien wurde ein qualitativer Vergleich bzw. eine qualitative Bewertung der beiden betrachteten Verfahrensvarianten vorgenommen.

Tabelle 13 – Qualitativer Vergleich (V1a, V3)

Bewertung: o = neutral +, - = positiv bzw. negativ ++, -- = stark positiv bzw. negativ	Variante 1a Kalk & SCR (SCR 220°C) NOx < 100	Variante 3 Bicar & SCR (SCR 180°C) NOx < 100	Bemerkungen
Abscheidopotential für saure Schadgase	+	+	V3: Bei HF etwas schwächer
Abscheidopotential für Schwermetalle (Hg)	++	+	V3: höhere Temperatur am GWF
Betriebsmittelverbrauch (gesamtheitliche Bewertung)	++	++	
Energieverbrauch-/einsparungspotential	+	++	
Umbauaufwand Verdampfungskühler	-	+	V1a: Kompletter Umbau des Verdampfungskühlers
Eingriffe in vorhandene Anlagenkomponenten	-	+	V1a: Dagavo, Verdampfungskühler
Umbauaufwand während Umschlusszeit	-	+	
Filterflächenerhöhung Gewebefilter	o	o	
Apparatetechnischer Aufwand Sorbens/Additivsystem	-	+	V1a: Rezirkulationssystem aufwändig
Lagerkapazitäten vorhandener Silos nach Additivumstellung	o	+	
Produkthandling (Reststoffe)	o	+	V1a: Rezirkulat & Reststoffe stark hygroskopisch
CO2-Bilanz	+	++	
Wärmenutzungsgrad	+	++	V3: höhere Rauchgasabkühlung möglich
Wartung-/Instandhaltungsaufwand	+	++	V3: weniger Komponenten, Aggregate
Inbetriebnahmeaufwand	-	+	V3: weniger Komponenten, Aggregate, Regelkreise
Regelungstechnischer Aufwand	-	+	V1a: Feuchteregelung, Sorbensregelung
Komplexizität der Prozessführung (Handhabbarkeit, Bedienung)	-	+	Verfahren nach V1a "sensibler", hohes Maß an Prozessverständnis erford.

Aus der qualitativen Bewertung geht hervor, dass die Bicar-Variante aufgrund der weniger aufwendigen Integration in die vorhandene Anlage „umbaufreundlicher“ ist und (Kosten-) Vorteile bei der Energienutzung bzw. –einsparung bestehen. Ebenso sind Vorteile für das Bicar-Verfahren durch die

einfachere Anlagentechnik und geringeren regelungstechnischen Anforderungen an den Prozess vorhanden.

Vorteile aus verfahrenstechnischer Sicht sprechen für die Kalkvariante: Aufgrund der erforderlichen Rezirkulation und damit höheren Sorbensinventars im Filter, bietet dieses System eine größere Pufferwirkung bei Schadstoffspitzen und wegen der tieferen Betriebstemperatur im Filter, ein besseres Abscheidevermögen für Quecksilber.

5.4 Gesamtkostenbetrachtung („Phase II“)

Während der „Phase II“ wurden die aus den Ergebnissen der „Phase I“ getroffenen Schlussfolgerungen präzisiert und durch das Basic-Engineering untermauert.

Zum Vergleich sind die in Phase I erarbeiteten Zahlen / Daten in der Ergebnistabelle nochmals mit aufgeführt („Vorher“). Die Erhöhung der Investitionskosten von Phase I nach II sind im Wesentlichen auf die Hereinnahme der Planungskosten, Umbau des Gewebefilters sowie Präzisierung der Kosten für die wärmetechnischen Anlagen und deren Einbindung zurückzuführen (z.B. DaGaVo).

Tabelle 14 – Gesamtkostenübersicht „Phase II“

GESAMTKOSTENBETRACHTUNG						
Kostenart	Einheit	AKTUELL	VORHER	AKTUELL	VORHER	Bemerkung
		Variante 1a Kalk & SCR (SCR 220°C) NOx < 100	Variante 1a Kalk & SCR (SCR 220°C) NOx < 100	Variante 3 Bicar & SCR (SCR 180°C) NOx < 100	Variante 3 Bicar & SCR (SCR 180°C) NOx < 100	
Investitionskosten	[€]	10.052.550	6.810.000	8.458.650	5.820.000	
Nutzungsdauer n (Jahre)	[a]	10	10	10	10	
Betriebskosten p.a. (B)	[€/a]	3.600.884	3.261.041	3.652.162	3.652.810	
Wartung/Instandhaltung	[€/a]	1.001.508	977.831	981.508	977.831	
Kapitaldienstkosten p.a.	[€/a]	1.398.310	947.271	1.176.598	809.562	Mit Basiszins 6,5% --> Annuitätsfaktor 0,1391 aus VDI 2067
Kosten p. a. inkl. Kapitaldienst	[€/a]	6.000.702	5.186.143	5.810.269	5.440.203	

Trotz gegenüber „Phase I“ zusätzlich berücksichtigter Investitionskosten, konnte die Größenordnung der erzielbaren Einsparung von ca. **3 Mio. €a** bei Durchführung der Umbaumaßnahme bestätigt werden.

6 Zusammenfassung

Der vorliegende Beitrag beschreibt ein Optimierungskonzept für eine Rauchgasreinigungsanlage hinter einer Müllverbrennung. Die vorhandene Rauchgasreinigung besteht aus einem Sprühtrockner, Gewebefilter, 2-stufigem Wäscher und einer SCR-DeNOx-Anlage.

Umfangreiche, erforderliche Sanierungsmaßnahmen, vorwiegend im Bereich der Wäschersysteme, veranlassten den Betreiber der Anlage, mögliche Alternativen zur bestehenden Rauchgasreinigungsanlage zu suchen.

In einer ersten Konzeptstudie wurden fünf trockene Rauchgasreinigungsverfahren, basierend auf dem Additiveinsatz von Kalkhydrat bzw. Natriumbicarbonat, der vorhandenen nassen Rauchgasreinigungsanlage gegenüber gestellt und bewertet. In Anbetracht des aufgezeigten Einsparpotentials von ca. 3 Mio. €/a, wurden zwei Verfahren (1 x Kalk, 1 x Bicar, jeweils mit SCR) ausgewählt und vor einer endgültigen Verfahrensentscheidung einem weiteren Planungsschritt (Basic-Engineering) unterzogen, um die in der ersten Konzeptstudie gewonnenen Erkenntnisse zu verifizieren.

Anhand der im Rahmen des Basic-Engineerings erarbeiteten Bewertungen wurde aufgezeigt, dass die **Variante 3 („Bicar + SCR“)** hinsichtlich der Integration in die bestehende Infrastruktur und vor dem Hintergrund einer möglichst „einfachen“ Prozessführung und Bedienung, gegenüber der Variante 1a („Kalk + SCR“) zu bevorzugen ist.

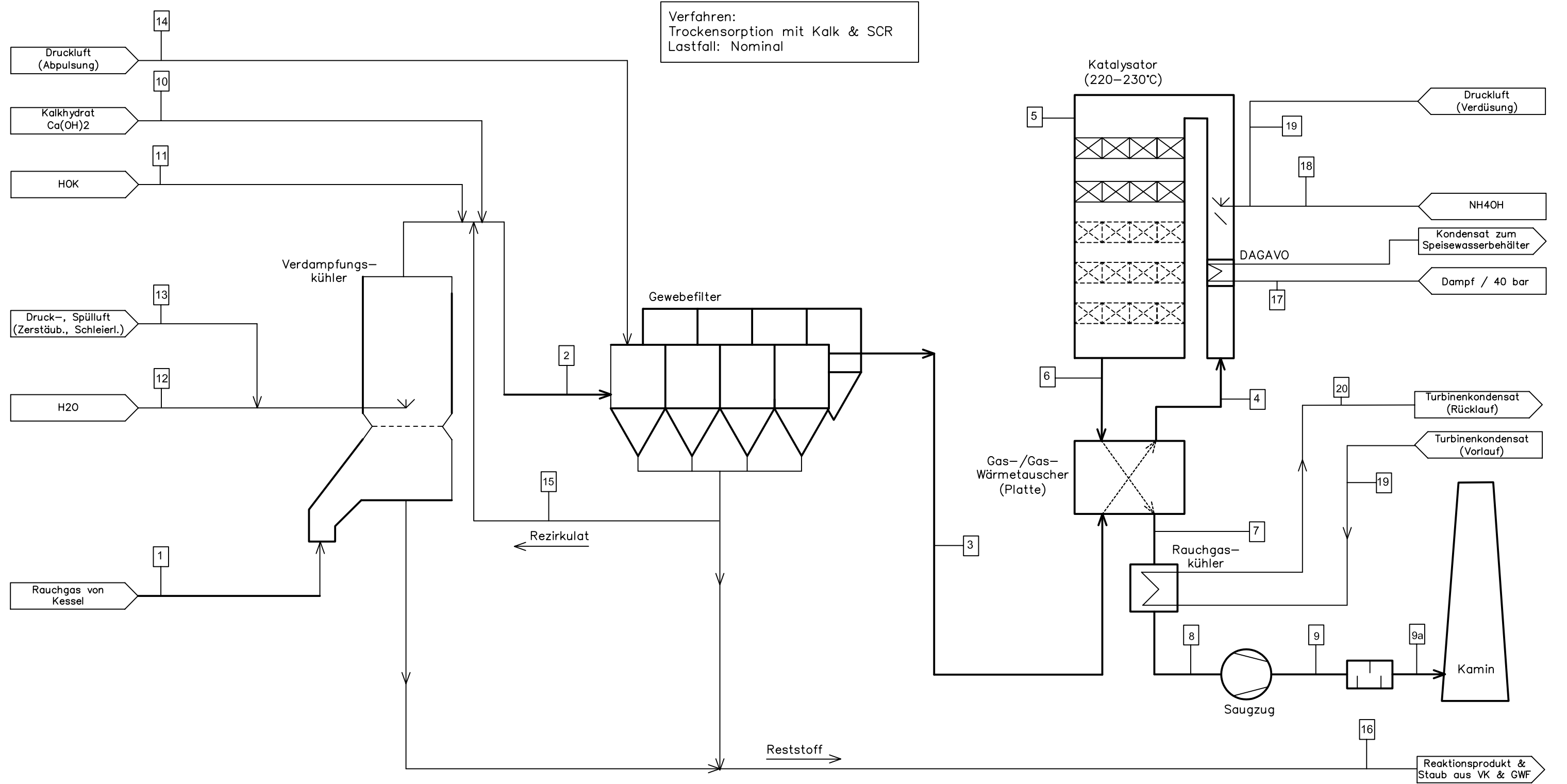
Vorteile sind neben dem geringeren Umschlusssaufwand auch bei der Inbetriebnahme und dem späteren Betrieb, Wartung und Instandhaltung aufgrund der einfacheren Anlagentechnik zu erwarten.

- Das in „Phase I“ ausgewiesene Einsparpotential von **ca. 3 Mio. €/a** wurde für beide Varianten bestätigt.
- Das Verfahren nach Variante 3 (Bicar + SCR) stellt im Vergleich zur Variante 1a (Kalkverfahren + SCR) die kostengünstigere Variante dar (Kostenvorteil ca. 200.000 €/a).
- Aus Gründen der Kostensenkung, Verbesserung der Energiebilanz und nicht zuletzt aus Gründen der Klimarelevanz, ist die Idee zum Umbau dieser Rauchgasreinigungsanlage als sinnvolle Maßnahme anzusehen.
- Der Umbauaufwand und Eingriff in die Altanlage ist für Variante 1a (Kalk + SCR), überwiegend bedingt durch den erforderlichen Umbau des Verdampfungskühlers am höchsten, respektive bei Variante 3 (Bicar + SCR) am geringsten.
- Im Vergleich der zuvor beschriebenen Alternativen und unter besonderer Berücksichtigung der in Kap. 1 dargestellten Zielsetzungen des Betreibers, empfiehlt sich aus unserer Sicht die Auswahl der **Variante 3** (Bicar + SCR).

7 Anhang

- Fließbild V1a (Kalk)
- Fließbild V3 (Bicar)
- Schema Rauchgaskühler

Verfahren:
Trockensorption mit Kalk & SCR
Lastfall: Nominal



Stoffstrom-Nr.:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	9a	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	
Bezeichnung:	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Rauchgas	Kalkhydrat Ca(OH) ₂	HOK (Koksstaub)	Prozesswasser	Druckluft, Spülluft	Druckluft (Abpulsung)	Rezirkulation	Reststoffe VK & GWF	Dampf (40 bar)	Ammoniakwasser (25%)	Druckluft	Kondensat (Vorlauf)	Kondensat (Rücklauf)	
Massenstrom	114.854	121.538	121.970	121.970	121.970	121.970	121.970	121.970	121.970	121.970	248	14	3.849	1.200	336	2.483	545	1.416	27		50.000	50.000	
Volumenstrom, trocken	76.000	78.200	78.536	78.536	78.536	78.536	78.536	78.536	78.536	78.536								(800 KW)		27			
Volumenstrom, feucht	91.204	98.192	98.528	98.528	98.528	98.528	98.528	98.528	98.528	98.528													
Volumenstrom, Betrieb	169.133	153.858	158.268	158.268	158.268	158.268	158.268	158.268	158.268	158.268													
Volumenstrom, Betrieb	46.982	42.738	43.963	43.963	43.963	43.963	43.963	43.963	43.963	43.963													
T	220	140	140	210	230	230	156	120	131	131								360					
p	986	978	954	944	940	930	918	911	1.003	995								40 bar abs.			71	94	
p rel.	-9	-17	-41	-51	-55	-65	-77	-84	8	0											7 bar ü.	7 bar ü.	
HCl	1.100	1.069	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10													
SO ₂	350	340	< 20	< 20	< 20	< 20	< 20	< 20	< 20	< 20													
NOx	300	292	290	290	290	< 100	< 100	< 100	< 100	< 100													
Staub	2.100	38.402	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10	< 10													
Hg	400	389	< 30	< 30	< 30	< 30	< 30	< 30	< 30	< 30													
HF	30	28	< 1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0													
PCDD/F	2,6	2,6	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1													
H ₂ O	16,7	20,4	20,3	20,3	20,3	20,3	20,3	20,3	20,3	20,3													
O ₂	6,65	6,6	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7													
CO ₂	9,82	9,1	9,1	9,1	9,1	9,1	9,1	9,1	9,1	9,1													
N ₂	66,9	63,9	63,9	63,9	63,9	63,9	63,9	63,9	63,9	63,9													

Revisionsliste:

Nr.	Änderung	Datum	gezeichnet	geprüft	Verteilt
5	Revision für Abschlussbericht	13.09.07	AW		
4					
3	Datentabelle erneuert	18.07.07	AW		
2	Datentabelle erneuert	27.04.07	AW		
1	Datentabelle erneuert	23.02.07	AW		

MVA - Umbau RRA 1-3

Ersteller: [Name] Datum: 23.01.07

gezeichnet: AW

geprüft: [Name]

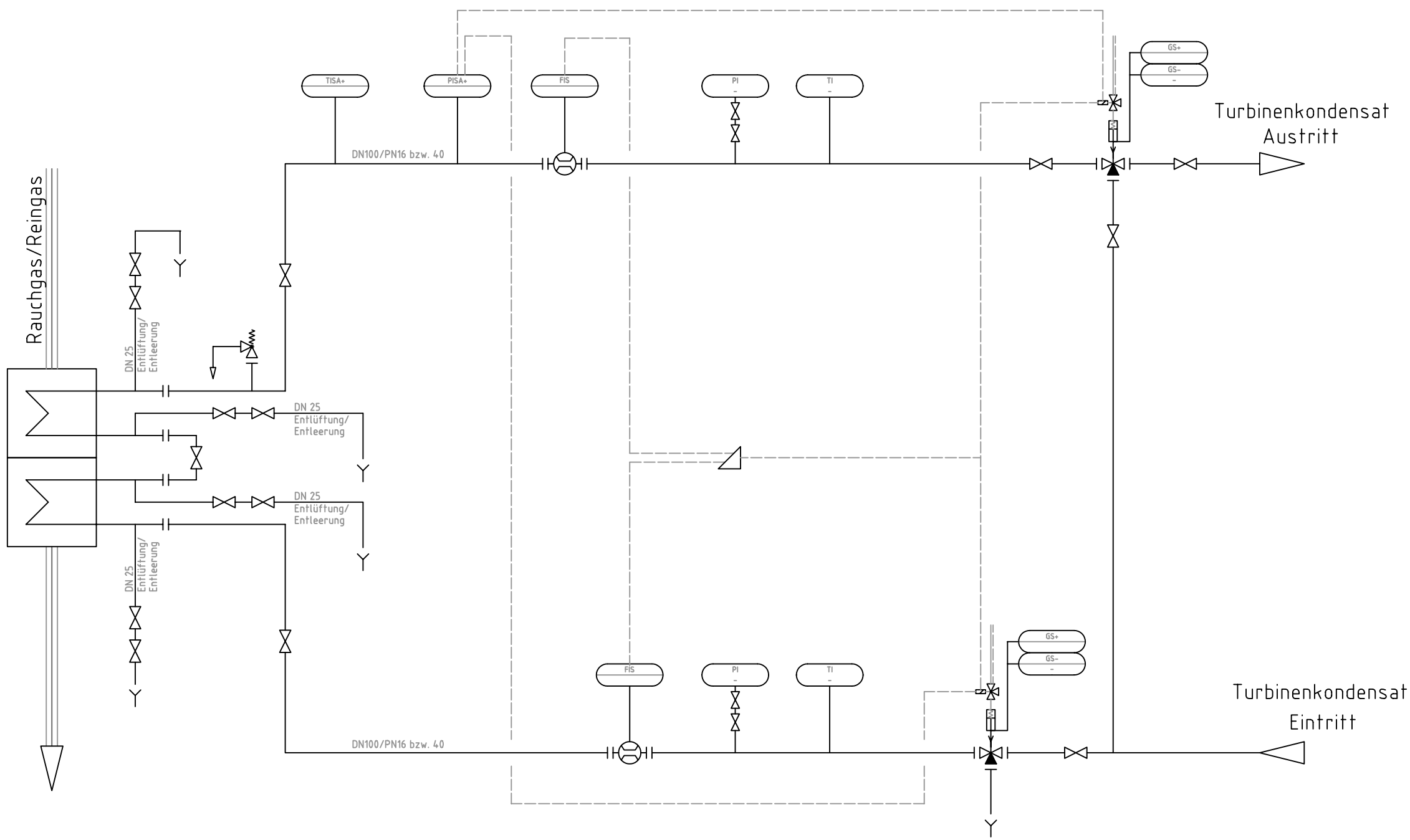
Projekt-Nr.:


Fließbild RRA Variante 1a - Nom. Trockensorption mit Kalk & SCR

Erstellt für:

Projekt-Zeichn.-Nr.:

CAD-Name: Schema_V1a_Nom_Rev5.dwg



AUFTRAGGEBER:					
AUFTRAGNEHMER:					
 Wallstein Ingenieur-GmbH Wärme und Anlagentechnik Hubertusstr. 44 - 45657 Recklinghausen					
REV	DATUM	NAME	ART DER ÄNDERUNG	GEPR.	DATUM
-	-	-	-	-	-
Maßnahme / Objekt : MVA - Umbau RRA Reingaskühler					
GEZ.	30.08.2007	NAME	Rühting	ABT.	-
GEPR.	30.08.2007	NAME	Heymann	HERSTELLER	Wallstein Ing. GmbH
BEARB.	-	NAME	-	HERST.AUFTRG.NR.	-
MASSTAB	BENENNUNG	HERST.-ZEICHN.NR.			
%	Reingaskühler Variante 3 + 1a	-			
KON.-KWA.-ZEICHN.-NR. P9000237Z002				REV	0
Diese Zeichnung und sämtliche Beilagen sind dem Empfänger nur zum vorgesehenen Zwecke anvertraut. Gemäß DIN 34 Ziffer 2.1 werden alle Rechte vorbehalten.				FORMAT	A1