

Umbau einer Rauchgasreinigung unter Berücksichtigung der Gesamtdurchsatzleistung im MHKW Ludwigshafen

Dipl.-Ing. R. Karpf¹⁾, Dipl.-Ing. R. Wradatsch²⁾

¹⁾ ete.a Ingenieurgesellschaft mbH, Lich (Hessen)

²⁾ TWL Technische Werke Ludwigshafen AG, Ludwigshafen

Kurzfassung

Die GML Abfallwirtschaftsgesellschaft mbH betreibt seit 1967 am Standort Ludwigshafen ein Müllheizkraftwerk (MHKW). Die Betriebsführung der Anlage wurde den Technischen Werken Ludwigshafen (TWL) übertragen.

Das MHKW Ludwigshafen umfasst drei Verbrennungslinien und zwei nachgeschaltete Rauchgasreinigungsanlagen (RRA).

Mit der Erweiterung des Entsorgungsgebietes der GML ist geplant, die derzeitige Verbrennungskapazität von etwa 150.000 Mg/a auf die genehmigte Verbrennungskapazität von 180.000 Mg/a zu erweitern. Dafür ist es erforderlich, dass alle drei Verbrennungslinien einen gewissen Zeitraum im Jahr gleichzeitig in Betrieb sind. Dies ist jedoch bei der derzeitigen Konzeption nicht machbar.

Aus diesem Grund wurde untersucht, in wieweit eine Erweiterung durch eine neue zusätzliche dritte Rauchgasreinigungsanlage oder der Umbau/Optimierung der beiden vorhandenen Rauchgasreinigungsanlagen für die geplante Kapazitätserweiterung sinnvoll ist.

Das Ergebnis einer vorausgegangenen Konzeptbewertung führte zur Entscheidung eine der beiden Rauchgasreinigungsanlagen so umzubauen, dass mit zwei Kesseln im Teillastbetrieb und unter Verwendung der bestehenden SCR-Anlage ein 3-Linien Betrieb sichergestellt werden kann. Dieser Umbau beinhaltet unter anderem die Substitution der nassen RRA durch ein quasitrockenes Rauchgasreinigungsverfahren mit Gewebefilter.

Durch die optimierte Integration des neuen Rauchgasreinigungsverfahrens bei einer maximalen Nutzung vorhandener Komponenten und einer Erhöhung der Verbrennungskapazität um 30.000 t/a ist eine Einsparung im Investment von ca. 1,5 Mio. € gegenüber einer neuen zusätzlichen Rauchgasreinigung sowie im Bereich der spezifischen Betriebskosten von ca. 0,7 €/t Müll realisierbar.

1 Anlagenbeschreibung

Die bei der Verbrennung entstehenden Rauchgase werden vom Kessel direkt in den Sprühtrockner geleitet. Hier erfolgt die Abkühlung der Rauchgase durch das Eindüsen der Abwässer aus der nassen Rauchgasreinigung. Das Wasser verdampft und die in den Abwässern gelösten Salze werden im nachgeschalteten E-Filter trocken abgeschieden.

Die im Rauchgas enthaltene Flugasche wird ebenfalls im E-Filter nahezu komplett abgeschieden.

Die Schadgase SO_2 , HCl, und HF sowie Schwermetalle werden in den nachgeschalteten Wäscherstufen entsprechend den Grenzwerten der

17. BImSchV reduziert. Insbesondere für die Abscheidung von Quecksilber wird im Wäscher 3 dem Waschwasser Aktivkohle und ein Komplexbildner zugegeben.

Zur Neutralisation der sauren Schadgasanteile wird im Wäscher 3 Natronlauge (NaOH) als Waschflüssigkeit eingesetzt. Das abgeschlammte Waschwasser aus der ersten Wäscherstufe wird mit $\text{Ca}(\text{OH})_2$ neutralisiert.

Vor Eintritt in die SCR/DFM-Anlage durchströmt das Rauchgas einen Aerosolabscheider, einen sog. Elektro-Dynamischen Venturi (EDV), der in seiner Funktionsweise einem Nasselektrofilter gleicht.

Das gesättigte Rauchgas wird anschließend derzeit noch mittels eines DaGaVo auf ca. 15 K oberhalb der Sättigungstemperatur vorgewärmt. Im Rahmen der geplanten Erneuerung des Wärmetauschers entfällt der DaGaVo.

Die derzeit noch über den DaGaVo vorgewärmten Rauchgase treten mit einer Temperatur von $82^\circ\text{C} - 85^\circ\text{C}$ in den Gas/Gas-Wärmetauschers ein. Der installierte Gas/Gas Wärmetauscher (Rekuperator), aufgebaut als Kreuz-Gegenstrom-Plattenwärmetauscher, besteht aus einer emaillierten säurefesten Stufe und aus einer in Normalstahl („schwarzen“) ausgeführten Stufe.

In der Umlenkhaube, vor der in Normalstahl ausgeführten Stufe beträgt die Temperatur $100^\circ\text{C} - 114^\circ\text{C}$. Am Austritt dieser Stufe (z-flow) hat das Rauchgas eine Temperatur von ca. 270°C .

Um auf die letztendliche Betriebstemperatur der SCR/DFM-Anlage von 300°C zu gelangen wird das Rauchgas mittels eines Erdgas-Flächenbrenners weiter erwärmt.

Anschließend wird 25%iges Ammoniakwasser für die Abscheidung der Stickoxide (NO_x) am nachgeschalteten Katalysator direkt in das Rauchgas gesprüht und gleichmäßig verteilt.

Die katalytische Abgasreinigung besteht aus einem Kombireaktor der zwei Reinigungsstufen beinhaltet. In der ersten Stufe werden die Stickoxide reduziert und in der zweiten Stufe findet die katalytische Zerstörung von Dioxine/Furane statt.

Nach dem Durchströmen des Katalysators wird das Rauchgas in der Reingasseite des Gas/Gas-Wärmetauscher auf ca.115°C abgekühlt bevor es über den Kamin die Rauchgasreinigung verlässt.

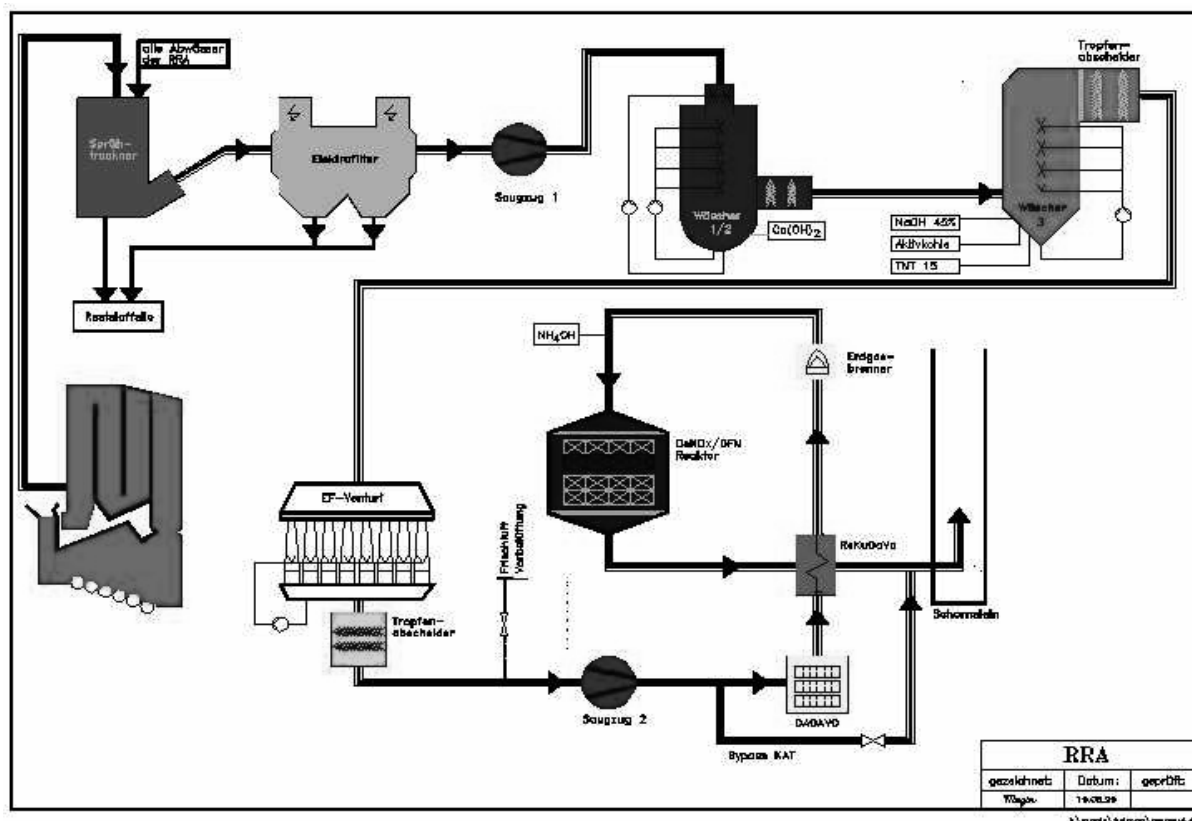


Abb. 1: Anlagenschema der Rauchgasreinigung Linie 2 bzw. Linie 3 des MHKW Ludwigshafen

2 Konzeptfindung und Bewertung

2.1 Konzeptfindung

Im folgenden Netzstrukturplan wurde versucht alle Einflussfaktoren und die damit im Zusammenhang stehenden Randbedingungen bei einer Erhöhung der vorhandenen Verbrennungskapazität auf 180.000 t/a darzustellen.

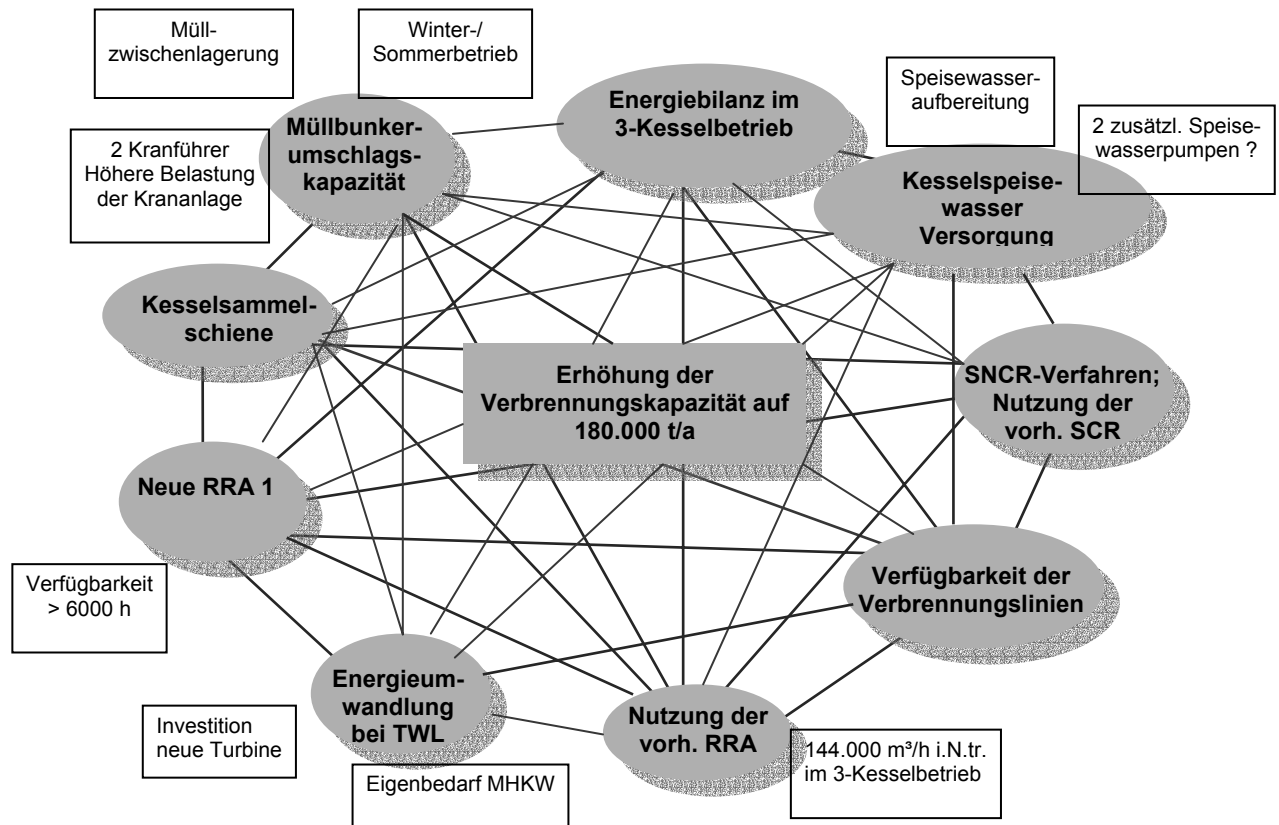


Abb. 2: Netzstrukturplan für eine Erhöhung der Verbrennungskapazität auf 180.000 t/a

Zunächst kristallisierte sich die Müllbunkerumschlagskapazität als zentraler Punkt heraus. Zum einen muss bei 180.000 t/a die Anlieferungslogistik noch einmal näher untersucht werden und zum anderen ist die maximale Bunkerkapazität zu bewerten. Als Möglichkeit, diese Engpässe zu entschärfen, wurde überlegt, den Müll in Kunststoffolie zu verpacken und zwischenzulagern. Die Kosten hierfür betragen ca. 20,- € pro Tonne Müll.

Des Weiteren musste berücksichtigt werden, dass die Belastung der Krananlage steigen und wahrscheinlich ein zweiter Kranfahrer im Tagbetrieb benötigt würde.

Die Nutzung und Verwertung der dann erzeugten Mehrenergie wurde in einer separaten Studie untersucht.

Weiterhin wurde überprüft, ob eine Anpassung der Kapazität der vorhandenen Kesselspeisewasserpumpen, Kesselspeisewasseraufbereitung sowie des Kondensatsystems erforderlich ist.

In der Diskussion um die Randbedingungen wurde die Idee geboren, nicht nur über eine Verbrennungskapazitätserhöhung im Sinne maximaler Kessellast nachzudenken sondern über

eine Gesamtdurchsatzerhöhung mittels einer minimalen Kesselleistung bei maximaler Verfügbarkeit und Reisezeit. Das bedeutet, dass in Summe die Verbrennungskapazität durch einen längeren 3-Kesselbetrieb steigt.

Die Einflussfaktoren, die dabei eine Rolle spielen sind in dem folgenden Netzstrukturplan dargestellt.

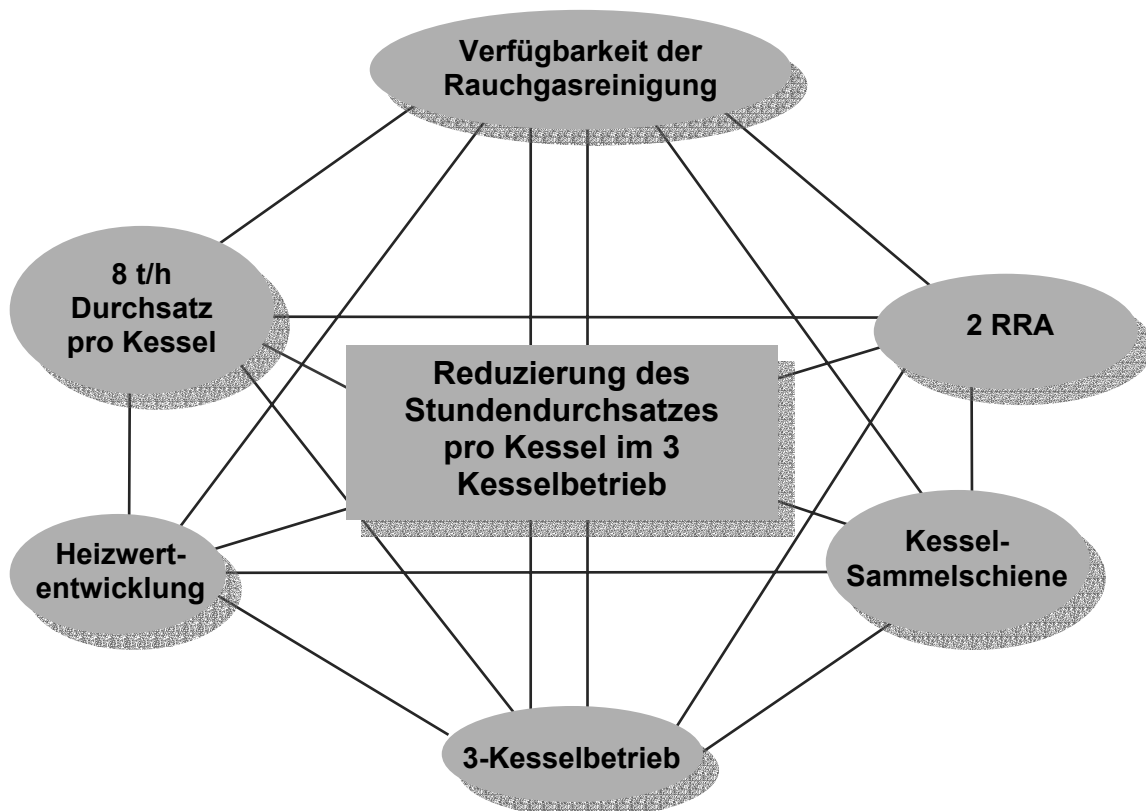


Abb. 3: Netzstrukturplan bei Reduzierung des Stundendurchsatzes pro Kessel im 3-Kesselbetrieb

Der Vorteil dieser Variante besteht darin, dass mit der hierbei erzielbaren Erhöhung der Verbrennungskapazität die volle Nutzung der bestehenden Rauchgasreinigungsanlagen, d.h. ohne Neubau einer eigenständigen Rauchgasreinigungsanlage möglich ist. Unter welchen Bedingungen dies machbar ist wird im Folgenden dargestellt und bewertet.

2.2 Verfahrensbeschreibung

Aus wirtschaftlichen Überlegungen, wie in [1] vergleichend zwischen Nass- und Trockenreinigungsverfahren dargestellt, hat man sich für den Umbau einer der beiden vorhandenen Rauchgasreinigungsanlagen in ein konditioniertes Trocken- bzw. Quasitrockensorptionsverfahren entschieden.

Bei den trockenen Verfahren wurde zwischen den mit kalkhaltigen Additiven oder auf einem sodahaltigen Additiv (NaHCO_3) basierend arbeitenden Verfahren unterschieden. Letzteres arbeitet mit wesentlich kleineren Stöchiometrien, also kleinerem Additivüberschuss, was auch zu geringeren Reststoffmengen führt, jedoch wesentlich teurer gegenüber den kalkhaltigen Additiven ist.

Die Betriebsmittel- und Reststoffentsorgungskosten wurden für beiden Verfahren gegenübergestellt und bewertet.

Grundlagen des Vergleichs:

Prozessgrößen

Tab.1: Rohgasdaten für die neue Rauchgasreinigung (Alle Konzentrationsangaben beziehen sich auf 9 Vol.% O_2)

ROHGASEINTRITT	EINHEIT	MINIMAL	NOMINAL	MAXIMAL
Volumenstrom Kesselaustritt	m^3/h i.N. tr.	33.000	55.000	63.000
Temperatur Kesselaustritt	$^{\circ}\text{C}$	200	250	250
N_2	Vol.- %	k. A.	69,4	k. A.
O_2	Vol.- %	9,0	9,0	9,0
CO_2	Vol.- %	k. A.	8,0	k. A.
Feuchte	Vol.- %	13,6	13,6	13,6
		TMW	HMW	AUSLEGUNG
Gesamtstaub	mg/m^3 i.N. tr.	1.600	5.000	5.000
HCL	mg/m^3 i.N. tr.	1.000	2.000	2.000
HF	mg/m^3 i.N. tr.	15	30	30
SO_2	mg/m^3 i.N. tr.	400	600	600
NO_x	mg/m^3 i.N. tr.	350	500	500
Hg	mg/m^3 i.N. tr.	0,3	0,3	0,9
Cd + Tl	mg/m^3 i.N. tr.	1,0	3,0	3,0
$\Sigma(\text{Sb,As,Pb,Cr,Co, Cu,Mn,Ni,V,Sn})$	mg/m^3 i.N. tr.	20	50	50
Dioxin/Furan	$\text{ng TE}/\text{m}^3$ i.N. tr.	3,0	5,0	5,0

Tab.2: garantierte Emissionsgrenzwerte der neuen RRA

REINGAS	EINHEIT	TMW	HMW
Gesamtstaub	mg/m ³ i.N. tr.	10	30
HCL	mg/m ³ i.N. tr.	9	40
HF	mg/m ³ i.N. tr.	1	2
SO ₂	mg/m ³ i.N. tr.	25	150
Cd + Tl	mg/m ³ i.N. tr.	0,05 ^{*)}	
Hg	mg/m ³ i.N. tr.	0,03 ^{*)}	
Σ(Sb,As,Pb,Cr,Co, Cu,Mn,Ni,V,Sn)	mg/m ³ i.N. tr.	0,5 ^{*)}	
Dioxin/Furan	ng TE/m ³ i.N. tr.	0,1	

^{*)} als Mittelwert über die Probenahmezeit

¹⁾ Stundenmittelwert, der zu keiner Betriebszeit überschritten werden darf

Betriebsmittel- und Reststoffentsorgungskosten des Additivvergleichs

- kalkhaltiges Additiv(Ca(OH) ₂ od. CaO)	90,- € / t
- Natriumbikarbonat (NaHCO ₃)	205,- € / t
- Herdofenkoks (HOK)	256,- € / t
- Reststoffentsorgung (incl. Transport)	128,- € / t



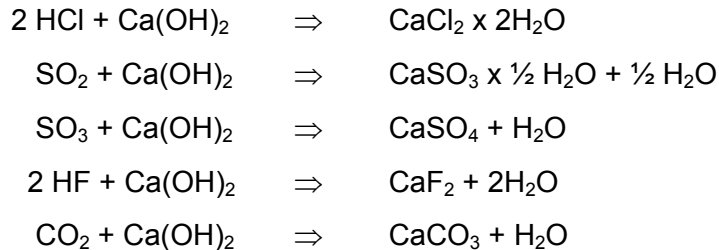
Daraus resultieren Gesamtbetriebskosten:

kalkbasierendes Verfahren	565.950,- € / a
sodabasierendes Verfahren	768.000,- € / a

Aufgrund des sehr großen Unterschieds von 202.050,- € / a kam der Einsatz von Natriumbikarbonat nicht in Frage und wurde auch nicht weiter betrachtet.

Für die trockene Rauchgasreinigung ist ohnehin das am häufigsten verwendete Sorbens gelöschter Kalk(Ca(OH)₂) bzw. ein Gemisch aus Kalk mit kohlenstoffhaltigen und mineralischen Bestandteilen.

Grundsätzlich können für die Reaktion der Schadgaskomponenten mit Kalziumhydroxid folgende Bruttoreaktionsgleichungen genannt werden.



Üblicherweise lassen Bruttoreaktionsgleichungen und thermodynamische Gleichgewichtsberechnungen keine Aussage über die Reaktivität der einzelnen Schadgaskomponenten zu. Die Reaktivität der betreffenden Schadgaskomponenten gegenüber Kalkadditiven lässt sich wie folgt einteilen:

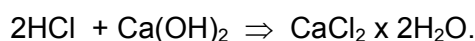


Da über die Massenverteilung die Wahrscheinlichkeit für das Zusammentreffen eines Adsorbensteilchen mit CO_2 viel größer ist als die eines HCl -Moleküls, lässt das, trotz der schlechteren Reaktivität von CO_2 , zunächst auf eine große Bildung von Kalziumcarbonat (CaCO_3) schließen.

Betrachtet man jedoch die üblichen Reststoffzusammensetzungen, so stellt man fest, dass nur ca. 10 - 15 Gew. % als CaCO_3 vorliegen.

Die Erklärung ist darin zu suchen, dass zunächst über die Massenverteilung ein nicht unerheblicher Anteil an CaCO_3 gebildet wird, der jedoch in Anwesenheit von HCl , was in dem Fall die stärkere Säure darstellt, eine Decarbonatisierung auslöst und das gebundene CO_2 wieder freisetzt.

Der Chlorwasserstoff reagiert mit Kalziumhydroxid zu Kalziumchlorid, was in dem der konditionierten Trockensorption üblichen Temperaturbereichs von 130 - 150 °C als Dihydrat vorliegt



Die HCl -Einbindung verläuft gegenüber der SO_2 -Einbindung energetisch bevorzugt, da die Aktivierungsenergie für die Reaktion im Niedertemperaturbereich gegenüber SO_2 niedriger ist.

Die Abscheidung von HF stellt aufgrund der hohen Reaktivität keine Schwierigkeit dar und wird deshalb nicht näher betrachtet.

Generell spielt für die Abscheidung saurer Schadgase (HCl, SO₂, HF), mit Ausnahme von SO₃, die Lösungsgeschwindigkeit in wässrigem Medium eine entscheidende Rolle, auch bei trockener Additivzugabe.

Denn der stets vorhandene Wasserdampf im Rauchgas bildet eine Hydrathülle um die Feststoffpartikel, wodurch die Reaktionskinetik gegenüber reiner Trockensorption außerordentlich begünstigt wird. Das bedeutet, dass Adsorptions- und Absorptionsvorgänge nebeneinander ablaufen. Dabei begünstigt die Hydrathülle den Stoffübergang Gas-/Partikeloberfläche und die Porendiffusion durch gewisse Löseeffekte, die im molekularen Bereich schnelle Ionenreaktionen ermöglichen. Aus diesem Grund spielt insbesondere für hohe SO₂-Abscheideleistungen das Vorhandensein von HCl, respektive CaCl₂, eine große Rolle, da man zur Ausbildung der Hydrathülle sich die hygroskopischen Eigenschaften des Kalziumchlorids zu Nutzen macht.

Dieser Zusammenhang wird in Abbildung 4 sehr gut verdeutlicht. Man kann erkennen, dass sehr große Mengen an freiem Ca(OH)₂ nicht zu einer Verbesserung der SO₂-Abscheidung beitragen. Liegt jedoch der Chloridgehalt in einem Bereich zwischen 14 - 20 Gew.-%, bei niedrigen Mengen an freiem Ca(OH)₂, ist eine wesentlich bessere SO₂-Abscheidung feststellbar. Es handelt sich hier um Messergebnisse der ITU von der Sondermüllverbrennungsanlage (SVA) Schöneiche.

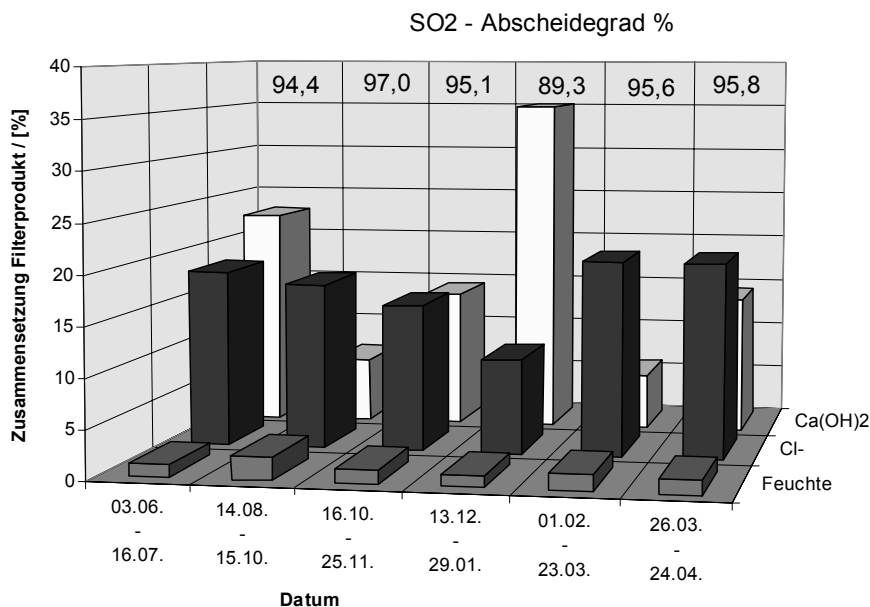


Abb. 4: Reststoffzusammensetzung SVA Schöneiche, Messergebnisse ITU, 03.06.91 - 24.04.92 [2]

Grundsätzlich wird die Abscheideleistung und die dabei benötigte Additivmenge respektive Reststoffmenge durch folgende Faktoren beeinflusst.

- Konzentration und Reaktivität der Schadgase
- Konzentration und Reaktivität der Absorbentien
- Temperatur und Feuchtigkeit
- Kontaktmöglichkeit der Reaktionspartner
(Verweilzeit, Vermischung, Verteilung sowie Oberfläche der Reaktionspartner)

Da sich Kalziumhydroxid für die konditionierte Trockensorption als effektives und wirtschaftliches Additiv bewährt hat und der Brennstoff Müll als solches sich nicht beeinflussen lässt, bieten die ersten beiden Faktoren keine Freiheitsgrade. Aus diesem Grund besteht nur die Möglichkeit über die Temperatur und Feuchtigkeit - sprich relative Feuchtigkeit - sowie die sich dabei einstellende Reststofffeuchtigkeit und die Kontaktmöglichkeit der Reaktionspartner, die Abscheideleistung und den Kalkverbrauch zu beeinflussen.

Für den Feuchtigkeitsgehalt der Reststoffe aus der Schadgasabscheidung mit Kalk spielt das bei der Reaktion mit HCl gebildete CaCl_2 die Schlüsselrolle, weil sowohl seine festen Hydrate als auch die Lösungen bis hin zu hohen Verdünnungsgraden hygroskopisch sind. Wie in Abbildung 5 dargestellt, ist jedem Parameter aus Temperatur und Wasserdampf eine ganz bestimmte Mischung von CaCl_2 und gebundenem sowie freiem, flüssigem Wasser zugeordnet. Für den für Müllverbrennungsanlagen üblichen Temperaturbereich liegt das CaCl_2 als Mischung aus Mono- und Dihydrat vor.

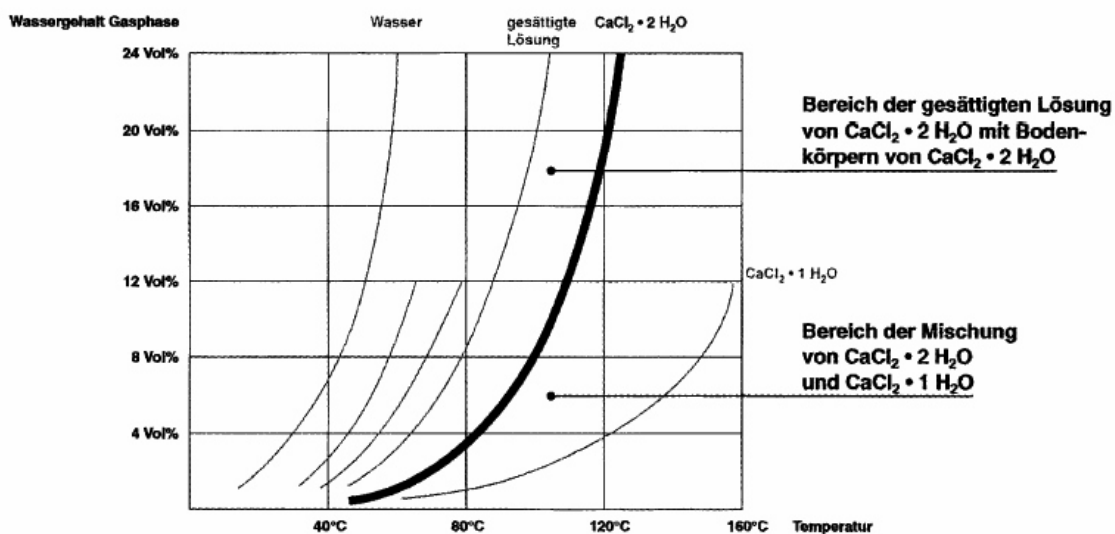


Abb. 5: Ausschnitt aus dem Phasendiagramm $\text{CaCl}_2/\text{H}_2\text{O}$ [2]

Um möglichst gut die hygroskopischen Eigenschaften des Kalziumchlorids, in diesem Fall des Dihydrates ($\text{CaCl}_2 \times 2\text{H}_2\text{O}$), zur Ausbildung der Hydrathülle zu nutzen, besteht die Notwendigkeit, so dicht wie möglich an die Dissoziationsdruckkurve von $\text{CaCl}_2 \times 2\text{H}_2\text{O}$ heranzufahren. Hierbei besteht die Gefahr, dass im realen Anlagenbetrieb aufgrund von partiellen Temperatursenken ein Unterschreiten dieser Kurve zur Vernässung des Reaktionsproduktes führt. Das bedeutet, dass beim Unterschreiten dieser Kurve das $\text{CaCl}_2 \times 2\text{H}_2\text{O}$ sich mit freier Feuchte umgibt und somit zu Verklebungen und Anbackungen in den produktführenden Anlagenteilen führt. Die Anbackungen können dann oft nur bergmännisch wieder entfernt werden.

Aus diesem Grund ist darauf zu achten, dass bei der Auslegung und dem Betrieb solcher Anlagen immer eine Mindesttemperatur in Abhängigkeit der Rauchgasfeuchte eingehalten wird.

2.3 Konzeptbeschreibung

Die katalytische Rauchgasreinigungsstufe (SCR/DFM-Anlage) ist aufgrund von eingeplanten Reserven für einen maximalen trockenen Rauchgasnormvolumenstrom von ca. 75.000 m³/h i.N.tr. ausgelegt. Damit besteht die Möglichkeit, bei verminderter Kessellast von ca. 8 t/h Mülldurchsatz, zwei Verbrennungseinheiten auf eine SCR/DFM-Anlage zu fahren.

Für die vorhandenen Wäscher ist dieser Volumenstrom jedoch zu groß. Durch sehr beengte Platzverhältnisse ist auch ein Umbau bzw. eine Anpassung der Wäscher nicht möglich. Deshalb wird eine der beiden vorhandenen Rauchgasreinigungslinien in eine konditionierte Trocken- bzw. Quasitrockensorption für einen Rauchgasvolumenstrom von 75.000 m³/h i.N.tr. umgebaut.

Zur Sicherstellung des 3-Linienbetriebs erfolgt eine Erweiterung der Kanalweichenschaltung auf dem Kesselhaus, so dass jeder Kessel auf jede Rauchgasreinigungsanlage gefahren werden kann.

Die Abgasreinigung erfolgt durch eine Kombination eines Sprühabsorptionsverfahren und einer konditionierten Trockensorption mittels Einsatz des LÜHR-Kugelrotor-Umlaufverfahren (anlagenintegrierte Partikelrückführung) in Kombination mit einem LÜHR-Flachschlauchfilter.

Der vorhandene Sprühtrockner, der z. Z. für die Verdampfung/Trocknung von neutralisierten Abschlammungen der Wäscher ausgelegt ist, wird für die Rauchgaskonditionierung (Abkühlung/Befeuchtung) bzw. zur Eindüsung von Kalkmilch weiterhin genutzt und stellt somit die erste Abscheidestufe dar. Wie in Abbildung 6 dargestellt, ist die Eindüsung von Kalkmilch in zwei Versorgungs- und Verdüsungseinheiten aufgebaut um somit eine größtmögliche

Verfügbarkeit zu gewährleisten. Die Kalkmilch wird aus der vorhandenen Versorgungsanlage bzw. Ringleitung entnommen.

Des Weiteren wurde von dem Anlagenbauer das System so ausgelegt, dass die Anlage auch als reine konditionierte Trockensorption betrieben werden kann. Das heißt, dass dann an Stelle von Kalkmilch über in dem Sprühabsorber zentral angeordneten Zweistoffdüsen Betriebswasser zur Rauchgaskühlung und –befeuchtung eingedüst wird.

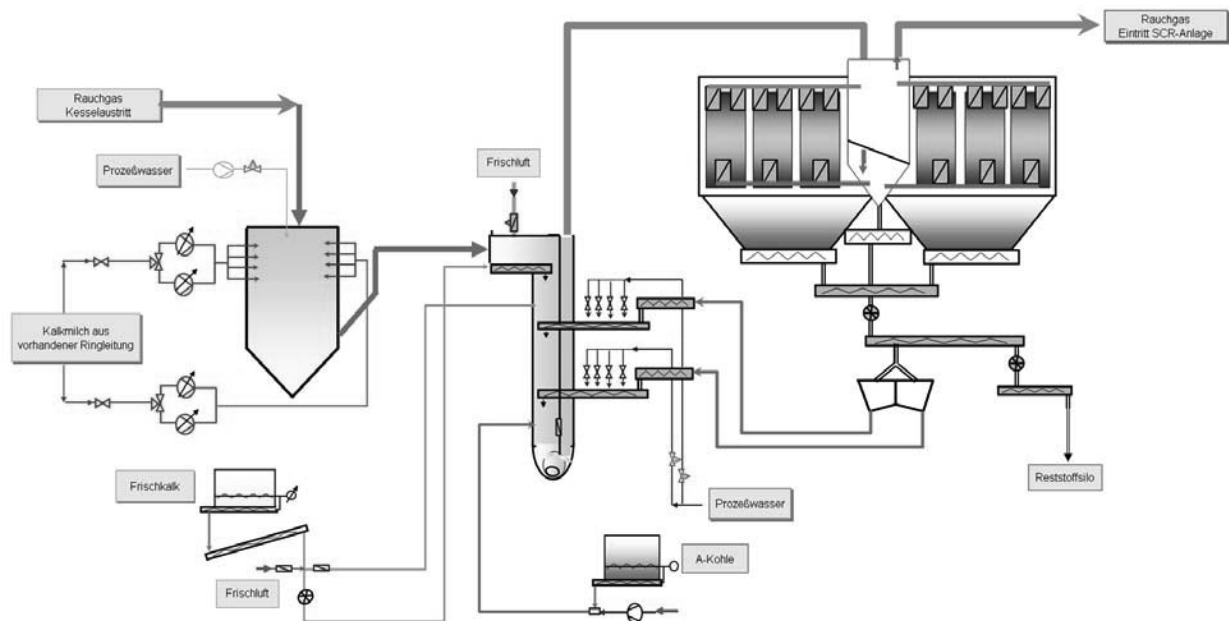


Abb. 6: vereinfachtes Verfahrensschema der Sprühabsorption bzw. Trockensorption

In der so genannten zweiten Stufe erfolgt die Zugabe der Additive in Abhängigkeit von der Schadstofffracht im Rohgas, getrimmt nach den gemessenen aktuellen Emissionswerten aus Zwischenbehältern, gewichtskontrolliert über Dosierschnecken in den Eintrittsschacht des Umlenkreaktors vor Gewebefilter.

Der Kugelrotor am unteren Punkt des Umlenkreaktors ermöglicht die ablagerungsfreie Zuführung und Verteilung der Additive sowie des rezirkulierten Reaktionsprodukts.

Der anschließende senkrechte Reaktorschacht und Rohgaszuströmbereich bildet den Kontakt- und Reaktionsraum für die physikalischen und chemischen Umsetzungen zwischen den gasförmigen Schadstoffen und den partikelförmigen Additiven im Flugstrom bei hoher Partikeldichte und bietet für das Abgas eine Verweilzeit von 1 - 2 Sekunden.

Die Rezirkulation bzw. Rückführung eines definierten Anteils des in dem Gewebefilter abgeschiedenen Reaktionsproduktes erfolgt aus mehreren Gründen. Zum einen enthält das Reaktionsprodukt noch unreaktierte und unbeladene Bestandteile und zum anderen ist das

Kalziumchlorid, was ein Großteil des Reaktionsproduktes darstellt, für eine effektive Abscheidung von SO_2 (siehe Kapitel 2.2) notwendig.

Das aus den Gewebefiltertrichtern ausgetragene Reaktionsprodukt wird mit Schnecken in einen Zwischenbehälter gefördert. Eine Schnecke als Abschöpforgan für den Zwischenbehälter fördert das überschüssige Material zum Reststoffaustrag. Der über die Schnecke geförderte Anteil gelangt in einen Doppelwellenzwangsmischer, in dem ein Teil des für die Rauchgaskühlung benötigten Prozesswasser aufgegeben wird. Die Befeuchtung der zurückgeführten Reaktionsprodukte bewirkt eine Erhöhung der Reaktivität der Additivpartikel aufgrund der Wassereinwirkung sowie eine Erhöhung des Wasserdampfgehalts an der Oberfläche der Additivpartikel, mit dem positiven Effekt die Sorptionswirkung erheblich zu verbessern. Um auch hier eine größtmögliche Verfügbarkeit zu gewährleisten, sind die Befeuchtungsmischer redundant ausgeführt.

Der Gewebefilter ist 6-Kammerfilter konzipiert und mit 3m langen, vertikal angeordneten PTFE-Flachschläuchen, Type Lühr-Filter, ausgestattet. Die Abreinigung der Filterschläuche erfolgt online im Puls-Jet-Verfahren.

Die Auslegungswerte sind in Kapitel 2.2 aufgezeigt.

Der Vorteil dieser Verfahrenswahl ist, dass für die umgebaute Linie die vorhandene nasse Reinigungsstufe nicht mehr benötigt wird und entsprechend umfahren werden kann. Das Rauchgas gelangt direkt nach dem Gewebefilter in die SCR/DFM-Anlage. Das SO_3 wird in der Trocken- bzw. Quasitrockensorptionstufe wesentlich besser als in einem Wäscher abgeschieden. Dadurch kann die Betriebstemperatur der SCR/DFM-Anlage von derzeit 300°C auf 230°C abgesenkt werden. Gleichzeitig erhöht sich die Eintrittstemperatur in der SCR/DFM-Anlage auf ca. 140°C . Durch die höhere Rauchgasgeschwindigkeit im Wärmetauscher und der höheren Eintrittstemperatur verkleinert sich die Grädigkeit des Wärmetauschers um ca. 50%. Es besteht die Möglichkeit die Aufheizung der Rauchgase, die derzeit in der letzten Stufe mittels Erdgas erfolgt, mit dem in der Anlage erzeugten Dampf vorzunehmen.

Abbildung 7 zeigt die beiden zukünftigen Verfahrensabläufe noch mal als Blockschaltbild.

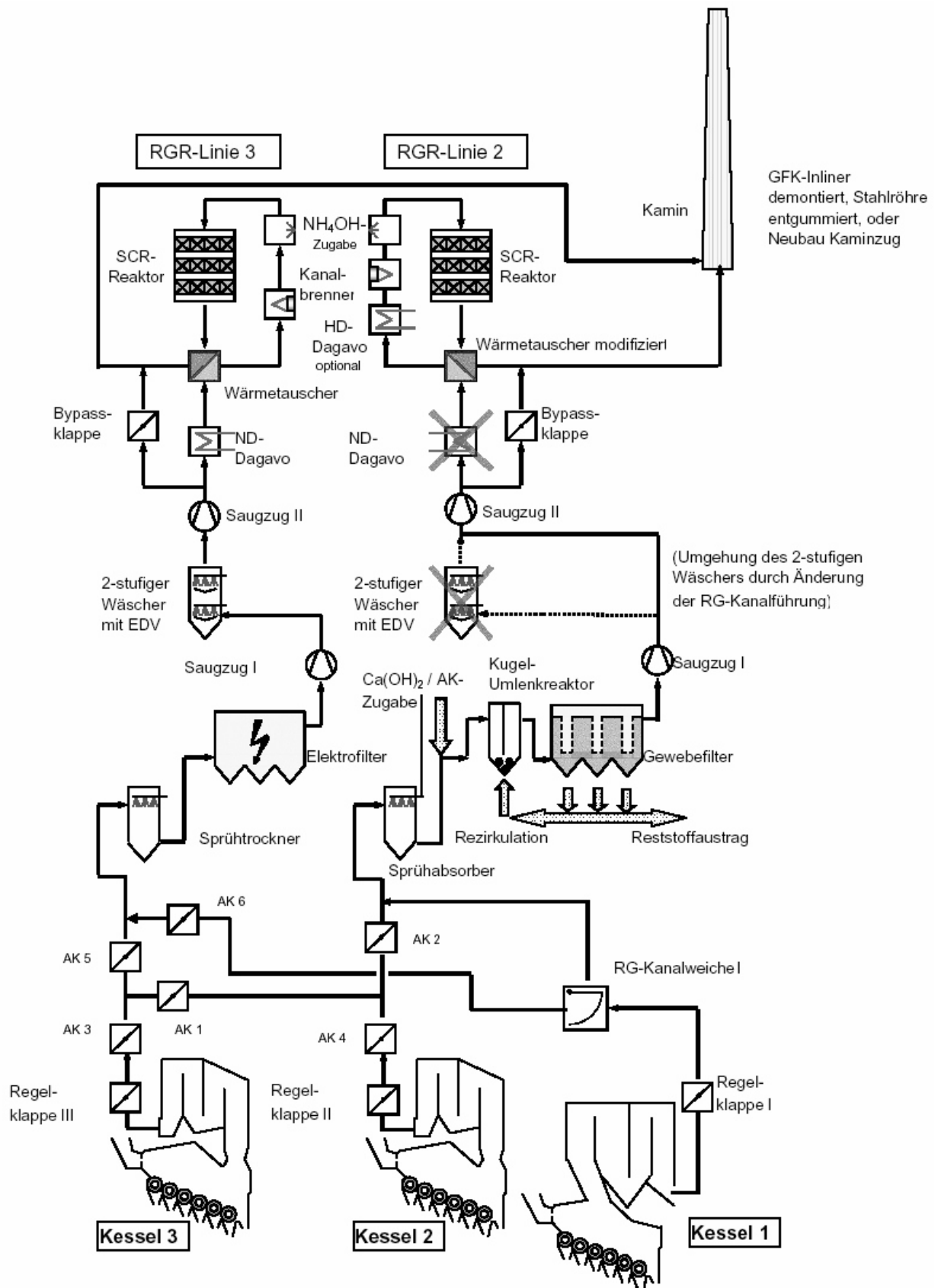


Abb. 7: Geplantes Anlagenschema für die RGR-Linie 2 und 3 des MHKW Ludwigshafen

2.4 Konzeptbewertung

Für die Konzeptbewertung werden die absoluten sowie die spezifischen Energie- und Betriebsmittelverbräuche des derzeitigen zu dem geplanten Anlagenbetrieb im Einzelnen gegenübergestellt.

Tab.3 Vergleich des Energie- und Betriebsmittelverbrauchs bzgl. des derzeitigen und geplanten Anlagenbetriebs [3]			
Parameter	Einheit	aktueller Anlagenbetrieb	geplanter Anlagenbetrieb
Mülldurchsatz	t/a	148.511 ²⁾	180.000
Rauchgasvolumen, tr.	m ³ _N /a	650 Mio.	864 Mio.
elektrische Energie ³⁾	MWh/a	5.529	6.030
spez. elektr. Energieverbrauch ³⁾	kWh/t	37,23	33,5
Erdgas	MWh/a	18.216 ²⁾	14.285
spez. Erdgasverbrauch	kWh/t	122,65	79,36
spez. Wasserverbrauch	m ³ /t	0,55	0,40
Kalk Ca(OH) ₂	kg/t	4,48	15,18
Natronlauge	kg/t	3,96	-
Herdofenkoks	kg/t	-	0,64
Aktivkohle	kg/t	0,13	-
TMT 15	kg/t	0,10	-
Reststoffanfall	t/a	4.321 ⁴⁾	7.364
spez. Reststoffanfall	kg/t	29,10	40,91

Der Druckluftverbrauch der Trockensorption unterscheidet sich nur geringfügig von dem der heutigen Rauchgasreinigung und wird daher bei der Gegenüberstellung vernachlässigt.

Bewertet man die Betriebsmittelverbräuche mit den jeweiligen Einheitspreisen, die sich sicherlich von Anlage zu Anlage geringfügig unterscheiden, ergibt sich in der Summe für die Trockensorption ein spezifischer Preisvorteil von ca. 0,7 €/t Müll gegenüber der derzeitigen nassen Rauchgasreinigung.

²⁾ Wert gilt für den Bilanzzeitraum 2001

³⁾ Angaben beziehen sich nur auf die Rauchgasreinigung

⁴⁾ Berechnung des Wertes unter Berücksichtigung der Verbrauchsdaten von 1997-2001

3 Zusammenfassung

Es hat sich in der Konzeptfindungsphase gezeigt, dass eine Erhöhung der Gesamtmülldurchsatzleistung nicht nur durch eine Erhöhung der Kesseldurchsatzleistung sich erzielen lässt, sondern bei einer Mehrkesselanlage die Möglichkeit besteht, durch eine Kesseldurchsatzreduzierung pro Kessel eine längere Reisezeit und somit eine Gesamtdurchsatzhöhung realisierbar ist. Dadurch, dass die SCR/DFM-Anlage Reserven beinhaltet und bei reduzierter Kessellast mit den Rauchgasen von zwei Kesseln der Betrieb über die vorhandene SCR/DFM-Anlage zulässig ist, besteht nur die Notwendigkeit die vorgeschaltete Rauchgasreinigung zu optimieren.

Das gewählte Rauchgasreinigungsverfahren bietet die kostengünstigste Alternative, sowohl in den Investitions- als auch in den Betriebskosten zu dem derzeitigen Anlagenbetrieb. Durch die Zweistufigkeit und Schaffung zahlreicher Redundanzen von entscheidenden Anlagenkomponenten, ist auch eine größtmögliche Verfügbarkeit gewährleistet.

Mit der Möglichkeit die Betriebstemperatur in der SCR/DFM-Anlage von 300°C auf 230°C abzusenken und Erdgas durch den in der Anlage produzierten Dampf zu substituieren liegt zudem die Energieeinsparung hierbei im Bereich von 47% bis 66,7% ¹⁾.

Zusätzlich reduziert sich der elektrische Eigenbedarf der Anlage um ca. 160,5 kW, was einer Einsparung gegenüber heute von 42% ²⁾ entspricht.

Bezogen auf die geplante Mülldurchsatzleistung von 180.000 t/a für einen zwei- und 3-Kesselbetrieb bedeutet das eine Gesamteinsparung an elektrischer Energie von 671 MWh/a und bei einer Substitution des Erdgases durch den in der Anlage erzeugten Dampf von 7.792 MWh/a [3].

Tab.4 Energieeinsparung und äquivalente CO ₂ -Reduzierung – Vergleich der spezifischen Betriebsmittelverbrauchswerte für die RGR bzgl. des aktuellen bzw. geplanten Anlagenschemas				
Parameter	Einheit	Anlagenschema		Einsparung
		aktuell	geplant	
spez. elektr. Energieverbrauch	[kWh/t]	37,23	33,5	3,73
spez. Erdgasverbrauch	[kWh/t]	122,65	79,36	43,29
äquivalente CO ₂ -Emission ³⁾	[kg/t]	87,36	64,56	22,8

¹⁾ bezogen auf den spezifischen Erdgasverbrauch pro t Müll für RGR-Linie 2 vor bzw. nach Umbau

²⁾ bezogen auf einen 1 Kesselbetrieb über die Rauchgasreinigungslinie 2

³⁾ Brennstoffspezifische CO₂-Emission nach [4] S.116

Dadurch, dass die eingesparte Energie nicht zu einer Energievernichtung über Rückkühleinrichtungen führt, sondern direkt zur Deckung des vorhandenen Energiebedarfs der Stadt Ludwigshafen durch die Verknüpfung mit dem Fernwärme- und Stromnetzes dient, entsteht eine maximale Energieauskopplung unter dem Kraft-Wärme Aspekt. Dem CO₂-Minimierungsgebot wird somit durch das dargestellte Projekt in größt möglicher Weise Rechnung getragen.

Durch die optimierte Integration des neuen Rauchgasreinigungsverfahrens bei einer maximalen Nutzung vorhandener Komponenten und einer Erhöhung der Verbrennungskapazität um 30.000 t/a ist eine Einsparung im Investment von ca. 1,5 Mio. € gegenüber einer neuen zusätzlichen Rauchgasreinigung sowie im Bereich der spezifischen Betriebskosten von ca. 0,7 €/t Müll realisierbar.

4 Literatur

- [1] Dr. Metschke, J.; Dr. Krüger, J.; Karpf, R.; Siebert, R.: Einstufige konditionierte trockene Rauchgasreinigung. Abfallwirtschafts Journal, 11/1997, S. 17-26

- [2] Karpf, Rudi; Kirsch, Ottmar: Leistungsfähigkeit eines einstufigen trockenen Rauchgasreinigungsverfahrens gekoppelt mit Entstickung ABB System. VDI Seminar 43-59-08, Vereinfachte Hightech – Verbesserte Additivtech Dioxin- und Gesamtemissionsminimierungstechniken mit Betriebserfahrungen; München, 19. u. 20. September 1996

- [3] Karpf, Rudi; Wradatsch, Rolf, Westermann, Gerd: Optimierung der Durchsatzleistung bei gleichzeitiger Verbesserung der Rauchgasreinigung unter ökonomischen und ökologischen Aspekten im MHKW Ludwigshafen. VDI Wissensforum, Seminar 435915 *BAT- energie-, preisorientierte Verfahrens-/ Dioxin-/ Rauchgasreinigungstechniken 2003 für Verbrennungs- und Feuerungsanlagen* München, 18. u. 19. September 2003

- [4] Khartchenko, V. Nikolai; Umweltenregieschonende Energietechnik; Vogelverlag 1997