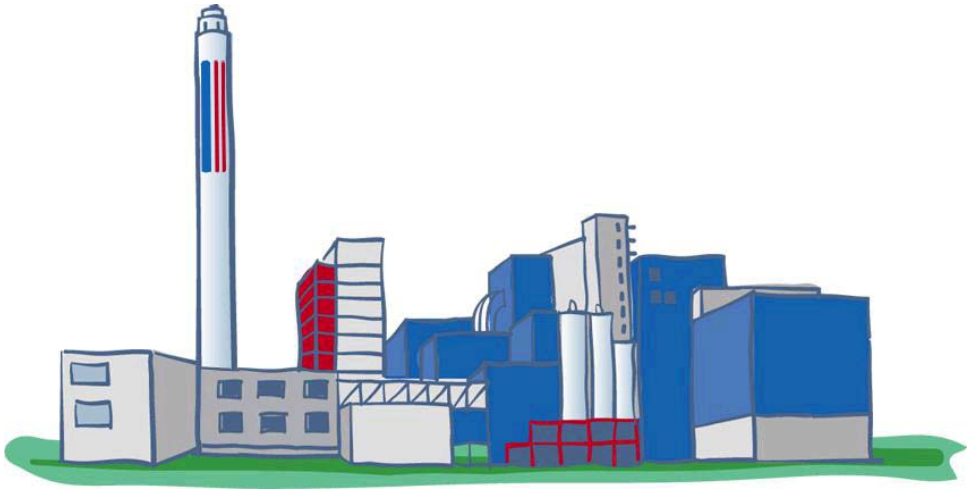


Praktische Erfahrungen bei Einbau, Inbetriebnahme und Dauerbetrieb einer trockenen Rauchgasreinigungsanlage in der MVA Weisweiler

10. Potsdamer Fachtagung vom 21. – 22.02.2013

Guido Hentschel / Martin Ludewig / Andreas Wiedl

INHALTSVERZEICHNIS

1. Einleitung 2
1.1 Allgemeine Angaben zur MVA Weisweiler 2
2. RRA-Verfahren mit $NaHCO_3$ und Niedertemperatur-Katalysator 2
2.1 Aufbau der trockenen Rauchgasreinigung 3
3. Durchführung der Umbaumaßnahme 7
3.1 Abwicklung, Bau, Inbetriebnahme 7
3.2 Integration in den Anlagenbestand 7
3.3 Diskrepanzen zwischen Planung und Umsetzung 10
4. Dauerhafter Anlagenbetrieb 13
4.1 Energetische Betrachtung 14
4.2 Emissionsverhalten, Betriebsmittelverbräuche 16
4.3 Betriebliche Erfahrungen 17
5. Zusammenfassung 19

Einleitung

1.1 Allgemeine Angaben zur MVA Weisweiler

Die MVA Weisweiler GmbH & Co. KG ist eine so genannte "PPP-Gesellschaft". "Public-Private-Partnership" steht für die erfolgreiche Zusammenarbeit zwischen der "öffentlichen" (kommunalen) AWA Entsorgung GmbH und der privaten Entsorgungsgesellschaft Niederrhein mbH als gleichberechtigte Teilhaber der Betreibergesellschaft.

Die MVA Weisweiler ist eine moderne Müllverbrennungsanlage, bestehend aus 3 unabhängigen Verbrennungslinien, in der pro Jahr ca. 360.000 Tonnen Abfall verbrannt werden können. Damit bietet die MVA Weisweiler Entsorgungssicherheit für etwa 850.000 Bürgerinnen und Bürger. Das Entsorgungsgebiet erstreckt sich über den Kreis und Stadt Aachen, Kreis Düren (kommunale Abfälle), Euregio (Belgien und Niederlande) bis hin zu überregionalen Gewerbeabfällen.

Bei Nennlast der Anlage werden pro Stunde ca. 51,5 Tonnen Dampf pro Linie erzeugt und zum Antrieb einer Turbine zur Stromerzeugung im benachbarten Braunkohlekraftwerk Weisweiler genutzt (elektrische Leistung 35 Megawatt, ausreichend für ca. 60.000 Haushalte).

2. RRA-Verfahren mit $NaHCO_3$ und Niedertemperatur-Katalysator

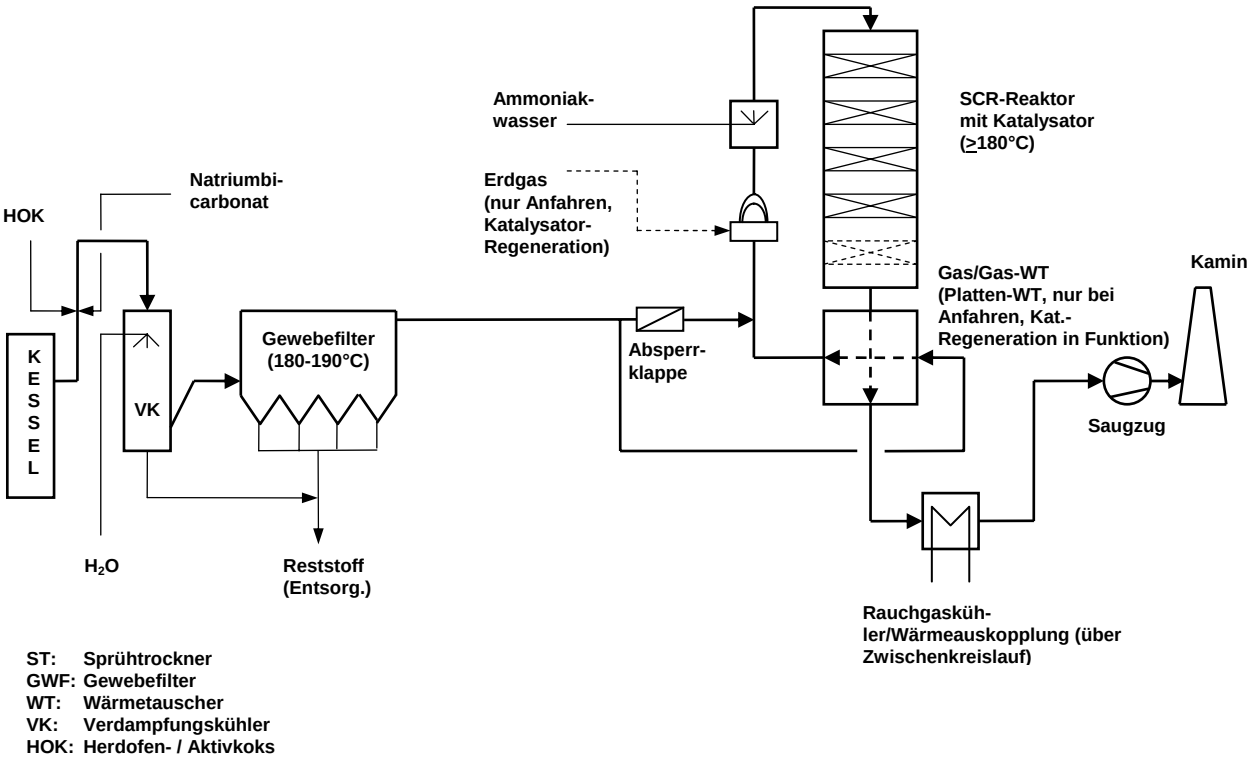
Aufgrund anstehender umfangreicherer, abnutzungsbedingter Sanierungsmaßnahmen, vorwiegend im Bereich der Wäschersysteme, wurde die Rauchgasreinigungsanlage zwischen Juni 2010 und April 2011 mit maßgeblicher planerischer und abwicklungstechnischer Unterstützung der ete.a Ingenieurgesellschaft mbH unter folgenden Gesichtspunkten auf ein trockenes Rauchgasreinigungsverfahren umgestellt:

- Senkung der Energieverbräuche / Verbesserung der Energiebilanz
- Senkung der Betriebskosten
- Möglichst kurze Umschlusszeiten
- Reduzierung der CO_2-Emissionen

2.1 Aufbau der trockenen Rauchgasreinigung

Das Rauchgasreinigungsverfahren ist dadurch gekennzeichnet, dass die Abscheidung der Schadstoffe mit Ausnahme der Stickoxide (NOx) im Flugstromverfahren nach dem Prinzip der Trockensorption erfolgt.

Abbildung 1 - Schema der trockenen Rauchgasreinigung mit $NaHCO_3$



In einem ersten Prozessschritt werden die aus dem Kessel austretenden Rauchgase durch Eindüsung von Prozesswasser im Verdampfungskühler auf die Betriebstemperatur im Gewebefilter von ca. 180 - 190°C abgekühlt. Die für die Wasserverdampfung notwendige Enthalpie wird dem Rauchgas entzogen; hierbei kühlt es sich entsprechend der verdüsten Wassermenge ab. Nach Einstellung der Prozesstemperatur werden die sauren Schadgase, Staub, Schwermetalle und Dioxine/Furane trocken am Gewebefilter mittels eingesetzter Sorbentien Natriumhydrogencarbonat ($NaHCO_3$) und Aktivkoks (HOK) abgeschieden. Diese werden wegen Maximierung der Verweilzeit im Rauchgasstrom bereits vor dem Verdampfungskühler in den Rauchgasstrom eingeblasen. Die Abscheidung der sauren Schadgase erfolgt durch chemi-

sche Reaktionen der gasförmigen Rauchgasbestandteile mit Natriumbicarbonat gemäß folgenden Reaktionsgleichungen:

$$2\ NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O \quad (1)$$

$$Na_2CO_3 + SO_2 \rightarrow Na_2SO_3 + CO_2 \quad (2)$$

$$Na_2SO_3 + \tfrac{1}{2}\ O_2 \rightarrow Na_2SO_4 \quad (3)$$

$$Na_2CO_3 + 2\ HCl \rightarrow 2\ NaCl + CO_2 + H_2O \quad (4)$$

$$Na_2CO_3 + 2\ HF \rightarrow 2\ NaF + CO_2 + H_2O \quad (5)$$

Bei Rauchgastemperaturen bereits ab ca. 140°C zersetzt sich das in den Rauchgaskanal eingeblasene Natriumbicarbonat spontan gemäß (1). Bei dieser „thermischen Aktivierung“ entsteht durch die Abspaltung von CO_2 und H_2O Soda (Natriumcarbonat, Na_2CO_3). Die frisch gebildete Soda ist aufgrund der bei der thermischen Aufspaltung entstehenden großen Oberfläche sehr reaktionsfreudig und reagiert mit den sauren Schadgasen gemäß (2) bis (5). Bei höheren Temperaturen läuft die Aufspaltung prinzipiell schneller ab, was zu einer Erhöhung der Reaktionsfreudigkeit führt. Neben der Temperatur spielt die Feinheit und Verweilzeit des Natriumbicarbonat im Rauchgas für die Effektivität der Reaktionen nach (1) bis (5) eine Rolle. Eine möglichst frühe Zugabe von Natriumbicarbonat sowie dessen Korngröße (Aufmahlgrad, Feinheit) begünstigt die Abscheidebedingungen bzw. minimiert wegen des besseren Ausnutzungsgrades (Stöchiometrie) den Absorbenseinsatz.

Die Aufmahlung von Natriumbicarbonat zur Erzielung der benötigten Korngröße erfolgt unmittelbar vor der Einblasung in den Rauchgasstrom mit geeigneten Mühlen (Sichtermühlen, 2 x 100% je Linie installiert), da das sehr fein aufgemahlene Natriumbicarbonat ungünstige Lagereigenschaften hat. In den Vorratssilos wird wegen der wesentlich besseren Lagereigenschaften entsprechend gröberes Material gelagert.

Im Rauchgas enthaltene Spurenstoffe, wie Dioxine/Furane (PCDD/PCDF) sowie verschiedene Schwermetalle werden adsorptiv an kohlenstoffhaltigen Sorbentien (HOK) angelagert. Zum Einsatz kommt ein mahlaktivierter Herdofenkoks aus Braunkohle. Durch das Herstellungsverfahren wird eine große aktive Oberfläche auf den Kokspartikeln erzeugt. Die Dioxine und Dibenzofurane lagern sich auf Grund der chemischen Ähnlichkeit an diese Oberflächen an. Schwermetalle oder ihre Salze werden durch Bindungen an reaktive Zentren auf der Oberfläche gehalten. Der beladene Herdofenkoks wird gemeinsam mit den nach (2) bis (5) gebildeten Reaktionssalzen und dem im Rauchgas vom Kessel enthaltenen Flugstaub im Gewebefilter abgeschieden und aus dem Prozess ausgeschleust.

Die optimale Prozesstemperatur der Trockensorptionsstufe wird von folgenden Faktoren beeinflusst:

- Reaktionsbedingungen für Natriumbicarbonat
- Adsorptionsvorgänge an Aktivkoks (HOK)
- Betriebstemperatur des Katalysators in der SCR-DeNOx-Anlage

Eine möglichst hohe Betriebstemperatur begünstigt die thermische Aktivierung und damit auch die Reaktivität des eingesetzten Natriumbicarbonats, andererseits verschlechtern sich die Bedingungen für die Schwermetallabscheidung mit zunehmend höherer Prozesstemperatur.

Die Prozesstemperatur der Trockensorption beträgt daher ca. 180°C, um die vorgenannten Anforderungen gleichermaßen gut zu erfüllen. Darüber hinaus bietet die gewählte Betriebstemperatur die Möglichkeit, die nachfolgende Entstickung ohne weitere Nachaufheizung zu betreiben (Niedertemperatur-SCR), was den Verzicht auf den Einsatz großer Mengen hochwertiger Primärenergie (Erdgas) zur nachträglichen Rauchgasaufheizung bedeutet.

Die Reduktion der Stickoxide erfolgt nach dem SCR-Verfahren („**S**elective **C**atalytic **R**eduction“). Dabei wird die Eigenschaft von Katalysatoren genutzt, kinetisch gehemmte chemische Reaktionen soweit zu beschleunigen, dass sie in technischen Anlagen bei niedrigen Temperaturen zu hinreichenden Umsatzraten führen. Ohne Katalysator laufen diese Reaktionen mit genügender Geschwindigkeit nur bei Temperaturen oberhalb von 800°C ab, mit Katalysator jedoch bereits bei Temperaturen weit unterhalb von 400°C. Beim SCR-Verfahren werden Stickoxide (NO und NO_2) mittels Ammoniak (NH_3) und Sauerstoff (O_2) mit Hilfe der Katalysatoren bei entsprechender Temperatur zu molekularem Stickstoff (N_2) und Wasserdampf (H_2O) umgesetzt. Es verbleiben keine zu deponierenden oder zu behandelnden Rückstände.

Als Reduktionsmittel wird Ammoniakwasser eingesetzt, da das in Ammoniakwasser gelöste NH_3 selektiv mit den Stickstoffoxiden reagiert und keine unerwünschten Nebenprodukte bildet. Die Reaktion von NOx mit NH_3 lässt sich durch die folgenden Haupt-Reaktionsgleichungen beschreiben:

$$4\ NO + 4\ NH_3 + O_2 \rightarrow 4\ N_2 + 6\ H_2 \qquad (6)$$

$$2\ NO_2 + 4\ NH_3 + O_2 \rightarrow 3\ N_2 + 6\ H_2O \qquad (7)$$

Als Nebenreaktion tritt eine Oxidation von SO_2 zu SO_3 im Katalysator auf, die gemäß der folgenden Reaktionsgleichung abläuft:

$$2\ SO_2 + O_2 \rightarrow 2\ SO_3 \qquad (8)$$

Die untere Einsatztemperatur wird bei SOx-haltigen Rauchgasen durch die Bildung (Desublimation) von Ammoniumsulfat bzw. Ammoniumhydrogensulfat („Bisulfat") in den Katalysatorporen maßgeblich bestimmt:

$$2\ NH_3 + H_2O + SO_3 \leftrightarrow (NH_4)_2SO_4 \qquad (9)$$

$$NH_3 + H_2O + SO_3 \leftrightarrow NH_4HSO_4 \qquad (10)$$

Da es in den Katalysatorporen infolge von Kapillareffekten zu einer Konzentrationserhöhung von NH_3 und SO_3 kommt, setzt die Bildung der Salze schon bei höheren Temperaturen ein, als aufgrund des Phasengleichgewichtes zu erwarten wäre. Dadurch können sich zum Teil klebrige Salze bilden, sich auf dem Katalysator abscheiden und durch die damit einhergehende Verringerung der aktiven Oberfläche kann der Katalysator inaktiv werden. Die Reaktionen nach (9) und (10) sind jedoch reversibel und bereits gebildete Salze können thermisch wieder zersetzt werden. Aufgrund der Niedertemperatur-Fahrweise der SCR-DeNOx-Anlage wird der Katalysator in zyklischen Abständen durch Aufheizen mit dem vorhandenen Erdgasbrenner thermisch regeneriert. Aus diesem Grund wurde auch das Wärmeverschiebesystem der SCR (Platten-Wärmetauscher) erhalten bzw. in das Anlagenkonzept integriert. Es erlaubt die Aufheizung des Katalysators auf die Regenerationstemperatur mit dem bisher eingesetzten Erdgasbrenner praktisch ohne bzw. mit nur geringfügigen Lasteinschränkungen und vermeidet Probleme durch zu hohe Austrittstemperaturen aus dem Katalysator an nachgeschalteten Anlagenkomponenten (Saugzug, Kompensatoren, Kamin).

Bevor der Saugzug das gereinigte Rauchgas über den Kamin in die Atmosphäre fördert, wird dem aus der SCR-DeNOx-Anlage mit ca. 180°C austretendem Rauchgas mittels eines Rauchgaskühlers Wärmeenergie entzogen.

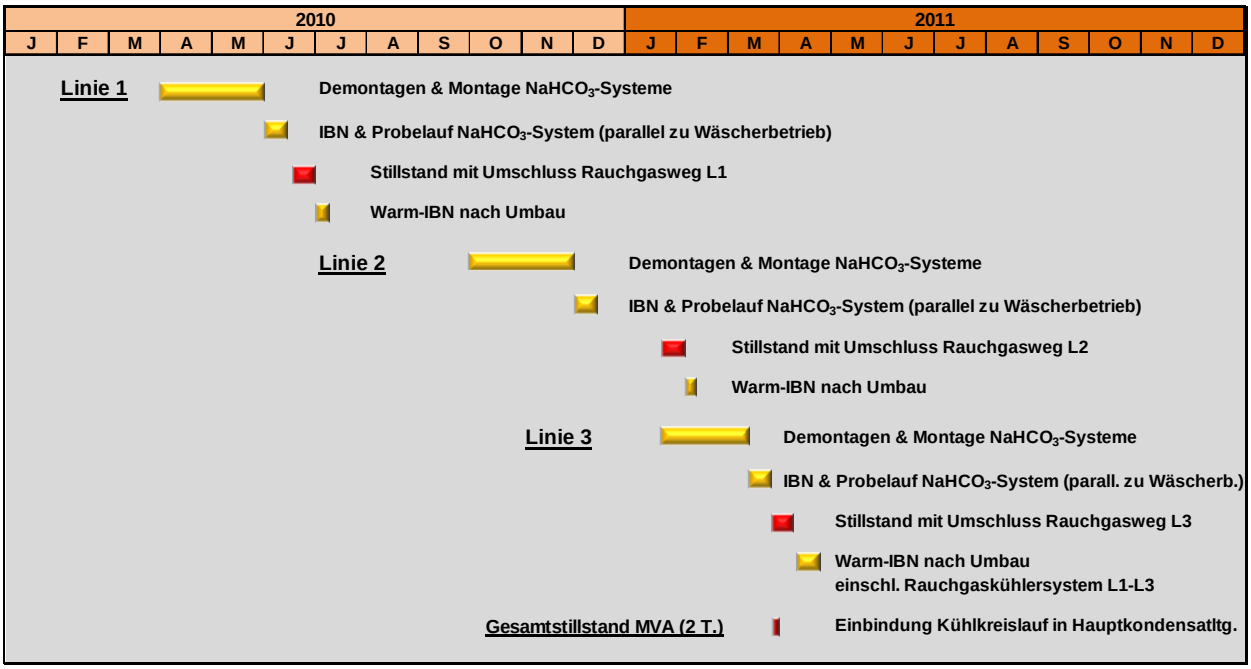
Die aus dem Rauchgas gewonnene Enthalpie wird zur Vorwärmung des Turbinenkondensates eingesetzt und trägt somit zur Verbesserung der Energiebilanz bzw. Energieeinsparung bei.

3. Durchführung der Umbaumaßnahme

3.1 Abwicklung, Bau, Inbetriebnahme

Ein wichtiges Bewertungskriterium beim Engineering war die Minimierung der Umschlusszeit. Im Rahmen der Vorplanung wurde die Zielvorgabe möglichst kleiner 4 Wochen Anlagenstillstand als realistisch bewertet. Mit zunehmender Planungstiefe und durch Gespräche mit den ausführenden Firmen ergab sich ein ca. dreiwöchiger Zeitbedarf für das zeitführende Gewerk Rauchgaskanalbau, einschließlich der zugehörigen Demontagen. Nach den Erfahrungen bei der ersten Linie wurden die übrigen beiden Linien in 14 bzw. nur 12 Tagen umgebaut.

Abbildung 2 - Terminablauf Umbauphasen RRA 1 - 3



3.2 Integration in den Anlagenbestand

Natriumbicarbonatsysteme

Die Montage und Inbetriebnahme der Natriumbicarbonateindüstechnik erfolgte unabhängig vom Anlagenstillstand. Die Montage wurde vorgezogen und die gesamte Eindüsanlage (Mühlen, Gebläse) inkl. Rohrleitungssystem etc. bereits bei noch laufendem Verbrennungsbetrieb mit der alten Rauchgasreinigungsanlage aufgebaut, getestet und in Betrieb genommen. An nur zwei Tagen „Probebetrieb“ konnte somit die gesamte Natriumbicarbonatmahl– und -eindüstechnik bei noch laufender Wäschertechnik vor den eigentlichen Umschlussarbeiten eingestellt und getestet werden.

Rauchgaskanal:

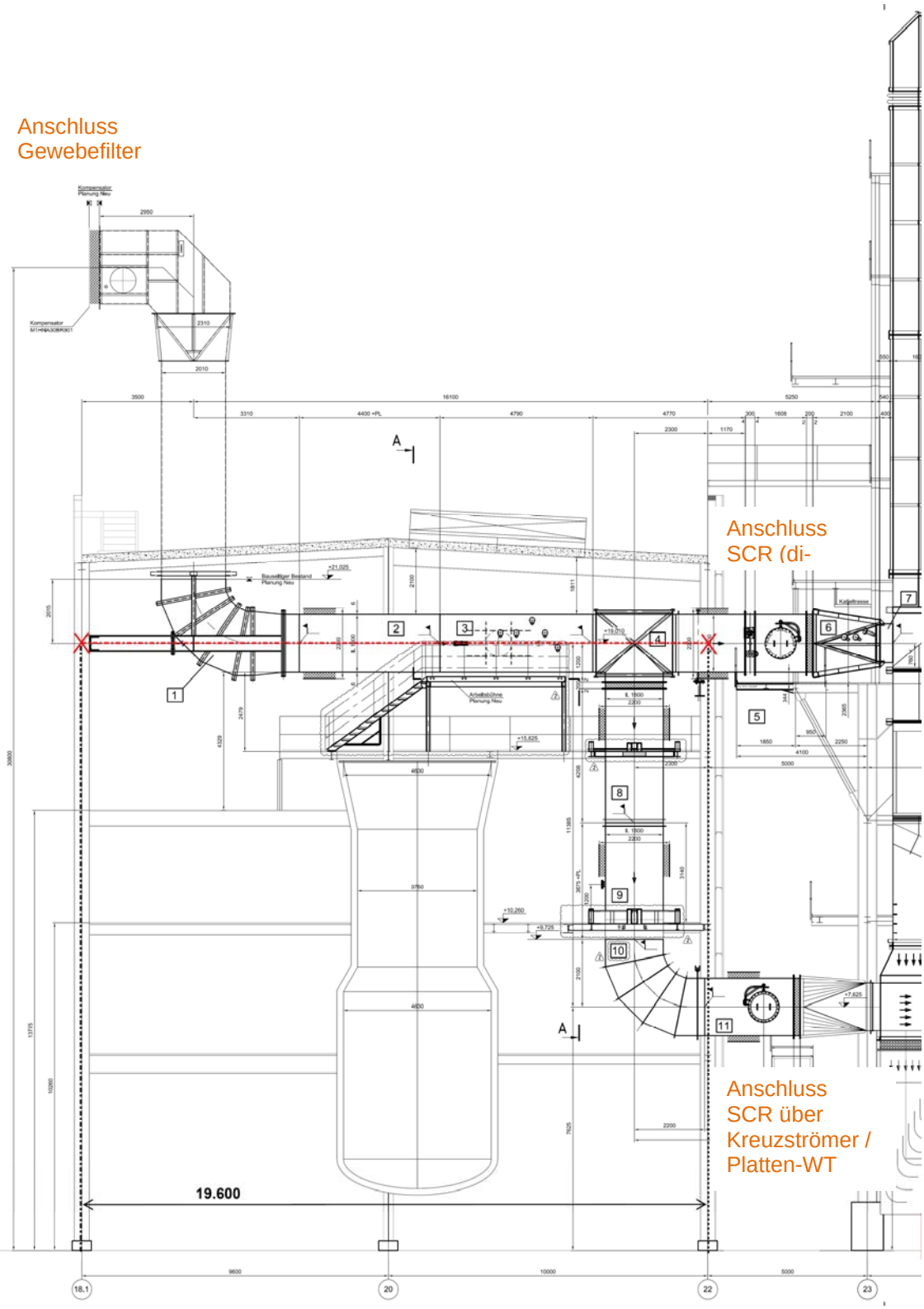
Durch Entfall der Wäscher musste der Rauchgasweg zwischen Gewebefilteraustritt und Katalysatoreintritt durch neue Rauchgaskanäle wieder geschlossen werden. Die Kanalführung musste innerhalb des Gebäudes verlaufen, da der konstruktive und genehmigungsrechtliche Aufwand (Windlasten, Prüfstatik, Außenansicht, Gebäudehöhe etc.) für einen außen liegenden Verlauf als zu aufwendig eingestuft wurde.

Der Rauchgaskanal hinter Gewebefilter bis in das RRA-Gebäude konnte erhalten bleiben und der weiterführende neue Rauchgaskanalabschnitt durch das vorhandene Gebäude geführt werden. Aus der folgenden Anbindung des Kanals nach Gebäudeaustritt in den bestehenden DeNOx–Reaktor ergab sich die Anschlusshöhe von ca. + 19 m.

Bedingt durch die erforderliche, zyklisch durchzuführende Regeneration der Katalysatorlagen wurde die Einbindung des Gas/Gas-Platten-Wärmetauschers geplant, dessen Anschluss über einen Kreuzströmer auf der Höhe ca. + 7,6 m erfolgen sollte. Diese Rauchgaskanalführung erfolgt ebenfalls innerhalb des Rauchgasreinigungsgebäudes.

An den neuen Rauchgaskanal wurden als Resultat aus der technischen Planung Anforderungen konstruktiver, statischer und montagetechnischer Art gestellt. Da die Wäscher auf Fundamenten standen, war der vorhandene Stahlbau ausschließlich zur Aufnahme der Lasten aus den Bedienbühnen ausgelegt. Diese „Limitierung“ des vorhandenen Stahlbaus führte zu der Entscheidung, den neuen Kanal freitragend auszuführen. Zusätzlich musste dieser neue Kanal auch die aus den nicht beeinflussbaren Witterungsbedingungen resultierenden Kräfte des alten senkrechten Kanals nach Gewebefilter aufnehmen, der die Verbindung vom Gewebefilteraustritt bis zum Durchtritt durch das Dach des RRA–Gebäudes bildet. Diese Kräfte mussten von dem zu planenden neuen Kanal in den vorhandenen Stahlbau des RRA-Gebäudes eingeleitet werden. Ebenfalls war die statische Schwächung durch den nach unten führenden Abzweig der Kanalsektionen zum Kreuzströmer zu berücksichtigen. Durch die statische Überprüfung der Anforderungen wurden im Laufe der Abwicklung aus den Bauteilen des Rauchgaskanals, dem „90°-Krümmer“ nach Gewebefilter und dem „T–Stück“ vor DeNOx recht stattliche Konstruktionen. Diese „Vervielfältigung“ des Eigengewichtes zur Erstellung der notwendigen Steifigkeit der Bauteile führte zu Herausforderungen für die Montageplanung.

Abbildung 3 - Freitragender Rauchgaskanal



Katalysator:

Der Katalysator hat außer der Absenkung der Katalysatortemperatur von > 300°C auf jetzt ca. 180°C keine Änderung erfahren. Das vorhandene Katalysatorvolumen (4 Lagen) des SCR-Reaktors wurde nach entsprechender externer Reinigung und Aufbereitung (inkl. Aufdotierung) wieder in den Reaktor eingesetzt. Die erforderliche NOx-Minderung bei entsprechenden Vorgaben für den zulässigen NH_3-Schlupf mit dem vorhandenen Katalysator wurde im Vorfeld geprüft und durch Aktivitätsmessungen nachgewiesen. Der erforderliche kurzzeitige Ausbau der Katalysatorsteine, für die Reinigung und Dotierung musste statisch berücksichtigt werden.

Wärmerückgewinnung:

Die neuen Rauchgaskühler haben die Aufgabe, die Rauchgastemperatur nach Katalysator um ca. 40 K abzukühlen. Die Energie wird zur Speisewasseraufwärmung genutzt und substituiert den bisher dafür eingesetzten Hilfsdampf, der somit zur Stromproduktion genutzt werden kann. Das vorhandene Wärmeverschiebesystem der alten Rauchgasreinigung musste umgebaut werden. Der Glasröhrenwärmetauscher entfiel und wurde an dieser Stelle durch einen Kreuzströmer (=Kreuzung der Abgasführung in einem Apparat) ersetzt. Hier konnte auch der Bypass eingebunden werden. Anschließend musste ein neuer 90°-Bogen eingebaut werden und darauffolgend die Rauchgaskühler unterhalb des alten Glasrohrwärmetauschers (GRWT) kurz vor dem Saugzug. Zum Einbau der Kühler musste zuerst der alte GRWT (ca. 30 t Gesamtgewicht) mit ca. 10.000 folienbeschichteten Glasröhren und Edelstahlgehäuse demontiert werden. Für die Demontage wurde aus Termingründen die Entnahme des Glasröhrenwärmetauschers als komplette Einheit geplant. Der Wärmetauscher sollte danach transportiert werden, um die Zerkleinerung und Entsorgung örtlich und zeitlich zu trennen. Erst anschließend konnte der neue Wärmetauscher aufgestellt werden. Die erforderlichen Fundamente wurden bereits im Vorfeld erstellt.

Der Umbau der DeNOx–Anlage führte zu einer notwendigen statischen Überprüfung. Die DeNOx–Anlage ist in dem Stahlgerüst auf + 17,8 m aufgestellt und „lebt“ von dem Gleichgewicht zwischen den Katalysatoren im oberen Teil sowie des Glasröhrenwärmetauschers und des Plattenwärmetauschers im unteren Teil. Durch die notwendige Demontage des Glasröhrenwärmetauschers entzog man dem Turm ein erhebliches Gegengewicht. Die Entnahme der Kat-Steine zu Reinigungszwecken trug nicht entscheidend zur Stabilisierung bei.

3.3 Diskrepanzen zwischen Planung und Umsetzung

Die hier dargestellten Schwierigkeiten betrafen fast ausschließlich die Abwicklung des Umbaus der Linie 1. Aus diesen Vorgängen wurden die Erkenntnisse gezogen, die zu der beschleunigten Abwicklung des Umbaus an den Linien 2 und 3 geführt haben.

Der Transport der Kanalbauteile für die Linie 1 erfolgte mittels Autokran durch eine Öffnung im Dach des RRA-Gebäudes.

Abbildung 4 – Montage des 90°-Krümmers

Für die Linie 2 wurde die Montage des Krümmers unter dem Kreuzströmer mit einer „Schlittenkonstruktion“ unter den Kat–Turm geschoben. Diese Konstruktion wurde für diesen einmaligen Vorgang separat konstruiert und aufgestellt.

Abbildung 5 - Montage Kreuzströmer Linie 2

Vor der Montage des neuen Rauchgaskanals war mindestens die Demontage des SO2–Wäscherkopfes vorzusehen. Da die Wäscher aus einem Stahlmantel mit einer Gummierung auf der Innenseite bestanden, musste die Demontage zur Vermeidung von Bränden mittels Trennschneiden oder -brennen verworfen werden. In Absprache mit der Montagefirma wurden die notwendigen Trennarbeiten mit elektrischen Fuchsschwänzen vorgenommen. Die Demontage der Wäscherköpfe, die Trennung der stahlgummierten Behälter mittels der elektrischen Fuchsschwänze hat in der Theorie und den praktischen Versuchen im „Labor“ gut funktioniert.

Abbildung 6 – Demontage SO_2-Wäscherkopf

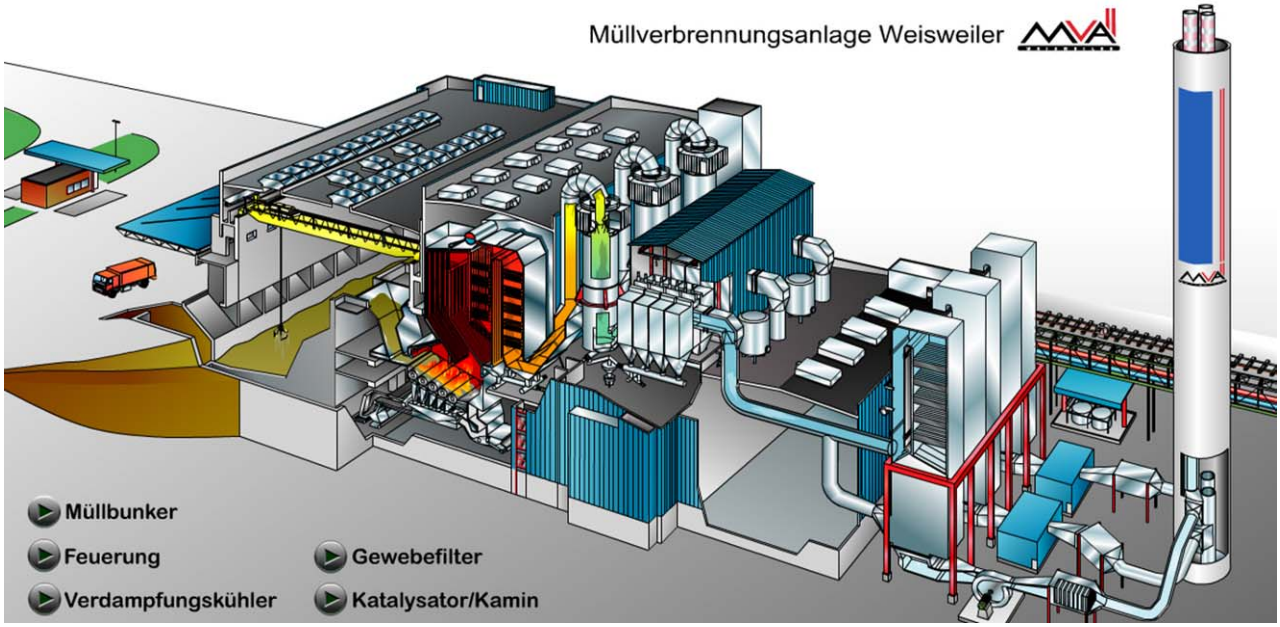
Die einheitliche Demontage des Glasröhrenwärmetauschers wurde an allen drei Linien umgesetzt. Bei dem Ablassen des Wärmetauschers unterhalb der DeNOx–Anlage stellt man plötzlich fest, dass sich das Gesamtgewicht durch angelagerte Gipsreste aus den Wäschersystemen doch „unzulässig“ erhöht hat.

Abbildung 7 – Demontage Glasröhrenwärmetauscher

4. Dauerhafter Anlagenbetrieb

Nach dem schrittweisen Umbau und folgender Inbetriebnahme der einzelnen Linien über einen Zeitraum von Juli 2010 bis April 2011 sind nun für jede Linie positive Betriebserfahrungen über fast 2-jährige Zeiträume vorhanden.

Abbildung 8 - RRA nach Umbau



4.1 Energetische Betrachtung

Mit dem neuen Anlagenkonzept sollten neben dem technischen Aspekt - Vereinfachung der Anlagentechnik - auch energetische Einsparpotentiale erreicht werden. Durch Wegfall der Rauchgaswiederaufheizung für den Katalysator wurde nahezu der gesamte Erdgasverbrauch für die Katalysatorbrenner eingespart. Lediglich zum Anfahren und für Katalysatorenregenerierungen wird mit der neuen Anlagenschaltung Erdgas benötigt. Durch den Wegfall diverser Elektroantriebe im Wäschersystem (Wäscherpumpen, Zentrifugen, Oxiluftgebläse etc.) und nicht zuletzt der deutlichen Reduzierung des Stromverbrauchs der Saugzugmotoren aufgrund des geringeren Druckverlustes im Rauchgasweg, konnte die benötigte elektrische Leistung deutlich reduziert werden. Die zur Rauchgaskühlung verwendeten Wärmetauscher entziehen pro Linie ca. 1,6 MW Wärmeleistung. Hiermit wird das Speisewasser vorgewärmt und Hilfsdampf zur Aufheizung eingespart. Eine weitere Wärmeentnahme ist theoretisch möglich, jedoch mangels Nutzbarkeit nicht realisiert. Es ergibt sich folgende stündlicher Energieeinsparungen für drei Linien:

Erdgas:	reduziert von ca. 390 - 480 m^3/h auf 9 - 11 m^3/h
Strom:	reduziert von ca. 4 - 5 MWh auf 3 - 3,5 MWh
Hilfsdampf:	reduziert von ca. 10 – 14 t/h auf 7 - 9 t/h

Abbildung 9 - Energieverbräuche Gas

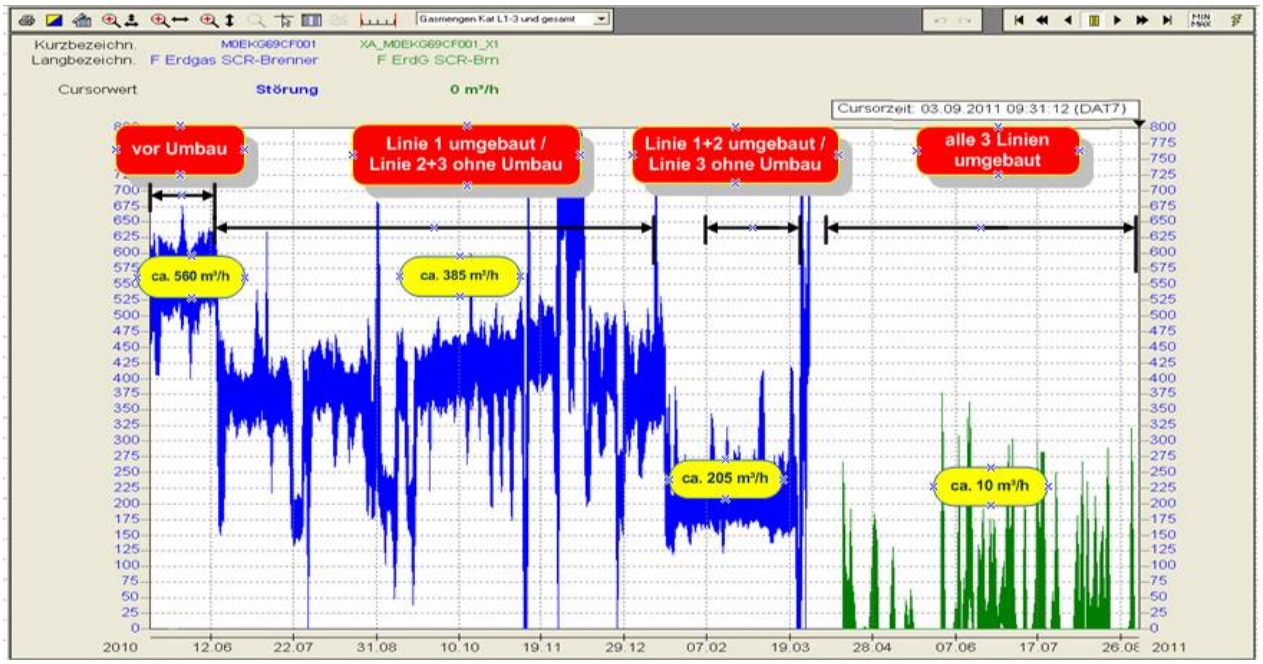


Abbildung 10 - Energieverbräuche Strom

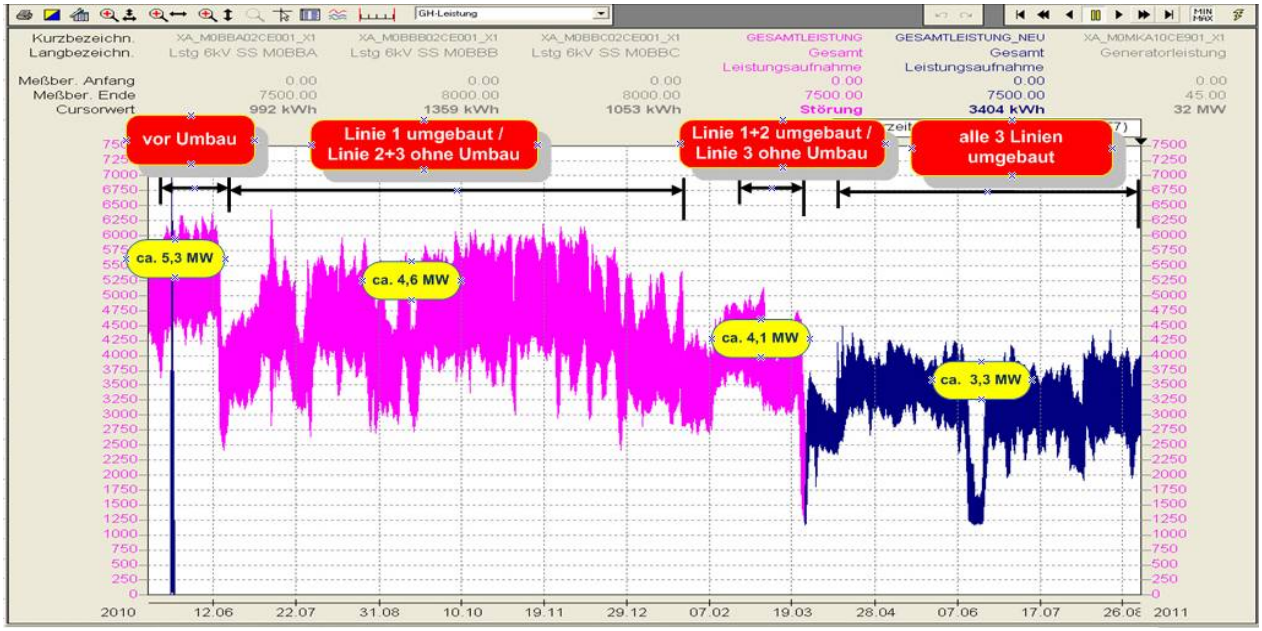
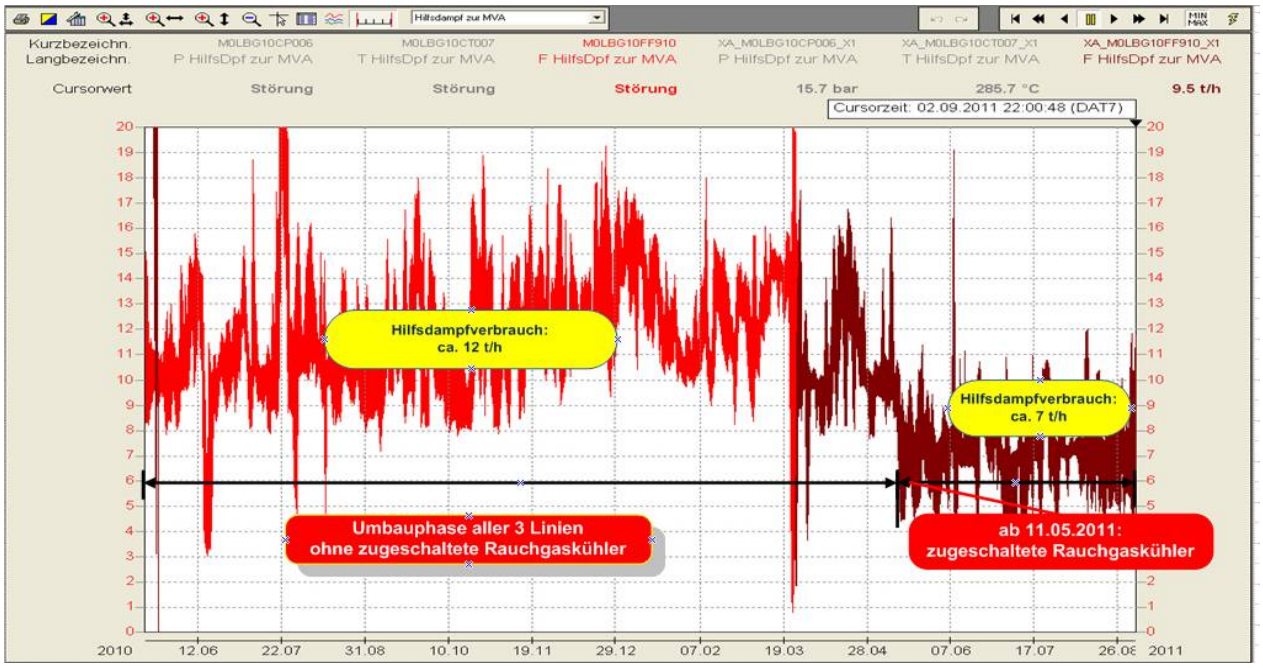


Abbildung 11 - Energieverbräuche Hilfsdampf



4.2 Emissionsverhalten, Betriebsmittelverbräuche

In der nachfolgenden Tabelle sind typische Roh- und Reingasdaten der RRA nach dem Umbau aufgeführt, soweit diese mit kontinuierlichen Messgeräten erfasst werden (Mittelwerte für L1 - 3 im Kalenderjahr 2012).

Tabelle 1 – Übersicht Roh- und Reingasdaten (Tagesmittelwerte)

Komponente	Konz. (TMW)	Rohgas	Reingas*
HCl	mg/m^3 i.N.tr.	1.375	4,2
SO_2	mg/m^3 i.N.tr.	492	8,3
NOx	mg/m^3 i.N.tr.	296	79
NH_3 **	mg/m^3 i.N.tr.	-	1,4
Staub	mg/m^3 i.N.tr.	-	0,2
Hg	mg/m^3 i.N.tr.	-	0,001

* Daten stammen aus Emissionswertrechner
** NH_3-Messung nur an Linie 1 installiert

Folgende Additivmengen werden der Rauchgasreinigung im Mittel pro Linie zur Erzielung der o.g. Emissionswerte im Kalenderjahr 2012 zugesetzt:

Natriumbicarbonat:	ca. 430 kg/h
HOK:	ca. 20 kg/h
Ammoniakwasser:	ca. 16,5 l/h

Für die Auslegung der Rauchgasreinigung mit $NaHCO_3$ wurde ein Gesamt-Stöchiometriefaktor von 1,25 zu Grunde gelegt. Mit durchgeführten Reststoffanalysen konnten Stöchiometriefaktoren zwischen 1,12 und 1,15 nachgewiesen werden.

4.3 Betriebliche Erfahrungen

Nach nun mehrinsgesamt ca. 78 Betriebsmonaten für alle 3 Linien haben an 2 Linien bereits große Revisionen nach jeweils ca. 24 Monaten stattgefunden. Die Linie 1 hat bereits nahezu 32 Betriebsmonate erreicht. In dieser Zeit gab es lediglich einen Stillstand, der Rauchgasreinigungsanlagen bedingt war. Nachfolgend aufgeführt sind kleinere betriebliche Erkenntnisse und Störungen.

Katalysatorregeneration

Bei einigen der bisher durchgeführten Regenerationszyklen des Katalysators wurde ein Anstieg der NH_3- und/oder der Staubkonzentration am Kamin beobachtet. Durch entsprechende Beharrung bei der entsprechenden Temperatur oder gegebenenfalls auch Zurücknahme der Temperatur, kann der Regenerationsablauf so gesteuert werden, dass die Regeneration keine Grenzwertverletzungen zur Folge hat. Das erste Mal wurde dieses Phänomen nach einem auf ca. 1.500 Betriebsstunden gestreckten Regenerationsintervall beobachtet, die meisten der bisher durchgeführten Regenerationen wurden jedoch ohne besonderen Auffälligkeiten durchgeführt.

Die geringfügigen Staubfreisetzungen zeigten sich allerdings nicht an den Linien 2 und 3. Im Rahmen der Ursachenforschung stellte sich heraus, das der Staub wahrscheinlich aus dem im normalen Betrieb nur geringfügig durchströmten Kanalabschnitt zum Kreuzströmer stammt. Vermutlich kühlt der Kanal zu stark aus und es entstehen möglicherweise Korrosionen im Wandbereich bzw. im Plattenwärmetauscher, welche dann bei Durchströmung des Kanals bei

einer Regenerierung mitgerissen werden. Versuchsweise wurde daher im normalen Betrieb die Durchströmung dieses Kanalabschnittes erhöht, indem die entsprechende Absperrklappe leicht angedrosselt wurde. Seitdem sind keine Staubfreisetzungen mehr erfolgt. Daher wurden im vergangenen Jahr die Regenerierungsintervalle schrittweise erfolgreich auf ca. 3.000 Stunden verlängert.

Die Linie 1 wird seit mehr als 2 ½ Jahren mit dem Niedertemperatur-Katalysator bei ca. 180°C betrieben. Eine nennenswerte Verminderung der Aktivität konnte anhand der Betriebsdaten bisher nicht festgestellt werden. Der NH_3-Schlupf beträgt im Normalbetrieb ca. 1,4 mg/Nm^3.

Rauchgaskühler

Im Bereich der Rauchgaskühler bzw. der beschichteten Abströmhaube traten leichte Beschädigungen der Beschichtung auf, vermutlich durch Montagenachlässigkeiten bzw. Schwingungen verursacht. Nach einigen Betriebswochen traten an 2 Linien Undichten im Bereich der Anschlussflansche der Kondensatkreisläufe auf. Ursache waren die Dichtungen, welche daraufhin im Querschnitt verstärkt wurden. Bedingt durch die anlagentechnische Konzeption brauchen für solcherlei Betriebsstörungen die Linien nicht außer Betrieb genommen werden. Lediglich die Kühler werden entleert.

Gewebefilter

Bei der nassen RRA wurden die Gewebefilterschläuche regelmäßig gereinigt. Die stark hygroskopischen Filterstäube verblockten bzw. verklebten die Schläuche und verhinderten eine erfolgreiche automatische Abreinigung. Daher wurden die Schläuche regelmäßig mit zusätzlichen, trockenen bzw. externen nassen Reinigungsmaßnahmen mechanisch stark belastet. Dadurch wurde ein regelmäßiger Schlauchtausch nötig. Mit der trockenen Rauchgasreinigung wurden nun nach ca. 78 Monaten Betrieb (kumuliert) keinerlei zusätzliche trockene oder nasse Filterschlauchreinigungen mehr erforderlich. Es ist davon auszugehen, dass die Schlauchstandzeiten daher steigen werden.

Natriumbicarbonatförderung

Nach einigen Monaten verstopfte die Befüllleitung des Silos. Die Anbackungen bestanden aus schichtweisen Ablagerungen. Offensichtlich müssten vereinzelte Entladevorgänge mit "feuchtem" Material stattgefunden haben. Eine Überprüfung der Entladefahrzeuge und der zugehörigen Bordkompressoren führte zur Anweisung die Natriumbicarbonatfahrzeuge nur mit anlageneigener, getrockneter Werksluft zu entladen.

Die Ursache eines Mühlenausfalles war eine Schraubenmutter im Natriumbicarbonat. Mit dem Kommentar „diese Art von Schrauben sind im System nicht eingesetzt“, war die Ursache schnell auf die Natriumbicarbonatanlieferung geschoben. Nach Öffnen der Behältertür eines Natriumbicarbonatvorlagesilos zu Revisionsarbeiten fand sich aber ein nicht dokumentiertes und aufgrund fehlender Verschraubung teilweise gelöstes Schutzgitter in der Behälteröffnung.

5. Zusammenfassung

Ausgehend von steigenden Energie- und Instandhaltungspreisen wurde über technische Optimierungsmöglichkeiten der nassen Rauchgasreinigung nachgedacht. Unter Berücksichtigung des Anlagenalters und den entsprechend anstehenden Sanierungsmaßnahmen im Wäscherbereich und bei den Wärmeverschiebungssystemen ergaben sich nicht unerhebliche Ersatzinvestitionen. Dies eröffnete auch die Diskussion über eine grundsätzliche verfahrenstechnische Umstellung z. B. auf ein Trockenverfahren.

Nach intensiven verfahrenstechnischen und anlagentechnischen Untersuchungen ergab sich für die bestehende Anlagenkonstellation das Trockenverfahren mit dem Additiv Natriumbicarbonat als technisch einfach integrierbare und auch als wirtschaftlichste Umstellungsvariante. Diese konnte den Vorplanungen entsprechend in kurzer Zeit erfolgreich umgesetzt werden.

Nach 78 Monaten Betrieb an 3 Linien zeigt sich, dass Natriumbicarbonat als Abscheidemittel zuverlässig dauerhaft problemlos eindüsbar ist und der Katalysator mit einer Niedertemperaturfahrweise ausreichendes Reaktionspotential hat.

Das anlagentechnische Gesamtkonzept führt zu deutlich geringeren Instandhaltungsaufwendungen und zu einer höheren Anlagenverfügbarkeit als die bisherige nasse Rauchgasreinigungsanlage.