
Materialien

Nr. 25

Thermodynamische Analyse
der Verfahren zur thermischen
Müllentsorgung



Landesumweltamt
Nordrhein-Westfalen

Materialien

Nr. 25

Thermodynamische Analyse
der Verfahren zur thermischen
Müllentsorgung

von

I. Barin, A. Igelbüscher und F.-R. Zenz

Studie der ZEUS GmbH

Umweltanalytik und Verfahrenstechnik, Duisburg

Im Auftrag des

Landesumweltamtes Nordrhein-Westfalen

Essen 1996

IMPRESSUM

Herausgegeben vom

Landesumweltamt Nordrhein-Westfalen

Wallneyer Str. 6 • 45133 Essen • Telefon (02 01) 79 95 - 0

ISSN: 0947 – 5206

Redaktion: Dr.-Ing. Rolf Berghoff

Gedruckt auf 100 % Altpapier ohne Chlorbleiche

Inhaltsverzeichnis

	Seite
Ergebnisse – Bewertung	V
Studie der Firma ZEUS	XI
1. Einleitung	1
2. Beschreibung der Verfahren	3
2.1 Rostfeuerung	3
2.2 Schwel-Brenn-Verfahren	8
2.3 Thermoselect-Verfahren	13
2.4 Noell-Konversionsverfahren	18
2.5 Pyrolyse des Mülls als Verfahrensschritt	21
3. Voraussetzungen der Berechnungen.....	23
3.1 Thermodynamische Grundlagen	23
3.2 Zusammensetzung, Heizwert und Enthalpie des Mülls	26
3.3 Berechnungsmodelle für verschiedene Prozeßstufen.....	29
3.4 Thermodynamische Kriterien der Verfahren.....	33
4. Thermodynamische Prozeßberechnungen Stoff-, Energie- und Entropiebilanzen.....	38
4.1 Rostfeuerung	38
4.2 Schwel-Brenn-Verfahren	51
4.3 Thermoselect-Verfahren.....	66
4.4 Noell-Konversionsverfahren	79
5. Zusammenfassung und Folgerungen.....	93
6. Literaturverzeichnis.....	107
 Liste der bisher erschienen LUA-Materialien	 108

Ergebnisse --- Bewertung

Vorbemerkungen

Seit vielen Jahren sind Anstrengungen unternommen worden, die aus der Kohleveredelung bekannten Prozesse der Pyrolyse und der Vergasung auf die Behandlung von Abfällen anzuwenden, um damit Alternativen zur herkömmlichen Abfallverbrennung zu schaffen.

Vor dem Hintergrund, daß einige dieser Verfahren unmittelbar vor der großtechnischen Einführung stehen, ergibt sich für die zuständigen Fachbehörden die Aufgabe, die Effektivität dieser Verfahren hinsichtlich ihrer

- Betriebssicherheit,
- Umweltverträglichkeit,
- Wirtschaftlichkeit

im Vorfeld objektiv zu ermitteln, um den öffentlich-rechtlichen Entsorgungsträgern Grundlagen für anstehende Entscheidungen zu liefern.

In Hinblick auf die Umweltverträglichkeit kommt dabei dem Teilaspekt „Energie“ insofern eine besondere Bedeutung zu, als daß hier eindeutige und nachvollziehbare Zusammenhänge mit den Emissionen, dem CO₂ - Ausstoß, der Abwärme und dem Ressourcenverbrauch aus dem „Energimix“ der öffentlichen Stromversorgung bestehen. Durch einen Verbrauch von Strom, Dampf oder Wärme bzw. durch deren Bereitstellung mittels eines Entsorgungsverfahrens kommt es zu generellen Veränderungen von Umwelteinwirkungen. Das wurde bisher bei der Bewertung der Verfahren wie auch bei der Festlegung von behördlichen Anforderungen vernachlässigt. Derartige Einwirkungen waren nie direkt erkennbar; sie lagen außerhalb der Systemgrenzen.

Hier muß man von der bisherigen Betrachtungsweise abgehen. Auch wenn der Anteil wiedergewinnbarer elektrischer Energie aus Abfällen relativ gering ist, sollte im Zuge des geforderten und auch notwendigen Energiesparens und der CO₂ - Minderung auf einer Erweiterung der Bilanzgrenzen und Optimierung aller thermischen und nicht-thermischen Entsorgungsverfahren unter voller Einbeziehung des Energieaspektes bestanden werden. Darin sehe ich auch im Zusammenhang mit der Umweltverträglichkeit und Wirtschaftlichkeit ein dringendes Erfordernis.

Voraussetzung für die Anwendung dieser Überlegungen ist, daß zunächst verlässliche Zahlen über die Energiebilanz der thermischen Abfallbehandlungsverfahren vorliegen. Aus diesem Grund hat das Landesumweltamt NRW bei der „ZEUS GmbH Umweltanalytik und Verfahrenstechnik“ in

Duisburg im Frühjahr 1994 eine Studie in Auftrag gegeben, um in einem ersten Schritt die Energienutzung der vier thermischen Verfahren

- Abfallverbrennung (Rost).
- Schwel-Brenn-Verfahren (Pyrolyse/Hochtemperaturverbrennung).
- Thermoselect-Verfahren (Entgasung/Vergasung).
- NOELL- Konversionsverfahren (Pyrolyse/Vergasung)

darstellen zu lassen.

Andere innovative Verfahren, wie beispielsweise das PyroMelt-Verfahren oder das Duotherm-Verfahren waren zu diesem Zeitpunkt - nach unserer Auffassung - noch nicht soweit entwickelt, um in den Vergleich mit aufgenommen werden zu können.

Das Ziel der Untersuchung war es:

- den energetischen Aspekt bei diesen Verfahren - und im Umweltschutz generell - deutlich zu betonen und damit auch einen besseren Vergleich mit anderen Verfahren zu ermöglichen.
- verschiedene Angaben zu überprüfen und ggf. zu korrigieren, da anlässlich eines Fachgespräches über thermische Verfahren beim damaligen Landesamt für Wasser und Abfall NRW im März 1994 Unstimmigkeit darüber herrschte, mit welchen Energieeinträgen bei den neuen Pyrolyse- und Vergasungsverfahren zu rechnen sei. In der Niederschrift zu diesem Fachgespräch sind diese gegensätzlichen Positionen festgehalten. Das Landesumweltamt NRW hatte sich damals bereit erklärt, diese Frage klären zu wollen.
- eine Ausgangsbasis für die weitere Bewertung von Entsorgungsverfahren nach gesamtökologischen Maßstäben zu bekommen.

Die vorliegende Studie

„Thermodynamische Analyse der Verfahren zur thermischen Müllentsorgung“

ist nunmehr nach rd. eineinhalbjähriger Arbeit unter Federführung von Prof. I. Barin bei der ZEUS GmbH und unter Mitwirkung von

- Fachverband Dampfkessel-, Behälter- und Rohrleitungsbau e. V. (FDBR) sowie der Firmen
- L. & C. Steinmüller GmbH, Gummersbach,
- Deutsche Babcock Anlagenbau, Oberhausen,
- ML-Entsorgungs- und Energieanlagen GmbH, Ratingen,
- Siemens AG - KWU, Erlangen,
- Thermoselect S.r.l., Verbania/Italien,
- NOELL Energie- und Entsorgungstechnik GmbH, Freiberg, sowie des
- Landesumweltamt NRW

fertiggestellt worden.

Randbedingungen

Vom Landesumweltamt NRW wurde den Anbietern der o. g. Behandlungstechniken für ihre Berechnungen bzw. zur Ermittlung der notwendigen Daten vorgegeben:

- Zusammensetzung (Elementaranalyse) und Heizwert der Abfälle mit $H_u = 10 \text{ MJ/kg}$.
- Anlagenkapazität von 20 Mg/h, entsprechend 150.000 Mg/a bei einer Verfügbarkeit von 7500 h/a,
- einheitliche Abgasreinigung bei den Verbrennungsprozessen.
- kein Abwasser verläßt die Anlage,
- verglaste Rückstände als Endprodukt.

Der letzten Forderung entsprechend wurde bei der Rostfeuerung die externe Einschmelzung der Rostaschen und Filterstäube betrachtet. Dazu wurde das sog. "FosMelt-Verfahren" der Fa.-Steinmüller in Ansatz gebracht. Eine derartige Maßnahme, deren Zweckmäßigkeit gerade in Hinblick auf die dazu benötigte Energie sehr umstritten ist, war aus Gründen der Vergleichbarkeit gefordert worden. Es wurde daher zusätzlich für die Müllverbrennung die Rechnung auch ohne eine Einschmelzung durchgeführt, um auch die bisherige Praxis in die Betrachtung einzubeziehen.

Bei der Art der Energienutzung sollte nur die Verstromung und keine Kraft/Wärmekopplung betrachtet werden.

Im Rahmen der thermodynamischen Analysen erfolgten keine Betrachtungen zum Entwicklungsstand der Verfahren, zum gegenwärtig erreichten Stand der Umweltverträglichkeit oder zu wirtschaftlichen Aspekten.

Vorgehensweise

Die Anlagenanbieter lieferten der Fa. ZEUS ihre aus Versuchen an großtechnischen Anlagen bzw. an Pilotanlagen ermittelten, z. T. auch errechneten Werte zu den Massen- und Energieströmen für jedes einzelne Aggregat der Anlage.

Diese Angaben wurden mittels computergestützter thermodynamischer Berechnungen für alle Verfahren überprüft und danach die Massen- und Enthalpiebilanzen errechnet, die als Basis für die Ermittlung der energetischen Wirkungsgrade dienen.

Gleichzeitig wurden auch ansatzweise Entropiebilanzen für die thermischen Reaktoren ermittelt.

Ergebnisse

Einige ausgewählte Ergebnisse der Berechnungen sind in der folgenden Tabelle aufgeführt. Diese Zahlen lassen sich allerdings nur im Zusammenhang mit den anderen Resultaten der Studie, wie z. B. den Massebilanzen, richtig verstehen und interpretieren. In der Zusammenfassung der Studie sind die Ergebnisse in kurzer Form dargestellt.

	Verbrennung auf dem Rost		Schmel-Brenn-Verfahren	Thermoselect-Verfahren	NOELL-Konversions-Verfahren
	ohne	prozeß-extern	prozeßintern	prozeßintern	prozeßintern
Einschmelzung fester Rückstände					
Zusatzbrennstoff [...../Mg Abfall]	-----	33,5 m ³ Erdgas	23,2 m ³ Erdgas	33,4 m ³ Erdgas	6,0 kg Diesel
η - Verstromung [%]	33,23	33,23	33,23	34	30
Netto-Wirkungsgrad η [%]	22,4	18,9	19,8	12	11,7

Energienutzung bei thermischen Verfahren zur Abfall- und Reststoffbehandlung bei bestimmten Randbedingungen

Es zeigte sich, daß - unter den vereinbarten Randbedingungen - die von den Firmen selbst vertretenen Daten in etwa bestätigt werden. Diese Bestätigung gilt insbesondere auch für die auf dem o. a. Fachgespräch getroffenen Aussagen zu dem energetischen Wirkungsgrad des Thermoselect-Verfahrens, die nach damaligen Erkenntnissen von anderer Seite nicht widerspruchsfrei akzeptiert werden konnten.

Die Müllverbrennung ermöglicht - auch bei einer Einschmelzung der festen Rückstände (Schlacke und Filterstaub) - eine gute Nutzung der Energie. Ob es sich bei der Einschmelzung auch um eine sinnvolle Maßnahme handelt, da z. B. mit einer Sinterung ähnlich gute Effekte erreicht werden, soll allerdings hier nicht entschieden werden.

Bezüglich der Energienutzung gibt es zwischen der Müllverbrennung (mit Einschmelzung) und dem Schmel-Brenn-Verfahren kaum Unterschiede.

Aber auch bei den beiden Vergasungsverfahren zeigt sich erwartungsgemäß ein deutlich geringerer aber dennoch nicht zu vernachlässigender energetischer Wirkungsgrad. Die Differenzen in der Tabelle sind vor allem darauf zurückzuführen, daß bei diesen Verfahren

- Sauerstoff statt Luft eingesetzt wird,
- der Energieeigenbedarf relativ hoch ist und
- die Abwärme des erzeugten Synthesegases nicht voll genutzt wird.

Dennoch ist jedoch zu berücksichtigen:

- Bei der Müllverbrennung und beim Schwel-Brenn-Verfahren sind sehr günstige Dampfparameter (60 bar, 450 °C) gewählt worden, was nicht als Regelfall angesehen werden kann. Weiterhin ist bei beiden Verfahren eine Dampfturbine mit sehr hohem Wirkungsgrad (33.32 %) eingesetzt worden.
- Das „FosMelt-Verfahren“ ist großtechnisch noch nicht erprobt.
- Weder verfügen das Schwel-Brenn-Verfahren noch die beiden Vergasungsverfahren über Betriebswerte für großtechnische Anlagen in der hier betrachteten Version von 20 t/h.
- Bei den beiden Vergasungsverfahren ist bei der Rechnung von einer optimalen Stoffumsetzung im jeweiligen Vergasungsreaktor ausgegangen worden.
- Beim Thermoselect- wie auch beim Konversionsverfahren, bei denen ein flexibel nutzbarer Brennstoff (Synthesegas) erzeugt wird, wäre durch den Einsatz anderer Systeme (GuD, Brennstoffzelle u. a.) die Ausbeute an Strom u. U. zu verbessern. Entsprechendes gilt auch für die Abfallverbrennung und das Schwel-Brenn-Verfahren, wo allerdings nur durch eine Kopplung mit anderen Energieträgern der Wirkungsgrad insgesamt erhöht werden könnte.
- Der Einsatz von Zusatzbrennstoff für den Prozeß, insbesondere beim FosMelt-Verfahren, beim Schwel-Brenn-Verfahren und beim Thermoselect-Verfahren, der bezogen auf die mit dem Müll eingetragene Energie immerhin 8 - 12 % ausmacht, ist nicht entsprechend bewertet worden. Dieser Brennstoff hätte in anderen Anlagen wesentlich besser genutzt werden können. Würde man das berücksichtigen, wären bei diesen Verfahren die Wirkungsgrade um 2 - 3 % zu reduzieren. Zur Berechnung dieser Differenz gibt es z. Z. noch keine einheitlichen Ansätze; hier sollte eine Einigung erfolgen, wobei die Entsorgung der Abfälle allerdings im Vordergrund stehen muß.

In diesem Zusammenhang sei darauf hingewiesen, daß beim NOELL-Konversionsverfahren, abgesehen von einer sehr geringen Menge an Dieselöl, kein Zusatzbrennstoff benötigt wird.

Fazit

Die Studie gibt Auskunft darüber, was die einzelnen Verfahren unter bestimmten Betriebsbedingungen zu leisten vermögen; unter der Voraussetzung, daß sich die Erwartungen der Hersteller der neuen thermischen Verfahren (Schwel-Brenn-Verfahren, Thermoselect-Verfahren, NOELL-Konversionsverfahren) hinsichtlich der Energieumwandlung bzw. der Bereitstellung von Strom voll erfüllen.

Während die Ausgangswerte bei der Müllverbrennung zwar sehr günstig angesetzt sind, diese aber nach den Erfahrungen aus der Praxis auch eingehalten werden können, bestand bei den neuen Verfahren bisher noch nicht die Gelegenheit, den Nachweis der Übertragbarkeit der ermittelten Ergebnisse auf eine großtechnische Anlage zu erbringen. Da hier aber vielfältige Erfahrungen aus

Demo-Anlagen, aus Pilotanlagen oder Anlagenkomponenten vorliegen, dürfte die Übereinstimmung mit den errechneten Werten wohl recht gut sein.

In der Praxis sieht die Situation allerdings etwas anders aus:

Die Bereitstellung von Strom durch Verfahren zur thermischen Abfallbehandlung - wie in der Studie aufgezeigt - wird in den meisten Fällen nur Teil eines Konzeptes zur Energienutzung sein. Dabei wäre zu berücksichtigen, daß noch weitere verfahrenstechnische Möglichkeiten zur Verbesserung der Stromausbeute bestehen, was allerdings mit höheren Investitionskosten verbunden wäre. Zusätzlich kann auch die Abwärme auf vielfältige Art genutzt werden. Damit wären dann wesentlich höhere Gesamtwirkungsgrade zu erwarten. So wird im Einzelfall nach den Standortvoraussetzungen, insbesondere aber nach den Investitions- und Betriebskosten zu entscheiden sein, welches Energiekonzept zur Anwendung gelangt. Leider sind die Erlöse für die Bereitstellung von Strom aus Abfällen sehr gering, obwohl der größte Teil der Abfälle aus regenerativen Quellen stammt, was hinsichtlich des CO₂-Ausstoßes bei der thermischen Behandlung einen deutlich positiven Effekt hat. Es wäre sicherlich wünschenswert, wenn - wie bei anderen Energiequellen angestrebt - auch hier eine entsprechende Bewertung erfolgt.

Auf jeden Fall sollte erwartet werden, daß die Anlagenanbieter in künftigen Angeboten ihre in diesem Vergleich getroffenen Festlegungen auch in vollem Umfang einhalten - sofern es vom Energiekonzept her so vorgesehen ist.

Nach meiner Auffassung hat das Landesumweltamt NRW mit dieser Studie zur Versachlichung der Diskussion beigetragen und den öffentlich-rechtlichen Entsorgungsträgern, die vor der schwierigen Aufgabe stehen, zwischen verschiedenen thermischen Verfahren zu wählen, eine wertvolle Entscheidungshilfe gegeben.

Mein Dank gilt allen Beteiligten, die an dieser schwierigen Aufgabe stets sehr konstruktiv mitwirkten.

Düsseldorf, im Dezember 1995



Dr.-Ing. Harald Irmer
Präsident des
Landesumweltamtes NRW



**Thermodynamische Analyse der Verfahren zur thermischen
Müllentsorgung**

**Studie im Auftrag des
Landesumweltamtes Nordrhein-Westfalen**

I. Barin A. Igelbüscher F.-R. Zenz

ZEUS GmbH
Umweltanalytik und
Verfahrenstechnik
Hamborner Str. 20
47137 Duisburg

1995

1. Einleitung

Der Hausmüll ist ein heterogenes Stoffgemenge und enthält neben Brennstoff-Elementen wie Kohlenstoff und Wasserstoff auch eine Reihe anderer Elemente, die auf verschiedene Verbindungen in verschiedenen Stoffphasen verteilt sind. Aufgrund der stofflichen und strukturellen Vielfalt ist eine befriedigende Aufbereitung des Mülls sehr schwierig und seine Lagerung in Deponien mit unübersehbaren Folgen verbunden. Die technisch und wirtschaftlich akzeptable Alternative ist die thermische Entsorgung in Kopplung mit Wärmenutzung.

Das bisher großtechnisch angewandte und dominierende thermische Entsorgungsverfahren in Deutschland ist die direkte Verbrennung des Hausmülls durch Rostfeuerung (ohne Reststoffeinschmelzung). In neuerer Zeit werden auch andere thermische Verfahren entwickelt, deren kommerzielle Anwendung in Kürze erwartet wird. Bei dem Schwel-Brenn-Verfahren bildet der Pyrolyseprozeß den ersten Verfahrensschritt. Der Pyrolysekoks wird nach Aufbereitung mit dem Pyrolysegas in einem Hochtemperaturofen verbrannt, wobei eine flüssige oxidische Schlacke gebildet wird. Bei dem Thermoselect-Verfahren durchläuft der Müll ohne Vorzerkleinerung einen Entgasungsschritt und wird dann unter Einsatz von Erdgas und Sauerstoff so umgesetzt, daß eine flüssige Schlacke, eine flüssige Metallphase (Fe-Cu-Legierung) sowie ein Synthesegas als Produkte anfallen. Das Synthesegas wird nach der Reinigung in einem Gasmotor zur Stromerzeugung und zur Wärmenutzung verbrannt. Das Noell-Konversionsverfahren beginnt mit der Vortrocknung des zerkleinerten Mülls und führt anschließend einen Pyrolyseprozeß durch. Die Pyrolyseprodukte werden nach Aufbereitung in einem Hochdruckreaktor bei hohen Temperaturen vergast, wobei neben dem Synthesegas eine flüssige Schlacke entsteht. Nach Quenchen der Vergasungsprodukte im Hochdruckreaktor wird das Synthesegas gereinigt und einem stofflichen oder energetischen Nutzen zugeführt.

Diese Verfahren werden in der Industrie, bei den Kommunen und den staatlichen Organisationen im Hinblick auf ihre kommerzielle Anwendung erörtert. Die Bewertung und Beurteilung der verschiedenen Verfahren wird häufig dadurch erschwert, daß die von Verfahrensträgern angeführten Stoff- und Energiebilanzen unter Anwendung unterschiedlicher Berechnungsmethoden und Bezugszustände erstellt werden.

Im Auftrage des Landesumweltamtes Nordrhein-Westfalen (LUA) werden in dieser Arbeit die technisch relevanten Prozeßdaten unter Zugrundelegung spezifizierter Anlagenkonfigurationen unter Anwendung gleicher Rechenmethoden sowie unter

Nutzung gleicher Stoffdaten zusammengestellt. Dabei werden Verfahren anhand thermodynamischer Berechnungen unter Berücksichtigung von prozeß- und anlagentechnischen Vorgaben analysiert. Ergebnisse dieser Analyse sind Stoff-, Energie- und Entropiebilanzen mit Bezug auf technische Prozeßzustände oder thermodynamisches Gleichgewicht. Die Berechnungen basieren bei allen Verfahren auf folgende Voraussetzungen:

- eine von LUA definierte Müllzusammensetzung mit einem Heizwert von $H_u = 10 \text{ MJ/kg}$
- Anlagenkapazität von 20 Mg/h entsprechend einem Mülldurchsatz von 150000 Mg/a und einer Verfügbarkeit von 7500 h/a
- einheitliche Gasreinigung bei Verbrennungsprozessen
- kein Abwasser als Produkt
- geschmolzene Schlacke als Endprodukt als Vergleichsgrundlage.

Die für die Berechnungen notwendigen Anlagen- und Prozeß-Spezifikationen, einschließlich der Daten über Stoff- und Energieflüsse bei einzelnen Prozeßstufen, wurden vom Fachverband Dampfkessel-, Behälter- und Rohrleitungen e.V. (FDBR), von Siemens-KWU, Thermoselect und Noell zur Verfügung gestellt [1]. Im Sinne der Vorgaben vom Landesumweltamt ist der Einsatz von Zusatzbrennstoffen wie Erdgas, Diesel usw. stets durch verfahrens- und apparatetechnische Forderungen der thermischen Müllentsorgung begründet. Weiterhin wird davon ausgegangen, daß bei allen Verfahren die erzeugte Schlacke nach Granulierung und Aufbereitung weitgehend inert ist und die Forderungen hinsichtlich der Eluation im Wasser erfüllt.

In Kapitel 2 der Studie werden die Verfahren zusammenfassend beschrieben. In Kapitel 3 werden die Besonderheiten der Müllzusammensetzung, die Grundlagen der thermodynamischen Berechnungen und die Grundzüge der Berechnungsmodelle für alle Verfahren erläutert. Anschließend werden die Prozeßbedingungen in Hochtemperaturreaktoren aller Verfahren durch Darstellung der Temperatur- und Sauerstoffpartialdruckbereiche in thermodynamischen Diagrammen zusammengefaßt. Dabei wird gezeigt, welche Konsequenzen sich aus den Prozeßbedingungen in den Hochtemperaturreaktoren im Hinblick auf die Art und Menge der Schadstoffe in Produktgasen ergeben. Die Ergebnisse der Prozeßberechnungen werden in Kapitel 4 mitgeteilt und erörtert. In Kapitel 5 werden die Verfahrensdaten zusammengefaßt und gegenübergestellt.

Die in dieser Arbeit aufgeführten Rechenergebnisse sind in sich konsistent, d. h. sie erfüllen die Bedingungen der Erhaltung der Energie und Masse und werden durch thermodynamische Gleichgewichtsbetrachtungen gestützt.

2. Beschreibung der Verfahren

2.1 Rostfeuerung

Verfahrensbeschreibung

Die Müllverbrennung durch Rostfeuerung ist eine großtechnisch erprobte Methode der thermischen Abfallentsorgung in Anlagen mit einer Kapazität bis zu 30 Mg/h und mehr in einer Linie.

In Bild 2.1 ist der Aufbau einer Anlage mit Rostfeuerung schematisch dargestellt. Der nicht aufbereitete Müll wird auf einem Rost mit vorgewärmter Luft verbrannt. Hauptprodukte sind das Rauchgas und eine feste Rostasche. Die Schadstoffe des Rauchgases werden in der nachgeschalteten Rauchgasreinigung in mehreren Stufen abgeschieden. Das gereinigte Abgas gelangt über den Kamin in die Atmosphäre. Die gesetzlichen Vorschriften über Emissionsgrenzen werden erfüllt.

Bei der Rauchgasreinigung wird als Entschwefelungsprodukt Gips erzeugt. In einem Sprühtrockner wird das mit den Salzen aus der Gasreinigung beladene Restabwasser eingedampft. Die Restprodukte werden nach Trocknung gesondert entsorgt.

Die Rostasche wird mechanisch aufbereitet und kann dann z.B. im Straßenbau Verwendung finden.

Mit dem Ziel, für alle Verfahren in etwa die gleiche Produktqualität zugrunde zu legen, wird in dieser Arbeit die Einschmelzung der Rostasche und der Filterstäube in die Rechnungen einbezogen. Der Einschmelzungsprozeß findet in einem Verglasungs-ofen unter Einsatz von Erdgas und Sauerstoff statt. Dabei entsteht ein Ofenabgas, das dem Abgas aus dem Rost zugeführt wird. Das Schmelzprodukt wird nach Granulierung im Wasserbad als Baustoff verwendet.

Die Verbrennung des Mülls auf dem Rost durchläuft folgende Prozeßstufen:

Trocknung und Zündung, Verbrennung und Nachbrand/Ausbrand.

In der Regel wird die Verbrennungsluft vorgewärmt und meistens eine gestufte Verbrennung angestrebt. Auf dem Rost wird unterstöchiometrisch die Primärluft, in der Nachbrennkammer überstöchiometrisch die Sekundärluft zugeführt. Bei der konventionellen Rostfeuerung wird die Verbrennung mit einer relativ hohen Luftüberschußzahl ($\lambda = 1,5$ bis $1,8$) betrieben. Auf diese Weise wird ein möglichst vollständiger Ausbrand angestrebt.

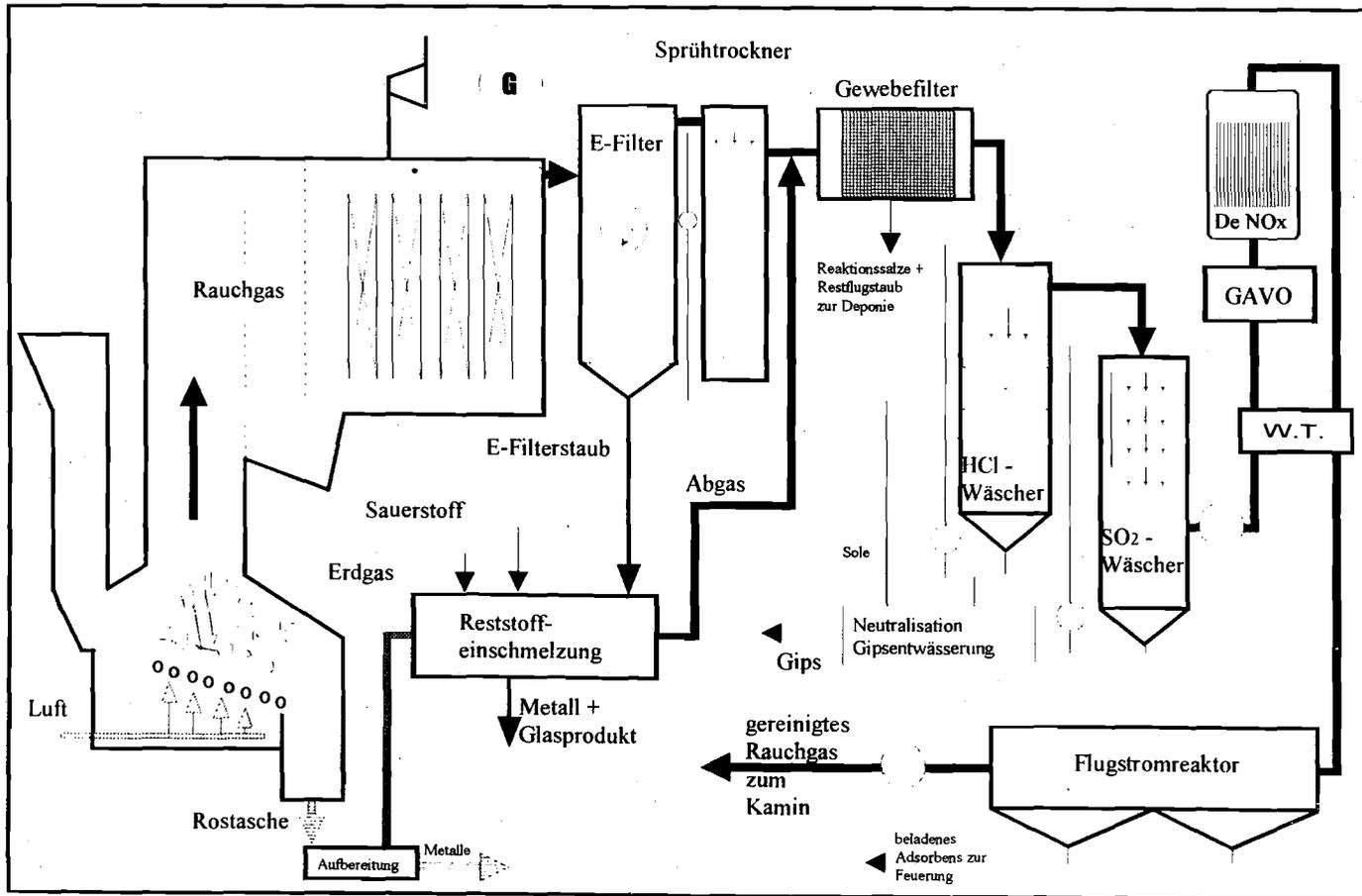


Bild 2.1.: Anlagenschema Rostfeuerung incl. Reststoffeinschmelzung

Die Rostasche wird über eine Austragsvorrichtung in den Naßentschlacker gefördert. Die feuchte Asche wird über Kratzförderer ausgetragen und aufbereitet. Das Wasserdampf-Luft-Gemisch aus dem Entschlacker wird der Feuerung zugeführt.

Rauchgasreinigung

Die Rauchgasreinigung entspricht den gesetzlichen Anforderungen und wird den Wünschen des Auftraggebers angepaßt. Für diese Studie wurde - unter Berücksichtigung der Entstehung gleichartiger Produktqualitäten - folgende Anlagenkombination zugrunde gelegt:

- Elektrofilter
- Sprühtrockner
- Gewebefilter
- 2-stufiger Wäscher
- De-NOX-Anlage
- Flugstromreaktor
- Reststoffeinschmelzung.

Im folgenden werden die Grundzüge der Rauchgasreinigung mit zweistufiger Wäsche und Reststoffeinschmelzung erläutert.

Elektrofilter

Darin werden die mit dem Rauchgas aus der Verbrennung mitgeführten Flugstäube abgeschieden. Sie werden der Reststoffeinschmelzung zugeführt.

Sprühtrockner

Das aus den Wäschern abgeschlämmte und neutralisierte Abwasser (Sole) wird im Sprühtrockner feinteilig verdüst, wobei der Wasseranteil verdampft. Die Salze bilden trockene Partikel und werden mit dem Rauchgas ausgetragen.

Gewebefilter

Die im Sprühtrockner aufgetrockneten Salzpartikel werden im Gewebefilter zusammen mit dem Restflugstaub abgeschieden und gesondert entsorgt.

HCl-Wäscher (Naßabscheidung)

In der ersten Waschstufe werden vornehmlich die Komponenten HCl und HF sowie noch dampfförmige Schwermetalle abgeschieden. Durch Zusatz von Kalkmilch wird in der Waschflüssigkeit pH \approx 0,5 eingestellt. Der Schlamm aus der Waschflüssigkeit geht in die Neutralisation.

SO₂-Wäscher:

In der zweiten Waschstufe erfolgt im wesentlichen die Abscheidung von SO₂. Zu diesem Zweck wird in der Waschflüssigkeit - unter Zufuhr von Ca(OH)₂ - ein pH-Wert von ca. 5,5 eingestellt. Als Reaktionsprodukt entsteht Gips, der nach Entwässerung mechanisch abgetrennt und verwertet werden kann. Der Wasseranteil wird in den Neutralisationsprozeß der Abwasseraufbereitung geführt.

De-NOx-Anlage (SCR-Reaktor)

Die selektive katalytische Reduktion (SCR) von NO_x erfolgt bei Temperaturen von 200 °C bis 400 °C an keramischen Katalysatoren unter Einsatz von Ammoniak bzw. Ammoniakwasser. Gleichzeitig findet dabei auch ein Abbau von Dioxinen statt.

Flugstromreaktor

Der Flugstromreaktor ist als Gewebefilter ausgeführt. Vor dem Flugstromreaktor wird ein Adsorbens (z.B. ein Gemisch aus Aktivkoks/-kohle und Kalkhydrat) in das Rauchgas eingedüst. An das Adsorbens lagern sich sowohl in der Flugstromphase als auch in der Filterschicht Dioxine und Schwermetalle an. Das beladene Adsorbens wird der Feuerung zugeführt

Abwasseraufbereitung

In der Abwasseraufbereitung wird das Abwasser aus dem HCl-Wäscher sowie der Wasseranteil aus der Gipsentwässerung neutralisiert. Dabei bilden sich gelöste Reaktionssalze (Sole) und Schwermetall-Hydroxide. Zur Unterstützung der Schwermetallfällung wird ein Fällungsmittel eingesetzt. Die neutralisierte Sole wird dem Sprühtrockner zugeführt und dort eingedampft.

Reststoffeinschmelzung

Die Reststoffeinschmelzung wurde in Deutschland bisher nicht großtechnisch praktiziert. Bei dem hier betrachteten Fall wird der Reststoff in einem Verglasungssofen mit Erdgas und Sauerstoff eingeschmolzen. Dabei werden die halogenierten Kohlenwassertoffverbindungen zerstört und die Schwermetalle zum Teil in die glasartige Schlackenmatrix eingebunden. Das Abgas aus der Einschmelzung enthält u. a. flüchtige Schwermetalle und muß gereinigt werden.

2.2 Schwel-Brenn-Verfahren

Verfahrensbeschreibung

Das von Siemens KWU entwickelte "Schwel-Brenn-Verfahren" ist in Bild 2.2 schematisch dargestellt. Der Müll wird nach der Zerkleinerung in einer indirekt beheizten Trommel einem thermischen Konversionsprozeß (unter Luftabschluß) bei 450 °C unterworfen. Dieser Prozeß kann auch als "Pyrolyse" bezeichnet werden. Bei der Konversion werden als Produkte eine Gasphase (Konversionsgas) und ein Feststoffgemenge (Konversionskoks) gebildet. Durch Aufbereitungsprozesse werden Metalle (Eisen, Aluminium usw.) sowie Inertstoffe (Glas, Keramik usw.) aus dem Feststoffgemenge getrennt und zur Verwertung bereitgestellt.

Der Pyrolyseprozeß mit anschließender Trennung und Nutzung der metallischen und inerten Teile des Mülls bildet ein wichtiges Merkmal des Schwel-Brenn-Verfahrens. Der Rest des festen Konversionsproduktes enthält neben Kohlenstoff auch Aschekomponenten und wird durch Zerkleinerung zu einem Feingut verarbeitet. Das Konversionsgas enthält CO, H₂, CO₂, H₂O, C-H-Verbindungen sowie Staub. Dieses Gas wird im heißen Zustand in einen Hochtemperaturofen geführt und dort zusammen mit dem Feingut aus dem Konversionskoks unter Einsatz von Luft verbrannt. Dabei wird eine flüssige Schlacke erzeugt, die nach Granulierung verwertet wird. Das Rauchgas aus dem Hochtemperaturofen durchläuft ein Kesselsystem zur Wärmenutzung und anschließend ein Rauchgasreinigungssystem ähnlich wie bei den Rostfeuerungsanlagen.

Müllaufbereitung

Bei dem Schwel-Brenn-Verfahren wird der angelieferte Rohmüll zunächst mechanisch aufbereitet. Über ein Kransystem wird der unsortierte Rohmüll aus dem Müllbunker einer Zerkleinerungsanlage zugeführt. Hier wird der Müll zu Stückgrößen kleiner 200 mm verarbeitet, wobei auch eine Homogenisierung erzielt wird. Krane transportieren den "Feinmüll" zum Aufgabeschacht der Konversionstrommel.

Konversion

Die Konversionstrommel wird über eine Stopfschnecke mit dem Feinmüll beschickt. Diese verdichtet den Müll und schiebt ihn als gasdichten Stopfen in die Konversionstrommel. Die Konversionstrommel ist in Achsrichtung geneigt (ca. 1,5°) und drehbar gelagert (ca 3 U/min). Sie ist mit innenliegenden Heizrohren bestückt, die mit dem im Kreislauf geführten Rauchgas (Wälzgas) aus der Erdgasbeheizung beschickt werden. Zusätzlich wird das Wälzgas in einem Dampf-Gas-Vorwärmer mit Dampf vorgewärmt. Nach Angaben von Siemens-KWU wird der Wärmebedarf der Pyrolyse zu 42 % durch den Dampf aus dem Prozeß und zu 58 % durch Verbrennung von Erdgas gedeckt.

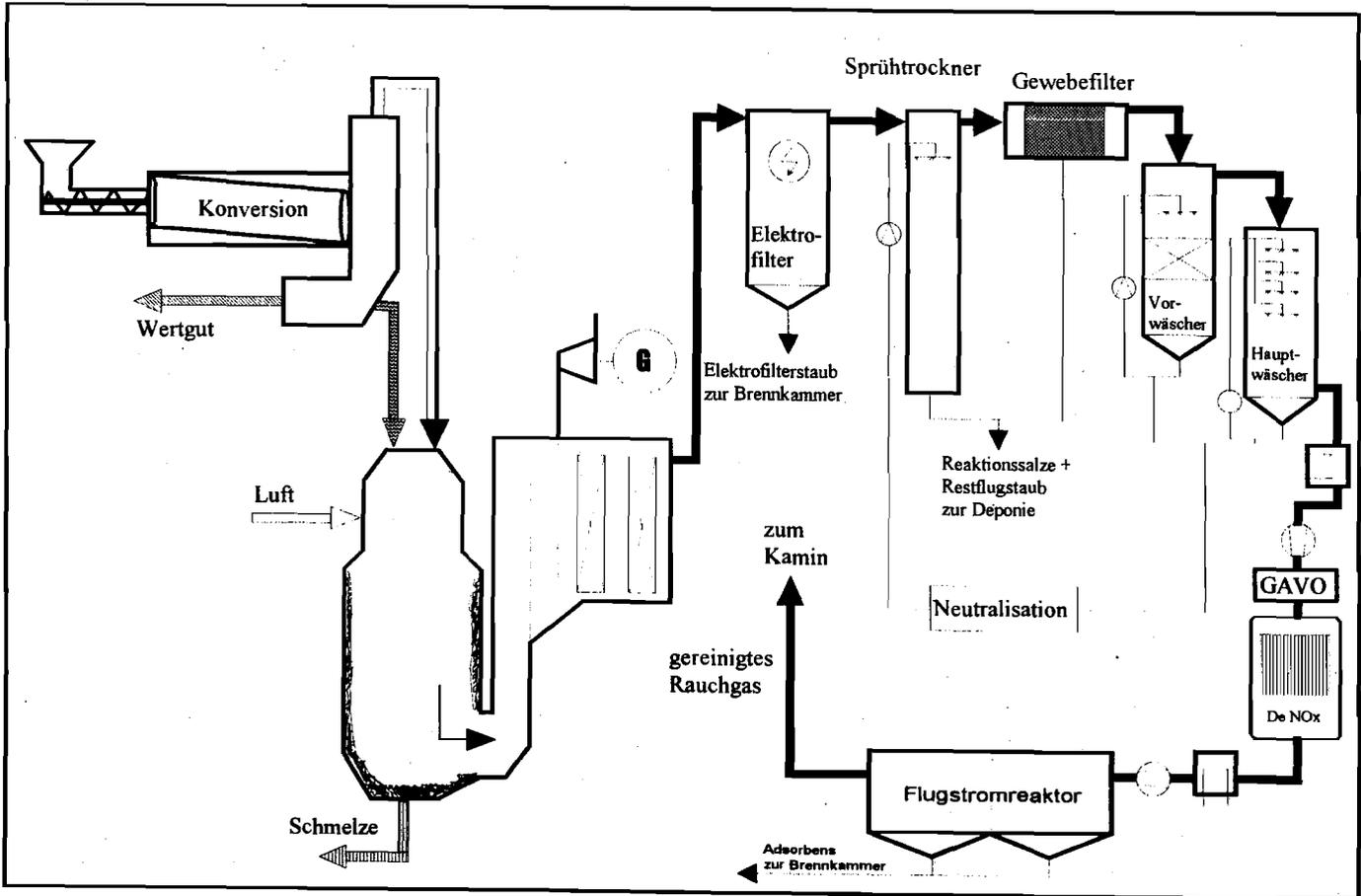


Bild 2.2.: Anlagenschema Schwel-Brenn-Verfahren

In der Trommel wird eine Temperatur von 450 °C erreicht. Die Heizrohre sind schaufelähnlich angeordnet. Diese spezielle Konstruktion bewirkt, daß der Müll bei jeder Umdrehung aufgehoben und am Abwurfpunkt auf sich selbst zurückgeworfen wird. Dadurch soll die Wärmeübertragung verbessert und der Müll homogenisiert werden. Der Konversionsprozeß ist eine Aufbereitung des Mülls unter Erzeugung von Konversionsgas und Konversionskoks. Bei diesem Prozeßschritt sollen die Metalle vollständig von Lack- oder Farbresten gereinigt werden. Das Konversionsgas wird in heißem Zustand in die Brennkammer geführt. Das feste Pyrolyseprodukt (Koks) wird aufbereitet und im kalten Zustand der Brennkammer zugeführt.

Koksaufbereitung

Der heiße Konversionskoks (450 °C) wird über eine Kühlschwingrinne auf Temperaturen unter 150 °C abgekühlt. Mittels Siebung, Sichtung und elektromagnetischer Trennung wird der Konversionskoks in eine Grob- und Feinfraktion (Trennkorndurchmesser \approx 5 mm) sowie in eine Eisen- und Nicht-Eisen-Fraktion aufgetrennt. Die NE-Fraktion besteht hauptsächlich aus Aluminium (aus Verpackungsmaterialien). Diese Metall-Reststoffe sollen zum Teil ohne weitere Aufbereitung industriell verwendet oder als "Rohstoffersatz" genutzt werden.

Die abgesonderte Fraktion enthält Kohlenstoff sowie Metall-, Glas- und Steinreste. Mittels eines Walzenbrechers wird dieses Gemenge auf eine Korngröße kleiner 1 mm aufgemahlen, in einem Staubsilo zwischengelagert und von dort pneumatisch in die Brennkammer gefördert.

Hochtemperaturverbrennung/Brennkammer

In der Brennkammer wird das Konversionsgas mit der Feinfraktion und den rückgeführten Kessel- und Filterstäuben bei Temperaturen von 1300 bis 1500 °C verbrannt. Es wird eine gestufte Verbrennung mit Rauchgasrückführung durchgeführt. Dadurch soll bei einem Luftüberschuß von $\lambda = 1,3$ am Ende der Brennkammer ein guter Ausbrand erreicht und die NO_x -Bildung begrenzt werden.

Bei der Hochtemperaturverbrennung entsteht aus den inerten Bestandteilen der Feinfraktion eine flüssige Schlacke, die an der Brennkammerwand herabfließt. Die Brennkammerwand wird mit Wasser gekühlt. An der Innenwand entsteht eine Deckschicht aus erstarrter Schlacke. Auf dieser kann die Schmelze zur Öffnung im Kesselboden herablaufen. Die Schmelze wird in einem Wasserbad unterhalb der Brennkammer granuliert. Das Schmelzgranulat wird verwertet. Das heiße Rauchgas wird zur Dampferzeugung über Abhitzekessel geleitet. Mit dem Dampf wird elektrischer Strom produziert. Ein geringer Teil des Dampfes wird für die Beheizung der Konversionstrommel eingesetzt.

Rauchgasreinigung

Wie in Bild 2.2 schematisch dargestellt, besteht die Rauchgasreinigung aus folgenden Komponenten:

- Elektrofilter
- Sprühtrockner
- Gewebefilter
- Naßwäsche
 - HCl - Wäscher
 - SO₂ - Wäscher
- De-NO_x-Anlage (SCR-Katalysator)
- Flugstromreaktor.

Die hier angewandte Rauchgasreinigung ist mit der einer Rostfeuerungsanlage (Bild 2.1) vergleichbar. Sie wird deshalb nur zusammenfassend beschrieben. Die im Abhitzekeessel anfallenden Feststoffe sowie die Stäube aus dem Elektrofilter und dem Flugstromreaktor werden der Verbrennung zugeführt. Das Abwasser wird im Sprühtrockner eingedampft.

Elektrofilter

Der relative Staubgehalt des Rauchgases ist aufgrund der kleinen Korngröße, der in die Brennkammer eingeblasenen Feinfraktion, nicht gering. Zur Vermeidung starker Anreicherung von Schadstoffen im abgeschiedenen Staub wird der Elektrofilter mit einem Abscheidegrad von ca. 95 % betrieben. Der restliche Staub wird in den nachgeschalteten Reinigungsstufen abgeschieden.

Sprühtrockner

Im Sprühtrockner wird das neutralisierte Waschwasser aus der Naßwäsche eingedampft. Die dabei gebildeten Feststoffpartikel (aufgetrocknete Salze) werden zum Teil mit dem Rauchgas ausgetragen zum Teil am unteren Teil des Sprühtrockners abgezogen.

Gewebefilter

Die Abscheidung der Feststoffpartikel aus dem Sprühtrockner erfolgt im Gewebefilter. Der dabei anfallende Feststoff wird gesondert entsorgt.

Naßabscheidung

Vorwäscher: **HCl-Wäscher** mit $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -Einsatz.

Hauptwäscher: **SO_2 -Wäscher** mit Kalkmilch-Einsatz.

An das Wäschersystem ist eine Neutralisation angeschlossen. Das neutralisierte Waschwasser wird dem Sprühtrockner zugeführt.

De-NO_x-Anlage (SCR)

NO_x-Abbau erfolgt wie bei der Rostfeuerungsanlage.

Flugstromreaktor

Der Flugstromreaktor bildet die letzte Reinigungsstufe. Danach wird das Rauchgas über den Kamin in die Atmosphäre gelassen. Hier erfolgt unter Verwendung spezieller Zusatzstoffe (z.B. Sorbalit) die Restabscheidung von Schadstoffen wie Schwermetallen usw.. Das Reststoffprodukt (beladenes Adsorbens) wird der Brennkammer zugeführt.

2.3 Thermoselect-Verfahren

Verfahrensbeschreibung

Bild 2.3 zeigt in schematischer Darstellung das von der Firma Thermoselect S.r.l. entwickelte Verfahren zur thermischen Abfallentsorgung. Der Rohmüll wird ohne vorhergehende Aufbereitung durch starkes Pressen in dichte Blöcke geformt, die in einen von außen beheizten "Entgasungskanal" geschoben werden. In diesem Entgasungskanal mit stark unterschiedlichen Temperaturzonen wird eine Gasphase gebildet, die überwiegend aus Wasserdampf besteht.

Der Müllblock gelangt nach Durchlaufen des Entgasungskanals in den hier als Schachtofen bezeichneten Hochtemperaturreaktor, der mit Düsen zum Einblasen von Sauerstoff und Erdgas ausgerüstet ist. Die im Schachtofen gebildete Schüttung aus festen Entgasungsprodukten wird bei hohen Temperaturen unter insgesamt reduzierenden Bedingungen umgesetzt.

Am Boden des Ofens sammelt sich eine Schmelze, die in den am unteren Ende des Ofens angeordneten "Schmelzrinnen-Reaktor" einfließt. Darin wird die Schmelze durch Zusatz von Erdgas und Sauerstoff konditioniert. Dieser Reaktorteil wird auch als "Homogenisierungsreaktor" bezeichnet.

Die Schmelze, die neben oxidierte Schlacke auch eine Metallphase enthält, wird im Wasserbad granuliert. Durch Aufbereitung des Granulats werden Metall- und Sandpartikel getrennt und müssen separat verwertet werden.

Bei dem Thermoselect-Verfahren wird der Müll in einem kompakten System von gekoppelten Reaktoren in einem Durchlauf zu Endprodukten umgesetzt. Bis zum Austritt von Syntheserohgas und Schmelzphasen aus dem Reaktorsystem wird kein Stoffstrom aus dem System ausgeschleust. Eine Abkühlung oder Aufarbeitung von Zwischenprodukten findet also nicht statt.

Das Synthesegas wird nach Schockkühlung (Quenche) in dem mehrstufigen Gasreinigungssystem von den Schadstoffen gereinigt und getrocknet. Das gereinigte Synthesegas wird zur Stromerzeugung in Gasmotoren verbrannt. Das Abgas aus den Gasmotoren wird wärmetechnisch genutzt. Nach Firmenangaben bedarf das Abgas der Gasmotoren - nach De-NOx-Katalysator - keiner weiterführenden Gasreinigung, bevor es über den Kamin in die Atmosphäre gelassen wird.

Das Abwasser aus der Synthesegasreinigung wird aufbereitet, wobei Feststoffprodukte anfallen, die teilweise gesondert entsorgt werden müssen. Das mit den Reaktionssalzen beladene Restabwasser wird eingedampft.

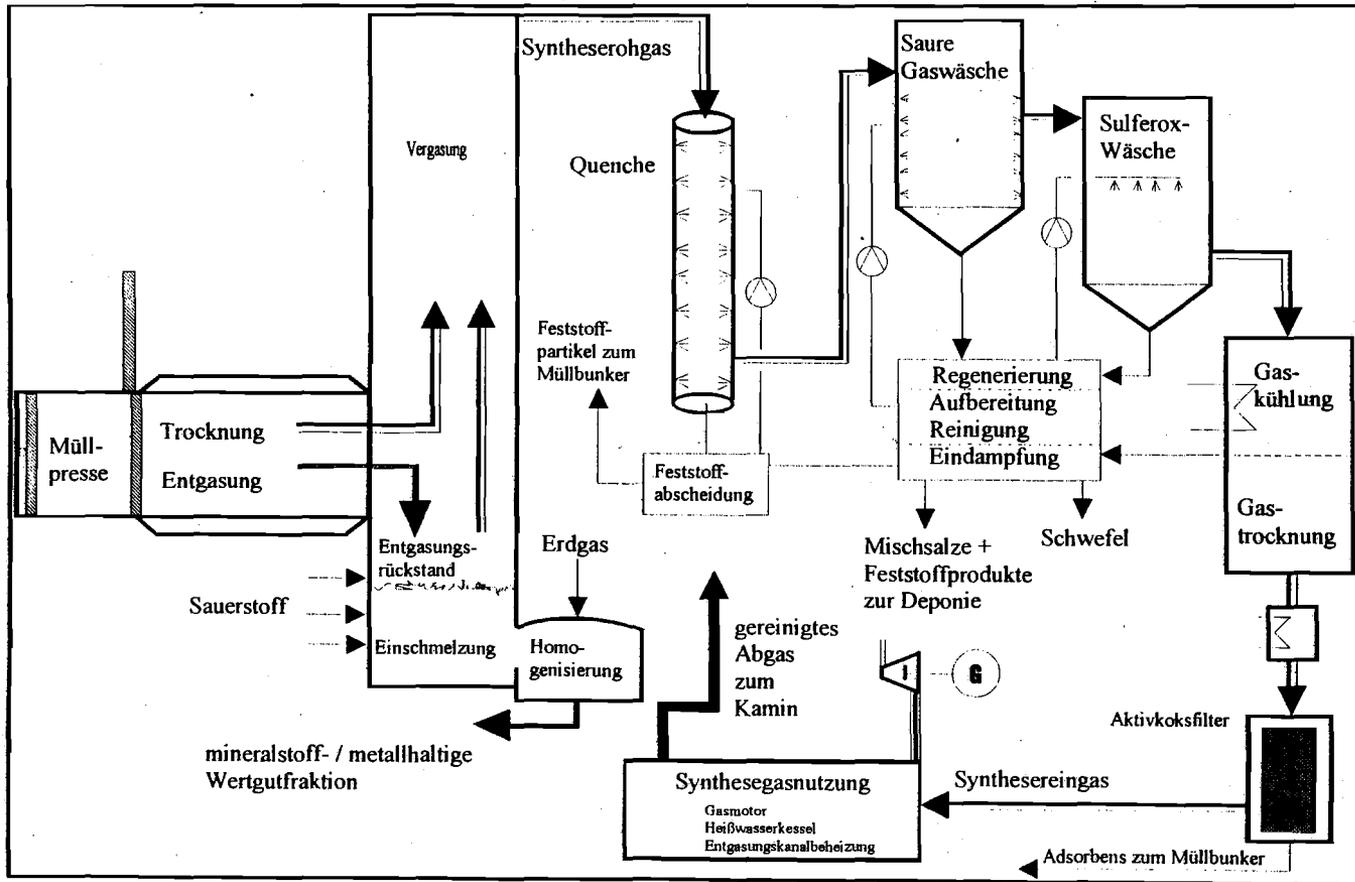


Bild 2.3.: Anlagenschema Thermoselect-Verfahren

Müllpresse / Entgasungskanal

Der nicht vorbehandelte Müll wird mit einem Kran vom Bunker in die Müllpresse gefördert und dort komprimiert. Die Presse verdichtet den Müll und zwingt die Feuchte in die verbliebenen Hohlräume.

Über ein Stempelsystem wird der Müll als Paket durch den Entgasungskanal geschoben. Der Entgasungskanal ist auf einem Teilstück gekühlt. Das gepresste Müllpaket schließt den Kanal in Richtung zur Presse gasdicht ab.

Die Wandtemperatur des Entgasungskanals kann bis zu 600 °C betragen. Die Temperatur im Müllpaket ist örtlich verschieden; sie ist abhängig von Eigenschaften des Mülls, der Verdichtung und der Wärmezufuhr durch die indirekte Beheizung. Die Temperatur des Müllpaketes kann in den wandnahen Bereichen, vor allem zum Ende des Kanals hin durch Wärmerückstrahlung aus dem Hochtemperaturreaktor Temperaturen > 600 °C erreichen.

Hochtemperaturreaktor / Homogenisierungsreaktor

Der entgaste Feststoff wird aus dem Kanal in den Hochtemperaturreaktor auf eine lockere Schüttung aus bereits ausgetragenen Entgasungsprodukten geschoben. In dieser Schüttung finden unter Zusatz von Sauerstoff Pyrolyse-, Verbrennungs-, Vergasungs- und Schmelzprozesse statt, wobei lokal Temperaturen von bis zu 2000 °C erreicht werden können. Dabei entstehen neben Gasen auch Schmelzphasen, die zum Boden des Schachtes abfließen und von dort in den Homogenisierungsreaktor gelangen.

Im Hochtemperaturteil des Schachtofens wird unter Einsatz von Erdgas und Sauerstoff - bei Temperaturen von 1000 bis 1800 °C - ein metallurgischer Konditionierungsprozeß durchgeführt, wobei neben einer oxidischen Schlacke auch eine metallische Schmelze erzeugt wird. Beide flüssige Phasen werden als Schmelzgemenge im Wasserbad granuliert. Dabei bilden sich Metallpartikel, die zum Teil im Schlackensand bleiben und erforderlichenfalls durch geeignete Methoden (Dichtentrennung, Magnetscheidung) getrennt werden können. Die Metallphase ist im wesentlichen eine Fe-Cu-Legierung (nicht direkt in der Stahlherstellung einsetzbar). Sie erfordert eine gesonderte Verwertung. Der aufbereitete Schlackensand kann als Baustoff verwendet werden.

Das aus dem Schmelzreaktor aufsteigende "Schlackengas" vereinigt sich mit der Gasphase aus dem Entgasungskanal und wird im oberen Teil (Stabilisierungsbereich) des Hochtemperaturreaktors unter Einsatz von Sauerstoff zu einem Syntheserohgas

umgesetzt. Dabei wird gerade soviel Sauerstoff eingeblasen, daß am Ausgang des Reaktors ein Gas mit den Hauptkomponenten CO , CO_2 , H_2 und H_2O entsteht. Die Temperatur des Gases beträgt bei Austritt aus dem Schachtofen 1200°C .

Syntheserohgasreinigung

Quenche

Das heiße Syntheserohgas von 1200°C strömt in die Gasquenche und wird mit Kühlwasser schockartig auf eine Temperatur unter 90°C abgekühlt. Hierdurch soll auch die Dioxinbildung durch die De-Novo-Synthese vermieden werden. Die im Synthesegas enthaltenen Schwermetalle sowie die Feststoffe (Kohlenstoffpartikel) werden größtenteils abgeschieden. Das Wasser wird in einem Wärmetauscher auf Temperaturen unter 60°C abgekühlt und der Abwasseraufbereitung zugeführt. Das gekühlte und vorgereinigte Synthesegas geht in die weitere Gasreinigung. Die Feststoffprodukte werden nach Sedimentation dem Schmelzreaktor zugeführt.

Saure Gaswäsche

In der sauren Gaswäsche (Rotationswäscher) wird das etwa 90°C heiße Synthesegas aus der Quenche unter Zugabe von Additiven von den Komponenten HCl und HF gereinigt. Die Wäscherabwässer gehen in die Prozeßwasseraufbereitung.

Sulferox-Wäsche (Abbau von H_2S)

Die schwach basische Gaswäsche zur Entschwefelung des Synthesegases erfolgt in einem Gleichstromreaktor mit Füllkörperschicht unter Zugabe von Eisenchelate. Das dreiwertige Eisen des Chelats reagiert mit H_2S unter Bildung von elementarem Schwefel und zweiwertigem Eisen. Im Absetzbehälter wird das zweiwertige Eisen in der schwefelhaltigen Eisenchelatlösung durch geregelte Luftzugabe zu dreiwertigem Eisen oxidiert, das wieder als Reaktant eingesetzt wird.

Gaskühlung / Trocknung

Das Synthesegas mit einer Temperatur von etwa 40 °C nach der Entschwefelung wird zum Zwecke der H₂O-Abscheidung weiter (auf etwa 5 °C) abgekühlt. Das Gas wird vor Eintritt in das Aktivkoksfilter wieder aufgeheizt.

Adsorption an Aktivkoks

Der letzte Schritt der Synthesegasreinigung ist die Adsorption von Restschadstoffkomponenten an Aktivkohle. Das schadstoffbeladene Adsorbens wird dem Müll vor der Entgasung zugesetzt.

Nutzung des Synthesereingases

Das Synthesereingas wird zur Stromerzeugung in Gasmotoren verbrannt oder thermisch genutzt. Nach Herstellerangaben bedarf das Abgas aus den Gasmotoren - nach De-NO_x-Katalysator - keiner weiteren Abgasreinigung.

Abwasseraufbereitung

Die Abwasseraufbereitung beim Thermoselect-Verfahren besteht aus folgenden Prozessschritten:

- Neutralisation und Fällung
- Flockung und Sedimentation
- Feinstfiltration
- Umkehrosmose
- Eindampfung.

In der Abwasseraufbereitung wird das Abwasser aus den verschiedenen Quench- und Waschstufen behandelt. Hierbei bildet die Neutralisation des feststofffreien Abwassers - nach Sedimentation - mit NaOH die erste Aufbereitungsstufe. Mit Natriumsulfid werden in der zweiten Stufe die Schwermetalle in Sulfide überführt und unter Einsatz von Fällungsmitteln abgeschieden. In den Reinigungsstufen bilden sich Salze und Schwermetall-Hydroxide. Das mit den Salzen aus der Synthesegasreinigung beladene Abwasser wird nach Feinstfiltration und Umkehrosmose eingedampft, kondensiert und als Frischwasser zum Prozeß zugeführt. Der salzhaltige Rückstand wird extern entsorgt. Die Reststoffe aus dem Sedimentationsbehälter (Kohlenstoff- und Mineralstoffpartikel) werden dem Mülleintrag zugesetzt.

2.4 Noell-Konversionsverfahren

Bei dem Noell-Konversionsverfahren wird der Müll nach Zerkleinerung und Vortrocknung in einer indirekt beheizten Trommel pyrolysiert. Die Pyrolyseprodukte werden nach der Aufbereitung, wobei Metalle getrennt werden, mit Sauerstoff in einem Hochtemperaturreaktor bei 1500 °C unter einem Druck von 25 bar vergast. Dabei entsteht ein Synthesegas mit den Hauptkomponenten CO, CO₂, H₂ und H₂O. Das Synthesegas wird nach der Reinigung in einem Kraftwerk oder in Gasmotoren zur Erzeugung von elektrischem Strom verbrannt. Das andere Produkt des Vergasungsprozesses ist eine flüssige Schlacke, bestehend aus Oxiden der anorganischen Müllbestandteile. Die Schlacke wird im Wasserbad im Hochdruckreaktor granuliert und nach der Ausschleusung aus dem Reaktor einer geeigneten Verwertung zugeführt.

Das Noell-Konversionsverfahren durchläuft mehrere Prozeßstufen, unter anderem einen Reaktor bei hohen Drücken und Temperaturen, die durch die geeignete apparative Ausstattung und Regelungstechnik miteinander gekoppelt werden müssen.

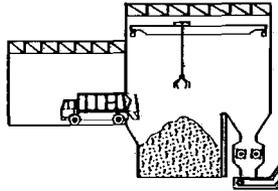
Verfahrensfließbild

Die Prozeßschritte des Verfahrens sind in Bild 2.4 schematisch zusammengestellt.

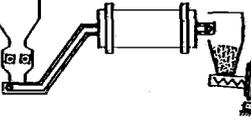
Der Müll wird zunächst durch Shreddern zerkleinert und gelangt dann in einen Trockner, in dem die Feuchtigkeit des Mülls durch Einsatz von Dampf aus dem Prozeß von 25 % auf 10 % reduziert wird. Der getrocknete Müll wird dann der Pyrolysetrommel zugeführt. Die Pyrolyse soll bei Temperaturen von 500 bis 700 °C stattfinden. Dabei fallen neben Pyrolysegas und Kohlenstoff auch Metalle und Oxide als Produkte an. Die Produkte werden nach Abkühlung und Aufbereitung (Trennung von Metallen) und der Verdichtung auf etwa 30 bar in den Vergasungsreaktor eingetragen. Gleichzeitig wird in diesen Reaktor Sauerstoff als Vergasungsmittel eingeführt. Stickstoff gelangt als Trägergas in den Reaktor. Im Hochdruckreaktor findet ein "Schmelzvergasungsprozeß" statt. Die Produkte dieses Prozesses sind das Synthesegas und die flüssige Schlacke.

Die Vergasungsprodukte werden in einer Quenche mit Wasser von 1500 °C auf 200 °C abgekühlt. Nach der Quenche wird das Synthesegas gereinigt und bis auf 30 °C abgekühlt. Das gereinigte Synthesegas abzügl. des Eigenbedarfes wird zur Stromerzeugung verbrannt. Die granuliert Schlacke wird aus dem Hochdruckreaktor abgezogen und verwertet.

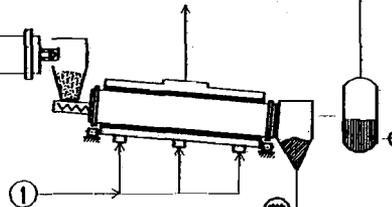
Bunker, Vorzerkleinerung



Trocknung

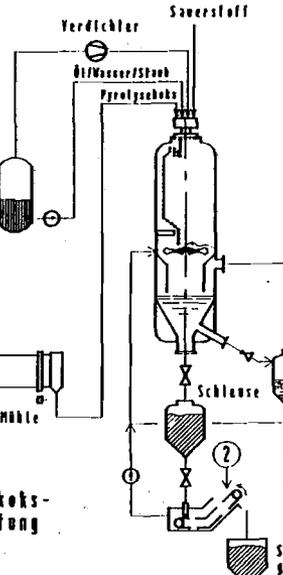


Pyrolyse

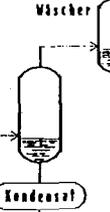


Pyrolysekoks-aufbereitung

Flugstromvergasung



Kühlung



Entschwefelung

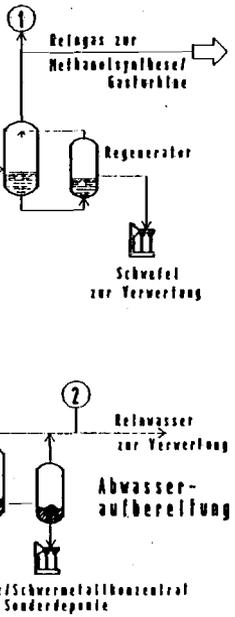


Bild 2.4: Ablauf des NOELL-Konversionsverfahrens in schematischer Darstellung

Im Gegensatz zu den anderen Verfahren werden bei dem Noell-Konversationsverfahren auch Aggregate eingesetzt, die zur Kompression und Expansion von Stoffströmen in einem Druckbereich von 30 bar dienen. Die Behandlung der Brüden aus der Vortrocknung und der wässrigen Phasen aus der Kühlung und Reinigung des Produktgases ergeben insgesamt eine Anlagenkonfiguration mit diversen Verknüpfungen, die hier nicht im einzelnen erläutert werden können. Das zusammengefaßte Fließbild der Anlage zeigt Bild 4.4 (s. S. 80), worin die Hauptprozeßschritte und deren Verknüpfung dargestellt sind.

2.5 Pyrolyse des Mülls als Verfahrensschritt

Bei dem Schwel-Brenn- und Noell-Konversionsverfahren wird der Müll vor dem Hochtemperaturprozeß einer Pyrolyse unterzogen. Ziel ist dabei, die Brennstoffkomponenten des Mülls in gasförmige C-H-Verbindungen zu überführen und ein Feststoffprodukt (Pyrolysekoks) zu erzeugen, aus dem die Metalle und gegebenenfalls auch andere Stoffe durch geeignete Aufbereitung getrennt und verwertet werden können.

Beim Erhitzen von Müll unter Luftabschluß entstehen gasförmige, flüssige und feste Reaktionsprodukte. Bei Pyrolysetemperaturen oberhalb von 400 °C unter Atmosphärendruck entstehen gasförmige und feste Produkte. Die Gasphase enthält, je nach Feuchtigkeit des Mülls, einen großen Anteil an Wasserdampf. Bei Erhöhung der Temperatur in der Trommel kommt es zur spontanen Verdampfung des Wassers. Der Wasserdampf verläßt den Pyrolysereaktor ohne mit anderen Müllkomponenten im Sinne der thermodynamischen Gleichgewichtseinstellung ausreichend zu reagieren.

Bei dem Pyrolyseprozeß sind Reaktionsgeschwindigkeiten aufgrund der relativ niedrigen Prozeßtemperaturen klein, so daß vollständige Umsetzungen nur bei den langen, praktisch nicht relevanten Verweilzeiten erreicht werden können. Zusammenfassend ist festzustellen, daß bei der Pyrolyse des Hausmülls die möglichen Reaktionen nicht vollständig ablaufen und die Verdampfung des Wassers einen voreilenden, vorwiegend isoliert ablaufenden Vorgang darstellt.

Die Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte, Pyrolysegas und Pyrolysekoks, werden durch folgende Einflußgrößen bestimmt:

- chemische Zusammensetzung des Mülls
- physikalische Eigenschaften des Mülls
- Stückgröße der Müllkomponenten (Körnung)
- Prozeßtemperatur
- Druck im Reaktor
- Stoff- und Wärmetransportverhältnisse im Reaktor; Design und Geometrie des Reaktors.

Bei den hier betrachteten Verfahren wird die Pyrolyse unter Atmosphärendruck durchgeführt. Abgesehen von konstruktiven Merkmalen der Pyrolysereaktoren ist die Temperatur das entscheidende Prozeßkriterium.

Im folgenden werden die durch die Prozeßtemperatur unterschiedenen Pyrolysemethoden aufgezählt.

Niedertemperaturpyrolyse wird bei Temperaturen unterhalb 550 °C durchgeführt.

Bei Temperaturen bis 200 °C findet zunächst die Trocknung durch Verdampfung des Wassers statt. Bei höheren Temperaturen werden Öle und Teere gebildet. Der beim Schmel-Brenn-Verfahren als Konversion bezeichnete Verfahrensschritt liegt im Bereich der Tieftemperaturpyrolyse. Auch die "Entgasungsstufe" des Thermoselect-Verfahrens gehört zum Teil in den Bereich der Niedertemperaturpyrolyse.

Mitteltemperaturpyrolyse ist die Pyrolyse im Temperaturbereich von 550 °C bis etwa 900 °C. In diesem Temperaturbereich werden die Kohlenwasserstoffe weiter aufgespalten und umgesetzt. Es entsteht mehr Pyrolysegas. Der Heizwert des trockenen Pyrolysegases wird mit steigender Temperatur jedoch geringer, da der Anteil von höheren Kohlenwasserstoffverbindungen abnimmt. Auch der Koksanteil nimmt ab.

Die Pyrolyse bei dem Noell-Konversationsverfahren liegt nach dieser Aufteilung im Übergang zwischen Nieder- und Mitteltemperaturpyrolyse.

3. Voraussetzungen der Berechnungen

3.1 Thermodynamische Grundlagen

Abfall- und Reststoffe werden wie Brennstoffe in der Technik mit der Elementaranalyse und dem Heizwert charakterisiert.

Die Elementaranalyse bestimmt die Massenanteile der Elemente und gibt keine ausreichende Auskunft über die chemischen Spezies (Verbindungen), in denen die Elemente enthalten sind.

Der Heizwert wird durch einen Verbrennungsversuch im Kalorimeter mit einer relativ kleinen Probenmasse bestimmt, die ein stark heterogenes Stoffgemenge wie Hausmüll repräsentieren muß. Der Verbrennungsprozeß im Kalorimeter führt zur vollständigen Oxidation bei Sauerstoffüberschuß. Aus der gemessenen Wärmeenergie und den Enthalpien der Verbrennungsprodukte, die in der Regel bekannt sind, läßt sich durch eine einfache Energiebilanz dem Abfallstoff wie Müll eine Enthalpie bei 298,15 K und 1 bar zuordnen. Damit wird die Voraussetzung für die Erstellung von Stoff- und Energiebildungen im Rahmen der thermodynamischen Theorie geschaffen.

Die Einschränkungen und Ungenauigkeiten der Elementaranalyse und der Heizwertbestimmung beeinflussen allerdings die Genauigkeit und die praktische Relevanz der thermodynamischen Berechnungen.

Bei der herkömmlichen Verbrennungsrechnung ist die Oxidation der flüchtigen Brennstoffkomponenten wie C, H, N, S, zu CO_2 , H_2O , NO , NO_2 , SO_2 Gegenstand der Betrachtungen. Die Bildung von festen Oxiden (Aschen) oder flüssigen Oxidmischungen (Schlacken) sowie die Reaktionen von Minoritätskomponenten wie Schwermetallen (Hg, Pb, Zn, ...), Alkalien (Na, K, ...) und Halogenen (Cl, F, ...) werden nicht vollständig berücksichtigt oder im nachhinein nur durch rein stöchiometrische Betrachtungen in die Rechnungen einbezogen. Diese Minoritätskomponenten sind jedoch häufig Bestandteile oder direkte Repräsentanten von Schadstoffen in Verbrennungsprodukten und sollten nicht nur mengenmäßig, sondern auch qualitativ, d.h. in ihren chemischen Verbindungsformen, erfaßt werden.

Für eine technisch relevante Verbrennungsrechnung sind stöchiometrische Rechnungen an Hand angenommener Einzelreaktionen nicht ausreichend. Hier bieten sich thermodynamische Rechenmethoden an, die die Randbedingungen des betrachteten Prozesses berücksichtigen und dabei alle Elemente und deren Verbindungsformen im stofflichen System erfassen können. Solche Rechnungen liefern nicht nur Auskunft über mögliche Stoff- und Energieumwandlungen, sondern auch präzise Informationen über die Art und Menge von Verbrennungsprodukten. Die thermodynamischen Berechnungen

müssen allerdings folgende Forderungen in bezug auf die thermische Müllentsorgung erfüllen:

- Erfassung aller relevanten chemischen Elemente im Hausmüll
- Erfassung aller Verbindungen dieser Elemente, die unter den jeweiligen Bedingungen des thermischen Prozesses gebildet werden können.
- Berücksichtigung der Besonderheiten der technischen Anlage, in der aufgrund reaktionskinetischer Hemmungen oder mechanischer Effekte die Umsetzungen eingeschränkt, Zwischenprodukte der Reaktionen stabilisiert (metastabile Verbindungen) oder Eintragsstoffe (Gas, feste oder flüssige Partikel) unreaktiv ausgetragen werden können. Hierzu gehören z. B. meßbare CO-Gehalte bei hohem O₂-Gehalt sowie die Mitführung von Staub im Produktgasstrom.

Diese Forderungen lassen sich nur bei Nutzung von thermodynamischen Softwaresystemen mit leistungsfähigen Rechenprogrammen und umfassenden Stoffdatenbanken erfüllen. In dieser Arbeit wird das thermodynamische Softwaresystem "*equiTherm*" [2] eingesetzt. Dieses Programmpaket ermöglicht die Berechnung von Stoff- und Energiebilanzen und Gleichgewichtszuständen in komplexen Stoffsystemen mit mehreren Phasen und Komponenten. Die thermodynamische Datenbank von *equiTherm* enthält die thermochemischen Daten von etwa 3500 Stoffphasen (reine Stoffe). Damit ist sichergestellt, daß nahezu alle technisch relevanten Reaktionsmöglichkeiten der Müllkomponenten erfaßt werden.

Die Grundlage der Gleichgewichtsrechnung ist die Bedingung, daß die Freie Enthalpie des Gesamtsystems bei konstantem Druck und konstanter Temperatur das Minimum erreicht, d.h.:

$$G = H - TS \Rightarrow \text{Minimum}$$

bei $p = \text{konstant}$, $T = \text{konstant}$.

Der Gleichgewichtszustand wird durch Berechnung der Mengen der Gleichgewichtskomponenten durch systematische Iteration nach einem mathematischen Algorithmus bestimmt. Damit werden alle denkbaren und möglichen Reaktionen zwischen allen Gleichgewichtskomponenten erfaßt.

Die Eintragsstoffe können einzeln oder in Gruppen zusammengefaßt, mit Menge und Konzentration der enthaltenen Elemente oder Verbindungen eingegeben werden.

Spezifikationen, wie z.B. die Berücksichtigung des Heizwertes (bei Brennstoffen) oder die Festlegung von speziellen Umsatzgeraden von Eintragskomponenten - z.B. 5 % für Natriumoxid (Na_2O) im Feststoff - können ebenfalls vorgegeben werden. Andernfalls wird uneingeschränkte Umsetzung angenommen.

Zu definieren sind die Produktphasen (Abgas, feste Asche, flüssige Schlacke, Metallphase usw.), die thermodynamisch berechenbar sind und deshalb als "Gleichgewichtsphasen" betrachtet werden. Die möglichen Komponenten der Produktphasen sind Kombinationen (Verbindungsformen) der vorgegebenen chemischen Elemente und werden zunächst auf einer Liste angezeigt. Zur Verbesserung der Übersicht können die praktisch nicht wichtig erachteten Spezies wie ClO , Cl_2O , H_2O_2 , O_3 usw. aus dieser Liste gestrichen und damit aus dem Rechensystem ausgeschlossen werden.

Weiterhin können die Mischungseffekte in den Produktphasen durch Vorgabe von Aktivitäts- oder Fugazitätskoeffizienten berücksichtigt werden.

Die Rechnung wird nach Spezifikation der Eintrags- und Produktphasen für die vorgegebene Prozeßtemperatur und für den vorgegebenen Druck ausgeführt. Ergebnisse sind Tabellen, in denen die Mengen und Zusammensetzungen von allen Eintragsstoffen (Edukten) und Produkten, Energie- und Entropiebilanz mit Ausweisung der Beiträge aller Ein- und Austragstoffe sowie die Verteilung der Elemente auf alle Produktströme aufgeführt werden.

Die Enthalpie der Stoffe wird gemäß folgender Konvention berechnet und angegeben:

Die Enthalpie der stabilen Modifikation der Elemente bei 298,15 K und 1 bar ist null. Dies schließt auch ein, daß die Bildungsenthalpie der Elemente in ihren Referenzzuständen null ist.

Bei der Entropiebilanz ist zu beachten, daß die Entropie des Mülls nicht bekannt ist. Die Ordnungszustände sowie die Umwandlungen in solchen komplex zusammengesetzten Stoffen sind im Bereich tiefer Temperaturen ($T \rightarrow 0$ K) kaum erfassbar. Deshalb ist nur eine vergleichende Entropiebilanz möglich. Sofern ein und derselbe Müll bei verschiedenen Verfahren eingesetzt wird, enthalten die berechneten Prozeßentropien dieselbe unbekannt additive Konstante. Damit sind sie miteinander mathematisch und thermodynamisch vergleichbar.

3.2 Zusammensetzung, Heizwert und Enthalpie des Mülls

Hausmüll ist ein heterogenes Gemenge aus organischen und anorganischen Stoffen. Darin befinden sich die verschiedensten Stoffe des täglichen Bedarfs, wie Vegetabilien, Papier, Plastik und andere Stoffe. Die Zusammensetzung ist regionalen sowie jahreszeitlichen Schwankungen unterworfen. Betrachtet man z.B. Gehalte von Schwermetallen, so sind Unterschiede von Zehnerpotenzen zwischen den Analyseergebnissen keine Seltenheit. Bild 3.2 zeigt die durchschnittliche Zusammensetzung von Hausabfällen.

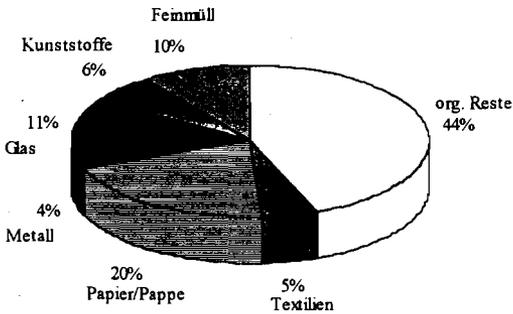
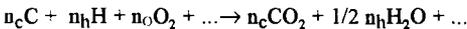


Bild 3.2: Hauptkomponenten von Haushaltsabfällen in der BRD [3] (Werte sind bezogen auf den Trockenzustand)

Für die vergleichende Analyse der verschiedenen Verfahren ist es notwendig, von derselben Müllzusammensetzung auszugehen. In diesem Sinne wurde vom Landesumweltamt (LUA) von Nordrhein-Westfalen in Essen ein Standardmüll definiert, dessen Zusammensetzung in Tabelle 3.2.1 angegeben ist. Fehlende Daten wurden aus den vorliegenden Hausmülluntersuchungen sowie aus der Fachliteratur ermittelt.

Für die Berechnung der Müllenthalpie gilt folgende Stoff- und Energiebilanz:



$$(\text{Enthalpie des Mülls}) = \sum (\text{Enthalpie der Oxide}) - H_u$$

Tabelle 3.2.1: Zusammensetzung des Standardmülls nach Landesumweltamt NRW

(LUA) Unterer Heizwert: $H_u = 10 \text{ MJ/kg}$

Metall-Anteile der Asche sind nicht als Brennstoffe zu betrachten.

Müllkomponenten	Masse-%
C	27,16
H	3,45
O	18,39
N	0,3
S	0,2
Cl	0,5
Feuchte (H_2O)	25
Asche	25
Summe	100
Aschekomponenten	kg/1000 kg Müll
SiO_2	110
Al_2O_3	34
CaO	31
Fe	30
Na_2O	15,205
Fe_2O_3	15
MgO	4,5
Al	4
K_2O	3
Zn	1,5
Pb	1,0
Cu	0,5
Cr	0,2
Ni	0,075
Cd	0,01
Hg	0,005
As	0,005

Mit bekannten Werten von H_u und Σ (Enthalpie der Oxide) wird die Müllenthalpie berechnet und so der Eingang in die Methodik der thermodynamischen Berechnungen geschaffen [4].

Die Enthalpie des in Tabelle 3.2.1 spezifizierten Mülls ergibt sich mit *equiTherm* bei Einsatz des Heizwertes in bezug auf die Trockensubstanz und Wasser als Additiv zu -9.290 MJ/kg, wobei Metalle als inerte Komponenten zu betrachten sind, da ihre Oxidation bereits im Heizwert H_u enthalten sind.

Die oben kurz geschilderte Energiebilanz kann auch zur Bestimmung eines "rechnerischen Heizwertes" herangezogen werden. Hierzu setzt man Müll und Sauerstoff als Eintragsstoffe und berechnet (mit *equiTherm*) die bei 25 °C und 1 bar gebildeten Produkte. Die Energiebilanz gemäß der Reaktion bei 25 °C liefert den Näherungswert für den Heizwert. Dabei ist die Enthalpie von Sauerstoff konventionsgemäß null.

In manchen technischen Büchern und Abhandlungen werden verschiedene Rechenmuster (Faustformeln) zur Abschätzung des Heizwertes von Brennstoffen angegeben. Nach Boie [5] gilt

$$H_u[\text{MJ/kg}] \approx 34,8 C + 93,9 H + 10,5 S + 6,3 N - 10,8 O - 2,5 W$$

worin die chemischen Symbole die Massenanteile der Elemente und des Wassers (W) repräsentieren. Hierbei ist zu berücksichtigen, daß diese Formel für die Heizwertbestimmung von festen Brennstoffen wie z.B. für Kohlen entwickelt worden ist. Für die Heizwertbestimmung bei dem sehr inhomogenen Brennstoff Müll ist diese Gleichung nur bedingt anwendbar.

Bei Heizwertberechnungen für feste Brennstoffe mit empirischen Formeln wird die Elementaranalyse der Brennstoffe zugrunde gelegt. Es wird hierbei nicht berücksichtigt, in welchen Verbindungsformen und Strukturen die Elemente vorliegen. So wird z.B. nicht unterschieden, ob C als fester Kohlenstoff oder in Form von organischen Verbindungen vorliegt. Deshalb können solche Rechnungen in manchen Fällen zu unzutreffenden Energiebilanzen führen.

Der Enthalpiebeitrag der Oxidation der im Müll enthaltenen Metalle Cu, Fe und Pb ist in dem angegebenen Heizwert erfaßt, so daß die in Tabelle 3.2.1 angegebenen Metallgehalte die ursprünglich im Müll vorliegenden Verhältnisse (vor der Verbrennung im Kalorimeter) repräsentieren. Hierauf ist bei den Berechnungen zu achten.

3.3 Berechnungsmodelle für verschiedene Prozeßstufen

Wie in den Abschnitten 3.1 und 3.2 erläutert, müssen bei Berechnungen zur Simulation technischer Prozesse die Besonderheiten der technischen Anlage durch geeignete Modellierung der stofflichen Systeme einschließlich der Einschränkung der Reaktionen zur Geltung gebracht werden.

3.3.1 Pyrolyse

Die Pyrolyseprozesse bei Schwel-Brenn-Verfahren und Noell-Konversionsverfahren finden bei 450 und 550 °C statt. Aufgrund dieser relativ tiefen Temperaturen laufen die chemischen Reaktionen langsam ab und erreichen meist nicht den Gleichgewichtszustand. Zur thermodynamischen Berechnung der Umsetzungen bei den hier interessierenden Pyrolyseprozessen werden die Umsatzgrade für bestimmte Stoffe oder Stoffkomponenten unter Berücksichtigung der von Anlagenbauern angegebenen Daten vorgegeben. Dabei werden folgende Aspekte berücksichtigt:

- Der Umsatzgrad des Wassers wird eingeschränkt, da keine ausreichende Verweilzeit des Wasserdampfes im System gegeben ist. Die Verdampfung des Wassers eilt vor, der Wasserdampf nimmt nicht vollständig an den Reaktionen teil.
- Die thermodynamisch möglichen Oxidationen von Al und Fe, die Reduktion von Fe_2O_3 usw. finden bei dem Pyrolyseprozeß aus kinetischen Gründen kaum statt.
- Der Umsatzgrad von Natriumoxid wird eingeschränkt, weil diese Verbindung einen Teil der Glas- und Steinfraction repräsentiert. Der Aktivitätskoeffizient von Alkalixiden wird aufgrund der Wechselwirkung mit anderen Oxiden (SiO_2) herabgesetzt.
- Die Reaktion von CaO mit SO_2 wird eingeschränkt, da ein Teil des CaO in der Glas- und Steinfraction gebunden ist. Im Falle der Rostfeuerung wird der Umsatz von CaO ebenfalls eingeschränkt, da hier die Umsetzung von SO_2 zu SO_3 und somit die CaSO_4 -Bildung kinetisch gehemmt ist.
- Die Fugazitätskoeffizienten von einigen Kohlenwasserstoffen und Kohlenoxiden werden zum Zwecke der Anpassung der Rechenwerte an die Betriebsdaten verändert.

Einfluß der Pyrolysetemperatur

Bei der Steigerung der Pyrolysetemperatur von 450 °C auf 700 °C ergeben sich nach den gesondert durchgeführten Rechnungen folgende Änderungen:

- die Anteile von H₂ und CO im Pyrolysegas nehmen zu, während der Anteil von CH₄ abnimmt
- der Heizwert des wasserfreien Pyrolysegases nimmt bei höheren Temperaturen aufgrund der Spaltung von Kohlenwasserstoffverbindungen ab
- die Umsetzung (Oxidation) des festen Kohlenstoffes nimmt mit steigender Temperatur zu
- Die Enthalpie des Pyrolysegases nimmt mit der steigenden Pyrolysetemperatur zu. Damit verbunden wird die Prozeßenthalpie mit steigender Pyrolysetemperatur größer; d.h. der Energiebedarf der Pyrolyse nimmt mit steigender Pyrolysetemperatur zu.

3.3.2 Rostfeuerung

Bei der Rostfeuerung werden Müll mit Staubzusätzen, Brüden und Luft als Eintragsstoffe und Rauchgas, Rostasche und Flugstaub einschließlich kondensierter Dämpfe aus dem Abgas als Produkte betrachtet. Die FDBR-Angaben über die Menge und Zusammensetzung der zusätzlichen Einträge werden bei den Berechnungen berücksichtigt. Für den Hochtemperaturbereich der Rostfeuerung wird Gleichgewichtseinstellung vorausgesetzt. Die Reaktionen von Metallen CaO und Alkalioxiden werden unter Berücksichtigung von FDBR-Daten eingeschränkt.

3.3.3 Hochtemperaturverbrennung beim Schwel-Brenn-Verfahren

Für die Simulation der Hochtemperaturteile des Schwel-Brenn-Verfahrens wird davon ausgegangen, daß das thermodynamische Gleichgewicht erreicht wird. Einziger Anpassungsparameter bei der Simulation bildet der Aktivitätskoeffizient von Natriumoxid. Der Aktivitätskoeffizient von Natriumoxid (in der Schmelzphase) wird kleiner eingesetzt, da Na₂O nicht als freies Oxid vorliegt, sondern in starker Wechselwirkung mit SiO₂ steht.

3.3.4 Schmelz- und Vergasungsprozesse bei Thermostelect

In den oberen Zonen des Schachtofens ($T < 1500\text{ °C}$) werden die Umsetzungen von Metallen und von festem Kohlenstoff eingeschränkt. In dem Schmelzkonditionierungsreaktor im unteren Teil sowie in der Gaskonditionierungszone im oberen Teil des Schachtofens wird die Einstellung des thermodynamischen Gleichgewichts angenommen.

Abkühlung des Synthesegases bei Thermostelect

Aufgrund der relativ kurzen Verweilzeit bei der "schockartigen" Abkühlung des Syntheserohgases wurde angenommen, daß zwischen den Gaskomponenten keine chemischen Reaktionen stattfinden. Aus diesem Grund wurden die Umsatzgrade von CO , CO_2 und H_2 zu Null gesetzt. Die Bildung von Kohlenstoff aufgrund des CO -Zerfalls oder die Reaktionen von CO mit H_2O unter Bildung von H_2 und CO_2 (Wassergasreaktion) wurden also nicht zugelassen.

3.3.5 Noell-Konversionsverfahren

Bei der Vortrocknung des Mülls wird die Feuchtigkeit von 25 auf 10 Masse % reduziert, wobei keine chemischen Umwandlungen stattfinden sollen. Zur Vereinfachung der Rechnung wurde angenommen, daß der Wasserdampf den Trockner mit einer Temperatur von 100 °C und Müll mit 70 °C verlassen. Die Enthalpiezunahme des Mülls (mit 10 % H_2O) von 846 kg bei der Aufheizung von 25 auf 70 °C wurde zu 0,781 GJ abgeschätzt.

Die Zusammensetzung des Pyrolysegases wurde unter Berücksichtigung der Firmenangaben berechnet, die allerdings für die Müllzusammensetzung in Tabelle 3.2.1 eine Abschätzung auf der Grundlage von Erfahrungen mit ähnlichen Einsatzmaterialien darstellt.

Bei der Behandlung des Pyrolysegases für den Einsatz in den Druckvergaser ist lediglich eine Abkühlung auf 30 °C berücksichtigt worden, wobei keine Reaktion bis auf die Kondensation von Wasser zugelassen wurde.

Für den Vergasungsprozeß wurde Gleichgewichtseinstellung vorausgesetzt. Es wurde angenommen, daß sich die Zusammensetzung des Synthesegases in der Quenche und in den nachfolgenden Abkühlungsstufen praktisch nicht ändert. Für alle Gaskomponenten wurde der Umsatzgrad auf 0,1 % eingeschränkt. Es ist jedoch nicht auszuschließen, daß dabei Kohlenstoffausscheidung durch CO-Zerfall - wenn auch in geringem Umfang - stattfinden kann. Es wurde angenommen, daß einige Gaskomponenten wie Alkaliverbindungen und Schwermetalle bei der Quenche im Wasserbad verbleiben. Die Bilanzierung der Prozeßschritte bei der Synthesegasreinigung (Entschwefelung usw.) und Verbrennung erfolgte nach den von Noell vorlegten Daten. Die Luftmenge für die Verbrennung des Synthesegases im Gasmotor wurde so bestimmt, daß der O_2 -Gehalt im Verbrennungsabgas 9 Vol. % O_2 im H_2O -freien Gas (Trockenzustand) beträgt.

Bei der Festlegung der Energieströme und Energienutzung in den einzelnen Prozeßstufen wurden die Daten, so weit sie von Noell angegeben wurden, berücksichtigt. In einigen Fällen wurden solche Daten in Anlehnung an andere Erfahrungen eingesetzt.

3.4 Thermodynamische Kriterien der Verfahren

Die thermischen Prozessschritte bei den hier erörterten Verfahren unterscheiden sich im wesentlichen durch die Temperaturen und Sauerstoffpartialdrücke, die in den für die jeweilige Stoffumwandlung eingesetzten Reaktoren herrschen. Deshalb können die beiden thermodynamischen Parameter, T und p_{O_2} zur Charakterisierung der Verfahren an Hand von thermodynamischen Gleichgewichtsbetrachtungen herangezogen werden. Dementsprechend wurden Gleichgewichtsberechnungen zur Diskussion der möglichen Umsetzungen der in Tabelle 3.2.1 angegebenen Müllzusammensetzung durchgeführt. Die Ergebnisse der Gleichgewichtsrechnungen sind in den Bildern 3.4.1 bis 3.4.5 dargestellt.

Bild 3.4.1, 3.4.2 und 3.4.3 zeigen die Partialdrücke einiger Gaskomponenten in Abhängigkeit von der reziproken Temperatur bei O_2 -Partialdrücken von 0,08 und 10^{-10} bar im Rauchgas. In diesen Darstellungen steigt die Temperatur von rechts nach links. Bild 3.4.1 zeigt die Abhängigkeiten für den Fall, daß als Reaktionsprodukt wie bei der Müllverbrennung eine feste Asche entsteht. Im Fall von Bild 3.4.2 und 3.4.3 entsteht als Produkt eine geschmolzene Schlacke.

Aus diesen Darstellungen ist abzulesen, daß im ganzen Temperaturbereich die Gehalte von HCl und Hg auf gleichem Niveau bleiben, während der NO-Gehalt mit der Temperatur ansteigt. Im Falle des SO_2 -Partialdrucks in Bild 3.4.1 wurde eine teilweise Schwefeleinbindung als Sulfat ($CaSO_4$) in der Asche angenommen. In der silikatischen Schlacke bei hoher Temperatur und $p_{O_2} = 0,05$ bar (Bild 3.4.2) wird der Schwefel praktisch nicht gebunden und muß im Abgasreinigungssystem abgeschieden werden. Bei hohem Sauerstoffpotential liegt das Blei vorwiegend als PbO vor. Mit steigender Temperatur und nicht hinreichend hohem O_2 -Partialdruck dissoziiert PbO zu Pb und O_2 und es dominiert der Pb-Dampf. Auch im Falle von Zink ergibt sich aufgrund der thermischen Dissoziation von ZnO eine Erhöhung des Zn-Partialdruckes bei Steigerung der Verbrennungstemperatur bei gegebenem O_2 -Gehalt in der Gasphase (Bild 3.4.2).

Bei den Zahlenangaben in Bild 3.4.2 und 3.4.3 ist zu berücksichtigen, daß die Schlacke als eine ideale Mischung betrachtet worden ist. Die Schlacke ist eine Oxidschmelze mit hohem SiO_2 -Gehalt, in der die Aktivitätskoeffizienten von PbO und ZnO kleiner als 1 und somit die Partialdrücke von Pb, PbO und Zn niedriger als über der idealen Mischung sind.

Die Müllverbrennung durch Rostfeuerung wird durch die Daten im linken Teil von Bild 3.4.1 repräsentiert. Der rechte Teil entspricht den Verhältnissen der Wirbelschichtfeuerung. Die Verbrennungsprozesse unter Bildung einer flüssigen Schlacke bei hohen O_2 -Gehalten im Rauchgas werden durch Bild 3.4.2 repräsentiert. Wie dort dargestellt, steigt der NO-Gehalt bei 1600 °C über 3000 ppm. Die mittlere Temperaturlage entspricht der Hochtemperaturstufe (Schmelzofen) bei dem Schwel-Brenn-Verfahren von Siemens-KWU.

Bild 3.4.3 repräsentiert die Verhältnisse bei Vergasungsprozessen unter Bildung einer flüssigen Schlacke. Die Angaben bei 1600 °C werden im Reduktionsschmelzofen der Thermoselect-Anlage realisiert. Bei der Vergasung in Hochtemperaturreaktoren herrschen die Bedingungen bei 1400 °C. Dies repräsentiert auch die Verhältnisse im Vergaser beim Noell-Konversionsverfahren. Der Einfluß der Steigerung des Gesamtdrucks auf 25 bar auf die Zusammensetzung des Produktgases ist gering.

Die Darstellungen in Bild 3.4.4 und 3.4.5 zeigen die Abhängigkeit der Schadgasgehalte vom O_2 -Gehalt im Rauchgas. Das rechte Ende in Bild 3.4.4 repräsentiert die Verhältnisse im Hochtemperaturteil (Schmelzofen) des Schwel-Brenn-Verfahrens, in dem die Pyrolyseprodukte verbrannt werden.

Die Verbrennung mit Luft bei hohen Temperaturen führt zwangsläufig zur Erhöhung der Fracht von flüchtigen Komponenten jeder Art, da große Abgasströme die Verflüchtigungsprozesse aufgrund der Mitführungseffekte verstärken. Aus den Bildern 3.4.4 und 3.4.5 ist ersichtlich, daß bei $p_{O_2} > 10^{-7}$ bar das Produktgas hohe Konzentration von NO und SO_2 aufweist. Bei Vergasungsprozessen bei $p_{O_2} = 10^{-10}$ bar sind die Partialdrücke von H_2S , COS, Pb und Zn relativ hoch. Das Produktgas besteht im wesentlichen aus CO und H_2 und muß in der Art und Weise gereinigt werden, wie sie im Falle von Synthesegasen (bei Thermoselect und Noell-Konversion) praktiziert werden.

Wie aus dem Vergleich von Bild 3.4.4 und 3.4.5 hervorgeht, liegen die Partialdrücke der Schadgase bei 1600 °C im Vergleich zu 1400 °C aufgrund der verstärkten Dissoziation und Verdampfung von Stoffen bei hohen Temperaturen um 1 bis 2 Zehnerpotenzen höher. Das linke Ende von Bild 3.4-

0.5 entspricht den Bedingungen im Schmelzteil von Thermoselect. Unter solchen Bedingungen liegen Eisen und Kupfer metallisch vor und die Gasphase enthält dampfförmige Spezies von Schwermetallen, Alkalien und Halogenen, die im weiteren Prozeßverlauf abgeschieden werden müssen. Beim Noell-Konversionsverfahren liegt der O_2 -Partialdruck im Vergaser sehr nahe an der Koexistenzgrenze von $Fe(liq)/FeO(liq)$. Je nach Prozeßschwankung kann die Schmelze auch eine Metallphase enthalten. Dem entgegen wirkt die weitgehende Trennung von Metallen aus dem Feststoffprodukt der Pyrolyse.

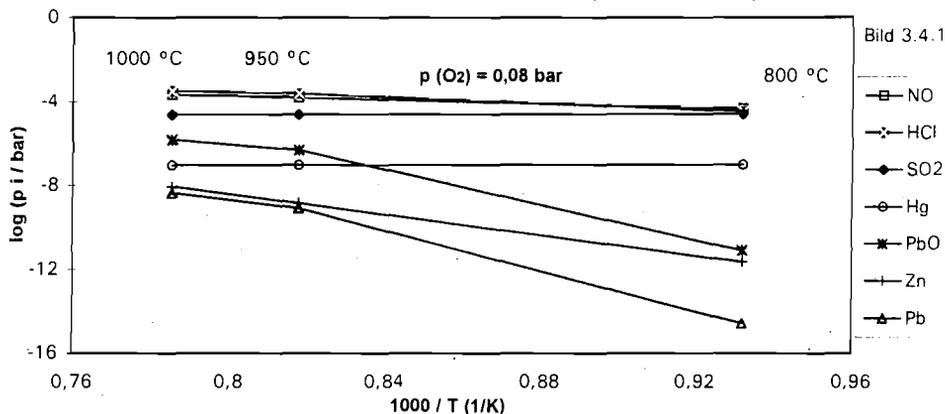


Bild 3.4.1: Partialdrücke der Schadgase in Abhängigkeit von der Temperatur bei 8 Vol.% Sauerstoff im Produktgas unter Bildung fester Asche

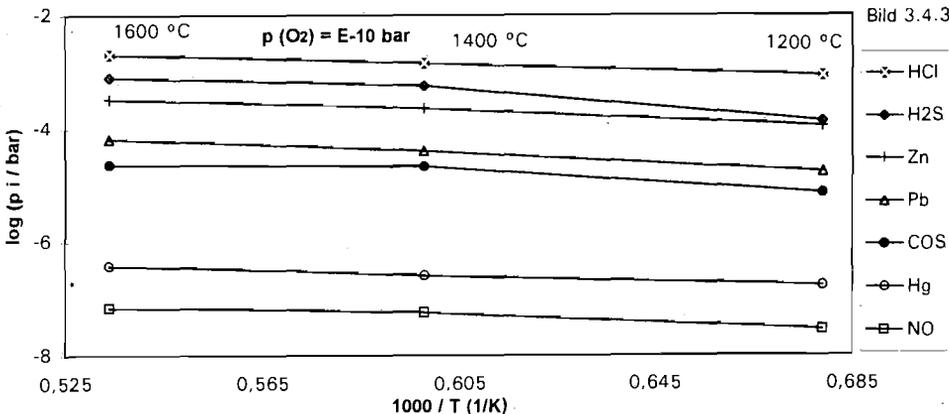
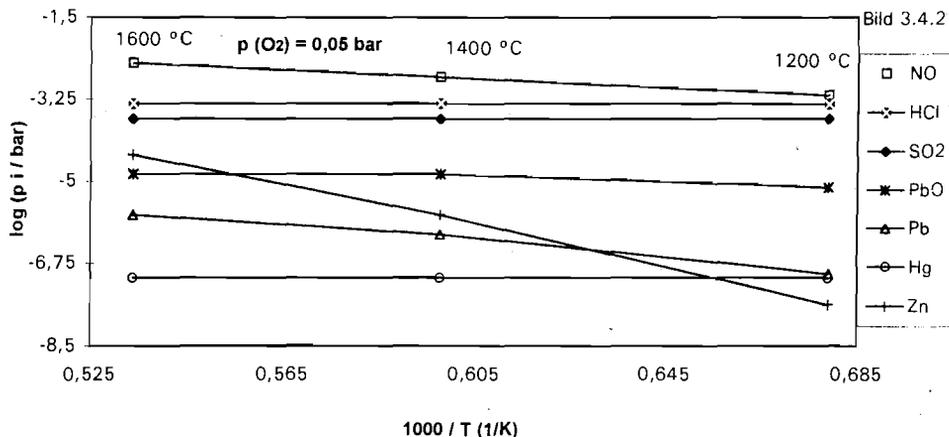


Bild 3.4.2 und 3.4.3: Partialdrücke der Schadgase in Abhängigkeit von der Temperatur bei verschiedenen Sauerstoffgehalten unter Bildung flüssiger Schlacke

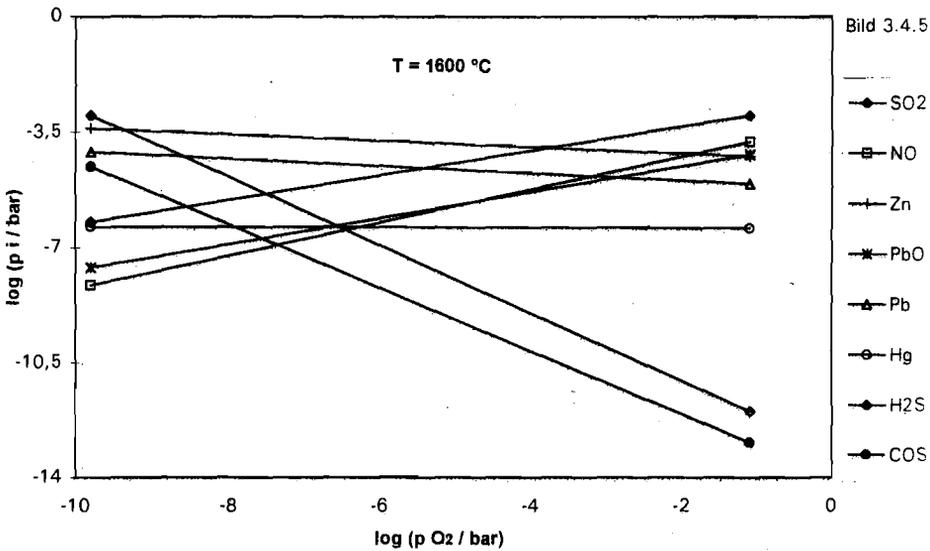
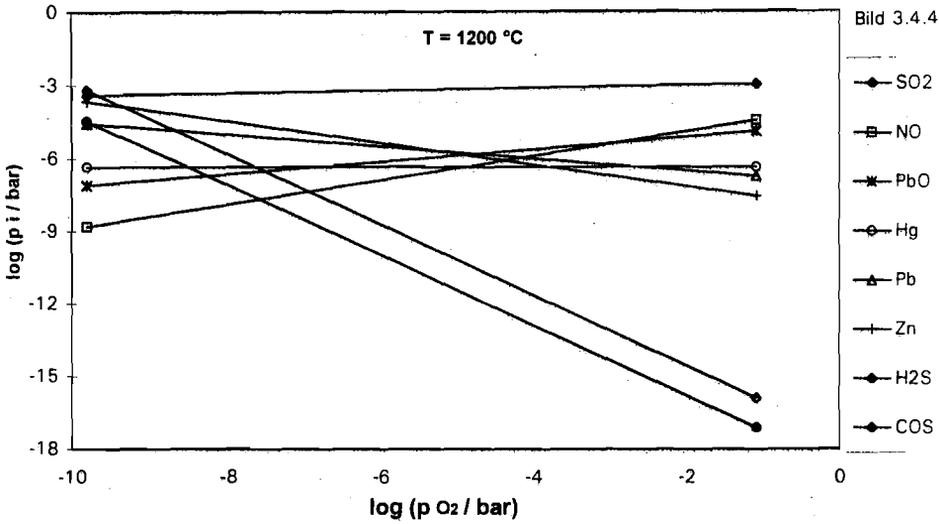


Bild 3.4.4 und 3.4.5 : Abhängigkeit der Partialdrücke von Schadgasen von Sauerstoffpartialdrücken bei $1200\text{ }^{\circ}\text{C}$ und $1600\text{ }^{\circ}\text{C}$ unter Bildung flüssiger Schlacke

4. Thermodynamische Prozeßberechnungen Stoff-, Energie- und Entropiebilanzen

4.1 Rostfeuerung

Die Prozeßdaten der repräsentativen Rostfeuerungsanlage wurden vom FDBR (Fachverband Dampfkessel-, Behälter- und Rohrleitungsbau e.V., Essen) über die Firma Steinmüller, Gummersbach, vorgelegt. Darin sind das Grundfließbild (Bild 4.1), die Stoffmengen- und Energiebilanz der Gesamtanlage sowie aller relevanten Hauptkomponenten mit hinreichenden Detailangaben enthalten. Dabei wurden alle Spezifikationen von zwei Anlagentypen erfaßt:

- Anlagentyp A 2 mit einer Einschmelzeinrichtung zur Verglasung der Rostasche und anderer Feststoffprodukte mit fossilen Energieträgern (Erdgas)
- Anlagentyp A 3 ohne Einschmelzeinrichtung

Ausgangsbasis der Rechnungen bilden die Angaben des FDBR über die Stoff- und Energieströme in den zusammengefaßten Prozeßstufen der technischen Anlage.

Die vom FDBR angegebene Bilanzgrenze für den Hochtemperaturteil der Anlage schließt die Feuerung und den Kessel ein. Die Eintragsstoffe sind Müll, Verbrennungsluft, Staub (Rückführung aus der Adsorption), Brüden vom Entschlacker und Wasser aus dem Dampfkreislauf.

Die Produkte sind Abgas und Flugstaub bei 200 °C, Rostasche bei 400 °C sowie Hochdruckdampf zur Stomerzeugung. Die aus dem Rost bei 400 °C austretende Asche wird im Wasserbad (Entschlacker) gekühlt. Der dabei gebildete Wasserdampf (Brüden) wird der Feuerung zugeführt.

Der fehlende Energiebeitrag der im Feuerraum nicht verbrannten Müllkomponenten wird in der Bilanz vom FDBR als ein nach außen fließender, nicht genutzter Energiestrom betrachtet. Mit Bezug auf die unverbrannten Komponenten in Rostasche und Flugstaub werden 0,0776 und 0,0118 GJ, insgesamt 0,0894 GJ, als Wärmeverluste zur Geltung gebracht. Diese Vorgehensweise ist bei der hier durchgeführten Rechnung nicht

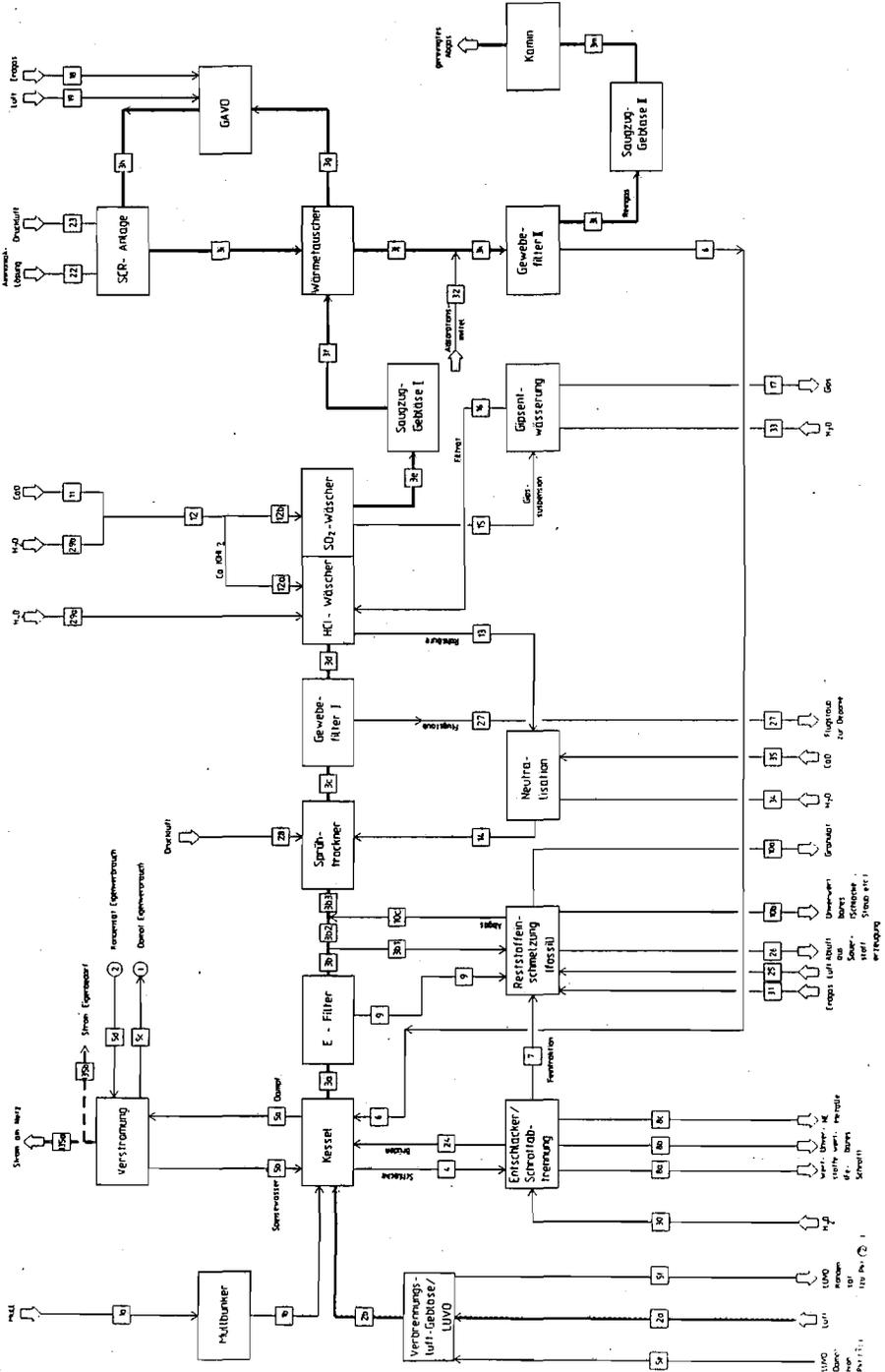


Bild 4.1 Tiefbild Restfening incl. Reststoffschmelzung

notwendig. Die berechneten Enthalpien von Rostasche und Flugstaub schließen die Beiträge der darin enthaltenen Kohlenstoffmengen ein.

Nach FDBR betragen die Wärmeverluste durch Strahlung usw. insgesamt 0,188 GJ bezogen auf den Durchsatz von 1000 kg Müll/h. Der Differenzbetrag $0,188 - 0,0894 = 0,099$ GJ wird als Verlust durch Strahlung und Sonstiges deklariert. Bei der Rechnung wurden als Wärmeverluste durch Strahlung allein aus dem Rost-Kessel-System 0,072 GJ angesetzt. Es wurde angenommen, daß davon 0,0036 GJ im Rostbereich und 0,0684 GJ im Kessel wirksam sind.

Für die Rechnung wurden weiterhin folgende Voraussetzungen getroffen:

- Die Massenverteilung der Feststoffprodukte auf Rostasche und Flugstaub entspricht dem Verhältnis 93/7.
- Der im Abgasstrom mitgeführte Flugstaub hat die Temperatur der Gasphase und setzt sich aus den Aschekomponenten des Mülls zusammen.
- Der Umsatzgrad von Müll wurde entsprechend diesen Angaben vom FDBR festgelegt.
- Die im Feuerraum gebildeten Dampfspezies können bei der Abkühlung des Abgases im Kessel kondensieren.

Bei Einsatz der vom FDBR angegebenen Eintragsströme ergibt sich die maximale Prozeßtemperatur zu 1291,7 °C bei Nutzung der Wärme der Rostasche bei Abkühlung auf 400 °C (0,237 GJ) und bei Kompensation von Wärmeverlusten von 0,0036 GJ.

Die berechnete und vom FDBR angegebene Stoff- und Enthalpiebilanz des Rost-Kessel-Systems der Rostfeuerungsanlage ist in Tabelle 4.1.1 zusammengestellt. Die FDBR-Angabe für ΔH von Abgas enthält den Enthalpiezuwachs von Wasserdampf in bezug auf 0 °C. Die Rechenergebnisse wurden entsprechend dem Prozeßverlauf in zwei Blöcken aufgeführt und am Ende zusammengefaßt. Die erste Stufe repräsentiert die Verbrennung. Die zweite Stufe faßt die Nutzung der Wärme aller Verbrennungsprodukte im Bilanzbezirk zusammen. Im Kessel erfolgt die Nutzung der Wärme aus der Abkühlung von Rauchgas und Staub von 1291,7 auf 200 °C. Der Bilanzbezirk schließt auch die Nutzung der Wärme aus der Kühlung der Rostasche von 1291,7 auf 400 °C ein.

Das im Feuerraum produzierte Abgas (1) enthält Komponenten wie NaCl, PbO, Pb usw., die bei der Abkühlung auf 200 °C kondensieren. Im Austrag (2) sind Produkte solcher Kondensationsvorgänge enthalten. Damit wird auch der Beitrag der Kondensation bei der Energiezufuhr zum Dampf berücksichtigt.

Die Zusammensetzungen der Verbrennungsprodukte sowie des Kondensats sind in Tabelle 4.1.2 angegeben.

Tabelle 4.1.1: Stoff- und Energiebilanz des Rost-Kessel-Systems bei der Rostfeuerung
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

	Menge	Rechnung Temp. °C	H GJ	Menge	FDBR Temp. °C	ΔH GJ
Rost						
Eintrag 1						
Müll	1000,0 kg	25,0	-9,290	1000,0 kg	10,0	10,005
Verbrennungsluft	4359,7 m ³	79,0	-0,149	4360,0 m ³	79,0	0,454
Rückführstaub **	2,2 kg	25,0	-0,026	2,2 kg	10,0	0,007
Brüden (Dampf)	39,1 kg	100,0	-0,519	39,1 kg	100,0	0,007
Austrag 1						
Abgas	5045,3 m ³	1291,7	-7,185			
Asche	250,0 kg	1291,7	-2,565			
ΔH_1			0,233			-10,473
Wärmeverlust 1			0,004			
Wärmenutzung						
Eintrag 2						
Abgas	5045,3 m ³	1291,7	-7,185			
Staub	17,7 kg	1291,7	-0,179			
Asche	232,3 kg	1291,7	-2,386			
Austrag 2						
Abgas	5041,5 m ³	200,0	-16,060	5068,4 m ³	200,0	1,413
Staub	17,7 kg	200,0	-0,201			
Kondensat	10,4 kg	200,0	-0,063			
Asche	232,3 kg	400,0	-2,623	232,5 kg	400,0	0,088
ΔH_2			-9,196			1,501
Wärmeverlust 2			0,068			0,072
$\Sigma \Delta H$			-8,963			-8,972
Verluste						
Wärmeverluste 1			0,004			0,072
Wärmeverluste 2			0,068			
Unverbranntes***			0,089			0,089
Unbenannt			0,005			0,005
Σ Verluste			0,077			0,167
$\Sigma \Delta H_{\text{netto}}$			-8,889			-8,805

*) Enthalpiedifferenz (Enthalpieinkrement) in bezug auf 0°C im gleichen Aggregatzustand

**) Aus der Adsorption (Gasreinigung)

***) Unverbranntes wird in der "Rechnung" durch die angegebenen Enthalpiewerte erfaßt

Tabelle 4.1.2: Zusammensetzung der Verbrennungsprodukte nach Kessel bei der Rostfeuerung

Abgas	Vol.-% 200°C		Kondensat	
	Rechnung	FDBR	Masse-% 200°C Rechnung	
CO	0,0005		NaCl	72,76
CO ₂	9,95	10,00	Na ₂ O	9,07
HCl	0,00	0,10	PbO	10,20
H ₂ O	15,57	15,50	ZnO	7,97
N ₂	67,70	67,70		
NO	0,09		Summe	100,00
NaCl				
O ₂	6,65	6,70		
Pb				
PbO				
SO ₂	0,03	0,00		
Rest	0,00			
Σ	100,00	100,00		
Staub tr. [mg/m ³]	4150	4079		
Kondensat tr. [mg/m ³]	2433			

Feststoff

	Masse-%			
	Rechnung		FDBR	
	Asche	Flugasche	Asche	Flugasche
Al	1,39	1,38		
Al ₂ O ₃	14,15	14,01		
C	1,02	2,02	1,00	2,00
CaO	15,08	14,93		
Cr ₂ O ₃	0,12	0,12		
Cu	0,20	0,20		
Fe	12,12	12,00	18,00	
Fe ₂ O ₃	6,06	6,00		
Na ₂ SiO ₃	9,71	9,61		
SiO ₂	39,66	39,26		
ZnO	0,49	0,48		
Rest	0,00	0,00	81,00	98,00
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00

Einschmelzen der Feststoffprodukte

Die Rostasche wird durch Aufbereitung in eine „Wertstoff-Fraktion“ und in eine „Feinfraktion“ aufgeteilt. Die Werkstoffe sind Eisen, NE-Metalle und inerte Stoffe. Sie werden gesondert verwertet. Die Feinfraktion wird mit dem im Elektrofilter abgeschiedenen Staub in einem Ofen unter Einsatz von Erdgas und Sauerstoff eingeschmolzen.

Die vom FDBR vorgelegte Stoff- und Energiebilanz für die Einschmelzung ist in Tabelle 4.1.3 a zusammengefaßt. Die Bilanzgrenzen schließen die Sauerstofferzeugung und Schlackengranulation ein. Bei Durchsatz von 1000 kg Müll/h wird dem System mit Erdgas und elektrischer Energie für die Luftzerlegung insgesamt ein Energiebetrag von 1,057 GJ (entsprechend 293,6 kWh) zugeführt. Danach ergibt sich der Energiebedarf für das Einschmelzen von 1000 kg Feststoff derselben Art zu 5,016 GJ (entsprechend 1394 kWh).

Die berechnete Stoff-, Energie- und Entropiebilanz zeigt Tabelle 4.1.3 b. Der Absolutwert der berechneten Prozeßenthalpie von 0,145 GJ ist um etwa 1 % kleiner als die vom FDBR angegebenen Wärmeverluste des Ofens durch Strahlung von 0,147 GJ. Entsprechend der praktischen Forderung für die Wärmeübertragung wurde die Rechnung für den Fall ausgeführt, daß die Temperatur der aus dem Ofen austretenden Gasphase um 100 °C höher als die Temperatur der Schmelze ist.

Die Zusammensetzungen der Schlacke und der Gasphase sind in Tabelle 4.1.3 c angegeben.

Tabelle 4.1.3a: Angaben des FDBR zur Stoff- und Energiebilanz der Einschmelzung von Feststoffprodukten aus der Rostfeuerung
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

FDBR	Menge	Temperatur °C	ΔH^* GJ
Eintrag			
Erdgas	25,5 m ³	10	0,9175
Sauerstoff technisch	56,6 m ³	0	0,0000
Luft	53,5 m ³	10	0,0007
Feinfraktion	193,3 kg	25	0,0043
Staub	17,4 kg	25	0,0004
Austrag			
Abgas	152,1 m ³	1509,0	0,4132
Granulat	191,0 kg	1409,0	0,3377
Granulat im Sumpf	2,0 kg	1409,0	0,0036
$\Delta H_{\text{aus}} - \Delta H_{\text{ein}}$			-0,1686
Wärmeverluste			
Strahlung			0,1468
Anteil Sonstige			0,0218

*) Enthalpiedifferenz (Enthalpieinkrement) in bezug auf 0°C im gleichen Aggregatzustand

Tabelle 4.1.3b: Die berechnete Stoff-, Energie- und Entropiebilanz der Einschmelzung von Feststoffprodukten aus der Rostfeuerung
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

Rechnung	Menge	Temperatur °C	H GJ	S MJ/K
Eintrag				
Erdgas	25,5 m ³	25	-0,0879	0,217
Sauerstoff technisch	56,1 m ³	25	0,0000	0,511
Luft	53,3 m ³	25	0,0000	0,463
Feinfraktion	193,6 kg	25	-2,6894	0,163
Staub + Kondensat	28,0 kg	25	-0,2676	0,023
Austrag				
Abgas	154,0 m ³	1500,0	-0,8485	1,846
Schlacke	190,5 kg	1400,0	-2,3413	0,502
$H_{\text{aus}} - H_{\text{ein}} \quad S_{\text{aus}} - S_{\text{ein}}$			-0,1450	0,971
Wärmeverlust Strahlung			0,1468	

**Tabelle 4.1.3.c: Zusammensetzung der Produkte der Einschmelzung (1400°C)
bei der Rostfeuerung**

Abgas	Rechnung Vol.-%	Schlacke	Rechnung Masse-%
CO	0,006	Al ₂ O ₃	21,21
CO ₂	20,416	CaO	19,06
HCl	0,001	Cr ₂ O ₃	0,15
H ₂ O	37,152	Cu ₂ O	0,02
N ₂	31,138	FeO	2,69
NO	0,068	Na ₂ O	0,22
Na	0,001	PbO	0,49
NaCl	1,922	SiO ₂	56,16
NaO	0,005	Σ	100,00
NaOH	5,786		
O ₂	3,126		
Pb	0,001		
PbO	0,009		
Zn	0,329		
Rest	0,041		
Σ	100,000		

Dampferzeugung und Verstromung

Die Energiebilanz der Dampf- und Stomerzeugung ist in Tabelle 4.1.4 zusammengestellt, wobei zwei verschiedene Verstromungswirkungsgrade (elektrische Energie in bezug auf Dampfenthalpie) von 30 % und 33,23 % betrachtet worden sind. Der Verstromungswirkungsgrad wird unter Berücksichtigung von Prozeßbedingungen und den herrschenden Umgebungstemperaturen (Klima) festgelegt. Alle Wirkungsgrade wurden für eine Anlage mit und ohne Reststoffeinschmelzung angegeben. Bei Einbeziehung der Einschmelzung in die Anlage wird der elektrische Netto-Wirkungsgrad absolut um etwa 3,5 % herabgesetzt.

Die für die Damperzeugung verfügbare Energie ergibt sich aus der Enthalpiebilanz der Eintrags- und Austragsströme (Tabelle 4.1.1). Bei der hier durchgeführten Rechnung wird diese Energie durch die Abkühlung des Abgases und des Flugstaubes von der Prozeßtemperatur auf 200 °C und der Rostasche von der Prozeßtemperatur auf 400 °C unter Berücksichtigung der Kondensation von Dämpfen und Wärmeverlusten ermittelt.

Die zur Dampferzeugung zur Verfügung stehende Energie ergibt sich nach der Rechnung

$$\Delta H (\text{Dampf}) = H_2 (\text{aus}) - H_1 (\text{ein}) = - 8,889 \text{ GJ.}$$

Der entsprechende Wert gemäß den Rechnungen des FDBR beträgt:

$$\Delta H (\text{Dampf}) = 10,733 - 1,928 = 8,805 \text{ GJ}$$

bezogen auf 3249 kg Dampf entsprechend dem Durchsatz von 1000 kg Müll. 10,733 GJ ist die Enthalpie des Dampfes bei 450 °C und 60 bar, 1,928 GJ ist die des Kondensates bei 140 °C und 68 bar.

Tabelle 4.1.4: Energiebilanz für die Stromerzeugung bei der Rostfeuerung

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll

	Rechnung Energie [GJ]				FDBR Energie [GJ]*			
	A		B		A		B	
Eintrag								
Müll	10,000		10,000		10,000		10,000	
Erdgas/Einschmelzen			0,914				0,918	
Erdgas/Gavo-SCR	0,284		0,287		0,285		0,287	
Σ Eintrag	10,284		11,201		10,285		11,205	
Δ H _{Dampf}	8,889		8,889		8,807		8,805	
Dampf-Eigenverbrauch	0,367		0,367		0,367		0,367	
Dampf zur Stromerzeugung	8,523		8,523		8,440		8,439	
Verstromungs- wirkungsgrad [%]	30,00	33,23	30,00	33,23	30,00	33,23	30,00	33,23
Elektrische Energie:								
gesamt	2,557	2,832	2,557	2,832	2,532	2,805	2,532	2,804
Eigenbedarf	0,522	0,522	0,712	0,712	0,522	0,522	0,712	0,712
Überschuß	2,035	2,311	1,845	2,121	2,011	2,283	1,820	2,093
Prozeß- wirkungsgrad [%]								
Brutto	24,86	27,54	22,83	25,28	24,62	27,27	22,59	25,03
Netto	19,79	22,47	16,47	18,93	19,55	22,20	16,24	18,68

*) Enthalpiedifferenz (Enthalpieinkrement) in bezug auf 0°C im gleichen Aggregatzustand

A) Ohne Reststoffeinschmelzung

B) Mit Reststoffeinschmelzung

Entropiebilanz der Rostfeuerung mit Einschmelzung

Tabelle 4.1.5 zeigt die Entropiebilanz des Rost-Kessel-Systems sowie die Zusammenfassung der Entropiebilanz der Einschmelzung aus Tabelle 4.1.3 b. Die Beiträge von anderen Prozessschritten zur Entropieproduktion wurden hier nicht erfasst. Der Bilanzbezirk schließt das Rost-Kesselsystem und den Schmelzofen ein.

Tabelle 4.1.5: Entropiebilanz von Anlagenteilen der Rostfeuerung

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

Rechnung	Menge	Temperatur °C	S MJ/K
Feuerung + Kessel			
Eintrag			
Müll	1000,0 kg	25,0	X
Luft	4359,7 m ³	25,0	37,830
Staub	2,2 kg	25,0	0,002
Brüden	39,1 kg	25,0	0,153
Σ S			37,985 +X
Austrag			
Rauchgas	5041,5 m ³	200,0	46,980
Kondensat	10,4 kg	200,0	0,015
Flugasche	17,7 kg	200,0	0,018
Rostasche	232,3 kg	50,0	0,166
Σ S			47,179
Δ S ₁			9,194 -X
Einschmelzen*			
Δ S ₂			0,971
Entropiebilanz			
Σ Δ S			10,165 -X

* siehe Tabelle 4.1.3b

4.2 Schwel-Brenn-Verfahren

Das Schema der Anlagenkonfiguration des Schwel-Brenn-Verfahrens ist in Bild 4.2 dargestellt. Die Buchstaben A, B, C ... kennzeichnen die Reaktoren und die Zahlen 1, 2, 3 ... die Stoffströme von Ein- und Austragsstoffen. Thermodynamische Berechnungen wurden für die Beschreibung der Umsetzungen in der Konversionstrommel (Pyrolyse) und in der Brennkammer (Schmelzofen) durchgeführt. Die bei den Rechnungen eingesetzten und ermittelten Daten sind in Tabellen zusammengefaßt, worin auch die Firmenangaben aufgeführt sind.

Die Firmenangaben über die Mengen und Zusammensetzungen der Stoff-Flüsse basieren auf Erfahrungen aus Versuchen mit Abfallstoffen, die mit den in Tabelle 3.2.1 spezifizierten Müll nicht identisch sind.

Konversionsprozeß

Die Mengen und Zusammensetzungen der Pyrolyseprodukte sind in Tabelle 4.2.1 und 4.2.2 zusammengefaßt. Die Mengenbilanz der Firmenangaben ist, wie aus Tabelle 4.2.1 hervorgeht, erfüllt. Allerdings treten Abweichungen bei der Mengenbilanz der Elemente auf.

Das von Siemens-KWU spezifizierte Konversionsgas enthält mehr N (Stickstoff) als die eingetragene Stickstoffmenge. Während die Kohlenstoffbilanz nahezu ausgeglichen ist, weist das von Siemens-KWU angegebene Pyrolysegas einen H (Wasserstoff)-Überschuß (in bezug auf die eingetragene H-Menge in 1000 kg Müll) von etwa 11 kg auf. Die Massenbilanzen für C, H und N in der Rechnung sind voraussetzungsgemäß erfüllt.

Die berechnete Menge und Zusammensetzung des Konversionsgases entsprechen nicht dem thermodynamischen Gleichgewichtszustand. Bei der Durchführung der Rechnung wurden für bestimmte Gaskomponenten Fugazitätskoeffizienten mit dem Ziel eingesetzt, die von Siemens-KWU angegebene Konversionsgaszusammensetzung annähernd einzustellen. Durch diese Maßnahme werden allerdings auch die Mengen und Zusammensetzungen der Feststoffprodukte und der Prozeß beeinflusst.

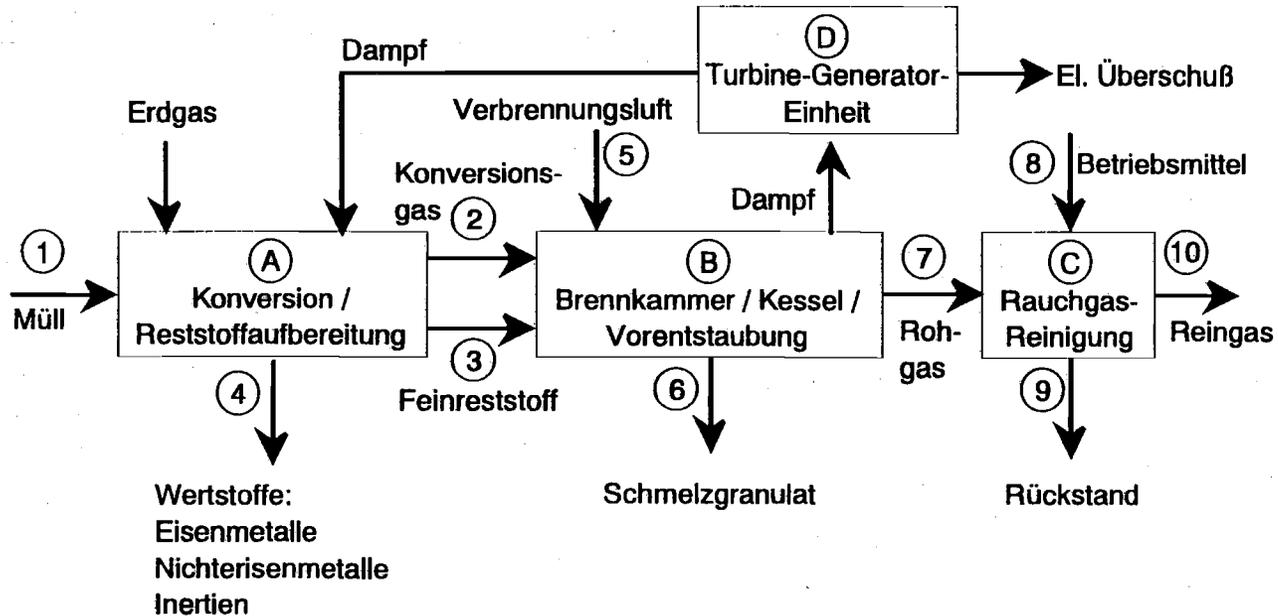


Bild 4.2: Fließbild des Schwel-Brenn-Verfahrens

Tabelle 4.2.1: Stoff- und Enthalpiebilanz der Müllkonversion bei dem Schwei-Brenn-Verfahren
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273.15 K und 1.013 bar

	Rechnung				Siemens			
	Menge kg	m ³	Temp. °C	H GJ	Menge kg	Temp. °C	ΔH GJ	Hu MJ/kg
Eintrag								
Müll	1.000,0		25	-9,290	1.000,0		10.000	10.000
Austrag								
Konversionsgas*	580,9	715,0	450	-5,323	564,5		6.400	10.159
Fühlbare Wärme**							1,062	
Feststoffe	419,0		450	-2,689				
Summe				-8,011				
Feststoffe								
Flugstaub	63,0		450	-0,051	65,5			
Feinreststoff	259,7		25	-1,892	270,0		3,600	13,333
Metalle	37,2		450	0,009	45,0			
Inertien	59,0		450	-0,754	55,0			
Reststoff							0,148	
Summe	419,0			-2,688			11,210	
Bilanz				1,279			1,210	

*) Zu "Siemens": ΔH und Heizwert für Pyrolysegas (564,5 kg) + Flugstaub (65,5 kg)

**) Zu "Siemens": $\Delta H = H_{450^\circ\text{C}} - H_{25^\circ\text{C}}$

**Tabelle 4.2.2: Zusammensetzung der Konversionsprodukte
des Schwel-Brenn-Verfahrens**

Konversionsgas

	Vol.-%	
	Rechnung	Siemens
CH ₄	3,14	3,14
C ₂ H ₄	1,91	1,53
C ₂ H ₆	1,28	0,39
C ₃ H ₆	0,00	0,97
C ₃ H ₈	1,39	0,08
C ₄ H ₈	0,00	0,52
C ₄ H ₁₀	0,00	0,00
CO	4,70	3,86
CO ₂	9,63	5,57
COS	0,00	0,00
H ₂	21,88	22,70
H ₂ O	55,53	54,95
H ₂ S	0,19	0,11
N ₂	0,33	6,17
Rest	0,00	0,00
Σ	100,00	100,00

Flugstaub

	Masse-%	
	Rechnung	Siemens
Kohlenstoff	90,00	90,00
Σ Asche	10,00	10,00
Al ₂ O ₃	1,56	
CaO	1,72	
Fe ₂ O ₃	0,69	
NaCl	0,38	
Na ₂ O	0,59	
SiO ₂	5,06	
Σ Asche	10,00	

Tabelle 4.2.2: Zusammensetzung der Konversionsprodukte (Fortsetzung)

Konversionskoks

	Masse-%	
	Rechnung	Siemens
Al	0,95	
Al ₂ O ₃	8,12	
C	39,21	
CaO	8,91	
Cr	0,05	
Cu	0,12	
Fe	7,16	
Fe ₂ O ₃	3,58	
NaCl	1,97	
Na ₂ O	3,05	
Pb	0,24	
SiO ₂	26,27	
Zn	0,36	
Σ	100,00	

Feinreststoff

	Masse-%	
	Rechnung	Siemens
Al ₂ O ₃	9,16	
C	41,41	30,00
CaO	10,06	
Fe ₂ O ₃	4,04	
NaCl	2,22	
Na ₂ O	3,45	
SiO ₂	29,65	
Asche		70,00
Σ	100,00	100,00

Metalle

	Masse-%	
	Rechnung	Siemens
Al	10,74	
Cr	0,54	
Cu	1,34	
Fe	80,61	
Pb	2,71	
Zn	4,06	
FE-Metalle		88,89
NE-Metalle		11,11
Σ	100,00	100,00

Inertien

	Masse-%	
	Rechnung	Siemens
Al ₂ O ₃	15,64	
CaO	17,18	
Fe ₂ O ₃	6,90	
NaCl	3,79	
Na ₂ O	5,88	
SiO ₂	50,61	
Σ	100,00	

Aufbereitung der festen Konversionsprodukte

Ein Merkmal des Schwel-Brenn-Verfahrens ist die Trennung von Metallen und Inertstoffen aus den festen Konversionsprodukten. Auf diese Weise soll eine Verwertung dieser Stoffe erreicht werden.

Die in der Rechnung eingesetzten Mengen von Metallen und Inertstoffen entsprechen den Angaben von Siemens-KWU. Zur Vereinfachung wurden in der Rechnung alle Metalle, die im Müll enthalten sind, vollständig aus dem festen Pyrolyseprodukt abgetrennt. Die Zusammensetzung der Inertstoffe wurde durch Bilanzrechnungen bestimmt, wobei nur die stabilen Oxide als Inertstoffe betrachtet worden sind.

Wärmebilanz der Konversionstrommel-Beheizung

Nach Angaben von Siemens-KWU wird bei Durchsatz von 1000 kg Müll/h der Konversionstrommel eine Wärmeenergie von 1,290 GJ/Mg Müll zugeführt. Davon werden 0,542 GJ durch Einsatz von Prozeßdampf und 0,748 GJ durch Verbrennung von Erdgas bereitgestellt. Die Wärmeverluste der Trommel sowie der Erdgasheizung durch Abstrahlung betragen jeweils 0,040 GJ/Mg Müll.

Nach der Rechnung ergibt sich die Prozeßenthalpie des endothermen Konversionsprozesses, wie aus Tabelle 4.2.1 hervorgeht, zu 1,278 GJ/Mg Müll.

Unter der Voraussetzung, daß die Aufteilung der Wärmeeinträge entsprechend dem Verhältnis 0,542/0,748 erfolgen, wurden 0,787 GJ vom Prozeßdampf entnommen und 0,571 GJ durch die Verbrennung von Erdgas (hier als CH_4 betrachtet) bereitgestellt. Das heiße Abgas der Methanverbrennung verläßt die Trommelbeheizung mit 220 °C.

Dieses Abgas wird nach Austritt aus der Konversionstrommel zur Vorwärmung der Verbrennungsluft von 25 °C auf 124,5 °C genutzt. Das mit der Vorwärmung der Verbrennungsluft abgekühlte Abgas wird dem gereinigten Rauchgas aus der Brennkammer zugeführt.

In Tabelle 4.2.3 ist die Stoff- und Energiebilanz der Beheizung der Konversionstrommel zusammengefaßt.

Das Abgas aus der Beheizung besteht aus CO_2 , H_2O und N_2 , entsprechend den eingesetzten Mengen von Methan und Luft.

Tabelle 4.2.3: Stoff- und Energiebilanz der Beheizung der Konversionstrommel des Schmel-Brenn-Verfahrens
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

	Menge m ³	Rechnung Temp. °C	H GJ	Menge m ³	Siemens Temp. °C	ΔH GJ
Apparate						
DaGaVo						
Eintrag						
Wälzgas	2.826,4	220,0	-8,660	2669,3	220,0	
Austrag						
Wälzgas	2.826,4	360,0	-8,089	2669,3	360,0	
Bilanz			0,571			0,542
Brenner						
Eintrag						
Methan	23,2	25,0	-0,077			
Luft	256,8	124,5	0,007	253,3	130,0	
Wälzgas	2.826,4	360,0	-8,088	2669,3	360,0	
Austrag						
Wälzgas+Rauchgas	3.106,4	516,7	-8,159	2944,3	520,0	
Bilanz			-0,000			
Trommelbeheizung						
Eintrag						
Wälzgas+Rauchgas	3.106,4	516,7	-8,158	2944,3	520,0	
Austrag						
Wälzgas+Rauchgas	3.106,4	220,0	-9,519	2944,3	220,0	
Bilanz			-1,360			1,290
Wärmeeintrag Methan						
Eintrag						
Methan	23,2	25,0	-0,077			
Luft	256,8	124,5	0,007	253,3	130,0	
Austrag						
Rauchgas	280,0	220,0	-0,858	275,0	220,0	
Bilanz			-0,787			0,748
Energie						
Eintrag						
Dampf (DaGaVo)			0,571			0,542
Methan (Brenner)			0,788			0,748
Σ			1,358			1,290
Austrag						
$\Delta H_{\text{Konversion}}$			1,279			1,210
Wärmeverluste			0,080			0,080
Σ			1,359			1,290
Bilanz			0,000			0,000

DaGaVo: Dampf-Gas-Vorwärmer

Brennkammer

Die Stoff- und Enthalpiebilanz der Verbrennung der Konversionsprodukte mit Luft unter Zusatz von gekühltem Rauchgas - nach Staubabscheidung - ist in Tabelle 4.2.4 zusammengefaßt. Darin wurden auch die Angaben von Siemens-KWU in bezug auf den Umsatz von 1000 kg Müll aufgeführt - soweit sie in der gewählten Systematik verfügbar waren.

Die berechneten Werte von Luft- und Rauchgasmenen sind größer als die von Siemens angegebenen Werte, die allerdings im konkreten Anwendungsfall von Siemens präzisiert werden. Bei der Rechnung wurde die in die Brennkammer eingeführte Rauchgasmenge (Rezirkulationsgas) so gewählt, daß die Wärmeabgabe aus der Brennkammer an die Umgebung (Strahlungsverluste) durch die Prozeßenthalpie kompensiert wird. Damit verbunden ist die weitgehende Überführung der eingetragenen Energie in das Rauchgas, das für die Dampferzeugung genutzt wird. Durch diese Maßnahme wird gleichzeitig die Temperaturerhöhung bei konstantem Wärmeverlust durch Kühlung und Abstrahlung eingeschränkt. In diesem Sinne soll durch den Einsatz von Rauchgas sowie durch die Anwendung einer gestuften Verbrennung die NO-Bildung begrenzt werden.

Die Zusammensetzungen der aus der Brennkammer austretenden Produkte, Rauchgas und Schlacke, sind in Tabelle 4.2.5 aufgeführt. Die Zusammensetzung des Produkt-rauchgases wird durch den Einsatz von gekühltem Rauchgas (Rezirkulationsgas) nur geringfügig verändert. Die Zusammensetzung des Rezirkulations-Rauchgases wurde durch Berechnung der Verbrennung bei alleinigem Einsatz von Luft bestimmt.

Bei Einbeziehung des der anhand der Massenbilanz errechneten H_2O -Gehaltes in die von Siemens angegebene Rauchgaszusammensetzung ergibt sich eine befriedigende Übereinstimmung mit den Rechenergebnissen. Auch die berechnete Schlackenzusammensetzung stimmt - mit Ausnahme des Alkalioxidgehaltes - mit den Firmenangaben gut überein. Die Firmenangaben für Alkaliegehalte in der Schlacke richten sich offensichtlich nach Erfahrungswerten aus der Verarbeitung von Müll- und Abfallstoffen, die mit dem in Tabelle 3.2.1 spezifizierten Müll nicht übereinstimmen.

Bei der Berechnung der Schlackenzusammensetzung wurde die Einbindung von Na_2O in der vorwiegend silikatischen Schlacke durch Herabsetzung der Na_2O -Aktivität berücksichtigt.

Hinsichtlich der Temperatur der Schlacke ist anzumerken, daß die hier betrachtete Schlackenzusammensetzung bei 1300 °C nur bei Vorliegen hoher Alkaliegehalte zu einer Schmelze mit hinreichend niedriger Viskosität (dünnflüssige Schmelzen) führen kann.

Hieraus ergibt sich die Forderung, daß die Aufbereitung der Feststoffprodukte der Konversion so durchgeführt werden muß, daß die in die Brennkammer eingeführten Stoffe bei der erstrebten Prozeßtemperatur von 1300 °C eine hinreichend dünnflüssige Schlacke ergeben. Andernfalls müssen im Ofen höhere Temperaturen eingestellt werden.

Tabelle 4.2.4: Stoff- und Enthalpiebilanz der Brennkammer beim Schmelz-Brenn-Verfahren
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1.013 bar

	Rechnung			Siemens		
	Menge	Temp. °C	H GJ	Menge	Temp. °C	\H GJ
Brennkammer						
Eintrag						
Konversionsgas	715,1 m ³	450	-5,284	724,8 m ³	450	
Flugstaub	63,0 kg	450	-0,051	65,5 kg	450	
Konversionsgas+Flugstaub aus Hu						6,401
fühlbare Wärme						1,062
Feinreststoff aus Hu	259,7 kg	25	-2,010	270,0 kg	450	3,600
Luft	3610,0 m ³	25	-0,378	3280,0 m ³	20	
Rezirkulationsgas	1056,9 m ³	200	-3,911			
Austrag						
Rezirkulationsgas+Rohgas*	5308,5 m ³	1.300	-10,078	3960,0 m ³		1,126
Staub im Rohgas				0,07 kg		0,040
Schlacke	146,4 kg	1.300	-1,729	150,0 kg	1300	0,234
Haus - H _{ein}			-0,173			-9,663
Kessel						
Eintrag						
Rezirkulationsgas+Rohgas	5308,5 m ³	1.300	-10,078		1300	
Austrag						
Rezirkulationsgas+Rohgas	5308,5 m ³	200	-19,643		200	
Bilanz Kessel			-9,565			
Energieabgabe			9,565			9,493
Bilanz						
Abstrahlung			-0,173			0,173

* Ausgewiesene Menge für "Rechnung": Rezirkulationsgas + Rohgas, für "Siemens": Rohgas

**Tabelle 4.2.5: Zusammensetzung der Produkte aus der Verbrennung (Brennkammer)
beim Schmel-Brenn-Verfahren**
Rechenbasis 1300°C

Rauchgas	Vol.-% trocken		Schlacke	Masse-%	
	Rechnung	Siemens		Rechnung	Siemens
H ₂ O _{te}	17,15				
Ar		1,00	Al ₂ O ₃	16,93	16,00
CO	0,00	0,00	CaO*	18,60	17,00
CO ₂	14,38	15,50	FeO	3,90	
H ₂	0,00		Fe ₂ O ₃		5,00
HCl		0,10	Fe ₃ O ₄	3,04	
HF		0,00	Na ₂ O**	2,75	4,50
N ₂	80,26	78,70	SiO ₂	54,79	55,00
NO	0,09		Sonstige		2,50
NO ₂		0,02	Σ	100,00	100,00
Na	0,10				
NaCl	0,07				
NaO	0,00				
O ₂	5,03	5,00			
OH	0,02				
SO ₂	0,04	0,04			
Rest	0,00				
Σ tr.	100,00	100,36			

* MgO als CaO erfaßt

** K₂O als Na₂O erfaßt

Tabelle 4.2.6: Energiebilanz der Stromerzeugung beim Schwel-Brenn-Verfahren
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll

	Rechnung Energie in GJ		Siemens Energie in GJ	
	A	B	A	B
Eintrag				
Müll	10,000		10,000	
Erdgas	0,831		0,748	
Σ Energie-Eintrag	10,831		10,748	
$\Delta H_{\text{Dampf}}^*$	9,565		9,493	
Dampfverbrauch				
Gasreinigung	0,209		0,209	
Konversion	0,571		0,542	
Dampf zur Stromerzeugung	8,785		8,742	
Verstromungswirkungsgrad [%]	30,00	33,23	30,00	33,23
Elektrische Energie				
gesamt	2,636	2,919	2,623	2,905
Eigenbedarf	0,774	0,774	0,774	0,774
Überschuß	1,862	2,145	1,849	2,131
Elektrischer Wirkungsgrad				
Brutto [%]	24,33	26,95	24,40	27,03
Netto [%]	17,19	19,81	17,20	19,83

*) Zu "Rechnung": $\Delta H_{\text{Dampf}} = H_{\text{Rohgas } 1300 \text{ C}} - H_{\text{Rohgas } 200 \text{ C}}$

A) Dampfparameter: 450°C, 40 bar

B) Dampfparameter: 450°C, 60 bar

Dampferstellung und Stromerzeugung

Die Energiebilanzierung für die Dampf- und Stromerzeugung ist in Tabelle 4.2.6 zusammengestellt. Die Energie des Dampfes zur Stromerzeugung wird durch die bei der Kühlung des Rauchgases aus der Brennkammer von 1300 auf 200 °C freigegebenen Wärme bestimmt:

Rauchgas: 5308,5 m³ (Norm),

H (1300°C) = - 10,078 GJ

H (200 °C) = - 19,643 GJ;

$\Delta H = 9,565$ GJ.

Nach der Mitteilung von Siemens beträgt die Dampfenthalpie zur Verstromung 9,493 GJ/Mg Müll. Die Rechnung liefert einen um 0,072 GJ höheren Wert für die Enthalpiedifferenz zur Verstromung.

Wie bei der Rostfeuerung wurde auch beim Schmel-Brenn-Verfahren die Stromerzeugung für die Verstromungswirkungsgrade von 30 und 33,23 % berechnet. Der Verstromungswirkungsgrad wird unter Berücksichtigung von Prozeßbedingungen und Umgebungstemperaturen (Klima) festgelegt.

Die Zahlenwerte für den Systemverbrauch an Dampf und elektrischem Strom werden den Angaben von Siemens-KWU entnommen.

Entropiebilanz des Schwel-Brenn-Verfahrens

In Tabelle 4.2.7 ist die Entropiebilanz des Schwel-Brenn-Verfahrens unter Einbeziehung der Trommelbeheizung mit Methan, des Konversionsprozesses sowie des Brennkammer-Kessel-Systems dargestellt. Deshalb wurde die Entropie des Rauchgases bei 200 °C in die Bilanz einbezogen.

**Tabelle 4.2.7: Entropiebilanz der thermischen Prozesse
bei dem Schwel-Brenn-Verfahren**
Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

	Menge	Temperatur °C	S MJ/K
Konversionstrommel Heizen			
Eintrag			
Methan	23,16 m ³	25,0	0,193
Luft	256,80 m ³	25,0	2,229
Austrag			
Abgas	279,96 m ³	135,0	2,537
ΔS_1			0,116
Konversion			
Eintrag			
Müll	1000,00 kg	25,0	X
Austrag			
Konversionsgas	715,04 m ³	450,0	6,822
Konversionsfeststoff	419,01 kg	450,0	0,620
ΔS_2			7,442 -X
Brennkammer			
Eintrag			
Konversionsgas	715,15 m ³	450,0	6,822
Flugstaub	63,03 kg	450,0	0,094
Feinreststoff	259,73 kg	25,0	0,158
Luft	3610,00 m ³	25,0	31,330
Rezirkulationsgas	1056,90 m ³	200,0	9,857
Austrag			
Rezirkulationsgas+Rohgas	5308,52 m ³	200,0	49,510
Schlacke	146,39 kg	1.300,0	0,379
ΔS_3			1,628
Entropiebilanz			
$\Sigma \Delta S$			9,185 -X

4.3 Thermoselect-Verfahren

Das Grundfließbild einer Thermoselectanlage zeigt [Bild 4.3](#). Die Umsetzung des Mülls beim Thermoselect-Verfahren wird hier in der Kombination von folgenden Reaktionsräumen modelliert:

- a) Entgasungskanal
Verdampfen von Wasser aus dem Müll
- b) Feststoffschüttung im Ofen
Verbrennung von Brennstoffkomponenten des Mülls aus den Entgasungsprodukten mit Sauerstoff
- c) Schmelzbereich im Ofen
Bildung von Schmelzphasen unter Umsetzung des Kohlenstoffes aus dem Müll und des Erdgases mit Sauerstoff
- d) Schmelzkonditionierung
Bildung von flüssigen Metall- und Schlackephase als Produkte am unteren Ende des Ofens unter Einsatz von Sauerstoff
- e) Synthesegaskonditionierung
Umsetzung der aus dem Hochtemperaturreaktor aufsteigenden Gase mit dem Dampf aus dem Entgasungskanal am oberen Ende des Schachtofens.

Entgasungskanal

Der erste Prozessschritt des Thermoselect-Verfahrens ist die Entgasung von Müll in einem von außen (indirekt) beheizten Kanal mit rechteckigem Querschnitt. Der durch Pressen verdichtete Müllblock wird durch diesen Kanal geschoben, der in dem Schmelzofen mündet. In dem Schmelzofen entsteht eine Schüttung, in der durch Zufuhr von Sauerstoff exotherme Verbrennungs- und Schmelzprozesse in Gang gesetzt werden. Der entgaste Müllblock wird auf diese Schüttung geschoben.

Nach der Prozeßführung von Thermoselect wird zur Beheizung des Entgasungskanals insgesamt ein Energiebetrag von 540 MJ bezogen auf 1000 kg Müll zugeführt. Bei der Stoff- und Energiebilanz wird der Entgasungskanal in den Bilanzbezirk des Hochtemperaturreaktors einbezogen.

Der Energiebetrag von 540 MJ ist für die vollständige Verdampfung des in 1000 kg im Müll enthaltenen Wassers nicht ausreichend. Es ist davon auszugehen, daß die Verdampfung des restlichen Wassers im Schachtofenbereich erfolgt.

Der Gegenstrom-Prozeß im Schachtofen mit den abwärts strömenden festen und flüssigen Phasen und der aufwärts strömenden Gasphase führt zu unterschiedlichen Reaktionsräumen, die miteinander durch Stoff-Flüsse gekoppelt sind.

Der Hochtemperaturreaktor von Thermoselect kann in mancher Hinsicht mit dem Hochofen zur Roheisengewinnung verglichen werden. Die Aufrechterhaltung einer metallischen Phase, in der hauptsächlich Eisen enthalten ist, setzt die Anwesenheit von festem Kohlenstoff im Hochtemperaturteil ($T \geq 1300 \text{ }^\circ\text{C}$) voraus. Der Sauerstoffpartialdruck liegt dabei in der Größenordnung von 10^{-12} bar und darf bei der Energiezufuhr zum System durch Teilverbrennung von Brennstoffen nicht überschritten werden. Andernfalls wird das Eisen oxidiert (verschlackt). Dabei ist der Methaneinsatz nicht wirksam. Daher wird angenommen, daß ein Teil des mit dem Müll eingetragenen Kohlenstoffs erst in der Hochtemperaturzone (Schmelzphasenbildung und Schmelzkonditionierung bei $T \geq 1300 \text{ }^\circ\text{C}$) des Schachtofens mit Sauerstoff vorwiegend unter CO-Bildung umgesetzt wird.

Der Schmelzofen wird wie folgt aufgeteilt:

- R1: Vergasung und Reduktion von Feststoffen aus dem Entgasungskanal durch Reaktion mit dem Produktgas aus R2 unter Sauerstoff- und Methaneinsatz bei $900 \text{ }^\circ\text{C}$
- R2: Aufheizung der Feststoffprodukte aus R1 durch Reaktionen von Gas aus R3 und Restkohlenstoff mit Sauerstoff von 900 bis auf $1300 \text{ }^\circ\text{C}$
- R3: Aufheizung der Schüttung aus R2 von 1300 auf $1550 \text{ }^\circ\text{C}$ durch Reaktion von Restkohlenstoff mit Sauerstoff unter Bildung von Schmelzphasen. Die aus dem Reaktor R3 aufsteigenden Gase reagieren in R2
- R4: Bildung des Synthesegases durch Reaktion des Produktgases aus R1 mit Wasserdampf (aus der Müllfeuchte) und Sauerstoff.

Die Rechnung wird iterativ ausgeführt und startet mit der Bilanzierung von Reaktor R3 unter Berücksichtigung der Spezifikationen von Thermosteal über die Mengen und Zusammensetzungen von Schlacke und Metall. Danach werden die anderen Reaktoren nacheinander berechnet. Dabei wird verlangt, daß die Prozesse in den Reaktionsräumen R1, R2, R3 und R4 exotherm und damit für den Realfall relevant sind.

In Tabelle 4.3.1 ist die berechnete Stoff-, Energie- und Entropiebilanz für den Entgasungskanal angegeben. Tabelle 4.3.2 faßt die Ergebnisse der Stoff-, Enthalpie- und Entropiebilanzen für den Schachtofen (Hochtemperaturreaktor) mit den gekoppelten Reaktoren R1, R2, R3 und R4 zusammen.

Die Zusammensetzungen der im Hochtemperatur-Reaktor gebildeten Produkte sind in Tabelle 4.3.3 angegeben.

Tabelle 4.3.1: Bilanz der Beheizung des Entgasungskanals bei Thermoselect

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

	Rechnung				Thermoselect		
	Menge	Temp. °C	H GJ	S MJ/K	Menge	Temp. °C	ΔH GJ
Eintrag							
Synthesegas	60,7 m ³	25	-0,352	0,478	63,4 m ³	25	0,540
Luft	208,4 m ³	25	-0,022	1,808	205,9 m ³	25	
Austrag							
Abgas	246,1 m ³	521	-0,733	2,502	247,8 m ³		-0,180
$H_{\text{aus}} - H_{\text{ein}}$			-0,360				
$H_{\text{ein}} + H_{\text{aus}}$							0,360

Tabelle 4.3.2: Stoff- und Energiebilanz des Hochtemperaturreaktors bei Thermoselect

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

	Rechnung				Thermoselect		
	Menge	Temp. °C	H GJ	S MJ/K	Menge	Temp. °C	ΔH GJ
Eintrag							
Müll	1000,0 kg	25	-9,290	X	1000,0 kg	25	10,382
Wärmestrom zum Müll			0,360				0,360
Methan	32,4 m ³	25	-0,108	0,269	32,5 m ³	25	1,165
Sauerstoff	316,2 m ³	25	0,000	2,886	362,1 m ³	25	
Austrag							
Synthesegas	1320,6 m ³	1200	-7,231	14,020	1357,4 m ³	1200	-10,863
Mischgranulat					251,0 kg		-0,414
Schlacke	217,2 kg	1550	-2,478	0,617	222,0 kg *		
Metall	29,0 kg	1550	0,038	0,052	29,0 kg *		
$H_{\text{aus}} - H_{\text{ein}}$			-0,634	11,533			
$S_{\text{aus}} - S_{\text{ein}}$							
$H_{\text{ein}} + H_{\text{aus}}$							0,630
Wärmeverluste			-0,630				-0,630
Bilanz			-0,004				-0,000

* Anteile des Mischgranulates

Tabelle 4.3.3: Zusammensetzung der Produkte aus dem Hochtemperaturreaktor bei Thermoselect

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

Synthesegas

	Vol.-%			
	1200 °C		25°C	
	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	Thermoselect
CO	26.49	25.08	39.53	38.37
CO ₂	14.33	15,58	21.40	23,83
H ₂	24,26	22,22	36,21	33,99
HCl	0,01	0,18	0,00	0,00
H ₂ O	33,11	34,80	0,80	0,80
H ₂ S	0,10	0,18	0,00	0,00
N ₂	1,38	1,97	2,06	3,01
Na	0,02	0,00	0,00	0,00
NaCl	0,23	0,00	0,00	0,00
Pb	0,01	0,00	0,00	0,00
Zn	0,04	0,00	0,00	0,00
Rest	0,03	0,00	0,00	0,00
Σ	100,00	100,01	100,00	100,00
Menge [m ³]	1.320,6	1.356,4	884,8	886,6
Hu [MJ/m ³]	5,341	4,758	8,892	8,505

Schlacke

	Masse-%	
	Rechnung	Thermoselect
Al ₂ O ₃	19,14	
CaO	17,20	
Cr ₂ O ₃	0,01	
FeO	7,10	
Na ₂ SiO ₃	11,42	
SiO ₂	45,04	
Rest	0,10	
Σ	100,00	

Metallphase

	Masse-%	
	Rechnung	Thermoselect
Cu	1,72	
Fe	98,28	
Σ	100,00	

Beim Vergleich der berechneten Energiebilanzen mit denen von Thermoselect ist zu beachten, daß Thermoselect von einer Müllzusammensetzung mit einem Heizwert von 10,38 MJ/kg = Hu ausgeht. Die folgende Tabelle gibt die von Thermoselect gewählte Müllzusammensetzung wieder:

Tabelle 4.3.4: Müllzusammensetzung nach Thermoselect

Komponenten / Elemente:	C	H	O	N	S	Cl	Asche	Wasser
Masse-%:	27,8	3,6	17,1	0,75	0,25	0,5	25,0	25,0

Hu = 10,38 MJ/kg.

Im Vergleich zu der von LUA für die Berechnungen vorgegebenen Müllzusammensetzung (Tabelle 3.2.1) ist der Heizwert des von Thermoselect gewählten Mülls um 3,8 % größer. Die Auswirkung dieses Unterschiedes muß bei Vergleich mit anderen hier untersuchten Verfahren beachtet werden.

Verbrennung von Synthesegas im Gasmotor und Stromerzeugung bei Thermoselect

Die Menge und Zusammensetzung des Synthesegases nach der Reinigung sind in Tabelle 4.3.3 angegeben. Das Synthesegas kann auf verschiedenen Wegen genutzt werden, wobei unterschiedliche Wirkungsgrade der Energieumwandlung möglich sind. Im vorliegenden Fall wird die Nutzung des Synthesegases zur Stromerzeugung durch Einsatz einer Gasmotor-Generator-Einheit bei einem Verstromungswirkungsgrad von 34 % betrachtet.

Das gereinigte Synthesegas wird nach Abzug der im Prozeß genutzten Menge im Gasmotor als Kraftstoff eingesetzt. Tabelle 4.3.5 faßt die Ergebnisse der Verbrennung des Synthesereingases im Gasmotor zusammen.

Die Energiebilanz für die Stomerzeugung ist in Tabelle 4.3.6 angegeben. Die Differenzen zwischen den berechneten und von Thermoselect angegebenen Werten von ein- und ausgetragenen Energieströmen sowie den damit verbundenen Wirkungsgraden folgen hauptsächlich aus den unterschiedlichen Heizwerten des eingesetzten Mülls und des produzierten Synthesegases.

Ausgehend von Thermoselect-Angaben wurden in der Rechnung die Temperaturen der Abgase aus dem Gasmotor (GM) und Heißwasser-Kessel (HWK) zu 330 und 391 °C bestimmt. Die bei der Auskühlung dieser Gase auf 140 °C freiwerdende Wärme wird in einem nachgeschalteten Prozeß genutzt, der in der hier aufgeführten Energiebilanz nicht enthalten ist.

Tabelle 4.3.5: Synthesegasnutzung bei Thermoselect
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

	Menge	Rechnung			Thermoselect		
		Temp. °C	H GJ	S MJ/K	Menge	Temp °C	\ H GJ
Eintrag							
Synthesereingas							
Gasmotor	784,3 m ³	25	-4,546	6,186			
Heißwasserkessel	39,7 m ³	25	-0,230	0,313			
Σ GM + HWK	824,0 m ³	25	-4,776	6,499	823,2 m ³	25	7,010
Erdgas HWK	0,5 m ³	25	-0,002	0,004			
Luft							
Gasmotor	2662,9 m ³	25	-0,279	23,110			
Heißwasserkessel	142,9 m ³	25	-0,015	1,240			
Σ GM + HWK	2805,8 m ³	25	-0,294	24,350	2673,0 m ³	25	
Austrag							
Abgas GM	3150,2 m ³	330	-10,432	30,700			
Abgas HWK	168,0 m ³	391	-0,529	1,661			
Abgas GM + HWK	3318,2 m ³		-10,961	32,361	3216,3 m ³	25	-1,316
$H_{\text{aus}} - H_{\text{ein}}$							
$S_{\text{aus}} - S_{\text{ein}}$			-5,890	1,508			
$H_{\text{ein}} + H_{\text{aus}}$							5,694

GM: Gasmotor

HWK: Heißwasserkessel

Tabelle 4.3.6: Bilanz der Stromerzeugung bei Thermoselect
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmenge für 273,15 K und 1.013 bar

	Rechnung		Thermoselect	
	Menge	H GJ	Menge	ΔH GJ
Eintrag				
Müll	1000,0 kg	10.000	1000,0 kg	10,382
Erdgas ges.	33,4 m ³	1,199	33,6 m ³	1,201
Σ Energie Eintrag		11.199		11,584
Synthesereingas				
brutto	884,7 m ³		886,6 m ³	
Verbrauch	100,3 m ³		63,4 m ³	
Energie zur Verstromung	784,3 m ³	6,974	823,2 m ³	6,671
Verstromungswirkungsgrad [%]		34.000		34.000
Elektrischer Strom				
Brutto [GJ]		2,371		2,268
Eigenverbrauch [GJ]		1,008		1,008
Netto [GJ]		1,363		1,260
Elektrischer Wirkungsgrad				
Brutto [%]		21,17		19,58
Netto [%]		12,17		10,88

Der Schmelzreduktionsprozeß und der Sauerstoffpartialdruck

Neben der Temperatur ist der Sauerstoffpartialdruck die entscheidende und damit prozeßtechnisch einzustellende Größe des Schmelzreduktionsprozesses. Bei Steigerung des Sauerstoffpartialdruckes im System „Hochtemperaturreaktor“ nimmt der Heizwert des Gases ab. Damit wird auch der Betrieb des Gasmotors beeinflusst.

Bild 4.3.1 zeigt die Änderung der Aktivitäten von Fe und Cu in der Metallschmelze in Abhängigkeit vom Sauerstoffpartialdruck bei 1500 °C. Mit zunehmendem O₂-Partialdruck nimmt der Anteil von Cu in der Legierung zu und damit verbunden die Verschlackung von Eisen. Die Einbindung von Cu in die Magnetit-Schlacke wird hier nicht weiter untersucht. Diese Betrachtungen sollen lediglich die Sensibilität des Schmelzreduktionsprozesses bei Thermoselect auf die Variationen des O₂-Partialdruckes unterstreichen.

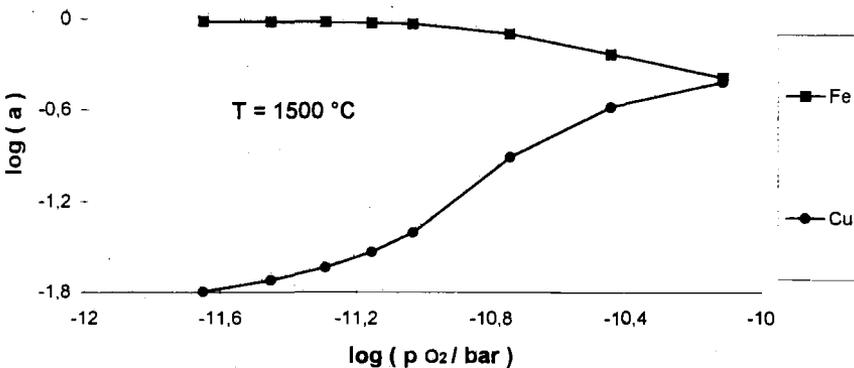


Bild 4.3.1: Hauptkomponenten der metallischen Schmelzphase bei Variation des Sauerstoffpartialdruckes im Hochtemperaturreaktor von Thermoselect

Entropiebilanz des Thermoselectverfahrens

Die entsprechend dem Bilanzbezirk, bestehend aus Entgasungskanal, Hochtemperaturreaktor, Synthesegasquenche und Gasmotor berechnete Entropiebilanz ist in Tabelle 4.3.7 zusammengestellt.

Tabelle 4.3.7: Entropiebilanz des Thermoselect-Verfahrens

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

	Menge	Temp °C	S MJ/K
Hochtemperaturreaktor			
Eintrag 1:			
Müll	1000,0 kg	25	X
Methan	33,4 m³	25	0,269
Sauerstoff	316,2 m³	25	2,886
Austrag 1:			
Synthesegas	1320,6 m³	1.200	14,020
Schlacke	217,2 kg	1.550	0,617
Metall	29,0 kg	1.550	0,052
ΔS_1			11,533 -X
Quenche			
Eintrag 2:			
Synthesegas	1320,6 m³	1.200	14,020
Austrag 2:			
Synthesegas	885,9 m³	25	6,987
Wasser	346,3 kg	25	1,345
Kondensat	11,6 kg	25	0,012
ΔS_2			-5,676
Gasmotor			
Eintrag 3:			
Synthesegas	784,3 m³	25	6,186
Luft	2662,9 m³	25	23,110
Austrag 3:			
Abgas	3150,2 m³	330	30,700
ΔS_3			1,404
Heißwasserkessel			
Eintrag 4			
Synthesegas	39,7 m³	25	0,313
Erdgas	0,5 m³	25	0,004
Luft	142,9 m³	25	1,240
Austrag 4			
Rauchgas	168,0 m³	391	1,661
ΔS_4			0,104
Beheizung Entgasungskanal			
Eintrag 5:			
Synthesegas	60,7 m³	25	0,478
Luft	208,4 m³	25	1,808
Austrag 5:			
Abgas	246,1 m³	521	2,502
ΔS_5			0,216
$\Sigma \Delta S$			7,581 -X

4.4 Noell-Konversionsverfahren

Das Grundfließbild bei der Anwendung dieses Verfahrens zeigt Bild 4.4. Bei dem Noell-Konversionsverfahren wird der Müll in einer Vielzahl von Prozessschritten verarbeitet, die in folgender Reihenfolge zusammengefaßt werden:

- Müllannahme, Lagerung, Vorzerkleinerung
- Mischen und Vortrocknen
- Pyrolyse
- Aufbereitung der Pyrolyseprodukte und Verdichtung
- Vergasung der Pyrolyseprodukte im Hochdruck- Hochtemperatur-Reaktor
- Abkühlung der Vergasungsprodukte in der Quenche, Ausschleusung des Schlackengranulats
- Reinigung des Synthesegases
- Nutzung des gereinigten Synthesegases zur Stromerzeugung.

Die berechneten Stoff- und Energiebilanzen der ausgewählten Hauptprozessschritte sind in Tabelle 4.4.1 zusammengefaßt. Die angegebenen Zahlenwerte wurden durch die Simulation aller Prozessstufen nach den von Noell vorgelegten Fließbildern ermittelt. Darin bedeutet $rF[\%]$ den Anteil von H_2O bei der angegebenen Temperatur T in $^{\circ}C$ und m den Massenstrom bei Durchsatz von 1000 kg Müll/h. Eingetragen sind für jeden Reaktor die Massen-Flüsse, die Prozeßenthalpie sowie der Energiebedarf zum Heizen oder Kühlen des Reaktors. Wie aus den Zahlenwerten hervorgeht, ist der bei der Heizung der Pyrolysetrommel zugeführte bzw. bei der Kühlung des Vergasungsreaktors abgeführte Wärmestrom größer bzw. kleiner als der Absolutbetrag der jeweiligen Prozeßenthalpie. Damit ist die wärmetechnische Realisierbarkeit der Prozesse in den betrachteten Reaktoren, die Wärmeverluste aufweisen, gewährleistet.

Die berechnete Stoff- und Energiebilanz der Vortrocknung ist in Tabelle 4.4.2 aufgeführt. Die für den Vortrocknungsprozeß benötigte Wärme von 0,146 MW wird durch die mit dem Dampf zugeführte Energie von 0,187 MW gedeckt, wobei auch Wärmeverluste des Trocknersystems zu kompensieren sind.

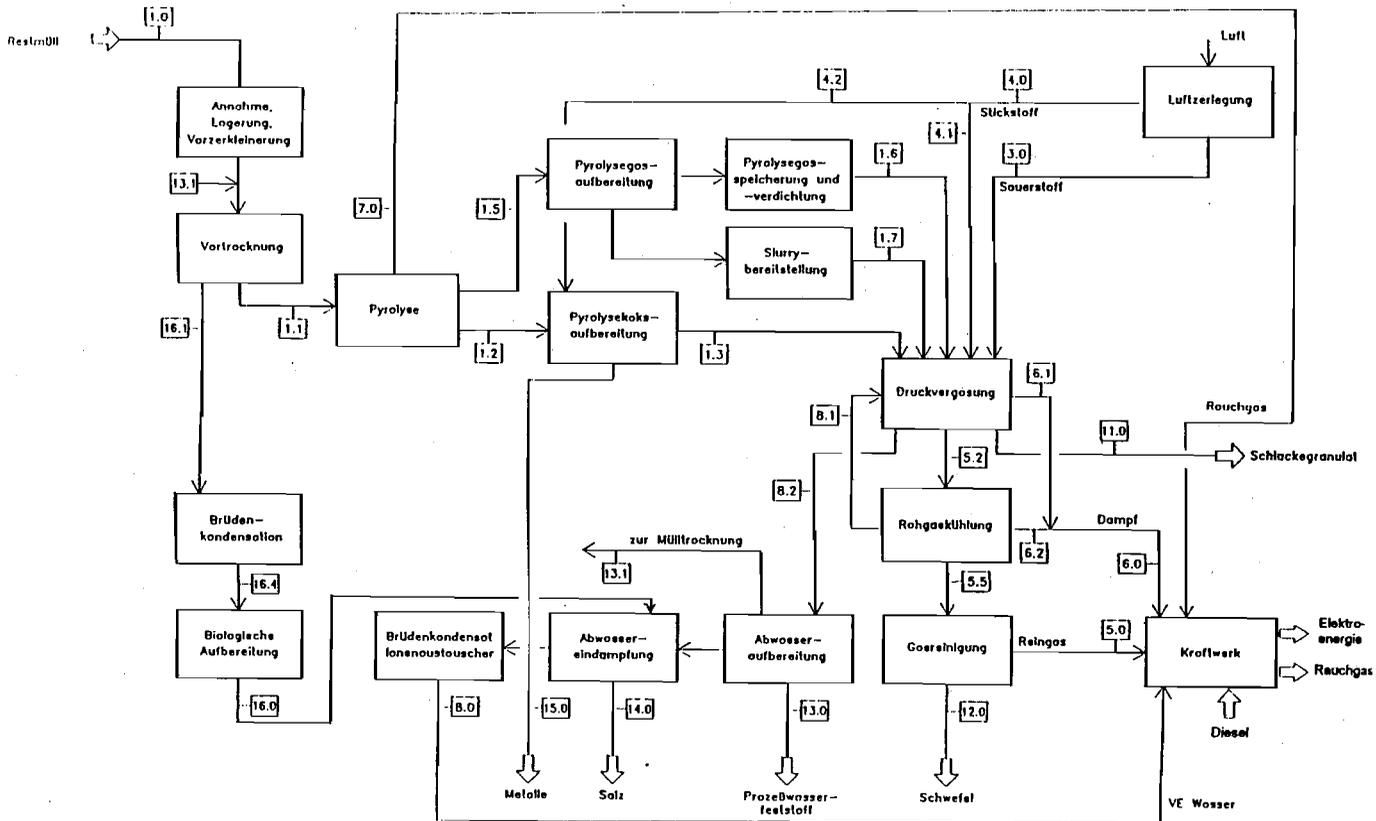
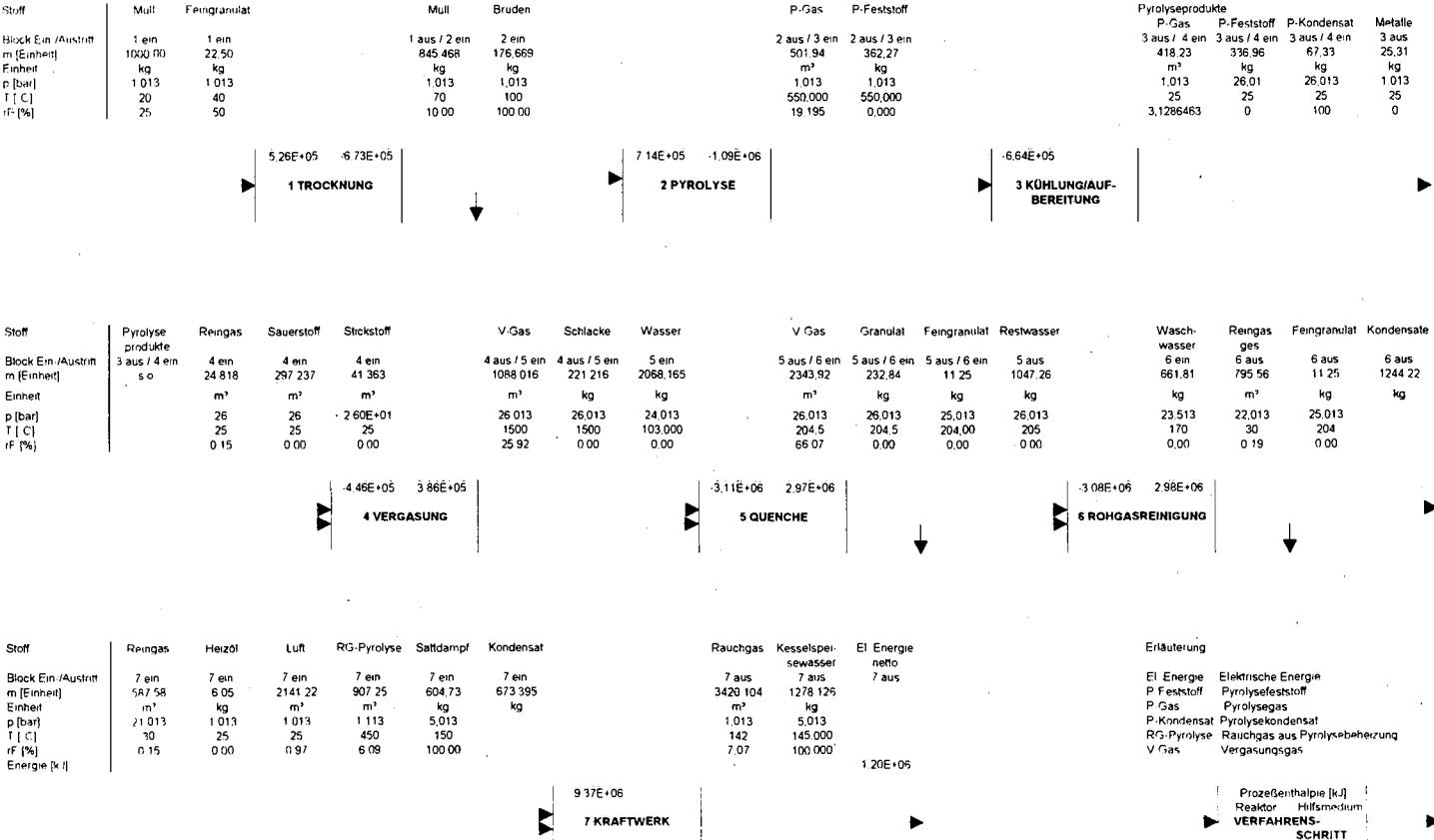


Bild 4.4: Fließbild des NOELL-Konversionsverfahren

Tabelle 4.4.1: Fließbild und ausgewählte Ergebnisse der Prozeßrechnungen für das NOELL-Konversionsverfahren

Basis: Durchsatz von 1000 kg/h Müll, Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar



Die berechnete Stoff- und Energiebilanz der Pyrolyse ist in Tabelle 4.4.3 angegeben. Die Reaktionsenthalpie der Pyrolyse ergibt sich zu 0,714 GJ in bezug auf den Durchsatz von 1000 kg Müll bzw. 845,5 kg Müll nach Vortrocknung. Die Prozeßenthalpie für die Pyrolyse ist bei dem Noell-Verfahren (0,714 GJ, 550 °C) aufgrund der Vortrocknung des Mülls etwas kleiner als die der Konversion bei dem Schwel-Brenn-Verfahren bei 450 °C. Damit verknüpft sind aber auch die Unterschiede zwischen den jeweiligen Mengen und Zusammensetzungen der Pyrolyseprodukte.

Die Zusammensetzungen der Pyrolyseprodukte sind in Tabelle 4.4.4 angegeben. Wie aus dem Vergleich mit Tabelle 4.2.2 hervorgeht, sind die Pyrolyseprodukte bei Noell und Siemens unterschiedlich zusammengesetzt. Dabei ist zu berücksichtigen, daß bei der Berechnung des Pyrolyseprozesses bei beiden Verfahren durch Einführung von Rechenparametern angestrebt wurde, die von den Firmen angegebenen Pyrolysegas-Zusammensetzungen - allerdings unter Wahrung der Massenbilanzforderung - annähernd zu ermitteln. Die Unterschiede sind in erster Linie ein Ergebnis unterschiedlicher Erfahrungen der Firmen.

Die Massen- und Energiebilanz des Vergasungsprozesses bei 1500 °C und 25 bar ist in Tabelle 4.4.5 dargestellt. Die berechnete Prozeßenthalpie ergibt sich zu - 0,446 GJ in bezug auf den Durchsatz von 1000 kg Müll/h. Die Bilanzgrenze schließt auch die Dampferzeugung (Hilfsmittel = Speisewasser) ein.

Die Übereinstimmung zwischen den Rechenergebnissen und den Angaben von Noell bei der Vergasung - wie bei der Pyrolyse - kann insgesamt als gut bezeichnet werden. Die Massenbilanz nach Noell-Angaben weist in bezug auf Produkte einen Massenüberschuß von 13,2 kg aus. Bei C und H betragen die Massenüberschüsse (Austrag-Eintrag) 3,2 und 0,9 kg. Auch diese Angaben gelten für den Durchsatz von 1000 kg Müll/h.

Die Zusammensetzungen der Vergasungsprodukte sind in Tabelle 4.4.6 zusammengefaßt. Der O₂-Partialdruck im Rohgas beträgt 3,136E-09 bar. Bei Thermoselect beträgt der O₂-Partialdruck in dem Schmelzreduktionsbereich 3,144E-12 bar, in dem Schlacke und Metallschmelze koexistieren. Beim Noell-Verfahren liegt der O₂-Partialdruck knapp oberhalb der Grenze für die Stabilität des metallischen Eisens.

Die Gesamtenergiebilanz einschließlich der Stromerzeugung durch Kombination von Gasexpansionsmotor, Gasmotor und Abhitzeessel-Turbogenerator-System ist in Tabelle 4.4.7 zusammengefaßt. Wie daraus ersichtlich, stimmen die Firmendaten mit den Rechen-
ergebnissen überein.

Das bei dem Noell-Konversionsverfahren erzeugte Synthesegas kann für verschiedene Zwecke eingesetzt werden, wobei unterschiedliche Wirkungsgrade der Energieumwandlung erzielt werden können. Im vorliegenden Fall wurde das Anlagenkonzept ohne Fremdenergieeinsatz betrachtet, bei dem das Synthesegas verfahrensintern für die Beheizung der Pyrolysetrommel und bei der Synthesegaserzeugung genutzt wird. Der Überschuß wird zur Stromerzeugung eingesetzt.

Das Synthesegas passiert zunächst den Gasexpansionsmotor, wobei eine elektrische Leistung von etwa 31 kW erzielt wird. Der in der Tabelle 4.4.7 angegebene Zahlenwert "5,25" ist ein Proportionalitätsfaktor $[(\text{Elektrische Leistung}/\text{Volumenfluß}) \times 100]$.

Der Verstromungswirkungsgrad des Gasmotors ergibt sich aus den von Noell vorgelegten Daten zu 40,15 %.

Der Verstromungswirkungsgrad im Abhitzeessel-Turbogenerator-System beträgt insgesamt 12,51 %. Dieser Wert ergibt sich aus der Synthesegasverbrennung, der Nutzung der Abwärme von Rauchgasen (aus Pyrolysebeheizung und Gasmotor) sowie aus dem Einsatz von Dampf aus der Synthese-Gaserzeugung.

Tabelle 4.4.2: Stoff- und Energiebilanz der Vortrocknung des Mülls mit Zusatz von Feingranulat für das NOELL-Konversionsverfahren

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll

Gasmenigen für 273,15 K und 1,013 bar

Stoff	Menge		Dichte kg/m ³	Druck bar	Temp. °C	Feuchte %	Enthalpie kJ	El. Leistg. kW
	kg	m ³						
Eintrag							ΔH	
Müll	1.000,00			1,013	20,0	25,00	2,230E+04	
Feingranulat	22,50			1,013	40,0	50,00	2,336E+03	
Σ	1.022,50			1,013	20,0	25,55	2,464E+04	
Austrag								
Müll nach Vortrocknung	845,47			1,013	70,0	10,00	7,807E+04	
Brühdendampf	176,67	219,7	0,804	1,013	100,0	0,00	4,728E+05	
Σ	1.022,14						5,508E+05	
Hilfsmedium Eintrag							H	
Dampf zur Müllvortrocknung	312,71	388,8	0,804	5,013	150,0	100,00	-4,120E+06	
Hilfsmedium Austrag								
Kondensat aus Müllvortrocknung	312,71	388,8	0,804	5,013	150,0		-4,800E+06	
Elektrische Energie Vortrocknung								13,236
Bilanz Reaktor	-0,37						5,262E+05	
Bilanz Hilfsmedium							-6,727E+05	
Bilanz gesamt							-1,465E+05	

Tabelle 4.4.3: Stoff- und Energiebilanz der Pyrolyse bei dem NOELL-Konversionsverfahren

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

Stoff	Menge		Dichte kg/m ³	Druck bar	Temp. °C	Feuchte %	Enthalpie kJ	El. Leistg. kW
	kg	m ³						
Eintrag								
Müll nach Vortrocknung	845,5			1,013	70,0	10,00	-6,741E+06	
Austrag								
Flüchtige Pyrolyseprodukte	483,2	501,9	0,963	1,013	550,0	19,19	-3,226E+06	
Pyrolysekoks	362,3			1,013	550,0	0,00	-2,801E+06	
Σ	845,5						-6,027E+06	
Hilfsmedium Eintrag								
Reingas zur Pyrolysebeheizung	194,8	182,8	1,066	1,013	25,0	0,15	-9,881E+05	
Luft zur Pyrolysebeheizung	1.021,3	793,0	1,288	1,013	25,0	0,97	-8,304E+04	
Σ	1.216,1						-1,071E+06	
Hilfsmedium Austrag								
Rauchgas aus Pyrolysebeheizung	1.219,3	907,2	1,344	1,113	450,0	6,09	-2,161E+06	
Elektrische Energie Pyrolyse								6,453
Bilanz Reaktor	0,00						7,140E+05	
Bilanz Hilfsmedium	3,26						-1,090E+06	
Bilanz gesamt							-3,762E+05	

**Tabelle 4.4.4: Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte
des NOELL-Konversionsverfahrens**
Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll

Pyrolysegas

	Rechnung Vol.-%		NOELL Vol.-%	
	feucht	trocken	feucht	trocken
CH ₄	18,1	22,4		20,5
C ₂ H ₆	4,7	5,8		4,1
C ₃ H ₈	1,3	1,7		1,4
C ₄ H ₁₀	0,0	0,0		1,0
CO	14,2	17,6		16,4
CO ₂	19,4	24,0		22,6
H ₂	22,3	27,6		32,4
H ₂ O	19,2	0,0		0,0
H ₂ S	0,3	0,3		0,6
N ₂	0,5	0,6		1,0
Rest	0,0	0,0		0,0
Σ	100,0	100,0		100,0
Hu [MJ/m ³]		18.506		18.250

Feste Pyrolyseprodukte

	Rechnung	
	Masse-%	Mengen kg
Al	1,15	4,18
Al ₂ O ₃	9,81	35,53
C	26,64	96,50
CaO	10,77	39,01
Cr	0,06	0,21
Cu	0,14	0,52
Fe	8,65	31,35
Fe ₂ O ₃	4,33	15,68
NaCl	2,28	8,24
Na ₂ O	3,72	13,47
Pb	0,29	1,05
SiO ₂	31,73	114,96
Zn	0,43	1,57
	0,00	0,00
Σ	100,00	362,27
Hu [MJ/kg]	10,580	

Tabelle 4.4.5: Massen- und Energiebilanz der Vergasung bei dem NOELL-Konversionsverfahren
 Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

Stoff	Menge		Dichte kg/m³	Druck bar	Temp. °C	Feuchte %	Enthalpie kJ	El. Leistg. kW
	kg	m³						
Eintrag								
Pyrolysekoks nach Aufbereitung	337,0			26,013	25,0	0,00	-2,998E+06	
Pyrolysegas	415,8	418,2	0,994	26,013	25,0	3,13	-2,631E+06	
Slurry zum Reaktor	67,3			26,013	25,0	100,00	-1,062E+06	
Sauerstoff technisch	422,0	297,2	1,420	26,013	25,0	0,00	0,000E+00	
Stickstoff technisch	51,9	41,4	1,254	26,013	25,0	0,00	0,000E+00	
Reingas Rückführung	26,4	24,8	1,066	31,013	30,0	0,00	-1,341E+05	
Σ	1.320,4						-6,825E+06	
Austrag								
Rohgas	1.099,3	1.088,0	1,010	26,013	1.500,0	25,92	-4,751E+06	
Schlacke	221,2			26,013	1.500,0	0,00	-2,520E+06	
Σ	1.320,6						-7,271E+06	
Hilfsmedium Eintrag								
Speisewasser	177,9			5,013	145,0	0,00	-2,732E+06	
Hilfsmedium Austrag								
Sattdampf	177,9			5,013	150,0	100,00	-2,346E+06	
Elektrische Energie								
Vergasung								9,927
Bilanz Reaktor	0,21						-4,459E+05	
Bilanz Hilfsmittel	0,00						3,864E+05	
Bilanz gesamt	-0,21						-5,950E+04	9,927

**Tabelle 4.4.6: Zusammensetzung der Vergasungsprodukte
des NOELL-Konversionsverfahrens**

Gereinigtes Synthesegas

	Rechnung Vol.-%		NOELL Vol.-%	
	feucht	trocken	feucht	trocken
CO	48,4	48,5		49,1
CO ₂	17,3	17,4		17,0
COS	0,0	0,0		0,0
H ₂	26,6	26,6		26,5
H ₂ O	0,2	0,2		0,0
H ₂ S	0,0	0,0		0,0
N ₂	7,5	7,5		7,4
Na	0,0	0,0		0,0
NaCN	0,0	0,0		0,0
NaCl	0,0	0,0		0,0
Zn	0,0	0,0		0,0
Rest	0,0	0,0		-0,0
Σ	100,0	100,2		100,0
Hu [MJ/m ³]		9,003		9,040

Schlacke

	Rechnung Masse-%
Al ₂ O ₃	17,98
CaO	16,15
Cr ₂ O ₃	0,13
Cu	0,22
Fe ₃ O ₄	9,72
NaCl	3,41
Na ₂ O	3,57
Pb	0,43
SiO ₂	47,58
ZnO	0,81
ZnS	0,01
Σ	100,00

Tabelle 4.4.7: Gesamtenergiebilanz des Noell-DBI-Konversionsverfahrens einschließlich Stromerzeugung

Bezug: 1000 kg/h Müll

Gasvolumina für 273,15 K und 1,013 bar

Aggregat, Stoffstrom	NOELL						RECHNUNG					
	Menge		Hu	Leistung	η	El. Leist.	Menge		Hu	Leistung	η	El. Leist.
	kg	m ³	kJ/Einh	kW m ²	%	kW	kg	m ³	kJ/Einh	kW m ²	%	kW
Gasexpansionsmotor												
Reingas Eintritt		592,3	9.000	1.480,8								
Summe/Bezug				592,3	5,25	31,1		587,6	9.003	1.469,5		
										587,6	5,25	30,9
Gasmotor												
Reingas Eintritt		567,1	9.000	1.417,7				562,6	9.003	1.406,9		
Heizöl Eintritt	6,1		42.700	71,8			6,1		42.700	71,8		
Summe/Bezug				1.489,5	40,15	598,0				1.478,6	40,15	593,6
Abhitzeessel->Turbogenerator												
Reingas Eintritt		25,2	9.000	63,1				25,0	9.003	62,6		
Rauchgas aus Gasmotor		2.533,4		481,1				2.411,0		457,8		
Rauchgas aus Pyrolysebeheizung		901,7		153,2				907,2		154,1		
Sattdampf	604,7			426,0			604,7			426,0		
Abgas Kessel		3.688,8		-166,7				3.420,1		-154,6		
Summe/Bezug				956,6	12,51	119,7				945,9	12,51	118,3
SUMME EL. LEISTUNG												
Eigenbedarf Kraftwerk					100,00	748,7					100,00	742,8
Eigenbedarf Anlage					2,44	18,3				2,44	18,1	
					54,62	409,0				55,03	408,8	
KRAFTWERK												
Gesamt Eintrag					100,00	2.446,1					100,00	2.424,6
Brutto el. Wirkungsgrad, - Leistung					30,61	748,7					30,64	742,8
Netto el. Wirkungsgrad, - Leistung					29,86	730,5					29,89	724,7
ANLAGE												
Gesamt Eintrag					100,00	2.890,0					100,00	2.849,6
Brutto el. Wirkungsgrad, - Leistung					25,91	748,7					26,07	742,8
Netto el. Wirkungsgrad, - Leistung					11,76	339,8					11,72	334,0

Entropiebilanz des Noell-Konversionsverfahrens

Wie Tabelle 4.4.8 zeigt, wurden die Hauptprozessschritte der Verbundanlage für die Entropiebilanz zugrundegelegt. Im Vergleich zu anderen Verfahren ist die Entropiebilanz bei dem Noell-Verfahren wesentlich stärker im Detail erfasst.

Tabelle 4.4.8: Entpiebilanz des NOELL-Konversionsverfahrens

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
 Gasmengen für 273,15 K und 1,013 bar

Stoff	Menge	Druck bar	Temp. °C	S MJ/K
Vortrocknung				
Eintrag				
Müll	1000,0 kg	1,013	20	X
Feingranulat	22,5 kg	1,013	40	0,013
Dampf	312,7 kg	5,013	150	3,490
Austrag				
Müll nach Vortrocknung	845,5 kg	1,013	70	Y
Brühdampf	176,7 kg	1,013	100	1,927
Kondensat	312,7 kg	5,013	150	1,680
Bilanz S				0,104 -X+Y
Pyrolyse				
Eintrag				
Müll nach Vortrocknung	845,5 kg	1,013	70	Y
Synthesereingas zur Pyrolysebeheizung	182,8 m ³	1,013	25	1,490
Luft zur Pyrolysebeheizung	793,0 m ³	1,013	25	6,881
Austrag				
Pyrolysegas	501,9 m ³	1,013	550	5,052
Feststoff	362,3 kg	1,013	550	0,592
Abgas aus Pyrolysebeheizung	907,2 m ³	1,113	450	9,075
Bilanz S				6,348 -Y
Vergasung/Quenche/Gasreinigung				
Eintrag				
Pyrolysegas	418,2 m ³	26,013	25	3,433
Feststoff	337,0 kg	26,013	25	0,214
Slurry	67,3 kg	26,013	25	0,260
Sauerstoff technisch	297,2 m ³	26,013	25	2,713
Stickstoff technisch	41,4 m ³	26,013	25	0,354
Reingasrückführung	24,8 m ³	26,013	25	0,202
Speisewasser	177,9 kg	5,013	145	0,944
Speisewasser	810,7 kg	5,013	145	4,300
Kühlwasser	1122,2 kg	1,213	20	4,278
Austrag				
Synthesereingas	795,6 m ³	22,013	30	6,488
Schlacke	244,1 kg	26,013	205	0,274
Prozeßdampf	177,9 kg	5,013	150	1,983
Prozeßdampf	289,5 kg	1,413	110	3,170
Warmwasser	1122,2 kg	1,213	95	5,348
Abdampf	400,0 kg	1,013	100	4,364
Bilanz S				4,928

Tabelle 4.4.8: Fortsetzung

Stoff	Menge	Druck bar	Temperatur °C	S MJ/K
Gasexpansionsmotor				
Eintrag				
Pyrolysereingas	587,6 m ³	21.013	30	4.792
Austrag				
Pyrolysereingas	562,6 m ³	1.213	30	4.562
Bilanz S				-0.230
Gasmotor				
Eintrag:				
Reingas	562,6 m ³	1.213	30	4.562
Heizöl	6,1 kg	1.013	25	0.020
Luft	2055,0 m ³	1.013	25	17.790
Austrag				
Abgas	2411,0 m ³	1.113	492	24.400
Bilanz S				2.028
Abhitzekessel/Turbogenerator				
Eintrag				
Reingas	25,0 m ³	1.213	30	0.203
Rauchgas (Pyrolyse)	907,2 m ³	1.113	450	9.075
Abgas (Gasmotor)	2411,0 m ³	1.113	492	24.400
Luft	86,2 m ³	1.013	25	0.748
Dampf	604,7 kg	5.013	150	6.742
Austrag				
Abgas	3420,1 m ³	1.013	142	31.500
Bilanz S				-9.668
Gesamtbilanz S				3.510 -X

5. Zusammenfassung und Folgerungen

In dieser Studie Arbeit wurden die Stoff- und Energieumwandlungen bei der thermischen Müllentsorgung durch Rostfeuerung mit und ohne Reststoffeinschmelzung, Schwel-Brenn-Verfahren, Thermoselect-Verfahren und Noell-Verfahren an Hand von thermodynamischen Berechnungen unter Berücksichtigung der von den Firmen vorgelegten Anlagen- und Prozeßdaten untersucht.

Zunächst wurden die verfahrens- und apparatetechnischen Merkmale der genannten Verfahren zusammenfassend beschrieben. Anschließend wurden die thermodynamischen Grundlagen der Berechnungen erläutert.

Die Berechnungen gehen von stationären Fließprozessen aus, wobei auch Stoffzustände erfaßt werden, die nicht im thermodynamischen Gleichgewicht sind. Aufgrund von Einschränkungen im Stoff- und Energieaustausch in den verwendeten Reaktoren oder reaktionskinetischen Hemmungen erreichen die Umsetzungen in technischen Prozessen, insbesondere in den bei tieferen Temperaturen ablaufenden Prozessen (Pyrolyse), nicht den Gleichgewichtszustand. In solchen Fällen wurden die Umsatzgrade der Eintragsstoffe so vorgegeben, daß die von Firmen angegeben Produktmengen und Zusammensetzungen annähernd erreicht wurden.

Für die Berechnung der Rostfeuerung wurde unter Einschränkung der Umsatzgrade von Feststoffen vorausgesetzt, daß sich in der Gasphase Gleichgewicht einstellt. Im Falle von Thermoselect wird angenommen, daß die Reaktionen im Hochtemperaturreaktor weitgehend unter Gleichgewichtseinstellung ablaufen. Die gleiche Voraussetzung gilt auch für den Hochtemperaturschmelzofen bei dem Schwel-Brenn-Verfahren und für den Hochtemperaturvergaser bei dem Noell-Konversionsverfahren.

Zur Erläuterung der Grundzüge der Verfahren wurden allgemeine Gleichgewichtsbetrachtungen angestellt. Hierzu sind die Stoffumwandlungen unter Zugrundelegung des Standardmülls bei Variation des Sauerstoffpartialdrucks und der Temperatur berechnet worden. Dabei konnte zum Beispiel gezeigt werden, welche Stoffe in welcher Form in die Gasphase gelangen, wenn die Temperatur von 1200 °C auf 1600 °C erhöht und der Sauerstoffpartialdruck zwischen 0,08 bar und 10^{-12} bar verändert wird. In dieser Variationsbreite wurden alle Prozeßschritte, mit Ausnahme der Pyrolyse, der hier behandelten Verfahren erfaßt.

Die thermodynamischen Prozeßberechnungen wurden in bezug auf eine vom Landesumweltamt (LUA) NRW, Essen, vorgegebene Standardmüllzusammensetzung mit einem Heizwert von 10 MJ/kg durchgeführt.

In einem größeren Abschnitt der Studie (Kapitel 4) werden die Rostfeuerung incl. Reststoffeinschmelzung, das Schwel-Brenn-Verfahren, das Thermoselect-Verfahren und das Noell-Konversionsverfahren nacheinander an Hand von thermodynamischen Berechnungen analysiert. Die Ergebnisse sind in vielen Tabellen in systematischer Reihenfolge aufgeführt. Eine vergleichende Zusammenfassung der Rechenergebnisse und Firmenangaben zeigt Tabelle 5 am Ende dieses Kapitels.

Die berechnete Stoff- und Energiebilanz für die **Rostfeuerung** mit und ohne Einschmelzung der Reststoffe stimmt mit den Angaben des FDBR überein. Die Rostasche besteht aus Oxiden und metallischen Komponenten (Eisen). An Hand der berechneten Stoff- und Energiebilanzen wurden die für die Stromherstellung verfügbare Energie, die maximal abgegebene Leistung und der Nettowirkungsgrad des Prozesses ermittelt. Die berechneten Werte für die Leistung und den Wirkungsgrad sind in Übereinstimmung mit den vom FDBR angegebenen Werten.

Beim **Schwel-Brenn-Verfahren** stimmen die Rechnungen mit den von Siemens-KWU vorgelegten Daten in Hinsicht auf die Stoffbilanz hinreichend überein. Die von Siemens-KWU angegebene Verbrennungsluftmenge (für den Standardmüll) bei einem O_2 -Partialdruck im Abgas von 0,041 bar ist im Vergleich zur Rechnung um ca. 9 % geringer. Daraus resultiert auch die um ca. 300 Nm^3 geringere Abgasmenge aus der Brennkammer im Vergleich zur Rechnung. Die Abgaszusammensetzung stimmt mit der Rechnung weitestgehend überein. Die berechnete Zusammensetzung der im Hochtemperaturofen gebildeten Schlacke ist in der Variationsbreite der Angabe von Siemens-KWU. Dies trifft auch für einige Schadgas-komponenten im Rauchgas zu. Die Energiebilanz stimmt mit den Angaben von Siemens-KWU überein. Eine Analyse der Aufarbeitung der Pyrolyseprodukte an Hand von Energie- und Entropieberechnungen wurde nicht durchgeführt.

Bei dem **Thermoselect-Prozeß** stimmen die berechnete Menge und Zusammensetzung des Synthesegases mit den Angaben von Thermoselect überein. Der berechnete Sauerstoffbedarf für die Prozesse im Schachtofen ist um ca. 46 Nm^3 geringer als der von Thermoselect angegebene Wert von $362 \text{ Nm}^3/\text{Mg}$ Müll. Die Menge und Zusammensetzung der geschmolzenen Schlacke sowie der metallischen Phase werden durch die Rechnungen bestätigt. Die berechneten Werte für die Leistung und den Wirkungsgrad sind ebenfalls in Übereinstimmung mit den Angaben von Thermoselect.

Bei dem **Noell-Konversionsverfahren**, das im Vergleich zu anderen Verfahren eine viel größere Zahl von Stoffströmen verknüpft, lassen sich alle Verfahrensschritte in Übereinstimmung mit den vorgelegten Projektdaten simulieren. In den Bilanzdaten ist der Einfluß der Hochdruckvergasung enthalten, der allerdings erst bei der konstruktiven Ausführung der Anlage stärker zum Ausdruck kommen wird.

Zusammenfassend ist festzustellen, daß sich die von den Anlagenherstellern angegebenen Verfahrensschritte an Hand der thermodynamischen Rechnungen gut beschreiben lassen. Die Rechenwerte sind in sich konsistent; sie erfüllen die Erhaltungssätze der Energie und Masse und werden darüber hinaus durch thermodynamische Gleichgewichtsbetrachtungen gestützt.

Im Rahmen der Rechnungen wurden auch **Entropiebilanzen** für alle Verfahren aufgestellt. Allerdings erfaßt dabei der Bilanzraum hauptsächlich die thermischen Prozeßschritte. Nach den Berechnungen ist die Entropieproduktion bei der Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung und dem Schwel-Brenn-Verfahren höher als bei dem Thermoselect-Verfahren und dem Noell-Konversionsverfahren. Dies ist in erster Linie eine Folge der größeren Abgasmenge bei den zuvor genannten Verfahren. Der Einsatz von Sauerstoff in der Hochtemperaturstufe setzt bei dem Thermoselect-Verfahren und dem Noell-Konversionsverfahren die Produktgasmenge herab. Das Gegenstromprinzip bei Thermoselect verringert die Temperaturdifferenzen zwischen den Reaktionskomponenten und mindert starke Irreversibilitätsauswirkungen. Bei dem Noell-Konversionsverfahren führt die gestufte Prozeßführung in vielen Schritten zu einer vergleichsweise geringen Entropieproduktion. Bei Thermoselect und Noell endet der Prozeß mit der Verbrennung des Synthesegases, wodurch die Entropieproduktion ansteigt. Auch die Sauerstoffzerlegung ist mit einer Entropieproduktion verbunden, weshalb der Bilanzraum bei der Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung dem Thermoselect-Verfahren und dem Noell-Konversionsverfahren anders definiert werden müßte. Die Entropiebilanz zur Ableitung einer umweltrelevanten Bewertung erfordert die Einbeziehung aller Prozeßstufen einschließlich der Verrichtung von elektrischer und mechanischer Arbeit. Die hier präsentierte Entropiebilanz bringt überwiegend den Einfluß der Hochtemperaturstufen der Verfahren zum Ausdruck.

Aus der **Gegenüberstellung** der berechneten und von Anlagenbauern angegebenen Daten, die in Tabelle 5 zusammengefaßt sind, lassen sich folgende Schlüsse ziehen:

- Die eingesetzte Luftmenge wird in der Verfahrensreihenfolge Rostfeuerung mit Einschmelzung, Schwel-Brenn, Thermoselect, Noell geringer.
- Die produzierte Abgasmenge wird in der obigen Reihenfolge geringer, allerdings unterscheiden sich die Abgasmenge bei Thermoselect und Noell nicht wesentlich.
- Die eingesetzte Sauerstoffmenge wird größer, wobei Schwel-Brenn-Verfahren ohne Sauerstoffeinsatz auskommt und Thermoselect die größte Menge an Sauerstoff einsetzt. Die Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung setzt etwa 1/6 bis 1/5 der bei Thermoselect eingesetzten Sauerstoffmenge ein. Bei der Rostfeuerung ohne den Einschmelzprozeß werden Sauerstoff und Erdgas nicht benötigt.

- Die eingesetzte Menge Erdgas als Zusatzbrennstoff ist bei der Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung genauso groß wie bei Thermoselect. Bei dem Schwel-Brenn-Verfahren ist der Erdgasverbrauch um $\frac{1}{3}$ geringer. Noell setzt eine relativ geringe Menge von Dieselkraftstoff ein.
- Die Mengen von Metall, Schlacke und Inertstoffe, die als Produkte anfallen, unterscheiden sich nicht wesentlich, jedoch sind ihre chemischen und physikalischen Eigenschaften verschieden.
- Die aus dem System abgegebene elektrische Energie und der bei der Stromerzeugung erzielte Netto-Wirkungsgrad sind bei dem Schwel- Brenn-Verfahren und der Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung höher als bei dem Thermoselect-Verfahren und dem Noell-Verfahren. Die Rostfeuerung ohne Einschmelzprozeß liefert den höchsten Wirkungsgrad. Bei der Rostfeuerung und dem Schwel-Brenn-Verfahren wurden zwei unterschiedliche Verstromungswirkungsgrade (30 und 33,23 %) in Betracht gezogen. Bei Thermoselect wird für den Gasmotor ein Verstromungswirkungsgrad 34 % eingesetzt. Bei Noell ergibt sich der Gesamtverstromungswirkungsgrad zu 30,6 % (Gasmotor: 40,15 %, Kessel/Turbogenerator: 12,5 %).
- Die Entropiezunahme der Verfahren innerhalb der in Bilanzbezirken erfaßten thermischen Prozeßschritte nimmt in der dargestellten Reihenfolge ab:
Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung, Schwel-Brenn, Thermoselect, Noell.

Tabelle 5: Zusammenfassung der Stoff- und Energiebilanzen

Bezug: Durchsatz von 1000 kg/h Müll
Gasmengen für 273,15°C und 1,013bar

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schwel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
EINTRAG	Rost + Einschmelzen		Konversion + Brennkammer		Entgasungskanal, Hochtemperaturreaktor		Vortrocknung	
Müll [kg]	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Müllzusammensetzung	LUA		LUA		LUA	Thermoselect	LUA	
Müllheizwert [MJ/kg]	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,382	10,000	10,000
Feststoffe [kg]	Rückführung Staub		Brennkammer Flugstaub				Vortrocknung Feingranulat	
	2,2	2,2	63,0	65,5			22,5	22,5
			Feinreststoff				Druckvergasung Pyrolysekoks	
			259,7	270,0			337,0	301,0
Flüssigkeiten [kg]							Druckvergasung Slurry	
							67,3	288,0

Tabelle 5: Fortsetzung 1

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schwel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
Zusatzbrennstoffe								
Erdgas [m³]	Einschmelzen 25,5 25,5		Konversionsbeheizung 23,2 20,8		Hochtemperurreaktor 32,4 32,5			
	GAVO 7,99 7,95				Heißwasserkessel 0,503 0,503			
					Brennkammer 0,524 0,524			
Diesel [kg]							Gasmotor 6,05 6,05	
Pyrolysegas [m³]			Brennkammer 715,1 724,8				Druckvergasung 418 227	
Synthesegas [m³]					Entgasungskanal Heizen 60,7 63,4		Pyrolyse-Beheizung 182,8 182,8	
					Gasmotor 784,3 783,5		Druckvergasung 24,8 24,8	
					Heißwasserkessel 39,7 39,7		Expansionsmotor 588 592	
							Gasmotor 563 567	
							Kessel 25,0 25,2	

Tabelle 5: Fortsetzung 2

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schmel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
Gase								
Luft [m³]								
	Verbrennung		Konversionsbeheizung		Entgasungskanal Heizen		Pyrolyse-Beheizung	
	4359,7	4360,0	256,8	253,3	208,4	205,9	793,0	799,2
	Einschmelzen		Brennkammer		Gasmotor	Gasmotor+ HW-Kessel	Gasmotor	
	53,3	53,5	3610,0	3280,0	2662,9	2673,0	2055,0	2083,2
	GAVO				Heißwasserkessel		Kessel	
	84,8	88,4			142,9		86,2	87,5
					Brennkammer			
					8,467			
Sauerstoff technisch [m³]	Einschmelzen				Hochtemperaturreaktor		Druckvergasung	
	56,1	56,6			316,2	362,1	297,2	297,2
Stickstoff technisch [m³]							Druckvergasung	
							41,4	41,4
Wälzgas [m³]			Konversionsbeheizung					
			2826,4	2669,3				
Rezirkulationsgas [m³]			Brennkammer					
			1057					

Tabelle 5: Fortsetzung 3

	Rostfeuerung mit Reststoffschmelzung		Schwel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
MÜLLVORBEHANDLUNG								
				Zerkleinerung, Konversion, Sortierung				Zerkleinerung, Vortrocknung auf 10% Restfeuchte, Pyrolyse, Sortierung
Pyrolyse/Konversion				Konversion				Pyrolyse
				Druck [bar] Temp. [°C]				Druck [bar] Temp. [°C]
				1,013 450				1,013 550
				Konversionsgas [m³]				Pyrolyserohgas [m³]
				715,0 724,8				418,2 226,8
				Feststoff [kg]				Slurry [kg]
				419,0 435,5				67,3 288,0
				davon Feinreststoff				Pyrolysekoks [kg]
				259,7 270,0				362,3 326,0
				davon Flugstaub				davon abgetrennte Metalle
				63,0 65,5				25,3 25,0
				davon abgetrennte Metalle				
				37,2 45,0				
				davon abgetrennte Inertien				
				59,0 55,0				

Tabelle 5: Fortsetzung 4

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schmel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
HOCHTEMPERATURPROZESS	Verbrennen		Verbrennen und Schmelzen		Vergasen, Schmelzen		Vergasen, Schmelzen	
Temperatur [°C]	1291,7	1289,0	Konvers.-gas, -koks und -staub 1300,0		1550,0		1500,0	1500,0
Hochtemperaturprodukte	Rauchgas		Rauchgas		Synthesegas		Synthesegas	
Gas	Rauchgas		Rauchgas		Synthesegas		Synthesegas	
Gesamtdruck [bar]	1,013		1,013		1,013		26,013	26,013
O ₂ -Partialdruck im Gas [bar]	0,067	0,068	0,042	0,041	3,144E-12		3,136E-09	
Gasmenge [m ³]	Rauchgas		Rauchgas		Syntheserohgas		Syntheserohgas	
	5045	5068	4252	3960	1321	1356	1088	1093
					Synthesereingas		Synthesereingas tr.	
					884,7	886,6	794,0	775,1
					Synthesereingas		Synthesereingas	
Heizwert [MJ/m ³]					8,892	8,515	9,003	9,000

Tabelle 5: Fortsetzung 5

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schwel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
WÄRMENUTZUNG	Kessel		Kessel		Gasmotor, Heißwasserkessel		Exp.-Motor, Gasmotor, Kessel	
Abgastemperatur von [°C]	1291,7	1289,0	1300,0					
Abgastemperatur bis [°C]	200,0	200,0	200,0		329,5		142,0	142,0
Abgastemperatur [°C]	Kessel		Kessel		Gasmotor		Pyrolysebeheizung	
	200,0	200,0	200,0		329,5		450,0	450,0
					Heißwasserkessel		Gasmotor	
					329,5		492,0	492,0
					Wärmenutzung		Kessel	
						140,0	142,0	142,0
Abgastemp. vor Schornstein [°C]		106,0		135,0		140,0		142,0
Verbrennungsluft [m³]	Kessel		Brennkammer		Gasmotor	Gasmotor + HW-Kessel	Pyrolysebeheizung	
	4360	4360	3610	3280	2663	2673	793,0	799,2
							Gasmotor	
							2055	2083
					HW-Kessel		Kessel	
					142,9		86,2	87,5
Abgas [m³]	Kessel		Rezirkulationsgas + Rauchgas		Gasmotor	Gasmotor + HW-Kessel	Pyrolysebeheizung	
	5042	5068	5309		3150	3216	907,2	901,7
			Abgas		Heißwasserkessel		Gasmotor	
			4252	3960	168,0		2411	2616
							Kessel	
							3420	3585

Tabelle 5: Fortsetzung 6

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schwel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
O ₂ -Partialdruck im Abgas [bar]	Kessel		Brennkammer		Gasmotor		Kessel	
	0,067	0,068	0,042	0,041	0,082		0,090	
Dampf [kg]							zum Kraftwerk	
							604,7	604,7

Tabelle 5: Fortsetzung 7

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schwel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
PRODUKTE								
Feststoffe [kg]	Rostasche Metalle Schlacke Rauchgas		Schlacke Metalle Rauchgas		Schlacke Metalle Feststoffe Rauchgas		Schlacke Metalle Feststoffe Rauchgas	
	Einschmelzofen Schlacke		Brennkammer Schlacke		Hochtemperaturreaktor Schlacke		Druckvergaser Schlacke	
	190,5	191,0	146,4	150,0	217,2	222,0	232,8	233,7
	im Sumpf 2,0							
	Entschlacker/Schrotttrennung Metalle		aus Konversion Metalle		aus Schmelze Metalle		aus Pyrolyse Metalle	
	41,2	39,7	37,2	45,0	29,0	29,0	25,3	25,0
Abgas [m ³]	Einschmelzen		Konversionsbeheizung				Pyrolysebeheizung	
	154,0	152,1	280,0	275,0			907,2	901,7

Tabelle 5: Fortsetzung 8, Zusammenfassung der Energie- und Entropiebilanzen

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schwel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
ENERGIEBILANZ								
Energieeintrag [GJ]	11,201	11,205	10,831	10,748	11,199	11,584	10,258	10,404
Energie zur Verstromung [GJ]	8,523	8,439	8,785	8,742	6,974	6,671	8,728	8,806
Verstromungswirkungsgrad [%]	33,23	33,23	33,23	33,23	34,00	34,00	30,64	30,61
El. Energie brutto [GJ]	2,832	2,804	2,919	2,905	2,371	2,268	2,674	2,695
El. Energie netto [GJ]	2,121	2,093	2,145	2,131	1,363	1,260	1,203	1,223
El. Energie Eigenbedarf [GJ]	0,712	0,712	0,774	0,774	1,008	1,008	1,472	1,472
Netto-Wirkungsgrad [%]	18,93	18,68	19,81	19,83	12,17	10,88	11,72	11,76
Ohne Ascheeinschmelzung Netto-Wirkungsgrad [%]	22,47	22,20						
Verstromungswirkungsgrad [%]	30,00	30,00	30,00	30,00				
El. Energie netto [GJ]	1,845	1,820	1,862	1,849				
Netto-Wirkungsgrad [%]	16,47	16,24	17,19	17,20				
Ohne Ascheeinschmelzung Netto-Wirkungsgrad [%]	19,79	19,55						
ENTROPIEBILANZ								
S [MJ/K]	10,165-X		9,185-X		7,581-X		3,510-X	

Tabelle 5: Fortsetzung 9, Zusammenfassung der Stoffbilanzen

	Rostfeuerung mit Reststoffeinschmelzung		Schmel-Brenn-Verfahren		Thermoselect		NOELL- Konversionsverfahren	
	Rechnung	FDBR	Rechnung	Siemens	Rechnung	Thermoselect	Rechnung	NOELL
SUMME EINTRÄGE								
Luft eintrag [m ³]	4498	4502	3867	3533	3023	2879	2934	2970
Sauerstoff techn. [m ³]	Einschmelzen							
	56,1	56,6			316,2	362,1	297,2	297,2
Stickstoff techn. [m ³]							41,4	41,4
Erdgas [m ³]	33,5	33,4	23,2	20,8	33,4	33,6		
Diesel [kg]							6,05	6,05
SUMME ENDPRODUKTE								
Rauchgas [m ³]	5289	5290	4532	4213	3573	3431	3420	3585
Metalle [kg]					29,0			
Fe-Metalle [kg]	41,2	37,5	30,0	40,0			25,3	25,0
NE-Metalle [kg]	3,75	3,75	7,22	5,00				
Schlacke [kg]	190,5	193,0	146,4	150,0	217,2	251,0	232,8	233,7
Inertien [kg]			59,0	55,0				

6. Literaturverzeichnis

[1] Firmenmitteilungen:

FDBR: Fachverband Dampfkessel-, Behälter- und Rohrleitungsbau e.V.,
Düsseldorf; Angaben zur Bilanzierung einer Rostfeuerungsanlage ohne
und mit Reststoffeinschmelzung, Mitteilung vom 11.05.1995 mit
Ergänzungen bis zum 20.10.1995
(Ausarbeitung der Firmen:
L & C Steinmüller GmbH, Gummersbach
Deutsche Babcock Anlagen GmbH, Oberhausen
ML Entsorgungs- und Energieanlagen GmbH, Ratingen).

Siemens KWU: Siemens AG, Erlangen,
Stoff- und Energieströme einer Schwel-Brenn-Anlage
Mitteilung vom 10.05.1995 und mit Ergänzungen bis zum 13.07.1995
(Woellert, KWU F1E1).

Thermoselect: Thermoselect S.r.l, Fondotoce/Verbania,
Thermische Daten einer Thermoselectanlage 10 MJ/kg
Projektstand 6.12.1994, Ergänzungen bis zum 15.09.1995
(Prof. Dr. Stahlberg, Dr. Feuerriegel).

Noell: Noell Energie- und Entsorgungstechnik GmbH, Freiberg,
Bilanzdaten einer Noell-Konversionsanlage.
Mitteilung vom 23.05.1995 mit Ergänzungen bis zum 07.06.1995
(Dr. Schingnitz, Dr. Görtz).

[2] I. Barin, G. Erikson, W. Schmidt, u.a.:
equi Therm 3.01/V 4.02, Thermodynamic Software,
VCH Scientific Software, PO Box 10 11 61, D-6940 Weinheim, 1993/1995.

[3] Fachgemeinschaft Thermo Prozess- und Abfalltechnik (TPT) im VDMA:
Frankfurt/Main, Thermo Prozess- und Abfalltechnik, 3. Ausgabe 1994,
Vulkan Verlag, Essen.

[4] I. Barin:
Thermochemical Data of Pure Substances, 3. rd edition,
VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim 1995.

[5] H. Netz:
Handbuch der Wärme,
Resch-Verlag, 3. Auflage, 1991.

Seit 1. April 1994 sind bisher folgende „Materialien“ des Landesumweltamtes NRW erschienen:

- 1 Der Dynamische Daphnientest
– Erfahrungen und praktische Hinweise –
Essen: Landesumweltamt NRW 1994, 44 S. 15,00 DM
- 2 Umsetzung der TA-Siedlungsabfall bei Deponien
2. Abfallwirtschaftliches Fachgespräch
Essen: Landesumweltamt NRW 1994, 99 S. 15,00 DM
- 3 Verwertung von Elektro- und Elektronikgeräten
Essen: Landesumweltamt NRW 1994, 153 S. 20,00 DM
- 4 Einsatz alternativer Baustoffe in Abdichtungssystemen
Essen: Landesumweltamt NRW 1994, 91 S. 15,00 DM
- 5 Einwicklung im Bereich der Sonderabfallentsorgung
Essen: Landesumweltamt NRW 1994, 39 S. 15,00 DM
- 6 Ökologische Auswirkungen von Fischteichen auf Fließgewässer
Essen: Landesumweltamt NRW 1994, 208 S. 25,00 DM
- 7 Ökologische Effizienz von Renaturierungsmaßnahmen an Fließgewässern
Essen: Landesumweltamt NRW 1994, 462 S. 28,00 DM
- 8 Vermeidung von Bunkerbränden in Abfallverbrennungsanlagen mit Hilfe
der Infrarot-Thermographie
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 53 S. 15,00 DM
- 9 Prozeßleittechnik in Anlagen der chemischen Industrie –
Anlagenschutz und sicherheitsrelevante Komponenten
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 119 S. 20,00 DM
- 10 Sicherheitstechnische Hinweise und Anforderungen an Abschott- und
Entlastungssysteme aus der Sicht der Störfall-Verordnung
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 40 S. 15,00 DM
- 11 Literaturstudien zum PCDD/F-Transfer vom Boden in die Nahrungskette
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 149 S. 25,00 DM
- 12 Die verlust- und kontaminationsfreie Probenahme und -vorbereitung
von Wässern und Feststoffen
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 203 S. 28,00 DM
- 13 Essener Verfahren zur Bewertung von Altlastenverdachtsflächen
– Erstbewertung und normierte Charakterisierung –
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 66 S. 15,00 DM
- 14 Optimierung der thermischen Behandlung organischer chlorhaltiger
Problemabfälle
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 132 S. 25,00 DM
- 15 Entsorgungsbericht 1993 über Sonder- und Massenabfälle in NRW
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 75 S. 20,00 DM

- | | | |
|----|--|----------|
| 16 | Begleitende meßtechnische Erfolgskontrolle bei der Sanierung einer Textilreinigungsanlage
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 60 S. | 15,00 DM |
| 17 | Ausgewählte Untersuchungsergebnisse der halbtechnischen Versuchskläranlage
– Untersuchungen zur Stickstoffelimination –
– Praxiserprobung von Online-Meßtechnik –
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 110 S. | 20,00 DM |
| 18 | Vergleich verschiedener europäischer Untersuchungs- und Bewertungsmethoden für Fließgewässer
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 140 S. | 25,00 DM |
| 19 | Zielvorgaben zum Schutz oberirdischer Binnengewässer vor gefährlichen Stoffen
– Ergebnisse der Erprobung in NRW –
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 150 S. | 25,00 DM |
| 20 | Information und Dokumentation bei Deponien
4. Abfallwirtschaftliches Fachgespräch, 26. Oktober 1994
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 98 S. | 20,00 DM |
| 21 | Ausbreitungsuntersuchungen von Gerüchen anhand einer Modellquelle
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 57 S. | 15,00 DM |
| 22 | Erschütterungen und Körperschall des landgebundenen Verkehrs
– Prognose und Schutzmaßnahmen –
Essen: Landesumweltamt NRW 1995, 658 S. | 40,00 DM |
| 23 | Naturraumspezifische Leitbilder für kleine und mittelgroße Fließgewässer in der freien Landschaft
Eine vorläufige Zusammenstellung von Referenzbach- und Leitbildbeschreibungen für die Durchführung von Gewässerstrukturgütekartierungen in Nordrhein-Westfalen
Essen: Landesumweltamt NRW 1996, 127 S. | 25,00 DM |
| 24 | Siedlungsabfalldeponien – Oberflächenabdichtung und Sickerwasser
Essen: Landesumweltamt NRW 1996, 162 S. | 25,00 DM |
| 25 | Thermodynamische Analyse der Verfahren zur thermischen Müllentsorgung
Essen: Landesumweltamt NRW 1996, 121 S. | 25,00 DM |